

**PENGARUH *THERMAL WALL* TERHADAP KARAKTERISTIK
HIDRODINAMIKA DAN KARAKTERISTIK SYNGAS PADA *DUAL
FLUIDIZED BED GASIFIER* BERBABAHAH BAKAR TEMPURUNG
KELAPA DENGAN SIMULASI BERBASIS CPFD**

Nur Aklis

Mahasiswa Program Studi Doktor Teknik Mesin
Departemen Teknik Mesin dan Industri
Universitas Gadjah Mada
Email: nur.aklis@ums.ac.id

Tri Agung Rohmat

Departemen Teknik Mesin dan Industri
Universitas Gadjah Mada
triagung_rohmat@ugm.ac.id

Harwin Saptoadi

Departemen Teknik Mesin dan Industri
Universitas Gadjah Mada
harwins@ugm.ac.id

ABSTRAK

Artikel ini membahas simulasi pengaruh temperatur dinding atau *thermal wall* atau (t.w) terhadap karakteristik hidrodinamika dan karakteristik syngas *Dual fluidized bed gasifier* (DFBG) dengan bahan bakar biomassa tempurung kelapa berbasis *computational particle fluid dynamics* (CPFD). Simulasi dilakukan dengan menggunakan software paket Barracuda VR 17.1.0. Uap dengan suhu 423 K dan tekanan 101325 Pa digunakan sebagai agen gasifikasi. Partikel yang digunakan berupa pasir silika dengan densitas 2650 kg/m³ dan ukuran antara 180 – 600 µm. Ukuran tempurung kelapa 2 - 4 mm. Parameter operasi DFBG meliputi kecepatan uap di gasifier 1,5 m/s, kecepatan udara di riser sebesar 10 m/s, kecepatan udara di L-valve sebesar 1,57 m/s dan kecepatan uap di *loop-seal* sebesar 0,4 m/s dan 0,5 m/s. Grid yang digunakan sejumlah 129.024 dan simulasi menggunakan 3 variasi *thermal wall* (t.w) masing-masing sebesar 873 K, 973 K dan 1073 K. Dari hasil simulasi diketahui *thermal wall* berpengaruh terhadap karakteristik hidrodinamika yang dihasilkan simulasi dimana pada simulasi temperatur rendah (t.w = 873 K) sirkulasi material bed tampak mengalami penumpukan di riser bagian bawah, hal ini tidak terjadi pada sirkulasi material bed yang dihasilkan oleh simulasi dengan t.w = 973 K dan 1073 K. Komposisi dan distribusi spesies gas hasil gasifikasi yang dihasilkan simulasi dengan t.w yang berbeda-beda menunjukkan kecenderungan yang sama, dimana masing-masing variasi menghasilkan gas dengan komposisi yang didominasi CO dan H₂. Pengaruh temperatur dinding terlihat pada naiknya komposisi dan yield masing-masing spesies gas., dimana komposisi gas naik 5,78 % saat t.w dinaikkan dari 873 K menjadi 973 K dan naik 2,8 % saat t.w naik menjadi 1073 K. Yield gas naik 20,4 % saat t.w naik dari 873 K menjadi 973 K, dan naik sebesar 17,5 % saat t.w berubah dari 973 K menjadi 1073 K.

Kata kunci: dual fluidized bed gasifier, tempurung kelapa, CPFD, syngas, thermal wall

ABSTRACT

This article presents the effect of the thermal wall (t_w) on hydrodynamic characteristics and syngas characteristics of Dual Fluidized bed Gasifier (DFBG) with coconut shell as a fuel based on computational particle fluid dynamics (CPFD) simulation. The Simulations were carried out using the Barracuda VR 17.1.0 CPFD package software. Steam with a temperature of 423 K and a pressure of 101325 Pa was used as a gasification agent. Silica sand with a density of 2650 kg/m³ and size between 180 - 600 μ m was used as bed material. The size of the coconut shell is 2-4 mm. DFBG was operated with operating parameters that include steam velocity in the gasifier of 1.5 m/s, air velocity in the riser of 10 m/s, air velocity in the L-valve of 1.57 m/s, and velocity of steam in the loop-seal of 0.4 m/s and 0.5 m/s. The grid used was 129,024 and the simulation was carried out for 120 s. The simulation uses 3 variations of the thermal wall (t_w) of 873 K, 973 K, and 1073 K. The results of the simulation show that the wall temperature affects the hydrodynamic characteristics produced by the simulation where at low temperature ($t_w = 873$ K) the circulation of the bed material appears to be accumulated at the bottom of the riser, this does not occur in the circulation of the bed material produced by the simulation with $t_w = 973$ K and 1073 K. The composition and distribution of the syngas resulting from the simulation with different thermal wall shows the same tendency, where each variation produces gas with a composition dominated by CO and H₂. The effect of thermal wall is seen in the increase in the composition and yield of each gas species. The effect of wall temperature is seen in the increase in the composition and yield of each gas species, where the gas composition increases by 5.78% when t_w increases from 873 K to 973 K and increases by 2.8% when t_w changes to 1073 K. The gas yield increases by 20, 4% when t_w increases from 873 K to 973 K, and increases by 17.5% when t_w changes to 1073 K,

Keywords: dual fluidized bed gasifier, coconut shell, CPFD, syngas, thermal wall

1.3 PENDAHULUAN

Saat ini bahan bakar minyak (BBM) masih menjadi sumber energi utama sektor otomotif. Tercatat pada tahun 2014/15, 2 % sektor otomotif menggunakan minyak sebagai bahan bakarnya. Data dari Badan Pusat Statistik (BPS) menunjukkan setiap tahunnya produksi kendaraan selalu meningkat [1], sebaliknya jumlah produksi BBM setiap tahunnya mengalami penurunan sehingga impor BBM Indonesia setiap tahun selalu meningkat. Ketergantungan terhadap impor BBM menyebabkan persoalan pada ketahanan energi sehingga diperlukan alternatif untuk sumber energi baru pengganti BBM untuk kebutuhan transportasi.

Biomassa memiliki potensi untuk dikonversi menjadi bahan bakar otomotif melalui beberapa cara. Salah satunya adalah dengan model proses Fischer-Tropsch (F-T). Fischer-Tropsch adalah serangkaian proses reaksi kimia yang mengkonversi karbon monoksida dan hidrogen menjadi bahan bakar hidrokarbon cair. Tahapan Proses F-T meliputi gasifikasi, pengkondisian dan pembersihan gas, tahap sintesa syngas di reaktor (F-T) dan tahap upgrade produk [2].

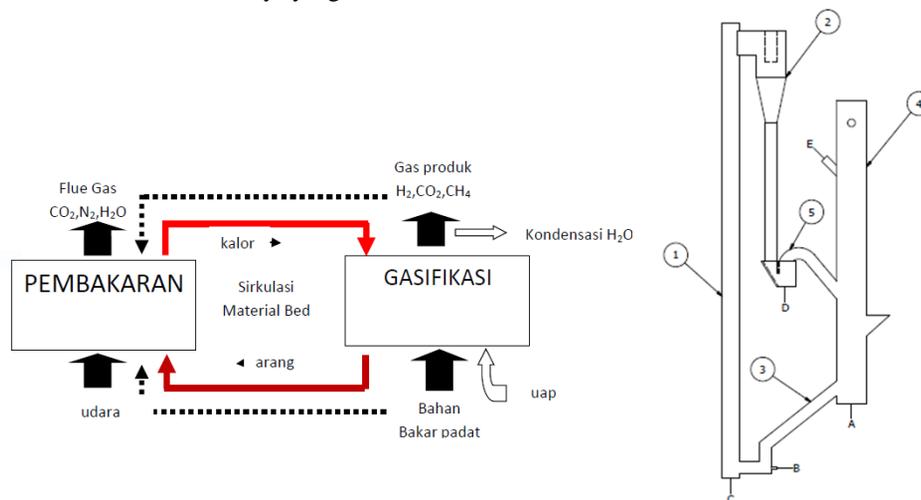
Gasifikasi merupakan tahap penting dalam proses konversi biomassa menjadi BTL-fuels. Gas hasil gasifikasi berperan sebagai bahan baku proses F-T. Gasifikasi adalah konversi termo-kimia dari bahan bakar padat seperti; batu bara, minyak bumi, *coke*, plastik, biomassa dan limbah padat menjadi gas yang bernilai guna melalui oksidasi parsial pada suhu tinggi dengan menggunakan agen gasifikasi. Agar dapat digunakan sebagai bahan baku proses F-T gas yang dihasilkan gasifikasi memiliki syarat tertentu. Ail&Dasappa [3] menjelaskan untuk dapat dijadikan bahan bakar Proses F-T, gas harus memiliki syarat tertentu salah satunya adalah perbandingan H₂/CO berada pada kisaran 0,6 – 2,5.

Salah satu biomassa yang memiliki potensi untuk dimanfaatkan menjadi sebagai bahan bakar gasifikasi adalah limbah tempurung kelapa. Beberapa peneliti telah memanfaatkan tempurung kelapa untuk dikonversi menjadi gas dengan desain reaktor *updraft*, *down draft* dan *fluidized bed* [4], [5], [6] [7]. Hasil penelitian menunjukkan bahwa prosentase *combustible gas* yang dihasilkan dan H₂/CO masih rendah. Salah satu langkah yang dapat dilakukan agar gas hasil gasifikasi memiliki kualitas gas yang dapat

digunakan sebagai bahan bakar proses F-T adalah dengan penggunaan teknologi gasifikasi *dual fluidized bed gasifier* (DFBG).

Prinsip kerja DFBG dapat dijelaskan pada gambar 2. Reaktor fluidisasi dibagi menjadi 2 daerah: daerah gasifikasi dan daerah pembakaran. Sebagaimana dalam Gambar 2 bahan bakar padat dikonversi menjadi gas di reaktor gasifikasi. Arang yang tersisa di proses gasifikasi bersama dengan pasir akan mengalir ke reaktor pembakaran. Di reaktor pembakaran, arang bertemu dengan udara sehingga terjadi reaksi pembakaran yang menghasilkan kalor dan *flue gas*. Kalor tersebut diserap oleh pasir. Pasir dengan temperatur tinggi akan bersirkulasi kembali ke gasifier untuk mensuplai kebutuhan energi reaksi endotermis gasifikasi. *Flue gas* hasil pembakaran keluar dari sistem.

Penelitian eksperimen pengembangan dual fluidized bed gasifier (DFBG) telah dilakukan oleh beberapa peneliti. Penelitian eksperimen secara garis besar dilakukan dalam dua tahapan yaitu penelitian dengan pengujian *cold flow model* dan penelitian performa. Penelitian pengujian dingin atau *cold model flow* [8], [9], [10] yang bertujuan untuk mengetahui karakteristik hidrodinamika DFBG dan uji performa gasifier, [11], [12], [13]. Studi yang dilakukan telah menunjukkan keunggulan DFBG, namun metode ini memiliki keterbatasan dalam investigasi karakteristik dan fenomena yang terjadi pada saat DFBG beroperasi. Di samping itu untuk mendapatkan hasil yang optimum, dalam studi eksperimen proses *trial and error* membutuhkan sumber daya yang besar.



Gambar 2. Prinsip Kerja Dual Fluidized Bed Gasifier[14],[15]

Untuk memahami kompleksitas karakteristik dan fenomena dalam DFBG, beberapa peneliti melakukan penelitian dengan pemodelan dan simulasi. Studi tentang DFBG dengan metode simulasi telah dilakukan beberapa peneliti dengan beberapa model simulasi. Doherty et. al melakukan pemodelan DFBG berbasis Gibbs free energy minimisation, nol-dimensi menggunakan software Aspen Plus. Hasil simulasi menunjukkan temperatur gasifikasi berpengaruh signifikan terhadap komposisi syngas, LHV syngas dan CGE, sedangkan kandungan moisture content berpengaruh signifikan terhadap CGE, STBR berpengaruh signifikan terhadap LHV syngas. *Air-fuel ratio* tidak berpengaruh signifikan terhadap komposisi syngas. Temperatur udara dan temperatur uap tidak berpengaruh signifikan terhadap syngas, LHV dan CGE. Meskipun telah divalidasi dengan data eksperimen yang menghasilkan kesesuaian dengan data eksperimen, namun simulasi ini dilakukan pada kondisi steady dan belum melibatkan persamaan hidrodinamika gas dan partikel [16]. Shen et.al melakukan simulasi DFBG *interconnected fluidized bed* dengan menggunakan Aspen Plus. Simulasi dilakukan untuk mengetahui pengaruh temperatur gasifikasi dan perbandingan uap dan biomassa terhadap komposisi H_2 yang dihasilkan. Hasil simulasi menunjukkan temperatur gasifikasi optimum diantara 750 sampai 800 °C, temperatur pembakaran 920 °C dan perbandingan uap/biomassa diantara 0,6 sampai 0,7[17]. Yan melakukan simulasi DFBG dengan menggabungkan persamaan kinetika

dan persamaan hidrodinamika. Model diasumsikan sebagai proses satu dimensi dan *steady state*. Simulasi dilakukan dengan software Aspen plus yang dihubungkan dengan FORTRAN. Dari simulasi didapatkan hasil bahwa laju aliran biomassa, perbandingan uap dan biomassa, dan laju sirkulasi pasir berpengaruh terhadap komposisi gas yang dihasilkan. Walaupun sudah mampu menunjukkan hasil yang sesuai dengan eksperimen, fenomena yang terjadi di DFBB cenderung lebih rumit dan kompleks sehingga diperlukan model yang mampu menggambarkan karakteristik tiga dimensi DFBB baik karakteristik hidrodinamika, temperatur sistem dan maupun karakteristik gas yang dihasilkan[18].

Untuk mendapatkan gambaran lebih detail karakteristik hidrodinamika sekaligus komposisi dan distribusi hasil gas di DFBB, beberapa peneliti menggunakan model simulasi berbasis computational fluid dynamics (CFD) berbasis *Multiphase Particle-In-Cell* (MP-PIC). MP-PIC adalah model yang berbasis Eulerian-Lagrangian dengan memetakan partikel yang memiliki kesamaan properti dalam satu parcel. Saat masuk ke *grid parcel* diperlakukan sebagai kontinum sebagaimana sifat fluida dan keluar dari grid parcel dikembalikan lagi sebagai partikel tunggal [19]. Pertama kali diperkenalkan oleh Andrews dan O'Rourke (1996), metode MP-PIC merupakan pengembangan dari metode *stochastic particle KIVA code* [20].

Kraft et. al melakukan simulasi *cold flow model* tentang pengaruh drag model terhadap pressure dan recirculating rate dengan menggunakan drag laws energy-minimization multiscale (EMMS), Ganser, Turton-Levenspiel, Wen-Yu/Ergun. Hasil simulasi dibandingkan dengan hasil eksperimen. Dari empat drag laws model didapatkan hasil perbedaan yang signifikan antara hasil simulasi dan eksperimen, walupun demikian Ganser cocok untuk mensimulasikan recirculating rate, sedang EMMS cocok untuk mensimulasikan tekanan [21].

Liu, et. al melakukan simulasi *cold flow model* dengan CFPD. Pengaruh parameter operasi meliputi suplai udara di riser, suplai uap terhadap laju sirkulasi pasir. Terdapat 3 buah air suplay di riser, dimana 1 dan 2 berada di riser bagian bawah, sedangkan air suplay berada pada tengah yang lebih tinggi dari air suplay 1 dan 2. Dari simulasi di dapatkan pengaruh kecepatan udara di air suplay bagian bawah (1 dan 2) berpengaruh lebih signifikan dibanding dengan kenaikan kecepatan udara di bagian atas (3). Hasil ini sesuai dengan yang didapatkan oleh data eksperimen yang didapat oleh Löffler et al. (2003) dan Kreuzeder et al. (2007)[22].

Liu et.al [23] melakukan simulasi 3 dimensi DFBB pengaruh parameter simulasi meliputi *mesh resolution* dan *particel computational number* dan karakteristik partikel berupa *Particel Size Distribution* (PSD) terhadap karakteristik hidrodinamik dan performa Biomass DFBB. Hasil simulasi parameter simulasi menunjukkan mesh resolution dan *particel computational* yang berbeda tidak berpengaruh signifikan terhadap komposisi syngas yang dihasilkan. Hasil simulasi komposisi gas dibandingkan dengan hasil eksperimen dan menunjukkan kecenderungan yang sama. Pengaruh dari perbedaan *drag model* yang digunakan terhadap komposisi gas tidak signifikan. Hal ini disebabkan karena pengaruh *drag model* terhadap karakteristik hidrodinamikanya tidak signifikan. PSD memiliki pengaruh signifikan pada ketinggian bawah tetapi pada bagian atas tidak berpengaruh.

Kraft et.al [24] melakukan simulasi DFBB skala industri di CHP plant at Güssing yang bertujuan untuk memvalidasi hasil eksperimen berbasis CFPD. Parameter simulasi yang digunakan meliputi circulating rate, visualisasi rezim fluidisasi dan pressure drop pada tiap bagian komponen, temperatur dalam sistem, komposisi gas yang dihasilkan dan karakteristik pencampuran partikel. Dari simulasi yang telah dilakukan didapatkan hasil bahwa temperature dan komposisi gas menunjukkan hasil yang sesuai dengan hasil eksperimen. Secara kuantitatif simulasi juga mampu menjelaskan rezim fluidisasi yang terjadi pada gasifier, reaktor pembakaran, loop-seal dan chute, tetapi untuk penggambaran karakteristik pencampuran partikel simulasi belum mencapai hasil yang optimum.

Paper ini membahas konversi biomassa tempurung kelapa menjadi syngas pada reaktor DFBB dengan dengan metode simulasi CFPD menggunakan software paket barracuda dengan beberapa variasi temperatur operasi.

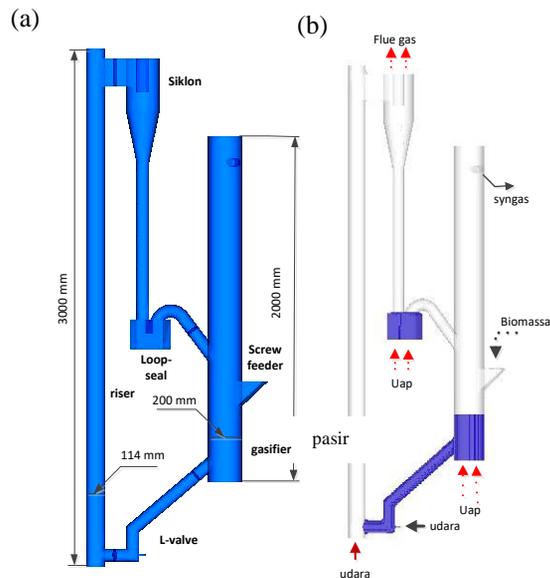
2. METODE SIMULASI

2.1 Geometri Reaktor

Model reaktor yang digunakan pada paper ini adalah model reaktor yang menyerupai instalasi *dual fluidized bed gasifier* yang ada di Laboratorium Konversi Energi Universitas Gadjah Mada. Geometri dan ukuran bagian pokok reaktor dapat dilihat pada Gambar 2. Sebagaimana yang tergambar di Gambar 2 (a) model DFBG terdiri dari 2 buah reaktor yaitu reaktor gasifikasi dengan ukuran diameter 200 mm, tinggi 2000 mm, dan riser sebagai reaktor pembakaran berdiameter 114 mm dan tinggi 3000 mm. Kedua reaktor dihubungkan dengan katup non-mekanik berupa *loop-seal* yang menghubungkan reaktor bagian atas dan *L-valve* yang menghubungkan reaktor bagian bawah. Penggunaan katup non-mekanik bertujuan untuk mencegah terjadinya aliran gas dari reaktor pembakaran ke gasifier dan sebaliknya dari reaktor gasifikasi ke reaktor pembakaran. Siklon berfungsi untuk memisahkan flue gas dengan pasir bertemperatur tinggi. Bahan bakar dimasukkan ke reaktor melalui *feeder* yang dipasang di gasifier.

Proses operasi DFBG dapat dijelaskan sebagaimana pada gambar 2 (b). Gambar 2 (b) menunjukkan kondisi awal operasi dimana gasifier, L-valve dan loop-seal diisi pasir sebagai material material. Pasir dipanaskan pada suhu tertentu. Uap sebagai agen gasifikasi dialirkan dari bawah gasifier dan pada tahapdan biomassa dimasukkan dari *screw feeder*. Biomassa akan tergasifikasi dan akan menghasilkan syngas yang mengalir ke atas keluar dari gasifier. Arang sisa proses gasifikasi mengalir bersama pasir ke riser dan akan bertemu dengan udara yang dialirkan dari bawah riser sehingga akan terjadi proses pembakaran. Kalor hasil proses pembakaran memanaskan pasir. Di siklon pasir yang bertemperatur tinggi terpisah dengan *flue gas*, dimana *flue gas* akan keluar dari siklon sedangkan pasir akan turun ke bawah masuk ke loop-seal yang selanjutnya bersirkulasi kembali ke gasifier untuk mensuplai kalor yang dibutuhkan proses endoterm gasifikasi.

Geometri reaktor didefinisikan sebagai domain komputasi dengan grid yang digunakan sejumlah 129.024.



Gambar 2. (a) Geometri dan ukuran reaktor (b) Pemodelan operasi reaktor

2.2 Karakteristik Bahan bakar dan Partikel

Simulasi yang dilakukan menggunakan bahan bakar tempurung kelapa dengan properti sebagaimana yang tertulis di Tabel 1. Pasir silika dipilih sebagai material bed, dimana properti pasir silika dapat dilihat pada Tabel 2.

2.3 Persamaan Atur dan Persamaan Reaksi Kimia

Pemodelan persamaan *dual fluidized bed gasifier* melibatkan 2 model persamaan, yaitu persamaan aliran gas-partikel dan persamaan reaksi kimia gasifikasi. Persamaan aliran gas-partikel menggunakan persamaan *multiphase particle-in-cell* (MP-PIC). Aliran gas diselesaikan dengan persamaan Eulerian sedangkan partikel di selesaikan dengan Lagrangian dimodifikasi dengan model MP-PIC [25], [26].

Reaksi gasifikasi dimodelkan dengan model kinetika reaksi dimana proses tahapan gasifikasi meliputi proses *dryng*, pirolisis dan proses reaksi heterogen dan proses reaksi homogen. Pada simulasi ini biomassa yang dimasukkan ke reaktor gasifier diasumsikan terdiri dari *volatile dan fixed carbon* sehingga proses gasifikasi dimulai dari proses devolatilisasi. Proses devolatilisasi menghasilkan *char* dan *gas volatile* berupa CO, CO₂, H₂, CH₄. Reaksi berikutnya dimodelkan terjadi reaksi heterogeneuos antara *char* dengan gas yang berasal uap yang alirkan ke reaktor dan gas species hasil pirolisis yang dan reaksi homogeneus antar gas species hasil pirolisis. *Char* yang tersisa mengalir ke riser dan di dalam riser akan bereaksi dengan O₂ dari udara yang mengalir dari bawah distributor riser untuk menghasilkan kalor untuk dikirim ke reaktor gasifier. Detail tiap-tiap tahapan reaksi dijelaskan pada Tabel 3.

Tabel 1 Properti biomassa tempurung kelapa

Karakteristik		
Proksimate*	<i>Moisture (%)</i>	-
	<i>Ash (%)</i>	-
	<i>Fixed carbon (%)</i>	19,18
	<i>Volatile Matter (%)</i>	80,82
Ultimate*	Karbon (%)	52,67
	Hidrogen (%)	5,75
	Nitrogen (%)	-
	Sulfur (%)	0,42
	Oksigen (%)	41,16
Nilai Kalor (HHV) (cal/g)		4.850
Jari-jari	minimal (mm)	1,00
	Maksimal (mm)	2,00
Densitas	<i>Fixed Carbon</i> (kg/m ³)	2100
	<i>Volatile Matter</i> (kg/m ³)	1000

*Proksimate dan ultimate didefinisikan pada kondisi *dry and ash-free basis*(daf)

Tabel 2 Karakteristik pasir silika

Karakteristik	Nilai
Ukuran jari-jari minimum (mm)	90 x 10 ⁻³
Ukuran jari-jari maksimum (mm)	180 x 10 ⁻³
Densitas (kg/m ³)	2650

Tabel 3 Persamaan reaksi dan kinetika [27], [28], [29]

NO	Persamaan Reaksi	Kinetika
R1	Biomass \rightarrow char + Volatile gas	$r_1 = 0.05 \times T \exp\left(\frac{-5500}{T}\right) [Biomass]$
R2	$C + O_2 \rightarrow 2CO$	$r_2 = 4.34 \times 10^7 \alpha_c T_p \exp\left(\frac{-13590}{T_p}\right) [O_2]$
R3	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	$r_{3f} = 6.36 m_c T_p \exp\left(\frac{-22645}{T}\right) [H_2O]$
		$r_{3r} = 5.218 \times 10^{-4} m_c T_p^2 \exp\left(\frac{-6319}{T} - 17.29\right) [H_2][CO]$
		$r_{4f} = 6.36 m_c T_p \exp\left(\frac{-22645}{T_p}\right) [CO_2]$
R4	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	$r_{4r} = 5.218 \times 10^{-4} m_c T_p^2 \exp\left(\frac{-2363}{T_p} - 20.92\right) [CO]^2$
R5	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	$r_{5f} = 6.838 \times 10^{-3} m_c T_p \exp\left(\frac{-8078}{T_p} - 7.078\right) [H_2]$
		$r_{5r} = 0.755 m_c T_p^{0.5} \exp\left(\frac{-13578}{T_p} - \right) [CH_4]^{0.5}$
		$r_{6f} = 7.68 \times 10^{10} \exp\left(\frac{-366409}{T}\right) [CO]^{0.5} [H_2O]$
R6	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	$r_{6r} = 6.4 \times 10^9 \exp\left(\frac{-39260}{T}\right) [H_2]^{0.5} [CO_2]$
R7	$CO + 0,5O_2 \rightarrow CO_2$	$r_7 = 1,3 \times 10^{11} \exp\left(\frac{-15155}{T}\right) [CO][O_2]^{0.5} [CO_2]^{0.5}$

2.3 Kondisi Awal dan Kondisi Batas

Kondisi awal (ICs) dan kondisi batas (BCs) diperlukan untuk menyelesaikan persamaan atur simulasi. Kondisi awal dan kondisi batas ditentukan berdasarkan kondisi fisis operasi dual fluidized bed gasifier. Sebelum dioperasikan, gasifier dimodelkan terisi dengan pasir dengan ketinggian 0,3 m, temperatur awalnya 973 K dan tekanan 101325 Pa. Loop-seal dan l-valve juga terisi pasir dengan temperatur 300 K. Bagian yang tidak terisi pasir diisi oleh udara dengan temperature dan tekanan sesuai dengan bagian masing-masing.

Kondisi batas didefinisikan sebagai perlakuan terhadap bagian terluar domain simulasi. Dalam simulasi DFBG kondisi batas diidentifikasi dengan tekanan, temperatur, kecepatan dan spesies yang masuk maupun yang keluar pada bagian tertentu dari domain komputasi. Parameter kondisi batas dalam simulasi ini meliputi laju pengumpanan masuk biomassa pada *screw feeder* sebesar 0,0078 kg/s, temperatur uap yang masuk gasifier sebesar 423 K. Kecepatan uap masuk ke gasifier sebesar 0,15 m/s. Kecepatan udara masuk ke L-valve sebesar 1,57 m/s. Kecepatan udara masuk ke riser 10 m/s. Temperatur udara masuk ke riser sebesar 1173 K. Uap dengan temperatur 423 K masuk ke loop-seal dengan kecepatan 0,4 dan 0,5 m/s.

Simulasi dilakukan dengan variasi temperature pada dinding (thermal wall, $t.w$) dengan variasi 873 K, 973 K, dan 1073 K.

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

Dual Fluidized bed gasifier terdiri dari bagian-bagian terhubung dimana fenomena yang terjadi rumit dan kompleks. Dengan metode simulasi, fenomena tersebut dapat terekam dalam bentuk angka dan kontur sesuai dengan pengaturan data output yang diinputkan. Karakteristik hidrodinamik berupa sirkulasi pasir, dan karakteristik gas hasil gasifikasi berupa distribusi, komposisi, dan yield akan dibahas dalam bagian ini.

3.1 Pengaruh Thermal Wall terhadap Karakteristik Hidrodinamika

Gambar 3 menunjukkan karakteristik hidrodinamika *dual fluidized bed gasifier* yang dihasilkan tiga variasi simulasi masing-masing (a) untuk $t.w=873$ K, (b) untuk $t.w=973$ K dan (c) untuk $t.w=1073$ K. Dari gambar diketahui pada detik ke-0,4 partikel di loop-seal mulai mengalir ke gasifier. Partikel di L-valve juga mulai mengalir ke riser dalam jumlah yang relative lebih sedikit. Pada detik ini tidak terjadi perbedaan yang signifikan pada karakteristik hidrodinamika di gasifier. Simulasi dengan variasi $t.w$ menghasilkan karakteristik yang hampir sama dimana gelembung mulai terbentuk di gasifier dibagian bawah. Ekspansi bed yang ditunjukkan ketiga hasil simulasi juga identik dimana bed hanya sedikit terekspansi. Pada detik ke-1 partikel dari L-valve sudah mulai mengalir ke riser dimana transport partikel baru mencapai riser bagian bawah. Pada bed gasifier bubble terlihat di bed bagian atas dan bagian bawah. Di detik ke-40, tampak di hasil simulasi $t.w=873$ K terjadi penumpukan partikel dibagian bawah riser. Hal ini berakibat partikel yang keluar dari riser tidak terlihat. Hasil berbeda ditunjukkan oleh simulasi dengan $t.w=973$ K dan 1073 K dimana pada detik ke-40 partikel sudah tersirkulasi sempurna. Karakteristik hidrodinamika di gasifier pada detik ke-40 menunjukkan perbedaan yang signifikan di karakteristik hidrodinamika yang dihasilkan simulasi dengan $t.w=1073$ K dimana bubble yang terbentuk berukuran lebih besar jika dibandingkan dengan hasil simulasi $t.w=873$ K dan $t.w=973$ K.

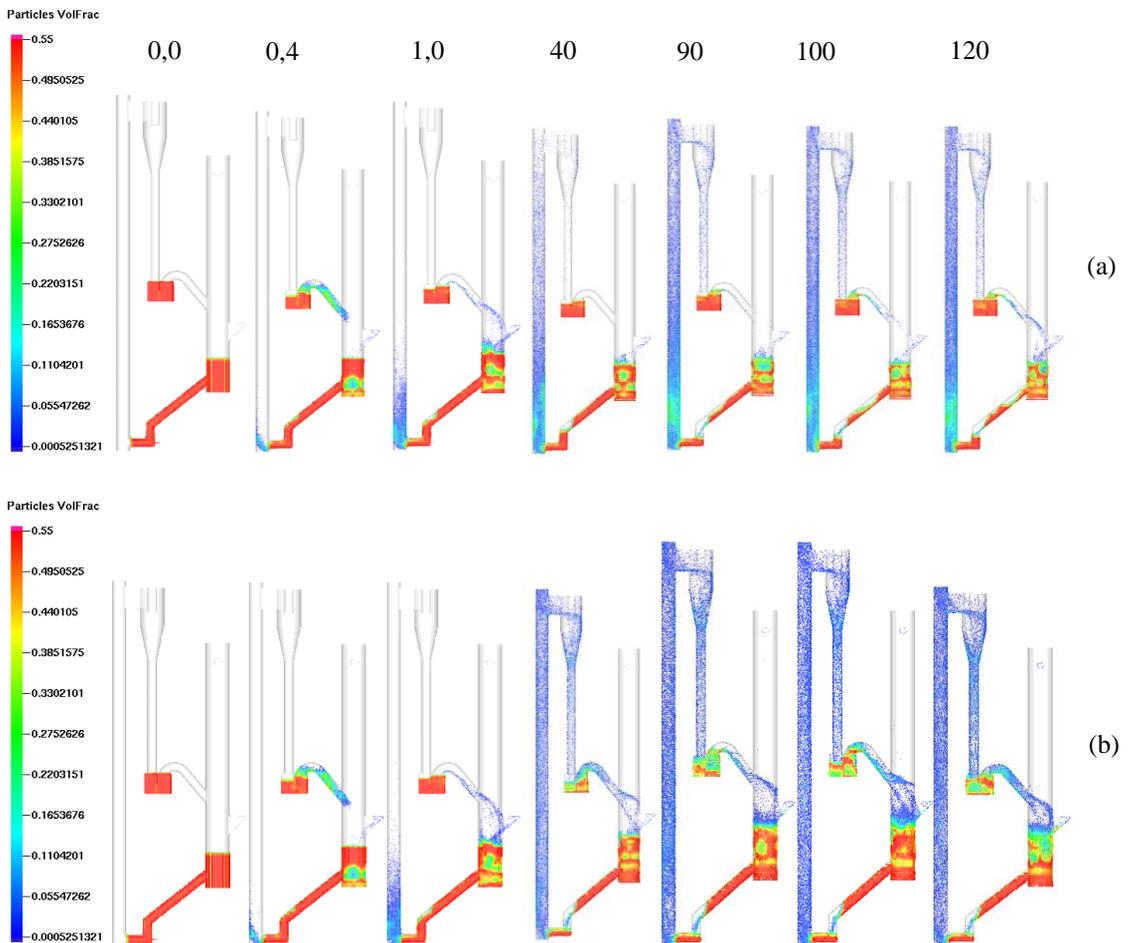
Pada detik ke-90 sirkulasi partikel yang dihasilkan simulasi dengan $t.w=873$ K belum sempurna, partikel baru tersirkulasi sampai ke loop-seal. Pada detik ke-90 juga dapat diamati terjadinya ekspansi bed material di gasifier yang ditunjukkan hasil dari simulasi dengan $t.w=973$ K dan $t.w=1073$ K. Pada detik ke-100 dan ke-120 sirkulasi partikel di hasil simulasi loop-seal tampak relatif lebih kecil jika dibandingkan dengan sirkulasi partikel hasil simulasi $t.w=973$ K dan 1073 K. Hal ini disebabkan partikel di simulasi dengan $t.w=873$ K menumpuk di bagian bawah riser.

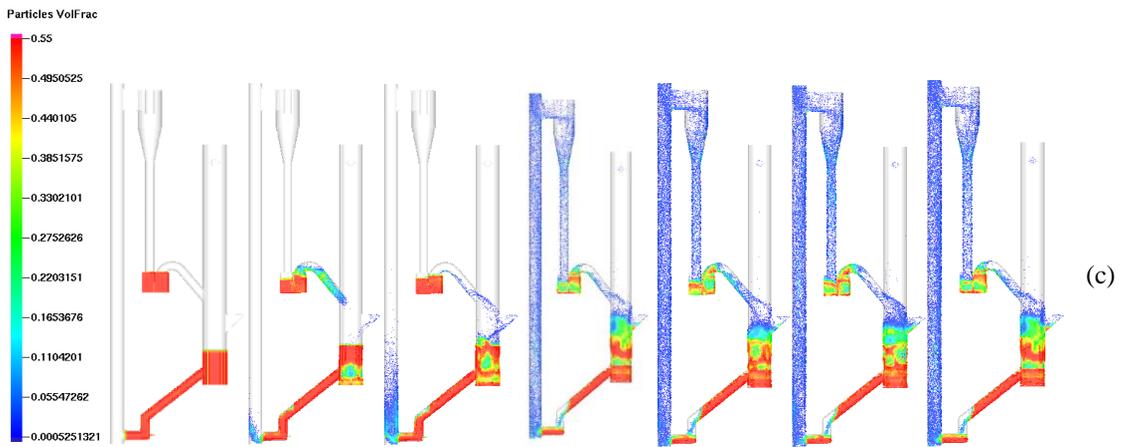
3.2 Karakteristik gas hasil simulasi

Gambar 4 menunjukkan distribusi gas hasil gasifikasi dimana Gambar 4 (a) untuk simulasi dengan $t.w=873$ K, 6 (b) untuk simulasi dengan $t.w=973$ K dan 6 (c) untuk simulasi dengan $t.w=1073$ K. Dari gambar tampak diketahui distribusi gas hasil simulasi dengan variasi $t.w$ menunjukkan kecenderungan yang sama. Sebagaimana dalam prinsip kerja DFBC dengan agen gasifikasi uap, uap dialirkan ke gasifikasi dari bagian bawah gasifikasi sedangkan biomassa dimasukkan ke gasifier dari screw feeder yang berada di gasifier. Masuknya uap dari bawah gasifier menyebabkan uap terlihat memenuhi daerah bagian bawah bed. Konsentrasi tertinggi gas CH_4 , CO , CO_2 dan H_2 yang merupakan gas hasil konversi biomassa terlihat di daerah sekitar screw feeder. Di antara daerah dominan gas CH_4 , CO , CO_2 dan H_2 tampak daerah transisi yang konsentersasi antara uap dengan gas cenderung seimbang. Di daerah sekitar saluran penghubung antara gasifier dengan loop-seal konsentersasi CH_4 , CO , CO_2 dan H_2 menurun, sedangkan konsentersasi uap terlihat naik.

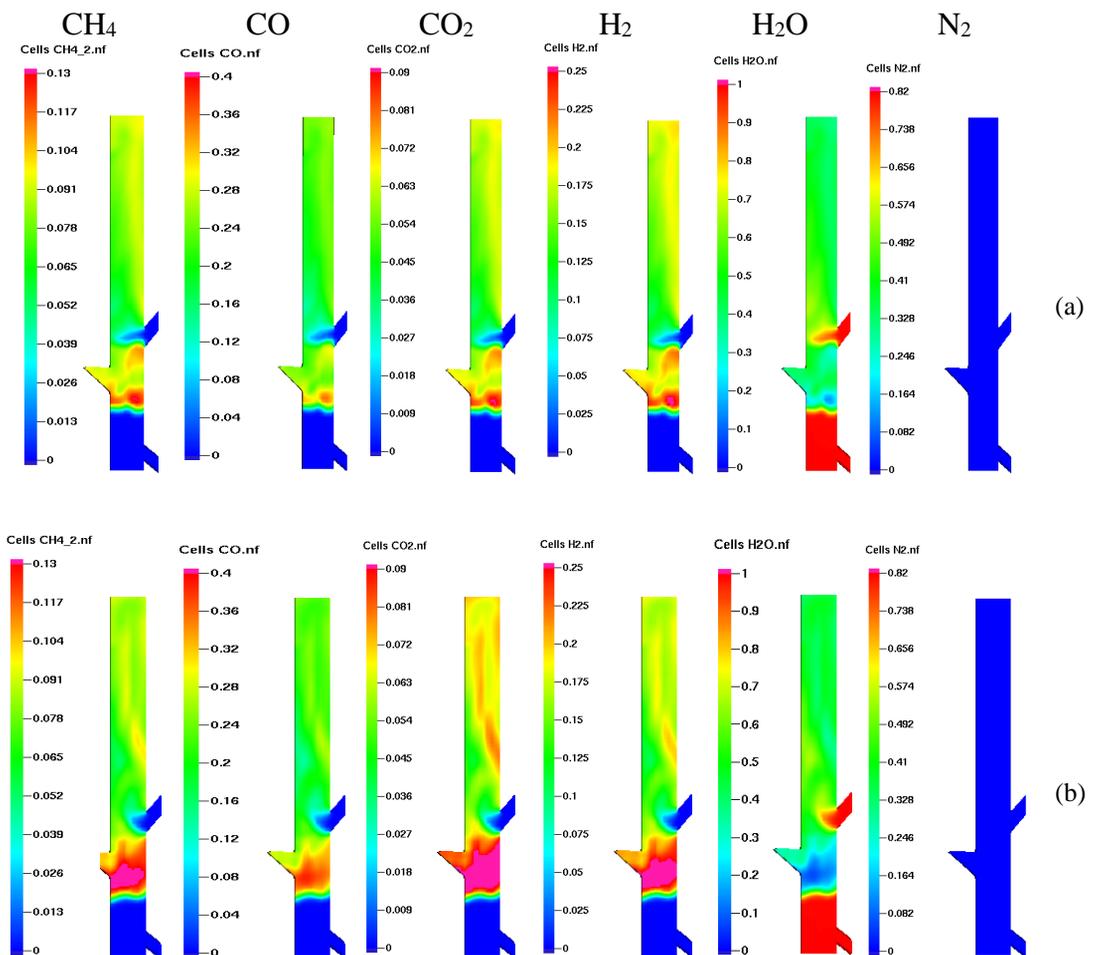
Hal ini disebabkan oleh masuknya uap dari loop-seal yang mengalir ke gasifier. Perubahan konsentersasi pada gasifier menunjukkan konsentersasi CH_4 , CO , CO_2 dan H_2 cenderung berkebalikan dengan konsentersasi uap. Pada bagian free board di atas saluran penghubung antara gasifier dengan *loop-seal*, konsentersasi CH_4 , CO_2 , H_2 terlihat naik. Dari gambar juga dapat diketahui gas hasil gasifikasi tidak mengandung N_2 dan O_2 .

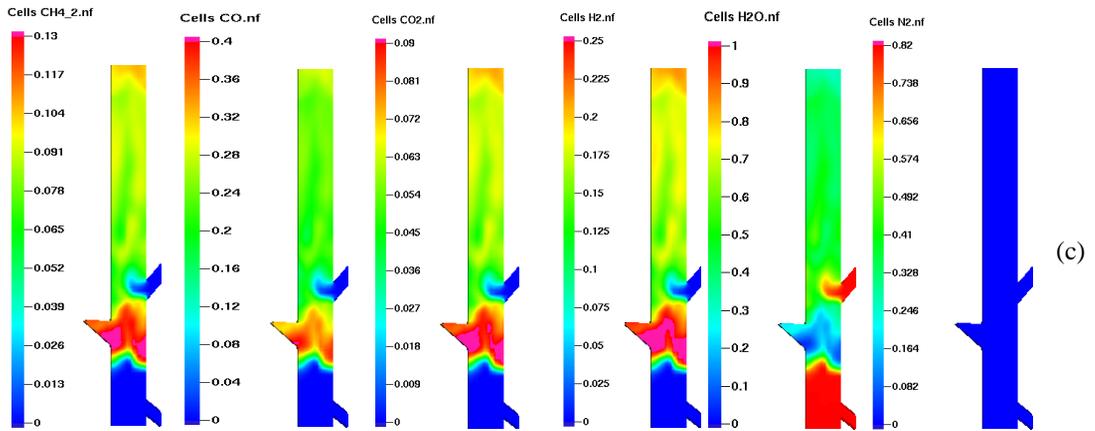
Konsentrasi gas CH_4 , CO , CO_2 dan H_2 tertinggi yang terbentuk di daerah dekat masuk biomassa menunjukkan proses pirolisis sebagai awal proses gasifikasi terjadi sesaat setelah biomassa masuk ke gasifier. Karena konsentrasi gas CH_4 , CO , CO_2 naik konsentrasi uap turun. Menurunnya konsentrasi uap juga diakibatkan oleh reaksi heterogen antara uap (H_2O) dalam fase gas yang bereaksi dengan karbon (padat) dalam reaksi *water-gas or steam* yang menghasilkan CO dan H_2 . Di bagian atas gasifier, distribusi gas CH_4 , CO , CO_2 dan H_2 menunjukkan kecenderungan yang berbeda-beda. Kenaikan konsentrasi CO_2 tampak lebih besar jika dibandingkan dengan kenaikan konsentrasi gas yang lainnya. Sedangkan kenaikan gas CO tampak paling kecil. Hal ini menunjukkan reaksi homogen antara uap dengan gas hasil pirolisis di bagian atas gasifier didominasi reaksi *shift reaction* yaitu reaksi antara CO dengan uap yang menghasilkan CO_2 dan H_2 .





Gambar 3 Karakteristik Hidrodinamika (a) $t.w = 873 \text{ K}$, (b) $t.w = 973 \text{ K}$ dan (c) $t.w = 1073 \text{ K}$

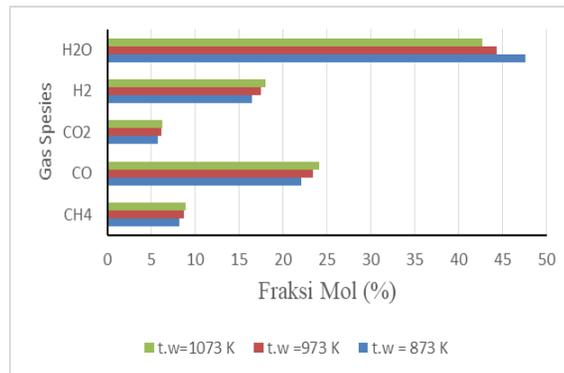




Gambar 4 Karakteristik Hidrodinamika (a) $t.w = 873 \text{ K}$, (b) $t.w = 973 \text{ K}$ dan (c) $t.w = 1073 \text{ K}$

Sebagaimana diketahui temperatur adalah salah satu faktor yang mempengaruhi pembentukan gas pada pirolisis. Dalam gambar terlihat konsentrasi gas yang dihasilkan simulasi dengan $t.w = 873 \text{ K}$ tampak lebih rendah jika dibandingkan dengan konsentrasi gas yang dihasilkan simulasi dengan $t.w = 973 \text{ K}$ dan 1073 K . Pengaruh besarnya $t.w$ terhadap distribusi gas tampak pada pembentukan gas di atas gasifier dimana kenikan konsentrasi gas terjadi dibagian dekat dinding reaktor yang memiliki temperatur lebih tinggi jika dibanding dengan bagian tengah gasifier.

Komposisi Gas



Gambar 5 Komposisi Gas Hasil simulasi (gas basah).

Gambar 5 menunjukkan komposisi gas dalam bentuk fraksi mol hasil simulasi dengan $t.w = 873 \text{ K}$, 973 K dan 1073 K . Data diambil dari transien poin spesies gas yang dipasang di daerah saluran keluar gas hasil gasifikasi. Dari gambar diketahui untuk semua variasi simulasi komposisi gas dengan komposisi tertinggi adalah CO, diikuti H_2 , CH_4 dan CO_2 . Simulasi dengan $t.w = 873 \text{ K}$ menghasilkan komposisi gas dengan komposisi 22,05 % CO, 16,45 % H_2 , 8,20 % CH_4 , dan 5,77 % CO_2 . Komposisi ini berubah saat $t.w$ dinaikkan menjadi 973 K dengan komposisi sebagai berikut 23,40 % CO, 17,45 % H_2 , 8,70 % CH_4 , dan 6,12 % CO_2 . Dengan menghitung dalam prosentase perubahan komposisi yang terjadi pada masing-masing spesies, gas mengalami

kenaikan sebesar 5,78 % saat t.w dinaikkan dari 873 K menjadi 973 K. Pada simulasi dengan t.w = 1073 K komposisi gas yang dihasilkan sebagai berikut 24,07 % CO, 17,96 % H₂, 8,96 % CH₄, dan 6,30 % CO₂. Nilai ini lebih besar 2,8 % dari komposisi gas yang dihasilkan pada simulasi dengan t.w = 973 K.

Perbandingan H₂/CO pada masing-masing simulasi menunjukkan angka yang sama yaitu 0,75. Dominannya komposisi CO pada gas yang dihasilkan disebabkan proses awal gasifikasi terjadi pada temperatur rendah. Komposisi H₂O untuk masing-masing hasil simulasi menunjukkan angka 47,53 % untuk simulasi dengan t.w=873 K, 44,32 % untuk t.w = 973 K dan 42,72 % untuk t.w = 1073 K. Kandungan uap yang relatif tinggi ini disebabkan adanya uap yang masuk dari *loop-seal* ke gasifier bersama dengan pasir. Kenaikan t.w dari 873 K menjadi 973 K menyebabkan konversi uap naik sebesar 7,23 %, sedangkan dari 973 K ke 1073 K konversi uap naik sebesar 3,76 %.

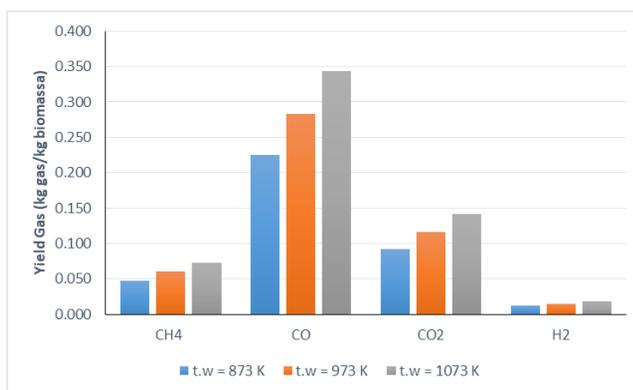
Tabel 4 *Lower Heating Value (LHV)*

t.w (K)	LHV (MJ/mm ³)
873	7.50
973	7.96
1073	8.19

Tabel 4 menunjukkan nilai kandungan kalor LHV gas hasil simulasi. Dari tabel 3 diketahui peningkatan temperatur dinding menyebabkan kandungan kalor gas meningkat. Peningkatan ini linier dengan peningkatan komposisi CO, H₂ dan CH₄.

Yield Gas

Gambar 6 menunjukkan yield gas hasil simulasi. Data diambil dari jumlah total gas yang melewati *flux plane* yang dipasang pada bagian atas gasifier selama simulasi. Dari gambar diketahui yield tertinggi untuk masing-masing simulasi ditunjukkan gas CO, disusul CO₂, CH₄ dan H₂. Kenaikan t.w yield spesies gas meningkat. Kenaikan t.w dari 873 K menjadi 973 K menyebabkan yield CO naik dari 0,226 menjadi 0,283 pada simulasi dengan t.w = 973 K dan naik menjadi 0,344 pada simulasi dengan t.w =1073 K. Yield CO₂ juga menunjukkan kenaikan saat t.w naik, dimana saat t.w = 873 K yield CO₂ sebesar 0,093 berubah menjadi 0,116 saat t.w =973 K dan naik menjadi 0,141 saat t.w = 1073 K. Yield CH₄ naik dari 0,048 menjadi 0,060 saat t.w naik dari 873 K menjadi 973 K dan berubah menjadi 0,073 saat t.w berubah menjadi 0,073. Yield gas H₂ pada simulasi dengan t.w =873 K sebesar 0,012 dan naik menjadi 0,015 pada simulasi t.w =973 K dan naik menjadi 0,018 saat t.w berubah menjadi 1073 K. Kenaikan t.w dari 873 K menjadi 973 K menyebabkan *yield gas* naik sebesar 20,4 %, sedangkan perubahan t.w dari 973 K ke 1073 K menyebabkan kenaikan yield sebesar 17.5 %.



Gambar 6 Yield Gas

KESIMPULAN

Simulasi berbasis *computational Particle Fluid dynamics* (CPFD) pada *Dual Fluidized bed gasifier* berbahan bakar tempurung kelapa dengan agen gasifikasi uap telah dilakukan. Simulasi dilakukan untuk mengetahui pengaruh *thermal wall* (t.w) pada dinding gasifier terhadap karakteristik hidrodinamika dan karakteristik syngas. *Thermal wall* (t.w) yang digunakan di simulasi ini sebesar 873 K, 973 K dan 1073 K.

Karakteristik hidrodinamika pada masing-masing komponen DFBG tampak dapat tervisualisasi dengan baik, dimana masing-masing komponen dapat beroperasi sesuai dengan rezim yang direncanakan yaitu gasifier dan loop-seal dalam mode *bubbling*, *riser* dalam mode *fast fluidization* dan *L-valve* pada mode *fixed bed*. Pengaruh *Thermal wall* terlihat pada karakteristik hidrodinamika DFBG, dimana simulasi dengan t.w =873 K menghasilkan penumpukan partikel di bagian bawah *riser*.

Komposisi dan distribusi gas yang dihasilkan oleh simulasi dengan variasi t.w menunjukkan kecenderungan yang sama dimana gas yang dihasilkan didominasi oleh gas CO, disusul H₂, CO₂ dan CH₄. Pembentukan gas berawal di daerah biomassa masuk dan komposisi akan berubah seiring dengan ketinggian reaktor. Pengaruh t.w terhadap karakteristik gas tampak pada naiknya jumlah uap yang terkonversi menjadi gas CO, H₂, CO₂ dan CH₄ saat t.w naik dimana uap yang terkonversi menjadi gas naik sebesar 7,23 % saat t.w naik dari 873 K menjadi 973 K dan naik sebesar 3,76 % saat t.w berubah dari 973 K menjadi 1073 K. Kenaikan ini terdistribusi ke kenaikan komposisi gas CO, H₂, CO₂ dan CH₄ seragam sebesar 5,78 % saat t.w berubah dari 873 K ke 973 K dan 2,8 % saat t.w naik dari 973 K ke 1073 K. *Thermal wall* juga berpengaruh signifikan terhadap *yield* gas yang dihasilkan dimana t.w naik akan menyebabkan *yield* gas naik.

PERSANTUNAN

Penulis mengucapkan terima kasih kepada Lembaga pengelola Dana Pendidikan (LPDP) Kementerian Keuangan Republik Indonesia yang telah memberi beasiswa kepada penulis melalui skem Beasiswa Unggulan Dosen Indonesia Dalam Negeri (BUDI-DN) tahun 2016.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] www.bps.go.id
- [2] A. Lappas and E. Heracleous, *Production of biofuels via Fischer-Tropsch synthesis: Biomass-to-liquids. Biomass-to-liquids*. Elsevier Ltd, 2016.
- [3] S. S. Ail and S. Dasappa, 'Biomass to liquid transportation fuel via Fischer Tropsch synthesis – Technology review and current scenario', *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 58, pp. 267–286, 2016.
- [4] F. Vidian, 'Gasifikasi Tempurung Kelapa Menggunakan Updraft Gasifier pada Beberapa

- Variasi Laju Alir Udara Pembakaran', *J. Tek. MESIN*, vol. 10, pp. 88–93, 2008.
- [5] I. G. H. Gunawan, M. Sucipta, I. Nyoman, and S. Winaya, 'Analisis Performansi Reaktor Gasifikasi Updraft Dengan Bahan Bakar Tempurung Kelapa', vol. 1, no. 2, pp. 28–34, 2015.
- [6] G. Venkatesh, P. R. Reddy, and S. Kotari, 'ScienceDirect Generation of producer gas using coconut shells and sugar cane bagasse in updraft gasifier', *Mater. Today Proc.*, vol. 4, no. 8, pp. 9203–9209, 2017.
- [7] M. Senthil and S. Vivekanandan, 'Effect of Processing Parameters on the Biomass Gasification of Coconut Shell', no. 7, pp. 388–397, 2016.
- [8] M. K. Karmakar and A. B. Datta, 'Hydrodynamics of a dual fluidized bed gasifier', *Adv. Powder Technol.*, vol. 21, no. 5, pp. 521–528, 2010.
- [9] S. Shrestha, B. S. Ali, B. M. Jan, M. Diana, B. Hamid, and K. El Sheikh, 'Hydrodynamic characteristics in cold model of dual fluidized bed gasifiers', vol. 286, pp. 246–256, 2015.
- [10] M. Tzeng, W. Saw, and S. Pang, 'Particology Effect of fluidizing velocity on gas bypass and solid fraction in a dual fluidized bed gasifier and a cold model', *Particology*, vol. 18, pp. 58–65, 2015.
- [11] S. Kern, C. Pfeifer, and H. Hofbauer, 'Gasification of lignite in a dual fluidized bed gasifier - Influence of bed material particle size and the amount of steam', *Fuel Process. Technol.*, vol. 111, pp. 1–13, 2013.
- [12] K. Göransson, U. Söderlind, and W. Zhang, 'Experimental test on a novel dual fluidised bed biomass gasifier for synthetic fuel production', *Fuel*, vol. 90, no. 4, pp. 1340–1349, 2011.
- [13] W. Saw, H. Mckinnon, I. Gilmour, and S. Pang, 'Production of hydrogen-rich syngas from steam gasification of blend of biosolids and wood using a dual fluidised bed gasifier', *Fuel*, vol. 93, pp. 473–478, 2012.
- [14] S. Kern, C. Pfeifer, and H. Hofbauer, 'Gasification of wood in a dual fluidized bed gasifier: Influence of fuel feeding on process performance', *Chem. Eng. Sci.*, vol. 90, pp. 284–298, 2013.
- [15] N. Aklis, T. A. Rohmat, and H. Saptoadi, 'Mapping of Circulating Rate to Determine Non-mechanic Valve Operation in Dual Fluidized Bed Gasifier Cold Flow Model', Proceedings of the 6th International Conference and Exhibition on Sustainable Energy and Advanced Materials, Lecture Notes in Mechanical Engineering, pp. 745–754, 2020.
- [16] W. Doherty, A. Reynolds, and D. Kennedy, 'Aspen Plus Simulation of Biomass Gasification in a Steam Blown Dual Fluidised Bed', 2013.
- [17] L. Shen, Y. Gao, and J. Xiao, 'Simulation of hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds', *Biomass and Bioenergy*, vol. 32, no. 2, pp. 120–127, 2008.
- [18] L. Yan, C. J. Lim, G. Yue, B. He, and J. R. Grace, 'One-dimensional modeling of a dual fluidized bed for biomass steam gasification', *Energy Convers. Manag.*, vol. 127, pp. 612–622, 2016.
- [19] W. K. H. Ariyaratne and M. C. Melaaen, 'CFD Approaches for Modeling Gas-Solids Multiphase Flows – A Review 2 Basic CFD Approaches for', pp. 680–686, 2016.
- [20] D. M. Snider, S. M. Clark, and P. J. O. Rourke, 'Eulerian – Lagrangian method for three-dimensional thermal reacting flow with application to coal gasifiers', *Chem. Eng. Sci.*, vol. 66, no. 6, pp. 1285–1295, 2011.
- [21] S. Kraft, F. Kirnbauer, and H. Hofbauer, 'Particology Influence of drag laws on pressure and bed material recirculation rate in a cold flow model of an 8 MW dual fluidized bed system by means of CPFD', *Particology*, vol. 36, no. 2018, pp. 70–81, 2020.
- [22] H. Liu, R. J. Cattolica, and R. Seiser, 'Operating parameter effects on the solids circulation rate in the CFD simulation of a dual fluidized-bed gasification system', *Chem. Eng. Sci.*,

- vol. 169, pp. 235–245, 2017.
- [23] H. Liu, R. J. Cattolica, R. Seiser, and C. hsien Liao, ‘Three-dimensional full-loop simulation of a dual fluidized-bed biomass gasifier’, *Appl. Energy*, vol. 160, pp. 489–501, 2015.
- [24] S. Kraft, F. Kirnbauer, and H. Hofbauer, ‘CPFD simulations of an industrial-sized dual fluidized bed steam gasification system of biomass with 8 MW fuel input’, *Appl. Energy*, 2017.
- [25] M. J. Andrews and P. J. O’rourke, ‘The Multiphase Particle-In-Cell (MP-IC) Method for Dense Particulate Flows’, *Int. J. Multiph. Flow*, vol. 22, no. 2, pp. 379–402, 1996.
- [26] S. Pannala, M. Syamlal, and T. O’Brien, *Computational Gas-Solids Flows and Reacting Systems: Theory, Methods and Practice*. 2010.
- [27] F. Bustamante *et al.*, ‘High-Temperature Kinetics of the Homogeneous Reverse Water-Gas Shift Reaction’, *AIChE J.*, vol. 50, no. 5, pp. 1028–1041, 2004.
- [28] P. G. Prusakov and L. V Sergeeva, ‘Physical and Thermodynamic Properties of Aliphatic Alcohols’, *J. Phys. Chem. Ref. Zubarev*, vol. 47, no. 5, p. 1443, 1974.
- [29] M. Syamlal and L. A. Bissett, ‘METC Gasifier Advanced Simulation (MGAS) model METC-Gasifier Advanced Simulation (MGAS) Model Technical Note by EG & G Washington Analytical Services Center , Inc . and U . S . Department of Energy Morgantown Energy Technology Center Morgantown , West’, West Virginia, 1992.