

## PENGARUH KECEPATAN UDARA MASUK DAN DIAMETER PARTIKEL PADA FLUIDIZED BED MENGGUNAKAN METODE CFD

Ricky Sanjaya<sup>1</sup>, Rosyida Permatasari<sup>1</sup>, Christina Eni<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Jurusan Teknik Mesin, Universitas Trisakti, Kyai Tapa, Jakarta, Indonesia  
prosyida@yahoo.com

### Abstrak

Fluidisasi adalah proses pengontakkan butiran-butiran padat dengan fluida cair maupun gas didalam *Fluidized Bed*. Penelitian ini mengkaji pengaruh kecepatan distribusi udara masuk dan pengaruh diameter partikel pada fenomena fluidisasi. Dengan pengaplikasian metode *Computational Fluid Dynamics* (CFD), pergerakan fluida dari 2 fase gas-padat didalam *fluidized bed* dapat dikaji. GAMBIT adalah program yang digunakan dalam membuat desain geometri dua dimensi (2D) *fluidized bed*. Metode yang digunakan dalam analisa ini adalah metode Eulerian-Eulerian dengan menggunakan hukum drag Syamlal-O'Brien. Hukum drag ini didasarkan pada pengukuran kecepatan terminal dari partikel – partikel yang terdapat didalam *fluidized bed*. Hasil penelitian ini menyimpulkan bahwa kecepatan udara masuk dan diameter partikel memiliki pengaruh yang signifikan terhadap fenomena fluidisasi, kecepatan minimum fluidisasi dan kecepatan minimum *bubbling*.

**Kata kunci:** Fluidisasi; Kecepatan udara; Diameter partikel; CFD

### Pendahuluan

Reaktor *Fluidized bed* ditemukan dalam berbagai aplikasi di berbagai operasi industri termasuk kimia, minyak tanah, mineral, dan industri farmasi. Memahami hidrodinamika dari reaktor *fluidized bed* sangat penting untuk memilih parameter-parameter operasi yang benar untuk rezim fluidisasi yang sesuai.

Reaktor *fluidized* multifasa saat ini bertambah penting bagi industri kimia, walaupun tingkah laku hidrodinamikanya yang kompleks dan belum dimengerti sepenuhnya [1]. *Computational fluid dynamics* (CFD) menjadi alat rekayasa untuk memprediksi aliran didalam berbagai tipe peralatan pada skala industri. Walaupun peralatan untuk pengaplikasian aliran satu fasa CFD tersedia banyak, aplikasi dari multifasa CFD bagaimanapun juga masih sulit dipahami dari kedua sisi fisik dan numerik.

Model Eulerian-Lagrangian dan Eulerian-Eulerian telah diaplikasikan ke pemodelan CFD pada sistem multifasa. Untuk pemodelan aliran Gas-Solid, biasanya Eulerian-Lagrangian disebut *discrete particle models* (DPM). Pada prinsipnya adalah setiap partikel fluida diikuti di setiap titik. Sifat – sifat fluida ditentukan sebagaimana partikel fluida bergerak. Dan model Eulerian-Eulerian

disebut model aliran *granular*. *Granular flow models* (GFM) berbasis rangkaian kesatuan dan lebih sesuai untuk simulasi besar dan kompleks pada reaktor *fluidized bed* yang terdiri dari jutaan solid partikel.

### Model Komputasi

Persamaan dari sistem yang termasuk konservasi masa dan persamaan momentum dari fasa padat dan gas yang dikembangkan berdasarkan model Eulerian-Eulerian, menggunakan pendekatan rata-rata.

Persamaan-persamaan berikut yaitu [1]: Volum fraksi dari fasa-fasa harus berjumlah satu yaitu:

$$\varepsilon_g + \varepsilon_s = 1 \quad (1)$$

Persamaan kontinuitas untuk fasa gas-padat tanpa pemindahan masa antar fasa yaitu:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{v}_g) = 0$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_s \rho_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \vec{v}_s) = 0$$

Persamaan momentum untuk fasa gas dan padat dapat dijelaskan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_g \rho_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) = \\ - \epsilon_g \nabla p_g + \nabla \cdot \tau_g + \epsilon_g \rho_g \vec{g} + \beta_{gs}(\vec{v}_g - \vec{v}_s) \\ \frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\epsilon_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = \\ - \epsilon_s \nabla p_g - \nabla p_s + \nabla \cdot \tau_s + \epsilon_s \rho_s \vec{g} + \beta_{gs}(\vec{v}_s - \vec{v}_g) \end{aligned}$$

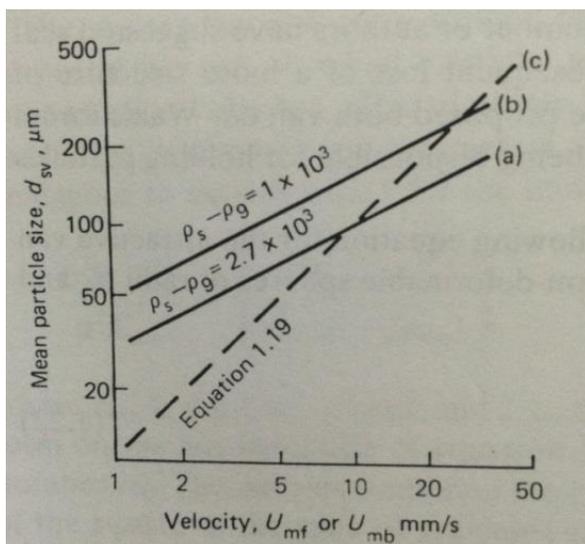
Kecepatan minimum fluidisasi dapat dihitung dari persamaan [3]:

$$U_{mf} = \frac{\epsilon_{mf}^3}{180(1-\epsilon_{mf})} \frac{(\rho_s - \rho_g)(\phi d_p)^2 g}{\mu} \quad (6)$$

Kecepatan minimum *bubbling*,  $U_{mb}$  dapat ditentukan secara proporsional dari ukuran partikel [3]:

$$U_{mb} = K_{mb} d_{sm} \quad (7)$$

Pada Gambar 1 menjelaskan bahwa semakin besar partikel maka kecepatan minimum fluidisasi dan *bubbling* semakin besar [2].



Gambar 1. Kecepatan minimum fluidisasi (a,b) dan kecepatan minimum *bubbling* (c)

Interaksi antar gas dan padatan dikemukakan dalam bentuk *drag force*, dimana digunakan pertukaran momentum antara fase gas dan fase padat. Koefisien *Drag* berkaitan dengan sifat-sifat dari dua fasa tersebut. Syamlal and O'Brien adalah koefisien *Drag* yang umumnya digunakan pada *fluidized beds* [3].

$$K_{sg} = \frac{3\alpha_s \alpha_g \rho_g}{4v_{r,s}^2 d_s} \left( 0.63 \frac{4.8}{\sqrt{Re_s}} \right)^2 x$$

$$\left( \frac{Re_s}{v_{r,s}} \right) |v_s - v_g| \quad (8)$$

Informasi untuk geometri dan kondisi operasi dari simulasi *fluidized bed* dapat dilihat pada Tabel 1.

### Metodologi Penelitian

Penelitian ini menggunakan ANSYS FLUENT 14.0 sebagai software untuk menganalisa dinamika fluida dan GAMBIT sebagai software untuk membangun geometri dari *fluidized bed*.

Dimensi dari *fluidized bed* yang digunakan memiliki tinggi chamber 2m, diameter chamber sebesar 164mm, tinggi distributor udara 10cm, diameter distributor udara 50mm dan besar pori distributor udara 5mm berjumlah 30 buah dengan masing-masing 6 buah pori pada setiap baris.

Partikel yang digunakan berjenis Geldart B yaitu pasir silika dengan diameter partikel 175, 275  $\mu\text{m}$  sedangkan ketinggian partikelnya adalah 88 cm. Kecepatan distributor udara bervariasi yakni 0,1 ; 0,2 ; 0,3 ; 0,4 ; 0,5 ; 0,6 ; 0,7 ; 0,8 ; 0,9 ; 1 m/s (lihat Tabel 1).

### Diskusi dan Analisa

Pada Gambar 2 adalah perbandingan volum fraksi pada kecepatan 0,1 – 1 m/s<sup>2</sup> pada detik ke 4. Terlihat bahwa proses terjadinya *bubbling* dimulai pada kecepatan 0.3 m/s<sup>2</sup> pada detik ke 4 untuk partikel dengan diameter 175  $\mu\text{m}$ .

Jika dilihat pada Gambar 2 semakin besar kecepatan udara masuk maka partikel ke-1 ( $\varnothing = 0.175$  mm) akan terekskansi keatas dan koefisien drag juga semakin kecil. Jika dibandingkan antara Gambar 2 dan Gambar 3 untuk kecepatan 1 m/s maka partikel ke-2 ( $\varnothing = 0.275$  mm) belum terekskansi keatas disebabkan karena semakin besar diameter maka kecepatan fluidisasi minimum juga semakin besar. Pada Gambar 3 terlihat bahwa terjadinya *bubbling* lebih sedikit. Hal ini disebabkan oleh karena diameter partikel ke-2 ( $\varnothing = 0.275$  mm) yang lebih besar sehingga hanya terjadi fenomena *fixed bed*. Hal ini sesuai dengan pernyataan Cloete dan Johansen [4].

### Kesimpulan

Dari hasil analisa tersebut maka dapat diambil kesimpulan bahwa semakin besar kecepatan udara masuk dan diameter partikel maka partikel akan semakin cepat terekskansi ke atas serta kecepatan minimum fluidisasi

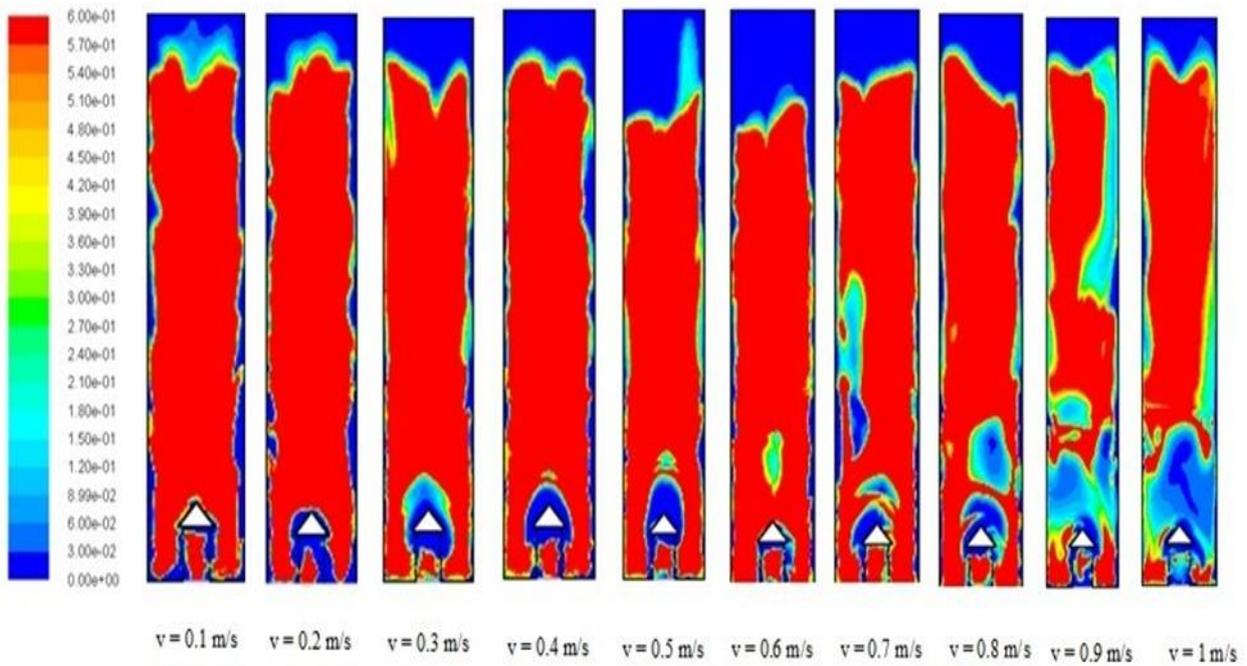
juga semakin besar. Fenomena *bubbling* semakin lambat terbentuk jika diameter partikel diperbesar.

### Referensi

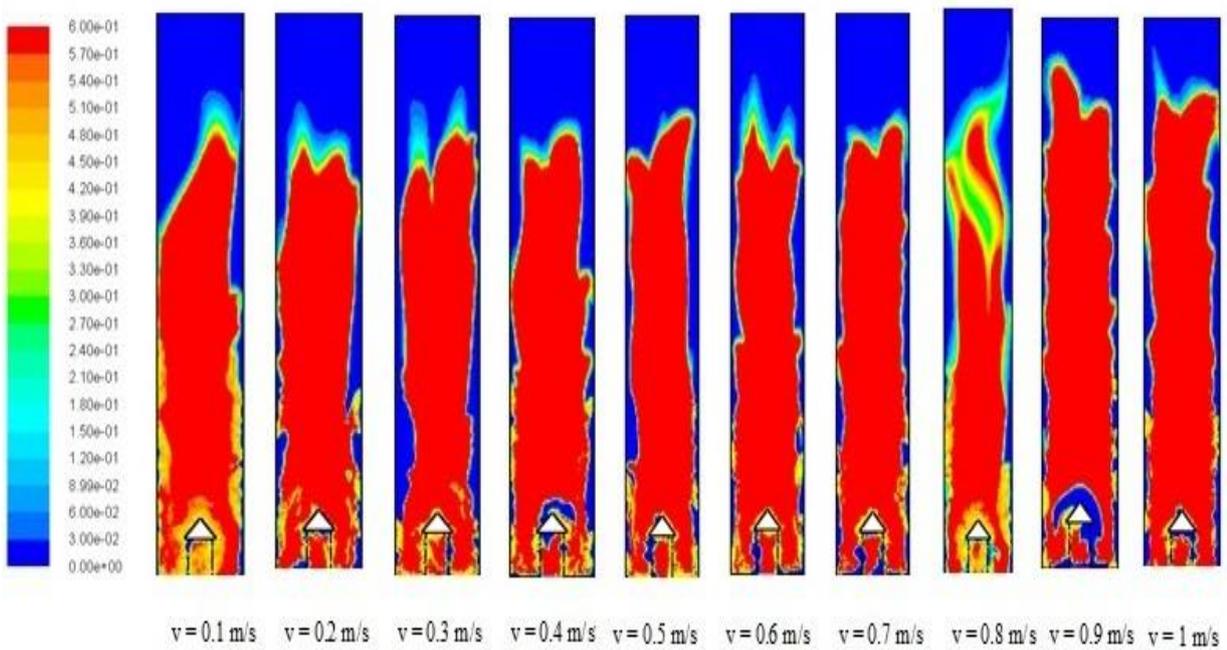
- [1] Geldart, D.1971. *The Effect of Particle Size and Size Distribution on the Behaviour of Gas-Fluidized beds*. Bradford.
- [2] M. Satrio, Agus. Fluidisasi. Modul Operasi Laboratorium Teknik Kimia. 2008. Cilegon: Universitas Sultan Ageng.
- [3] Gidaspow, Dimitri. 1994. *Multiphase Flow and Fluidization*. Chicago: Academic Press Inc.
- [4] Cloete, Schalk; Johansen, Stein Tore; Amini, Shahriar. 2014. *Grid independence behaviour of fluidized bed reactor simulations using the Two Fluid Model: Effect of particle size*. NTNU Department of Energy and Process technology, Trondheim, Norway.

Tabel 1. Properti Simulasi

Simbol	Deskripsi	Nilai	Keterangan
$\rho_s$	Masa jenis padatan	2650 kg/m <sup>3</sup>	Pasir silika
$\rho_g$	Masa jenis gas	1.255 kg/m <sup>3</sup>	Pada kondisi udara ambient
$d_s$	Diameter partikel	175, 275 $\mu$ m	Tiga ukuran partikel
$D_t$	Diameter chamber	164 mm	Nilai tetapan
$H_1$	Tinggi chamber	2000 mm	Nilai tetapan
$H_0$	Tinggi awal partikel pada bed	88 cm	Nilai tetapan
$U_g$	Kecepatan awal gas	0 – 1 m/s	0.1 ; 0.2 ; 0.3 ; 0.4 ; 0.5 ; 0.6 ; 0.7 ; 0.8 ; 0.9 ; 1 m/s
	Kondisi batas masuk	Kecepatan	
	Kondisi batas keluar	Aliran keluar	
$\Delta_t$	Langkah waktu	0.01 s	Ditentukan
	iterasi	20	Ditentukan
	Kriteria konvergensi	10 <sup>-3</sup>	Ditentukan



Gambar 2. Perbandingan Volum Fraksi Diameter 0.175 mm



Gambar 3. Perbandingan Volum Fraksi Diameter 0.275 mm