



Studi Fluidisasi dan Pembakaran Batubara *Polydisperse* di Dalam *Fluidized Bed* Berbasis Simulasi CFD (*Computational Fluid Dynamic*)

Mochammad Agung Indra Iswara^{1,*}, Tantular Nurtono², Sugeng Winardi²

¹Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Malang, Malang 65141 Indonesia

²Jurusan Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya 60111 Indonesia

*E-mail : m.agungindra.i@gmail.com

ABSTRAK

Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui fenomena pembakaran batubara dimana dimensi alat, distribusi ukuran partikel, dan jenis kualitas batubara menggunakan validasi dari penelitian Wang. Penelitian ini mengarahkan pada simulasi berbasis CFD. Kondisi operasi pada saat simulasi pembakaran dilakukan pada kecepatan bubbling. Metode yang digunakan sebelum melakukan simulasi pembakaran merupakan kelanjutan dari simulasi fluidisasi dimana masih menggunakan geometri 2-D fluidized bed lalu dilakukan meshing, selanjutnya memasukkan persamaan energi. Geometri fluidized bed yang digunakan berbentuk tabung dengan panjang silinder fluidized bed 1370 mm, diameter silinder 152 mm. Bahan yang digunakan pada penelitian ini berupa pulverized coal dengan jenis batubara Bituminous dimana ukuran partikel dianggap polydisperse dengan ukuran partikel 1 mm dan 1,86mm yang masing-masing sebesar 50% fraksi massa dengan kecepatan 0,2 Kg/s dan suhu 1200 K, dan udara luar yang diinjeksikan dengan kecepatan 0,8 m/s dan suhu 300 K. Analisa pengambilan data adalah berupa kontur fase padatan, kontur temperatur pada fase-1 dan fase padatan, fraksi massa produk pembakaran, massa padatan awal dan akhir simulasi dengan *time step* sebesar 0,0001 detik dan *number of time step* sebesar 300000. Selanjutnya data tersebut diplot menjadi grafik temperatur terhadap *time step* dan disajikan dalam setiap 1 menit simulasi selama 5 menit simulasi.

Kata kunci: batubara, *combustion*, *computational fluid dynamic*, *fluidized bed*, hidrodinamika.

ABSTRACT

This research aims to determine coal combustion's phenomenon, where the device's dimension, particle size distribution, and the quality of rank coal which validated Wang's reseach. This reseach leads on CFD simulation. The operation condition has did in bubbling velocity. This method is a continuation from fluidization simulation which is use 2-D Geometry and then used the meshing method, and enter the energy equation. The geometry of fluidized bed used was tubular cylinder with 1370 mm length and 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 with 50% mass fraction and 1.86 mm with 50% mass fraction with flow rate 0,2 Kg/s and the temperature is 1200 K, and the outside air are injected in 0,8 m/s and 300 K. The analysis of data retrieval is solid phase contour, temperature contours in phase-1 and solid phase, mass fraction of combustion product, initial solid mass and final solid mass simulation with time step 0,0001 s and the numberof time step 300000. Then the data is plotted into a graph temperature vs time step and presented in 1 minute simulation for 5 minute simulation.

Keywords: coal, combustion, computational fluid dynamic, fluidized bed, hydrodynamic.

1. PENDAHULUAN

Di era globalisasi sekarang ini, kebutuhan energi fosil semakin meningkat, misalnya minyak bumi, gas alam, dan batubara. Penggunaan energi fosil digunakan sebagai bahan bakar penggerak mesin, dan sumber panas di dalam furnace. Namun karena

ketersediaan bahan bakar fosil semakin menipis, mendorong industri besar untuk menciptakan suatu cara alternatif dalam menggunakan energi fosil ini. Salah satunya dengan cara memperlakukan bahan bakar fosil yang berbeda, seperti diketahui bahwa energi fosil berbentuk fluida sangat mudah

untuk di-*treatment* yaitu diubah menjadi spray/ disemburkan, dan diubah menjadi gelembung/ droplet. Sedangkan bahan bakar padat perlu penanganan khusus, biasanya bongkahan bahan bakar padat misalnya batubara langsung dimasukkan ke dalam *furnace* atau diubah menjadi briket atau digasifikasi. Baru – baru ini seorang peneliti Wang [1] dan Levy dkk. [2] mempresentasikan fluidisasi batubara yang sebelumnya di-*pulverized* terlebih dahulu kemudian batubara dibakar di dalam kolom, selanjutnya batubara yang baru masuk ke dalam kolom fluidisasi secara kontinyu. Keunggulan sistem fluidisasi batubara adalah fleksibilitas batubara yang tinggi, emisi NO_x dan SO_x rendah, tidak terjadi slagging dan korosi, suhu seragam di dalam unggun, kontak langsung partikel dengan perubahan panas dan massa secara intensif, keefektifan pengaturan suhu bed oleh suplai bahan bakar dan panas.

1.1 Fluidized-Bed Combustion

Fluidized-Bed Combustion menurut Ragland dkk. [3] 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, dilakukan penambahan udara berlebih atau resirkulasi flue gas.

Mekanisme kerja *Fluidized Bed Combustion* menurut Rozzainee dkk. [4] adalah udara primer disemburkan oleh blower dari bawah ruang pembakaran, lalu udara sekunder membawa bahan bakar padat masuk ke dalam sisi samping ruang pembakaran, sementara burner terpasang di sisi samping berdekatan dengan udara primer. Selanjutnya bahan bakar padat terbakar oleh burner. Kelemahan dari sistem pembakaran dengan bahan bakar padat adalah memiliki densitas kecil, sehingga tidak semua terbakar oleh burner. Sedangkan bahan bakar padat memiliki densitas tidak sama, densitas kecil akan terbang keluar dari ruang pembakaran, dan densitas besar akan jatuh

membentuk aglomerasi, sehingga terjadi pembakaran yang tidak sempurna.

Fitur - fitur di dalam *fluidized bed combustion* (FBC) menurut Oka [5] 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.

Dalam *Fluidized-Bed Combustion*, Hossain [6] menyebutkan parameter yang paling penting dalam FBC atau packed adalah kecepatan dimana fluida melewati bagian atas penahan bed partikel. Kedua unggun dipasang di dalam *vessel* dengan *porous base* dimana 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.

1.2 CFD (Computational Fluid Dynamic)

CFD (*Computational Fluid Dynamics*) [7] adalah teknik numerik untuk penyelesaian persamaan pengaturan aliran fluida didalam aliran fluida tertentu. Aliran fluida dapat digambarkan dengan menggunakan persamaan *Navier's stoke*. Menurut Versteeg dan Malalasekera [8], kode CFD tersusun atas algoritma-algoritma numerik yang dapat menyelesaikan permasalahan aliran fluida. Suatu kode CFD [9] terdiri dari tiga elemen utama yaitu *pre-processor*, *solver*, dan *post-processor*. Persamaan kontinuitas untuk suatu fluida *compressible* pada aliran *steady state* dalam notasi dapat ditulis sebagai berikut :

$$\partial p / \partial t + \text{div}(\rho u) = 0 \quad (1)$$

Untuk aliran *incompressible*, nilai densitas ρ adalah konstan dan persamaan (1) menjadi

$$\text{Div}(\mathbf{u}) = 0 \quad (2)$$

Selanjutnya persamaan momentumnya adalah

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

dan k - ϵ turbulent model terdiri dari turbulent kinetic energy dan energy rate of dissipation

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \epsilon - Y_m + S_k \quad (4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \epsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \epsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} (G_k + C_{3\epsilon} G_b) - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{k} + S_\epsilon \quad (5)$$

penyelesaian bentuk persamaan energi menurut Marshall dan Bakker [10] adalah sebagai berikut

$$\frac{\partial(\rho E)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i}(u_i(\rho E + p)) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[k_{\text{eff}} \frac{\partial T}{\partial x_i} - \sum_{j'} h_j J_{j',i} + u_j (\tau_{ij})_{\text{eff}} \right] + S_h \quad (6)$$

Persamaan turbulensi yaitu menggunakan *standard k- ϵ model*

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \epsilon - Y_m + S_k \quad (7)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \epsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \epsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} (G_k + C_{3\epsilon} G_b) - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{k} + S_\epsilon \quad (8)$$

1.3 Reaksi yang Terjadi

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 dkk. [11] 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

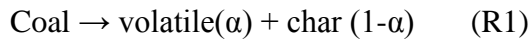
$$r_a = k_a \cdot C_{C(s)} \cdot C_{O_2} \quad (9)$$

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

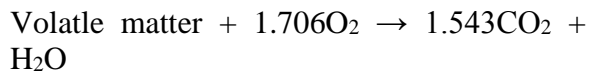
$$k_a = A T^\beta \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (10)$$

dimana A adalah pre-exponensial, T adalah suhu, β 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

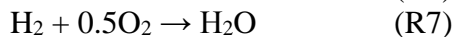
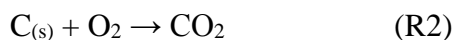


α adalah koefisien distribusi sedangkan reaksi pembakaran volatil adalah sebagai berikut



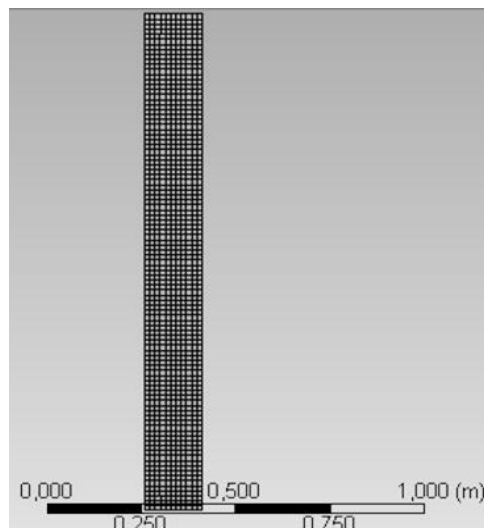
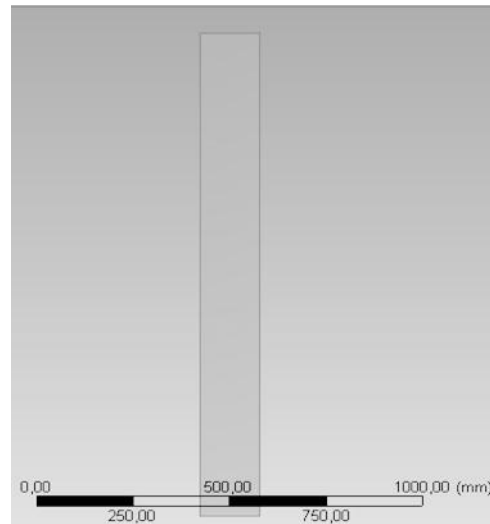
Menurut ANSYS Theory Guide [9], nilai A sebesar 1.1E+05 dan Ea sebesar 8.86E+07 kJ/kmol.

Reaksi selanjutnya adalah reaksi pembakaran batubara, reaksi tersebut meliputi reaksi pembakaran sempurna yang menghasilkan CO₂ dan reaksi gasifikasi yang menghasilkan CO dimana reaksi yang terjadi sebagai berikut.



2. METODE PENELITIAN

Pada simulasi pembakaran batubara menggunakan software ANSYS® 15 berlisensi, untuk pemodelan geometri digunakan Design Modeler® dengan penentuan jumlah *grid* dan *node* menggunakan Meshing®. Perhitungan iterasi simulasi CFD menggunakan FLUENT®. Selanjutnya dimensi yang digunakan adalah 2 dimensi dengan perpotongan di tengah kolom.



Gambar 1. Bentuk geometri dan *meshing* fluidized bed coal 2D

Selanjutnya bahan yang digunakan adalah batubara *pulverized coal* dengan dua jenis diameter yaitu 0,001 m dan 0,00186 m yang diasumsikan sebagai *mixture coal* dan udara yang diasumsikan sebagai *air* yang bersuhu 298 K dengan kandungan *mixture coal* sebagai *carbon-solid*, *volatile matter*, *H₂O* sebagai *moisture content*, dan *abu/ ash*. Sementara kandungan analisa proximate pada batubara tersebut adalah sebagai berikut.

Tabel 1. Komposisi analisa proximate

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

Selain batubara, dalam simulasi ini juga diinjeksikan *air* sebagai udara, dimana komposisi *air* terdiri dari: Oksigen (O₂), Uap air (H₂O₁), Nitrogen (N₂), Karbon Dioksida (CO₂), Tar, Karbon Monoksida (CO).

2.1 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 2. Kondisi Batas

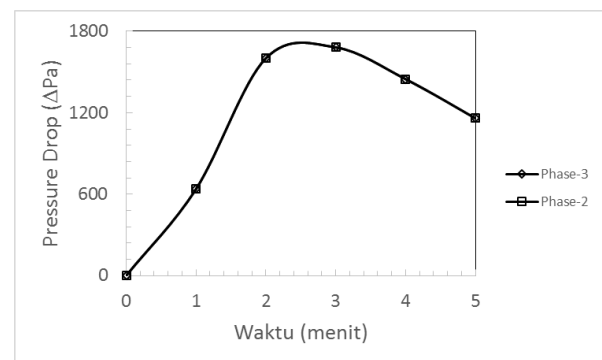
Kondisi Batas	Keterangan
<i>Inlet</i>	Tipe : <i>velocity inlet</i> Kecepatan : 0,8 m/s (arah sumbu-Y) Temperatur : 1200 K
<i>Inlet Coal</i>	Tipe : <i>mass-flow inlet</i> Laju alir : 0,2 Kg/s (arah sumbu-X) Temperatur : 300 K
<i>Outlet</i>	Tipe : <i>pressure outlet</i> Temperatur : 1144 K
<i>Wall</i>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

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

Hasil yang diperoleh pertama adalah 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 2. Grafik pressure drop terhadap waktu simulasi fluidisasi pembakaran batubara *polydisperse* pada kecepatan superficial 0,8 m/s.

Pada **Gambar 3 (a)** 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.

Kontur fraksi temperatur fase gas pada **Gambar 3 (b)** menit pertama belum terlihat tinggi, temperatur kolom masih terlihat tidak rata di sepanjang kolom, namun pada bagian unggun 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 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.

Pada menit ketiga sampai keempat temperatur pada bagian unggun 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.

Selanjutnya pada menit kelima 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 *pre-heat* 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.

Selanjutnya untuk kontur fraksi massa O₂ pada **Gambar 3 (c)** kandungan O₂ semakin bertambah kemudian berkurang, hal ini terlihat pada menit pertama kontur fraksi massa O₂ hingga menit kelima. Pada menit pertama fraksi O₂ 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 O₂ terlihat sedikit pada gambar tersebut. Pada aliran yang kedua konsentrasi O₂ membesar karena pada menit tersebut massa partikel unggun mengalami penurunan, sehingga O₂ terlihat berlebih pada menit pertama dan tidak melakukan reaksi pembakaran. Pada menit kedua konsentrasi O₂ menurun, karena pada menit kedua massa unggun di dalam kolom mengalami kenaikan, sehingga konsentrasi O₂ di dalam kolom terlihat kecil dengan asumsi bahwa O₂ di dalam kolom terkonsumsi semua oleh reaksi pembakaran batubara tersebut. Selain itu konsentrasi udara samping mengalami penurunan dikarenakan adanya reaksi terhadap senyawa CO dan CO₂ hasil dari reaksi devolatilisasi. Selanjutnya pada menit ketiga laju alir O₂ konstan hingga menit kelima, dimana konsentrasi O₂ tidak mengalami penambahan atau perubahan warna kontur. Sehingga diasumsikan setelah menit kelima reaksinya menjadi konstan, untuk udara yang keluar dari bawah O₂ 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 O₂ 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 massa CO_2 seperti pada **Gambar 3 (d)** 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 CO_2 karena daerah tersebut merupakan berkas aliran udara dari samping, selanjutnya pada menit kedua konsentrasi tertinggi bergerak menuju bagian keluaran kolom, kandungan 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 O_2 banyak bereaksi dengan char dan senyawa CO untuk menghasilkan CO_2 . Lalu pada menit ketiga senyawa CO_2 keluar dari dalam kolom, pada menit keempat dan kelima CO_2 terbentuk kembali dan konsentrasi meningkat pada bagian keluaran kolom.

Pada menit pertama hingga kelima konsentrasi CO_2 pada bagian unggun sangat rendah terutama di bagian dasar kolom, atau dengan kata lain daerah unggun sangat miskin kandungan CO_2 jika dibanding dengan bagian atas kolom. Penyebab dari berkurangnya kandungan CO_2 adalah pada bagian kolom adalah batubara bereaksi dengan udara panas sehingga menghasilkan CO dan CO_2 kemudian senyawa CO bereaksi kembali dengan udara menghasilkan CO_2 kemudian senyawa

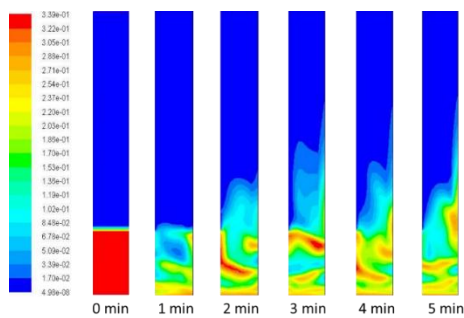
tersebut mengalir keatas dan keluar dari kolom pembakaran. Sehingga dapat diasumsikan reaksi pembentukan senyawa CO_2 terjadi di bagian unggun dan sebagian produk senyawa CO bereaksi lagi dengan udara dan sebagian lagi senyawa CO tidak bereaksi lagi dan mengalir ke atas menuju keluaran kolom.

Sedangkan untuk kontur fraksi massa CO pada **Gambar 3 (e)** 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_2 konsentrasi CO lebih besar dibanding konsentrasi CO_2 , 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_2 . Sehingga reaksi ini merupakan reaksi pembakaran sempurna, karena pada bagian keluaran kolom menghasilkan senyawa CO_2 lebih banyak dibanding CO.

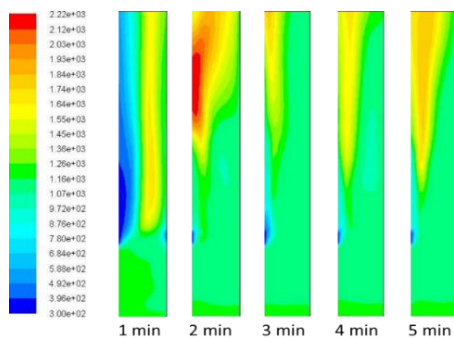
Hasil produk pembakaran selanjutnya adalah uap air (H_2O), kandungan uap air di dalam kolom seperti yang terlihat pada **Gambar 3 (f)** sangat tinggi pada menit pertama hingga kelima. Namun semakin ke atas konsentrasi uap air semakin berkurang, pada menit kedua kandungan uap air dalam unggun berkurang, 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.

Sementara untuk produk Tar, tar merupakan produk samping dari hasil pembakaran

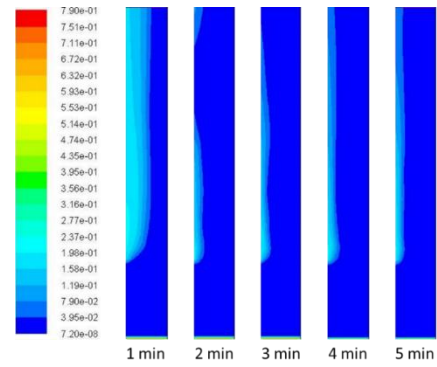
batubara yang berwarna hitam kental dimana terdapat senyawa kompleks seperti rantai panjang hidrokarbon, senyawa fenol, heterosiklik, dan lain-lain. Senyawa tar terbentuk dari reaksi kandungan volatile matter dengan oksigen atau nitrogen, pada umumnya senyawa tar diperoleh dari proses gasifikasi atau devolatilisasi. pada **Gambar 3 (g)** 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 kontur fraksi molnya terlihat konstan. Semakin banyak karbon yang terbakar maka semakin banyak pula produk CO, CO₂, dan H₂O yang terbentuk.



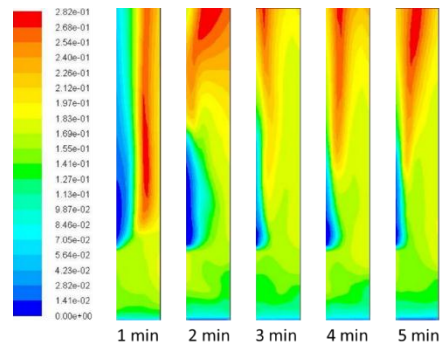
(a)



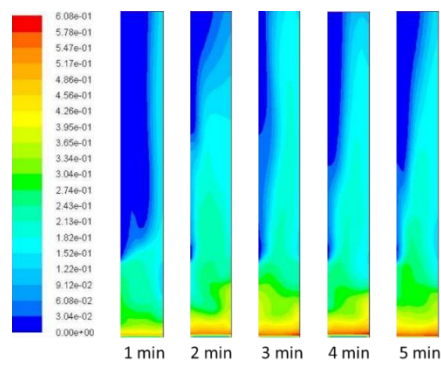
(b)



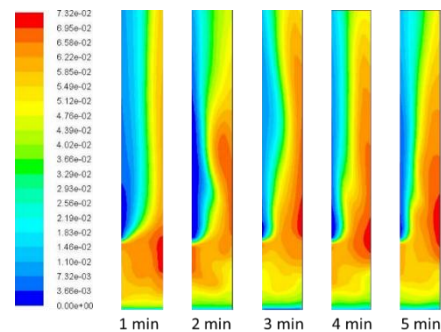
(c)



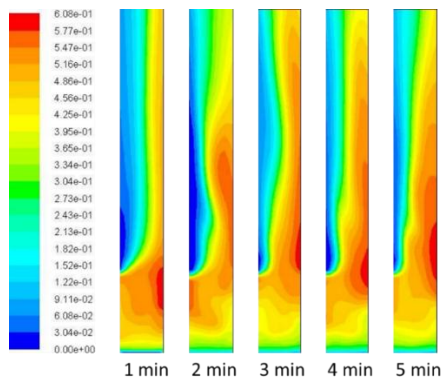
(d)



(e)



(f)



(g)

Gambar 3. Kontur (a) Fraksi Volume Batubara, (b) Fraksi Temperatur Gas, (c) Fraksi massa O₂, (d) Fraksi Massa CO₂, (e) Fraksi Massa CO, (f) Fraksi Massa H₂O, (g) Fraksi Massa Tar dalam 5 Menit Simulasi.

4. KESIMPULAN

Simulasi pembakaran batubara dimana 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, CO₂, H₂O, dan Tar selanjutnya diikuti char batubara sebagian ada yang bereaksi menghasilkan CO₂ dan sebagian terbawa keluar.

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.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] W. -C. Wang, Laboratory Investigation of Drying Process of Illinois Coals, *Powder Technology*, vol. 225, hal. 72-85, 2012.
- [2] E. K. Levy, N. Sarunac, H. Bilirgen, H. Caram, Use Coal Drying to Reduce Water Consumed in Pulverized Coal Power Plants, Final Report, Lehigh University, USA, 2006.
- [3] K. W. Ragland, K. M. Bryden, *Combustion Technology*, 2nd ed., New York: Taylor and Francis Group, 2011.
- [4] M. Rozainee, S. P. Ngo, A. A. Salema, K. G. Tan, Computational Fluid Dynamics Modeling of Rice Husk Combustion in a Fluidised Bed Combustor, *Powder Technology*, vol. 203, no. 2, hal. 331-347, 2010.
- [5] S. N. Oka, *Fluidized Bed Combustion*, New York: Marcel Dekker Inc., 2003.
- [6] A. N. Hossain, *Combustion of Solid Fuel in a Fluidized Bed Combustor*, Master Thesis, Ohio University, USA, 1998.
- [7] ANSYS Inc., Tutorial Guide for Ansys Fluent 15.0; Modelling Heterogeneous Reactions with Eulerian-Granular Flow, 2010.
- [8] H. K. Versteeg, W. Malalasekera, *An Introduction to Computational Fluid Dynamics: The Finite Volume Method*, 2nd ed., New Jersey: Prentice Hall, 2007.
- [9] ANSYS Inc., Theory Guide for Ansys Fluent 14.5, 2011.
- [10] E. M. Marshall, A. Bakker, *Computational Fluid Mixing*, in: *Handbook of Industrial Mixing: Science and Practice*, New York: John Wiley and Sons, Inc., 2003.
- [11] B. Alganash, M. C. Paul, I. A. Watson, Numerical Investigation of the Heterogeneous Combustion Processes of Solid Fuels, *Fuel*, vol. 141, hal. 236-249 2015.