

Analisis Aliran Fluida pada Gas-Solid V Shaped Fluidized bed Reaktor dengan Computational Fluid Dynamics (CFD)

Raka Mahendra Sulistiyo^{1*}, Nur Hayati¹

¹Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik, Universitas Tidar, Magelang

* Penulis Korenspondensi, Alamat Email: rakamahendras@untidar.ac.id

Diterima : 25-05-2023

- Direview : 07-06-2023

- Diterbitkan : 30-06-2023

Intisari

Pemanfaatan gasifikasi untuk menangani problematika sampah menjadi isu penting konservasi lingkungan. Salah satu komponen penting pada sistem gasifikasi adalah desain reaktor dan salah satu umum digunakan yaitu reaktor fluidized bed. Penggunaan reaktor fluidized bed membutuhkan partikel solid yang berbentuk serbuk. Desain reaktor V shaped digunakan dengan ukuran skala laboratorium dengan variasi diameter partikel yaitu 0.3 mm, 0.4 mm dan variasi kecepatan gas masuk yaitu 0.2 m/s, 0.3 m/s, 0.8 m/s. Metode simulasi Computational Fluid Dynamic (CFD) secara 2 dimensi digunakan untuk menganalisis variabel yang ada. Dengan variasi tersebut kondisi fluid bed telah terjadi. Dihasilkan dengan diameter partikel semakin besar cenderung menghasilkan gelembung yang lebih kecil. Kecepatan gas inlet 0.2 m/s menghasilkan gelembung yang lebih besar dibanding 0.3 m/s, sedangkan 0.8 m/s tidak menghasilkan gelembung pada kondisi fluid bed.

Kata Kunci: Gasifikasi; CFD; fluidized bed; bubbling; V shaped reactor.

Abstract

The use of gasification to deal with waste problems is an important issue of environmental conservation. One of the important components in the gasification system is the reactor design and one commonly used is the fluidized bed reactor. The use of a fluidized bed reactor requires solid particles in the form of powder. The V-shaped reactor design was used with laboratory scale sizes with variations in particle diameter, 0.3 mm, and 0.4 mm. Variations in the inlet gas velocity are 0.2 m/s, 0.3 m/s, 0.8 m/s. Computational Fluid Dynamic (CFD) simulation method in 2 dimensions is used to analyze the existing variables. With these variations, a fluid bed condition has occurred. Produced with a larger particle diameter tends to produce smaller bubbles. The inlet gas velocity of 0.2 m/s produces bigger bubbles than 0.3 m/s, while 0.8 m/s does not produce bubbles.

Keywords: Gasification; CFD; fluidized bed; bubbling; V shaped reactor.

1. Pendahuluan

Gasifikasi merupakan teknologi tepat guna yang memiliki berbagai fungsi untuk mengubah material hidrokarbon menjadi senyawa lain yang lebih bermanfaat. Aplikasi teknologi ini sudah berlangsung lama untuk menyelesaikan beberapa masalah sosial terkait dengan limbah, sampah atau material hidrokarbon yang tidak bisa dimanfaatkan lagi untuk dijadikan bahan bakar alternatif (Wijayanti, 2013). Gasifikasi merupakan proses kimia untuk mengubah material hidrokarbon menjadi bahan bakar yang berguna dengan melibatkan energi panas. Gasifikasi sendiri pada aplikasinya memiliki 3 jenis reaktor yang umum digunakan yaitu *moving bed/fixed bed*, *fluidized bed*, *entrained flow* (Basu, 2010).

Reaktor *fluidized bed* merupakan reaktor yang membutuhkan partikel solid seperti pasir yang tahan panas dikombinasikan dengan aliran fluida gas untuk mencapai kondisi *fluidized bed*. Kontak antara solid dan gas akan membentuk *fluid bed* di dalam reaktor sehingga mampu mendistribusikan panas secara merata didalam reaktor. Feedstock atau biomassa akan di transfer ke dalam *fluid bed* untuk diproses dekomposisi material. Metode *fluidized bed* digunakan pada industri yang besar, tetapi juga sering

diproduksi untuk skala laboratorium yang relatif lebih kecil dan modular. Pada umumnya *fluidized bed* digunakan untuk mencapai kondisi fast pyrolysis yaitu biomassa diproses dalam waktu yang singkat kurang dari 5 detik (Geldart, 1971). Dimana pirolisis merupakan salah satu proses di dalam gasifikasi.

Analisis numerik menggunakan seperti computational fluid dynamics (CFD) sangat membantu untuk mengetahui fenomena yang terjadi seperti interaksi gas dan solid di reaktor gasifikasi. Adanya Analisis CFD menggunakan software dapat meminimalisir biaya yang dikeluarkan untuk melakukan experiment di dalam laboratorium. Selain biaya, juga meminimalisir waktu dan tenaga dalam melakukan experiment. Ranganatan (2016) telah melakukan modeling fast pyrolysis berfokus pada kinetic schemes menggunakan CFD untuk membandingkan dengan data eksperimen laboratorium (Panneerselvam Ranganathan, 2016).

2. Kerangka Teori

Dalam proses untuk mencapai kondisi *fluid bed* terdapat pengaruh dari besar partikel serbuk pasir yang digunakan beserta distribusinya didalam reaktor (Gidasow, 1994).

Mengacu pada (Geldart, 1971), partikel serbuk pasir yang digunakan dalam reaktor *fluid bed* di klasifikasikan menjadi 4 grup berdasarkan dari besar dan karakteristik partikelnya, yaitu grup A, grup B, grup C dan grup D. Grup A memiliki besar partikel dengan rentang 20-100 μm . Grup B memiliki besar partikel dengan rentang 40-500 μm . Grup C memiliki karakteristik yang kohesif atau partikel yang mudah menempel satu dengan yang lainnya sehingga sangat sulit untuk mencapai kondisi *fluid bed* yang baik. Grup D memiliki karakteristik partikel yang paling besar di bandingkan grup yang lainnya. Partikel pada grup D memiliki besar rata-rata lebih dari 600 μm .

Untuk mencapai kondisi *fluid bed*, diperlukan kecepatan gas yang masuk pada reaktor. Kecepatan minimum untuk menciptakan kondisi *fluidized bed* dinamakan kecepatan minimum fluidisasi dapat diperoleh dari:

$$\frac{U_{MB}}{U_o} \geq 1 \quad (\text{Geldart, 1971})$$

Maka kecepatan minimum fluidisasi adalah

$$U_o = \frac{8 \times 10^{-4} g d_{sv}^2 (\rho_s - \rho_t)}{\mu} \quad (\text{Geldart, 1971})$$

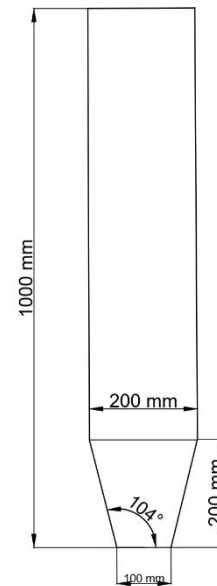
Dimana U_o adalah kecepatan minimum fluidisasi, U_{MB} adalah kecepatan minimum *bubbling*. Kondisi *bubbling* adalah kondisi gas yang masuk berbentuk gelembung ketika melewati partikel serbuk di dalam reaktor. $(\rho_s - \rho_t)$ adalah masa jenis rata-rata partikel dan μ adalah viskositas dinamis udara pada suhu ruangan. Pada serbuk grup A, partikel mulai bergerak menyebar setelah kecepatan minimum fluidisasi tercapai dan tidak terjadi gelembung sampai kecepatannya memenuhi sehingga mencapai kecepatan minimum gelembung. Sedangkan pada serbuk grup B, gelembung mulai muncul pada kecepatan minimum fluidisasi. Kecepatan minimum fluidisasi merupakan transisi dari *fix bed* dan *fluidized bed* dengan parameter kecepatan aliran (Crowe, 2006).

3. Metodologi

Simulasi ini menggunakan software *Computational Fluid Dynamic* dengan metode elemen hingga untuk menganalisis fenomena partikel serbuk (solid) di reaktor dengan *fluidized bed condition*. Simulasi ini mendemonstrasikan fenomena gas dan solid yang terjadi di reaktor dengan variasi besar diameter butiran partikel serbuk pasir dan kecepatan gas inlet. Interaksi antara gas dan solid menggunakan fase Eularian untuk menunjukkan interaksi gas-partikel, partikel-partikel, dinding dengan partikel (N.G. Deen, 2007). Eularian-Eularian-Lagrangian merupakan model yang digunakan untuk mengetahui karakteristik aliran. *Bubbling fluidized bed* reaktor bisa dianalisis menggunakan metode tersebut (K. Papadakis, 2009).

Reaktor yang didesain secara 2D dengan bentuk V shaped reaktor berskala laboratorium yang sudah digunakan. Didesain menggunakan software desain berbasis komputer atau *Computer Aided Design (CAD)*. Reaktor memiliki dimensi tinggi 100 cm, lebar 20 cm, dengan dimensi *solid chamber* yang berisi partikel serbuk yaitu tinggi 20 cm dan

lebar yang mengerucut dengan sudut 104 derajat. Inlet berada di posisi bawah untuk masuknya gas yang akan mendorong partikel serbuk dan keluar lewat bagian output di atas.

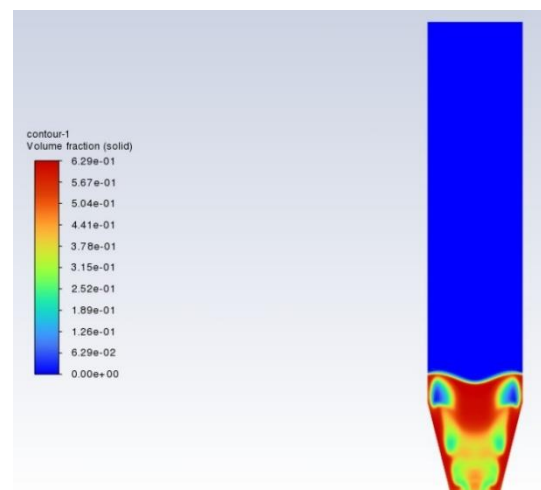


Gambar 1. Desain 2D V Shaped reaktor

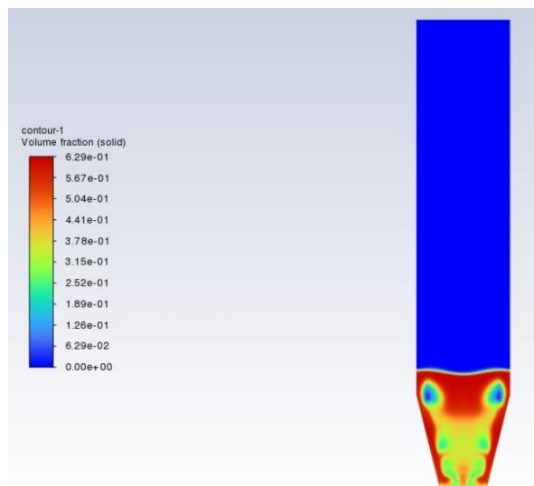
Simulasi ini memiliki variasi diameter partikel serbuk yaitu 0.3 mm dan 0.4 mm dengan variasi kecepatan fluida yang masuk dari inlet yaitu 0.2 m/s, 0.3 m/s, 0.8 m/s. Analisis CFD menggunakan Analisis Eularian dengan dua fase *multiphase*: gas dan solid, serta menggunakan *pressure-based*. Gaya gravitasi yang diterapkan adalah 9,8 m/s². Pengambilan data dilakukan dengan parameter yang sama yaitu pada literasi ke 150 yang menunjukkan waktu dan frame yang sama pada setiap variasi.

4. Hasil dan Pembahasan

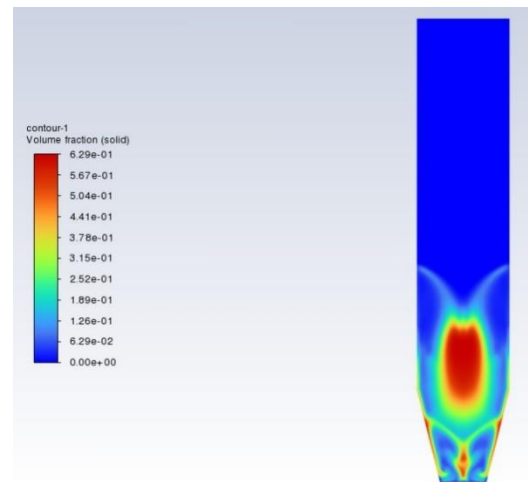
Berdasarkan variasi aliran dan diameter serbuk, perubahan fenomena fluida pada aliran 2 fase yaitu solid dan gas pada reaktor gasifikasi ini dengan variasi kecepatan pada diameter partikel serbuk yang sama. Pengaruh aliran fluida dengan kecepatan yang sudah sesuai dengan minimum fluidization ini terlihat pada gambar 1.



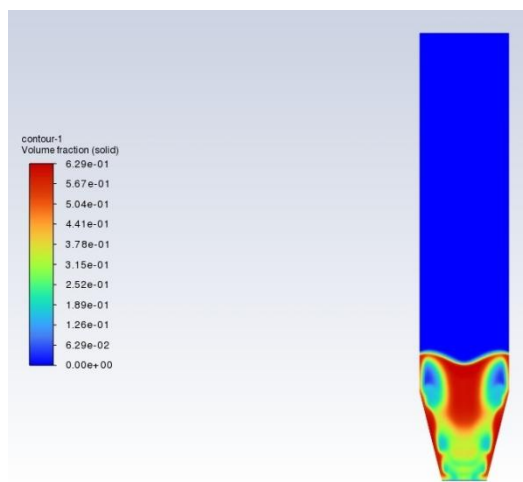
(a-i)



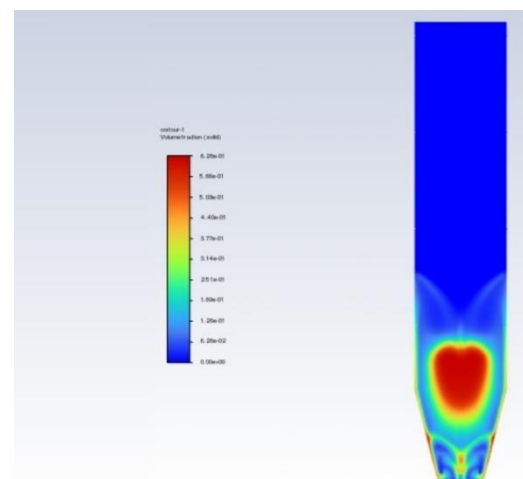
(b-i)



(a-iii)

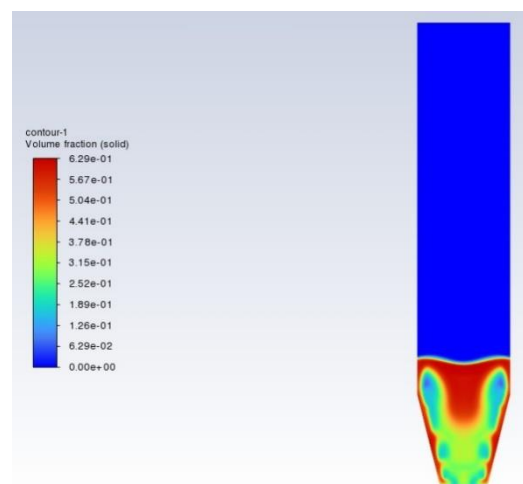


(a-ii)



(b-iii)

Gambar 2. Reaktor dengan variasi diameter partikel serbuk dan pada perbedaan kecepatan udara di inlet



(b-ii)

Gambar 1 menunjukkan adanya perbandingan variasi diameter serbuk dan kecepatan aliran gas inlet. Terdapat dua variasi diameter serbuk yaitu (a) 0.3 mm (b) 0.4 mm. Untuk variasi kecepatan udara di inlet terdapat 3 variasi aliran yaitu (i) 0.2 m/s, (ii) 0.3 m/s, (iii) 0.8 m/s.

Terlihat pada visual reaktor pada aliran 0.2 m/s memiliki gelembung atau *bubble* ketika dialiri gas dari bawah dan terlihat juga calon gelembung kecil di bawahnya. Kondisi ini memungkinkan terjadinya *bubbling condition* pada reaktor karena memenuhi kondisi *minimum fluidization (mf)*. Pada kecepatan aliran 0.2 m/s terlihat komposisi udara lebih sedikit pada partikel serbuk di dalam reaktor dibandingkan pada aliran 0.3 m/s termasuk juga gelembung yang terbentuk. Pada kecepatan udara 0.8 m/s, terlihat tidak ada gelembung udara

yang terbentuk dikarenakan kontinuitas fluida yang masuk pada partikel serbuk inlet tidak memberikan kesempatan untuk membentuk gelembung tidak seperti pada kecepatan udara 0.2 dan 0.3 m/s. Tidak terciptanya gelembung pada kecepatan 0.8 m/s dipengaruhi juga oleh densitas partikel serbuk, densitas partikel serbuk tidak cukup kuat untuk menahan tekanan udara yang bergerak ke atas pada jumlah tertentu yang mengakibatkan udara terus masuk secara berkesinambungan. Partikel serbuk yang tidak kuat menahan gaya dorong udara akan tetap melayang dan bersirkulasi didalam reaktor.

Pengaruh diameter partikel serbuk pada aliran fluida di reaktor terlihat pada gambar a dan b. Dengan perbedaan diameter partikel serbuk yaitu 0.3 dan 0.4 mm. Pada penampang gambar hasil reaktor bekerja pada gambar 2 yang dialiri fluida dengan kecepatan 0.2 m/s dan 0.3 m/s, terlihat perbedaan penampang partikel serbuk dan aliran fluida yang dipengaruhi oleh variasi diameter partikel serbuk. Dimana perbedaan ukuran partikel juga mempengaruhi karakteristik dan perbedaan tekanan/pressure drop di dalam reaktor (Xinhua Liu, 2008). Gelembung dengan partikel serbuk 0.3 mm lebih besar dibandingkan dengan partikel serbuk dengan diameter 0.4 mm, karena drag force yang dihasilkan lebih kecil dengan berat yang lebih ringan. Pengaruh diameter pada pembentukan gelembung ini juga sangat menentukan, berdasarkan klasifikasi Geldart (1971) ukuran partikel masuk pada grup B dengan rentang $40\mu\text{m}$ sampai $500\mu\text{m}$. Dengan adanya pengaruh besar rata-rata artikel mempengaruhi karakteristik partikel fluidized bed didalam reaktor (Geldart, 1973). Selain itu kondisi *fluidized bed* dipengaruhi juga oleh bentuk, ukuran serta densitas partikel yang juga mempengaruhi bulk density dalam fluidisasi (M. Leva, 1951).

Aliran dengan kecepatan 0.2 m/s dan 0.3 m/s, telah melewati kecepatan minimum fluidisasi sehingga gelembung terbentuk dan terjadi kondisi *fluidized bed*. Kecepatan yang dibutuhkan untuk memulai gelembung pada reaktor dengan partikel size tersebut sama dengan kecepatan yang dibutuhkan untuk memulai kondisi fluidized bed. Menurut Gidaspow (1994) pada serbuk dengan klasifikasi partikel grup B, terbentuknya gelembung lebih lambat dengan kecepatan gas input yang konstan dan gelembung naik lebih lambat dari kecepatan gas inletnya (Gidaspow, 1994). Pada kecepatan 0.8 m/s, aliran dengan diameter partikel 0.3 mm memiliki penampang volume sebaran gas lebih banyak serta memiliki perubahan tinggi *fluid bed* yang lebih besar dibandingkan dengan diameter 0.4, dipengaruhi oleh drag force yang berbeda. Fluidisasi yang terbentuk juga lebih sporadis dengan waktu yang sama karena jauh diatas kecepatan minimum fluidisasi.

5. Simpulan

Simulasi ini menggunakan desain 2 dimensi reaktor V shaped *fluidized bed* dengan variasi diameter partikel serbuk dan variasi kecepatan gas pada inlet. Kondisi *fluid bed* telah dicapai karena kecepatan gas inlet sudah melebihi kecepatan minimum fluidisasi yang telah ditentukan. Pada variasi

kecepatan gas pada inlet mempengaruhi terjadinya gelembung fluidisasi yang terjadi. Pada kecepatan 0.3 m/s gelembung yang terjadi lebih besar daripada saat kecepatan 0.2 m/s. Sedangkan pada kecepatan 0.8 m/s fluidisasi tetap terjadi tetapi gelembung tidak terbentuk karena kecepatan gas inlet yang tinggi. Besar diameter partikel juga mempengaruhi besar gelembung fluidisasi yang terbentuk. Partikel dengan diameter 0.3 mm memiliki gelembung yang lebih besar dibandingkan dengan diameter 0.4 mm karena pengaruh massa. Dengan semakin besarnya kecepatan gas inlet dan diameter partikel akan membuat *fluid bed* semakin tinggi.

Ucapan Terima Kasih

Ucapan terima kasih ditujukan kepada Jurusan Teknik Mesin, Universitas Tidar yang telah memberikan fasilitas di Laboratorium Komputer dan software untuk menunjang penelitian ini. Ucapan terimakasih juga ditujukan kepada pihak yang mendukung penelitian ini.

Daftar Pustaka

- Basu, P., 2010. Teoksessa: *Biomass Gasification and Pyrolysis*. s.l.:Elsevier, p. 15.
- Crowe, C. T., 2006. *Multiphase Flow Handbook*. Boca Raton: Taylor & Francis Group .
- Geldart, D., 1971. The effect of Particle Size and Size Distribution on the Behaviour of Gas-Fluidised beds. *Powder Technology*, Osa/vuosikerta 6.
- Geldart, D., 1973. Types of Gas Fluidization. *Osa/vuosikerta* 7, pp. 285-292.
- Gidasow, D., 1994. *Multiphase Flow and Fluidization*. Chicago: Academic Press Limited.
- K. Papadakis, S. A. B., 2009. CFD modelling of the fast pyrolysis of biomass in fluidised bed reactors. Part B Heat, momentum and mass transport in fluidised beds. *Chemical Engineering Science* , Issue 64, pp. 1036 - 1045.
- M. Leva, M. W. M. G. M. P. H. H. S., 1951. Fluid Flow Through Packed and Fluidized System. p. 57.
- N.G. Deen, M. V. S. A. M. V. d. H. J. K., 2007. Review of discrete particle modeling of fluidized beds. *Chemical Engineering Science* , Issue 62, pp. 28-44.
- Panneerselvam Ranganathan, S. G., 2016. Computational fluid dynamics modelling of biomass fast pyrolysis in fluidised bed reactors, focusing different kinetic schemes. *Bioresource Technology*, Osa/vuosikerta 213, pp. 333-341.
- Wijayanti, W. S. M. N. M. C. Y. L., 2013. Metode Pirolisis untuk Penanganan Sampah Perkotaan sebagai Penghasil Bahan Bakar Alternatif Malang. *Jurnal Rekayasa Mesin*.
- Xinhua Liu, G. X. S. G., 2008. Micro fluidized beds: Wall effect and operability. *Chemical Engineering Journal* , Osa/vuosikerta 137, pp. 302-307.