

INVESTIGASI NUMERIK PENGARUH PENAMBAHAN *ROTARY AGITATOR* TERHADAP KARAKTERISTIK HIDRODINAMIKA *GAS-SOLID FLUIDIZED BED* DENGAN PENDEKATAN *TWO FLUID MODEL-KINETIC THEORY OF GRANULAR FLOW*

*Luhung Damarran Achmad¹, Eflita Yohana², Mohammad Tauviqirrahman²

¹Mahasiswa Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik, Universitas Diponegoro

²Dosen Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik, Universitas Diponegoro

Jl. Prof. Sudharto, SH., Tembalang-Semarang 50275, Telp. +62247460059

*E-mail: luhungachmad@students.undip.ac.id

Abstrak

Penelitian ini bertujuan untuk menganalisis karakteristik sistem *gas-solid fluidized bed* dengan penambahan *rotary agitator* bersumbu horizontal. Karakteristik seperti penurunan tekanan, standar deviasi penurunan tekanan, serta distribusi fraksi volume padatan diinvestigasi dengan metode CFD. *Two-fluid model* (TFM) dan *kinetic theory of granular flow* (KTGF) digunakan sebagai pendekatan untuk memodelkan fenomena fluidisasi kompleks yang terjadi dalam sistem *agitated gas-solid fluidized bed*. Dari 4 variasi yang dimodelkan, didapat hasil dimana variasi dengan volume *rotary domain* terbesar memiliki nilai penurunan tekanan terendah senilai 315.135 Pa pada kecepatan pengadukan 6.28 rad/s. Untuk standar deviasi penurunan tekanan, nilai terendah diberikan oleh variasi dengan volume *rotary domain* terkecil senilai 75.666 Pa pada kecepatan pengadukan 6.28 rad/s.

Kata kunci: CFD, *gas-solid fluidized bed*, *lean region*, *rotary agitator*

Abstract

This study aims to analyze the characteristic of *gas-solid fluidized bed* system with the addition of horizontal *rotary agitator*. Characteristics such as pressure drop, standard deviation of pressure drop, and solid volume fraction distribution are investigated using CFD method. *Two-fluid model* (TFM) and *kinetic theory of granular flow* (KTGF) are used model the complex fluidization phenomenon inside the *agitated gas-solid fluidized bed* system. From 4 variations that are modelled, the result shows that variation with the largest *rotary domain* volume has the lowest pressure drop with the value of 315.135 Pa on 6.28 rad/s agitation speed. For standard deviation of pressure drop, the lowest value is given by variation with the smallest *rotary domain* volume with the value of 75.666 Pa on 6.28 rad/s agitation speed.

Keywords: CFD, *gas-solid fluidized bed*, *lean region*, *rotary agitator*

1. Pendahuluan

Gas-solid fluidized bed merupakan salah satu jenis sistem yang banyak digunakan dalam industri, dimana salah satu aplikasinya ialah sebagai *fluidized bed dryer* atau FBD. FBD merupakan alat pengering dengan metode *hot-air drying* dengan kelebihan yaitu laju transfer panas dan massa yang tinggi, sehingga waktu pengeringan yang cepat dapat tercapai [1]. Dalam setiap sistem *gas-solid fluidized bed* terdapat fenomena *bubbling*, yaitu fenomena terbentuknya ruang hampa dengan sedikit atau tidak sama sekali partikel padat di dalamnya [2]. Adanya *bubble* dapat menurunkan efisiensi sistem *gas-solid fluidized bed* dengan menurunkan efisiensi kontak intrafasa [3]. Salah satu cara dalam mengurangi dampak buruk timbulnya *bubble* ialah dengan menambahkan gaya eksternal seperti pengadukan mekanis melalui *rotary agitator*. Efek pengadukan mekanis yang diberikan oleh *rotary agitator* dapat mengurangi dan bahkan menghilangkan *bubble*, sehingga kualitas fluidisasi yang baik dapat tercapai [4].

Untuk mengetahui secara detail pengaruh penambahan *rotary agitator* pada FBD, beberapa studi telah dilakukan secara eksperimental maupun numerik. Hoffman, Penicka, dan Fort [5] melakukan studi eksperimental untuk mengetahui pengaruh berbagai jenis bentuk agitator terhadap karakteristik pengeringan partikel dengan sifat lengket. Studi tersebut menyimpulkan bahwasannya fluidisasi dapat terjadi dengan baik, dengan penurunan waktu pengeringan yang dilakukan dengan FBD yang telah ditambahkan *rotary agitator* sebanyak 63% dibandingkan dengan FBD tanpa pengaduk. Bait et al. [6] melakukan studi eksperimental untuk mengetahui pengaruh berbagai jenis bentuk agitator serta variasi kondisi operasi FBD terhadap pengeringan partikel CaCO_3 . Dari studi tersebut ditemukan bahwasannya laju pengeringan pada

FBD yang ditambahkan *rotary agitator* berbentuk spiral meningkat drastis jika dibandingkan dengan FBD tanpa pengaduk.

Meskipun terdapat berbagai kemajuan dalam studi eksperimental terkait pengaruh penambahan *rotary agitator* pada *gas-solid fluidized bed*, terdapat kesulitan untuk mendapatkan informasi detail karena limitasi teknik pengukuran yang ada [7]. Oleh sebab itu, studi numerik seperti *computational fluid dynamics* (CFD) dilakukan untuk memprediksi aliran fluida kompleks yang terjadi di dalam sistem *agitated gas-solid fluidized bed* [8]. Dengan CFD, terdapat dua model utama berdasarkan bagaimana fasa padat diperlakukan: model Eulerian-Eulerian dan model Eulerian-Lagrangian [9].

Model Eulerian-Eulerian merupakan model dimana fasa solid terdispersi serta fasa gas diperlakukan sebagai “*interpenetrating continua*”. Di sisi lain, model Eulerian-Lagrangian melacak fasa padat pada tingkat partikel dengan mengikuti lintasan dari setiap partikel [9]. *Two-fluid model* (TFM) dan *discrete phase model* (DPM) secara berurutan merupakan model populer dari model Eulerian-Eulerian dan Eulerian-Lagrangian. TFM memiliki keunggulan berupa kemampuan kalkulasi aliran kompleks dengan diameter partikel yang sama secara baik, sedangkan keunggulan DPM ialah kemampuannya dalam mengkalkulasi sistem *polydisperse* [10].

Terdapat beberapa studi numerik yang menginvestigasi *gas-solid fluidized bed* dengan tambahan *rotary agitator* menggunakan metode CFD dengan model TFM. Wang et al. [7] dalam studinya menginvestigasi pengaruh kecepatan pengaduk terhadap kualitas fluidisasi partikel dalam *agitated gas-solid fluidized bed* dan menemukan bahwasanya ukuran *bubble* di dalam bed partikel mengecil seiring dengan penambahan kecepatan pengadukan. Li et al. [11] menginvestigasi pengaruh lebar dan orientasi *rotary agitator* yang ditambahkan pada sistem *gas-solid fluidized bed* dan menemukan peningkatan kualitas fluidisasi sistem *gas-solid fluidized bed* serta pemecahan *bubble* dengan sudu pengaduk yang lebih lebar.

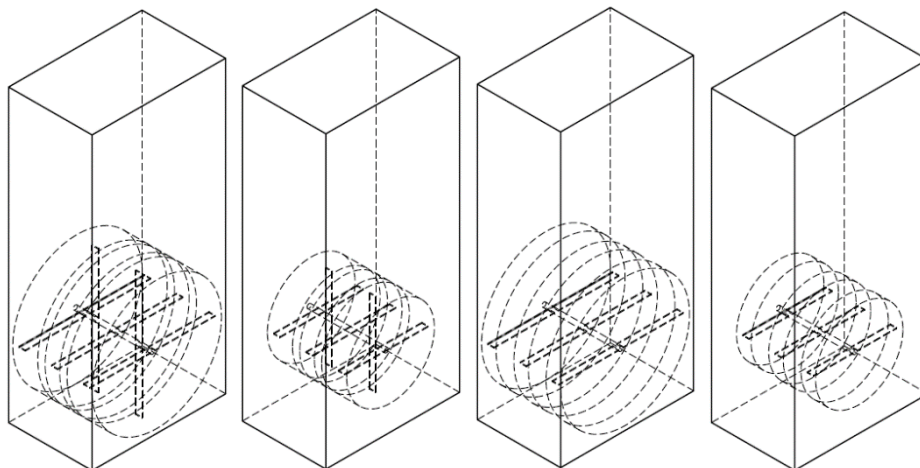
Dari studi-studi yang telah disebutkan sebelumnya, seluruh *rotary agitator* yang ditambahkan pada *gas-solid fluidized bed* memiliki orientasi vertikal atau divariasikan hingga memiliki kemiringan 60°. Belum ada literatur yang menginvestigasi secara detail pengaruh penambahan *rotary agitator* dengan orientasi horizontal pada *gas-solid fluidized bed* vertikal. Oleh sebab itu, tujuan penelitian ini adalah untuk mengetahui pengaruh penambahan *rotary agitator* dengan sumbu horizontal pada *gas-solid fluidized bed* vertikal melalui studi numerik menggunakan metode CFD dengan model TFM. Penelitian akan dilakukan dengan menggunakan 4 desain *rotary agitator* dengan variasi jumlah dan diameter sudu pengaduk. Penelitian ini diharapkan dapat memberikan informasi terkait kualitas fluidisasi yang terjadi di dalam *gas-solid fluidized bed* vertikal ketika ditambahkan *rotary agitator* dengan sumbu horizontal.

2. Metode Penelitian

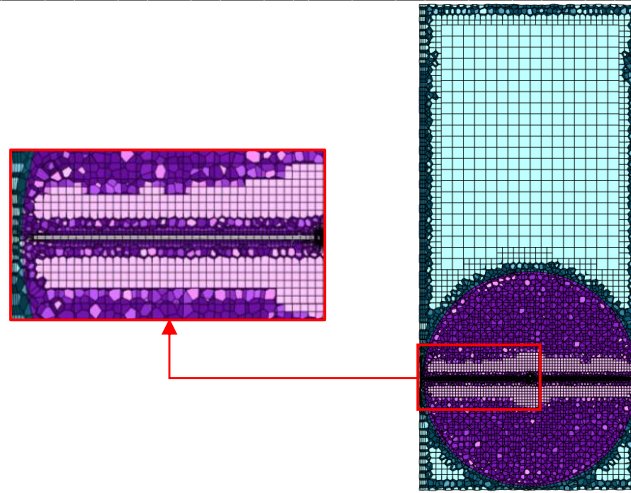
Studi numerik dalam penelitian ini menggunakan perangkat lunak SOLIDWORKS 2018 dan ANSYS Fluent 2020 R1. SOLIDWORKS 2018 digunakan untuk membentuk model *gas-solid fluidized bed* beserta *rotary agitator* yang akan digunakan. Di sisi lain, ANSYS Fluent 2020 R1 digunakan untuk mensimulasikan aliran fluida kompleks yang terbentuk dalam sistem *agitated gas-solid fluidized bed*.

2.1 Model Sistem Agitated Gas-Solid Fluidized Bed

Model *agitated gas-solid fluidized bed* terdiri atas 4 variasi kombinasi jumlah serta diameter sudu yang bertujuan untuk mengetahui pengaruhnya terhadap kualitas hidrodinamika *agitated gas-solid fluidized bed*. 4 variasi sistem *agitated gas-solid fluidized bed* dapat dilihat dalam Gambar 1. Detail geometri *gas-solid fluidized bed* beserta variasi *rotary agitator* yang digunakan dalam penelitian ini disajikan dalam Tabel 1. *Meshing* dilakukan dengan ANSYS Fluent Mesh dengan jenis *mesh poly-hexcore* dengan hasil yang disajikan dalam Gambar 2.



Gambar 1. Variasi Sistem Agitated Gas-Solid Fluidized Bed



Gambar 2. Poly-Hexcore Mesh dari Sistem Agitated Gas-Solid Fluidized Bed

Tabel 1. Detail Variasi Geometri

| Geometri | Keterangan Variasi | | | |
|---------------------|--------------------|-----|-----|-----|
| | 1 | 2 | 3 | 4 |
| Panjang Kolom (mm) | 320 | 320 | 320 | 320 |
| Lebar Kolom (mm) | 200 | 200 | 200 | 200 |
| Tinggi Kolom (mm) | 700 | 700 | 700 | 700 |
| Diameter Sudu (mm) | 300 | 200 | 300 | 200 |
| Jumlah Sudu | 5 | 5 | 3 | 3 |
| Panjang Poros (mm) | 185 | 185 | 185 | 185 |
| Diameter Poros (mm) | 10 | 10 | 10 | 10 |

2.2 Persamaan Dalam TFM-KTGF

Simulasi *agitated gas-solid fluidized bed* dalam penelitian ini dilakukan dengan pendekatan *two-fluid model* (TFM) yang meliputi persamaan kontinuitas dan persamaan momentum untuk fasa gas dan padat. Dalam pendekatan TFM, kedua fasa fluida memiliki fraksi volume yang jika dijumlahkan bernilai 1, sesuai dengan persamaan 1 [12].

$$\alpha_g + \alpha_s = 1 \quad (1)$$

Pada persamaan 1, α merupakan fraksi volume, dengan subskrip g dan s secara berurutan menunjukkan fasa gas dan padat. Persamaan kontinuitas untuk fasa gas dan fasa padatan terdispersi secara berurutan diberikan dalam persamaan 2 dan 3 [10].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla(\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) = 0 \quad (2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s) + \nabla(\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) = 0 \quad (3)$$

Ketika transfer massa antar fasa, gaya tubuh eksternal, gaya angkat, dan gaya massa virtual diabaikan, maka persamaan momentum untuk kedua fasa secara berurutan diberikan dalam persamaan 4 dan 5 [13].

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) = \nabla \cdot \vec{\tau}_g + \alpha_g \rho_g g - \alpha_g \nabla P - K_{gs}(\vec{v}_g - \vec{v}_s) \quad (4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = \nabla \cdot \vec{\tau}_s + \alpha_s \rho_s g - \alpha_s \nabla P - \nabla p_s + K_{gs}(\vec{v}_g - \vec{v}_s) \quad (5)$$

Transfer gaya atau momentum antar fasa dideskripsikan dengan hukum *drag*, yang mana dalam penelitian ini menggunakan hukum *drag* Gidaspow. Hukum *drag* Gidaspow merupakan kombinasi dari persamaan Ergun dengan Wen dan Yu, dan disajikan dalam persamaan 6 [9].

$$K_{gs} = \begin{cases} 150 \frac{\alpha_s (1 - \alpha_g) \mu_g}{\alpha_g d^2} + 1.75 \frac{\rho_g \alpha_s |\vec{v}_g - \vec{v}_s|}{d} & \text{jika } \alpha_g \leq 0.8 \\ \frac{3}{4} C_D \frac{\rho_g \alpha_g \alpha_s |\vec{v}_g - \vec{v}_s|}{d} \alpha_g^{-2.65} & \text{jika } \alpha_g > 0.8 \end{cases} \quad (6)$$

Pada persamaan 6, C_D merupakan koefisien *drag* partikel satuan, dengan nilai yang diberikan sesuai dengan persamaan 7.

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15(Re_p)^{0.687}) & \text{jika } Re_p \leq 1000 \\ 0.44 & \text{jika } Re_p > 1000 \end{cases} \quad (7)$$

Kinetic theory of granular flow (KTGF) digunakan dalam mendapatkan *properties* dari fasa padat. KTGF mengasumsikan bahwa gerak acak dari partikel yang disebabkan oleh tumbukan dapat dianalogikan seperti gerak termal molekul dalam gas. Temperatur granular (Θ_s) digunakan untuk mendefinisikan fluktuasi energi turbulen dari fasa padat [9]. Persamaan transpor temperatur granular yang diturunkan oleh Ding dan Gidaspow [14] disajikan dalam persamaan 8.

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s \Theta_s) + \nabla (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \Theta_s) \right] = (-p_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) : \nabla \vec{v}_s + \nabla (k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s) - \gamma_{\Theta_s} + \Phi_{gs} \quad (8)$$

Pada persamaan 8, empat suku pada sisi kanan persamaan secara berurutan menyatakan produksi energi granular, difusi temperatur granular, disipasi energi granular karena tumbukan inelastik antar partikel, dan pertukaran energi antar fasa gas dan fasa padat [15]. Dengan mengasumsikan energi granular yang dihasilkan dan menghilang berada dalam kondisi equilibrium, persamaan transpor temperatur granular dapat digunakan dalam bentuk aljabar yang mengabaikan suku konveksi serta suku difusi dan disajikan dalam persamaan 9 [15]. Persamaan lainnya yang digunakan dalam KTGF disajikan dalam Tabel 2 [14,16–18].

$$0 = (-p_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) : \nabla (k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s) - \gamma_{\Theta_s} + \Phi_{gs} \quad (9)$$

Tabel 2. Persamaan dalam KTGF

| Persamaan | Definisi Persamaan |
|--------------------------|--|
| Disipasi Energi Granular | $\gamma_{\Theta_s} = \frac{12(1 - e_{ss}^2) g_0}{d_s \sqrt{\pi}} \rho_s \alpha_s \Theta_s^{\frac{3}{2}}$ |
| <i>Solids Pressure</i> | $p_s = \alpha_s \rho_s \Theta_s [1 + 2g_0 \alpha_s (1 + e_{ss})]$ |
| Fungsi Distribusi Radial | $g_0 = \frac{1}{1 - (\alpha_s / \alpha_{s,max})^{1/3}}$ |
| Viskositas Granular | $\mu_s = \mu_{s,coll} + \mu_{s,kin} + \mu_{s,fr}$ |
| Viskositas Tumbukan | $\mu_{s,coll} = \frac{4}{5} \alpha_s \rho_s d_s g_0 (1 + e_{ss}) \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2}$ |
| Viskositas Kinetik | $\mu_{s,kin} = \frac{10d_s \rho_s \sqrt{\Theta_s \pi}}{96 \alpha_s (1 + e_{ss}) g_0} \left[1 + \frac{4}{5} g_0 \alpha_s (1 + e_{ss}) \right]^2$ |
| Viskositas Gesekan | $\mu_{s,fr} = \frac{p_{friction} \sin \varphi}{2 \sqrt{I_{2D}}}$ |
| Viskositas Bulk | $\lambda_s = \frac{4}{3} \alpha_s^2 \rho_s d_s g_0 (1 + e_{ss}) \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2}$ |

2.3 Pengaturan Simulasi CFD

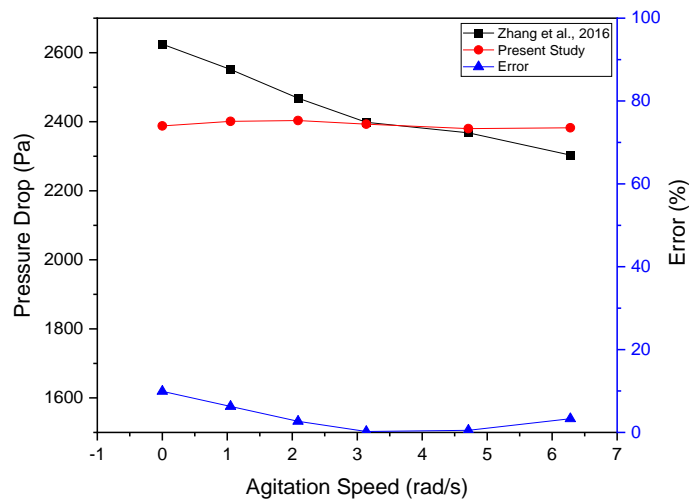
Simulasi CFD dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak ANSYS Fluent 2020 R1, dimana pendekatan *two-fluid model* (TFM) dan *kinetic theory of granular flow* (KTGF) digunakan untuk memodelkan interaksi fasa gas dengan padat dalam sistem *agitated gas-solid fluidized bed*. Model turbulensi yang digunakan ialah *dispersed standard k-ε* yang dapat memberikan hasil simulasi yang baik untuk kasus *gas-solid fluidized bed* dengan penggunaan sumber daya komputasi dan waktu yang efisien [19–21]. Algoritma *phase-coupled SIMPLE* digunakan untuk mengkopel tekanan dan kecepatan dari *flow field* [8,11]. *Multiple reference frame* (MRF) digunakan untuk memodelkan *rotary domain* atau daerah yang terpengaruh efek pengadukan dari *rotary agitator* [3]. Paramater-parameter pengaturan simulasi CFD lainnya disajikan dalam Tabel 3.

Tabel 3. Skema Pengaturan Simulasi

| Parameter | Keterangan |
|--|-----------------------|
| Diameter partikel (mm) | 1 |
| Tinggi <i>bed</i> partikel (mm) | 280 |
| Densitas partikel (kg/m ³) | 640 |
| Fraksi volume padatan awal | 0.626 |
| Koefisien restitusi antar partikel | 0.9 |
| Densitas udara (kg/m ³) | 1.225 |
| Viskositas gas (kg/ms) | 1.79×10 ⁻⁵ |
| Kecepatan gas (m/s) | 0.215 |
| Kecepatan pengadukan (rad/s) | 0, 3.14, 6.28 |
| <i>Time step size</i> | 0.0001 |
| Jumlah <i>time step</i> | 40000 |

2.4 Studi Validasi dan Uji Grid

Studi validasi dilakukan dengan menggunakan data eksperimen dari studi yang telah dilakukan oleh Zhang *et al.* [3] untuk mengetahui kebenaran metode serta pengaturan simulasi yang digunakan. Validasi yang dilakukan menunjukkan eror penurunan tekanan tertinggi sebesar 9.92%, sehingga ditarik kesimpulan bahwa metode yang digunakan telah valid dan akan digunakan dalam simulasi-simulasi selanjutnya. Uji grid yang dilakukan pada seluruh variasi memberikan eror tertinggi antara *finest mesh* dengan *coarsest mesh* sebesar 3.02%, sehingga hasil simulasi dinyatakan telah independen dari besar *grid*. Grafik perbandingan nilai penurunan tekanan hasil simulasi dengan data eksperimental dalam studi validasi disajikan dalam Gambar 3.



Gambar 3. Grafik Perbandingan Nilai Penurunan Tekanan Hasil Simulasi dengan Data Eksperimental

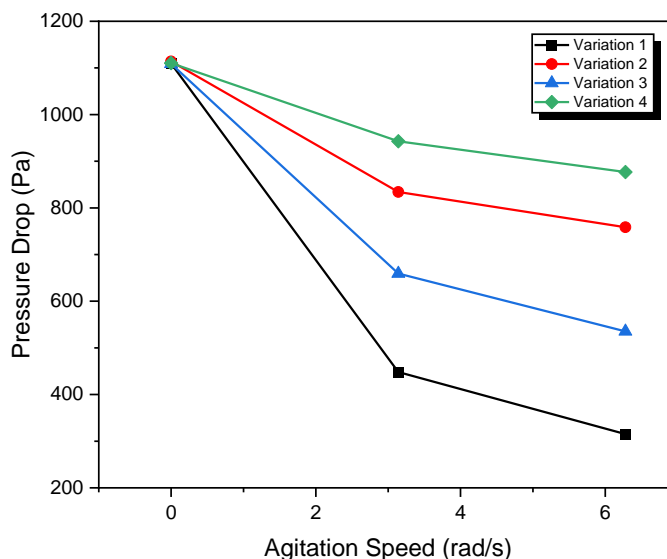
3. Hasil dan Pembahasan

3.1 Penurunan Tekanan

Plot penurunan tekanan yang telah dirata-ratakan dengan waktu terhadap kecepatan agitator untuk variasi 1, 2, 3, dan 4 disajikan dalam Gambar 3. Dapat dilihat bahwa untuk seluruh variasi, penurunan tekanan memiliki tren menurun seiring dengan meningkatnya kecepatan agitator. Saat *rotary agitator* dalam keadaan statis (memiliki kecepatan 0 rad/s), seluruh variasi memiliki nilai penurunan tekanan yang kurang lebih sama. Namun, ketika *rotary agitator* mulai berputar pada kecepatan 3.28 rad/s dan 6.28 rad/s, variasi 1 menghasilkan penurunan tekanan yang lebih rendah jika dibandingkan dengan variasi lain, yang kemudian diikuti dengan variasi 3, 2, dan 4. Variasi 1 memiliki nilai penurunan tekanan terendah dengan nilai 1109.476 Pa, 448.162 Pa, dan 315.135 Pa secara berurutan pada kecepatan pengadukan 0 rad/s, 3.14 rad/s, dan 6.28 rad/s. Variasi 4 memiliki nilai penurunan tekanan tertinggi dengan nilai 1110.259 Pa, 942.876 Pa, dan 876.985 Pa secara berurutan pada kecepatan pengadukan 0 rad/s, 3.14 rad/s, dan 6.28 rad/s.

Nilai penurunan tekanan berkaitan erat dengan densitas dari *bed* partikel. Dalam penelitian ini, *rotary agitator* bersumbu horizontal berperilaku sebagai *axial-flow agitator* yang mampu memengaruhi densitas *bed* partikel, sehingga fluktuasi *densitas bed* partikel terjadi seiring dengan adanya efek pengadukan dari *rotary agitator*. Selain itu, efek pengadukan yang diberikan oleh *rotary agitator* juga mampu menambah energi kinetik dalam *bed* partikel, sehingga terjadi penurunan tekanan seiring dengan bertambahnya kecepatan pengadukan. Hal ini menjelaskan mengapa nilai

penurunan tekanan semakin rendah seiring dengan bertambahnya kecepatan pengadukan. Penemuan ini juga sejalan dengan penelitian-penelitian sebelumnya terkait sistem *agitated gas-solid fluidized bed* [4,8,11].



Gambar 3. Grafik Penurunan Tekanan terhadap Kecepatan Pengadukan

3.2 Standar Deviasi Penurunan Tekanan

Plot standar deviasi penurunan tekanan yang telah dirata-ratakan dengan waktu terhadap kecepatan pengadukan disajikan dalam Gambar 4. Dapat dilihat bahwasannya pada kecepatan pengadukan 0 rad/s dimana *rotary agitator* sedang dalam keadaan stasioner, seluruh variasi memiliki standar deviasi penurunan tekanan yang rendah. Pada kecepatan pengadukan 0 rad/s, Nilai terendah standar deviasi penurunan tekanan terjadi pada variasi 3 dengan nilai 20.6 Pa dan nilai tertinggi terjadi pada variasi 2 dengan nilai 24.37 Pa. Namun, seiring dengan bertambahnya kecepatan pengadukan, nilai standar deviasi penurunan tekanan mengalami kenaikan.

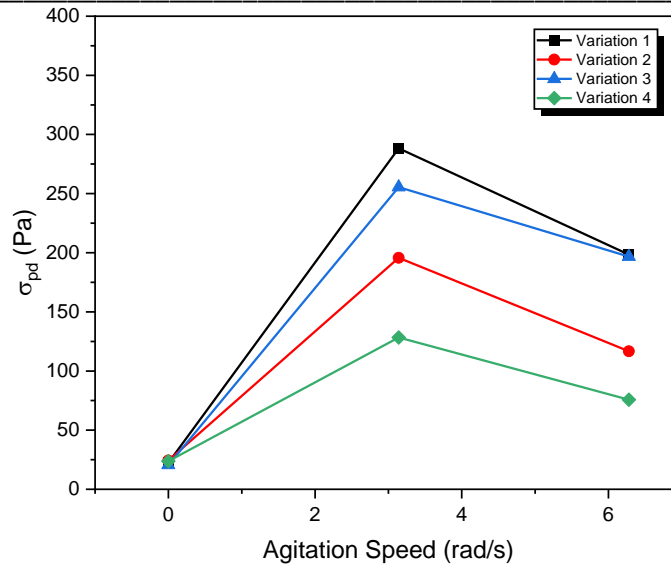
Pada kecepatan pengadukan 3.14 rad/s, nilai tertinggi standar deviasi penurunan tekanan terjadi pada variasi 1 dengan nilai 288.31 Pa yang diikuti dengan variasi 3, variasi 2, dan terakhir yang paling rendah yaitu variasi 4 dengan nilai 128.37 Pa. Pada kecepatan pengadukan 6.28 rad/s, tren nilai standar deviasi penurunan tekanan masih sama dengan kecepatan pengadukan 3.14 rad/s, dimana variasi 1 memiliki nilai tertinggi dengan nilai 198.42 Pa yang diikuti dengan variasi 3, variasi 2, dan terakhir yang paling rendah yaitu variasi 4 dengan nilai 75.66 Pa. Secara umum, standar deviasi penurunan tekanan memiliki nilai rendah ketika tidak adanya efek pengadukan, kemudian nilainya meningkat ketika adanya efek pengadukan di dalam bed partikel dan menurun seiring bertambahnya kecepatan pengadukan.

Berbagai literatur menggunakan nilai standar deviasi penurunan tekanan untuk mendeskripsikan besar *bubble* yang ada dalam *bed* partikel, dimana turunnya nilai standar deviasi penurunan tekanan diasosiasikan dengan mengecilnya besar *bubble* [3,4,11]. Jika turunnya nilai standar deviasi penurunan tekanan diasosiasikan dengan mengecilnya ukuran *bubble*, maka meningkatnya nilai standar deviasi penurunan tekanan pada seluruh variasi geometri ketika adanya efek pengadukan dapat berarti bahwasannya *bubble* dalam *bed* partikel menjadi lebih besar.

4. Kesimpulan

Pada penelitian ini telah dianalisis pengaruh *rotary agitator* terhadap karakteristik hidrodinamik *gas-solid fluidized bed* dengan metode CFD melalui pendekatan TFM-KTGF. Kesimpulan dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Rotary agitator bersumbu horizontal dapat menurunkan nilai penurunan tekanan dalam sistem *agitated gas-solid fluidized bed* secara signifikan. Variasi 1 memiliki nilai penurunan tekanan terendah dengan nilai 1109.476 Pa, 448.162 Pa, dan 315.135 Pa secara berurutan pada kecepatan pengadukan 0 rad/s, 3.14 rad/s, dan 6.28 rad/s. Variasi 4 memiliki nilai penurunan tekanan tertinggi dengan nilai 1110.259 Pa, 942.876 Pa, dan 876.985 Pa secara berurutan pada kecepatan pengadukan 0 rad/s, 3.14 rad/s, dan 6.28 rad/s.



Gambar 4. Grafik Standar Deviasi Penurunan Tekanan terhadap Kecepatan Pengadukan

2. Sebaliknya, nilai standar deviasi penurunan tekanan mengalami peningkatan ketika efek pengadukan diberikan pada bed partikel. Variasi 1 memiliki nilai standar deviasi penurunan tekanan tertinggi dengan nilai 22.430 Pa, 288.317 Pa, dan 198.429 Pa secara berurutan pada kecepatan pengadukan 0 rad/s, 3.14 rad/s, dan 6.28 rad/s. Variasi 4 memiliki nilai standar deviasi penurunan tekanan terendah dengan nilai 23.820 Pa, 128.375 Pa, dan 75.666 Pa secara berurutan pada kecepatan pengadukan 0 rad/s, 3.14 rad/s, dan 6.28 rad/s.

5. Daftar Pustaka

- [1] Sivakumar R, Saravanan R, Elaya Perumal A, Iniyan S. Fluidized bed drying of some agro products - A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* [Internet]. Elsevier; 2016;61:280–301. Tersedia di: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2016.04.014>
- [2] Zenz FA. *The Fluid Mechanics of Bubbling Beds*. Fibonacci Quarterly. 1978;16:171–83.
- [3] Zhang YJ, Wang JJ, Gu XP, Feng LF, Wu B. CFD simulation of an agitated gas-fluidized bed: Effects of particle-particle restitution coefficient on the hydrodynamics. *Chemical Engineering Research and Design*. 2016;111:353–61.
- [4] Han Y, Wang JJ, Gu XP, Feng LF, Hu GH. Homogeneous Fluidization of Geldart D Particles in a Gas-Solid Fluidized Bed with a Frame Impeller. *Ind Eng Chem Res*. 2012;51:16482–7.
- [5] Hoffman P, Penicka M, Fort I. Effect of fluidized bed stirring on drying process of adhesive particles. *Chem Biochem Eng Q*. 2017;31:1–10.
- [6] Bait RG, Pawar SB, Banerjee AN, Mujumdar AS, Thorat BN. Mechanically agitated fluidized bed drying of cohesive particles at low air velocity. *Drying Technology*. 2011;29:808–18.
- [7] Wang J-J, Han Y, Gu X-P, Feng L-F. Effect of Agitation on the Fluidization Behavior of a Gas-Solid Fluidized Bed with a Frame Impeller. *AIChE Journal*. 2012;00:1–9.
- [8] Lv B, Deng X, Shi C, Fang C. Effect of agitation on hydrodynamics and separation performance of gas-solid separation fluidized bed. *Powder Technol*. 2021;388:129–38.
- [9] Li T, Xu Y. Computational fluid dynamics and its application to fluidization. In: Grace JR, Xiaotao B, Naoko E, editors. *Essentials of Fluidization Technology*. Weinheim, Germany: Wiley-VCH Verlag GmbH; 2020. p. 109–29.
- [10] Blehrmühlhuber M. *CFD Simulation of Hydrodynamics in Fluidized Beds*. 2018;100.
- [11] Li X, Liu Y, Wang T, Li N, Zhang T. Experimental and numerical investigations on the hydrodynamics of gas-solid fluidized bed with an inclined agitator. *Powder Technol* [Internet]. Elsevier B.V.; 2021;380:26–38. Tersedia di: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2020.11.054>
- [12] Bejena BD. *Computational Fluid Dynamics (CFD) simulation of a Gas-Solid Fluidized Bed: Residence Time validation study*. KU Leuven; 2017.
- [13] Shi DP, Luo ZH, Guo AY. Numerical simulation of the Gas-solid flow in fluidized-bed polymerization reactors. *Ind Eng Chem Res*. 2010;49:4070–9.
- [14] Ding J, Gidaspow D. A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow. *AIChE Journal*. 1990;36:523–38.
- [15] Ansys. *Ansys Fluent Theory Guide*. ANSYS Inc, USA. 2020;15317:724–46.

-
- [16] Lun CKK, Savage SB, Jeffrey DJ, Chepurniy N. Kinetic theories for granular flow: Inelastic particles in Couette flow and slightly inelastic particles in a general flowfield. *J Fluid Mech.* 1984;140:223–56.
 - [17] Gidaspow D, Bezburuah R, Ding J. Hydrodynamics of circulating fluidized beds: Kinetic theory approach. 7th Fluidization Conference [Internet]. 1992;75–82. Tersedia di: <http://www.osti.gov/scitech/servlets/purl/5896246>
 - [18] Schaeffer DG. Instability in the evolution equations describing incompressible granular flow. *J Differ Equ.* 1987;66:19–50.
 - [19] Hamzehei M. CFD Modeling and Simulation of Hydrodynamics in a Fluidized Bed Dryer with Experimental Validation. *ISRN Mechanical Engineering.* 2011;2011:1–9.
 - [20] Upadhyay M, Kim A, Kim H, Lim D, Lim H. An assessment of drag models in eulerian–eulerian cfd simulation of gas–solid flow hydrodynamics in circulating fluidized bed riser. *ChemEngineering.* 2020;4:1–19.
 - [21] Wang S, Chen Y, Jia Y, Tian R, Sun Q, Fan J, et al. Numerical simulation of flow behavior of particles in a gas-solid stirred fluidized bed. *Powder Technol.* 2018;338:119–28.