

SIMULASI PENGARUH KECEPATAN GAS TERHADAP KARAKTERISTIK FLUIDISASI PADA *FLUIDIZED BED* MENGGUNAKAN METODE CFD

Asyari Daryus^{1,2)}, Ahmad Indra Siswantara¹⁾, Budiarmo¹⁾, Gun Gun Ramdhan Gunadi^{1,3)}
dan Hariyotejo Pujowidodo^{1,4)}

¹⁾Departemen Teknik Mesin, Universitas Indonesia, Depok 16424, Jawa Barat

²⁾Jurusan Teknik Mesin, Universitas Darma Persada,

³⁾Jurusan Teknik Mesin, Politeknik Negeri Jakarta, Depok, Jawa Barat, 16425

⁴⁾BT2MP BPP Teknologi, Serpong-Tangerang Selatan, Banten, 15314

e-mail: asyari@yahoo.com; asyari_darius@ft.unsada.ac.id

Abstract: The gas fluidization velocity or superficial gas velocity entering the fluidized bed will affect the fluidization in fluidized bed. If the superficial velocity is below the minimum fluidization velocity then there is no fluidization, and if it is more than it should be then the fluidization characteristic will be different. To obtain the effect of gas fluidization velocity to fluidization characteristics, it had been conducted the research on lab scale fluidized bed using CFD simulation method validated with the experiment data. The simulations used Gidaspow model for drag force and $k-\varepsilon$ model for turbulent flow. From the experiments obtained that the minimum fluidization velocity was 0.4 m/s and the pressure drop was around 700 Pa. The simulation results for pressure drop across the bed were close to the experiment data for the gas fluidization velocity equal and bigger than the minimum fluidization velocity. For the velocity below the minimum fluidization velocity, there was the big differences between the simulation results and the experiment, so the simulation results cannot be used. For the fluidization velocity of 0.4 m/s and 0.45 m/s, fluidized bed showed the bubbling phenomena, and the higher velocity showed the bigger bubble. For the fluidization velocity of 0.50 m/s to 0.70 m/s, the fluidized bed showed the turbulent regime. In this regime, the bubble was breaking instead of growing and there was no clear bed surface observed. The simulation result for particle density showed that if the gas velocity was higher, the density of particles at the base of bed was decreasing since many of the particles was moving upwards. The particle density was lower in this regime than that of bubbling regime.

Keywords: Fluidized bed, CFD, $k-\varepsilon$ turbulence model, Gidaspow model, multiphase flow

PENDAHULUAN

Fluidized Bed banyak digunakan secara luas di industri, seperti di industri proses, gasifikasi dan pembakaran batubara, produksi energi terbarukan, industri kimia, proses petrokimia dan metalurgi, sistem pengeringan, sistem pembangkit tenaga uap, dan sebagainya [1-3]. Salah satu alasannya adalah karena *fluidized bed* mempunyai karakteristik yang lebih baik terutama dalam pencampuran bahan padat dan multifasa serta perpindahan panas [1, 2]. Akhir-akhir ini banyak peneliti melakukan riset pada aliran multifasa dengan pemodelan menggunakan metode *Computational Fluid Dynamics* (CFD), dimana CFD sudah dapat menghitung secara akurat dan mensimulasikan sifat-sifat fluida dan termodinamika [2]. Namun demikian, CFD masih dalam tahapan verifikasi dan validasi dalam memodelkan aliran multifasa dan masih membutuhkan peningkatan-peningkatan supaya CFD dapat menjadi alat standar dalam mendesain *fluidized bed* skala besar untuk industri [1].

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk melihat pengaruh dari kecepatan gas *superficial* terhadap karakteristik dari sebuah peralatan *fluidized bed* dengan menggunakan simulasi CFD.

SETUP EKSPERIMEN

Validasi hasil simulasi dilakukan dengan membandingkan hasil simulasi dengan data eksperimen. Eksperimen dilakukan dengan *fluidized bed* yang berbentuk kotak berbahan *Plexiglass* dengan ukuran lebar 10 cm, tinggi 40 cm dan tebal 1 cm. Distributor gas terbuat dari pelat dengan lubang yang tersebar seragam di keseluruhan permukaannya. Partikel *bed* berupa pasir alumina (*fuse alumina grit*) dengan diameter rata-rata 320 μm dan kerapatan 3.770 kg/m^3 . Gas fluidisasi menggunakan udara yang disuplai dari sebuah kompresor. Sebuah katup *pressure reducing valve* dipasang untuk mencegah fluktuasi tekanan dan untuk mendapatkan aliran gas yang konstan. Laju

aliran gas diukur dengan *flow meter*. Tekanan pada *bed* diukur dengan alat ukur tekanan manometer pada bagian dasar dan pada jarak 150 mm dari dasar *bed*. Tinggi statis *bed* adalah 80 mm dengan fraksi volume 0,46. Sebuah kamera digital digunakan untuk merekam pergerakan *bed*. Tidak ada proses pemanasan yang dilakukan. Skema *fluidized bed* ditunjukkan oleh Gambar 1b.

MODEL KOMPUTASI

Persamaan-persamaan pengatur yang digunakan dalam perhitungan dinamika fluida aliran fluida, antara lain persamaan kekekalan massa dan kekekalan momentum. Persamaan-persamaan yang digunakan terkait dengan fase gas dan padat adalah persamaan-persamaan yang dikembangkan berdasarkan model Eulerian-Eulerian. Teori kinetik tentang aliran *granular* digunakan untuk mencari tegangan pada bahan padat. Berikut ini adalah persamaan-persamaan pengatur yang digunakan dalam perhitungan.

Persamaan kontinuitas untuk fase gas dan padat tanpa perpindahan massa antara kedua fase, masing-masingnya adalah [1,4,5]:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \rho_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g u_g) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \rho_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s u_s) = 0 \quad (2)$$

dimana fraksi volume masing-masing fase dihubungkan dengan persamaan:

$$\varepsilon_g + \varepsilon_s = 1$$

Persamaan momentum untuk fase gas dan padat adalah:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \rho_g u_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g u_g u_g) = -\varepsilon_g \nabla P_g + \nabla \tau_g + \varepsilon_g \rho_g g + \beta(u_g - u_s) \quad (3)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \rho_s u_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s u_s u_s) = -\varepsilon_s \nabla P_g - \nabla P_s + \nabla \tau_s + \varepsilon_s \rho_s g + \beta(u_s - u_g) \quad (4)$$

Koefisien perubahan momentum, β , merupakan koefisien yang terkait dengan gaya *drag* antara fase-fase yang ada. Koefisien ini dimodelkan oleh Gidaspow [1, 4] dengan persamaan berikut:

Untuk nilai $\varepsilon_g \leq 0,8$:

$$\beta = 150 \frac{(1 - \varepsilon_g)^2}{\varepsilon_g} \frac{\mu_g}{(d_p)^2} + 1,75(1 - \varepsilon_g) \frac{\rho_g}{d_p} |u_g - u_s| \quad (5)$$

Untuk nilai $\varepsilon_g > 0,8$:

$$\beta = \frac{3}{4} C_d \frac{\varepsilon_g (1 - \varepsilon_g)}{d_p} \rho_g |u_g - u_s| \varepsilon_g^{-2,65} \quad (6)$$

dimana:

$$C_d = \begin{cases} \frac{24}{\text{Re}_s} [1 + 0,15(\text{Re}_s)^{0,687}] & , \text{Re}_s < 1000 \\ 0,44 & , \text{Re}_s > 1000 \end{cases} \quad (7)$$

Bilangan Reynolds untuk partikel dicari dengan:

$$\text{Re}_s = \frac{\varepsilon_g \rho_g |u_g - u_s| d_p}{\mu_g} \quad (8)$$

Untuk mencari persamaan momentum fase padat, perlu diketahui tegangan efektif pada bahan padat akibat tumbukan antar partikel dan aliran partikel. Tegangan ini dicari dengan menggunakan konsep teori kinetik. Dengan analogi temperatur termodinamik pada gas, maka diperkenalkan hubungan antara temperatur partikel/*granular* dengan fluktuasi kecepatan yang dirumuskan dengan:

$$\Theta = \frac{1}{3} u^2 \quad (9)$$

Persamaan temperatur untuk partikel padat adalah:

$$\frac{3}{2} \left(\frac{\partial(\varepsilon_s \rho_s \Theta)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s u_s \Theta) \right) = (-P_s I + \tau_s) : \nabla u_s - \nabla \cdot q - \gamma - J \quad (10)$$

Untuk mencari temperatur granular, Syamlal et al [1] membuat persamaan aljabar, dimana diasumsikan bahwa energi granular berada dalam keadaan tunak dan terdisipasi secara lokal, sehingga suku konveksi dan difusi dapat diabaikan. Dengan hanya suku disipasi dan generasi, bentuk persamaan temperatur granular menjadi:

$$0 = (-P_s I + \tau_s) : \nabla u_s - \gamma \quad (11)$$

Besarnya tegangan dimodelkan menggunakan tegangan-regangan Newtonian. Untuk fase gas tegangan dirumuskan dengan [1]:

$$\tau_g = -\varepsilon_g \left[\left(\xi_g - \frac{2}{3} \mu_g \right) (\nabla \cdot u_g) I + \mu_g ((\nabla u_g) + (\nabla u_g)^T) \right] \quad (12)$$

dimana ξ_g adalah viskositas *bulk*, umumnya bernilai nol. Untuk fase padat, tegangan dirumuskan dengan [1, 4]:

$$\tau_s = -\varepsilon_s \left[\left(\xi_s - \frac{2}{3} \mu_s \right) (\nabla \cdot u_s) I + \mu_s ((\nabla u_s) + (\nabla u_s)^T) \right] \quad (13)$$

Viskositas *bulk* bahan padat dihitung dengan persamaan dari Lun et al [1, 4] dengan rumus:

$$\xi_s = \frac{4}{3} \varepsilon_s \rho_s d_p g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} \quad (14)$$

dimana g_0 adalah fungsi distribusi radial, yaitu fungsi probabilitas tumbukan antar partikel, dengan persamaan:

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,\max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (15)$$

Sementara itu tekanan bahan padat, P_s , adalah gaya normal pada bahan padat karena interaksi antar partikel, yang terdiri dari dua suku, yaitu suku kinetik dan suku tumbukan, dan dirumuskan oleh Lun et al [1, 4] dengan:

$$P_s = \varepsilon_s \rho_s \Theta + 2g_0 \varepsilon_s^2 \rho_s \Theta (1 + e) \quad (16)$$

Viskositas geser bahan padat, μ_s , adalah gaya tangensial karena tumbukan (*collision*) dan interaksi translasi partikel, merupakan jumlah dari pengaruh tumbukan dan pengaruh kinetik. Pengaruh gesekan dapat dimasukkan dan bersifat opsional.

$$\mu_s = \mu_{s,col} + \mu_{s,kin} + \mu_{s,fr} \quad (17)$$

Viskositas karena tumbukan dan kinetik ($\mu_{s,col}$ dan $\mu_{s,kin}$) dihitung dengan model Gidaspow, dimana untuk $\mu_{s,col}$ adalah [1, 4]:

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} \varepsilon_s \rho_s d_p g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} \quad (18)$$

dan untuk $\mu_{s,kin}$ adalah [1]:

$$\mu_{s,kin} = \frac{10}{96} \sqrt{\Theta \pi} \frac{\rho_s d_p}{(1 + e) \varepsilon_s g_0} \left[1 + \frac{4}{5} g_0 \varepsilon_s (1 + e) \right]^2 \quad (19)$$

Sementara itu viskositas geser karena gesekan, $\mu_{s,fr}$, dihitung dengan model Schaeffer [1, 4]:

$$\mu_{s,fr} = \frac{P_s \sin \phi}{2\sqrt{I_{2D}}} \quad (20)$$

Konduktivitas dari fluktuasi energi kinetik bahan padat yang menjelaskan proses difusi energi granular dirumuskan dengan [1]:

$$\kappa_s = \frac{150 \rho_s d_p \sqrt{\Theta \pi}}{384(1 + e) g_0} \left[1 + \frac{6}{5} \varepsilon_s g_0 (1 + e) \right]^2 + 2 \rho_s \varepsilon_s^2 d_p (1 + e) g_0 \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} \quad (21)$$

Laju energi disipasi pada fase padat karena tumbukan antara partikel-partikel padat, γ_s , dirumuskan dengan [1]:

$$\gamma_s = 3(1 - e^2) \varepsilon_s^2 \rho_s g_0 \Theta \left(\frac{4}{d_p} \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} \right) \quad (22)$$

Untuk menyederhanakan perhitungan aliran yang melibatkan persamaan Navier Stokes yang kompleks, digunakan pemodelan turbulen. Dari sekian banyak persamaan model turbulen yang telah dikembangkan, salah satunya adalah model turbulen $k-\varepsilon$, yang merupakan model turbulen dari kelompok *Reynolds Average Navier Stoke* (RANS). Model turbulen $k-\varepsilon$ adalah model turbulen sederhana, dimana hanya membutuhkan masukan hanya dari kondisi batas, namun stabil, tervalidasi secara luas, dan sesuai untuk aplikasi di berbagai permasalahan di industri [6].

Pada model turbulen $k-\varepsilon$, transpor energi kinetik dan transpor disipasi dimodelkan. Persamaan transpor untuk energi kinetik dimodelkan dengan [6, 7]:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \text{div}(\rho k \mathbf{U}) = \text{div} \left[\frac{\mu_t}{\sigma_k} \text{grad } k \right] + 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} - \rho \varepsilon \quad (23)$$

dan persamaan transpor disipasi dimodelkan dengan:

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \text{div}(\rho \varepsilon \mathbf{U}) = \text{div} \left[\frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \text{grad } \varepsilon \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (24)$$

E_{ij} adalah laju rata-rata deformasi, jika i atau $j = 1$ terkait dengan arah sumbu x , jika i atau $j = 2$ terkait dengan arah sumbu y dan jika i atau $j = 3$ terkait dengan arah sumbu z . C_μ , σ_k , σ_ε , $C_{1\varepsilon}$, dan $C_{2\varepsilon}$ adalah konstanta. Nilai konstanta-konstanta ini adalah: $C_\mu = 0,09$; $\sigma_k = 1,00$; $\sigma_\varepsilon = 1,30$; $C_{1\varepsilon} = 1,44$ dan $C_{2\varepsilon} = 1,92$.

Simulasi CFD dilakukan menggunakan geometri dua dimensi dengan ukuran 100 (lebar) \times 200 (tinggi) sel atau total 20.000 sel (Gambar 1a). Simulasi CFD diatur pada kondisi transien dengan langkah waktu 5×10^{-4} s dan kriteria konvergen diatur pada 10^{-3} untuk setiap komponen residu. Geometri komputasi untuk simulasi terdiri dari gas masuk dari dasar *bed* dengan profil kecepatan seragam, kondisi batas pada sisi keluar dengan aliran gas berkembang penuh. Pada dinding, digunakan kondisi batas tanpa *slip* untuk kedua fase. Kondisi ini untuk menjamin bahwa profil kecepatan partikel menyerupai kondisi eksperimen. Parameter-parameter simulasi utama untuk simulasi CFD diperlihatkan oleh Tabel 1.

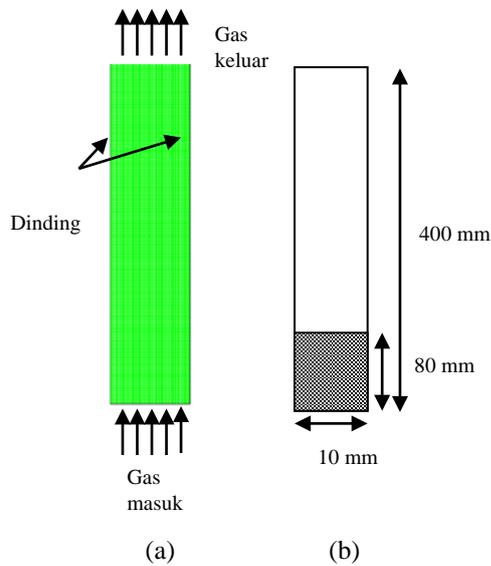
Tabel 1. Parameter-parameter simulasi utama

Parameter	Nilai	Parameter	Nilai
Kerapatan partikel, ρ_s	3.770 kg/m ³	Tinggi <i>bed</i> statik	80 mm
Kerapatan gas, ρ_g	1,293 kg/m ³	Kondisi batas dinding	<i>no-slip</i>
Diameter partikel, d_p	320 μm	Kondisi batas sisi keluaran	<i>outlet</i>
Koefisien restitusi, e	0,80	Langkah waktu	5×10^{-4} s
Fraksi volume padatan awal, ε_s	0,46	Material <i>bed</i>	<i>Fuse Alumina Grit</i>
Lebar <i>bed</i>	100 mm	Kecepatan gas	Variabel: 0,30; 0,35; 0,40
Tinggi <i>bed</i>	400 mm		0,45; 0,50; 0,60; 0,70 m/s

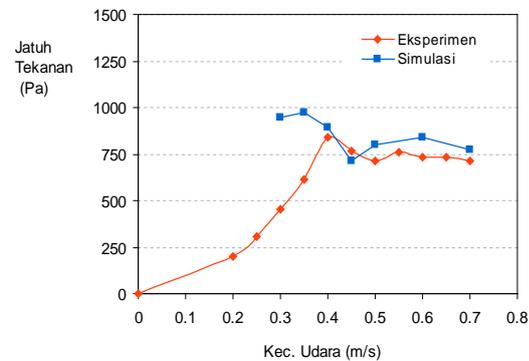
HASIL DAN PEMBAHASAN

Perbandingan jatuh tekanan pada *bed* antara hasil eksperimen dan hasil simulasi ditunjukkan oleh Gambar 2 untuk berbagai kecepatan gas. Untuk hasil simulasi, nilai tekanan pada sumbu horisontal bervariasi, terutama pada bagian dasar *bed*, sehingga nilai yang diambil untuk grafik adalah nilai jatuh tekanan minimumnya. Dari gambar terlihat bahwa kecepatan fluidisasi minimum berada di sekitar angka 0,4 m/s. Untuk kecepatan gas di atas kecepatan fluidisasi minimum, hasil simulasi mendekati hasil eksperimen dan kecenderungan kurva relatif konstan pada nilai tertentu yang menandakan bahwa partikel sudah berada pada kondisi terfluidisasi. Melewati titik kecepatan fluidisasi minimum, terlihat bahwa jatuh tekanan turun sedikit sebelum akhirnya relatif konstan. Jatuh tekanan yang agak sedikit lebih tinggi di titik kecepatan fluidisasi minimum ini dikarenakan

masih adanya partikel padat yang masih rapat dan lengket satu sama lain sehingga dibutuhkan tekanan yang lebih besar untuk melepaskannya.



Gambar 1. (a) Gambar *meshing* 2D, dan (b) Skema geometri *fluidized bed*.

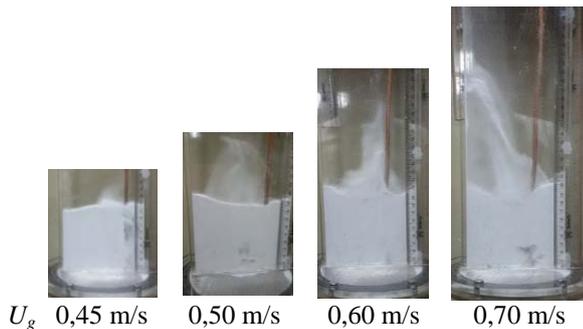


Gambar 2. Beda tekanan pada *bed* pada eksperimen dan simulasi.

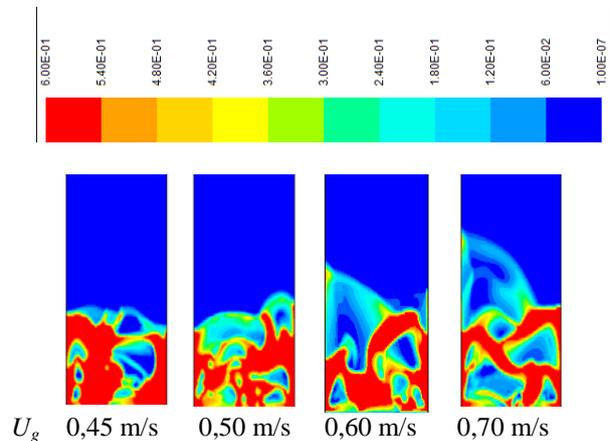
Perbedaan jatuh tekanan yang cukup besar antara hasil simulasi dengan hasil eksperimen terlihat di daerah di bawah kecepatan fluidisasi ($U < U_{mf}$). Hal ini disebabkan oleh karena bahan padat belum terfluidisasi, sehingga gaya gesek antar partikel lebih mendominasi, dan kondisi ini kemungkinan tidak dapat di prediksi dengan baik oleh model multifluida ketika mensimulasikan fase gas-padat [4]. Hal ini kemungkinan dapat pula disebabkan oleh model turbulen yang digunakan tidak dapat memprediksi dengan baik dinamika aliran pada kecepatan rendah. Dengan demikian hasil simulasi pada kecepatan gas 0,30 m/s dan 0,35 m/s tidak dapat dianalisis.

Gambar 3 menunjukkan foto eksperimen pembentukan gelembung dan ekspansi *bed* dari eksperimen pada berbagai kecepatan gas, dan Gambar 4 adalah fraksi volume partikel padat hasil simulasi. Pada kecepatan rendah, ketinggian *bed* relatif masih sama dengan tinggi awal, walaupun ada sebagian kecil partikel yang bergerak melebihi tinggi *bed*. Dengan naiknya kecepatan gas, maka partikel padat makin bergerak ke atas. Pada kecepatan gas 0,45 m/s, terlihat bahwa aliran fluida pada *fluidized bed* berada pada rejim gelembung (*bubbling*), yaitu fenomena dimana terjadi pembentukan gelembung (*bubble*). Dimensi gelembung akan bertambah seiring naiknya kecepatan gas. Kondisi ini dapat dilihat dengan lebih jelas dari hasil simulasi yang ditunjukkan oleh Gambar 4. Pada kecepatan gas 0,50 m/s ke atas, *fluidized bed* berada pada rejim turbulen, dimana pada kondisi ini gelembung tidak lagi mengalami penambahan ukuran melainkan mengalami perpecahan, dan tidak lagi terlihat permukaan *bed* dengan jelas. Terlihat bahwa sebagian partikel padat bagian atas akan terbawa oleh gas ke atas (Gambar 3), sehingga tinggi *bed* bertambah. Dari Gambar 4 terlihat bahwa pada rejim gelembung (0,45 m/s) partikel pada masih terkonsentrasi di bawah atau dengan kata lain kerapatan partikel padat masih tinggi di bagian bawah. Namun dengan meningkatnya kecepatan gas (0,50 m/s ke atas), kerapatan partikel berkurang, terlihat dari berkurangnya luasan warna merah, hal ini disebabkan karena makin banyak partikel padat yang terbawa gas ke atas. Aliran fluida pada kondisi sudah masuk ke rejim turbulen, namun belum sampai memasuki rejim fluidisasi cepat, dimana pada rejim fluidisasi cepat partikel tidak lagi berbentuk *bed* dan banyak terbawa ke luaran dan juga tidak terlihat adanya permukaan atas *bed* yang jelas [8].

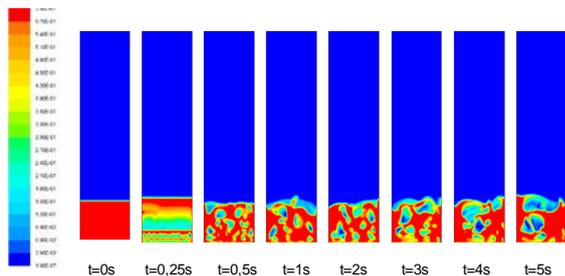
Gambar 5 sampai dengan Gambar 9 adalah gambar kontur fraksi volume partikel padat hasil simulasi pada berbagai kecepatan gas sampai dengan waktu 5 s. Untuk semua kecepatan, terlihat bahwa pada waktu 0,25 s, yaitu di awal proses, tinggi *bed* lebih tinggi dari tinggi awal. Setelah proses berlanjut, dimana udara sudah bergerak naik ke atas, ketinggian *bed* kembali turun, khususnya untuk kecepatan gas 0,40 m/s dan 0,45 m/s, namun untuk kecepatan gas yang lebih tinggi, *fluidized bed* sudah berada pada rejim turbulen dan tidak lagi teramati permukaan *bed* dengan jelas karena sebagian partikel *bed* sudah lebih terangkat ke atas oleh gas.



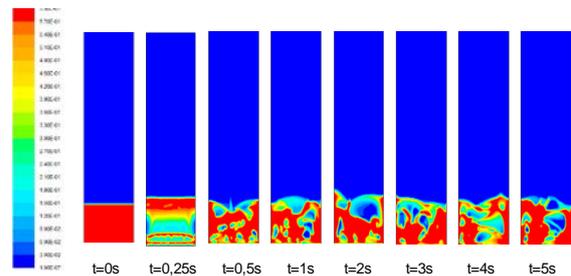
Gambar 3. Perbandingan pembentukan gelembung dan ekspansi *bed* untuk berbagai kecepatan gas *superficial*



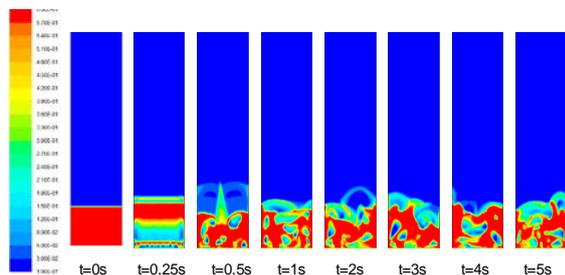
Gambar 4. Kontur fraksi volume partikel dari simulasi pada berbagai kecepatan gas *superficial*.



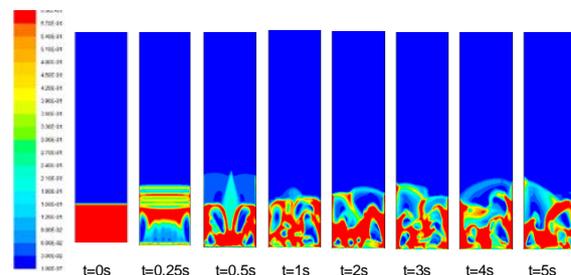
Gambar 5. Kontur fraksi volume partikel pada kecepatan gas 0,40 m/s.



Gambar 6. Kontur fraksi volume partikel pada kecepatan gas 0,45 m/s.



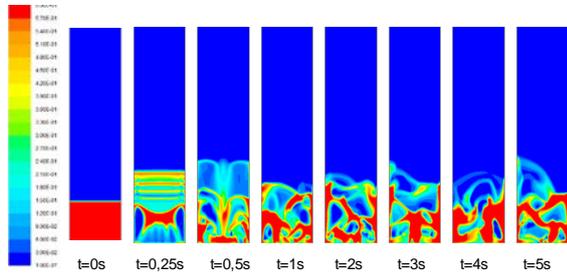
Gambar 7. Kontur fraksi volume partikel pada kecepatan gas 0,50 m/s.



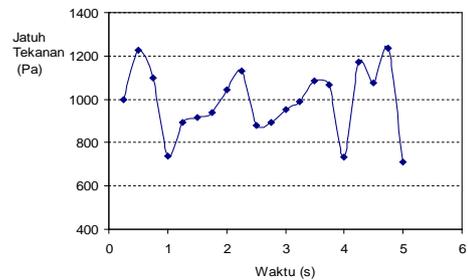
Gambar 8. Kontur fraksi volume partikel pada kecepatan gas 0,60 m/s.

Gambar 10 memperlihatkan nilai jatuh tekanan (*pressure drop*) pada *bed* untuk kecepatan gas 0,45 m/s selama 5 s. Terlihat bahwa kecenderungan kurva tidaklah konstan, namun berfluktuatif di kisaran 700-1200 Pa. Terjadinya fenomena fluktuasi jatuh tekanan ini disebabkan oleh adanya pembentukan, pecah atau bergabungnya gelembung di dalam *fluidized bed*.

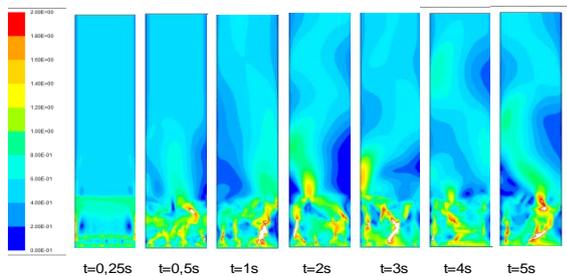
Gambar 11 memperlihatkan kontur distribusi kecepatan gas di dalam *fluidized bed* untuk kecepatan fluidisasi 0,45 m/s sampai waktu 5 s. Terlihat bahwa kecepatan gas yang tinggi berada di bagian bawah, dan makin ke atas kecepatan gas makin turun. Dari kontur ini dapat diketahui bahwa kecepatan gas arah vertikal tidaklah dalam keadaan gerak lurus, namun terdapat juga gerak dalam arah horisontal. Adanya gerak horisontal ini kemungkinan disebabkan oleh adanya aliran sirkulasi atau vorteks di dalam fluida.



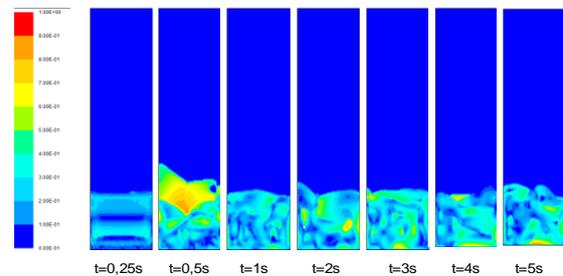
Gambar 9. Kontur fraksi volume partikel pada kecepatan gas 0,70 m/s.



Gambar 10. Tekanan pada *bed* terhadap waktu untuk kecepatan gas 0,45 m/s.

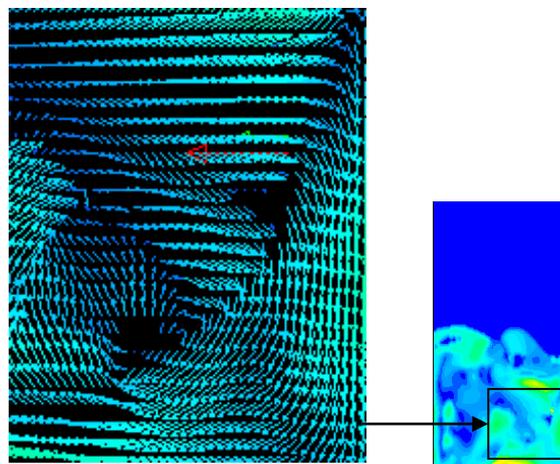


Gambar 11. Kecepatan gas pada $U_g = 0,45$ m/s



Gambar 12. Kecepatan partikel pada $U_g = 0,45$ m/s

Gambar 12 menampilkan kontur kecepatan partikel dari hasil simulasi untuk kecepatan fluidisasi 0,45 m/s pada berbagai variasi waktu. Bagian kecepatan rendah, atau yang berwarna biru, adalah daerah dengan konsentrasi partikel padat rendah yang disebabkan oleh adanya gelembung udara. Di dalam *bed* sendiri, partikel bergerak ke semua arah dan membentuk pusaran-pusaran atau vorteks, seperti ditunjukkan oleh Gambar 13. Adanya gerakan pusaran ini dapat berguna untuk berbagai aplikasi seperti misalnya meningkatkan efisiensi proses pembakaran pada boiler jenis *circulating fluidized bed* [2, 9].



Gambar 13. Vektor kecepatan partikel di *bed* pada kecepatan gas 0,45 m/s.

SIMPULAN

Telah dilakukan simulasi aliran fluida pada *fluidized bed* dengan menggunakan metode CFD. Tujuan penelitian ini adalah untuk mengetahui karakteristik fluidisasi karena perubahan kecepatan gas fluidisasi. Model yang digunakan dalam simulasi ini adalah model Gidaspow untuk gaya *drag* dan $k-\varepsilon$ untuk aliran turbulen, dan hasil simulasi divalidasi dengan data eksperimen.

Dari eksperimen diperoleh bahwa kecepatan fluidisasi minimum adalah 0,4 m/s dan nilai jatuh tekanan pada *bed* berada di kisaran angka 700 Pa. Hasil simulasi untuk jatuh tekanan pada *bed* bersesuaian dengan hasil eksperimen untuk kecepatan gas sama dan lebih besar dari kecepatan fluidisasi minimum, namun tidak sesuai untuk nilai dibawahnya, oleh sebab itu hasil simulasi yang digunakan untuk analisis adalah hasil simulasi untuk kecepatan gas yang sama dan lebih besar dari kecepatan fluidisasi minimum.

Ketinggian partikel padat berkorelasi linier dengan naiknya kecepatan gas, dibuktikan oleh hasil simulasi dan eksperimen. Proses pembentukan gelembung (*bubble*) terjadi ketika kecepatan gas sudah mencapai kecepatan fluidisasi minimum. Dengan naiknya kecepatan maka ukuran gelembung semakin meningkat. Ketika kecepatan gas sudah mencapai 0,5 m/s, fluidisasi memasuki rejim turbulen dimana gelembung tidak lagi mengalami penambahan ukuran melainkan mengalami perpecahan, dan tidak lagi terlihat permukaan *bed* dengan jelas. Kondisi ini teramati dari eksperimen dan simulasi. Untuk kerapatan partikel, pada kecepatan minimum fluidisasi atau pada rejim gelembung, partikel padat masih terkonsentrasi di bawah, namun dengan meningkatnya kecepatan gas kerapatan partikel di daerah bawah berkurang, karena partikel padat makin bergerak ke atas. Untuk kecepatan yang lebih tinggi, yaitu di rejim turbulen, partikel tidak lagi berbentuk *bed* karena sudah menyebar secara luas. Hasil ini bersesuaian antara eksperimen dan simulasi. Dari hasil simulasi teramati bahwa pada waktu 0,25 s, yaitu di awal proses, ketinggian *bed* bertambah, Ketika proses berlanjut, ketinggian *bed* kembali turun ke ketinggian awal untuk rejim gelembung, namun keadaan permukaan tidak dapat diamati dengan jelas untuk rejim turbulen. Hasil simulasi untuk kontur distribusi kecepatan gas menunjukkan bahwa kontur kecepatan gas arah vertikal tidaklah dalam keadaan gerak lurus, namun terdapat gerak dalam arah horisontal. Adanya gerak horisontal ini kemungkinan disebabkan oleh adanya aliran sirkulasi atau vorteks di dalam fluida. Sementara itu untuk kontur kecepatan partikel, partikel bergerak ke semua arah dan membentuk pusaran-pusaran atau vorteks.

DAFTAR NOTASI

C_d	Koefisien drag	t	Waktu (s)	μ	Viskositas geser (Pa.s)
d_p	Diameter partikel	U, u	Kecepatan (m/s)	μ_t	Viskositas turbulen
E	Laju rata-rata deformasi	k	Energi kinetik	ξ	Viskositas bulk (Pa.s)
e	Koefisien restitusi antar bahan padat	$C_{\mu}, C_{1\varepsilon}, C_{2\varepsilon}$	Konstanta	ρ	Kerapatan (kg/m^3)
g	Gaya gravitasi	<i>Huruf Greek</i>		τ	Tensor tegangan geser (N/m ²)
g_0	Fungsi distribusi radial	β	Koefisien pertukaran antar fase ($\text{kg/m}^3 \text{ s}$)	ϕ	Sudut gesek internal (o)
I	Satuan Tensor	ε	Fraksi volume, transpor disipasi	<i>Subscript</i>	
J	Transfer energi granular ($\text{kg/m}^3\text{s}$)	γ	Disipasi energi fluktuasi ($\text{kg/m}^3\text{s}$)	g	Gas
P	Tekanan (kPa)	Θ	Temperatur granular (m^2/s^2)	s	Padat
q	Difusi energi fluktuasi (kg/s^3)				
Re	Bilangan Reynolds				

UCAPAN TERIMAKASIH

Ucapan terimakasih penulis ucapkan kepada Kementerian RISTEK DIKTI Republik Indonesia atas bantuan dana hibah melalui “Hibah Penelitian Disertasi Doktor (PDD) 2018” dan kepada PT. CCIT Group Indonesia untuk izin/lisensi penggunaan aplikasi CFDSOF®.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Benzarti S, Mhiri H, Bournot H. (2012). Drag Models for Simulation Gas-Solid Flow in the Bubbling Fluidized Bed of FCC Particles. World Academy of Science, Engineering and Technology. Vol. 61 issue 2012. PP. 1138-43.
- [2] Daryus A, Siswantara AI, Budiarmo, Gunadi GGR, Pujowidodo H, Widiawaty CD, editors. (2017). Effects of the Air Mass Flow Rate on the Distribution of Solids in the Circulating Fluidized Bed Boiler Using CFD Simulations. The 15th International Conference on QIR (Quality in Research) July, 24-27; Nusa Dua, Bali, Indonesia.
- [3] Li Y, Fan H, Fan X. (2014). Identify of Flow Patterns in Bubbling Fluidization. Chemical Engineering Science. Vol. 117, Issue 2014. PP. 455-64.
- [4] Hamzehei M. (2011). CFD Modeling and Simulation of Hydrodynamics in a Fluidized Bed Dryer with Experimental Validation. No. 2011.
- [5] Sanjaya R, Permatasari R, Eni C, editors. (2016). Pengaruh Kecepatan Udara Masuk dan Diameter Partikel Pada Fluidized Bed Menggunakan Metode CFD. Seminar Nasional Tahunan Teknik Mesin (SNTTM) XV, 2016, ITB, Bandung.
- [6] Daryus A, Siswantara AI, Gunadi GGR, Darmawan S, Camalia R. (2016). CFD Simulation in Annular Combustion Chamber of Proto X-3 Bioenergy Micro Gas Turbine. Journal of Engineering and Applied Sciences. Vol. 11, No. 9. PP. 2066-71.
- [7] Versteeg H, Malalasekera. (2007). an Introduction to Computational Fluid Dynamics, the Finite Volume Method. 2 ed. Pearson Educational Ltd. Essex.
- [8] Crowe CT. Multiphase Flow Handbook: CRC Press, Taylor & Francis Group; 2006.
- [9] Iswara MAI, Nurtono T, Winardi S. (2016). Penentuan Kecepatan Minimum Fluidisasi dan Bubbling Batu Bara di Dalam Fluidized Bed Dengan Simulasi CFD. Jurnal ESDM. Vol. 8, No. 1. PP. 51-7.