



TESIS-TM185400

**SIMULASI NUMERIK PENGARUH UKURAN  
PARTIKEL BATUBARA (FINENESS) TERHADAP  
KARAKTERISTIK PEMBAKARAN PADA SISTEM  
PULVERIZED COAL SUB-CRITICAL BOILER  
KAPASITAS 600 MW**

**HERI PURNOMO, ST  
NRP. 2111750078013**

**DOSEN PEMBIMBING  
Dr. Bambang Sudarmanta, ST. MT.**

**Program Magister  
Bidang Keahlian Managemen Energi  
Kerjasama PT. Indonesia Power  
Departemen Teknik Mesin  
Fakultas Teknologi Industri Dan Rekayasa Sistem  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
2020**



TESIS-TM185400

**SIMULASI NUMERIK PENGARUH UKURAN  
PARTIKEL BATUBARA (FINENESS) TERHADAP  
KARAKTERISTIK PEMBAKARAN PADA SISTEM  
PULVERIZED COAL SUB-CRITICAL BOILER  
KAPASITAS 600 MW**

**HERI PURNOMO, ST  
NRP. 2111750078013**

**DOSEN PEMBIMBING  
Dr. Bambang Sudarmanta, ST. MT.**

Program Magister  
Bidang Keahlian Managemen Energi  
Kerjasama PT. Indonesia Power  
Departemen Teknik Mesin  
Fakultas Teknologi Industri Dan Rekayasa Sistem  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
2020

# LEMBAR PENGESAHAN TESIS

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

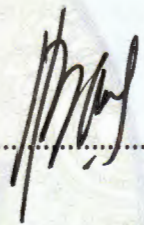
di  
**Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Oleh:  
**HERI PURNOMO**  
**02111750078013**

Tanggal Ujian: 18 Januari 2020  
Periode Wisuda: Maret 2020

Disetujui oleh:  
**Pembimbing:**

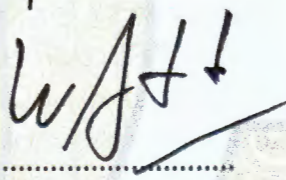
1. Dr. Bambang Sudarmanta, S.T., M.T.  
NIP 197301161997021001



.....


**Penguji:**

1. Dr. Wawan Aries Widodo, S.T., M.T.  
NIP 197104051997021001



.....

2. Prof. Dr. Ir. Triyogi Yuwono, DEA  
NIP 196001291987011001



.....


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



.....

Kepala Departemen Teknik Mesin  
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem



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



**SIMULASI NUMERIK PENGARUH UKURAN PARTIKEL BATUBARA  
(FINENESS) TERHADAP KARAKTERISTIK PEMBAKARAN PADA  
SISTEM PULVERIZED COAL SUB-CRITICAL BOILER KAPASITAS  
600 MW**

Nama Mahasiswa : Heri Purnomo  
NRP : 02111750078013  
Departemen : Teknik Mesin FTI-ITS  
Pembimbing : Dr. Bambang Sudarmanta, S.T, M.T

**ABSTRAK**

Boiler PLTU Suralaya di desain untuk beroperasi menggunakan batubara *medium range coal* (MRC). Ketersediaan batubara sesuai spesifikasi desain pada PLTU Suralaya semakin menipis. Untuk memenuhi kebutuhan energi listrik, PLTU Suralaya perlu memenuhi kekurangan pasokannya menggunakan batubara *low rank coal* (LRC). Selain nilai kalor yang rendah, batubara LRC juga memiliki tingkat ketergerusan (HGI) yang rendah. Dengan rendahnya nilai HGI maka pulverizer tidak mampu menggerus batubara tersebut sampai pada tingkat kehalusan yang diinginkan. Ukuran partikel batubara yang besar tentu akan mempengaruhi pembakaran di dalam boiler. Untuk itu perlu dilakukan analisa pengaruh ukuran partikel batubara yang masuk kedalam boiler terhadap karakteristik pembakaran.

Simulasi dengan CFD merupakan solusi yang efektif dan efisien untuk mengetahui pengaruh ukuran partikel batubara (*fineness*) terhadap karakteristik pembakaran di boiler. Data input dan *boundary condition* ditentukan berdasarkan data saat komisioning tes pada beban 600 MWe dan untuk menghitung distribusi ukuran partikel batubara digunakan hukum *Rosin-Rammler*. Simulasi dilakukan dengan memvariasikan tiga ukuran partikel batubara (*fineness*), yaitu 128, 160 dan 193  $\mu\text{m}$ . Hasil yang diperoleh ditampilkan secara kualitatif berupa visualisasi maupun data kuantitatif berupa tabel atau grafik.

Dari hasil simulasi disimpulkan bahwa semakin kasar ukuran batubara yang masuk kedalam boiler, pembakaran semakin bergeser keatas, residence time naik, dan reaksi pada area burner berlangsung dua tahap pembakaran. Pada pembakaran dengan ukuran partikel rata-rata 128  $\mu\text{m}$  temperatur tertinggi berada pada elevasi 28,69 m dengan temperatur 1706,22 °C. Pada ukuran partikel 160  $\mu\text{m}$  pada elevasi 38,63 m dengan temperatur 1705,83 °C. Pada ukuran partikel 193  $\mu\text{m}$  pada elevasi 47,43 m dengan temperatur 1705,49 °C.

**Kata kunci** : pembakaran batubara, kualitas batubara, HGI, ukuran partikel, simulasi CFD

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

**NUMERICAL SIMULATION OF COAL PARTICLE SIZE (FINENESS)  
EFFECT TO COMBUSTION CHARACTERISTICS OF SUB-CRITICAL  
PULVERIZED COAL BOILER 600 MW CAPACITY**

Student Name : Heri Purnomo  
Student Identity Number : 02111750078013  
Departement : Mechanical Engineering  
Supervisor : Dr. Bambang Sudarmanta, S.T, M.T

**ABSTRACT**

The Steam Generator of Suralaya power plant is designed to operate using medium range coal (MRC). The availability of coal according to the design specifications is getting limited. To meet the electricity needs, the Suralaya power plant needs to meet the shortage of supply using low rank coal (LRC). In addition to the low calorific value, LRC coal also has a lower High Grindability Index (HGI). With the low value of HGI, the pulverizer is not able to crush the coal to the desired level of fineness. Large coal particle size will certainly affect combustion in the boiler. For this reason it is necessary to analyze the effect of the size of coal particles entering the boiler on the combustion characteristics.

Simulation with CFD is an effective and efficient solution to determine the effect of coal particle size (fineness) on the characteristics of combustion in the boiler. Data input and boundary conditions are determined based on commissioning tests data at 600 MWe load and to calculate the distribution of coal particle sizes using Rosin-Rammler's law. The simulation is done by varying the three particle sizes of coal (fineness), namely 128, 160 and 193  $\mu\text{m}$ . The results obtained are displayed qualitatively in the form of visualization and quantitative data in the form of tables or graphs

From the simulation results it was concluded that the more coarse the size of coal entering the boiler, the combustion increasingly shifted upward, residence time increase, and the combustion reaction in the burner area lasts two stages. In combustion with an average particle size of 128  $\mu\text{m}$  the highest temperature is at an elevation of 28.69 m with a temperature of 1706.22  $^{\circ}\text{C}$ . At a particle size of 160  $\mu\text{m}$  at an elevation of 38.63 m with a temperature of 1705.83  $^{\circ}\text{C}$ . At a particle size of 193  $\mu\text{m}$  at an elevation of 47.43 m with a temperature of 1705.49  $^{\circ}\text{C}$ .

**Keywords** : pulverized coal combustion, coal quality, HGI, coal fineness, CFD simulation

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



## KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Allah SWT yang telah memberikan petunjuk dan kekuatan sehingga penulis dapat menyelesaikan tesis yang berjudul “Simulasi Numerik Pengaruh Ukuran Partikel Batubara (*Fineness*) Terhadap Karakteristik Pembakaran Pada Sistem *Pulverized Coal Sub-Critical Boiler* Kapasitas 600 MW”. Shalawat dan salam semoga selalu tercurah kepada junjungan kami, Rasulullah Muhammad SAW yang telah menjelaskan Al-Qur'an dengan ucapan, sikap dan keteladanan.

Keberhasilan penulisan tesis ini tentu tidak lepas dari dukungan dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan banyak terima kasih kepada:

1. Bapak dan Ibu tercinta yang kebaikannya kepada penulis tiada tara
2. Istri dan anak-anakku yang selalu memberi dukungan dan semangat untuk selalu menjalani hidup dengan sebaik-baiknya.
3. Adik-adikku yang selalu memberikan semangat, kepercayaan dan saling ingat mengingatkan.
4. Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT., selaku dosen pembimbing.
5. Pak Arif Wahyudi, selaku Koordinator S-2 Jurusan Teknik Mesin.
6. Dr. Wawan Aries Widodo, ST.; MT, Dr. Ir. Atok Setiyawan, M.Eng.Sc; selaku dosen penguji tesis penulis.
7. PT Indonesia Power yang memberikan beasiswa dan kesempatan tugas belajar S2.
8. Segenap Dosen dan Karyawan Jurusan Teknik Mesin.
9. Rekan-rekan S-2 Jurusan Teknik Mesin seperjuangan.
10. Rekan-rekan Engineering PT Indonesia Power UP Suralaya yang telah banyak membantu penulis.

Penulis menyadari bahwa tesis ini masih jauh dari kata sempurna, oleh karena itu penulis sangat mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun. Penulis berharap tesis ini dapat menambah wawasan bagi penulis dan dapat bermanfaat bagi PT. Indonesia Power, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS), dan masyarakat pada umumnya

Surabaya, 11 Januari 2020

Penulis

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN.....	i
ABSTRAK .....	ii
ABSTRACT .....	v
KATA PENGANTAR .....	ii
DAFTAR ISI .....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR TABEL .....	xiii
BAB 1 PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang Masalah.....	1
1.2 Perumusan Masalah.....	4
1.3 Batasan Masalah.....	4
1.4 Tujuan Penelitian.....	5
1.5 Manfaat Penelitian.....	5
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA.....	7
2.1 Boiler.....	7
2.1.1 Boiler PLTU Suralaya Unit 5-7.....	9
2.2 Bahan Bakar dan Proses Pembakaran .....	10
2.2.1 Batubara .....	10
2.2.2 Reaksi Pembakaran.....	13
2.2.3 Mekanisme Pembakaran Batubara .....	15
2.3 <i>Pulverized Firing</i> (PF) Boiler .....	17
2.4 Komputasi Numerik .....	20
2.4.1 Persamaan Kontinuitas (Kekekalan Massa).....	21
2.4.2 Persamaan Kekekalan Momentum .....	21
2.4.3 Persamaan model fraksi campuran .....	22
2.4.4 Kontrol Solusi .....	25
2.4.5 Kriteria Konvergensi .....	27
2.5 Penelitian Terdahulu.....	28
BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN .....	35
3.1 Tahapan Penelitian .....	35

3.2 <i>Flowchart</i> Penelitian .....	36
3.3 <i>Pre-Processing</i> .....	38
3.3.1 <i>Geometry Set-up</i> Boiler .....	38
3.3.2 <i>Meshing</i> .....	40
3.4 <i>Processing</i> .....	41
3.4.1 <i>General</i> .....	42
3.4.2 <i>Model</i> .....	42
3.4.3 <i>Material</i> .....	45
3.4.4 <i>Boundary Condition</i> .....	46
3.4.5 <i>Solution Control</i> .....	50
3.4.6 <i>Initialization Methods</i> .....	50
3.4.7 <i>Residual Monitors</i> .....	50
3.4.8 <i>Iterations</i> .....	51
3.5 <i>Post-Processing</i> .....	51
3.6 Validasi Pemodelan.....	51
3.7 Variasi Pemodelan .....	52
BAB 4 ANALISA DAN PEMBAHASAN.....	53
4.1 Validasi Simulasi .....	53
4.2 Analisa Hasil Simulasi Numerik.....	55
4.2.1 Distribusi Termperatur.....	55
4.2.2 Kontur Kecepatan Aliran .....	59
4.2.3 <i>Particle Time</i> .....	60
4.2.4 Profil Gas Buang .....	61
BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN .....	67
5.1 Kesimpulan .....	67
5.2 Saran.....	67
DAFTAR PUSTAKA .....	69
LAMPIRAN .....	71
BIOGRAFI PENULIS .....	75

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Rossin-Rammler Chart .....	2
Gambar 2.1 Boiler <i>Sub-Critical</i> 600 MW.....	8
Gambar 2.2 Sirkulasi Air Secara Natural.....	10
Gambar 2.3 Skema Proses Pembakaran Partikel Batubara.....	16
Gambar 2.4 <i>Furnace Residence Time</i> .....	17
Gambar 2.5 Pembakaran Tangensial .....	18
Gambar 2.6 Pembakaran Dinding .....	19
Gambar 2.7 Proses Transportasi Batubara pada Sistem PC Boiler .....	19
Gambar 2.8 Sistem <i>Burner</i> .....	20
Gambar 2.9 Ilustrasi simulasi transfer massa, momentum, dan energi fasa diskrit dengan fasa kontinu.....	21
Gambar 2.10 Waktu Pengapian Berbagai Tipe Batubara .....	28
Gambar 2.11 Temperatur Pembakaran Berbagai Tipe Batubara.....	29
Gambar 2.12 Geometri Model Boiler.....	30
Gambar 2.13 Arah Putaran Campuran Bahan Bakar-Udara pada <i>Burner</i> .....	32
Gambar 2.14 Kontur Kecepatan Gas Buang .....	32
Gambar 2.15 Kontur Temperatur di Boiler.....	33
Gambar 2.16 Kontur Un-Burn Carbon.....	34
Gambar 3.1 Flowchart Penelitian .....	37
Gambar 3.2 Geometri Boiler PLTU Suralaya Unit 5-7 .....	38
Gambar 3.3 Geometri <i>Set-up</i> Boiler .....	39
Gambar 3.4 <i>Meshing</i> pada Geometri Boiler.....	40
Gambar 3.5 Detail <i>meshing</i> pada (a) area furnace dan (b) area burner .....	41
Gambar 3.6 Domain Simulasi Boiler.....	42
Gambar 3.7 Tampilan Menu <i>Input Coal Calculator</i> pada <i>Fluent</i> .....	44
Gambar 3.8 Pengaturan <i>Velocity Inlet</i> pada <i>Primary Air</i> dan <i>Secondary Air</i> .....	49
Gambar 3.9 Skema <i>Surface</i> yang Akan Dianalisa.....	51
Gambar 4.1 Data Perbandingan Pengambilan Data (a) Aktual dan (b) Hasil Simulasi.....	54

Gambar 4.2 Grafik Perbandingan Data Temperatur Aktual dan Hasil Simulasi ..	54
Gambar 4.3 Kontur Temperatur pada Bidang $Z=Center$ (a) Variasi 1, (b) Variasi 2 dan Variasi 3.....	56
Gambar 4.4 Grafik Distribusi Temperatur pada Garis Tengah Boiler .....	57
Gambar 4.5 Kontur Temperatur pada Masing-Masing Level <i>Burner</i> .....	58
Gambar 4.6 Kontur Kecepatan pada Berbagai Variasi Partikel Batubara .....	59
Gambar 4.7 Coal Particle Pathline pada Berbagai Variasi Ukuran Batubara .....	61
Gambar 4.8 Fraksi Massa Oksigen pada (a) Variasi 1, (b) Variasi 2 dan (c) Variasi 3.....	62
Gambar 4.9 Grafik Fraksi Massa $O_2$ pada Garis Tengah Boiler .....	63
Gambar 4.10 Fraksi Massa Karbon-monoksida pada (a) Variasi 1, (b) Variasi 2 dan (c) Variasi 3 .....	64
Gambar 4.10 Fraksi Massa Karbon-dioksida pada (a) Variasi 1, (b) Variasi 2 dan (c) Variasi 3 .....	65

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Cadangan Batubara Indonesia.....	1
Tabel 2.1 Spesifikasi Boiler PLTU Suralaya Unit 5-7 .....	9
Tabel 2.2 Klasifikasi Peringkat Batubara menurut ASTM .....	11
Tabel 2.3 Ukuran Partikel Batubara Keluar dari <i>Burner</i> .....	31
Tabel 2.4 <i>Boundary Condition</i> pada Boiler <i>Wall</i> .....	31
Tabel 3.1 <i>Proximate</i> dan <i>Ultimate Analysis</i> Batubara Desain PLTU Suralaya Unit 5-7 .....	43
Tabel 3.2 Pengaturan Distribusi Batubara pada <i>Injection</i> .....	45
Tabel 3.3 Nilai Properti Konstan Batubara .....	46
Tabel 3.4 Kebutuhan Udara Teoritis.....	48
Tabel 3.4 Kriteria Nilai Konvergensi .....	50
Tabel 3.6 Temperatur Gas Pembakaran Batubara NK 5242 kcal/kg.....	52
Tabel 3.7 Variasi pemodelan.....	52
Tabel 4.1 Pengaruh Ukuran Partikel terhadap Gas-gas Pembakaran .....	65

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang Masalah

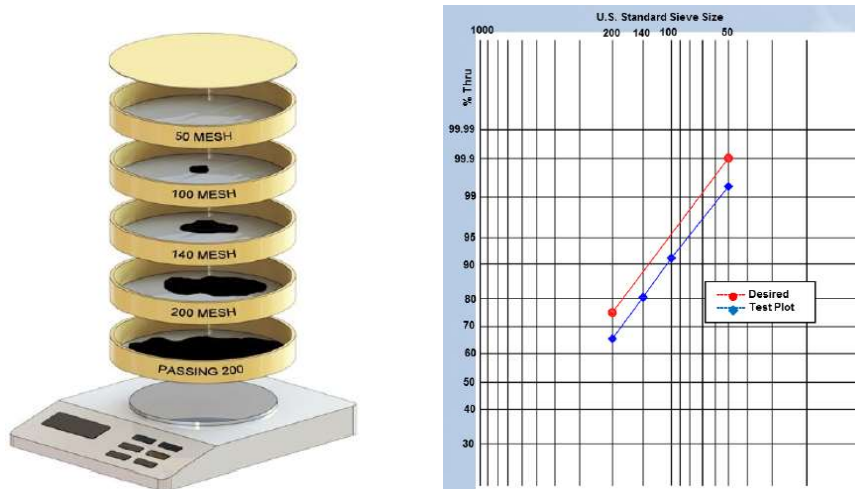
Kebutuhan akan energi listrik semakin hari semakin meningkat seiring dengan pertumbuhan ekonomi dan pertumbuhan penduduk pada suatu wilayah. Sekitar 60 persen sumber energi pembangkit di Indonesia adalah batubara, karena ketersediaannya yang melimpah dan harga yang kompetitif. PLTU Suralaya unit 1-7 merupakan salah satu entitas pembangkit berbahan bakar batubara dengan kapasitas yang sangat besar (3400 MW) yang merupakan salah satu unit pembangkit milik PT Indonesia Power dan terhubung ke jaringan interkoneksi 500 kV. Dengan tingginya tingkat kompetisi antar pembangkit listrik di Indonesia, tantangan kedepan adalah terjaganya performa pembangkit pada titik efisiensi tertingginya dan juga ramah terhadap lingkungan sekitar.

Kinerja pembangkit listrik batubara salah satunya ditentukan oleh karakteristik dari bahan bakar yang digunakan. PLTU Suralaya dirancang menggunakan batubara sub-bituminous B berdasarkan standard ASTM dengan nilai kalor 5.245 kcal/kg (*as received*) yang pada awalnya dipasok dari PT Bukit Asam<sup>[11]</sup>. Dengan menurunnya pasokan batubara nilai kalor 5.245 kcal/kg dari PT Bukit Asam, maka kekurangan pasokan dipenuhi oleh batubara sub-bituminous C (*medium rank coal* dan *low rank coal*) dari berbagai supplier batubara. Data total cadangan batubara didasarkan pada kualitas batubara di Indonesia ditunjukkan pada Tabel 1.1 dibawah ini

Tabel 1.1 Cadangan Batubara Indonesia

<b>Sebaran kualitas batubara Indonesia</b>				
<b>Kualitas</b>	<b>Total Sumber daya (ton)</b>	<b>%</b>	<b>Total Cadangan (ton)</b>	<b>%</b>
Kalori Rendah	34.319,67	28,48	9.475,47	30,22
Kalori Sedang	81.023,10	67,22	20.343,86	64,88
Kalori Tinggi	9.122,99	7,57	1.519,53	4,85
Kalori Sangat Tinggi	2.143,58	1,78	924,82	2,95
<b>TOTAL</b>	126.609,34	100	32.264,68	100

Berbeda sumber tambang batubara, maka spesifikasi dari batubara tersebut juga akan bervariasi. *HGI (Hardgrove Grindability Index)* merupakan salah satu karakteristik dari batubara yang menggambarkan nilai kemudahan dari batubara tersebut untuk dihaluskan. Semakin tinggi nilai HGI batubara berarti semakin mudah untuk dihaluskan sedangkan semakin rendah nilai HGI akan semakin sulit untuk dihaluskan<sup>[7]</sup>. Nilai HGI tidak tergantung dari nilai kalor batubara. Nilai HGI ini yang akan menentukan ukuran partikel (*fineness*) yang dihasilkan oleh *pulverizer*. Kehalusan yang baik akan menciptakan campuran yang homogen dan seimbang sehingga akan menghasilkan pembakaran yang optimal. Ukuran kehalusan ini dinyatakan dengan kelolosan melalui saringan (*sieve*) dengan ukuran 200 mesh, 140 mesh, 100 mesh dan 50 mesh. Kehalusan bahan bakar yang baik adalah lebih dari 75% melewati saringan 200 mesh dan maksimal 0,1% pada saringan 50 mesh. Gunakan empat saringan diatas dan hasilnya di plot pada *Rosin-Rammler Chart*.



Gambar 1.1 *Rosin-Rammler Chart* (Storm, 2015)

*Plant thermal* efisiensi menjadi patokan dalam menentukan performa suatu pembangkit. Berbagai hal diupayakan demi menjaga efisiensi unit tetap optimal. Salah satu hal yang mempengaruhi efisiensi unit adalah efisiensi boiler, dimana proses yang paling utama didalam boiler adalah proses pembakaran bahan bakar. Beberapa hal yang mempengaruhi efisiensi pembakaran batubara diantaranya, homogenitas pencampuran batubara-udara, ukuran partikel batubara (*fineness*),

*excess air*, temperature udara sekunder, dll. Dari beberapa hal yang mempengaruhi pembakaran diatas, pengaruh ukuran partikel batubara merupakan faktor yang belum dilakukan kajian lebih dalam di PLTU Suralaya Unit 5-7. Oleh karena itu penulis merasa perlu untuk mengkajinya lebih dalam menggunakan metode yang sudah ada referensinya.

Pemecahan solusi secara analitis tidak akan mencukupi untuk menjawab proses pembakaran secara analisis pada performa kerja boiler untuk keperluan baik desain modifikasi maupun inspeksi. Penyelesaian dengan metode analisis ini cenderung rumit dan memakan banyak waktu serta hasil akhir kurang menggambarkan kondisi aktual karena melalui berbagai proses simplifikasi.

Perkembangan teknik penyelesaian secara numerik belakangan ini berkembang sangat pesat dan dapat diandalkan. Teknik penyelesaian ini bisa dijadikan cara untuk menunjang proses desain, modifikasi, maupun penelitian. Metode analisis numerik yang sering digunakan untuk menyelesaikan masalah pembakaran pada boiler adalah metode *CFD (Computational Fluid Dynamic)*. Metode *CFD* mempunyai kemampuan yang baik untuk studi pembakaran dan analisa hasil pembakaran pada boiler skala besar<sup>[2][3][4]</sup>.

Beberapa penelitian terdahulu yang terkait dengan pengaruh partikel batubara pada boiler telah dilakukan sebelumnya, diantaranya; **Madejski (2018)**, melakukan studi numerikal dari operasi boiler berbahan bakar batubara berskala besar menggunakan pemodelan CFD berdasarkan metode *Probability Density Function (PDF)*. Hasil dalam bentuk kecepatan, temperature, *un-burn carbon*, dan distribusi produk pembakaran disajikan untuk mengetahui tempat-tempat di area mana saja dalam boiler yang mengalami tingkat erosi yang tinggi dan dimana deposisi partikel intensif dapat terjadi, serta untuk menunjukkan dampak ukuran partikel terhadap konten karbon tidak terbakar (UBC). **Khatami, et al (2015)**, melakukan studi eksperimental ukuran partikel batubara yang homogen namun dari jenis batubara yang berbeda-beda berdasarkan rankingnya, mulai dari *antrasit*, *bituminous*, *sub-bituminus* dan *lignit* dengan membakar pada suatu tungku laboratrium untuk diamati hasil pembakarannya. Hasil dari eksperimen tersebut menampilkan temperatur pembakaran yang berbeda-beda. **Sung (2016)**, melakukan

studi eksperimental efek ukuran partikel batubara terhadap pengurangan NO dan karakteristik *burnout* dengan metode pembakaran bertahap di dalam tungku berbahan bakar batu bara bubuk (*pulverized-coal boiler*).

Berdasarkan uraian diatas, untuk menjaga agar kualitas pembakaran pada boiler PLTU Suralaya Unit 5-7 selalu pada titik optimumnya, perlu dilakukan kajian pengaruh ukuran partikel batubara (*fineness*) terhadap karakteristik pembakaran diruang bakar sehingga didapatkan output berupa grafik kecepatan partikel, distribusi temperatur di ruang bakar dan fraksi massa gas hasil pembakaran. Sebagai alternatif analisa tersebut, CFD merupakan solusi dengan biaya dan resiko yang paling kecil.

### **1.2 Perumusan Masalah**

Berdasarkan latar belakang yang telah diuraikan diatas, dengan terbatasnya persediaan batubara sesuai desain, pasokan batubara akan dipenuhi oleh batubara kualitas lebih rendah dari desain. Perubahan jenis batubara tersebut akan mempengaruhi ukuran partikel yang masuk ke dalam boiler tidak sesuai lagi dengan desain. Oleh karena itu dalam penelitian ini akan disimulasikan 3 (tiga) variasi distribusi ukuran partikel batubara (*fineness*) menggunakan CFD sehingga dapat diketahui pengaruh perbedaan ukuran partikel batubara yang masuk ke dalam boiler terhadap karakteristik pembakaran diantaranya terhadap distribusi temperatur, kecepatan partikel, *residence time* dan fraksi massa gas oksigen dan karbon-monoksida didalam boiler.

### **1.3 Batasan Masalah**

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

1. Simulasi pembakaran secara *three-dimensional* (3D) dilakukan pada sebuah model *pulverized-coal boiler* yang telah ditentukan geometrinya.
2. Simulasi yang dilakukan dengan asumsi campuran batubara dan udara terbakar sempurna.
3. Data simulasi yang digunakan diperoleh dari PT. Indonesia Power UP Suralaya Unit 5-7 dengan NK *best design* 5245 kcal/kg.

4. *Software* yang digunakan pada tahapan pembuatan geometri adalah *software Autodesk Inventor Student Version*, sedangkan untuk tahapan simulasi menggunakan *software ANSYS FLUENT 18.2*.
5. Kondisi simulasi diasumsikan *steady state*, dengan model turbulensi *k-ε standard*, model pembakaran *species transport* dan model radiasi di nonaktifkan (*off*).
6. *Heat absorb* pada *heat exchanger boiler* diabaikan.
7. Fluida dianalisa sebagai *compressible gas*.

#### **1.4 Tujuan Penelitian**

Tujuan dengan adanya penelitian mengenai simulasi pembakaran *pulverized coal* didalam boiler pada berbagai variasi ukuran partikel batubara, diantaranya sebagai berikut :

1. Mengetahui fenomena pembakaran yang terjadi pada *furnace boiler* berdasarkan visualisasi distribusi temperature pada berbagai distribusi ukuran partikel batubara yang berbeda.
2. Mengetahui karakteristik aliran udara dan *pulverized-coal* didalam *furnace boiler* dalam bentuk kontur kecepatan gas buang dan trajektori partikel batubara pada berbagai distribusi ukuran partikel batubara yang berbeda.
3. Mengetahui pengaruh ukuran partikel batubara terhadap sebaran fraksi massa gas O<sub>2</sub>, CO dan CO<sub>2</sub> didalam boiler.

#### **1.5 Manfaat Penelitian**

Manfaat dari hasil penelitian ini adalah untuk mengetahui karakteristik pembakaran dari campuran *pulverized-coal* dan udara pada berbagai ukuran partikel batubara di ruang bakar sehingga hasil penelitian ini dapat dijadikan sebagai referensi. Selain itu, dari hasil penelitian ini juga dapat memberikan pengetahuan dan pengalaman mengenai konsep studi CFD (*Computational Fluid Dynamics*) untuk simulasi pembakaran *pulverized-coal* dan udara dalam suatu *furnace boiler* menggunakan *software ANSYS FLUENT 18.2*.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB 2**

### **TINJAUAN PUSTAKA**

Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) adalah suatu sistem pembangkit tenaga listrik yang mengkonversikan energi kimia dari bahan bakar menjadi energi listrik dengan menggunakan uap air sebagai fluida kerjanya, yaitu dengan memanfaatkan energi kinetik uap untuk menggerakkan poros sudu-sudu turbin. Selanjutnya poros turbin akan menggerakkan rotor generator. Dan dari generator inilah kemudian dibangkitkan energi listrik. Di Indonesia, batubara merupakan bahan bakar yang paling banyak digunakan pada PLTU, selain karena harga yang lebih bervariasi dan terjangkau juga ketersediaannya yang cukup melimpah.

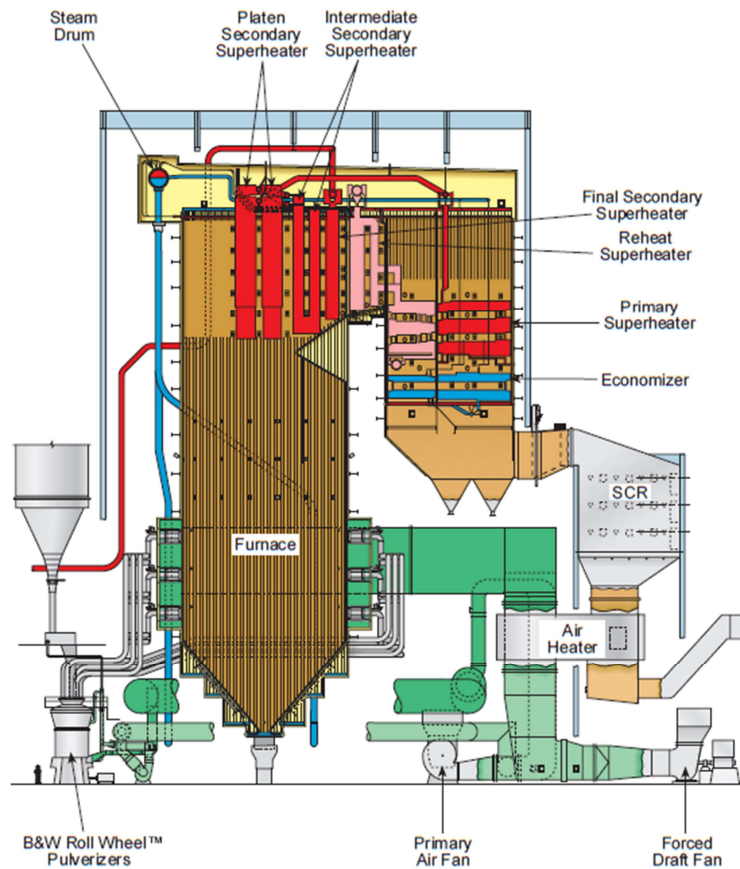
#### **2.1 Boiler**

Salah satu peralatan utama yang sangat penting di dalam suatu pembangkit listrik tenaga uap adalah boiler atau biasa disebut ketel uap (*steam generator*). Alat ini merupakan alat penukar panas yang menghasilkan uap pada tekanan dan temperatur tinggi (*superheated vapour*). Pemanasan air dan perubahan dari fase cair menjadi uap dilakukan dengan memanfaatkan energi panas yang didapatkan dari pembakaran bahan bakar, baik bahan bakar padat, cair maupun gas. Boiler terdiri dari 2 (dua) komponen utama, yaitu ruang bakar (*furnace*) yang berfungsi sebagai tempat terjadinya pembakaran sehingga terjadi perubahan energi kimia menjadi energi panas dan alat penguapan yang terdiri dari pipa-pipa penguap (*riser tube*) yang mengubah energi pembakaran menjadi energi potensial uap (energi panas). Untuk memaksimalkan penyerapan panas didalam boiler, biasanya dilengkapi juga dengan *heat exchanger* lain yaitu *economizer*, *primary superheater*, *secondary superheater*, *reheater* dan *air pre-heater*. Jumlah produksi uap yang dihasilkan boiler tergantung pada luas permukaan pemindah panas, laju aliran fluida dan laju bahan bakar yang menentukan besarnya panas pembakaran yang diberikan.

Di dalam boiler banyak siklus yang terjadi, yaitu proses pembakaran bahan bakar, proses penguapan air menjadi uap, kemudian proses pemanasan uap menjadi uap panas lanjut yang akan digunakan untuk memutar turbin, dan pemanasan

kembali uap yang keluar dari turbin tekanan tinggi. Perpindahan panas dalam boiler terjadi pada 3 proses, yaitu:

- Radiasi di ruang bakar (*furnace*)
- Konveksi di *economizer*, *air heater* dan *primary superheater*
- Kombinasi radiasi dan konveksi di *secondary superheater* dan *reheater*



Gambar 2.1 Boiler *Sub-Critical* 600 MW (Babcock & Wilcox, 2006)

Berdasarkan tekanan kerjanya, boiler terbagi menjadi beberapa jenis, diantaranya *sub-critical*, *super-critical* dan *ultra super-critical*. *Sub-critical* berarti tekanan operasi kerja dari boiler tersebut dibawah titik kritis air. Sedangkan *super-critical* dan *ultra super-critical* beroperasi pada tekanan diatas tekanan kritis. Untuk jenis *ultra super-critical* tekanan kerja dari boiler tersebut bisa mencapai 300 bar.



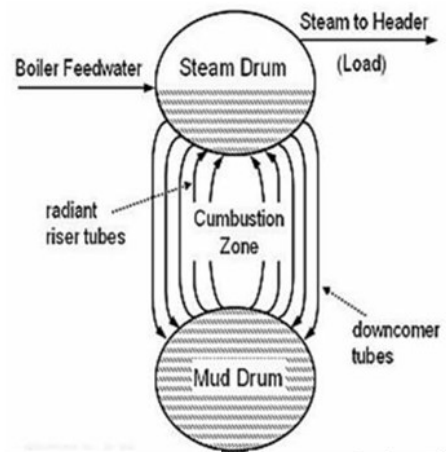
### 2.1.1 Boiler PLTU Suralaya Unit 5-7

PLTU Suralaya terdiri dari 2 (dua) entitas pembangkit, yaitu unit 1-4 dengan kapasitas 4 x 400 MW dan unit 5-7 dengan kapasitas 3 x 600 MW, sehingga total kapasitasnya adalah 3400 MW. Karena unit 1-4 dan unit 5-7 memiliki beberapa perbedaan, oleh karena itu pada pembahasan ini hanya difokuskan pada unit 5-7. Komponen utama untuk membangkitkan energi listrik pada pembangkit listrik berbahan bakar batubara adalah pompa air pengisi, boiler, turbin, generator dan kondensator. Boiler pada PLTU Suralaya Unit 5-7 merupakan boiler dengan jenis *sub-critical* dimana tekanan kerja dari boiler masih dibawah tekanan kritis yaitu pada 169 kg/cm<sup>2</sup>. Boiler tersebut memiliki 36 *burner* sebagai tempat laluan bahan bakar, satu *furnace* (ruang bakar), dua sistem *superheater*, satu sistem *reheat*, pembuangan kerak padat. Strukturnya menggunakan kerangka baja, dengan pelindung hujan (*roof*) pada atas boiler. Dinding ruang bakar ketel terbuat dari pipa-pipa air (*wall-tube*) dan pipa-pipa penguapan (*riser tube*), sedangkan bagian luarnya dibungkus menggunakan isolasi tahan panas. Spesifikasi umum boiler PLTU Suralaya Unit 5-7 ditampilkan pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1 Spesifikasi boiler PLTU Suralaya Unit 5-7

Tipe : <b><i>Carolina Radiant Boiler, Balance Draft, Natural Circulation, Single Reheat, Single Drum, Sub-Critical</i></b>		
Pabrikan	Babcock & Wilcox	
Kapasitas	kg/hr	26481
Tekanan Desain	kg/cm <sup>2</sup>	209
Tekanan Reheat	kg/cm <sup>2</sup>	59
Tekanan Economizer	kg/cm <sup>2</sup>	213
Tekanan Operasi	kg/cm <sup>2</sup>	184
Temperatur SH	°C	540
Temperatur RH	°C	540
<i>Coal Burner Rate</i>	kg/hr	264.819
Total <i>Burner</i>	36 (6 x 6)	

Boiler pada PLTU Suralaya Unit 5-7 menggunakan batubara sebagai bahan bakar utamanya. Sedangkan bahan bakar pendukung adalah *High Speed Diesel (HSD)*, dimana HSD ini digunakan hanya sebagai pemantik awal (*ignitor*) untuk membakar batubara. Proses perpindahan panas ke dinding boiler dan ke area *superheater* terjadi secara radiasi dan konveksi. Bagian pemindah panas dari boiler unit 5-7 terdiri dari *water wall*, *riser tube*, *economizer*, pemanas lanjut temperatur rendah (*primary superheater*), pemanas lanjut temperatur tinggi (*secondary superheater*), dan pemanas ulang (*reheater*). Sirkulasi air yang terjadi dalam boiler berlangsung secara alami seperti yang terlihat dalam Gambar 2.2, yaitu suatu sirkulasi yang terjadi di dalam ketel uap disebabkan oleh adanya perbedaan berat jenis air dengan berat jenis uap tersebut



Gambar 2.2 Sirkulasi Air Secara Natural (Udiklat PLN, 2017)

## 2.2 Bahan Bakar dan Proses Pembakaran

### 2.2.1 Batubara

Batubara merupakan bahan organik yang dapat terbakar dan berasal dari sisa-sisa fosil tumbuhan yang mengendap dan telah mengalami proses perubahan fisika dan kimia karena pengaruh suhu, waktu dan tekanan. Batubara adalah bahan bakar solid alam yang paling banyak digunakan karena

dianggap lebih ekonomis. Batubara diklasifikasikan berdasarkan nilai kalor dan kadar presentase dari *fixed carbon* yang terkandung. Selain itu, faktor *volatile matter*, lama penyalaan dan suhu juga memegang peranan yang penting. *American Standard for Testing and Materials* (ASTM) membuat klasifikasi batubara yang umum digunakan dalam industri, seperti yang ditunjukkan pada Tabel 2.2

Tabel 2.2 Klasifikasi Peringkat Batubara Menurut ASTM

Rank	Group	Fixed Carbon percentage (dry, mineral matter free basis)	Volatile matter percentage (dry, mineral matter free basis)	Calorific value (moisture, mineral matter free basis)	
				British Thermal Unit per pounds (Btu/lb)	Kilojoules per kilogram (kJ/Kg)
Anthracitic	<i>Meta-Anthracitie</i>	>98	<2		
	<i>Anthracite</i>	92-98	2-8		32.600 – 34.000
	<i>Semi-Anthracitie</i>	86-92	8-14		26.700 – 32.600
Bituminous	<i>Low-volatile Bituminous</i>	78-86	14-22		
	<i>Medium-volatile Bituminous</i>	69-78	22-31		
	<i>High-volatile A Bituminous</i>	<69	>31	>14.000	≥ 32.600
	<i>High-volatile B Bituminous</i>			13.000 - 14.000	30.200 - 32.600
	<i>High-volatile C Bituminous</i>			11.500 - 13.000	26.700 - 30.200
Sub-Bituminous	<i>Sub-Bituminous A</i>			10.500 - 11.500	24.400 - 26.700
	<i>Sub-Bituminous B</i>			9.500 - 10.500	22.100 - 24.400
	<i>Sub-Bituminous C</i>			8.300 - 9.500	19.300 - 22.100
Lignitic	<i>Lignite A</i>			6.300-8.300	14.700 - 19.300
	<i>Lignite B</i>			<6.300	≤ 14.700

Sumber : ASTM D388-12,1998

Keempat kelas batubara diatas dapat dikelompokkan lagi menjadi tiga kategori yaitu *High Rank Coal* (HRC), *Medium Rank Coal* (MRC) dan *Low Rank Coal* (LRC). *Anthracitie* dikategorikan dalam kelas HRC, *bituminous* dan *sub-bituminous coal* dikategori dalam MRC sedangkan *lignite* dengan kandungan batubara rendah masuk ke kategori LRC.

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

a. *Proximate analysis*

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

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

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

b. *Ultimate analysis*

*Ultimate analysis* didapat dengan menentukan persen berat Carbon, Hydrogen, Oksigen dan Nitrogen yang berada dalam batubara. Carbon disini termasuk *organic carbon* pada substansi batubara dan carbon yang muncul sebagai mineral carbonat. Hydrogen yang terkandung pada batubara termasuk hidrogen sebagai mineral organik dan hidrogen yang berupa air dalam batubara. Nitrogen diasumsikan berada dalam bentuk *organic matrix* pada batubara. Sulfur dalam batubara terdapat dalam 3 bentuk, yaitu sebagai campuran organik sulfur, sebagai *inorganic sulfides* ( $\text{FeS}_2$ ) dan sebagai *inorganic sulfates* ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{CaSO}_4$ ).

Nilai kalor (*calorific value*) batubara adalah panas yang dihasilkan dengan membakar sejumlah batubara pada bom kalorimeter dengan oksigen

pada kondisi tertentu. Nilai kalor batubara biasanya disebut dengan *Gross Calorific Value* (GCV) atau *High Heating Value* (HHV) dan *Net Calorific Value* (NCV) atau *Low Heating Value* (LHV). Perbedaan nilai antara HHV dan LHV adalah untuk nilai yang didapatkan pada HHV diasumsikan bahwa semua uap air yang dihasilkan selama pembakaran semuanya terkondensasi, sedangkan pada LHV diasumsikan kandungan air terpisah dengan produk pembakaran tanpa sepenuhnya terkondensasi.

### 2.2.2 Reaksi Pembakaran

Secara umum, pembakaran dapat didefinisikan sebagai proses atau reaksi oksidasi yang sangat cepat antara bahan bakar (*fuel*) dan oksidator dengan menimbulkan panas dan nyala. Bahan bakar (*fuel*) merupakan segala substansi yang melepaskan panas ketika dioksidasi dan secara umum mengandung unsur- unsur karbon (C), hidrogen (H), oksigen (O), nitrogen (N) dan sulfur (S). Sementara oksidator adalah segala substansi yang mengandung oksigen (misalnya udara) yang akan bereaksi dengan bahan bakar (*fuel*).

Dalam pembakaran ada 3 (tiga) komponen yang disebut sebagai segitiga api dan harus terpenuhi agar pembakaran itu terjadi, yaitu bahan bakar, oksigen dan panas. Pada PLTU, awal pembakaran menggunakan HSD sebagai *start up* untuk menghasilkan panas yang cukup. Setelah segitiga api sudah terpenuhi baru dilakukan pergantian bahan bakar antara HSD yang di semprotkan menggunakan *oil gun* dengan batubara yang telah berbentuk serbuk yang ditiupkan dengan udara bertekanan, selanjutnya *oil gun* akan ditarik secara bertahap untuk memastikan batubara terbakar dengan baik.

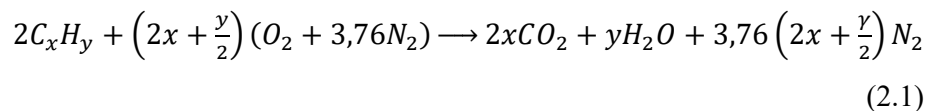
Didalam udara ini, gas oksigen merupakan salah satu elemen yang jumlahnya mencapai 20.9% dan keberadaannya berpengaruh besar dalam proses pembakaran. Semakin banyak jumlah batubara yang dibakar maka akan dibutuhkan lebih banyak oksigen untuk proses pembakaran, sehingga semakin lama pembakaran tersebut dapat berlangsung. Berbeda dengan gas nitrogen, hampir 79% udara adalah gas nitrogen yang keberadaannya dapat menurunkan efisiensi pembakaran dengan cara menyerap panas dari pembakaran bahan bakar. Nitrogen juga dapat bergabung dengan oksigen

(terutama pada suhu nyala yang tinggi) menghasilkan oksida nitrogen ( $\text{NO}_x$ ) yang merupakan salah satu polutan udara yang berbahaya.

Tujuan dari pembakaran yang baik adalah melepaskan seluruh panas yang terdapat dalam bahan bakar. Pembakaran sempurna dapat dicapai dengan mengontrol 4 faktor yang lebih dikenal dengan T3O yaitu:

1. *Temperature*, suhu yang cukup untuk menyalakan dan menjaga penyalan bahan bakar
2. *Turbulence*, turbulensi atau pencampuran oksigen dan bahan bakar yang baik. Supaya terjadi pencampuran sempurna, kecepatan gas berkisar 4.5-7.5 m/s
3. *Time*, waktu yang cukup untuk pembakaran yang sempurna. Karena untuk pembentukan reaksi yang sempurna tidak sederhana dan menyangkut banyak tahapan reaksi, waktu pembakaran juga mempengaruhi dimensi ruang bakar
4. *Oxygen*, gas oksigen adalah salah satu penentu hasil pembakaran

Proses pembakaran dikatakan sempurna bila semua konstituen yang terdapat di dalam bahan bakar membentuk gas  $\text{CO}_2$ , air ( $\text{H}_2\text{O}$ ) dan gas nitrogen ( $\text{N}_2$ ), sehingga tidak ada lagi bahan yang dapat terbakar. Jika oksigen yang dibutuhkan untuk proses pembakaran diperoleh dari udara, yang terdiri dari 79% nitrogen dan 21% oksigen, maka reaksi stoikiometri pembakaran hidrokarbon murni  $\text{C}_x\text{H}_y$  dapat ditulis dengan persamaan :



Pada prakteknya, sulit untuk memperoleh kualitas campuran bahan bakar dan udara yang baik, sehingga sulit untuk memperoleh pembakaran yang sempurna. Untuk memperoleh kualitas yang lebih baik digunakan jumlah udara yang lebih besar dari nilai udara teori (stokiometris). Kelebihan jumlah udara dibandingkan jumlah udara teori disebut udara lebih (*excess air*) dimana :

$$\% \text{udara\_lebih} = \frac{m_{\text{udara},a} - m_{\text{udara},s}}{m_{\text{udara},s}}$$

Dimana  $a$  dan  $s$  masing-masing menunjukkan kondisi aktual dan stokiometris/teoritis.

Dalam proses pembakaran, kita juga mengenal istilah *Air Fuel Ratio (AFR)* dan perbandingan ekuivalen (*equivalence ratio*). AFR merupakan perbandingan jumlah masa udara pembakaran ( $m_u$ ) terhadap jumlah masa bahan bakar ( $m_{bb}$ ) yang dinyatakan dengan :

$$AFR(Air\_Fuel\_Ratio) = \frac{m_u}{m_{bb}}$$

Untuk kondisi stokiometri, maka AFR ini disebut AFR stokiometri ( $AFR_s$ ) yaitu pada kondisi jumlah udara pembakaran sama dengan kebutuhan udara untuk pembakaran untuk pembakaran stokiometri ( $m_u = m_{u,s}$ ). Sedangkan perbandingan ekuivalen yaitu perbandingan antara  $AFR_s$  dengan  $AFR_a$  yang dinyatakan sebagai berikut :

$$Equivalent\_Ratio_{(\phi)} = \frac{AFR_s}{AFR_a}$$

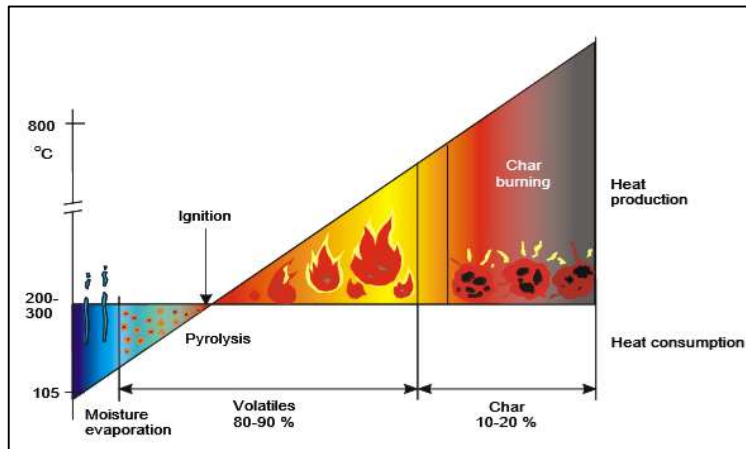
Dimana  $AFR_a$  adalah air fuel ratio aktual, untuk  $\phi < 1$  merupakan campuran miskin,  $\phi = 1$  untuk campuran stokiometri, dan  $\phi > 1$  untuk campuran kaya.

### 2.2.3 Mekanisme Pembakaran Batubara

Pembakaran batubara yang terjadi di *furnace* pada *boiler* memiliki beberapa tahapan proses dari awal masuknya batubara sampai batubara terbakar habis di dalam *furnace*. Serbuk batubara dengan ukuran 200 *mesh* (74  $\mu\text{m}$ ) akan di injeksikan ke dalam *furnace* melalui *coal burner*, dan akan melewati beberapa tahapan sebagai berikut:

1. *Drying*, proses awal batubara sebelum bercampur dengan udara pembakaran di *furnace* yang bertujuan untuk menghilangkan *moisture* yang terkandung baik di permukaan ataupun di pori-pori batubara. Proses ini terjadi saat batubara bercampur dengan *primary air* di *pulverizer/mill*
2. *Devolatilization*, merupakan proses pemisahan antara *volatile matter* dan *char (fixed carbon)*. Dimana *volatile matter* akan mengalami penguapan pada suhu sekitar 900 °C – 950 °C menyisakan *char* yang merupakan karbon padat yang menjadi bahan bakar utama dalam proses pembakaran di *furnace*.

3. *Char Combustion*, proses pembakaran karbon padat dengan oksigen baik dari udara pembakaran maupun dari gas hasil *devolatilization*.



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

Laju pembakaran *char* adalah suatu proses yang kompleks yang dipengaruhi oleh transfer massa secara difusi ke dalam pori-pori dan reaksi yang terjadi di permukaan. Laju pembakaran *char* ditentukan oleh parameter-parameter sebagai berikut :

- Rasio luas permukaan partikel per satuan massa bahan bakar
- Ketersediaan luas area permukaan kontak dengan oksigen
- Temperatur gas
- Kemampuan oksigen melakukan penetrasi ke dalam pori-pori bahan bakar
- Konsentrasi oksigen pada lingkungan partikel bahan bakar berada.

*Residence time* adalah waktu tinggal maksimum saat proses pembakaran batubara yang terhitung didalam ruang bakar pada dalam boiler. Perhitungan volume boiler (*furnace*) terhitung dari *elevasi top lever burner* hingga *boiler arc-nose*.

*Residence time* dapat dihitung dengan rumus :

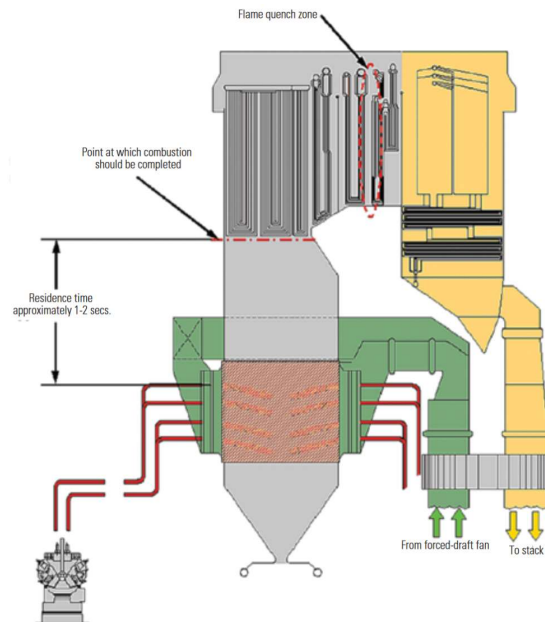
$$T = \frac{V_{furnace}}{\dot{V}_{(coal+udara)}} = \frac{V_{furnace}}{\left(\frac{\dot{m}_{coal}}{\rho_{coal}} + \frac{\dot{m}_{udara}}{\rho_{udara}}\right)} \dots\dots\dots(2.2)$$

dengan :

*T* : *Residence Time* (s)



- $V_{furnace}$  : Furnace Volume ( $m^3$ )  
 $\dot{V}_{(coal+udara)}$  : Volume campuran batubara dan udara per detik ( $m^3/s$ )  
 $\dot{m}_{coal}$  : laju aliran masa batubara( $kg/s$ )  
 $\dot{m}_{udara}$  : laju aliran masa udara ( $kg/s$ )  
 $\rho_{coal}$  : laju aliran masa udara ( $m^3/kg$ )  
 $\rho_{udara}$  : laju aliran masa udara ( $m^3/kg$ )



Gambar 2.4 *Furnace Residence Time* (Storm, 2015)

### 2.3 Pulverized Firing (PF) Boiler

Sebagian besar boiler berbahan bakar batubara (*coal-fired*) yang terdapat di pembangkit listrik maupun boiler yang dipakai di sektor industry, sistem pembakarannya menggunakan serbuk batubara yang dihaluskan (*pulverized coal*). Teknologi tersebut berkembang dengan baik dan saat ini di seluruh dunia lebih dari 90% dari semua pembangkit listrik berbahan bakar batubara menggunakan sistem tersebut.

Batubara sebelum masuk kedalam boiler terlebih dahulu digiling sampai menjadi bubuk halus sampai berukuran 74 mikron (lolos 200 mesh) sebesar 70 – 75 persen dan yang berukuran  $\pm 300$  mikron ( $\mu m$ ) tidak lebih dari 2 persen. Harus diperhatikan bahwa bubuk yang terlalu halus akan memboroskan energi

penggilingan. Sebaliknya, bubuk yang terlalu kasar tidak akan terbakar sempurna pada ruang pembakaran dan menyebabkan kerugian yang lebih besar karena bahan yang tidak terbakar.

Batubara dari *bunker* yang butirannya masih kasar dialirkan menuju *coal feeder*. *Coal feeder* berfungsi untuk mengatur dan mencatat jumlah batubara yang masuk ke mill (*Pulverizer*). Di dalam *pulverizer* batubara dihaluskan hingga berukuran  $\pm 200$  mesh. Setelah halus batu bara dihembuskan ke serangkaian *nozzle burner* dengan menggunakan udara primer. Udara primer dihasilkan oleh *Primary Air Fan* dan sebelum masuk ke *pulverizer* udara primer tersebut dipanaskan terlebih dahulu pada *Primary Air Heater* sehingga cukup untuk mengeringkan serbuk batubara. Pembakaran pada *furnace* berlangsung pada suhu sekitar 1300 - 1700 °C tergantung pada kualitas batubara. Waktu tinggal partikel dalam boiler biasanya 2 hingga 5 detik, dan partikel harus cukup kecil untuk pembakaran yang sempurna.

Sistem ini memiliki banyak keuntungan seperti kemampuan membakar berbagai kualitas batubara, respon yang cepat terhadap perubahan beban, penggunaan suhu udara pemanas awal yang tinggi, dan lain-lain.

Sistem pembakaran yang populer untuk Boiler berbahan bakar batubara halus diantaranya adalah :

- Pembakaran tangensial (*tangential firing*) dengan menggunakan empat buah *burner* dari keempat sudut untuk menciptakan bola api pada pusat tungku.

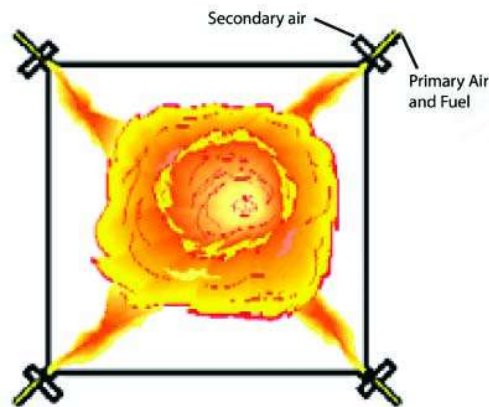
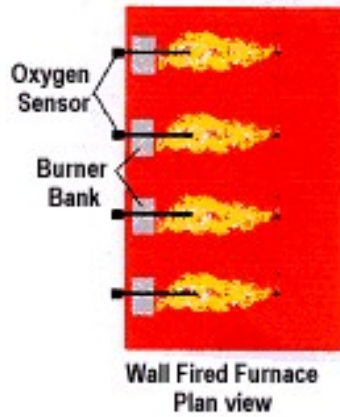


Fig: Tangential Firing for Pulverized Fuel

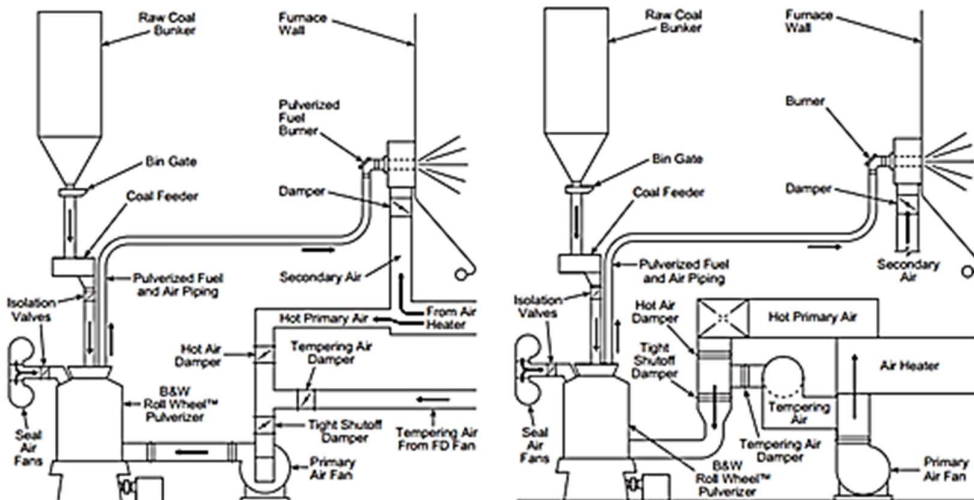
Gambar 2.5 Pembakaran Tangensial

- Pembakaran dinding (*wall firing*) dengan menggunakan beberapa *burner* yang terletak sebaris pada salah satu sisi dinding boiler ataupun berhadap-hadapan.



Gambar 2.6 Pembakaran Dinding

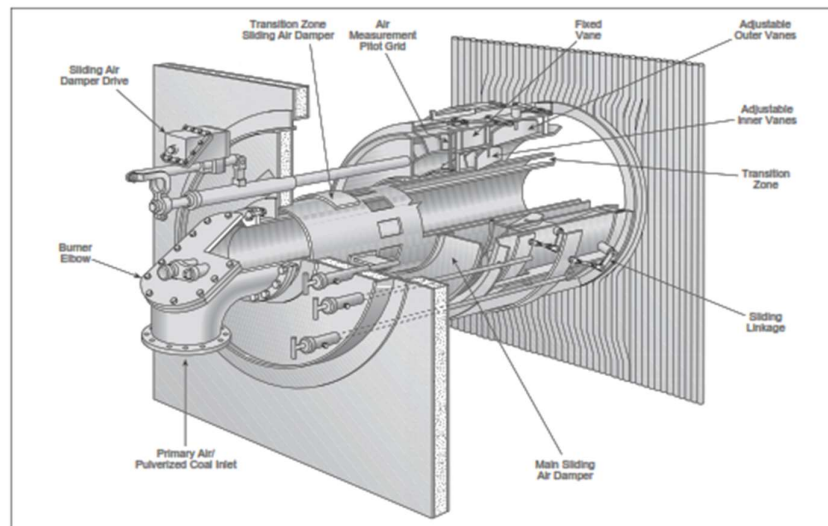
Secara umum aliran batubara dari *bunker* menuju ruang bakar pada *system pulverized-coal combustion* ditunjukkan pada gambar 2.4.



Gambar 2.7 Proses Transportasi Batubara pada Sistem Pulverized-Coal Boiler  
(Babcock & Wilcox, 2006)

Peralatan utama pada *system pulverized-coal combustion* terdiri dari : *coal bunker, coal feeder, pulverizer, burner, primary air system, secondary air system*. *Burner* terdiri peralatan untuk menyulut dan menstabilkan api dan peralatan untuk

mengendalikan laju pencampuran udara sekunder agar menghasilkan pembakaran sempurna dengan efisiensi panas yang tinggi. Stabilitas api yang menyembur pada *burner* bergantung pada laju pelepasan panas dari bahan *volatile* dan *char* pada daerah sekitar *burner*. Pengontrolan *temperature flame* dan distribusi waktu tinggal partikel batubara di dalam ruang bakar yang dilakukan pada burner juga akan mempengaruhi karakteristik pelepasan abu batubara serta sifat dan konsentrasi gas polutan yang dihasilkan.



Gambar 2.8 Sistem *Burner* (Babcock & Wilcox, 2006)

Penempatan posisi *burner* pada system pembakaran *wall-fired pulverized coal combustion*, dapat berjajar hanya pada satu sisi (*front fired*) maupun dapat berhadap-hadapan (*front-rear fired*), tergantung dari besarnya kapasitas pembangkit. Aplikasi system *wall fired* ini biasanya untuk pembangkit dengan kapasitas yang besar (500 sd 1200 MW). Kelemahan dari system ini adalah arah api tidak bisa diatur sedemikian rupa seperti pada *system tangential firing*.

## 2.4 Komputasi Numerik

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

masih aktif dikembangkan, terutama pada problematika turbulensi dari persamaan *Reynold-Averaged Navier-Stokes (RANS)*.

*Penggunaan CFD (cumputational fluid dynamic)* sangat dibutuhkan dalam penelitian dan perancangan. Banyak keuntungan yang di dapat dalam desain dan analisis dengan menggunakan metode ini, antara lain hemat biaya dan waktu yang diperlukan untuk simulasi jauh lebih singkat jika dibandingkan dengan membuat alat dan kemudian baru melakukan percobaan. Dengan menggunakan CFD ini, dapat juga dibuat suatu kondisi dimana sangat susah atau bahkan tidak mungkin terjadi di lingkungan sebenarnya.

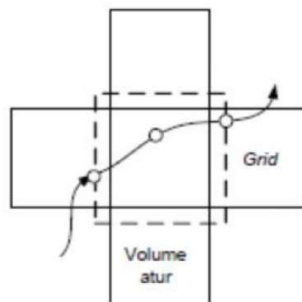
#### 2.4.1. Persamaan Kontinuitas (Persamaan Kekekalan Massa)

Persamaan kontinuitas ( persamaan kekekalan massa) dinyatakan dengan :

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = S_m \quad (2.3)$$

Persamaan diatas adalah persamaan umum kontinuitas untuk aliran incompressible maupun compressible.

$S_m$  adalah sumber massa (mass source) dari fasa diskrit ataupun reaksi spesies. Interaksi massa, momentum dan energi fasa diskrit dan fasa kontinu dijelaskan pada Gambar 2.7.



Gambar 2.9 Ilustrasi Simulasi Transfer Massa, Momentum, dan Energi Fase Diskrit dengan Fasa Kontinu (Tuakia, 2007)

#### 2.4.2. Persamaan Kekekalan Momentum

Persamaan kekekalan momentum dinyatakan dengan :

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \vec{v}) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\vec{\tau}) + \rho \vec{g} + \vec{F} \quad (2.4)$$

Dimana :

- p = tekanan statis  
 g = gaya berat gravitasi  
 F = gaya eksternal  
 $\tau$  = tensor tegangan

$$\tau = \mu \left[ (\nabla \bar{v} + \nabla \bar{v}^T) - \frac{2}{3} \nabla \cdot \bar{v} I \right]$$

Dengan :

$\mu$  = molecular viscosity

I = tensor satuan

### 2.4.3. Persamaan Model Fraksi Fampuran

#### 3.a Konsep Fraksi Campuran

Persamaan umum untuk spesies trasport dinyatakan dengan :

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho Y_i) + \nabla \cdot (p \bar{v} Y_i) = -\nabla \cdot \bar{J}_i + R_i + S_i \quad (2.5)$$

Dimana :

$R_i$  = laju produksi dari spesies i dalam reaksi kimia

Hal yang perlu diperhatikan dalam persamaan untuk *species transport* yaitu, persamaan tersebut menunjukkan bahwa banyaknya persamaan yang harus diselesaikan tergantung dari banyaknya spesies dalam suatu reaksi, semakin banyak persamaan akan semakin lama dalam perhitungan. Untuk menyederhanakan persamaan tersebut digunakan konsep fraksi campuran. Dengan konsep fraksi campuran, persamaan yang banyak akan berubah menjadi satu persamaan yaitu persamaan fraksi campuran.

Persamaan fraksi campuran (f) dapat dinyatakan dengan :

$$f = \frac{Z_i - Z_{i,ox}}{Z_{i,fuel} - Z_{i,ox}} \quad (2.6)$$

Dimana :

$Z_i$  = fraksi masa untuk elemen i

ox = nilai pada stream inlet udara

fuel = nilai pada stream inlet bahan bakar

Persamaan sederhana untuk pembakaran bahan bakar (F) dengan udara (O), dan menghasilkan produk (P), dapat ditulis dalam :

$$F + rO \longrightarrow (I + r)P \quad (2.7)$$

Dimana, r = Air Fuel Ratio

Apabila dihubungkan dengan *equivalence ratio* ( $\phi$ ),

$$\phi = \frac{(fuel/air)_{actual}}{(fuel/air)_{stoichiometric}} \quad (2.8)$$

Menghasilkan :

$$\phi F + rO \longrightarrow (\phi + r)P \quad (2.9)$$

Sehingga dapat dinyatakan :

$$f = \frac{\phi}{\phi + r} \quad (2.10)$$

Untuk kondisi stokiometri  $\phi = 1$  dan pada kondisi campuran kaya  $\phi > 1$ .

### 3.b Persamaan Transport untuk Fraksi Campuran

Persamaan species dapat dikurangi menjadi persamaan tunggal untuk fraksi campuran (f), dengan mengasumsi bahwa difusivitas adalah sama. Asumsi ini menimbulkan problem untuk aliran laminar, akan tetapi tidak untuk aliran turbulen. Persamaan fraksi campuran rata-rata (*mean mixture fraction*) adalah :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \bar{f}) + \nabla \cdot (\rho \bar{v} \bar{f}) = \nabla \cdot \left( \frac{\mu_t}{\sigma_t} \nabla \bar{f} \right) + S_m + S_{user} \quad (2.11)$$

### 3.c Persamaan Transport Model Standard k – $\epsilon$

Model standar k-epsilon merupakan model semi empiris berdasarkan model persamaan transport untuk energi kinetik turbulen (k) dan laju disipasi ( $\epsilon$ ). Model standar k- $\epsilon$ , menggunakan asumsi bahwa alirannya bersifat turbulen penuh dan efek dari molecular viscosity diabaikan. Model k –  $\epsilon$  akurat untuk aliran yang bersifat turbulen seperti dinyatakan dalam penelitian Risto, dkk <sup>[17]</sup>. Model ini merupakan model turbulensi yang cukup lengkap dengan dua persamaan. Energi kinetik turbulensi (k) dan laju disipasi ( $\epsilon$ ) dinyatakan dengan :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \epsilon - Y_M + S_k \quad (2.12)$$

Dan

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho\varepsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon \quad (2.13)$$

$G_k$  adalah pembangkitan energi kinetik turbulensi karena gradien kecepatan,  $G_b$  menyatakan pembangkitan energi turbulensi karena gaya apung dan  $Y_M$  menyatakan pengaruh kompresibilitas turbulen. Besarnya masing-masing variable di atas adalah :

$$G_k = -\overline{p u'_i u'_j} \frac{\partial u_j}{\partial x_i}, \quad G_b = \beta g_i \frac{\mu_t}{Pr_t} \frac{\partial T}{\partial x_i}$$

Dimana :

$Pr_t$  = angka Prandtl untuk energi (default 0,85)

$g_i$  = komponen vektor gravitasi pada arah  $i$

$$\beta = -\frac{1}{\rho} \left( \frac{\partial \rho}{\partial T} \right)_p \quad \text{dan} \quad \mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}$$

Untuk gas ideal :

$$G_b = -g_i \frac{\mu_t}{\rho Pr_t} \frac{\partial \rho}{\partial x_i} \quad \text{dan} \quad Y_M = 2\rho\varepsilon M_t^2 \quad \text{dengan} \quad M_t = \sqrt{\frac{k}{a^2}}, a(\equiv \sqrt{\gamma RT})$$

Dimana :

$M_t$  = turbulen mach number

$a$  = kecepatan suara

kemudian :  $C_{3\varepsilon} = \tanh \left| \frac{v}{u} \right|$ ;  $C_{1\varepsilon} = 1.44$ ;  $C_{2\varepsilon} = 1.92$ ;  $C_\mu = 0.09$ ;  $\sigma_k = 1.0$ ;  $\sigma_\varepsilon = 1.3$  dimana :

$v$  = komponen kecepatan aliran yang sejajar dengan vector gravitasi

$u$  = komponen kecepatan aliran tegak lurus dengan vektor gravitasi

$S_k$  dan  $S_\varepsilon$  user defined

### 3.d Persamaan Model Fase Diskrit

Fluent memprediksi *trajectory* partikel dalam fase diskrit dengan mengintegrasikan kesetimbangan gaya suatu partikel yang ditulis dalam persamaan *Lagrange*. Kesetimbangan gaya untuk koordinat  $X$  dapat ditulis :



$$\frac{du_p}{dt} = F_D(u - u_p) + \frac{g_x(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + F_x \quad (2.14)$$

Dengan,

$F_x$  = penambahan percepatan (gaya/masa partikel)

$F_D(u-u_p)$  = gaya drag/masa partikel

Dimana,  $F_D = \frac{18\mu}{\rho_p d_p^2} \frac{C_D}{24}$

Dan,  $F_D = \frac{\rho d_p |u_p - u|}{\mu}$

Dimana :

$u$  = kecepatan fase fluida

$u_p$  = kecepatan partikel

$\rho$  = viscositas molekular fluida

$\mu$  = density fluida

$\rho_p$  = density partikel

$d_p$  = diameter partikel

#### 2.4.4 Kontrol solusi

##### 4.a Faktor Under Relaksasi ( $\alpha$ )

Faktor Under Relaksasi merupakan faktor untuk menstabilkan proses iterasi pada *solver segregated*, sedangkan pada *solver coupled* faktor under relaksasi hanya digunakan pada persamaan di luar set persamaan yang di *coupled*. Karena adanya persamaan non linier dari persamaan yang diset oleh fluent, maka dibutuhkan pengontrolan dengan faktor under relaksasi. Hal tersebut dilakukan dengan mengubah faktor under relaksasi yang mengubah  $\phi$  selama iterasi. Menurunkan faktor under relaksasi pada umumnya dapat meningkatkan konvergensi. Tidak ada persamaan untuk faktor under relaksasi, nilai yang paling baik hanya bisa didapat dari pengalaman.

Nilai baru dari variabel  $\phi$  dalam sel tergantung nilai  $\phi$  lama. Nilai  $\phi$  terhadap perubahan  $\Delta \phi$  dan faktor under relaksasi  $\alpha$  adalah sebagai berikut :

$$\phi = \phi_{lama} + \alpha \Delta \phi \quad (2.15)$$

#### 4.b Pressure-Velocity Coupling

*Pressure Velocity Coupling* mengenai cara kontinuitas masa dihitung apabila menggunakan *solver segregated*. Metode yang digunakan adalah SIMPLE (*Semi Implicit Methode for Pressure Linked Equations*) yaitu skema default kasar. Metode SIMPLE merupakan metode implisit dengan pertama-tama mengasumsikan distribusi tekanan dan kecepatan untuk kemudian dikoreksi dengan sebuah korektor dalam suatu langkah iterasi. Metode ini bisa langsung digunakan hanya dengan menambahkan satu persamaan koreksi tekanan yang merupakan modifikasi persamaan kekekalan masa. Urutan operasi metode simple secara garis besar dapat dituliskan sebagai berikut :

1. Menebak bidang tekanan  $p^*$ .
2. Menyelesaikan persamaan momentum untuk mendapatkan  $u^*$ ,  $v^*$ ,  $w^*$ .
3. Menyelesaikan persamaan  $p'$ .
4. Menghitung  $p$  dengan menambahkan  $p'$  ke  $p^*$ .
5. Menghitung  $u$ ,  $v$ ,  $w$ , dari nilai berbintangnya menggunakan rumus koreksi-kecepatan.
6. Menyelesaikan persamaan diskretisasi untuk yang lainnya (seperti temperatur, konsentrasi, besar turbulensi) jika mempengaruhi bidang aliran melalui sifat fluida, *source term*, dan lain-lain
7. Menerapkan tekanan koreksi  $p$  sebagai tekanan tebakan baru  $p^*$  dan kembali ke langkah 2. Hal ini terus berulang hingga konvergensi tercapai.

#### 4.c Diskritisasi (Metode Interpolasi)

Fluent hanya menghitung pada titik-titik simpul mesh geometri, sehingga pada bagian di antara titik simpul tersebut harus dilakukan interpolasi untuk mendapatkan nilai yang kontinyu pada seluruh domain. Fluent menggunakan teknik dasar kontrol volume untuk mengkonversi persamaan atur menjadi ke sebuah persamaan matematis yang dapat dipecahkan secara numeris. Teknik kontrol volume mengintegrasikan

persamaan atur dari setiap kontrol volume untuk menghasilkan persamaan diskrit yang mewakili setiap jumlah dari basis kontrol volume. Diskritisasi dari persamaan atur dapat ditulis secara mudah dengan mengasumsikan ke dalam suatu persamaan steady state untuk scalar unity  $\phi$ . Di bawah ini merupakan suatu persamaan yang ditulis dalam bentuk integral untuk suatu kontrol volume V, yaitu :

$$\int \rho \phi \vec{v} \cdot d\vec{A} = \int \Gamma_{\phi} \nabla_{\phi} \cdot d\vec{A} + \int_{\nu} S_{\phi} dV \quad (2.16)$$

$\rho$  = masa jenis

$\vec{v}$  = vektor kecepatan

$A$  = vektor permukaan

$\Gamma_{\phi}$  = koefisien difusi untuk  $\phi$

= gradien dari  $\phi (= \delta \phi / \delta x)i + (\delta \phi / \delta y)j$  dalam 2D

$S_{\phi}$  = besarnya  $\phi$  tiap unit volume

Dalam penelitian ini dapat digunakan skema interpolasi *First Order Upwind*. Dimana skema interpolasi ini merupakan skema interpolasi yang paling ringan dan cepat mencapai konvergen, tetapi ketelitiannya hanya orde satu. Ketika *First Order Upwind* digunakan, nilai pada permukaan sel ditentukan dengan mengasumsikan bahwa nilai di pusat sel ditentukan dengan mengasumsikan bahwa nilai di pusat sel mewakili nilai rata-rata sel dan dipakai pada keseluruhan sel. Nilai di permukaan identik dengan nilai sel. Sehingga nilai muka  $\phi_1$  diset sama dengan nilai di tengah sel dari  $\phi_1$  pada sel sebelumnya (*upstream cell*).

#### 2.4.5 Kriteria Konvergensi

Untuk menyimpulkan hasil iterasi sudah konvergen atau belum, terdapat tiga metode yang umum dipakai untuk mengecek kekonvergenan hasil iterasi, antara lain:

- **Residual konvergen**

Sebenarnya perhitungan dikatakan konvergen jika nilai residual sama dengan nol. Akan tetapi karena sulit tercapainya hal itu, Fluent menetapkan kriteria konvergen secara default dimana perhitungan akan

berhenti bila nilai residual mencapai angka tersebut, nilainya sama dengan atau lebih kecil dari  $10^{-3}$  bagi semua persamaan kecuali persamaan energi dan radiasi  $10^{-6}$ .

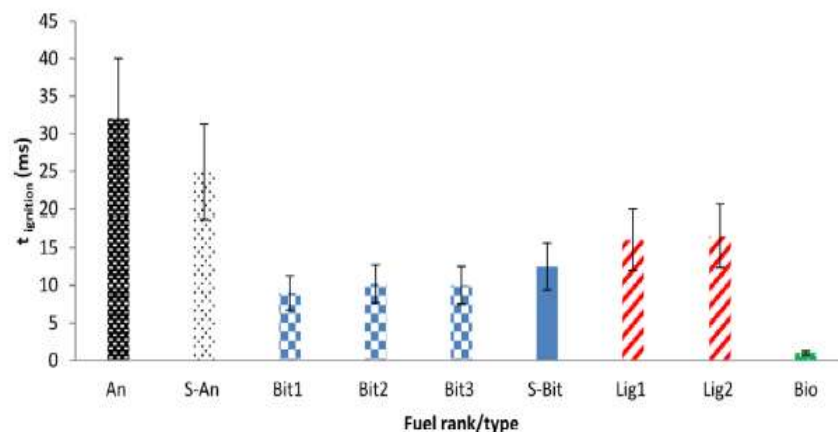
- **Penambahan iterasi tidak mengubah solusi**

Terkadang untuk mencapai kriteria konvergensi yang ditetapkan fluent masih sangat sulit untuk beberapa kasus. Kadangkala residual tidak mau turun lagi menuju kriteria konvergensi yang telah ditentukan. Apabila residual variabel yang lebih dominan mewakili keseluruhan aliran (misal continuity) relatif tidak berubah ketika iterasi berjalan terus, maka solusinya sudah bisa dikatakan konvergen.

## 2.5. Penelitian Terdahulu

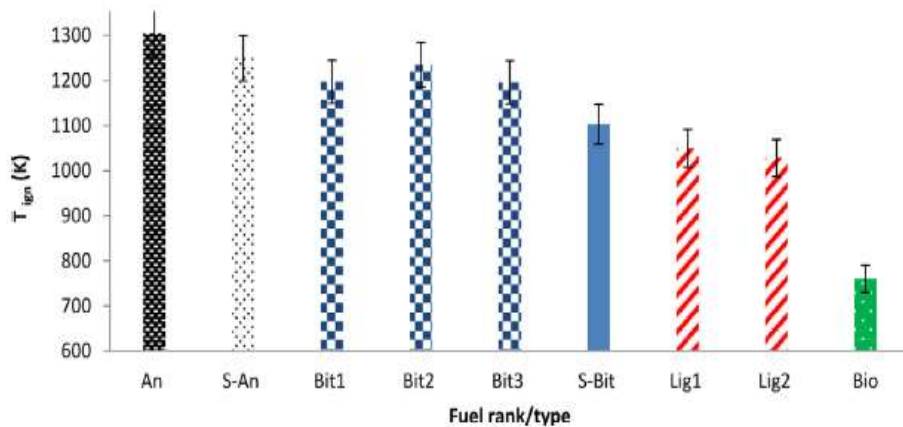
**Reza Khatami dan Yiannis A. Levendis (2015)**, melakukan studi eksperimental ukuran partikel batubara yang homogen namun dari jenis batubara yang berbeda-beda berdasarkan rankingnya, mulai dari antrasit, bituminous, sub-bituminous dan lignit dengan membakar pada suatu tungku laboratorium dan didapatkan fenomena sebagai berikut :

- Pengamatan terkait pengapian menunjukkan bahwa semua partikel batubara *bituminous* dan beberapa *sub-bituminous* mengalami pengapian homogen; Sedangkan untuk *anthracite*, *semi-anthracite* dan *lignite* kebanyakan mengalami pengapian heterogen.



Gambar 2.10 Waktu Pengapian Berbagai Tipe Batubara (Khatami, 2015)

- Waktu pengapian meningkat dengan meningkatnya peringkat batubara. Batubara dengan peringkat tinggi, seperti *anthrasit* dan *semi-anthrasit*, mengalami penundaan pengapian yang lebih panjang, sedangkan batubara dengan pangkat rendah seperti *lignit*, mengalami keterlambatan pengapian yang lebih singkat.
- Suhu Pembakaran dan waktu bakar dari volatile dan char dipengaruhi oleh peringkat batubara



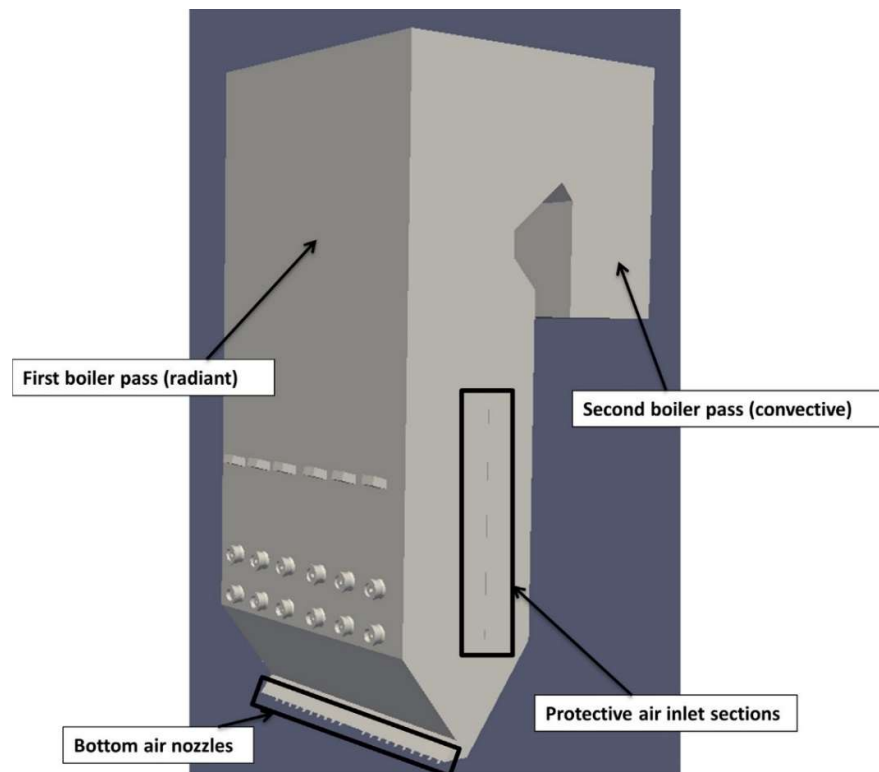
Gambar 2.11 Temperatur Pembakaran Berbagai Tipe Batubara (Khatami, 2015)

**Pawel Madejski (2018)**, menyajikan pemodelan numerik dari proses pembakaran pada *front wall coal-fired boiler 225 MWe*. Model numerik yang dikembangkan dari proses pembakaran batubara termasuk pemanasan partikel, devolatilisasi, pembakaran char, serta aliran turbulen dan perpindahan panas radiasi. Dalam pemodelan proses pembakaran fasa gas, digunakan pendekatan fraksi campuran dengan metode *probability density function (PDF)*. Data input dan boundary condition ditentukan berdasarkan data yang dikumpulkan pada saat beroperasi 90% MCR dan untuk menghitung distribusi ukuran partikel batubara digunakan hukum *Rosin-Rammler*.

Perilaku dari *pulverized-coal* dan aliran udara melalui *burner* serta tiga-dimensional jalur gas buang yang melewati ruang bakar, di analisis. Hasil dalam bentuk kecepatan, temperature, *un-burn carbon*, dan distribusi produk pembakaran disajikan untuk mengetahui tempat-tempat di area mana saja dalam boiler yang mengalami tingkat erosi yang tinggi dan dimana deposisi partikel intensif dapat

terjadi, serta untuk menunjukkan dampak ukuran partikel terhadap konten karbon tidak terbakar (UBC). Hasil perhitungan akan digunakan untuk menentukan posisi yang tepat dari nozel Over-Fire Air (OFA) dan memungkinkan untuk melanjutkan proses pembakaran hanya menggunakan set OFA II dan OFA III. Berdasarkan hasil yang diperoleh dapat disimpulkan bahwa memungkinkan untuk meningkatkan pemahaman dan investigasi rinci dari proses konduksi pada operasi boiler. Hasil yang diperoleh telah divalidasi menggunakan data yang dikumpulkan dari system pengukuran pembangkit kemudian dianalisa untuk memberikan jawaban dari pertanyaan mengenai optimisasi karakteristik pembakaran.

### Geometri



Gambar 2.12 Geometri Model Boiler (Madejski, 2018)

### Boundary Condition

Boundary condition yang dikembangkan untuk boiler didefinisikan dari parameter-parameter operasi boiler pada beban konstan 90% MCR. Bahan bakar diasumsikan *non-uniform* sedangkan distribusi udara didefinisikan sebagai nilai yang lain sebagai bagian individual mass flow-rate yang masuk ke boiler.

Fraksi massa dari campuran udara-bahan bakar keluar pulverizer diasumsikan memiliki ukuran yang tidak seragam dan dihitung berdasarkan analisis yang lolos saringan dan diplotkan dalam grafik rosin-rammler.

Tabel 2.3 Ukuran Partikel Batubara yang Keluar dari Burner

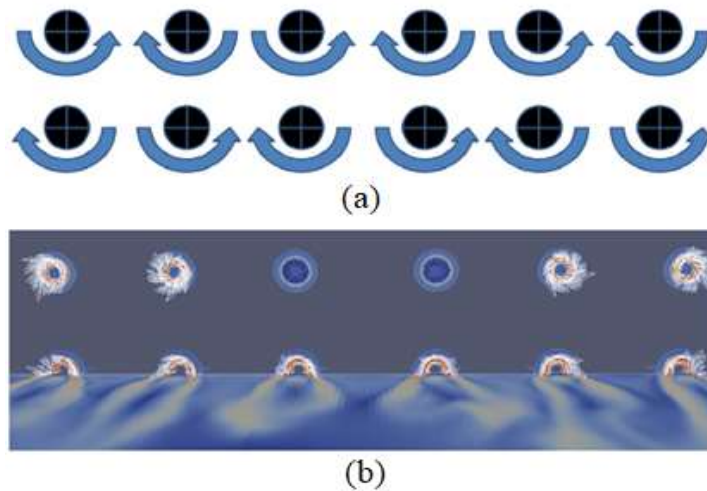
Sieve analysis results, %					
$R_{88}$					$R_{200}$
11.5					0.7
Rosin-Rammler law, (5 classes)					
	Class 1	Class 2	Class 3	Class 4	Class 5
Particle diameter, $m^{-6}$	4.9	16.9	43.7	90	150
Mass fraction (Burner level I and II), %	10	20	40	20	10
Mass fraction (Burner level III), %	22	23	41	10	4

*Boundary condition* pada *water wall boiler* dan *wall superheater* dideterminasikan menggunakan perhitungan kesetimbangan pada boiler. Temperatur campuran air-uap pada boiler diperhitungkan sebagai rata-rata dari temperature inlet dan outlet. Berikut adalah boundary condition pada boiler wall :

Tabel 2.4 *Boundary Condition* pada Boiler Wall

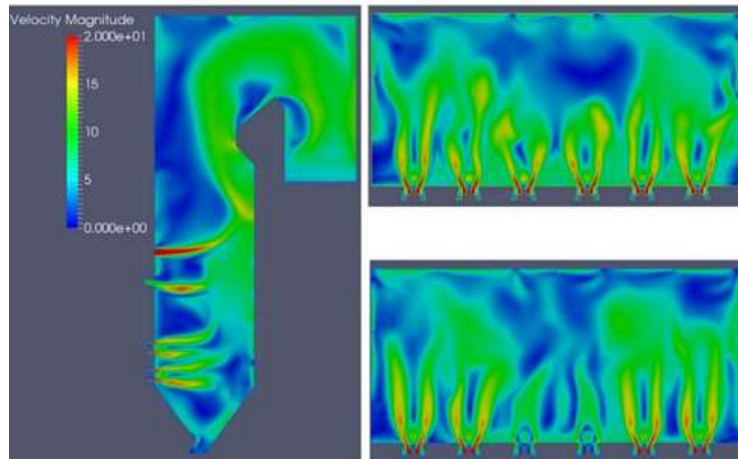
Boundary surface	Temperature, °C	Emissivity
Evaporator wall	390	0.7
Burners wall	730	1.0
Superheaters wall	577	0.4

Aliran swirl dari fraksi massa campuran tersebut keluar dari burner digambarkan sebagai berikut :



Gambar 2.13 Arah Putaran Campuran Bahan Bakar-Udara pada *Burner* (a) dan Vector Kecepatan pada *Burner Outlet* (b) (Madejski, 2018)

### Hasil simulasi



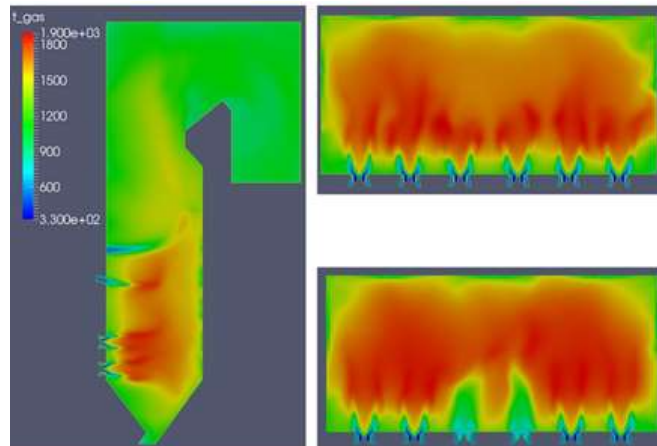
Gambar 2.14 Kontur Kecepatan Gas Buang (Madejski, 2018)

Kontur *Velocity* disajikan dalam Gambar 2.14 yang mengidentifikasi jalur aliran gas buang di boiler dan zona di mana kecepatan mencapai nilai yang lebih tinggi. Diperoleh distribusi kecepatan yang menjadi perhatian di dalam boiler, yaitu di mana kecepatan gas buang sangat rendah dan proses deposisi partikel dimulai. Kecepatan gas buang yang rendah dan pembentukan deposit di *heating surface* di dalam boiler, dapat menjadi alasan bahwa perpindahan panas konveksi rendah dan tidak optimal.



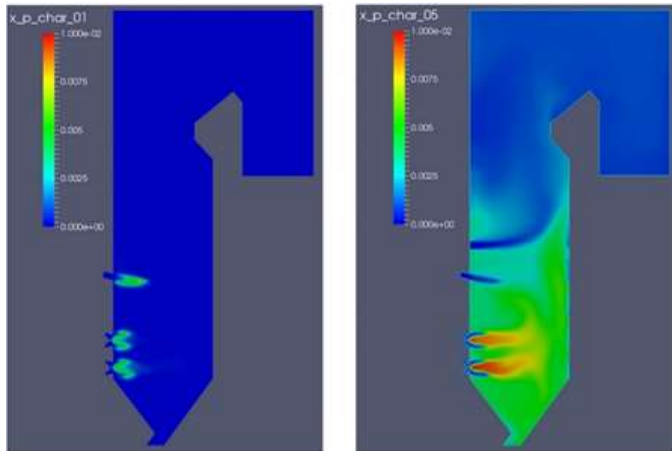
Di sisi lain, kecepatan yang sangat tinggi dari gas buang yang mengalir melalui boiler mungkin merupakan alasan dari bahaya erosi, serta penyebab *overheating* pipa-pipa superheater disebabkan oleh perpindahan panas lokal konveksi terlalu intensif. Gambar 2.14 sisi kanan menunjukkan distribusi kecepatan di dalam area *Low-NOx Swirl burner*. Bentuk api, yang dihasilkan dari pusaran yang dihasilkan dalam pembakar, menegaskan ukuran dan zona penetrasi api. Distribusi bahan bakar dan udara ke dalam ruang pembakaran menggunakan burner Swirl menunjukkan intensifnya proses pencampuran bahan bakar dan udara yang dipasok oleh *burner*.

Kontur temperatur didalam boiler disajikan dalam Gambar 2.15, dan juga memungkinkan mengidentifikasi zona di mana suhu tertinggi berada. Suhu tertinggi terjadi di zona pembakaran untuk *burner Swirl*, baik di burner tingkat II maupun tingkat III.



Gambar 2.15 Kontur Temperatur di Boiler (Madejski, 2018)

Simulasi numerik telah memungkinkan menghitung kandungan karbon yang tidak terbakar dari partikel batubara. Hasil investigasi menunjukkan dampak diameter partikel batubara terhadap konten UBC. Berdasarkan hasil ini, ukuran dan distribusi partikel yang optimal dapat diuji untuk menentukan nilai kehalusan batubara yang sempurna. Informasi mengenai kondisi pengoperasian pembangkit batubara yang optimal pada kualitas proses pembakaran dapat diselidiki menggunakan model CFD yang dikembangkan.



Gambar 2.16 Kontur *Un-Burn Carbon* (Madejski, 2018)

## **BAB 3**

### **METODE PENELITIAN**

Metode yang digunakan dalam penelitian ini adalah metode simulasi pembakaran dengan menggunakan software *ANSYS FLUENT 18.2*.

#### **3.1 Tahapan Penelitian**

Dalam melakukan penelitian dan simulasi CFD pembakaran batubara pada PLTU Suralaya Unit 5-7, terdapat beberapa tahapan yang perlu dilakukan :

1. Studi Kasus

Desain boiler PLTU Suralaya Unit 5-7 dirancang menggunakan batubara sub-bituminous B berdasarkan standard ASTM dengan nilai kalor 5.245 kcal/kg (*as received*) dan nilai HGI berkisar antara 62 (*performance*) s/d 59 (*worst*) yang pada awalnya dipasok dari PT Bukit Asam. Dengan menurunnya pasokan batubara dari PT Bukit Asam, maka kekurangan pasokan dipenuhi oleh batubara sub-bituminous C (*medium rank coal* dan *low rank coal*) dari berbagai supplier batubara. Berbeda sumber tambang batubara, maka spesifikasi dari batubara tersebut juga akan bervariasi baik nilai kalor maupun HGI-nya. Nilai HGI yang bervariasi ini akan mempengaruhi ukuran partikel batubara yang masuk kedalam boiler. Perubahan ukuran partikel batubara ini akan mempengaruhi proses pembakaran batubara pada ruang bakar boiler.

2. Studi Literatur

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

3. Pengumpulan dan Pengolahan Data Aktual

Sebelum melakukan penelitian, diperlukan adanya data aktual untuk acuan pemodelan dan simulasi dari sistem yang akan ditinjau, sehingga dilakukan

pengumpulan data aktual sebagai data primer yang kemudian diolah lebih lanjut sebagai data sekunder untuk digunakan dalam tahapan simulasi. Data aktual yang digunakan berupa data geometri boiler, data batubara yang digunakan dan data kondisi boiler saat beroperasi

#### 4. Pemodelan dan Simulasi

Tahapan ini diawali dengan *pre-processing* pembuatan *geometri* dan penentuan *domain* dari sistem pembakaran didalam boiler PLTU Suralaya Unit 5-7 menggunakan *software Autodesk Inventor student version*. Selanjutnya dilakukan *processing* berupa simulasi dari *domain* sistem yang telah dibuat. Pada akhir simulasi ditampilkan *post-processing* dengan menampilkan hasil simulasi berupa kontour distribusi kecepatan, distribusi temperatur, dan *particle track* batubara. Pada tahap *processing* dan *post-processing* dilakukan dengan menggunakan *software ANSYS FLUENT 18.2*.

#### 5. Pengolahan dan Analisa Data Simulasi

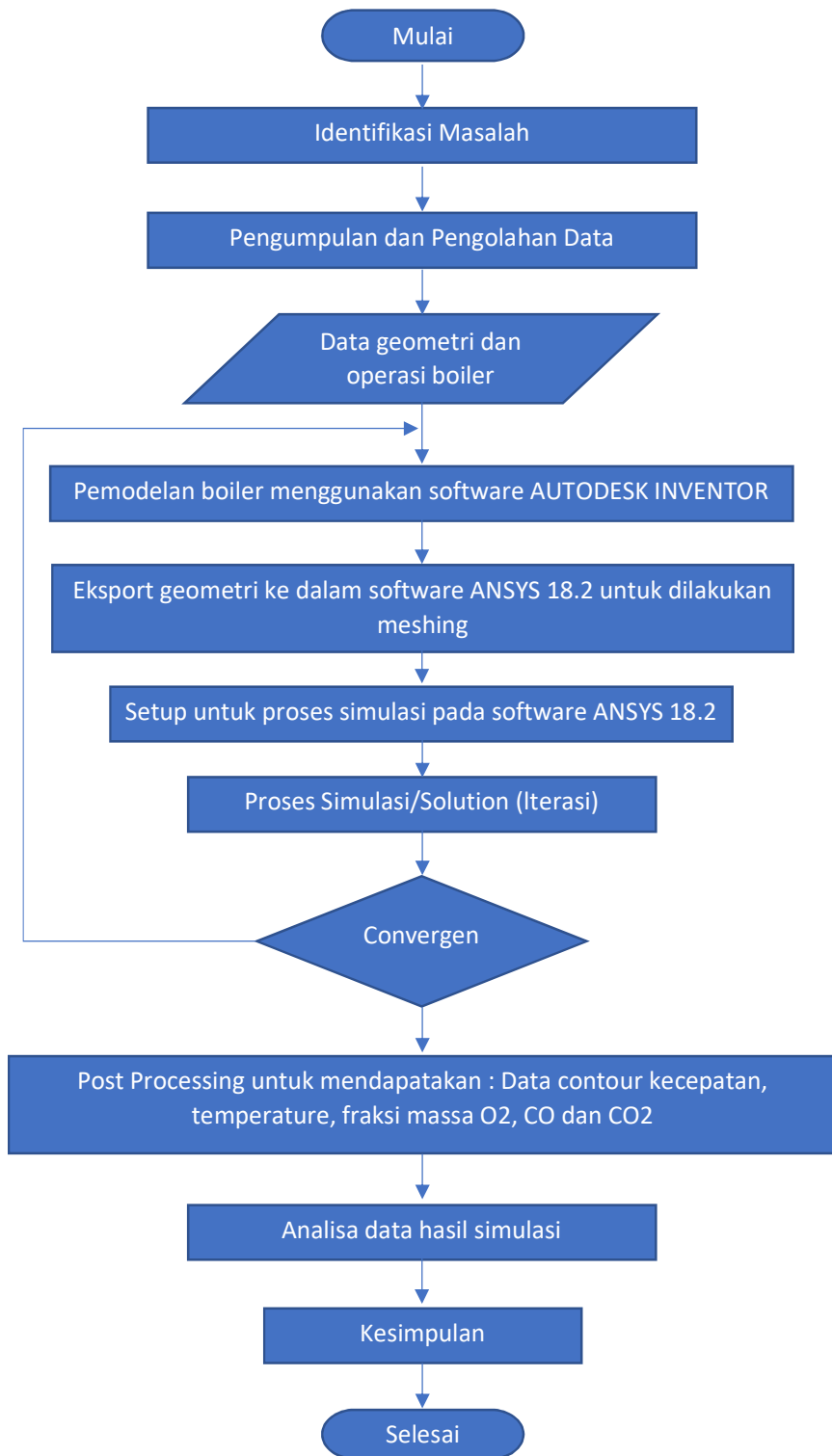
Setelah proses simulasi selesai, dilakukan pengambilan data dari hasil simulasi. Data tersebut ditampilkan dalam bentuk kontur untuk dianalisa secara kualitatif, dan juga diolah dalam bentuk grafik atau tabel sehingga dapat dianalisa secara kuantitatif. Dari kedua parameter tersebut, dapat dibahas fenomena dan karakteristik hasil pembakaran batubara dengan berbagai variasi ukuran *fineness* yang masuk kedalam ruang bakar.

#### 6. Penyusunan Laporan

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

### **3.2 Flowchart Penelitian**

Diagram alir (*flowchart*) dari tahapan penelitian dapat mempermudah proses penelitian dan simulasi yang akan dilakukan. Gambar 3.1 menunjukkan flowchart dari tahapan penelitian mengenai simulasi pembakaran dengan variasi ukuran partikel batubara.



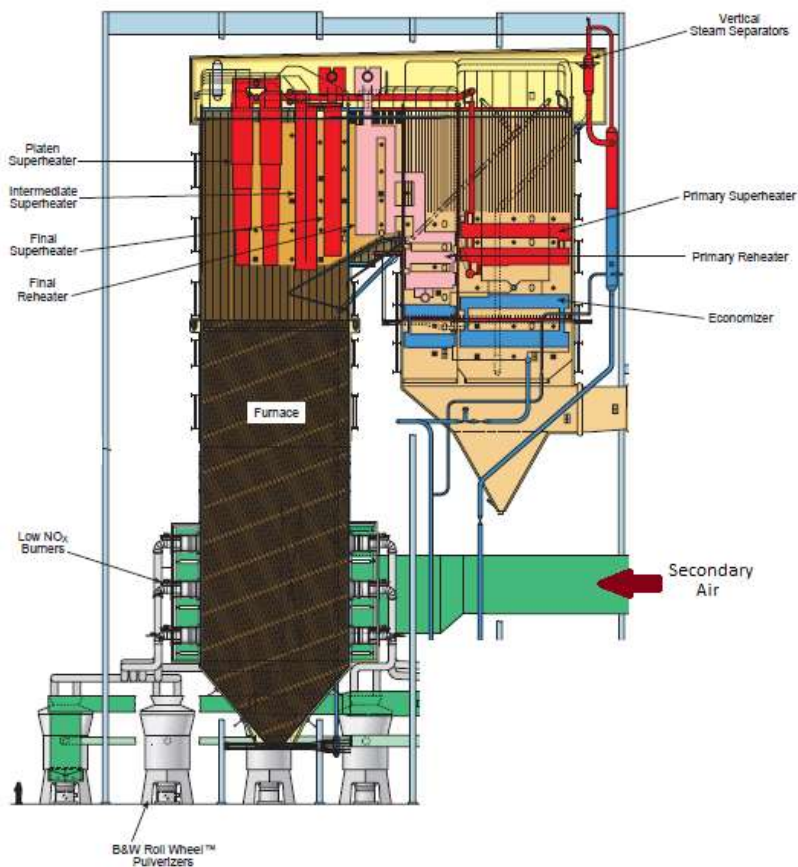
Gambar 3.1 *Flowchart* Penelitian

### 3.3 Pre-Processing

*Pre-processing* merupakan tahapan awal dalam permodelan dengan simulasi numerik. Langkah-langkah yang dilakukan adalah pembuatan model geometri, kemudian *meshing* pada model geometri dan pembuatan *boundary condition* pada model geometri.

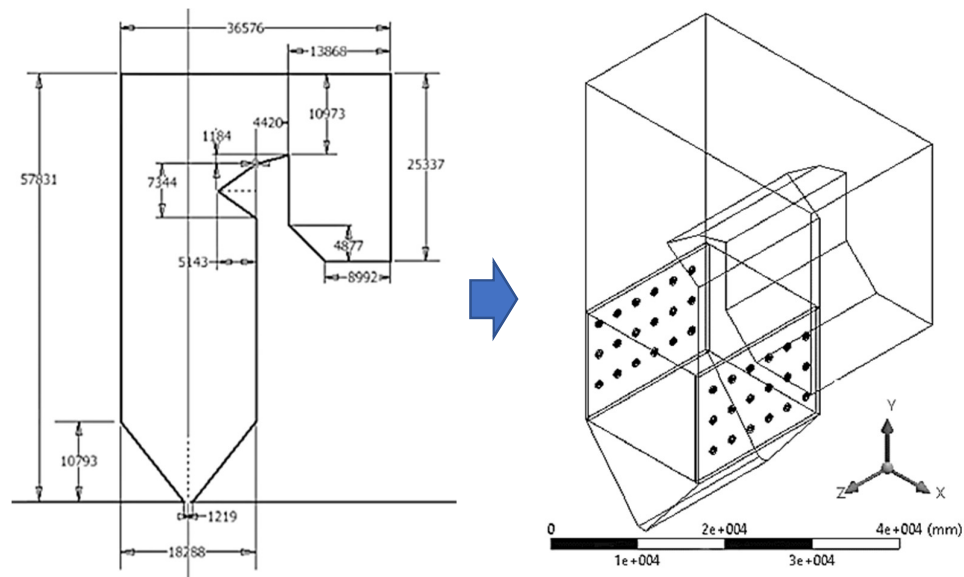
#### 3.3.1 Geometri *Set-Up* Boiler

Model boiler PLTU Suralaya Unit 5-7 dibuat dengan perangkat lunak *Autodesk Inventor*. Model geometri yang dibuat dengan perangkat lunak ini mengacu kepada gambar teknik dari konstruksi boiler. Konstruksi boiler pada PLTU Suralaya Unit 5-7 ditunjukkan pada Gambar 3.2.



Gambar 3.2 Geometri Boiler PLTU Suralaya Unit 5-7

Dalam penelitian ini, model geometri boiler PLTU Suralaya 5-7 dibuat dengan skala 1:1 (ukuran sebenarnya). Pada bagian *inlet* udara dan bahan bakarnya dibuat dengan simplifikasi berupa silinder yang menempel pada dinding boiler, sedangkan bagian *outlet* dibuat sampai pada *outlet economizer*. Alat penukar kalor tidak didesain dalam proses pemodelan, dikarenakan batasan penelitian ini penyerapan panas pada alat penukar kalor diabaikan.



Gambar 3.3 Geometri *Set-up* Boiler

Berikut ini adalah langkah-langkah pemodelan pada *Autodesk Inventor* :

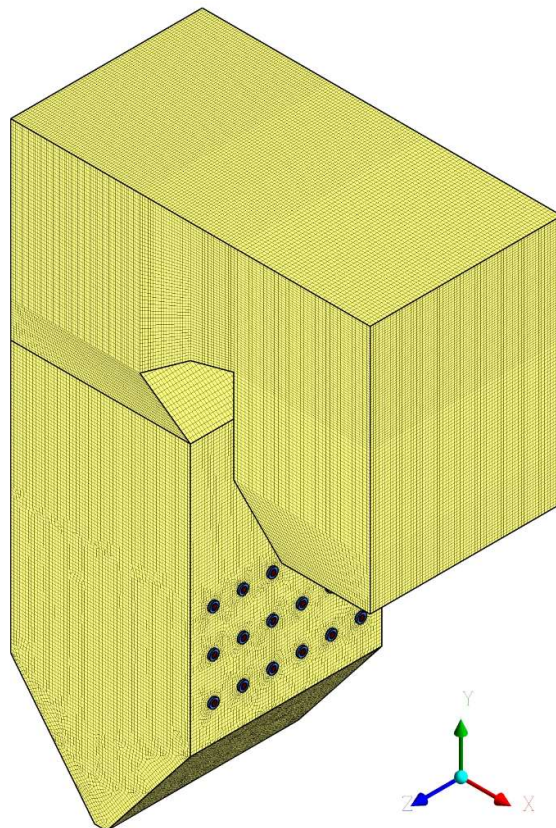
1. Membuat gambar penampang samping boiler sesuai dengan dimensi konstruksinya sehingga terbentuk gambar 2D. Dimensi boiler yang dibuat lebar 18288 mm dan tinggi 57831 mm. Untuk bagian *bottom ash* dibuat dengan kemiringan 55 derajat. Gambar disesuaikan dengan kondisi aktual dilapangan namun *heat exchanger* tidak digambarkan.
2. Setelah terbentuk gambar 2D penampang samping kemudian dikonversi menjadi 3D dengan memilih menu *extrude*. Nilai *extrude* sesuai dengan panjang dimensi boiler sebenarnya yaitu 19500 mm. Setelah melakukan proses *extrude*, akan terlihat bentuk boiler kasar dalam bentuk 3D.
3. Untuk bagian inlet boiler (*burner*), dibuat dengan menambahkan dua buah silinder yang saling berimpit pada setiap burnernya sebagai tempat laluan

bahan bakar dan udara disisi luarnya. Boiler PLTU Suralaya unit 5-7 memiliki 6 level *burner* dimana setiap levelnya terdiri dari 6 *burner*.

4. Setelah dihasilkan bentuk boiler, file geometri disimpan dalam format IGES (\*.igs) agar dapat dibaca dalam perangkat lunak *ANSYS 18.2*.

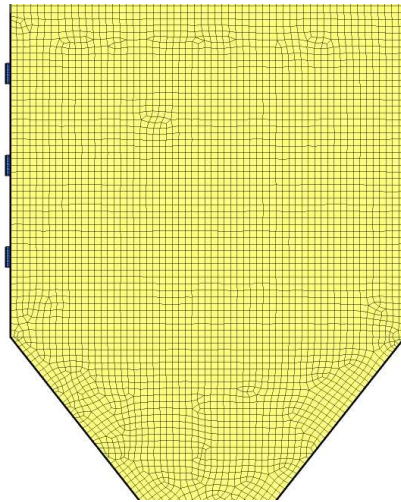
### 3.3.2 *Meshing*

Setelah bentuk geometri boiler selesai dibuat, tahapan selanjutnya adalah melakukan *meshing*. *Meshing* adalah proses pemecahan domain menjadi volume yang lebih kecil. Hal ini dilakukan untuk memudahkan diskritisasi domain aliran dan menerapkan persamaan pengendali pada domain aliran. Untuk mendapatkan simulasi yang akurat maka pemilihan *meshing* pada sebuah geometri dibuat mengikuti prediksi perubahan pola aliran yang terjadi. Proses *meshing* ini dilakukan pada *software ANSYS 18.2*.

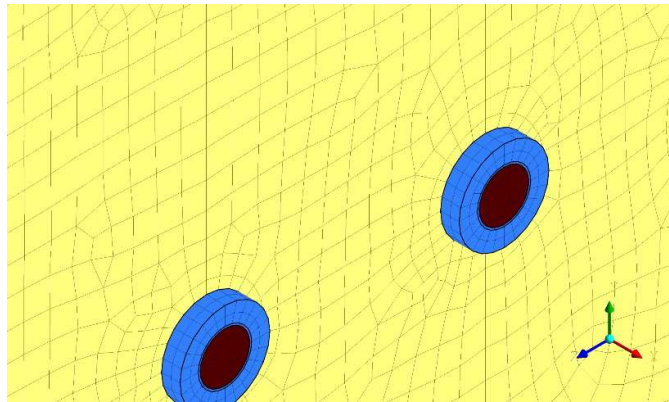


Gambar 3.4 *Meshing* pada Geometri Boiler





(a)



(b)

Gambar 3.5 Detail *meshing* pada (a) area *furnace* dan (b) area *burner*

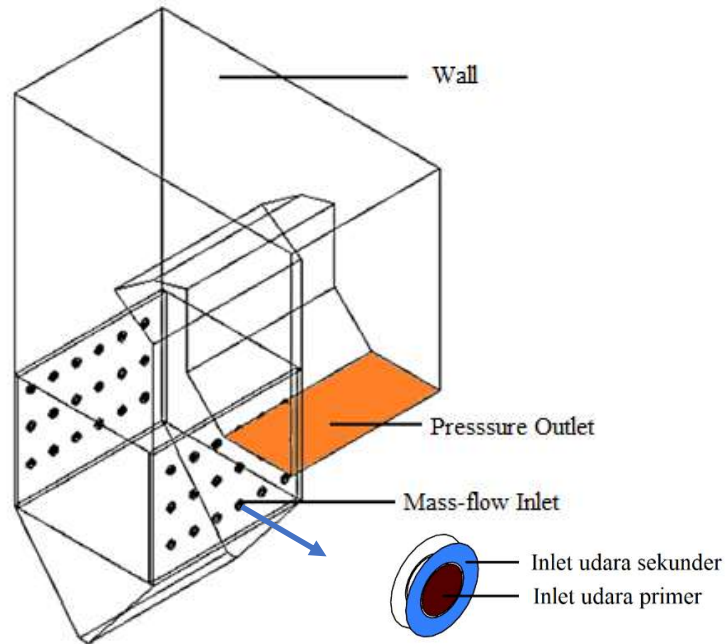
*Cells* dan *Nodes* yang dihasilkan pada *meshing* boiler ini mencapai 1187205 *cells* dan 1057868 *nodes*, dengan pemilihan *mesh* jenis *hexahedron* pada sebagian besar domain, serta *mesh* jenis *polyhedron* pada domain dari *burner throat*. Gambar 3.4 merupakan gambar *meshing* untuk pemodelan 3D.

### 3.4 Processing

*Processing* merupakan proses kedua dari simulasi CFD, dimana hasil *meshing* pada *software ANSYS FLUENT 18.2* di *save* kemudian di *close*, setelah itu dibuka *menu processing*. Pada tahap ini, *ANSYS* akan membuka *menu FLUENT* untuk dilakukan *setup* pada domain yang telah dibuat. Pada simulasi ini, secara umum, parameter- parameter yang dipilih adalah sebagai berikut :

### 3.4.1 General

Tipe *Solver* menggunakan *pressure-based*, karena fluida simulasi termasuk dalam fluida *incompressible*. *Solver time* menggunakan *time steady*. Pada simulasi ini pengaruh gaya gravitasi diikuti-sertakan dalam proses perhitungan dengan besaran percepatan gravitasinya  $9,81 \text{ m/s}^2$ .



Gambar 3.6 Domain Simulasi Boiler

### 3.4.2 Model

Hal utama yang perlu ditinjau adalah pemilihan parameter *Model Species Transport*. Merupakan pemodelan berupa pencampuran dan transport spesies kimia dengan menggunakan penyelesaian persamaan konservasi yang mendeskripsikan konveksi, difusi dan reaksi kimia pada setiap komponen. Parameter ini dipilih dikarenakan reaksi pembakaran bahan bakar dengan spesifikasi sesuai pada Tabel 3.1 dapat dimasukkan secara manual pada menu *coal calculator* dengan mengatur setiap reaksi pembakaran gas di dalam boiler.

Reaksi yang digunakan pada *model species transport* adalah reaksi *volumetric*. *Mixture material* dipilih *coal-volatiles-air* untuk batubara sesuai dengan *coal analysis* pada saat *commissioning test*. *Coal-particle* didefinisikan

sebagai  $C_{1.2}H_{3.57}O_{0.52}N_{0.0586}S_{0.0196}$  dengan berat molekul 28 kg/kgmol. Fraksi massa N pada *char* adalah 0.7.

Tabel 3.1 *Proximate* dan *Ultimate Analysis* Batubara Desain PLTU Suralaya Unit 5-7 (Manual book, 1997)

<i>Proximate Analysis (%Weight)</i>			<i>Ultimate Analysis (%Weight)</i>		
<i>Analysis</i>	<i>Perform</i>	<i>Worst</i>	<i>Analysis</i>	<i>Perform</i>	<i>Worst</i>
<i>Moistures</i>	23.6	28.3	<i>Carbon</i>	54.2	45.3
<i>Ash</i>	7.8	12.8	<i>Hydrogen</i>	3.9	2.7
<i>Volatiles</i>	30.3	15.1	<i>Nitrogen</i>	0.9	1
<i>Fix Carbon</i>	38.3	43.8	<i>Chlorine</i>	0.0	0.0
<i>HHV (Btu/lb)</i>	9436	7605	<i>Sulphur</i>	0.4	0.9
<i>Sulphur</i>	0.4	0.9	<i>Ash</i>	7.8	12.8
<i>HGI</i>	61.8	59.0	<i>Oxygen</i>	9.2	9.0

Tampilan menu *coal calculator* pada *Fluent* ditunjukkan pada Gambar 3.7. Data yang diinputkan dalam menu *coal calculator* yaitu *proximate analysis* dan *ultimate analysis* dari batubara yang digunakan pada PLTU Suralaya Unit 5-7. Pada bagian *proximate analysis* diisi dengan kondisi batubara *as received*, sedangkan pada bagian *ultimate analysis* diisi dengan kondisi batubara *dry ash free*.

Model *multiphase* di *off*, meskipun ada 2 fase, fraksi volume partikel batubara kecil sehingga nantinya dimodelkan dalam *discrete phase model*. Model *energy equation* di *on* karena simulasi ini memerlukan analisa tentang temperatur dan perpindahan panas. Model *viscous* yang dipilih adalah *k-epsilon standard* karena akurat untuk aliran turbulen. Pengaruh radiasi diabaikan untuk menyederhanakan simulasi.

*Discrete phase* diaktifkan dengan menggunakan interaksi *interaction with continuous phase*. *Drag law* dimodelkan dalam *spherical* karena partikel batubara diasumsikan berbentuk bulat. *Injection type* dipilih *surface* karena partikel batubara keluar dari seluruh permukaan *coal burner*. *Particle type*

dipilih *combusting* sehingga partikel batubara dapat terbakar. Material yang diinjeksikan adalah batubara spesifikasi desain dan kita beri nama *coal-particle*. Dalam penelitian ini asumsi yang digunakan untuk sebaran batubara adalah *rosin-rammler*. *Devolatilizing species* dipilih *vol. Point properties* batubara yang diinjeksikan disajikan pada Tabel 3.2. Temperatur batubara pada kondisi operasional saat komisioning tes adalah 65 °C dengan laju aliran partikel batubara mengacu kepada kondisi operasional boiler sesuai dengan beban operasinya yaitu 14,828 kg/s pada masing-masing *burner*.

Gambar 3.7 Tampilan Menu *Input Coal Calculator* pada *Fluent*

Tabel 3.2 Pengaturan Distribusi Batubara pada *Injection*

Pengaturan Injeksi	Keterangan
<i>Particle type</i>	<i>Combusting</i>
<i>Oxidizing species</i>	O <sub>2</sub>
<i>Injection type</i>	<i>Surface</i>
<i>Flow Rate</i>	14.828 kg/s
<i>Particle distribution</i>	<i>Rosin-rammler</i>
<i>Min. Diameter</i>	7.4e-05 m
<i>Max. Diameter</i>	0,00029 m
<i>Mean Diameter</i>	0,000128 m
<i>Spread</i>	3.5
<i>Number of diameter</i>	10

### 3.4.3 Material

Pada *setup materials*, digunakan material *fluid*, *solid*, *mixture*, *droplet particle* dan *combusting particle*. Material *combusting particle* adalah batubara spesifikasi desain dan diberi nama *coal-particle*. Pada material *fluid* yang digunakan adalah udara (*air*) dan pada material *solid* hanya terdiri dari *aluminium*. Material *mixture* merupakan campuran *coal-volatile-air* yang merupakan campuran dari *species carbon-volatiles*, *oxygen*, *carbon-dioxide*, *water-vapor*, *carbon-monoxide*, *sulphur-dioxide*, dan *nitrogen*. Pada material *droplet particle* hanya terdiri dari *water-liquid*. *Properties species* yang digunakan pada material *fluid*, *solid*, *mixture*, dan *droplet particle* menggunakan *properties* dari *fluent data base*. *Properties* pada *combusting particle* juga menggunakan *properties* dari *fluent data base* kecuali untuk *properties volatile component fraction* dan *combustible fraction* disesuaikan dengan *coal analysis* batubara desain. Nilai properti batubara spesifikasi desain ditunjukkan pada Tabel 3.3.

Tabel 3.3 Nilai Properti Konstan Batubara

Properti	Nilai
<i>Density</i> (kg/m <sup>3</sup> )	1350
<i>Cp</i> (J/kh-K)	1680
<i>Latent Heat</i> (J/kg)	0,33
<i>Vaporization Temperature</i> (°C)	126,85
<i>Volatile component fraction</i> (%)	30,3
<i>Binary Diffusivity</i> (m <sup>2</sup> /s)	4.10 <sup>-5</sup>
<i>Swelling Coefficient</i>	1,4
<i>Burnout Stoichiometric Ratio</i>	2,67
<i>Combustible Fraction</i> (%)	38,3
<i>Heat of Reaction for Burnout</i> (J/kg)	3,2789e <sup>+7</sup>
<i>React. Heat Fraction Absorbed by solid</i> (%)	30
<i>Devolatilization Model</i> (1/s)	50

#### 3.4.4 Boundary Condition

Pada simulasi ini *boundary condition* terbagi menjadi 4 tipe, yaitu *wall*, *velocity inlet*, *pressure outlet* dan *interior*. Pada *inlet* udara primer dan udara sekunder menggunakan *boundary condition velocity-inlet* agar simulasi lebih stabil, sedangkan pada *outlet* boiler menggunakan *pressure-outlet*. *Primary air* dan *secondary air* masuk ke *furnace* melalui *burner* level E, A dan F pada sisi depan dan level burner C dan B pada sisi belakang, level *burner* D tidak dioperasikan (*stand by*). Pada *waterwall tube* digunakan *boundary condition* tipe *wall* dengan menginputkan nilai temperatur. Temperatur didalam *tube* diasumsikan sama dengan temperature air yang mengalir didalam *tube*.

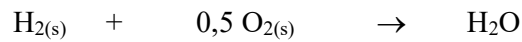
Pada *setup velocity inlet* untuk *primary air*, *Velocity Specification Methode* menggunakan *magnitude, normal to boundary* dengan *reference frame absolute*. *Velocity magnitude* diisi dengan nilai kecepatan aliran udara primer masuk kedalam *furnace* sesuai dengan data pada komisioning tes. *Specification method* dipilih *intensity and viscosity ratio*. Pada *setup velocity inlet* untuk *secondary air*, *Specification Method* menggunakan *components* dengan *reference frame*

*absolute. Coordinate system* dipilih *local cylindrical (radial, tangential, axial)*.  
*Specification method* dipilih *intensity and viscosity ratio*.

Besarnya kecepatan udara primer maupun sekunder yang masuk kedalam *furnace* disesuaikan dengan banyaknya udara yang mengalir pada setiap *burner* dibagi dengan luas area laluanannya. Banyaknya udara yang diperlukan dalam proses pembakaran dapat ditentukan berdasarkan pembakaran komponen-komponen batubara. Reaksi kimia yang berlangsung pada pembakaran batubara diasumsikan mengikuti persamaan reaksi berikut :



1 mole C memerlukan 1 mole O<sub>2</sub> akan menghasilkan 1 mole CO<sub>2</sub>



1 mole H<sub>2</sub> memerlukan 0,5 mole O<sub>2</sub> akan menghasilkan 1 mole H<sub>2</sub>O



1 mole S memerlukan 1 mole O<sub>2</sub> akan menghasilkan 1 mole SO<sub>2</sub>

Perhitungan kebutuhan udara Stoikhiometri batubara Bukitasm ditampilkan dalam Tabel 3.4. Kebutuhan udara aktual ditentukan dari besarnya *excess air* yang digunakan. Data pada *manual book*, *excess air* pada burner adalah 18% (sudah memperhitungkan *humidity ratio*). Untuk menghitung besarnya udara primer dan sekunder diasumsikan rasio antara debit udara primer dan sekunder adalah sebesar 22:78 sesuai dengan desain.

Pada setup *wall motion* digunakan *stationary wall* karena *wall* tidak bergerak, *thermal condition* yang digunakan adalah *heatflux* dan temperatur dengan material aluminium.

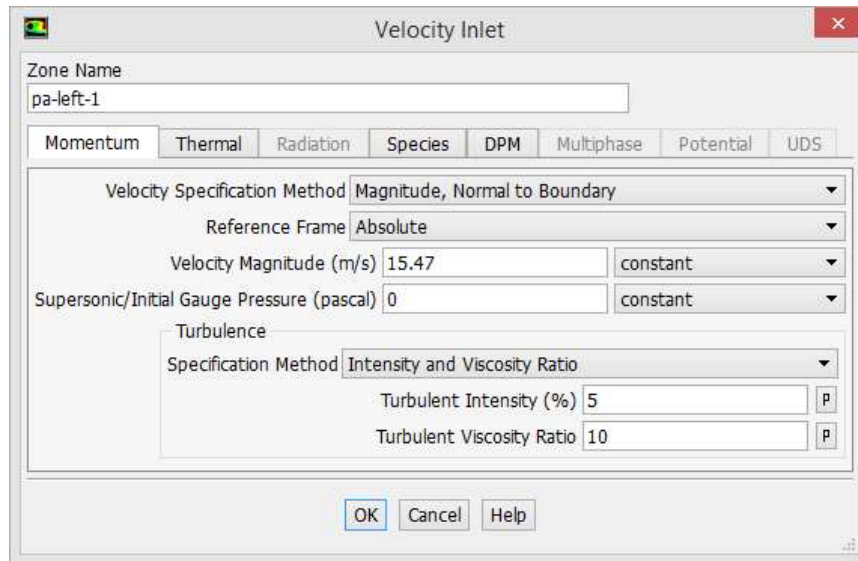
Tabel 3.4 Kebutuhan Udara Teoritis

Data Batubara	Manual Book	BM (kg/kmole)	Jml (kmole)	Kebutuhan O2 per unit satuan (kmole)	Total Kebutuhan O2 (kmole)	
Asal Batubara	PT BA					
Didasarkan pada	AR (kg/100 kg-bb)					
1	2	3	4	5=(3/4)	6	7 = (5x6)
Ultimate Analysis (ASTM D-3176)	Carbon ( C )	54,2	12	4,517	1	4,517
	Hydrogen (H2)	3,9	2	1,950	0,5	0,975
	Nitrogen (N2)	0,9	28	0,032		
	Sulfur (S)	0,4	32	0,013	1	0,0125
	Oxygen (O2) *	9,2	32	-0,288		-0,288
	Moisture	23,6				
	Ash	7,8				
	Grand Total					
Kebutuhan udara teoritis ( 1 kmole-Udara mengandung 0, 2097 kmole-O2) dalam satuan (kmole-udara)						24,877
Dengan konversi bahwa massa molar udara = 28,97(kg-udara/kmole), maka kebutuhan udara teoritis dengan satuan (kg-udara/100 kg-batubara):						720,681
<b>AF teoritis</b>						<b>7,207</b>

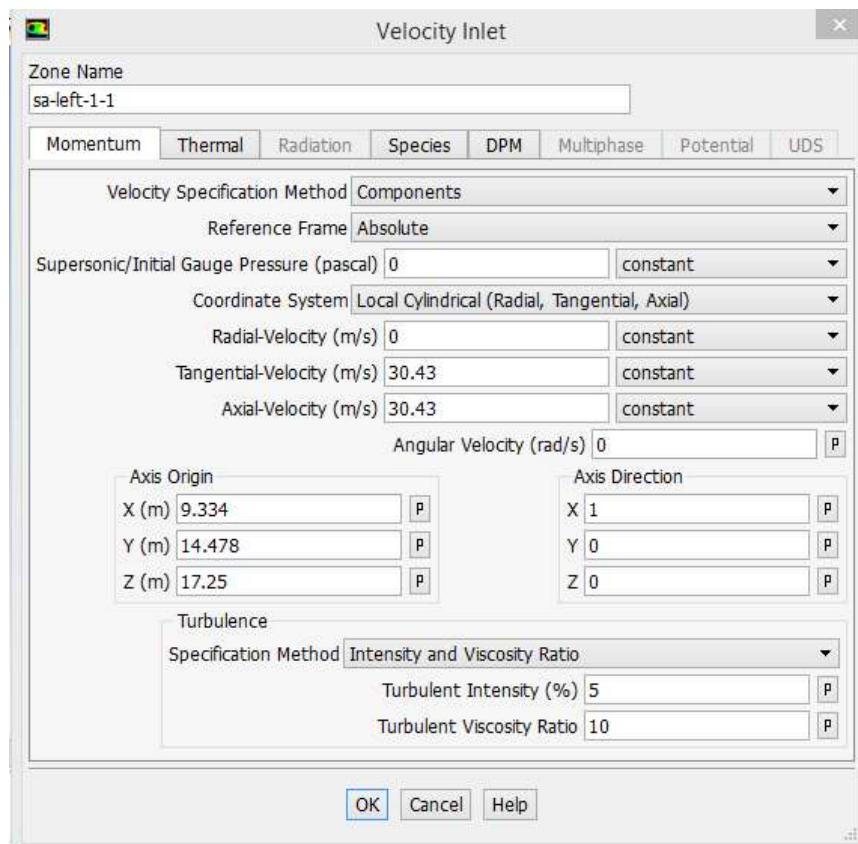
Catatan(\*) O2 di dalam batubara sifatnya sebagai pengurang kebutuhan O2 dari Udara

Pada *setup outlet*, tekanan outlet -870 pascal dengan *backflow direction* adalah *normal to boundary*. Temperatur *flue gas* keluar dari boiler adalah 380 degC. Mode turbulensi *outlet* menggunakan *intensity* dan *viscosity ratio* dimana isinya masing-masing adalah 5 dan 10.





(a)



(b)

Gambar 3.8 Pengaturan *Velocity Inlet* pada (a) *Primary Air* dan (b) *Secondary Air*

### 3.4.5 Solution Control

Panel *Under Relaxation Factor* semua nilainya diisi dengan defaultnya terlebih dahulu. Selama iterasi nilai pada density dan momentum diturunkan perlahan-lahan. Diskritisasi menggunakan *Second-Order Upwind* kecuali pada *Turbulent Kinetic Energy* dan *Turbulent Dissipation Rate* menggunakan *First-Order Upwind* sedangkan *Pressure Velocity Coupling* menggunakan metode SIMPLE (*Semi Implicit Method for Pressure Linked Equation*).

### 3.4.6 Initialization Methods

*Initialize* merupakan pemberian awal untuk memudahkan perhitungan dalam mencapai konvergen. Metode yang digunakan adalah *Standard Initialization*. Melakukan inisialisasi dan pada kolom *compute from* dipilih *All Zone*. Pada simulasi pembakaran batubara, diperlukan temperatur ruangan yang tinggi untuk bisa memulai reaksi pembakaran. Oleh karena itu ditetapkan nilai awal (*patch*) pada panel temperatur sebesar 1300 °C.

### 3.4.7 Residual Monitor

Untuk pemantauan jalannya iterasi dapat dilihat pada grafik *residual*. Konvergensi dapat tercapai apabila nilai parameter *residual* sudah berada dibawah parameter *residual*. Namun apabila pada suatu parameter berjalan konstan maka dapat dianggap proses tersebut telah mencapai konvergen (tidak terdapat perbedaan nilai awal dan akhir).. Nilai *residual* yang digunakan sebagai perhitungan konvergensi pada simulasi ini ditampilkan pada Tabel 3.5.

Tabel 3.5 Kriteria Nilai Konvergensi

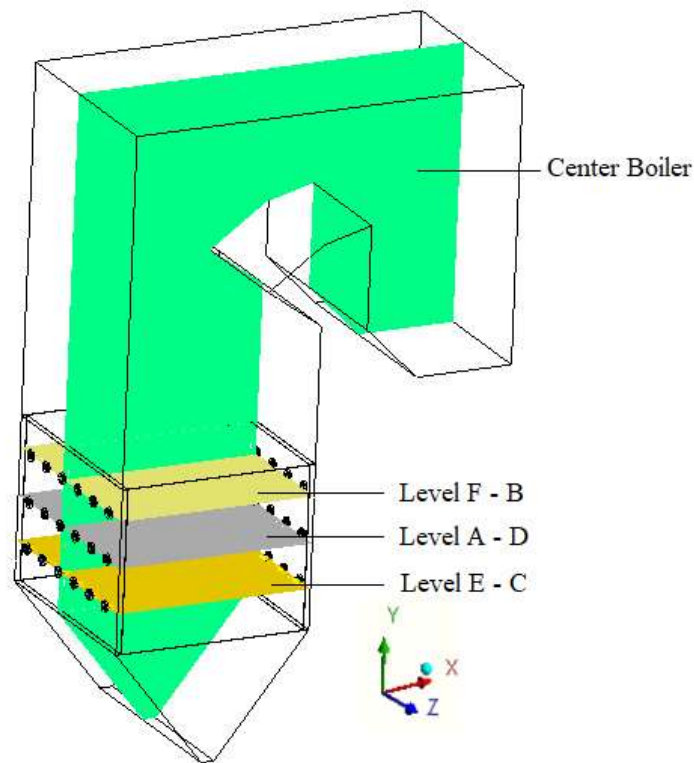
<i>continuity</i>	: $1e-03$	<i>K</i>	: $1e-03$
<i>x velocity</i>	: $1e-03$	<i>Epsilon</i>	: $1e-03$
<i>y velocity</i>	: $1e-03$	<i>do-intensity</i>	: $1e-03$
<i>z velocity</i>	: $1e-03$	<i>Fmean</i>	: $1e-03$
<i>energy</i>	: $1e-04$	<i>Fvar</i>	: $1e-03$

### 3.4.8 Iterations

Setelah selesai melakukan setup, proses selanjutnya adalah melakukan sejumlah proses kalkulasi (iterasi) sampai dengan konvergen.

### 3.5 Post-Processing

Dari hasil simulasi diperoleh data *contour velocity*, *contour temperature*, *vector velocity* dan *particle track* didalam boiler. Dari data ini dapat dibuat grafik hubungan antara perubahan ukuran partikel batubara dengan parameter yang diperoleh. Skema *surface* yang akan diamati pada simulasi ini ditampilkan dalam Gambar 3.9.



Gambar 3.9 Skema *Surface* yang Akan Dianalisa

### 3.6 Validasi Pemodelan

Validasi temperatur dan kecepatan pemodelan dilakukan membandingkan data-data komisioning PLTU Suralaya Unt 5-7 (*User Manual* PLTU Suralaya 5-7) dengan pembakaran batubara desain dengan NK 5245 kcal/kg pada beban MCR

600 MW. Titik-titik pengambilan data temperatur sesuai dengan data pada Tabel 3.6 berikut :

Tabel 3.6 Temperatur Gas Pembakaran Batubara NK 5245 kcal/kg

Posisi	Temperatur (°C)
<i>Inlet SSH</i>	1160
<i>SSH outlet</i>	904
<i>PSH outlet</i>	429
<i>Economizer outlet</i>	381

Sumber : *Manual Book PLTU Suralaya Unit 5-7, 1997*

### 3.7 Variasi Pemodelan

Pada penelitian ini, yang divariasikan dari simulasi ini adalah ukuran partikel batubara (fineness) yang masuk ke ruang bakar, sehingga perlu melakukan *setup* pada *point properties* injeksi batubara. Tiga variasi yang dilakukan ditampilkan dalam Tabel 3.7 berikut.

Tabel 3.7 Variasi Pemodelan

	Var 1 Lolos 75% mesh 200	Var 2 Lolos 60% mesh 200	Var 3 Lolos 45% mesh 200
<b>Dmin (m)</b>	7,40E-05	7,40E-05	7,40E-05
<b>Dmax (m)</b>	29E-05	29E-05	29E-05
<b>Dmean (m)</b>	12,8E-05	16E-05	19,3E-05

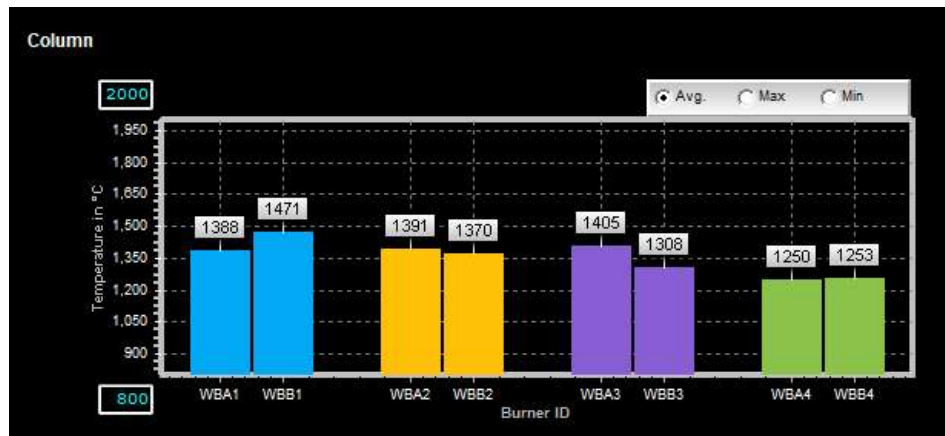
## BAB 4

### ANALISA DAN PEMBAHASAN

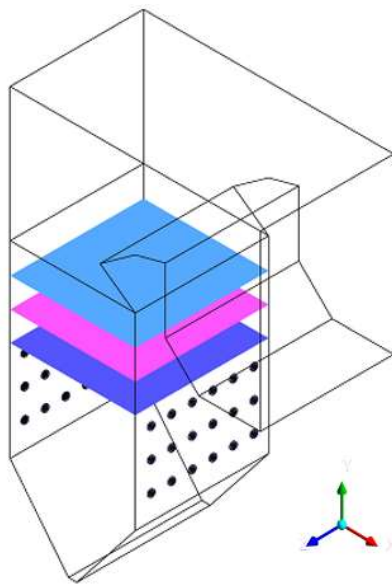
#### 4.1 Validasi Simulasi

Hasil simulasi dari parameter input pada kondisi disain dilakukan proses validasi terlebih dahulu sebelum melanjutkan ke tahap variasi simulasi. Validasi yang dilakukan adalah membandingkan temperatur hasil simulasi dengan temperatur actual saat komisioning tes. Data yang ada pada saat komisioning tes adalah data temperatur pada sisi penukar kalor boiler yaitu mulai dari inlet superheater sampai dengan outlet ekonimizer. Karena simulasi ini memfokuskan pada sisi pembakaran batubara maka untuk memvalidasikan digunakan temperatur actual pada saat kondisi operasi beban penuh dan batubara yang digunakan mendekati batubara disain.

Pengambilan data untuk validasi adalah dengan membuat *iso-surface* pada area elevasi dimana pengambilan data actual dilakukan. Perbandingan data hasil simulasi dengan data actual di lapangan ditampilkan pada Gambar 4.1.



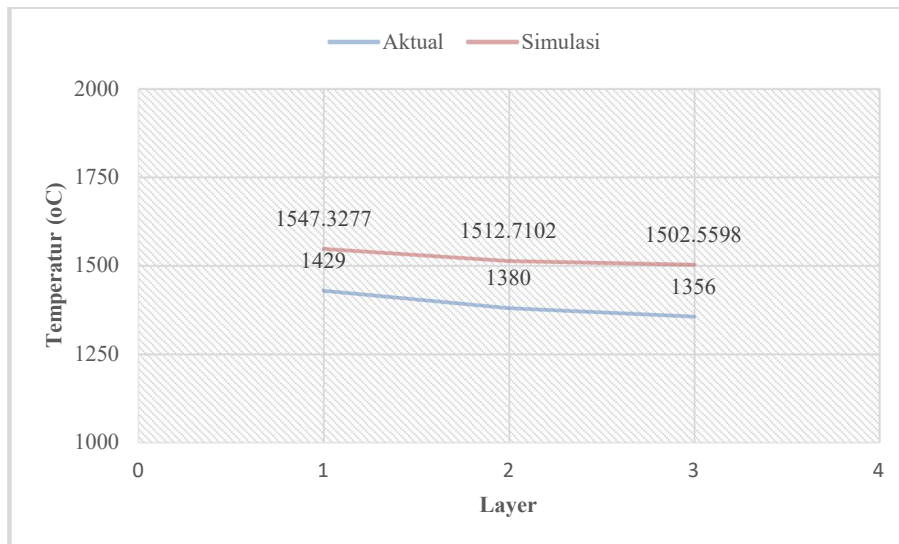
(a)



Area-Weighted Average Static Temperature (c)	
transform-layer1	1547.3277
transform-layer2	1512.7102
transform-layer3	1504.5598
<b>Net</b>	<b>1520.8695</b>

(b)

Gambar 4.1 Data Perbandingan Pengambilan Data (a) Aktual dan (b) Hasil Simulasi



Gambar 4.2 Grafik Perbandingan Data Temperatur Aktual dan Hasil Simulasi

Dari grafik perbandingan data diatas terlihat bahwa pada layer 1 terdapat selisih antara data aktual dengan data simulasi sebesar 7,65%, pada layer 2 sebesar 8,77% dan pada layer 3 sebesar 9,75%. *Error* diatas 5% dalam simulasi numerik merupakan *error* yang besar, namun karena pada simulasi yang dilakukan

mengabaikan efek perpindahan panas hasil pembakaran ke fluida kerja, *error* tersebut masih dalam kategori normal dan simulasi dapat dilanjutkan ke tahap variasi.

## 4.2 Analisa Hasil Simulasi Numerik

Pada simulasi numerik ini dilakukan analisa pembakaran pada boiler dengan penginjeksian batubara dengan 3 (tiga) variasi ukuran partikel batubara. Pada variasi pertama, injeksi dilakukan dengan menggunakan distribusi ukuran partikel yang sesuai disain boiler yaitu partikel yang lolos saringan 200 *mesh* sebanyak 75%. Variasi yang kedua menggunakan distribusi ukuran yang lebih besar dimana yang lolos saringan 200 *mesh* adalah 60%. Variasi yang ketiga menggunakan distribusi ukuran partikel batubara dimana yang lolos 200 *mesh* sebanyak 45%. Posisi pengamatan diambil pada  $Z=Center$  dan pada masing-masing elevasi *burner*. Sedangkan untuk pengambilan data hasil simulasi dilakukan secara kualitatif berupa visualisasi maupun data kuantitatif berupa tabel atau grafik.

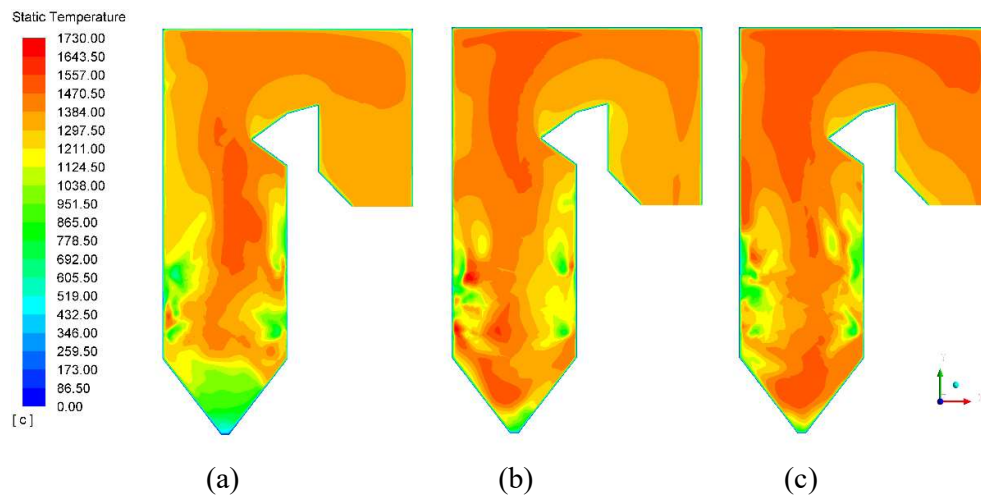
### 4.2.1 Distribusi Temperatur

Pada proses pembuatan uap di dalam boiler, sistem pembakaran mengambil peran merubah energi kimia bahan bakar menjadi energi panas. Area tempat terjadinya pembakaran pada *pulverized coal boiler* adalah di dalam *furnace*. *Furnace* ini terdiri dari *burner-burner* yang berfungsi sebagai laluan bahan bakar dan udara. Pencampuran bahan bakar dan udara sebagai oksidator pada suhu diatas titik nyalanya akan menghasilkan pembakaran. Dari proses pembakaran tersebut dihasilkan gas buang yang memiliki temperatur yang tinggi dan digunakan untuk memanaskan fluida yang mengalir melalui *tube-tube boiler*.

Distribusi temperatur merupakan suatu parameter yang sangat penting dalam kajian performa pembakaran di ruang bakar. Semakin seragam distribusi temperatur akan semakin efektif performa pembakaran tersebut. Bahan bakar dan udara disuplai memasuki ruang bakar pada temperatur yang

relatif rendah, kemudian mencapai temperatur yang tinggi ketika proses pembakaran berlangsung.

Pengambilan data kontur temperatur dilakukan dengan membuat *plane* pada *center* boiler secara vertikal untuk mengetahui distribusi temperatur pada aliran *flue gas* dari bagian bawah boiler sampai dengan *outlet* boiler. Kontur temperatur pada boiler ditampilkan pada Gambar 4.3 dengan *range colormap* 0-1730 degC.



Gambar 4.3 Kontur temperatur pada bidang  $Z=Center$  (a) Variasi 1, (b) Variasi 2 dan (c) Variasi 3

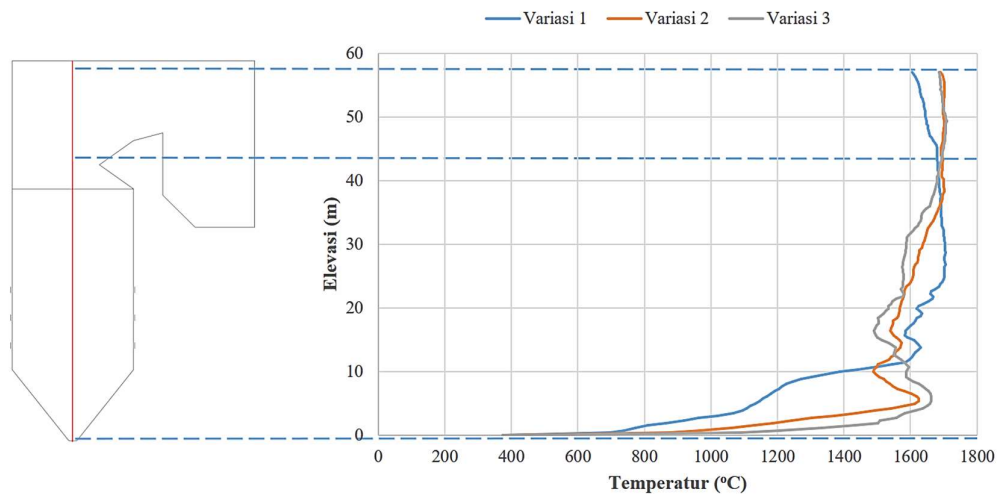
Hasil kontur temperatur pada bidang  $Z=Center$  boiler dari masing-masing variasi menunjukkan bahwa pada variasi 1, batubara lebih cepat terbakar habis di area *furnace* dan sedikit yang terbakar di area *inlet superheater*. Pada variasi 2 terlihat bahwa pembakaran terjadi sedikit naik dari *furnace* sampai dengan sisi atas boiler, hal ini menunjukkan bahwa bahan bakar terbakar lebih lama didalam boiler. Pada variasi 3, pembakaran batubara terjadi paling lama yaitu mulai dari *furnace* sampai mendekati area *outlet* boiler. Jadi, semakin besar ukuran partikel batubara yang masuk kedalam boiler, terjadi pergeseran pembakaran menjadi lebih mundur. Penyebab dari bergesernya pembakaran ini adalah pada ukuran partikel yang besar, proses pembakaran berlangsung dari lapisan paling luar baru kedalam. Semakin besar



ukuran partikel maka lapisan menjadi semakin banyak dan pembakaran akan berlangsung lebih lama.

Selain itu terdapat juga batubara yang terbakar pada area dibawah *furnace (cone)*, hal ini terjadi pada variasi 2 dan variasi 3 disebabkan karena partikel batubara yang besar memiliki density yang paling besar. Tekanan pada ruang bakar diseting sebesar -10 mmWG, karena tekanan tidak terlalu negatif maka partikel dengan density besar tadi sebagian akan jatuh dan terbakar di area cone boiler.

Fokus penelitian ini hanya melihat pembakaran pada area *burner* sampai *furnace exit* karena *heat exchanger* tidak dilakukan pengamatan. Dari hasil kontur temperatur tersebut kemudian dibuat grafik distribusi temperatur yang diukur dari bagian bawah boiler sampai dengan *furnace exit*, dalam hal ini sampai dengan dinding sisi atas boiler namun sebelum melewati area *backpass*.

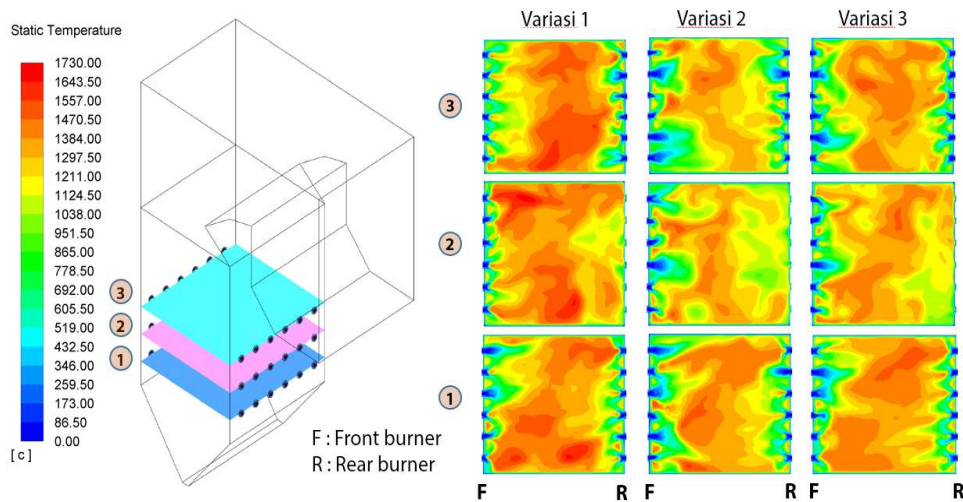


Gambar 4.4 Grafik Distribusi Temperatur pada Garis Tengah Boiler

Gambar 4.4 menampilkan bahwa pada kondisi boiler dengan ukuran partikel batubara variasi 1, temperatur pada zona radiasi adalah sebesar 1706,22 degC dan pada zona konveksi setelah melewati leher boiler adalah sebesar 1643,38 degC. Pada variasi 2, temperatur pada zona radiasi lebih rendah dari pada variasi 1 yaitu sebesar 1625,61 degC dan pada leher boiler sebesar 1696,98 degC. Variasi 3 menunjukkan temperatur yang paling rendah

pada zona radiasi yaitu sebesar 1584,40 degC, kemudian baru mulai naik temperaturnya pada zona radiasi sisi atas dan sudah mendekati area konveksi, temperatur pada elevasi di atas leher boiler sebesar 1700,39 degC dan cenderung stabil sampai area konveksi.

Selain kontur dan grafik distribusi temperatur pada sisi vertikal boiler, juga ditampilkan kontur temperatur pada masing-masing level *burner* yang ditunjukkan pada Gambar 4.5 berikut.



Gambar 4.5 Kontur Temperatur pada Masing-Masing Level *Burner*

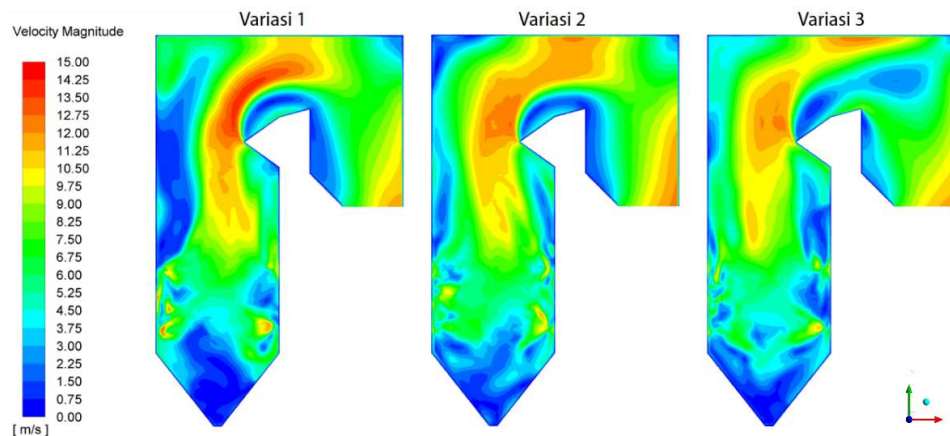
Dari gambar diatas terlihat bahwa di area *burner*, batubara dengan ukuran variasi 1 lebih cepat terbakar didepan *burner* baik pada level bawah (E-C), level tengah (A-D) maupun level atas (F-B). Pada level tengah terlihat pembakaran yang tidak merata, hal ini dikarenakan *burner* pada sisi kanan (level D) tidak dioperasikan. Pada ukuran partikel variasi 2 tampak batubara tidak langsung terbakar namun ada sedikit jeda pembakaran dari mulut *burner*. Hal tersebut terjadi pada *burner* baik dilevel bawah, tengah maupun atas. Pada variasi 3 terlihat hamper sama dengan variasi 2 dimana terjadi jeda pembakaran dari mulut burner terutama di burnes sisi depan.

Dari beberapa gambar diatas dapat diketahui bahwa perubahan distribusi ukuran partikel batubara yang masuk kedalam boiler pada *flow* yang sama akan berpengaruh terhadap distribusi temperatur didalam boiler. Pada variasi 1, batubara lebih cepat terbakar habis kemudian disusul dengan variasi 2 dan

variasi 3 yang paling lama karena terjadi bukan hanya di *furnace* bahkan sampai area *backpass*, area dimana perpindahan panas terjadi secara konveksi yaitu di *secondary superheater*, *primary superheater*, *reheater* bahkan sampai pada *economizer*. Temperatur yang tinggi pada area tersebut dapat menyebabkan overheating pada pipa-pipa *superheat* dan *reheat* sehingga meningkatkan potensi terjadinya kegagalan pada pipa boiler.

#### 4.2.2 Kontur Kecepatan Aliran

Batubara dan udara yang diinjeksikan kedalam boiler memiliki kecepatan yang berbeda tergantung jumlah *flow* yang diinginkan. Simulasi yang dilakukan menggunakan data *flow* batubara dan udara pada kondisi beban 600 MW. Pola aliran fluida memegang peranan penting dalam pembakaran batubara serbuk (*pulverized*). Partikel batubara mengalir terbawa oleh campuran udara-gas pembakaran, kemudian menyerap energi panas dari gas pembakaran untuk menghilangkan kandungan air yang masih tersisa dan menaikkan temperatur partikel. Kemudian terjadi devolatisasi dan pembakaran *char* hingga menyisakan abu dan partikel yang tidak bisa terbakar. Hasil simulasi berupa kontur kecepatan dapat dilihat pada gambar 4.8.



Gambar 4.6 Kontur Kecepatan pada Berbagai Variasi Ukuran Partikel Batubara

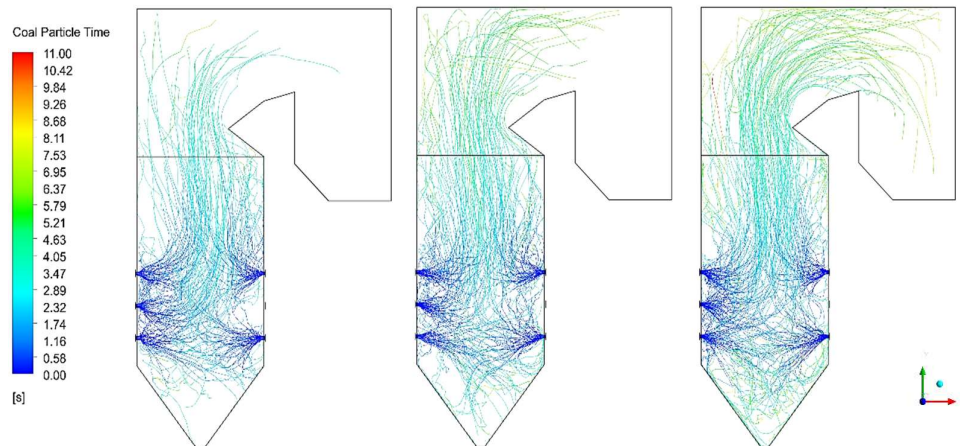
Gambar 4.6 menunjukkan vektor kecepatan fase gas yang terbentuk berdasarkan hasil simulasi. Pada simulasi variasi 1 didapatkan hasil bahwa

kecepatan gas tinggi pada ujung burner kemudian turun pada area furnace dan naik lagi hingga tercapai kecepatan tertinggi pada area setelah nose boiler. Variasi 2 juga memiliki pola yang sama dengan variasi 1 hanya saja kecepataannya tidak sebesar variasi 1. Untuk variasi 3, polanya sama dengan variasi 1 dan 2 namun kecepataannya paling rendah dibanding variasi 1 ataupun 2. Dari gambar kontur kecepatan tersebut terlihat bahwa semakin besar ukuran partikel batubara yang masuk kedalam boiler maka kecepatan aliran gas pada boiler akan semakin lambat, meskipun perbedaannya tidak terlalu signifikan.

Analisa kecepatan aliran gas pada boiler bertujuan untuk mengetahui daerah mana didalam boiler yang berpotensi terjadi erosi tube boiler. Pada variasi 1 dengan ukuran partikel paling kecil memiliki kecepatan paling tinggi di area nose boiler sampai dengan secondary superheter. Sedangkan pada variasi 2 dan 3 dengan ukuran partikel yang lebih besar memiliki kecepatan yang lebih rendah pada area tersebut. Pada variasi 1 karena partikel batubara sudah terbakar semua maka yang mengalir adalah gas buang dan abu. Sedangkan pada variasi 2 dan 3, meskipun lebih rendah, namun yang mengalir adalah partikel batubara yang belum terbakar bercampur dengan abu dan gas buang sehingga akan lebih mudah meng-abrasi tube boiler.

#### **4.2.3 Particle Time**

Simulasi pembakaran batubara serbuk melibatkan aliran partikel batubara yang terbawa oleh aliran udara dan gas pembakaran. Terjadi interaksi perpindahan massa, energi, dan momentum antara partikel dan aliran gas pembakaran. Tiap-tiap partikel batubara bergerak dalam ruang bakar mengikuti *trajectory-nya* masing-masing. *Trajectory* tiap-tiap partikel batubara membentuk lintasan yang bernama *pathlines*. Gambar 4.7 menunjukkan *pathlines* partikel batubara yang keluar dari masing-masing konfigurasi burner dalam boiler. *Pathline* tersebut hanya ditampilkan pada bidang X-Y untuk lebih melihat waktu dari partikel batubara berada didalam boiler.



Gambar 4.7 *Coal Particle Pathline* pada Berbagai Variasi Ukuran Batubara

Dari gambar 4.7 diatas terlihat bahwa variasi 1 memiliki waktu tinggal paling cepat kemudian diikuti variasi 2 dan terakhir variasi 3 yang memiliki waktu tinggal paling lama didalam boiler. *Coal particle time* yang lama menunjukkan bahwa semakin besar ukuran partikel batubara proses pembakaran char sampai habis (burnout) akan semakin lama sehingga memiliki *residence time* yang tinggi. Dengan tingginya residence time ini, selain meningkatkan potensi overheat pada tube boiler, juga akan mengurangi efisiensi boiler karena penyerapan panas kurang efektif sehingga temperatur gas buang yang keluar ke cerobong masih tinggi.

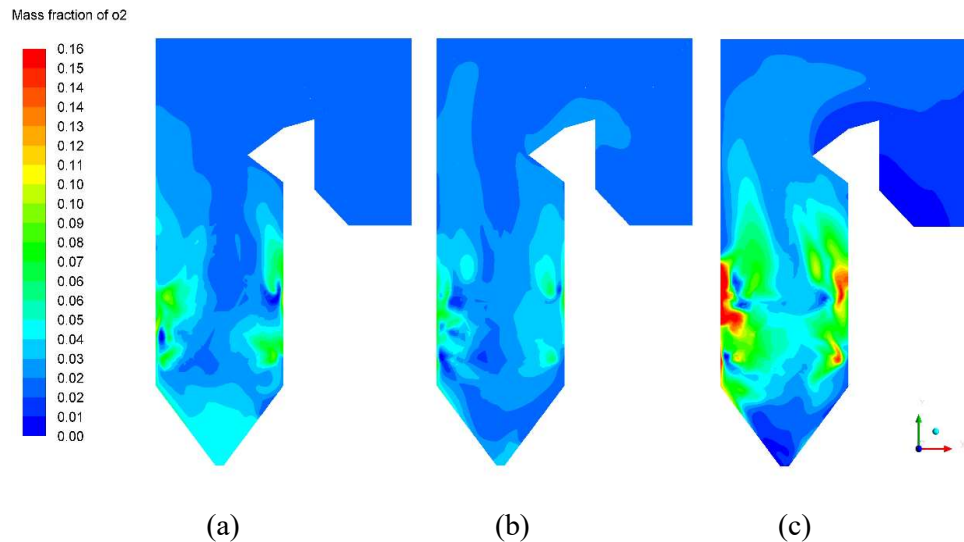
#### 4.2.4 Profil Gas Buang

Pada penelitian ini juga akan di analisa mengenai pengaruh ukuran partikel batubara yang masuk kedalam boiler terhadap beberapa gas buang yang dihasilkan dari proses pembakaran. Gas buang yang diamati dalam penelitian ini adalah kadar oksigen dan karbon monoksida.

##### 1) Fraksi Massa O<sub>2</sub>

Oksigen merupakan salah satu elemen pembakaran yang paling utama. Oksigen berperan sebagai *oksidator* proses pembakaran, tanpa ada oksigen mustahil pembakaran dapat terjadi. Oksigen yang digunakan dalam

pembakaran pada boiler di ambil dari udara dimana kandungan oksigen di udara kurang lebih sebesar 21 persen.

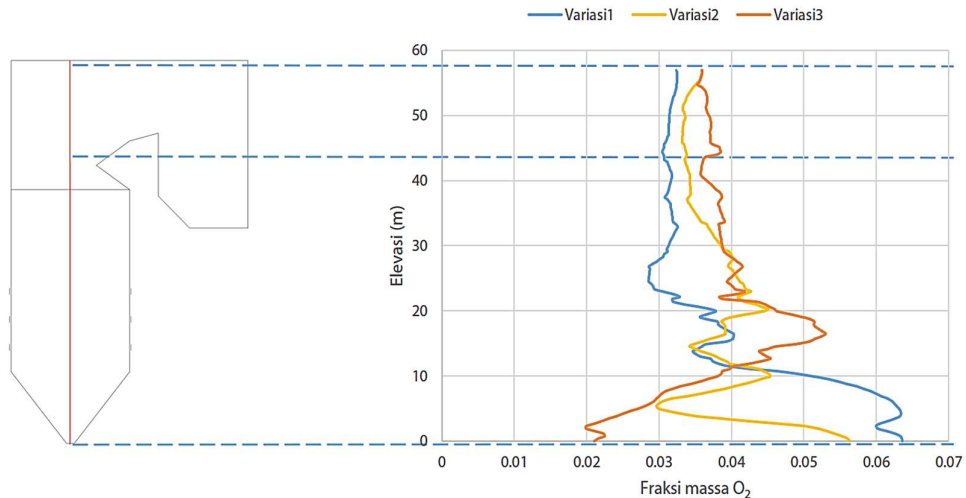


Gambar 4.8 Fraksi Massa Oksigen pada (a) Variasi 1, (b) Variasi 2 dan (c) Variasi 3

Gambar 4.8 menunjukkan kontur fraksi massa  $O_2$  yang terjadi dalam proses pembakaran di dalam boiler. Pada variasi 1, bagian bawah dan bagian burner memiliki konsentrasi oksigen yang cukup tinggi kemudian semakin atas semakin berkurang, namun pada sisi outlet boiler masih terlihat konsentrasi oksigen. Pada variasi 2 dan 3 nampak konsentrasi oksigen di area bawah boiler sedikit, hal ini disebabkan sudah bereaksinya sebagian oksigen dengan bahan bakar sehingga terjadi pembakaran di area bawah boiler (*cone*). Konsentrasi fraksi massa  $O_2$  pada area diatas furnace exit boiler (*nose*) secara berurutan paling sedikit adalah variasi 1 kemudian variasi 2 dan variasi 3 yang paling banyak. Hal ini menunjukkan bahwa semakin kecil partikel batubara, reaksi antara oksigen dan bahan bakar lebih mudah terjadi, sedangkan semakin besar ukuran partikel batubara diperlukan proses yang lebih lama untuk terjadi reaksi pembakaran sampai dengan selesai.

Gambar 4.9 menunjukkan fraksi masa oksigen di sepanjang elevasi boiler. Fraksi massa oksigen tertinggi sebenarnya ada pada area burner, namun karena yang diambil data adalah pada titik tengah, jadi sebarannya tidak teratur. Jika

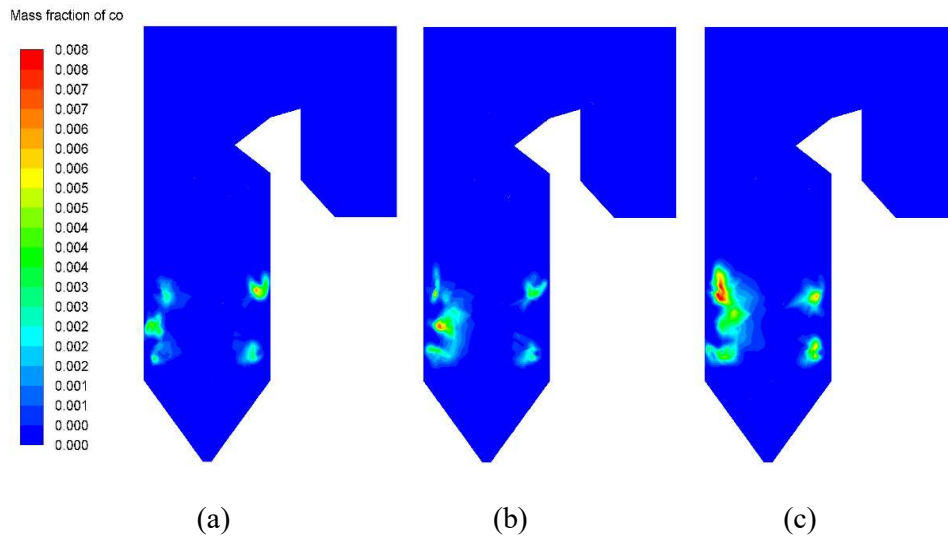
dilihat mulai dari elevasi 14,448 m keatas, maka konsentrasi tertinggi ada pada area level *burner* kemudian semakin naik akan semakin turun.



Gambar 4.9 Grafik Fraksi Massa O<sub>2</sub> pada Garis Tengah Boiler

## 2) Fraksi Massa CO

Reaksi pembakaran yang sempurna dari atom karbon akan menghasilkan karbon-dioksida sedangkan pembakaran yang tidak sempurna akan menghasilkan karbon-monoksida. Kemudian CO yang terbentuk akibat pembakaran tidak sempurna tersebut dapat teroksidasi lebih lanjut apabila tersedia O<sub>2</sub> lebih pada akhir reaksi sehingga membentuk CO<sub>2</sub>. Pada penelitian ini yang dianalisa adalah pengaruh perubahan ukuran partikel batubara terhadap pembakaran terutama pembakaran yang tidak sempurna. Gambar 4.10 menampilkan kontur fraksi massa karbon-monoksida pada sisi  $Z=Center$  (Sumbu X-Y) boiler.



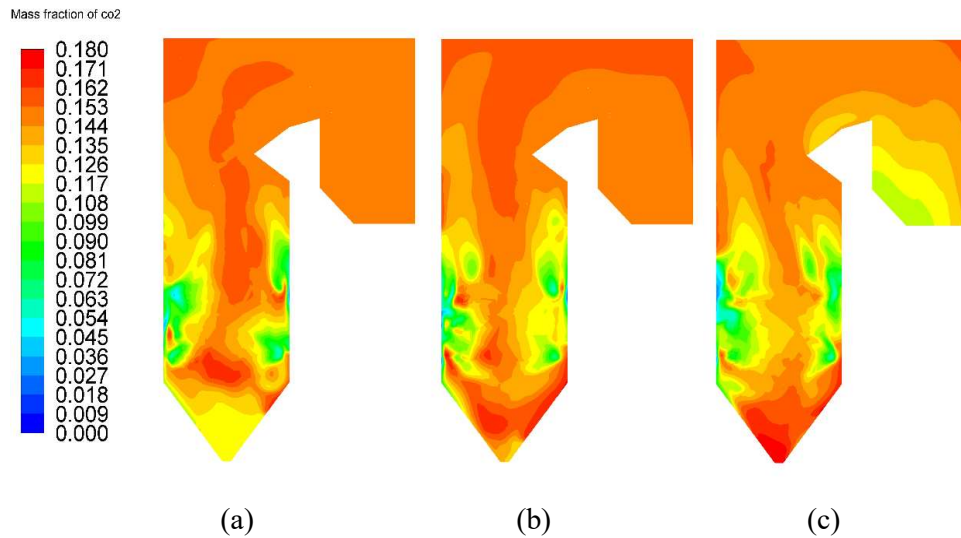
Gambar 4.10 Fraksi Massa Karbon-monoksida pada (a) Variasi 1, (b) Variasi 2 dan (c) Variasi 3

Dari gambar fraksi massa karbon-monoksida diatas terlihat bahwa hampir diseluruh area boiler tidak ada karbon-monoksida. Sebagian kecil karbon-monoksida hanya terlihat berada di area burner, pada variasi 1 menunjukkan karbon-monoksida yang paling sedikit dibandingkan variasi 2 dan 3. Pada area setelah furnace konsentrasi massa CO pada semua variasi sudah tidak terlihat (sangat kecil). Secara keseluruhan di sepanjang boiler terlihat bahwa dengan ukuran partikel yang bervariasi masih menunjukkan terjadinya pembakaran yang sempurna.

### 3) Fraksi Massa CO<sub>2</sub>

Karbon-dioksida, CO<sub>2</sub>, merupakan suatu produk samping dari suatu pembakaran. Hasil simulasi menunjukkan terdapat karbon dioksida di seluruh bagian dalam ruang bakar, hal ini berarti terjadi pembakaran yang merata.





Gambar 4.11 Fraksi Massa Karbon-dioksida pada (a) Variasi 1, (b) Variasi 2 dan (c) Variasi 3

Dari Gambar 4.11 dapat diketahui bahwa karbon dioksida pada area furnace tertinggi dihasilkan dari variasi 1 kemudian variasi 2 dan terakhir variasi 3. Hal ini karena pada area burner, variasi 1 pembakaran yang terjadi adalah pembakaran sempurna dan pada variasi 2 dan 3 pembakaran(%) terjadi secara dua tahap yaitu menjadi CO terlebih dahulu baru bereaksi kembali menjadi  $CO_2$ .

Dari Beberapa hal diatas, dapat kita simpulkan bahwa hubungan antara ukuran partikel batubara yang masuk kedalam boiler terhadap gas-gas pembakaran  $O_2$ , CO dan  $CO_2$  ditampilkan dalam Tabel 4.1 berikut :

Tabel 4.1 Pengaruh Ukuran Partikel terhadap Gas-gas Pembakaran

Keterangan	Sat	Variasi 1	Variasi 2	Variasi 3
Ukuran Partikel	$\mu m$	128	160	193
Elevasi	mm	42500		
Fraksi Massa $O_2$	%	2,94	3,38	4,21
Fraksi Massa CO	%	1,8E-5	3,9E-5	1,09E-4
Fraksi Massa $CO_2$	%	15,6	15,4	13,7

Dari Tabel 4.1 diatas, dari pengamatan pada ketinggian boiler 4,25 m dari bottom boiler, dapat kita lihat bahwa semakin kecil ukuran partikel batubara yang

masuk kedalam boiler oksigen akan semakin kecil. Hal ini disebabkan gas oksigen tersebut telah bereaksi didalam ruang bakar untuk pembakaran batubara. Dilihat dari kandungan karbon-monoksida yang sangat kecil, ukuran partikel tidak berpengaruh terhadap pembakaran tidak sempurna, karena pada simulasi pembakaran ini digunakan *excess air* sekitar 20%. Terhadap fraksi massa CO<sub>2</sub>, variasi 1 paling tinggi karena pada daerah ini masih terdapat pembakaran, pada variasi 2 sudah cukup tinggi juga karena sebagian batubara sudah mulai terbakar, sedangkan pada variasi 3 fraksi massa CO<sub>2</sub> masih rendah karena baru sebagian kecil batubara yang sudah terbakar.

## BAB 5

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 5.1 Kesimpulan

1. Berdasarkan hasil simulasi, semakin besar ukuran partikel batubara yang masuk ke dalam boiler, pembakaran semakin bergeser ke atas (mundur). Pada pembakaran dengan ukuran partikel rata-rata 128  $\mu\text{m}$  temperatur tertinggi berada pada elevasi 28,69 m dengan temperatur 1706,22  $^{\circ}\text{C}$ . Untuk ukuran partikel rata-rata 160  $\mu\text{m}$  pada elevasi 38,63 m dengan temperatur 1705,83  $^{\circ}\text{C}$ . Untuk ukuran partikel 193  $\mu\text{m}$  pada elevasi 47,43 m dengan temperatur 1705,49  $^{\circ}\text{C}$ .
2. Semakin besar ukuran partikel batubara, waktu tinggal batubara didalam boiler semakin lama. Pada ukuran partikel 128  $\mu\text{m}$  terbakar habis pada area *secondary superheater*, 160  $\mu\text{m}$  pada *primary superheater*, dan 193  $\mu\text{m}$  pada *reheater*.
3. Ukuran partikel batubara berpengaruh terhadap kecepatan reaksi pembakaran, hal ini terlihat pada sebaran fraksi massa oksigen dan karbon-dioksida. Fraksi massa oksigen di area nose boiler masing-masing adalah 2,94%, 3,38% dan 4,21%. Sedangkan fraksi massa karbon-dioksida menunjukkan 15,6%, 15,4% dan 13,7%.

#### 5.2 Saran

1. Pemodelan pada proses simulasi dibuat untuk keseluruhan boiler lengkap dengan heat exchanger-nya sehingga akan didapat model yang dapat divalidasi. Hal ini belum dapat dilakukan karena keterbatasan sumber daya dan durasi penelitian.
2. Berdasarkan hasil simulasi, pembakaran yang terjadi di area perpindahan panas konveksi akan mengakibatkan overheat pada material tube, untuk itu perlu dilakukan pembatasan nilai HGI batubara yang di suplai sesuai dengan batasan pada *manual book*.

3. Untuk meminimalkan efek dari waktu tunda bahan bakar, dapat dilakukan modifikasi aliran bahan bakar dan udara, misalnya dengan menggunakan boiler tipe tangensial.
4. Untuk meminimalkan batubara yang terbakar pada area *cone* boiler, perlu dilakukan perubahan seting *furnace pressure* menjadi semakin negatif, namun efek buruknya adalah bahan bakar akan semakin bergeser pembakarannya.

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Sung, Y., Moon, C., Eom, S., Choi, G., dan Kim, D. (2016), *Coal-particle size effects on NO reduction and burnout characteristics with air-staged combustion in a pulverized coal-fired furnace*, School of Mechanical Engineering, Pusan National University, Busan 46241, South Korea.
- [2] Rifai, Moch. Hanafi N. (2012), *Studi fenomena slagging dan fouling pemakaian batu-bara Low Rank Coal (LRC) pada boiler Unit 1-4 PLTU Suralaya dengan pemodelan Computational Fluid Dynamic (CFD)*, Teknik Mesin ITB, Bandung.
- [3] Madejski, P. (2015), *Numerical study of a large-scale pulverized coal-fired boiler operation using CFD modeling based on the probability density function method*, AGH University of Science and Technology, Poland.
- [4] Rajesh Holkar, Dr. Omprakash D. Hebbal, 2013, "CFD Analysis of Pulverized-Coal Combustion of Burner Used in Furnace with Different Radiation Models", dalam *IOSR Journal of Mechanical and Civil Engineering (IOSR-JMCE)*, Vol. 5 Issue 2, 25 - 34
- [5] Departemen Teknik Mesin, ITS (2019), Modul Pelatihan Computational Fluid Dynamics (CFD) Introduction to GAMBIT & FLUENT, Surabaya.
- [6] Xiumin, J., Chuguang, Z., Jianrong, Q., Jubin, L., dan Dechang, L. (2001), "Combustion Characteristics of Super Fine Pulverized Coal Particles", dalam *Energy & Fuel 2001*, Vol. 15 hal 1100-1102.
- [7] Rajesh Holkar, Dr. Omprakash. D. Hebbal (2013), "CFD Anlysis of Pulverized-Coal Combustion of Burner Used In Furnace with Different Radiation Models", *IOSR Journal of Mechanical and Civil Engineering*, Gulbarga.
- [8] Kitto, J.B. dan Stultz, S.C. (1992), *Steam Its Generation and Use, 41th Edition*, The Babcock and Wilcox Company, Ohio.
- [9] Moran, M.J. dan Shapiro, H.N. (1996), *Fundamental of Engineering Thermodynamics Third Edition*, New York : John Willey and Sons inc.

- [10] Yi, B., Zhang, L., Mao, Z., Huang, F., dan Zheng, C. (2014), “Effect of the particle size on combustion characteristics of pulverized coal in an O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> atmosphere”, *Jurnal Elsevier*, Wuhan.
- [11] Dongling Wua, Ping Zhoua, Hongjie Yan, Pengyu Shi, dan Chenn Q. Zhou, (2019), *Numerical investigation of the effects of size segregation on pulverized coal combustion in a blast furnace*, Powder Technology, Elsevier Ltd.
- [12] Manual Book, “*BD-01 Steam Generator*”, PLTU Suralaya Unit 5-7, 1997.
- [13] Black and Veatch, *Power Plant Engineering*, Chapman & Hall, Inc., New York.
- [14] Taler, (2018), “Numerical simulation of convective superheaters in steam boilers”, *International Journal of Thermal Sciences*, Vol. 129 hal. 320–333, Elsevier Ltd.
- [15] Tuakia, F., (2007) *Dasar Dasar Menggunakan Cfd Fluent*, penerbit informatika, Bandung.
- [17] Udiklat PLN, (2017), *Modul Materi Pengoperasian Boiler*, Jakarta.
- [17] Storm, Richard F, (2015), *Diagnosing Pulverizer Performance*, Storm Technology Inc.
- [18] Risto V. Filkoski, Ilija J. Petrovski, and Karas, *Optimization of Pulverized coal combustion by means of CFD/CTA Modelling*
- [19] Warnatz, U. M. (2006), *Combustion Physical and Chemical Fundamentals, Modeling and Simulation, Experiments, Pollutant Formation*. Berkeley: Springer.
- [20] Babcock & Wilcox, *Steam its Generation and Use: Edition :41*, Mc Dermott Company, 2006.
- [21] Fadhil, S.S.A., Hasini, H., dan Shuaib, N.H. (2013), *CFD Study of Temperature Distribution in Full Scale Boiler Adopting in- furnace Coal Blending*, *International Conference on Energy and Environment*.

## LAMPIRAN

**Data statik temperatur pada garis tengah boiler**

<b>Elevasi</b>	<b>Variasi 1</b>	<b>Variasi 2</b>	<b>Variasi 3</b>	<b>Elevasi</b>	<b>Variasi 1</b>	<b>Variasi 2</b>	<b>Variasi 3</b>
<b>(m)</b>	<b>(degC)</b>	<b>(degC)</b>	<b>(degC)</b>	<b>(m)</b>	<b>(degC)</b>	<b>(degC)</b>	<b>(degC)</b>
0	373.15	373.15	373.15	13.7718	1630.37	1568.38	1518.38
0.38255	695.353	873.636	823.636	14.1544	1624.15	1570.69	1520.69
0.765101	738.88	966.98	916.98	14.5369	1617.93	1573.01	1523.01
1.14765	772.623	1060.66	1010.66	14.9195	1611.08	1567.38	1517.38
1.5302	810.425	1131.27	1081.27	15.302	1590.1	1557.29	1507.29
1.91275	864.407	1185.65	1135.65	15.6846	1583.85	1549.42	1499.42
2.2953	919.067	1243.07	1193.07	16.0671	1584.15	1544.29	1494.29
2.67785	962.51	1303.06	1253.06	16.4497	1585.28	1539.98	1489.98
3.0604	1020.53	1372.12	1322.12	16.8322	1593.31	1542.35	1492.35
3.44295	1066.49	1437.27	1387.27	17.2148	1601.33	1544.72	1494.72
3.8255	1094.32	1492.33	1442.33	17.5973	1609.35	1547.09	1497.09
4.20805	1106.57	1541.88	1491.88	17.9799	1614.78	1548.31	1498.31
4.5906	1118.12	1583.45	1533.45	18.3624	1617.84	1558.45	1508.45
4.97315	1132.51	1611.83	1561.83	18.745	1629.63	1562.58	1512.58
5.3557	1145.58	1624.11	1574.11	19.1275	1634.24	1564.41	1514.41
5.73826	1157.03	1624.63	1574.63	19.5101	1626.69	1566.29	1516.29
6.12081	1167.69	1618.94	1568.94	19.8926	1619.14	1568.16	1518.16
6.50336	1180.04	1603.52	1553.52	20.2752	1624.99	1569.79	1519.79
6.88591	1192.13	1581.69	1531.69	20.6577	1639.35	1571.41	1521.41
7.26846	1203.36	1562.12	1512.12	21.0403	1653.64	1573.44	1523.44
7.65101	1213.59	1548.24	1498.24	21.4228	1665.9	1576.24	1526.24
8.03356	1227.84	1537.39	1487.39	21.8054	1667.11	1578.24	1528.24
8.41611	1245.2	1527.75	1477.75	22.1879	1660.78	1580.56	1530.56
8.79866	1271.5	1520.05	1470.05	22.5705	1662.85	1581.46	1531.46
9.18121	1303.18	1506.7	1456.7	22.953	1674.54	1583.41	1533.41
9.56376	1343.94	1497.1	1447.1	23.3356	1685.52	1587.86	1537.86
9.94631	1387.28	1488.14	1438.14	23.7181	1690.47	1597.45	1547.45
10.3289	1440.02	1490.8	1440.8	24.1007	1695.41	1600.04	1550.04
10.7114	1496.93	1498.04	1448.04	24.4832	1699.92	1605.23	1555.23
11.094	1546.14	1502.58	1452.58	24.8658	1700.67	1606.95	1556.95
11.4765	1585.69	1518.34	1468.34	25.2483	1700.91	1607.85	1557.85
11.8591	1597.24	1534.91	1484.91	25.6309	1701.16	1608.75	1558.75
12.2416	1604.56	1542.47	1492.47	26.0134	1701.4	1609.65	1559.65
12.6242	1608.67	1552.68	1502.68	26.396	1701.74	1610.77	1560.77
13.0067	1615.21	1554.4	1504.4	26.7785	1705.05	1615.63	1565.63
13.3893	1622.96	1560.48	1510.48	27.1611	1703.6	1620.86	1570.86

Elevasi	Variasi 1	Variasi 2	Variasi 3	Elevasi	Variasi 1	Variasi 2	Variasi 3
(m)	(degC)	(degC)	(degC)	(m)	(degC)	(degC)	(degC)
27.5436	1702.04	1621.73	1571.73	42.8456	1681.58	1695.85	1645.85
27.9262	1701.06	1623.53	1573.53	43.2282	1678.94	1696.82	1646.82
28.3087	1704.48	1624.24	1574.24	43.6107	1679.02	1695.19	1645.19
28.6913	1706.22	1625.61	1575.61	43.9933	1679.62	1692.25	1642.25
29.0738	1704.47	1627.22	1577.22	44.3758	1680.49	1691.67	1641.67
29.4564	1704.5	1634.59	1584.59	44.7584	1680.77	1692.22	1642.22
29.8389	1703.71	1636.93	1586.93	45.1409	1679.54	1692.66	1642.66
30.2215	1702.93	1639.26	1589.26	45.5235	1677.13	1694.34	1644.34
30.604	1702.14	1641.6	1591.6	45.906	1673.95	1696.41	1646.41
30.9866	1701.35	1643.93	1593.93	46.2886	1668.12	1697.34	1647.34
31.3691	1700.56	1646.27	1596.27	46.6711	1663.33	1697.69	1647.69
31.7517	1699.78	1648.61	1598.61	47.0537	1658.15	1697.36	1647.36
32.1342	1698.82	1650.77	1600.77	47.4362	1656.07	1698.59	1648.59
32.5168	1697.64	1652.71	1602.71	47.8188	1654.47	1699.61	1649.61
32.8993	1693.8	1657.49	1607.49	48.2013	1652.87	1700.62	1650.62
33.2819	1694.58	1661.6	1611.6	48.5839	1651.27	1701.64	1651.64
33.6644	1693.28	1668.04	1618.04	48.9664	1648.05	1701.79	1651.79
34.047	1692.97	1671.26	1621.26	49.349	1647.39	1700.73	1650.73
34.4295	1692.66	1674.48	1624.48	49.7315	1646.88	1699.58	1649.58
34.8121	1692.34	1677.7	1627.7	50.1141	1644.68	1699.88	1649.88
35.1946	1692.03	1680.92	1630.92	50.4966	1643.99	1698.51	1648.51
35.5772	1691.72	1684.15	1634.15	50.8792	1643.38	1696.98	1646.98
35.9597	1691.41	1687.37	1637.37	51.2617	1642.64	1698.2	1648.2
36.3423	1690.85	1690.44	1640.44	51.6443	1641.3	1698.91	1648.91
36.7248	1689.3	1693.48	1643.48	52.0268	1639.59	1699.4	1649.4
37.1074	1689.05	1695.63	1645.63	52.4094	1637.61	1699.94	1649.94
37.4899	1690.97	1697.69	1647.69	52.7919	1635.45	1700.5	1650.5
37.8725	1690.4	1699.12	1649.12	53.1745	1633.24	1701.02	1651.02
38.255	1687.61	1703.08	1653.08	53.557	1631.08	1701.42	1651.42
38.6376	1687.12	1705.83	1655.83	53.9396	1629.13	1701.67	1651.67
39.0201	1686.64	1704.58	1654.58	54.3221	1627.54	1701.81	1651.81
39.4027	1686.15	1702.33	1652.33	54.7047	1626.29	1701.82	1651.82
39.7852	1685.66	1700.07	1650.07	55.0872	1625.35	1701.69	1651.69
40.1678	1685.17	1699.82	1649.82	55.4698	1622.46	1701.25	1651.25
40.5503	1684.68	1694.57	1644.57	55.8523	1619.23	1700.19	1650.19
40.9329	1683.96	1693.97	1643.97	56.2349	1615.33	1698.38	1648.38
41.3154	1683.77	1694.41	1644.41	56.6175	1610.14	1695.25	1645.25
41.698	1682.47	1694.77	1644.77	57	1604.16	1690.21	1640.21
42.0805	1682.17	1695.13	1645.13				
42.4631	1681.87	1695.49	1645.49				



### Data fraksi massa O2

Elevasi	Variasi 1	Variasi 2	Variasi 3	Elevasi	Variasi 1	Variasi 2	Variasi 3
(m)	(%)	(%)	(%)	(m)	(%)	(%)	(%)
0.000	6.359	5.633	2.101	14.920	3.651	3.478	4.875
0.383	6.354	5.599	2.166	15.302	3.928	3.600	5.073
0.765	6.330	5.527	2.249	15.685	4.015	3.706	5.154
1.148	6.256	5.416	2.226	16.067	4.025	3.817	5.233
1.530	6.128	5.308	2.096	16.450	4.028	3.915	5.298
1.913	6.026	5.199	1.995	16.832	3.970	3.915	5.251
2.295	5.995	5.003	1.997	17.215	3.912	3.914	5.204
2.678	6.037	4.681	2.098	17.597	3.854	3.913	5.157
3.060	6.160	4.239	2.211	17.980	3.819	3.895	5.137
3.443	6.262	3.851	2.311	18.362	3.806	3.861	5.142
3.826	6.321	3.535	2.406	18.745	3.637	3.921	5.071
4.208	6.340	3.301	2.506	19.128	3.568	4.028	4.960
4.591	6.335	3.116	2.608	19.510	3.675	4.231	4.795
4.973	6.311	2.996	2.710	19.893	3.782	4.433	4.630
5.356	6.284	2.962	2.803	20.275	3.705	4.506	4.600
5.738	6.253	2.991	2.868	20.658	3.527	4.406	4.519
6.121	6.215	3.053	2.930	21.040	3.350	4.334	4.465
6.503	6.153	3.176	2.967	21.423	3.196	4.179	4.340
6.886	6.078	3.374	3.001	21.805	3.186	4.120	3.881
7.268	5.997	3.578	3.040	22.188	3.282	4.088	3.837
7.651	5.914	3.750	3.101	22.571	3.192	4.178	4.077
8.034	5.823	3.907	3.188	22.953	3.046	4.264	4.181
8.416	5.721	4.049	3.301	23.336	2.942	4.194	4.055
8.799	5.599	4.170	3.437	23.718	2.917	4.176	4.015
9.181	5.465	4.316	3.573	24.101	2.892	4.158	3.976
9.564	5.304	4.424	3.694	24.483	2.859	4.116	3.937
9.946	5.140	4.532	3.799	24.866	2.858	4.090	3.965
10.329	4.902	4.512	3.858	25.248	2.862	4.069	4.003
10.711	4.624	4.434	3.873	25.631	2.866	4.049	4.040
11.094	4.272	4.371	3.975	26.013	2.871	4.029	4.078
11.477	3.964	4.165	4.026	26.396	2.875	4.005	4.119
11.859	3.840	3.989	4.213	26.779	2.862	3.953	4.152
12.242	3.747	3.931	4.403	27.161	2.911	3.964	4.126
12.624	3.708	3.841	4.537	27.544	2.962	3.991	4.083
13.007	3.576	3.791	4.490	27.926	3.011	4.020	4.037
13.389	3.504	3.694	4.431	28.309	3.056	4.011	3.992
13.772	3.467	3.580	4.383	28.691	3.069	3.989	3.940
14.154	3.530	3.501	4.500	29.074	3.118	3.963	3.898
14.537	3.593	3.422	4.618	29.456	3.107	3.886	3.882

Elevasi	Variasi 1	Variasi 2	Variasi 3		Elevasi	Variasi 1	Variasi 2	Variasi 3
(m)	(degC)	(degC)	(degC)		(m)	(degC)	(degC)	(degC)
29.839	3.122	3.862	3.876		43.611	3.068	3.375	3.645
30.222	3.138	3.838	3.870		43.993	3.066	3.380	3.800
30.604	3.154	3.814	3.863		44.376	3.045	3.373	3.854
30.987	3.170	3.790	3.857		44.758	3.053	3.362	3.843
31.369	3.185	3.767	3.851		45.141	3.068	3.355	3.830
31.752	3.201	3.743	3.844		45.524	3.069	3.341	3.742
32.134	3.218	3.720	3.839		45.906	3.086	3.323	3.713
32.517	3.237	3.700	3.834		46.289	3.109	3.316	3.707
32.899	3.259	3.673	3.832		46.671	3.117	3.320	3.713
33.282	3.231	3.657	3.827		47.054	3.130	3.331	3.709
33.664	3.195	3.587	3.905		47.436	3.133	3.324	3.700
34.047	3.190	3.563	3.892		47.819	3.132	3.327	3.707
34.430	3.184	3.539	3.880		48.201	3.132	3.330	3.714
34.812	3.179	3.515	3.868		48.584	3.131	3.333	3.721
35.195	3.173	3.491	3.855		48.966	3.141	3.337	3.714
35.577	3.168	3.467	3.843		49.349	3.140	3.351	3.708
35.960	3.162	3.443	3.830		49.732	3.139	3.365	3.703
36.342	3.159	3.422	3.818		50.114	3.146	3.357	3.679
36.725	3.143	3.402	3.829		50.497	3.149	3.343	3.665
37.107	3.116	3.392	3.852		50.879	3.152	3.329	3.652
37.490	3.083	3.405	3.869		51.262	3.157	3.325	3.648
37.873	3.107	3.434	3.859		51.644	3.166	3.337	3.657
38.255	3.128	3.435	3.830		52.027	3.176	3.353	3.663
38.638	3.136	3.433	3.792		52.409	3.186	3.368	3.665
39.020	3.143	3.432	3.755		52.792	3.198	3.384	3.664
39.403	3.151	3.430	3.717		53.175	3.209	3.401	3.660
39.785	3.159	3.428	3.679		53.557	3.219	3.421	3.649
40.168	3.167	3.426	3.641		53.940	3.229	3.446	3.628
40.550	3.175	3.424	3.603		54.322	3.237	3.474	3.589
40.933	3.178	3.425	3.573		54.705	3.243	3.505	3.531
41.315	3.166	3.412	3.574		55.087	3.247	3.536	3.552
41.698	3.153	3.399	3.581		55.470	3.250	3.563	3.564
42.081	3.140	3.387	3.588		55.852	3.250	3.582	3.579
42.463	3.128	3.375	3.595		56.235	3.250	3.592	3.586
42.846	3.115	3.363	3.602		56.618	3.248	3.593	3.591
43.228	3.074	3.355	3.612		57.000	3.243	3.587	3.593

Data isian Fluent

STEAM GENERATOR (Continued)

		LOAD CONDITION	
		MCR	Top Heater Out
<u>AIR FLOWS</u>			
Total for combustion	1000kg/h-	<u>2302.5</u>	<u>2147.1</u>
Secondary air to burners	1000kg/h	<u>1852.07</u>	<u>1713.1</u>
Primary air to burners	1000kg/h	<u>450.41</u>	<u>433.91</u>
Furnace leakage	1000kg/h	<u>19.51</u>	<u>18.20</u>
Sealing air entering pulverizer	1000kg/h	<u>22.68</u>	<u>22.68</u>
Tempering air to pulverizer	1000kg/h	<u>62.60</u>	<u>52.16</u>
Air entering primary airheaters	1000kg/h-	<u>453.45</u>	<u>448.42</u>
Air leaving primary airheaters	1000kg/h	<u>387.82</u>	<u>381.75</u>
Total air from PA fans	1000kg/h	<u>539.19</u>	<u>523.17</u>
Air leaving secondary air heaters	1000kg/h	<u>1852.05</u>	<u>1713.15</u>
Air entering secondary air heaters	1000kg/h	<u>1958.38</u>	<u>1811.58</u>
Total air from FD fans	1000kg/h	<u>1958.38</u>	<u>1811.58</u>
<u>AIR TEMPERATURES</u>			
Ambient	C	<u>27</u>	<u>27</u>
Secondary air heater inlet	C	<u>39</u>	<u>39</u>
Secondary air heater exit	C	<u>331</u>	<u>327</u>
Primary air heater exit	C	<u>346</u>	<u>335</u>

**STEAM GENERATOR (Continued)**

		<u>LOAD CONDITION</u>	
		<u>MCR</u>	<u>Top Heater Out</u>
<u>STEAM AND WATER TEMPERATURES</u>			
Coal/air mixture at the outlet of the pulverizer	C	<u>66</u>	<u>66</u>
<u>GAS TEMPERATURES*</u>			
Furnace exit	C	<u>998</u>	<u>974</u>
Secondary superheater inlet	C	<u>1160</u>	<u>1137</u>
Secondary superheater exit	C	<u>904</u>	<u>882</u>
Primary superheater inlet	C	<u>680</u>	<u>664</u>
Primary superheater exit	C	<u>429</u>	<u>420</u>
Reheater inlet	C	<u>884</u>	<u>862</u>
Reheater exit	C	<u>419</u>	<u>421</u>
Economizer inlet	C	<u>426</u>	<u>418</u>
Economizer exit	C	<u>381</u>	<u>367</u>
<u>P.F. PULVERIZER AND FEEDERS</u>			
Number in service		<u>5</u>	<u>5</u>
Pulverized load	%	<u>85</u>	<u>79</u>
Coal input to pulverizer	kg/h	<u>266912</u>	<u>248895</u>
Coal fineness through No. 200 US sieve	%	<u>72</u>	<u>73</u>
Coal fineness through No. 50 US sieve	%	<u>99</u>	<u>99</u>
<u>EXCESS AIR</u>			
At burners	%	<u>18</u>	<u>18</u>

## BIOGRAFI PENULIS



Penulis bernama lengkap Heri Purnomo, dilahirkan di Wonogiri pada tanggal 1 Agustus 1983. Penulis merupakan anak pertama dari pasangan Bapak Rakimin dan Ibu Ngatiyem, memiliki dua adik kandung yaitu Rini Widyowati dan Ratih Tri Wijayanti. Penulis menyelesaikan pendidikan dasar di SDN Wuryorejo 2 Wonogiri pada tahun 1995. Pendidikan menengah pertama ditempuh di SMPN 3 Wonogiri dan lulus pada tahun 1998. Pendidikan menengah atas ditempuh di SMAN 1 Wonogiri dan lulus pada tahun 2001. Ditahun yang sama, penulis melanjutkan pendidikan tinggi di Universitas Diponegoro, mengambil jurusan Teknik Mesin dan lulus pada tahun 2005.

Setelah lulus dari perguruan tinggi, penulis sempat bekerja di perusahaan EPC (Engineering, Procurement and Construction) di Riau sebagai *Mechanical Engineer* pada bagian konstruksi. Kemudian pada tahun 2008 penulis pindah ke perusahaan yang bergerak dibidang pembangkitan dan jasa *operation and maintenance* pembangkit, PT Indonesia Power. Pada tahun 2018, penulis melanjutkan dinas belajar ke jenjang S2 di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya pada bidang Manajemen Energi jurusan Teknik Mesin. Dua tahun berikutnya yaitu tahun 2020 penulis dimudahkan oleh Alloh SWT untuk menyelesaikan tesisnya, sehingga bisa lulus periode wisuda Maret 2020.

Email : [heri.pvrnomo@gmail.com](mailto:heri.pvrnomo@gmail.com)