

Pengaruh Temperatur Operasi Dan Kecepatan Superfisial Terhadap Komposisi Gas Produser Pada Gasifikasi *Fluidized Bed* Berbahan Bakar Sampah Terapung

I Nyoman Suprapta Winaya¹, Made Sucipta¹, I Dewa Made Susila²

¹Program Magister Teknik Mesin Universitas Udayana, Kampus Bukit Jimbaran Jimbaran

²Jurusan Teknik Mesin Politeknik Negeri Bali, Kampus Bukit Jimbaran

email : nswinaya@gmail.com

Abstraksi

Pengelolaan sampah menjadi energi yang bernilai ekonomis dapat dilakukan dengan teknologi gasifikasi *fluidized bed*. Gasifikasi adalah suatu proses termokimia yang mengubah biomassa/sampah padat menjadi gas produser (CO, H₂, CO₂ dan HC) dengan menggunakan agen gasifikasi udara, uap air, oksigen atau campurannya. Dalam penelitian gasifikasi bahan bakar sampah terapung yang dibuat dalam bentuk pelet dengan ukuran diameter 1,25 cm dan tinggi 1,25 cm dengan massa 1,22 gram, digunakan agen gasifikasi campuran udara dengan oksigen. Temperatur operasi (T_{op}) pada reaktor dipilih 500°C dan 600°C dengan kecepatan superfisial (U_o) masing-masing 0,105 m/det., 0,125 m/det., 0,145 m/det. dan 0,165 m/det. Dari hasil penelitian menunjukkan bahwa dengan menaikkan temperatur operasi dari 500°C menjadi 600°C maupun menaikkan kecepatan superfisial dari 0,105 m/detik menjadi 0,125 m/detik, tidak berpengaruh langsung terhadap peningkatan prosentase/kadar gas CO, CO₂ maupun HC yang dihasilkan.

Kata kunci: gasifikasi *fluidized bed*, sampah terapung, agen gasifikasi, gas produser, kecepatan superfisial

Abstract

Management of waste into energy that is economically possible with *fluidized bed* gasification technology. Gasification is a thermo-chemical process that converts biomass/solid waste into producer gas (CO, H₂, CO₂ and HC) by using air, steam, oxygen or its mixtures as a gasification agent. In a study of floating waste fuel gasification in pellet form with 1,25 cm diameter and 1.25 cm height and of 1.22 gram mass, where is used oxygen enriched air as gasification agent. The operating temperature (T_{op}) at reactor selected 500°C and 600°C with superficial velocities (U_o) are 0.105 m/sec, 0.125 m/sec, 0.145 m/sec., and 0.165 m/sec. From the research results showed that by increasing the operating temperature of 500°C to 600°C and increasing the superficial velocity of 0.105 m/sec to 0.125 m/sec, did not influence directly the increasing of percentage/levels of CO, CO₂ and HC gas that produced.

Key words: *fluidized bed* gasification, floating waste, gasification agent, producer gas, superficial velocity

1. PENDAHULUAN

Di tengah makin menipisnya cadangan bahan bakar fosil saat ini, pemanfaatan sampah padat sebagai sumber listrik merupakan suatu alternatif pilihan disamping sumber-sumber energi terbarukan lainnya. Pemanfaatan energi

sampah padat sebagai sumber listrik jauh lebih ramah lingkungan dibandingkan pemanfaatan bahan bakar fosil, seperti solar dan batu bara. Energi listrik yang berasal dari sampah padat itu akan mampu menghemat penggunaan BBM dalam nilai yang cukup besar, sehingga pengolahan sampah padat menjadi energi listrik menguntungkan banyak pihak. Sampah padat merupakan masalah sehari-hari yang dihadapi oleh seluruh lapisan masyarakat baik di kota, maupun di desa, negara maju maupun negara berkembang.

Dengan adanya wacana menjadikan Bali sebagai *clean and green province*, maka sampah tersebut perlu dikelola/ditangani, yang salah satunya sebagai

bahan bakar untuk menghasilkan energi. Pengelolaan sampah menjadi energi (*waste to energy*) [1] yang bernilai ekonomis dapat dilakukan dengan teknologi gasifikasi *fluidized bed*. Gasifikasi adalah suatu proses termokimia yang mengubah biomassa/sampah padat menjadi gas produser (CO, H₂, CO₂, dan HC) [2,3,4,5].

Jenis sampah yang akan dipakai dalam penelitian ini adalah sampah padat yaitu sampah terapung yang ada di hilir sungai Badung, tepatnya di estuari Dam Suwung yang terletak di Desa Kepaon, Kecamatan Denpasar Selatan, Kodya Denpasar. Gasifikasi *fluidized bed* (*fluidized bed gasification*, FBG) dipilih untuk menkonversi sampah menjadi energi karena mempunyai keunggulan mengkonversi berbagai jenis bahan bakar baik sampah, limbah, biomasa ataupun bahan bakar fosil berkalori rendah.

Agen gasifikasi biasanya menggunakan udara, oksigen dan uap air (*steam*) atau campurannya [6,7]. Perbedaan kualitas gas produser yang dihasilkan tergantung pada agen gasifikasi yang digunakan, metode operasi dan kondisi operasi [5]. Gas produser adalah gas

hasil proses gasifikasi [2,8,9] dan setelah mengalami proses *cleaning*, akan dihasilkan gas bahan bakar yang disebut dengan *syntetis gas* (*syn-gas*) yang dapat langsung digunakan sebagai gas bahan bakar. Penggunaan udara sebagai medium gasifikasi menyebabkan reduksi yang besar pada nilai kalor gas karena dilusi yang disebabkan oleh nitrogen. Penggunaan oksigen sebagai agen gasifikasi akan dapat menaikkan nilai kalor gas produser [10]. Menurut [11], yang telah melakukan penelitian gasifikasi biomassa dengan menggunakan agen gasifikasi campuran *steam* dan oksigen menemukan bahwa peningkatan rasio massa *steam*/biomassa dari 0,6 sampai 1,7 menyebabkan reduksi pada H₂ dan CO, peningkatan pada CO₂ dan sedikit reduksi pada CH₄ dan gas-gas hidrokarbon lainnya. Penggunaan *steam* sebagai agen gasifikasi disamping menaikkan nilai kalor gas produser juga meningkatkan jumlah molekul hidrogen (H₂). Untuk mengetahui komposisi gas produser yang dihasilkan terutama kandungan CO, CO₂ dan HC, maka didalam penelitian ini akan digunakan agen gasifikasi udara dengan oksigen.

2. METODE PENELITIAN

2.1 Peralatan penelitian

Penelitian dilakukan pada unit gasifier skala kecil yang dirancang untuk keperluan laboratorium. Diagram skematik untuk *Fluidized Bed Gasifier* (FBG) dan penempatan alat ukurnya dapat dilihat seperti gambar 1.

2.2 Bahan Penelitian

Adapun bahan – bahan yang akan digunakan pada penelitian ini adalah:

1. Bahan bakar sampah terapung dalam bentuk pelet yang berbentuk silinder dengan diameter 1,25 cm dan tinggi 1,25 cm.
2. Pasir silika sebagai *bed material*
3. Gas nitrogen (N₂) untuk membilas ruang reaktor.
4. Udara dengan oksigen (O₂) sebagai agen gasifikasi.

Pengambilan sampel sampah terapung dilakukan dihilir sungai Badung, tepatnya di Dam Estuari Suwung. Selanjutnya sampel sampah terapung tersebut dijadikan serbuk dan dibentuk menjadi pelet.



Gambar 2 Sampah terapung



Gambar 3 Bentuk pelet sampah terapung

Dari pengujian yang dilakukan di Laboratorium Nutrisi, Fakultas Ternak Universitas Udayana, Denpasar, diperoleh komposisinya sebagai berikut:

Tabel 1 Komposisi sampah terapung

Jenis Sampah	Komposisi Sampah (% Berat)
1. Kertas dan kartun	4,68
2. Logam	-
3. Sampah daun dan rumput	7,02
4. Kayu/ranting	79,53
5. Plastik, karet, sterofoam dan kulit	4,68
6. Kain	4,09

Tabel 2 Kandungan unsur-unsur sampah terapung

<i>Moisture</i>	2,33%
<i>Ash</i>	15,87%
<i>Volatile</i>	65,80%
<i>Organic Matter</i>	84,13%
<i>Gross Energy</i>	17,64 MJ/kg
	4,22 kkal/kg

Sumber : Uji Lab. Nutrisi Ternak, Fakultas Peternakan UNUD

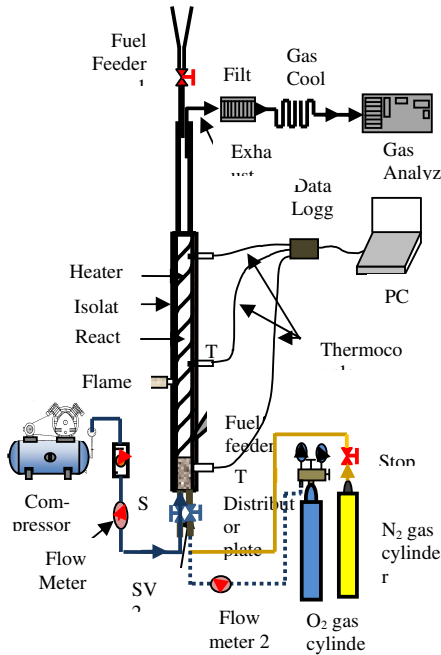
2.3 Penentuan Sumber Data

Di dalam penelitian gasifikasi sampah terapung ini akan digunakan pelet sampah terapung yang massanya masing-masing 1,22 gram. Masing-masing sampel ini akan diuji dengan menggunakan pasangan data temperatur reaktor dengan kecepatan superfisial dari agen gasifikasi.

2.4 Variabel Penelitian

Sebagai variabel penelitian adalah temperatur operasi (T_{op}) yaitu pada 500°C dan 600°C serta kecepatan superfisial (U_o) yaitu 0,105 m/det., 0,125 m/det., 0,145 m/det. dan 0,165 m/det.

2.5 Prosedur penelitian



Gambar 1 Skematik unit FBG

Proses pengkonversian energi pada teknologi *fluidized bed gasification* (FBG) dilakukan dengan memanaskan secara eksternal reaktor yang sudah terisi dengan pasir silika pada suhu 500°C dan 600°C. Gas nitrogen (N₂) dimasukkan ke reaktor untuk pembilasan terhadap sisa-sisa gas hasil gasifikasi sebelumnya. Pada penelitian ini digunakan agen gasifikasi campuran udara dan oksigen, dengan kecepatan superfisial divariasikan pada 3 tingkat kecepatan yaitu 0,105 m/det., 0,115 m/det., dan 0,125 m/det. sedangkan bahan bakar yang dimasukkan ke reaktor dalam bentuk pelet (tablet) dengan massa 1,22 gram dan ukuran diameternya 1,25 cm dan tinggi 1,25 cm.

Setelah reaktor mencapai suhu operasi yaitu diset pada suhu 500°C atau 600°C, agen gasifikasi dihembuskan dari bawah plat distributor, sesuai dengan kecepatan superfisial yang dipilih. Selama proses gasifikasi, temperatur reaktor diukur pada 3 titik yaitu T_{b1}, T_{b2} dan T_{b3}. Pengukuran temperatur reaktor menggunakan bantuan *data logger* yang dihubungkan ke komputer dengan bantuan program *LabView*.

2.6 Kecepatan superfisial (U₀)

Untuk menentukan kecepatan superfisial yang akan digunakan dalam penelitian, terlebih dahulu dihitung kecepatan minimum fluidisasi dan kecepatan terminalnya. Kecepatan superfisial berada diantara kecepatan minimum fluidisasi dan kecepatan terminal [12].

Untuk menghitung kecepatan minimum fluidisasi (U_{mf}), dapat ditentukan dengan urutan sebagai berikut:

Langkah pertama adalah menentukan fraksi ruang kosong (ϵ_{mf}) yang terjadi di dalam *bed* (hamparan) dengan menggunakan persamaan sebagai berikut [13]:

$$\epsilon_{mf} = \left[\frac{0,071}{\phi} \right]^{1/3} \quad (1)$$

dimana : ϕ = sperisitas pasir silika

Selanjutnya adalah menentukan bilangan *Archimedes* (Ar) dengan menggunakan persamaan sebagai berikut [14]:

$$Ar = \frac{g \times d_p^3 \times \rho_g \times (\rho_p - \rho_g)}{\mu^2} \quad (2)$$

dimana :

- Ar = bilangan *Archimedes*
- g = percepatan gravitasi bumi (m/det.)
- d_p = diameter partikel pasir silika (m)
- ρ_g = densitas udara (kg/m³)
- ρ_p = densitas pasir silika (kg/m³)
- μ = Viskositas udara (kg/m.det.)

Bilangan *Archimedes* (Ar) ini akan digunakan untuk menentukan bilangan *Reynold* (Re_{mf}) dengan menggunakan *Ergun equation* sebagai berikut [13]:

$$Ar = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\phi^2 \epsilon_{mf}^3} Re_{mf} + \frac{1,75}{\phi \epsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 \quad (3)$$

Setelah bilangan *Reynold* dapat dihitung dengan rumusan tersebut di atas, maka kecepatan minimum fluidisasi dapat ditentukan dengan menggunakan rumusan sebagai berikut [14]:

$$U_{mf} = \frac{Re_{mf} \times \mu}{\rho_g \times d_p} \quad (4)$$

Bila kecepatan gas dinaikan pada nilai yang cukup tinggi, maka akan memaksa partikel individual melampaui gaya gravitasi pada partikel dan partikel akan naik bersama gas meninggalkan hamparan (*bed*). Oleh karena itu kecepatan superfisial yang akan digunakan dalam penelitian berada pada angka diantara kecepatan minimum fluidisasi (U_{mf}) dan kecepatan terminal fluidisasi (U_t). Untuk partikel yang berbentuk bola (sferikal), maka kecepatan terminal dapat ditentukan dengan rumusan sebagai berikut [14]:

- *Stoke's Law* 0 < Re < 0,4

$$\frac{d_p U_t \rho_g}{\mu} = \frac{Ar}{18} \quad (5)$$

- *Intermediate Law* 0,4 < Re < 500

$$\frac{d_p U_t \rho_g}{\mu} = \left[\frac{Ar}{7,5} \right]^{0,666} \quad (6)$$

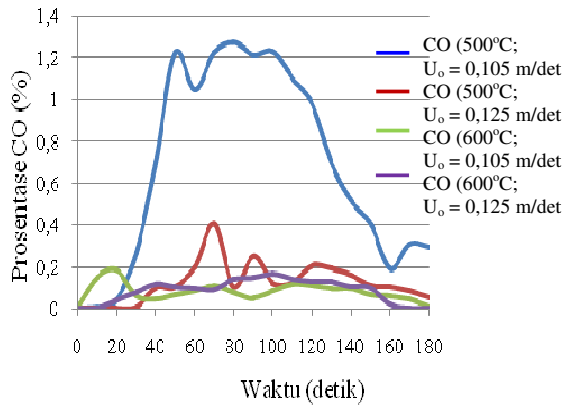
- *Newton's Law* $500 < Re$

$$\frac{d_p u_t \rho_g}{\mu} = \left[\frac{Ar}{0,33} \right]^{0,5} \quad (7)$$

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

Dari penelitian yang telah dilakukan pada temperatur operasi (T_{op}) 500°C dan 600°C dengan kecepatan superficial (U_o) 0,105 m/det., 0,125 m/det., 0,145 m/det., dan 0,165 m/det., maka komposisi gas produser dapat dibuat dalam bentuk grafik sebagai berikut:

3.1 Prosentase gas karbon monoksida (CO)

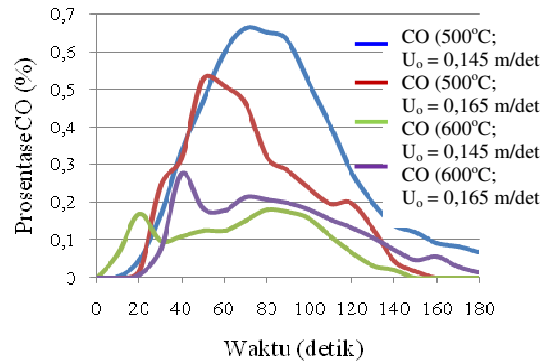


Gambar 4 Grafik prosentase CO pada $T_{op} = 500^\circ\text{C}$ dan 600°C masing-masing pada kecepatan superficial (U_o) = 0,105 m/det. dan 0,125 m/det.

Gambar 4 menunjukkan grafik gas karbon monoksida (CO) pada temperatur operasi 500°C dan 600°C dengan kecepatan superficial 0,105 m/det., dan 0,125 m/det. Dari grafik CO di atas dapat dijelaskan bahwa pada temperatur operasi 500°C dan kecepatan superficial 0,105 m/det., prosentase gas CO yang dihasilkan dari proses gasifikasi bahan bakar sampah terapan paling tinggi yaitu 1,28% pada $t = 80$ detik. Sedangkan pada temperatur operasi yang sama dengan kecepatan superficial 0,125 m/det., prosentase CO yang tertinggi dihasilkan 0,4% pada $t = 50$ detik. Demikian juga pada temperatur operasi 600°C, baik pada kecepatan superficial 0,105 m/det., maupun pada 0,125 m/det., prosentase CO yang dihasilkan juga rata-rata dibawah 0,20%. Terbentuknya gas CO yang tinggi pada temperatur operasi 500°C dan kecepatan superficial 0,105 m/det. menunjukkan bahwa agen gasifikasi yang dimasukkan ke reaktor selama proses gasifikasi dibawah kebutuhan udara stoikiometri, sehingga bahan bakar sampah terapan yang terbakar tidak semuanya menghasilkan gas CO_2 dan H_2O

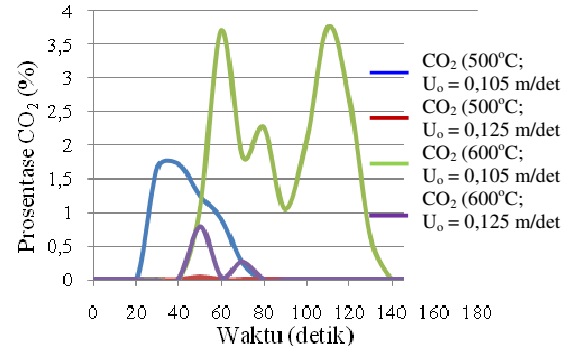
Pada gambar 5, grafik prosentase gas CO yang dihasilkan dari proses gasifikasi sampah terapan menunjukkan kecenderungan/pola yang hampir sama.

Prosentase CO yang tertinggi terjadi pada temperatur operasi 500°C dengan kecepatan superficial 0,145 m/det. (0,69% pada $t = 75$ detik). Prosentase tertinggi kedua dan ketiga berturut-turut terjadi pada temperatur yang sama dengan kecepatan superficial 0,155 m/det. dan 0,165 m/det. Sedangkan pada temperatur operasi 600°C, baik pada kecepatan superficial 0,145 m/det., 0,155 m/det. maupun pada 0,165 m/det., prosentase gas CO yang dihasilkan lebih rendah bila dibandingkan pada temperatur operasi 500°C.



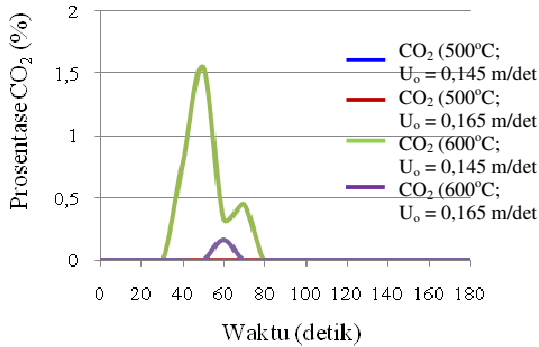
Gambar 5 Grafik prosentase CO pada temperatur 500°C dan 600°C masing-masing pada kecepatan superficial (U_o) = 0,145 m/det.; dan 0,165 m/det.

3.2 Prosentase karbon dioksida (CO_2)



Gambar 6 Grafik prosentase CO_2 pada $T_{op} = 500^\circ\text{C}$ dan 600°C masing-masing pada kecepatan superficial (U_o) = 0,105 m/det. dan 0,125 m/det.

Gambar 6 menunjukkan pada temperatur operasi 600°C dengan kecepatan superficial 0,105 m/det., dihasilkan prosentase gas CO_2 yang tertinggi yaitu 3,76% pada $t = 110$ detik. Dari grafik di atas, terbentuknya gas CO_2 dimulai dari $t = 20$ detik setelah bahan bakar dimasukkan ke reaktor untuk $T_{op} = 500^\circ\text{C}$ dan $U_o = 0,105$ m/det. Sedangkan pada temperatur operasi 600°C dengan kecepatan superficial 0,105 m/det., gas CO_2 yang terbentuk mulai pada $t = 40$ detik dan berfluktuasi sampai kembali ke nol pada $t = 140$ detik. Sedangkan untuk grafik gas CO_2 yang lainnya rata-rata berakhir pada $t = 80$ detik.

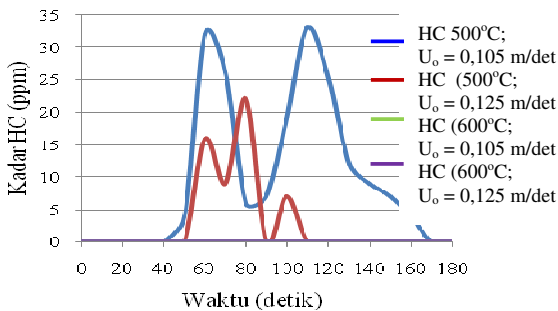


Gambar 7 Grafik prosentase CO₂ pada temperatur 500°C dan 600°C masing-masing pada kecepatan superfisial (U_o) = 0,145 m/det. dan 0,165 m/det.

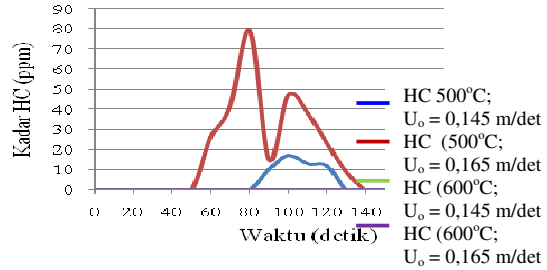
Gambar 7 menunjukkan grafik prosentase CO₂ pada temperatur operasi 500°C dan 600°C dengan masing-masing kecepatan superfisial 0,145 m/det., dan 0,165 m/det. Dari grafik gas CO₂ di atas, pada temperaur operasi 600°C dengan kecepatan superfisial 0,145 m/det. dihasilkan gas CO₂ dengan prosentase yang tertinggi (1,55% pada t = 50 detik). Sedangkan pada temperatur 500°C baik dengan kecepatan superfisial 0,165 m/det., tidak dihasilkan gas CO₂.

3.3 Kadar gas hidrokarbon (HC)

Dari gambar 8 dapat dilihat bahwa hanya pada temperatur operasi 500°C saja yang menghasilkan gas hidrokarbon (HC) yaitu pada kecepatan superfisial 0,105 m/det. dan 0,125 m/det., sedangkan pada temperatur operasi 600°C, kadar gas hidrokarbon yang dihasilkan selama proses gasifikasi adalah nol. Gas HC yang dihasilkan dari proses gasifikasi sampah pada T_{op} = 500°C dan U_o = 105 m/det. berlangsung dari detik ke-45 sampai dengan detik ke-160, dimana kadar HC tertinggi yaitu 34 ppm pada t = 110 detik, sedangkan pada proses gasifikasi dengan T_{op} = 500°C dan U_o = 125 m/det., gas HC yang dihasilkan dimulai dari detik ke-55 sampai dengan detik ke-95.



Gambar 8 Grafik kadar HC pada temperatur 500°C dan 600°C masing-masing pada kecepatan superfisial (U_o) 0,105 m/det. dan 0,125 m/det.



Gambar 9 Grafik kadar HC pada temperatur 500°C dan 600°C masing-masing pada kecepatan superfisial (U_o) = 0,145 m/det. dan 0,165 m/det.

Gambar 9 menunjukkan grafik kadar HC pada temperatur operasi 500°C dan 600°C dengan masing-masing kecepatan superfisial 0,145 m/det., dan 0,165 m/det. Dari gambar tersebut terlihat bahwa hanya pada temperatur operasi 500°C dihasilkan gas HC sedangkan pada temperatur operasi 600°C tidak dihasilkan gas HC. Kadar HC tertinggi dihasilkan pada T_{op} = 500°C dengan U_o = 165 m/det. yaitu sebesar 80 ppm pada t = 80 detik. Pembentukan gas HC pada temperatur operasi 500°C dengan kecepatan superfisial 0,165 m/det., dimulai dari detik ke-50 dan berakhir pada detik ke- 140. Sedangkan pada temperatur operasi 500°C dengan kecepatan superfisial 145 m/det., dimulai dari detik ke-80 dan berakhir pada detik ke-130. Pembentukan gas hidrokarbon ini karena bahan bakar sampah terapurung mengalami proses pirolisis.

4. KESIMPULAN

Dari pembahasan di atas, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Prosentase gas karbon monoksida (CO) yang tertinggi yaitu 1,28% dihasilkan pada temperatur operasi (T_{op}) 500°C dengan kecepatan semu (U_o) 0,105 m/detik.
2. Prosentase gas karbon dioksida (CO₂) tertinggi dihasilkan pada temperatur operasi (T_{op}) 600°C dengan kecepatan semu (U_o) 0,105 m/detik yaitu 3,76%.
3. Kadar gas hidrokarbon (HC) tertinggi dihasilkan pada temperatur operasi (T_{op}) 500°C dengan kecepatan semu (U_o) 0,165 m/detik yaitu sebesar 80 ppm.
4. Menaikkan temperatur operasi dari 500°C menjadi 600°C maupun kecepatan superfisial dari 0,105 m/detik menjadi 0,125 m/detik, tidak berpengaruh langsung terhadap peningkatan prosentase/kadar gas CO, CO₂ maupun HC yang dihasilkan.

DAFTAR PUSTAKA

1. Klein A. 2002. *Gasification: An Alternative Process for Energy Recovery and Disposal of Municipal Solid Wastes*. Department of Earth and Environmental Engineering Foundation School of Engineering and Applied Science: Columbia University

2. Malik A., Naveed S., Akram M. & Ramzan N., 2008. *Fixed Bed Gasification of Steam Treated Food Waste (FW) and Municipal Solid Waste (MSW)*. Lahore: Simon Carves Ltd. Stockport
3. Klein A. & Themelis N.J. 2003. *Energy Recovery from Municipal Solid Wastes by Gasification*. North American Waste to Energy Conference (NAWTEC 11) 11 Proceedings, ASME International. Tampa FL. p. 241-252.
4. Balas M., Lisy M., & Moskalik J. 2007. *Biomass Gasification: Gas for Cogeneration Unit*, International Journal of Energy and Environment: Issue 4, Volume 1
5. Anisa S., Ptasiński K.J. & Khare C.B.. 2005. "Biomass Gasification Using Bubbling-Fluidized Bed Gasifier: Investigation of the Effect of Different Catalysts on Tar Reduction"(Tesis). Eindhoven: Technische Universiteit Eindhoven, Chemical Engineering Department
6. Ciferno J.P., Marano J.J. 2002. *Benchmarking Biomass Gasification Technologies for Fuels, Chemicals and Hydrogen Production*. U.S department of Energy, National Energy Technology Laboratory.
7. Sadaka S. *Gasification, Producer Gas and Syngas, Agriculture and Natural Resources*, Arkansas: University of Arkansas Cooperative Extension Service Printing Services ,FSA1051- PD-5-09N,
8. Quak P., Knoef H., & Stassen H. 1999. *Energy from Biomass: A Review of Combustion and Gasification Technologies*. World Bank Technical Paper No. 422, Energy Series
9. Rajvanshi A.K. 1986. *Biomass Gasification*. Nimbkar Agricultural Research Institute: Maharashtra, India
10. Badeau J. P. & Levi A. 2009. *Biomass Gasification, Chemistry, Processes and Applications. Renewable Energy: Research, Development and Policies Series*. New York: Nova Science Publishers, Inc
11. Gil J., Aznar M.P., Caballero M.A., Frances E. & Correlá J., 1997. *Biomass Gasification in Fluidized Bed at Pilot Scale with Steam-Oxygen Mixtures. Product Distribution for Very Different Operating Conditions, Energy and Fuels* 11, 6, 1109-1118
12. Basu P. 2010. *Biomass Gasification and Pyrolysis Practical Design*. Oxford: Elsevier Inc.
13. Newton W.H. 2008. *Diffusion and Reaction in Porous Catalysts, Professional Reference Shelf, Fluidized Bed Reactors* : University of Michigan.
14. Basu P. & Scott A. F. 1991. *Circulating Fluidized Bed Boilers and Design and Operations*. Hainemann, USA