



ITS
Institut
Teknologi
Sepuluh Nopember

TUGAS AKHIR - TM141585

**STUDI NUMERIK PENGARUH RASIO *PRIMARY AIR*
DAN *SECONDARY AIR* TERHADAP KARAKTERISTIK
CIRCULATING FLUIDIZED BED (CFB) BOILER BEBAN
28,6 MW**

RIZKI MOHAMMAD WIJAYANTO
NRP 2113100126

DOSEN PEMBIMBING
DR. BAMBANG SUDARMANTA, ST, MT.

DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2018



TUGAS AKHIR - TM141585

STUDI NUMERIK PENGARUH RASIO *PRIMARY AIR* DAN *SECONDARY AIR* TERHADAP KARAKTERISTIK *CIRCULATING FLUIDIZED BED (CFB) BOILER* BEBAN 28,6 MW

RIZKI MOHAMMAD WIJAYANTO
NRP 2113100126

DOSEN PEMBIMBING
DR. BAMBANG SUDARMANTA, ST, MT.

DEPARTEMEN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2018



FINAL PROJECT - TM141585

**NUMERICAL STUDY EFFECT OF PRIMARY AIR
AND SECONDARY AIR CHARACTERISTICS OF
CIRCULATING FLUIDIZED BED (CFB) BOILER
AT 28.6 MW LOAD**

RIZKI MOHAMMAD WIJAYANTO
NRP 2113100126

SUPERVISOR
DR. BAMBANG SUDARMANTA, ST, MT.

MECHANICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA 2018

STUDI NUMERIK PENGARUH RASIO *PRIMARY AIR* DAN *SECONDARY AIR* TERHADAP KARAKTERISTIK *CIRCULATING FLUIDIZED BED (CFB) BOILER* BEBAN 28,6 MW

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Program Studi S-1 Departemen Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

RIZKI MOHAMMAD WIJAYANTO

NRP. 2113 100 126

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT (Pembimbing)
NIP. 197301161997021001
2. Giri Nugroho, ST, MSc (Penguji I)
NIP. 197910292012124002
3. Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, ME (Penguji II)
NIP. 195312191981031001
4. Bambang Arip D, ST, M.Eng, PhD (Penguji III)
NIP. 197804012002121001

SURABAYA

JANUARI, 2018

**STUDI NUMERIK PENGARUH RASIO *PRIMARY AIR*
DAN *SECONDARY AIR* TERHADAP KARAKTERISTIK
CIRCULATING FLUIDIZED BED (CFB) BOILER BEBAN
28,6 MW**

Nama : Rizki Mohammad Wijayanto
NRP : 2113100126
Jurusan : Teknik Mesin FTI - ITS
Pembimbing : Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT,

Abstrak

Penggunaan sumber energi batu bara sebagai bahan bakar pembangkit listrik menimbulkan terbentuknya polusi seperti CO, NOx, dan SOx yang dapat merusak lingkungan dan mengganggu kesehatan manusia. Oleh karenanya dilakukan pengembangan dalam teknologi boiler pembangkit listrik agar mencapai efisiensi pembakaran yang semakin baik serta meminimalkan terbentuknya polusi yang berbahaya. Circulating Fluidized Bed (CFB) boiler adalah jenis boiler yang dikembangkan sebagai solusi untuk menyelesaikan masalah ini. Akan tetapi dalam masa pengoperasiannya CFB boiler masih mengalami beberapa masalah yaitu penurunan kehandalan dan efisiensi akibat proses fluidisasi yang tidak berjalan dengan baik. Salah satu parameter operasi yang mempengaruhi proses fluidisasi adalah rasio primary air dan secondary air. Berdasarkan hal tersebut perlu diadakan penelitian lebih lanjut mengenai pengaruh rasio primary air dan secondary air terhadap karakteristik CFB boiler yang ditinjau dari proses fluidisasi, potensi erosi, dan temperatur.

Penelitian ini dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak Computational Fluid Dynamics (CFD) komersial untuk mensimulasikan CFB boiler dengan variasi rasio primary air dan secondary air. Berdasarkan literatur yang ada, penelitian ini akan dilakukan dengan 5 variasi rasio primary air dan secondary air (%PA-%SA), yaitu 40-60, 50-50, 60-40, 70-30, dan 80-20. Data

yang digunakan dalam penelitian ini adalah berdasarkan kondisi operasi CFB boiler PLTU Air Anyir pada beban 28,6 MW atau 95,33% MCR (Maximum Continuous Rate). Pemodelan yang digunakan adalah multiphase Eulerian, model turbulensi $k-\epsilon$ standard, model pembakaran species transport, dan Discrete Phase Model (DPM).

Hasil dari simulasi menunjukkan bahwa rasio primary air dan secondary air sangat berpengaruh pada karakteristik CFB boiler. Pada parameter fluidisasi, dengan meningkatnya persentase primary air akan meningkatkan ketinggian dense bed, meningkatkan kecepatan udara superficial, dan juga berpengaruh terhadap pressure drop. Kasus 1 (40-60) diketahui berada pada zona bubbling bed, kasus 2 (50-50) berada pada zona turbulent bed, sedangkan kasus 3 (60-40), kasus 4 (70-30), dan kasus 5 (80-20) berada pada zona entrained bed. Pada parameter potensi erosi, diketahui dengan meningkatnya persentase primary air akan meningkatkan potensi erosi terutama di daerah wingwall superheater dan cyclone, dilihat dari distribusi fraksi volume dan kecepatan partikel pasir. Kemudian pada parameter pembakaran, diketahui bahwa variasi rasio primary air dan secondary air ini tidak terlalu berpengaruh signifikan pada temperatur gas yang dihasilkan. Hasil dari penelitian ini dapat digunakan sebagai pertimbangan dalam pengoperasian maupun redesign CFB boiler khususnya pada CFB boiler yang ada di PLTU Air Anyir.

Kata kunci : PLTU Air Anyir, Circulating Fluidized Bed (CFB) boiler, Computational Fluid Dynamics (CFD), primary air, secondary air

NUMERICAL STUDY OF AIR-FUEL RATIO EFFECT TO CHARACTERISTICS OF CIRCULATING FLUIDIZED BED BOILER AT HIGH LOAD

Name : Rizki Mohammad Wijayanto
NRP : 2113100183
Department : Mechanical Engineering FTI - ITS
Advisor : Dr. Bambang Sudarmanta, ST., MT,

Abstract

The use of coal energy sources as fuel for electricity generates pollution such as CO, NO_x, and SO_x that can damage the environment and disturb human health. Therefore, the development of power plant boiler technology in order to achieve better combustion efficiency and minimize the formation of harmful pollution. Circulating Fluidized Bed (CFB) boiler is a type of boiler developed as a solution to solve this problem. However, during the operation of CFB boiler still experiencing some problems, namely the decrease of reliability and efficiency due to fluidization process that is not going well. One of the operating parameters that affect the fluidization process is the ratio of primary water and secondary water. Pursuant to that matter need to be conducted further research about influence of ratio of primary water and secondary water to CFB characteristic of boiler evaluated from fluidization process, erosion potency, and temperature.

The study was conducted using commercial Computational Fluid Dynamics (CFD) software to simulate CFB boilers with primary and secondary water ratio variations. Based on the existing literature, this study will be conducted with 5 primary and secondary water ratio variations (% PA-% SA), ie 40-60, 50-50, 60-40, 70-30, and 80-20. The data used in this study is based on the operating conditions of CFB Boiler PLTU Air Anyir at 28.6 MW load or 95.33% MCR (Maximum Continuous Rate). The modeling used is Eulerian multiphase, k-tur standard turbulence

model, species transport combustion model, and Discrete Phase Model (DPM).

The result of the simulation shows that the ratio of primary water and secondary water is very influential on boiler CFB characteristic. In the fluidization parameter, with increasing percentage of primary water will increase the height of dense bed, increase superficial air velocity, and also affect the pressure drop. Case 1 (40-60) was found in the bubbling bed zone, case 2 (50-50) was in turbulent bed zone, while case 3 (60-40), case 4 (70-30), and case 5 (80- 20) are in the entrained bed zone. On the erosion potential parameter, it is known that the increasing percentage of primary water will increase erosion potential especially in wingwall superheater and cyclone area, seen from the distribution of volume fraction and the speed of sand particles. Then on the combustion parameters, it is known that the variation in the ratio of primary water and secondary water is not too significant on the resulting gas temperature. The results of this study can be used as consideration in the operation and redesign CFB boiler, especially on CFB boiler existing in PLTU Air Anyir.

Keywords : Coal Fired Steam Power Plant Air Anyir, Circulating Fluidized Bed (CFB) Boiler, Computational Fluid Dynamics (CFD), primary air, secondary air

KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmannirahim.

Segala puji dan syukur penulis ucapkan kepada Allah Subhanahu wa ta'ala atas segala nikmat yang telah dicurahkan kepada penulis. Pada khususnya dalam masa penulisan tugas akhir ini. Shalawat serta salam semoga senantiasa tercurahkan kepada Nabi Muhammad shalallahu alaihi wassalam yang telah membawa risalah agung agama Islam di muka bumi ini dan juga semoga shalawat tersebut terus bersambung kepada keluarga beliau, sahabat-sahabat beliau, dan seluruh umat beliau.

Dalam masa pengerjaan tugas akhir ini penulis banyak mendapatkan bantuan, bimbingan, dan masukan dari berbagai pihak. Maka pada kesempatan ini penulis ingin memberikan ucapan hormat dan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada pihak-pihak tersebut, yakni:

1. Kedua orang tua penulis yang tercinta, Papa dan Mama, Amir Murod dan Siti Renny Widorini, yang selama ini telah memberikan segalanya baik kasih sayang dan materil sejak penulis lahir hingga saat ini. Tanpa kasih sayang, kesabaran, dan dukungan dari kedua orang tua, penulis tidak akan bisa menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kakak-kakak tercinta, Putri, Amanda, dan Nitra, serta seluruh keluarga besar penulis yang tidak dapat disebutkan satu persatu atas segala dukungan, nasihat dan doa yang telah diberikan kepada penulis.
3. Bapak Dr. Bambang Sudarmanta, ST, MT, selaku dosen pembimbing tugas akhir yang telah memberikan pencerahan, pembelajaran, dan bimbingan kepada penulis selama ini dengan penuh kesabaran.
4. Bapak Giri Nugroho, ST, MSc, Bapak Dr. Ir. Budi Utomo Kukuh Widodo, ME, Bapak Bambang Arip D. ST, M.Eng, PhD selaku dosen penguji tugas akhir yang telah meluangkan waktunya dan telah memberikan saran dan masukkan kepada penulis.

5. Bapak Ir. Yusuf Kaelani M.ScE selaku dosen wali penulis yang telah banyak memberikan bimbingan dan perhatian dalam perencanaan perkuliahan penulis selama ini.
6. Segenap dosen dan karyawan Departemen Teknik Mesin ITS yang telah mencurahkan segala tenaga dan pikiran dalam rangka proses perkuliahan dan non-akademik selama penulis menempuh pendidikan sarjana di Teknik Mesin ITS.
7. Rekan satu tim tugas akhir penulis, Ahmad Obrain Ghifari, Ahmad Tarmizi, dan Bayu Adi Muliawan yang telah memberikan bantuan dan kerja sama yang baik dalam penyelesaian tugas akhir ini.
8. Teman-teman dan saudara seperjuangan M56, terima kasih atas persahabatan yang terjalin, dukungan, dan motivasi yang menjadi semangat penulis dalam studi di Teknik Mesin ITS.
9. Teman-teman Laboratorium Rekayasa Termal dan Laboratorium Pembakaran dan Sistem Energi, Hiro, Alim, Alija, Ismail, Rini, Arin, Nana, Mas Hasfi, Mas Yoga, Ayuk, Amal, Lana, dan Dhesa, terima kasih atas doa dan dukungannya selama ini.
10. Keluarga besar Ash-Shaff dan tim robotika ITS yang telah memberikan pembelajaran yang baik bagi penulis dalam keorganisasian dan keilmuan.

Penulis menyadari masih ada kekurangan dalam tugas akhir ini, oleh karena itu saran dan masukkan dari semua pihak sangat penulis harapkan. Penulis berharap agar tugas akhir ini dapat memberikan manfaat untuk pembaca dan perkembangan ilmu pengetahuan.

Surabaya, 15 Januari 2017

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
TITLE PAGE	
HALAMAN PENGESAHAN	
ABSTRAK	i
ABSTRACT	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL	xiii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah.....	7
1.3 Batasan Masalah.....	8
1.4 Tujuan Penelitian.....	9
1.5 Manfaat Penelitian.....	9
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
2.1 Boiler	11
2.1.1 Boiler PLTU Air Anyir	13
2.2 Circulating Fluidized Bed (<i>CFB</i>) Boiler	14
2.2.1 Kecepatan Udara Fluidisasi (<i>Primary Air</i>)	16
2.2.2 Persentase Udara Pembakaran	20
2.2.3 Jenis Bahan Bakar.....	22
2.2.4 <i>Furnace</i>	22
2.2.5 <i>Cyclone</i>	23
2.2.6 <i>Refractory</i>	24
2.3 Batu Bara	25
2.4 Prinsip dan Reaksi Pembakaran	27
2.4.1 Perhitungan Stoikiometri Pembakaran	30
2.5 Mekanisme Pembakaran Batu Bara pada <i>CFB Boiler</i>	31

2.6	Isu Operasi dan Pemeliharaan <i>CFB Boiler</i>	34
2.7	Simulasi Numerik pada <i>CFB Boiler</i>	39
2.7.1	Persamaan Kekekalan Massa (Kontinuitas)	39
2.7.2	Persamaan Kekekalan Momentum	39
2.7.3	Persamaan Kekekalan Energi.....	40
BAB III METODE PENELITIAN		
3.1	Tahapan Penelitian	41
3.2	Diagram Alir Penelitian.....	42
3.3	Tahap Pemodelan dan Simulasi.....	44
3.3.1	<i>Pre-processing</i>	44
3.3.2	<i>Processing</i>	46
3.3.3	<i>Post-processing</i>	53
3.4	Rancangan Penelitian	54
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN		
4.1	Hasil Geometri Set Up Tahapan Penelitian.....	57
4.2	Analisa Karakteristik Fluidisasi	60
4.2.1	Distribusi Fraksi Volume Pasir	61
4.2.2	Distribusi Kecepatan Udara Superficial	65
4.2.3	Distribusi Tekanan	69
4.3	Analisa Potensi Erosi.....	73
4.3.1	Distribusi Fraksi Volume Pasir	74
4.3.2	Distribusi Kecepatan Partikel Pasir	78
4.4	Analisa Pembakaran	83
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN		
5.1	Kesimpulan.....	89
5.2	Saran.....	91
DAFTAR PUSTAKA.....		93
LAMPIRAN		
BIOGRAFI PENULIS		

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Prediksi Konsumsi Bahan Bakar pada Pembangkit Listrik	1
Gambar 2.1	Skema <i>Bubbling</i> dan <i>Circulating</i> FBC Boiler.....	12
Gambar 2.2	Skema Circulating Fluidized Bed (CFB) Boiler ..	15
Gambar 2.3	Efek Kenaikan Kecepatan Udara terhadap Fluidisasi <i>Bed Material</i>	16
Gambar 2.4	Kontur Temperatur Furnace pada Variasi Kecepatan Udara Fluidisasi.....	19
Gambar 2.5	Pengaruh Kecepatan Udara Fluidisasi terhadap Maksimum Temperatur <i>Furnace</i>	19
Gambar 2.6	Pengaruh Kecepatan Udara Fluidisasi terhadap Nilai Maksimum Tekanan <i>Furnace</i>	20
Gambar 2.7	Pengaruh Persentase Secondary Air (SA) terhadap Jumlah Emisi NO _x	21
Gambar 2.8	Vektor Kecepatan Flue Gas dan Bed Material pada Cyclone.....	24
Gambar 2.9	Kontur Kecepatan Pasir Sebelum dan Setelah Dipasang Refractory	25
Gambar 2.10	Tahapan Pembakaran Batu Bara <i>CFB Boiler</i>	32
Gambar 2.11	Daerah dan Tipe Masalah Operasi <i>CFB Boiler</i>	35
Gambar 2.12	Mekanisme Erosi Akibat Partikel Solid	36
Gambar 3.1	Diagram Alir Penelitian.....	43
Gambar 3.2	Geometri <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir Bangka ..	44
Gambar 3.3	<i>Meshing</i> <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir Bangka ...	45
Gambar 3.4	Domain Pemodelan <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir Bangka	46
Gambar 3.5	Posisi Penampang Pengamatan Data Kualitatif (kontur).....	54
Gambar 4.1	<i>Pathline Primary Air</i> Sepanjang <i>CFB Boiler</i>	57

Gambar 4.2	Vektor Kecepatan <i>Primary air</i> Melalui <i>Nozzle</i> ...	59
Gambar 4.3	<i>Pathline Secondary Air</i> Sepanjang <i>CFB Boiler</i> ..	60
Gambar 4.4	Kontur Fraksi Volume Pasir pada Penampang Tengah Sumbu-x	62
Gambar 4.5	Plot Fraksi Volume Pasir Terhadap Ketinggian <i>Furnace</i>	65
Gambar 4.6	Kontur Kecepatan Udara Arah Sumbu-y pada Penampang Sumbu-x	67
Gambar 4.7	Plot Kecepatan Udara terhadap Jarak Titik $z=0$.	68
Gambar 4.8	Kontur Tekanan Penampang Tengah Sumbu-x ...	70
Gambar 4.9	Plot Tekanan terhadap Ketinggian <i>Furnace</i>	72
Gambar 4.10	Zona Proses Fluidisasi dari Tiap Kasus Berdasarkan Analisa Fluidisasi	73
Gambar 4.11	Kontur Fraksi Volume Pasir Kasus 1	76
Gambar 4.12	Kontur Fraksi Volume Pasir Kasus 2	76
Gambar 4.13	Kontur Fraksi Volume Pasir Kasus 3	77
Gambar 4.14	Kontur Fraksi Volume Pasir Kasus 4	77
Gambar 4.15	Kontur Fraksi Volume Pasir Kasus 5	78
Gambar 4.16	Vektor Kecepatan Pasir pada Dinding	80
Gambar 4.17	Detail Vektor Kecepatan Pasir	80
Gambar 4.18	Vektor Kecepatan Pasir pada <i>Cyclone</i> dan <i>Superheater</i>	82
Gambar 4.19	Kontur Temperatur pada Penampang Tengah Sumbu-x	83
Gambar 4.20	Kontur Temperatur pada Penampang Tengah Sumbu-z dan Sumbu-y	85
Gambar 4.21	Plot Temperatur terhadap Ketinggian <i>Furnace</i> ...	86

DAFTAR TABEL

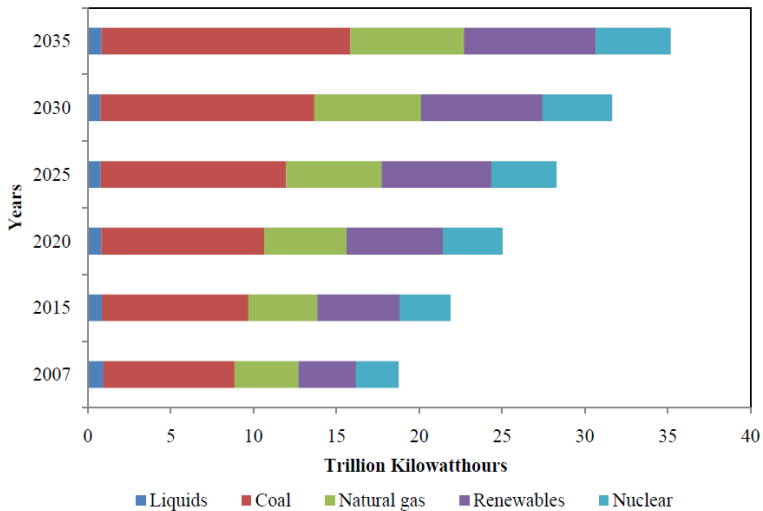
Tabel 2.1	Perbandingan antara Keempat Jenis <i>Boiler</i>	13
Tabel 2.2	Spesifikasi <i>Boiler</i> PLTU Air Anyir	13
Tabel 2.3	ASTM <i>Coal Ranking System</i>	27
Tabel 2.4	Spesifikasi Batu Bara pada PLTU Air Anyir	30
Tabel 3.1	<i>Models</i> yang Digunakan dalam Simulasi <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir	47
Tabel 3.2	<i>Ultimate Analysis</i> dan <i>Proximate Analysis</i> Batu Bara	48
Tabel 3.3	Propertis Udara <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir	49
Tabel 3.4	Propertis Batu Bara <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir ...	49
Tabel 3.5	Propertis Pasir pada Bed Material <i>CFB Boiler</i> PLTU Air Anyir	50
Tabel 3.6	<i>Boundary Condition</i> yang Digunakan Dalam Pemodelan	51
Tabel 3.7	Variasi Rasio <i>Primary Air</i> dan <i>Secondary Air</i>	52
Tabel 3.8	Parameter <i>Input</i> Penelitian	54
Tabel 3.9	Parameter <i>Output</i> Penelitian	55
Tabel 4.1	Variasi Rasio <i>Primary air</i> dan <i>Secondary air</i>	60

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Listrik adalah kebutuhan yang sangat penting untuk manusia. Akan tetapi saat ini sebagian besar pembangkit listrik di dunia masih sangat bergantung pada bahan bakar batu bara. Bahkan hingga sekitar 20 tahun mendatang, penggunaan batu bara sebagai bahan bakar pembangkit listrik di dunia masih diprediksi terus meningkat hingga mencapai angka 42% dari total energi yang dibangkitkan di dunia pada tahun 2035 seperti pada Gambar 1.1 [1].



Gambar 1.1 Prediksi Konsumsi Bahan Bakar pada Pembangkit Listrik hingga Tahun 2035 (Ozkan, 2010)

Penggunaan bahan bakar fosil (batu bara) sebagai bahan bakar pembangkit listrik telah membuat alam mendekati kerusakan. Penggunaan batu bara pada pembangkit listrik

melepaskan gas karbondioksida (CO_2) ke udara sekitar 74% dari emisi total yang ada di dunia [2]. Gas karbondioksida (CO_2) merupakan salah satu gas rumah kaca penyebab pemanasan global. Selain CO_2 , senyawa-senyawa seperti SO_x dan NO_x yang berbentuk gas dengan bebasnya dilepas menuju ke udara bebas. Kedua gas ini dapat jatuh kembali ke bumi bersama air hujan sehingga terjadi hujan asam dan dapat mengakibatkan kerusakan lingkungan dan gangguan kesehatan. Fenomena hujan asam sudah dikenali oleh pemerhati lingkungan sejak tahun 1950-an dan masalah ini semakin bertambah parah seiring meningkatnya pengoperasian pembangkit listrik berbahan bakar batu bara [3].

Hal inilah yang membuat PLTU berbahan bakar batu bara dituntut untuk terus mengembangkan teknologinya agar dapat mencapai efisiensi pembakaran yang tinggi serta dapat meminimalkan potensi terbentuknya emisi yang berbahaya bagi lingkungan. Saat ini ada *boiler* dengan teknologi terbaru yang diyakini dapat menjadi solusi akan permasalahan tersebut, yaitu *Circulating Fluidized Bed (CFB) boiler*. Prinsip kerja *CFB boiler* adalah memanfaatkan udara bertekanan tinggi (*primary air*) yang diumpankan ke dalam *furnace* melalui *nozzle* yang terletak di bagian bawah *furnace*. *Primary air* ini akan menciptakan kondisi fluidisasi pada *bed material* yang terdiri dari pasir, abu bahan bakar, dan *sorbent (limestone)* di dalam *furnace*. Kondisi fluidisasi ini dapat mengefektifkan proses pencampuran antara bahan bakar dan udara, dan membantu proses perpindahan panas di dalam *furnace* [4]. Udara pembakaran pada *CFB boiler* terdiri dari dua jenis yaitu *primary air* dan *secondary air*. *Primary air* selain difungsikan sebagai udara fluidisasi juga digunakan sebagai udara pembakaran, sedangkan *secondary air* adalah udara yang diumpankan pada ketinggian tertentu dari *furnace*, murni digunakan sebagai udara pembakaran. Selain itu pada *CFB boiler* juga dilengkapi dengan *cyclone* yang difungsikan sebagai pemisah antara *flue gas* dan partikel solid (*bed material* dan bahan bakar) yang terikut keluar *furnace*. Sehingga partikel solid tersebut dapat disirkulasikan kembali ke dalam *furnace* untuk menjaga

temperatur dan ketinggian *bed material*, maupun untuk meningkatkan *residence time* bahan bakar [5].

Berdasarkan faktor yang berpengaruh terhadap proses pembakaran yaitu T3 (*Temperature, Turbulance, Time*), dibandingkan *boiler* jenis lainnya, *CFB boiler* memiliki keunggulan dalam hal *turbulance* akibat kondisi fluidisasi dan dalam hal *time* akibat penggunaan *cyclone* yang dapat mensirkulasikan *unburnt fuel* kembali ke *furnace*. Kedua hal ini, yaitu *turbulance* dan *time* cukup berpengaruh pada tingginya efisiensi pada *CFB boiler* yang dapat mencapai 99.5%, menyaingi efisiensi *Pulverized Coal Combustion (PCC) boiler* [4]. *CFB boiler* juga memiliki keunggulan dalam hal fleksibilitas bahan bakar, sehingga walaupun menggunakan bahan bakar berkualitas rendah, *CFB boiler* tetap dapat mencapai efisiensi pembakaran yang baik. Selain itu, *CFB boiler* juga diyakini sebagai solusi yang baik untuk mengurangi emisi berbahaya, khususnya SO_x dan NO_x yang banyak dihasilkan *PCC boiler*. Hal ini dapat terjadi karena pada *CFB boiler* digunakan *limestone* yang cukup efektif untuk mengikat 90-95% SO_x hasil pembakaran dan dikarenakan rendahnya temperatur pembakaran pada *CFB boiler* (800-900°C) dibandingkan *PCC boiler* (1300-1700°C) menyebabkan potensi terbentuknya NO_x kecil [5]. Akan tetapi walaupun temperatur pembakaran pada *CFB boiler* rendah, sirkulasi yang baik dari partikel hasil pembakaran dapat meningkatkan efisiensi perpindahan panas ke *wall tubes* dibandingkan *PCC boiler* [6]. Selain itu, *CFB boiler* juga memiliki keunggulan dalam hal *start up, shut down*, dan penyesuaian beban yang sangat cepat dengan *rate* perubahan beban hingga 2-4% (beban penuh) per menit [5]. *CFB boiler* dapat dioperasikan minimal hingga 30% *MCR* tanpa memerlukan bahan bakar lainnya seperti *oil fuel* yang biasa digunakan *PCC boiler* apabila dioperasikan pada beban rendah [5]. Keunggulan-keunggulan inilah yang membuat *CFB boiler* mulai banyak digunakan terutama pada pembangkit dengan kapasitas daya 10-500 MW. Akan tetapi untuk pembangkit dengan kapasitas daya <10 MW masih didominasi oleh *boiler* jenis *stocker* dan

untuk pembangkit dengan kapasitas daya >500 MW didominasi oleh *boiler* jenis PF [4]. Salah satu PLTU di Indonesia yang menggunakan *boiler* tipe *CFB* adalah PLTU Air Anyir berlokasi di Kecamatan Merawang, Kabupaten Bangka, Provinsi Bangka Belitung dengan kapasitas daya yang mampu dihasilkan sebesar 2x30 MW.

Pada uraian sebelumnya telah diketahui bahwa fluidisasi sangat berperan penting dalam pengoperasian *CFB boiler*. Fluidisasi yang baik dapat mengefektifkan proses pencampuran antara udara dan bahan bakar, yang sekaligus dapat meningkatkan efisiensi pembakaran. Akan tetapi, parameter operasi untuk mencapai kondisi fluidisasi yang baik belum diketahui dengan baik. Salah satu parameter operasi yang mempengaruhi proses fluidisasi adalah rasio *primary air* dan *secondary air*. Apabila persentase *primary air* yang digunakan terlalu tinggi akan mengakibatkan banyaknya *bed material* yang terangkat menuju *cyclone* yang mana hal ini dapat berpotensi mengakibatkan erosi pada *cyclone*. Konsekuensi dari erosi pada dinding *cyclone* adalah berkurangnya kehandalan operasi pembangkit yang nantinya dapat memperpendek umur pembangkit. Tidak jarang kerusakan yang terjadi akibat hal ini menyebabkan pembangkit perlu di *shut down* secara keseluruhan sehingga memberikan kerugian finansial yang tidak sedikit. Sebaliknya apabila persentase *primary air* terlalu rendah dapat mengakibatkan proses fluidisasi tidak terjadi sehingga dapat mengganggu proses pencampuran udara dan bahan bakar sekaligus mengganggu proses pembakaran.

Beberapa penelitian terkait yang telah dilakukan mengenai *primary air* dan *secondary air* pada *CFB boiler*, antara lain Basu [5] yang dalam penelitiannya menyebutkan bahwa persentase *primary air* pada umumnya berkisar antara 40-80%. Persentase *primary air* dan *secondary air* dapat disesuaikan dengan *volatile matter* dan *moisture* pada bahan bakar agar dicapai pembakaran yang efisien. Akan tetapi yang perlu dipahami adalah kecepatan *primary air* tidak boleh berada di bawah *minimum fluidization velocity*. Kumar dan Pandey [7] melakukan penelitian simulasi

numerik tentang pengaruh kecepatan *primary air* terhadap temperatur, tekanan, dan *turbulence kinetic energy* yang terjadi pada *CFB boiler*. Dari penelitian ini disimpulkan bahwa temperatur mengalami kenaikan seiring kenaikan kecepatan *primary air* walaupun tidak terlalu signifikan. Kemudian untuk tekanan dan *turbulence kinetic energy* juga mengalami kenaikan seiring kenaikan kecepatan *primary air* dengan nilai yang cukup signifikan. Kullendorff et al [8] melakukan penelitian mengenai pengaruh pembagian udara pembakaran dalam dua level ini (*primary air* dan *secondary air*) terhadap karakteristik pembakaran di *CFB boiler*. Dari penelitian ini disimpulkan bahwa pembagian udara pembakaran menjadi dua level inilah yang menyebabkan temperatur pembakaran yang rendah yaitu sekitar (800-900°C). Rendahnya temperatur pembakaran ini juga berakibat pada berkurangnya jumlah emisi NO_x. Pada kondisi persentase *secondary air* 30% atau lebih, emisi NO_x yang terjadi adalah <200 mg/Nm³. Selain karena temperatur pembakaran yang rendah, rendahnya emisi NO_x ini terjadi juga dikarenakan dengan semakin tingginya persentase *secondary air* maka secara otomatis mengurangi persentase *primary air* yang berakibat pada kurangnya suplai oksigen pada *lower furnace*. Sehingga nitrogen yang dilepas batu bara tidak dapat beroksidasi dengan oksigen untuk membentuk NO_x. Kemudian pada *upper furnace* dimana *secondary air* diumpangkan, kemungkinan terbentuk NO_x sangat kecil karena nitrogen sudah bertransformasi sendiri menjadi molekul nitrogen.

Selain dilakukan perubahan-perubahan pada kondisi operasi seperti rasio *primary air* dan *secondary air* untuk mencapai kondisi optimal. Diperlukan pula penanganan berupa pemasangan *refractory* pada beberapa daerah yang rawan terjadi erosi untuk mencegah potensi terjadinya penipisan pada daerah *furnace* dan *cyclone*. Penelitian yang telah dilakukan dan terkait identifikasi daerah yang rawan terjadi erosi pada *CFB boiler* antara lain penelitian oleh Kinkar, Dhote, dan Chokkae [9] yang melakukan penelitian untuk mengetahui daerah-daerah rawan erosi pada

cyclone berdasarkan distribusi kecepatan yang terjadi pada *cyclone* yang didapatkan dari simulasi numerik. Hasil yang didapatkan adalah pada beberapa daerah di *cyclone* yaitu di *inlet duct* dan *roof*, kecepatan *flue gas* dan *bed material* dapat mencapai 30 m/s. Hasil ini memudahkan operator *boiler* dalam menentukan daerah yang perlu dipasang material yang lebih kuat untuk meningkatkan kehandalan *CFB boiler*.

Selama ini usaha untuk meningkatkan kehandalan dan efisiensi pengoperasian *boiler* dilakukan dengan cara *trial and error* berdasarkan referensi manual operasi di lapangan. Namun metode ini memiliki keterbatasan diantaranya adalah manuver-manuver operasi tidak dapat dilakukan dengan fleksibel karena terkendala faktor keamanan pengoperasian unit, kesalahan pada perubahan parameter operasi akan berdampak terhadap keamanan unit pembangkit. Untuk mengantisipasi hal ini diperlukan metode lain yang lebih fleksibel dan aman tanpa mempengaruhi kondisi operasi secara langsung. Metode lain yang dapat digunakan adalah metode analisa menggunakan simulasi numerik dengan perangkat lunak *Computational Fluid Dynamics (CFD)*. Dengan melakukan simulasi ini, *user* dapat mengetahui dampak perubahan pola operasi maupun design tanpa memberikan dampak langsung terhadap kondisi operasi di lapangan dan dapat mengetahui fenomena yang terjadi di dalam *boiler* yang sulit diamati secara langsung, sehingga analisa dapat dilakukan lebih mendalam, terukur dan lebih aman. Beberapa penelitian terkait pemodelan numerik *CFB boiler* adalah Pandey dan Kumar [10] yang dalam penelitiannya menggunakan *k-ε standard* pada *turbulence model* untuk mendeskripsikan *gas-solids flow* dan juga untuk mendeskripsikan *fixed particle viscosity* pada fase solid. Kemudian untuk mendefinisikan injeksi inlet batu bara mulai dari mendefinisikan posisi inlet batu bara, nilai temperatur, diameter, densitas, dan mass flow dari batu bara, digunakan *discrete phase model (DPM)*. Sedangkan untuk *species model* digunakan tipe *non-premixed combustion model*, model ini digunakan untuk mendefinisikan pembakaran. Tanskanen [11] dalam penelitiannya

menggunakan Eulerian multiphase model dengan alasan bahwa apabila dibandingkan dengan single-phase, ada beberapa persamaan konservasi yang hanya dapat diselesaikan dengan Eulerian multiphase model, seperti *volume fractions* dan *granular temperature*. Kemudian *turbulence model* yang digunakan adalah *k- ϵ standard*. Hal ini dikarenakan dibanding *turbulence model* lainnya yang tersedia seperti RNG *k- ϵ* dan realizable *k- ϵ* , *k- ϵ standard* lebih aplikatif dan akurat terhadap banyak kondisi aliran sehingga membuatnya semakin populer di kalangan penggiat simulasi. RNG *k- ϵ* lebih cocok digunakan pada aliran dengan low-Reynolds-number seperti di daerah dekat dinding, sehingga kurang cocok digunakan pada simulasi di penelitian ini. Sedangkan realizable *k- ϵ* memiliki masalah dalam komputasi aliran yang mengalami *rotating* dan *stationary turbulence* sekaligus. Kemudian untuk *species model* digunakan tipe *species transport reaction*, model ini digunakan untuk mendefinisikan *ultimate analysis*, *proximate analysis* batu bara dan juga reaksi pembakaran yang terjadi antara batu bara dan oksigen pada *boiler*.

Berdasarkan uraian tersebut, maka pada tugas akhir ini akan dilakukan penelitian simulasi numerik pengaruh rasio *primary air* dan *secondary air* terhadap karakteristik *CFB boiler* PLTU Air Anyir Bangka pada beban 28,6 MW atau sama dengan 95,33% MCR (*Maximum Continous Rate*) yang ditinjau dari parameter fluidisasi, potensi erosi, dan pembakaran. Hingga akhirnya dapat diketahui rasio *primary air* dan *secondary air* yang paling optimal untuk kasus tersebut.

1.2 Perumusan Masalah

Pada tugas akhir ini akan dilakukan penelitian untuk mengetahui bagaimana pengaruh rasio *primary air* dan *secondary air* terhadap proses fluidisasi yang dianalisa dari distribusi fraksi volume pasir, kecepatan udara, dan tekanan di dalam *furnace*. Bagaimana pengaruh rasio *primary air* dan *secondary air* terhadap kondisi aliran dan potensi erosi yang terjadi pada *wingwall*

superheater dan *cyclone* yang dianalisa dari distribusi fraksi volume dan kecepatan pasir. Bagaimana pengaruh rasio *primary air* dan *secondary air* terhadap karakteristik pembakaran yang dianalisa dari distribusi temperatur di sepanjang *furnace*. Pelaksanaan penelitian dilakukan dengan pemodelan *Computational Fluid Dynamics (CFD)* menggunakan perangkat lunak ANSYS Fluent 16.2 dan akan divalidasi dengan kondisi operasi di lapangan.

1.3 Batasan Masalah

Batasan yang diambil pada penelitian ini adalah sebagai berikut.

1. Penelitian dilakukan pada *Circulating Fluidized Bed (CFB) boiler* PLTU Air Anyir meliputi *furnace* dan *cyclone*.
2. Penelitian dilakukan pada saat beban 28,6 MW atau 95,33% MCR (*Maximum Continous Rate*).
3. Data operasi yang digunakan adalah data pada saat *performance test* tanggal 3 Agustus 2016 pukul 20.30 WIB.
4. *Bed material* hanya mencakup pasir, sedangkan penggunaan *limestone* diabaikan.
5. Propertis batu bara dan pasir yang digunakan adalah sesuai dengan kondisi yang ada di lapangan.
6. Ukuran, diameter dan jumlah partikel pasir tidak berubah terhadap waktu.
7. Simulasi tidak mencakup penggunaan input udara dari *loopseal* dan *make up* pasir.
8. Simulasi dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak Gambit 2.4.6 dan Ansys Fluent 16.2.
9. Data lain yang diperlukan diambil dari literatur lain yang dianggap relevan.

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah sebagai berikut.

1. Melakukan simulasi numerik aliran dan pembakaran di *CFB boiler* PLTU Air Anyir dengan perangkat lunak ANSYS Fluent 16.2 pada kondisi yang mendekati kondisi aktual di lapangan.
2. Mengetahui pengaruh perubahan rasio *primary air* dan *secondary air* terhadap proses fluidisasi yang dianalisa dari distribusi fraksi volume pasir, kecepatan udara, dan tekanan di *furnace*.
3. Mengetahui dampak perubahan rasio *primary air* dan *secondary air* terhadap potensi erosi yang dianalisa dari distribusi fraksi volume pasir dan kecepatan pasir terutama di daerah *wingwall superheater* dan *cyclone*.
4. Mengetahui pengaruh perubahan rasio *primary air* dan *secondary air* terhadap karakteristik pembakaran yang dianalisa dari distribusi temperatur.
5. Mengetahui rasio *primary air* dan *secondary air* yang paling optimal berdasarkan parameter fluidisasi, potensi erosi, dan pembakaran.

1.5 Manfaat Penelitian

Adapun manfaat dari penelitian ini adalah sebagai berikut.

1. Mengetahui karakteristik fluidisasi dan pembakaran pada *CFB boiler* PLTU Air Anyir Bangka dari hasil simulasi.
2. Dapat digunakan sebagai rekomendasi dalam menentukan rasio *primary air* dan *secondary air* pada *CFB boiler* PLTU Air Anyir untuk mencapai kondisi optimal berdasarkan parameter fluidisasi, potensi erosi, dan pembakaran.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Boiler

Boiler atau yang juga dikenal dengan *steam generator* adalah suatu peralatan yang sangat penting dalam Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) yang berfungsi untuk menghasilkan uap dengan memanfaatkan energi panas yang diperoleh dari pembakaran bahan bakar. Berdasarkan tipe pengapiannya (*firing*) *boiler* dapat dibedakan menjadi beberapa jenis, antara lain [5]:

1. Stocker-fired boiler

Jenis *boiler* ini menggunakan rantai berjalan sebagai tempat pembakaran bahan bakar yang umumnya berupa padatan. Udara panas ditiupkan dari bawah rantai hingga bahan bakar seperti batu bara, terbakar. *Boiler* jenis ini dapat menggunakan bahan bakar batu bara, limbah kayu, ataupun sampah anorganik.

2. Pulverized fuel boiler

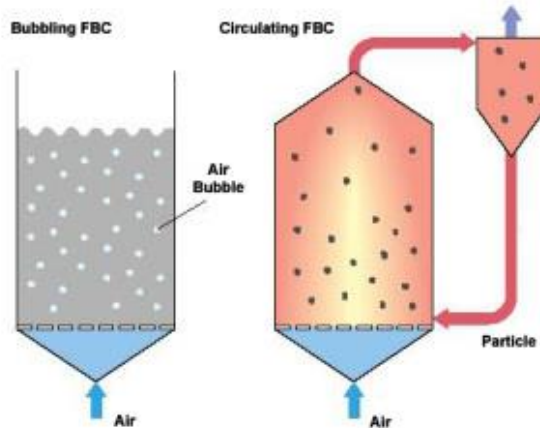
Pada *boiler* ini batu bara yang digunakan untuk bahan bakar digiling terlebih dahulu menjadi serbuk menggunakan *mill* sebelum diumpankan ke ruang bakar.

3. Fluidized bed combustion (FBC) boiler

Prinsip kerja *FBC boiler* hampir sama dengan *boiler* stoker mekanik, namun tidak menggunakan rantai, akan tetapi menggunakan tumpukan (*bed*) partikel pasir yang diletakan di dalam ruang bakar sebagai media penyimpan energi panas yang memacu batu baru untuk terus terbakar. Udara dengan tekanan dan kecepatan yang tinggi dihembuskan dari nozzle-nozzle yang berada pada dasar ruang bakar. Udara inilah yang akan membuat *bed* (partikel pasir) dan bahan bakar terus melayang dan berolak di dalam ruang bakar untuk mencapai efisiensi pembakaran yang baik.

Fluidized Bed Combustion (FBC) boiler sendiri dapat dibagi menjadi dua jenis berdasarkan mekanisme kerjanya, yaitu *Bubbling FBC (BFBC)* dan *Circulating FBC (CFBC)*, seperti ditampilkan pada Gambar 2.1. Dapat dikatakan bahwa *Bubbling*

FBC merupakan prinsip dasar *FBC*, sedangkan *CFBC* merupakan pengembangannya.



Gambar 2.1 Skema *Bubbling* dan *Circulating FBC Boiler* [5]

Hal mendasar yang membedakan antara *BFBC* dan *CFBC* adalah pada *CFBC* terdapat alat lain yang terpasang pada *boiler* yaitu *cyclone*. *Cyclone* ini digunakan untuk memisahkan *bed material* dan partikel batu bara yang terbawa keluar *furnace* bersama *flue gas* untuk disirkulasikan kembali menuju *furnace*. Hal ini bertujuan untuk mengontrol temperatur *furnace*, meningkatkan efisiensi pembakaran, dan menjaga ketinggian *fluidized bed*.

Tabel 2.1 menunjukkan perbandingan antara *Stocker-Fired Boiler*, *Pulverized Fuel Boiler*, *Bubbling FBC Boiler*, dan *Circulating FBC Boiler* pada beberapa parameter penting.

Tabel 2.1 Perbandingan antara Keempat Jenis *Boiler* [4]

<i>Characteristics</i>	<i>Stocker</i>	<i>Pulverized</i>	<i>Bubbling</i>	<i>Circulating</i>
<i>Height of furnace (m)</i>	0.2	27-45	1-2	15-40
<i>Grate heat-release rate (MW/m²)</i>	0.5-1.0	4-6	0.5-1.5	3-5
<i>Coal size (mm)</i>	6-32	<0.1	0-10	0-10
<i>Combustion efficiency (%)</i>	85-90	99-99.5	90-96	95-99.5
<i>Nitrogen oxide (ppm)</i>	400-600	400-600	300-400	50-200
<i>Sulfur dioxide capture in furnace (%)</i>	<i>None</i>	<i>None</i>	80-90	80-95

2.1.1 *Boiler* PLTU Air Anyir

PLTU Air Anyir dioperasikan menggunakan *boiler* tipe *CFB* (*Circulating Fluidized Bed*). Spesifikasi *boiler* PLTU Air Anyir secara lebih detail dapat dilihat pada Tabel 2.2.

Tabel 2.2 Spesifikasi *Boiler* PLTU Air Anyir [12]

No	Parameter	Spesifikasi
1	<i>Boiler quantity</i>	2 units
2	<i>Boiler mode</i>	CG-130/9.81 – MX19
3	<i>Boiler maximal continues rate</i>	130 t/h
4	<i>Nominal steam temperature</i>	540° C
5	<i>Nominal steam pressure</i>	9.81 Mpa
6	<i>Feed water temperature</i>	219° C
7	<i>Feed water temp. without HP heater</i>	158.10° C

8	<i>Air inlet air preheater</i>	300° C
9	<i>Drum working pressure</i>	10.9 Mpa
10	<i>Boiler type</i>	CFB
11	<i>Fuel</i>	coal, oil dan mix firing
12	<i>Coal calory HHV</i>	4000Cal/kg
13	<i>Boiler thermal effisiensi</i>	>85%
14	<i>Manufacture by</i>	Sichuan Chuangu Boiler Co., LTD China

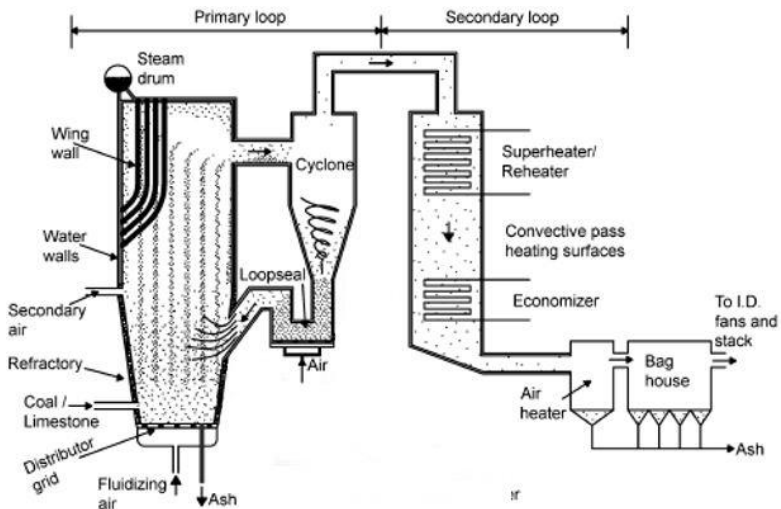
2.2 *Circulating Fluidized Bed (CFB) Boiler*

CFB boiler pertama kali dikenalkan sekitar 1970 dimana mulai digunakan secara luas di dunia industri. Ide dasar dari *fluidized bed combustion* ini adalah menginjeksikan udara pembakaran primer melalui *bed material* yang terdiri dari pasir, *limestone* dan *fuel ash*. Udara yang diinjeksikan ini pada kecepatan tertentu akan membuat *bed material* terangkat dan terjadi fluidisasi yang dapat memudahkan proses pencampuran antara bahan bakar dan udara yang juga mempercepat proses pembakaran. Energi panas yang dihasilkan dari proses pembakaran akan dimanfaatkan untuk menguapkan air yang ada pada *tubes*, yang mana digunakan untuk memutar turbin sehingga dihasilkan energi listrik.

Pengembangan teknologi *CFB boiler* ini dilakukan sebagai solusi untuk mengurangi emisi, khususnya SO_x dan NO_x yang banyak ditimbulkan *boiler* konvensional berbahan bakar batu bara. Hal ini terjadi karena *CFB boiler* beroperasi dengan temperatur pembakaran yang cukup rendah yaitu sekitar 800-900°C sehingga dapat mengurangi kemungkinan terbentuknya emisi NO_x . Kemudian untuk menekan timbulnya emisi SO_x , pada proses pembakaran di *CFB* dimungkinkan untuk ditambahkan *limestone* (batu kapur) sebagai pengikat sulfur yang timbul dari reaksi pembakaran agar tidak terlepas ke atmosfer. Selain itu, *CFBC* memiliki fleksibilitas yang tinggi pada bahan bakar yang digunakan, sehingga walaupun memakai bahan bakar berkualitas

rendah, *CFB boiler* tetap dapat mencapai efisiensi pembakaran yang baik. Keuntungan lainnya dari *CFB boiler* adalah pada proses perpindahan panasnya yang baik karena terdapat perpindahan panas langsung antara partikel dan *tube*. Sedangkan *pulverized coal fired boiler* yang hanya mengandalkan perpindahan panas secara konveksi dan radiasi sehingga membutuhkan temperatur *furnace* yang lebih tinggi.

CFB boiler seperti pada Gambar 2.2 secara umum dapat dibagi menjadi 2 bagian yaitu, *primary loop* dan *secondary loop* (*convective section*). Daerah pertama yaitu *primary loop* terdiri dari *furnace* (ruang bakar), *cyclone*, *solid recycle device*, dan penukar panas eksternal (evaporator di dalam *furnace*). Daerah kedua, *convective section* atau *back pass* terdiri dari *reheater*, *superheater*, *economizer*, dan *air preheater* yang menyerap panas dari *flue gas* hasil pembakaran untuk memanaskan fluida kerja pembangkit.

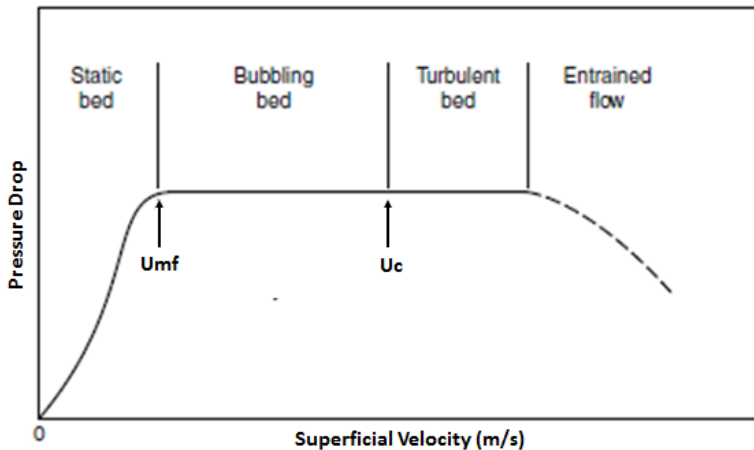


Gambar 2.2 Skema *Circulating Fluidized Bed (CFB) Boiler* [13]

Pada *boiler* tipe *CFB* ada banyak parameter penting yang harus diperhatikan agar *boiler* dapat beroperasi dengan optimal, efisien, dan handal. Penjelasan lebih detail mengenai parameter-parameter tersebut akan dijelaskan pada sub-bab berikut.

2.2.1 Kecepatan Udara Fluidisasi (*Primary Air*)

Kondisi fluidisasi *bed material* sangat tergantung pada kecepatan udara yang diberikan. Kecepatan udara *primary air* yang diberikan akan berbanding lurus dengan kecepatan udara *superficial*, yakni kecepatan udara ketika melewati *dense bed*. Ketika udara pertama kali beroperasi, udara diumpungkan melewati *static bed* yang masih belum terfluidisasi berada di dasar *furnace*. Selama pada fase *static bed* ini dengan dinaikannya kecepatan udara maka *pressure drop* juga akan meningkat. Kemudian akan dicapai suatu titik *minimum fluidization velocity* (U_{mf}) seperti pada Gambar 2.3, pada saat kecepatan *superficial* sebesar U_{mf} dicapai maka *bed material* mulai terjadi pergerakan fluidisasi. Akan tetapi pada kondisi ini belum terjadi *solid-gas mixing* dan turbulensi yang berarti.



Gambar 2.3 Efek Kenaikan Kecepatan Udara terhadap Fluidisasi *Bed Material* [4]

Setelah kecepatan udara superficial meningkat hingga di atas U_{mf} , maka mulai terjadi *bubbling* pada dan *pressure drop* cenderung konstan. Pada kecepatan udara superficial yang lebih tinggi yakni mencapai nilai U_c (kecepatan udara superficial transisi dari *bubbling bed* ke *turbulent bed*) maka akan terjadi *turbulent bed* dimana *bubbling* yang timbul semakin besar dan bersatu yang membuat terdapat celah-celah kosong pada *bed*. Gao dan Chang [14] dalam studi eksperimental dan simulasi numeriknya untuk mengetahui fenomena yang terjadi pada *bed material* dengan ukuran partikel yang berbeda, menyatakan bahwa pada kondisi *turbulent*, partikel *bed* dengan ukuran yang kecil akan cenderung berada pada permukaan atas *bed* dan partikel dengan ukuran yang relatif besar akan menetap pada bottom *furnace*.

Kemudian apabila kecepatan udara dinaikkan melewati zona *turbulent bed*, akan terjadi *entrained flow*, fenomena dimana partikel solid dari *bed* akan terangkat keluar meninggalkan *furnace* dan *pressure drop* pada zona ini akan menurun. Karakteristik *bed material* seperti viskositas, densitas, dan ukuran partikel sangat bergantung pada desain kecepatan udara yang diperlukan untuk mencapai kondisi fluidisasi dan *entrained* pada *boiler*. *Bed material* dengan ukuran partikel yang lebih besar pastinya memerlukan kecepatan udara yang lebih tinggi untuk mencapai kondisi fluidisasi dibandingkan dengan *bed material* berukuran kecil. *CFB boiler* secara umum memiliki desain ukuran partikel 0,05-5 mm dan *fluidizing velocity* sekitar 3-10 m/s [5].

Beberapa peneliti telah melakukan eksperimen untuk mengetahui nilai-nilai transisi dari masing-masing proses fluidisasi tersebut dan didapatkan beberapa persamaan empiris sebagai berikut.

1. *Minimum fluidization velocity* (U_{mf}) (Grace 1892 [5])

$$Ar = \frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)gd_p^3}{\mu^2}, \quad (2.1)$$

$$Re_{mf} = \frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} = [27,2^2 + 0,0408Ar]^{0,5} - C_1, \quad (2.2)$$

$$U_{mf} = \frac{Re_{mf} \cdot \mu}{d_p \cdot \rho_g}, \quad (2.3)$$

dimana Ar adalah Archimened number, ρ_g adalah densitas gas, ρ_p adalah densitas pasir, g adalah percepatan gravitasi, d_p adalah diameter partikel *bed*, μ adalah viskositas gas.

Minimum fluidization velocity (U_{mf}) adalah kecepatan dimana terjadi transisi dari kondisi *static bed* ke kondisi *bubbling bed*. Dimana pada kondisi U_{mf} ini kecepatan drag fluida sama dengan berat partikel tanpa gaya *buoyancy*-nya sehingga partikel pasir menjadi *weightless* dan mempunyai karakteristik seperti cairan.

2. Transisi ke turbulent bed (U_c) (Grace 1892 [5])

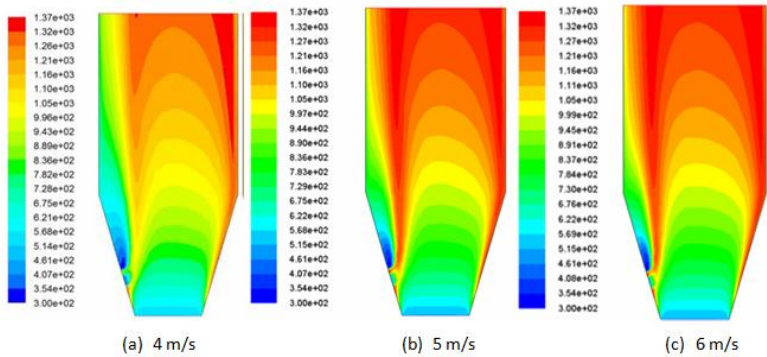
$$U_c = 3 \cdot \sqrt{\rho_p d_p} - 0,17, \quad (2.4)$$

dimana ρ_p adalah densitas pasir dan d_p adalah diameter pasir.

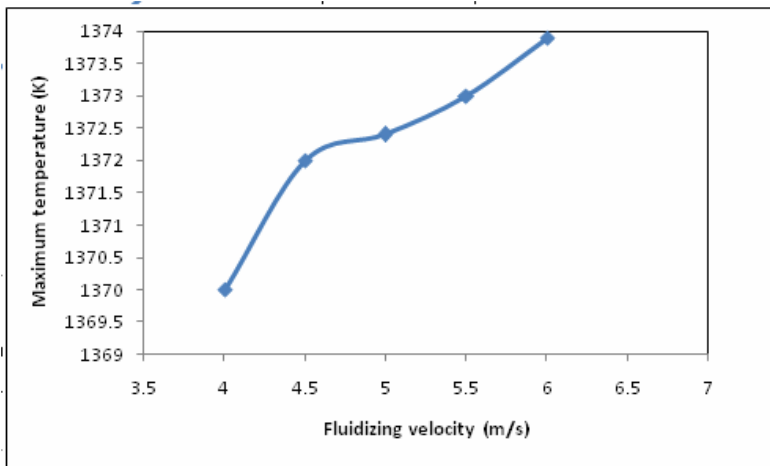
Pada kecepatan udara *superficial* mencapai nilai U_c maka bed akan mulai bertransisi dari kondisi *bubbling bed* ke kondisi *turbulent bed*. Pada kondisi *turbulent bed* inilah proses fluidisasi berjalan dengan maksimal dimana berturbulensi dengan ketinggian yang relatif tetap di atas *nozzle* dan pencampuran antara udara dan bahan bakar akan berlangsung dengan sangat baik pada kondisi ini.

Kumar dan Pandey [7] melakukan penelitian tentang pengaruh kecepatan udara fluidisasi terhadap temperatur, tekanan, dan *turbulence kinetic energy* yang terjadi pada *CFB boiler*. Variasi kecepatan fluidisasi yang digunakan adalah 4-6 m/s dengan interval 0,5 m/s. Gambar 2.4 merupakan kontur temperatur *furnace* pada ketiga variasi kecepatan udara fluidisasi. Sedangkan gambar 2.5 merupakan grafik temperatur maksimum pada masing-masing variasi kecepatan udara fluidisasi. Dari gambar tersebut diketahui bahwa temperatur mengalami kenaikan dengan dinaikannya kecepatan udara fluidisasi akan tetapi kenaikan temperatur yang

terjadi tidak terlalu signifikan. Hanya terjadi kenaikan temperatur sebesar 4 K dari kecepatan fluidisasi 4 m/s ke 6 m/s.



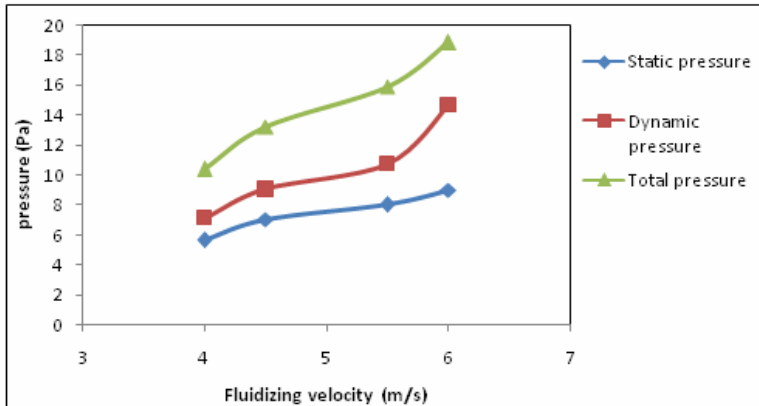
Gambar 2.4 Kontur Temperatur *Furnace* pada Variasi Kecepatan Udara Fluidisasi [7]



Gambar 2.5 Pengaruh Kecepatan Udara Fluidisasi terhadap Maksimum Temperatur *Furnace* [7]

Tekanan *static*, *dynamic*, dan *total pressure* maksimum pada *furnace* juga mengalami kenaikan dengan dinaikannya

kecepatan udara fluidisasi seperti pada Gambar 2.6. Daerah dengan tekanan paling tinggi terjadi pada daerah *inlet* bahan bakar dan *primary air*.



Gambar 2.6 Pengaruh Kecepatan Udara Fluidisasi terhadap Nilai Maksimum Tekanan *Furnace* [7]

Kemudian untuk *turbulent intensity* juga mengalami kenaikan dengan dinaikkannya kecepatan udara fluidisasi. Pada kecepatan udara fluidisasi 4 m/s diperoleh *turbulent intensity* 67,6% dan pada kecepatan udara fluidisasi 6 m/s didapatkan *turbulent intensity* 97,8%.

2.2.2 Persentase Udara Pembakaran

Udara pembakaran pada *CFB boiler* ada 2 level, yaitu:

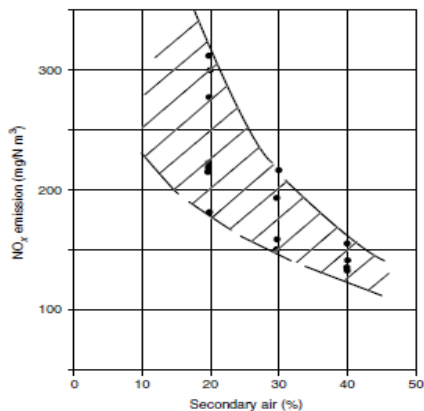
1. *Primary air*, udara bertekanan tinggi yang diumpangkan melalui *nozzles* yang berada di bagian bawah *furnace*.
2. *Secondary air*, udara yang diumpangkan dari level ketinggian tertentu dari *furnace* untuk menyempurnakan pembakaran.

Persentase *primary air* pada umumnya berkisar antara 40-80%. Persentase *primary air* dan *secondary air* dapat disesuaikan dengan *volatile matter* dan *moisture* pada bahan bakar agar dicapai

pembakaran yang efisien. Akan tetapi yang perlu dipahami adalah kecepatan *primary air* tidak boleh berada di bawah *minimum fluidization velocity* [5].

Kullendorff [8] dalam penelitiannya mengatakan bahwa pembagian udara pembakaran pada dua level (*primary air* dan *secondary air*) menyebabkan temperatur pembakaran yang rendah, yaitu sekitar (800-900°C) sehingga dapat mengurangi jumlah emisi NO_x . Gambar 2.7 menunjukkan pengaruh persentase SA (*secondary air*) terhadap jumlah emisi NO_x .

Pada kondisi persentase SA 30% atau lebih, emisi NO_x yang terjadi adalah $<200 \text{ mg/Nm}^3$. Selain karena temperatur pembakaran yang rendah, rendahnya emisi NO_x ini terjadi juga dikarenakan dengan semakin tingginya persentase SA maka secara otomatis mengurangi persentase PA yang berakibat pada kurangnya suplai oksigen pada *lower furnace*. Sehingga nitrogen yang dilepas batu bara tidak dapat beroksidasi dengan oksigen untuk membentuk NO_x . Kemudian pada *upper furnace* dimana *secondary air* diumpangkan, nitrogen sudah bertransformasi sendiri menjadi molekul nitrogen. Sehingga sangat kecil sekali kemungkinan terbentuknya NO_x pada daerah setelah *secondary air*.



Gambar 2.7 Pengaruh Persentase *Secondary Air* (SA) terhadap Jumlah Emisi NO_x [8]

2.2.3 Jenis Bahan Bakar

Jenis bahan bakar memiliki efek yang signifikan pada parameter desain dan operasi *CFB boiler*. Bahan bakar dengan jenis yang berbeda memiliki parameter-parameter yang berbeda pula untuk mencapai pembakaran yang optimum. Misalnya bahan bakar dengan kandungan sulfur yang tinggi seperti petroleum dan beberapa batu bara memiliki temperatur pembakaran optimum sekitar 850°C. Sementara batu bara dengan sulfur yang rendah seperti anthracite memerlukan temperatur pembakaran yang lebih tinggi dan *excess air* yang lebih banyak.

Penyesuaian parameter desain dan operasi ini diperlukan untuk mendapatkan jumlah energi yang optimum dengan bahan bakar yang berbeda. Berikut adalah beberapa parameter yang perlu disesuaikan pada jenis bahan bakar yang digunakan [5]:

1. *Fuel feed rate*
2. *Primary/secondary air ratio*
3. Temperatur *bed*
4. *Excess air*
5. Laju sirkulasi *cyclone*

2.2.4 Furnace

Secara umum *furnace CFB boiler* dijaga agar beroperasi pada temperatur 800-900°C karena alasan sebagai berikut:

1. Kebanyakan *fuel ash* tidak bereaksi pada temperatur tersebut.
2. Temperatur optimum untuk terjadi desulfurisasi
3. Logam alkali dari batu bara tidak menguap pada temperatur tersebut. Sehingga resiko terjadinya *fouling* akibat kondensasi uap logam alkali pada *boiler tubes* dapat diminimalkan.
4. Nitrogen pada udara pembakaran tidak berubah menjadi NO_x pada temperatur tersebut.

Apabila *CFB boiler* suatu waktu beroperasi pada temperatur di atas temperatur desain 800-900°C akan mengakibatkan beberapa hal berikut:

1. Meningkatkan konsumsi *limestone* untuk mencapai level desulfurisasi desain.
2. Berpotensi terjadi korosi dan fouling pada superheater atau reheater *tubes* pada daerah *backpass*.
3. Mereduksi *creep life* dari *tube*
4. Meningkatkan emisi NO_x

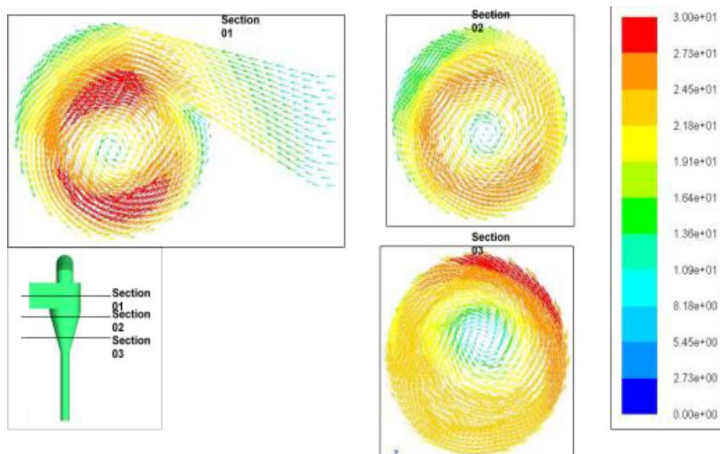
Pada *CFB boiler*, waktu tinggal (*residence time*) batu bara adalah sekitar 4-5 detik. Hal ini bertujuan agar batu bara mempunyai waktu untuk mengalami proses *drying*, *devolatilization*, dan *char combustion* secara efisien dan memungkinkan proses desulfurisasi dapat dilakukan secara optimal. *Residence time* sangat bergantung pada tinggi *furnace*. Secara umum tinggi *furnace CFB boiler* adalah sekitar 30-35 m (100-115 ft) yang diukur dari atas *nozzle*. Sedangkan kecepatan udara pembakaran yang optimal adalah 5,5-6,0 m/s (18-20 ft/s) agar dicapai pembakaran yang baik, perpindahan panas yang baik ke *wall tube*, laju erosi yang rendah, dan stabilitas yang baik pada beban rendah [4].

2.2.5 Cyclone

Kemampuan *cyclone* dalam memisahkan ash dari *flue gas* dan mensirkulasikan kembali ke *furnace* adalah suatu parameter yang sangat penting dalam operasional *CFB boiler*. Bentuk, ukuran, posisi, dan kehandalan *cyclone* sangat menentukan *capture efficiency*. Pada beberapa daerah di dalam *cyclone* yang rawan terjadi erosi perlu dipasang komponen tambahan seperti *refractory* untuk mengurangi potensi erosi.

Kinkar, Dhote, & Chokkae [9] melakukan penelitian simulasi numerik untuk mengetahui daerah pada *cyclone* yang rawan terjadi erosi sebagai acuan dalam pemasangan *refractory*. Hasil yang didapatkan adalah kecepatan *flue gas* maupun *bed*

material yang masuk *cyclone* dapat mencapai 30 m/s seperti pada Gambar 2.8.



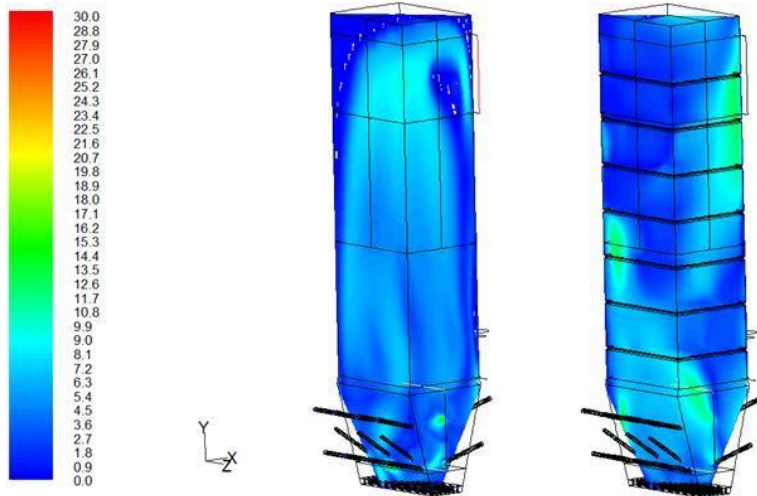
Gambar 2.8 Vektor Kecepatan *Flue Gas* dan *Bed Material* pada *Cyclone* [9]

2.2.6 Refractory

Refractory adalah material *high thermal resistance* yang digunakan untuk mengurangi efek erosi pada reaktor, *furnace* ataupun *cyclone*. Pemilihan bahan *refractory* haruslah cukup kuat dalam menahan erosi dari *bed material*, selain itu juga cukup konduktif untuk meneruskan panas menuju *wall tube*, tahan terhadap vibrasi mekanikal yang mungkin terjadi dan memiliki *thermal expansion* yang *uniform*.

PLN Puslitbang [13] melakukan penelitian mengenai pengaruh pemasangan *refractory* dengan tebal maksimum 80 mm pada beberapa elevasi di dalam *furnace CFB boiler*. Hasil yang didapatkan dari penelitian ini adalah dengan adanya *refractory* terjadi perubahan pola aliran udara dan *bed material* di dalam *furnace* terutama daerah dekat dinding seperti pada Gambar 2.9. Hal ini akan mengurangi gesekan dengan *wall tubes*, dengan demikian keausan *tubes* dapat berkurang sebesar 65%. Sedangkan

dampak pengurangan laju perpindahan panas menuju *wall tubes* akibat pemasangan *refractory* ini relatif kecil yaitu 1% dari total perpindahan panas yang terjadi di *boiler*.



Gambar 2.9 Kontur Kecepatan Pasir (m/s) Pandangan Isometris, (kiri) Sebelum Dipasang *Refractory*, (kanan) Setelah Dipasang *Refractory* [13]

2.3 Batu Bara

Batu bara merupakan batuan bersubstansi kompleks yang terbentuk dari sedimentasi sisa-sisa fosil tumbuhan selama jutaan akibat aktivitas bakteri, pengaruh suhu, dan tekanan. Secara umum, batu bara mengandung karbon, hidrogen, oksigen, nitrogen, sulfur, dan zat mineral (silikon, aluminium, besi, kalsium, magnesium, dan lain-lain). Perbedaan kondisi dimana batu bara tersebut terbentuk akan menimbulkan perbedaan karakteristik pada batu bara. Batu bara dengan umur lebih tua dan dalam lingkungan bertekanan tinggi akan menghasilkan batu bara dengan *fixed carbon* yang tinggi, sedangkan batu bara yang berumur lebih muda

dan berada di lingkungan yang bertekanan rendah cenderung mengandung lebih banyak *volatile matter* dibandingkan *fixed carbon*.

Perbedaan tipe batubara biasanya diklasifikasikan berdasarkan pada derajat transformasi batu bara. Derajat transformasi batu bara akan semakin baik, apabila *heating value* dan *fixed carbon content* semakin tinggi, dan semakin rendahnya *volatile matter*. *American Standard for Testing and Materials* (ASTM) membuat klasifikasi batubara yang umum digunakan dalam industri seperti pada Tabel 2.3.

Batu bara anthracite adalah jenis batu bara kualitas terbaik karena memiliki kandungan *fixed carbon* tertinggi, *heating value* tertinggi dan dengan *moisture content* terendah. Sedangkan batu bara lignite yang merupakan batu bara kualitas terendah memiliki kandungan *fixed carbon* terendah, *heating value* terendah dan *moisture content* tertinggi.

Analisa batu bara dapat dibedakan menjadi dua jenis, yaitu proximate analysis dan ultimate analysis. Kedua jenis analisa ini penting dan memiliki perbedaan tujuan dan saling melengkapi.

- *Ultimate analysis*: analisa kimia yang terkandung pada batu bara seperti: karbon, hidrogen, oksigen, dan sulfur dalam basis persen massa.
- *Proximate analysis*: dapat memberikan informasi bagaimana karakteristik pembakaran batu bara. Analisa ini melibatkan empat elemen, yaitu:
 1. *Fixed carbon*, yaitu porsi padatan pada batu bara yang dapat terbakar
 2. *Volatile matter*, yaitu kandungan gas seperti karbon dioksida, sulfur, dan nitrogen yang dilepas ketika batu bara dipanaskan
 3. *Moisture*, yaitu kandungan air pada batu bara
 4. *Ash*, yaitu residu anorganik yang tersisa setelah batu bara dibakar. Secara umum ash adalah silika, aluminium, besi, kalsium, dan magnesium.

Selain itu informasi penting yang biasa dicantumkan dalam spesifikasi bahan bakar yaitu *Calorific Value* (CV) atau *Heating Value* (HV).

Tabel 2.3 ASTM Coal Ranking System [15]

<i>Rank</i>	<i>Group</i>	<i>Fixed carbon</i> (wt% dry mmf)	<i>Volatile matter</i> (wt% dry mmf)	<i>Gross heating</i> <i>value</i> (MJ/kg)
Anthracite	Meta-Anthracite	>98	<2	
	Anthracite	92-98	2-8	32,6-34
	Semi-Anthracite	86-92	8-14	26,7-32,6
Bituminous	Low-Volatile Bituminous	78-86	14-22	
	Medium-Volatile Bituminous	69-78	22-31	
	High-Volatile A Bituminous	<69	>31	>32,6
	High-Volatile B Bituminous			30,2-32,6
	High-Volatile C Bituminous			26,7-30,2
	Sub- Bituminous A			24,4-26,7
	Sub- Bituminous A			22,1-24,4
	Sub- Bituminous A			19,3-22,1
Lignite	Lignite A			14,7-19,3
	Lignite B			<14,7

*mmf: mineral matter free basis

2.4 Prinsip dan Reaksi Pembakaran

Proses pembakaran merupakan laju oksidasi suatu bahan bakar yang tersusun dari komponen hidrokarbon (karbon dan hidrogen) untuk menghasilkan energi panas. Pembakaran dapat dikatakan sempurna apabila semua karbon yang terdapat pada bahan bakar habis terbakar menjadi karbon dioksida, semua hidrogen berubah menjadi H₂O dan semua sulfur pada bahan bakar menjadi SO₂. Pembakaran sempurna dari suatu bahan bakar dapat dicapai dengan adanya campuran yang tepat antara jumlah bahan bakar dan oksigen. Kriteria pembakaran yang baik dan sempurna adalah proses pembakaran yang dapat melepaskan keseluruhan energi panas yang terkandung dalam bahan bakar. Untuk memperoleh keseluruhan energi panas yang dihasilkan dari proses pembakaran,

nyala api pembakaran yang dihasilkan harus pada kondisi stabil, tidak padam, dan juga tidak terjadi nyala api balik ke arah *burner*, selain itu juga harus di perhatikan bahwa dalam pembakaran terdapat laju perambatan api, sehingga aliran atau laju dari bahan bakar atau campuran bahan bakar dan udara tidak boleh lebih besar dari pada laju pembakarannya, karena akan dapat menyebabkan kegagalan pembakaran atau bahan bakar tidak terbakar.

Syarat terjadinya pembakaran diperlukan adanya tiga parameter utama, diantaranya :

1. Adanya pemicu atau pemantik, untuk memicu dan menjaga kontinuitas proses pembakaran. Namun ada juga yang tidak menggunakan pemantik tetapi memanfaatkan tekanan atau temperatur tinggi melebihi temperatur bakar dari bahan bakarnya, sehingga dengan masuknya bhan bakar dan udara pembakaran akan secara langsung terjadi dengan sendirinya dan berkelanjutan.
2. Bahan bakar, dalam hal ini bahan bakarnya adalah batubara dan solar.
3. Udara (oksigen).

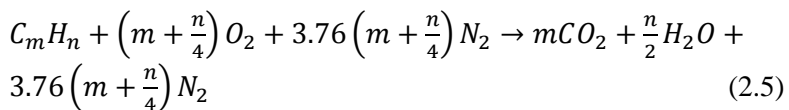
Tujuan dari pembakaran yang baik adalah melepaskan seluruh panas yang terdapat dalam bahan bakar. Pembakaran sempurna dapat dicapai dengan mengontrol 4 faktor yang lebih dikenal dengan T3O yaitu:

1. *Temperature*, suhu yang cukup untuk menyalakan dan menjaga penyalaan bahan bakar.
2. *Turbulence*, turbulensi yang menunjang pencampuran oksigen dan bahan bakar yang baik agar terjadi pencampuran sempurna, kecepatan *bed material* 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.

5. *Oxygen*, gas oksigen adalah salah satu penentu hasil pembakaran.

Pembakaran dengan bahan bakar berlebih maupun kekurangan, dapat memperbesar potensi adanya bahan bakar yang tidak terbakar maupun pembentukan CO. Berdasarkan hal tersebut, diperlukan adanya komposisi O_2 yang tepat dengan adanya *excess air* untuk memastikan terjadinya pembakaran sempurna. Namun, dengan terlalu banyak komposisi *excess air*, juga dapat meningkatkan kerugian panas maupun efisiensi dari pembakaran. Hal tersebut dikarenakan energi panas yang dilepaskan dari proses pembakaran semakin banyak diserap oleh komponen N_2 di dalam udara yang tidak dapat terbakar. Pada dasarnya udara tersusun dari komponen N_2 sekitar 78%, O_2 sekitar 21%, dan 1% sisanya adalah argon dan gas-gas yang lain. Maka reaksi stoikiometri pembakaran hidrokarbon murni C_mH_n dapat ditulis dengan persamaan:



Persamaan ini telah di sederhanakan, karena cukup sulit untuk memastikan proses pembakaran yang sempurna dengan rasio ekivalen yang tepat dari udara. Jika terjadi pembakaran yang tidak sempurna, maka hasil persamaan di atas (gas CO_2 dan H_2O) tidak akan terjadi melainkan akan terbentuk hasil oksidasi parsial misal berupa gas CO_x , NO_x dan SO_x . Gas SO_x yang terbentuk jika dibuang ke lingkungan bereaksi membentuk *acid* yang menimbulkan hujan asam sehingga meningkatkan korosifitas pada bahan-bahan logam yang terdapat di lingkungan.

2.4.1 Perhitungan Stoikiometri Pembakaran

Spesifikasi dari batu bara yang digunakan pada PLTU Air Anyir berupa *proximate analysis*, *ultimate analysis*, dan *gross heating value* dapat dilihat pada Tabel 2.4. Dari data tersebut dapat diketahui bahwa batu bara yang digunakan di PLTU Air Anyir adalah batu bara jenis lignite A.

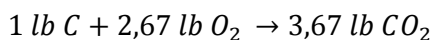
Tabel 2.4 Spesifikasi Batu Bara pada PLTU Air Anyir [16]

No	Deskripsi	Desain	Pengecekan 1	Pengecekan 2
A <i>Proximate analysis (% as received)</i>				
1	<i>Total Moisture</i>	30	28,6	33
2	<i>Inherent Moisture</i>	18	13,8	25
3	<i>Ash</i>	5	4,6	5,5
4	<i>Volatile Matter</i>	35	34,5	32,7
5	<i>Fixed carbon</i>	30	32,3	28,8
B <i>Ultimate Analysis (% DAF)</i>				
1	Karbon	70,49	69,46	68,8
2	Hidrogen	3,35	4,76	3,415
3	Nitrogen	1,147	1,557	1,17
4	Oksigen	23,215	23,922	24,439
5	Sulphur	1,8	0,3	2,179
C	<i>Gross Calorific Value (Kcal/kg) (as received)</i>	4000	4300	3700

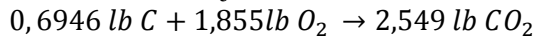
*DAF: Dry Ash Free basis

Dari data batu bara yang digunakan di PLTU Air Anyir pada Tabel 2.4, dipilih data pada pengecekan 1 sebagai data perhitungan stoikiometri pembakaran karena memiliki nilai kalor tertinggi.

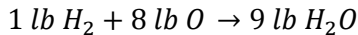
- Reaksi pembakaran antara karbon dengan oksigen



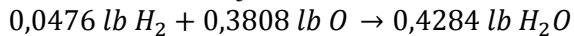
Karena batu bara yang digunakan mengandung 69,46% C maka persamaan reaksi di atas menjadi:



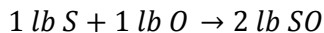
- Reaksi pembakaran antara hidrogen dengan oksigen



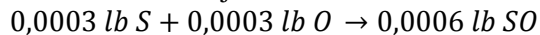
Karena batu bara yang digunakan mengandung 4,76% H maka persamaan reaksi di atas menjadi:



- Reaksi pembakaran antara sulfur dengan oksigen



Karena batu bara yang digunakan mengandung 0,3% S maka persamaan reaksi di atas menjadi:



Jumlah oksigen dari ketiga persamaan tersebut adalah $1,855 \text{ lb} + 0,3808 \text{ lb} + 0,0003 \text{ lb} = 2,2361 \text{ lb}$. Batu bara yang digunakan sendiri mengandung 23,922% oksigen. Maka oksigen yang diperlukan dari udara pembakaran adalah $2,2361 \text{ lb} - 0,239 \text{ lb} = 1,9971 \text{ lb}$. Berat udara teoritis = $1,9971 \text{ lb} / 0,232 = 8,6 \text{ lb}$ udara. Maka kebutuhan udara untuk kondisi stoikiometri adalah 8,6 lb udara/lb batu bara.

2.5 Mekanisme Pembakaran Batu Bara pada CFB Boiler

Secara umum *CFB boiler* menggunakan batu bara sebagai bahan bakarnya, maka dari itu pada penjelasan ini akan lebih terfokus pada proses pembakaran dengan bahan bakar batu bara. Meskipun sebenarnya proses pembakaran yang terjadi tidak jauh berbeda apabila menggunakan jenis bahan bakar yang lain.

Proses pembakaran pada *CFB boiler* dapat dibagi menjadi tiga zona, yaitu sebagai berikut:

1. Zona bawah (daerah di bawah level *inlet secondary air*)
2. Zona atas (daerah di atas level *inlet secondary air*)

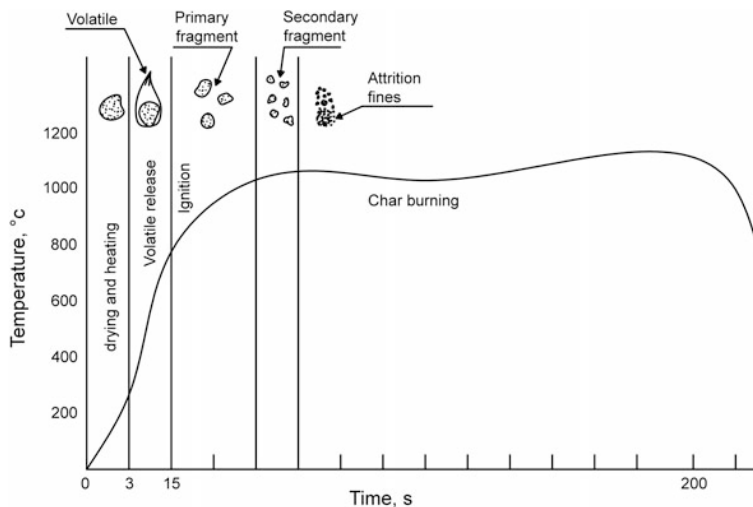
3. Cyclone

Udara pembakaran pada *CFB boiler* terdiri dari dua jenis yaitu *primary* dan *secondary air*. Pada zona bawah, fluidisasi *bed material* bergantung pada *primary air* yang mencangkup 40-80% udara stokiometrik pembakaran. Maka dari itu dapat dikatakan bahwa proses pembakaran pada zona bawah terjadi pada kondisi kekurangan oksigen. Sebagian besar proses pembakaran dan pengikatan sulfur terjadi pada zona atas.

Ketika bahan bakar diinjeksikan ke dalam *CFB boiler* akan mengalami beberapa tahapan, seperti berikut:

- *Heating* dan *drying*
- *Devolatilization* dan *volatile combustion*
- *Swelling* dan *primary fragmentation*
- *Secondary fragmentation* dan *attrition*
- *Char burning*

Secara kualitatif proses pembakaran berdasarkan urutan prosesnya dapat dilihat pada Gambar 2.10.



Gambar 2.10 Tahapan Pembakaran Batu Bara pada *CFB Boiler*

[5]

Proses *heating* dan *drying* adalah proses awal terjadinya pembakaran, dimana batu bara mengalami pemanasan awal. Laju pemanasan batu bara bervariasi bergantung pada beberapa faktor, seperti ukuran batu bara dan nilai emisivitas batu bara. Hubungan antar parameter yang mempengaruhi laju pemanasan dan pengeringan batu bara dapat dirumuskan sebagai berikut [5]

$$Nu = 0.33Re^{0.62} \left(\frac{d_v}{d_p} \right)^{0.1} + \frac{K_g \varepsilon_p \sigma (T_b^4 - T_s^4)}{d_v (T_b - T_s)}, \quad (2.6)$$

$$5 < d_v < 12\text{mm}, 900 < Re < 2500$$

dimana d_p adalah diameter partikel *bed*; d_v adalah diameter batu bara; ε_p adalah emisivitas batu bara; T_s dan T_b adalah temperatur batu bara dan partikel *bed*; σ adalah konstanta Stefan-Boltzman.

Setelah proses *heating* dan *drying* selesai, selanjutnya terjadi proses *devolatilization* (*pyrolysis*) yaitu proses pemisahan antara *volatile matter* dan *char* (*fixed carbon*). Setelah *volatile matter* terpisah dari batu bara, terjadi penyerpihan partikel batu bara yang dinamakan proses *fragmentation* dan *attrition* seperti pada Gambar 2.4. *Fragmentation* dan *attrition* terjadi karena proses pemanasan yang sangat cepat sehingga membuat kandungan air dan *volatile matter* yang berada di dalam partikel batu bara terus terdesak untuk keluar tanpa adanya rongga yang memadai sebagai jalan keluar membuat tekanan di dalam partikel batu bara meningkat hingga akhirnya partikel batu bara terpecah-pecah menjadi partikel-partikel yang lebih kecil. Pemecahan partikel batu bara ini rata-rata hingga ukuran $<100\mu\text{m}$ [5]. Setelah batu bara menjadi partikel kecil akan terjadi proses pembakaran *fixed carbon* dengan oksigen, baik oksigen yang berasal dari udara pembakaran ataupun dari gas hasil *devolatilization*.

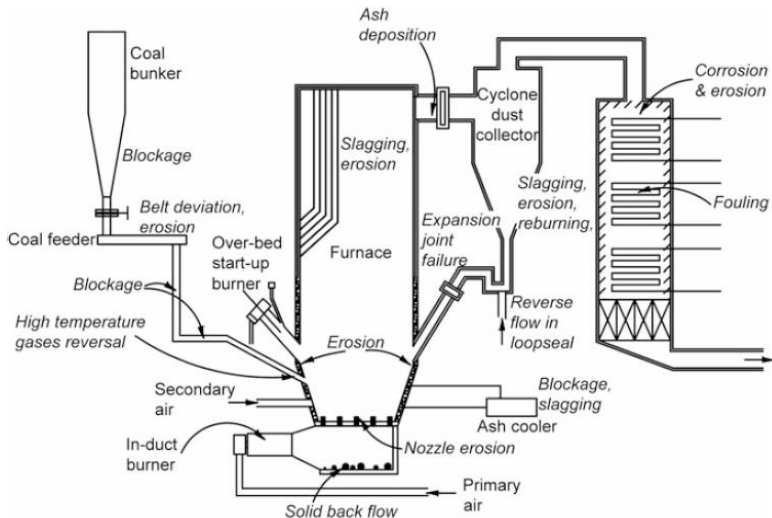
Material yang telah terbakar akan naik ke bagian atas *furnace* dan masuk menuju *cyclone separator* melalui *transition*

piece karena terjadi penurunan densitas. Di dalam *cyclone* akan terjadi proses pemisahan antara *flue gas* dan partikel solid yang ikut terangkat (bahan bakar yang belum terbakar dan *bed material*). Partikel bahan bakar yang belum terbakar dan *bed material* akan turun menuju *cyclone loopseal*. Kemudian dengan bantuan udara dari *fluidizing air blower*, partikel solid akan diinjeksikan kembali ke *furnace* melalui *seal pot return duct* untuk dibakar kembali. Sedangkan *flue gas* akan keluar melalui *backpass* yang kemudian akan terjadi proses pemindahan panas dari *flue gas* ke fluida kerja yang ada di dalam *tube*.

2.6 Isu Operasi dan Pemeliharaan CFB Boiler

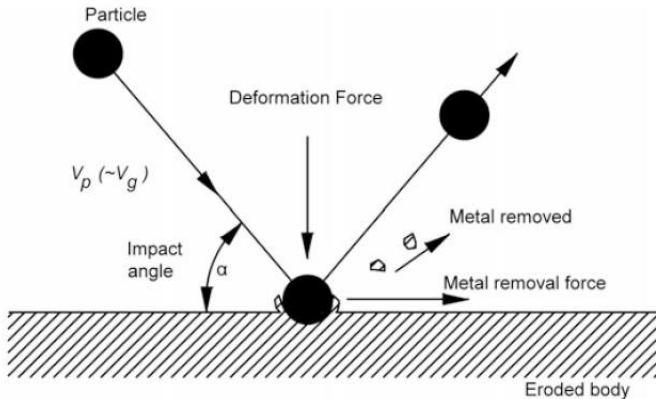
CFB memiliki keunggulan-keunggulan yang cukup menarik dibandingkan boiler jenis lainnya seperti *Pulverized Coal* (PC) boiler. Pembangkit-pembangkit yang memiliki akses terbatas terhadap bahan bakar dengan kualitas tinggi, akan lebih memilih *CFB* boiler karena lebih fleksibel dalam urusan bahan bakar. Akan tetapi dengan terus meningkatnya penggunaan *CFB* boiler di dunia, *CFB* boiler belum mengalami perbaikan yang signifikan pada sisi keandalannya. Sehingga seringkali *CFB* boiler harus mengalami *shut down* karena berbagai masalah yang timbul.

Masalah-masalah yang berpotensi muncul pada pengoperasian *CFB* boiler dapat dilihat pada Gambar 2.11. Masalah tersebut antara lain adalah tersumbatnya *feed line*, penurunan efisiensi, degradasi material, *fouling*, dan *agglomeration*. Akan tetapi masalah yang paling sering muncul dan paling berdampak buruk adalah degradasi material akibat erosi dari partikel padat yakni pasir. Erosi pada *CFB* boiler pada umumnya dapat menyebabkan 50-75% *outage downtime* (penghentian tak terjadwal pembangkit akibat adanya kerusakan) dan dapat menghabiskan sekitar 54% biaya produksi pembangkit [5].



Gambar 2.11 Daerah dan Tipe Masalah Operasi pada *CFB Boiler*

Erosi adalah pengikisan material pada suatu permukaan akibat adanya bertumbukkan dengan partikel solid. Gambar 2.12 menjelaskan bagaimana proses erosi terjadi, dimana suatu partikel solid menumbuk suatu permukaan dengan sudut sebesar α , dan dengan kecepatan V_p . Gaya tumbuk ini menghasilkan dua komponen gaya lainnya yaitu gaya normal terhadap permukaan yang dapat menyebabkan deformasi material permukaan tersebut dan gaya paralel yang dapat mengerosi material permukaan tersebut. Laju erosi akan maksimal ketika α sekitar 45° , dan minimum ketika nilai α sama dengan 0° atau 90° . Selain faktor kecepatan dan sudut partikel solid ketika menumbuk permukaan masih banyak lagi faktor-faktor yang mempengaruhi laju erosi.



Gambar 2.12 Mekanisme Erosi Akibat Partikel Solid yang Menumbuk Permukaan Logam

Faktor-faktor lain yang berpengaruh pada erosi khususnya di *CFB* boiler adalah sebagai berikut: [5]

- i. Bahan bakar: komposisi, dan *ash content*

Pada beberapa *CFB boiler* menggunakan biomassa yang mengandung zat kimia aktif seperti sodium, potassium, sulfur, phosphorus, dan klorin yang dapat meningkatkan level erosi dan korosi. Selain itu penggunaan bahan bakar dengan kandungan ash yang tinggi dapat menjadi make-up bed material. *Ash* bahan bakar pada umumnya tidak lebih abrasif dibandingkan dengan pasir, sehingga hal ini dapat menurunkan laju erosi pada *CFB boiler*.

- ii. Kondisi operasi: temperatur, kecepatan gas dan partikel, konsentrasi partikel

Kecepatan gas partikel yang menumbuk dinding sangat berpengaruh pada laju erosi, dimana semakin tingginya kecepatan gas dan partikel dapat meningkatkan laju erosi. Kemudian untuk temperatur tidak mempengaruhi secara langsung laju erosi, akan tetapi temperatur yang ekstrim dapat mengubah kekuatan material terhadap erosi.

iii. Propertis material logam

Kekerasan permukaan, *impact strength*, keuletan, dan struktur kristallografi permukaan sangat mempengaruhi laju erosi pada material tersebut.

iv. Desain dan konstruksi

Erosi relatif tidak akan terjadi pada daerah *wall tubes* yang vertikal secara sempurna tanpa ada permukaan yang menonjol. Akan tetapi apabila ada permukaan yang menonjol pada *wall tubes* seperti karena buruknya konstruksi dari pengelasan dapat merubah arah aliran gas dan pasir. Maka dari itu konstruksi *wall tubes* dan kualitas pengelasannya sangat penting untuk diperhatikan.

Kontribusi dari masing-masing faktor-faktor ini terhadap laju erosi sangat sulit untuk diketahui. Akan tetapi beberapa eksperimen telah dilakukan untuk melakukan pendekatan bagaimana faktor-faktor tersebut mempengaruhi laju erosi. Diantaranya adalah Finnie (1960) [20] dengan metal cutting theory dan eksperimen data oleh Chinese Boiler Thermal Standard (1973) [20] membuat persamaan erosi maksimum pada *boiler tubes*

$$E_{max} \propto M\tau\rho_p V^{3,3}, \quad (2.7)$$

dimana E_{max} adalah erosi maksimum yang dapat terjadi, M adalah *abrasion-resisting coefficient* dari material (contoh, M=1 untuk *carbon steel*, M=0,7 untuk *alloy steel*), τ adalah waktu erosi (jam), ρ_p adalah densitas partikel yang menumpuk permukaan material logam, dan V adalah kecepatan partikel yang menumpuk permukaan material logam.

Kemudian Mbabazi et al. [20] juga membuat suatu persamaan empiris dengan memasukkan parameter-parameter lain yang dapat mempengaruhi laju erosi

$$\varepsilon = \frac{K_e I_e x \rho_g \rho_p^{0.5} V^3 \sin^3 \beta}{\sigma_y^{3/2}}, \quad (2.8)$$

dimana ε adalah *erosion rate* (kg material permukaan/kg material erosif), K_e adalah *overall erosion constant*, I_e adalah *erosion index*, x adalah fraksi dari partikel abrasif, ρ_g adalah densitas gas (kg/m^3), ρ_p adalah densitas dari partikel abrasif (kg/m^3), V adalah kecepatan partikel saat menumbuk permukaan material logam (m/s), β adalah sudut dari partikel saat menumbuk permukaan, dan σ_y adalah *yield stress* dari permukaan material logam (Pa).

Dari kedua persamaan tersebut diketahui bahwa banyak faktor yang mempengaruhi laju erosi seperti karakteristik material pasir (*overall erosion constant dan erosion index*), kecepatan pasir, sudut tumbukkan, konsentrasi pasir, dan propertis dari material permukaan. *Erosion rate* berbanding positif dengan parameter x (fraksi partikel abrasif), K_e (*overall erosion constant*), I_e (*erosion indeks*), dan ρ_g (densitas gas). Kemudian *erosion rate* berbanding positif akar kuadrat dengan parameter ρ_p (densitas partikel abrasif). Kemudian *erosion rate* berbanding positif dengan kurva *cube* terhadap parameter V (kecepatan partikel tumbukkan) dan β (sudut tumbukkan) sehingga perubahan V dan β sangat sensitif terhadap kenaikan *erosion rate* berbeda dengan parameter yang hubungannya linear maupun akar kuadratik. Sedangkan *erosion rate* berbanding negatif dengan parameter σ_y .

Daerah yang paling berpotensi terjadi erosi oleh partikel pasir pada *CFB boiler* adalah sebagai berikut [5]

- *Cyclone (bull nose, target area, dan roof)*
- *Wingwall superheater*
- *Lower furnace wall tubes*, akibat tingkat turbulensi aliran partikel solid yang tinggi
- *Nozzle grid*, akibat adanya partikel pasir yang masuk ke dalam *wind-box* saat proses penurunan beban atau *shut down* dan kemudian tertekan keluar kembali oleh *primary air* yang masuk setelahnya.

2.7 Simulasi Numerik pada CFB Boiler

Simulasi numerik proses pembakaran dalam ruang bakar sebuah generator uap PLTU merupakan salah satu metode untuk mengetahui fenomena fisik yang terjadi di dalam ruang bakar. Oleh karena itu dibutuhkan persamaan-persamaan fisik yang mengatur proses yang terjadi di dalam ruang bakar yang antara lain [8]:

1. Persamaan kekekalan massa (kontinuitas)
2. Persamaan kekekalan momentum
3. Persamaan kekekalan energi

Persamaan-persamaan tersebut selanjutnya akan diselesaikan secara numerik dengan bantuan perangkat lunak.

2.7.1 Persamaan Kekekalan Massa

Persamaan kekekalan massa atau persamaan kontinuitas yang diterapkan adalah

$$\frac{\partial p}{\partial t} + \nabla(\rho \vec{V}) = 0, \quad (2.9)$$

dimana p adalah massa jenis, \vec{V} adalah vektor kecepatan.

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

2.7.2 Persamaan Kekekalan Momentum

Dengan mengaplikasikan hukum Newton kedua, didapatkan persamaan kekekalan momentum sebagai berikut

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \vec{V}) + \nabla(\rho \vec{V} \vec{V}) = -\nabla p + \nabla \bar{\tau} + \rho \vec{g} + \vec{F}, \quad (2.10)$$

dimana ρ adalah massa jenis, \vec{V} adalah vektor kecepatan, p adalah tekanan statis, $\rho \vec{g}$ dan \vec{F} adalah pengaruh gaya gravitasi dan gaya eksternal. Sedangkan $\bar{\tau}$ (tensor tegangan) dapat diuraikan lagi menjadi

$$\bar{\tau} = \mu \left[(\nabla \cdot \vec{V} + \nabla \vec{V}^T) - \frac{2}{3} \nabla \cdot \vec{V} \mathbf{I} \right], \quad (2.11)$$

dimana μ adalah viskositas molekul, \mathbf{I} adalah satuan tensor, dan bentuk kedua pada bagian kanan adalah efek dari dilatasi volume.

2.7.3 Persamaan Kekekalan Energi

Persamaan umum kekekalan energi dapat dirumuskan sebagai berikut

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho E) + \nabla(\vec{V}(\rho E + p)) = \nabla(k_{\text{eff}}\nabla T - \sum_j h_j j_j + (\bar{\tau}_{\text{eff}} \cdot \vec{V})) + S_h, \quad (2.10)$$

dimana j_j adalah fluks difusi spesies, h_j adalah entalpi spesies dan p adalah tekanan. Suku S_h adalah sumber energi yang berasal dari reaksi, radiasi, perpindahan panas.

BAB III

METODE PENELITIAN

Pada bab ini akan dibahas mengenai metode penelitian yang digunakan mulai dari pembuatan model geometri, *meshing*, dan penentuan domain pemodelan dari *CFB boiler* dengan menggunakan perangkat lunak GAMBIT 2.4.6. Kemudian pemodelan pembakaran menggunakan perangkat lunak Ansys Fluent 16.2 hingga didapatkan hasil kualitatif maupun kuantitatif untuk kemudian digunakan sebagai dasar analisa karakteristik *CFB boiler* PLTU Air Anyir.

3.1 Tahapan Penelitian

Tahapan penelitian simulasi numerik karakteristik fluidisasi, aliran, dan pembakaran pada *CFB boiler* PLTU Air Anyir Bangka akibat pengaruh rasio *primary air* dan *secondary air* adalah sebagai berikut:

1. Identifikasi Masalah

Permasalahan yang terjadi adalah bagaimana agar dapat mencapai proses fluidisasi dan pembakaran yang baik, serta mengurangi potensi terjadinya erosi pada *furnace* dan *cyclone* pada *CFB boiler* PLTU Air Anyir dengan mencari variasi rasio *primary air* dan *secondary air* paling optimal.

2. Studi Literatur

Untuk membantu memahami dan menganalisa permasalahan yang ada maka dilakukan studi literatur yang berkaitan dengan proses pembakaran, bahan bakar, karakteristik *CFB boiler*, pengoperasian perangkat lunak Ansys Fluent 16.2, dan pemodelan yang telah digunakan pada penelitian-penelitian terdahulu. Studi literatur diperoleh dari jurnal, *e-book*, tugas akhir, *handbook* maupun internet.

3. Pengumpulan Data

Pengumpulan data operasi yang perlu dikumpulkan antara lain dimensi yang digunakan sebagai dasar pembuatan geometri, data operasi seperti temperatur, tekanan, dan mass flow rate dari

batu bara dan udara pembakaran yang diperlukan sebagai parameter input pada simulasi, dan data operasi seperti temperatur *furnace* dan temperatur *flue gas* yang diperlukan untuk acuan validasi.

4. Pemodelan dan Simulasi

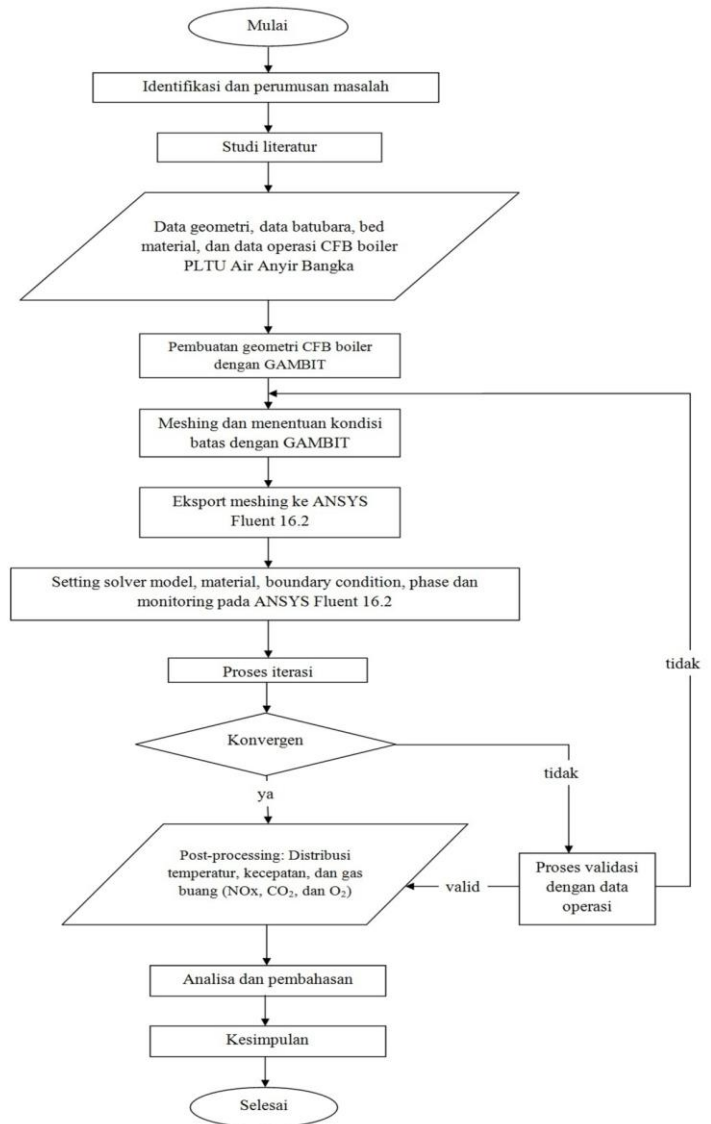
Tahapan ini diawali dengan *pre-processing* pembuatan geometri, *meshing* dan penentuan domain simulasi dengan perangkat lunak Gambit 2.4.6. Pada tahap *processing* dan *post-processing* dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak Ansys Fluent 16.2.

5. Analisa dan Kesimpulan

Pada akhir simulasi ditampilkan hasil simulasi secara kuantitatif dan kualitatif seperti distribusi fraksi volume pasir, distribusi tekanan, distribusi temperatur, dan distribusi kecepatan. Hasil simulasi tersebut digunakan untuk menganalisa pengaruh variasi rasio *primary air* dan *secondary air* terhadap proses fluidisasi, pembakaran, dan aliran pada *CFB boiler* dan diharapkan nantinya diketahui variasi rasio *primary air* dan *secondary air* yang paling optimal sehingga dapat digunakan sebagai acuan dalam pengoperasian *CFB boiler* PLTU Air Anyir.

3.2 Diagram Alir Penelitian

Berdasarkan uraian tahapan penelitian yang telah dijelaskan pada sub-bab sebelumnya, diagram alir penelitian ini ditunjukkan pada Gambar 3.1.



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

3.3 Tahap Pemodelan dan Simulasi

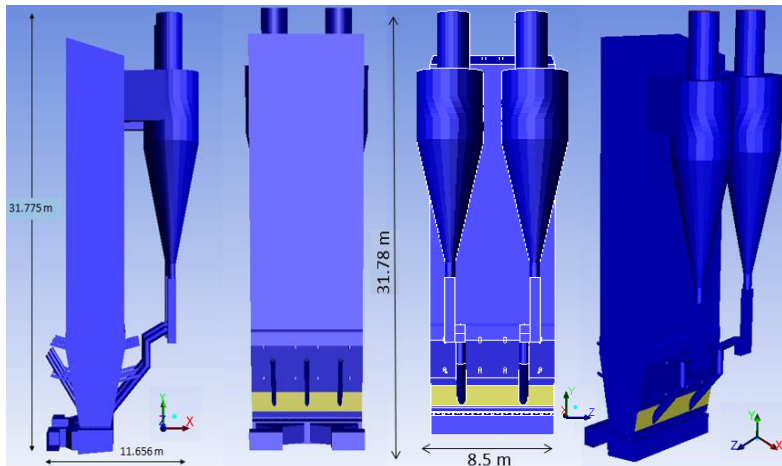
Seperti yang telah dijelaskan pada bagian sebelumnya, pemodelan dan simulasi menggunakan perangkat lunak *CFD* komersial. Tahap utama dalam pemodelan dan simulasi yang akan dilakukan adalah *pre-processing*, *processing*, dan *post-processing*.

3.3.1 Pre-Processing

Pre-processing merupakan tahap awal dari simulasi numerik. Tahapan ini meliputi beberapa sub-tahapan yaitu pembuatan geometri, pembuatan *meshing*, dan penentuan domain pemodelan.

3.3.1.1 Pembuatan Geometri

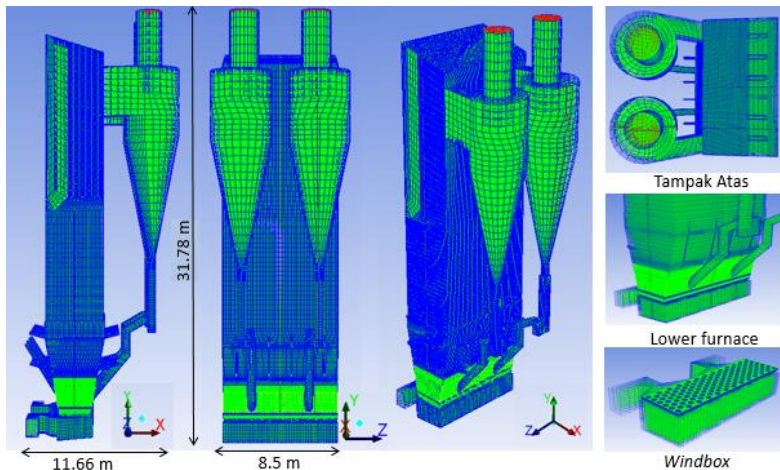
Proses pembuatan geometri *CFB boiler* ini dilakukan dengan perangkat lunak Gambit 2.4.6. Geometri *CFB boiler* PLTU Air Anyir ditunjukkan pada Gambar 3.2.



Gambar 3.2 Geometri *CFB Boiler* PLTU Air Anyir Bangka

3.3.1.2 Meshing

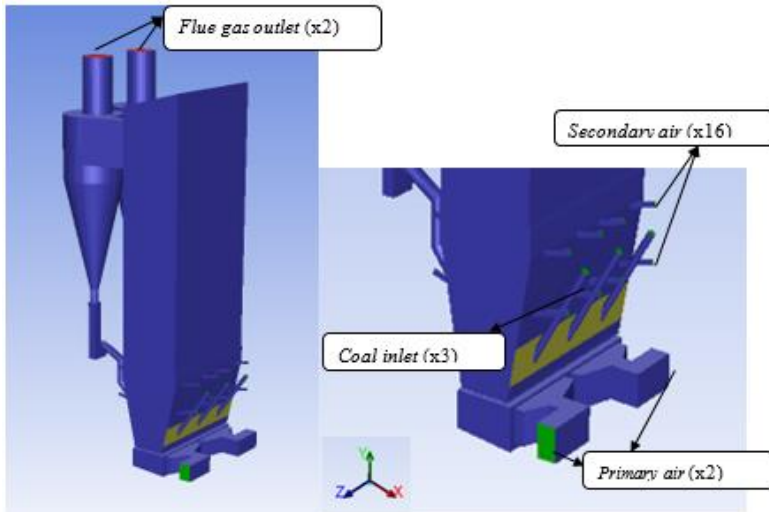
Meshing adalah proses pemecahan domain menjadi volume yang lebih kecil. Hal ini dilakukan untuk memudahkan diskritisasi domain aliran dan menerapkan persamaan pengendali pada domain aliran. Untuk mendapatkan simulasi yang akurat maka pemilihan *meshing* pada sebuah geometri dibuat mengikuti prediksi perubahan pola aliran yang terjadi. *Meshing* pada simulasi ini memiliki jumlah node sebanyak 2.273.622. Hasil *meshing* pada simulasi *CFB boiler* PLTU Air Anyir ini dapat dilihat pada Gambar 3.3.



Gambar 3.3 Meshing CFB Boiler PLTU Air Anyir Bangka

3.3.1.3 Penentuan Domain Pemodelan

Domain pemodelan yang digunakan antara lain *boundary condition* tipe *mass-flow inlet* untuk *primary air* yang berjumlah 2 buah, *secondary air* yang berjumlah 16 buah, dan *coal inlet* yang berjumlah 3 buah. Sedangkan untuk *flue gas outlet* menggunakan *boundary condition* tipe *pressure-outlet* seperti yang ditunjukkan pada Gambar 3.4.



Gambar 3.4 Domain Pemodelan *CFB Boiler* PLTU Air Anyir Bangka

3.3.2 Processing

Processing merupakan tahap kedua dalam simulasi *CFD*, yakni melakukan pengaturan pada perangkat lunak Ansys Fluent 16.2. Beberapa pengaturan yang akan dilakukan diantaranya adalah *models*, *materials*, *boundary conditions*, *operating conditions*, *control and monitoring conditions*, serta *initialize conditions*. Setelah dilakukan pengaturan, dapat dimulai proses iterasi untuk menyelesaikan simulasi. Berikut di bawah ini merupakan penjelasan lebih detail mengenai langkah-langkah dalam *processing*:

3.3.2.1 Models

Secara umum model numerik yang digunakan pada penelitian ini dapat dilihat pada Tabel 3.1.

Tabel 3.1 *Models* yang Digunakan dalam Simulasi *CFB Boiler* PLTU Air Anyir

<i>Models</i>	<i>Keterangan</i>	<i>Dasar Pemikiran</i>
<i>Multiphase</i>	<i>Eulerian</i>	Dapat mendefinisikan propertis dari ketiga fase dan interaksi ketiganya
<i>Energy</i>	On	Diperlukan hasil temperatur pembakaran
<i>Viscous</i>	<i>k-ε standard</i>	Dapat menyelesaikan permasalahan <i>combustion, buoyancy, dan heating</i>
<i>Radiation</i>	Off	Penelitian tidak mengarah pada perpindahan panas
<i>Heat Exchanger</i>	Off	<i>Heat exchanger</i> diabaikan
<i>Species</i>	<i>Species transport, reaction</i>	Spesies kimia yang diinjeksikan mempunyai reaksi kimia (pembakaran) yang telah didefinisikan pada material yang digunakan
<i>Discrete Phase</i>	On	Mendefinisikan inlet batu bara dan untuk mendefinisikan proses bercampurnya bahan bakar solid ke dalam zona fluida
<i>Solidification</i>	Off	Tidak diperlukan
<i>Acoustics</i>	Off	Tidak diperlukan
<i>Eulerian Wall</i>	Off	Tidak diperlukan
<i>Film</i>		

Pemilihan model *multiphase* Eulerian adalah dikarenakan model *multiphase* Eulerian dapat memodelkan untuk aliran granular. Sedangkan pada model *multiphase* lainnya seperti *Volume of Fluid* (VOF) dan mixture hal itu tidak dapat dilakukan. Model *multiphase* VOF biasa digunakan untuk aliran logam cair atau aliran pada kanal terbuka (*free surface flow*). Kemudian untuk model *multiphase Mixture* untuk aliran yang mengalami campuran sempurna yang membentuk fase lainnya.

Viscous model yang dipilih adalah *k-ε standard* dikarenakan model turbulensi ini cukup lengkap dengan kestabilan, ekonomis dari sisi komputasi, dan akurasi yang memadai untuk berbagai jenis aliran turbulen membuat *k-ε standard* menjadi model turbulensi yang paling sering digunakan dalam simulasi aliran fluida, perpindahan panas, maupun pembakaran. Kemudian ada beberapa modifikasi dari model *k-ε* yaitu RNG *k-ε* dan realizable *k-ε*. RNG *k-ε* lebih cocok digunakan untuk aliran yang mengalami halangan secara tiba-tiba, aliran yang berputar (*swirl flow*), dan lebih cocok digunakan untuk kasus dengan bilangan Reynolds rendah. Sedangkan untuk realizable *k-ε*

lebih cocok untuk laju aliran fluida dengan pancaran seperti *nozzle/jet*. Model ini juga baik untuk aliran yang fokus analisisnya pada pola putaran, lapisan batas yang memiliki gradien tekanan yang besar, separasi, dan resirkulasi. Model RNG $k-\varepsilon$ dan realizable $k-\varepsilon$ membutuhkan waktu komputasi 10-15% lebih lama dibandingkan dengan model $k-\varepsilon$ *standard* karena adanya besaran dan fungsi tambahan yang harus diselesaikan, Sehingga diantara ketiga model dengan dasar persamaan $k-\varepsilon$, penulis menilai model $k-\varepsilon$ *standard* adalah model yang paling cocok untuk kasus ini.

Dari Tabel 3.1 diketahui bahwa species model yang digunakan adalah *species transport, reaction*. *Species transport, reaction* digunakan untuk mendefinisikan reaksi pembakaran dari bahan bakar yang digunakan terhadap fase utama yaitu udara. Nilai yang digunakan sebagai input pada *ultimate* dan *proximate analysis* disesuaikan dengan batu bara yang digunakan di PLTU Air Anyir seperti yang ditampilkan pada Tabel 3.2.

Tabel 3.2 *Ultimate Analysis* dan *Proximate Analysis* Batu Bara pada PLTU Air Anyir

<i>Ultimate Analysis</i>			<i>Proximate Analysis</i>		
<i>Material</i>	<i>Unit</i>	<i>As Received (AR)</i>	<i>Material</i>	<i>Unit</i>	<i>Dry Ash Free (DAF)</i>
<i>Volatile</i>	% wt	34,5	Karbon	% wt	69,46
<i>Fixed Carbon</i>	% wt	32,3	Hidrogen	% wt	4,76
<i>Ash</i>	% wt	4,6	Oksigen	% wt	23,922
<i>Total</i>	% wt	28,6	Nitrogen	% wt	1,557
<i>Moisture</i>			Sulfur	% wt	0,3

Adapun tahapan reaksi pembakaran yang terjadi antara bahan bakar batu bara dan udara yang didefinisikan ke dalam simulasi adalah sebagai berikut



Discrete Phase Model (DPM) digunakan untuk mensimulasikan suatu fase diskrit yang berbeda dengan fase aliran utama (udara). Fase kedua/diskrit tersebut terdiri dari partikel *spherical* (butiran atau gelembung) yang terdispersi pada fase utama. Hal ini dapat memungkinkan kita untuk mensimulasikan pemanasan, pendinginan, maupun pembakaran dari partikel fase diskrit di dalam aliran fase utama.

3.3.2.2 *Materials*

Propertis material udara yang digunakan dalam simulasi dapat dilihat pada Tabel 3.3, propertis material batu bara pada Tabel 3.4, sedangkan untuk propertis material pasir dapat dilihat pada Tabel 3.5.

Tabel 3.3 Propertis Udara pada *CFB Boiler* PLTU Air Anyir

Propertis	Nilai	Sumber
Densitas (kg/m^3)	0,295	Pada Temperatur 850 C
Viskositas (kg/m-s)	$4,49\text{e}^{-5}$	Pada Temperatur 850 C

Tabel 3.4 Propertis Batu Bara *CFB Boiler* PLTU Air Anyir

Propertis	Nilai	Sumber
<i>Density</i> (kg/m^3)	1400	<i>Fluent database</i>
<i>Cp</i> (J/kg.K)	1500	<i>Fluent database</i>
<i>Vaporation temperature</i> (K)	400	<i>Fluent database</i>

<i>Volatile component fraction (%)</i>	34,5	Data perusahaan (supplier batubara)
<i>Binary diffusivity (m²/s)</i>	0,0005	<i>Fluent database</i>
<i>Sweling coefficient</i>	2	<i>Fluent database</i>
<i>Combustile fraction (%)</i>	32,3	Data perusahaan (supplier batubara)
<i>React heat fraction absorbed by solid</i>	30	<i>Fluent database</i>
<i>Devilutilization model (1/s)</i>	50	<i>Fluent database</i>
<i>Combustion model</i>	Multiple surface reactions	Reaksi kimia yang disimulasikan meliputi reaksi volumetrik dan <i>particle surface</i> .

Tabel 3.5 Propertis Pasir pada *CFB Boiler* PLTU Air Anyir

Propertis	Nilai	Sumber
Densitas (kg/m ³)	2500	Data perusahaan
Viskositas (kg/m-s)	0,00103	<i>Fluent database</i>
Diameter partikel (m)	0,0002	Data perusahaan
Ketinggian bed awal (m)	0,4	Data perusahaan
Volume fraksi bed awal	0,5	Data perusahaan

3.3.2.3 *Boundary Conditions*

Boundary Conditions adalah batasan nilai dan kondisi yang harus diberikan pada domain aliran agar simulasi sesuai dengan fenomena fisik yang terjadi. Domain pemodelan yang digunakan pada pemodelan ini seperti dijelaskan pada sub bab 3.2.1.3. Input nilai yang digunakan untuk *boundary condition* pada simulasi numerik *CFB boiler* ini dapat dilihat pada Tabel 3.5.

Tabel 3.6 *Boundary Condition* yang Digunakan Dalam Pemodelan

Nama Boundary Condition	Tipe	Fase	Nilai Input
<i>Primary air</i>	<i>Mass flow inlet</i>	<i>Udara</i>	\dot{m} : variasi T : 464 K
<i>Secondary air</i>	<i>Mass flow inlet</i>	<i>Udara</i>	\dot{m} : variasi T : 534 K
<i>Coal inlet</i>	<i>Mass flow inlet</i>	<i>Coal</i>	\dot{m}_1 : 1,303 kg/s \dot{m}_2 : 1,803 kg/s \dot{m}_3 : 1,614 kg/s T : 310 K
		<i>Udara</i>	\dot{m}_1 : 0,5 kg/s \dot{m}_2 : 0,5 kg/s \dot{m}_3 : 0,5 kg/s T : 315,6 K
<i>Flue gas outlet</i>	<i>Pressure- outlet</i>	<i>Mixture</i>	P_{gage} : -1.1 kPa

Dalam simulasi numerik ini dilakukan pada beban 68,67% MCR (*Maximum Continous Rate*) sesuai dengan data operasi PLTU Air Anyir tanggal 3 Agustus 2016. Variasi dilakukan pada rasio *primary air* – *secondary air* dengan total udara pembakaran yang konstan seperti pada Tabel 3.6. Pada rasio *primary air* – *secondary air* (70%-30%) digunakan sebagai acuan validasi terhadap kondisi aktual di lapangan.

Tabel 3.7 Variasi Rasio *Primary Air* dan *Secondary Air*

%PA - %SA	\dot{m} <i>primary</i> <i>air (kg/s)</i>	\dot{m} <i>secondary</i> <i>air (kg/s)</i>	\dot{m} total (kg/s)	Dasar pemikiran
40 - 60	9,86	14,80	24,66	Batas bawah PA=40% [5]
50 - 50	12,33	12,33	24,66	Data aktual
60 - 40	13,343	8,896	24,66	Variasi data
70 - 30	15,567	6,672	24,66	Data komisioning
80 - 20	17,791	4,599	24,66	Batas atas PA=80% [5]

3.3.2.4 Operating Conditions

Operating condition merupakan perkiraan tekanan daerah operasi *boiler*. Dalam simulasi ini, tekanan operasional diatur pada tekanan 101325 Pa serta terdapat pengaruh gaya gravitasi arah sumbu Y negatif sebesar $9,81 \text{ m/s}^2$.

3.3.2.5 Solution

Solusi pada studi numerik dengan menggunakan perangkat lunak *Ansys Fluent 16.2* yaitu: *pressure-velocity coupling* menggunakan metode SIMPLE (*Semi Implicit Method for Pressure Linked Equations*), *gradient* menggunakan *Least Square Cell Based*, untuk *Pressure* menggunakan *standard*, *momentum* menggunakan *Second Order Upwind*, *Turbulent Kinetic Energy* menggunakan *First Order Upwind*, dan untuk *lignite vol*, *O2*, *CO2*, *H2O*, *H2*, serta *CO* menggunakan *Second Order Upwind* [17].

3.3.2.6 Initialize Conditions

Initialize conditions merupakan nilai awal untuk tiap parameter sebelum proses iterasi untuk memudahkan simulasi mencapai konvergen. *Initialize* yang digunakan dalam simulasi ini

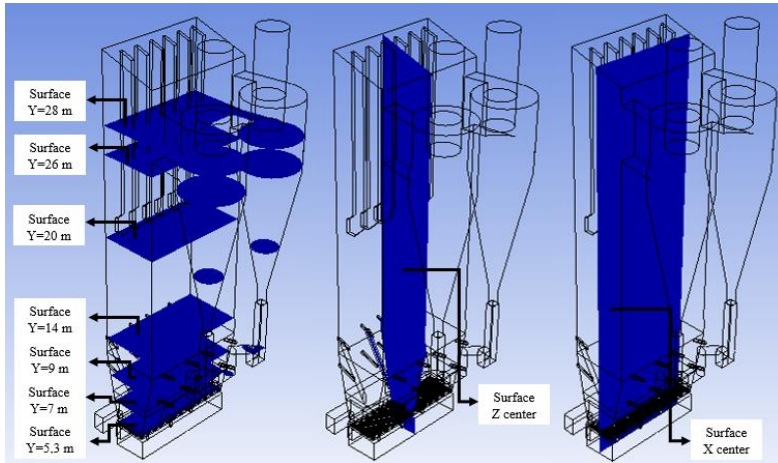
adalah *standard initialize*, untuk mendapatkan nilai parameter awal berdasarkan *boundary conditions* dari *inlet*.

3.3.2.7 *Monitoring Residual*

Monitoring residual adalah tahap penyelesaian masalah berupa proses iterasi hingga mencapai harga konvergen yang diinginkan. Harga konvergen ditetapkan sebesar 10^{-3} artinya proses iterasi dinyatakan telah konvergen setelah residualnya mencapai harga di bawah 10^{-3} . Namun jika nilai konvergen tetap tidak tercapai maka untuk proses validasi dapat dilakukan pengambilan data pada iterasi tertentu dimana pada iterasi tersebut memiliki nilai parameter yang hampir sama dengan data operasi aktual [17].

3.3.3 *Post-processing*

Post-processing merupakan tahap terakhir dalam simulasi ini. Pada tahap ini diperoleh hasil simulasi berupa data kualitatif berupa kontur atau vektor dan data kuantitatif berupa grafik maupun tabel data. Pada penelitian ini, analisa dilakukan terhadap distribusi temperatur (kontur dan grafik), distribusi kecepatan (kontur dan vektor), dan distribusi volume fraksi pasir (kontur dan grafik). Pengamatan akan dilakukan terhadap masing-masing variasi. Data kualitatif berupa kontur akan diambil pada penampang vertikal (z-center furnace, z-center cyclone 1, z-center cyclone 2 dan x-center furnace) dan penampang horizontal pada elevasi $y = 5,3; 7; 9; 12; 20; 26; 28; 29$ m dari *furnace* dan *cyclone* seperti pada Gambar 3.5.



Gambar 3.5 Posisi Penampang Pengamatan Data Kualitatif (kontur), (a) Penampang Horizontal atau Elevasi, (b) Penampang Vertikal

3.4 Rancangan Penelitian

Parameter input pada simulasi numerik untuk menganalisa karakteristik fluidisasi, pembakaran dan potensi erosi *cyclone* pada *CFB boiler* PLTU Air Anyir akibat pengaruh variasi rasio *primary air* dan *secondary air* dapat dilihat pada Tabel 3.7.

Tabel 3.8 Parameter *Input* Penelitian

Parameter	Input	Nilai
<i>Flue gas outlet</i>	Tekanan	
Batu bara	Temperatur	Konstan (tabel 3.5)
	<i>Mass flow rate</i>	
Udara transport batu bara	Temperatur	Konstan (tabel 3.5)
	<i>Mass flow rate</i>	
<i>Primary air</i>	Temperatur	Variasi (tabel 3.6)
	<i>Mass flow rate</i>	

<i>Secondary air</i>	Temperatur	Konstan (tabel 3.5)
	<i>Mass flow rate</i>	Variasi (tabel 3.6)

Sedangkan parameter output yang diharapkan dari simulasi ini dapat dilihat pada Tabel 3.8.

Tabel 3.9 Parameter *Output* Simulasi

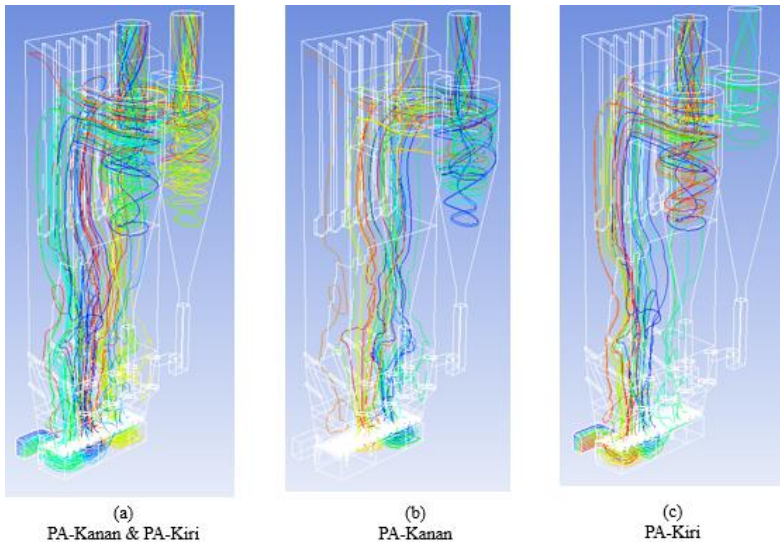
Tinjauan	Parameter	Lokasi tinjauan
Fluidisasi	Volume fraction pasir	<i>Plane-x center furnace Wall section furnace dan cyclone</i>
	Kecepatan udara	<i>Plane-x center furnace Plane-y (6 m)</i>
	Tekanan	<i>Plane-x center furnace</i>
Potensi Erosi	Volume fraction dan kecepatan pasir	<i>Plane-y (20; 26; 28 m) Wingwall superheater</i>
Pembakaran	Temperatur	<i>Plane-x center furnace Plane-y (5,3; 7; 9; 12; 20; 28 m)</i>

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB IV ANALISIS DAN PEMBAHASAN

4.1 Hasil Geometri *Setup*

Sebelum dilakukan simulasi *CFB boiler* secara menyeluruh yaitu proses fluidisasi dan pembakaran, terlebih dahulu dilakukan pengecekan terhadap geometri yang dibuat apakah telah terhubung dengan baik antara satu daerah dengan daerah lainnya. Pengecekan geometri ini dilakukan dengan cara melakukan simulasi sederhana yang hanya melibatkan pengumpanan udara ke dalam *CFB boiler* melalui *primary air* dan *secondary air inlet*.



Gambar 4.1 *Pathline Primary Air* Sepanjang Geometri *CFB Boiler*

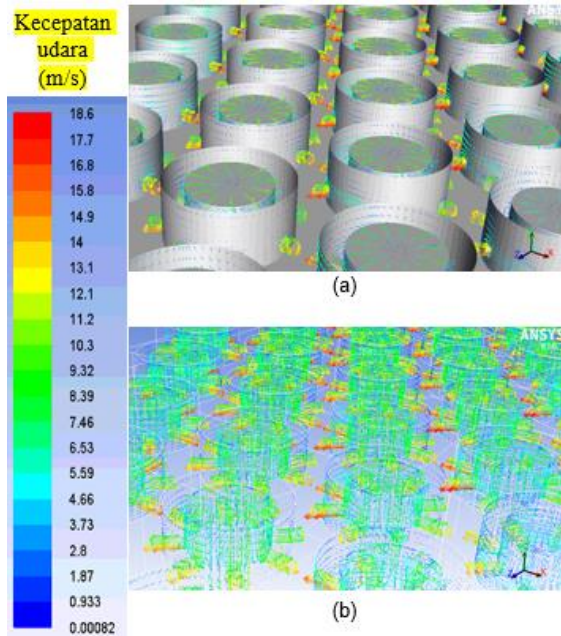
Hasil pengecekan geometri *CFB boiler* ini dapat dilihat pada Gambar 4.1 yang merupakan *pathline* udara yang diumpankan dari *primary air inlet*. *Primary air* mula-mula diumpankan melalui *boundary condition primary air inlet*

kemudian melintasi *windbox*, *nozzle*, zona *lower furnace*, *upper furnace* hingga masuk ke *cyclone* dan akhirnya udara tersebut keluar melalui saluran yang ada pada bagian atas *cyclone*. Akan tetapi, karena yang diumpangkan pada simulasi ini hanya udara saja maka tidak terlihat adanya partikel yang turun ke bagian bawah *cyclone*. Pada gambar 4.1 (a) merupakan *pathline* dari udara yang diumpangkan dari *boundary condition primary air* kanan dan kiri secara bersamaan, (b) merupakan *pathline* dari udara yang diumpangkan dari *boundary condition primary air* kanan saja, (c) merupakan *pathline* dari udara yang diumpangkan dari *boundary condition primary air* kiri saja. Ketiga bagian gambar tersebut menunjukkan bahwa udara yang diumpangkan melalui *boundary condition primary air* kanan cenderung akan lebih banyak masuk ke *cyclone* bagian kanan dan sebaliknya udara yang diumpangkan melalui *boundary condition primary air* kiri cenderung akan masuk ke *cyclone* bagian kiri.

Pada Gambar 4.2 ditampilkan vektor kecepatan udara yang keluar dari *nozzle*. Dari gambar tersebut dapat diketahui bahwa udara masuk ke dalam *header* yang ada pada bagian bawah *nozzle* dan keluar secara merata dari 8 lubang yang ada pada bagian samping *nozzle*. Hasil pengecekan geometri ini menunjukkan bahwa daerah-daerah dari *primary air inlet* hingga *cyclone* pada geometri *CFB boiler* ini telah terhubung satu sama lain dengan baik.

Pengecekan terhadap geometri *CFB boiler* ini juga dilakukan dengan menampilkan *pathline* udara yang diumpangkan dari *secondary air inlet* seperti pada Gambar 4.3. Lintasan udara dari *secondary air inlet* yang terdiri dari 16 *inlet* mula-mula masuk melalui menuju *furnace* melalui *inlet* dengan arah ke bawah karena *inlet secondary air* condong mengarah ke bawah. Kemudian baru udara bergerak menuju ke *upper furnace* dan memasuki *cyclone* hingga akhirnya keluar melalui *flue-gas outlet*. Dari gambar tersebut dapat diketahui bahwa domain dari *secondary air inlet* hingga ke *cyclone* telah terhubung dengan baik sehingga geometri ini dapat digunakan untuk melakukan simulasi lebih lanjut untuk

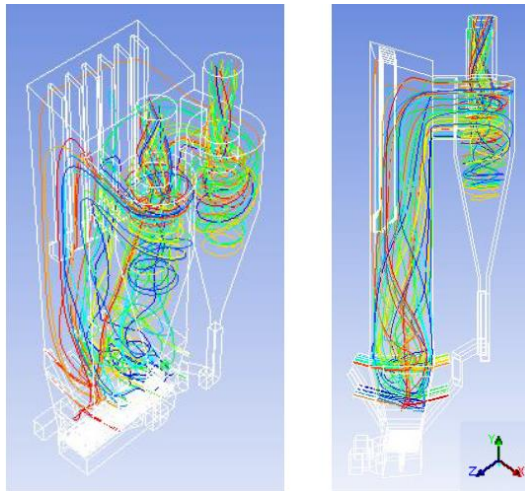
mengetahui karakteristik fluidisasi, potensi erosi dan pembakaran pada *CFB boiler*.



Gambar 4.2 Vektor Kecepatan *Primary air* Melalui *Nozzle*; (a) *face*, (b) *edge*

Pada sub-bab berikutnya akan dilakukan analisa terhadap hasil simulasi *CFB boiler* yang dilakukan pada lima variasi rasio *primary air* dan *secondary air* seperti pada Tabel 4.1 Analisa akan dilakukan terhadap karakteristik fluidisasi, potensi erosi, dan pembakaran. Analisa terhadap karakteristik fluidisasi akan ditinjau dari distribusi fraksi volume pasir, distribusi kecepatan udara superficial, dan distribusi tekanan. Kemudian analisa terhadap karakteristik potensi erosi akan ditinjau melalui dari distribusi fraksi volume dan kecepatan pasir di daerah superheater dan *cyclone*. Sedangkan untuk karakteristik pembakaran akan dianalisa dari distribusi temperatur. Sehingga nantinya dari hasil dari

penelitian ini dapat diketahui bagaimana pengaruh rasio *primary air* dan *secondary air* terhadap karakteristik fluidisasi, potensi erosi, dan pembakaran dan dapat diketahui berapa rasio *primary air* dan *secondary air* paling optimal untuk kasus *CFB boiler* ini berdasarkan parameter-parameter tersebut.



Gambar 4.3 *Pathline Secondary Air* Sepanjang Geometri *CFB Boiler*

Tabel 4.1 Variasi Rasio *Primary air* dan *Secondary air*

Kasus	%PA - %SA	\dot{m} <i>primary air</i> (kg/s)	\dot{m} <i>secondary air</i> (kg/s)	\dot{m} total (kg/s)
1	40 - 60	9,86	14,80	24,66
2	50 - 50	12,33	12,33	24,66
3	60 - 40	13,343	8,896	24,66
4	70 - 30	15,567	6,672	24,66
5	80 - 20	17,791	4,599	24,66

4.2 Analisa Karakteristik Fluidisasi

Pada bagian analisa karakteristik fluidisasi terdiri dari tiga paramater yang akan dianalisa yaitu fraksi volume pasir, kecepatan

udara dan tekanan. Analisa dilakukan dengan menampilkan hasil kualitatif berupa kontur pada beberapa penampang di *furnace* dan *cyclone*, dan hasil juga akan ditampilkan secara kuantitatif berupa grafik pada beberapa daerah yang dianggap penting untuk dianalisa secara lebih komprehensif.

4.2.1 Distribusi Fraksi Volume Pasir

Dalam kimia, fraksi volume φ_i , didefinisikan sebagai volume suatu konstituen V_i dibagi dengan volume keseluruhan dari semua konstituen dalam campuran V sebelum tercampur.

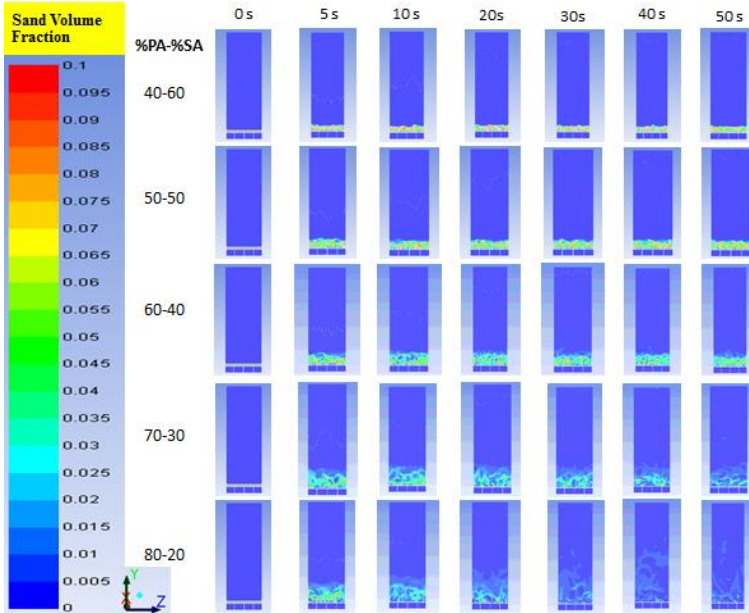
$$\varphi_i = \frac{V_i}{\sum V} \quad (2.2)$$

Fraksi volume merupakan satuan tidak berdimensi sehingga satuannya hanya dinyatakan dalam bilangan seperti 0,18. Fraksi volume memiliki konsep yang sama dengan persen volume (vol%) yang dinyatakan dengan persentase seperti 18%. Fraksi volume (persentase volume, vol%) adalah salah satu cara untuk mengekspresikan komposisi campuran dengan kuantitas tak berdimensi, fraksi massa (persentase massa, wt%) dan fraksi mol (persentase mol, mol%) adalah jenis satuan lainnya yang biasa digunakan untuk mengamati karakteristik suatu campuran.

Hasil dari simulasi berupa distribusi fraksi volume pasir, seperti pada Gambar 4.4 sangat berguna untuk mengetahui fenomena fluidisasi yang terjadi di dalam *furnace CFB boiler* yang mana hal ini tidak dapat diketahui dengan melakukan pengamatan langsung di lapangan.

Gambar 4.4 merupakan kontur fraksi volume pasir yang ditampilkan pada penampang x-center dari *furnace* pada time step 0s, 5s, 10s, 20s, 30s, 40s, dan 50s untuk semua kasus variasi rasio *primary air* dan *secondary air*. Dari hasil tersebut dapat diketahui bahwa semua kasus menunjukkan bed expansion yang relatif homogen yang menunjukkan bahwa distribusi *primary air* dari *nozzle* cukup uniform. Meskipun semua kasus menunjukkan bed expansion, akan tetapi terdapat perbedaan yang signifikan pada

ketinggian *dense bed* dan formasi bed expansion antara kasus-kasus tersebut. *Dense bed* yang dimaksud adalah tumpukan pasir yang relatif padat dan berada pada *lower furnace* dimana mayoritas proses pencampuran udara dan bahan bakar terjadi di *dense bed* ini [18].



Gambar 4.4 Kontur Fraksi Volume Pasir pada Penampang Tengah Sumbu-x dari *Furnace* untuk Tiap Kasus pada $t=0-50s$

Ketinggian *dense bed* dari masing-masing kasus dengan rasio *primary air* dan *secondary air* (%PA-%SA) 40-60, 50-50, dan 60-40 berturut-turut adalah 1,8 m; 2,8 m; dan 3,1 m. Sementara untuk kasus dengan rasio *primary air* dan *secondary air* (%PA-%SA) 70-30 dan 80-20, tidak terlihat adanya *dense bed*, pasir cenderung terdistribusi secara merata disepanjang *furnace*. Ketinggian *dense bed* yang normal adalah sekitar 10% [19] dari ketinggian *furnace* yang mana pada penelitian ini ketinggian

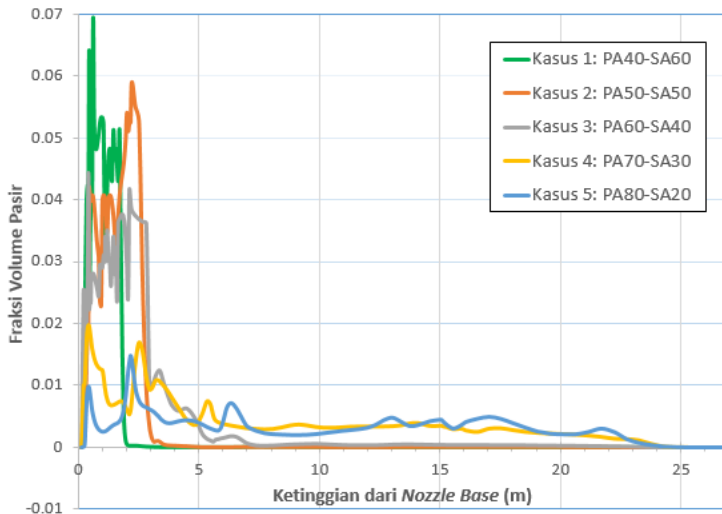
furnace adalah 27 m. Dari kriteria tersebut dapat diketahui bahwa kasus dengan rasio *primary air* dan *secondary air* (%PA-%SA) 50-50 dan 60-40 adalah kasus yang paling mendekati kriteria tersebut dibandingkan dengan kasus lainnya. Apabila ketinggian *dense bed* terlalu tinggi bahkan hingga tidak terlihat karena pasir telah terdistribusi secara merata disepanjang *furnace* seperti yang ditunjukkan pada kasus dengan rasio *primary air* dan *secondary air* (%PA-%SA) 70-30 dan 80-20, dikhawatirkan pasir dengan jumlah yang banyak akan masuk ke *cyclone* sehingga dapat menyebabkan erosi pada dinding *cyclone*. Sebaliknya apabila ketinggian *dense bed* terlalu rendah seperti yang ditunjukkan pada kasus dengan rasio *primary air* dan *secondary air* (%PA-%SA) 40-60, hal ini mengindikasikan bahwa fluidisasi belum terjadi yang mana dapat berimbas pada buruknya proses pencampuran antara udara dan bahan bakar dan juga dapat berimbas pada turunnya efisiensi pembakaran. Bahkan selain mengakibatkan pada buruknya proses pencampuran antara udara dan bahan bakar, ketinggian *dense bed* yang terlalu rendah dapat mengakibatkan kecelakaan fatal yaitu *windbox explosion* karena pasir dan unburnt fuel dapat terakumulasi di dalam *windbox* dan berpotensi terbakar di dalam *windbox* [5].

Berdasarkan Gambar 2.3 yang menjelaskan proses terbentuknya fluidisasi, pada kasus 1 dengan rasio *primary air* dan *secondary air* (40-60) dapat berada pada zona *static bed* atau pada zona *bubbling bed*, kemudian untuk kasus 2 (50-50) pada sekitar zona *turbulent bed* dan kasus 3 (60-40) kemungkinan berada pada daerah permulaan zona *entrained bed*, sedangkan untuk kasus 4 (70-30) dan kasus 5 (80-20) berada pada zona *entrained bed*. Sehingga dalam hal ini dapat diketahui bahwa titik *minimum fluidization velocity* pada kasus simulasi ini kurang lebih dicapai pada kecepatan *primary air* yang digunakan pada kasus 1 (40-60). Sedangkan titik transisi dari *turbulent flow* ke *entrained flow* berada pada kecepatan *primary air* yang digunakan pada kasus 3 (60-40). Propertis dari udara dan bed material seperti viskositas, densitas, dan ukuran partikel sangat mempengaruhi nilai kecepatan

dari *minimum fluidization velocity* maupun *entrained flow*. Sehingga apabila terjadi perubahan pada propertis udara dan bed material yang digunakan maka perlu diadakan penelitian simulasi yang berbeda.

Pembahasan fraksi volume pasir disepanjang *furnace* juga dapat dianalisa dari plot fraksi volume pasir terhadap ketinggian *furnace* yang diambil pada garis tengah *furnace* seperti pada Gambar 4.5. Plot ini diambil pada time step terakhir dari simulasi yang dilakukan ini yaitu pada $t=50s$. Dari plot ini diketahui bahwa dengan meningkatnya persentase *primary air* akan meningkatkan ketinggian *dense bed* bahkan pada suatu kondisi bed dapat terdistribusi uniform disepanjang *furnace*. Pada kasus dengan persentase *primary air* melebihi 60% menghasilkan *entrained flow* dimana pada kasus tersebut tidak terlihat adanya *dense bed*, bed relatif terdistribusi secara uniform di sepanjang *furnace* yang kemungkinan besar pasir akan masuk menuju *cyclone* dalam jumlah yang besar. Sedangkan pada kasus dengan persentase *primary air* dibawah 50%, yakni kasus (40-60) terlihat bahwa ketinggian *dense bed* terlalu rendah yaitu 1,8 m. Hal ini disebabkan mass flow dari *primary air* kurang cukup untuk menyebabkan kondisi fluidisasi tubulent pada *furnace*.

Pada ketinggian *furnace* di atas saluran masuk *cyclone* (lebih dari 23 m) masih terlihat adanya fraksi pasir walaupun dengan jumlah sangat sedikit bahkan jumlahnya dapat diabaikan. Hal ini disebabkan karena saluran masuk *cyclone* tidak berada pada semua sisi *furnace*, sehingga pasir yang mengalir pada sisi yang tidak terdapat saluran masuk *cyclone* mampu naik melewati daerah di atas 23 m.



Gambar 4.5 Plot Fraksi Volume Pasir terhadap Ketinggian *Furnace* pada Garis Tengah *Furnace*

4.2.2 Distribusi Kecepatan Udara Superficial

Analisa terhadap karakteristik fluidisasi juga dilakukan melalui distribusi kecepatan udara superficial yang terjadi di dalam *furnace*. Adapun pengertian dari kecepatan superficial adalah kecepatan dari fluida baik cair ataupun gas yang digunakan untuk pengontakkan dengan partikel-partikel padat. Pada pembahasan ini kecepatan superficial yang ditampilkan adalah kecepatan yang mengarah ke sumbu-y karena pada arah inilah udara akan berkontribusi pada terjadinya proses fluidisasi. Dari analisa terhadap distribusi kecepatan udara superficial ini dapat diketahui apakah fluidisasi telah berjalan dengan baik.

Sebelum ditampilkan distribusi kecepatan udara superficial yang didapatkan dari simulasi. Akan dilakukan terlebih dahulu perhitungan kecepatan udara superficial dari beberapa persamaan empiris yaitu berupa U_{mf} yang merupakan kecepatan udara yang dibutuhkan untuk terjadinya *bubbling bed* dimana gaya drag udara sama dengan gaya berat partikel. Kemudian juga akan

dihitung nilai U_c yaitu kecepatan transisi dari kondisi *bubbling bed* ke *turbulent bed*.

1. *Minimum fluidization velocity* (U_{mf}), dari Persamaan 2.1 untuk menghitung Ar , Persamaan 2.2 untuk menghitung Re_{mf} , dan Persamaan 2.3 untuk menghitung U_{mf} . Data densitas udara dan viskositas udara tercantum pada Tabel 3.3 dan untuk data diameter partikel pasir dan densitas pasir tercantum pada Tabel 3.5.

$$Ar = \frac{0,295(2500 - 0.295)9,81 \times 0,0002^3}{(4,49 \times 10^{-5})^2} = 28,706$$

$$Re_{mf} = [27,2^2 + 0,0408 \times 28,706]^{0,5} - 27,2 = 0,02$$

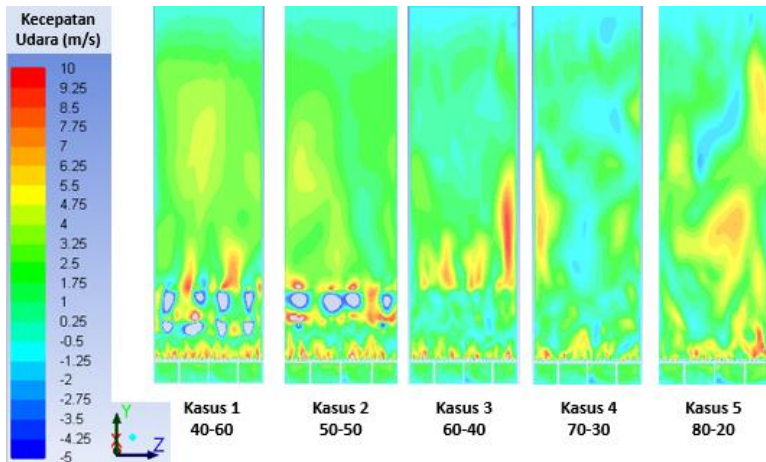
$$U_{mf} = \frac{0,02 \times 4,49 \times 10^{-5}}{0,0002 \times 0,316} = 0,014 \text{ m/s}$$

2. Transisi ke *turbulent bed* (U_c)

$$U_c = 3 \cdot \sqrt{2500 \times 0,0002 - 0,17} = 1,95 \text{ m/s}$$

Pada Gambar 4.6 ditampilkan kontur kecepatan udara superficial arah sumbu-y yang diambil pada penampang tengah sumbu-x *furnace* pada $t = 50s$. Dari gambar dapat diketahui bahwa pada kasus 1 (40-60) dan kasus 2 (50-50) terlihat pada daerah di sekitar *inlet secondary air* mengalami nilai kecepatan negatif. Hal ini dikarenakan *inlet secondary air* yang condong mengarah ke bawah dan karena pada kasus tersebut persentase *secondary air* relatif besar. Sedangkan pada kasus lainnya yaitu kasus 3 (60-40), kasus 4 (70-30), dan kasus 5 (80-20) nilai kecepatan negatif pada daerah tersebut akan menurun akibat persentase *secondary air* yang semakin sedikit. Selain itu dapat pula diketahui bahwa pada daerah *upper furnace*, kecepatan udara lebih dipengaruhi oleh

secondary air. Hal ini dapat dilihat pada kontur kecepatan di *upper furnace* dari kasus 1 (40-60) dan kasus 2 (50-50) yang memiliki nilai lebih tinggi daripada kasus lainnya.



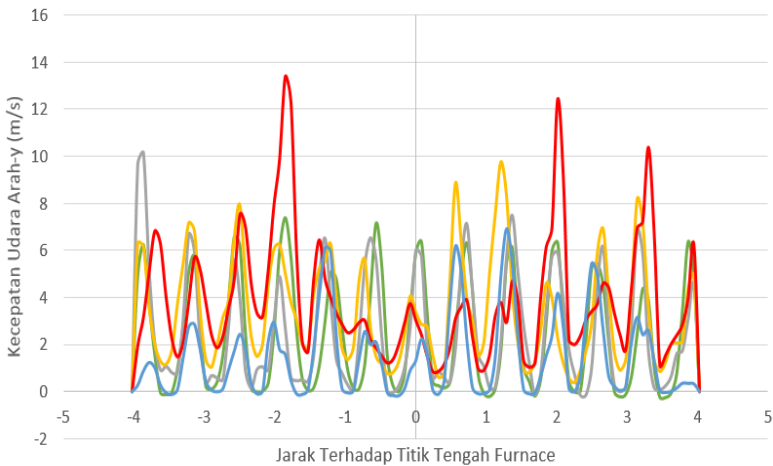
Gambar 4.6 Kontur Kecepatan Udara Arah Sumbu-y pada Penampang Tengah Sumbu-x dari *Furnace*

Distribusi kecepatan udara ini juga dianalisa dari plot kecepatan udara arah sumbu-y terhadap jarak dari titik referensi $z=0$ pada ketinggian 1 meter di atas *nozzle* seperti pada Gambar 4.7. Pengambilan data pada ketinggian 1 meter di atas *nozzle* karena pada daerah ini terdapat *dense bed* sehingga dapat digunakan untuk mengetahui bagaimana distribusi dan nilai dari kecepatan udara superficial, yang mana udara superficial ini adalah kecepatan udara yang digunakan untuk pengontakkan dengan partikel-partikel pasir.

Diketahui bahwa pada daerah dinding mengalami kecepatan minimum akibat tegangan geser dinding dan juga pada kasus 1 (40-60) dan kasus 2 (50-50) terkadang terjadi kecepatan minimum akibat udara bertumbukkan dengan partikel pasir sehingga arah udara tidak mengarah ke sumbu-y. Kemudian nilai rata-rata kecepatan udara superficial pada kasus (%PA-%SA) 40-

60, 50-50, 60-40, 70-30 dan 80-20 berturut-turut adalah 1,43 m; 2,38 m; 2,53 m; 3,35 m; dan 3,77 m. Hal ini menunjukkan bahwa kasus 1 (40-60) adalah kasus dengan nilai kecepatan udara superficial terendah dan sebaliknya kasus 5 dengan (80-20) adalah kasus dengan nilai kecepatan udara superficial tertinggi. Maka dapat diketahui bahwa dengan penambahan persentase *primary air*, kecepatan udara superficial akan semakin meningkat yang mana kecepatan udara superficial ini sangat berdampak pada pola fluidisasi yang terjadi.

Dari hasil simulasi yang dibandingkan dengan perhitungan kecepatan udara superficial teoritis, maka dapat disimpulkan bahwa kasus 1 (40-60) berada pada zona *bubbling bed* karena nilai kecepatan udara superficialnya berada diantara nilai U_{mf} dan U_c . Kemudian untuk kasus 2 (50-50), kasus 3 (60-40), kasus 4 (70-30), dan kasus 5 (80-20) dapat berada pada zona *turbulent bed* atau pada zona *entrained bed* karena nilai kecepatan udara superficial-nya lebih besar nilai U_c .



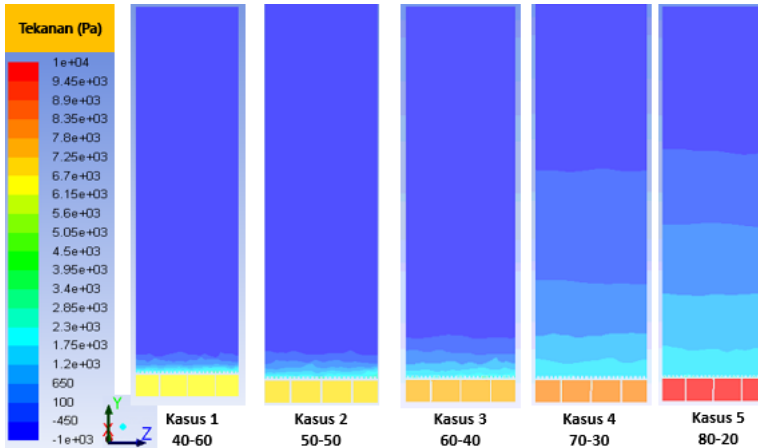
Gambar 4.7 Plot Kecepatan Udara terhadap Jarak dari Titik $z=0$ Furnace

4.2.3 Distribusi Tekanan

Tekanan adalah satu-satunya parameter yang terukur dalam analisa fluidisasi ini, dimana parameter lainnya yaitu fraksi volume pasir dan kecepatan udara superficial sulit untuk diukur dan diketahui secara pasti dalam kenyataannya di lapangan. Tekanan di dalam *furnace* sangat berkaitan langsung dengan proses fluidisasi sehingga dapat memberikan gambaran bagaimana proses fluidisasi yang terjadi di dalam *furnace*. Dari Gambar 2.3 dapat diketahui bahwa *pressure drop* pada bed akan meningkat secara drastis pada kondisi *static bed* hingga dicapainya titik *minimum fluidization velocity* (U_{mf}). Kemudian *pressure drop* akan cenderung konstan pada kondisi *bubbling bed* dan *turbulent bed*. Apabila bed mengalami *entrained flow* dimana bed dan bahan bakar banyak yang terangkat keluar *furnace* maka *pressure drop* akan turun secara drastis.

Pada pembahasan ini, distribusi tekanan dianalisa melalui kontur tekanan pada penampang tengah sumbu-x dari *furnace* pada $t= 50s$ seperti pada Gambar 4.8 dan juga plot tekanan terhadap ketinggian *furnace* seperti pada Gambar 4.9 untuk dapat mengetahui tren *pressure drop* dari masing-masing kasus.

Dari Gambar 4.8 dapat diketahui bahwa kasus (%PA-%SA) 40-60, 50-50, 60-40, 70-30 dan 80-20 memiliki nilai tekanan *windbox* berturut-turut adalah 6,2 kPa; 6,9 kPa; 7,7 kPa; 8,2 kPa; dan 9,7 kPa. Hal ini menunjukkan bahwa dengan ditingkatkannya persentase *primary air*, tekanan *windbox* akan mengalami kenaikan akibat semakin besarnya jumlah udara yang masuk ke *windbox*. Pada umumnya tekanan ideal *windbox* pada *CFB boiler* ini adalah sekitar 6,5-7,5 kPa [19]. Sehingga dari kriteria tersebut hanya kasus 2 (50-50) yang memenuhi kriteria ideal. Apabila nilai tekanan *windbox* jauh melebihi nilai 7,5 kPa dapat dikhawatirkan menyebabkan ledakan pada *windbox*. Sebaliknya apabila nilai tekanan *windbox* kurang dari 5,5 kPa dapat mengindikasikan bahwa *mass flow primary air* kurang mencukupi untuk membuat kondisi fluidisasi pada bed material.



Gambar 4.8 Kontur Tekanan pada Penampang Tengah Sumbu-x dari *Furnace*

Gambar 4.9 menampilkan plot tekanan terhadap ketinggian *furnace* pada garis tengah *furnace* sebagai dasar analisa tren tekanan terhadap ketinggian *furnace* dan juga nilai *pressure drop* dari masing-masing kasus. *Windbox* berada pada ketinggian 3,3-5 m, sedangkan *furnace* chamber berada pada ketinggian 5-32 m. Dari plot tersebut dapat diketahui bahwa terjadi perbedaan tekanan yang sangat besar antara daerah *windbox* dan daerah *furnace* chamber pada setiap kasus. Selain itu dapat diketahui pula bahwa nilai tekanan mengalami penurunan seiring dengan semakin tinggi lokasi tinjauannya. Kemudian untuk *pressure drop* pada bed, kasus 1 (40-60) mengalami *pressure drop* yang paling besar. Hal ini dapat dilihat dari tren tekanan yang turun secara signifikan pada daerah bed-nya. Sedangkan untuk kasus 5 (%PA-%SA) 80-20 memiliki *pressure drop* yang paling rendah dibandingkan dengan kasus lainnya dimana tren penurunan tekanan relatif lebih landai. Secara berturut-turut nilai bed *pressure drop* dari kasus (%PA-%SA) 40-60, 50-50, 60-40, 70-30 dan 80-20 adalah 2,46 kPa; 2,37 kPa; 1,27 kPa; 0,30 kPa; dan 0,17 kPa. Pada kasus 1 dan 2 nilai *pressure drop* tidak mengalami perbedaan *pressure drop*

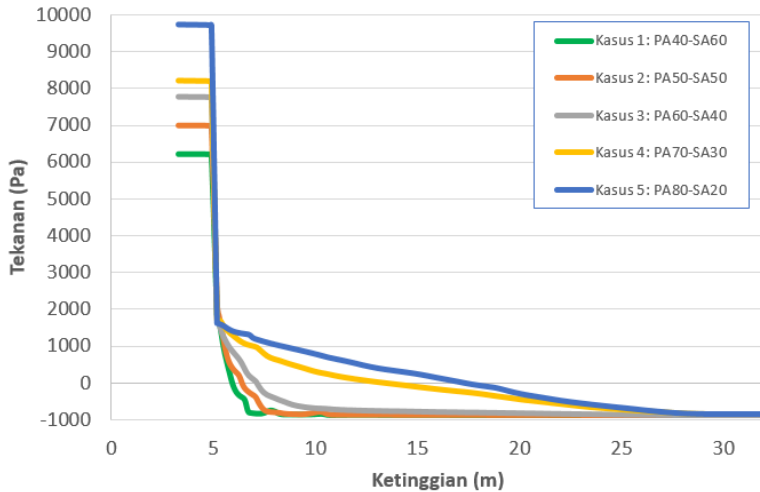
yang terlalu signifikan sehingga hal ini mengindikasikan bahwa pada kedua kasus ini berada pada zona *bubbling* hingga *turbulent bed*. Kemudian mulai dari kasus 3 terjadi penurunan *pressure drop* yang cukup signifikan dan terus turun pada kasus 4 dan 5. Maka dari parameter *pressure drop* ini diketahui bahwa kasus 3, 4, dan 5 berada pada zona *entrained bed*.

Ergun (1952) [5] membuat suatu persamaan untuk mengetahui *pressure drop* pada *dense bed*.

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu U}{(\phi d_p)^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho_g U^2}{\phi d_p}, \quad (4.1)$$

dimana ΔP adalah *pressure drop*, L adalah jarak antara titik tinjauan, ε adalah *voidage* (celah antara *dense bed*), U adalah kecepatan udara superficial melewati celah bed, μ adalah viskositas udara, d_p adalah diameter partikel pasir, ϕ adalah sphericity, dan ρ_g adalah densitas gas.

Dari Persamaan 4.1 dapat diketahui hubungan antara *pressure drop* dengan beberapa parameter fluidisasi lainnya. Parameter kecepatan udara superficial, viskositas udara, dan densitas gas berbanding lurus dengan *pressure drop*. Sedangkan parameter *voidage* (celah antara partikel pasir) dan diameter partikel memiliki hubungan yang berbanding terbalik dengan *pressure drop*. Dengan peningkatan persentase *primary air* yang diumpankan akan menyebabkan kecepatan udara superficial akan meningkat sekaligus meningkatkan nilai *pressure drop* seperti yang ditunjukkan pada zona *static bed* hingga *bubbling bed*. Akan tetapi dengan meningkatnya kecepatan udara superficial juga beimbis pada kenaikan nilai *voidage* (celah antara *dense bed*) yang sangat besar sehingga pada suatu kondisi tertentu *pressure drop* akan turun kembali seperti yang terjadi pada zona *entrained bed*.



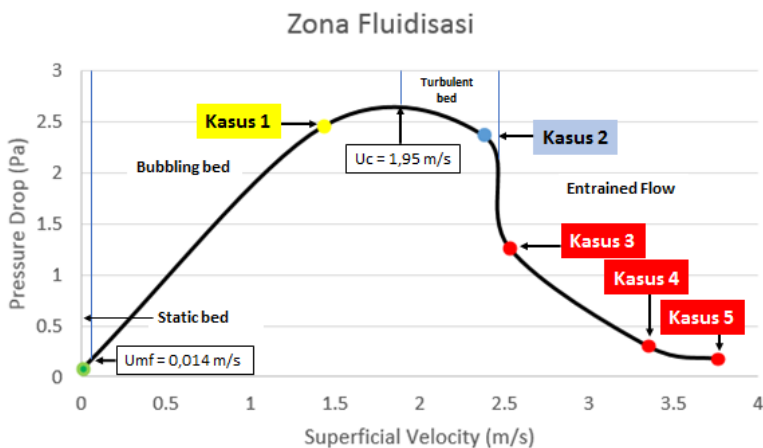
Gambar 4.9 Plot Tekanan terhadap Ketinggian *Furnace* pada Garis Tengah *Furnace*

Berdasarkan analisa komprehensif terhadap parameter fluidisasi yang terdiri dari distribusi fraksi volume pasir, distribusi udara, dan distribusi tekanan dapat disimpulkan kondisi proses fluidisasi dari masing-masing kasus seperti pada Gambar 4.10. Pada kasus 1 dan 2 nilai *pressure drop* tidak mengalami perbedaan *pressure drop* yang terlalu signifikan, sehingga dapat disimpulkan bahwa kasus 1 (40-60) dan 2 (50-50) berada pada zona *bubbling bed* atau *turbulent bed*. Kemudian dari hasil analisa terhadap distribusi fraksi volume pasir telah diketahui bahwa kasus 2 (50-50) berada pada zona *turbulent bed* karena ketinggian *dense bed* adalah sekitar 10% *furnace*, sedangkan kasus 1 (40-60) berada pada zona *bubbling bed* karena ketinggian *dense bed* di bawah 10 % ketinggian *furnace*. Dari analisa terhadap distribusi kecepatan udara superficial juga menunjukkan hal yang serupa dimana kasus 1 (40-60) berada pada zona *bubbling bed* karena nilai kecepatan udara superficial-nya berada diantara U_{mf} dan U_c . Kemudian untuk kasus 2 (%PA-%SA) 50-50 berada pada zona

turbulent bed karena nilai kecepatan udara superficialnya berada diantara nilai U_c .

Kemudian pada kasus 3 (60-40) mulai mengalami penurunan *pressure drop* yang cukup drastis sehingga dapat diketahui bahwa kasus 3 ini masuk pada zona peralihan dari *turbulent bed* ke *entrained bed*. Hal ini juga ditunjukkan dari dianalisa terhadap parameter fraksi volume pasir dimana mulai terlihat beberapa partikel pasir telah memasuki *cyclone*.

Sedangkan pada kasus 4 (70-30) dan 5 (80-20) terus mengalami penurunan *pressure drop* yang drastis sehingga dapat disimpulkan ketiga kasus ini masuk pada zona entrained zone dimana partikel pasir sangat banyak yang terbawa keluar *furnace* yang mana hal ini dapat berpotensi menyebabkan erosi pada *cyclone*.



Gambar 4.10 Zona Proses Fluidisasi dari Tiap Kasus Berdasarkan Analisa pada Parameter Fluidisasi

4.3 Analisa Potensi Erosi

Pada sub-bab 2.6 telah diuraikan berbagai isu pada pengoperasian dan perawatan *CFB boiler*. Diketahui bahwa masalah yang terbesar dan paling sering terjadi adalah degradasi material

akibat tererosi oleh partikel pasir. Daerah-daerah yang paling berpotensi terjadi erosi adalah pada *cyclone*, *wingwall superheater*, *lower furnace*, *wall tubes*, dan *nozzle grid*. Pada pembahasan potensi erosi ini akan lebih fokus pada daerah *cyclone* dan *wingwall superheater* saja karena pada daerah tersebut adalah daerah yang potensi erosinya lebih dipengaruhi oleh parameter operasi khususnya rasio *primary air* dan *secondary air*. Sedangkan untuk *lower furnace* erosi yang terjadi hampir tidak dapat dihindari dari perubahan parameter operasi karena kemungkinan pada setiap kasus yang divariasikan pada penelitian ini akan menghasilkan pola aliran bed material yang mengalami turbulensi yang tinggi pada daerah tersebut. Kemudian untuk daerah *wall tubes*, erosi yang terjadi lebih dikarenakan faktor desain. Kemudian untuk daerah *nozzle grid* kejadiannya hanya akan ditemui pada pengoperasian dengan kecepatan udara superficial yang sangat rendah.

Berdasarkan Persamaan 2.7 dan 2.8 diketahui bahwa terdapat beberapa faktor yang berpengaruh pada laju erosi. Salah satu faktor tersebut adalah kecepatan pasir dan konsentrasi pasir. Dikarenakan kedua parameter ini adalah parameter yang mampu didapatkan dari hasil simulasi, maka dari itu pada bagian analisa karakteristik potensi erosi ini terdiri dari dua parameter yang akan dianalisa yaitu fraksi volume pasir dan kecepatan pasir terutama di bagian *wingwall superheater* dan *cyclone*. Analisa dilakukan dengan menampilkan kontur maupun vektor pada beberapa penampang di daerah *furnace*, *wingwall superheater* dan *cyclone*.

4.3.1 Distribusi Fraksi Volume Pasir

Pada sub-sub bab ini akan dibahas distribusi fraksi volume pasir yang berukuran relatif lebih kecil atau yang lebih sering disebut *fine particles*. *Fine particles* berbeda dengan *dense bed* yang cenderung hanya berfluktuasi di bagian *lower furnace* yang berguna untuk proses fluidisasi, *fine particles* yang cenderung berukuran lebih kecil dan tidak menggumpal seperti *dense bed*. Banyaknya *fine particles* yang mencapai *wingwall superheater* dan

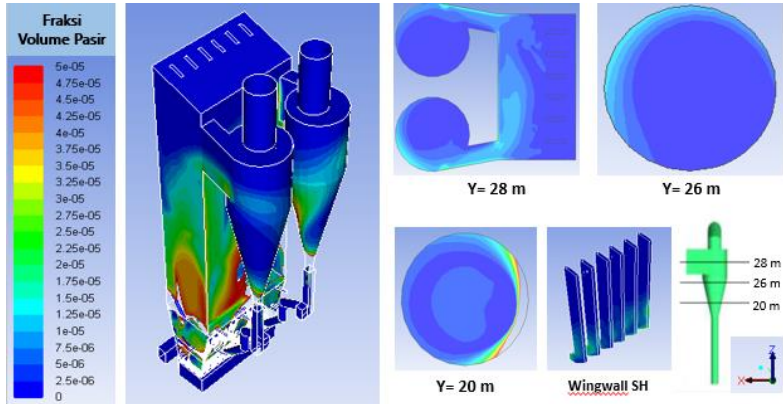
cyclone dapat menyebabkan erosi yang parah pada daerah tersebut. Perlu dilakukan pengaturan nilai range fraksi volume yang sangat kecil agar kontur yang dihasilkan lebih informatif untuk analisa distribusi fraksi volume pasir (fine particles) pada masing-masing kasus.

Dari Gambar 4.11 yakni kontur fraksi volume pasir pandangan isometrik, elevasi *cyclone* di 28 m, 26 m, dan 20 m, dan juga *wingwall superheater* untuk kasus 1 (40-60). Nilai range fraksi volume yang digunakan adalah $0-5,0e^{-5}$. Dari gambar dapat diketahui bahwa partikel pasir yang mencapai *cyclone* hanya sedikit sekali yakni sekitar $1,5e^{-5} - 2,0e^{-5}$ (15-20 ppm). Kemudian untuk daerah *wingwall superheater*, partikel pasir hanya terdapat pada bagian pangkal bawahnya saja dengan nilai fraksi volume sekitar $1,5e^{-5}$ (15 ppm). Partikel pasir cenderung masih berada pada *furnace*, sehingga potensi erosi pada bagian *cyclone* pada kasus ini relatif kecil.

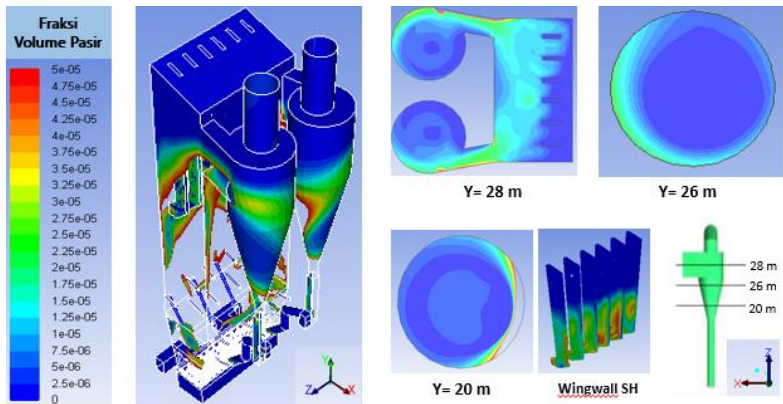
Kemudian untuk distribusi fraksi volume partikel pasir kasus 2 (50-50) seperti yang ditampilkan pada Gambar 4.12 dapat diketahui bahwa terjadi kenaikan konsentrasi partikel pasir yang mencapai *wingwall superheater* maupun *cyclone*. Pada *cyclone* fraksi volume pasir maksimal dapat mencapai nilai $4,5e^{-5}$ (45 ppm) yaitu pada daerah *inlet duct*. Kemudian untuk daerah *wingwall superheater* konsentrasi partikel pasir lebih tinggi dibandingkan pada kasus 1, yakni dapat mencapai nilai $4,2e^{-5}$ (42 ppm).

Distribusi fraksi volume partikel pasir pada kasus 3 (60-40) dapat dilihat pada Gambar 4.13. Pada kasus 3 ini nilai range fraksi volume dibuat berbeda dengan kasus 1 dan kasus 2 yakni (0-0,001) karena seperti yang telah diketahui pada sub-bab sebelumnya bahwa pada kasus 3 kemungkinan jumlah partikel yang memasuki *cyclone* lebih banyak dibandingkan kasus 1 dan 2. Dari gambar dapat diketahui bahwa partikel pasir yang mencapai *cyclone* adalah sekitar $3,0e^{-4} - 4,0e^{-5}$ (300-400 ppm) dan terpusat pada daerah *inlet duct*. Sedangkan pada *wingwall superheater* distribusi fraksi volume pasir hampir sama dengan kasus

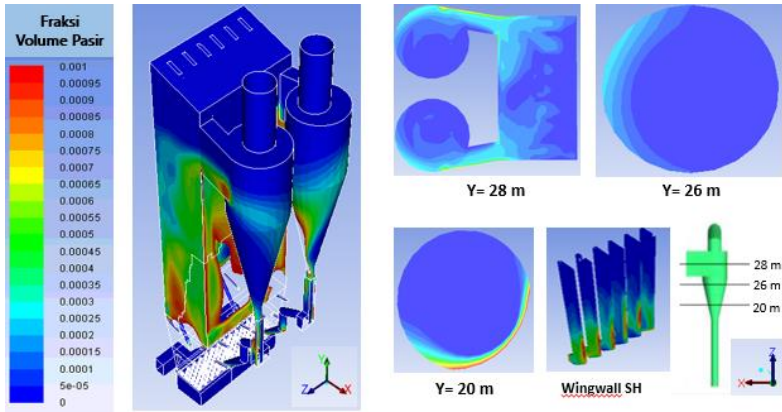
sebelumnya yakni lebih terkonsentrasi pada bagian pangkal bawah dan nilainya mencapai 0,001 (1000 ppm).



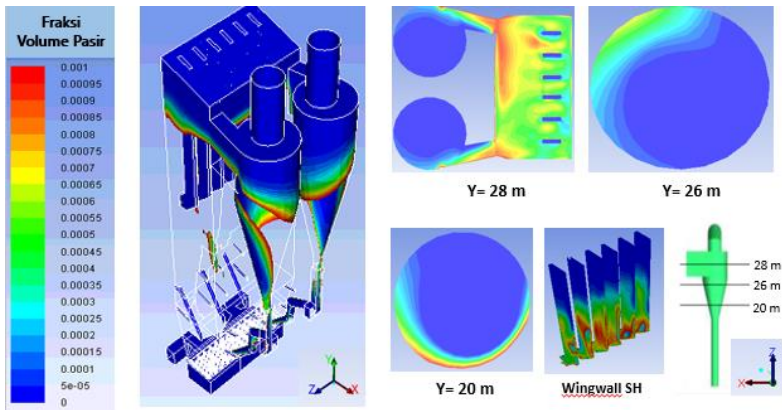
Gambar 4.11 Kontur Fraksi Volume Pasir Pandangan Isometrik, Elevasi *Cyclone*, dan *Wingwall Superheater* Kasus 1 (40-60)



Gambar 4.12 Kontur Fraksi Volume Pasir Pandangan Isometrik, Elevasi *Cyclone*, dan *Wingwall Superheater* Kasus 2 (50-50)



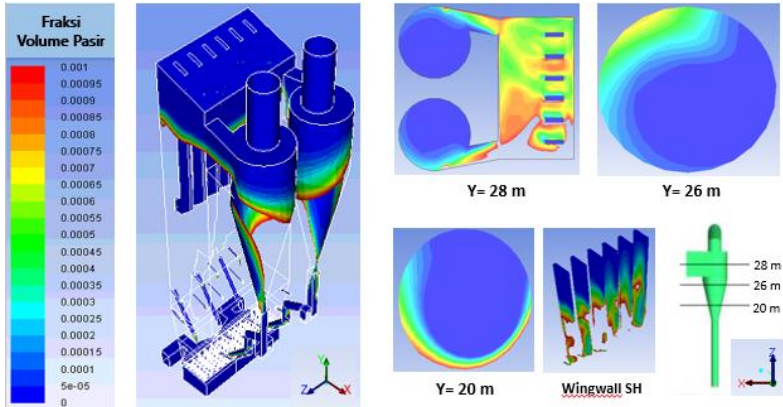
Gambar 4.13 Kontur Fraksi Volume Pasir Pandangan Isometrik, Elevasi *Cyclone*, dan *Wingwall Superheater* Kasus 3 (60-40)



Gambar 4.14 Kontur Fraksi Volume Pasir Pandangan Isometrik, Elevasi *Cyclone*, dan *Wingwall Superheater* Kasus 4 (70-30)

Kemudian pada kasus 4 (60-70) nilai fraksi volume pasir yang mencapai *wingwall superheater* maupun *cyclone* semakin meningkat. Pada *cyclone* fraksi volume pasir maksimal berada di daerah *inlet duct* yang mencapai nilai $5,0e^{-4}$ - $1,0e^{-4}$ (500-1000 ppm). Kemudian di daerah *wingwall superheater* nilai fraksi

volume pasir mencapai $1,1e^{-4}$ (1100 ppm). Pada kasus 5 (80-20) fraksi volume pasir yang mencapai *cyclone* dan *wingwall superheater* juga cukup tinggi. Pada *cyclone* dapat mencapai $5,0e^{-4}$ - $1,2e^{-4}$ (500-1200 ppm) dan pada *wingwall superheater* maksimal sekitar $1,3e^{-4}$ (1300 ppm).



Gambar 4.15 Kontur Fraksi Volume Pasir Pandangan Isometrik, Elevasi *Cyclone*, dan *Wingwall Superheater* Kasus 5 (80-20)

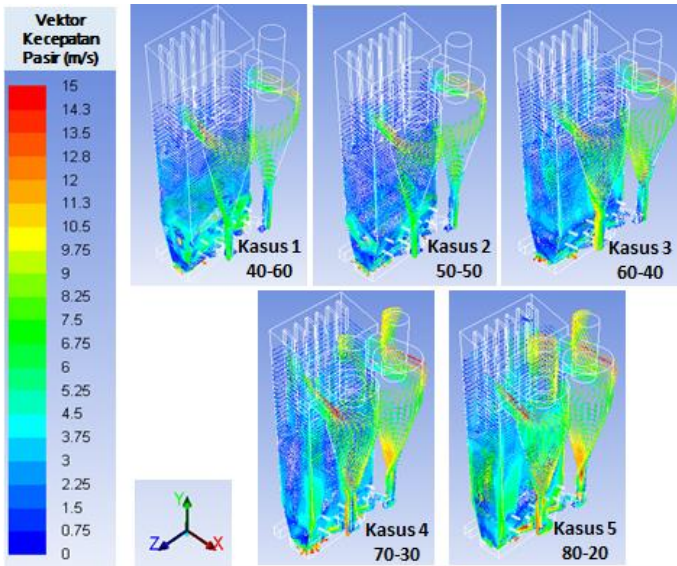
Dari pembahasan distribusi fraksi volume partikel pasir berukuran kecil ini, dapat diketahui bahwa dengan meningkatnya persentase *primary air* maka konsentrasi pasir di daerah *wingwall superheater* dan *cyclone* akan meningkat yang mana hal ini dapat meningkatkan pula potensi erosi yang terjadi pada daerah tersebut.

4.3.2 Distribusi Kecepatan Partikel Pasir

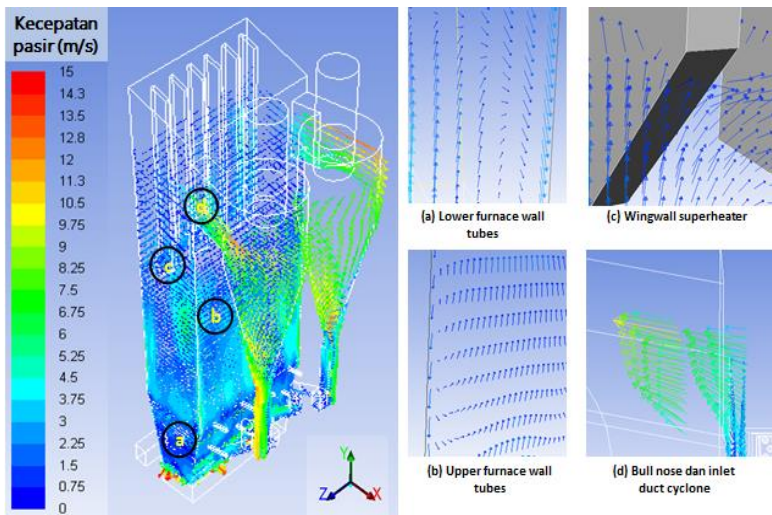
Pada sub-sub bab ini akan dibahas distribusi kecepatan pasir melalui hasil simulasi berupa vektor kecepatan pasir pada penampang isometrik *CFB boiler*, pada beberapa penampang di *cyclone* ketinggian 28 m, 26 m, dan 20 m, dan juga pada *wingwall superheater*.

Pada Gambar 4.16 ditampilkan vektor kecepatan pasir pada penampang keseluruhan *CFB* untuk semua kasus pada $t=50s$ dan Gambar 4.17 merupakan gambar detail pada beberapa daerah

yang diambil pada kasus 3 (60-40). Dari kedua gambar tersebut dapat diketahui bahwa pada daerah *lower furnace* semua kasus menunjukkan arah vektor yang tidak teratur yang dapat menyebabkan erosi pada daerah tersebut. Sehingga pemasangan refractory dengan material yang kuat pada daerah *lower furnace* mutlak dilakukan karena potensi erosi pada daerah *lower furnace* ini terjadi hampir pada semua pola operasi. Kemudian untuk daerah *wall tubes* di *upper furnace* semua kasus menunjukkan arah vektor mengarah ke bawah sejajar dengan *wall tubes*. Sehingga potensi erosi pada daerah ini cenderung kecil. Selain itu dapat diketahui pula bahwa vektor kecepatan pasir yang masuk ke *cyclone* akan semakin meningkat dengan meningkatnya persentase *primary air*. Daerah pangkal bawah *wingwall superheater* sangat rawan terjadi erosi karena merupakan daerah yang pertama kali menerima hantaman partikel pasir. Kemudian untuk daerah *bull nose cyclone* juga mengalami kecepatan pasir yang tinggi dengan sudut vektor terhadap permukaan karena terjadi perubahan luas penampang yang drastis pada daerah tersebut. Untuk daerah *inlet duct* juga mengalami kecepatan pasir yang tinggi, akan tetapi karena arah vektornya cenderung sejajar dengan permukaan maka potensi erosi pada daerah tersebut lebih minim. Kasus 5 (80-20) adalah kasus dengan jumlah vektor terbanyak yang masuk ke daerah *cyclone*. Kemudian diketahui pula bahwa pada kasus 4 (70-30) dan kasus 5 (80-20) terlihat adanya vektor kecepatan pasir yang mengarah ke atas menuju *secondary loop*. Hal ini diakibatkan partikel pasir yang masuk ke *cyclone* tidak mampu lagi ditangkap secara maksimal karena jumlahnya telah melebihi *capture capacity* dari *cyclone* ini. Hal ini sangat membahayakan rangkaian *heat exchanger* yang ada pada *secondary loop*.

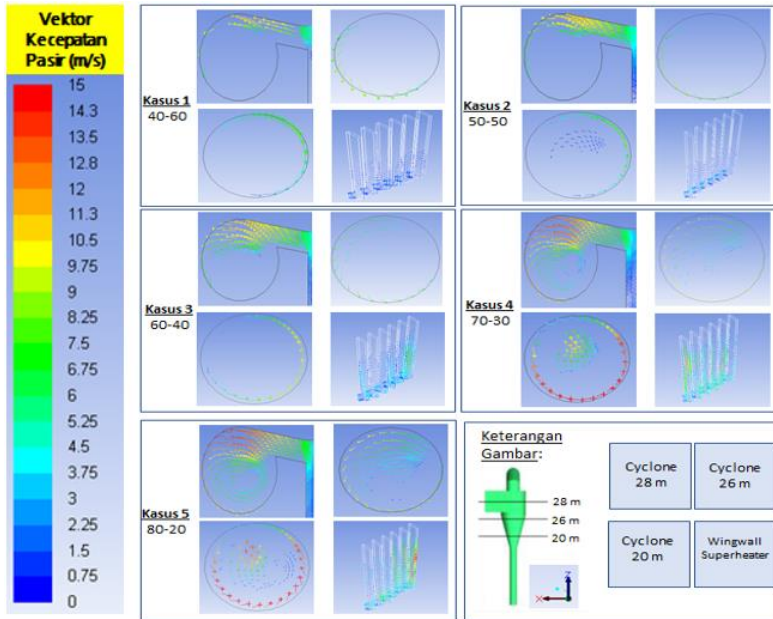


Gambar 4.16 Vektor Kecepatan Pasir pada Dinding Untuk Tiap Kasus



Gambar 4.17 Detail Vektor Kecepatan Pasir

Dengan tujuan untuk mendapatkan analisa vektor kecepatan pasir yang lebih lengkap di daerah *cyclone* dan *wingwall superheater* maka ditampilkan Gambar 4.18. Gambar 4.18 merupakan vektor kecepatan yang diambil pada elevasi *cyclone* 28 m, 26 m, dan 20 m, dan juga *wingwall superheater*. Dari gambar dapat diketahui bahwa pada semua kasus menunjukkan bahwa kecepatan pasir maksimal di *cyclone* terjadi pada *inlet duct* dan juga pada ketinggian 20 m akibat terjadi pengecilan penampang. Akan tetapi arah vektor pada *inlet duct* cenderung sejajar dengan permukaan dinding sehingga potensi erosinya cenderung kecil. Berbeda dengan daerah *target area* yang terlihat bahwa pada daerah tersebut vektor pasir menumbuk dengan sudut tertentu terhadap permukaan yang dapat mengakibatkan erosi. Selain itu dapat pula diketahui bahwa jumlah vektor dan nilai kecepatan partikel pasir semakin meningkat dengan meningkatnya persentase *primary air*. Kemudian untuk daerah *wingwall superheater* juga menunjukkan tren yang sama dengan vektor kecepatan pasir di *cyclone*, yang mana jumlah vektor dan nilai kecepatan partikel pasir di daerah *wingwall superheater* semakin tinggi dengan meningkatnya persentase *primary air*. Hal ini disebabkan oleh distribusi fraksi volume pasir yang semakin tinggi pula dengan meningkatnya persentase *primary air* seperti yang telah diketahui pada pembahasan sebelumnya. Daerah paling berpotensi terjadi erosi pada *wingwall superheater* adalah pada daerah pangkal bawah dikarenakan pada daerah ini adalah daerah yang pertama kali mengalami kontak dengan partikel pasir. Maka pemasangan refractory pada daerah *bull nose*, *target area* dan pangkal bawah *wingwall superheater* sangat penting dilakukan untuk memperpanjang umur pembangkit secara umum dan secara khusus umur *cyclone* dan *wingwall superheater*.



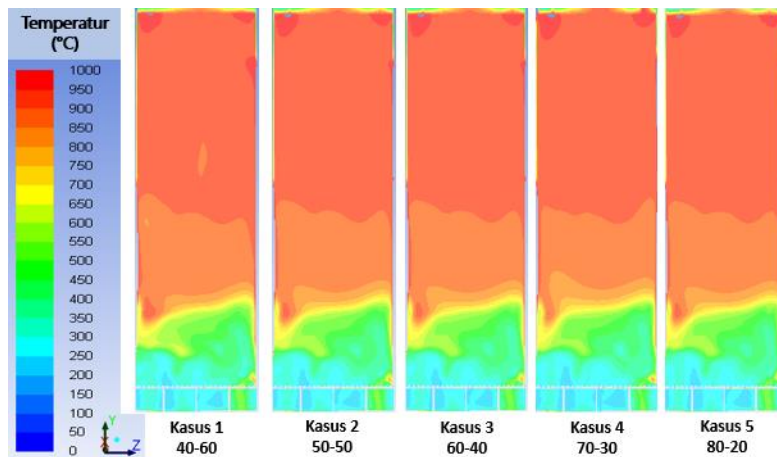
Gambar 4.18 Vektor Kecepatan Pasir pada *Cyclone* dan *Superheater* untuk Tiap Kasus

Dari pembahasan potensi erosi ini yang terdiri dari parameter fraksi volume pasir dan kecepatan pasir dapat disimpulkan bahwa rasio *primary air* dan *secondary air* sangat berpengaruh pada potensi erosi. Dimana dengan peningkatan persentase *primary air* akan meningkatkan fraksi volume pasir yang mencapai *wingwall superheater* dan *cyclone*, serta sekaligus dapat meningkatkan kecepatan pasir pada daerah *wingwall superheater* dan *cyclone*. Berdasarkan Persamaan 2.7 dan 2.8 dengan meningkatnya fraksi volume pasir (konsentrasi pasir) dan kecepatan partikel pasir maka semakin tinggi pula potensi terjadinya erosi. Walaupun ada faktor lain seperti sudut tumbukkan yang berpengaruh pada laju erosi, akan tetapi untuk saat ini hal tersebut belum memungkinkan untuk diketahui secara detail nilainya dari hasil simulasi. Parameter fraksi volume dan kecepatan

pasir dinilai sudah cukup mewakili pola erosi yang terjadi di *CFB boiler* ini. Pemasangan material (*refractory*) dengan spesifikasi yang lebih baik sangat diperlukan pada daerah-daerah rawan terjadi erosi agar dapat mengurangi dampak erosi sekaligus dapat memperpanjang umur *boiler* dan mengurangi kemungkinan kerugian-kerugian akibat shutdown yang tidak diinginkan.

4.4 Analisa Karakteristik Pembakaran

Analisa karakteristik pembakaran pada *CFB boiler* ini akan ditampilkan kontur temperatur pada *furnace*. Kontur temperatur diambil pada penampang vertikal memotong sumbu-x dan sumbu-z dan juga penampang horizontal pada beberapa elevasi *furnace*. Plot temperatur terhadap ketinggian titik pengukuran pada *furnace* juga akan ditampilkan untuk merinci bagaimana perbedaan distribusi temperatur yang dihasilkan dari tiap kasus.

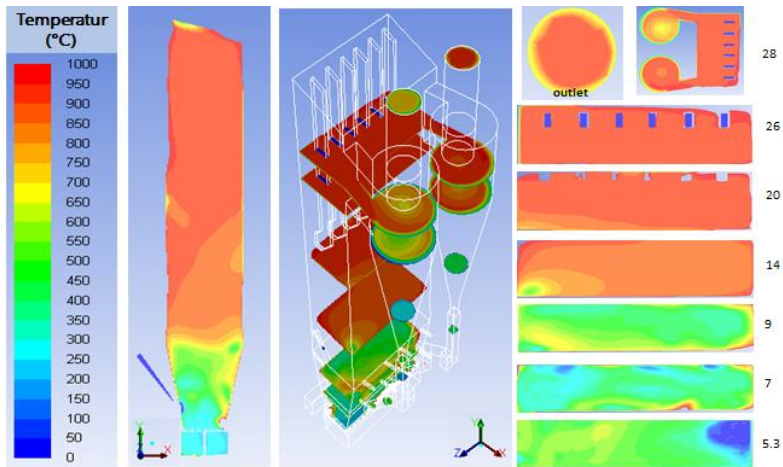


Gambar 4.19 Kontur Temperatur pada Penampang Tengah Sumbu-x dari *Furnace*

Pada Gambar 4.19 dapat dilihat kontur temperatur pada penampang tengah sumbu-x *furnace* yang diambil pada $t=50s$ dari semua kasus. Dari gambar dapat dilihat bahwa setiap kasus

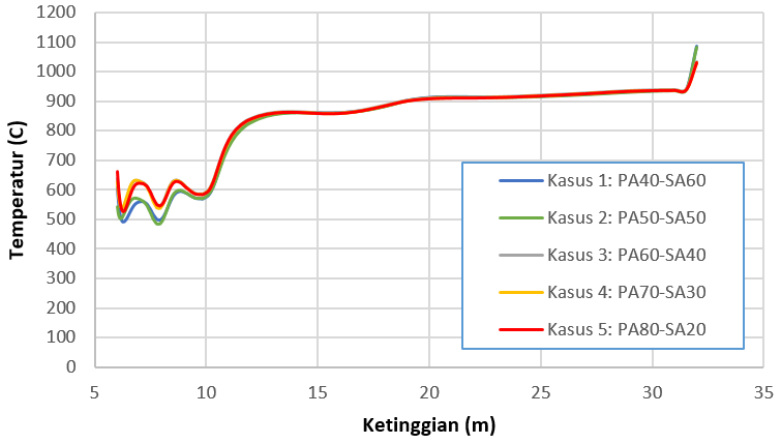
menghasilkan kontur temperatur yang tidak jauh berbeda, baik dari tren maupun nilainya. Nilai temperatur yang tidak terlalu berbeda jauh antara kasus variasi rasio *primary air* dan *secondary air* ini disebabkan karena nilai jumlah udara pada setiap kasus ini tidak berbeda yang sekaligus artinya setiap kasus ini memiliki nilai AFR yang sama. Pada daerah *lower furnace* semua kasus menghasilkan nilai temperatur yang relatif lebih rendah daripada daerah *upper furnace*. Rata-rata nilai temperatur pada *lower furnace* sekitar 500-650 °C. Hal ini disebabkan pada daerah *lower furnace*, pembakaran yang terjadi hanya melibatkan *primary air* yang diumpankan dari *nozzle*. Barulah pada daerah *upper furnace* yakni daerah di atas *secondary air inlet*, temperatur gas semakin meningkat hingga mencapai nilai sekitar 800 °C. Hal ini menunjukkan bahwa *secondary air* sangat berperan dalam menyempurnakan proses pembakaran yang sebelumnya telah terjadi di *lower furnace* oleh *primary air*.

Salah satu tujuan adanya pemisahan level pengumpanan udara pembakaran ke dalam *furnace CFB boiler* yakni *primary air* dan *secondary* adalah proses pembakaran dapat terjadi secara bertahap sehingga temperatur *furnace* akan lebih rendah dibandingkan apabila tanpa pemisahan level pengumpanan udara pembakaran. Temperatur *furnace* yang terjadi pada *CFB boiler* karena hal ini diyakini tidak akan melebihi temperatur yang memungkinkan terbentuknya NO_x.



Gambar 4.20 Kontur Temperatur pada Penampang Tengah Sumbu-z dan Sumbu-y

Pada Gambar 4.20 ditampilkan kontur temperatur pada penampang tengah sumbu-z dan penampang sumbu-y di beberapa elevasi yaitu ketinggian 5,3 m, 7 m, 9 m, 14 m, 20 m, 26 m, 28 m, dan outlet dari kasus 2 (50-50). Pada kasus lainnya penulis nilai distribusi temperaturnya tidak jauh berbeda sehingga dengan menampilkan hasil dari kasus 2 saja telah dapat mewakili hasil dari variasi lainnya. Dari gambar dapat diketahui bahwa pada daerah *lower furnace* (daerah sebelum *secondary air inlet*) memiliki temperatur yang relatif rendah sekitar 400-600 °C dikarenakan proses pembakaran belum terjadi secara sempurna pada daerah tersebut. Barulah pada daerah *upper furnace* (daerah setelah *secondary air inlet*) temperatur dapat mencapai temperatur operasi *CFB boiler* yang ideal yakni sekitar 800-950 °C.



Gambar 4.21 Plot Temperatur terhadap Ketinggian *Furnace* pada Garis Tengah *Furnace*

Kemudian Gambar 4.21 yang merupakan plot temperatur gas terhadap ketinggian *furnace* digunakan untuk menganalisa distribusi temperatur gas pada *furnace* secara lebih komprehensif. Dari gambar diketahui bahwa secara umum temperatur gas akan meningkat dengan semakin tingginya titik acuan pengukuran. Pada setiap kasus menunjukkan bahwa temperatur gas hanya mengalami fluktuasi pada daerah *lower furnace* dimana mayoritas proses fluidisasi terjadi. Terjadi perbedaan nilai temperatur yang cukup signifikan pada daerah *lower furnace* ini yang mana hal ini tidak dapat diamati pada kontur temperatur yang ditampilkan sebelumnya. Pada kasus 1 (40-60) memiliki nilai temperatur *lower furnace* paling rendah dibandingkan dengan kasus lainnya. Hal ini disebabkan karena pada kasus 1 (40-60) ini nilai persentase *primary air*-nya paling rendah. *Primary air* lebih berpengaruh pada proses pembakaran di daerah *lower furnace* dibandingkan dengan *secondary air*. Hal ini mengakibatkan dengan semakin rendah persentase *primary air* maka temperatur *lower furnace* semakin rendah karena proses pembakaran yang terjadi mengalami kekurangan oksigen.

Pada titik dimana *inlet* udara *transport* batu bara, *inlet secondary air* tingkat 1 dan *inlet secondary air* tingkat 2 berada yaitu pada ketinggian 5,7 m; 7,6 m; dan 9,1 m, temperatur mula-mula mengalami penurunan karena temperatur flue gas diambil oleh udara *transport* batu bara dan *secondary air* yang temperaturnya lebih rendah daripada temperatur *furnace*. Kemudian pada ketinggian tertentu dari lokasi *inlet* udara *transport* batu bara dan *inlet secondary air* tersebut, temperatur baru mengalami kenaikan yang mengindikasikan bahwa reaksi antara udara *transport* batu bara dan *secondary air* dengan batu bara baru terjadi. Diketahui pula bahwa pada daerah *upper furnace* yang dimulai pada ketinggian sekitar 10 m ke atas memiliki nilai temperatur gas yang relatif sama antara setiap kasus. Hal ini lebih disebabkan karena pada setiap kasus yang disimulasikan ini memiliki jumlah udara yang sama yang mana itu artinya nilai AFR dari setiap kasus ini sama pula. Temperatur pembakaran lebih dipengaruhi oleh nilai AFR dibandingkan rasio *primary* dan *secondary air*. Nilai temperatur yang dihasilkan dari semua kasus ini menghasilkan nilai yang tidak melewati batas pengoperasian *CFB boiler* yakni 950 °C untuk menghindari pembentukan emisi NO_x maupun untuk menghindari terjadinya pelelehan dari partikel pasir maupun *limestone* yang dapat mengakibatkan *slugging*.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Simulasi numerik untuk mengetahui bagaimana pengaruh rasio *primary air* dan *secondary air* pada karakteristik *CFB* boiler dengan lima variasi (%PA-%SA) yaitu 40-60, 50-50, 60-40, 70-30, dan 80-20 telah berhasil dilakukan. Dari penelitian ini didapatkan beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Rasio *primary air* dan *secondary air* adalah parameter operasi yang sangat berpengaruh pada karakteristik operasi *CFB* boiler. Pengeoperasian *CFB* boiler dengan rasio *primary air* dan *secondary air* yang optimal diyakini dapat meningkatkan performa dan kehandalan dari *CFB* boiler.
2. Proses fluidisasi sangat dipengaruhi rasio *primary air* dan *secondary air*. Peningkatan persentase *primary air* akan dapat meningkatkan ketinggian dense bed, meningkatkan kecepatan udara superficial, selain itu pressure drop akan menurun apabila bed sudah melewati zona static bed. Berdasarkan hasil simulasi yang dibandingkan dengan literatur yang ada, dapat diketahui bahwa kasus 1 (40-60) berada pada zona bubbling bed, kasus 2 (50-50) berada pada zona turbulent bed, kemudian untuk kasus 3 (60-40), kasus 4 (70-30), dan kasus 5 (80-20) berada pada zona entrained bed. Kemudian diketahui kondisi static bed terjadi pada saat persentase *primary air* adalah 20%. Zona turbulent bed adalah kondisi fluidisasi yang paling optimal dimana pada kondisi ini pencampuran antara udara pembakaran dan bahan bakar berjalan paling baik dan partikel pasir dapat dengan efektif membantu perpindahan panas ke wall tube tanpa adanya partikel pasir dengan jumlah besar yang mencapai cyclone.
3. Potensi erosi pada *CFB* boiler terutama pada daerah *wingwall superheater* dan *cyclone* sangat dipengaruhi oleh rasio *primary air* dan *secondary air*. Diketahui bahwa

dengan peningkatan persentase *primary air* maka akan meningkatkan konsentrasi partikel pasir yang mencapai *wingwall superheater* maupun *cyclone*, yang secara tidak langsung meningkatkan kecepatan partikel pasir pada daerah tersebut. Konsentrasi dan kecepatan adalah parameter merupakan faktor terbesar yang menyebabkan terjadinya erosi material. Dari hasil simulasi diketahui daerah yang paling berpotensi terjadi erosi adalah pada bagian pangkal bawah dari *wingwall superheater*, kemudian pada daerah *cyclone* berada di *inlet duct*, *target area*, dan bagian bawah *cyclone* yang mengalami penyempitan penampang. Pemasangan *refractory* dengan material yang lebih baik sangat diperlukan untuk mengurangi potensi terjadi erosi pada daerah tersebut, selain tentunya dilakukan perubahan parameter operasi seperti rasio *primary air* dan *secondary air* yang dapat mengurangi potensi terjadinya erosi.

4. Karakteristik pembakaran pada *CFB* boiler juga dipengaruhi oleh rasio *primary air* dan *secondary air* walaupun tidak terlalu signifikan. Temperatur akhir dari gas yang dihasilkan relatif sama yaitu sekitar 900 C pada semua kasus yang diteliti. Nilai temperatur gas ini tergolong aman digunakan pada *CFB* boiler. Tidak terjadinya perbedaan yang mencolok pada temperatur akhir gas karena nilai AFR dari semua kasus yang diteliti adalah sama. Perbedaan hanya terjadi pada temperatur di daerah *lower furnace*, dimana dengan meningkatnya persentase *primary air* maka temperatur di daerah *lower furnace* akan meningkat. *Secondary air* diketahui sangat berpengaruh pada penyempurnaan proses pembakaran, dapat dilihat dari peningkatan temperatur yang sangat signifikan pada daerah di atas *inlet secondary air (upper furnace)*.

5.2 Saran

Saran yang dapat diberikan penulis agar terjadi peningkatan kualitas pada penelitian berikutnya yang terkait dengan topik ini adalah sebagai berikut:

1. Diperlukan pengembangan perangkat lunak *CFD* untuk dapat melakukan simulasi *CFB* boiler dengan baik, dimana saat ini masih sering ditemui berbagai kesulitan terutama dalam mengkombinasikan model multiphase dan model spesies transport agar hasil simulasi yang dihasilkan dapat lebih baik.
2. Diperlukan studi lebih lanjut bagaimana mensimulasikan transformasi ukuran partikel pasir agar dapat didapatkan hasil simulasi yang lebih baik.
3. Dilakukan analisa lebih lanjut mengenai emisi yang dihasilkan dari proses pembakaran.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Ozkan, M. 2010. *"Simulation of Circulating Fluidized Bed Combustors Firing Indigenous Lignite"*. **Middle East Technical University**.
- [2] Firmansyah, R., & Suparman. 2013. *"Perhitungan Faktor Emisi CO₂ PLTU Batu Bara dan PLTN"*. **Jurnal Pengembangan Energi Nuklir**.
- [3] Akhadi, M. 2003. *"Menuju PLTU Ramah Lingkungan"*. **Energi LIPI**.
- [4] Rayaprolu, K. 2009. ***Boilers for Power and Process***. New York: Taylor & Francis Group.
- [5] Basu, P. 2015. ***Circulating Fluidized Bed Boilers Design, Operation and Maintenance***. Halifax Canada: Springer.
- [6] Zhu, Q. 2013. *Developments in Circulating Fluidized Bed Combustion*. IEA Clean Coal Centre.
- [7] Kumar, R., & Pandey, K. M. 2012. *"CFD Analysis of Circulating Fluidized Bed Combustion"*. Assam, India: **IRACST**.
- [8] Kullendorff, A., Herstad, S., & Andersson, C. 1988. ***Emission Control by Combustion in Circulating Fluidized Bed***. Oxford: Pergamon Press.
- [9] Kinkar, A. S., Dhote, G. M., dan Chokkae, R. R. 2015. *"CFB Simulation on CFBC Boiler"*. **International Journal of Scientific & Technology Research**.
- [10] Pandey, K. M., & Kumar, R. 2011. *"Numerical Analysis of Coal Combustion in Circulating Fluidized Bed"*. **International Journal of Chemical Engineering and Applications**.

- [11] Tanskanen, V. 2005. "*CFD Study of Penetration and Mixing of Fuel in a Circulating Fluidized Bed Furnace*". Lappeenranta: **Lappeenranta University of Technology**.
- [12] Manunggal, T. 2014. "*Operation Manual CFB PLTU BABEL*". **Manunggal Engineering**.
- [13] P. P. 2011. "*Kajian Engineering Refractory PLTU Tarahan*". **PLN Puslitbang**.
- [14] Gao, Jinsen., dan Chang, Jian. 2008. "*Experimental and Computational Studies on Flow Behavior of Gas-Solid Fluidized Bed with Dispartely Sized Binary Particles*". **Patricuology**.
- [15] ASTM D388 Standard Classification of Coals by Rank.
- [16] Boiler Design Instructions. **Sichuan Chuanguo Boiler Co., Ltd**.
- [17] Sa'adiyah, D.S. 2013. "*Studi Numerik Karakteristik Aliran, Pembakaran dan Emisi Gas Buang pada Tangentially Fired Boiler 625 MWe dengan Komposisi Batubara 70% LRC dan 30% MRC pada Kondisi Pengoperasian yang Berbeda (Studi Kasus PLTU Suralaya Unit 8)*". **Teknik Mesin FTI-ITS. Surabaya**.
- [18] Anonim. Circulating Fluidized Bed. https://en.wikipedia.org/wiki/Circulating_fluidized_bed. Diakses pada 20-11-2017.
- [19] Anonim. 2014. Operation Manual of CFB Boiler System. **Manunggal Engineering**.
- [20] Gandhi, M. B., Vuthaluru, R., dan Vuthaluru, H. 2012. "*CFD Based Prediction of Erosion Rate in Large Scale Wall-Fired Boiler*". **Applied Thermal Engineering Elsevier**.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A TABEL DATA FRAKSI VOLUME PASIR

Kasus 1		Kasus 2		Kasus 3		Kasus 4		Kasus 5	
Ketinggian dari Nozzle Base(m)	Volume Fraction Pasir	Ketinggian dari Nozzle Base(m)	Volume Fraction Pasir	Ketinggian dari Nozzle Base(m)	Volume Fraction Pasir	Ketinggian dari Nozzle Base(m)	Volume Fraction Pasir	Ketinggian dari Nozzle Base(m)	Volume Fraction Pasir
0.1	0	0.1	0	0.1	0	0.1	0	0.1	0
0.10281	0	0.10281	0	0.10281	0	0.10281	0	0.10281	0
0.10875	0	0.10875	0	0.10875	0	0.10875	0	0.10875	0
0.195	0.0033192	0.195	0.000982	0.195	0.025225	0.195	0.010083	0.195	8.3E-05
0.21464	0.0056952	0.21464	0.001305	0.21464	0.013435	0.21464	0.010122	0.21464	0.000122
0.23821	0.0113979	0.23821	0.002623	0.23821	0.013587	0.23821	0.010293	0.23821	0.000293
0.25659	0.0212463	0.25659	0.004263	0.25659	0.010278	0.25659	0.011337	0.25659	0.001337
0.27497	0.0290935	0.27497	0.006519	0.27497	0.011061	0.27497	0.013112	0.27497	0.003112
0.32384	0.0404257	0.32384	0.014034	0.32384	0.019347	0.32384	0.017572	0.32384	0.007572
0.36457	0.04241	0.36457	0.01821	0.36457	0.02772	0.36457	0.019297	0.36457	0.009297
0.39851	0.0425392	0.39851	0.020858	0.39851	0.044275	0.39851	0.019788	0.39851	0.009788
0.42679	0.063978	0.42679	0.042059	0.42679	0.022314	0.42679	0.019611	0.42679	0.009611
0.45036	0.0280888	0.45036	0.041374	0.45036	0.02299	0.45036	0.019119	0.45036	0.009119
0.47	0.033242	0.47	0.040735	0.47	0.023247	0.47	0.01855	0.47	0.00855
0.48999	0.0383266	0.48999	0.040087	0.48999	0.023282	0.48999	0.017882	0.48999	0.007882
0.50198	0.0395473	0.50198	0.039785	0.50198	0.024176	0.50198	0.017496	0.50198	0.007496
0.51397	0.0383032	0.51397	0.040052	0.51397	0.027095	0.51397	0.017083	0.51397	0.007083
0.55294	0.0404169	0.55294	0.040752	0.55294	0.027909	0.55294	0.015945	0.55294	0.005945
0.59194	0.069243	0.59194	0.040492	0.59194	0.028095	0.59194	0.015188	0.59194	0.005188
0.63097	0.0539223	0.63097	0.039374	0.63097	0.027801	0.63097	0.014543	0.63097	0.004543
0.67	0.04872	0.67	0.037478	0.67	0.027168	0.67	0.014014	0.67	0.004014
0.721	0.0481417	0.721	0.034783	0.721	0.026273	0.721	0.013508	0.721	0.003508
0.772	0.0490736	0.772	0.032484	0.772	0.025352	0.772	0.013154	0.772	0.003154
0.823	0.050603	0.823	0.030687	0.823	0.024455	0.823	0.012893	0.823	0.002893
0.874	0.0523725	0.874	0.023613	0.874	0.029489	0.874	0.012708	0.874	0.002708
0.925	0.0533566	0.925	0.022853	0.925	0.028929	0.925	0.012586	0.925	0.002586
0.976	0.0532871	0.976	0.040052	0.976	0.02906	0.976	0.012522	0.976	0.002522
1.027	0.0521037	1.027	0.040752	1.027	0.031029	1.027	0.01143	1.027	0.002515
1.078	0.0322053	1.078	0.040492	1.078	0.030029	1.078	0.009735	1.078	0.002562
1.09232	0.0333297	1.09232	0.039374	1.09232	0.034029	1.09232	0.009397	1.09232	0.002589
1.129	0.0362618	1.129	0.037478	1.129	0.030029	1.129	0.008535	1.129	0.002657
1.18	0.042081	1.18	0.034783	1.18	0.035029	1.18	0.007707	1.18	0.002793
1.231	0.0470822	1.231	0.040052	1.231	0.030029	1.231	0.007181	1.231	0.002956
1.282	0.0482768	1.282	0.040752	1.282	0.030029	1.282	0.006899	1.282	0.003131
1.333	0.0455158	1.333	0.040492	1.333	0.026029	1.333	0.006792	1.333	0.003303

1.384	0.0432014	1.384	0.039374	1.384	0.030029	1.384	0.006794	1.384	0.003455
1.435	0.0512639	1.435	0.037478	1.435	0.034029	1.435	0.006853	1.435	0.003582
1.486	0.0470822	1.486	0.034783	1.486	0.028029	1.486	0.006942	1.486	0.003687
1.537	0.0482768	1.537	0.031112	1.537	0.030029	1.537	0.007049	1.537	0.003779
1.588	0.0455158	1.588	0.034604	1.588	0.023613	1.588	0.007166	1.588	0.003878
1.639	0.0432014	1.639	0.03792	1.639	0.036399	1.639	0.007294	1.639	0.004008
1.69	0.0512639	1.69	0.040591	1.69	0.036831	1.69	0.007412	1.69	0.004202
1.741	0.0338127	1.741	0.042454	1.741	0.03733	1.741	0.007476	1.741	0.004501
1.792	0.0190211	1.792	0.043804	1.792	0.037648	1.792	0.007429	1.792	0.004961
1.843	0.0082596	1.843	0.045166	1.843	0.037412	1.843	0.007242	1.843	0.005659
1.894	0.0029482	1.894	0.047018	1.894	0.036143	1.894	0.006693	1.894	0.006703
1.945	0.0010438	1.945	0.049782	1.945	0.033421	1.945	0.006522	1.945	0.008189
1.996	0.0004901	1.996	0.054078	1.996	0.02923	1.996	0.006055	1.996	0.010094
2.047	0.0003124	2.047	0.051102	2.047	0.024258	2.047	0.005601	2.047	0.012119
2.098	0.0002663	2.098	0.052298	2.098	0.04153	2.098	0.005326	2.098	0.013688
2.149	0.0002448	2.149	0.052507	2.149	0.039618	2.149	0.005906	2.149	0.014783
2.2	0.0002458	2.2	0.059	2.2	0.03826	2.2	0.007641	2.2	0.014155
2.35	0.0002817	2.35	0.055	2.35	0.03739	2.35	0.0137	2.35	0.009523
2.5	0.0002312	2.5	0.052665	2.5	0.036822	2.5	0.016961	2.5	0.007538
2.65	0.0001641	2.65	0.026342	2.65	0.036413	2.65	0.015418	2.65	0.006722
2.8	0.0001143	2.8	0.00964	2.8	0.036178	2.8	0.011475	2.8	0.006444
2.93055	8.849E-05	2.93055	0.003458	2.93055	0.009689	2.93055	0.00936	2.93055	0.006154
3.035	7.223E-05	3.035	0.001444	3.035	0.010008	3.035	0.009521	3.035	0.005935
3.11855	5.971E-05	3.11855	0.000899	3.11855	0.010737	3.11855	0.010289	3.11855	0.005697
3.18539	4.995E-05	3.18539	0.000957	3.18539	0.011484	3.18539	0.010778	3.18539	0.005454
3.2427	4.197E-05	3.2427	0.001041	3.2427	0.012006	3.2427	0.010192	3.2427	0.005239
3.3	3.5E-05	3.3	0.001015	3.3	0.012314	3.3	0.010866	3.3	0.005035
3.3573	2.991E-05	3.3573	0.000919	3.3573	0.012418	3.3573	0.010682	3.3573	0.00478
3.41461	2.683E-05	3.41461	0.000745	3.41461	0.011926	3.41461	0.010426	3.41461	0.00452
3.52291	2.393E-05	3.52291	0.000454	3.52291	0.010396	3.52291	0.009954	3.52291	0.004182
3.66912	2.073E-05	3.66912	0.000332	3.66912	0.008687	3.66912	0.009237	3.66912	0.003926
3.8665	1.552E-05	3.8665	0.000285	3.8665	0.006759	3.8665	0.008041	3.8665	0.003933
4.13297	1.115E-05	4.13297	0.000236	4.13297	0.005885	4.13297	0.00643	4.13297	0.004203
4.4927	9.149E-06	4.4927	0.000165	4.4927	0.00626	4.4927	0.004397	4.4927	0.004399
4.85243	8.853E-06	4.85243	8.1E-05	4.85243	0.004495	4.85243	0.003615	4.85243	0.004158
5.1189	9.066E-06	5.1189	2.8E-05	5.1189	0.00222	5.1189	0.005341	5.1189	0.0037
5.3163	9.415E-06	5.3163	1.03E-05	5.3163	0.001386	5.3163	0.007407	5.3163	0.003304
5.4625	9.82E-06	5.4625	7.15E-06	5.4625	0.001115	5.4625	0.007001	5.4625	0.003038
5.5708	1.027E-05	5.5708	8.33E-06	5.5708	0.000905	5.5708	0.005343	5.5708	0.002881
5.6281	1.025E-05	5.6281	9.06E-06	5.6281	0.001018	5.6281	0.004656	5.6281	0.002806
5.6854	9.903E-06	5.6854	1E-05	5.6854	0.001242	5.6854	0.004326	5.6854	0.002737
5.7427	9.666E-06	5.7427	1.06E-05	5.7427	0.001276	5.7427	0.004162	5.7427	0.002697
5.8	9.319E-06	5.8	1.07E-05	5.8	0.001321	5.8	0.004039	5.8	0.00272
5.8915	8.774E-06	5.8915	1.07E-05	5.8915	0.001436	5.8915	0.003904	5.8915	0.003062

6.0058	8.718E-06	6.0058	1.06E-05	6.0058	0.001515	6.0058	0.003785	6.0058	0.004362
6.1488	8.383E-06	6.1488	1.46E-05	6.1488	0.001656	6.1488	0.003658	6.1488	0.006391
6.3275	1.014E-05	6.3275	2.92E-05	6.3275	0.001806	6.3275	0.003523	6.3275	0.00715
6.5508	1.59E-05	6.5508	4.72E-05	6.5508	0.001677	6.5508	0.003376	6.5508	0.00626
6.83	4.267E-05	6.83	5.68E-05	6.83	0.001013	6.83	0.00319	6.83	0.004334
7.01	6.754E-05	7.01	5.25E-05	7.01	0.000612	7.01	0.003098	7.01	0.003335
7.3645	8.844E-05	7.3645	3.75E-05	7.3645	0.000307	7.3645	0.002974	7.3645	0.002671
7.719	8.273E-05	7.719	3.29E-05	7.719	0.00026	7.719	0.002905	7.719	0.002282
8.0735	7.875E-05	8.0735	3.56E-05	8.0735	0.000296	8.0735	0.002974	8.0735	0.002127
8.428	7.831E-05	8.428	4.25E-05	8.428	0.000378	8.428	0.003218	8.428	0.002053
8.7825	6.981E-05	8.7825	4.86E-05	8.7825	0.000452	8.7825	0.003539	8.7825	0.002005
9.137	5.768E-05	9.137	5.23E-05	9.137	0.000495	9.137	0.003687	9.137	0.001992
9.4915	4.661E-05	9.4915	5.39E-05	9.4915	0.000536	9.4915	0.003544	9.4915	0.002034
9.846	3.794E-05	9.846	4.92E-05	9.846	0.000556	9.846	0.003302	9.846	0.00214
10.2005	3.144E-05	10.2005	3.83E-05	10.2005	0.000512	10.2005	0.003169	10.2005	0.002296
10.555	2.643E-05	10.555	2.81E-05	10.555	0.000438	10.555	0.003165	10.555	0.002473
10.9095	2.246E-05	10.9095	2.24E-05	10.9095	0.000381	10.9095	0.003237	10.9095	0.00264
11.264	1.933E-05	11.264	1.99E-05	11.264	0.000346	11.264	0.003322	11.264	0.002785
11.6185	1.694E-05	11.6185	1.93E-05	11.6185	0.000329	11.6185	0.003371	11.6185	0.002925
11.973	1.517E-05	11.973	2.01E-05	11.973	0.000329	11.973	0.003373	11.973	0.003153
12.3275	1.398E-05	12.3275	2.25E-05	12.3275	0.00035	12.3275	0.003364	12.3275	0.003621
12.682	1.326E-05	12.682	2.69E-05	12.682	0.000388	12.682	0.00338	12.682	0.0044
13.0365	1.279E-05	13.0365	3.37E-05	13.0365	0.000433	13.0365	0.003418	13.0365	0.004785
13.391	1.262E-05	13.391	4.21E-05	13.391	0.000463	13.391	0.00355	13.391	0.004112
13.7455	1.247E-05	13.7455	4.95E-05	13.7455	0.000471	13.7455	0.003865	13.7455	0.003435
14.1	1.068E-05	14.1	5.12E-05	14.1	0.000451	14.1	0.003931	14.1	0.00359
14.575	9.355E-06	14.575	4.62E-05	14.575	0.000417	14.575	0.003467	14.575	0.004193
15.05	1.008E-05	15.05	4.01E-05	15.05	0.000396	15.05	0.003499	15.05	0.004457
15.1033	1.02E-05	15.1033	4E-05	15.1033	0.000391	15.1033	0.003432	15.1033	0.004272
15.2168	1.061E-05	15.2168	3.99E-05	15.2168	0.000379	15.2168	0.003313	15.2168	0.003873
15.3004	1.088E-05	15.3004	4.01E-05	15.3004	0.000371	15.3004	0.003271	15.3004	0.003584
15.324	1.092E-05	15.324	4E-05	15.324	0.00037	15.324	0.003224	15.324	0.00352
15.4266	1.117E-05	15.4266	3.95E-05	15.4266	0.000366	15.4266	0.00305	15.4266	0.003263
15.5231	1.144E-05	15.5231	3.72E-05	15.5231	0.000363	15.5231	0.002951	15.5231	0.003058
15.556	1.155E-05	15.556	3.58E-05	15.556	0.000362	15.556	0.002937	15.556	0.002998
15.6152	1.162E-05	15.6152	3.54E-05	15.6152	0.000361	15.6152	0.002937	15.6152	0.003063
15.7025	1.168E-05	15.7025	3.44E-05	15.7025	0.000361	15.7025	0.002954	15.7025	0.00319
15.7848	1.174E-05	15.7848	3.38E-05	15.7848	0.000363	15.7848	0.002995	15.7848	0.003348
15.8141	1.178E-05	15.8141	3.35E-05	15.8141	0.000363	15.8141	0.003014	15.8141	0.003414
15.8631	1.203E-05	15.8631	3.35E-05	15.8631	0.000362	15.8631	0.003014	15.8631	0.003525
15.9375	1.249E-05	15.9375	3.35E-05	15.9375	0.000362	15.9375	0.002968	15.9375	0.003712
16.0075	1.303E-05	16.0075	3.34E-05	16.0075	0.000363	16.0075	0.002871	16.0075	0.003903
16.0703	1.359E-05	16.0703	3.34E-05	16.0703	0.000366	16.0703	0.002742	16.0703	0.004077
16.5573	1.518E-05	16.5573	3.29E-05	16.5573	0.000368	16.5573	0.002488	16.5573	0.004606

17.0483	1.561E-05	17.0483	3.33E-05	17.0483	0.000356	17.0483	0.003024	17.0483	0.004913
17.5437	1.551E-05	17.5437	3.41E-05	17.5437	0.000349	17.5437	0.003083	17.5437	0.00458
18.0438	1.518E-05	18.0438	3.56E-05	18.0438	0.000339	18.0438	0.002786	18.0438	0.003887
18.5489	1.487E-05	18.5489	3.84E-05	18.5489	0.000325	18.5489	0.002504	18.5489	0.003191
19.0594	1.469E-05	19.0594	4.21E-05	19.0594	0.000307	19.0594	0.002342	19.0594	0.002555
19.5756	1.466E-05	19.5756	4.21E-05	19.5756	0.000287	19.5756	0.00224	19.5756	0.002202
20.0979	1.48E-05	20.0979	3.39E-05	20.0979	0.000267	20.0979	0.002153	20.0979	0.002111
20.6268	1.515E-05	20.6268	2.09E-05	20.6268	0.000248	20.6268	0.002056	20.6268	0.002105
21.1627	1.575E-05	21.1627	1.23E-05	21.1627	0.000227	21.1627	0.001913	21.1627	0.002468
21.7061	1.646E-05	21.7061	9.1E-06	21.7061	0.000193	21.7061	0.001686	21.7061	0.003018
22.2576	1.695E-05	22.2576	5.77E-06	22.2576	0.000156	22.2576	0.0014	22.2576	0.002454
22.766	1.54E-05	22.766	2.11E-06	22.766	0.000129	22.766	0.001331	22.766	0.001317
23.2745	1.116E-05	23.2745	5.69E-07	23.2745	6.27E-05	23.2745	0.00113	23.2745	0.00073
23.7829	4.361E-06	23.7829	4.2E-07	23.7829	6.22E-06	23.7829	0.000551	23.7829	0.000371
24.2913	6.808E-08	24.2913	9.53E-08	24.2913	6.67E-07	24.2913	0.00014	24.2913	0.000138
24.7997	4.505E-16	24.7997	3.22E-14	24.7997	4.31E-08	24.7997	2.16E-05	24.7997	4.03E-05
25.3082	1.623E-32	25.3082	1.38E-26	25.3082	7.93E-09	25.3082	3.12E-06	25.3082	1.03E-05
25.8166	0	25.8166	0	25.8166	1.44E-14	25.8166	1.82E-06	25.8166	2.23E-06
26.325	0	26.325	0	26.325	5.55E-27	26.325	1.15E-06	26.325	8.04E-07
26.8468	0	26.8468	0	26.8468	0	26.8468	4.18E-07	26.8468	1.43E-07
27	0	27	0	27	0	27	3.03E-07	27	1.01E-07

LAMPIRAN B TABEL DATA TEKANAN

Kasus 1	
h(m)	P (pa)
3.30087	6219.39
3.42735	6218.96
3.55382	6218.65
3.6579	6218.33
3.78296	6217.84
3.93949	6217.62
4.14323	6217.58
4.34694	6217.01
4.50345	6216.58
4.62851	6216.45
4.7326	6215.22
4.8263	6211.13
4.92	6215.58
5.195	1994.82
5.21464	1952.53
5.22826	1919.19
5.23821	1897.52
5.25659	1873.37
5.27497	1848.04
5.32384	1712.23
5.36457	1610.47
5.39851	1508.71
5.42679	1427.86
5.45036	1383.07
5.47	1317.1
5.48999	1052
5.50198	1016.96
5.51397	982.597
5.55294	872.769
5.59194	772.018
5.63097	678.059
5.67	587.367
5.721	471.307
5.772	357.203
5.823	243.798
5.874	134.221
5.925	33.4902
5.976	-54.3505

Kasus 2	
h(m)	P (pa)
3.30087	6985.94
3.42735	6985.28
3.55382	6984.8
3.6579	6984.33
3.78296	6983.58
3.93949	6983.28
4.14323	6983.28
4.34694	6982.5
4.50345	6981.94
4.62851	6981.85
4.7326	6980.31
4.8263	6975.07
4.92	6980.57
5.195	2132.64
5.21464	2013.37
5.22826	1959.19
5.23821	1931.52
5.25659	1873.3
5.27497	1848.44
5.32384	1722.23
5.36457	1607.87
5.39851	1509.71
5.42679	1427.96
5.45036	1359.78
5.47	1302.78
5.48999	1244.09
5.50198	1210.96
5.51397	1173.81
5.55294	1052.9
5.59194	943.202
5.63097	843.334
5.67	755.954
5.721	660.486
5.772	583.219
5.823	520.159
5.874	467.66
5.925	423.048
5.976	384.492

Kasus 3	
h(m)	P (pa)
3.30087	7767.05
3.42735	7766.3
3.55382	7765.53
3.6579	7764.71
3.78296	7763.53
3.93949	7762.83
4.14323	7762.53
4.34694	7761.4
4.50345	7760.69
4.62851	7760.6
4.7326	7758.65
4.8263	7751.83
4.92	7758.42
5.195	1782.63
5.21464	1737.02
5.22826	1718.69
5.23821	1711.45
5.25659	1681.4
5.27497	1662.8
5.32384	1557.45
5.36457	1478.63
5.39851	1419.42
5.42679	1374.29
5.45036	1339.35
5.47	1312.35
5.48999	1286.52
5.50198	1273.39
5.51397	1260.5
5.55294	1217.76
5.59194	1175.95
5.63097	1135.37
5.67	1096.63
5.721	1048.67
5.772	1003.64
5.823	961.836
5.874	923.094
5.925	886.865
5.976	852.47

Kasus 4	
h(m)	P (pa)
3.30087	8227.86
3.42735	8226.91
3.55382	8225.86
3.6579	8224.83
3.78296	8223.26
3.93949	8222.41
4.14323	8222.12
4.34694	8220.71
4.50345	8219.83
4.62851	8219.75
4.7326	8217.42
4.8263	8209.49
4.92	8216.76
5.195	1719.18
5.21464	1716.13
5.22826	1715.66
5.23821	1716.85
5.25659	1717.21
5.27497	1717.51
5.32384	1703.58
5.36457	1683.27
5.39851	1659.54
5.42679	1635.72
5.45036	1613.92
5.47	1595.17
5.48999	1575.99
5.50198	1565.67
5.51397	1555.33
5.55294	1524.05
5.59194	1496.03
5.63097	1470.11
5.67	1446.06
5.721	1416.87
5.772	1389.64
5.823	1363.97
5.874	1339.52
5.925	1315.96
5.976	1292.96

Kasus 5	
h(m)	P (pa)
3.30087	9726.41
3.42735	9725.24
3.55382	9723.91
3.6579	9722.58
3.78296	9720.57
3.93949	9719.47
4.14323	9719.1
4.34694	9717.31
4.50345	9716.2
4.62851	9716.12
4.7326	9713.22
4.8263	9703.43
4.92	9712.65
5.195	1620.31
5.21464	1617.85
5.22826	1618.01
5.23821	1616.96
5.25659	1614.34
5.27497	1613.38
5.32384	1600.73
5.36457	1591.17
5.39851	1583.32
5.42679	1576.2
5.45036	1569.72
5.47	1563.94
5.48999	1557.57
5.50198	1553.91
5.51397	1550.07
5.55294	1536.76
5.59194	1522.47
5.63097	1507.78
5.67	1493.45
5.721	1475.52
5.772	1458.57
5.823	1443.04
5.874	1429.01
5.925	1416.43
5.976	1405.2

6.027	-127.7	6.027	350.778	6.027	819.287	6.027	1270.26	6.027	1395.19
6.078	-187.369	6.078	320.953	6.078	786.737	6.078	1247.69	6.078	1386.24
6.09232	-200.906	6.09232	313.349	6.09232	777.615	6.09232	1241.39	6.09232	1383.98
6.129	-235.581	6.129	293.841	6.129	754.221	6.129	1225.24	6.129	1378.21
6.18	-274.792	6.18	267.277	6.18	721.07	6.18	1203.04	6.18	1370.95
6.231	-306.959	6.231	236.296	6.231	686.423	6.231	1181.37	6.231	1364.35
6.282	-333.414	6.282	192.093	6.282	649.235	6.282	1160.55	6.282	1358.3
6.333	-355.183	6.333	127.834	6.333	608.396	6.333	1140.9	6.333	1352.73
6.384	-373.421	6.384	49.3844	6.384	562.925	6.384	1122.65	6.384	1347.57
6.435	-389.984	6.435	-26.2362	6.435	512.375	6.435	1105.96	6.435	1342.8
6.486	-408.99	6.486	-86.2426	6.486	457.456	6.486	1090.89	6.486	1338.37
6.537	-441.555	6.537	-130.449	6.537	400.622	6.537	1077.42	6.537	1334.26
6.588	-510.705	6.588	-164.752	6.588	345.783	6.588	1065.46	6.588	1330.37
6.639	-623.54	6.639	-193.609	6.639	296.669	6.639	1054.88	6.639	1326.51
6.69	-731.893	6.69	-219.08	6.69	255.042	6.69	1045.51	6.69	1322.06
6.741	-787.844	6.741	-242.024	6.741	220.412	6.741	1037.13	6.741	1315.19
6.792	-804.126	6.792	-262.958	6.792	191.146	6.792	1029.49	6.792	1302.15
6.843	-809.081	6.843	-282.281	6.843	165.576	6.843	1022.33	6.843	1280.24
6.894	-812.478	6.894	-300.428	6.894	142.361	6.894	1015.36	6.894	1253.29
6.945	-816.027	6.945	-317.99	6.945	120.437	6.945	1008.27	6.945	1229.43
6.996	-819.665	6.996	-336.089	6.996	98.8043	6.996	1000.74	6.996	1212.57
7.047	-823.059	7.047	-357.425	7.047	76.077	7.047	992.343	7.047	1200.64
7.098	-825.533	7.098	-388.167	7.098	48.8858	7.098	982.484	7.098	1190.68
7.149	-827.008	7.149	-437.169	7.149	8.16838	7.149	969.37	7.149	1181.39
7.2	-828.942	7.2	-495.109	7.2	-42.2474	7.2	949.229	7.2	1172.48
7.35	-827.538	7.35	-635.663	7.35	-167.433	7.35	874.633	7.35	1147.21
7.5	-808.761	7.5	-726.428	7.5	-254.381	7.5	799.294	7.5	1122.84
7.65	-775.361	7.65	-768.688	7.65	-312.06	7.65	736.562	7.65	1099.55
7.8	-741.708	7.8	-783.005	7.8	-349.592	7.8	693.341	7.8	1077.33
7.93055	-749.224	7.93055	-788.636	7.93055	-377.745	7.93055	665.539	7.93055	1058.83
7.97441	-758.875	7.97441	-790.51	7.97441	-386.952	7.97441	657.695	7.97441	1052.83
8.035	-769.778	8.035	-793.425	8.035	-400.463	8.035	647.141	8.035	1044.45
8.11855	-795.881	8.11855	-798.547	8.11855	-420.277	8.11855	633.501	8.11855	1033.23
8.18539	-818.615	8.18539	-802.617	8.18539	-436.18	8.18539	623.054	8.18539	1024.37
8.2427	-831.722	8.2427	-805.261	8.2427	-448.203	8.2427	613.628	8.2427	1016.91
8.3	-841.03	8.3	-809.986	8.3	-460.008	8.3	603.666	8.3	1009.5
8.35731	-846.282	8.35731	-816.361	8.35731	-471.265	8.35731	593.146	8.35731	1002.11
8.41461	-849.092	8.41461	-823.155	8.41461	-482.354	8.41461	582.477	8.41461	994.761
8.52291	-851.583	8.52291	-832.654	8.52291	-504.909	8.52291	562.087	8.52291	980.906
8.66912	-851.932	8.66912	-838.29	8.66912	-536.566	8.66912	535.186	8.66912	962.211
8.8665	-851.339	8.8665	-841.819	8.8665	-573.435	8.8665	501.842	8.8665	937.08
9.13297	-851.128	9.13297	-846.54	9.13297	-609.591	9.13297	458.516	9.13297	903.076
9.4927	-852.055	9.4927	-843.942	9.4927	-643.007	9.4927	398.288	9.4927	856.306
9.85243	-848.469	9.85243	-815.677	9.85243	-666.544	9.85243	337.784	9.85243	808.206

10.1189	-839.678	10.1189	-785.263	10.1189	-676.935	10.1189	299.234	10.1189	771.458
10.3163	-836.729	10.3163	-785.533	10.3163	-681.241	10.3163	276.568	10.3163	742.891
10.4625	-845.895	10.4625	-810.588	10.4625	-685.006	10.4625	261.252	10.4625	721.146
10.5708	-858.731	10.5708	-834.867	10.5708	-689.766	10.5708	249.905	10.5708	705.285
10.6281	-863.389	10.6281	-844.324	10.6281	-692.478	10.6281	243.501	10.6281	697.353
10.6854	-865.039	10.6854	-850.152	10.6854	-694.897	10.6854	236.784	10.6854	689.838
10.7427	-865.824	10.7427	-854.083	10.7427	-697.666	10.7427	229.945	10.7427	682.574
10.8	-866.025	10.8	-856.65	10.8	-700.315	10.8	222.913	10.8	675.665
10.8915	-865.727	10.8915	-858.848	10.8915	-703.992	10.8915	211.738	10.8915	664.949
11.0058	-865.068	11.0058	-859.664	11.0058	-708.404	11.0058	198.53	11.0058	651.708
11.1488	-864.21	11.1488	-859.834	11.1488	-713.238	11.1488	183.319	11.1488	635.253
11.3275	-862.915	11.3275	-859.718	11.3275	-718.344	11.3275	165.825	11.3275	614.318
11.3639	-862.633	11.3639	-859.696	11.3639	-719.206	11.3639	162.467	11.3639	609.9
11.5508	-861.172	11.5508	-859.604	11.5508	-723.64	11.5508	145.246	11.5508	587.259
11.83	-859.799	11.83	-859.508	11.83	-728.906	11.83	120.865	11.83	552.564
12.01	-859.408	12.01	-859.566	12.01	-731.943	12.01	105.714	12.01	528.992
12.3645	-859.24	12.3645	-859.969	12.3645	-737.408	12.3645	77.4908	12.3645	481.535
12.719	-859.883	12.719	-860.411	12.719	-741.95	12.719	51.4824	12.719	437.825
13.0735	-860.649	13.0735	-860.938	13.0735	-746.049	13.0735	26.5982	13.0735	400.638
13.428	-861.386	13.428	-861.519	13.428	-749.707	13.428	2.7134	13.428	369.765
13.7825	-862.021	13.7825	-862.134	13.7825	-752.961	13.7825	-20.6585	13.7825	342.342
14.137	-862.545	14.137	-862.712	14.137	-755.934	14.137	-43.9476	14.137	315.7
14.4915	-862.987	14.4915	-863.205	14.4915	-758.891	14.4915	-67.4497	14.4915	288.067
14.846	-863.377	14.846	-863.618	14.846	-762.196	14.846	-91.1782	14.846	258.365
15.2005	-863.738	15.2005	-863.968	15.2005	-766.008	15.2005	-114.869	15.2005	225.594
15.555	-864.083	15.555	-864.276	15.555	-770.059	15.555	-138.174	15.555	189.014
15.9095	-864.421	15.9095	-864.551	15.9095	-773.886	15.9095	-160.808	15.9095	150.31
16.264	-864.754	16.264	-864.8	16.264	-777.284	16.264	-182.546	16.264	112.843
16.6185	-865.084	16.6185	-865.024	16.6185	-780.345	16.6185	-203.162	16.6185	76.9907
16.973	-865.41	16.973	-865.229	16.973	-783.18	16.973	-222.634	16.973	39.9324
17.3275	-865.729	17.3275	-865.422	17.3275	-785.844	17.3275	-241.741	17.3275	1.25493
17.682	-866.038	17.682	-865.611	17.682	-788.395	17.682	-262.411	17.682	-34.9174
18.0365	-866.337	18.0365	-865.807	18.0365	-790.925	18.0365	-286.789	18.0365	-65.5935
18.391	-866.62	18.391	-866.032	18.391	-793.569	18.391	-314.687	18.391	-91.6569
18.7455	-866.889	18.7455	-866.289	18.7455	-796.404	18.7455	-343.425	18.7455	-119.617
19.1	-867.139	19.1	-866.646	19.1	-799.649	19.1	-370.767	19.1	-162.086
19.575	-867.498	19.575	-867.168	19.575	-804.133	19.575	-406.413	19.575	-230.602
20.05	-867.722	20.05	-867.491	20.05	-808.195	20.05	-443.765	20.05	-291.4
20.1033	-867.749	20.1033	-867.534	20.1033	-808.687	20.1033	-447.523	20.1033	-297.383
20.2168	-867.806	20.2168	-867.626	20.2168	-809.721	20.2168	-455.409	20.2168	-309.893
20.3004	-867.847	20.3004	-867.693	20.3004	-810.469	20.3004	-461.116	20.3004	-318.909
20.324	-867.869	20.324	-867.716	20.324	-810.671	20.324	-462.565	20.324	-321.183
20.4266	-867.97	20.4266	-867.814	20.4266	-811.521	20.4266	-468.786	20.4266	-330.906
20.5231	-868.074	20.5231	-867.906	20.5231	-812.276	20.5231	-474.531	20.5231	-339.796

20.556	-868.112	20.556	-867.937	20.556	-812.524	20.556	-476.455	20.556	-342.777
20.6152	-868.135	20.6152	-867.974	20.6152	-812.953	20.6152	-479.999	20.6152	-348.196
20.7025	-868.162	20.7025	-868.029	20.7025	-813.585	20.7025	-485.191	20.7025	-356.107
20.7848	-868.18	20.7848	-868.081	20.7848	-814.178	20.7848	-490.107	20.7848	-363.45
20.8141	-868.185	20.8141	-868.101	20.8141	-814.391	20.8141	-491.885	20.8141	-366.057
20.8631	-868.225	20.8631	-868.152	20.8631	-814.778	20.8631	-494.832	20.8631	-370.406
20.9375	-868.29	20.9375	-868.231	20.9375	-815.366	20.9375	-499.424	20.9375	-376.981
21.0075	-868.356	21.0075	-868.307	21.0075	-815.922	21.0075	-503.888	21.0075	-383.14
21.068	-868.416	21.068	-868.373	21.068	-816.403	21.068	-507.857	21.068	-388.448
21.0703	-868.418	21.0703	-868.376	21.0703	-816.421	21.0703	-508.009	21.0703	-388.65
21.0951	-868.45	21.0951	-868.404	21.0951	-816.633	21.0951	-509.547	21.0951	-390.944
21.5573	-869.032	21.5573	-868.921	21.5573	-820.595	21.5573	-538.273	21.5573	-433.778
22.0483	-869.169	22.0483	-869.251	22.0483	-824.53	22.0483	-568.108	22.0483	-477.363
22.5437	-869.376	22.5437	-869.59	22.5437	-828.486	22.5437	-599.986	22.5437	-516.072
23.0438	-869.592	23.0438	-869.919	23.0438	-832.418	23.0438	-630.44	23.0438	-550.862
23.5489	-869.805	23.5489	-870.247	23.5489	-836.331	23.5489	-657.028	23.5489	-583.196
24.0594	-870.012	24.0594	-870.589	24.0594	-840.174	24.0594	-679.74	24.0594	-614.376
24.5756	-870.21	24.5756	-870.944	24.5756	-843.865	24.5756	-700.195	24.5756	-644.734
25.0979	-870.395	25.0979	-871.284	25.0979	-847.361	25.0979	-720.154	25.0979	-675.019
25.6268	-870.567	25.6268	-871.563	25.6268	-850.68	25.6268	-740.374	25.6268	-706.373
26.1627	-870.71	26.1627	-871.75	26.1627	-853.78	26.1627	-760.442	26.1627	-737.77
26.7061	-870.807	26.7061	-871.842	26.7061	-856.629	26.7061	-779.701	26.7061	-767.785
27.2576	-870.879	27.2576	-871.916	27.2576	-859.256	27.2576	-798.165	27.2576	-794.87
27.766	-870.951	27.766	-871.961	27.766	-861.178	27.766	-814.246	27.766	-815.098
28.2745	-870.941	28.2745	-871.903	28.2745	-862.247	28.2745	-827.879	28.2745	-829.594
28.7829	-870.829	28.7829	-871.792	28.7829	-862.589	28.7829	-836.977	28.7829	-838.117
29.2913	-870.706	29.2913	-871.681	29.2913	-862.6	29.2913	-841.353	29.2913	-841.71
29.7997	-870.576	29.7997	-871.565	29.7997	-862.516	29.7997	-842.783	29.7997	-842.622
30.3082	-870.478	30.3082	-871.481	30.3082	-862.439	30.3082	-843.083	30.3082	-842.682
30.8166	-870.435	30.8166	-871.443	30.8166	-862.4	30.8166	-843.04	30.8166	-842.603
31.325	-870.371	31.325	-871.371	31.325	-862.31	31.325	-842.85	31.325	-842.479
31.8468	-870.327	31.8468	-871.312	31.8468	-862.234	31.8468	-842.712	31.8468	-842.392
32	-870.28	32	-871.28	32	-862.232	32	-842.526	32	-842.38

BIODATA PENULIS



Penulis yang bernama lengkap Rizki Mohammad Wijayanto dilahirkan di Palembang, 13 Desember 1994. Penulis memiliki 3 orang kakak bernama Putri Widita Muharyani, Amanda Intan Widyasri, dan Amriza Nitra Wardani dari kedua orang tua yang penyayang bernama Amir Murod dan Siti Renny Widorini. Pendidikan formal yang ditempuh penulis dimulai dari SD 9 Palembang. Kemudian dilanjutkan ke SMP Negeri 9 Palembang dan selanjutnya menempuh pendidikan di SMA Negeri 6 Palembang. Kemudian penulis melanjutkan pendidikan tinggi di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Departemen Teknik Mesin S1.

Selama masa perkuliahan penulis tidak hanya mengikuti pendidikan formal di kelas, namun juga berusaha mengembangkan softskill dan hardskill yang dimiliki. Pada tahun pertama dan kedua perkuliahan, penulis aktif sebagai anggota Tim Robot ITS, serta mengikuti beberapa kompetisi robotik tingkat nasional dan internasional. Pada tahun kedua dan ketiga perkuliahan, penulis juga mengamban amanah sebagai staff dan kepala Departemen Media dan Komunikasi di LDJ Ash Shaff. Penulis juga pernah menjadi asisten dosen untuk matakuliah Termodinamika, dan juga sebagai asisten praktikum Perpindahan Panas.

Dengan diterbitkannya buku tugas akhir ini, penulis berharap akan dapat memberikan kontribusi kepada dunia ilmu pengetahuan dan dapat disempurkan pada penelitian-penelitian selanjutnya. Informasi lebih lanjut terkait tugas akhir ini dapat menghubungi penulis melalui email rizkimw13@gmail.com.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”