



TESIS-TM185400

**STUDI NUMERIK KARAKTERTERISTIK PEMBAKARAN
BATUBARA METODE *IN-FURNACE BLENDING* DENGAN
VARIASI PENGUMPAN JENIS BATUBARA PADA SUDUT
TILTING BURNER -10° DI BOILER PLTU SURALAYA 8**

**FAJAR PURNOMO, ST
NRP. 02111750058019**

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

**PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN MANAJEMEN ENERGI
KERJASAMA PT INDONESIA POWER
DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**



TESIS-TM185400

STUDI NUMERIK KARAKTERTERISTIK PEMBAKARAN
BATUBARA METODE *IN-FURNACE BLENDING* DENGAN
VARIASI PENGUMPAN JENIS BATUBARA PADA SUDUT
TILTING BURNER -10° DI BOILER PLTU SURALAYA 8

FAJAR PURNOMO

NRP. 02111750058019

DOSEN PEMBIMBING

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

PROGRAM MAGISTER

BIDANG KEAHLIAN MANAJEMEN ENERGI

KERJASAMA PT INDONESIA POWER

DEPARTEMEN TEKNIK MESIN

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2020

LEMBAR PENGESAHAN TESIS

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

di
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:
FAJAR PURNOMO
NRP: 02111750078019

Tanggal Ujian: 17 Januari 2020
Periode Wisuda: Maret 2020

Disetujui oleh:
Pembimbing:

1. Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng., Sc.
NIP 196604021989031002



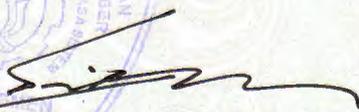
Penguji:

1. Prof. Dr. Ir. Triyogi Yuwono, DEA
NIP 196001291987011001
2. Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.
NIP 197301161997021001
3. Dr. Wawan Aries Widodo, S.T., M.T.
NIP 197104051997021001



Kepala Departemen Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem




Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng., Sc.
NIP 196604021989031002

Studi Numerik Karakteristik Pembakaran Batubara Metode *In-Furnace Blending* Dengan Variasi Pengumpan Jenis Batubara Pada Sudut *Tilting Burner* -10° di Boiler PLTU Suralaya 8

Nama Mahasiswa : Fajar Purnomo
Mahasiswa ID : 02111750078019
Pembimbing : Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng.Sc.

ABSTRAK

PLTU Suralaya 8 merupakan pembangkit listrik yang didesain menggunakan bahan bakar batubara kalori rendah (*low rank coal*) dengan tipe *tangentially fired pulverized coal boiler*. Pembakaran pada boiler jenis ini lebih sempurna karena aliran di *furnace* membentuk *fire ball*. Kesempurnaan proses pembakaran juga dipengaruhi oleh *material properties* dari batubara. Pada kondisi beban penuh (*MCR*), semua peralatan di area *boiler* beroperasi pada kondisi *maximum load* sehingga akan menurunkan tingkat kehandalan sistem pembangkit. Untuk meningkatkan kehandalan *boiler* maka dilakukan *in-furnace blending* batubara LRC dengan MRC. Maka dari itu diperlukan penelitian mengenai pola pengumpanan batubara LRC dan MRC pada elevasi *burner* yang tepat agar menghasilkan pembakaran yang lebih sempurna, distribusi temperatur yang merata dan nilai ekonomis terbaik dari pengoperasian pembangkit.

Studi numerik ini menggunakan metode *Computational Fluid Dynamics* (CFD). Pembuatan geometri *boiler* menggunakan *software Gambit* dan simulasi numerik menggunakan *software ANSYS Fluent*. Simulasi menggunakan model turbulensi *k-ε standard*. Substitusi LRC dengan MRC sesuai perhitungan ekonomis dilakukan pada 1 elevasi *burner* dengan sudut *tilting burner* -10°. *Boundary condition primary air nozzle, secondary air nozzle, CCOFA, SOFA, dan coal injection* menggunakan *velocity inlet*. *Heat exchanger* diasumsikan sebagai *porous medium* dengan *heat generation* sedangkan *waterwall-tube* sebagai *wall* dengan *heat flux*.

Substitusi LRC ke MRC paling ekonomis didapatkan pada pola pengumpanan 1 elevasi *burner*. Temperatur *FEGT* terendah pada kasus 2,3, dan 4 sedangkan *overheating* setelah melewati *FEGT* terjadi pada kasus 4,5. Proses pembakaran pada kasus 3 menghasilkan pembakaran paling sempurna dengan excess air (O₂ lebih) terkecil yaitu 3,9 % dan emisi CO₂ terbesar 18,08 %.

Kata kunci : Pembakaran, *Coal Blending*, *Tilting Burner*, CFD

Numerical Study of Coal Combustion Characteristics of In-Furnace Blending Method with Variety of Feeder Coal Type at Tilting Burner Angle -10 ° in Suralaya 8 Coal Fired Power Plant Boilers

Name : Fajar Purnomo
NRP : 02111750078019
Advisor : Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng.Sc.

ABSTRACT

Suralaya 8 Coal Fired Power Plant is a power plant designed to use low calorie coal fuel (LRC) with tangentially fired pulverized coal boiler. Combustion in this type of boiler is more perfect because of flow in the furnace forms a fire ball. Proper combustion process is also influenced by the material properties of coal. At maximum continuous rate (MCR), all equipment in the boiler area operates at maximum load conditions so that it will reduce the level of reliability of the power plant. To increase boiler reliability, LRC blend with MRC. Therefore, research is needed regarding the pattern of LRC and MRC coal injection at the right burner elevation to produce a more perfect combustion, even temperature distribution and the best economic value of the operation of the plant.

Numerical study uses the Computational Fluid Dynamics (CFD) method. Making boiler geometry using Gambit software and numerical simulation using Ansys Fluent software. The simulation uses the k-ε standard turbulence model. LRC substitution with MRC according to economical calculations is performed at 1 burner elevation with a tilting burner angle of -10 °. Boundary condition of primary air nozzle, secondary air nozzle, CCOFA, SOFA, and coal injection using velocity inlet. Heat exchangers are assumed to be porous medium with heat generation while waterwall-tubes as walls with heat flux.(O₂)

The most economical LRC to MRC substitution was obtained in injection burner elevation. The lowest FEGT temperature was in cases 2,3 and 4, while overheating after passing the FEGT occurred in 4,5 cases. The combustion process in case 3 produced the most complete combustion with the smallest excess of water (O₂) at 3,9% and the largest CO₂ emission at 18,08%.

Keywords : *Combustion, Coal Blending, Tilting Burner, CFD*

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah segala puji bagi Allah SWT yang telah memberikan petunjuk dan kekuatan sehingga penulis dapat menyelesaikan tesis yang berjudul “ Studi Numerik Karakteristik Pembakaran Batubara Metode *In-Furnace Blending* dengan Variasi Pengumpan Jenis Batubara pada Sudut *Tilting Burner* -10° di Boiler PLTU Suralaya 8 ”. Penyusunan tesis ini merupakan persyaratan kelulusan Program Studi S-2 program studi Manajemen Energi, Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis menyadari keberhasilan penulisan tesis ini mendapat dukungan dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis menyampaikan banyak terima kasih kepada pihak-pihak yang telah mendukung dan membantu dalam penulisan tesis ini, antara lain kepada :

1. Dr. Atok Setiyawan, selaku dosen pembimbing tesis dan Kaprodi Jurusan Teknik Mesin yang sangat membantu mengarahkan dan membimbing penulis dalam prose perencanaan, pelaksanaan dan penyelesaian tesis ini.
2. Prof. Triyogi Yuwono, Dr. Wawan Aries Widodo, ST., MT., Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT., selaku dosen penguji tesis penulis.
3. Prof. Prabowo dan Arif Wahjudi, ST., MT., Ph.D selaku koordinator program kerjasama manajemen energi PT. Indonesia Power dan ITS yang sangat membantu mengarahkan dan membimbing penulis dalam proses mengikuti studi S2.
4. PT. Indonesia Power yang memberikan beasiswa dan kesempatan tugas belajar S2 di Jurusan Teknik Mesin ITS.
5. Nina istri tercinta, Naya dan Syifa, putri tercinta yang selalu memberikan 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 ITS.
8. Rekan-rekan S-2 Program Studi Manajemen Energi Jurusan Teknik Mesin ITS.

9. Rekan-rekan Labuan dan Suralaya 8 OMU yang telah banyak membantu penulis khususnya 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 2020

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	ii
ABSTRAK	iii
ABSTRACT	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR GAMBAR.....	vii
DAFTAR TABEL.....	viii
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	8
1.3 Batasan Masalah.....	9
1.4 Tujuan Penelitian	10
1.5 Manfaat Penelitian	11
BAB 2 KAJIAN PUSTAKA.....	13
2.1 <i>Boiler</i>	13
2.2 Klasifikasi Batubara	15
2.3 Prinsip Pembakaran Batubara	19
2.4 <i>Tangentially Fired Pulverized Coal Burner</i>	21
2.5 Perhitungan <i>heat</i> yang diserap <i>heat exchanger</i> dan <i>wall tube boiler</i>	22
2.6 Deskripsi tentang RANS Turbulensi Model.....	23
2.7 <i>Porous Media</i>	29
2.8 <i>In Furnace Coal Blending</i>	29
2.9 Penelitian Terdahulu	30

BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN.....	35
3.1 Tahap Penelitian.....	35
3.2 Flowchart Penelitian	37
3.3 Rancangan Simulasi Numerik	38
3.4 Rancangan Penelitian.....	46
3.5 Jadwal Penelitian	48
BAB 4 PEMBAHASAN.....	49
4.1 Perhitungan <i>Heat Loss</i> dan Efisiensi Boiler.....	49
4.2 Validasi Simulasi Numerik	64
4.3 Perhitungan Ekonomi Substitusi LRC dengan MRC	67
4.4 Analisa Hasil Simulasi Numerik	68
BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN	79
5.1 Kesimpulan	79
5.2 Saran.....	80
DAFTAR PUSTAKA	81

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Komposisi Produksi Energi Listrik Berdasarkan Jenis Bahan Bakar di Dunia Tahun 1975 - 2015.....	1
Gambar 1.2 Prediksi Pemanfaatan Energi di Dunia untuk Kebutuhan Listrik.....	2
Gambar 1.3 Komposisi Bauran Energi Listrik Berdasarkan Jenis Bahan Bakar di Indonesia.....	3
Gambar 1.4 Korelasi <i>critical particle diameter</i> terhadap <i>quiescent gas condition (inactive)</i> and <i>gas flow (active)</i>	8
Gambar 2.1 <i>Boiler Overview</i> PLTU Suralaya 8	13
Gambar 2.2 Skema <i>tangentially fired pulverized coal boiler</i>	14
Gambar 2.3 Diagram Proses Pembakaran <i>Single Particle Bituminous Coal</i>	20
Gambar 2.4 <i>Ilustrasi proses pembakaran pada tangentially-fired boiler</i>	21
Gambar 2.5 Sudut Aliran pada <i>tangentially-fired boiler</i> PLTU Suralaya 8.....	22
Gambar 2.6 Bentuk <i>burner</i> pada <i>tangential-fired boiler</i> PLTU Suralaya 8.....	23
Gambar 2.7 Ilustrasi Porous Media.....	29
Gambar 2.8 <i>Coal blending methode</i>	31
Gambar 2.9 <i>Boiler arrangement</i> PLTU Suralaya 8.....	32
Gambar 3.1 <i>Flowchart</i> Penelitian.....	37
Gambar 3.2 Meshing model Boiler.....	38
Gambar 4.1 Grafik Perbandingan Temperatur Simulasi Dan Aktual <i>Burner</i>	64
Gambar 4.2 Posisi pengambilan data temperatur pada <i>inlet LTSH boiler</i>	65
Gambar 4.3 <i>Posisi Pengamatan Pada Y-Center</i>	69
Gambar 4.4 <i>Posisi Analisa Pada Elevasi Coal Burner, OFA dan FEGT</i>	70
Gambar 4.5 Kontur Temperatur Pada Posisi <i>Y-Center</i>	71
Gambar 4.6 Grafik Distribusi Temperature.....	72
Gambar 4.7 Kontur Temperatur Pada Setiap Elevasi <i>Burner, OFA, & FEGT</i> ..	74
Gambar 4.8 Grafik Temperature FEGT.....	75
Gambar 4.9 Kontur Kecepatan <i>y-center</i>	76
Gambar 4.10 Distribusi gas buang CO ₂	77
Gambar 4.11 Nilai <i>Average Gas Buang CO₂</i> di Area Elevasi SOFA.....	77
Gambar 4.12 Nilai <i>Average Gas Buang O₂</i> di Area Elevasi SOFA.....	78

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Komposisi Produksi Energi Listrik Berdasarkan Jenis Bahan Bakar di Indonesia (satuan dalam GWh)	2
Tabel 1.2 Boiler <i>Maximum Continuous Rate (BMCR)</i> PLTU Banten 1 Suralaya..	5
Tabel 2.1 Klasifikasi Batubara berdasarkan ASTM D388.....	15
Tabel 2.2 Desain spesifikasi batubara PLTU Suralaya 8.....	17
Tabel 2.3 Properties dan karakteristik pembakaran MRC dan LRC.....	18
Tabel 3.1 <i>Model pada simulasi numerik ANSYS Fluent</i>	39
Tabel 3.2 Ketentuan pola injeksi batubara pada masing-masing <i>corner</i>	40
Tabel 3.3 Variasi peletakan penginjeksian.....	42
Tabel 3.4 Tipe <i>boundary condition</i>	42
Tabel 3.5 Setting parameter <i>boundary condition Secondary Air</i>	42
Tabel 3.6 Setting parameter <i>boundary condition Primary Air</i>	42
Tabel 3.7 <i>Boundary condition untuk auxiliary air</i>	43
Tabel 3.8 Data <i>Properties</i> Material Batubara	44
Tabel 3.9 Rancangan Parameter Penelitian.....	46
Tabel 3.10 Data Perhitungan <i>Heat Loss</i>	47
Tabel 3.11 Jadwal Penelitian.....	48
Tabel 4.1 Data Perhitungan <i>Indirect Method</i>	50
Tabel 4.2 Data <i>Performance Test</i> Udara Pembakaran	51
Tabel 4.3 Data <i>Heat Loss Boiler</i>	55
Tabel 4.4 Data <i>Heat Transfer</i> dan <i>Heat Generation Rate Heat Exchanger</i>	59
Tabel 4.5 Data Properties Udara Pembakaran Elevasi AA & GG.....	61
Tabel 4.6 Data Properties Udara Pembakaran Elevasi AB, BC, CD, DE, EF, FG, dan GG	62
Tabel 4.7 Data Properties Udara Pembakaran Elevasi CCOFA & SOFA.....	62
Tabel 4.8 Kecepatan udara pembakaran pada setiap elevasi	63
Tabel 4.9 <i>Rear Pass Temperature</i> Pada <i>Burner Tilt Angle 0° Full LRC</i>	65
Tabel 4.10 Data Nilai <i>Sample</i> Hasil Ukur Pada Titik Validas	66
Tabel 4.11 Perbandingan Data Aktual dan Simulasi Temperature LTSH.....	67
Tabel 4.12 Alternatif pola pengumpanan batubara LRC dan MRC.....	68

BIOGRAFI PENULIS



Fajar Purnomo dilahirkan di Tegal, Jawa Tengah pada tanggal 17 Juni 1983. Penulis merupakan putra pertama dari pasangan H. Tuflikhun Annur dan Mujiyati. Penulis telah menikah dengan Nurina Nugraheni dan dikaruniai dua orang putri. Penulis menempuh pendidikan formal di SMU Negeri 1 Kebumen dan melanjutkan S1 di Teknik Mesin UGM pada tahun 2001. Pada awal tahun 2007 penulis mulai bekerja di PT. Sapta Indra Sejati *site*

Binungan, Kalimantan Timur sebagai *Engineer Trainee*. Penulis mulai bekerja di PT Indonesia Power pada tahun 2009 hingga sekarang. Pada masa *On Job Training* (OJT) di PT Indonesia Power, penulis mendapatkan pengalaman tentang pembangkit di PLTU Suralaya, Cilegon dan PLTU Labuan, Pandeglang, Banten. Setelah masa OJT selesai, tahun 2009 penulis ditempatkan di UBOH PLTU Banten 2 Labuan sebagai Teknisi Senior Pemeliharaan Mesin *Coal* dan *Ash Handling*. Kemudian pada tahun 2012-2016 penulis diamanahi sebagai Supervisor Pemeliharaan Mesin *Coal* dan *Ash Handling* serta Turbin dan Boiler kemudian beralih sebagai Supervisor Senior Pemeliharaan Mesin dari tahun 2016 - 2019. Pada tahun 2017 penulis diberi tugas belajar menempuh pendidikan S2 di Jurusan Teknik Mesin di ITS dengan bidang keahlian Manajemen Energi.

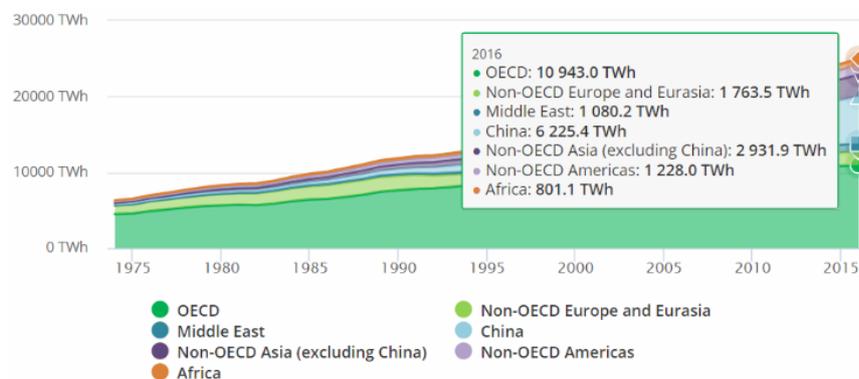
Email : kulisetrum@gmail.com

BAB 1

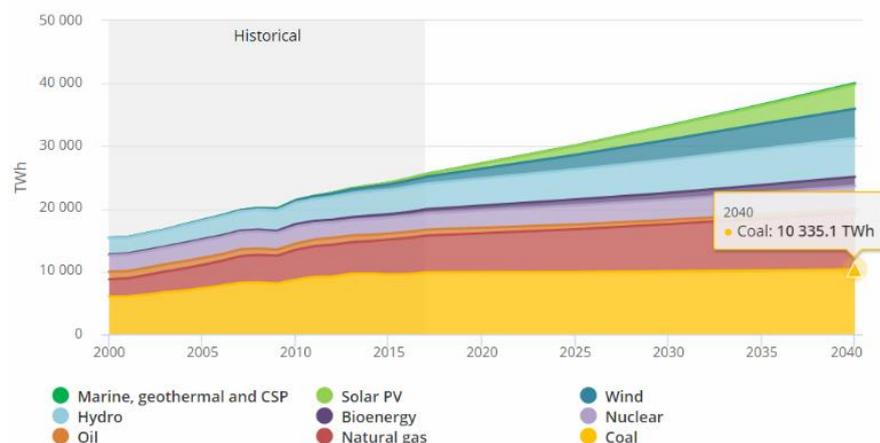
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Masalah

Batubara memasok hampir sepertiga dari semua energi yang digunakan di seluruh dunia dan 38% untuk kebutuhan pembangkit listrik, serta memainkan peran penting dalam industri seperti besi dan baja. Isu utama penggunaan batubara berkaitan dengan polusi dan efek rumah kaca yang berdampak pada isu pemanasan global. Berdasarkan data IEA, penggunaan batu bara akan terus meningkat signifikan di masa depan. Oleh karena itu diperlukan upaya perbaikan regulasi dan perencanaan energi dalam mengelola energi untuk menurunkan jumlah polusi yang terus meningkat melalui upaya penggunaan teknologi yang lebih efisien untuk memastikan bahwa batubara menjadi alternatif sumber energi yang lebih ramah lingkungan pada periode mendatang.



Gambar 1.1. Komposisi Produksi Energi Listrik Berdasarkan Jenis Bahan Bakar di Dunia Tahun 1975 - 2015 (www.iea.org/weo/)

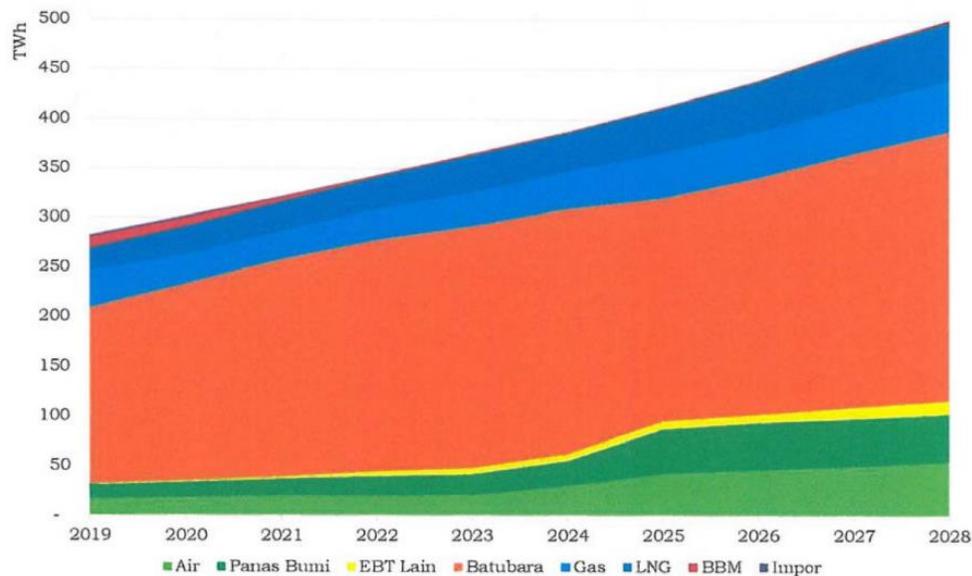


Grafik 1.2. Prediksi Pemanfaatan Energi di Dunia untuk Kebutuhan Listrik
(www.iea.org/weo/)

Proyeksi bauran energi di Indonesia untuk jangka waktu 10 tahun tertuang dalam Rencana Umum Penyediaan Tenaga Listrik (RUPTL). Berdasarkan data RUPTL tahun 2019 - 2028 perencanaan penggunaan energi batubara masih cukup dominan.

Tabel 1.1. Komposisi Produksi Energi Listrik Berdasarkan Jenis Bahan Bakar di Indonesia (satuan dalam GWh) (RUPTL PT. PLN Persero Tahun 2019-2028)

No.	Jenis Bahan Bakar	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028
1	Air	17.199	18.345	20.496	20.312	21.163	30.569	42.928	46.673	50.284	54.736
2	Panas Bumi	14.099	15.753	16.627	19.301	20.699	24.686	43.965	47.187	47.616	48.217
3	EBT Lain	774	1.178	2.004	5.288	6.345	6.956	8.063	8.065	11.662	13.205
4	Gas	59.911	58.309	57.970	63.273	71.684	76.899	90.827	96.653	103.896	110.150
5	BBM	11.294	8.789	4.763	1.881	1.855	1.545	1.650	1.751	1.889	2.019
6	Batubara	176.985	197.606	219.196	232.718	243.397	247.271	225.418	239.002	256.906	272.354
7	Impor	1.802	1.774	391	428	292	-	-	-	-	-
	Jumlah	282.065	301.755	321.446	343.201	365.436	387.926	412.851	439.330	472.253	500.681



Gambar 1.3. Komposisi Bauran Energi Listrik Berdasarkan Jenis Bahan Bakar di Indonesia (RUPTL PT. PLN Persero Tahun 2019-2028)

Unit Jasa Pembangkitan Banten 1 Suralaya (UJP BSLA) adalah salah satu unit bisnis PT Indonesia Power yang khusus bergerak di bidang Jasa *Operation and Maintenance* (O&M) di PLTU Suralaya 8 milik PT. PLN (Persero) yang merupakan salah satu PLTU *Fast Track Program* (FTP) 10.000 MW Tahap 1. Pembangunan PLTU FTP tahap 1 ini berdasarkan pada PP RI Nomor 71 tahun 2006 tanggal 5 Juli 2006 tentang penugasan kepada PT. PLN (Persero) untuk melakukan percepatan pembangunan pembangkit tenaga listrik yang menggunakan bahan bakar batubara. Program ini dicetuskan dalam rangka mengantisipasi kebutuhan energi listrik yang terus meningkat pada tahun mendatang dan sekaligus melakukan penghematan penggunaan Bahan Bakar Minyak (BBM).

PLTU Suralaya 8 menggunakan lahan seluas 34 hektar. Di sebelah utara, PLTU Suralaya 8 berbatasan dengan Selat Sunda, sebelah timur dan selatan berbatasan dengan Desa Salira dan di sebelah barat Unit Pembangkitan Suralaya (PLTU Suralaya Unit 1-7 milik PT Indonesia Power). Secara geografis PLTU Suralaya 8 terletak pada 5°45'14" Lintang Selatan dan 106°2'32" Bujur Timur.

PLTU Suralaya 8 mempunyai kapasitas daya terpasang 1x625MW. Produksi listrik ditransmisikan melalui *Gas Insulated Switchgear* (GIS) 500KV ke

Gardu Induk Tegangan Ekstra Tinggi (GITET) 500KV Suralaya. Selain itu dari *Gas Insulated Switchgear* (GIS) 500KV juga di transmisikan ke Gardu Induk Tegangan Tinggi (GITT) 150KV Suralaya melalui *Inter Bus Transformer* (IBT). Adapun bahan bakar yang digunakan adalah batubara dengan kalori rendah/*low rank coal* (LRC) 3900-4500 KCal/kg (LHV/*Low Heating Value*) dengan konsumsi rata-rata 8.000 ton/hari pada *maximum capacity rate* 625MWe.

Boiler merupakan salah satu peralatan utama dalam sebuah pembangkit listrik tenaga uap yang berfungsi untuk mengubah air umpan boiler (*demin water*) menjadi uap panas (*superheated dan reheated steam*). Uap produk dari boiler ini digunakan sebagai penggerak turbin uap untuk memutar generator listrik. *Boiler* di PLTU Suralaya 8 diproduksi oleh *Shanghai Boiler Works, Ltd* dengan tipe *Sub-critical Pressure Intermediate Single Reheat Control Reirculation Boiler, Four Corner Tangential Combustion, Positive Pressure Direct-Fired Pulverized System, Single Furnace, II Type Arrangement In Open Air, Solid Ash Extraction, All Steel Structure, and Balanced Draft*.

Adapun desain *boiler maximum capacity rate (BMCR)* di PLTU Suralaya 8 sebagai berikut :

Tabel 1.2. *Boiler Maximum Continuous Rate (BMCR)* PLTU Banten 1 Suralaya

Nama	Satuan	BMCR	BECR
<i>Superheated steam flow</i>	t/h	2129	1946
<i>Final SH steam outlet pressure</i>	Mpa _(g)	17.50	17.40
<i>Final SH steam temperature</i>	°C	541	541
<i>RH steam flow</i>	t/h	1804.8	1656
<i>RH steam inlet pressure</i>	Mpa _(g)	4.05	3.83
<i>RH steam outlet pressure</i>	Mpa _(g)	3.84	3.63
<i>RH steam outlet temperature</i>	°C	541	541
<i>RH steam inlet temperature</i>	°C	334	328
<i>ECO inlet feed water flow</i>	t/h	2101.6	1883
<i>ECO inlet feed water temperature</i>	°C	282	278
<i>ECO outlet feed water temperature</i>	°C	328	326
<i>Dry gas loss</i>	%	5.11	5.05
<i>Burner hunting angle</i>	degree	±20	±20

Batubara PLTU Suralaya 8 disuplai oleh 10 pemasok batubara dengan tipe nilai kalor antara 3.600-4.700 kcal/kg GCV/HHV. Batubara berasal dari beberapa tambang di Sumatera dan Kalimantan. Selain variasi nilai kalor dan asal tambang juga terdapat variasi karakteristik batubara seperti *Total Moisture, Volatile Matter, Ash Content, Sulphur, Fixed Carbon*, dll. Karakteristik batubara tersebut berpengaruh terhadap pola pembakaran dan efisiensi *boiler*.

Saat ini metode *coal blending* sudah umum dilakukan di pembangkit listrik. Alasan pelaksanaan metode 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 *outfurnace* maupun *in-furnace blending*, baik dengan simulasi menggunakan *Computational Fluids Dynamic (CFD)* maupun dengan eksperimen pada *test furnace* dan pembangkit listrik. (Backreedy, dkk, 2004) melakukan penelitian

tentang perilaku *single coal* dan *coal blends* pada *tangentially-fired boiler* terhadap prosentase *unburnt carbon* dan kadar NO_x yang dihasilkan. Disimpulkan bahwa batubara yang memiliki nilai kalor lebih kecil menghasilkan lebih sedikit *unburnt carbon*. Pada batubara campuran ketika melalui proses pembakaran, maka batubara yang memiliki nilai kalor yang lebih kecil akan terbakar lebih cepat dibandingkan saat dibakar sendiri. (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 *unburnt carbon* dalam abu terbang dengan menggunakan CFD dan *test furnace* dengan tiga level *burner*. Dinyatakan 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 *unburnt carbon* dalam abu terbang.

Studi ini dilakukan untuk menganalisa pengaruh pembakaran pada sudut tilting -10° dengan berbagai variasi rasio *coal blending* LRC : MRC pada pembangkit listrik dengan kapasitas 625 MWe. Pada penelitian/studi ini proses pembakaran di variasi dengan dua jenis batubara dan kombinasi antar layer. Pembangkit yang akan dianalisa adalah PLTU Suralaya 8 yang memiliki 1 (satu) unit yang didesain menggunakan *Low rank coal* (LRC) dengan nilai kalor sekitar 4200 kcal/kg (18.840,6 kJ/Kg) dengan jumlah maksimum aliran pemakaian batubara sebesar 160 ton/jam. Akan tetapi karena variasi nilai kalor *low rank coal* (LRC) ada yang ≤ 4200 kcal/kg maka untuk mendukung operasional unit tetap mampu beroperasi maksimal ada pasokan batubara jenis *medium rank coal* (MRC). Disisi lain ketika dilakukan *performance test unit* dengan menggunakan batubara nilai kalor 4200 kcal/kg, semua parameter operasi mencapai kapasitas maksimal dan sangat beresiko terhadap kehandalan pembangkit. Agar dapat mencapai beban maksimum dan parameter operasi masih tetap aman, maka dilakukan *coal blending* antara 2 (dua) jenis batubara, yaitu *low rank coal* (LRC) dan *medium rank coal* (MRC) dimana pengaturan peletakan batubara telah ditentukan elevasinya pada *burner* tertentu. (Sa'adiyah, dkk) tahun 2013 melakukan penelitian tentang karakteristik pembakaran *coal blending* pada *boiler tangential burner* dengan jenis batubara yang digunakan adalah LRC dan MRC. Ketentuan peletakan MRC pada

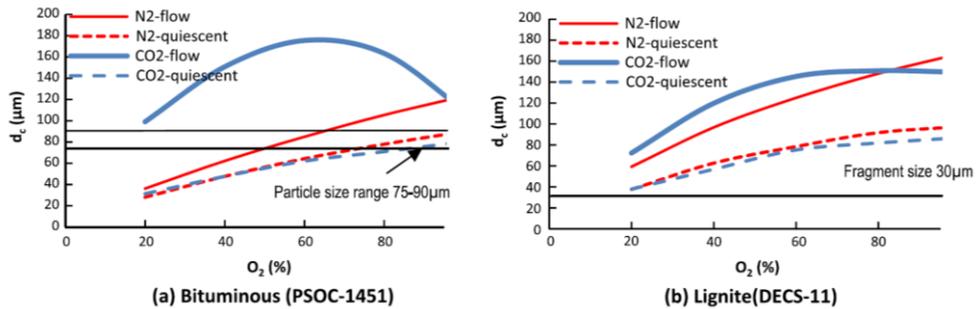
elevasi burner A & C (kasus I), dan elevasi burner E & G (kasus II). Hasil dari penelitian ini lebih merekomendasikan penempatan batubara MRC pada elevasi burner A & C (kasus I) karena memiliki nilai temperatur yang lebih mendekati kondisi pengoperasian 100% LRC yaitu 880 K dan memiliki lokasi *local heating* lebih kecil yang terdapat pada sisi antara *side wall* atas dan *front wall* dengan kisaran temperatur 1900 - 2000 K. Selain itu kasus I memiliki emisi NO_x terkecil 104 ppm, emisi O₂ terkecil 5,858 %, dan emisi CO₂ terbesar 15,687 %.

(**Jianren Fan, dkk**) melakukan simulasi pada boiler tangensial dengan bahan bakar batubara dengan kapasitas 600MW dimana Jianren Fan, dkk membandingkan penggunaan *standard k-ε model* dengan *RNG k-ε model*. (**Ravindra, dkk**) melakukan penelitian pada *once-through boiler* untuk mengetahui parameter-parameter yang mempengaruhi pengontrolan *reheat steam*. Salah satu parameter tersebut adalah *tilting burner*.

Sedangkan yang menjadi dasar utama dalam penelitian ini adalah penelitian yang dilakukan oleh (**Thrangaraju, dkk**) yang menyimpulkan bahwa berdasarkan perhitungan numerik menggunakan software CFD, *rear pass temperature boiler* lebih rendah ketika sudut *tilting burner* dioperasikan pada sudut -10° dan lebih tinggi ketika sudut *tilting burner* dioperasikan pada +10°. *Rear pass temperature* pada kasus sudut tilting -10° lebih rendah karena penyerapan panas lebih banyak di *furnace wall* dan waktu yang diperlukan flue gas untuk mengalir dari *furnace* sampai ke *rear pass area* lebih lama. Hal ini sangat tepat diterapkan pada pembakaran batubara tipe *low rank coal*.

(**Tan, dkk**) tahun 2016 melakukan studi numerik tentang pengaruh *burner tilt angle* terhadap karakteristik pembakaran dan emisi NO_x. Hasil pemodelan menunjukkan bahwa ketika sudut *tilting burner* dinaikan, distribusi temperatur di *furnace* berubah signifikan, area dengan kondisi *high temperature* bergeser ke arah tengah dan atas *furnace*. proses *heat transfer* di area *superheater* dan *reheater* meningkat sehingga *steam temperature* meningkat. Meskipun *residence time* dari partikel batubara menurun dengan mengubah sudut *burner tilt* ke atas, baik reaksi kinetik dan difusi oksigen dari *char combustion* meningkat.

Vitrinite reflectance adalah indikator kematangan batuan induk yang paling sering digunakan, dilambangkan dengan R_o (*Reflectance in oil*). Nilai R_o untuk mengukur partikel-partikel *vitrinite* yang ada dalam sampel amat bervariasi.



Gambar 1.4. Korelasi *critical particle diameter* terhadap *quiescent gas condition (inactive)* and *gas flow (active)*. (Khatami, 2012)

Karakteristik pembakaran batubara LRC dan MRC berbeda pada *critical particle diameter* sesuai hasil penelitian, *critical particle diameter* untuk batubara bituminous adalah 75 - 90 μm dan batubara lignite 30 μm . (Baek, dkk) melakukan uji numerik pengaruh *coal blending* terhadap kandungan emisi gas buang. kesimpulannya simulasi menunjukkan efek *coal blending* yang sangat signifikan pada emisi *carbon*. untuk pembakaran dengan susunan batubara *bituminous* di lantai bawah dan *subbituminous* pada layer atas menghasilkan penurunan emisi yang sangat signifikan.

Dengan studi ini diharapkan akan didapatkan pola pemasukan *coal blending* batubara LRC dan MRC pada sudut *tilting* -10° dengan nilai paling ekonomis untuk mendapatkan kemampuan produksi listrik maksimal dengan parameter beban 625 MWe, pembakaran sempurna dan distribusi panas pembakaran yang sesuai desain.

1.2 Perumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang telah diuraikan diatas, maka rumusan masalah pada penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Memastikan reaksi pembakaran batubara di *furnace* terjadi secara sempurna dengan metode *coal blending* di ruang bakar karena batubara yang tersedia memiliki nilai kalori dan spesifikasi lain yang bervariasi.

2. Memastikan pengaturan *coal blending ratio* LRC : MRC terhadap sudut *tilting burner* -10° menghasilkan distribusi panas sesuai desain hingga *rear pass area*. Pengamatan terhadap pembentukan *fire ball* diamati melalui vektor kecepatan yang terbentuk pada elevasi *coal injection* di *furnace* sehingga dapat ditentukan peletakan penginjeksian yang tepat untuk masing-masing jenis batubara. Selain itu, bagaimana memastikan distribusi temperatur normal sehingga parameter operasi aman dan kualitas *steam* yang dihasilkan sesuai kebutuhan. Beberapa hasil analisa kebocoran *tube boiler* dengan SEM-EDX menunjukkan adanya *overheating* pada tube boiler yang salah satunya dimungkinkan karena distribusi panas yang tidak merata di dalam ruang bakar boiler terutama *tube water wall*. Pola Aliran *flue gas* juga berpengaruh terhadap distribusi panas dalam ruang bakar. Hasil pengujian EDX menunjukkan bahwa unsur yang terdeteksi pada ujung sisi dalam dan luar *tube* yang bocor ialah Fe, C, dan O. Dimana dominasi unsur pada kerak adalah Fe dan C. Ini menandakan bahwa terdapat banyak deposit karbida (Fe_3C) yang terlarut dan terdeposit pada kerak. Selain itu oksida Fe (Fe-O) juga teramati pada kerak, bisa berupa senyawa karat (FeO, Fe_2O_3 , dan Fe_3O_4). Hasil pemeriksaan tahun 2019 di pipa *panel division superheater, final Superheater, medium reheater, final reheater* ditemukan mulai muncul *spheroidized carbide* pada butiran *pearlite*.

1.3 Batasan Masalah

Terdapat beberapa batasan masalah yang diambil untuk menganalisa permasalahan di atas yaitu sebagai berikut :

1. Aliran *flue gas* bersifat *steady state*.
2. Validasi simulasi pembakaran menggunakan data analisa batubara dan data parameter operasi yang digunakan adalah data *performance test* PLTU Suralaya 8 pada tanggal 17 - 23 Januari 2019 dengan beban 500 MWe.
3. Software yang digunakan pada tambahan geometri adalah *Gambit*, dan simulasi numerik menggunakan *Ansys Fluent*
4. Kondisi simulasi diasumsikan *steady state*, dengan model turbulensi *k-ε* standard, model pembakaran *species transport*, dan model radiasi *discrete*

ordinates (DO), absorbtion coefficient menggunakan the *weighted-sum-of-gray-gases model (wsggm)*.

5. *Heat flux* yang terjadi pada *waterwall tube, superheater, dan reheater* berdasarkan *heat flux* yang diterima air maupun uap air.
6. *Economizer, Reheater* dan *Superheater tube bank* dimodelkan sebagai *heat exchanger* dan *porous medium*.
7. Diameter batubara yang digunakan sebagai input simulasi sudah dalam kondisi sesuai persyaratan minimal operasi.
8. Udara pembakaran diasumsikan tetap untuk semua variasi pembakaran.
9. Unsur yang ada pada *fix carbon* batubara diasumsikan hanya carbon.
10. Arah sudut *burner* pada arah horizontal sesuai data desain.
11. Referensi beban maksimum 625 MWe menggunakan data *boiler design parameter* untuk *thermal calculation summary* PLTU Banten 1 Suralaya pada kondisi *Maximum Continuous Rate (MCR)* 625 MWe.

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dilakukannya penelitian/studi ini adalah mengetahui karakteristik pembakaran dan karakteristik aliran *gas-solid* hasil pembakaran pada *tangentially fired pulerized-coal boiler* pada beban 625 MWe menggunakan variasi batubara *Low Rank Coal (LRC)* dengan nilai kalor 4200 kcal/kg dan *Medium Rank Coal (MRC)* dengan nilai kalor 4700 kcal/kg dengan sudut *tilting* -10° yang terdiri dari :

1. Mengetahui pola *coal blending* LRC dan MRC yang ekonomis dan optimal untuk mendapatkan pembakaran paling sempurna dengan sudut *tilting burner* -10° pada beban 500 MWe.
2. Mengetahui pengaruh *in-furnace blending* dengan sudut *tilting burner* -10° terhadap *Furnace Exit Gas Temperature (FEGT) boiler* dengan kondisi input nilai kalor batubara yang berbeda.
3. Mengetahui potensi kemungkinan terjadinya *local overheating*.

1.5 Manfaat Hasil Penelitian

Manfaat yang dapat diambil dengan adanya penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Mengetahui karakteristik aliran, pembakaran dan gas buang pada boiler dengan variasi nilai kalor batubara pada beban unit 500 MWe.
2. Mengetahui pola pengaturan *coal blending* batubara LRC & MRC yang ekonomis dan tepat agar terjadi pembakaran yang sempurna di sisi *furnace* pada sudut *tilting* -10° .

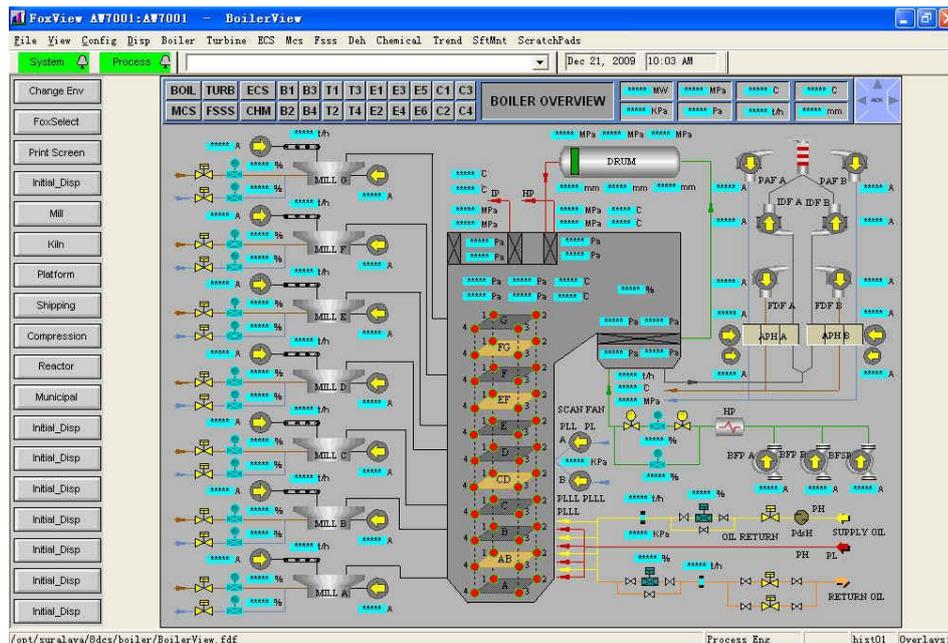
Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 2

KAJIAN PUSTAKA

2.1 Boiler

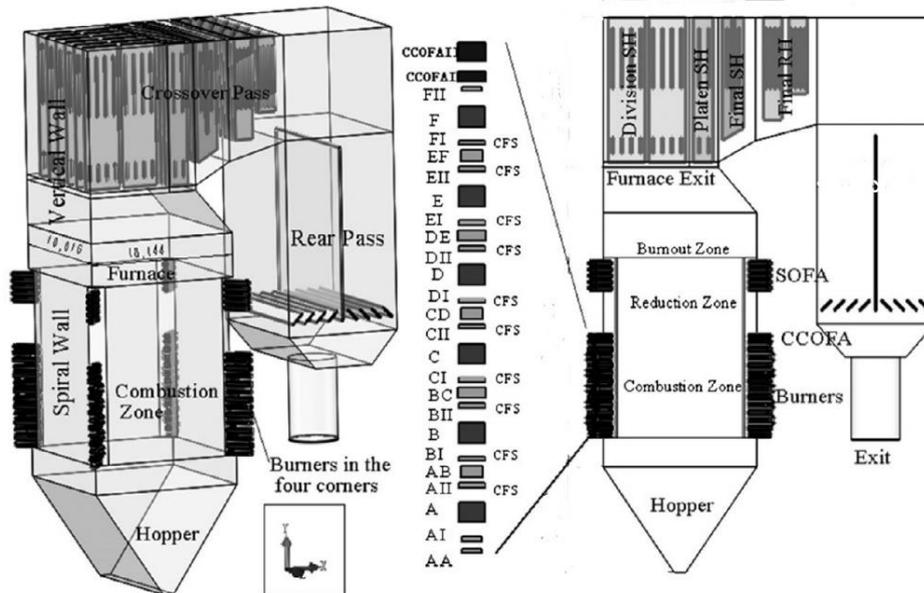
Steam turbine memerlukan suplai *steam* yang kontinu dan sesuai kualitas yang ditentukan agar bisa menggerakkan generator listrik dengan baik. *Boiler* PLTU Suralaya 8 merupakan bejana tertutup yang didalamnya terjadi proses pembakaran untuk memanaskan uap yang terdapat pada *tube boiler/heat exchanger*. Bagian pada boiler dibagi menjadi dua yaitu bagian *furnace* dan bagian *back pass*. Bagian *furnace* merupakan tempat terjadinya pembakaran dengan susunan *burner* tertentu sesuai model pembakaran yang dipakai pada *boiler*.



Gambar 2.1. *Boiler Overview* PLTU Suralaya 8
(DCS PLTU Banten Suralaya 8)

Bahan bakar utama yang digunakan dalam proses pembakaran *boiler* adalah batubara dan untuk proses *start up* unit menggunakan minyak HSD dan batubara. Desain *boiler furnace* berdasarkan jenis batubara yang digunakan. Udara

pembakaran/*secondary air* dan *primary air* untuk *pulverizer system* di suplai dengan *draft fan system*.



Gambar 2.2 Skema *tangentially fired pulverized coal boiler* (Yacheng Liu, 2016)

Sistem pembakaran boiler disuplai oleh sistem pulverizer bertekanan positif yang berjumlah 7 unit dengan pola operasi 6 *pulverizer inservice* dan 1 *pulverizer standby* pada beban maksimum. Setiap *pulverizer* menggunakan 4 *coal pipe* yang ditempatkan pada setiap corner dengan level yang sama sehingga pola aliran udara di *furnace* berbentuk *tangential*. Desain *fineness coal* 200 mesh sampai 70%. Pada bagian atas kompartemen *burner* terdapat dua layer CCOFA *secondary air nozzles*, dan disetiap kompartemen *burner* terdapat 19 *secondary air baffles* yang dioperasikan dengan *pneumatic actuator*. *Secondary air nozzles* dibelokan pada putaran *clockwise* 4,5° untuk layer AB, BC1, CD2, DE2, EF, FG2 dan 15° untuk layer DE1, CD1,CD3, BC2. Aliran udara di dalam *furnace* berputar pada arah *clockwise* membentuk pembakaran tangential. komponen *secondary air nozzles* ini disebut *rotating-starting secondary air*. Hal sebaliknya pada *secondary air nozzles* dari layer GG, CCOFA1 dan CCOFA2 dibelokan pada arah *counterclockwise* sudut 25°. Layer FG1 dan FG3 dibelokan *counterclockwise* sudut 20° untuk menghilangkan kekuatan rotasi aliran udara di zona atas dari *burner* sehingga disebut *rotation-eliminating secondary air*. Dengan merubah rasio volume dari

rotating-starting dan *rotating-eliminating air*, rotasi residual aliran udara dan deviasi *gas temperature* dapat diatur. Sudut *tilting burner boiler* PLTU Suralaya 8 dapat diatur pada sudut -30° hingga $+30^\circ$.

2.2 Klasifikasi Batubara

Batubara diklasifikasikan sebagai menjadi berbagai jenis dan masing-masing jenis memiliki sifat yang berbeda dari tipe lainnya. *Subbituminous* adalah batubara yang mengandung 20 - 30% *inherent moisture*. Energi panas yang terkandung pada batubara *subbituminous* berkisar antara 17 - 24 juta Btu/ton. *Lignite* adalah batubara dengan kandungan karbon paling rendah dan memiliki kadar *inherent moisture* tinggi hingga 45%. Energi panas yang terkandung 9 - 17 juta Btu/ton. (Speight, 2005)

Tabel 2.1 Klasifikasi Batubara berdasarkan ASTM D388
(*Standard Classification of Coals by Rank*)

Class/Group	Fixed Carbon Limits (Dry, Mineral-Matter-Free Basis), %		Volatile Matter Limits (Dry, Mineral-Matter-Free Basis), %		Gross Calorific Value Limits (Moist, ^g Mineral-Matter-Free Basis)				Agglomerating Character
	Equal or Greater Than	Less Than	Greater Than	Equal or Less Than	Btu/lb		Mj/kg ^c		
					Equal or Greater Than	Less Than	Equal or Greater Than	Less Than	
Anthracitic:									
Meta-anthracite	98	2	} nonagglomerating
Anthracite	92	98	2	8	
Semianthracite ^d	86	92	8	14	
Bituminous:									
Low volatile bituminous coal	78	86	14	22	} commonly agglomerating ^f
Medium volatile bituminous coal	69	78	22	31	
High volatile A bituminous coal	...	69	31	...	14 000 ^g	...	32.6	...	
High volatile B bituminous coal	13 000 ^g	14 000	30.2	32.6	
High volatile C bituminous coal	11 500	13 000	26.7	30.2	} agglomerating
					10 500	11 500	24.4	26.7	
Subbituminous:									
Subbituminous A coal	10 500	11 500	24.4	26.7	} nonagglomerating
Subbituminous B coal	9 500	10 500	22.1	24.4	
Subbituminous C coal	8 300	9 500	19.3	22.1	
Lignitic:									
Lignite A	6 300 ^g	8 300	14.7	19.3	} nonagglomerating
Lignite B	6 300	...	14.7	

^aThis classification does not apply to certain coals, as discussed in Section 1.
^bMoist refers to coal containing its natural inherent moisture but not including visible water on the surface of the coal.
^cMegajoules per kilogram. To convert British thermal units per pound to megajoules per kilogram, multiply by 0.002 326.
^dIf agglomerating, classify in low volatile group of the bituminous class.
^eCoals having 59 % or more fixed carbon on the dry, mineral-matter-free basis shall be classified according to fixed carbon, regardless of gross calorific value.
^fIt is recognized that there may be nonagglomerating varieties in these groups of the bituminous class, and that there are notable exceptions in the high volatile^c bituminous group.
^gEditorially corrected.

Kualitas batubara ditentukan berdasarkan analisis batubara yang umumnya dilakukan dengan dua metode, yaitu *proximate analysis* dan *ultimate analysis*. Setiap analisa akan menghasilkan properti sebagai berikut :

A. Proximate Analysis

- Kandungan air (*Moisture content*)

Total Moisture adalah banyaknya air yang terkandung dalam batubara sesuai kondisi di lapangan (*Ar = as received*), baik terikat secara kimiawi maupun karena pengaruh faktor luar. Pada prinsipnya *total moisture*

merupakan jumlah air yang terkandung dalam batubara baik dari air bebas (EM = *Extraneous Moisture*) maupun air terikat di dalam batubara (IM = *Inherent Moisture*).

- Kandungan Abu (*Ash Content*)

Merupakan sisa-sisa zat organik yang terkandung dalam batubara setelah mengalami proses pembakaran. Abu batubara merupakan bagian yang tidak hilang pada waktu pembakaran batubara tersebut. Komposisi utama abu batubara adalah : Si, Al, Fe, Ti, Mn, Na, K, *Silicate, sulfide, sulphate* dan *phosphate*.

- Zat terbang (*Volatile Matter*)

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

- *Fixed carbon*

Nilai *fixed carbon* diperoleh dari hasil pengurangan 100% dengan kadar kelembaban, kandungan abu dan *volatile matter*. Dengan berkurangnya kadar abu dan *volatile matter* maka semakin tinggi kandungan karbonnya, dan kualitas batubara semakin naik.

- Nilai Kalor (*Calorific Value*)

Nilai kalor merupakan penjumlahan dari 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 dimanfaatkan dalam proses pembakaran batubara.

B. *Ultimate Analysis*

Ultimate analysis menghasilkan pembacaan kandungan unsur kimia seperti C, H, O, N, dll. Analisis ini berguna dalam menentukan volume udara yang diperlukan untuk proses pembakaran dan komposisi gas hasil pembakaran.

Tabel 2.2. Desain spesifikasi batubara PLTU Suralaya 8
(*Instruction for Product*, Shanghai Boiler Work, LTD., 2009)

<i>Description</i>	Minimum	Maximum	Typical
<i>Proximate analysis (% as received)</i>			
Total moisture	25	35	30
Inherent moisture	15	25	
Ash	3	6	5
Volatile	30	40	35
Fixed carbon	28	42	30
<i>Specific energy (as received)</i>			
LHV (kCal/kg)	3900	4500	4200
<i>Ultimate Analysis (% as dried)</i>			
Carbon	55	76	68.07
Hydrogen	4.5	7	4.8
Nitrogen	0.5	1.5	1.1
Oxygen	10	25	20.3
Total Sulphur	0.1	0.35	0.33
Ash	3	6	5
<i>Ash Analysis (%)</i>			
SiO ₂	10	32	11.7
Al ₂ O ₃	2.63	29.2	12
Fe ₂ O ₃	8.3	38.5	34
CaO	4.18	20	14
MgO	8.30	16	12
Na ₂ O	0.15	2	0.19
K ₂ O	0.05	2.4	0.98
TiO ₂	0.10	0.7	0.3
SO ₃	0.12	15	13.67
P ₂ O ₃	0.5	22.7	1.15
Hardgrove Grindability Index (HGI)	45	65	60

PLTU Suralaya 8 menggunakan dua jenis batubara yaitu *Medium Rank Coal* (MRC) dan *Low Rank Coal* (LRC). *Medium rank coal* lebih dikenal dengan batubara *sub-bituminus* dan *low rank coal* lebih dikenal dengan batubara *lignite*.

Tabel 2.3 Properties dan karakteristik pembakaran MRC dan LRC

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 efisiensi 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 Prinsip Pembakaran Batubara

Batubara adalah batuan sedimen organik yang mengandung sejumlah komponen yang bervariasi seperti karbon, hidrogen, nitrogen, oksigen, dan sulfur serta sejumlah elemen lainnya, termasuk bahan mineral (**van Krevelen, 1961; Gluskoter, 1975; Speight, 1994; ASTM D-121**).

Pembakaran batubara yang terjadi di *furnace* pada boiler memiliki beberapa tahapan proses. 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 *pulverizer*, sedangkan sisa *moisture* yang terletak dalam pori-pori yang sangat kecil pada batubara akan dikeringkan di dalam *furnace* karena membutuhkan suhu yang lebih tinggi untuk menguapkan *moisture* tersebut.

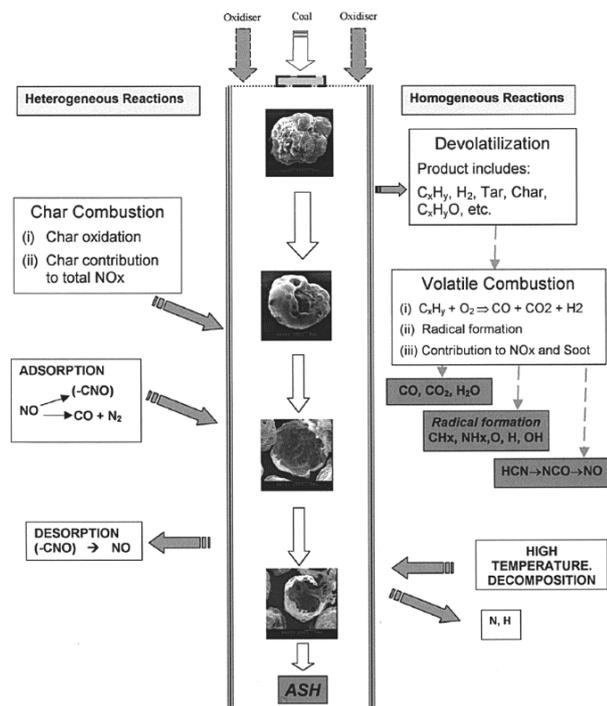
2. *Devolatilization*

Proses ini merupakan proses pemisahan antara *volatile matter* dan *char* atau *fixed carbon*. *Volatile matter* akan mengalami penguapan pada suhu sekitar 900° - 950°C 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 dari udara pembakaran dan 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*.

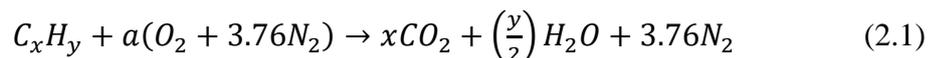
Gambar 2.3 menunjukkan proses pembakaran batubara pada jenis batubara *subbituminous*. Tampak pada diagram sebelah kiri menunjukkan reaksi heterogen dan diagram sebelah kanan menunjukkan reaksi homogen.



Gambar 2.3. Diagram Proses Pembakaran *Single Particle Bituminous Coal*.
(Williams, A., Pourkashanian, M. and Jones, J.M. 'The Combustion of coal and some other fuels', 2000)

2.3.1 Pembakaran Stoikiometri

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



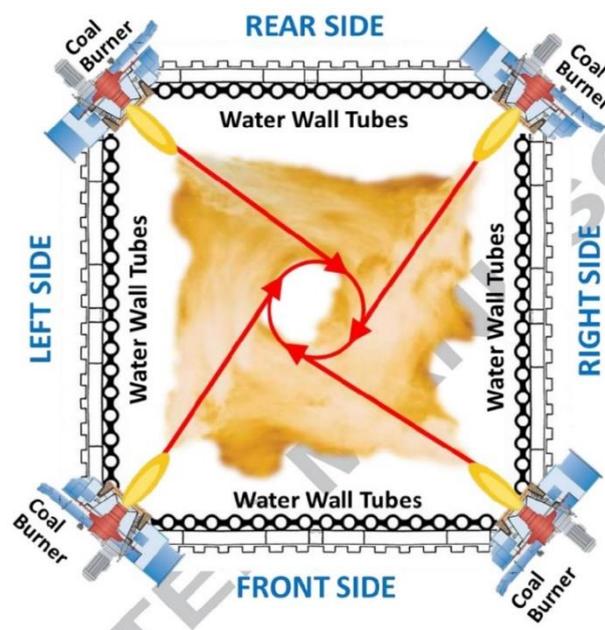
Pada *ultimate analysis*, batubara terdiri dari beberapa unsur-unsur seperti karbon, hidrogen, oksigen dan sulfur. Energi panas yang dapat kita ambil dari pembakaran batubara terutama berasal dari karbon dan hidrogen dalam bentuk hidrokarbon dan sulfur (minor). Untuk mendapatkan energi yang maksimal 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 *residence time* yang cukup agar terjadi pembakaran sempurna.

2.3.2 Pembakaran *non-Stoikiometri*

Pembakaran *non stoikiometri* terjadi karena pembakaran yang tidak sempurna, hal ini dapat disebabkan karena pengontrolan komposisi bahan bakar, udara, temperatur, turbulensi, dan *residence time* yang belum tepat. Oleh karena itu pembakaran yang seharusnya stoikiometri akan menghasilkan polutan yang membahayakan seperti CO dan NO_x.

2.4 *Tangentially Fired Pulverized Coal Burner*

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 area *superheater* untuk mengurangi terjadinya *slagging* dan *fouling* pada pipa-pipa *superheater*.



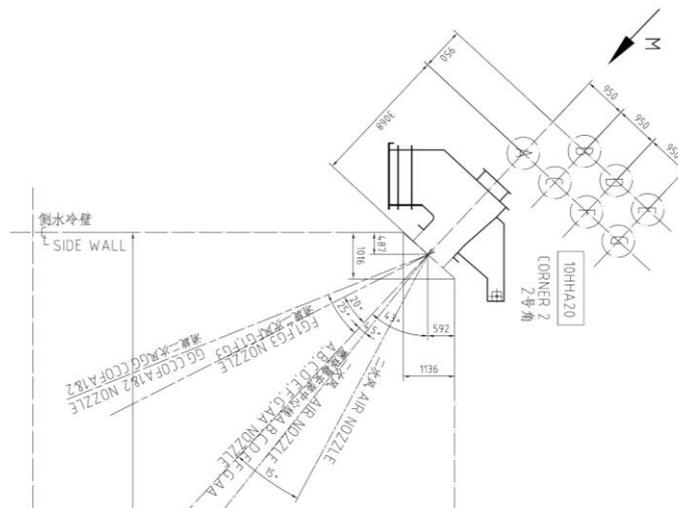
Gambar 2.4 Ilustrasi proses pembakaran pada *tangentially-fired boiler*

(Akkinepally, 2013)

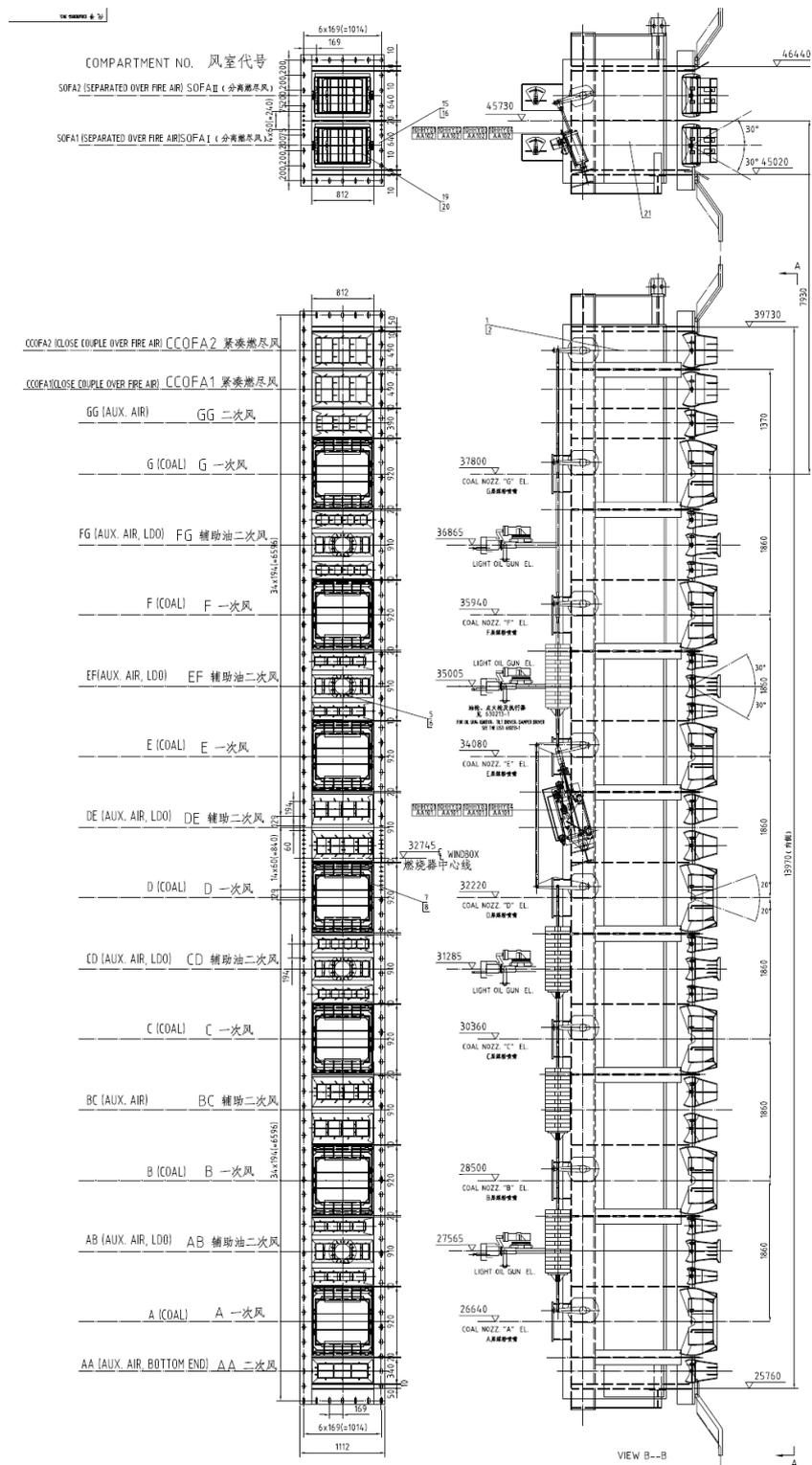
Tangentially-fired merupakan salah satu metode pembakaran batubara di *burner boiler*. Metode ini menggunakan empat, enam, delapan, atau lebih *corner* yang akan dilewati batubara dan udara pembakaran dengan ketentuan sudut tertentu pada setiap *corner*. Pembakaran yang terjadi akan menghasilkan garis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

ruang pembakaran. Oleh karena itu terjadi pemerataan distribusi temperatur pada ruang pembakaran karena pencampuran batubara dan udara pembakaran yang lebih merata. Selain itu, lingkaran bola api yang terbentuk akan menjadi *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 *tangentially burner boiler* pada ditunjukkan pada gambar 2.5 dan gambar 2.6.



Gambar 2.5 Sudut Aliran pada *tangentially-fired boiler* PLTU Suralaya 8
(*Instruction for Product*, Shanghai Boiler Work, LTD., 2009)



Gambar 2.6 Bentuk burner pada tangential-fired boiler PLTU Suralaya 8
 (Instruction for Product, Shanghai Boiler Work, LTD., 2009)

2.5 Perhitungan *heat* yang diserap *heat exchanger* dan *water wall tube*

Heat exchanger dan *water-wall tube* pada boiler bertugas untuk menghasilkan uap yang digunakan untuk menggerakkan turbin. Adapun panas yang didapatkan yaitu berasal dari *flue gas* hasil pembakaran batubara.

2.6 Deskripsi tentang RANS Turbulensi Model

- **Spalart - Allmaras**

Merupakan model turbulensi dengan satu persamaan yang menyelesaikan model persamaan *transport* untuk viskositas turbulen. Model ini didesain secara khusus untuk aplikasi *aerospace* yang melibatkan *wall-bounded flows* dan telah menunjukkan hasil yang baik untuk lapisan batas yang dipengaruhi *adverse pressure gradient*. Bentuk dasar model spalart - allmaras hanya efektif pada model dengan bilangan *Reynolds* yang kecil. Model ini dapat digunakan untuk simulasi yang relatif kasar dengan ukuran *mesh* yang besar, dimana perhitungan aliran turbulen yang akurat bukan merupakan hal yang kritis.

- **Standard $k-\epsilon$**

Pemodelan yang menggunakan persamaan transport untuk penyelesaian model $k - \epsilon$. Model ini juga dapat menyelesaikan untuk *heating*, *buoyancy* dan *compressibility* yang dapat diselesaikan dalam $k-\epsilon$ model yang lainnya. Model tidak cocok untuk aliran kompleks yang meliputi *strong stream curvature* dan *separation*.

- **RNG $k-\epsilon$**

Variasi pemodelan dari *standard $k-\epsilon$ model*. Model ini sangat signifikan untuk mengubah dalam persamaan ϵ , sehingga dapat memperbaiki model yang mempunyai *highly strained flows*. Dalam model ini juga dapat digunakan untuk aliran yang mempunyai *Re* yang rendah dan untuk memprediksi aliran yang mempunyai efek *swirling*.

- **Realizable $k-\epsilon$**

Variasi pemodelan dari *standard $k-\epsilon$ model*. Dengan menggunakan model ini dapat dilakukan untuk menentang penggunaan *mathematical constraints* sehingga dengan pemodelan ini cukup dapat memperbaiki performansi dari model tanpa menggunakan *mathematical constraints*.

- **Standard $k-\omega$**

Pemodelan yang menggunakan dua persamaan transport model untuk memecahkan $k-\omega$. Pemodelan ini juga dapat digunakan untuk aliran yang memiliki Re yang rendah. Pemodelan ini juga dapat menampilkan transisi aliran dari aliran laminar menuju aliran turbulen. Keuntungan lainnya adalah dapat menghitung *free shear* dan aliran *compressible*.

- **SST $k-\omega$**

Variasi dari pemodelan *standard k- ω* . Mengkombinasikan pemodelan asli *Wilcox model* (1988) untuk menggunakan *near wall treatment* dan *standard k- ϵ model*.

- **RSM**

Merupakan model turbulensi yang paling teliti pada *fluent*. Model RSM mendekati persamaan *Navier-Stokes (Reynolds-averaged)* dengan menyelesaikan persamaan transport untuk tegangan *reynoldss* bersama-sama dengan persamaan laju dissipasi. Model ini menggunakan 5 persamaan transport, lebih banyak dibanding model turbulensi yang lain. Model RSM menghitung efek dari kurva *streamline*, pusaran (*swirl*), putaran, dan perubahan tiba-tiba pada aliran dengan lebih teliti daripada model turbulensi yang lain, sehingga dapat memberikan prediksi yang lebih akurat untuk aliran yang lebih kompleks.

2.6.1 *Model Species*

- *Species Transport*

Memodelkan pencampuran dan transportasi dari spesies kimia dengan menyelesaikan persamaan konservasi yang menggambarkan konveksi, difusi, dan reaksi kimia untuk masing-masing spesies kimia yang diinjeksikan. Reaksi kimia yang dapat dimodelkan yaitu reaksi yang terjadi pada fase massal (reaksi volumetrik), reaksi pada dinding atau pada particle, dan reaksi pada *porous region*.

- *Non Premixed Combustion*

Memodelkan pembakaran dengan bahan bakar dan oksidator melewati aliran yang berbeda sebelum memasuki zona pembakaran. Contoh *non-*

premixed combustion adalah *pulverized coal furnace* dan *diesel internal-combustion engines*.

- *Premixed Combustion*

Memodelkan pembakaran dengan bahan bakar dan oksidator dicampurkan terlebih dahulu sebelum memasuki zona pembakaran. Contoh *premixed combustion* adalah *otto engines*.

- *Partially Premixed Combustion*

Merupakan pemodelan pembakaran yang pencampuran antara bahan bakar dan oksidatornya tidak uniform, sehingga pencampuran yang terjadi tidak sempurna. Pembakaran ini adalah gabungan pemodelan antara *non-premixed* dan *premixed combustion*.

- *Composition PDF Transport*

Digunakan untuk memodelkan efek *finite rate chemistry* pada aliran yang turbulen. Pada pemodelan *species* dapat diaktifkan pula emisi gas buang yang akan diproses dalam simulasi untuk diteliti. Dalam penelitian ini emisi gas buang yang diamati adalah NO_x. Pemodelan NO_x terdiri dari 4 macam yaitu :

- *Thermal NO_x formation* terbentuk ketika nitrogen dan oksigen pada udara pembakaran saling bereaksi pada temperatur yang tinggi.
- *Prompt NO_x formation*, pembentukan prompt NO_x sebanding dengan jumlah presentase karbon per unit volume dan jumlah hidrokarbon yang terbentuk. Jumlah HCN yang terbentuk bergantung pada jumlah hidrokarbon yang ada. HCN akan bereaksi dengan oksigen membentuk NO_x.
- *Fuel NO_x formation* terbentuk ketika nitrogen yang terikat dalam batubara, baik yang terdapat pada volatile matter maupun char, bergabung dengan oksigen berlebih yang terdapat pada udara pembakaran.
- *NO_x formation from intermediate N₂O*, pembentukan NO_x yang terjadi didahului oleh terjadinya reaksi antara nitrogen dan oksigen

membentuk N_2O yang kemudian karena oksigen berlebih yang terdapat di ruang pembakaran menyebabkan terbentuknya NO_x .

2.6.2 Model Discrete Phase

Pada FLUENT, pemodelan *discrete phase* meliputi :

- Perhitungan *discrete phase trajectory* menggunakan rumus Lagrangian yang mencakup *discrete phase inertia*, *hydrodynamic drag*, dan gaya gravitasi, baik untuk aliran steady dan unsteady.
- Memprediksi efek turbulensi pada penyebaran partikel sebagai akibat dari pusaran turbulen pada *continues phase*.
- Pemanasan/pendinginan dari fase diskrit
- Penguapan atau pendidihan liquid droplet
- *Combusting particle*, meliputi reaksi volatil dan pembakaran char untuk mensimulasikan pembakaran batubara
- Peleburan dan pemisahan droplet

Pada pemodelan *discrete phase* akan diuraikan mengenai pemodelan injeksi.

Pemodelan pada penginjeksian terdiri dari :

1. *Injection Type*, mendefinisikan tipe penginjeksian yang memiliki initial condition tertentu. *Initial condition* terdiri dari posisi partikel (koordinat x, y, dan z), kecepatan partikel (u, v, dan w), diameter partikel, temperatur partikel, dan mass flow rate aliran partikel. Macam-macam tipe injeksi adalah :
 - *Single*, jika partikel yang diinjeksikan memiliki nilai tunggal untuk masing-masing initial condition.
 - *Group*, jika partikel memiliki range untuk satu atau lebih pada initial condition, misal range untuk diameter partikel atau posisi awal partikel.
 - *Cone (hanya pada 3D)*, jika partikel menyebar dalam bentuk kerucut.
 - *Solid-cone (hanya pada 3D)*, jika partikel menyebar dalam bentuk kerucut untuk partikel solid.

- *Surface*, jika partikel yang diinjeksikan berasal dari sebuah zone surface atau surface yang didefinisikan sesuai dengan permukaan yang akan melepaskan partikel. Pada pemodelan maka pelepasan partikel pada sebuah surface berasal dari facet surface tersebut.
 - *Plain-orifice atomizer*, digunakan untuk *internal nozzle flow*.
 - *Pressure-swirl atomizer*, merupakan jenis atomizer yang digunakan untuk mempercepat aliran melalui *nozzle (swirl port)* ke dalam ruang pusaran pusat.
 - *Air-blast-atomizer*, merupakan variasi dari model pressure-swirl yang langsung mengatur ketebalan sheet yang digunakan.
 - *Flat-fan-atomizer*, hampir meyerupai model pressure-swirl namun sheet yang dihasilkan membentuk lembaran tipis dan tidak menggunakan swirl.
 - *Effervescent-atomizer*, penginjeksian *liquid infused* dengan *superheated liquid* yang dapat dengan cepat merubah fasa setelah keluar dari *nozzle*.
2. *Particle Type*, mendefinisikan bentuk maupun penyebaran partikel yang diinjeksikan. Macam-macam tipe partikel sebagai berikut :
- *Massless*, adalah partikel tak bermassa yang mengikuti aliran dan temperatur dari fase kontinyu. Karena tidak memiliki massa, maka partikel ini tidak memiliki sifat fisik yang terkait dan juga tidak dapat diberikan gaya kepada partikel tersebut.
 - *Inert*, merupakan elemen diskrit seperti partikel, droplet, maupun gelembung yang mematuhi hukum kesetimbangan gaya.
 - *Droplet*, adalah jenis droplet cair yang mengalir pada aliran kontinyu fase gas, droplet ini mematuhi kesetimbangan gaya. Tipe partikel droplet akan tersedia jika pemodelan heat transfer diaktifkan dan setidaknya terdapat dua species kimia diaktifkan, atau jika *non-premixed combustion / partially premixed combustion* diaktifkan.
 - *Combusting*, adalah partikel padat yang mematuhi persamaan kesetimbangan gaya, dipengaruhi oleh proses pemanasan maupun

pendinginan, melewati proses *devolatilization* dan reaksi heterogen pada permukaan partikel, serta melalui proses pembakaran pada bagian non-volatile. Tipe partikel combusting akan tersedia jika pemodelan heat transfer diaktifkan dan setidaknya terdapat tiga species kimia diaktifkan, atau jika non-premixed combustion diaktifkan.

- *Multicomponent*, merupakan campuran partikel droplet. Partikel-partikel ini memiliki lebih dari satu komponen yang harus bereaksi pada satu proses.

2.7 Porous Media

Untuk mendefinisikan *pressure drop* pada *heat exchanger* dapat digunakan *porous media* dengan meng-inputkan nilai *inertal resistance*. 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 2.7. Berikut adalah rumus yang digunakan untuk menghitung *pressure drop* $\Delta p/l$ 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

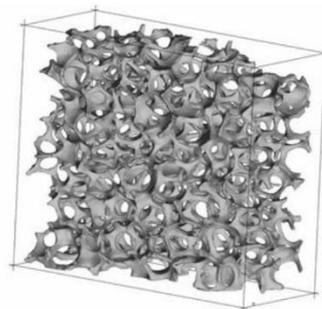
c = Inertial resistance

μ = Fluid viscosity

ρ = Fluid density

U_{∞} = Mean fluid velocity

t = heat exchanger thickness



Gambar 2.7. Ilustrasi Porous Media

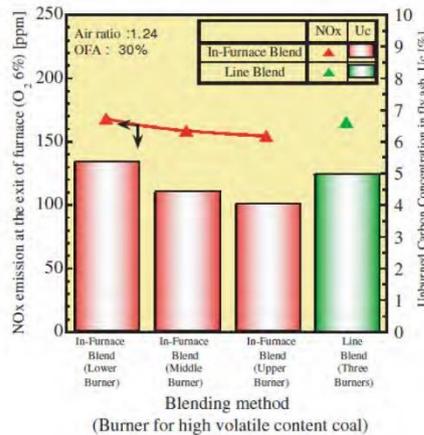
2.8 In-Furnace Coal Blending

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 *inline blending* atau *out-*

furnace blending (Tillman, 2004). Pada metode *outfurnace* 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. (Ikeda, 2013) 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*. metode ini belum banyak digunakan karena belum banyak diketahui kelebihan maupun kekurangan yang mungkin timbul dari metode *blending* ini.

2.9 Penelitian Terdahulu

Beberapa penelitian juga sudah dilakukan baik untuk *out-furnace* maupun *in-furnace blending*, baik dengan simulasi menggunakan *Computational Fluid 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 *outfurnace blending*. Hasilnya diperoleh, seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.8, 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.



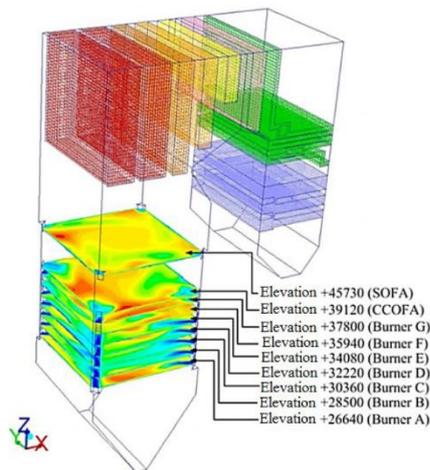
Gambar 2.8. *Coal blending metode* (Ikeda, dkk, 2003)

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 injector. Semakin dekat jarak *injector* mewakili *out-furnace blending* dan semakin jauh mewakili *in-furnace blending*.

Selain metode *coal blending*, Lee dkk (2011) juga meneliti pengaruh *blending ratio sub-bituminous coal* berdasarkan *bituminous coal* (SBR) pada pembakaran dan emisi NOx. 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 2.10 merupakan pemodelan untuk *out-furnace dan in-furnace blending* pada SBR 75%. Baik eksperimen maupun simulasi numeric 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*.

Sa'adiyah, dkk (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 2.9.



Gambar 2.9. *Boiler arrangement* PLTU Suralaya 8 (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

- Kasus I memiliki lokasi local heating lebih kecil yang terdapat pada sisi antara side wall atas dan front wall dengan kisaran temperatur 1900 – 2000 K. 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*. Deviasi temperatur terkecil ada pada kasus I.
- Kasus I memiliki emisi NOx terkecil 104 ppm, emisi O2 terkecil 5,858 %, dan emisi CO2 terbesar 15,687 %.

Baek dkk (2014) melakukan penelitian terkait dengan penggunaan 2 jenis batubara pada boiler 500 MW. Blending dilakukan dengan 2 metode, *outfurnace* (Case-2) dan *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.

Widodo, dkk melakukan penelitian simulasi numerik pada boiler PLTU Suralaya 8. Hasil simulasi untuk loading 100% dengan menggunakan bahan bakar full LRC menunjukkan adanya aliran yang tidak steady karena vortex yang ada selalu berubah-ubah. Penyebab dari kondisi ini adalah adanya perubahan arah pusaran aliran flue gas. Kecepatan tinggi flue gas sebelum melewati area superheater terjadi pada Platen superheater menyebabkan potensi overheating pada lokasi tersebut. Tingginya kecepatan di celah juga menyebabkan perpindahan panas yang lebih tinggi. Distribusi temperatur dan kecepatan pada tube wall di area platen superheater. Potensi terjadinya overheating terjadi sisi bawah platen super heater dan tube wall. Karena itu pola pengaturan arah aliran udara di level 37000, 38000 dan 45000 perlu dievaluasi secara lebih detail. Asotani et. Al. telah membuktikan bahwa pengaturan arah secondary air dapat mengoptimalkan pembakaran. Akibat dari kondisi aliran tersebut adalah terjadinya *overheating* pada daerah dekat dinding sekitar *platen superheater*. Kondisi ini dapat memicu terjadinya kerusakan *tube* karena mekanisme overheating.

Berdasarkan hasil analisa diatas dapat diambil beberapa kesimpulan :

- Pemakaian batubara LRC 100% memiliki resiko terjadi overheating pada lokasi platen superheater.
- Penambahan MRC yang memiliki waktu pembakaran yang lebih lama dari pada LRC, dapat mengurangi luasan overheating dengan suhu maksimum terjadi pada daerah yang lebih merata.
- Penambahan MRC juga dapat meratakan distribusi suhu maksimum karena bersifat mengurangi intensitas turbulensi aliran.

Hasil assesment pengujian tube boiler tahun 2016 salah satunya menyimpulkan perlu pengecekan kondisi operasional terutama *metal temperatur* apakah melebihi yang ditoleransikan menurut standar manualnya. Bila masih ada sisa-sisa kerak secara lokal, maka walaupun parameter operasinya normal sesuai standard namun demikian masih bisa terjadi bursting pada area tube yang di permukaan dalamnya masih ada sisa kerak yang tebal.

BAB 3

METODOLOGI PENELITIAN

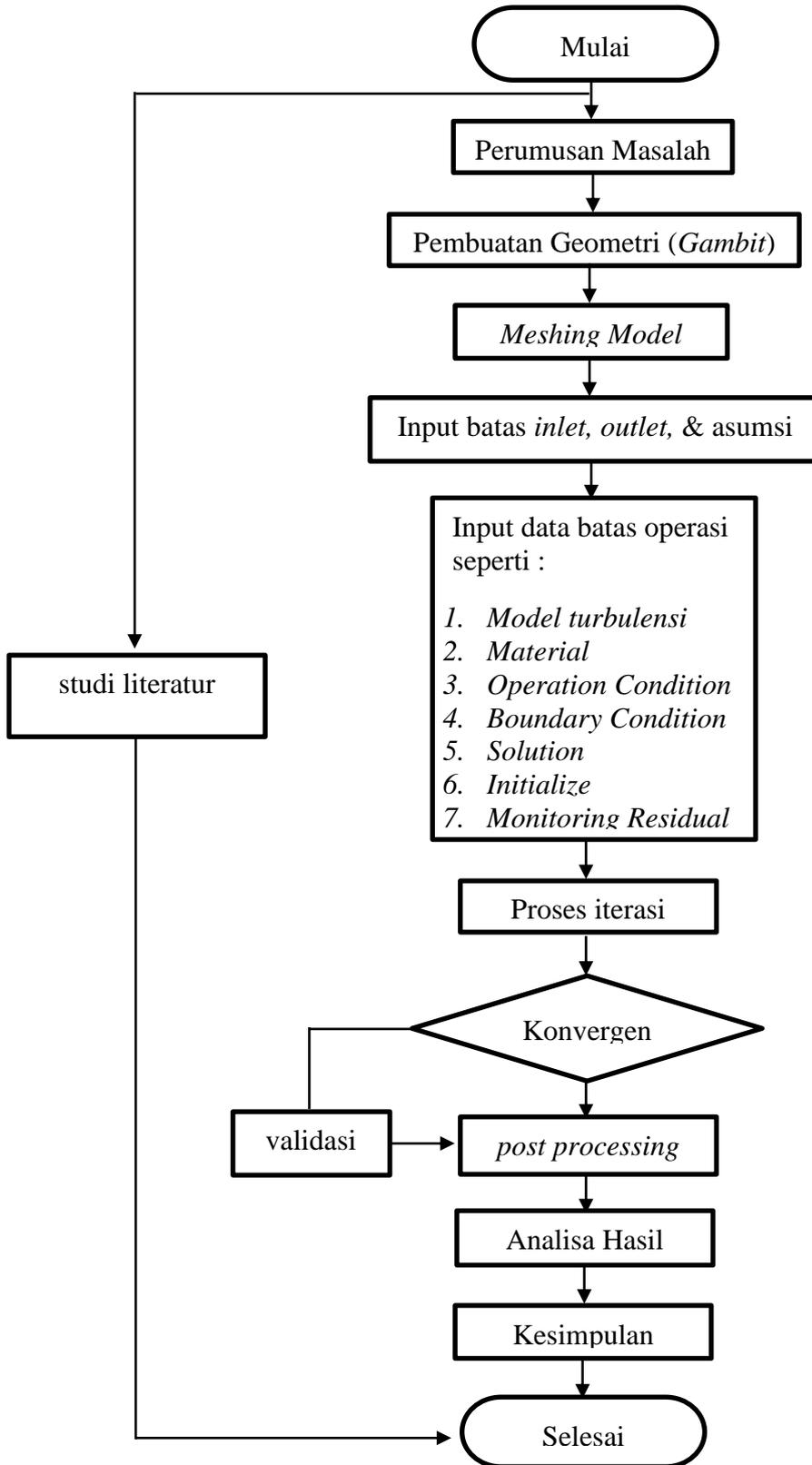
3.1 Tahap Penelitian

Metode penelitian yang akan dilakukan adalah simulasi numerik menggunakan *software Gambit 2.4.6* dan *software ANSYS Fluent 16.0* untuk pemodelan dan analisa pembakaran pada *furnace boiler*. Tiga proses utama dalam melakukan simulasi numerik adalah *preprocessing*, *processing* atau *solving* dan *post processing*. Secara garis besar metodologi dan tahapan penelitian studi numerik pengaruh pola *coal blending* pada *boiler furnace* terhadap pola pembakaran, distribusi temperatur, dan pola aliran *flue gas* sebagai berikut :

1. Studi literatur dilakukan dengan mengumpulkan informasi baik yang diperoleh dari buku, *boiler design, operation & maintenance manual*, tugas akhir, website, *power plant standard*, dan lain-lain. Selain itu juga dilakukan dengan mencari literatur lain seperti penelitian terdahulu yang berkaitan dengan tema tesis. Studi literatur dilakukan untuk membantu memahami dan menganalisa proses pembakaran, pengaturan *tilting burner boiler*, *coal blending*, dan simulasi numerik.
2. Studi kasus dan permasalahan didapatkan dari hasil survei maupun dari historical data PLTU Suralaya 8. Tujuan utama dari studi kasus ini adalah untuk mengetahui permasalahan yang terjadi. Permasalahan di PLTU Suralaya 8 adalah bahwa pembangkit tidak dapat dioperasikan pada kondisi *Maximum Continuous Rating (BMCR)* karena parameter operasi di peralatan-peralatan boiler mencapai batas maksimum apabila diumpan semua menggunakan batubara LRC sehingga diperlukan pencampuran bahan bakar dengan kalori yang lebih tinggi yaitu batubara MRC. Metode dan pola pencampuran bahan bakar merubah pola pembakaran dan distribusi panas sehingga diperlukan analisa lebih lanjut untuk mendapatkan pola yang tepat dan paling ekonomis.
3. Pengumpulan data dilakukan baik data primer maupun sekunder. Data-data yang digunakan adalah data desain peralatan boiler, data operasi dan data *performance test*. Pengambilan data operasi digunakan untuk melakukan validasi pemodelan dan perhitungan pembakaran batubara.

4. Pemodelan dilakukan dengan menggunakan *software Gambit*, sedangkan simulasi menggunakan *software Ansys Fluent*. Studi ini fokus pada simulasi numerik pembakaran pada boiler PLTU Suralaya 8 untuk mengetahui distribusi temperatur pembakaran di *furnace* boiler dengan variasi injeksi batubara LRC dan batubara MRC. Hasil penelitian akan membandingkan kondisi pembakaran pada boiler dari beberapa variasi tersebut. Validasi dilakukan terhadap kondisi operasi aktual. Hasil simulasi akhir akan menampilkan *post-processing* berupa distribusi temperatur dan distribusi aliran *flue gas*. Kemudian juga dihitung perbandingan nilai ekonomis dari berbagai variasi *coal blending*.
5. Perhitungan difokuskan pada penentuan jumlah batubara MRC yang diperlukan agar tercapai beban MCR dan variasi pola pengaturan penempatan bahan bakar antar *layer burner*.
6. Penyusunan laporan akhir penyusunan tesis yang berisi pendahuluan, tinjauan pustaka, metodologi penelitian, analisa dan pembahasan, serta kesimpulan dan saran dari penelitian yang dilakukan.

3.2 Flowchart Penelitian



Gambar 3.1. Flowchart Penelitian

3.3 Rancangan Simulasi Numerik

3.3.1 Preprocessing

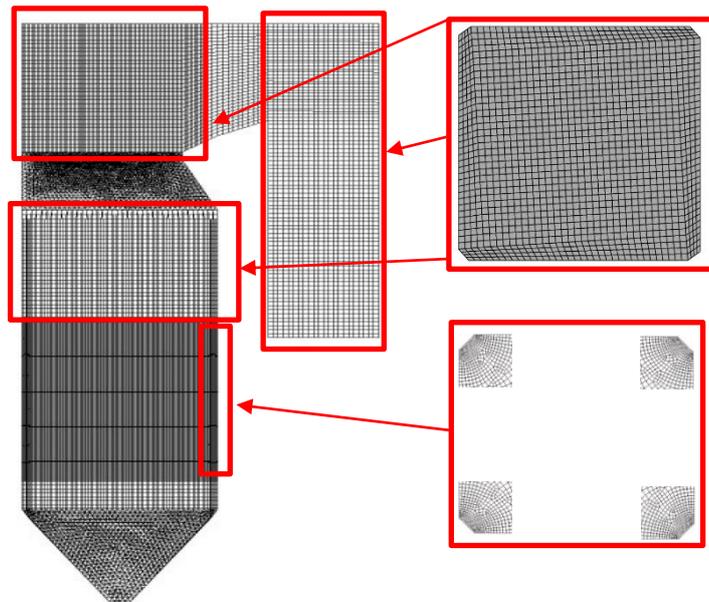
Preprocessing merupakan langkah pertama dalam melakukan simulasi numerik. Tahapan ini meliputi beberapa sub-tahapan antara lain : pembuatan geometri, penentuan domain, pembuatan *meshing* dan penentuan parameter-parameter yang digunakan.

3.3.2 Geometri Boiler

Gambar geometri boiler PLTU Suralaya unit 8 dibuat menggunakan *software Gambit*.

3.3.3 Meshing

Bidang atau volume yang berisi fluida pembakaran dibagi menjadi elemen-elemen kecil (*meshing*). Hal ini dilakukan untuk memudahkan diskretisasi domain aliran dan menerapkan persamaan pengontrolan domain aliran fluida. Untuk mendapatkan simulasi yang akurat maka pemilihan *meshing* pada sebuah geometri dibuat mengikuti prediksi perubahan pola aliran yang terjadi. *Nodes* pada *meshing* boiler dengan bentuk *mesh* yang dipilih untuk pemodelan 3D boiler adalah *hexahedral* dan *polyhedral*. Gambar 3.2 adalah gambar *meshing* untuk pemodelan tiga dimensi :



Gambar 3.2. *Meshing model Boiler*

3.3.4 Processing

Tahap *processing* dan *post-processing* proses pembakaran di *boiler* menggunakan *software Ansys Fluent*. pada penelitian ini model simulasi digunakan seperti pada tabel 3.1.

Tabel 3.1 Model pada simulasi numerik Ansys Fluent

Model	Keterangan	Dasar Pemikiran
<i>Multiphase</i>	Off	Penelitian dilakukan pada <i>flue gas</i> yang terjadi akibat pembakaran
<i>Energy Equation</i>	On	Mencakup perpindahan panas konveksi dan radiasi
<i>Viscous</i> (model turbulensi)	<i>Realizable k-ε, Standard Wall Fn</i>	Dapat menyelesaikan permasalahan <i>heating, buoyancy, compressibility, dan combustion</i> . Merujuk pada penelitian Vuthaluru (2009)
<i>Radiation</i>	Off	
<i>Heat Exchanger</i>	Off	<i>Heat Exchanger</i> dimodelkan sebagai <i>porous medium</i> pada <i>cell zone condition</i> dengan penyerapan <i>heat generation</i>
<i>Species</i>	<i>Species transport (NOx : Thermal NOx)</i>	Karena spesies kimia yang diinjeksikan mempunyai reaksi kimia (pembakaran) yang telah didefinisikan pada material yang digunakan. Merujuk pada penelitian Suhermanto (2012)
<i>Discrete Phase</i>	On	Mendefinisikan injeksi untuk inlet batubara
<i>Solidification</i>	Off	Tidak diperlukan
<i>Acoustic</i>	Off	Tidak diperlukan
<i>Eulerian Wall Film</i>	Off	Tidak diperlukan

Pada pendistribusian bahan bakar batubara ke dalam boiler dilakukan dengan peng-injeksian batubara melalui *burner* yang terdapat pada masing-masing corner. Boiler Suralaya 8 menggunakan 7 elevasi *burner*, elevasi *burner layer A* sampai dengan *burner layer G*, dimana masing-masing elevasi terdiri dari 4 burner yang terletak pada *corner boiler*. Pada studi ini akan dilakukan penginjeksian batubara jenis LRC dan MRC dengan komposisi bervariasi. Sedangkan dua elevasi burner *stand-by* pada beban 500 MW.

Batubara diinjeksikan dengan sudut horizontal sesuai desain dan *tilting* - 10° (searah dengan sumbu diagonal elevasi *burner*) dan dengan kecepatan angkut 24 m/s. Sedangkan untuk *secondary air*, termasuk CCOFA dan SOFA masing-masing memiliki pengaturan sudut sesuai dengan *manual book OEM (Original Equipment Manufacturing)* boiler tersebut. Ketentuan injeksi batubara dan pengaturan sudut *secondary air* dapat disertakan dalam tabel 3.2 dan table 3.7.

Tabel 3.2 Ketentuan pola injeksi batubara pada masing-masing *corner*

Type	Parameter	Keterangan
<i>Injection Type</i>	<i>Surface</i>	Karena pendistribusian batubara saat memasuki <i>furnace</i> melewati sebuah permukaan <i>nozzle</i> dengan luasan tertentu
<i>Particle Type</i>	<i>Combusting</i>	Reaksi yang terjadi pada partikel yang diinjeksikan adalah reaksi pembakaran
<i>Material</i>	<i>Coal MRC (MRC)</i>	Kasus PLTU Suralaya unit 8
	<i>Coal LRC (LRC)</i>	
<i>Diameter Distribution</i>	<i>Rosin Rammler</i>	Karena distribusi diameter partikel batubara tidak memiliki nilai yang tetap
<i>Devolatilizing Species</i>	<i>Coal MRC (MRC)</i>	Kasus PLTU Suralaya unit 8
	<i>mv_vol</i>	
<i>Total Flow Rate (kg/s)</i>	4,3889 kg/s	Data <i>performance test</i>
<i>Min Diameter (m)</i>	7e-05	Diameter batubara untuk <i>Pulverized coal boiler</i>
<i>Max Diameter (m)</i>	0.0002	
<i>Spread Diameter (m)</i>	4,52	Asumsi dari tutorial <i>Ansys Fluent</i>

Sedangkan pengaturan peletakan jenis batubara pada studi ini adalah (elevasi *burner F* dan *G standby* dan diasumsikan *wall*) :

Tabel 3.3 Variasi peletakan penginjeksian

Kasus *)	LRC	MRC
Kasus 1	6 <i>burner A,B,C,D,F,G</i>	-
Kasus 2	4 <i>burner B,C,D,E</i>	1 <i>burner A</i>
Kasus 3	4 <i>burner A,C,D,E</i>	1 <i>burner B</i>
Kasus 4	4 <i>burner A,B,D,E</i>	1 <i>burner C</i>
Kasus 5	4 <i>burner A,B,C,E,</i>	1 <i>burner D</i>
Kasus 6	4 <i>burner C,D,E,D</i>	1 <i>burner E</i>

*) CCOFA dan SOFA dioperasikan, *burner F* dan *G* posisi *standby*

Sebelum mensimulasikan kasus pada tabel 3.3, terlebih dahulu melakukan simulasi numerik untuk pengoperasian 100% LRC sesuai data *performance test* unit tanggal 17 Januari 2019.

- Boundary Condition

Boundary Conditions merupakan batasan nilai dan kondisi yang ditetapkan pada sistem aliran agar simulasi yang dilakukan mendekati fenomena fisik yang terjadi pada kondisi aktual. Dalam studi ini, *heat exchanger* dimodelkan sebagai *porous medium* yang memiliki nilai *heat generation* yang diperoleh berdasarkan perhitungan. Adapun *waterwall tube* memiliki nilai *heat flux*. Karena *heat exchanger* menyerap panas dari *flue gas* maka data menggunakan tanda minus didepan nilai tersebut.

Injeksi batubara disesuaikan dengan kasus yang dianalisa dengan memasukan data *velocity inlet* pada masing-masing elevasi *burner* yang diaktifkan. Injeksi *primary air nozzle*, *secondary air nozzle*, CCOFA dan SOFA menggunakan data *velocity inlet* dan *temperature*. Adapun nilai *outlet* dimodelkan sebagai *pressure outlet* yang memiliki nilai tekanan dan temperatur tertentu yaitu - 562 Pa dan 515,5 K.

Tabel 3.4. Tipe *boundary condition*

NO	<i>Boundary Condition</i>	<i>Type</i>
1	<i>Inlet</i>	<i>velocity inlet</i>
2	<i>Outlet</i>	<i>pressure outlet</i>
3	<i>Wall</i>	<i>wall</i>

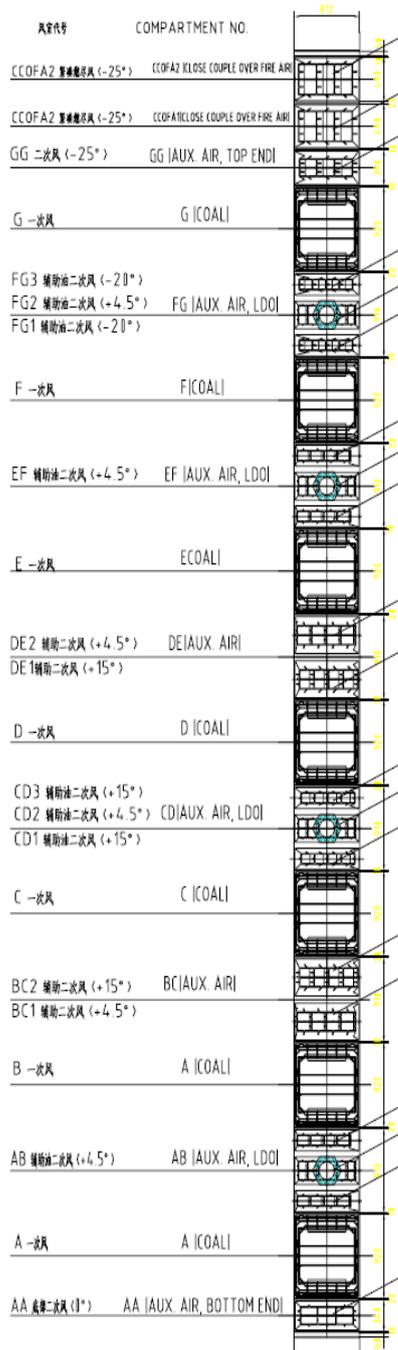
Tabel 3.5. Setting parameter *boundary condition Secondary Air*

<i>Momentum</i>				
<i>Velocity Specification Method</i>		<i>Magnitude and direction</i>		
<i>Reference Frame</i>		<i>Absolute</i>		
<i>Coordinate System</i>		<i>Cartesian (x,y,z)</i>		
Flow direction <i>air damper AB, BC, CD, DE, EF, dan FG</i>				
Component	Corner 1	Corner 2	Corner 3	Corner 4
x flow direction	0,7826082	-0,6755902	-0,7826082	0,6755902
y flow direction	-0,6225146	-0,7372773	0,6225146	0,7372773
z flow direction	-0,1736482	-0,1736482	-0,1736482	-0,1736482
<i>Turbulence</i>				
<i>Specification Method</i>		<i>Intensity and Hydraulic Diameter</i>		
<i>Turbulence Intensity</i>		5 %		
<i>Hydraulic Diameter</i>		0,69 m		
<i>Species</i>		0,23 O ₂		
<i>DPM</i>		Escape		

Tabel 3.6. Setting parameter *boundary condition Primary Air*

<i>Momentum</i>				
<i>Velocity Specification Method</i>		<i>Magnitude and direction</i>		
<i>Reference Frame</i>		<i>Absolute</i>		
<i>Coordinate System</i>		<i>Cartesian (x,y,z)</i>		
Flow direction <i>primary air for coal burner A,B,C,D,E</i>				
Component	Corner 1	Corner 2	Corner 3	Corner 4
0,7313537	0,7313537	-0,7313537	-0,7313537	0,7313537
y flow direction	-0,6819984	-0,6819984	0,6819984	0,6819984
z flow direction	-0,1736482	-0,1736482	-0,1736482	-0,1736482
<i>Turbulence</i>				
<i>Specification Method</i>		<i>Intensity and Hydraulic Diameter</i>		
<i>Turbulence Intensity</i>		5 %		
<i>Hydraulic Diameter</i>		0,862 m		
<i>Species</i>		0,23 O ₂		
<i>DPM</i>		Escape		

Tabel 3.7 Boundary condition untuk auxiliary air



Nozzle	Sudut (°)	Suhu (K)	Kecepatan (m/s)
AA	0	632,15	hasil perhitungan
A	0	332,65	24 (Data Performance Test)
AB	4,5	632,15	hasil perhitungan
B	0	332,65	24 (Data Performance Test)
BC1	4,5	632,15	hasil perhitungan
BC2	4,5	632,15	hasil perhitungan
C	0	332,65	24
CD1	15	632,15	hasil perhitungan
CD2	0	-	-
CD3	15	632,15	hasil perhitungan
D	0	332,65	24
DE1	15	632,15	hasil perhitungan
DE2	4,5	632,15	hasil perhitungan
E	0	332,65	0
EF	4,5	632,15	hasil perhitungan
F	0	332,65	24
FG1	-20	632,15	hasil perhitungan
FG2	0	-	-
FG3	-20	632,15	hasil perhitungan
G	0	332,65	24
GG	-25	632,15	hasil perhitungan
CCOFA 1&2	-25	632,15	hasil perhitungan
SOFA 1&2	0	632,15	hasil perhitungan

- Operating Conditions

Operating Condition merupakan perkiraan keadaan pola operasi yang biasanya merupakan perkiraan tekanan pada batasan operasi yaitu antara 1 atm atau 101.325 pa.

- Material

Jenis material yang akan digunakan pada studi ini adalah *mixing materials* yang terdiri dari *Low Rank Coal (LRC)* dan *Medium Rank Coal (MRC)*. Komposisi batubara yang diinjeksikan pada *furnace* boiler sesuai table 3.2. Data *properties* pada masing-masing material sesuai keterangan tabel 3.8.

Tabel 3.8. Data *Properties* Material Batubara

Fluent Parameters	Coal - LRC	Coal - MRC	Referensi
<i>Density</i> (kg/m ³)	1350	1400	<i>Coal Handbook</i>
<i>Cp</i> (j/kg K)	1387	1500	<i>Coal Handbook</i>
<i>Latent Heat</i> (kJ/kg)	1783,576	1607,731	Data perusahaan
<i>Vaporation Temperature</i> (K)	463,15	423,15	<i>Ansys Fluent 16.0</i>
<i>Volatile Component Fraction</i> (%)	33,33	33,98	Data perusahaan
<i>Binary Difusivity</i> (m ² /s)	0,0004	0,0005	<i>Fluent Database</i>
<i>Swelling Coeficient</i>	2	2	<i>Fluent Database</i>
<i>Combustion Fraction</i>	29,11	36,11	Data perusahaan
<i>React. Heat Fraction Absorbed by Solid</i> (%)	30	30	<i>Fluent Database</i>
<i>Devolatilization Model</i> (1/s)	20	50	<i>Fluent Database</i>

- *Initialization*

Initialization merupakan data perkiraan awal sebelum melakukan perhitungan untuk memudahkan dalam mencapai kondisi konvergen. Perkiraan

data dimulai dari kondisi batas sisi masuk, sisi keluar, semua zona, dan lain-lain. *Initialization* yang digunakan pada studi berikut adalah *hybrid initialization*.

- *Solution*

Solusi pada studi 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, mv_vol, O₂, CO₂, H₂O, H₂* dan *CO*, serta *first order upwind* untuk *turbulent kinetic energy* dan *turbulent dissipation rate*. Penggunaan solusi ini berdasarkan penelitian yang dilakukan oleh Chung, dkk (2002) dan Choi dan Kim (2008).

- *Monitor Residual*

Monitor Residual merupakan tahap penyelesaian masalah berupa proses iterasi hingga mencapai nilai konvergen yang diinginkan. Apabila nilai konvergen ditentukan sebesar 10^{-3} berarti 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 dengan pengambilan data pada iterasi tertentu dimana pada iterasi tersebut memiliki nilai parameter yang hampir sama dengan data operasi yang diambil di lapangan.

- *Postprocessing*

Postprocessing merupakan penyajian data hasil serta analisa terhadap hasil yang telah diperoleh berupa data kualitatif (*contours, vector, pathlines, particle track*) dan data kuantitatif berupa grafik maupun tabel. Pada studi ini, analisa dilakukan terhadap distribusi temperatur (*contours* dan grafik), distribusi kecepatan (*contours* dan vektor), dan distribusi gas buang CO₂, dan O₂ (*contours* dan grafik).

3.4 Rancangan Penelitian

Rancangan parameter yang dilakukan pada penelitian ini adalah sebagai berikut :

Tabel 3.9 Rancangan Parameter Penelitian

Parameter Input		Parameter Output	
Konstan	variasi	Pengukuran	Data <i>Fluent</i>
<i>Primary air velocity</i>	Kecepatan <i>secondary air</i> , <i>CCOFA</i> , dan <i>SOFA</i>	Temperatur <i>flue gas</i> pada <i>inlet</i> dan <i>outlet</i> jajaran <i>heat exchanger</i>	Temperatur <i>flue gas</i> pada <i>inlet</i> dan <i>outlet heat exchanger</i> (validasi simulasi menggunakan batubara LRC)
<i>Mass flow rate</i> batubara LRC dan MRC	Injeksi batubara LRC dan MRC pada elevasi tertentu		Kontur distribusi temperatur pada posisi <i>y-center</i> , pada masing-masing elevasi, dan pada posisi sesaat sebelum memasuki jajaran <i>superheater</i>
Temperatur <i>primary air</i> , <i>secondary air</i> , <i>CCOFA</i> , dan <i>SOFA</i>			Kontur dan vektor distribusi kecepatan pada masing-masing elevasi
Pembagian elevasi yaitu 1-4 elevasi untuk LRC dan 4-1 elevasi untuk MRC			Kontur distribusi temperature, NO _x , CO ₂ , & O ₂ pada <i>y-center</i> dan pada masing-masing elevasi burner
			Grafik distribusi temperatur, gas buang NO _x , CO ₂ & O ₂

Data Perhitungan *Heat Loss*

Data yang dibutuhkan untuk perhitungan *heat loss* dengan *indirect method* adalah sebagai :

Tabel 3.10 Data Perhitungan Heat Loss

DATA	SATUAN
<i>Fuel firing rate</i>	kg/hr
<i>Steam generation rate</i>	kg/hr
<i>Steam pressure</i>	kg/cm ² (g)
<i>Steam temperature</i>	°C
<i>Feedwater outlet temperature</i>	°C
<i>% CO₂ in flue gas</i>	%
<i>% CO in flue gas</i>	%
<i>Average flue gas temperature</i>	°C
<i>Ambient temperature</i>	°C
<i>Humidity in ambient air</i>	kg/kg dry air
<i>Surface temperature of Boiler</i>	°C
<i>Wind velocity around the boiler</i>	m/s
<i>Total surface area of boiler</i>	m ²
<i>Unburn Carbon of bottom ash</i>	%
<i>Unburn Carbon of fly ash</i>	%
<i>Ratio of bottom as to fly ash</i>	
<i>Fuel Analysis (in %) – Ultimate Analysis</i>	
<i>Ash content</i>	%
<i>Moisture</i>	%
<i>Carbon</i>	%
<i>Hydrogen</i>	%
<i>Nitrogen</i>	%
<i>Oxygen</i>	%
<i>Sulfur</i>	%
<i>GCV of coal</i>	kCal/kg

3.5 Jadwal Penelitian

Penelitian dijadwalkan dalam waktu 5 bulan dengan rincian kegiatan sebagai berikut :

Tabel 3.11 Jadwal Penelitian

	KEGIATAN	WAKTU																							
		I				II				III				IV				V				VI			
		1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
1	Studi pustaka	■																							
2	Perhitungan efisiensi boiler																								
3	Pemodelan boiler																								
4	Meshing model																								
5	Iterasi CFD																								
6	Post processing data																								
7	Penulisan laporan																								
8	Seminar proposal tugas akhir																								
9	Seminar Internasional																								
10	Sidang tugas akhir																								

BAB 4

PEMBAHASAN

Pembahasan perhitungan dan analisa hasil dari simulasi akan dilakukan pada bab ini. Pada tahap awal dilakukan perhitungan untuk mengetahui *heat loss* menggunakan metode *indirect method* sesuai *ASME PTC 4.1*, serta perhitungan panas yang diserap oleh setiap *heat exchanger*. Perhitungan bertujuan untuk mengetahui $\dot{m}_{flue\ gas}$ yang akan digunakan untuk mengetahui *heat generation* pada area *heat exchanger* dan *heat flux* pada *waterwall*. Selain itu juga untuk menentukan total $\dot{m}_{auxiliary\ air}$ untuk menentukan kecepatan udara pembakaran *secondary air*. Adapun data hasil simulasi yang ditampilkan meliputi distribusi temperature, NO_x, SO_x, CO₂ dan data kuantitatif kandungan *flue gas* pada *outlet boiler*.

4.1 Perhitungan *Heat Loss* dan Efisiensi Boiler

Perhitungan *heat loss* dan efisiensi boiler dilakukan dengan menggunakan *indirect method ASME PTC 4.1*.

4.1.1 Data Perhitungan *Indirect Method* berdasarkan *ASME PTC 4.1*

Perhitungan *Indirect Method ASME PTC 4.1* menggunakan data pengoperasian dengan batubara 100 % LRC sesuai data *performance test*.

Tabel 4.1. Data Perhitungan *Indirect Method*

PARAMETER			
Fuel firing rate	=	316.000	kg/hour
Steam generation rate	=	1.946.000	kg/ hour
Steam pressure	=	177,431	kg/cm ² (g)
Steam temperature	=	541	°C
Feedwater outlet temperature	=	278	°C
% CO ₂ in flue gas	=	15	
% CO in flue gas	=	0,5	
Average flue gas temperature	=	141	°C
Ambient temperature	=	35	°C
Humidity in ambient air	=	0,0204	Kg/kg dry air
Surface temperature of Boiler	=	60	°C
Wind velocity around the boiler	=	3	m/s
Total surface area of boiler	=	9181	m ²
GCV of Bottom ash	=	800	kCal/kg
GCV of fly ash	=	0,26	kCal/kg
Ratio of bottom as to fly ash	=	80:20	
Fuel Analysis (in %) – Ultimate Analysis			
Ash content	=	8,49	%
Moisture	=	33,2	%
Carbon	=	42,71	%
Hydrogen	=	3,3	%
Nitrogen	=	0,65	%
Oxygen	=	11,37	%
Sulfur	=	0,28	%
GCV of coal	=	3900	kCal/kg

4.1.2 Perhitungan *Indirect Method* berdasarkan *ASME PTC 4.1*

Data *performance test* unit yang dilakukan pada tanggal 17 Januari 2019, didapat data udara pembakaran sebagai berikut :

Tabel 4.2. Data Performance Test Udara Pembakaran

No	Parameter	Flow (T/H)	Pressure (kPa)	Temperature (°C)
1	Primary Air flow A	514,70	9,17	39,37
2	Primary Air flow B	502,36	9,39	40
3	Secondary Air A	549,59	0,93	310
4	Secondary Air B	626,48	0,95	312

Berdasarkan data tersebut dilakukan perhitungan sebagai berikut :

- *Actual mass of air supplied in kg/s*

$$= \text{PA flow A} + \text{PA flow B} + \text{SA flow A} + \text{SA flow B}$$

$$= 514,7 \text{ T/H} + 502,36 \text{ T/H} + 549,59 \text{ T/H} + 626,48 \text{ T/H}$$

$$= 2193,13 \text{ T/H}$$

$$= 609,20 \text{ kg/s}$$
- AAS dengan *coal flow* 316.000 kg/hr, maka :

$$= \frac{316.000 \text{ kg/hr}}{609,20 \text{ kg/s}}$$

$$= 6,94 \text{ kg/kg coal}$$
- *Actual mass of dry flue gas*

$$\text{Mass of dry flue gas} = \text{Mass of CO}_2 + \text{Mass of N}_2 \text{ in the fuel} + \text{Mass of N}_2$$

$$\text{In the combustion air supplied} + \text{Mass of O}_2 \text{ in the flue gas}$$

$$= \frac{42,71}{100} \times 44 + \frac{0,65}{100} + \frac{9,51 \times 77}{100} + \frac{(9,51 - 6,049) \times 23}{100}$$

$$= 9,79 \text{ kg/hr}$$
- *Mass of dry flue gas in kg/s*

$$\text{Mass of dry flue gas} = \text{Mass of dry flue gas (kg/kg of coal)} \times \text{fuel firing rate}$$

$$= 9,790 \frac{kg}{kg} \text{ of coal} \times 316.000 \frac{kg}{hr}$$

$$= 859,34 \text{ kg/s}$$

4.1.2.1 Perhitungan *Heat Loss*

Menghitung losses yang terjadi pada boiler, yaitu :

- *Heat loss of dry flue gas* (L_1)

$$L_1 = \frac{m \times C_{pfg} \times (T_f - T_a)}{GCV \text{ coal}} \times 100$$

$$L_1 = \frac{9,79 \frac{kg}{kg} \times 0,246 \frac{kCal}{kg} \text{ } ^\circ C \times (141 - 35)^\circ C}{3900 \frac{kCal}{kg} \text{ of coal}} \times 100$$

$$L_1 = 6,55 \%$$

- *Heat loss of moisture H_2* (L_2)

$$L_2 = \frac{9 \times H_2 \times \{584 + C_{px} \times (T_f - T_a)\}}{GCV \text{ coal}} \times 100$$

$$L_2 = \frac{9 \times \frac{3,3}{100} \text{ kg/kg fuel} \times \{584 + 0,45 \text{ kCal/kg}^\circ C \times (146 - 31)^\circ C\}}{3900 \frac{kCal}{kg} \text{ of coal}} \times 100$$

$$L_2 = 4,82 \%$$

- *Heat loss of moisture coal* (L_3)

$$L_3 = \frac{M \times \{584 + C_{px} \times (T_f - T_a)\}}{GCV \text{ coal}} \times 100$$

$$L_3 = \frac{\frac{33,2 \text{ kg}}{100 \text{ kg}} \text{ fuel} \times \{584 + 0,45 \text{ kCal/kg}^\circ C \times (146 - 31)^\circ C\}}{3900 \frac{kCal}{kg} \text{ of coal}} \times 100$$

$$L_3 = 5,38 \%$$

- *Heat loss of air moisture* (L_4)

$$L_4 = \frac{AAS \times \text{humidity ratio} \times C_{px} \times (T_f - T_a)}{GCV \text{ coal}} \times 100$$

$$L_4 = \frac{6,94 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ fuel} \times 0,0204 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ dry air} \times 0,45 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} (141 - 35)^\circ\text{C}}{3900 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}} \text{ of coal}} \times 100$$

$$L_4 = 0,173 \%$$

- Heat loss due to partial convention of CO (L₅)

$$L_5 = \frac{\%CO \times C}{\%CO + (\%CO_2)_a} \times \frac{5744}{GCV \text{ Coal}} \times 100$$

$$L_5 = \frac{0,5 \times 0,43}{0,5 + 15} \times \frac{5744}{3900 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}} \text{ of coal}} \times 100$$

$$L_5 = 2,03 \%$$

- Heat loss due radiation and convection (L₆)

$$\text{Heat Flux} = \left\{ 0,548 \times \left[\left(\frac{T_s}{55,55} \right)^4 - \left(\frac{T_a}{55,55} \right)^4 \right] \right.$$

$$\left. + 1,957 \times (T_s - T_a)^{1,25} \times \sqrt{\frac{196,85 \times V_m + 68,9}{68,9}} \right.$$

$$\text{Heat Flux} = \left\{ 0,548 \times \left[\left(\frac{60^\circ\text{C}}{55,55} \right)^4 - \left(\frac{35^\circ\text{C}}{55,55} \right)^4 \right] \right.$$

$$\left. + 1,957 \times (60^\circ\text{C} - 35^\circ\text{C})^{1,25} \times \sqrt{\frac{196,85 \times 3 \text{ m/s} + 68,9}{68,9}} \right.$$

$$\text{Heat Flux} = 339,04 \frac{\text{W}}{\text{m}^2}$$

$$\text{Heat Flux} = 339,04 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \times 0,86$$

$$\text{Heat Flux} = 291,57 \frac{\text{kCal}}{\text{m}^2}$$

$$\text{Heat rate} = 291,57 \frac{\text{kCal}}{\text{m}^2} \times 9.181 \text{ m}^2$$

$$\text{Heat rate} = 2.676.947,04 \text{ kCal}$$

$$L_6 = \frac{\text{Heat Rate} \times 100}{GCV \text{ coal} \times \text{Coal flow}}$$

$$L_6 = \frac{2.676.947,04 \text{ kCal} \times 100}{3900 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}} \text{ of coal} \times 316.000 \frac{\text{kg}}{\text{hour}}}$$

$$L_6 = \frac{2.676.947,04 \frac{\text{kCal}}{\text{hour}} \times 100}{3900 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}} \text{ of coal} \times 316.000 \frac{\text{kg}}{\text{hour}}}$$

$$L_6 = 0,217 \%$$

- Heat loss due to unburnt in fly ash (L_7)

$$L_7 = \frac{\text{Total ash/kg of fuel burnt} \times \text{GCV of fly ash} \times 100}{\text{GCV of fuel}}$$

$$L_7 = \frac{0,1 \times 0,085 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ of fuel} \times 453 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}} \times 100}{3900 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}}}$$

$$L_7 = 0,099 \%$$

- Heat loss due to unburnt in bottom ash GCV of bottom ash (L_8)

$$L_8 = \frac{\text{Total ash collected/kg of burnt} \times \text{GCV of bottom ash} \times 100}{\text{GCV of fuel}}$$

$$L_8 = \frac{0,1 \times 0,085 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ of fuel} \times 800 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}} \times 100}{3900 \frac{\text{kCal}}{\text{kg}}}$$

$$L_8 = 0,174 \%$$

Berdasarkan perhitungan diatas maka didapatkan efisiensi boiler sebagaimana pada table 4.3.

Tabel 4.3. Data *Heat Loss Boiler*

Parameter		Satuan	Nilai
<i>Heat loss in dry flue gas</i>	L ₁	%	6,5457
<i>Heat loss due to formation of water from H₂ in fuel</i>	L ₂	%	4,8243
<i>Heat loss due to moisture in fuel</i>	L ₃	%	5,3775
<i>Heat loss due to moisture in air</i>	L ₄	%	0,1732
<i>Heat loss due to partial convention of CO</i>	L ₅	%	2,0292
<i>Heat loss due radiation and convection</i>	L ₆	%	0,2172
<i>Heat loss due to unburnt in fly ash</i>	L ₇	%	0,0985
<i>Heat loss due to unburnt in bottom ash GCV of bottom ash</i>	L ₈	%	0,1742
Total <i>Heat Loss</i>	L _T	%	19,4398
Efisiensi Boiler	η	%	80,5602

4.1.2.2 Perhitungan Panas yang diserap Heat Exchanger

Perhitungan ini dilakukan untuk mendapatkan energi panas yang diserap *heat exchanger* dan *heat flux* pada *water wall tube*. Perhitungan dilakukan menggunakan analisa dari sisi *flue gas* menggunakan data temperature *furnace* boiler pada masing-masing *heat exchanger*.

a. *Superheater Division Panel Front & Rear*

Perhitungan dilakukan menggunakan analisa *flue gas*. Berikut adalah data *Superheater Division Panel Front & Rear* :

- T_{in} = 1344 °C
- T_{out} = 1148 °C
- m_{flue gas} = 536,622 kg/s
- C_{p flue gas} = 1,1221 kJ/kg.K
- Volume *SH Div Panel (front & rear)* = 1416,39 m³

Perpindahan panas (q) total yang terjadi pada *superheater division panel front & rear* :

$$\begin{aligned}
 q &= \dot{m}_{flue\ gas} \times C_{p_{flue\ gas}} \times \Delta T \\
 &= 536,622 \times 1,1221 \text{ kJ/kgK} \times ((1344 + 273,15) - (1148 + 273,15)) \text{ K} \\
 &= 118.020,228 \text{ KW}
 \end{aligned}$$

$$q'' = \frac{q}{Volume} \text{ KW/m}^3$$

$$q'' = \frac{118.020,228}{2 \times 1.416,39} \text{ KW/m}^3 = 41,662 \text{ W/m}^3$$

Sehingga *heat generation superheater division panel front & rear* adalah

$$q'' = 20.831,167 \text{ watt/m}^3$$

b. *Superheater Platen*

Perhitungan dilakukan menggunakan analisa *flue gas*. Berikut adalah data *reheater platen* :

- $T_{in} = 1148 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_{out} = 1029 \text{ }^\circ\text{C}$
- $\dot{m}_{flue\ gas} = 536,622 \text{ kg/s}$
- $C_{p_{flue\ gas}} = 1,1212 \text{ kJ/kg.K}$
- $Volume\ RH\ Platen = 822,57 \text{ m}^3$

Perpindahan panas (q) total yang terjadi pada *Reheater Platen* dan *Reheater Finish*

$$\begin{aligned}
 q &= \dot{m}_{flue\ gas} \times C_{p_{flue\ gas}} \times \Delta T \\
 &= 536,622 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1,1212 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} \times ((1148 + 273,15) - (1029 + 273,15)) \text{ K} \\
 &= 71.597,666 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$q'' = \frac{q}{Volume} \text{ KW/m}^3$$

$$q'' = \frac{71.597,666}{822,57} \text{ KW/m}^3$$

$$q'' = 87.041,426 \text{ W/m}^3$$

c. *Reheater Platen dan Reheater Finish*

Perhitungan dilakukan menggunakan analisa . Berikut adalah data *reheater platen dan reheater finish* :

- $T_{in} = 1029 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_{out} = 896 \text{ }^\circ\text{C}$

- $\dot{m}_{flue\ gas} = 536,622\text{ kg/s}$
- $C_{p_{flue\ gas}} = 1,1074\text{ kJ/kg.K}$
- $Volume\ RH\ Platen = 602,199\text{ m}^3$
- $Volume\ RH\ Finish = 300,775\text{ m}^3$

Perpindahan panas (q) total yang terjadi pada *Reheater Platen* dan *Reheater Finish*

$$q = \dot{m}_{flue\ gas} \times C_{p_{flue\ gas}} \times \Delta T$$

$$= 536,622 \frac{kg}{s} \times 1,1074 \frac{kJ}{kg.K} \times ((1029 + 273,15) - (896 + 273,15))K$$

$$= 79.036,004\text{ kW}$$

$$q'' = \frac{q}{Volume} \text{ KW/m}^3$$

$$q'' = \frac{79.036,004}{602,199} \text{ KW/m}^3$$

$$q'' = 131.245,658\text{ W/m}^3$$

Perpindahan panas pada *Reheater Platen* dan *Reheater Finish* :

$$q_{rh\ platen} = 79.036,004\text{ kW}$$

$$q_{rh\ finish} = 51.798,660\text{ kW}$$

$$q''_{rh\ platen} = 131.245,658\text{ W/m}^3$$

$$q''_{rh\ finish} = 172.217,305\text{ W/m}^3$$

d. *Superheater Finish*

Perhitungan dilakukan menggunakan analisa *steam*. Berikut adalah data *superheter finish* :

- $T_{in} = 808\text{ }^{\circ}\text{C}$
- $T_{out} = 720\text{ }^{\circ}\text{C}$
- $\dot{m}_{flue\ gas} = 536,622\text{ kg/s}$
- $C_{p_{flue\ gas}} = 1,0844\text{ kJ/kg.K}$
- $Volume = 548,851\text{ m}^3$

Perpindahan panas (q) total yang terjadi pada *superheater finish* :

$$q = \dot{m}_{flue\ gas} \times C_{p_{flue\ gas}} \times \Delta T$$

$$= 536,622 \frac{kg}{s} \times 1,0844 \frac{kJ}{kg.K} \times ((808 + 273,15) - (720 + 273,15))K$$

$$= 51.208,375\text{ kW}$$

$$q'' = \frac{q}{Volume} \text{ KW/m}^3$$

$$q'' = \frac{51.208,375}{548,851} \text{ KW/m}^3$$

$$q'' = 93.301,051 \text{ W/m}^3$$

e. *Low Temperature Superheater (LTSH)*

Perhitungan dilakukan menggunakan analisa *flue gas*. Berikut data LTSH :

- $T_{in} = 720 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_{out} = 540 \text{ }^\circ\text{C}$
- $\dot{m}_{flue\ gas} = 536,622 \text{ kg/s}$
- $C_{p_{flue\ gas}} = 1,076 \text{ kJ/kg.K}$
- $Volume = 1.114,219 \text{ m}^3$

Perpindahan panas (q) total yang terjadi pada *superheater finish* :

$$\begin{aligned} q &= \dot{m}_{flue\ gas} \times C_{p_{flue\ gas}} \times \Delta T \\ &= 536,622 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1,076 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} \times ((720 + 273,15) - (540 + 273,15))\text{K} \\ &= 103.933,031 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$q'' = \frac{q}{Volume} \text{ KW/m}^3$$

$$q'' = \frac{103.933,031}{1.114,219} \text{ KW/m}^3$$

$$q'' = 93.278,817 \text{ W/m}^3$$

f. *Economizer*

Perhitungan dilakukan menggunakan analisa *flue gas*. Berikut adalah data *economizer* :

- $T_{in} = 536 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_{out} = 386 \text{ }^\circ\text{C}$
- $\dot{m}_{flue\ gas} = 536,622 \text{ kg/s}$
- $C_{p_{flue\ gas}} = 1,043 \text{ kJ/kg.K}$
- $Volume = 1.261,388 \text{ m}^3$

Perpindahan panas (q) total yang terjadi pada *economizer* :

$$q = \dot{m}_{flue\ gas} \times C_{p_{flue\ gas}} \times \Delta T$$

$$= 536,622 \frac{kg}{s} \times 1,043 \frac{kJ}{kg.K} \times ((536 + 273,15) - (386 + 273,15))K$$

$$= 83.914,331 kW$$

$$q'' = \frac{q}{Volume} KW/m^3$$

$$q'' = \frac{83.914,331}{1.261,388} KW/m^3$$

$$q'' = 66.525,392 W/m^3$$

g. *Waterwall*

Perhitungan panas yang diserap oleh *waterwall* adalah panas total yang diserap oleh boiler (q_{abs}) dikurangi total panas yang diserap oleh *heat exchanger*. Total panas yang diserap oleh *heat exchanger* pada boiler dapat dilihat pada tabel 4.4.

Tabel 4.4 Data *Heat Transfer* dan *Heat Generation Rate*

Heat Exchanger

<i>Heat Exchanger</i>	<i>Heat Transfer</i> (kW)	<i>Heat Generation Rate</i> (W/m ³)
<i>SH Div Panel Front</i>	118.020,228	41.662,334
<i>SH Div Panel Rear</i>	118.020,228	41.662,334
<i>SH Div Panel Platen</i>	71.597,666	87.041,426
<i>Reheater Platen</i>	79.036,004	131.245,658
<i>Reheater Finish</i>	51.798,650	172.217,305
<i>SH Finish</i>	51.208,375	93.301,051
LTSH	103.933,031	93.278,817
<i>Economizer</i>	83.914,331	66.525,392
Total	559.508,295	726.934,319

Perhitungan panas yang diserap oleh boiler adalah sebagai berikut :

Total kalor boiler :

$$q = fuel\ firing\ rate \times GCV_{coal}$$

$$= 316.000 \frac{kg}{s} \times \frac{1}{3600 s} \times 3900 \frac{kCal}{kg} \times 4,18 \frac{kJ}{kCal}$$

$$= 1.430.953,333 kW$$

$$q = 1.430,953 MW$$

$$q_{abs} = 1.430,953 \text{ MW} \times 80,5\% \\ = 1.151,917 \text{ MW}$$

Maka panas yang diserap oleh *waterwall* adalah :

$$q_{waterwall} = q_{abs} - q_{heat\ exchanger} \\ q = 1.151,917 \text{ MW} - 559,508 \text{ MW} \\ q = 592,409 \text{ MW}$$

Dengan luasan *waterwall tube boiler* 4.793,0773 m², maka:

$$q''_{waterwall} = \frac{592,409 \text{ MW}}{4.793,0773 \text{ m}^2} = 0,12359683 \frac{\text{MW}}{\text{m}^2} = 123.596,83 \frac{\text{W}}{\text{m}^2}$$

4.1.2.3 Perhitungan Udara Pembakaran *Auxiliary Air*

Berdasarkan hasil pengambilan data pada saat *performance test*, diketahui bahwa *primary air nozzle* yang berfungsi mentransportasikan batubara ke dalam ruang pembakaran memiliki nilai kecepatan udara sebesar 24 m/s pada bagian *coal pipe* sedangkan pada *ducting* kecepatannya adalah 21,7 m/s. Adapun *secondary air velocity* tergantung pada jumlah batubara yang menentukan udara pembakaran yang digunakan untuk pembakaran batubara.

Perhitungan Udara Pembakaran *Primary Air* dan *Secondary Air*

1. *Primary Air*

Berdasarkan table 4.2. Data Performance test udara pembakaran, jumlah total *primary air flow*

$$PA\ flow = PA\ flow\ A + PA\ flow\ B \\ = 514,70 \text{ T/H} + 502 \text{ T/H} \\ = 1017,06 \text{ T/H}$$

2. *Secondary Air*

Untuk dapat mengetahui nilai *velocity* pada *secondary air*, maka diperlukan data *mass flow rate secondary air*. Berdasarkan table 4.2, dihitung *secondary air* sebagai berikut :

$$SA\ flow = SA\ flow\ A + SA\ flow\ B \\ = 549,59 \text{ T/H} + 626,48 \text{ T/H} \\ = 1176,07 \text{ T/H}$$

$$\dot{m}_{sa\ total} = 326,686 \frac{kg}{s}$$

$$\dot{m}_{sa\ burner} = 60 \% \times \dot{m}_{sa}$$

$$\dot{m}_{sa\ burner} = 60 \% \times 326,686 \frac{kg}{s}$$

$$\dot{m}_{sa\ burner} = 196,012 \frac{kg}{s}$$

$$\dot{m}_{sa\ OFA} = 40 \% \times \dot{m}_{sa}$$

$$\dot{m}_{sa\ OFA} = 40 \% \times 326,686 \frac{kg}{s}$$

$$\dot{m}_{sa\ OFA} = 130,674 \frac{kg}{s}$$

$$\dot{m}_{sa\ burner\ rate\ per\ elevasi} = \frac{\dot{m}_{sa\ burner}}{jumlah\ elevasi\ aktif}$$

$$\dot{m}_{sa\ rate\ per\ elevasi} = \frac{196,012 \frac{kg}{s}}{6}$$

$$\dot{m}_{sa\ rate\ per\ elevasi} = 32,669 \frac{kg}{s}$$

$$\dot{m}_{sa\ rate\ per\ burner} = \frac{\dot{m}_{sa\ rate\ per\ elevasi}}{4}$$

$$\dot{m}_{sa\ rate\ per\ burner} = \frac{32,669 \frac{kg}{s}}{4}$$

$$\dot{m}_{sa\ rate\ per\ burner} = 8,167 \frac{kg}{s}$$

Tabel 4.5. Data Properties Udara Pembakaran Elevasi AA & GG

DATA	NILAI	SATUAN
Temperature	358	°C
Massa Jenis	0,5580	kg/m ³
Mass flow rate	4,0836	kg/sec
Luas per corner	0,3694	m ²

Kecepatan udara pembakaran pada elevasi AA & GG

$$v = \frac{\dot{m}}{\text{luas per corner} \times \rho}$$

$$v = \frac{4,0836 \frac{kg}{s}}{0,3694 m^2 \times 0,5580 \frac{kg}{m^3}}$$

$$v = 19,811 \frac{m}{s}$$

Tabel 4.6. Data Properties Udara Pembakaran
Elevasi AB, BC, CD, DE, EF, dan FG

DATA	NILAI	SATUAN
Temperature	358	°C
Massa Jenis	0,5580	kg/m ³
Mass flow rate	8,167	kg/sec
Luas per corner	0,7389	m ²

Kecepatan udara pembakaran pada elevasi AA & GG

$$v = \frac{\dot{m}}{\text{luas per corner} \times \rho}$$

$$v = \frac{8,167 \frac{kg}{s}}{0,7389 m^2 \times 0,5580 \frac{kg}{m^3}}$$

$$v = 19,8085 \frac{m}{s}$$

Tabel 4.7 Data Properties Udara Pembakaran Elevasi CCOFA & SOFA

DATA	NILAI	SATUAN
Temperature	358	°C
Massa Jenis	0,5580	kg/m ³
Mass flow rate	8,167	kg/sec
Luas per corner (CCOFA)	0,39788	m ²
Luas per corner (SOFA)	0,51968	m ²

Kecepatan udara pembakaran pada elevasi CCOFA & SOFA

$$v = \frac{\dot{m}}{\text{luas per corner} \times \rho}$$

$$v_{CCOFA} = \frac{8,167 \frac{kg}{s}}{0,39788 m^2 \times 0,5580 \frac{kg}{m^3}}$$

$$v_{CCOFA} = 36,7862 \frac{m}{s}$$

$$v_{SOFA} = \frac{4,0836 \frac{kg}{s}}{0,51968 m^2 \times 0,5580 \frac{kg}{m^3}}$$

$$v_{SOFA} = 28,1644 \frac{m}{s}$$

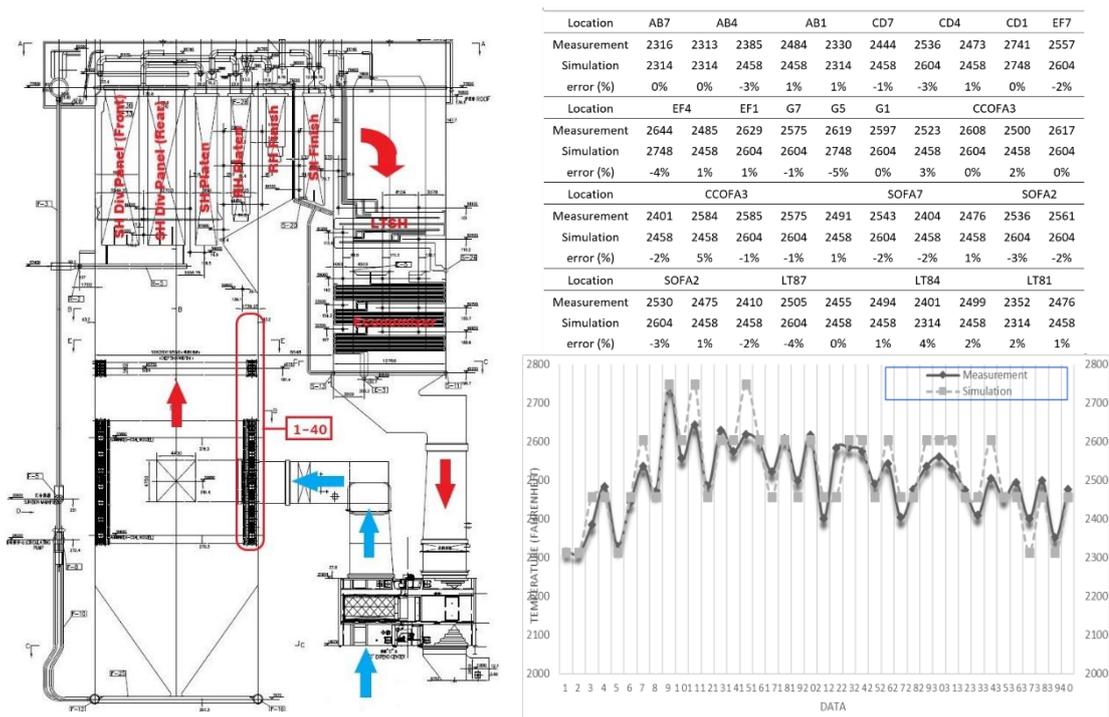
Tabel 4.8 Kecepatan udara pembakaran pada setiap elevasi

ELEVASI	DATA	KECEPATAN (m/s)
AA	<i>Auxiliary air</i>	19,811
A	<i>Coal</i>	24
AB	<i>Auxiliary air, LDO</i>	19,8085
B	<i>Coal</i>	24
BC	<i>Auxiliary air</i>	19,8085
C	<i>Coal</i>	24
CD	<i>Auxiliary air, LDO</i>	19,8085
D	<i>Coal</i>	24
DE	<i>Auxiliary air</i>	19,8085
E	<i>Coal</i>	0
EF	<i>Auxiliary air, LDO</i>	1,9808
F	<i>Coal</i>	24
FG	<i>Auxiliary Air, LDO</i>	19,8085
G	<i>Coal</i>	19,8085
GG	<i>Auxiliary air</i>	24
CCOFA1		36,7862
CCOFA2		36,7862
SOFA1		28,1644
SOFA2		28,1644

4.2 Validasi Simulasi Numerik

Sebelum melakukan pengamatan pada kasus *coal blending in-furnace* pada udara pembakaran terlebih dahulu dilakukan validasi hasil simulasi dengan menggunakan udara pembakaran biasa sesuai kondisi operasi saat melakukan *performance test* dan pengambilan data di lapangan. Simulasi yang dilakukan adalah kasus 1. Proses validasi dilakukan dengan membandingkan *temperature area burner* dan *inlet Low Temperature Superheater (LTSH)*.

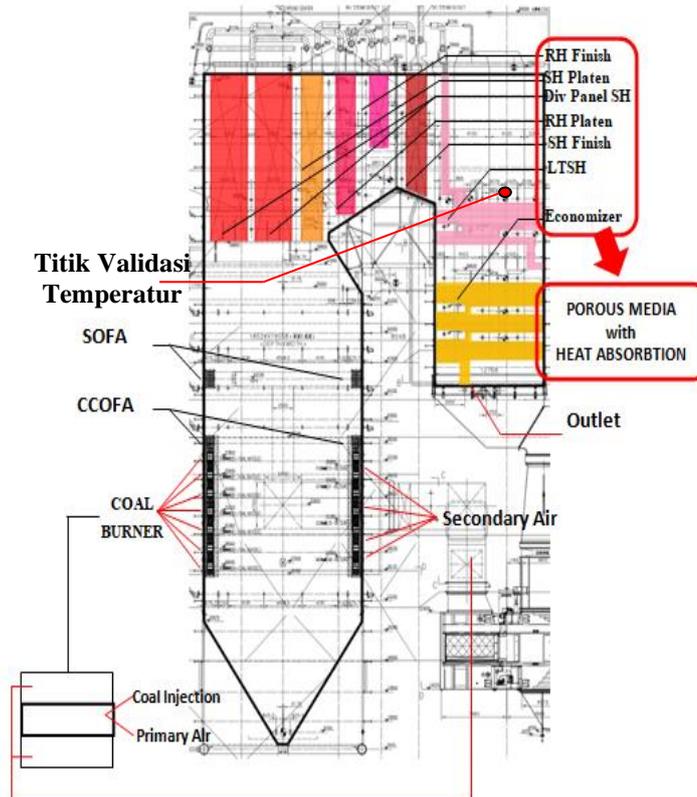
Data validasi pertama diambil di area *burner* di sejumlah 40 titik menggunakan alat *portable temperature measurement system* di setiap *corner burner layer* yang aktif beroperasi. Gambar 4.1 menunjukkan perbandingan data *temperature area burner* dengan temperatur hasil simulasi CFD dengan 15.000 iterasi. Data tersebut dibandingkan dalam bentuk grafik dan dihitung nilai *error* yang terjadi.



Gambar 4.1 Grafik Perbandingan Temperatur Simulasi Dan Aktual *Burner*

Dari grafik perbandingan temperatur tersebut dapat diketahui bahwa hasil simulasi mempunyai temperatur hampir mendekati kondisi aktual dengan *error* terbesar yaitu 5 %.

Data validasi kedua menggunakan data temperatur yang diambil pada area *inlet LTSH* dapat dilihat pada gambar 4.2.



Gambar 4.2 Posisi pengambilan data temperatur pada *inlet LTSH boiler*

Nilai *sample* sejumlah 23 poin merupakan hasil pengukuran yang diambil selama durasi waktu pelaksanaan *performance test* yang ditampilkan dalam tabel 4.10

Tabel 4.9 *Rear Pass Temperature* pada *Burner Tilt Angle 0° Full LRC*

Data Simulasi	
Titik Pengambilan Data	Temperature (K)
<i>A-Side Temp</i>	844,31
<i>B-Side Temp</i>	833,01

Tabel 4.10 Data Nilai *Sample* Hasil Ukur Pada Titik Validasi

No	A(right) Side Gas Temp (C)	B(left) Side Gas Temp (C)
1	572,82056	563,23212
2	573,24805	565,34436
3	572,47595	564,47504
4	573,36414	564,69476
5	568,92975	560,81775
6	570,72522	562,20197
7	571,33868	563,27502
8	572,21191	562,7735
9	572,90637	561,77374
10	572,40625	558,57825
11	566,32867	556,92499
12	565,31122	556,12817
13	575,31573	560,19727
14	576,03357	562,37842
15	575,50909	560,76495
16	574,88251	561,36871
17	575,53143	561,56061
18	571,28607	557,68573
19	573,4541	558,1701
20	574,05621	558,58765
21	574,61517	558,15814
22	575,11768	558,18182
23	574,3291	554,9765

Tabel 4.11 Perbandingan Data Aktual dan Simulasi Temperature LTSH

No	<i>A(right) Side Gas Temp</i>				<i>B(left) Side Gas Temp</i>			
	Aktual	Simulasi			Aktual	Simulasi		
	°C	K	°C	<i>error (%)</i>	°C	K	°C	<i>error (%)</i>
1	572,82	844,31	571,16	0,3%	563,23	833,01	559,86	0,6%
2	573,25	845,31	572,16	0,2%	565,34	834,01	560,86	0,8%
3	572,48	847,31	574,16	-0,3%	564,48	836,01	562,86	0,3%
4	573,36	848,31	575,16	-0,3%	564,69	837,01	563,86	0,1%
5	568,93	849,31	576,16	-1,3%	560,82	838,01	564,86	-0,7%
6	570,73	850,31	577,16	-1,1%	562,20	839,01	565,86	-0,6%
7	571,34	851,31	578,16	-1,2%	563,28	840,01	566,86	-0,6%
8	572,21	852,31	579,16	-1,2%	562,77	841,01	567,86	-0,9%
9	572,91	853,31	580,16	-1,3%	561,77	842,01	568,86	-1,2%
10	572,41	854,31	581,16	-1,5%	558,58	843,01	569,86	-2,0%
11	566,33	855,31	582,16	-2,7%	556,92	844,01	570,86	-2,4%
12	565,31	856,31	583,16	-3,1%	556,13	845,01	571,86	-2,8%
13	575,32	857,31	584,16	-1,5%	560,20	846,01	572,86	-2,2%
14	576,03	858,31	585,16	-1,6%	562,38	847,01	573,86	-2,0%
15	575,51	859,31	586,16	-1,8%	560,76	848,01	574,86	-2,5%
16	574,88	860,31	587,16	-2,1%	561,37	849,01	575,86	-2,5%
17	575,53	861,31	588,16	-2,1%	561,56	850,01	576,86	-2,7%
18	571,29	862,31	589,16	-3,0%	557,69	851,01	577,86	-3,5%
19	573,45	863,31	590,16	-2,8%	558,17	852,01	578,86	-3,6%
20	574,06	864,31	591,16	-2,9%	558,59	853,01	579,86	-3,7%
21	574,62	865,31	592,16	-3,0%	558,16	854,01	580,86	-3,9%
22	575,12	866,31	593,16	-3,0%	558,18	855,01	581,86	-4,1%
23	574,33	867,31	594,16	-3,3%	554,98	856,01	582,86	-4,8%

Berdasarkan perhitungan data perbandingan *temperature* actual dan hasil simulasi diketahui nilai *error* maksimal sebesar 5%. Dengan penentuan batas *error* maksimal 4,8% maka proses simulasi ini dapat digunakan sebagai dasar proses simulasi selanjutnya, yaitu dengan variasi pola *in furnace coal blending*.

4.3 Perhitungan Ekonomi Substitusi LRC dengan MRC

Secara ekonomi, perubahan penggunaan batubara LRC dengan batubara MRC akan mengubah pola biaya operasional khususnya biaya pengadaan batubara. Dengan asumsi harga batubara MRC Rp 860.202,-/ton dan batubara LRC Rp

581.576,-/ton serta data operasional pada beban 500 MW, berikut tabel alternatif pola pengumpanan batubara LRC dan MRC.

Tabel 4.12 Alternatif pola pengumpanan batubara LRC dan MRC

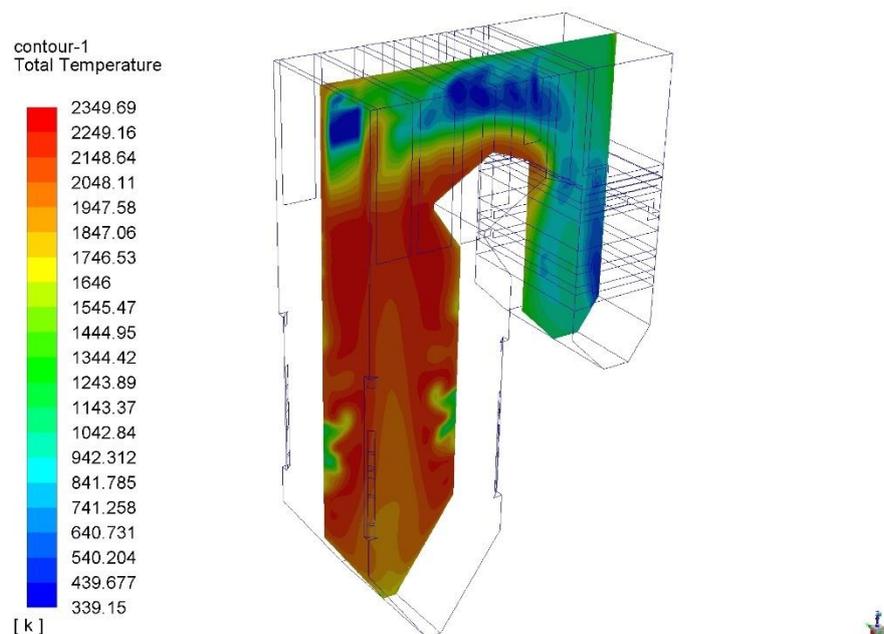
BURNER	Alternatif 1 (500MW)			Alternatif 2 (500MW)			Alternatif 3 (500MW)		
	LRC	MRC	LRC	LRC	MRC	LRC	LRC	MRC	LRC
	Ton/jam			Ton/jam			Ton/jam		
A	57,3	54,8	-	57,3	56,3	-	57,3	52,5	-
B	-	-	54,8	-	56,2	-	-	52,4	-
C	58,7	-	54,6	58,7	-	54,0	58,7	52,3	-
D	29,1	-	55,3	29,1	-	55,0	29,1	-	57,0
E	58,9	-	54,8	58,9	-	54,0	58,9	-	56,0
F	58,3	-	-	58,3	-	-	58,3	-	-
G	53,9	-	7,5	53,9	-	-	53,9	-	-
Coal Flow	316,1	281,8		316,1	275,5		316,1	270,1	
	Rp/bulan			Rp/bulan			Rp/bulan		
ΔCost	3.375.136.837			- 8.829.869.707			- 8.912.829.753		

Berdasarkan table 4.12 dipilih alternatif 1 sebagai alternatif terbaik untuk substitusi batubara LRC ke MRC dengan pertimbangan dari aspek ekonomis karena jika dibandingkan dengan pola operasi yang menggunakan batubara *full LRC* dg flowrate 316,1 ton/jam, alternatif 1 menghasilkan selisih keuntungan sebesar Rp 3.375.136.837/bulan. Adapun alternatif 2 dan 3 menghasilkan selisih tambahan biaya operasi sebesar Rp 8.829.869.707/bulan dan Rp 8.912.829.753/bulan. Alternatif 1 merupakan substitusi batubara LRC dengan 1 elevasi burner MRC.

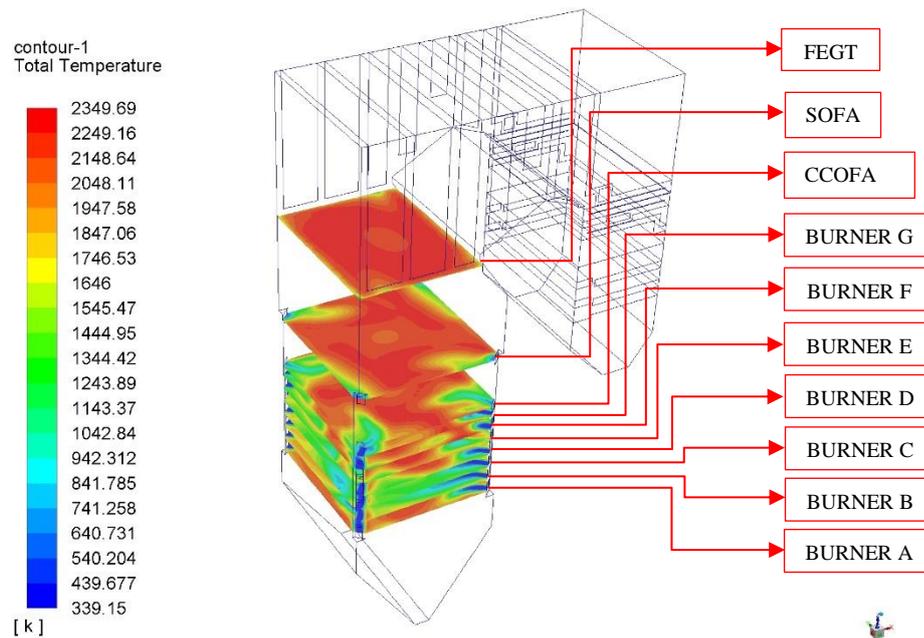
4.4 Analisa Hasil Simulasi Numerik

Dari simulasi numerik yang dilakukan untuk pengoperasian *standard* dengan penginjeksian batubara 100% LRC dan pengoperasian dengan penginjeksian batubara mixing maka akan dianalisa distribusi temperatur, kecepatan, dan *gas buang* gas buang yang terdiri dari CO₂. Pengambilan data hasil simulasi dilakukan secara kualitatif dan secara kuantitatif berupa grafik maupun data yang disajikan dalam bentuk tabel. Posisi pengamatan yaitu pada *y-center*, masing-masing elevasi, dan sebelum memasuki area *heat exchanger*.

Analisa dilakukan dengan membandingkan hasil simulasi numerik pembakaran dengan komposisi beberapa komposisi dan elevasi variasi batubara LRC dan MRC. *In furnace blending* berbagai konfigurasi menggunakan udara pembakaran tetap yang sesuai data hasil *performance test*. Hasil simulasi numerik yang akan dianalisa adalah distribusi temperatur, kecepatan, dan gas buang yang terdiri dari CO₂, dan O₂. Pengambilan data hasil simulasi dilakukan secara kualitatif dan secara kuantitatif berupa grafik maupun data yang disajikan dalam bentuk tabel. Posisi pengamatan yaitu pada *y-center*, masing-masing elevasi *burner*, elevasi *furnace exit gas temperature (FEGT)*. Posisi pengamatan ditunjukkan pada gambar 4.3 dan gambar 4.4.



Gambar 4.3. Posisi Pengamatan Pada Y-Center



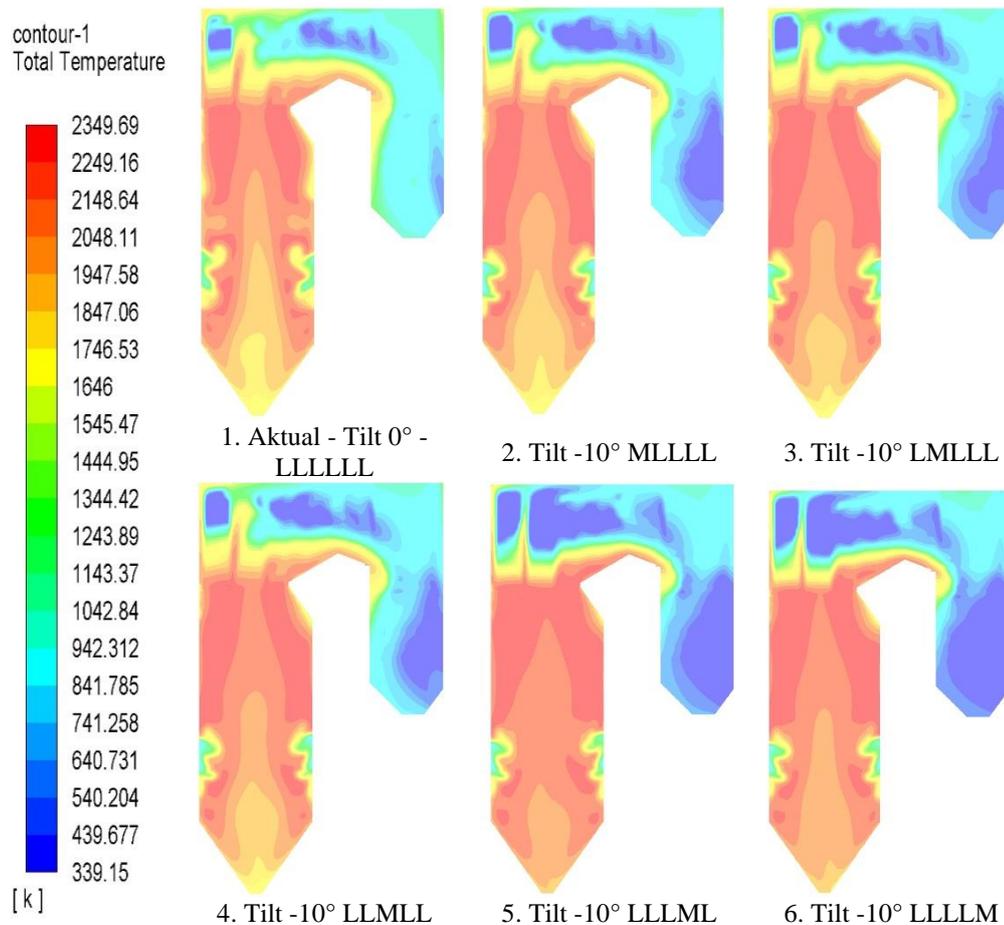
Gambar 4.4. Posisi Analisa Pada Elevasi Coal Burner, OFA dan FEGT

4.4.1 Distribusi Temperatur

Pengamatan temperatur dilakukan pada posisi *y-center*, elevasi coal burner, *Over Firing Air* (OFA), dan *furnace exit* atau *FEGT*. Pengamatan ini dilakukan untuk mengetahui bagaimana distribusi temperatur yang terjadi pada bagian *furnace* dan mengamati kemungkinan terjadinya *local heating*.

Distribusi Temperatur pada Z-center

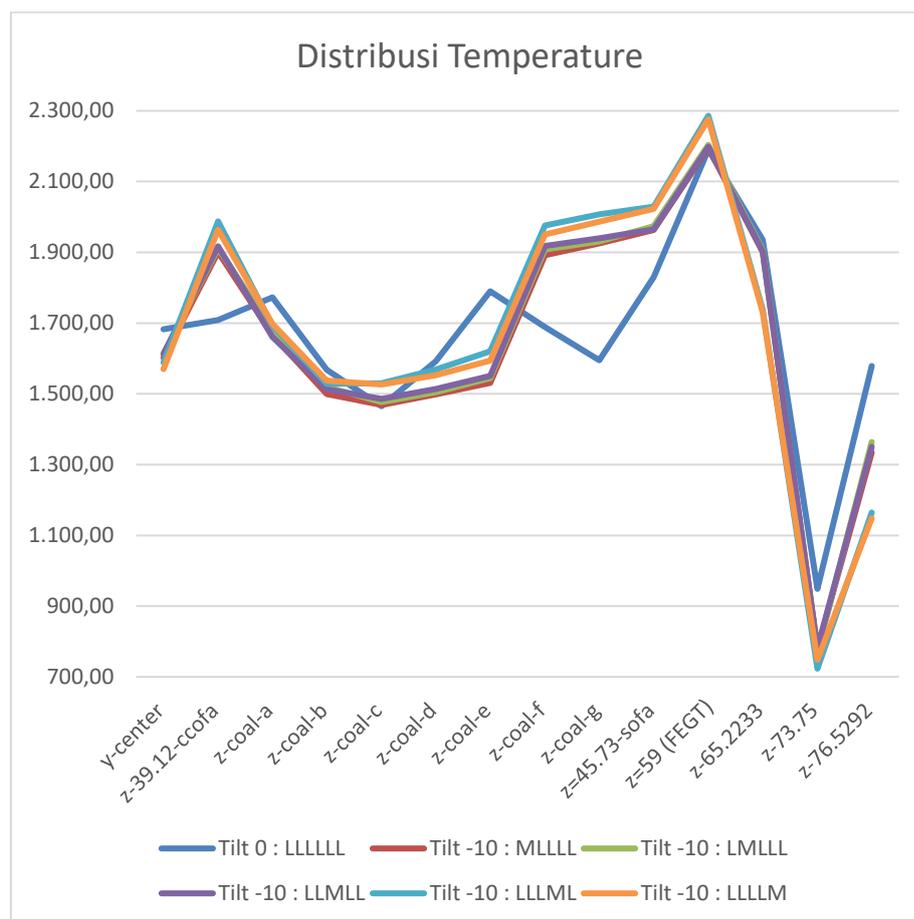
Pengamatan temperatur pada *y-center* atau pada bagian simetris dari boiler dilakukan untuk mengetahui sebaran temperatur yang terjadi dimulai dari pembakaran pada *furnace* hingga *flue gas* keluar dari boiler. Berikut pengamatan ditunjukkan pada gambar 4.5.



Gambar 4.5. Kontur Temperatur Pada Posisi Y-Center

Kontur temperatur pada semua variasi pengumpanan menunjukkan temperatur yang tinggi antara 1800 - 2349 K di area *furnace* yang ditandai dengan warna jingga hingga merah dan menurun saat *flue gas* keluar dari *furnace* hingga di area *heat exchanger*. Temperatur tinggi di area *furnace* bagian disebabkan adanya pembakaran batubara pada elevasi *burner* A sampai E. Pembakaran batubara ideal terjadi pada area elevasi A hingga G. 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) khususnya di area *departure for nucleate boiling* dengan *heat flux* paling tinggi. Efisiensi boiler naik dengan semakin banyaknya jumlah panas yang terserap oleh *water fluid* yang mengalir di dalam *tube boiler*. Pada area elevasi *Over Firing Air* (OFA) idealnya sudah tidak terjadi pembakaran batubara sehingga temperatur akan turun karena fungsi OFA untuk mencegah pembentukan NOx

akibat kenaikan temperatur *flue gas*. Sebelum *flue gas* keluar dari area *furnace*, temperatur mulai turun dan pembakaran tidak terjadi lagi. Hal tersebut untuk menghindari terjadinya *local heating* dan *overheating* pada area *heat exchanger*. *Local heating* akan mengakibatkan kerusakan *tube boiler* dan merubah struktur mikronya sehingga apabila berlangsung secara terus menerus akan mengakibatkan *catastrophic failure* pada *tube boiler* (kebocoran tube). Apabila terjadi *overheating* maka temperatur *steam* terlalu meningkat dan bisa melebihi batas maksimal sehingga perlu dilakukan penurunan temperatur *steam* dengan memasukan *desuperheater spray* ke dalam pipa *steam*. Semakin tinggi temperatur *steam* akibat *overheating* maka semakin banyak konsumsi air *desuperheater* dan kerugian panas sehingga semakin banyak panas yang terbuang dan mengakibatkan penurunan efisiensi pembangkit.



Gambar 4.6 Grafik Distribusi Temperature

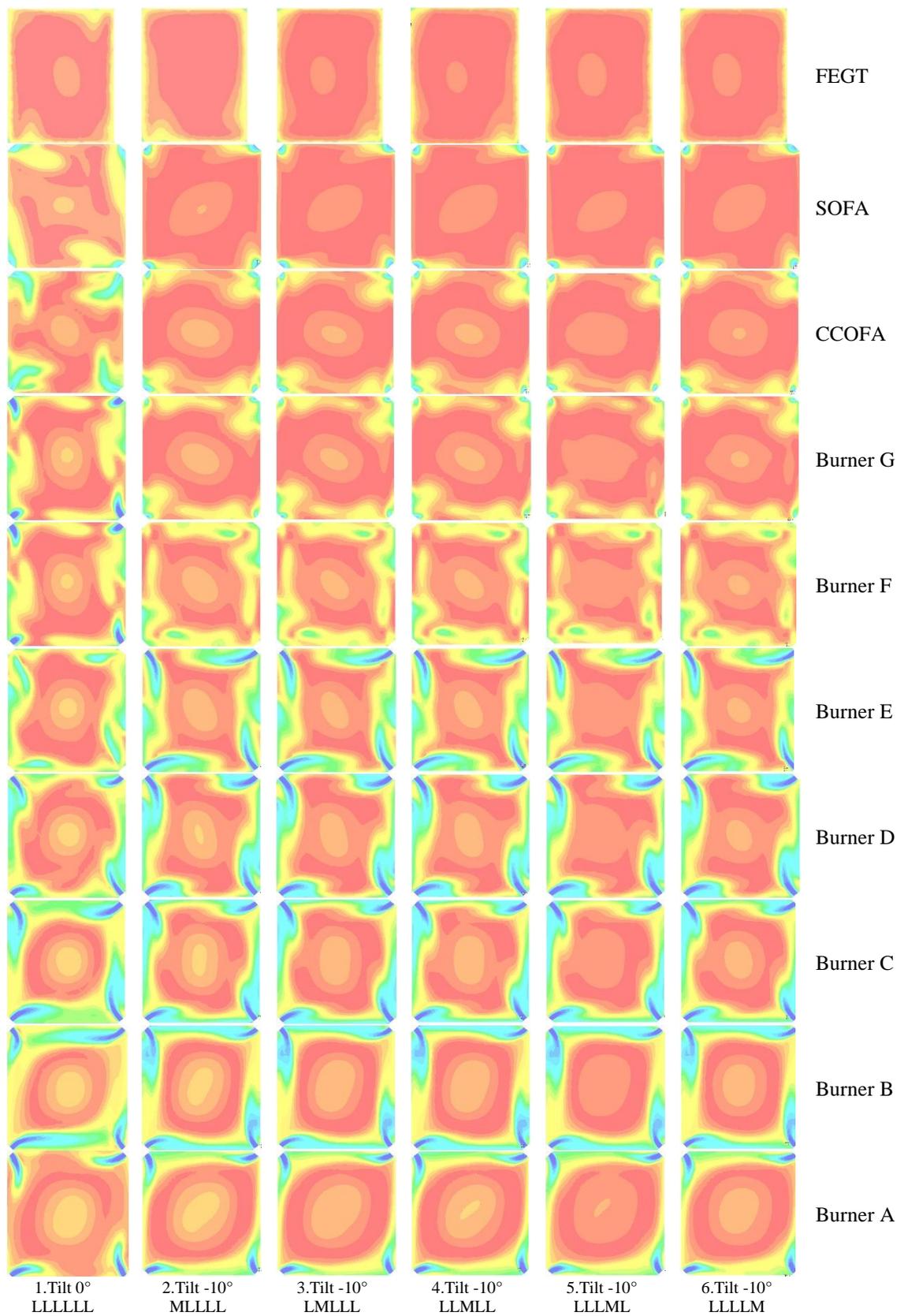
Pada kasus 5 dan 6 berdasarkan gambar 4.6 pada posisi *y-center* temperatur di area OFA dan FEGT lebih tinggi karena pembakaran bergeser di atas area

furnace. Hal ini berpotensi mengakibatkan *overheating*. Sedangkan temperatur pada kasus 2,3, dan 4 di elevasi bawah akan meningkatkan penyerapan panas di *walltube* sehingga saat masuk *heat exchanger*, temperatur *flue gas* akan turun dan mengurangi *overheating* di area *heat exchanger*. Dengan demikian maka konsumsi *desuperheater spray* akan berkurang dan efisiensi *boiler* akan naik. Pada kasus 5 dan 6 (MRC diumpankan pada elevasi bagian atas) panas yang dihasilkan dari proses pembakaran di *furnace* bagian bawah masih lebih kecil jika dibandingkan dengan kasus 2,3, dan 4 (ditandai dengan dominasi warna jingga muda).

Pada kasus 2,3, dan 4 dimana peletakan penginjeksian batubara MRC pada elevasi bawah panas yang dihasilkan cenderung lebih rendah dibandingkan pengoperasian 100% LRC dengan sudut burner 0°. Salah satu hal yang mempengaruhi adalah jumlah *volatile matter* yang dimiliki oleh MRC sedikit lebih besar dibanding dengan LRC, sehingga pada saat pembakaran proses *devolatilization* batubara MRC sedikit lebih lama dibanding LRC. Dari perbandingan diatas dapat diamati bahwa pembakaran yang terjadi pada *furnace* dengan pengoperasian MRC di elevasi bawah akan menghasilkan pembakaran yang lebih sempurna.

Distribusi Temperatur pada masing-masing Elevasi

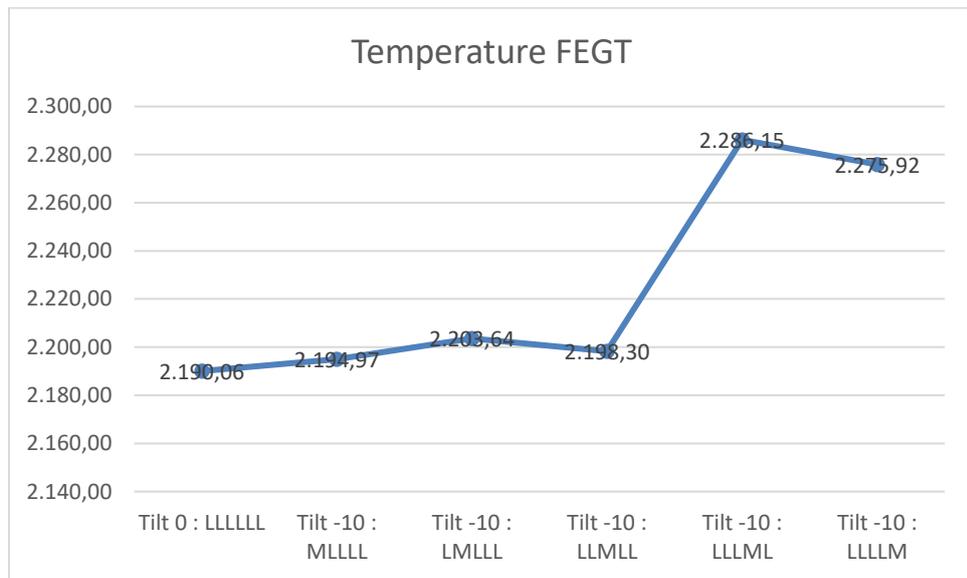
Berikutnya adalah pengamatan pada masing-masing elevasi *burner* dan elevasi *over fire air* (OFA). Pengamatan pada elevasi *burner* dapat mengamati bagaimana proses pembakaran antara batubara dan udara pembakaran untuk menghasilkan panas yang ditunjukkan oleh sebaran temperatur. Sedangkan pengamatan pada *over fire air* dapat mengamati bagaimana proses penurunan temperatur untuk menyesuaikan kebutuhan panas di area *heat exchanger*. Hasil pengamatan kontur temperatur pada setiap elevasi ditunjukkan pada gambar 4.7. Temperatur rata-rata setiap elevasi tergantung pada jenis batubara yang diumpankan. MRC akan menghasilkan panas yang besar karena kandungan nilai kalor yang tinggi tetapi proses terbakarnya memerlukan waktu yang lebih lama. 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 4.7. Kontur Temperatur Pada Setiap Elevasi *Burner*, OFA, & FEGT

Distribusi Temperatur pada Exit Furnace

Pengamatan pada posisi *flue gas exit temperature* sebelum memasuki area *heat exchanger* perlu dilakukan untuk mengetahui deviasi temperatur yang akan mempengaruhi penyerapan panas pada *heat exchanger*. Selain itu dapat diketahui juga terjadinya *overheating* pada area *heat exchanger* tersebut atau tidak. Hasil pengamatan temperature sebelum memasuki area *heat exchanger* ditunjukkan pada gambar 4.8.



Gambar 4.8 Grafik Temperature FEGT

Berdasarkan gambar 4.8 dapat diamati bahwa *over heating* terjadi pada konfigurasi pengumpan batubara dengan pengumpanan MRC diletakkan di elevasi atas.

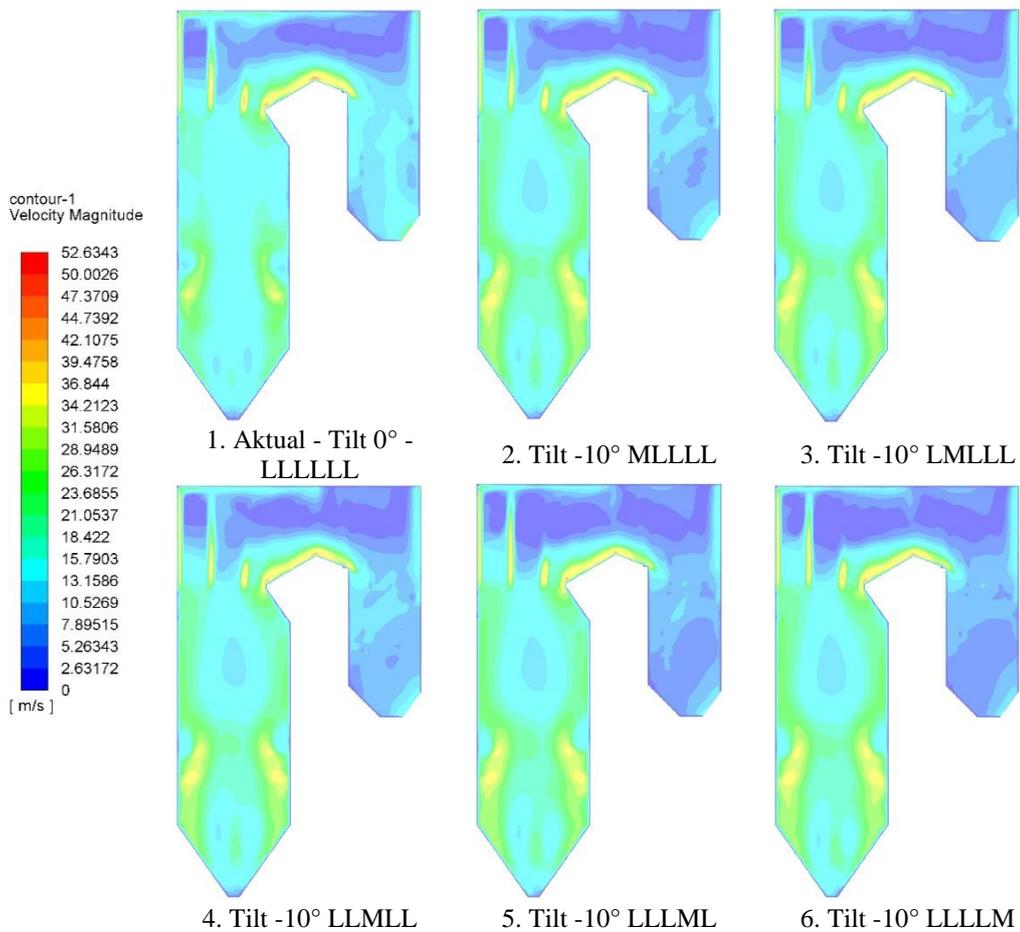
4.4.2 Distribusi Kecepatan

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.

Pengamatan distribusi kecepatan pada posisi *y-center* dilakukan untuk mengamati pembentukan *fire ball* secara menyeluruh mulai dari elevasi A hingga elevasi OFA. Gambar 4.9 adalah hasil pengamatan kontur dan vector kecepatan pada posisi *y-center*. Pada semua konfigurasi terlihat kecepatan bagian tengah *furnace* lebih rendah dari pada sekelilingnya yang merupakan pengumpan udara

pembakaran baik primer maupun sekunder. Saat memasuki area *heat exchanger* kecepatan menurun. Pada beberapa area terlihat kontur berwarna biru tua yang menandakan aliran *flue gas* lebih kecil karena merupakan *porous zone* sehingga penyerapan panas lebih maksimal.

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.



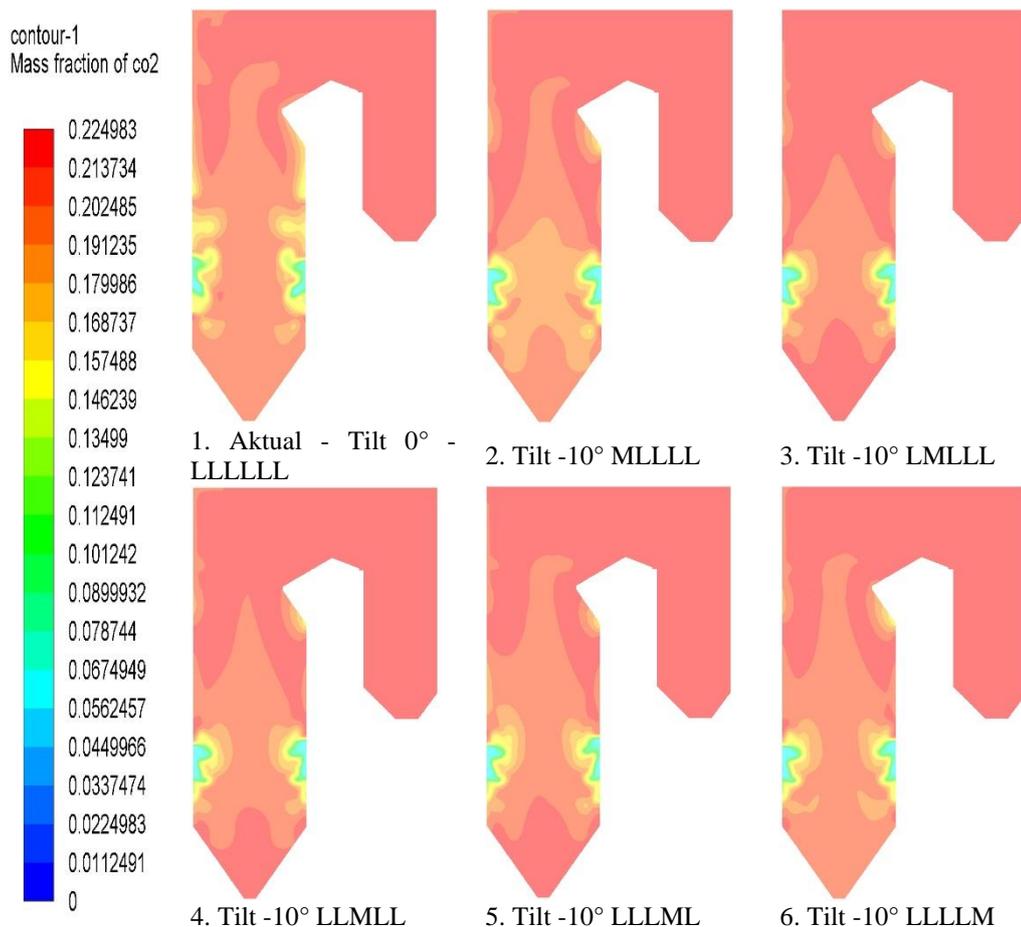
Gambar 4.9 Kontur Kecepatan *y-center*

4.4.3 Distribusi Gas Buang CO₂ dan O₂

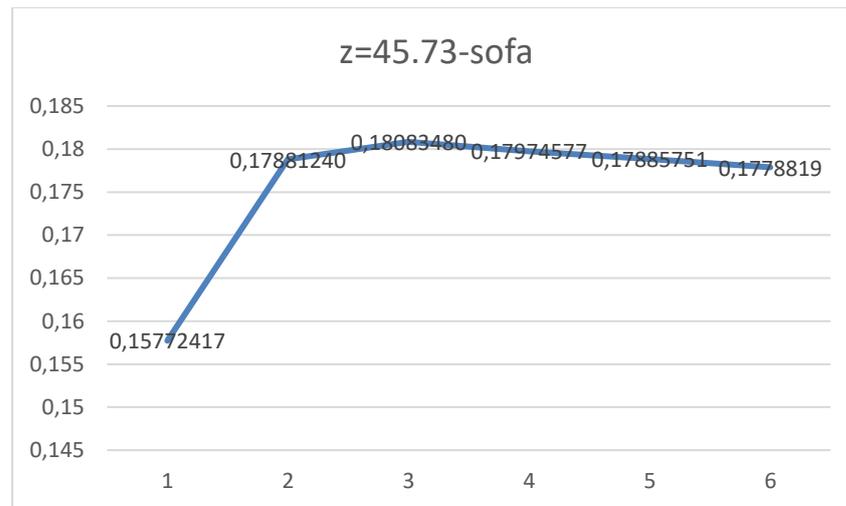
Pengamatan distribusi *gas buang* CO₂ dan O₂ diperlukan untuk mengetahui apakah proses pembakaran yang terjadi merupakan pembakaran sempurna. Semakin banyak jumlah CO₂ yang dihasilkan menandakan *char* terbakar lebih banyak. Pada pengamatan ini akan diamati pada posisi *y-center* dan pada masing-masing elevasi.

Distribusi Gas Buang CO₂ pada Z-center

Pengamatan distribusi gas buang CO₂ secara keseluruhan pada posisi *y-center* akan mempermudah pengamatan terhadap kemungkinan pembentukan CO₂ pada area *heat exchanger* yang dikarenakan masih terdapatnya batubara yang belum terbakar sempurna. Gambar 4.10 adalah kontur gas buang CO₂ untuk masing-masing konfigurasi.

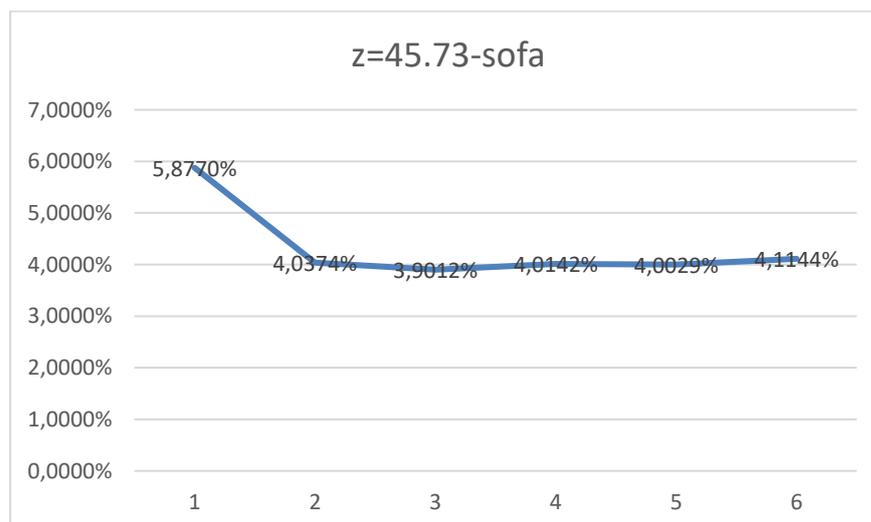


Gambar 4.10 Distribusi Gas Buang CO₂



Gambar 4.11 Nilai *average* Gas Buang CO₂ di Area Elevasi SOFA

CO₂ pertama terbentuk pada area burner dimana terjadi pembakaran. Semakin ke atas CO₂ akan terakumulasi kemudian terdistribusi secara merata menuju *outlet boiler*. Pada gambar 4.11 dapat kita lihat CO₂ paling banyak terdapat pada kasus 2 dan 3. 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.



Gambar 4.12 Nilai *Average* Gas Buang O₂ di Area Elevasi SOFA

Konsentrasi gas buang O₂ pada elevasi SOFA untuk kasus 3 terlihat memiliki nilai paling kecil yaitu 3,9 %.

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Setelah dilakukan pembahasan mengenai keseluruhan hasil simulasi pembakaran dua jenis pengumpan batubara MRC dan LRC dengan metode *in-furnace blending* sudut *tilting burner* -10° pada boiler PLTU Suralaya 8, didapatkan beberapa kesimpulan antara lain :

1. Substitusi LRC ke MRC untuk 1 elevasi burner akan menghasilkan keuntungan sebesar Rp 3.375.136.837/bulan sedangkan 2 dan 3 elevasi burner akan menambah biaya sebesar Rp 8.829.869.707 dan Rp 8.912.829.753
2. Validasi simulasi numerik dengan data aktual *performance test* tanggal 17-23 Januari 2019 dengan batubara LRC pada elevasi *coal burner* A,B,C,D,F,G dilakukan di 2 lokasi yang berbeda diperoleh hasil yang baik. Di area *burner* diperoleh nilai *error* temperatur terkecil 0,04% dan terbesar 4,93% dan di area *inlet Low Temperature Superheater (LTSH)* diperoleh nilai *error* temperatur terkecil 0,1% dan nilai *error* terbesar 4,8%.
3. Pengamatan pada *furnace exit* yaitu area sebelum *heat exchanger* didapatkan nilai temperatur yang lebih rendah pada konfigurasi kasus 2 (MRC pada coal burner A dan LRC pada coal burner B,C,D,E), kasus 3 (MRC pada coal burner B dan LRC pada coal burner A,C,D,E), dan kasus 4 (MRC pada coal burner C dan LRC pada coal burner A,B,D,E) dibandingkan dengan konfigurasi actual (semua LRC).
4. Untuk injeksi batubara MRC pada kasus 5 dan 6 (MRC di elevasi burner D dan E) menghasilkan area *overheating* di area FEGT dengan *maximum temperature* 2.290 K.
5. Proses pembakaran pada kasus 3 menghasilkan pembakaran terbaik dengan excess air (O_2 lebih) terkecil yaitu 3,9 % dan emisi CO_2 terbesar 18,08 %.

5.2 Saran

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

1. Metode *In Furnace blending* sebaiknya dilakukan dengan menempatkan batubara MRC pada elevasi *burner* paling bawah.
2. Dilakukan penelitian lebih lanjut terkait variable udara pembakaran sesuai dengan jenis batubara yang digunakan dalam pembakaran
3. Sensor *field instrument* yang digunakan sebagai 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.

DAFTAR PUSTAKA

- Anderson, John D. 1995. *“Computational Fluid Dynamics : The Basics with Applications. United States of America”* : McGraw- Hill, Inc.
- Ansys, Inc. November 2011. *“Ansys Fluent Theory’s Guide”*. Canonsburg : Ansys, Inc.
- Ariningtyas, Nia. 2014. *“Studi Numerik Pengaruh Konfigurasi Pengumpanan Dua Jenis Batubara Dengan Metode On-Furnace Blending Terhadap Proses Pembakaran Pada Boiler Tangensial”*. Teknik Mesin FTI-ITS. Surabaya
- Backreedy, R.I., Jones, J.M., Ma, L., Pourkashanian, M., Williams, A., Arenillas, A., Arias, B., Pis, J.J., Rubieria, F. Nov 2004. *“Prediction of unburned carbon and NOx in a tangentially fired power station using single coals and blends”*. *Science Direct : Fuel* 84 (2005) 2196-2203.
- 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.
- Choeng Ryul, Choi., Chang Nyung, Kim., Juni 2008. *“Numerical investigation on the flow, combustion and NOx emission characteristics in a 500MWe tangentially fired pulverized-coal boiler”*. *Science Direct : Fuel* 88 (2009) 1720-1731.
- Chungen, Yin., Rosendahl, Lasse., Condra, Thomas J., Feb 2002. *“Further study of the gas temperature deviation in large-scale tangentially coal-fired boilers”*. *Science Direct : Fuel* 82 (2003) 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.
- Ikhwan N, Nugroho G, Widodo W.A. 2014. *Simulasi CFD untuk Mengetahui Pengaruh Penambahan Batubara Jenis Medium Rank Coal pada Boiler Jenis Low Rank Coal di Power Plant PLTU Suralaya Unit 8, Yogyakarta*.
- Kent, A.J. 1993. *“Riegel’s Handbook of Industrial Chemistry 9th Edition”*. Springer. USA.

Khatami R., Stivers C., Levendis YA. 2012. “*Ignition characteristics of single coal particles from three different ranks in O₂/N₂ and O₂/CO₂ atmospheres*”. USA : Boston

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.

Shanghai Boiler Work, LTD. 2009. “*Instruction for Product*”. China : Shanghai

Speight, James G. 2005. *Handbook of Coal Analysis*. Canada : A John Wiley & Sons, Inc.

The Babcock & Wilcox company. 2005. “*Steam, its generation and use*”. USA : The Babcock & Wilcox company, Baberton, Ohio.

Vuthaluru, Hari Babu., Vuthaluru, Rupa., May 2009. “*Control of ash related problems in a large scale tangentially fired boiler using CFD Modelling*”. *Science Direct : Applied Energy* 87 (2010) 1418-1426.

Williams, A., Pourkashanian, M. and Jones, J.M. 2000. “*The Combustion of coal and some other fuels*”, USA : Elsevier