



TESIS TK142541

**STUDI FLUIDISASI dan PEMBAKARAN BATUBARA  
*POLYDISPERSE* di dalam *FLUIDIZED BED* dengan  
PENDEKATAN NUMERIK BERBASIS SIMULASI CFD**

Mochammad Agung Indra Iswara

2313 201 005

Dosen Pembimbing

Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng

Dr. Tantular Nurtono, ST. M.Eng

PROGRAM MAGISTER

BIDANG KEAHLIAN TEKNOLOGI PROSES

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2016



**THESIS TK142541**

**THE STUDY of FLUIDIZATION and COMBUSTION POLYDISPERSE  
COAL in the FLUIDIZED BED using NUMERIC APPROACH based  
on CFD SIMULATION**

**Mochammad Agung Indra Iswara**

**2313 201 005**

**Supervisor :**

**Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng**

**Dr. Tantular Nurtono, ST. M.Eng**

**MASTER PROGRAM**

**PROCESS TECHNOLOGY**

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTEMENT**

**FACULTY OF INDUSTRIAL ENGINEERING**

**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER**

**SURABAYA**

**2016**

## LEMBAR PENGESAHAN TESIS

Tesis ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar

Magister Teknik (MT)

Di

Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Oleh :

Mochammad Agung Indra Iswara

NRP. 2313201005

Tanggal Ujian : 11 Januari 2016

Periode Wisuda : Maret 2016

Disetujui oleh :

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng (Pembimbing I)  
NIP. 195209161980031002
2. Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng (Pembimbing II)  
NIP. 197205201997021001
3. Prof. Ir. Renanto Handogo M.S., PhD. (Penguji)  
NIP. 195307191978031001
4. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc (Penguji)  
NIP. 195108041974121001
5. Dr. Ir. Susianto DEA (Penguji)  
NIP. 196208201989031004



Direktur Program Pascasarjana,



Prof. Ir. Djauhar Manfaat, M.Sc. Ph.D

NIP. 196012021987011001



# STUDI FLUIDISASI dan PEMBAKARAN BATUBARA POLYDISPERSE di dalam FLUIDIZED BED dengan PENDEKATAN NUMERIK BERBASIS SIMULASI CFD

**Nama** : Mochammad Agung Indra Iswara (2313 20 1005)  
**Jurusan** : Teknik Kimia FTI-ITS  
**Pembimbing** : Prof. Dr. Ir Sugeng Winardi, M Eng  
Dr. Tantular Nurtono, ST. M.Eng

## ABSTRAK

*Penelitian ini berupaya untuk memecahkan masalah yang akan dilakukan melalui studi menggunakan metode simulasi berbasis Computational Fluid Dynamic(CFD). Sehingga penelitian ini bertujuan untuk mengembangkan penerapan CFD dan model-model pembakaran dalam proses pembakaran batubara dalam fluidized bed dengan mempelajari hidrodinamika sistem padat-gas seperti mengamati pola aliran serta pengaruh laju alir batubara yang baru yang masuk dari samping di dalam fluidized bed combustion..*

*Simulasi berbasis CFD yang memperhitungkan jumlah ukuran dan pola alir fluida secara simultan mampu menyajikan informasi terperinci tentang apa yang terjadi di dalam fluidized bed combustion. Gambaran rinci mengenai profil ukuran, kecepatan aliran, konsentrasi di setiap titik di dalam fluidized bed combustion memberikan alternatif pemecahan masalah untuk mengetahui kondisi fluidisasi pada fluidized bed combustion.*

*Langkah-langkah yang dilakukan sebelum melakukan simulasi pembakaran adalah dengan melakukan validasi fluidisasi, yaitu dengan menggunakan geometri 2-D fluidized bed lalu dilakukan meshing, selanjutnya dilakukan metode simulasi pembakaran dengan menggunakan pemodelan UDF.*

*Geometri fluidized bed combustion yang digunakan berbentuk tabung dengan panjang silinder fluidized bed combustion 1370 mm, diameter silinder 152 mm. Bahan yang digunakan pada penelitian ini berupa pulverized coal dengan jenis batubara Bituminus dimana ukuran partikel dianggap monodisperse dengan particle size sebesar 1.43 mm dan polydisperse dengan ukuran partikel 1 mm dan 1,86mm, dan variasi kecepatan superficial sebesar 0,1 sampai 1,5 m/s. Metodologi yang dilakukan meliputi beberapa tahapan diantaranya: membuat model geometri dan grid-nya, menentukan model, kondisi operasi, kondisi batas, dan parameter.*

*Kesimpulan yang didapat adalah batubara jenis bituminous memiliki kecepatan minimum fluidisasi untuk monodisperse sebesar 0,5 m/s selama 10 detik sedangkan untuk polydisperse hampir sama dengan monodisperse yaitu sebesar 0,45 m/s selama 60 detik. Sementara pressure drop yang diperoleh untuk monodisperse sebesar 2500 Pa namun pada polydisperse pressure drop sebesar 1200 Pa. Selanjutnya simulasi pembakaran dilakukan selama 5 menit, dengan mengacu pada kecepatan bubbling polydisperse yaitu 0,8 m/s simulasi pembakaran berjalan lambat. Massa awal sebesar 34,6 kg dan massa akhir sebesar 34,25 kg. Pada simulasi pembakaran batubara dibagi menjadi 2 tahap yaitu devolatilisasi dan pembakaran char, kemudian didapat hasil pembakaran berupa CO<sub>2</sub>, CO, tar, dan H<sub>2</sub>O. Konversi reaksi pembakaran setiap menit mengalami penurunan dan peningkatan, karena terjadi akumulasi partikel di dalam unggun.*

**Kata Kunci** : CFD, batubara, combustion, Fluidized Bed



# THE STUDY of FLUIDIZATION and COMBUSTION POLYDISPERSE COAL in the FLUIDIZED BED using NUMERIC APPROACH based on CFD SIMULATION

**Name of Student** : Mochammad Agung Indra Iswara (2313 20 1005)  
**Major** : Chemical Engineering FTI-ITS  
**Teacher of Advisor** : Prof. Dr. Ir Sugeng Winardi, M Eng  
Dr. Tantular Nurtono, ST. M.Eng

## ABSTRACT

*This research aims to solve the problems that will be done through simulation-based study using Computational Fluid Dynamic (CFD). Thus, this study aims to develop the application of CFD models and many models in the process of drying the coal in fluidized bed drying with studying the hydrodynamics of gas-solid systems such as to observe the flow pattern and the effect of the flow rate of fresh coal particles which entered in the side of wall.*

*CFD-based simulations which calculates the particle size and fluid flow patterns simultaneously capable to present detailed information about what is happening in the fluidized bed combustion. A detailed description of the particle distribution profile, flow velocity, concentration at some points in the fluidized bed combustion provide alternative solutions to determine the condition fluidization in a fluidized bed combustion.*

*The steps would be taken before did the combustion simulation was doing the fluidization validation, that was used a 2-D geometry fluidized bed and then used the meshing method, the next step is doing the combustion simulation method with UDF modelling.*

*The geometry of fluidized bed combustion is used with 1370 mm as the length of tubular cylindrical fluidized bed combustion is 152 mm. Materials used in this study was pulverized coal with Bituminous coal type which the particle size was considered as monodispers with particle size was 1.43 mm and polydispersed with particle size was 1 mm and 1.86 mm, and the varied of superficial velocity is among 0.1 until 1.5 m/s. The methodology included several steps, they were: create a model of its geometry and grid, determine the model, operating conditions, boundary conditions, and parameters.*

*The conclusion was the Bituminous coal had the minimum fluidization of velocity in the fluidized bed simulation was 0.51 m/s for monodispersed with the pressure drop was 2500 Pa for 10 seconds and 0,45 m/s for polydispersed with the pressure drop was 1200 Pa for 60 seconds. The combustion simulation has done in 5 minutes, which refered to polydisperse bubbling velocity 0.8 m/s, the simulation of coal combustion ran slowly. The initial of bed mass was 34,6 kg and the final was 34,25 kg. This simulation was divided by two step, the first step was devolatilization and the last step was char combustion, and the result were CO<sub>2</sub>, CO, tar, and H<sub>2</sub>O. The conversion of combustion reaction was unstable in every minutes, because the particles was accumulated in this bed.*

**Keywords** : CFD, coal, combustion, fluidized bed



## KATA PENGANTAR

Penulis mengucapkan Alhamdulillah puji syukur kehadiran Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan tesis dengan judul *Studi Fluidisasi dan Pembakaran Batubara Polydisperse di dalam Fluidized Bed dengan Pendekatan Numerik Berbasis Simulasi CFD* tepat pada waktunya. Tesis ini merupakan syarat kelulusan bagi mahasiswa tahap magister di Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya. Penulis menyadari laporan ini tidak akan selesai tanpa bantuan dari berbagai pihak. Pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Drs. Suhardjito MM. dan Dra. Lilik Indriati selaku orang tua penulis, dan Yuni Ratna S. SE. yakni adik penulis yang memberikan bantuan materiil dan doa untuk kesuksesan penulis.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng. selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran, atas bimbingan dan saran yang diberikan.
3. Bapak Dr. Tantular Nurtono, ST. M.Eng. selaku Dosen Pembimbing atas bimbingan dan saran yang diberikan.
4. Bapak Prof. Ir. Renanto Handogo M.S. Ph.D., Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc dan Dr. Ir. Susianto, DEA selaku Dosen Penguji atas bimbingan dan motivasi yang telah diberikan.
5. Dirjen DIKTI Kemenristek-DIKTI yang telah memberikan beasiswa BPP-DN periode 2013 kepada penulis.
6. Dr. Widiyastuti, ST. MT., Dr. Siti Machmudah, ST. M.Eng., Dr. Kusdianto selaku dosen Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran atas saran, pandangan, dan nasehat-nasehatnya.
7. Bayu Triwibowo ST. MT., Abdul Halim ST. MT., Iman Mukhaimin ST., Ari Susanti ST., Hendra Setiawan ST. MT., Eka Lutfi S. ST. MT., dan Annie Mufyda R. ST. MT. yang telah memberikan waktu dan ilmunya mengenai CFD kepada penulis selama proses pengerjaan tesis ini.
8. Teman-teman angkatan 2013 dan 2014 Pascasarjana baik di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran yaitu Achmad Dwitama, Qifni Yasa',



Flaviana Y., Iva Maula, dan Restu Mulya Dewa maupun di laboratorium yang lain untuk berbagi pendapat selama mengerjakan tesis ini.

9. Bang Farid Indra sebagai laboran, dan rekan-rekan S1 *Mixing Crews* Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS atas dukungannya.
10. Keluarga besar Ir. R. TD Wisnu Broto MT. yang telah memberikan masukan tentang tesis ini dan nasehat-nasehat yang lainnya.
11. Dosen - dosen Jurusan Teknik Kimia UNS khususnya Bapak Dr. Eng. Agus Purwanto ST. MT. yang telah memberikan rekomendasi penulis dalam menimba ilmu di Jurusan Teknik Kimia ITS.
12. Rekan – rekan angkatan 2007 S1 Teknik Kimia UNS khususnya CGC *crews* yang memberikan semangat dan doa kepada penulis.
13. Berbagai pihak yang telah membantu proses terselesaikannya tesis ini.

Penulis menyadari laporan ini tidak luput dari kekurangan, maka penulis mengharap saran dan kritik demi kesempurnaannya sehingga dapat bermanfaat bagi pembaca.

Surabaya, 22 Januari 2016

Penyusun



## DAFTAR ISI

|   |     |
|---|-----|
| HALAMAN JUDUL   | i   |
| LEMBAR PENGESAHAN   | ii  |
| KATA PENGANTAR  | iv  |
| ABSTRAK   | v   |
| DAFTAR ISI  | vii |
| DAFTAR GAMBAR   |     |
| DAFTAR TABEL  |     |
| BAB 1 PENDAHULUAN   |     |
| 1.1 Latar Belakang  | 1   |
| 1.2 Rumusan Masalah   | 3   |
| 1.3 Batasan Masalah   | 3   |
| 1.4 Tujuan Penelitian   | 3   |
| 1.5 Manfaat Penelitian  | 3   |
| BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA  |     |
| 2.1 Material Bed  | 5   |
| 2.1.1 Batubara  | 5   |
| 2.1.2 Pasir Silika  | 7   |
| 2.2 Fluidisasi  | 8   |
| 2.3 <i>Fluidized Bed Combustion</i>                                   | 14  |
| 2.4 CFD ( <i>Computational Fluid Dynamic</i> )                        | 22  |
| 2.5 Penelitian Terdahulu  | 30  |
| BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN   |     |
| 3.1 Sistem yang Dipelajari  | 33  |
| 3.1.1 Geometri dan Dimensi Ruang Pembakaran yang Digunakan            | 32  |
| 3.1.2 Bahan yang Digunakan  | 35  |
| 3.2 Kondisi Batas   | 36  |
| 3.3 Prosedur Simulasi   | 38  |
| 3.4 Variabel Penelitian   | 40  |
| 3.5 Analisa dan Pengolahan Data                                       | 40  |
| BAB 4 HASIL dan PEMBAHASAN  |     |
| 4.1 Penentuan Kecepatan <i>Bubbling</i>                               | 41  |
| 4.1.1 Penentuan Kecepatan <i>Bubbling</i> untuk <i>Monodisperse</i>   | 41  |
| 4.1.2 Penentuan Kecepatan <i>Bubbling</i> untuk <i>Polydisperse</i>   | 48  |
| 4.2 Pola Alir Fluida  | 64  |
| 4.3 Simulasi Pembakaran Batubara                                      | 66  |
| 4.4 Pola Aliran Batubara pada Simulasi Pembakaran <i>Polydisperse</i> | 76  |
| 4.5 Neraca Massa Simulasi Permbakaran Fluidized Bed Batubara          | 77  |
| BAB 5 KESIMPULAN  |     |
| 5.1 Kesimpulan  | 83  |
| DAFTAR NOTASI   |     |
| DAFTAR PUSTAKA  |     |
| APPENDIKS   |     |



## DAFTAR GAMBAR

|   |    |
|---|----|
| <b>Gambar 2.1</b> Diagram Skematik <i>Fluidized Bed</i>   | 8  |
| <b>Gambar 2.2</b> Grafik Kondisi (a) Kurva Fluidisasi Ideal (b) Kurva Fluidisasi tidak Ideal karena adanya Interlock                    | 10 |
| <b>Gambar 2.3</b> Tiga Jenis <i>Agregative Fluidization</i> : (a) <i>bubbling</i> , (b) <i>slugging</i> , (c) <i>channeling</i>         | 11 |
| <b>Gambar 2.4</b> Tahapan fenomena yang terjadi saat Fluidisasi   | 12 |
| <b>Gambar 2.5</b> <i>Pressure Drop</i> dan Tinggi <i>Bed</i> vs <i>Superficial Velocity</i> pada <i>Bed Solid</i> (kondisi ideal)       | 14 |
| <b>Gambar 2.6</b> Gambar Skematik <i>Fluidized Bed Combustion</i>   | 17 |
| <b>Gambar 2.7</b> Peristiwa Reaksi Kimia di dalam Zona 1 dan Zona 2   | 22 |
| <b>Gambar 3.1</b> Bentuk <i>Fluidized Bed Coal</i> 2D   | 33 |
| <b>Gambar 3.2</b> Bentuk <i>Fluidized Bed Coal</i> tampak depan   | 34 |
| <b>Gambar 3.3</b> Bentuk meshing <i>Fluidized Bed Combustion</i>  | 35 |
| <b>Gambar 3.4</b> Skema Kondisi Batas Simulasi <i>Fluidized Bed Combustion</i>  | 37 |
| <b>Gambar 4.1</b> Grafik Perbandingan antara <i>Pressure Drop</i> dengan Kecepatan dari hasil Simulasi dengan Persamaan Ergun           | 42 |
| <b>Gambar 4.2</b> Kontur Volume Fraksi Padatan pada tiap Kecepatan selama 10 Detik Simulasi   | 44 |
| <b>Gambar 4.3</b> Kontur Volume Fraksi Padatan pada Kecepatan 0,51 m/s selama 10 Detik Simulasi   | 45 |
| <b>Gambar 4.4</b> Perbandingan tinggi bed sebelum dan setelah 10 detik simulasi pada kecepatan 0,51 m/s                                 | 46 |
| <b>Gambar 4.5</b> Kontur Vektor Kecepatan Fluidisasi pada Kecepatan 0,51 m/s Detik ke-10 Simulasi                                       | 47 |
| <b>Gambar 4.6</b> Kontur Fraksi Volume Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 0,1 sampai 0,4 m/s pada Detik ke-60 Simulasi | 49 |
| <b>Gambar 4.7</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 0,45 m/s selama 60 Detik Simulasi            | 50 |



|   |    |
|---|----|
| <b>Gambar 4.8</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 0,5 m/s selama 60 Detik Simulasi               | 51 |
| <b>Gambar 4.9</b> Perbandingan Tinggi Bed Sebelum dan Setelah 60 Detik Simulasi <i>Polydisperse</i> pada Kecepatan 0,45 dan 0,5 m/s       | 51 |
| <b>Gambar 4.10</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 0,6 m/s selama 60 Detik Simulasi              | 52 |
| <b>Gambar 4.11</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 0,7 m/s selama 60 Detik Simulasi              | 53 |
| <b>Gambar 4.12</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 0,8 m/s selama 60 Detik Simulasi              | 53 |
| <b>Gambar 4.13</b> Perbandingan Tinggi Bed Sebelum dan Setelah 60 Detik Simulasi <i>Polydisperse</i> pada Kecepatan 0,6; 0,7; 0,8 m/s     | 54 |
| <b>Gambar 4.14</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 0,9 m/s selama 60 Detik Simulasi              | 54 |
| <b>Gambar 4.15</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 1 m/s selama 60 Detik Simulasi                | 55 |
| <b>Gambar 4.16</b> Perbandingan Tinggi Bed Sebelum dan Setelah 60 detik Simulasi <i>Polydisperse</i> pada Kecepatan 0,9 dan 1 m/s         | 56 |
| <b>Gambar 4.17</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 1,1 m/s selama 60 Detik Simulasi              | 56 |
| <b>Gambar 4.18</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 1,2 m/s selama 60 Detik Simulasi              | 57 |
| <b>Gambar 4.19</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 1,3 m/s selama 60 Detik Simulasi              | 58 |
| <b>Gambar 4.20</b> Perbandingan tinggi bed sebelum dan setelah 60 Detik Simulasi <i>Polydisperse</i> pada Kecepatan 1,1; 1,2; dan 1,3 m/s | 58 |
| <b>Gambar 4.21</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 1,4 m/s selama 60 Detik Simulasi              | 59 |
| <b>Gambar 4.22</b> Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi <i>polydisperse</i> pada Kecepatan 1,5 m/s selama 60 Detik Simulasi              | 60 |
| <b>Gambar 4.23</b> Perbandingan tinggi bed Sebelum dan Setelah 60 detik Simulasi <i>polydisperse</i> pada kecepatan 1,4 dan 1,5 m/s       | 61 |



|   |    |
|---|----|
| <b>Gambar 4.24</b> Grafik Pressure Drop Fase Padatan terhadap Variasi Kecepatan (m/s) selama 60 Detik Simulasi  | 62 |
| <b>Gambar 4.25</b> Kontur Volume Fraksi Padatan pada Variasi Kecepatan (m/s) pada Detik Simulasi ke-60  | 63 |
| <b>Gambar 4.26</b> Kontur Kecepatan Fluidisasi Fase Udara untuk Simulasi <i>Polydisperse</i> pada Kecepatan 0,8 m/s Detik Simulasi ke-60              | 64 |
| <b>Gambar 4.27</b> Kontur Kecepatan Fluidisasi Fase Partikel untuk Simulasi <i>Polydisperse</i> pada Kecepatan 0,8 m/s Detik Simulasi ke-60           | 65 |
| <b>Gambar 4.28</b> Grafik Pressure Drop terhadap Waktu Simulasi Fluidisasi Pembakaran Batubara <i>Polydisperse</i> pada Kecepatan Superfisial 0,8 m/s | 67 |
| <b>Gambar 4.29</b> Kontur Fraksi Volume Fase Padatan Fluidized Bed Combustion selama 5 Menit Simulasi   | 68 |
| <b>Gambar 4.30</b> Perbandingan Tinggi Unggun Sebelum dan Setelah 5 Menit Simulasi  | 69 |
| <b>Gambar 4.31</b> Kontur Fraksi Temperatur Fase Gas Fluidized Bed Combustion selama 5 Menit Simulasi   | 70 |
| <b>Gambar 4.33</b> Kontur Fraksi Massa Oksigen Fluidized Bed Combustion Selama 5 Menit Simulasi   | 71 |
| <b>Gambar 4.33</b> Kontur Fraksi Massa CO <sub>2</sub> Fluidized Bed Combustion Selama 5 Menit Simulasi   | 73 |
| <b>Gambar 4.34</b> Kontur Fraksi Massa CO Fluidized Bed Combustion Selama 5 Menit Simulasi  | 74 |
| <b>Gambar 4.35</b> Kontur Fraksi Massa H <sub>2</sub> O Fluidized Bed Combustion Selama 5 Menit Simulasi  | 75 |
| <b>Gambar 4.36</b> Kontur Fraksi Massa Tar Fluidized Bed Combustion Selama 5 Menit Simulasi   | 76 |
| <b>Gambar 4.37</b> Kontur Pola Aliran Batubara pada Range Detik ke-277,85 Sampai 278,15   | 77 |



**Gambar 4.38** Grafik Massa Padatan di dalam Kolom Fluidized  
Bed Coal Combustion terhadap Waktu 78

**Gambar 4.39** Grafik Konversi Massa Karbon terhadap Waktu di dalam  
Kolom Fluidized Bed Coal Combustion 81

**Gambar 4.40** Presentase Perubahan Akumulasi Massa Unggun terhadap  
Waktu di dalam Kolom Fluidized Bed Coal Combustion 82



## DAFTAR TABEL

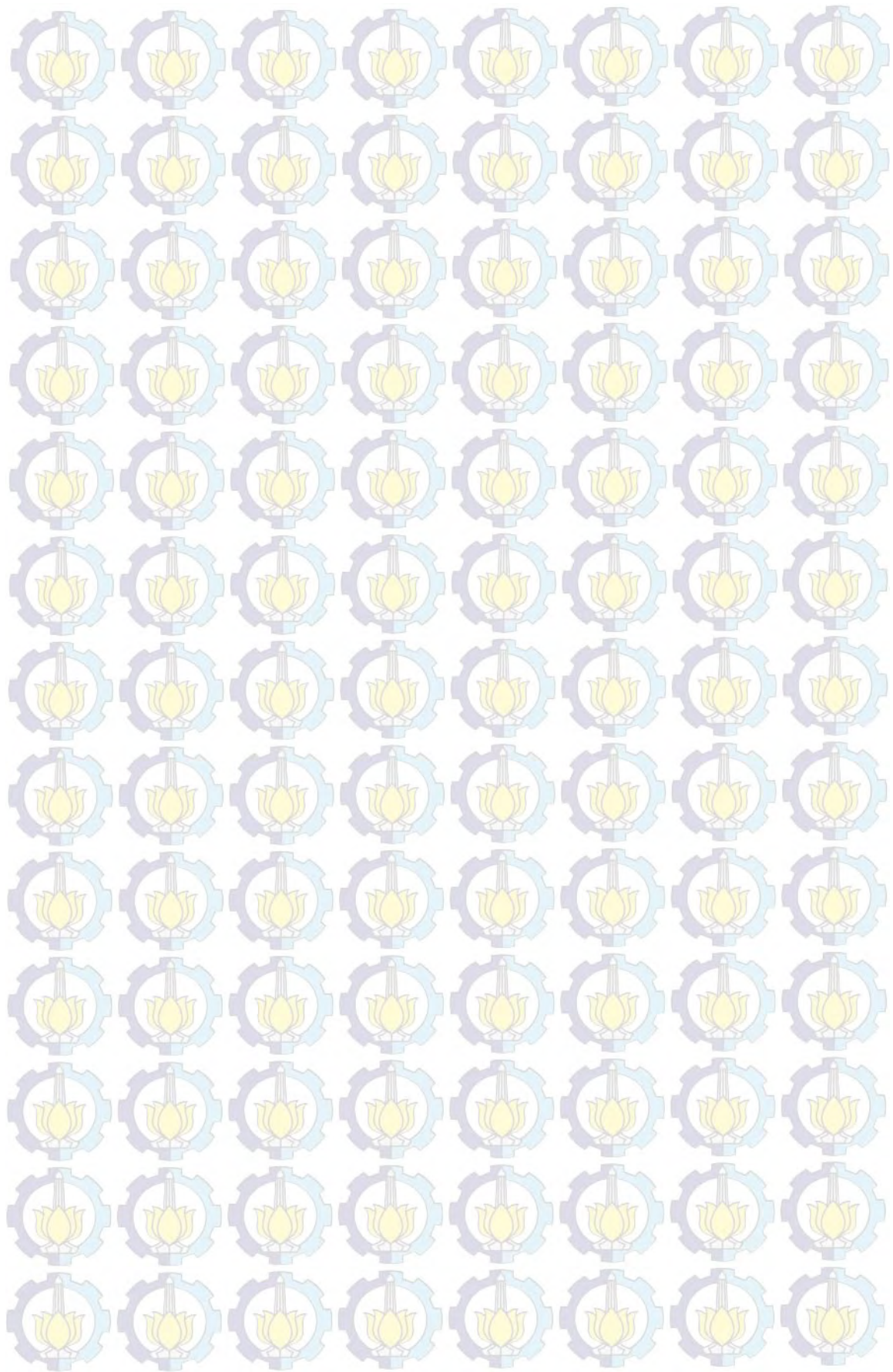
|  |    |
|--|----|
| <b>Tabel 2.1</b> Komposisi Elemen Berbagai Tipe Batubara                           | 6  |
| <b>Tabel 2.2</b> Komposisi Analisa Proksimat dan Ultimat Batubara Jenis Bituminous | 7  |
| <b>Tabel 2.3</b> Keuntungan dan Kerugian dari Alat <i>Fluidized Bed Boilers</i>    | 15 |
| <b>Tabel 2.4</b> Klasifikasi Kecepatan Superficial <i>Fluidized Bed Combustion</i> | 20 |
| <b>Tabel 2.5</b> Konstanta Kinetika Reaksi Pembakaran                              | 30 |
| <b>Tabel 3.1</b> Dimensi <i>Fluidized Bed Coal</i> Tampak Depan                    | 34 |
| <b>Tabel 3.2</b> Komposisi Analisa Proximate                                       | 35 |
| <b>Tabel 3.3</b> Komposisi Mixture-Coal  | 36 |
| <b>Tabel 3.4</b> Komposisi Udara   | 36 |
| <b>Tabel 3.5</b> Kondisi Batas   | 37 |



## DAFTAR NOTASI

| NOTASI          | KETERANGAN   | SATUAN                           |
|-----------------|--|----------------------------------|
| A               | luas permukaan   | $\text{m}^2$                     |
| A               | Faktor pre-exponensial   | $\text{s}^{-1}$                  |
| $B_M$           | Spalding number  | [...]                            |
| $B_T$           | Spalding number  | [...]                            |
| $C_D$           | Drag koefisien   | [...]                            |
| d               | diameter   | m                                |
| $D_{i,m}$       | koefisien difusi uap di dalam bulk   | $\text{m}^2/\text{s}$            |
| E               | Total Entalphy   | J                                |
| $E_a$           | Energi aktivasi  | $\text{kJ/mol}$                  |
| F               | Net Force  | N                                |
| $\vec{F}$       | Additional acceleration term   | Force/unit particle mass         |
| g               | Konstanta gravitasi  | $\text{m/s}^2$                   |
| $G_b$           | Generasi energi kinetik turbulen karena buoyancy   |                                  |
| $G_k$           | Generasi energi kinetik turbulen karena mean velocity  | $\text{k/m.s}^3$                 |
| h               | Koefisien heat transfer  | $\text{W/m}^2.\text{K}$          |
| $h_{fg}$        | Latent Heat  | $\text{J/kg}$                    |
| k               | Energi Kinetik Turbulen  |                                  |
| $k_c$           | Koefisien Transfer Massa   | $\text{m/s}$                     |
| $k_{eff}$       | Konduktivitas efektif  | $\text{W/m-K}$                   |
| $k_\infty$      | <i>thermal conductivity</i> pada fase <i>continuous</i>  | $\text{W/m-K}$                   |
| M               | berat molekul dari gas   | $\text{g/mol}$                   |
| m               | massa  | kg                               |
| n               | Jumah Droplet dalam 1 cell   | [...]                            |
| Nu              | Nusselt number   | [...]                            |
| P               | Pressure   | Pa                               |
| Pr              | Prandtl number   | [...]                            |
| R               | Konstanta gas  | $\text{J K}^{-1}\text{mol}^{-1}$ |
| Re              | Reynold Number   | [...]                            |
| Sc              | Schmidt number   | [...]                            |
| $S_k$           | User defined source Term   | [...]                            |
| $S_h$           | Generalized source term untuk persamaan entalpi  | $\text{W/m}^3$                   |
| t               | time   | s                                |
| T               | Temperature  | K                                |
| u               | Kecepatan fluida   | $\text{m/s}$                     |
| V               | Volume cell  | $\text{m}^3$                     |
| $Y_{i,s}$       | fraksi massa uap di permukaan  |                                  |
| $Y_{i,\infty}$  | fraksi massa uap di bulk gas   |                                  |
| $Y_M$           | Kontribusi dari dilatasi yang fluktuatif dalam <i>compressible turbulence</i> terhadap laju keseluruhan disipasi | [...]                            |
| $\beta$         | Koefisien <i>thermal exponent</i>  | $\text{K}^{-1}$                  |
| $\rho$          | densitas   | $\text{kg/m}^3$                  |
| $\mu$           | viskositas   | $\text{kg/m.s}$                  |
| $\varepsilon$   | dissipation rate dari energi kinetik turbulen  | $\text{m}^2/\text{s}^3$          |
| $\varepsilon_p$ | emisivitas partikel  | [...]                            |
| $\sigma$        | konstanta Stefan-Boltzmann ( $5,67 \times 10^{-8}$ )   | $\text{W/m}^2.\text{K}^4$        |
| $\eta$          | Effectiveness factor   | [...]                            |
| $\theta_R$      | Temperatur radiasi   | K                                |
| $\delta_{ij}$   | Kronecker delta  | [...]                            |
| $\tau$          | Shear stress   | Pa                               |







# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Seiring dengan pesatnya perkembangan ekonomi, pencarian terhadap suatu sistem pembakaran yang ramah lingkungan dan efisien mengharuskan kita untuk memperbaharui sistem pembakaran batubara. Pada awalnya, sebelum penggunaan *fluidized bed combustion*, terdapat sistem *fixed bed combustion*, yaitu pembakaran dengan unggun bahan bakar yang tetap (tidak terfluidisasi), bahan bakar seperti kayu bakar yang utuh tidak dihaluskan menghasilkan serbuk partikel halus, diletakkan dan disusun kemudian dibakar di atas unggun, apabila unggun terbakar habis maka perlu penambahan bahan bakar secara manual. Selain itu terdapat juga sistem *grate* atau *grate system*, sistem pembakaran ini batubara diletakkan di atas conveyor. Sistem *fixed bed combustion* dan *grate system* ini tidak cocok, karena pengisian bahan bakar yang tidak efisien dan menghasilkan emisi udara yang kurang sempurna atau masih terdapat karbon yang tersisa, akan tetapi keunggulannya tidak perlu melakukan penghalusan bahan bakar. Kemudian seiring meningkatnya pola pikir manusia, ditemukanlah alat *fluidized bed combustion*, yaitu sistem dimana bahan bakar padat yang dihaluskan dengan ukuran yang seragam kemudian diletakkan di dalam unggun, kemudian difluidisasi oleh udara panas atau gas sehingga unggun yang diam memiliki pola alir seperti fluida, tetapi unggun yang terfluidisasi tidak sampai keluar dari ruang pembakaran. Penggunaan *fluidized bed combustion* semakin hari semakin meningkat di beberapa negara terutama sebagai alat untuk fluidisasi bahan bakar padat pada pembangkit listrik, industri semen, dan industri-industri lainnya. Sesuai dengan perkembangan jaman, alat *fluidized bed combustor* digunakan sebagai pengganti *pulverized coal combustion*.

Dalam sistem pembakaran pada *Fluidized Bed* dewasa ini batubara sebagai bed dicampur dengan pasir silika. Pada saat batubara dan pasir silika tersebut dibakar dalam burner maka akan menghasilkan *flue gas* dengan sedikit kandungan NO<sub>x</sub> dan SO<sub>x</sub> serta meningkatkan performa efisiensi panas tersebut. Akan tetapi



menurut Madhiyanon (2010) performa efisiensi dari *Fluidized Bed Combustion* kemungkinan bisa menurun dikarenakan adanya agglomerasi yang terbentuk dari arang batubara, sehingga proses pembakaran menjadi terganggu.

Dengan adanya permasalahan tersebut di atas maka diperlukan upaya untuk mengurangi agglomerasi pada proses pembakaran dua bahan bakar di dalam *Fluidized Bed*. Salah satu upaya untuk menjawab permasalahan tersebut dengan melakukan percobaan simulasi fluidisasi dengan mempertimbangkan pengaruh densitas dan distribusi ukuran partikel bahan bakar terhadap proses pembakaran terfluidisasi. *Fluidized bed combustion* dalam proses pembakaran batubara digunakan sebagai pertimbangan untuk mengetahui komposisi bahan bakar dengan udara panas serta suhu yang diperoleh agar terjadi pembakaran sempurna, sehingga dihasilkan efisiensi pembakaran yang tinggi.

Oleh karena itu penelitian pengaruh densitas dan distribusi batubara dalam *fluidized bed combustion* sangat diperlukan mengingat mudahnya terjadi agglomerasi di bawah kolom *Fluidized Bed* yang mengakibatkan efisiensi pembakaran menjadi kecil serta potensi pemanfaatan batubara yang begitu pesat untuk industri pembangkit listrik.

Aplikasi dalam proses *Fluidized Bed Combustion* di Indonesia adalah alat pre-calciner yang terdapat di industri semen, dimana pada proses kalsinasi, energi yang dibutuhkan merupakan energi laten reaksi sehingga tidak untuk meningkatkan temperatur bahan baku sebagian atau seluruh udara pembakaran yang diambil dari udara pendinginan klinker di cooler sebagai pendinginan klinker.

Udara pembakaran dari cooler ini disebut dengan udara tertier. Oleh karena itu di dalam kalsiner ini beda temperatur antara gas dan material sangat rendah. Dengan penggunaan kalsiner ini pembakaran klinker (klinkerisasi dan sintering) dapat dilakukan pada rotary kiln yang lebih kecil dengan waktu tinggal yang tepat. Dasar pemikiran penggunaan kalsiner ini adalah bahwa rotary kiln, sebagai alat penukar panas, perpindahan panas yang efektif terjadi pada zona pembakaran (burning zone) di mana perpindahan panasnya hampir seluruhnya secara radiasi. Sedangkan pada tempat yang bertemperatur lebih rendah seperti zona kalsinasi perpindahan panas yang terjadi lebih didominasi oleh mekanisme



konveksi tidak cukup ekonomis dilakukan di dalam kiln karena kecepatan aliran gas cukup rendah.

## **I.2 Rumusan Masalah**

Rumusan masalah dalam penelitian ini adalah adanya ketidakmerataan proses pembakaran di dalam unggun terfluidisasi. Di dalam *fluidized bed combustion* secara ideal, partikel yang terfluidisasi masuk ke ruang pembakaran, kemudian terbakar habis sempurna secara perlahan, akan tetapi karena perbedaan ukuran partikel yang mana ukuran batubara lebih besar dibanding ukuran batubara yang kecil, sehingga membentuk *bubbling* dan *slugging* dimana mengakibatkan temperatur di dalam proses pembakaran tersebut menjadi tidak merata.

## **I.3 Batasan Masalah**

Sebagai batasan masalah dalam penelitian ini adalah adanya pengaruh kecepatan minimum fluidisasi yang sesuai untuk distribusi ukuran bahan bakar batubara, untuk ukuran kecil partikel akan terbang ke atas (*entrained*), sedangkan ukuran besar akan tetap tidak bergerak sehingga partikel tidak terfluidisasi di dalam kolom *fluidized bed*. Oleh karena itu pembakarannya tidak merata dan efisiensi menjadi kecil.

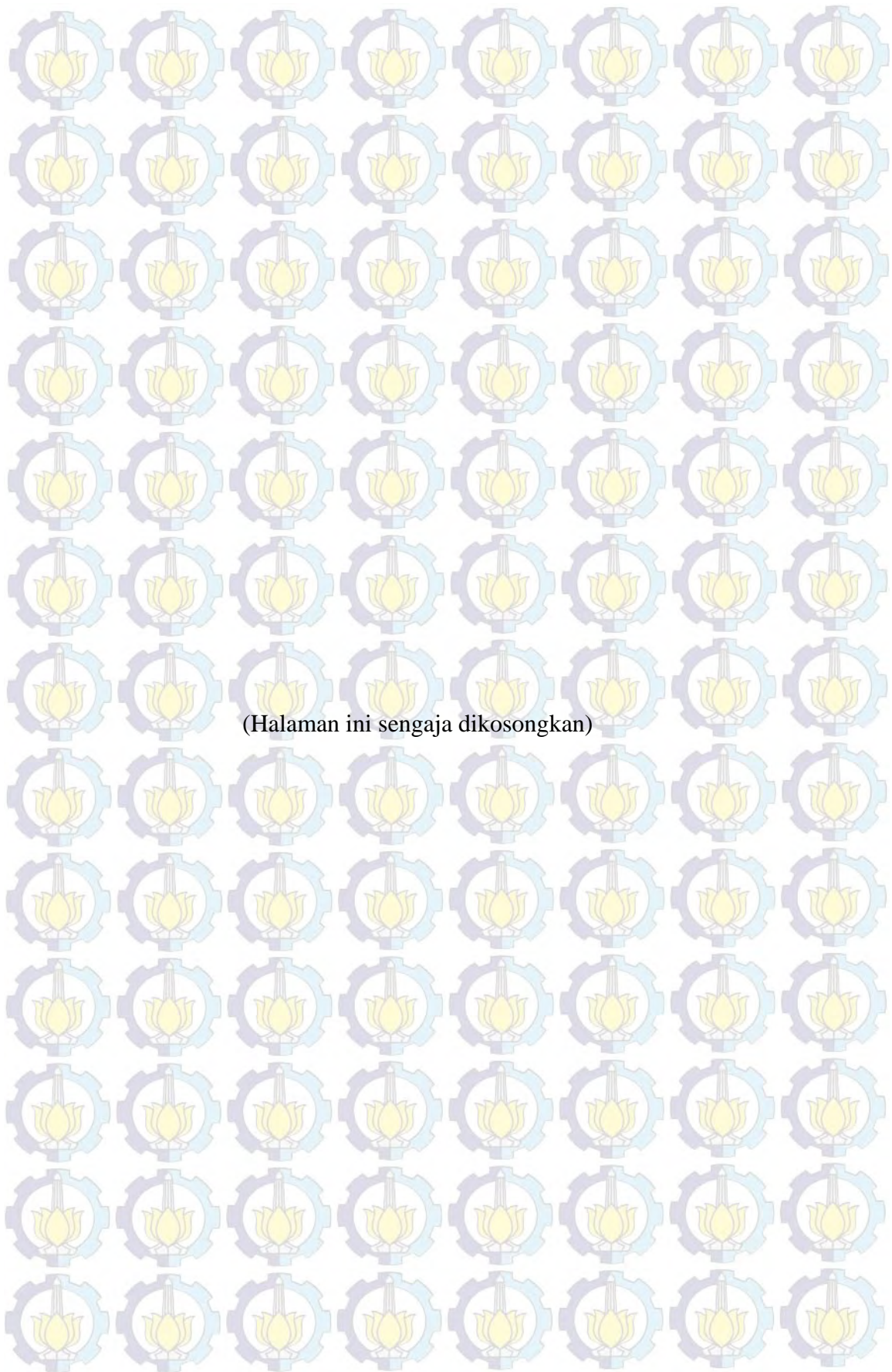
## **I.4 Tujuan Penelitian**

Penelitian ini memiliki tujuan untuk memperoleh komposisi campuran ukuran batubara dan kecepatan fluidisasi udara primer dan sekunder sehingga tercapai pembakaran yang terbaik. Dengan mengetahui komposisi tersebut diharapkan mampu untuk memahami kondisi yang terjadi di dalam *combustor* sehingga menghasilkan pembakaran yang terbaik dengan cara mengatur kecepatan fluidisasi dan laju alir batubara yang masuk.

## **I.5 Manfaat Penelitian**

Penelitian ini akan memberikan manfaat yakni mengetahui fenomena pembakaran di dalam *fluidized bed combustion* selain itu memperoleh efisiensi pembakaran yang tinggi dengan pengaturan kondisi operasi.





(Halaman ini sengaja dikosongkan)



## BAB 2

### TINJAUAN PUSTAKA

#### 2.1 Material Bed

##### 2.1.1 Batubara

Batubara merupakan bahan bakar fosil yang dapat terbakar dimana terbentuk dari endapan organik, atau disebut juga batuan organik yang terutama terdiri dari karbon, hidrogen dan oksigen. Batubara terbentuk dari tumbuhan yang telah terkonsolidasi antara strata batuan lainnya dan diubah oleh kombinasi pengaruh tekanan dan panas selama jutaan tahun sehingga membentuk lapisan batu bara.

Batubara menurut Erlina Yustanti (2012) dapat digolongkan menjadi 4 jenis tergantung dari umur dan lokasi pengambilan batubara, yakni lignit, subbituminous, bituminous, dan antrasit, dimana masing-masing jenis batubara tersebut secara berurutan memiliki perbandingan C : O dan C : H yang lebih tinggi. Berikut adalah spesifikasi masing-masing jenis batubara:

a) Lignit

Disebut juga *brown-coal*, merupakan tingkatan batubara yang paling rendah, dan umumnya digunakan sebagai bahan bakar untuk pembangkit listrik.

b) Sub-bituminous

Wujudnya lebih gelap daripada lignit, digunakan sebagai pembangkit listrik tenaga uap. Selain itu untuk sumber bahan baku yang penting dalam pembuatan hidrokarbon aromatis dalam industri kimia sintetis.

c) Bituminous

Berwujud mineral padat, lembut, berwarna hitam dan kadang coklat tua, sering digunakan dalam pembangkit listrik tenaga uap.

d) Antrasit

Merupakan jenis batubara yang memiliki kandungan paling tinggi dengan struktur yang lebih keras serta permukaan yang lebih kilau dan sering digunakan keperluan rumah tangga dan industri.



**Tabel 2.1** Komposisi Analisa Proksimat Elemen Berbagai Tipe Batubara

| <b>% Weight</b>          | <b>Antrasit</b> | <b>Bituminous</b> | <b>Sub-<br/>Bituminous</b> | <b>Lignit</b> |
|--------------------------|-----------------|-------------------|----------------------------|---------------|
| Heat Content<br>(Btu/lb) | 13000-15000     | 11000-15000       | 8.500-13.000               | 4000-8300     |
| Moisture                 | < 15 %          | 2 – 15 %          | 10 – 45 %                  | 30 – 60 %     |
| Fixed Carbon             | 85 – 98 %       | 45 – 85 %         | 35 – 45 %                  | 25 – 35 %     |
| Ash                      | 10 – 20 %       | 3 – 12 %          | ≤ 10 %                     | 10 – 50 %     |
| Sulfur                   | 0,6 - 0,8 %     | 0,7 – 4 %         | < 2 %                      | 0,4 – 1 %     |

Sumber: Yustanti, 2012

Pada sistem pembakaran batubara perlu dilakukan penelitian untuk mengetahui kandungan di dalam batubara tersebut serta mengetahui unsur pembentuk batubara misalnya mengetahui kandungan sulfur, karbon, hidrogen dan sebagainya. Mineral yang terdapat dalam batubara yang dibakar tidak ikut terbakar, melainkan teroksidasi dan sebagian menjadi abu. Analisa komposisi abu sampai ke unsur-unsur pembentuknya biasanya dilakukan untuk mengetahui karakteristik abu pada saat pembakaran. Analisa yang digunakan dalam penelitian kandungan batubara dibagi menjadi 2, yaitu analisa proksimat dan analisa ultimat.

a. Analisa Proksimat

Analisa yang paling umum dilakukan oleh peneliti untuk menguantifikasi nilai moisture atau nilai kandungan air dalam batubara, kandungan abu, zat terbang dan karbon tertambat.

b. Analisa Ultimat

Analisa yang dilakukan untuk mengetahui berapa kandungan mineral seperti karbon, hidrogen, oksigen, nitrogen, dan sulfur.

Pada penelitian X. Wang (2010) penelitian tersebut menggunakan jenis batubara bituminous coal, kandungan dari hasil analisa ultimat dan proksimat dari batubara tersebut adalah sebagai berikut.



**Tabel 2.2** Komposisi Analisa Proksimat dan Ultimat Batubara jenis bituminous

| Analisa Proksimat |         | Analisa Ultimat |         |
|-------------------|---------|-----------------|---------|
| Kandungan         | % berat | Senyawa         | % berat |
| Fixed Carbon      | 54,1    | Carbon          | 75,3    |
| Volatile Matter   | 41,8    | Hidrogen        | 5,4     |
| Moisture Content  | 2,6     | Oksigen         | 15,6    |
| Ash Coal          | 1,5     | Nitrogen        | 1,8     |
|                   |         | Sulfur          | 0,4     |

Sumber: Wang, 2010

### 2.1.2 Pasir Silika

Pasir adalah material padat yang mengisi komposisi bed di dalam Fluidized Bed Combustion, dengan memiliki diameter partikel yang hampir seragam sekitar 0,8-1,2 milimeter pasir bisa terfluidisasi oleh udara. Pemilihan pasir sebagai komposisi bed adalah titik leburnya sekitar 1687 K, sehingga jika dialiri oleh udara panas di bawah suhu 1687 K tidak akan melebur, selain itu pasir sangat baik sebagai media pembakar jika bersentuhan dengan partikel batubara. Partikel batubara akan menyusut volumenya dan terbakar oleh pasir silika yang panas disebut *sinking core* dan bereaksi menjadi CO<sub>2</sub>, NO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, namun kelemahan dari hasil pembakaran batubara biasanya mengandung polusi dan hujan asam. Oleh karena itu di dalam bed perlu penambahan batu kapur yang dihaluskan terlebih dahulu dengan menyerupai ukuran partikel pasir sehingga batu kapur bisa terfluidisasi dan ikut terbakar bersama batubara.

Di dalam ruang pembakaran tersedia material bed seperti pasir silikon, batu kapur, dan char. Material tersebut selanjutnya difluidisasi oleh udara panas yang disemburkan dari bawah, sehingga terbentuk suatu gelembung-gelembung menyerupai cairan fluida, setelah cukup panas suhu di dalam bed kemudian batubara masuk ke dalam inlet ruang pembakaran untuk dibakar. Perbandingan material bed terhadap batubara adalah 95:5, sehingga di dalam

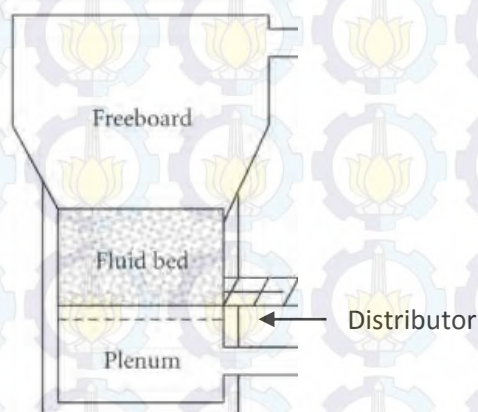


bed hanya ada sebagian besar berupa material bed dan sebagian kecil adalah batubara.

## 2.2 Fluidisasi

Fluidisasi adalah metoda pengontakan butiran-butiran padat dengan fluida (cair ataupun gas) sehingga memiliki sifat seperti fluida dengan viskositas tinggi. (McCabe, 1985)

Sedangkan Fluidized Bed adalah bed partikel padat yang mana digerakkan oleh hembusan aliran gas ke atas, kecepatan aliran gas harus lebih besar untuk menyebarkan partikel (fluidized bed) tetapi partikel tersebut tidak keluar dari unggun. Unggun tersebut memiliki sifat seperti cairan, yang mana terlihat seperti mendidih dan memperlihatkan kemampuan mengapung dan tekanan hidrostatis. Fluidized bed terdiri atas 4 bagian, yaitu air plenum; air distributor; bed; dan freeboard. Fungsi dari freeboard adalah digunakan untuk melepaskan partikel yang terlempar ke atas bed dan menyempurnakan pembakaran dari partikel kecil yang belum terbakar sempurna di dalam bed. Air plenum sebagai ruang kosong untuk saluran udara atau gas yang akan memfluidisasi unggun (bed) tersebut, sedangkan air distributor adalah alat untuk mendistribusi udara /gas agar unggun (bed) terfluidisasi merata di sepanjang permukaan unggun (bed). (Ragland and Bryden, 2011)



**Gambar 2.1** Diagram Skematik Fluidized Bed

Fenomena-fenomena yang dapat terjadi pada proses fluidisasi menurut Kunii, 1991 antara lain :



### 1. Fixed bed

Pada kondisi ini, lapisan partikel padat (*bed*) tidak bergerak yang terjadi jika kecepatan fluida terlalu rendah sehingga tidak mampu menimbulkan fluidisasi. Fluida yang mengalir hanya sebagian kecil mengalir melalui celah-celah antara partikel-partikel akibatnya partikel-partikel tidak bergerak atau tak-terfluidisasi. Pada kecepatan fluida yang rendah, *pressure drop* pada lapisan *bed* sebanding dengan kecepatan fluida.

### 2. Incipient atau Minimum Fluidisasi

Pada kondisi ini, adalah saat terbentuknya keadaan lapisan yang partikel-partikelnya melayang-layang, akibat kecepatan fluida berangsur-angsur dinaikan, dan *pressure drop* aliran fluida terhadap penampang melintang lapisan partikel (*bed*) juga naik. Keadaan ini disebabkan gaya gesek antara partikel dan fluida tidak seimbang terhadap berat partikel, komponen gaya vertikal sebagai gaya tekan antara partikel yang berdekatan hilang, dan *pressure drop* setiap penampang melintang (*bed*) sama dengan berat fluida dan partikel. Aliran fluida ini dinamakan “terfluidisasi”. Batasan *pressure drop* pada keadaan ini sama dengan jumlah berat fluida dan partikel sedangkan kecepatan fluida yang terjadi adalah *minimum fluidization velocity*,  $U_{mf}$ . Kecepatan minimum fluidisasi adalah kecepatan superficial minimum dimana fluidisasi mulai terjadi, sehingga persamaannya dari kombinasi persamaan Ergun didapat sebagai berikut:

$$\frac{150 (1-\epsilon_{mf}) d_p \rho_g}{\epsilon_{mf}^3 \mu} U_{mf} + \frac{1,75 d_p P_g}{\epsilon_{mf}^3 \mu} U_{mf}^2 = \frac{d_p^2 P_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (2.1)$$

Untuk keadaan ekstrem, yaitu:

1. Aliran laminar ( $Re < 20$ ), kecepatan fluidisasi minimumnya adalah:

$$U_{mf} = \frac{d_p^2}{150} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g) g}{\mu} \cdot \frac{\epsilon_{mf}^3}{1 - \epsilon_{mf}} \quad (2.2)$$

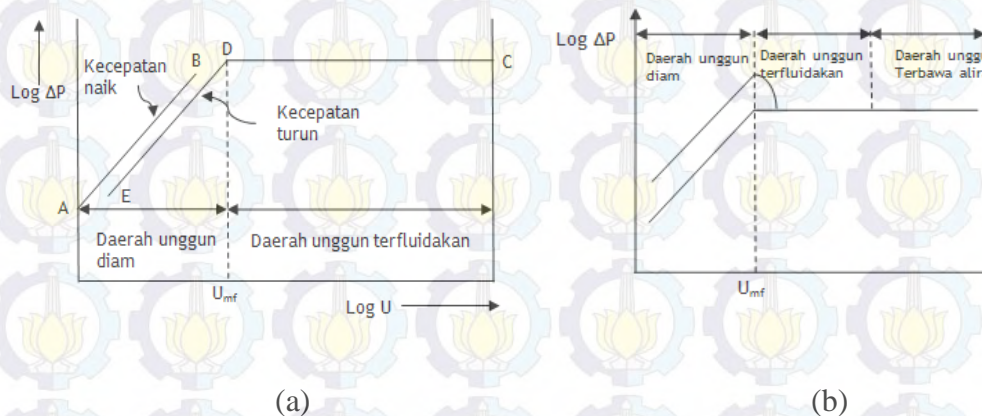
2. Aliran turbulen ( $Re > 1000$ ), kecepatan fluidisasi minimumnya adalah :

$$U_{mf}^2 = \frac{d_p}{1,75} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g) g}{P_g} \cdot \epsilon_{mf} \quad (2.3)$$

Sedangkan kecepatan superficial adalah kecepatan yang dimiliki fluida saat fluida itu bergerak pada bidang yang sama tanpa mengalami gangguan.



Kecepatan minimum fluidisasi dapat ditentukan secara grafis dan teoritis. Teknik grafis dapat dilakukan apabila tersedia kurva karakteristik fluidisasi. (antara  $\log u$  terhadap  $\log \Delta P$ ). namun karena adanya penyimpangan seperti *interlock*, yang mana menyebabkan partikel menyatu (biasanya karena basah atau karena kelembaban udara) sehingga kecepatan udara yang dibutuhkan untuk memfluidisasikan partikel tersebut juga bertambah besar dan mengakibatkan *pressure drop* ( $\Delta P$ ) menjadi besar.



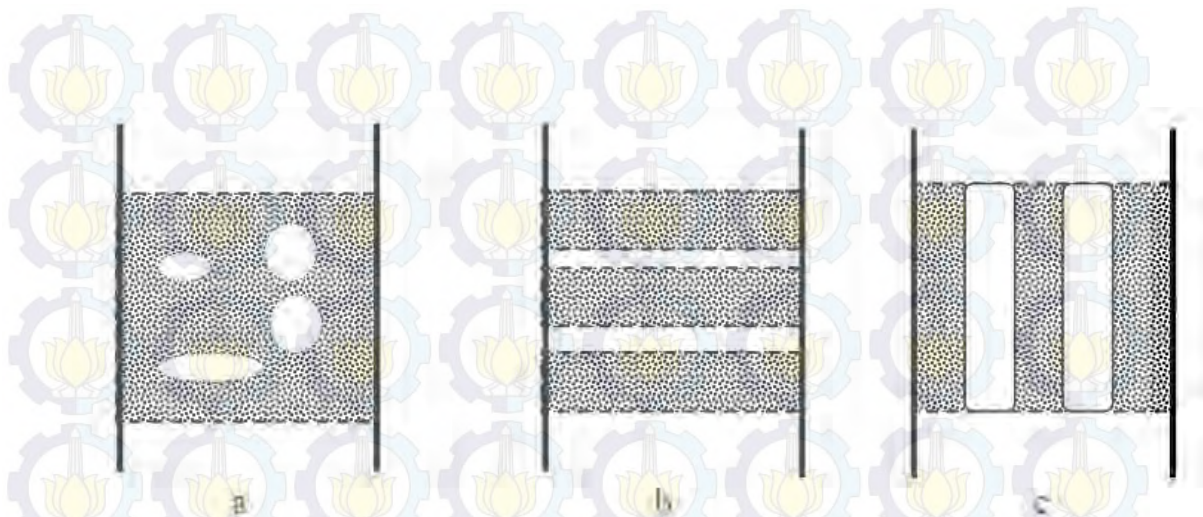
**Gambar 2.2** Grafik Kondisi (a) Kurva Fluidisasi Ideal (b) Kurva Fluidisasi tidak Ideal karena adanya Interlock

Jenis penyimpangan yang lain adalah pada saat fluidisasi partikel-partikel padat tidak terpisah-pisah secara sempurna tetapi berkelompok membentuk suatu *agregat*. Keadaan yang seperti ini disebut sebagai fluidisasi heterogen atau *aggregative fluidization*.

Tiga jenis fluidisasi heterogen yang biasa terjadi adalah karena timbulnya :

- Pengelembungan (*bubbling*), ditunjukkan pada **Gambar 2.3a**
- Penorakan (*slugging*), ditunjukkan pada **Gambar 2.3b**
- Saluran-saluran fluida yang terpisahkan (*channeling*) ditunjukkan pada **Gambar 2.3c**





**Gambar 2.3** Tiga Jenis Agregative Fluidization : (a) *bubbling*, (b) *slugging*,  
(c) *channeling*

### 3. *Bubbling Fluidization*

Kondisi ini menunjukkan suatu keadaan gelembung gas/ udara mulai terbentuk dalam lapisan partikel, akibat kecepatan gas berangsur-angsur dinaikkan di atas kecepatan minimum fluidisasi, dan kejatuhan tekanan juga bertambah. Pada keadaan ini, *pressure drop* sama dengan berat lapisan partikel. Selama kecepatan gas /udara dinaikkan, terjadi pembentukan gelembung menjadi lebih banyak, turbulensi yang kuat, pencampuran cepat dan gerakan partikel bertambah besar akibatnya volume lapisan partikel tidak melebihi volume minimum fluidisasi. Lapisan partikel padat menampilkan sifat cairan mendidih dan terlihat seperti fluida “lapisan gelembung fluida /*bubbling fluidized bed*”. Pada keadaan ini membuat lapisan partikel (*bed*) tidak berekspansi. Jika partikel pasir dalam keadaan terfluidisasi lalu dipanaskan hingga ke suhu nyala batubara, kemudian batubara diinjeksikan secara terus menerus ke *bed*, batubara akan terbakar dengan cepat dan *bed* akan mencapai suhu yang seragam. Pada kebanyakan proses fluidisasi dioperasikan pada daerah *bubbling fluidization*.

### 4. *Slugging Fluidization*

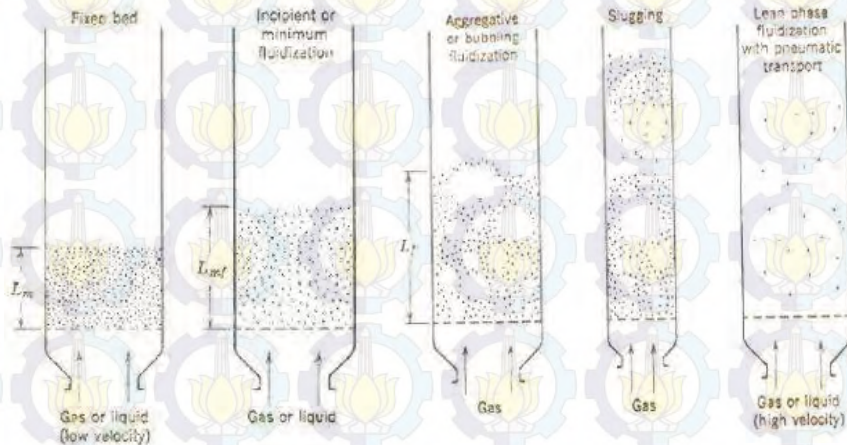
Kondisi ini merupakan kondisi dimana suatu keadaan lapisan partikel gelembung gas menyatu dan bergerak ke atas akibat partikel-partikel di atas



gelembung didorong ke atas membentuk gumpalan partikel besar, dan jatuh menyebar seperti hujan.

### 5. Turbulent Fluidization

Merupakan suatu keadaan permukaan atas lapisan partikel menghilang, dan membentuk gelembung gas /udara dari berbagai ukuran serta bentuk. Hal ini terjadi pada kecepatan gas yang tinggi.



**Gambar 2.4** Tahapan fenomena yang terjadi saat Fluidisasi

Aspek utama yang akan ditinjau dalam percobaan ini adalah mengetahui besarnya hilang tekan (*pressure drop*) di dalam unggun padatan yang terfluidakan. Hal tersebut mempunyai arti yang cukup penting karena selain erat sekali hubungannya dengan besarnya energi yang diperlukan, juga bisa memberikan indikasi tentang kelakuan unggun selama operasi berlangsung. Penentuan besarnya hilang tekan di dalam unggun terfluidakan terutama dihitung berdasarkan rumus-rumus yang diturunkan untuk unggun diam, terutama oleh Kozeny-Carman, yaitu

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{180 \cdot \mu \cdot (1-\epsilon)^2}{\phi_s^2 D_p^2 \epsilon^3} v_s \quad (2.4)$$

Korelasi-korelasi matematik yang menggambarkan hubungan antara hilang tekan dengan laju alir fluida di dalam suatu sistem unggun diam diperoleh pertama kali oleh Blake (1922) melalui metoda-metoda yang bersifat semi empiris, yaitu dengan menggunakan bilangan-bilangan tidak berdimensi. Untuk aliran laminar dengan kehilangan energi terutama disebabkan oleh gaya *viscous*, Blake memberikan hubungan seperti berikut:



$$\frac{\Delta P}{L} g_c = \frac{k \mu S^2}{\epsilon^3} \quad (2.5)$$

dimana:

$\frac{\Delta P}{L} g_c$  = hilang tekan per satuan panjang/ tinggi unggun faktor gravitasi

$\mu$  = viskositas fluida

$\epsilon$  = porositas unggun yang didefinisikan sebagai perbandingan volume ruang kosong di dalam unggun dengan volume unggun

$u$  = kecepatan alir superfisial fluida

$S$  = luas permukaan spesifik partikel

Pada unggun terfluidakan, persamaan yang menggambarkan hubungan  $p/l$  dan  $u$  yang biasanya digunakan adalah persamaan Ergun, yaitu:

$$\frac{\Delta P}{L} g_c = 150 \frac{(1-\epsilon_f)^2}{d_p^2 \epsilon_f^3} u + 1,75 \frac{(1-\epsilon_f) \rho}{d_p \epsilon_f^3} u^2 \quad (2.6)$$

dimana  $\epsilon_f$  adalah porositas unggun pada keadaan terfluidakan. Pada keadaan ini, dimana partikel-partikel zat padat seolah-olah terapung di dalam fluida sehingga terjadi kesetimbangan antara berat partikel dengan gaya seret dan gaya apung dari fluida di sekelilingnya:

[gaya seret oleh fluida yang naik] = [berat partikel] - [gaya apung]

atau

[hilang tekan pada unggun] x [luas penampang] = [volume unggun] x [fraksi zat padat] x [densitas zat padat - densitas fluida]

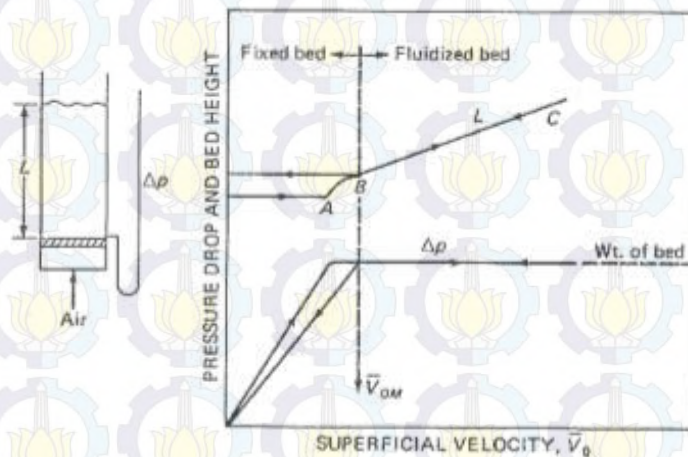
$$\Delta P \cdot A = (A \cdot L)(1 - \epsilon_f)(\rho_p - \rho_f) \frac{g}{g_c} \quad (2.7)$$

$$\left(\frac{\Delta P}{L}\right) = (1 - \epsilon_f)(\rho_p - \rho_f) \frac{g}{g_c} \quad (2.8)$$

Fluidisasi memiliki karakter yakni hubungan antara *pressure drop* dengan *superficial velocity*. Jika *superficial velocity* meningkat maka *pressure drop* juga meningkat tetapi partikel-partikelnya tidak bergerak dan ketinggian *bed* tetap sama (*fixed bed*). Pada kecepatan tertentu, *pressure drop* yang melewati *bed* mengimbangi gaya gravitasi pada partikel atau berat *bed* sehingga menyebabkan partikel bergerak. Jika kecepatannya diturunkan maka *pressure drop* akan menurun namun *bed* tidak kembali seperti semula karena telah terekspansi (seperti pada titik A). Setelah mencapai kecepatan minimum, *pressure drop* tidak mengalami



kenaikan namun *bed* terekspansi sedikit. Sedangkan partikel akan semakin bergerak dan menyebabkan *bed* semakin terekspansi dan semakin tinggi (seperti pada titik C). Pada suatu keadaan tertentu saat kecepatan meningkat maka *bed* akan terikut dan menyebabkan *pressure drop*-nya turun dan tinggi *bed* akan turun. (McCabe, 1985)



**Gambar 2.5** *Pressure Drop dan Tinggi Bed vs Superficial Velocity pada Bed Solid (kondisi ideal)*

Fenomena-fenomena fluidisasi tersebut sangat dipengaruhi oleh faktor-faktor antara lain:

1. Laju alir fluida dan jenis fluida
2. Distribusi ukuran partikel dan bentuk partikel
3. Geometri alat
4. Kompleksitas perpindahan massa, panas, dan momentum

### 2.3 Fluidized Bed Combustion

*Fluidized-Bed Combustion* adalah alat pengembangan dari conventional stokers dan pulverized-fuel combustion. Pada umumnya digunakan untuk aplikasi furnace, seperti pada proses produksi gas panas untuk pengeringan. Untuk mengurangi suhu pengeringan gas, penambahan udara berlebih atau resirkulasi flue gas. (Ragland et al, 2011)



Mekanisme kerja *Fluidized Bed Combustion* adalah udara primer disemburkan oleh blower dari bawah ruang pembakaran, lalu udara sekunder membawa batubara dan biomassa serabut kelapa masuk ke dalam sisi samping ruang pembakaran, sementara burner terpasang di sisi samping berdekatan dengan udara primer. Selanjutnya batubara dan serabut kelapa terbakar oleh burner. Kelemahan dari sistem pembakaran dengan biomassa dan batubara adalah untuk serabut kelapa sendiri memiliki densitas kecil, sehingga tidak terbakar oleh burner. Sedangkan batubara memiliki densitas tidak sama, densitas kecil akan terbang keluar dari ruang pembakaran, dan densitas besar akan jatuh membentuk aglomerasi, sehingga pembakarannya tidak sempurna. (Rozzainee,2010)

Fitu-fitur di dalam *fluidized bed combustion* (FBC) menurut Simeon N. Oka (2004) adalah kontak langsung partikel dengan perubahan panas dan massa secara intensif, suhu seragam di dalam Fluidized Bed Combustion, kapasitas panas yang tinggi pada Fluidized Bed Combustion yang mana fuel terbakar dengan kualitas rendah, dan keefektifan pengaturan suhu bed oleh suplai bahan bakar, udara dan ekstraksi panas. Sedangkan fitur utama pada *Fluidized Bed Boilers* adalah sebagai berikut:

**Tabel 2.3** Keuntungan dan Kerugian dari Alat *Fluidized Bed Boilers*.

| Keuntungan   | Kerugian   |
|--|--|
| <ul style="list-style-type: none"> <li>• Fleksibilitas bahan bakar.</li> <li>• Penghilangan SO<sub>2</sub> secara in-situ.</li> <li>• Emisi NO<sub>2</sub> yang rendah.</li> <li>• Ketersediaan sistem yang baik.</li> <li>• Tidak terjadi slagging.</li> <li>• Tidak terjadi korosi.</li> <li>• Mudah dalam pengisian bahan bakar.</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Membutuhkan udara yang besar.</li> <li>• Membutuhkan luas penampang pembakaran yang besar.</li> <li>• Menghasilkan heat loss yang besar pada permukaan bed.</li> <li>• Menghasilkan ash-carbon yang tinggi.</li> <li>• Menghasilkan erosi yang tinggi.</li> </ul> |



Dalam Fluidized-Bed Combustion, parameter yang paling penting dalam FBC atau packed adalah kecepatan yang mana fluida melewati bagian atas penahan bed partikel. Kedua bed dipasang di dalam vessel dengan porous base yang mana fluida dimasukkan ke dalam bed, yang disebut distributor. Kemudian ditambah gas pembersih dalam sistem tersebut, yaitu cyclone separator. Selain itu juga terdapat fan atau kompresor sebagai alat untuk fluidisasi. Selanjutnya komponen yang penting adalah fuel feeder. Secara garis besar Fluidized-Bed terdiri atas combustor, alat pengumpul partikel, alat fluidisasi, alat pengumpan bahan bakar. (Hossain, 1998)

**a. Combustor**

Combustor adalah refraktori yang berbentuk silinder vertikal, alat ini harus memiliki titik leleh yang tinggi dan konduktivitas termal yang rendah agar tidak terjadi panas yang hilang. Pada umumnya berbahan stainless steel dengan keramik sebagai isolator pada dinding luarnya, lapisan tambahan bisa ditambahkan di dinding dalam pada vessel combustor agar tidak terjadi erosi pada lapisan dalam.

**b. Alat pengumpul partikel (*cyclone*)**

Digunakan sebagai alat pengumpul resirkulasi sistem fluidized bed, bekerja dengan gaya sentrifugal untuk memisahkan partikel dari aliran gas. Biasanya partikel bahan bakar yang tidak terbakar dari gas keluaran dikembalikan ke dalam combustor untuk dibakar kembali. Prinsip dasar separator adalah partikel masuk ke dalam cyclone bersamaan dengan gas yang menyembur. Gas bergerak memutar dengan kuat, partikel besar memiliki momentum yang besar, sehingga tidak bisa berputar dan bertumbukan dengan dinding cyclone lalu turun dan tertampung ke dalam hopper. Ini tergantung pada kecepatan inlet, karakteristik partikel dan gas.

**c. Alat Fluidisasi Partikel**

Blower biasanya sebagai alat fluidisasi partikel. Udara masuk ke dalam combustor dengan dua jalur yang berbeda, pertama udara masuk dari bawah melalui pelat distributor, kedua udara masuk diantara zona lower reducing dan zona upper oxidizing kemudian melewati nozzle. Nozzle

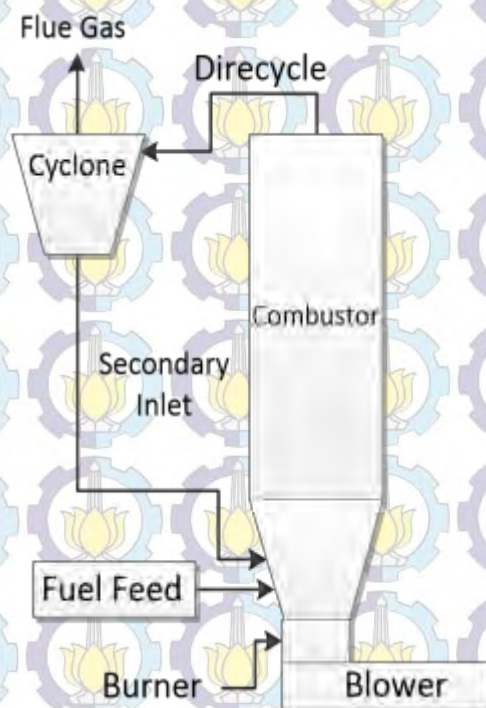


ditempatkan dimana secara diametris berlawanan dengan yang lain, agar pencampurannya baik.

#### d. Alat Pengumpan Bahan Bakar

Tipe dan komposisi bahan bakar berperan penting dalam desain combustor. Jika bahan bakar padat adalah campuran heterogen, seperti sampah kota, maka heating valuenya rendah (8000 Btu/lb), parutan, sortiran, dan operasi pengeringan akan lebih kompleks. Sampah yang mengandung kaca, logam, plastik membuat pembakaran menjadi sulit, kegagalan pada transfer panas permukaan, dan menghasilkan beberapa gas berbahaya. Sehingga menghasilkan polutan dan gas berbahaya seperti Sox, Nox, Pb, Cd, Ni, dll.

Pengumpanan bahan bakar ke dalam combustor dibutuhkan desain yang efisien, untuk recirculating fluidized bed combustor bahan bakar harus diberi gaya yang kuat agar masuk ke dalam combustor. Gaya gravitasi biasanya tidak cukup melengkapi proses tersebut karena tekanan positif di dalam vessel.



**Gambar 2.6** Gambar Skematik *Fluidized Bed Combustion*



*Fluidized-Bed Combustion* dibagi menjadi tiga macam berdasarkan cara kerjanya (William, 2000), yaitu:

**a. *Atmospheric Fluidized-Bed Combustion (AFBC)***

*Atmospheric Fluidized-Bed Combustion* (AFBC) terdiri atas material inert seperti campuran abu, batu kapur, pasir, dan partikel bahan bakar padat yang membentuk bed kemudian terfluidisasi oleh gaya udara melewati bed. Penggunaan AFBC adalah untuk pemanasan, pengeringan, dan aplikasi steam-rising, dan kecepatan superficialnya sekitar 3 m/s. Pada kecepatan gas yang rendah, gas mengalir melewati bed tanpa gangguan dari partikel, dan bed menyisakan rongga. Selama kecepatan gas meningkat, gaya terdesak oleh partikel dengan cara menaikkan aliran gas sampai dimana aliran gas menyokong massa bed tersebut. Ini ditandai permulaan fluidisasi dan kecepatan gas pada titik tertentu diartikan sebagai kecepatan minimum fluidisasi.

Pada aplikasi boiler, transfer panas pada permukaan tube ditempatkan di dalam fluidized bed untuk meningkatkan uap atau memproduksi air panas. Selanjutnya panas di-*recovery* dari pembakaran gas menggunakan alat penukar panas konvektif. Sebagai akibat dari sifat fluidisasi turbulen, koefisien transfer panas diantara bed material dan tube yang tercelup pada umumnya tinggi di dalam *fluidized-bed* sebagai perbandingan antara koefisien transfer panas di dalam alat penukar panas konvektif. Suhu bed diatur pada suhu 750-950° C, biasanya lebih rendah dibanding suhu operasi dalam sistem pembakaran batubara yang lain. Bed terdiri atas abu batubara, pasir, dan batu kapur sebagai mengontrol emisi SO<sub>2</sub>.

Gas hasil pembakaran meninggalkan bed, melewati freeboard, dan keluar di atasnya. Gelembung pecah didekat permukaan bed, semburan pada bed material terlempar ke dalam freeboard. Fungsi dari freeboard adalah memberikan cukup ruang diatas bed untuk partikel untuk jatuh kembali ke dalam bed. Gas meninggalkan combustor, dan nilainya tergantung pada derajat pembakaran dan transfer panas di dalam freeboard. Gas melewati



convection section dimana panas direcovery dan gas didinginkan di suhu keluaran stack (pada suhu 150-200 °C).

Suhu operasi biasanya 750-950 °C, batas atas ditentukan oleh kebutuhan untuk mencegah abu atau penggumpalan bed material. Suhu bed memiliki efek penting dalam efisiensi sulfur retention (SR), pada suhu bed rendah SR dihambat oleh kalsinasi dengan penambahan batu kapur dan pada suhu bed tinggi dihambat oleh dekomposisi kalsium sulfat. Akibatnya suhu optimum untuk sulfur sekitar 850 °C. Jika SR dibutuhkan dan bahan bakar memiliki kandungan sulfur tinggi, efisiensi retensi biasanya sebagai pertimbangan utama dalam penentuan oleh suhu bed.

**b. *Pressured Fluidized-Bed Combustion (PFBC)***

Sistem operasi PFBC adalah menaikkan tekanan. Karena tekanan tinggi, gas keluaran dari PFBC memiliki energi yang cukup untuk menggerakkan gas turbin, dimana uap air dibangkitkan di dalam tube bed boiler yang membawa uap turbin, kecepatan udara biasanya sekitar 4 m/s. PFBC dapat mengendalikan emisi gas selama pembakaran dengan penambahan batu kapur atau dolomit ( $\text{SO}_2$ ) dan melewati suhu pembakaran yang rendah dan pembakaran bertahap ( $\text{NO}_x$ ). Untuk aplikasi gas turbin, flue gas yang bersih dibutuhkan pada sistem penghilangan partikulat bertemperatur tinggi. Cyclone digunakan untuk menghilangkan partikel kasar pada upstream, dan electrostatic precipitator atau filter digunakan sebagai penghilang sisa abu pada downstream.

**c. *Pressurized Circulating Fluidized-Bed Combustion (PCFB)***

Pressurized Circulating Fluidized-Bed Combustion digunakan untuk mengatasi masalah pembakaran fluidisasi, yang mana abu dihilangkan dan beberapa karbon yang tidak terbakar dihilangkan yang menyebabkan kehilangan efisiensi. Biasanya digunakan untuk sistem gasifikasi bahan bakar padat untuk pembangkit listrik gas turbin-uap yang mana turbin dikombinasi oleh sistem recycle, sistem gasifikasi mirip dengan pembakaran tetapi jumlah stoikiometri dari udara digunakan untuk



menghasilkan nilai panas yang rendah dengan gas yang mengandung hidrogen dan karbonmonoksida.

Efisiensi pembakaran di dalam PCFB sekitar 90-95% dan efisiensi yang digunakan untuk kombinasi sistem sirkulasi sangat tinggi. Alat ini beroperasi secara relatif pada gas berkecepatan tinggi dan ukuran partikel yang baik dan keterlibatan perbedaan regime fluidisasi dibanding fluidized bed konvensional.

Pembakaran yang utama dan reaksi Sulfur Retention (SR) terjadi pada turbulen tinggi, nonbubbling fluidized bed biasanya tingginya 10 meter. Kondisi fluidisasi yang terfluidisasi dengan cepat terjadi oleh kombinasi dari kecepatan fluidisasi yang tinggi (sekitar 10 m/s) dan bed material yang baik (sekitar 15  $\mu\text{m}$ ).

Di dalam sebuah sistem, padatan secara cepat akan terjadi entrain karena terbawa aliran gas dan dihilangkan dari vessel tertutup. Material yang direcycle sangat esensial dalam mempertahankan kondisi ajeg, arus recycle ditentukan oleh konsentrasi padatan dalam reaktor. Aliran gas yang mengandung padatan meninggalkan bed menuju ke cyclone. Padatan direcovery lalu diumpankan ke reaktor fluidized-bed konvensional yang mengandung bundle tube. Bed menyerap panas dari recycling padatan ke air/uap yang panas, biasanya di dalam stage ber-seri. Padatan meninggalkan bed pendingin pada suhu 100°C lalu diinjeksi kembali di dalam fluidized-bed combustor. Sementara cooler difluidisasi oleh udara pada kecepatan dibawah 1 m/s.

Sehingga diperoleh sebuah kesimpulan untuk kecepatan superficial dari ketiga jenis Fluidized Bed Combustion adalah sebagai berikut:

**Tabel 2.4** Klasifikasi Kecepatan Superficial Fluidized Bed Combustion

| Jenis Fluidized Bed Combustion | Jenis Superficial Velocity |           |
|--------------------------------|----------------------------|-----------|
|                                | ft/sec                     | m/s       |
| Atmospheric Fluidized Bed      | 3,5-7,5                    | 0,92-2,76 |
| Circulating Fluidized Bed      | 15-30                      | 4,62-9,24 |
| Pressurized Fluidized Bed      | 3-10                       | 0,8-3,13  |



Perbedaan untuk masing-masing jenis Fluidized Bed membawa pada perbedaan pengaplikasian teknologi yang digunakan. Selanjutnya di dalam ruang pembakaran FBC terjadi peristiwa-peristiwa fenomena di dalam ruang pembakaran FBC, peristiwa tersebut dibagi menjadi 3 struktur zona, yaitu:

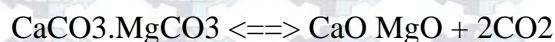
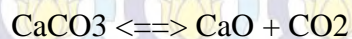
**a. Zona 1**

Di dalam zona 1 terdapat proses fluidisasi bahan bakar padat atau disebut *fluidized bed zone*, di area ini tidak terjadi proses reaksi pembakaran, hanya terjadi proses kontak fluidisasi dari udara panas yang disebarkan dari bawah kolom pembakaran

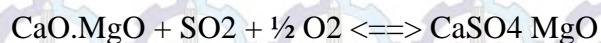
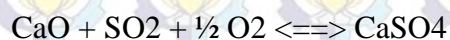
**b. Zona 2**

Di dalam zona 2 terdapat proses kontak reaksi pembakaran antara udara panas dengan bahan bakar padat, di dalam zona ini disebut *splash zone*. Batubara sebagai contoh bahan bakar padat dibakar menghasilkan SO<sub>x</sub> yang mana menimbulkan polusi udara, sehingga batubara biasanya dicampur dengan batu kapur atau dolomit yang digunakan untuk mengikat SO<sub>x</sub>. Reaksi pembakaran dengan batu kapur adalah

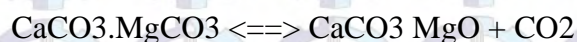
- Pada tekanan atmosferis



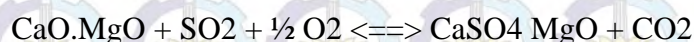
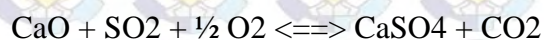
- Jika bereaksi dengan SO<sub>2</sub>



- Pada tekanan tinggi, suhu = suhu FBC



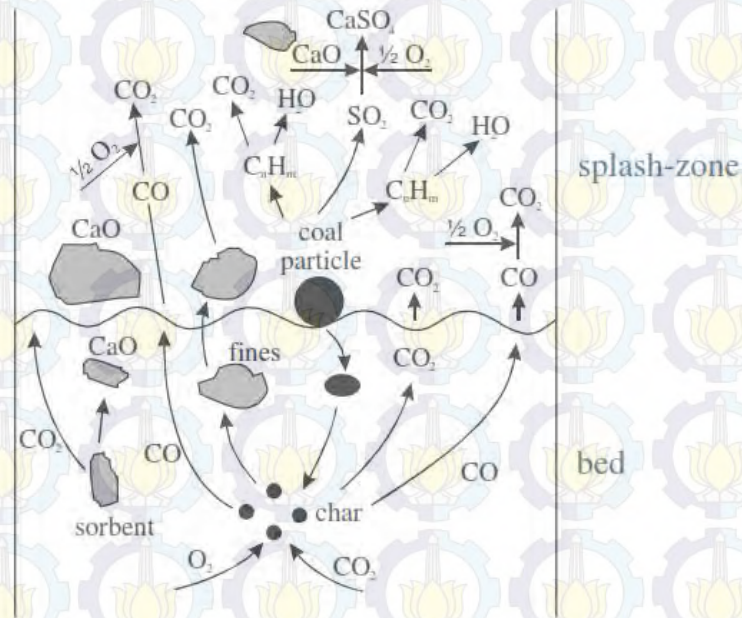
- Jika bereaksi dengan SO<sub>2</sub>



Selain itu terdapat campuran pasir silika sebagai media pemanas ketika terjadi kontak fluidisasi dengan batubara dan batu kapur, batubara dan batu



kapur terbakar dan partikel-partikel tersebut menyusut dan membentuk berbagai macam senyawa seperti  $\text{CaO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CaSO}_4$ , dan sebagainya.



**Gambar 2.7** Peristiwa Reaksi Kimia di dalam Zona 1 dan Zona 2

### c. Zona 3

Zona terakhir adalah zona 3, yaitu di dalam zona tersebut terjadi elutriasi. Partikel-partikel yang ukurannya sangat kecil akan terbang ke atas dan ditangkap oleh *cyclone* dan dikembalikan lagi menuju ruang pembakaran untuk dibakar lagi. Karena memiliki densitas yang sangat kecil, maka pembakaran untuk partikel yang kecil sangat sulit sehingga partikel yang terbang akan dikembalikan lagi menuju ruang pembakaran.

## 2.4 CFD (Computational Fluid Dynamic)

CFD (Computational Fluid Dynamics) adalah teknik numerik untuk penyelesaian persamaan pengaturan aliran fluida didalam aliran fluida tertentu. Aliran fluida dapat digambarkan dengan menggunakan persamaan *Navier's stoke*.

Persamaan ini diturunkan dengan mempertimbangkan kesetimbangan massa, momentum, dan energi di dalam elemen fluida, menghasilkan sejumlah penurunan persamaan parsial. Persamaan ini dilengkapi dengan menambahkan



persamaan aljabar lain dari termodinamika seperti persamaan keadaan untuk massa jenis dan persamaan pokok untuk menjelaskan reologi.

Kode CFD tersusun atas algoritma-algoritma numerik yang dapat menyelesaikan permasalahan aliran fluida. Suatu kode CFD terdiri dari tiga elemen utama yaitu *pre-processor*, *solver*, dan *post-processor*. (Versteeg, 2007)

*Pre-processing* meliputi masukan dari permasalahan aliran ke suatu program CFD dan transformasi dari masukan tersebut ke bentuk yang cocok digunakan oleh *solver*. Langkah-langkah dalam tahap ini :

- Pendefinisian geometri yang dianalisa.
- *Grid generation*, yaitu pembagian daerah domain menjadi bagian-bagian lebih kecil yang tidak tumpang tindih.
- Seleksi fenomena fisik dan kimia yang perlu dimodelkan.
- Pendefinisian properti fluida.
- Pemilihan *boundary condition* (kondisi batas) pada kontrol volume atau sel yang berimpit dengan batas domain.
- Penyelesaian permasalahan aliran (kecepatan, tekanan, suhu, dan sebagainya) yang didefinisikan pada titik nodal dalam tiap sel. Keakuratan penyelesaian CFD ditentukan oleh jumlah sel dalam grid.

Secara umum metode numerik *solver* tersebut terdiri dari langkah-langkah sebagai berikut :

- Prediksi variabel aliran yang tidak diketahui dengan menggunakan fungsi sederhana.
- Diskretisasi terhadap semua persamaan yang terlibat menjadi sistem persamaan aljabar.
- Penyelesaian persamaan aljabar dengan metode iterasi.

*Post-processing* merupakan tahap visualisasi dari hasil tahapan sebelumnya. *Post-processor* semakin berkembang dengan majunya *engineering workstation* yang mempunyai kemampuan grafik dan visualisasi cukup besar. Alat visualisasi tersebut antara lain :

- Domain geometri dan *display*.
- Plot vektor.



- Plot kontur.
- Plot 2D dan 3D *surface*.
- Manipulasi tampilan (translasi, rotasi, skala, dan sebagainya).
- Animasi *display* hasil dinamik.

Model-model kekekalan massa, momentum dalam koordinat kartesius adalah sebagai berikut :

**a. Persamaan Kontinuitas (Hukum Kekekalan Massa)**

Persamaan kontinuitas untuk suatu fluida *compressible* pada aliran *steady state* dalam notasi dapat ditulis sebagai berikut :

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \text{div}(\rho u) = 0 \quad (2.9)$$

Untuk aliran *incompressible*, nilai densitas  $\rho$  adalah konstan dan persamaan (2.9) menjadi

$$\text{Div}(u) = 0 \quad (2.10)$$

**b. Persamaan Momentum**

Tiga persamaan momentum yang terdiri dari masing-masing arah disebut persamaan *Navier Stokes*. Pada beberapa hal, *momentum transport* akibat konveksi dan difusi, beberapa *momentum source*-nya diikutsertakan.

$$\frac{\partial(\rho u_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i u_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \mu \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \frac{\partial u_k}{\partial x_k} \delta_{ij} \right) \right] + \rho g_i + F_i \quad (2.11)$$

Pada persamaan (2.13), *convection term* berada pada persamaan sebelah kiri. Persamaan pada sebelah kanan merupakan *pressure gradient*, *source term*, gaya gravitasi, dan *source term* yang lain.

**c. Persamaan Kekekalan Energi**

Penyelesaian bentuk persamaan energi menurut Marshall (2013) adalah sebagai berikut

$$\frac{\partial(\rho E)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (u_i(\rho E + p)) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ k_{\text{eff}} \frac{\partial T}{\partial x_i} - \sum_j h_j J_{j,i} + u_j (\tau_{ij})_{\text{eff}} \right] + S_h \quad (2.12)$$

Dimana  $k_{\text{eff}}$  merupakan konduktivitas efektif,  $J_j$  fluks difusi untuk spesies  $i$ , dan  $S_h$  merupakan data perpindahan lainnya seperti panas dari reaksi kimia dan sumber panas volumetrik yang didefinisikan. Untuk persamaan pertama di sebelah kanan merupakan transfer panas secara konduksi, persamaan kedua merupakan



transfer panas spesies secara difusi, dan persamaan ketiga merupakan *stress tensor* atau heat loss melalui *viscous dissipation*.

#### d. Permodelan untuk Turbulensi

Turbulensi merupakan suatu fenomena yang tidak linier, tiga dimensi, dan berubah terhadap waktu. Pada aliran turbulen, secara kontinu membentuk pusaran besar kemudian terpecah menjadi pusaran yang lebih kecil dan akhirnya menghilang. Partikel-partikel fluida yang semula berjauhan kemudian saling mendekati dengan adanya pusaran pada aliran turbulen ini. Sehingga, pertukaran panas, massa dan momentum menjadi sangat efektif. Pencampuran yang efektif ini akan menyebabkan koefisien difusi yang besar untuk perpindahan massa, momentum, dan panas. Tetapi kehilangan energi yang terjadi pada aliran turbulen lebih besar dibandingkan pada aliran laminar, hal ini dikarenakan pusaran-pusaran yang terjadi melakukan kerja melawan *viscous stress* sehingga energi yang terkandung dalam pusaran akan terdisipasi menjadi panas. Permodelan untuk turbulensi yang digunakan pada penelitian ini yaitu *standard k-ε* model. Sehingga persamaan transport model untuk energi kinetika turbulen ( $k$ ) dan laju dissipasi ( $\epsilon$ ) yang diperoleh dari laju persamaan transport berikut adalah

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \epsilon - Y_m + S_k \quad (2.13)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \epsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho \epsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} (G_k + C_{3\epsilon} G_b) - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{k} + S_\epsilon \quad (2.14)$$

Dalam persamaan ini,  $G_k$  menunjukkan generasi energi kinetik turbulen yang disebabkan *mean velocity gradient*.  $G_b$  menunjukkan generasi dari energi kinetik turbulen karena *buoyancy*.  $Y_m$  menunjukkan kontribusi dari dilatasi yang berfluktuasi dalam *compressible turbulence* terhadap rate dissipasi *overall*.

Untuk aliran dengan bilangan Mach tinggi, kompresibilitas yang mempengaruhi turbulensi disebut *dilatation dissipation*. Pengabaian *dilatation dissipation* menyebabkan kegagalan dalam memprediksi penurunan dalam laju penyebaran dengan peningkatan bilangan Mach untuk *compressible mixing* dan *free shear* yang lain.  $C_{1\epsilon}$ ,  $C_{2\epsilon}$ , dan  $C_{3\epsilon}$  adalah konstanta,  $\sigma_k$  dan  $\sigma_\epsilon$  sebagai bilangan Prandtl



turbulen untuk  $k$  dan  $\varepsilon$ , sedangkan  $Sk$  dan  $S\varepsilon$  adalah *user defined source term*. Konstanta model yang digunakan,  $C1\varepsilon = 1,44$  ;  $C2\varepsilon = 1,92$  ;  $C\mu = 0,09$  ;  $\sigma_k = 1,0$  ;  $\sigma\varepsilon = 1,3$ )

#### e. Pendekatan Pemodelan Euler - Euler

Pemodelan pendekatan multifase pada ANSYS Fluent mengikuti pendekatan Euler-Euler. Fase ini diselesaikan dengan cara persamaan Navier-Stoke, dalam pendekatan Euler-Euler ini perbedaan fase diperlakukan secara matematis. Karena fraksi volume tidak bisa diisi oleh fase lain, maka diperkenalkan konsep phasic fraksi volume. Volume fraksi diasumsikan menjadi fungsi kontinu dari ruang dan waktu dan jumlahnya sama dengan satu, persamaan konservasi di setiap fase diturunkan untuk mendapatkan kumpulan dari persamaan-persamaan, yang mana memiliki struktur yang sama untuk semua fase. Persamaan-persamaan ini didekati dengan memberikan hubungan konstitutif yang diperoleh dari informasi empiris, atau di dalam kasus aliran granular oleh aplikasi teori kinetik. Di dalam ANSYS FLUENT, pendekatan Euler-Euler terdiri atas tiga model, yaitu VOF model, Mixture model, dan Eulerian model. Pemodelan Volume of Fluid (VOF) digunakan untuk partikel yang *immiscible* atau tidak saling bercampur satu sama lain, pemodelan mixture model digunakan untuk multifase dimana fase satu dengan yang lain bergerak seperti fluida, sedangkan pemodelan Eulerian adalah pemodelan multifase dimana fase satu bergerak seperti fluida sedangkan fase yang lain diam dan terfluidakan oleh fase pertama. Sehingga yang dipilih dalam penelitian ini adalah Eulerian model, karena pada Eulerian Model menyelesaikan kumpulan dari  $n$  momentum dan persamaan kontinuitas pada tiap fase. Untuk aliran granular, properti diperoleh dari aplikasi teori kinetik. Perubahan momentum antara fase tergantung dari tipe campuran yang dimodelkan, aplikasi dari Eulerian multifase adalah kolom bubble, riser, partikel tersuspensi dan fluidized bed.

#### f. Species Transport

ANSYS FLUENT memodelkan mixing dan perpindahan dari spesies kimia melalui penyelesaian persamaan konservasi yang mendeskripsikan konveksi, difusi, dan reaksi dari masing-masing komponen. Saat memilih menyelesaikan persamaan konservasi spesies kimia, ANSYS FLUENT memprediksi fraksi



massa lokal dari setiap spesies,  $Y_i$ , melalui penyelesaian persamaan konveksi-difusi untuk spesies  $i$ . Persamaan konservasi memiliki bentuk umum

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho Y_i) + \nabla(\rho \bar{u} Y_i) = -\nabla \cdot \bar{J}_i + R_i + S_i \quad (2.15)$$

Dimana  $R_i$  adalah rate net dari pembentukan spesies  $i$  oleh reaksi kimia dan  $S_i$  adalah rate pembentukan karena tambahan dari dispersi fase dan lainnya. Persamaan ini akan diselesaikan untuk spesies  $N-1$  dimana  $N$  adalah jumlah total dari spesies kimia fase fluid yang ada dalam sistem. Transfer entalpi karena difusi spesies

$$\nabla \cdot [\sum_{i=0}^n h_i \bar{J}_i] \quad (2.16)$$

Dimana  $h_i$  didefinisikan  $h_i = \int_{T_{ref}}^T C_{p,i} dT$ . Persamaan (2.16) dapat memberikan efek pada entalpi dan tidak boleh diabaikan. Dalam partikuler, saat bilangan Lewis  $Le_i = \frac{k}{\rho C_{p,i} D_{i,m}}$  untuk beberapa spesies yang lebih dari 1, jika suku ini diabaikan maka akan mengakibatkan *error* secara signifikan. Persamaan (2.16) digunakan untuk menyelesaikan persamaan (2.12).

Pembakaran yang terjadi di dalam reaktor untuk aliran turbulen dapat didekati dengan tiga macam pemodelan, yaitu *Laminar finite-rate model*, dimana efek turbulen secara fluktuasi diabaikan, dan laju reaksi ditentukan oleh persamaan kinetika Arrhenius. Pemodelan ini cocok untuk nyala api yang laminar, dan tidak cocok untuk nyala api yang turbulen dikarenakan kinetika reaksi kimia Arrhenius non-linear yang tinggi. Model ini dikontrol oleh persamaan reaksinya karena waktu reaksi lebih besar dari waktu pencampurannya, efek dari turbulensi diabaikan dan nilai temperatur didapat dari persamaan Arrhenius. Model laminar finite-rate dapat digunakan untuk reaksi searah dengan laju pembentukan spesies dinyatakan sebagai berikut.

$$\tilde{R}_{i,r} = \Gamma(v''_{i,r} - v'_{i,r}) [k_{f,r} \prod_{j=1}^N [C_{j,r}]^{\eta'_{j,r} + \eta''_{j,r}}] \quad (2.17)$$

Dimana  $C_{j,r}$  adalah molar konsentrasi spesies  $j$  pada reaksi  $r$  ( $\text{kmol/m}^3$ ),  $\eta'_{j,r}$  adalah laju eksponen untuk reaktan spesies  $j$  pada reaksi  $r$ ,  $\eta''_{j,r}$  adalah laju eksponen untuk produk spesies  $j$  pada reaksi  $r$  dan  $\Gamma$  adalah pengaruh dari *third body efficiency* dimana

$$\Gamma = \sum_j^N \gamma_{j,r} C_j \quad (2.18)$$



Pemodelan yang kedua adalah *eddy-dissipation model*, dimana laju reaksi diasumsikan secara turbulen, model ini tingkat komputasionalnya mudah tetapi untuk hasil secara realistis mekanisme pelepasan panas hanya dipakai pada tingkat satu atau dua step saja. Pada pemodelan ini diasumsikan reaksi yang terjadi sangat cepat sehingga yang mengontrol pembakaran adalah waktu pencampuran turbulen, sehingga laju pembentukan spesies oleh reaksi kimia dinyatakan sebagai berikut.

$$\tilde{R}_{i,r} = v'_{i,r} M_{w,i} A B \rho^{\varepsilon} \frac{\sum_p Y_p}{k \sum_j v''_{j,r} M_{w,j}} \quad (2.19)$$

Dimana  $Y_p$  adalah fraksi massa spesies produk P, untuk A dan B diperoleh dari eksperimen berturut-turut 4,0 dan 0,5.

Pemodelan yang terakhir adalah gabungan dari kedua pemodelan yaitu *finite rate-eddy dissipation*, digunakan untuk sistem reaktor nyala api difusi yang dikontrol oleh reaksi dan pencampuran, perhitungan laju pembentukan spesies karena reaksi dilakukan pada kedua persamaan  $\tilde{R}_i^{\text{EDM}}$  dan  $\tilde{R}_i^{\text{FR}}$  kemudian diambil harga minimum keduanya.

#### g. Reaksi yang Terjadi di dalam Simulasi *Fluidized Bed Combustion*

Di dalam simulasi pembakaran batubara terdapat dua reaksi, yaitu reaksi pembakaran dan reaksi devolatilisasi. Reaksi pembakaran tersebut hanya melibatkan karbon dan oksigen sehingga dengan asumsi pembakaran sempurna menghasilkan karbon dioksida. Menurut Alganash (2014) reaksi pembakaran tersebut adalah reaksi eksoterm sehingga reaksi berlangsung secara cepat.

Sehingga reaksi pembakaran ini jika dihubungkan dengan pendekatan Euler-Euler, laju pembakaran dari arang (char) diasumsikan dibatasi oleh kinetika kimia karena dimana satu-satunya spesies reaktif yang termasuk di dalam fase gas merupakan oksigen ( $O_2$ ). Oleh karena itu laju reaksi  $r_a$  didefinisikan sebagai

$$r_a = k_a \cdot C_{C(s)} \cdot C_{O_2} \quad (2.20)$$

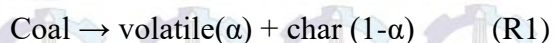
sedangkan  $k_a$  adalah konstanta laju reaksi yang diperoleh dari persamaan Arrhenius modifikasi

$$k_a = A T^{\beta} \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (2.21)$$

dimana A adalah pre-exponensial, T adalah suhu,  $\beta$  adalah suhu eksponen, E adalah energi aktivasi, dan R adalah konstanta gas.

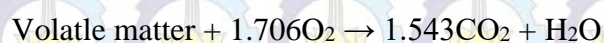


Dalam kasus simulasi pembakaran ini, terdapat beberapa mekanisme reaksi heterogen. Ketika batubara dibakar oleh udara panas terdapat 4 langkah proses kimia untuk menghasilkan abu, langkah pertama adalah pengeringan, devolatilisasi, pembakaran volatil, dan oksidasi char. Batubara diinjeksi di dalam ruang pembakaran kemudian mengalami penguapan kadar moisture, lalu langkah selanjutnya mengalami devolatilisasi dan pembakaran volatil, yaitu perubahan wujud coal-volatile yang berbentuk padat dari fase-2 ke dalam bentuk gas. Kandungan gas di dalam batubara mengalami volatilisasi kemudian mengalami reaksi pembakaran terlebih dahulu. Pada umumnya gas yang terkandung di dalamnya adalah senyawa rantai karbon, reaksi devolatilisasi berlangsung di dalam suhu 800°C - 1400°C dan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut



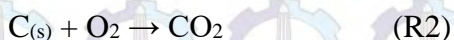
$\alpha$  adalah koefisien distribusi

sedangkan reaksi pembakaran volatil adalah sebagai berikut



Dengan menurut ANSYS Theory Guide (2009) nilai A sebesar 1.1E+05 dan Ea sebesar 8.86E+07 kJ/kmol.

Reaksi selanjutnya adalah reaksi pembakaran batubara, menurut Alganash (2015) reaksi tersebut meliputi reaksi pembakaran sempurna yang menghasilkan CO<sub>2</sub> dan reaksi gasifikasi yang menghasilkan CO dimana reaksi yang terjadi sebagai berikut.





**Tabel 2.5** Konstanta Kinetika Reaksi Pembakaran

| Reaksi         | Reaksi No | Parameter Kinetika |             |         |
|----------------|-----------|--------------------|-------------|---------|
|                |           | A                  | Ea (kJ/mol) | $\beta$ |
| Devolatilisasi | R1        | 3.12E+05           | 7.4E+07     | -       |
| Heterogen      | R2        | 0.002              | 7.9E+07     | 0       |
| Heterogen      | R3        | 0.052              | 1.33E+08    | 0       |
| Heterogen      | R4        | 4.4                | 1.62E+08    | 1       |
| Heterogen      | R5        | 1.33               | 1.47E+08    | 1       |
| Homogen        | R6        | 1.3E+11            | 1.26E+08    | -       |

Sumber: Alganash, 2015

## 2.5 Penelitian Terdahulu

- Abu Noman Hossain (1998)

Tesis yang berjudul “*Combustion of Solid Fuel in a Fluidized Bed Combustor*” bahwa fluidisasi partikel tergantung pada kecepatan gas, kecepatan gas di sisi samping vessel combustor tergantung pada laju alir gas dan pressure drop bed. Dari model partikel dinamis, dikatakan bahwa kecepatan partikel tergantung pada properti gas dan partikel, konfigurasi geometri partikel, dan kecepatan gas. Selain ini dapat disimpulkan dari perhitungan pressure drop bed tergantung pada kecepatan gas yang mana lebih tinggi pada saat awal, dan menurun secara linear seiring meningkatnya kecepatan gas. Sehingga properti partikel dan gas berpengaruh pada proses desain. Karena ukuran blower tergantung pada aliran gas dan pressure drop bed. Kelemahan dari tesis ini adalah tidak disebutkan dimensi fluidized bed.

- Madhiyanon, Sathitruangsak dan Soponronnarit (2009)

Konsep penelitian tentang “*Combustion characteristic of rice-huskin a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC)*” adalah pembentukan sirkulasi gas-padat pada unggun yang mana mengombinasikan cincin solid sebagai penghalang dan udara menghasilkan gaya sentrifugal, sementara stirring blades berputar untuk menghancurkan masalah agglomerasi. SBFC dengan kondisi isothermal jika dilakukan penambahan oksigen, maka pembakarannya terjadi pada combustor terendah, dibawah cincin resirkulasi. Sehingga didapat efisiensi



pembakarannya sebesar 95,6-99,8%. Peningkatan udara berlebih, peningkatan kecepatan udara fluidisasi, dan penurunan selama proses pembakaran mengakibatkan penurunan efisiensi karena waktu tinggalnya tidak mencukupi suhu unggun yang rendah. Untuk emisi gas, semakin banyak udara berlebih maka semakin naik kadar CO dan Nox, yaitu sekitar 50-500 ppm dan 230-350 ppm.

- Rozainee, Ngo, Arshad dan Tan (2010)

Hasil penelitian ini menunjukkan adanya karakteristik sekam padi pada laju alir kedua yang berbeda dengan menggunakan CFD sangat susah untuk diprediksi atau diselidiki. Karena pada hasil eksperimen laju alir kedua sekitar 80% dari laju alir utama memberikan suhu unggun rata-rata yang tinggi, dan residu karbon dari abu yang rendah. Sedangkan untuk pemodelannya suhu unggun yang tinggi dan residu abu yang rendah karena adanya zona resirkulasi di dekat umpan yang dipasang di atas permukaan bed. Fenomena ini membantu meningkatkan waktu tinggal partikel sekam padi di dalam combustor.

- Ravindra Kumar, and K.M. Pandey (2012)

Penelitiannya yang berjudul “*CFD analysis of circulating fluidized Bed combustion*” yakni simulasi 2D kiln dengan dimensi diameter inlet 0,3 m; diameter outlet 0,5 m; dan panjang ruang bakar 1,5 m, simulasi ini mengenai distribusi suhu, analisa perbandingan kecepatan fluidisasi, dan turbulen kinetik energi batubara untuk mencapai kondisi operasi optimal dalam proses pembakaran. Hasil yang didapat adalah kecepatan fluidisasi yang tepat adalah 6 m/s, static pressure maksimum 5,63 – 10 Pa, dan maksimum total pressure 10,4 – 22 Pa. Di dalam *fluidized bed combustion* parameter yang terpenting adalah suhu, dan tekanan. Untuk variasi suhu dalam mempelajari combustor, hal yang harus dipelajari adalah tingkat kehalusan. Hasilnya jika dibandingkan dengan struktur grid komputasional dengan tingkat kehalusan, tidak ada perubahan terhadap variasi suhu selama combustor terlihat lebih halus.

- Blaid Alganash, Manosh C. Paul, and Ian A. Watson (2014)

Penelitian ini berjudul “Numerical Investigation of the Heterogeneous Combustion Processes of Solid Fuels” yaitu tentang perbandingan antara pemodelan dua fase Euler-Euler dimana simulasi transien yang dibawa oleh



serbuk karbon yang ditempatkan dalam wadah, diletakkan di tengah-tengah combustion chamber. Sumber panas diinjeksikan oleh udara panas untuk meningkatkan kinerja pembakaran, hasil dari simulasi pemodelan ini pembakaran secara terus-menerus di dalam chamber yang diakibatkan oleh temperatur pembakaran. Sementara pemodelan yang kedua adalah Euler-Lagrange, yaitu pemodelan yang diformulasikan untuk pembakaran pulverized coal. Tiga kasus dengan tiga perbedaan pemodelan oksidasi char disajikan dalam simulasi ini, hasil ini sesuai dengan data eksperimen yang tersedia bahwa pembakaran di dalam reaktor dipengaruhi oleh ukuran partikel. Simulasi ini sangat baik untuk parameter dalam memprediksi polutan NO<sub>x</sub>.



## BAB 3

### METODOLOGI PENELITIAN

Pembuatan sistem dalam penelitian ini menggunakan *software* ANSYS® 15 *Academic Package* berlisensi. Untuk permodelan geometri digunakan Design Modeler® dengan penentuan jumlah *grid* dan *node* menggunakan Meshing®. Perhitungan iterasi simulasi CFD menggunakan FLUENT®.

#### 3.1 Sistem yang Dipelajari

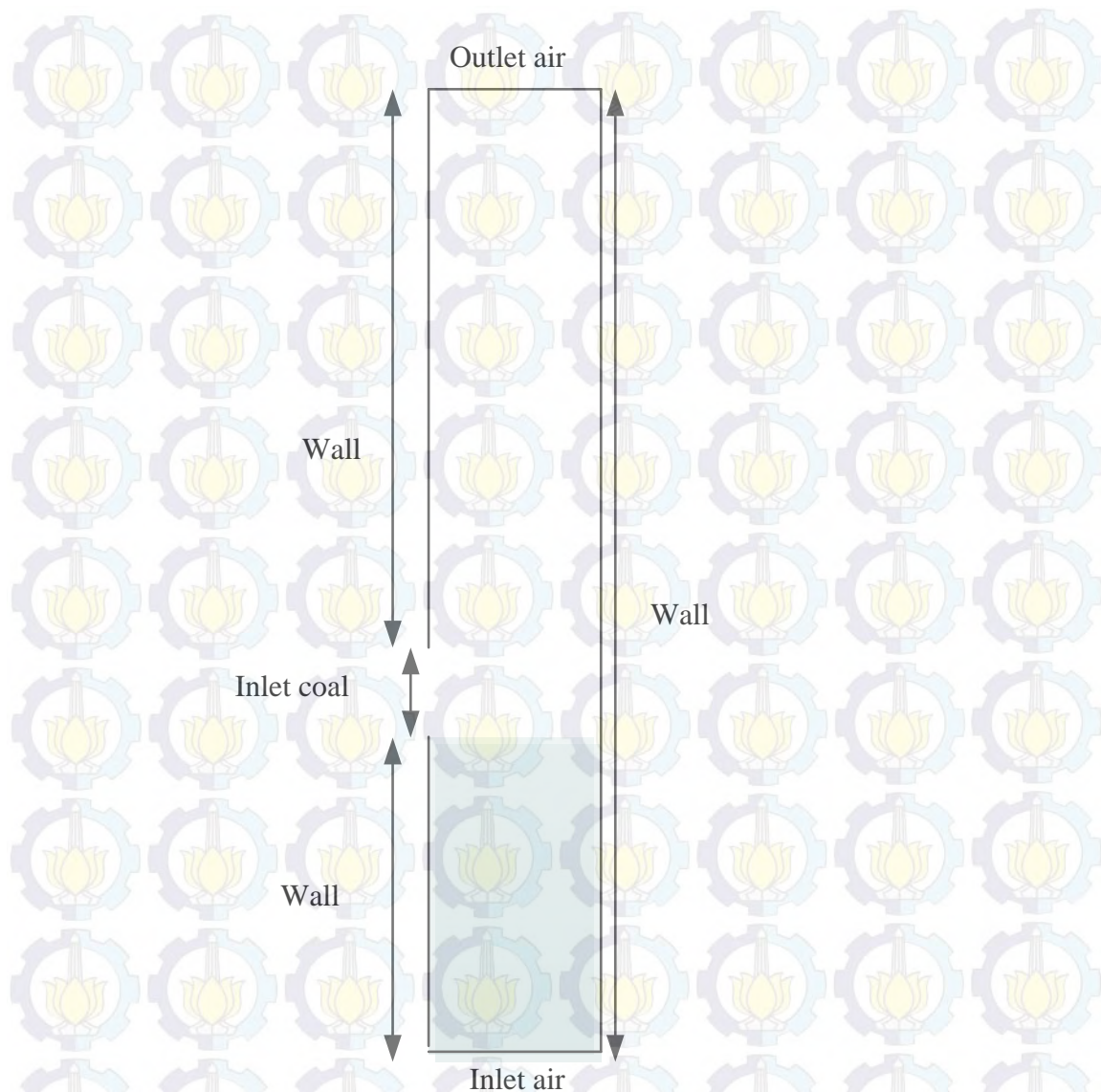
##### 3.1.1 Geometri dan Dimensi Ruang Pembakaran yang Digunakan

Gambar 3.1 menunjukkan dimensi ruang Fluidisasi. Ruang Fluidisasi berbentuk sebuah silinder. Namun dimensi yang digunakan adalah 2 dimensi dengan perpotongan di tengah kolom, dimensi kolom 2 D adalah sebagai berikut :



**Gambar 3.1** Bentuk *Fluidized Bed Coal* 2D





**Gambar 3.2** Bentuk *Fluidized Bed Coal* tampak depan

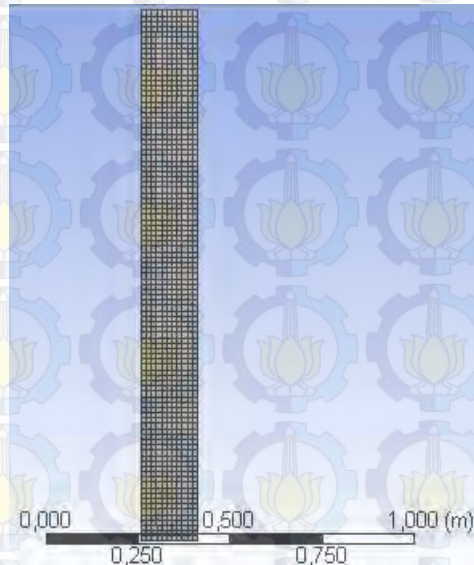
**Tabel 3.1** Dimensi *Fluidized Bed Coal* Tampak Depan

| Simbol | Keterangan   | Dimensi (mm) |
|--------|--------------|--------------|
| H1     | Tinggi Kolom | 1370         |
| D1     | Diameter     | 152          |
|        | Inlet Coal   | 70           |

Setelah geometri dibuat, perlu dilakukan *meshing*. *Meshing* adalah membuat sel-sel kecil sesuai batas dan parameter yang telah ditentukan. Bentuk



*mesh* yang digunakan ialah *tetrahedral*, hasil meshing yang diperoleh berupa 1200 nodes dan 1089 elements.



**Gambar 3.3** Bentuk meshing *Fluidized Bed Coal Combustion*.

### 3.1.2 Bahan yang Digunakan

#### 1. Mixture-coal

Bahan yang digunakan pada penelitian ini berupa *mixture-coal* yang berbentuk *pulverized coal* dengan jenis batubara *Buckheart* dimana ukuran *polydispersed* dengan ukuran sebesar 0,001 m dan 0,00186 m. Kandungan *mixture-coal* dalam simulasi ini adalah

- Carbon-solid
- Volatile matter
- H<sub>2</sub>O liquid sebagai moisture content
- Abu /ash

Sementara kandungan analisa proximate pada batubara tersebut adalah

**Tabel 3.2** Komposisi Analisa Proximate

| Analisa Proximate | Kandungan (% massa) |
|-------------------|---------------------|
| Fixed Carbon      | 54,1                |
| Volatile Matter   | 41,8                |
| Moisture Content  | 2,6                 |
| Ash               | 1,5                 |



**Tabel 3.3** Komposisi Mixture-Coal

|                      |                        |
|----------------------|------------------------|
| Densitas             | 1400 kg/m <sup>3</sup> |
| Viskositas           | 0.0000172 kg/m.s       |
| Konduktivitas Termal | 1.5 w/m-k              |

## 2. Mixture-gas

Selain batubara, dalam simulasi ini juga diinjeksikan *air* sebagai udara, dimana komposisi *air* terdiri dari:

- Oksigen (O<sub>2</sub>)
- Uap air (H<sub>2</sub>O<sub>1</sub>)
- Nitrogen (N<sub>2</sub>)
- Karbon Dioksida (CO<sub>2</sub>)
- Tar
- Karbon Monoksida (CO)

**Tabel 3.4** Komposisi Udara

|                      |                         |
|----------------------|-------------------------|
| Densitas             | 1.09 kg/m <sup>3</sup>  |
| Viskositas           | 0.00006 kg/m.s          |
| Konduktivitas Termal | 0.06 w/m-k              |
| Difusivitas Massa    | 1e-07 m <sup>2</sup> /s |

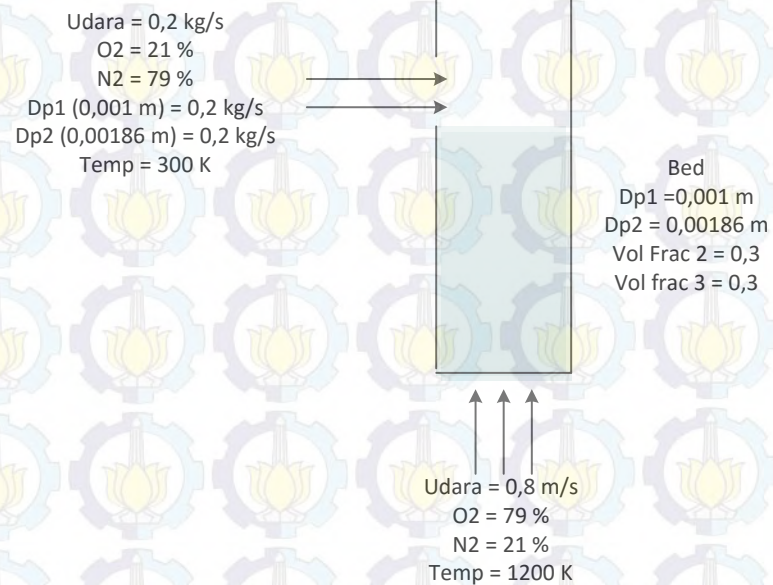
## 3.2 Kondisi Batas

Kondisi batas (*boundary condition*) pada simulasi ini digunakan untuk mendefinisikan bagian-bagian dari geometri model untuk pembacaan pada saat *running* di *fluent*. Kondisi batas yang digunakan pada simulasi ini adalah sebagai berikut.



**Tabel 3.5** Kondisi batas

| Kondisi Batas     | Keterangan   |
|-------------------|--|
| <i>Inlet</i>      | Tipe : <i>velocity inlet</i><br>Kecepatan : 0,8 m/s (arah sumbu-Y)<br>Temperatur : 1200 K  |
| <i>Inlet Coal</i> | Tipe : <i>mass-flow inlet</i><br>Laju alir : 0,2 Kg/s (arah sumbu-X)<br>Temperatur : 300 K |
| <i>Outlet</i>     | Tipe : <i>pressure outlet</i><br>Temperatur : 1144 K                                       |
| <i>Wall</i>       | Tipe : <i>interior</i>   |



**Gambar 3.4** Skema Kondisi Batas Simulasi Fluidized Bed Combustion



### 3.3 Prosedur Simulasi

Untuk mempelajari karakteristik aliran, distribusi kecepatan dalam *fluidized bed coal* dua dimensi dilakukan penelitian secara simulasi dengan menggunakan *software Computational Fluid Dynamics (CFD)*. Langkah-langkah yang digunakan meliputi:

- a. Membuat model geometri dan *grid*-nya dengan menggunakan *Design Modeler Workbench 15.0* sebagai sistem yang akan digunakan dalam simulasi yang mana dikomputasikan secara numerik. Tahap ini terdiri atas pembuatan geometri, meshing, dan penentuan kondisi batas. *Fluidized bed coal* yang digunakan memiliki 1 ruang.
- b. Pengaturan model
  1. Memilih *solver* tipe *pressure-based* dengan kondisi *transient*.
  2. Menggunakan model:
    - Multiphase Eulerian.
    - *k-ε standard* untuk memodelkan aliran turbulen.
    - Persamaan Energi.
    - Pemilihan *Species Model* dengan metode *Species Transport*, *volumetric reaction*, dan interaksi reaksi kimianya dengan *Finite-Rate/ Eddy-Dissipation*.
    - Metode penyelesaian menggunakan teknik *control-volume-based* untuk mengkonversi persamaan umum ke persamaan aljabar, yang diselesaikan secara matematis.
  3. Memilih fase-1, fase-2 dan fase-3, yakni udara panas sebagai fase-1 dan coal-solid sebagai fase-2 dan fase-3. Kemudian melakukan pengaturan pada fase-2 dan fase-3
    - *Phase material* dengan menggunakan *granular*.
    - Diameter partikel sebesar 0,001 meter dan 0,00186 meter untuk *polydisperse*.
    - *Granular viscosity* dengan menggunakan *Syamlal-obrien*.
    - *Granular bulk viscosity* dengan menggunakan *lun-et-al*.
    - *Frictional viscosity* dengan menggunakan *Schaeffer*.



- *Solid pressure* dengan menggunakan *Syamlal-obrien*.
- *Radial distribution* dengan menggunakan *Syamlal-obrien*.

4. Melakukan pengaturan di dalam opsi *interaction*

- *Drag coefficient* diselesaikan dengan menggunakan *Syamlal-obrien*.
- Nilai *Coefficient* pada *Restitution Coefficient* sebesar 0,8.
- *Heat transfer coefficient* dengan menggunakan *gunn*.
- Reaksi yang terjadi di dalam simulasi dibagi menjadi 2, yaitu
  - Reaksi devolatilisasi  

$$\text{Volatile} \longrightarrow 0,24 \text{ Tar} + 0,24 \text{ CO} + 0,24 \text{ CO}_2 + 0,231 \text{ H}_2\text{O}$$
 Selanjutnya untuk fungsi laju reaksi dengan memilih devolatilization::libudf
  - Reaksi pembakaran char  

$$\text{C}_{(s)} + 0,5 \text{ O}_2 \longrightarrow \text{CO}$$

$$2 \text{ CO} + \text{O}_2 \longrightarrow 2 \text{ CO}_2$$
 Selanjutnya untuk fungsi laju reaksi dengan memilih char\_combustion::libudf

5. Melakukan pengaturan inisialisasi selanjutnya melakukan *patch-ing* dengan cara memasukkan volume fraksi masing-masing sebesar 0,3.

*Patch-ing* digunakan untuk memasukkan material partikel batubara di dalam kolom *fluidized bed* pada saat inisiasi.

c. Penyelesaian aliran fluida

Metode penyelesaian menggunakan teknik *control-volume-based* untuk mengkonversi persamaan umum ke persamaan aljabar, yang diselesaikan secara matematis. Skema penyelesaian yang digunakan adalah *first order upwind* yang diaplikasikan untuk momentum, energi kinetik turbulen, laju dissipasi turbulen, serta energi kinetik. Persamaan-persamaan diselesaikan secara numerik menggunakan algoritma SIMPLE (*Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equations*). Terdapat pemilihan *solver*, antara lain *segregated* (menyelesaikan persamaan secara bertahap/ terpisah antara satu persamaan dengan persamaan yang lain) dan



*coupled* (menyelesaikan semua secara bersamaan). *Solver coupled* terbagi menjadi implisit dan eksplisit terletak pada cara melinierkan persamaan yang akan diselesaikan. Pemilihan spesies digunakan untuk memodelkan kondisi perpindahan massa.

d. Post processing

Setelah solusi numerik didapatkan dapat dilihat data kualitatif berupa kontur suhu, fraksi masa, vektor, dan lain-lain.

### 3.4 Variabel Penelitian

Variabel dalam penelitian ini adalah kondisi operasi *fluidized bed combustion*, yakni hanya distribusi ukuran diameter partikel batubara serta variasi kecepatan superficial fluidisasi dengan kecepatan 0,8 m/s dan laju alir batubara sebesar 0,2 kg/s. Sehingga didapatkan hasil analisa yang berupa kontur fase padatan, kontur temperatur pada fase-1 dan fase padatan, fraksi massa produk pembakaran, massa padatan awal dan akhir simulasi.

### 3.5 Analisa dan Pengolahan Data

Dari simulasi tersebut diperoleh data kontur fraksi padatan *polydispersed*, sehingga dapat dilihat kontur fase padatan dengan kondisi *bubbling*, selain itu diperoleh kontur temperatur pada masing-masing fase. Untuk fraksi massa produk pembakaran berupa CO<sub>2</sub>, CO dan abu serta reaktan berupa carbon-solid, volatile dapat dilihat pada opsi *report surface integral*. Pengambilan data dilakukan dengan *time step* 0,001 detik dan *number of time step* 300000. Selanjutnya data yang diperoleh kemudian diplot menjadi grafik temperatur terhadap *time step* dan disajikan dalam setiap 1 menit simulasi selama 5 menit simulasi.



## BAB 4

### HASIL dan PEMBAHASAN

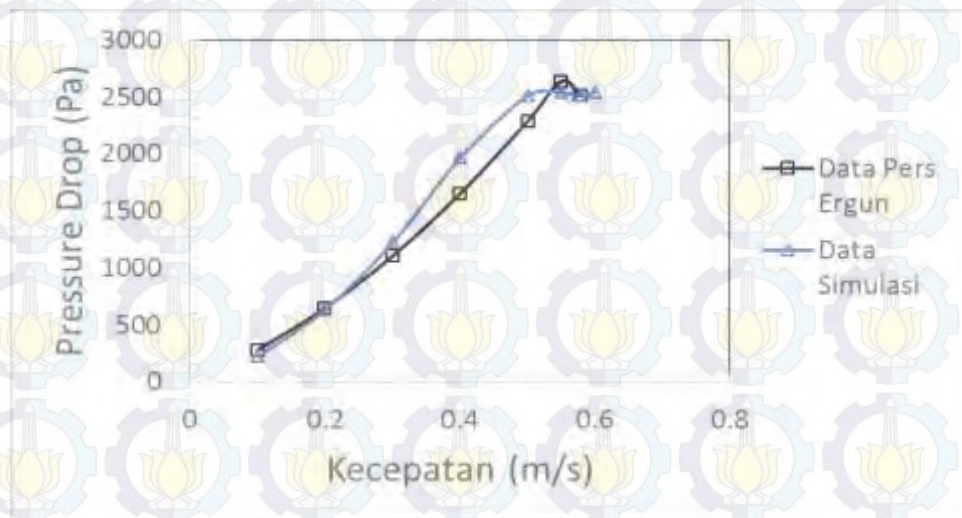
Pada penelitian ini sebelum melakukan simulasi pembakaran pertama adalah menentukan kecepatan bubbling pada *fluidized bed coal*, yaitu dengan cara melakukan validasi terhadap percobaan Wang, dimana pada percobaan Wang dilakukan eksperimen *fluidized bed combustion poly-disperse* dengan menggunakan batubara *Bituminous*.

#### 4.1 Penentuan Kecepatan *Bubbling*

##### 4.1.1 Penentuan Kecepatan *Bubbling* untuk *Monodisperse*

Simulasi ini menggunakan *fluidized bed* tanpa *internal tube heater*, hal ini disesuaikan dengan percobaan Wang namun penggunaannya komposisi unggun dikondisikan pada *monodisperse* dan *polydisperse* sedangkan percobaan Wang menggunakan *polydisperse*. Setelah melakukan validasi geometri langkah selanjutnya adalah melakukan validasi fluidisasi, dalam simulasi fluidisasi ini diatur kecepatan sesuai dengan kecepatan pada eksperimen. Validasi fluidisasi dilakukan dengan dua cara, yaitu simulasi *monodisperse* yang kemudian diperoleh kecepatan minimum fluidisasi dan kecepatan *bubbling*-nya dan yang kedua dikondisikan dengan partikel *polydisperse* yang kemudian diperoleh kecepatan minimum fluidisasi dan *bubbling*-nya Selanjutnya melakukan simulasi pembakaran dengan kondisi partikel berukuran *polydisperse*, pada penelitian ini karakteristik fluidisasi dapat diamati melalui profil unggun ketika terfluidisasi, pengaruh kecepatan fluidisasi minimum terhadap *pressure drop*, dan membandingkan grafik kecepatan dengan *pressure drop* dari kecepatan fluidisasi yang dimasukkan ke dalam persamaan Ergun terhadap hasil dari simulasi.





**Gambar 4.1** Grafik Perbandingan antara *Pressure Drop* dengan Kecepatan dari hasil Simulasi dengan Persamaan Ergun.

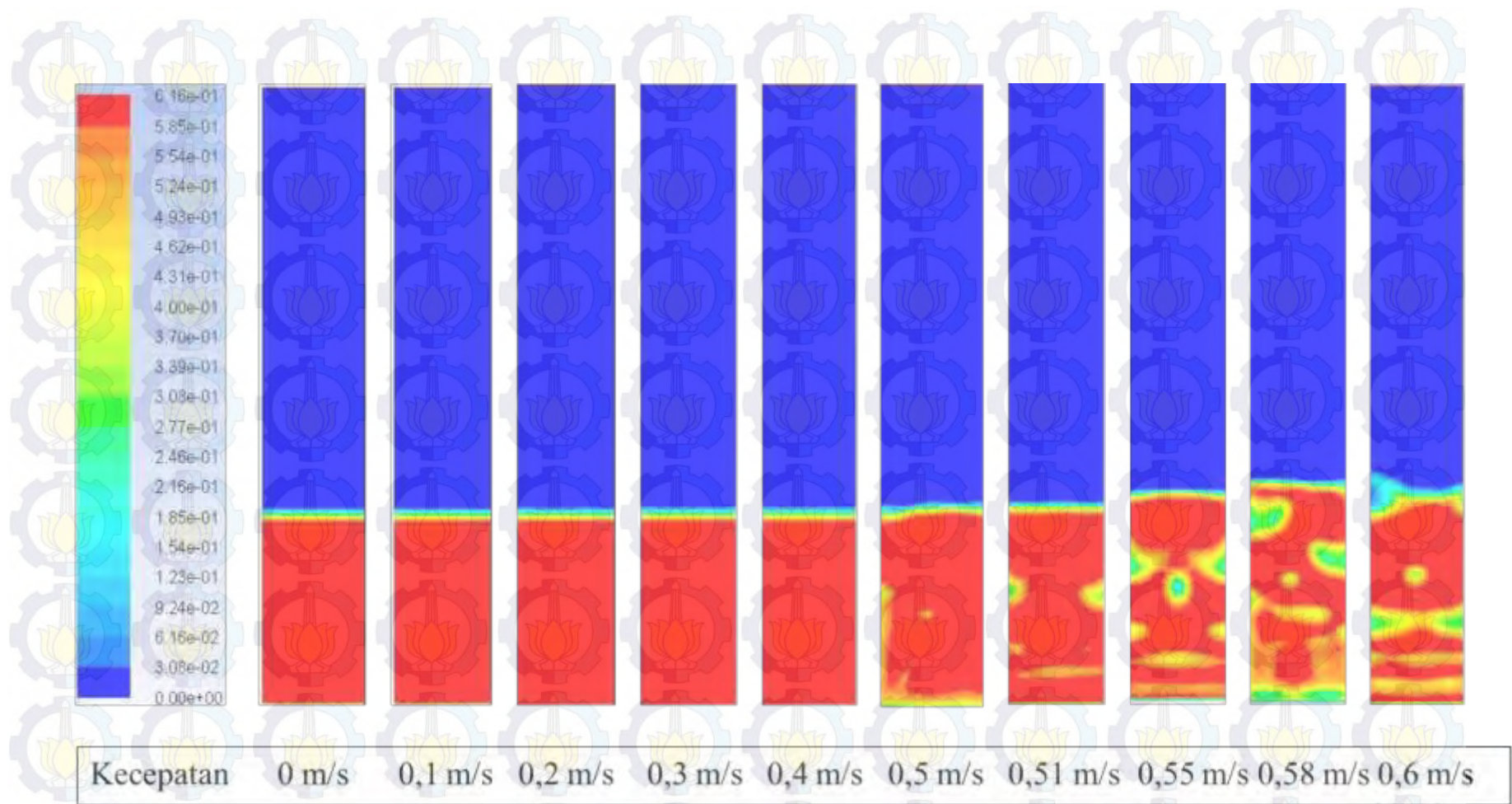
Dari hasil simulasi pada kecepatan minimum fluidisasi sebesar 0,5 m/s serta ukuran diameter batubara sebesar 0,00143 m didapatkan kontur volume fraksi batubara dari 0 detik hingga 10 detik. Pada **Gambar 4.1** didapatkan hasil bahwa kecepatan minimum fluidisasi dari persamaan Ergun dengan hasil simulasi adalah hampir sama, yaitu pada hasil simulasi nilai kecepatan fluidisasi minimum sebesar 0,5 m/s sedangkan pada hasil perhitungan Ergun sebesar 0,55 m/s. Sehingga dapat disimpulkan bahwa nilai kecepatan fluidisasi minimum ( $U_{mf}$ ) adalah 0,5 m/s, namun jika nilai  $U_{mf}$  tersebut digunakan sebagai acuan untuk kecepatan fluidisasi pada simulasi pembakaran maka proses pembakaran tersebut menjadi tidak sempurna, hal ini dikarenakan pada saat terjadi fluidisasi pertama kali kondisi unggun sedang dalam keadaan terangkat, oleh karena itu kecepatan fluidisasi dilakukan di atas kecepatan fluidisasi minimum atau minimal dalam keadaan kondisi *bubbling*, karena kontur fraksi volume pada kecepatan diatas 0,5 m/s terangkat kemudian terbentuk gelembung-gelembung, hal ini bisa dilihat pada **Gambar 4.2**. Selanjutnya jika dilihat dari kontur fraksi volume pada **Gambar 4.2** kondisi *bubbling* terdapat pada kecepatan 0,51 m/s sementara kecepatan fluidisasi minimum ( $U_{mf}$ ) terjadi pada saat kecepatan 0,5 m/s. Sehingga diperoleh hasil untuk kecepatan fluidisasi simulasi pembakaran batubara sebesar 0,51 m/s.



Dari hasil simulasi fluidisasi pada **Gambar 4.2** ini untuk kecepatan 0 sampai 0,4 m/s belum terlihat adanya pembentukan *bubble*, dan tinggi unggun tidak naik secara signifikan, hal ini dikarenakan aliran udara hanya melewati pori-pori antar partikel. Namun ketika kecepatan udara dinaikkan menjadi 0,5 m/s telah terjadi perubahan bentuk unggun, yaitu terdapat adanya gelembung-gelembung. Pada saat kecepatan diatas 0,5 m/s terjadi *bubbling*, namun pada saat kecepatan 0,6 m/s terbentuk *slugging*, yaitu suatu fenomena gelembung besar yang terbentuk akibat dari menyatunya gelembung-gelembung kecil kemudian terangkat menuju permukaan unggun dan gelembung pecah dan membentuk seperti hujan (*elutriation*). Pada saat terjadi *slugging* juga terbentuk gumpalan-gumpalan partikel, sehingga persebaran temperatur menjadi tidak merata. Konsentrasi temperatur tertinggi terdapat pada gumpalan kecil, sehingga panas lebih cepat merambat pada seluruh permukaan partikel dan ukuran partikel akan lebih cepat menyusut apabila terjadi fenomena pembakaran di dalam *fluidized bed*.

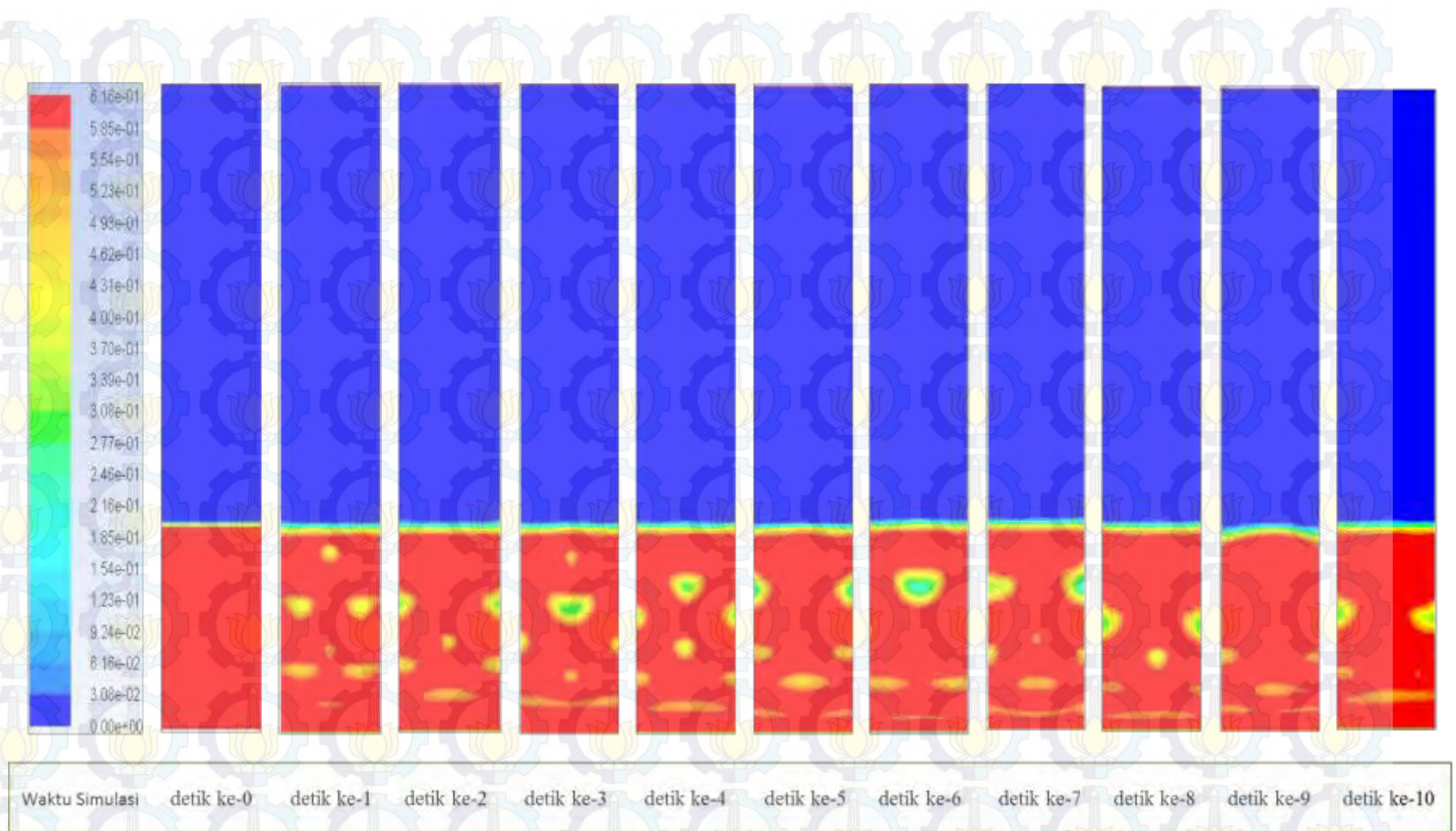
Jika dijabarkan pada tiap-tiap detik seperti pada **Gambar 4.3**, pada saat inisiasi tinggi unggun adalah 0,3175 m, ketika memasuki detik pertama telah terjadi fenomena *bubbling*, sehingga luas permukaan unggun menjadi lebih kecil. Kemudian pada detik selanjutnya unggun terus bergerak seiring dengan dialirkannya udara ke dalam unggun dan gelembung yang dihasilkan akan semakin banyak, gelembung-gelembung akan terangkat oleh udara kemudian akan mengalami pecah dan partikel yang terpecah akan kembali menghujani permukaan unggun tersebut. Jika simulasi ini dihentikan maka tinggi unggun akan mengalami perubahan namun kontur yang dihasilkan tidak sama ketika pada saat inisiasi.





**Gambar 4.2** Kontur Volume Fraksi Padatan pada tiap Kecepatan selama 10 Detik Simulasi.

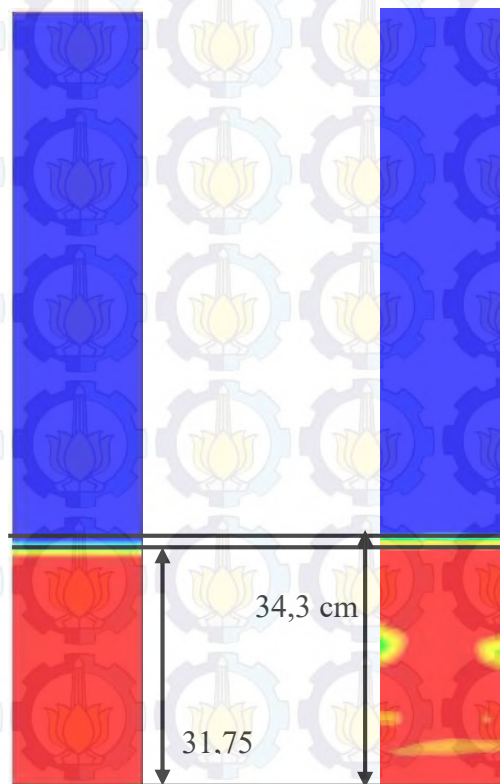




**Gambar 4.3** Kontur Volume Fraksi Padatan pada Kecepatan 0,51 m/s selama 10 Detik Simulasi.

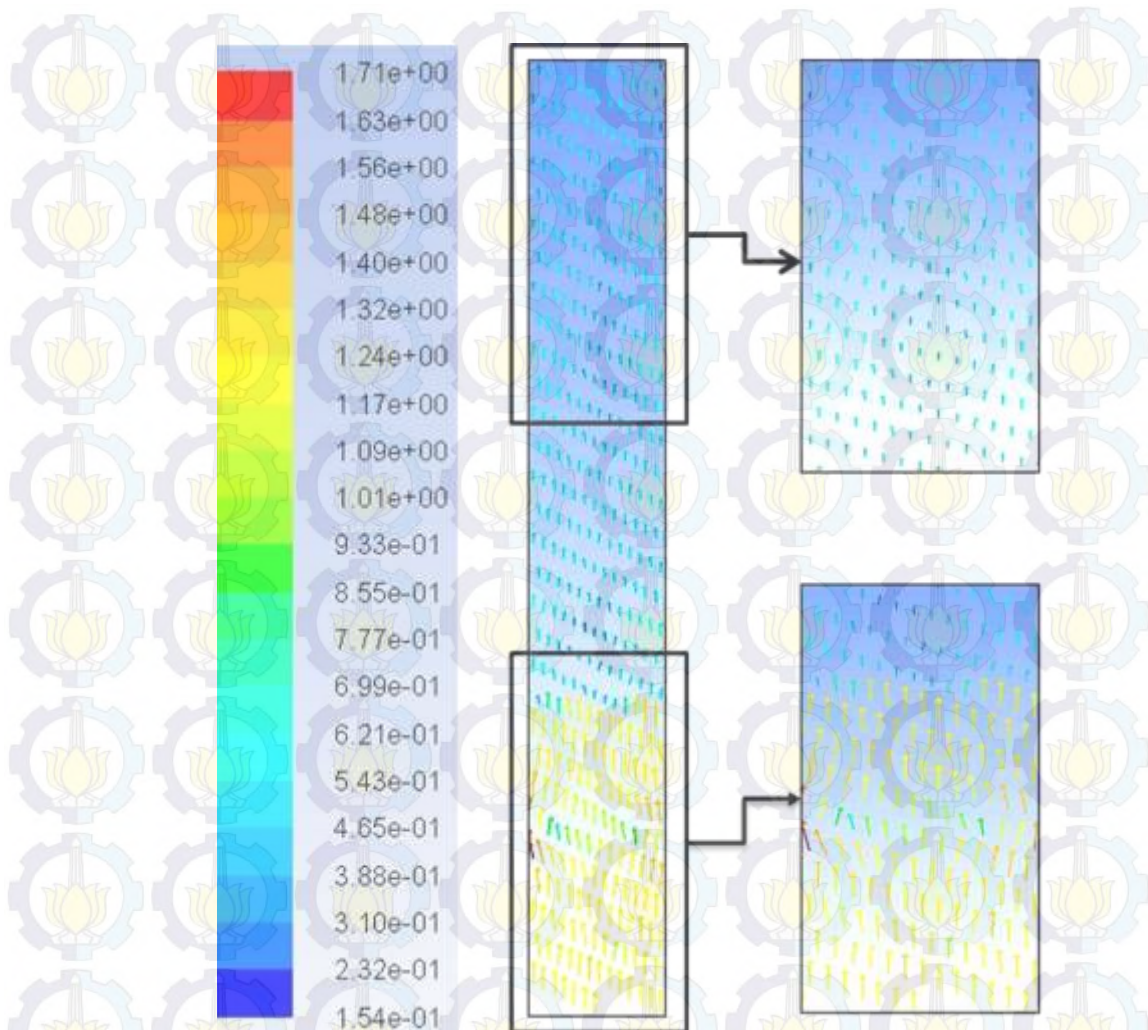


Selanjutnya pada kecepatan 0,51 m/s, di dalam fenomena tersebut telah menunjukkan adanya *bubbling* sebagai bentuk dari penyimpangan fluidisasi homogen namun bentuk kontur tersebut sangat simetris, kemudian pada setiap detiknya gelembung-gelembung mulai terlihat naik dan seterusnya, namun pada bagian bawah unggun gelembung-gelembung kecil menyatu namun tidak membentuk *slugging*. Sehingga pada detik kesepuluh gelembung menuju permukaan unggun dan pecah, selain itu terjadi kenaikan tinggi permukaan unggun dimana pada saat awal tinggi unggun sebesar 31,75 cm kemudian ketika terfluidisasi dengan kecepatan 0,51 m/s selama 10 detik maka tinggi unggun naik menjadi 34,3 cm. Dalam simulasi ini pada kecepatan diatas 0,4 m/s terbentuk fenomena fluidisasi heterogen, kondisi ini dapat dimasukkan sebagai penyimpangan. Jenis penyimpangan ini dapat terjadi pada saat fluidisasi partikel-partikel padat tidak terpisah-pisah secara sempurna tetapi berkelompok membentuk suatu *agregate*. Terjadinya *bubbling* dan *slugging* menjadi salah satu penyebabnya. Hasil perunggunaan tinggi unggun pada saat awal dan akhir dapat dilihat pada **Gambar 4.4**.



**Gambar 4.4** Perbandingan tinggi unggun sebelum dan setelah 10 detik Simulasi pada kecepatan 0,51 m/s.





**Gambar 4.5** Kontur Vektor Kecepatan Fluidisasi pada Kecepatan 0,51 m/s Detik ke-10 Simulasi.

Untuk model kontur kecepatan dari kecepatan *bubbling* fluidisasi yaitu pada kecepatan 0,51 m/s, dengan *time step* 10 detik simulasi. Pada **Gambar 4.5** terlihat arah kecepatan dari bawah kemudian mengalir ke atas lalu membentuk arah aliran zig-zag, hal ini dikarenakan aliran udara menumbuk partikel unggun batubara yang mengakibatkan luas penampang kolom menjadi lebih kecil, sehingga arah aliran tersebut tidak lurus. Selain itu besaran kecepatan udara saat melewati unggun adalah sekitar 1,7 m/s atau ditandai dengan warna kuning, selanjutnya setelah melewati unggun arah aliran udara menjadi lurus dan kecepatan pun menurun sekitar 0,5 m/s.



Kontur kecepatan udara pada saat terjadi *bubbling* yaitu ditandai dengan panah berwarna merah pada bagian dinding kiri kolom, hal ini dikarenakan ketika udara menumbuk gelembung, dan udara membutuhkan kecepatan yang lebih besar, adanya gelembung di dalam unggun menyebabkan luas penampang kolom fluidisasi menjadi lebih kecil, sementara arah kecepatan udara di sekitar kontur yang berwarna merah membelok ke arah berlawanan, hal ini dikarenakan adanya gelembung ditandai dengan adanya warna biru di samping area unggun. Selain itu pada gambar tersebut pada bagian unggun jumlah kontur panah lebih rapat dibanding atas unggun, hal ini dikarenakan aliran udara menumbuk partikel-partikel batubara, namun setelah melewati unggun kontur panah tersebut tampak renggang seolah-olah tidak ada hambatan.

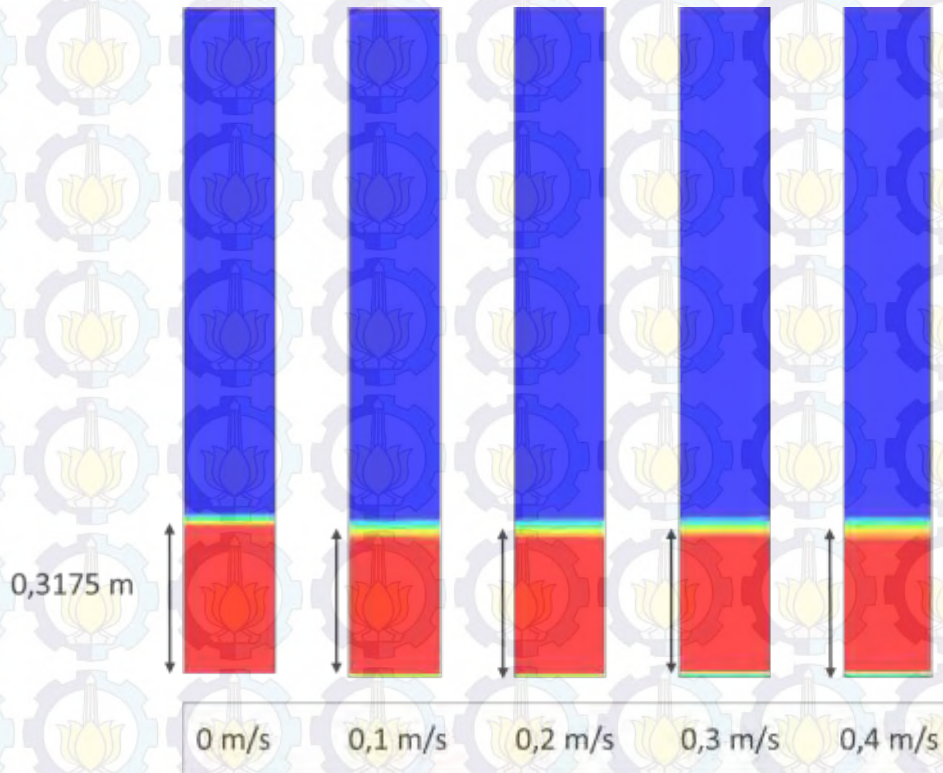
#### **4.1.2 Penentuan Kecepatan *Bubbling* untuk *Polydisperse***

Hasil simulasi untuk polydisperse dilakukan dengan variasi kecepatan mulai dari 0,1 m/s sampai 1,5 m/s dan fraksi volume masing-masing partikel dimana diameter berukuran 0,0001 m dan 0,000186 m (*bidisperse*) masing – masing sebesar 0,3. Kecepatan minimum fluidisasi yang terjadi pada simulasi polydisperse ini tidak jauh berbeda dengan simulasi monodispersed yaitu 0,45 m/s selama 60 detik. Pada kecepatan 0,1 m/s sampai dengan kecepatan 0,4 m/s kontur fraksi volume masih belum terangkat dari detik pertama hingga detik terakhir yaitu sekitar 31,75 cm, hal ini dikarenakan pada kecepatan tersebut udara belum mampu mengangkat partikel batubara dan udara melewati celah-celah partikel saja tanpa menyebabkan perubahan susunan partikel tersebut.

Ketika kecepatan fluidisasi dinaikkan dari 0 hingga 0,4 m/s, semua partikel akan terangkat karena adanya pergerakan gas dari bawah ke atas, namun pada kecepatan tersebut tekanan udara yang dihasilkan masih belum mampu menggerakkan permukaan unggun seperti yang terlihat pada **Gambar 4.6**. Hal ini disebabkan oleh keseimbangan gaya-gaya yang bekerja pada partikel seperti gaya friksi dan berat partikel serta gaya angkat partikel yang merupakan gaya yang berlawanan dengan kedua gaya yang pertama (gaya friksi dan berat partikel),



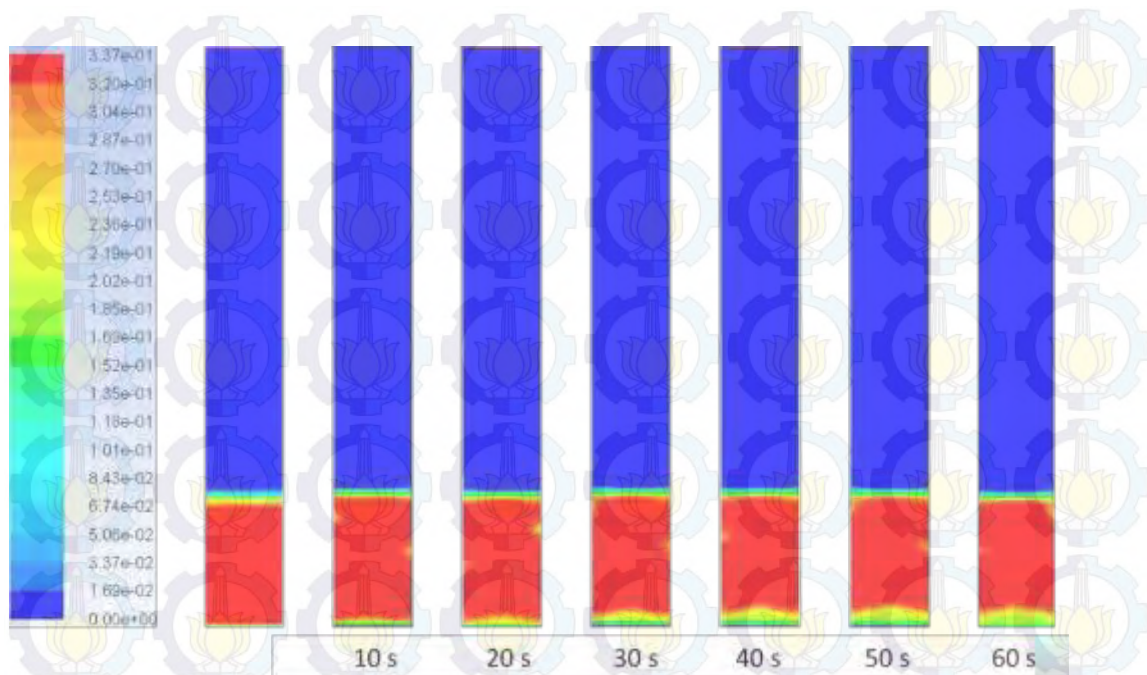
selanjutnya tekanan udara yang semakin menguat akan menyebabkan *pressure drop* juga akan semakin meningkat.



**Gambar 4.6** Kontur Fraksi Volume Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 0,1 sampai 0,4 m/s pada Detik ke-60 Simulasi.

Pada saat kecepatan aliran fluida diperbesar, yaitu kecepatan saat gaya seret fluida terhadap partikel-partikel padatan lebih atau sama dengan gaya berat partikel-partikel padatan tersebut, partikel yang semula diam akan mulai ada pergerakan dan unggun mengalami tereksansi. Hal ini dapat dilihat pada saat kecepatan 0,45 m/s seperti pada **Gambar 4.7**, pada saat detik ke-10 unggun mulai terangkat dari sebelumnya dan pada detik terakhir unggun bereksansi menjadi 33,42 cm. Tekanan yang diperoleh pada kecepatan tersebut mulai konstan, karena gaya apung dengan gaya friksi adalah sama, sehingga keadaan ini disebut *incipient fluidization* atau fluidisasi minimum dan kecepatan pada saat 0,45 m/s merupakan kecepatan minimum fluidisasi.

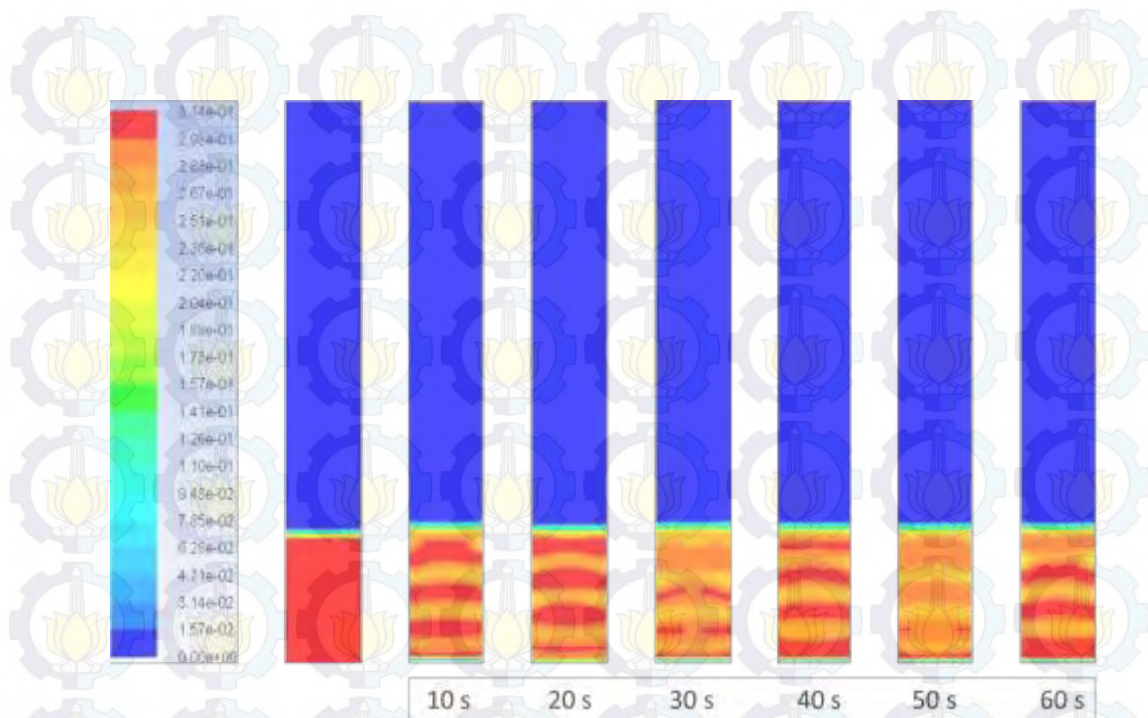




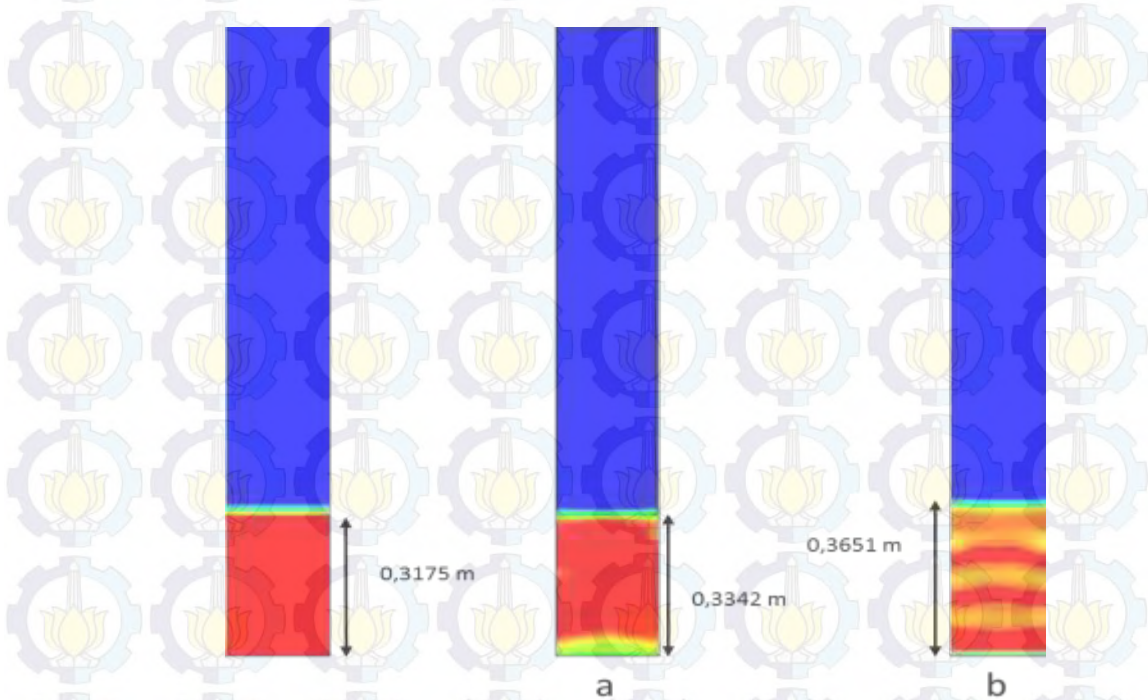
**Gambar 4.7** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 0,45 m/s selama 60 Detik Simulasi.

Ketika kecepatan fluidisasi dinaikkan menjadi 0,5 m/s pada **Gambar 4.8** unggun mengalami *aggregative fluidization* seperti perubahan fase, dimana terdapat lapisan tipis diantara unggun, lapisan-lapisan tersebut adalah *slugging*. Terbentuknya *slugging* ini menurut Kunii dikarenakan adanya gelembung-gelembung kecil yang menyatu kemudian melebar sebesar diameter unggun. Gelembung kecil tersebut mengalami kenaikan tekanan dan kecepatan sehingga membentuk lapisan-lapisan yang terpisahkan oleh udara dan terjadi pengulangan pergerakan osilasi yang tidak teratur. Sementara itu pada **Gambar 4.9** tinggi unggun untuk kecepatan 0,45 m/s mulai mengalami ekspansi namun sedikit jika dibandingkan pada saat minimum fluidisasi yaitu naik dari 31,75 cm menjadi 33,42 cm dan tinggi unggun pada kecepatan 0,5 m/s mulai mengalami ekspansi namun sedikit jika dibandingkan pada saat minimum fluidisasi yaitu naik dari 31,75 cm menjadi 36,51 cm, sedangkan *pressure drop* pada kecepatan tersebut tidak mengalami kenaikan seperti pada kecepatan sebelumnya namun cenderung konstan.





**Gambar 4.8** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 0,5 m/s selama 60 Detik Simulasi.

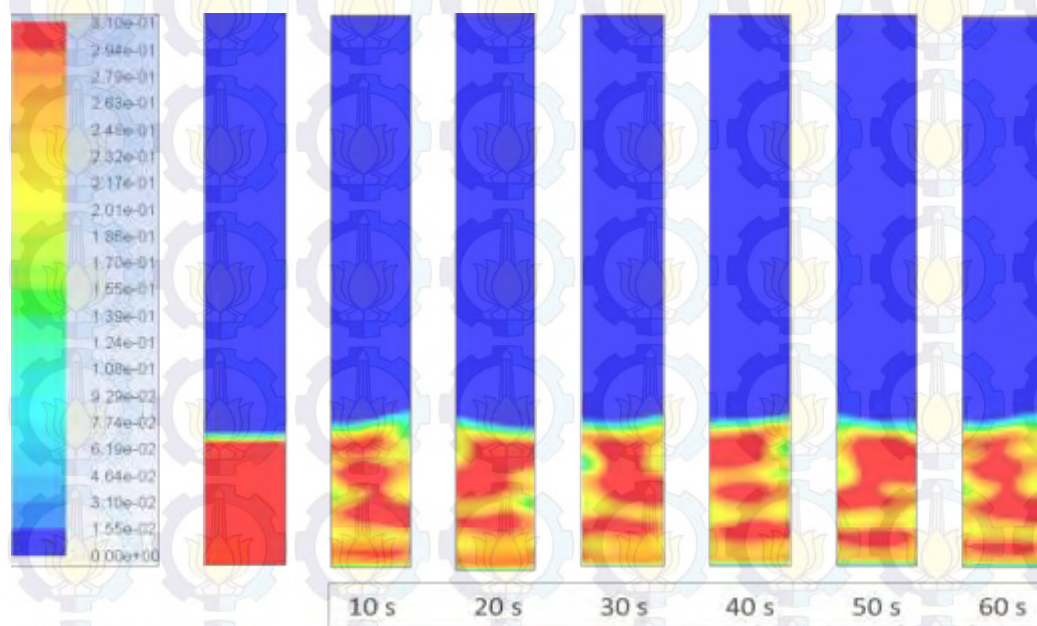


**Gambar 4.9** Perbandingan tinggi unggun sebelum dan setelah 60 detik simulasi *polydisperse* pada kecepatan (a) 0,45 dan (b) 0,5 m/s.

Selanjutnya untuk kecepatan fluidisasi 0,6 m/s sampai 0,8 m/s fenomena *slugging* terlihat berkurang, sementara fenomena terbentuknya *bubbling* mulai



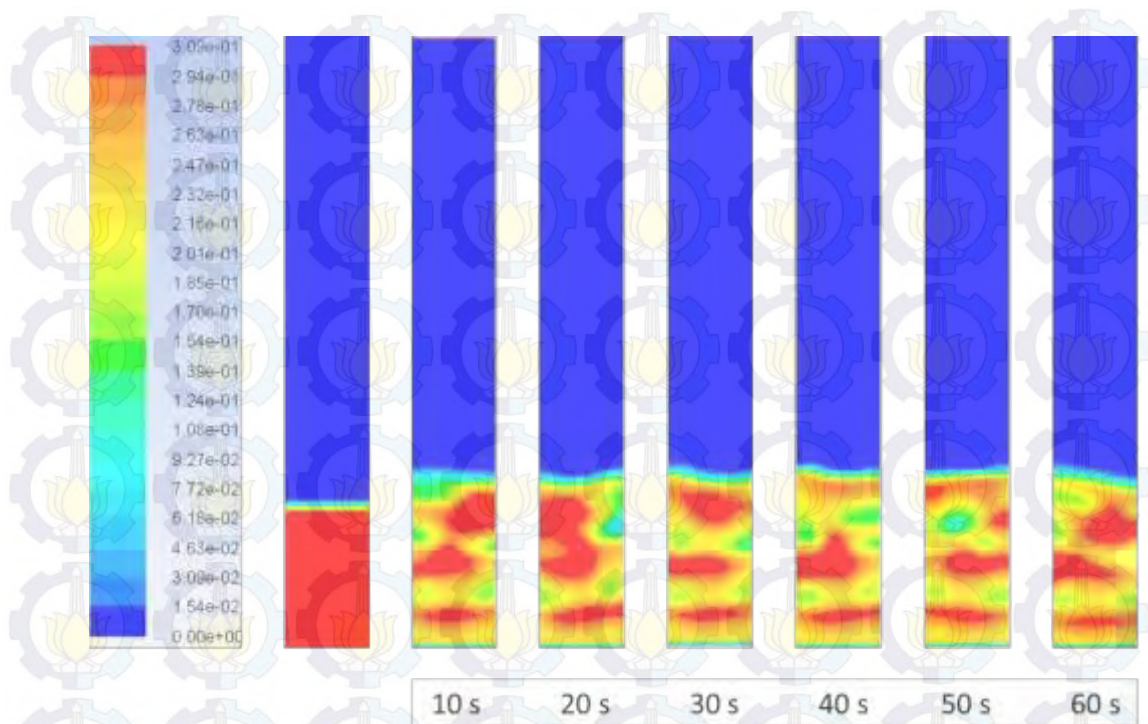
terlihat kecil kemudian membesar seiring meningkatnya kecepatan udara. Pada **Gambar 4.10** kecepatan 0,6 m/s fenomena *slugging* masih mendominasi pada unggun tersebut, bentuk *slugging* tidak teratur dan tidak memenuhi sepanjang diameter kolom fluidisasi, tidak seperti pada kecepatan 0,5 m/s. Pada unggun tersebut sebagian *slugging* masih terbentuk pada sisi kiri, namun pada sisi kanan unggun, *slugging* mengalami perubahan bentuk menjadi *bubbling*, meskipun di dalam *bubbling* tersebut terdapat partikel-partikel yang memiliki fraksi yang sangat kecil seperti pada detik simulasi berikutnya.



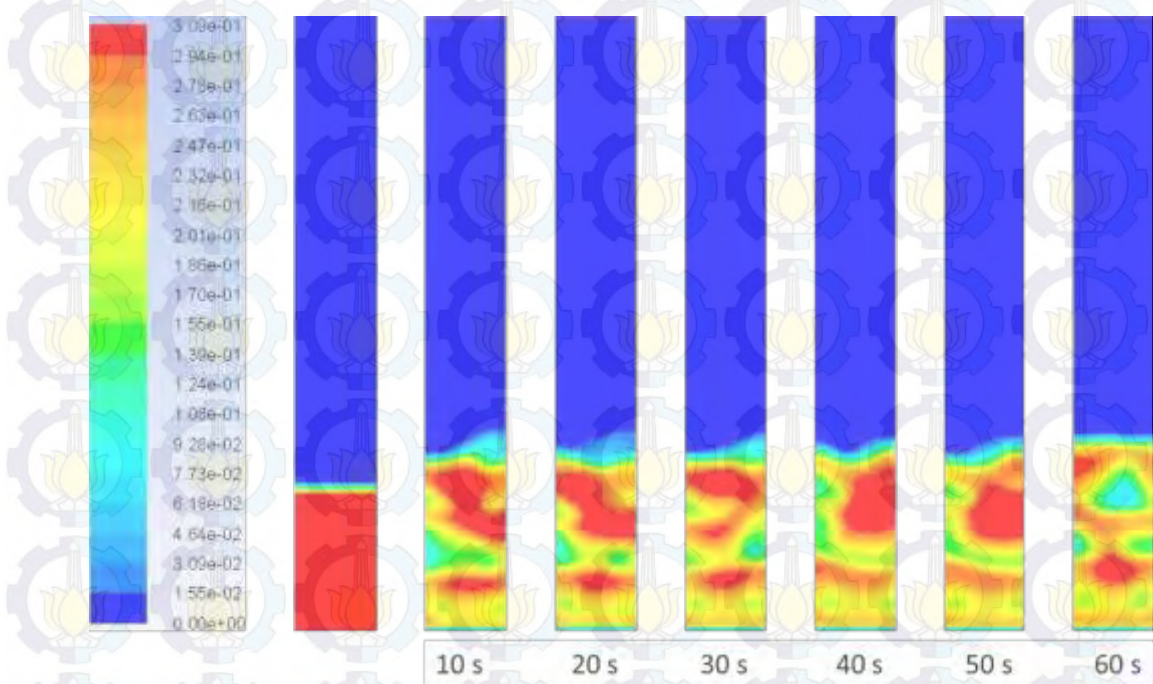
**Gambar 4.10** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 0,6 m/s selama 60 Detik Simulasi.

Pada **Gambar 4.11** dan **Gambar 4.12** ketika kecepatan udara mencapai 0,7 m/s, *slugging* mulai mengalami perubahan menjadi *bubbling*, pada bagian atas unggun sudah terlihat adanya *bubbling*, namun pada bagian bawah masih terbentuk *slugging*. Sementara pada kecepatan 0,8 m/s juga sama namun gelembung-gelembung udara yang dihasilkan lebih banyak dan volume *bubbling* lebih besar dari kecepatan sebelumnya. Seperti pada **Gambar 4.13** pada detik terakhir terlihat jelas adanya gelembung di bagian bawah unggun, warna biru muda pada kecepatan tersebut ditunjukkan bahwa di dalam *bubble* hampir tidak ada fraksi partikel atau terdapat kebocoran partikel di dalam gelembung.



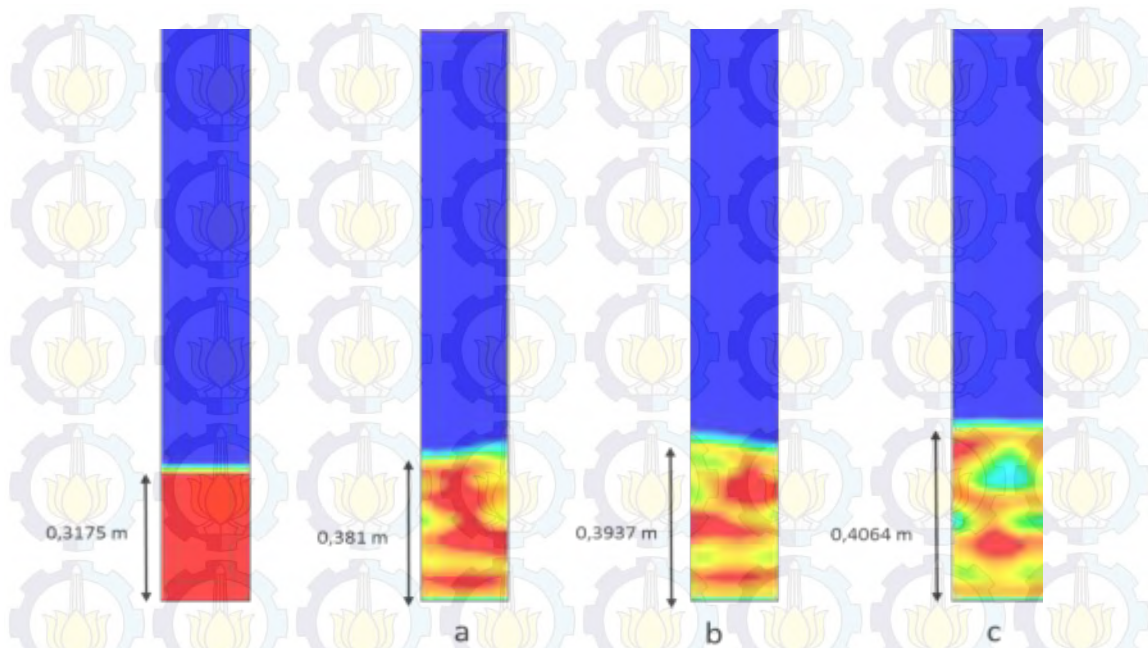


**Gambar 4.11** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 0,7 m/s selama 60 Detik Simulasi.

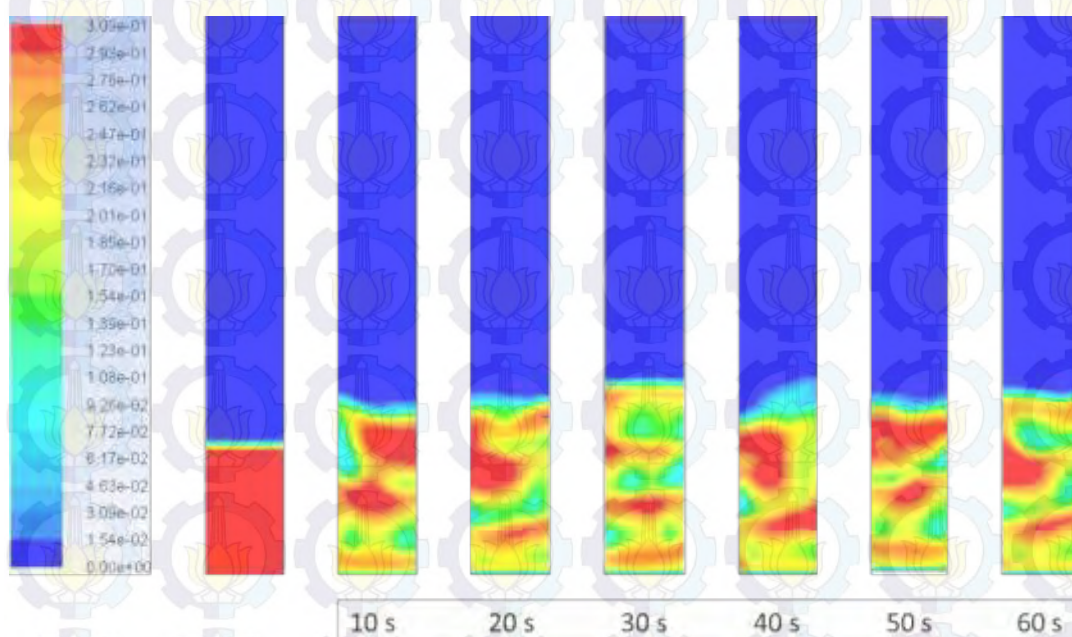


**Gambar 4.12** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 0,8 m/s selama 60 Detik Simulasi.





**Gambar 4.13** Perbandingan tinggi unggun sebelum dan setelah 60 detik simulasi *polydisperse* pada kecepatan (a) 0,6; (b) 0,7; dan (c) 0,8 m/s.

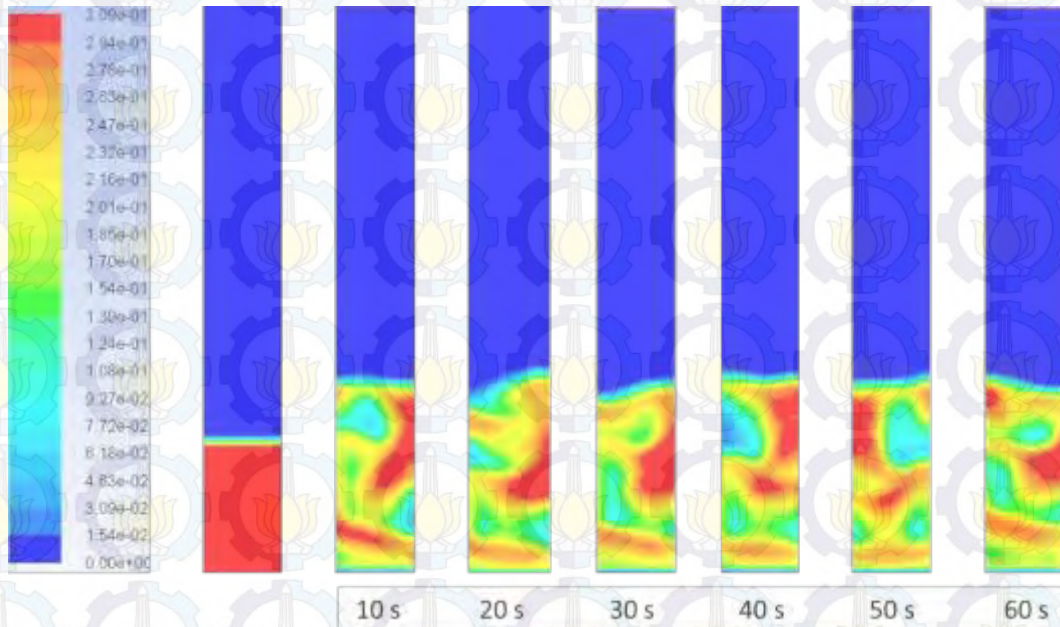


**Gambar 4.14** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 0,9 m/s selama 60 Detik Simulasi.

Pada **Gambar 4.14** kecepatan selanjutnya adalah 0,9 m/s dimana kondisi unggun mengalami perubahan bentuk, unggun terekspansi dan kerapatan dari suatu unggun mulai merenggang. Hal ini disebabkan karena adanya gelembung-gelembung udara yang mengisi unggun tersebut, gelembung partikel berwarna biru muda sehingga masih terdapat partikel batubara yang konsentrasinya sangat kecil.



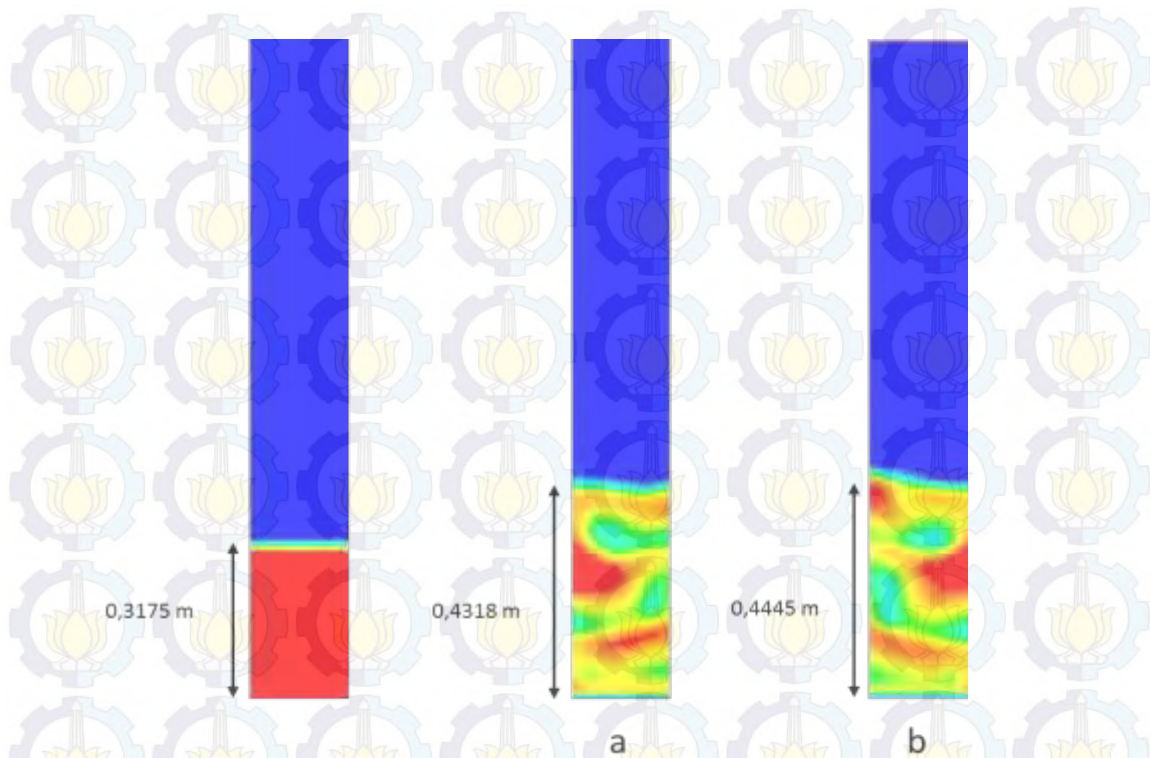
Sementara di bagian bawah unggun masih terdapat *slugging* namun konsentrasinya tidak sebesar pada saat kecepatan 0,5 m/s, namun pada detik selanjutnya *slugging* tampak menghilang dan membentuk gelembung kemudian naik menuju ke permukaan unggun.



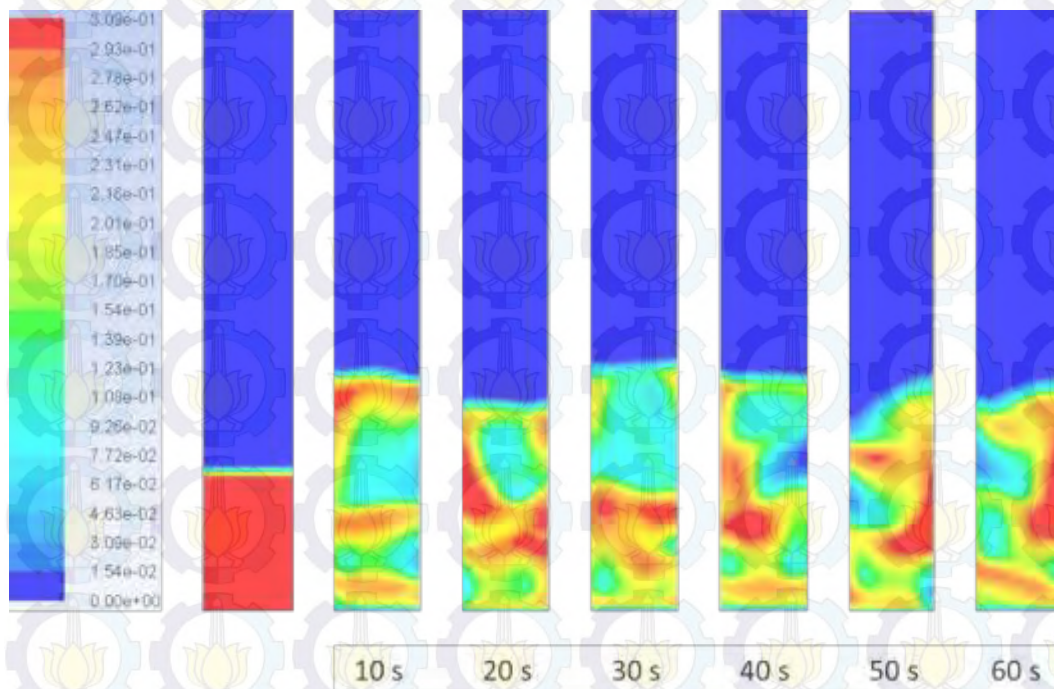
**Gambar 4.15** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 1 m/s selama 60 Detik Simulasi.

Kemudian pada **Gambar 4.15** kecepatan 1 m/s profil kontur fraksi volume batubara sama dengan profil pada kecepatan 0,9 m/s. Di dalam kontur fraksi padatan tersebut volume gelembung semakin membesar pada saat detik ke-10 dan sudah tidak terbentuk *slugging* pada bagian bawah unggun. Sifat-sifat gelembung tersebut masih belum terbebas dari partikel batubara, partikel masih terperangkap di dalam gelembung sehingga warna gelembung tidak sebiru warna yang berada di atas unggun. Ketinggian unggun pada kecepatan 0,9 dan 1 m/s hampir sama yaitu 44 cm dan *pressure drop* yang dihasilkan naik dari 1170 Pa menjadi 1370 Pa.





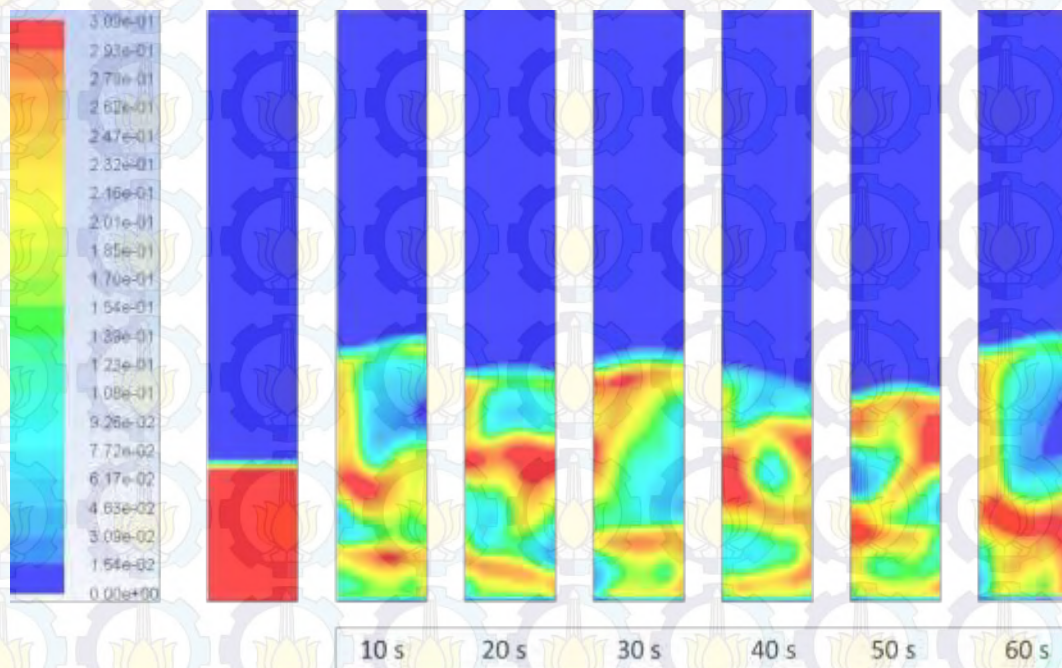
**Gambar 4.16** Perbandingan tinggi unggun sebelum dan setelah 60 detik simulasi *polydisperse* pada kecepatan 0,9 dan 1 m/s.



**Gambar 4.17** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 1,1 m/s selama 60 Detik Simulasi.

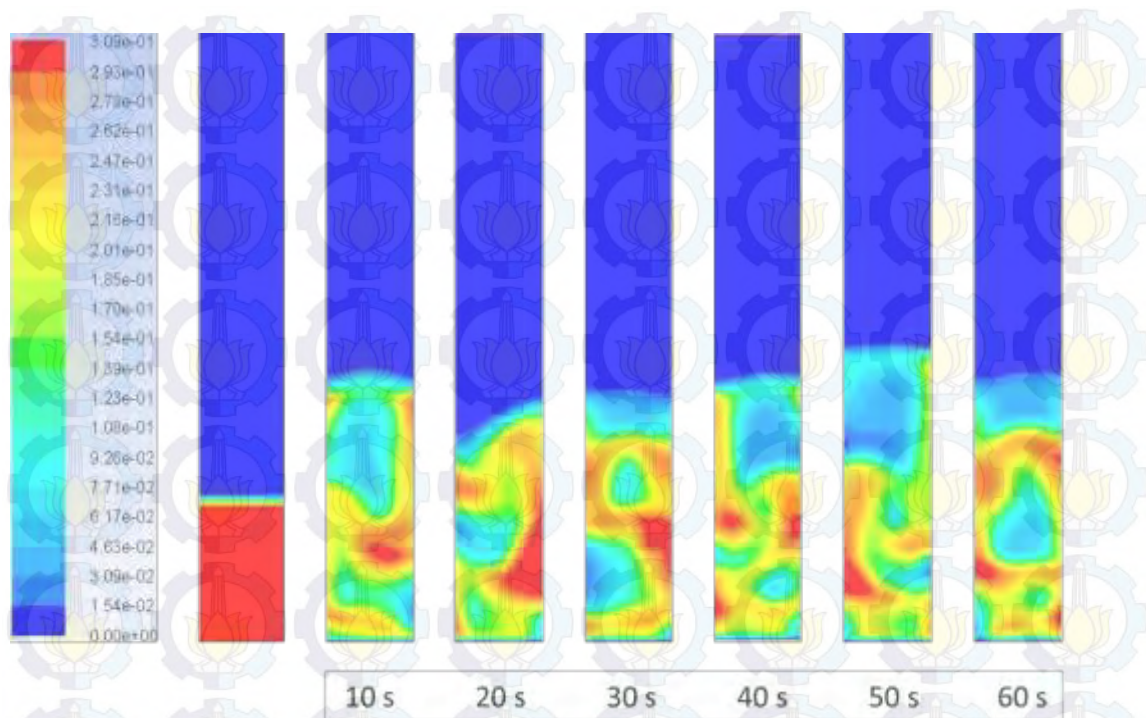


Kemudian pada kecepatan 1,2 m/s sifat dari gelembung udara yaitu mampu memisahkan partikel unggun menjadi dua bagian seperti pada **Gambar 4.18** pada detik ke-10 dan 30, gelembung partikel juga tidak mengalami kebocoran partikel seperti pada detik ke-10, 50, dan 60. Kemudian tinggi unggun pada **Gambar 4.18** terlihat fluktuatif dan permukaan unggun terlihat samar-samar karena pada kecepatan tersebut mengalami turbulensi fluidisasi, yaitu fenomena ketika unggun terfluidisasi dengan kecepatan yang sangat tinggi kemudian membentuk gelembung yang sangat acak dan berungguna ukuran, sedangkan permukaan unggun terlihat samar dan menghilang, serta kemungkinan terjadinya entrainment lebih besar. Sementara *pressure drop* yang diperoleh mengalami penurunan pada saat memasuki kecepatan 1,1 m/s.



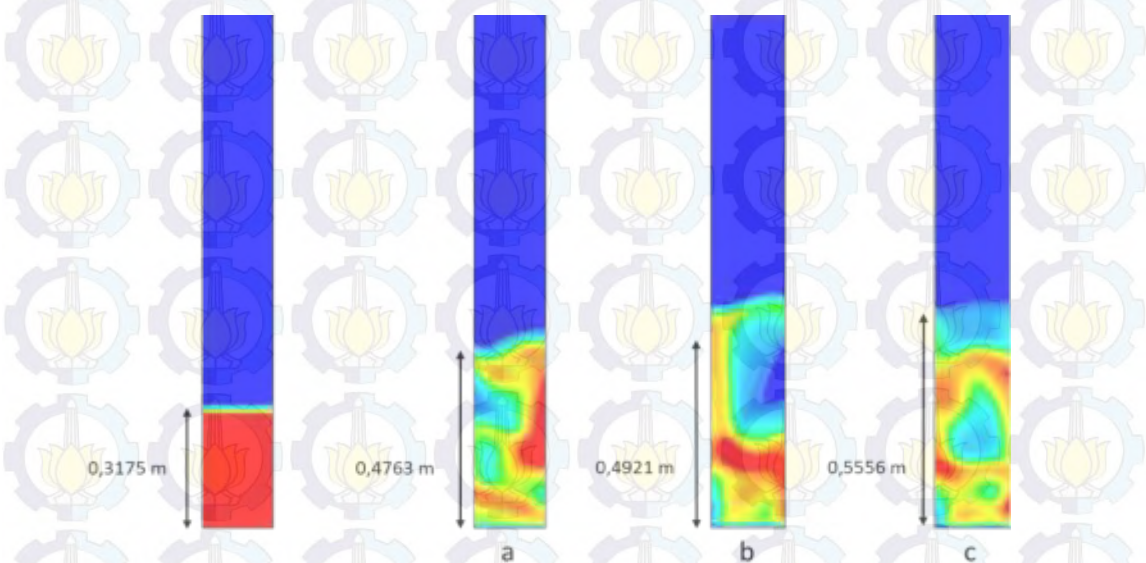
**Gambar 4.18** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 1,2 m/s selama 60 Detik Simulasi.





**Gambar 4.19** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 1,3 m/s selama 60 Detik Simulasi.

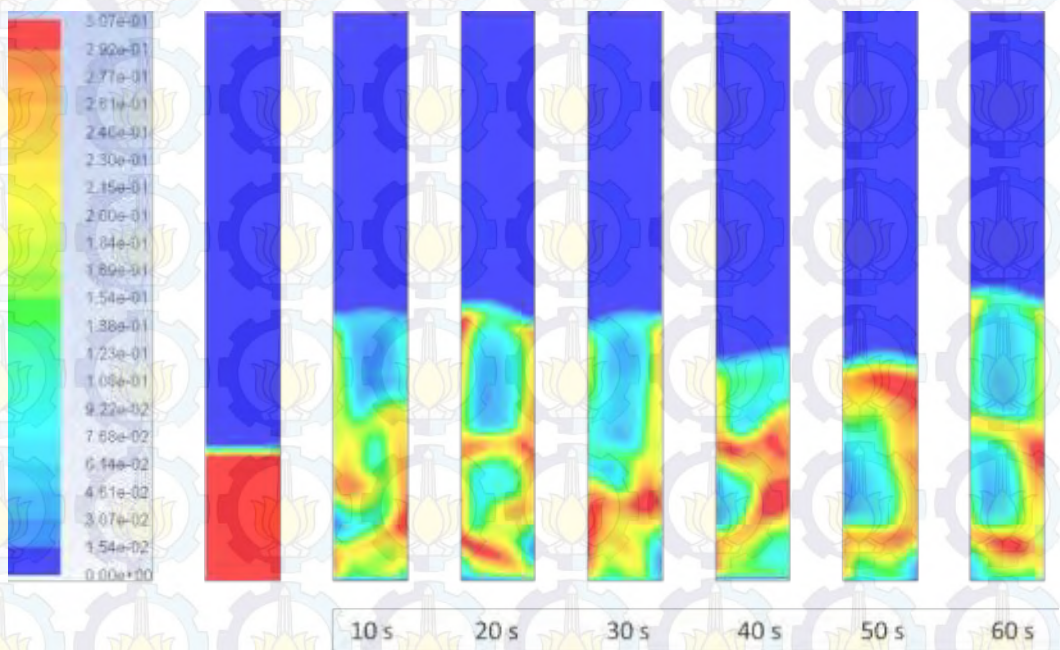
Selanjutnya pada **Gambar 4.19** kecepatan 1,3 m/s gelembung partikel tidak mengalami perubahan secara signifikan, akan tetapi posisi gelembung udara terletak di atas unggun, fenomena ini terjadi karena adanya turbulensi fluidisasi seperti pada profil kecepatan sebelumnya. Sementara *pressure drop* yang didapat adalah konstan terhadap profil kecepatan sebelumnya.



**Gambar 4.20** Perbandingan tinggi unggun sebelum dan setelah 60 detik simulasi *polydisperse* pada kecepatan (a) 1,1; (b) 1,2; dan (c) 1,3 m/s.

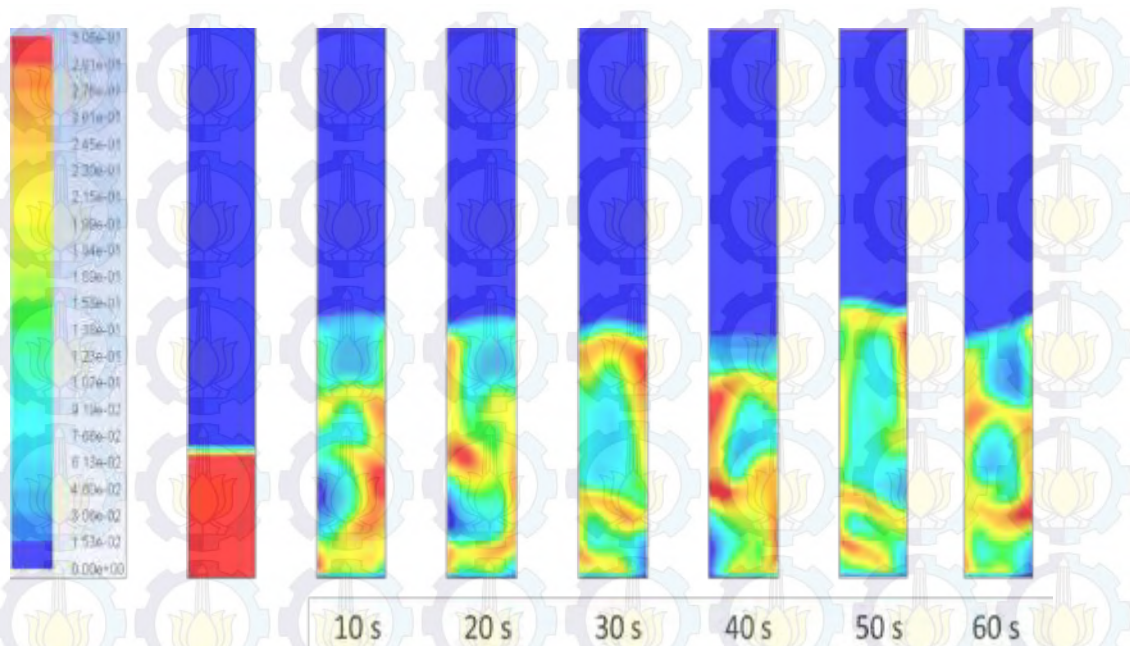


Hasil yang diperoleh pada **Gambar 4.20** kecepatan udara di atas 1 m/s berungguna dengan kecepatan udara sebelumnya, profil kontur fraksi volume batubara yang meliputi tinggi unggun mengalami kenaikan dua kali dari tinggi unggun pada saat inisiasi yaitu rata-rata sekitar 60 cm. Pada saat kecepatan 1,1 m/s kontur gelembung udara masih terlihat sama dengan kecepatan sebelumnya namun diameter gelembung udara hampir memenuhi sebesar diameter kolom fluidisasi. Kemudian pada detik ke-40 gelembung udara terlihat berwarna biru tua yang menandakan bahwa tidak ada partikel batubara yang terperangkap atau kebocoran di dalam gelembung udara tersebut. Selanjutnya konsentrasi partikel-partikel batubara menyebar pada seluruh bagian unggun, namun masih terjadi *interlock* pada bagian dinding unggun.



**Gambar 4.21** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 1,4 m/s selama 60 Detik Simulasi.

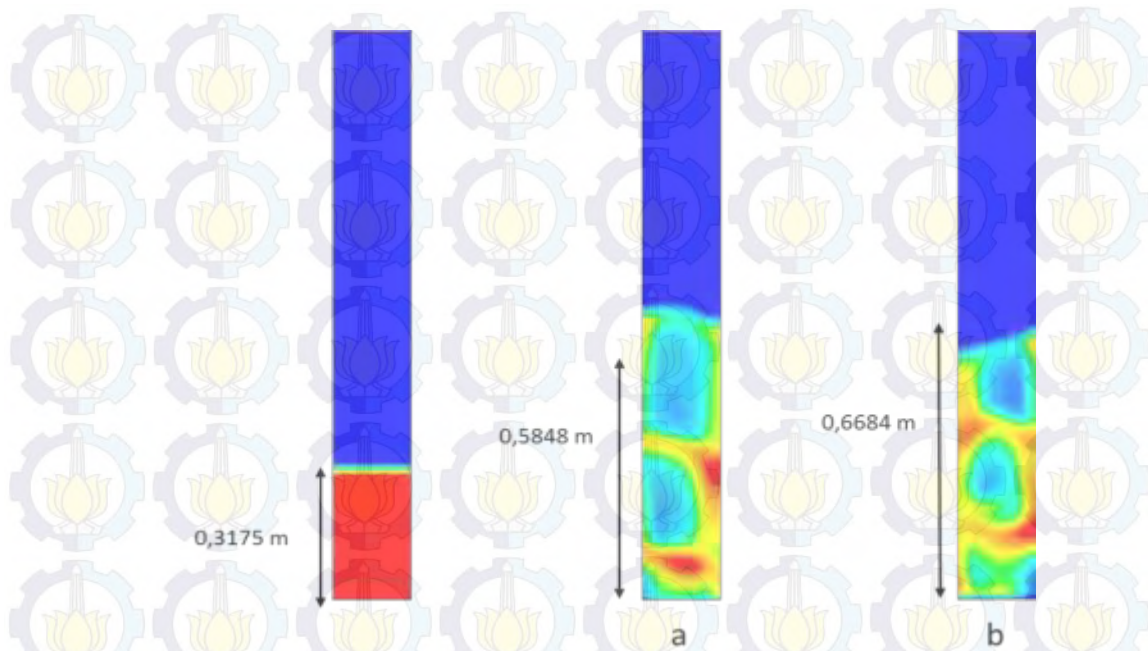




**Gambar 4.22** Profil Kontur Fraksi Padatan simulasi *polydisperse* pada Kecepatan 1,5 m/s selama 60 Detik Simulasi.

Pada variabel kecepatan terakhir adalah kecepatan 1,4 m/s dan 1,5 m/s. Seperti pada **Gambar 4.21** dan **Gambar 4.22** Pada kecepatan ini dapat dilihat bahwa profil kontur fraksi volume adalah sama dengan profil kecepatan sebelumnya, perunggunaannya hanya pada ketinggian unggun lebih tinggi dibandingkan dengan kecepatan sebelumnya. Selanjutnya di dalam unggun terdapat turbulensi fluidisasi, volume gelembung semakin membesar, dan partikel-partikel batubara mengalami agregasi seperti pada **Gambar 4.21** dan **Gambar 4.22**. Selain itu *pressure drop* terlihat konstan pada 1270-1280 Pa.

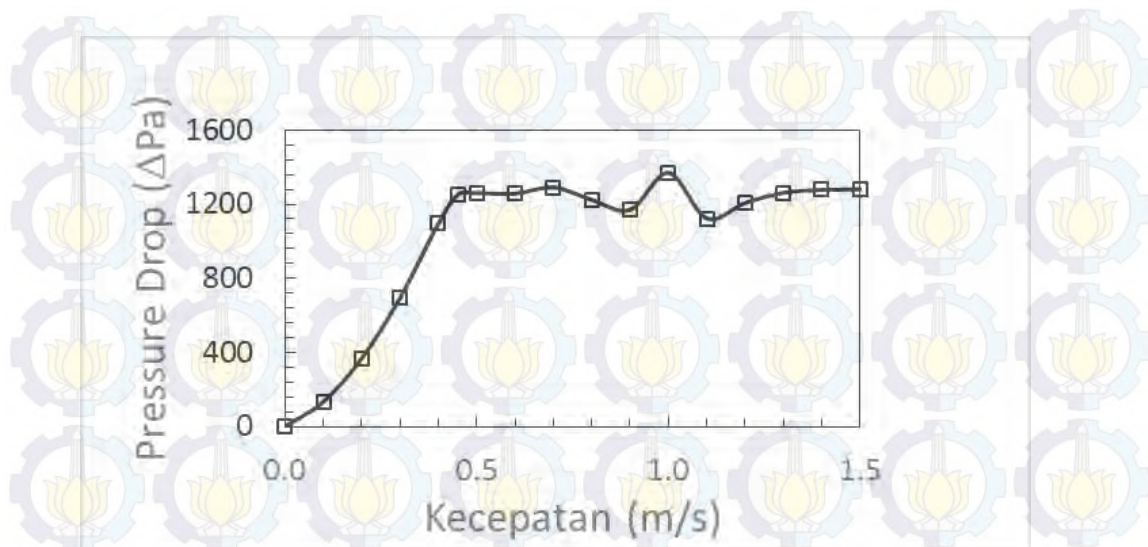




**Gambar 4.23** Perbandingan tinggi unggun sebelum dan setelah 60 Detik Simulasi *polydisperse* pada Kecepatan (a) 1,4 dan (b) 1,5 m/s.

Berdasarkan Mc.Cabe dkk (1985), *pressure drop* akan terus meningkat seiring kenaikan laju alir. Pada kondisi tertentu saat laju alir mencapai fluidisasi minimum maka *pressure drop* akan stabil membentuk garis lurus kemudian turun seiring penurunan laju alir. Fluidisasi memiliki karakter yakni hubungan antara *pressure drop* dengan *superficial velocity*. Seperti telah dijelaskan sebelumnya bahwa dalam kondisi *fixed bed*, saat *superficial velocity* meningkat maka *pressure drop* juga akan meningkat. Pada kecepatan tertentu, *pressure drop* yang melewati unggun mengimbangi gaya gravitasi pada partikel sehingga menyebabkan partikel bergerak. *Pressure drop* akan menurun dengan menurunnya laju alir. Setelah mencapai kecepatan minimum, *pressure drop* tidak mengalami kenaikan atau kadang-kadang hanya naik sedikit. Pada suatu keadaan tertentu *pressure drop*-nya turun saat kecepatan meningkat. Hal ini sesuai dengan fenomena pada *fluidized bed*.



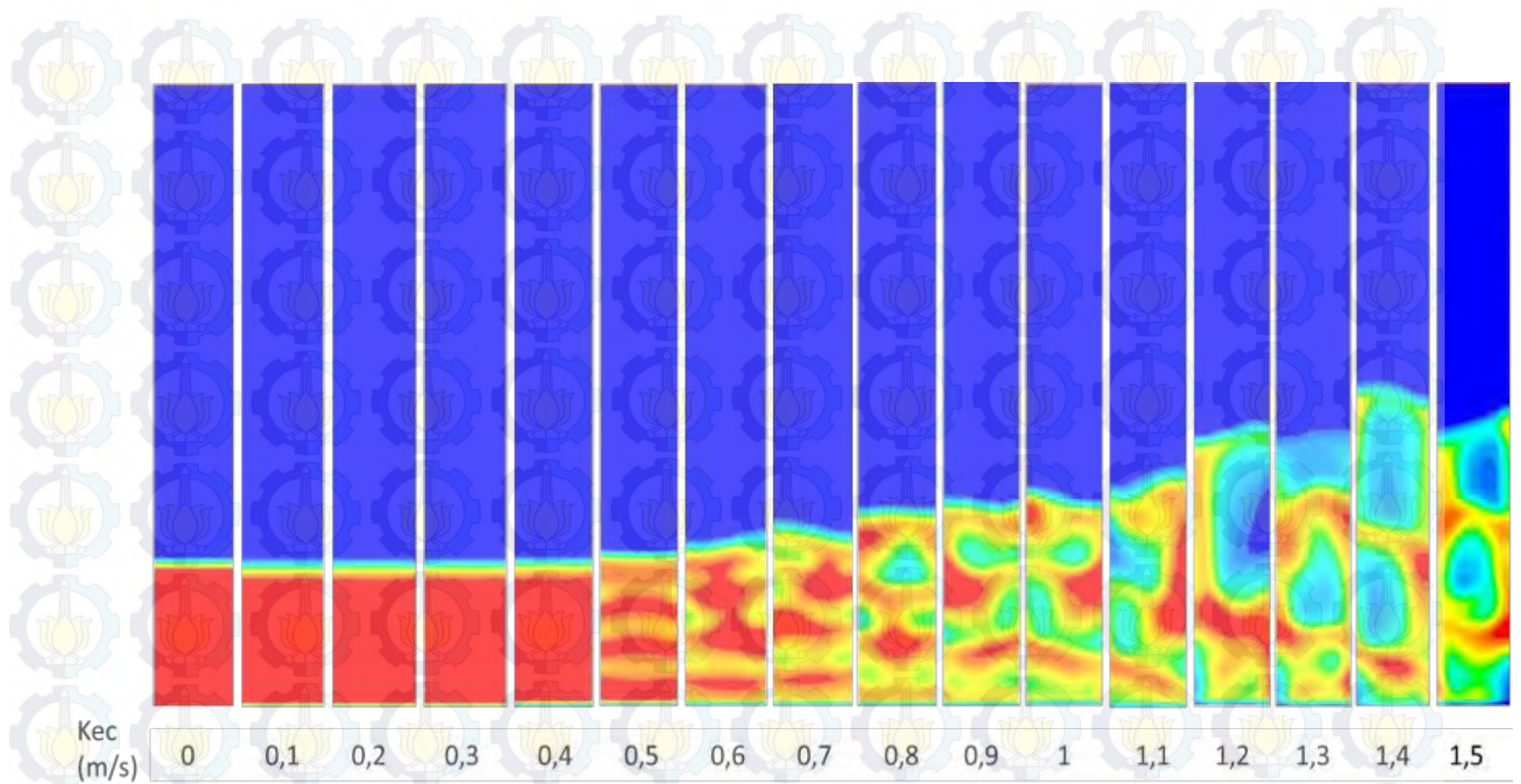


**Gambar 4.24** Grafik Pressure Drop Fase Padatan terhadap Variasi Kecepatan (m/s) selama 60 Detik Simulasi.

Hasil *pressure drop* yang diperoleh selama simulasi fluidisasi pada kecepatan 0,1 - 0,4 m/s seperti pada **Gambar 4.24** yaitu *pressure drop* mengalami kenaikan secara signifikan, kemudian pada kecepatan 0,48 m/s terjadi fluidisasi minimum sehingga *pressure drop* membelok sejajar dengan sumbu-x. Pada kecepatan selanjutnya *pressure drop* bergerak mendatar sedikit naik turun dengan asumsi konstan hingga pada kecepatan 1 m/s terjadi kenaikan tekanan dan pada kecepatan 1,1 m/s terjadi penurunan sampai pada kecepatan 1,5 m/s *pressure drop* diasumsikan konstan mendatar pada sumbu-x.

Hasil yang diperoleh dalam simulasi fluidisasi jika digabungkan dan disajikan pada detik terakhir akan tampak seperti pada **Gambar 4.25**, dimana pada kecepatan 0,1-0,4 m/s unggun belum berekspansi, kemudian pada kecepatan 0,48 m/s telah terjadi pengangkatan unggun sehingga didapat pada kecepatan tersebut terjadi kecepatan minimum fluidisasi. Selanjutnya pada kecepatan 0,5 m/s terjadi *slugging*, pada kecepatan 0,8 m/s terbentuk gelembung, sehingga kecepatan *bubbling* didapat pada kecepatan tersebut. Selanjutnya pada kecepatan diatas 1 m/s yaitu 1,1-1,5 m/s merupakan kecepatan turbulen, sehingga menghasilkan partikel dengan aliran yang acak, gelembung yang tidak beraturan, dan permukaan unggun yang terlihat samar-samar.



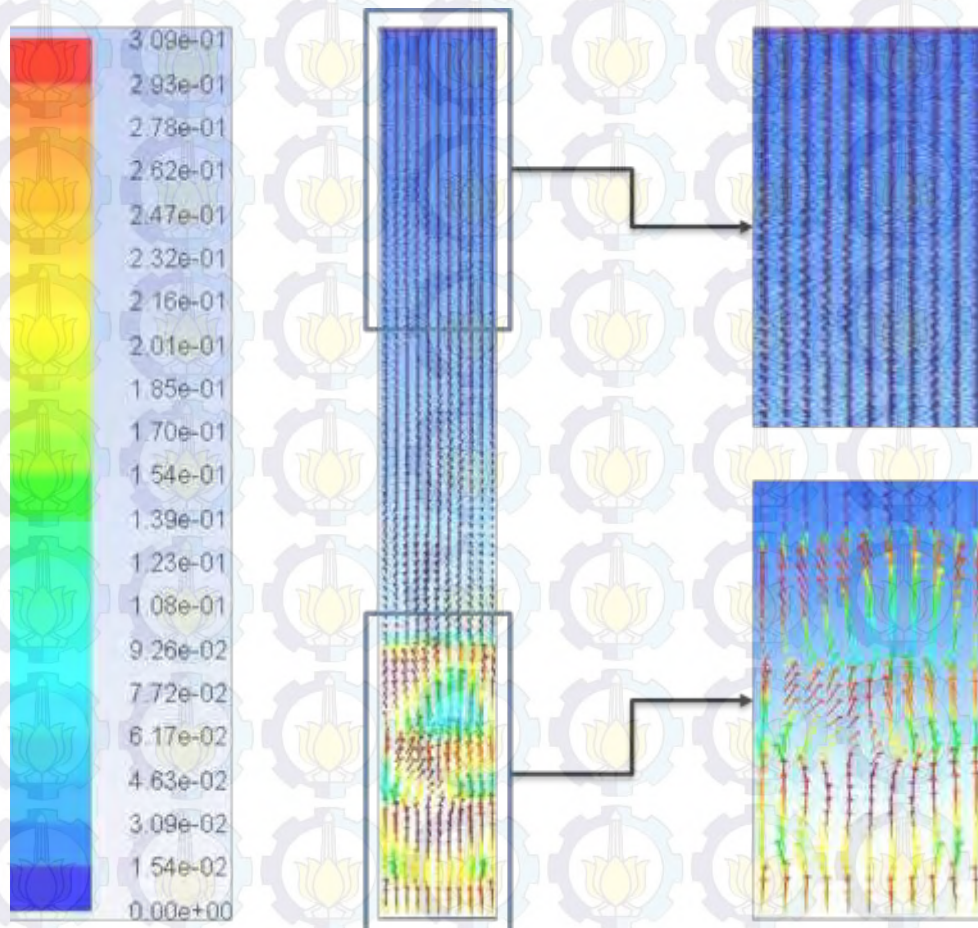


**Gambar 4.25** Kontur Volume Fraksi Padatan pada Variasi Kecepatan (m/s) pada Detik Simulasi ke-60.



## 4.2 Pola Aliran Fluida

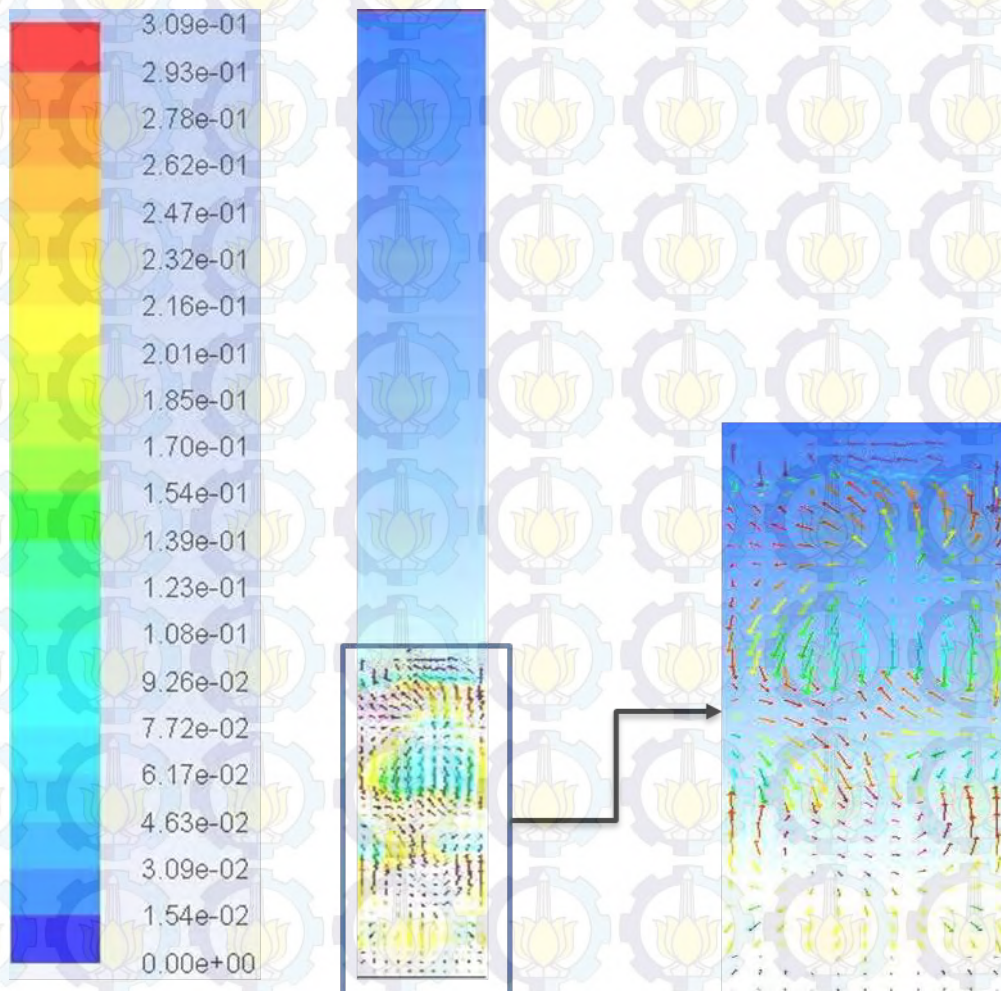
Pola alir udara yang diambil hanya pada saat kecepatan 0,8 m/s, karena kecepatan tersebut telah terjadi *bubble fluidization*. Pada saat terjadi kecepatan *bubbling* transfer panas mengalir dari bawah unggun ke atas, gelembung udara terangkat oleh aliran udara, sehingga partikel-partikel batubara bergerak secara acak dan rongga udara semakin membesar, sementara panas yang terjebak di dasar unggun mengalir ke atas segala arah memanasi seluruh bagian unggun. Di beberapa bagian unggun yang terisi batubara, terjadi pengurangan kecepatan dikarenakan fraksi rongga partikel membesar serta fraksi volume yang juga menurun sehingga menyebabkan terjadinya penurunan kecepatan udara. Setelah udara melewati unggun, kecepatan udara berkurang. Hal ini disebabkan luas penampang yang makin membesar serta tidak adanya pengaruh dari partikel batubara



**Gambar 4.26** Kontur Kecepatan Fluidisasi Fase Udara untuk Simulasi *Polydisperse* pada Kecepatan 0,8 m/s Detik Simulasi ke-60.



Dari **Gambar 4.26** menunjukkan dengan jelas bahwa kecepatan aliran udara di dalam unggun mengalami peningkatan kecepatan yang disebabkan oleh pengecilan luas penampang. Pengecilan ini dikarenakan beberapa sisi dalam unggun terjadi peningkatan fraksi massa sehingga semakin rapat. Karena fraksi rongga mengecil serta luas penampang yang makin kecil menyebabkan kecepatan udara meningkat. Sementara fase *bubbling* ditandai dengan arah panah yang berwarna biru, yaitu kecepatan lebih rendah dibanding dengan daerah yang lain berwarna merah. Selanjutnya kontur vektor kecepatan udara setelah melewati unggun tidak mengalami perubahan arah dan kecepatan udara lebih rendah dibandingkan dengan di dalam unggun karena tidak ada penghalang berupa partikel yang menghalangi aliran udara.



**Gambar 4.27** Kontur Kecepatan Fluidisasi Fase Partikel untuk Simulasi *Polydisperse* pada Kecepatan 0,8 m/s Detik Simulasi ke-60.



Untuk kontur kecepatan pada fase partikel pada **Gambar 4.27**, vektor kecepatan yang terbesar adalah di bagian dinding luar gelembung, karena pada bagian sisi kanan kiri gelembung mengakibatkan luas penampang unggun menjadi lebih kecil. Sementara vektor yang berwarna biru diasumsikan sebagai gelembung udara.

Gelembung udara mempengaruhi pola aliran partikel batubara, dimana gerakan partikel yang terfluidisasi mengalami gesekan serta benturan oleh gelembung udara. Sehingga terbentuk *weak region* dimana daerah tersebut sedikit sekali dilewati oleh partikel. Pada bagian tengah unggun yang mengalami ekspansi, partikel batubara bergerak ke bawah dengan kecepatan 0,309 m/s.

### 4.3 Simulasi Pembakaran Batubara

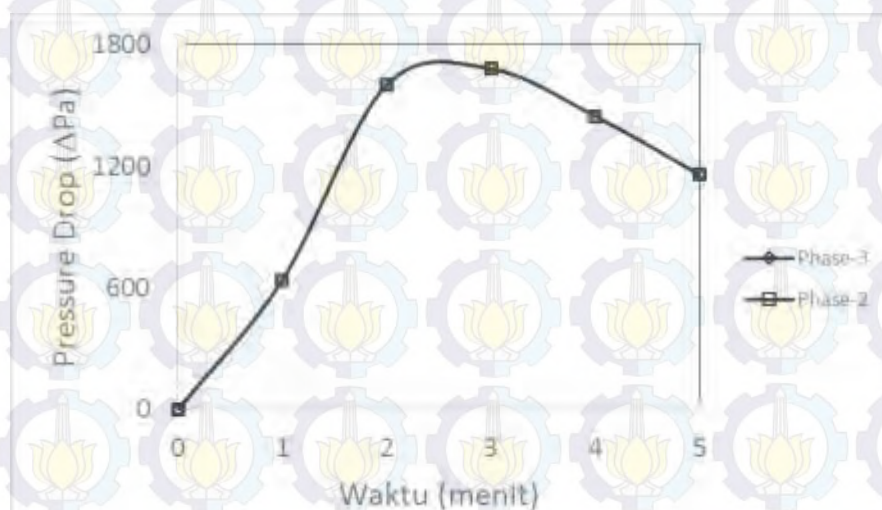
Setelah melakukan penentuan besarnya kecepatan yang dibutuhkan dalam memfluidisasi batubara, yakni sebesar 0,8 m/s, langkah selanjutnya adalah melakukan simulasi pembakaran fluidisasi batubara. Simulasi pembakaran dilakukan dengan menggunakan udara panas bersuhu 1200 K, fraksi volume masing-masing partikel 0,2 dan pada saat sebelum terjadi pembakaran batubara kolom *fluidized bed* belum terisi oleh *mixture-gas* dan *mixture-coal* dengan massa unggun sebesar 34,8 kg. Udara panas berupa campuran gas mengalir dari bawah bersama partikel campuran batubara, kemudian batubara terfluidisasi dan terbakar di dalam reaktor *fluidized bed*, langkah-langkah simulasi ini hampir sama dengan simulasi fluidisasi, hanya dengan menambahkan pengaturan reaksi, yaitu reaksi asumsi pembakaran sempurna dan devolatilisasi.

Sementara untuk geometri yang digunakan adalah geometri pada saat fluidisasi, namun dengan sedikit penambahan untuk inlet batubara. Hasil yang diperoleh dari simulasi pembakaran ini adalah adanya fraksi volume, perubahan temperatur, terbentuknya karbon dioksida dan karbon monoksida, dan besarnya laju reaksi dan panas reaksi yang terjadi. Selain itu dapat diketahui jumlah kebutuhan oksigen dalam pembakaran, jumlah massa karbon yang terbakar di dalam neraca massa.



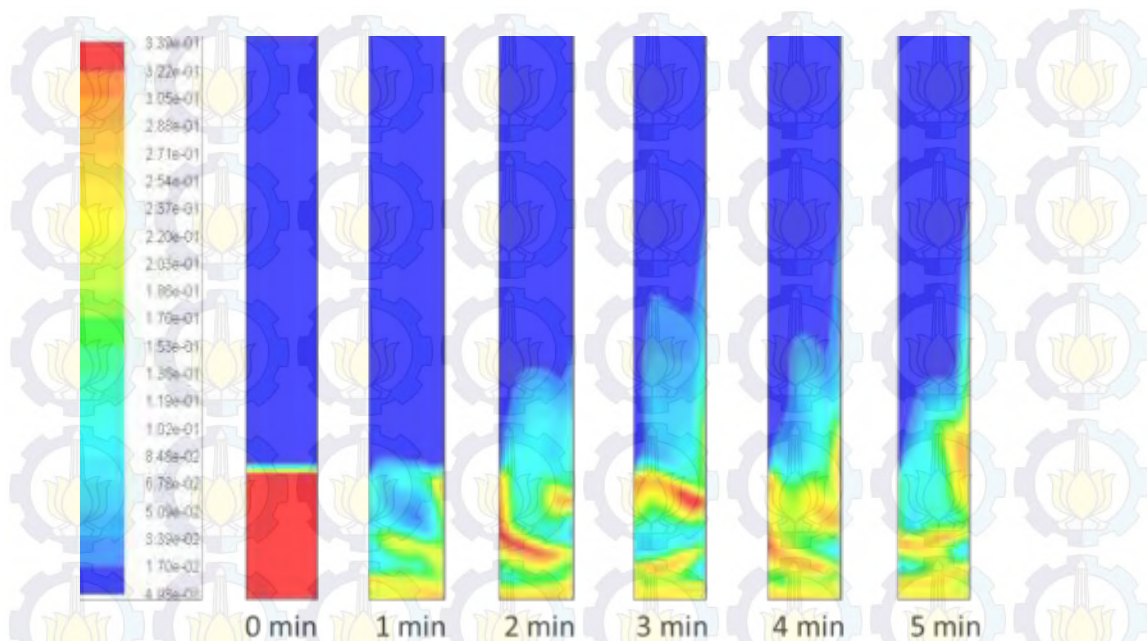
Hasil yang diperoleh pertama adalah *pressure drop* terhadap waktu simulasi. Pada **Gambar 4.28** semakin besar waktu simulasi maka *pressure drop* yang dihasilkan semakin naik, namun pada gambar tersebut diperoleh grafik yang fluktuatif yaitu meningkat lalu menurun pada menit keempat dan kelima. Pada awal hingga menit pertama simulasi massa unggun menurun drastis sehingga mengakibatkan tekanan di dalam kolom menurun, kemudian pada saat menit kedua kolom unggun terisi kembali sehingga mengakibatkan tekanan di dalam kolom meningkat, lalu pada menit ketiga hingga kelima massa unggun tidak mengalami kenaikan dan penurunan secara signifikan akan tetapi grafik tekanan di dalam unggun mengalami penurunan, hal ini diakibatkan ketidakstabilan antara laju alir batubara yang masuk dengan laju alir pembakaran batubara.

Sesuai dengan persamaan Ergun bahwa tekanan di dalam kolom dipengaruhi oleh fraksi volume unggun, ketika fraksi volume semakin besar maka tekanan yang dihasilkan semakin besar. Pada umumnya ketika massa unggun tersebut besar maka fraksi volume juga besar, sebaliknya pada saat massa unggun menyusut maka fraksi volume juga mengecil. Sehingga ketika terjadi penyusutan massa unggun maka tekanan yang dihasilkan oleh partikel menjadi kecil.



**Gambar 4.28** Grafik Pressure Drop terhadap Waktu Simulasi Fluidisasi Pembakaran Batubara *Polydisperse* pada Kecepatan Superfisial 0,8 m/s.





**Gambar 4.29** Kontur Fraksi Volume Fase Padatan Fluidized Bed Combustion selama 5 Menit Simulasi.

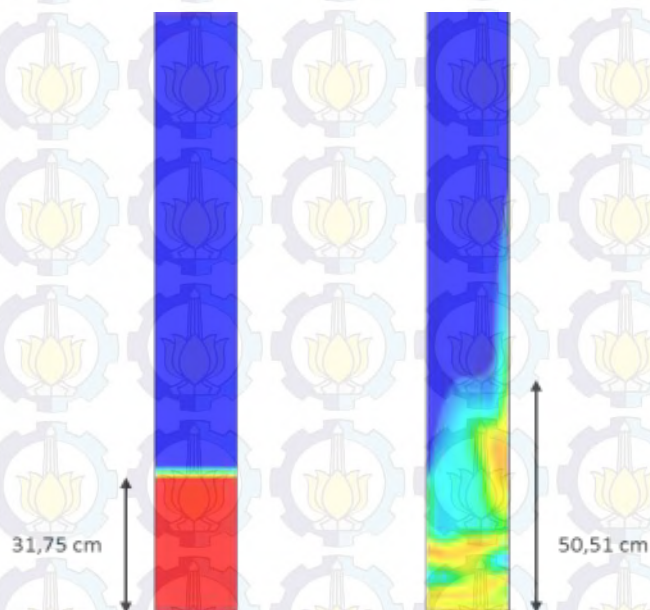
Pada **Gambar 4.29** merupakan kontur fraksi volume batubara pada kecepatan 0,8 m/s dimana tinggi unggun dari menit pertama hingga kelima memiliki konsentrasi yang hampir sama. Pada menit pertama di dalam kontur terdapat gelembung, dimana ditandai dengan adanya kontur warna biru gelap di dalam unggun. Selanjutnya pada menit kedua gelembung partikel menghilang, partikel yang memiliki konsentrasi yang tinggi seolah-olah mengalami segregasi, hal ini dikarenakan unggun terdiri atas dua ukuran partikel batubara, sehingga partikel yang berdiameter besar berada di bagian dasar kolom sedangkan partikel berdiameter kecil sedikit terangkat. Selanjutnya pada menit ketiga masih terlihat mengalami segregasi dan menit keempat partikel-partikel mulai bercampur. Kemudian pada menit kelima partikel-partikel memisah kembali dan sebagian terfluidisasi bersama partikel yang berkonsentrasi rendah.

Perbandingan partikel yang berkonsentrasi tinggi dan rendah di setiap kontur fraksi volume tersebut tidak sama, jumlah partikel yang berkonsentrasi tinggi lebih sedikit dibanding yang lebih rendah, dalam arti yang lain terjadi penurunan konsentrasi unggun dalam simulasi *fluidized bed* pembakaran batubara, hal ini dikarenakan komposisi material batubara yang terdiri dari karbon tetap sebesar 54,1 % dan volatile matter sebesar 41,8 %, pada menit pertama volatile



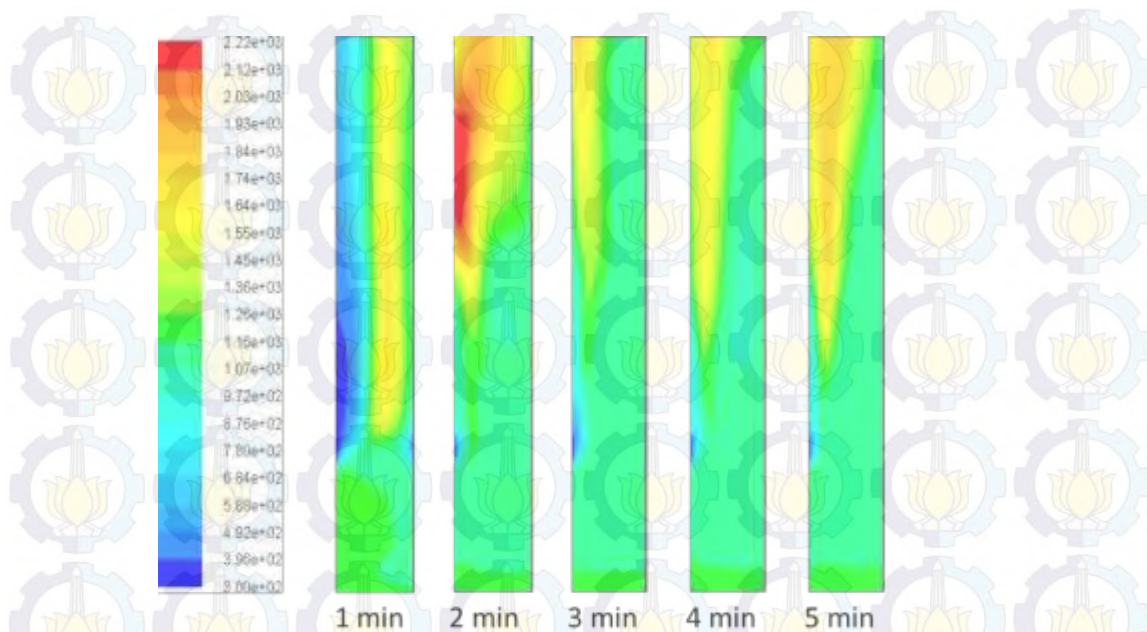
matter bereaksi terlebih dahulu dengan udara panas sehingga di dalam unggun tersisa hanya karbon saja. Selanjutnya setelah mengalami devolatilisasi, karbon mulai terbakar pada menit pertama hingga seterusnya yang ditandai dengan penurunan tinggi unggun dan massa unggun, selain mengalami reaksi pembakaran partikel unggun terbawa keluar dari kolom sehingga massa unggun mengalami penurunan yang signifikan. Pada menit berikutnya batubara yang baru masuk ke dalam kolom dari samping dan mengisi unggun kemudian terbakar hingga menit-menit berikutnya dan terjadi kesetimbangan antara laju alir batubara yang masuk dan yang terbakar.

Perbandingan tinggi unggun seperti pada **Gambar 4.30** saat inisiasi adalah 31,75 cm kemudian pada saat memasuki menit pertama ketinggian unggun belum meningkat, pada menit kedua tinggi unggun belum mengalami kenaikan namun sebagian partikel dengan konsentrasi rendah terfluidisasi setinggi 30 cm. Selanjutnya pada menit ketiga tinggi unggun masih tetap sama namun untuk partikel dengan konsentrasi rendah terfluidisasi dan naik dua kali lipat dibanding pada menit kedua, kemudian pada menit keempat partikel yang berkonsentrasi rendah sedikit menurun dan pada menit kelima partikel yang memiliki konsentrasi rendah naik kembali, sementara tinggi unggun mencapai 50,51 cm dan permukaan unggun mulai tidak rata.



**Gambar 4.30** Perbandingan tinggi unggun sebelum dan setelah 5 menit simulasi.





**Gambar 4.31** Kontur Fraksi Temperatur Fase Gas Fluidized Bed Combustion selama 5 Menit Simulasi.

Kontur fraksi temperatur fase gas pada menit pertama belum terlihat tinggi, temperatur kolom masih terlihat tidak rata di sepanjang kolom, namun pada bagian ujung temperatur sudah terlihat merata, selanjutnya pada bagian inlet samping temperatur terlihat masih rendah dibanding pada bagian lain karena pada menit pertama jumlah massa partikel lebih kecil dibandingkan sebelumnya, sehingga pada saat terjadi reaksi pembakaran diasumsikan temperatur terdistribusi tidak rata. Pada gambar kontur di atas terdapat area warna kuning memanjang, jika diasumsikan pada eksperimen merupakan nyala api. Bentuk nyala api pada simulasi fluidisasi dan pembakaran batubara adalah kecil dan memanjang.

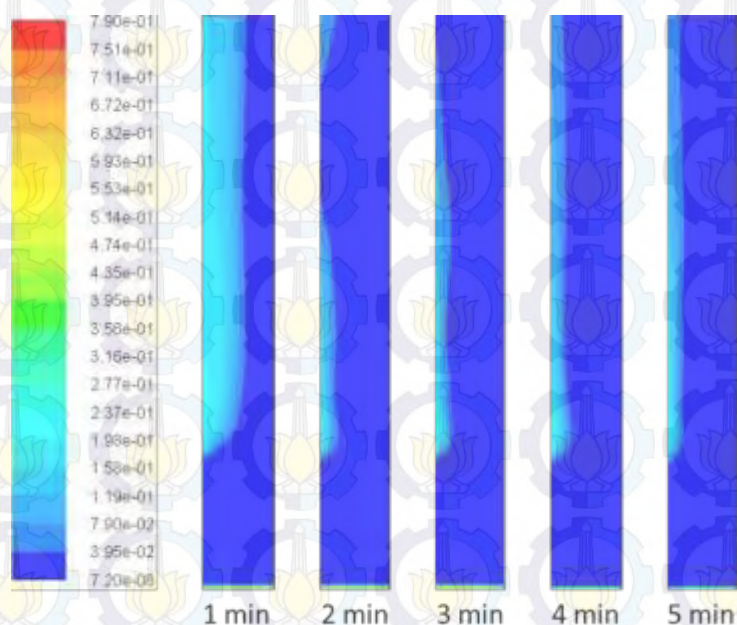
Kemudian pada menit kedua temperatur mulai meningkat dan merata pada bagian dasar kolom hingga tengah kolom, namun pada bagian atas hingga keluaran terdapat area dimana temperatur sangat tinggi. Sehingga dapat diasumsikan bahwa nyala api terdapat pada bagian tengah hingga atas kolom, selain itu pada menit kedua terjadi penumpukan massa partikel batubara kemudian terjadi reaksi yang besar sehingga menghasilkan temperatur yang sangat besar.

Pada menit ketiga temperatur pada bagian ujung masih konstan, namun pada bagian tengah hingga keluaran pada kolom menurun dibanding menit kedua,



hal ini diakibatkan karena pada menit ketiga terjadi kestabilan antara laju alir batubara yang masuk dengan batubara yang bereaksi. Sementara sifat api yang dihasilkan lebih kecil namun memanjang hingga ke tengah kolom, temperatur yang dihasilkan lebih menurun dibanding sebelumnya. Temperatur pada menit keempat sama dengan temperatur menit ketiga pada bagian dasar hingga tengah unggun tidak ada perubahan, sehingga dapat diasumsikan temperatur konstan. Sedangkan pada bagian tengah hingga keluaran kolom temperatur juga sama dibanding menit ketiga, sementara sifat nyala api sama dengan menit ketiga, namun lebih panjang sampai pada bagian atas unggun.

Selanjutnya pada menit kelima temperatur merata di bagian bawah kolom, sama seperti pada menit keempat dengan sifat nyala apinya. Pada simulasi ini temperatur tidak merata disebabkan karena pada bagian masukan dari samping laju alir udara sekunder sepuluh kali lebih besar dibanding bagian masukan dari bawah, dengan temperatur 300 K tanpa mengalami *preheat* terlebih dahulu maka terjadi transfer panas yang mengakibatkan temperatur atas kolom lebih besar dibanding di bawah. Selain itu dikarenakan sifat dari batubara adalah isolator, sehingga panas yang dihasilkan tidak merata pada bagian unggun sampai atas unggun.



**Gambar 4.32** Kontur Fraksi Massa Oksigen Fluidized Bed Combustion selama 5 Menit Simulasi.



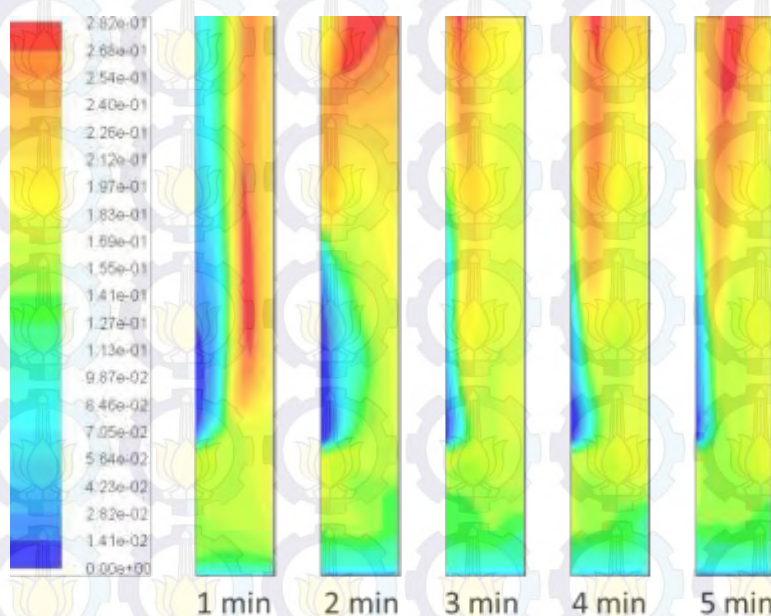
Selanjutnya untuk kontur fraksi massa  $O_2$  pada **Gambar 4.32** semakin bertambah kemudian berkurang, hal ini terlihat pada menit pertama kontur fraksi massa  $O_2$  hingga menit kelima. Pada menit pertama fraksi  $O_2$  terlihat membesar pada bagian samping, udara mengalir dari dua arah, pertama dari inlet bawah mengalir keatas kemudian bereaksi habis dengan batubara, sehingga kontur fraksi mol  $O_2$  terlihat sedikit pada gambar tersebut. Pada aliran yang kedua konsentrasi  $O_2$  membesar karena pada menit tersebut massa partikel unggun mengalami penurunan, sehingga  $O_2$  terlihat berlebih pada menit pertama dan tidak melakukan reaksi pembakaran. Pada menit kedua konsentrasi  $O_2$  menurun, karena pada menit kedua massa unggun di dalam kolom mengalami kenaikan, sehingga konsentrasi  $O_2$  di dalam kolom terlihat kecil dengan asumsi bahwa  $O_2$  di dalam kolom terkonsumsi semua oleh reaksi pembakaran batubara tersebut. Selain itu konsentrasi udara samping mengalami penurunan dikarenakan adanya reaksi terhadap senyawa CO dan  $CO_2$  hasil dari reaksi devolatilisasi. Selanjutnya pada menit ketiga laju alir  $O_2$  konstan hingga menit kelima, dimana konsentrasi  $O_2$  tidak mengalami penambahan atau perubahan warna kontur. Sehingga diasumsikan setelah menit kelima reaksinya menjadi konstan, untuk udara yang keluar dari bawah  $O_2$  bereaksi habis dengan partikel batubara, sedangkan udara samping terlihat sedikit mengalami *excess* dan kemungkinan bereaksi dengan hasil senyawa volatile pada batubara yang masuk dari samping kolom.

Pada bagian dasar kolom seolah-olah fraksi massa  $O_2$  tidak terlihat di dalam kontur, dikarenakan laju alir udara sebesar 0,015 kg/s. Karena fraksi massa  $O_2$  sebesar 0,79 sehingga massa  $O_2$  yang tersedia sebesar 0,05 kg. Sedangkan massa unggun sebesar 34 kg, sehingga dalam 1 detik reaksi pembakaran char, senyawa  $O_2$  habis pada reaksi pembentukan CO. Pada reaksi kedua pembentukan  $CO_2$  kebutuhan  $O_2$  mengalami defisit, namun karena reaksi berlangsung secara kontinyu maka reaksi kedua terbentuk lebih lama dibanding reaksi pembentukan CO. Sehingga dapat dilihat seolah-olah tidak ada fraksi massa  $O_2$  dari dasar kolom.

Sementara pada simulasi ini diperoleh produk dari reaksi pembakaran batubara, yaitu CO,  $CO_2$ , dan  $H_2O$ . Untuk fraksi mol  $CO_2$  seperti pada **Gambar 4.33** pada menit pertama sudah terbentuk senyawa  $CO_2$  dimana ditandai kontur



warna merah pada bagian tengah kolom, untuk dinding kolom sebelah kiri tidak terdapat senyawa  $\text{CO}_2$  karena daerah tersebut merupakan berkas aliran udara dari samping, selanjutnya pada menit kedua konsentrasi tertinggi bergerak menuju bagian keluaran kolom, kandungan  $\text{CO}_2$  lebih banyak dibanding menit pertama, karena unggun terisi kembali dan produk yang dihasilkan lebih besar dibanding menit pertama. Berkas aliran udara semakin tertutup yang artinya senyawa  $\text{O}_2$  banyak bereaksi dengan char dan senyawa  $\text{CO}$  untuk menghasilkan  $\text{CO}_2$ . Lalu pada menit ketiga senyawa  $\text{CO}_2$  keluar dari dalam kolom, pada menit keempat dan kelima  $\text{CO}_2$  terbentuk kembali dan konsentrasi meningkat pada bagian keluaran kolom.



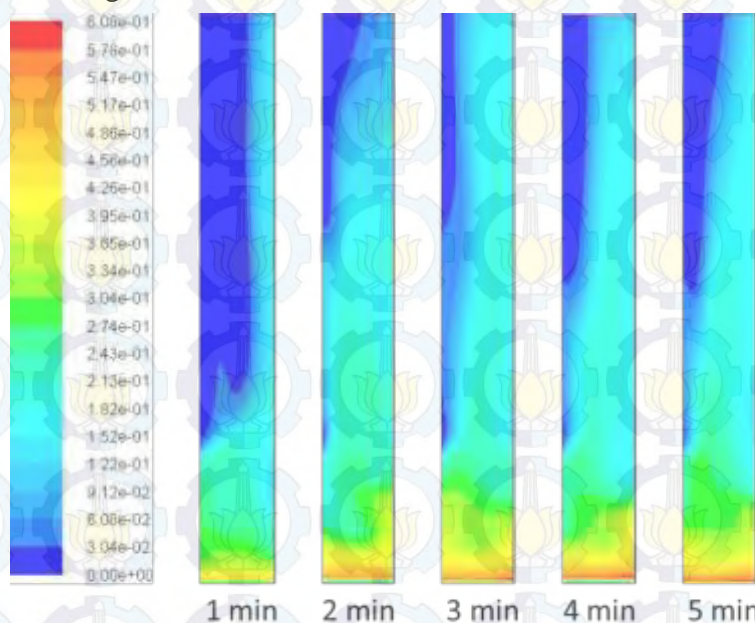
**Gambar 4.33** Kontur Fraksi Massa  $\text{CO}_2$  Fluidized Bed Combustion selama 5 Menit Simulasi.

Pada menit pertama hingga kelima konsentrasi  $\text{CO}_2$  pada bagian unggun sangat rendah terutama di bagian dasar kolom, atau dengan kata lain daerah unggun sangat miskin kandungan  $\text{CO}_2$  jika dibanding dengan bagian atas kolom. Penyebab dari berkurangnya kandungan  $\text{CO}_2$  adalah pada bagian kolom adalah batubara bereaksi dengan udara panas sehingga menghasilkan  $\text{CO}$  dan  $\text{CO}_2$  kemudian senyawa  $\text{CO}$  bereaksi kembali dengan udara menghasilkan  $\text{CO}_2$  kemudian senyawa tersebut mengalir keatas dan keluar dari kolom pembakaran. Sehingga dapat diasumsikan reaksi pembentukan senyawa  $\text{CO}_2$  terjadi di bagian unggun dan



sebagian produk senyawa CO bereaksi lagi dengan udara dan sebagian lagi senyawa CO tidak bereaksi lagi dan mengalir ke atas menuju keluaran kolom.

Sedangkan untuk kontur fraksi mol CO pada **Gambar 4.34** terlihat pada menit pertama, konsentrasi terbesar terlihat pada bagian bawah kolom, kemudian pada menit kedua konsentrasi CO semakin meningkat hingga pada menit ketiga konsentrasi CO konstan sampai pada menit kelima. Jika dibandingkan dengan kontur fraksi mol CO<sub>2</sub> konsentrasi CO lebih besar dibanding konsentrasi CO<sub>2</sub>, hal ini dikarenakan pada bagian unggun terutama bagian dasar diasumsikan batubara telah terbakar tidak sempurna dan terjadi reaksi devolatilisasi yang menghasilkan CO pada menit pertama dan batubara yang baru memasuki kolom dari inlet samping kemudian terbakar oleh udara panas dari bawah, selanjutnya pada bagian atas unggun konsentrasi CO lebih sedikit dibanding bagian bawahnya, dimana diasumsikan bahwa sebagian besar senyawa CO telah bereaksi lagi dengan udara panas dan menghasilkan CO<sub>2</sub>. Sehingga reaksi ini merupakan reaksi pembakaran sempurna, karena pada bagian keluaran kolom menghasilkan senyawa CO<sub>2</sub> lebih banyak dibanding CO.

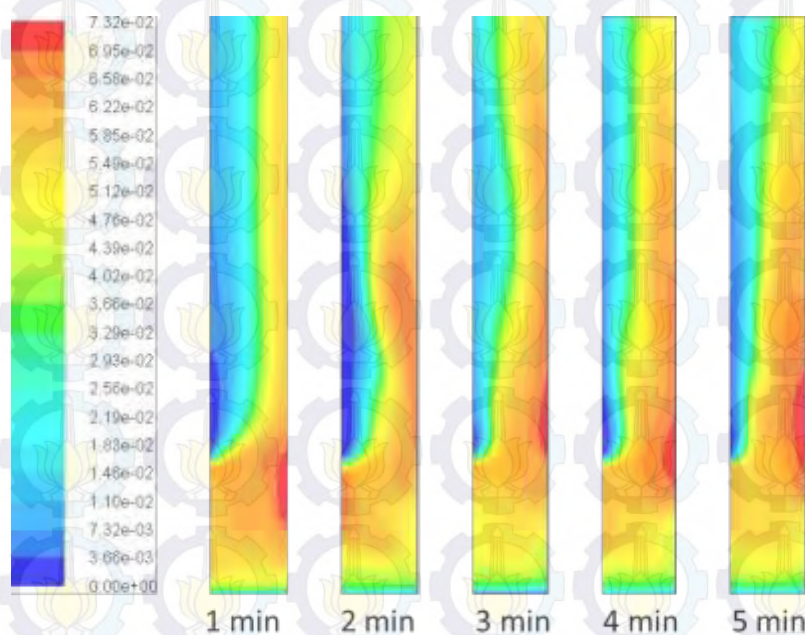


**Gambar 4.34** Kontur Fraksi Massa CO Fluidized Bed Combustion selama 5 Menit Simulasi.

Hasil produk pembakaran selanjutnya adalah uap air (H<sub>2</sub>O), kandungan uap air di dalam kolom seperti yang terlihat pada **Gambar 4.35** sangat tinggi pada menit



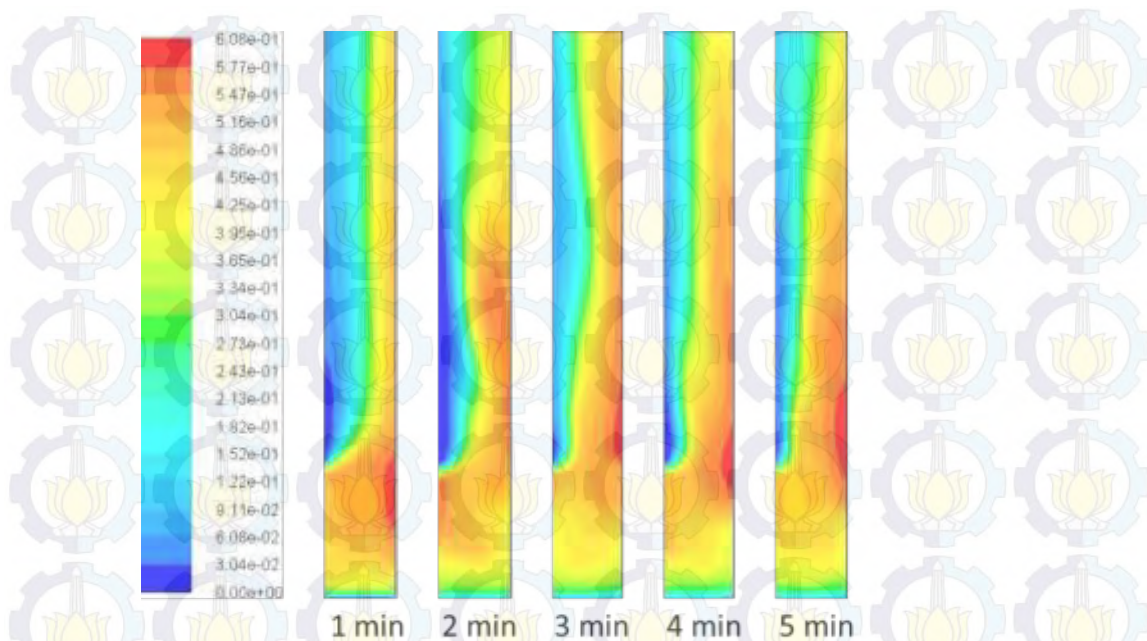
pertama hingga kelima. Namun semakin ke atas konsentrasi uap air semakin berkurang, pada menit kedua kandungan uap air dalam unggun berkurang, karena pada menit kedua massa unggun terlihat sedikit sehingga produk yang dihasilkan juga sedikit, termasuk uap air. Kemudian pada menit ketiga konsentrasi  $H_2O$  meningkat pada bagian unggun dan terlihat konstan hingga menit kelima.



**Gambar 4.35** Kontur Fraksi Massa  $H_2O$  Fluidized Bed Combustion selama 5 Menit Simulasi.

Sementara untuk produk Tar, tar merupakan produk samping dari hasil pembakaran batubara yang berwarna hitam kental dimana terdapat senyawa kompleks seperti rantai panjang hidrokarbon, senyawa fenol, heterosiklik, dan lain-lain. Senyawa tar terbentuk dari reaksi kandungan volatile matter dengan oksigen atau nitrogen, pada umumnya senyawa tar diperoleh dari proses gasifikasi atau devolatilisasi. pada **Gambar 4.36** kontur fraksi volumenya sama seperti uap air, konsentrasi tertinggi terletak pada bagian unggun. Pada menit pertama sudah terbentuk Tar dan mengumpul di bagian unggun, selanjutnya pada menit kedua konsentrasinya berkurang karena pada menit pertama hingga kedua terjadi penurunan jumlah massa batubara dalam unggun. Kemudian pada menit ketiga hingga kelima kunter fraksi molnya terlihat konstan. Semakin banyak karbon yang terbakar maka semakin banyak pula produk  $CO$ ,  $CO_2$ , dan  $H_2O$  yang terbentuk.





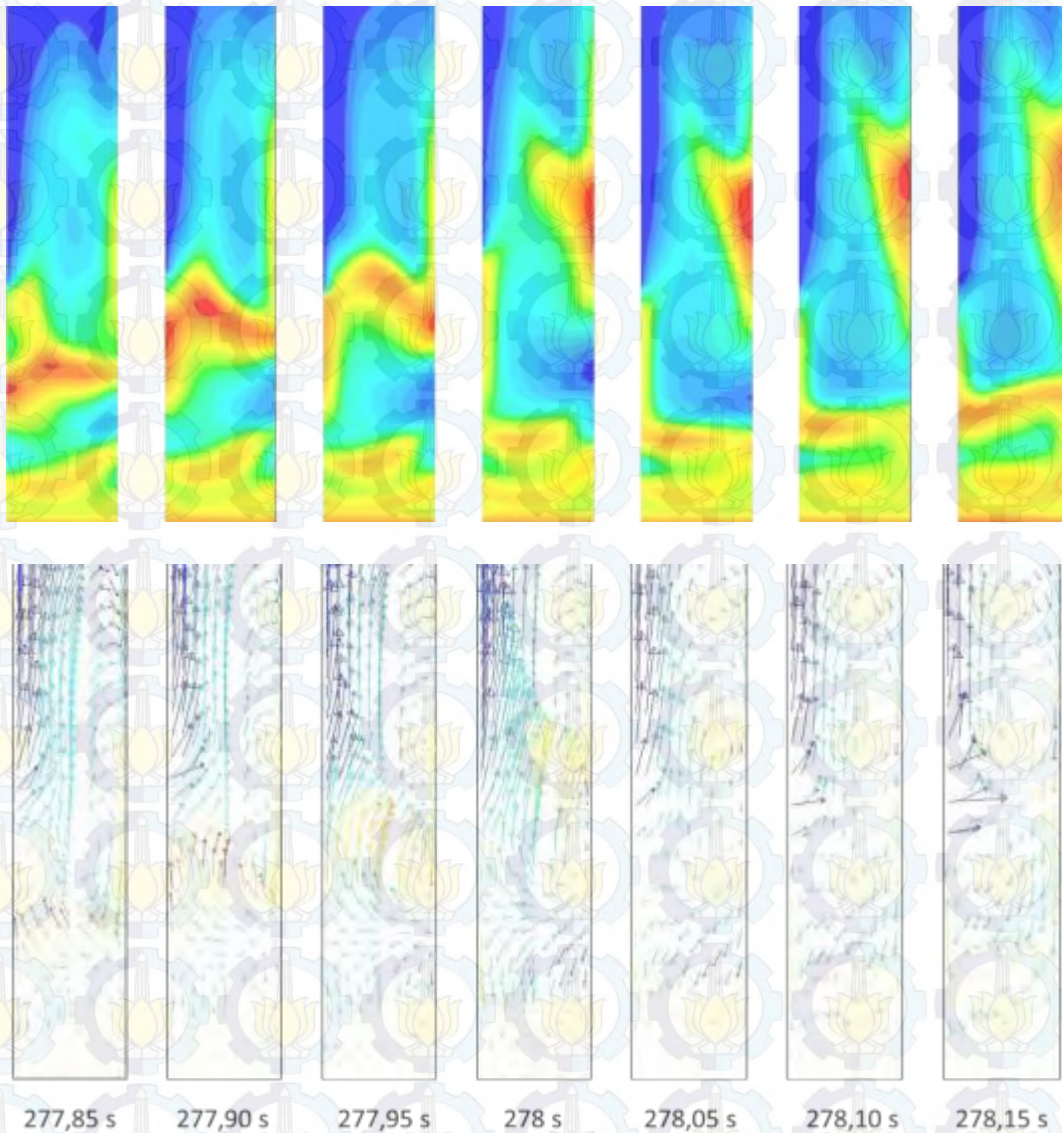
**Gambar 4.36** Kontur Fraksi Massa Tar Fluidized Bed Combustion selama 5 Menit Simulasi.

#### 4.4 Pola Aliran Batubara pada Simulasi Pembakaran *Polydisperse*

Pola aliran fluida pada saat pembakaran berlangsung diambil secara acak, yaitu pada saat detik ke-278 dimana pada detik tersebut terdapat kontur gelembung dan *slugging*. Jika diambil inkremen perhitungan waktu mundur dan waktu maju selama 0,05 detik diperoleh seperti pada **Gambar 4.37**. Sebelum terjadinya gelembung, pada detik ke-277,85 membentuk *slugging* yang seolah-olah mengalami segregasi di dalam kontur fraksi volume. Selanjutnya pada bagian segregasi mengalami pembentukan gelembung pada sisi kanan, pada detik selanjutnya gelembung mulai terlihat dan partikel – partikel berkonsentrasi tinggi pada bagian atas bergerak ke atas dan memisah. Pada detik ke-278,05 gelembung mulai mengecil dan tertutup oleh partikel pada bagian bawah. Untuk partikel bagian bawah juga terlihat seperti akan memisah lalu terangkat oleh udara panas sementara partikel pada bagian atas akan turun menghujani sekumpulan partikel dibawahnya, pada detik selanjutnya partikel bagian bawah terlihat memisah dan menutupi gelembung dan partikel-partikel bagian atas akan turun menghujani partikel dibawahnya. Sementara untuk pola aliran batubara di dalam gelembung terlihat bergerak perlahan menyebar menuju partikel di atas dan dibawahnya, karena batubara terperangkap di dalam ruang hampa dan tidak terpengaruh oleh aliran



udara dari bawah. Berbeda jika batubara terletak di dalam unggun yang kecepatannya dipengaruhi oleh kecepatan superfisial udara.



**Gambar 4.37** Kontur Pola Aliran Batubara pada Range Detik ke-277,85 sampai 278,15.

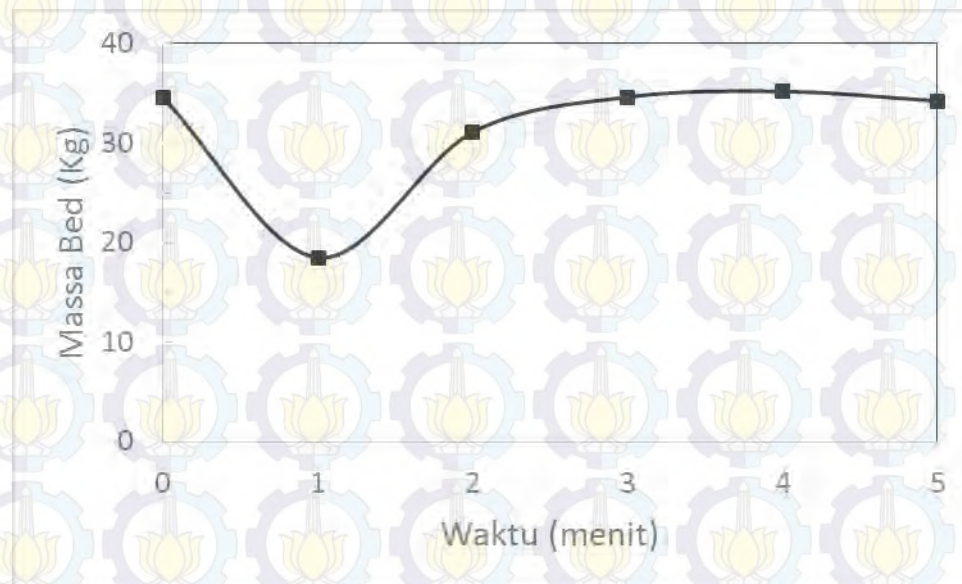
#### 4.5 Neraca Massa Simulasi Pembakaran Fluidized Unggun Batubara

Fenomena yang terjadi di dalam simulasi pembakaran batubara fluidized unggun yaitu terjadinya transfer massa dari padatan menjadi gas, yaitu char batubara menjadi gas CO dan CO<sub>2</sub>. Massa awal unggun pada saat inisiasi adalah sebesar 34,58 kg, kemudian dilakukan simulasi fluidisasi sekaligus pembakaran batubara. Pada saat yang sama batubara masuk ke dalam samping kolom dengan



laju alir konstan 0,2 kg/s, dimana masing-masing komposisi nitrogen sebesar 79 % dan oksigen 21 %, agar unggun tidak mengalami kekosongan ketika batubara dibakar oleh udara panas.

Fase udara panas yang memasuki inlet bawah dengan laju alir konstan sebesar 0,015 kg/s, dengan masing-masing fraksi massa pada bagian inlet 79 % oksigen dan 21 % nitrogen. Sehingga kebutuhan oksigen tiap detik sebesar 0,05385 kg. Sementara pada bagian keluaran kolom pada detik saat inisiasi belum menghasilkan produk CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, dan tar sehingga massanya 0 kg. Pada **Gambar 4.37** didapat bahwa massa unggun dalam 1 menit ketika mulai difluidisasi dan dibakar menurun tajam hingga 10 kg, setelah mencapai massa terendah kolom terisi kembali oleh batubara dari samping, kemudian pada menit kedua massa semakin bertambah hingga pada menit ketiga massa unggun hampir sama dengan massa unggun pada saat inisiasi, selanjutnya pada menit keempat dan kelima massa unggun bergerak naik turun sebesar 1 kg. Sehingga dapat disimpulkan bahwa simulasi pembakaran batubara mencapai kondisi ajeg pada menit ketiga.



**Gambar 4.38** Grafik Massa Padatan di dalam Kolom Fluidized Bed Coal Combustion terhadap Waktu.

Permasalahan yang terjadi di dalam simulasi pembakaran batubara yaitu pada saat menit pertama, dimana massa unggun yang secara mendadak berkurang.



Penyebabnya adalah pertama pada menit pertama terjadi reaksi devolatilisasi dan reaksi pembakaran char, reaksi devolatilisasi dalam 1 menit dimana *volatile matter* bereaksi sebesar 6,5 kg dan pembakaran char membutuhkan 1,6 kg karbon yang bereaksi, sementara kandungan karbon di dalam kolom sebesar 9,3 kg ditambah karbon yang masuk dari samping sebesar 0,2 kg yang terdiri dari char dan *volatile matter* dengan skala kecil. Penyebab yang kedua partikel yang terbang keluar oleh udara adalah pengaruh tinggi kolom dimana merupakan faktor yang menyebabkan fase padatan terbawa keluar pada bagian keluaran kolom sebesar 16 kg. Kecepatan *bubbling* sebesar 0,8 m/s dan tinggi unggun sebesar 1,37 m menyebabkan partikel rentan keluar dari kolom dan belum terbakar oleh udara panas, jika kecepatan fluidisasi diturunkan maka unggun belum terfluidisasi dengan baik, udara panas tidak merata di seluruh unggun, dan produk CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, dan tar belum terbentuk. Namun jika kecepatan udara diatas 0,8 m/s maka partikel batubara akan langsung terbawa keluar dan belum terbakar oleh udara panas, sehingga perlu adanya penambahan tinggi kolom agar partikel tidak terbawa keluar oleh udara atau penambahan alat *cyclone* sebagai penangkap partikel dimana yang belum terbakar direcycle ke dalam kolom dan *fly ash* dibuang sebagai produk samping. Akan tetapi setelah melewati menit pertama partikel batubara tidak mengalami *entrained* atau terbawa keluar, karena setelah menit pertama terjadi kesetimbangan antara batubara yang masuk dengan yang bereaksi.

Ketika memasuki menit kedua, massa unggun bertambah karena akumulasi dari char yang berada di dalam unggun kemudian ditambah oleh batubara baru yang masuk dari samping dengan kandungan *volatile matter* yang masih tinggi, setelah masuk ke dalam kolom pembakaran kandungan *volatile matter* bereaksi terlebih dahulu sehingga yang tersisa adalah char yang kemudian terakumulasi dengan char di dalam unggun. Selanjutnya pada menit ketiga kondisi di dalam unggun adalah ajeg, komposisi unggun pada menit ketiga adalah berupa char, namun terdapat sebagian kecil fenomena reaksi devolatilisasi, karena batubara yang baru yang masuk dari samping terdapat kandungan *volatile matter*. Proses pembakaran char menjadi CO<sub>2</sub> sangatlah lama, karena pada proses tersebut melalui 2 langkah reaksi pembakaran, disamping itu oksigen yang masuk ke dalam kolom sangat kecil jika



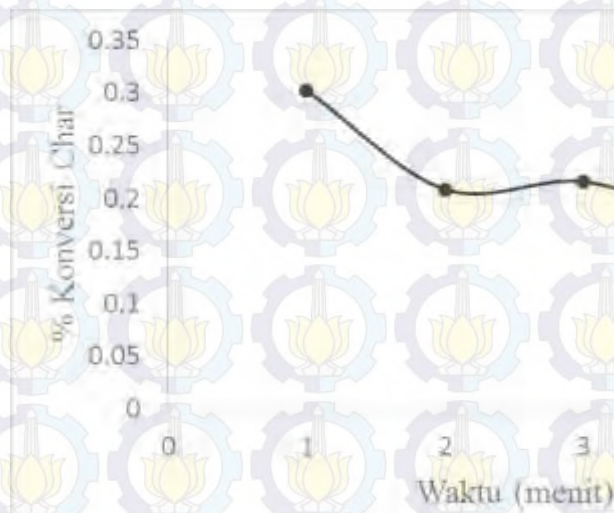
dibandingkan dengan jumlah char yang ada di dalam kolom. Oleh karena itu laju pembakaran char sangat kecil, sebagian besar terjadi di bagian dasar kolom.

Analisa stoikiometri pada reaksi pembakaran batubara dilakukan selama 1 menit simulasi, pada saat inisiasi hingga menit pertama char yang terbakar sebesar 1,6 kg dan *volatile matter* bereaksi sebesar 6,5 kg. Sedangkan konsumsi oksigen yang digunakan dalam pembakaran selama 1 menit sebesar 2,14 kg, namun oksigen yang tersedia selama 1 menit sebesar 0,05 kg, sehingga oksigen habis pada reaksi yang pertama, selanjutnya untuk reaksi yang kedua mengalami kekurangan oksigen pada saat awal, namun untuk reaksi kedua dibutuhkan sebesar 800 gram, sehingga konversi yang diperoleh sebesar 0,3 %. Selanjutnya pada menit kedua massa unggun mulai naik karena batubara dari samping mengisi kolom sebesar 6,3 kg sehingga sangat sulit untuk mengetahui berapa massa batubara yang terkonsumsi dari menit pertama hingga kedua. Kebutuhan oksigen yang digunakan dalam pembakaran selama 1 menit sebesar 7,6 kg dimana pada saat awal oksigen yang tersedia sebesar 0,06 kg. Konversi yang diperoleh adalah menurun menjadi 0,21 % karena selama 1 menit batubara bertambah menjadi 15,5 kg.

Selanjutnya pada menit ketiga terjadi kenaikan massa unggun sebesar 1,7 kg. Seperti pada menit kedua, untuk menghitung besarnya karbon yang bereaksi sangat sulit karena terakumulasinya massa unggun. Kebutuhan oksigen pada menit ketiga sebesar 1,8 kg namun oksigen yang tersedia sebesar 1,4 kg. Konversi yang diperoleh mengalami kenaikan sebesar 0,22 %. Pada menit keempat juga terjadi kenaikan massa unggun namun tidak sebesar pada menit sebelumnya, hanya sebesar 200 gram. Sementara kebutuhan oksigen pada menit keempat 0,1 kg dan oksigen yang tersedia sebesar 1,36 kg, dalam hal ini kebutuhan oksigen sangat cukup untuk membakar senyawa karbon dan CO pada reaksi kedua. Namun konversi yang diperoleh menurun sebesar 0,18 % karena terjadi akumulasi massa unggun. Pada menit kelima terjadi penurunan massa unggun sebesar 550 gram, sementara karbon yang bereaksi sebesar 600 gram dan kebutuhan oksigen untuk menghasilkan senyawa CO sebesar 814 gram dengan massa oksigen yang tersedia sebesar 800 gram, sehingga diasumsikan oksigen terkonsumsi habis untuk reaksi



pertama. Konversi yang diperoleh menurun sebesar 0,13 % karena selama 1 menit terakhir terjadi pengurangan massa unggun.



**Gambar 4.39** Grafik Konversi Massa Karbon terhadap Waktu di dalam Kolom Fluidized Bed Coal Combustion.

Pada saat terjadi pembakaran batubara di dalam unggun, massa batubara di dalam unggun mengalami perubahan secara signifikan. Pada saat inisiasi massa unggun sebesar 34,58 kg, kemudian pada menit pertama massa unggun menurun sebesar 46,5% karena massa yang hilang terbanyak adalah massa *volatile matter*, massa unggun yang berkurang ditandai dengan nilai positif. Selanjutnya pada menit kedua, ketiga dan keempat massa unggun terakumulasi sebesar 16,7 kg dimana pada menit kedua massa unggun terakumulasi sebesar 64,4% selanjutnya pada menit ketiga massa unggun terakumulasi sedikit sebesar 11,3% dan pada menit keempat unggun terakumulasi sebesar 1,6% dimana unggun yang terakumulasi ditandai dengan nilai negatif. Kemudian pada menit terakhir massa unggun menurun sebanyak 1 kg dimana ditandai dengan nilai positif sebesar 2,73%.





**Gambar 4.40** Presentase Perubahan Akumulasi Massa Unggun terhadap Waktu di dalam Kolom Fluidized Bed Coal Combustion.



## BAB 5

### KESIMPULAN

Berdasarkan hasil simulasi yang telah dilakukan dengan menggunakan ANSYS Fluent 15.0, dapat diperoleh kesimpulan sementara sebagai berikut:

1. Pada penelitian simulasi ini terbagi menjadi dua bagian, yang pertama adalah simulasi fluidisasi, dimana batubara terfluidisasi oleh udara dengan berbagai variabel kecepatan, dimulai dari kecepatan 0,1 m/s hingga 1,5 m/s. Pada saat kecepatan 0,5 m/s dimana unggun partikel untuk ukuran diameter seragam mulai terangkat, sehingga kecepatan minimum fluidisasi adalah 0,5 m/s. Namun hal ini tidak berlaku untuk unggun dengan partikel berukuran diameter *polydisperse*, kecepatan minimum fluidisasi adalah 0,45 m/s.
2. Penentuan kecepatan bubbling untuk masing-masing unggun memiliki nilai yang berbeda-beda. Untuk simulasi fluidisasi dengan ukuran diameter partikel unggun yang seragam didapatkan kecepatan *bubbling* sebesar 0,51 m/s, sedangkan pada simulasi fluidisasi dengan ukuran diameter partikel unggun *polydisperse* kecepatan *bubbling* didapat 0,8 m/s. Penentuan kecepatan *bubbling* sangat penting karena simulasi pembakaran batubara menggunakan kondisi operasi tersebut agar tidak terjadi *entrained* atau partikel bed tidak terlempar keluar ketika terfluidisasi.
3. Pengaruh tinggi unggun untuk partikel seragam adalah dari 31,75 cm meningkat menjadi 34,3 cm. Sedangkan untuk partikel *polydisperse* ketinggian unggun meningkat dari 31,75 cm menjadi 33,42 cm.
4. Simulasi yang kedua adalah pembakaran batubara, dengan kecepatan superfisial 0,8 m/s dengan waktu simulasi selama 10 detik dan laju alir batubara dari samping kolom adalah 0,2 kg/s. Massa unggun mula-mula sebesar 34,6 kg, setelah 5 menit massa unggun berkurang sebesar 34,25 kg. Pada menit pertama volatile matter mulai bereaksi menghasilkan



CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, dan Tar selanjutnya diikuti char batubara sebagian ada yang bereaksi menghasilkan CO<sub>2</sub> dan sebagian terbawa keluar..

5. Temperatur yang terjadi di dalam simulasi pembakaran batubara tidak merata pada bagian atas unggun hingga keluaran kolom yaitu dengan ditandai kontur temperatur yang tidak seragam yaitu diatas 1200 K. Sedangkan temperatur pada bagian unggun mengalami kenaikan dari 300 K menjadi 1300 K, kontur temperatur juga dapat menjelaskan tentang bentuk api dan sifat yang memanjang dan tidak terdistribusi merata di seluruh area kolom, hal ini dikarenakan adanya udara sekunder yang masuk dari samping sebesar 0,2 kg/s dan bertemperatur 300 K.
6. Massa batubara di dalam unggun pada menit pertama mengalami penurunan signifikan, dikarenakan adanya *volatile matter* yang keluar dari batubara. Selanjutnya pada menit kedua mengalami akumulasi massa karena adanya batubara yang masuk dari samping, kemudian pada menit ketiga hingga kelima massa unggun mengalami konstan seperti pada saat inisiasi.
7. Reaksi devolatilisasi dan pembakaran char terjadi pada menit pertama, namun laju reaksi devolatilisasi lebih cepat dibanding laju reaksi pembakaran char. Selanjutnya pada menit kedua hingga keempat kandungan *volatile matter* terlihat konstan, namun kandungan *char* mengalami akumulasi di dalam unggun. Pada menit kelima kandungan *char* menurun karena konsumsi *char* pada reaksi pembakaran char meningkat dibanding reaksi devolatilisasi. Reaksi devolatilisasi masih berlangsung setelah menit pertama namun reaksi tidak sebesar pada menit pertama, sedangkan reaksi pembakaran *char* masih terus berlangsung dan konsumsi pembakaran char terbesar pada menit pertama dan keempat.
8. Perlu adanya penambahan tinggi kolom agar partikel batubara ketika difluidisasi tidak terbawa keluar, atau penambahan cyclone sebagai penangkap partikel kemudian *fly ash* akan terbawa keluar dan batubara yang belum terbakar direcycle kembali ke dalam kolom.



## DAFTAR PUSTAKA

ANSYS, Inc. (2010). *Tutorial Guide for Ansys Fluent 15.0 ; Modelling Heterogeneous Reactions with Eulerian-Granular Flow*

ANSYS, Inc. (2011). *Theory Guide for Ansys Fluent 14.5*. Cannonsburg, PA 15317

Alganash, Blaid., Paul, Manosh C., Watson, Ian A. (2015) ; *Numerical Investigation of the Heterogeneous Combustion Processes of Solid Fuels*, University of Glasgow, Glasgow G12 8QQ, UK, Vol 141, Hal. 236-249

Benzarti, S., Mhiri, H., Bournot, H. (2012) ; *Drag Models for Simulation Gas-Solid Flow in the Bubbling Fluidized Bed of FCC Particles* : National Engineering School of Monastir, Tunisia

Geldart, D (1973) : *Types of Gas Fluidization*. New York Vol. 7, 285-292

Hossain, Abu Noman. (1998) ; *Combustion of Solid Fuel in a Fluidized Bed Combustor*. Ohio : Ohio University

Levy, Edward K., Sarunac, Nenad., Bilirgen, Harun., Caram, Hugo. (2006) ; *Use Coal Drying to Reduce Water Consumed in Pulverized Coal Power Plants*, Energy Research Center, Lehigh University, DOE Award Number DE-FC26-03NT41729, 117 ATLSS Drive, Bethlehem, PA 18015

Lundberg, J., Halvorsen, B.M. ; *A Review of some Existing Drag Models Describing the Interaction Between Phases in a Bubbling Fluidized Bed* : Telemark University College, Norway

Mahalatkal, K., Kuhlman, J., Huckaby, E. David, O'Brien, T. (2011) ; *CFD Simulation of a Chemical-Looping Fuel Reactor Utilizing Solid Fuel* : West Virginia University, Departement of Mechanical and Aerospace Engineering, Morgantown, WV 26506, USA

Marshall, E.M. & Bakker, A. (2003) ; *Computational Fluid Mixing*. New York : John Wiley and Sons, Inc.

Madhiyanon T., Sathitruangsak P., Soponronnarit S. (2009) ; *Combustion characteristic of rice-husk in a short-combustion-chamber fluidized-bed combustor (SFBC)* : University of Technology Bangkok, Thailand



McCabe, Warren L., Smith, Julian C., Harriott, Peter., (1985) ; *Unit Operations of Chemical Engineering 4<sup>th</sup> Ed.* Singapore : Mc.Graw-Hill

Oka N. Simeon (2004) : *Fluidized Bed Combustion* : Institute VINCA, Serbia and Montenegro

Rasyid bin Hamzah, Abd (2009) ; *CFD Multiphase Modeling of Fluidized Bed Using FLUENT Software.* Perak : Universiti Teknologi PETRONAS

Rozainee M., Ngo S. P., Salema A. A., Tan K.G. (2010) ; *Computational fluid dynamics modelling of rice husk combustion in a fluidized bed combustor* : Universiti Teknologi Malaysia, Malaysia

Ragland, W. Kenneth and Bryden M. Kenneth (2011) ; *Combustion Technology* : Taylor and Francis Group, 2nd ed, USA

Sergeant, G. D., Smith, I. W. (1972) ; *Relative Roles of Chemical and Mass Transfer Rate Control in Fluidized-Bed Combustion of Coal Chars* : School of Chemical Engineering, University of New South Wales, Australia

Sulistiyowati, Juniar and Syamutia, Medina Citra (2013) ; *Fuel Gas Production From Coconut Fiber Using Throatless Fixed-Bed* : Universitas Sebelas Maret, Surakarta

Susanti, A. dan Mu'aliya, M.F.R. (2014) ; *Simulasi Computational Fluid Dynamic Pengeringan Batubara Kualitas Rendah dalam Fluidized Bed Dryer* : Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya

Versteeg, H.K. & Malalasekera, W. (2007) ; *An Introduction to Computational Fluid Dynamics : The Finite Volume Method (2nd Edition).* USA : Pearson Prentice Hall

Wang, Q., Lu, J., Yin, W., Yang, H., Wei, L. (2013) ; *Numerical Study of Gas-Solid Flow in A Coal Benefication Fluidized Bed Using Kinetic Theory of Granular Flow* : Tsinghua University. PR China

Wang, Wei-Cheng (2012) ; *Laboratory Investigation of Drying Process of Illinois Coals* : North Carolina State University. USA

Wang, X., Jin, B., Zhong, W. (2008) ; *Three-Dimensional Simulation of Fluidized Bed Coal Gasification* : School of Energy and Environment, Southwest University, Nanjing, PR China



Weber, Justin M., Mei, Joseph S. (2013) ; *Bubbling Fluidized Bed Characterization using Electrical Capacitance Volume Tomography (ECVT)* : US Departement of Energy, Morgantown, West Virginia, USA

World Coal Institue (2005) : Sumber Daya Batubara. <http://www.worldcoal.org>

Williams, A., Pourkashanian, M., Jones, J.M., Skorupska, N. (2000) : *Combustion and Gasification of Coal*. United Kingdom : Taylor & Francis

<http://akademik.che.itb.ac.id/labtek/wp-content/uploads/2009/02/modul-213-fluidisasi.pdf>



## APPENDIKS

### A. Perhitungan Kebutuhan Bahan Bakar selama 5 Menit

Kecepatan udara yang masuk inlet = 0,8 m/s

Massa udara yang masuk = 0,015 kg/s

Komposisi udara yang masuk =

- Oksigen 79 %
- Nitrogen 21 %

Massa udara yang masuk =

- Oksigen =  $0,015 \times 79 \% = 0,01185 \text{ kg}$
- Nitrogen =  $0,015 \times 21 \% = 0,00315 \text{ kg}$

Massa masing-masing senyawa udara dalam 5 menit

- Oksigen =  $0,01185 \times 300 = 3,555 \text{ kg}$
- Nitrogen =  $0,00315 \times 300 = 0,945 \text{ kg}$

Laju alir udara dari samping = 0,2 kg/s

Komposisi udara yang masuk =

- Oksigen 21 %
- Nitrogen 79 %

Massa udara yang masuk =

- Nitrogen =  $0,2 \times 79 \% = 0,158 \text{ kg}$
- Oksigen =  $0,2 \times 21 \% = 0,042 \text{ kg}$

Massa masing-masing senyawa udara dalam 5 menit

- Nitrogen =  $0,158 \times 300 = 47,4 \text{ kg}$

Oksigen =  $0,042 \times 300 = 12,6 \text{ kg}$



Massa masing-masing udara total =

- Massa Oksigen tiap detik = massa inlet bawah + massa inlet samping  
 $= 0,01185 + 0,42$   
 $= 0,05385 \text{ kg}$
- Massa Oksigen selama 5 menit =  $0,05385 \times 300$   
 $= 16,155 \text{ kg}$
- Massa Nitrogen tiap detik = massa inlet bawah + massa inlet samping  
 $= 0,00315 + 0,158$   
 $= 0,16115 \text{ kg}$
- Massa Nitrogen selama 5 menit =  $0,16115 \times 300$   
 $= 48,345 \text{ kg}$

## **B. Perhitungan Massa Fase Padatan**

Massa bed = 34,58 kg

Komposisi material bed =

- Karbon tetap = 54,1 %
- Volatile = 41,8 %
- Kadar abu = 0,015 %
- Kandungan uap air = 0,026 %

Massa masing-masing komposisi material bed

- Karbon tetap =  $34,58 \times 54,1 \%$   
 $= 18,7 \text{ kg}$
- Volatile =  $34,58 \times 41,8 \%$   
 $= 14,45 \text{ kg}$
- Kadar abu =  $34,58 \times 0,015 \%$   
 $= 0,005187 \text{ kg}$
- Kandungan uap air =  $34,58 \times 0,026 \%$   
 $= 0,89908 \text{ kg}$

Laju alir fase padatan dari inlet samping = 0,4 kg/s



Massa masing-masing komposisi material bed

- Karbon tetap =  $0,4 \times 54,1 \%$   
= 0,2164 kg
- Volatile =  $0,4 \times 41,8 \%$   
= 0,1672 kg
- Kadar abu =  $0,4 \times 0,015 \%$   
= 0,006 kg
- Kandungan uap air =  $0,4 \times 0,026 \%$   
= 0,0104 kg

Untuk laju alir inlet samping batubara pada saat inisiasi massa batubara dan massa udara dari samping belum masuk, ketika simulasi dimulai pada saat memasuki detik pertama batubara memasuki kolom fluidized bed dari samping sebesar 0,4 kg/s dan massa udara sebesar 0,2 kg/s.

### C. Reaksi di dalam Kolom

| Senyawa          | Berat Molekul |
|------------------|---------------|
| Carbon           | 12.01         |
| Volatile         | 18.02         |
| H <sub>2</sub> O | 56.17         |
| Ash              | 120.00        |
| N <sub>2</sub>   | 28.01         |
| O <sub>2</sub>   | 32.00         |
| CO <sub>2</sub>  | 44.01         |
| CO               | 28.01         |
| H <sub>2</sub> O | 18.02         |
| Tar              | 144.00        |

Reaksi yang terjadi di dalam kolom Fluidized Bed Coal Combustion terdiri dari 3 tahap, yaitu :







Komposisi massa batubara yang masuk dari samping tiap detik.

| Senyawa          | Fraksi Massa | Massa  | Fraksi Mol  | Mol         |
|------------------|--------------|--------|-------------|-------------|
| Carbon           | 0,541        | 0,1082 | 0,654368272 | 0,009008296 |
| Volatile         | 0,418        | 0,0836 | 0,337090686 | 0,004640526 |
| H <sub>2</sub> O | 0,026        | 0,0052 | 0,006725026 | 9,25794E-05 |
| Ash              | 0,015        | 0,003  | 0,001816016 | 0,000025    |
|                  |              | 0,2    |             | 0,013766402 |

➤ **Perhitungan stoikiometri untuk menit 0 hingga 1**

- **Menit ke – 0**

Fase – Gas

| Senyawa          | Fraksi Massa | Massa   | Fraksi Mol  | Mol         |
|------------------|--------------|---------|-------------|-------------|
| N <sub>2</sub>   | 0,21         | 0,00315 | 0,232917511 | 0,000112446 |
| O <sub>2</sub>   | 0,79         | 0,01185 | 0,767082489 | 0,000370326 |
| CO <sub>2</sub>  | 0            | 0       | 0           | 0           |
| CO               | 0            | 0       | 0           | 0           |
| H <sub>2</sub> O | 0            | 0       | 0           | 0           |
| Tar              | 0            | 0       | 0           | 0           |
|                  |              | 0,015   |             | 0,000482773 |

Fase – Padatan

| Senyawa          | Fraksi Massa | Massa   | Fraksi Mol  | Mol         |
|------------------|--------------|---------|-------------|-------------|
| Carbon           | 0,541        | 9,33766 | 0,654368272 | 0,777415984 |
| Volatile         | 0,418        | 7,21468 | 0,337090686 | 0,400477375 |
| H <sub>2</sub> O | 0,026        | 0,44876 | 0,006725026 | 0,007989603 |
| Ash              | 0,015        | 0,2589  | 0,001816016 | 0,0021575   |
|                  |              | 17,26   |             | 1,188040462 |



| Senyawa          | Unggun       |        |             |             | Keluaran     |          |             |             | Total       |
|------------------|--------------|--------|-------------|-------------|--------------|----------|-------------|-------------|-------------|
|                  | Fraksi Massa | Massa  | Fraksi Mol  | Mol         | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         |             |
| N <sub>2</sub>   | 0,1          | 0,01   | 0,02841205  | 8,33333E-05 | 0,1          | 0,0481   | 0,201379287 | 0,001717035 | 0,001800369 |
| O <sub>2</sub>   | 0,062        | 0,0062 | 0,075458764 | 0,000221323 | 0,079        | 0,037999 | 0,139275273 | 0,001187513 | 0,001408836 |
| CO <sub>2</sub>  | 0,158        | 0,0158 | 0,16834771  | 0,000493769 | 0,173        | 0,083213 | 0,22175624  | 0,001890777 | 0,002384545 |
| CO               | 0,124        | 0,0124 | 0,096062665 | 0,000281754 | 0,122        | 0,058682 | 0,245707727 | 0,002094996 | 0,002376751 |
| H <sub>2</sub> O | 0,037        | 0,0037 | 0,045036425 | 0,000132093 | 0,03         | 0,01443  | 0,093941916 | 0,000800984 | 0,000933077 |
| Tar              | 0,31         | 0,031  | 0,586682386 | 0,001720756 | 0,25         | 0,12025  | 0,097939557 | 0,000835069 | 0,002555825 |
|                  |              | 0,1    |             | 0,002933028 |              | 0,481    |             | 0,008526376 |             |

• Menit ke – 1

| Senyawa          | Unggun       |         |             |             | Keluaran     |            |             |             | Total       |
|------------------|--------------|---------|-------------|-------------|--------------|------------|-------------|-------------|-------------|
|                  | Fraksi Massa | Massa   | Fraksi Mol  | Mol         | Fraksi Massa | Massa      | Fraksi Mol  | Mol         |             |
| Carbon           | 0,854        | 7,83972 | 0,928203733 | 0,65270353  | 0,074        | 1.2876E-06 | 0.463643577 | 1.072E-07   | 0.652703637 |
| Volatile         | 0,079        | 0,72522 | 0,057247699 | 0,040256006 | 0,051        | 8.874E-07  | 0.21304346  | 4.92584E-08 | 0.040256055 |
| H <sub>2</sub> O | 0,042        | 0,38556 | 0,00976181  | 0,006864407 | 0,004        | 6.96E-08   | 0.005359301 | 1.23914E-09 | 0.006864408 |
| Ash              | 0,044        | 0,40392 | 0,004786758 | 0,003366    | 0,507        | 8.8218E-06 | 0.317953662 | 7.3515E-08  | 0.003366074 |
|                  |              | 9,18    |             | 0,703189942 |              | 0,0000174  |             | 2,31213E-07 |             |



Mol C di dalam unggun = 0,777415984

Mol C pada coalinlet = 0,009008296

Mol C total pada menit pertama = 0,652703637

Mol C mula-mula pada 0 menit = 0,786424281

Mol C di dalam unggun pada menit pertama = 0,65270353

Mol C yang keluar kolom = 1,072E-07

Mol C yang bereaksi = 0,786424281 - 0,65270353

= 0.133720751

#### **Stoikiometri pada menit pertama**

Reaksi pertama dengan memakai acuan tar sebagai mol terbanyak

| Volatile    | 0,24 Tar    | 0,24 CO     | 0,24 CO <sub>2</sub> | 0,231 H <sub>2</sub> O |
|-------------|-------------|-------------|----------------------|------------------------|
| 0,400477375 | 0           | 0           | 0                    | 0                      |
| 0,010249924 | 0,002555825 | 0,002555825 | 0,002555825          | 0,002459982            |
| 0,390227451 | 0,002555825 | 0,002555825 | 0,002555825          | 0,002459982            |

Mol O<sub>2</sub> total = inlet bawah + inlet samping

= 0,000370326 + 0,001312549

= 0,001682876

Reaksi kedua pembakaran char

| C           | 0,5 O <sub>2</sub> | CO          |
|-------------|--------------------|-------------|
| 0,786424281 | 0,001682876        | 0           |
| 0,133720751 | 0,066860376        | 0,133720751 |
| 0,65270353  | -0,0651775         | 0,133720751 |



Reaksi ketiga Pembakaran CO

|             |                |                  |
|-------------|----------------|------------------|
| 2CO         | O <sub>2</sub> | 2CO <sub>2</sub> |
| 0,136276576 | -0,0651775     | 0                |
| 0,133899826 | 0,066949913    | 0,133899826      |
| 0,002376751 | -0,132127413   | 0,133899826      |

Sehingga konversi karbon pada menit pertama adalah

$$\frac{\text{Mol C bereaksi}}{\text{Mol bed awal} + (\text{rate C masuk} \times \Delta t)} = \frac{0,00398557}{0,777416 + (0,009008 \times 60)} \times 100\% = 0,3 \%$$

➤ **Perhitungan Stoikiometri untuk Menit 1 hingga 2**

• **Menit ke – 1**

Fase – Gas pada Unggun

| Senyawa          | Fraksi Massa | Massa  | Fraksi Mol  | Mol         |
|------------------|--------------|--------|-------------|-------------|
| N <sub>2</sub>   | 0,1          | 0,01   | 0,02841205  | 8,33333E-05 |
| O <sub>2</sub>   | 0,062        | 0,0062 | 0,075458764 | 0,000221323 |
| CO <sub>2</sub>  | 0,158        | 0,0158 | 0,16834771  | 0,000493769 |
| CO               | 0,124        | 0,0124 | 0,096062665 | 0,000281754 |
| H <sub>2</sub> O | 0,037        | 0,0037 | 0,045036425 | 0,000132093 |
| Tar              | 0,31         | 0,031  | 0,586682386 | 0,001720756 |
|                  |              | 0,1    |             | 0,002933028 |

Fase – Padatan pada Unggun

| Senyawa          | Fraksi Massa | Massa   | Fraksi Mol  | Mol         |
|------------------|--------------|---------|-------------|-------------|
| Carbon           | 0,854        | 7,83972 | 0,928203733 | 0,65270353  |
| Volatile         | 0,079        | 0,72522 | 0,057247699 | 0,040256006 |
| H <sub>2</sub> O | 0,042        | 0,38556 | 0,00976181  | 0,006864407 |
| Ash              | 0,044        | 0,40392 | 0,004786758 | 0,003366    |
|                  |              | 9,18    |             | 0,703189942 |



| Senyawa          | Unggun       |          |             |             | Keluaran     |           |             |             | Total |
|------------------|--------------|----------|-------------|-------------|--------------|-----------|-------------|-------------|-------|
|                  | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         | Fraksi Massa | Massa     | Fraksi Mol  | Mol         |       |
| N <sub>2</sub>   | 0,1          | 0,0074   | 0,027017137 | 6,16667E-05 | 0,1          | 0,0363    | 0,242658434 | 0,001295808 | 0,1   |
| O <sub>2</sub>   | 0,011        | 0,000814 | 0,012730558 | 2,90575E-05 | 0,021        | 0,007623  | 0,044611499 | 0,000238228 | 0,011 |
| CO <sub>2</sub>  | 0,168        | 0,012432 | 0,170214345 | 0,000388515 | 0,255        | 0,092565  | 0,393867837 | 0,002103274 | 0,168 |
| CO               | 0,175        | 0,01295  | 0,128916273 | 0,000294252 | 0,0297       | 0,0107811 | 0,072076888 | 0,000384894 | 0,175 |
| H <sub>2</sub> O | 0,041        | 0,003034 | 0,047455089 | 0,000108316 | 0,032        | 0,011616  | 0,120744881 | 0,000644784 | 0,041 |
| Tar              | 0,341        | 0,025234 | 0,613666598 | 0,001400695 | 0,267        | 0,096921  | 0,126040461 | 0,000673063 | 0,341 |
|                  |              | 0,074    |             | 0,002282502 |              | 0,363     |             | 0,005340051 |       |

• Menit ke – 2

| Senyawa          | Unggun       |          |             |             | Keluaran     |            |             |             | Total       |
|------------------|--------------|----------|-------------|-------------|--------------|------------|-------------|-------------|-------------|
|                  | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         | Fraksi Massa | Massa      | Fraksi Mol  | Mol         |             |
| Carbon           | 0,883        | 13,67767 | 0,953205999 | 1,138747747 | 0,796        | 0,0024676  | 0,930473482 | 0,000205442 | 1,138953189 |
| Volatile         | 0,047        | 0,72803  | 0,033827463 | 0,040411985 | 0,0614       | 0,00019034 | 0,047852519 | 1,05655E-05 | 0,040422551 |
| H <sub>2</sub> O | 0,044        | 0,68156  | 0,010157209 | 0,012134311 | 0,0399       | 0,00012369 | 0,009973773 | 2,20214E-06 | 0,012136513 |
| Ash              | 0,026        | 0,40274  | 0,00280933  | 0,003356167 | 0,1          | 0,00031    | 0,011700227 | 2,58333E-06 | 0,00335875  |
|                  |              | 15,49    |             | 1,19465021  |              | 0,0031     |             | 0,000220793 |             |



Mol C di dalam unggun = 0,65270353

Mol C pada coalinlet = 0,009008296

Mol C total pada menit kedua = 1,138953189

Mol C mula-mula pada menit pertama = 0,661711826

Mol C di dalam unggun pada menit kedua = 1,138747747

Mol C keluar dari kolom = 0,000205442

Mol C yang bereaksi = 0,661711826 - 1,138747747

= -0,477035921

### **Stoikiometri pada menit kedua**

Reaksi pertama dengan memakai acuan tar sebagai mol terbanyak

| Volatile    | 0,24 Tar    | 0,24 CO     | 0,24 CO <sub>2</sub> | 0,231 H <sub>2</sub> O |
|-------------|-------------|-------------|----------------------|------------------------|
| 0,040256006 | 0           | 0           | 0                    | 0                      |
| 0,008316632 | 0,002073758 | 0,002073758 | 0,002073758          | 0,001995992            |
| 0,031939374 | 0,002073758 | 0,002073758 | 0,002073758          | 0,001995992            |

Mol O<sub>2</sub> total = inlet bawah + inlet samping

= 0,000370326 + 0,001312549

= 0,001876633

Reaksi kedua pembakaran char

| C            | 0,5 O <sub>2</sub> | CO           |
|--------------|--------------------|--------------|
| 0,661711826  | 0,001876633        | 0            |
| -0,477035921 | 0,23851796         | -0,477035921 |
| 1,138747747  | -0,236641328       | -0,477035921 |



### Reaksi ketiga Pembakaran CO

| 2CO          | O <sub>2</sub> | 2CO <sub>2</sub> |
|--------------|----------------|------------------|
| -0,474962163 | -0,236641328   | 0                |
| -0,475641309 | 0,237820655    | -0,475641309     |
| 0,000679146  | -0,474461982   | -0,475641309     |

Sehingga konversi karbon pada menit kedua adalah

$$\frac{\text{Mol C bereaksi}}{\text{Mol bed awal} + (\text{rate C masuk} \times \Delta t)} = \frac{0,002488}{0,653 + (0,009008 \times 60)} \times 100\% = 0,21\%$$

### ➤ Perhitungan Stoikiometri untuk Menit 2 hingga 3

#### • Menit ke – 2

Fase – Gas pada unggun

| Senyawa          | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         |
|------------------|--------------|----------|-------------|-------------|
| N <sub>2</sub>   | 0,1          | 0,0074   | 0,191690192 | 0,000264159 |
| O <sub>2</sub>   | 0,011        | 0,000814 | 0,018459703 | 2,54385E-05 |
| CO <sub>2</sub>  | 0,168        | 0,012432 | 0,204985962 | 0,000282482 |
| CO               | 0,175        | 0,01295  | 0,335491967 | 0,000462326 |
| H <sub>2</sub> O | 0,041        | 0,003034 | 0,122210102 | 0,000168412 |
| Tar              | 0,341        | 0,025234 | 0,127162074 | 0,000175236 |
|                  |              | 0,074    |             | 0,001378053 |

Fase – Padatan pada Unggun

| Senyawa          | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         |
|------------------|--------------|----------|-------------|-------------|
| Carbon           | 0,883        | 13,67767 | 0,953205999 | 1,138747747 |
| Volatile         | 0,047        | 0,72803  | 0,033827463 | 0,040411985 |
| H <sub>2</sub> O | 0,044        | 0,68156  | 0,010157209 | 0,012134311 |
| Ash              | 0,026        | 0,40274  | 0,00280933  | 0,003356167 |
|                  |              | 15,49    |             | 1,19465021  |



| Senyawa          | Unggun       |          |             |             | Keluaran     |         |             |             | Total       |
|------------------|--------------|----------|-------------|-------------|--------------|---------|-------------|-------------|-------------|
|                  | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         | Fraksi Massa | Massa   | Fraksi Mol  | Mol         |             |
| N <sub>2</sub>   | 0,223        | 0,018732 | 0,05513603  | 0,0001561   | 0,278        | 0,11398 | 0,41962835  | 0,004068767 | 0,004224867 |
| O <sub>2</sub>   | 0,015        | 0,00126  | 0,015886832 | 4,49785E-05 | 0,004        | 0,00164 | 0,005285817 | 5,12519E-05 | 9,62304E-05 |
| CO <sub>2</sub>  | 0,171        | 0,014364 | 0,158552938 | 0,000448892 | 0,224        | 0,09184 | 0,215220181 | 0,002086801 | 0,002535693 |
| CO               | 0,182        | 0,015288 | 0,122696561 | 0,000347376 | 0,105        | 0,04305 | 0,158508848 | 0,001536921 | 0,001884297 |
| H <sub>2</sub> O | 0,044        | 0,003696 | 0,046606116 | 0,00013195  | 0,042        | 0,01722 | 0,098580877 | 0,000955852 | 0,001087802 |
| Tar              | 0,365        | 0,03066  | 0,601121522 | 0,001701883 | 0,35         | 0,1435  | 0,102775927 | 0,000996528 | 0,002698411 |
|                  |              | 0,084    |             | 0,00283118  |              | 0,41    |             | 0,009696121 |             |

• Menit ke – 3

| Senyawa          | Unggun       |          |             |             | Keluaran     |          |             |             | Total       |
|------------------|--------------|----------|-------------|-------------|--------------|----------|-------------|-------------|-------------|
|                  | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         |             |
| Carbon           | 0,884        | 15,16944 | 0,954408733 | 1,262946512 | 0,86         | 0,1462   | 0,935634988 | 0,012172023 | 1,275118536 |
| Volatile         | 0,045        | 0,7722   | 0,032392178 | 0,042863804 | 0,071        | 0,01207  | 0,051500548 | 0,00066999  | 0,043533794 |
| H <sub>2</sub> O | 0,045        | 0,7722   | 0,010389396 | 0,013748042 | 0,0435       | 0,007395 | 0,010120288 | 0,000131659 | 0,0138797   |
| Ash              | 0,026        | 0,44616  | 0,002809693 | 0,003718    | 0,0252       | 0,004284 | 0,002744176 | 0,0000357   | 0,0037537   |
|                  |              | 17,16    |             | 1,323276358 |              | 0,17     |             | 0,013009372 |             |



Mol C di dalam unggun = 1,138747747

Mol C pada coalinlet = 0,009008296

Mol C total pada menit ketiga = 1,275118536

Mol C mula-mula pada menit kedua = 1,147756043

Mol C di dalam unggun pada menit ketiga = 1,262946512

Mol C keluar dari dalam kolom = 0,012172023

Mol C yang bereaksi = 1,147756043 - 1,262946512

= -0,115190469

### Stoikiometri pada menit ketiga

Reaksi pertama dengan memakai acuan tar sebagai mol terbanyak

| Volatile    | 0,24 Tar    | 0,24 CO     | 0,24 CO <sub>2</sub> | 0,231 H <sub>2</sub> O |
|-------------|-------------|-------------|----------------------|------------------------|
| 0,040411985 | 0           | 0           | 0                    | 0                      |
| 0,010821751 | 0,002698411 | 0,002698411 | 0,002698411          | 0,00259722             |
| 0,029590234 | 0,002698411 | 0,002698411 | 0,002698411          | 0,00259722             |

Mol O<sub>2</sub> total = inlet bawah + inlet samping

= 0.000370326 + 0.042

= 0.042395765

Reaksi kedua pembakaran char

| C            | 0,5 O <sub>2</sub> | CO           |
|--------------|--------------------|--------------|
| 1,147756043  | 0,042395765        | 0            |
| -0,115190469 | 0,057595234        | -0,115190469 |
| 1,262946512  | -0,01519947        | -0,115190469 |



Reaksi ketiga Pembakaran CO

|              |                |                  |
|--------------|----------------|------------------|
| 2CO          | O <sub>2</sub> | 2CO <sub>2</sub> |
| -0,112492058 | -0,01519947    | 0                |
| -0,114376355 | 0,057188178    | -0,114376355     |
| 0,001884297  | -0,072387647   | -0,114376355     |

Sehingga konversi karbon pada menit ketiga adalah

$$\frac{\text{Mol C bereaksi}}{\text{Mol bed awal} + (\text{rate C masuk} \times \Delta t)} = \frac{0,003624}{1,139 + (0,009008 \times 60)} \times 100\% = 0,216 \%$$

➤ **Perhitungan Stoikiometri untuk Menit 3 hingga 4**

• **Menit ke – 3**

Fase – Gas pada unggun

| Senyawa          | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         |
|------------------|--------------|----------|-------------|-------------|
| N <sub>2</sub>   | 0,223        | 0,018732 | 0,334623301 | 0,00066868  |
| O <sub>2</sub>   | 0,015        | 0,00126  | 0,019704921 | 3,93765E-05 |
| CO <sub>2</sub>  | 0,171        | 0,014364 | 0,16332865  | 0,000326381 |
| CO               | 0,182        | 0,015288 | 0,273128418 | 0,000545794 |
| H <sub>2</sub> O | 0,044        | 0,003696 | 0,102666168 | 0,000205158 |
| Tar              | 0,365        | 0,03066  | 0,106548542 | 0,000212917 |
|                  |              | 0,084    |             | 0,001998307 |

Fase – Padatan pada Unggun

| Senyawa          | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         |
|------------------|--------------|----------|-------------|-------------|
| Carbon           | 0,884        | 15,16944 | 0,954408733 | 1,262946512 |
| Volatile         | 0,045        | 0,7722   | 0,032392178 | 0,042863804 |
| H <sub>2</sub> O | 0,045        | 0,7722   | 0,010389396 | 0,013748042 |
| Ash              | 0,026        | 0,44616  | 0,002809693 | 0,003718    |
|                  |              | 17,16    |             | 1,323276358 |



| Senyawa          | Unggun       |         |             |             | Keluaran     |         |             |             | Total       |
|------------------|--------------|---------|-------------|-------------|--------------|---------|-------------|-------------|-------------|
|                  | Fraksi Massa | Massa   | Fraksi Mol  | Mol         | Fraksi Massa | Massa   | Fraksi Mol  | Mol         |             |
| N <sub>2</sub>   | 0.224        | 0.01792 | 0.055048194 | 0.000149333 | 0.35         | 0.1435  | 0.505510868 | 0.005122548 | 0.005271882 |
| O <sub>2</sub>   | 0.016        | 0.00128 | 0.016843427 | 4.56924E-05 | 0.014        | 0.00574 | 0.017702012 | 0.000179382 | 0.000225074 |
| CO <sub>2</sub>  | 0.176        | 0.01408 | 0.162201655 | 0.000440017 | 0.24         | 0.0984  | 0.220642232 | 0.002235858 | 0.002675875 |
| CO               | 0.17         | 0.0136  | 0.113913278 | 0.000309021 | 0.063        | 0.02583 | 0.091001214 | 0.000922153 | 0.001231174 |
| H <sub>2</sub> O | 0.044        | 0.00352 | 0.046324138 | 0.000125667 | 0.036        | 0.01476 | 0.080851543 | 0.000819302 | 0.000944969 |
| Tar              | 0.37         | 0.0296  | 0.605669307 | 0.001643044 | 0.3          | 0.123   | 0.084292132 | 0.000854167 | 0.002497211 |
|                  |              | 0,08    |             | 0,002712774 |              | 0,41    |             | 0,010133409 |             |

• Menit ke – 4

| Senyawa          | Unggun       |          |             |             | Keluaran     |          |             |             | Total       |
|------------------|--------------|----------|-------------|-------------|--------------|----------|-------------|-------------|-------------|
|                  | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         |             |
| Carbon           | 0.884        | 15.34624 | 0.954408733 | 1.277666169 | 0.78         | 0.00546  | 0.933332573 | 0.000454578 | 1.278120746 |
| Volatile         | 0.045        | 0.7812   | 0.032392178 | 0.043363382 | 0.066        | 0.000462 | 0.052653987 | 2.5645E-05  | 0.043389027 |
| H <sub>2</sub> O | 0.045        | 0.7812   | 0.010389396 | 0.013908275 | 0.044        | 0.000308 | 0.011258749 | 5.48355E-06 | 0.013913759 |
| Ash              | 0.026        | 0.45136  | 0.002809693 | 0.003761333 | 0.023        | 0.000161 | 0.002754692 | 1.34167E-06 | 0.003762675 |
|                  |              | 17,36    |             | 1,338699159 |              | 0,007    |             | 0,000487048 |             |



Mol C di dalam unggun = 1,262946512

Mol C pada coalinlet = 0,009008296

Mol C total pada menit keempat = 1,278120746

Mol C mula-mula pada menit ketiga = 1,271954809

Mol C pada bed pada menit keempat = 1,277666169

Mol C yang keluar dari kolom = 0,000454578

Mol C yang bereaksi = 1,271954809 - 1,277666169

= -0,00571136

#### **Stoikiometri pada menit keempat**

Reaksi pertama dengan memakai acuan tar sebagai mol terbanyak

| Volatile    | 0,24 Tar    | 0,24 CO     | 0,24 CO <sub>2</sub> | 0,231 H <sub>2</sub> O |
|-------------|-------------|-------------|----------------------|------------------------|
| 0,042863804 | 0           | 0           | 0                    | 0                      |
| 0,010014856 | 0,002497211 | 0,002497211 | 0,002497211          | 0,002403565            |
| 0,032848948 | 0,002497211 | 0,002497211 | 0,002497211          | 0,002403565            |

Mol O<sub>2</sub> total = inlet bawah + inlet samping

= 0,000370326 + 0,042

= 0,042409703

Reaksi kedua pembakaran char

| C           | 0,5 O <sub>2</sub> | CO          |
|-------------|--------------------|-------------|
| 1,271954809 | 0,042409703        | 0           |
| -0,00571136 | 0,00285568         | -0,00571136 |
| 1,277666169 | 0,039554023        | -0,00571136 |



Reaksi ketiga Pembakaran CO

| 2CO          | O <sub>2</sub> | 2CO <sub>2</sub> |
|--------------|----------------|------------------|
| -0,003214149 | 0,039554023    | 0                |
| -0,004445323 | 0,002222661    | -0,004445323     |
| 0,001231174  | 0,037331362    | -0,004445323     |

Sehingga konversi karbon pada menit keempat adalah

$$\frac{\text{Mol C bereaksi}}{\text{Mol bed awal} + (\text{rate C masuk} \times \Delta t)} = \frac{0,003158}{1,263 + (0,009008 \times 60)} \times 100\% = 0,175 \%$$

#### ➤ Perhitungan Stoikiometri untuk Menit 4 hingga 5

##### • Menit ke – 4

Fase – Gas pada unggun

| Senyawa          | Fraksi Massa | Massa   | Fraksi Mol  | Mol         |
|------------------|--------------|---------|-------------|-------------|
| N <sub>2</sub>   | 0,224        | 0.01792 | 0,339162407 | 0,000639694 |
| O <sub>2</sub>   | 0,016        | 0.00128 | 0,02120859  | 4,00015E-05 |
| CO <sub>2</sub>  | 0,176        | 0.01408 | 0,169624002 | 0,000319928 |
| CO               | 0,17         | 0.0136  | 0,257426231 | 0,000485531 |
| H <sub>2</sub> O | 0,044        | 0.00352 | 0,103594268 | 0,000195389 |
| Tar              | 0,37         | 0.0296  | 0,108984502 | 0,000205556 |
|                  |              | 0.08    |             | 0,001886099 |

Fase – Padatan pada Unggun

| Senyawa          | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         |
|------------------|--------------|----------|-------------|-------------|
| Carbon           | 0,884        | 15,34624 | 0,954408733 | 1,277666169 |
| Volatile         | 0,045        | 0,7812   | 0,032392178 | 0,043363382 |
| H <sub>2</sub> O | 0,045        | 0,7812   | 0,010389396 | 0,013908275 |
| Ash              | 0,026        | 0,45136  | 0,002809693 | 0,003761333 |
|                  |              | 17,36    |             | 1,338699159 |



| Senyawa          | Unggun       |         |             |             | Keluaran     |         |             |             | Total       |
|------------------|--------------|---------|-------------|-------------|--------------|---------|-------------|-------------|-------------|
|                  | Fraksi Massa | Massa   | Fraksi Mol  | Mol         | Fraksi Massa | Massa   | Fraksi Mol  | Mol         |             |
| N <sub>2</sub>   | 0,23         | 0,0184  | 0,056820456 | 0,000153333 | 0,41         | 0,1394  | 0,567783886 | 0,00497619  | 0,005129523 |
| O <sub>2</sub>   | 0,016        | 0,00128 | 0,016932157 | 4,56924E-05 | 0,018        | 0,00612 | 0,021822467 | 0,000191257 | 0,00023695  |
| CO <sub>2</sub>  | 0,178        | 0,01424 | 0,164909029 | 0,000445017 | 0,245        | 0,0833  | 0,21596344  | 0,001892754 | 0,00233777  |
| CO               | 0,167        | 0,01336 | 0,112492539 | 0,000303568 | 0,042        | 0,01428 | 0,058169145 | 0,000509808 | 0,000813376 |
| H <sub>2</sub> O | 0,044        | 0,00352 | 0,046568169 | 0,000125667 | 0,031        | 0,01054 | 0,066755071 | 0,000585057 | 0,000710724 |
| Tar              | 0,366        | 0,02928 | 0,60227765  | 0,001625282 | 0,258        | 0,08772 | 0,069505991 | 0,000609167 | 0,002234448 |
|                  |              | 0,08    |             | 0,002698559 |              | 0,34    |             | 0,008764232 |             |

• Menit ke – 5

| Senyawa          | Unggun       |          |             |             | Keluaran     |          |             |             | Total       |
|------------------|--------------|----------|-------------|-------------|--------------|----------|-------------|-------------|-------------|
|                  | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         | Fraksi Massa | Massa    | Fraksi Mol  | Mol         |             |
| Carbon           | 0,883        | 14,84323 | 0,953672237 | 1,235787581 | 0,78         | 0,07254  | 0,932055805 | 0,006039388 | 1,241826969 |
| Volatile         | 0,046        | 0,77326  | 0,033123923 | 0,042922643 | 0,069        | 0,006417 | 0,054972047 | 0,000356199 | 0,043278842 |
| H <sub>2</sub> O | 0,045        | 0,75645  | 0,010393135 | 0,013467633 | 0,04         | 0,00372  | 0,010221225 | 6,62299E-05 | 0,013533863 |
| Ash              | 0,026        | 0,43706  | 0,002810704 | 0,003642167 | 0,023        | 0,002139 | 0,002750923 | 0,000017825 | 0,003659992 |
|                  |              | 16.81    |             | 1.295820023 |              | 0.093    |             | 0.006479642 |             |



Mol C di dalam kolom = 1,277666169

Mol C pada coalinlet = 0,009008296

Mol C total pada menit kelima = 1,241826969

Mol C mula-mula pada menit keempat = 1,286674465

Mol C di dalam unggun pada menit kelima = 1,235787581

Mol C yang keluar dari kolom = 0,006039388

Mol C yang bereaksi = 1,286674465 – 1,235787581

= 0,050886884

#### **Stoikiometri pada menit kelima**

Reaksi pertama dengan memakai acuan tar sebagai mol terbanyak

| Volatile    | 0,24 Tar    | 0,24 CO     | 0,24 CO <sub>2</sub> | 0,231 H <sub>2</sub> O |
|-------------|-------------|-------------|----------------------|------------------------|
| 0,043363382 | 0           | 0           | 0                    | 0                      |
| 0,008961068 | 0,002234448 | 0,002234448 | 0,002234448          | 0,002150656            |
| 0,034402314 | 0,002234448 | 0,002234448 | 0,002234448          | 0,002150656            |

Mol O<sub>2</sub> total = inlet bawah + inlet samping

= 0.000370326 + 0.0021

= 0.002510328

Reaksi kedua pembakaran char

| C           | 0,5 O <sub>2</sub> | CO          |
|-------------|--------------------|-------------|
| 1,286674465 | 0,002510328        | 0           |
| 0,050886884 | 0,025443442        | 0,050886884 |
| 1,235787581 | -0,022933114       | 0,050886884 |



Reaksi ketiga Pembakaran CO

| 2CO         | O <sub>2</sub> | 2CO <sub>2</sub> |
|-------------|----------------|------------------|
| 0,053121333 | -0,022933114   | 0                |
| 0,052307957 | 0,026153978    | 0,052307957      |
| 0,000813376 | -0,049087093   | 0,052307957      |

Sehingga konversi karbon pada menit kelima adalah

$$\frac{\text{Mol C bereaksi}}{\text{Mol bed awal} + (\text{rate C masuk} \times \Delta t)} = \frac{0,002403}{1,278 + (0,009008 \times 60)} \times 100\% = 0,13 \%$$



```

/***** Coal Combustion/Gasification Model
*****/
/*
Version: 1.0

Programmer(s):
Date:

Reviewer(s):
Date:

*/

/* ----- */

#include "udf.h"
#include "stdio.h"
#include "time.h"

#define SMALL_S 1.e-29
#define eps_g_small 0.99999
#define spe_small 1.e-8
#define TMAX 2500.

static const real Arrhenius_devolatilization = 1.1e+5;
static const real E_Activation_devolatilization = 8.86e+7;

static const real c_devol_pre = 1., c_devol_exp = 1.;
static const real c_char_comb = 1; /* control the char
combustion rate */

static cxboolean init_flag = TRUE;

/* Search the index for each species */
static real mw[MAX_PHASES][MAX_SPE_EQNS];
static int INDEX_PHASE_CH4 = 0, INDEX_SPECIES_CH4 = 0,
INDEX_PHASE_CO = 0, INDEX_SPECIES_CO = 0,
INDEX_PHASE_CO2 = 0, INDEX_SPECIES_CO2 = 0, INDEX_PHASE_H2
= 0, INDEX_SPECIES_H2 = 0,
INDEX_PHASE_H2O = 0, INDEX_SPECIES_H2O = 0, INDEX_PHASE_O2
= 0, INDEX_SPECIES_O2 = 0,
INDEX_PHASE_H2S = 0, INDEX_SPECIES_H2S = 0,
INDEX_PHASE_CL2 = 0, INDEX_SPECIES_CL2 = 0,

```



```

INDEX_PHASE_NH3 = 0, INDEX_SPECIES_NH3 = 0, INDEX_PHASE_N2
= 0, INDEX_SPECIES_N2 = 0,
INDEX_PHASE_TAR = 0, INDEX_SPECIES_TAR = 0, INDEX_PHASE_C
= 0, INDEX_SPECIES_C = 0,
INDEX_PHASE_VOL = 0, INDEX_SPECIES_VOL = 0,
INDEX_PHASE_MOISTURE = 0, INDEX_SPECIES_MOISTURE = 0,
INDEX_PHASE_ASH = 0, INDEX_SPECIES_ASH = 0;

```

```

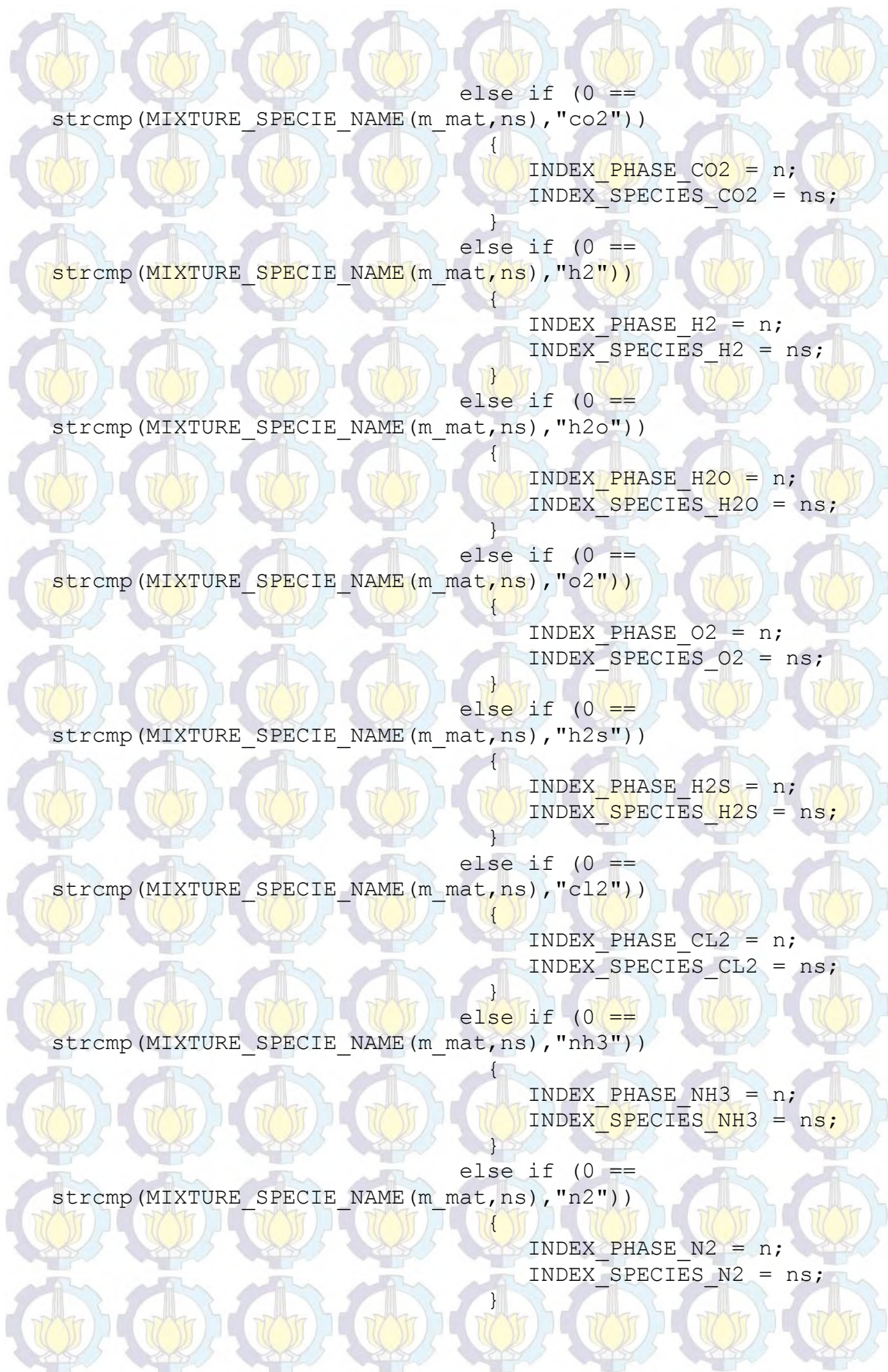
DEFINE_ADJUST(gasification, domain)
{
    int n, ns;
    Domain *subdomain;

    /*int n_phases = DOMAIN_N_DOMAINS(domain);*/

    if(init_flag)
    {
#ifdef !RP_HOST
        /* search all the species and saved the Molecular
        Weight */
        sub_domain_loop(subdomain, domain, n)
        {
            Material *m_mat, *s_mat;
            if (DOMAIN_NSPE(subdomain) > 0)
            {
                m_mat =
                Pick_Material(DOMAIN_MATERIAL_NAME(subdomain), NULL);
                mixture_species_loop(m_mat, s_mat, ns)
                {
                    if (0 ==
                    strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat, ns), "ch4"))
                    {
                        INDEX_PHASE_CH4 = n;
                        INDEX_SPECIES_CH4 = ns;
                    }
                    else if (0 ==
                    strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat, ns), "co"))
                    {
                        INDEX_PHASE_CO = n;
                        INDEX_SPECIES_CO = ns;
                    }
                }
            }
        }
#endif
    }
}

```







```

else if (0 ==
strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"tar"))
{
INDEX_PHASE_TAR = n;
INDEX_SPECIES_TAR = ns;
}
else if (0 ==
strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"c"))
{
INDEX_PHASE_C = n;
INDEX_SPECIES_C = ns;
}
else if (0 ==
strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"volatile"))
{
INDEX_PHASE_VOL = n;
INDEX_SPECIES_VOL = ns;
}
else if (0 ==
strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"h2o<1>"))
{
INDEX_PHASE_MOISTURE = n;
INDEX_SPECIES_MOISTURE =
ns;
}
else if (0 ==
strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"ash-coal"))
{
INDEX_PHASE_ASH = n;
INDEX_SPECIES_ASH = ns;
}

CX_Message ("\n --- %d %d, %d %d, %d
%d, %d %d,%d %d, %d %d, %d %d, %d %d, %d %d, %d
%d, %d %d, %d %d, %d %d \n",
INDEX_PHASE_CO2,
INDEX_SPECIES_CO2, INDEX_PHASE_H2, INDEX_SPECIES_H2,
INDEX_PHASE_CH4,
INDEX_SPECIES_CH4, INDEX_PHASE_CO, INDEX_SPECIES_CO,
INDEX_PHASE_H2O,
INDEX_SPECIES_H2O, INDEX_PHASE_O2, INDEX_SPECIES_O2,
INDEX_PHASE_H2S,
INDEX_SPECIES_H2S, INDEX_PHASE_CL2, INDEX_SPECIES_CL2,
INDEX_PHASE_NH3,
INDEX_SPECIES_NH3, INDEX_PHASE_N2, INDEX_SPECIES_N2,
INDEX_PHASE_TAR,
INDEX_SPECIES_TAR, INDEX_PHASE_C, INDEX_SPECIES_C,

```



```

INDEX_PHASE_VOL,
INDEX_SPECIES_VOL, INDEX_PHASE_MOISTURE,
INDEX_SPECIES_MOISTURE, INDEX_PHASE_ASH,
INDEX_SPECIES_ASH);

mw[n][ns] =
MATERIAL_PROP(s_mat, PROP_mwi);
}
else
{
s_mat =
Pick_Material(DOMAIN_MATERIAL_NAME(subdomain), NULL);
mw[n][0] = MATERIAL_PROP(s_mat, PROP_mwi);
}
}

#endif

init_flag = FALSE;
/* to calculate some commonly used values here in order to
save the CPU time */
}
}

DEFINE_HET_RXN_RATE(devolatilization, c, t, hr, mw, yi, rr, rr_t)
{
Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
Thread *tp = pt[0]; /* gas phase */
Thread *ts = pt[1]; /* solid phase */

real prod;
real x0_star = 0., x_star = 0.;
real T = MAX(273., C_T(c, ts));
real T_SAT = 373.15;

*rr = 0;
prod = 0.;
if (T > TMAX) T = TMAX;
if (T > T_SAT)
{

```



```

        if(C_VOF(c, tp) < eps_g_small &&
        yi[INDEX_PHASE_VOL][INDEX_SPECIES_VOL] > spe_small)
        {
            prod = (yi[INDEX_PHASE_VOL][INDEX_SPECIES_VOL] -
            x_star)*C_R(c,ts)/mw[INDEX_PHASE_VOL][INDEX_SPECIES_VOL];

            *rr = 0.01 * c_devol_pre *
Arrhenius_devolatilization *
            exp(- c_devol_exp *
E_Activation_devolatilization/(UNIVERSAL_GAS_CONSTANT*T))
            * prod*C_VOF(c, ts); /* kmol/(m3.s) */
        }
    }
}

DEFINE_HET_RXN_RATE(char_combustion,c,t,hr,mw,yi,rr,rr_t)
{
    Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
    Thread *tp = pt[0]; /* gas phase */
    Thread *ts = pt[1]; /* solid phase */

    real T = MAX(273.,C_T(c,tp));
    real T_s = MAX(273.,C_T(c,ts));
    real T_f;
    real Rgas = 82.06; /* atm.cm^3/mol.K */
/*UNIVERSAL_GAS_CONSTANT;*/

    real p_o2 = 0.;
    real k_f, k_a, k_r, diff, Sclo3;
    real Pt = MAX(0.1, (op_pres+C_P(c,t))/101325);
    real Re, vrel, N_sherwood, rd;
    real D_p = C_PHASE_DIAMETER(c,ts); /* read in later ssp*/
    real y_carbon, y_ash;
    real ash_ar = 12., fc_ar = 45.;

    real factor;
/* Void Fraction of Ash Layer */
    real ep_a = 0.25 + 0.75*(1-ash_ar/100.);
    real f_ep_a = pow(ep_a,2.5);

/*
!      2C + O2 --> 2CO      kg-mole/(m^3.s)

```



```

!
!      Wen at al. (1982), Syamlal and Bissett (1992),
Syamlal (1993)
!      Intrinsic rate from Desai and Wen (1978), originally
from
!      Sergeant and Smith (1973).
!
*/
*rr = 0;

T = MIN(T,TMAX);
T_s = MIN(T_s,TMAX);
if(C_VOF(c, tp) < eps_g_small &&
yi[INDEX_PHASE_C][INDEX_SPECIES_C] > spe_small &&
yi[INDEX_PHASE_O2][INDEX_SPECIES_O2] > spe_small)
{
    y_carbon = yi[INDEX_PHASE_C][INDEX_SPECIES_C];
    y_ash = yi[INDEX_PHASE_ASH][INDEX_SPECIES_ASH];
    p_o2 =
C_R(c,tp)*UNIVERSAL_GAS_CONSTANT*C_T(c,tp)*yi[INDEX_PHASE_O2][
INDEX_SPECIES_O2]
/mw[INDEX_PHASE_O2][INDEX_SPECIES_O2] /
101325.;

    if(fc_ar > 0.)
    {
        if (y_carbon > 0.)
        {
            rd = pow( (y_carbon * ash_ar/100.)/(y_ash
* fc_ar/100.), (1./3.) );
            rd = MIN(1., rd);
        }
        else rd = 0.;
    }
    else rd = 0.;

    diff =4.26 * pow((T/1800.),1.75)/Pt; /* cm^2/s */
    diff = MAX(diff, 1.e-10);
    Sclo3 = pow(C_MU_L(c,tp)/(C_R(c,tp) * diff * 1.e-4),
1./3.);
    vrel = pow(( (C_U(c,tp)-C_U(c,ts))*(C_U(c,tp)-
C_U(c,ts)) +
(C_V(c,tp)-C_V(c,ts))*(C_V(c,tp)-
C_V(c,ts)) +
(C_W(c,tp)-C_W(c,ts))*(C_W(c,tp)-
C_W(c,ts)) ), 0.5);

```



```

Re = C_VOF(c,tp) * D_p * vrel *
C_R(c,tp)/(C_MU_L(c,tp)+SMALL_S);
N_sherwood = 4.; /*(7. - 10. * C_VOF(c,tp) + 5. *
C_VOF(c,tp) * C_VOF(c,tp) )*/
(1. + 0.7 * pow(Re, 0.2) * Sclo3)
+
(1.33 - 2.4 * C_VOF(c,tp) + 1.2 *
C_VOF(c,tp) * C_VOF(c,tp)) *
pow(Re, 0.7) * Sclo3; */
if ( rd <= 0. || C_VOF(c, ts) <= 0. )
{
*rr = 0.;
}
else
{
T_f = 0.5 * ( C_T(c,tp) + C_T(c,ts) );
T_f = MIN(T_f, TMAX);
k_f = diff * N_sherwood / (D_p * 1.e+2 *
Rgas/mw[INDEX_PHASE_O2][INDEX_SPECIES_O2] * T_f );
k_r = 8710. * exp( -27000/1.987/T_s ) * rd *
rd;
if ( rd >= 1.)
{
*rr = 1. / (1./k_f + 1./k_r);
}
else
{
k_a = 2. * rd * diff * f_ep_a / (D_p *
1.e+2 * (1.-rd) * Rgas/mw[INDEX_PHASE_O2][INDEX_SPECIES_O2] *
T_s );
*rr = 1. / (1./k_f + 1./k_r + 1./k_a);
}
factor = y_carbon / (y_carbon + 1.e-6);
*rr = *rr * p_o2 * 6. * C_VOF(c,ts) * factor
/ (D_p * 1.e+2 * 32.); /* mol/(cm^3 .s) */
*rr = c_char_comb * *rr * 1000.; /*
kmol/(m^3 .s) */
}
}
}

```



## BIOGRAFI PENULIS



**Mochammad Agung Indra Iswara**, dilahirkan di Bojonegoro pada hari ahad tanggal 25 September 1988. Putra pertama dari pasangan Drs. Suhardjito MM. dan Dra. Lilik Indriati ini telah menempuh pendidikan formal di TK Bina Patra di Cepu (1992-1994), SD Negeri 14 Cepu (1994-1997) yang kemudian penulis memperoleh kesempatan belajar di Kelas Unggulan di SD Negeri 3 Cepu (1997-2000). Kemudian penulis melanjutkan pendidikan SMP Negeri 3 Cepu (2000-2003), dan SMA Negeri 1 Cepu (2003-2006). Setelah menempuh pendidikan SMA penulis melanjutkan pendidikan S-1 di Jurusan Teknik Kimia Universitas Negeri Sebelas Maret Surakarta pada tahun 2007, dan lulus pada tahun 2012. Di akhir studi penulis mengerjakan skripsi yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Kimia Metil Klorida dari Metana dan Klorin dengan Proses *Thermal Chlorination* kapasitas 42.500 Ton /Tahun”. Setelah lulus S-1 penulis mengikuti proyek penelitian tentang Baterai Lithium pada proyek MOLINA dibawah bimbingan Dr. Eng. Agus Purwanto ST. MT. selama setahun di tempat yang sama. Selanjutnya penulis melanjutkan studi S-2 di Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (2013-2016). Di akhir studi penulis menyusun tesis di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng dan Dr. Tantular Nurtono ST. M.Eng yang berjudul “Studi Fluidisasi dan Pembakaran Batubara Polydisperse di dalam Fluidized Bed dengan Pendekatan Numerik Berbasis Simulasi CFD”.

Nama : Mochammad Agung Indra Iswara

TTL : Bojonegoro, 25 September 1988

Alamat : Jl. Transisi 40A Kel. Ngelo, Kec. Cepu, Kab. Blora

No HP : 082234436757

e-mail : m.agungindra.i@gmail.com