

Simulation of Particle Flows of Circulating Fluidized Bed

Urip Agus Salim^{1,*}, Muslim Mahardika¹ dan Aristo Taufiq¹

¹Departemen Teknik Mesin dan Industri, Universitas Gadjah Mada - Yogyakarta

*Korespondensi: urip-as@ugm.ac.id

Abstract. The combustion occurred in circulating fluidized bed (CFB) utilizes fluidizing process. By passing gases at fluidized velocity through the particles placed on the bed, the suspension of the particles is formed and begins to act like a liquid. CFB boilers use the principle of thermal inertia of material deliberately inserted into the furnace (known as bed materials) which is usually sand particles. The existence of materials in the form of particles with high speed this can lead to erosion on the wall furnace. The amount of erosion in the furnace wall is influenced by the speed and flow pattern as well as the particle shape of the particle. To determine the behavior and location of erosion on furnace modeling and simulation. Sand is generally more abrasive than ash in coal. Therefore, the particles in the modeling are represented only by sand flows. Modeling is based on the form of CFB that is widely used by PLTU in Indonesia. Simulations were performed using CPFD (Computational Particle Fluid Dynamics) software. Based on the results of the largest erosion simulation occurred in the inlet area cyclone.

Abstrak. Pembakaran yang terjadi di *circulating fluidized bed* (CFB) memanfaatkan proses *fluidizing*. Dengan mengalirkan sejumlah gas dengan kecepatan *fluidised* melalui partikel yang ditempatkan pada bed maka suspensi partikel terbentuk dan mulai bertindak seperti cairan. CFB boiler menggunakan prinsip inersia termal dari material yang sengaja dimasukkan kedalam furnace (disebut sebagai *bed materials*) yang biasanya berupa partikel pasir. Keberadaan material yang berupa partikel-partikel dengan kecepatan tinggi ini dapat mengakibatkan terjadinya erosi pada dinding furnace. Besaran erosi pada dinding furnace dipengaruhi oleh kecepatan dan pola aliran serta bentuk laluan partikel. Untuk menentukan perilaku dan lokasi erosi pada furnace dilakukan pemodelan dan simulasi. Pasir umumnya lebih abrasif dibanding abu di batubara. Oleh karena partikel dalam pemodelan hanya diwakili oleh pasir. Pemodelan didasarkan pada bentuk CFB yang banyak digunakan oleh PLTU di Indonesia. Simulasi dilakukan menggunakan perangkat lunak CPFD (*Computational Particle Fluid Dynamics*). Berdasarkan hasil simulasi erosi terbesar terjadi pada daerah inlet cyclone.

Kata kunci: simulation, CFB, CPFD

© 2017. BKSTM-Indonesia. All rights reserved

Pendahuluan

Seiring dengan bertambahnya kebutuhan listrik di Indonesia telah mendorong pertumbuhan proyek-proyek PLTU di berbagai wilayah Indonesia. Sampai tahun 2015 kapasitas terpasang pembangkit listrik Jawa Bali di dominasi oleh PLTU (sebesar 58,3%) yang menggunakan batu-bara sebagai bahan bakar [1]. Pembakaran batubara yang dilakukan di dalam *furnace* dengan teknologi gasifikasi diklaim sebagai teknologi pembakaran batubara yang bersih dan efisien. Pada awal abad ke-21, teknologi gasifikasi diperkirakan akan mengeluarkan 99% lebih sedikit sulfur dioksida (SO₂) dan abu terbang, kurang dari 90% nitrogen oksida (NO_x), dapat menurunkan emisi karbon dioksida (CO₂) sekitar 35–40%, buangan padat sekitar 40–50% dan menghasilkan penghematan biaya daya 10–20% dari pada PLTU-batubara masa kini [2].

PLTU-batubara menggunakan tenaga uap yang dibangkitkan oleh *boiler* (ketel uap) untuk meng-

gerakkan generator listrik. *Boiler* yang paling banyak digunakan saat ini adalah jenis *circulating fluidized bed* (CFB). Pembakaran yang terjadi di CFB telah memanfaatkan proses *fluidizing*. CFB boiler memanfaatkan inersia termal dari material yang sengaja dimasukkan kedalam *furnace/reactor*, yang disebut sebagai *bed materials* yang biasanya berupa partikel pasir yang dikategorikan sebagai partikel B dalam klasifikasi Geldart [3]. Partikel pasir ini merupakan material yang paling banyak jumlahnya di dalam sebuah CFB boiler, dimana bahan bakar dalam sistem hanya sekitar 1-3% berat dari semua benda padat dalam *fluidized bed*. Partikel-partikel *bed material* inilah yang menyebabkan terjadinya pembakaran batubara secara kontinu dan menyebabkan terdistribusinya temperatur dalam *furnace* secara merata.

Salah satu metode yang dapat digunakan untuk membantu dalam proses desain dari CFB boiler adalah metode numeris, dimana geometri CFB dimodelkan menjadi mesh kemudian dengan

memanfaatkan governing equation yang memadai dan memasukkan kondisi batas serta kondisi awal perhitungan dapat diselesaikan. Governing equation diantaranya adalah persamaan kontinuitas dan Navier-Stokes yang membutuhkan waktu lama untuk diselesaikan secara analitis terutama untuk geometri-geometri yang kompleks. Namun dengan seiring perkembangan komputer, persamaan ini dengan cepat dapat diselesaikan. Metode yang sekarang lebih terkenal dengan sebutan *Computational Fluid Dynamic* (CFD) [4].

Banyak studi yang telah memanfaatkan CFD dalam analisa *fluidized bed* [5-7]. Namun, permodelan dengan menggunakan CFD memiliki kelemahan yang diantaranya adalah tidak mampu memodelkan distribusi ukuran partikel [8]. Padahal *particle size distribution* (PSD) merupakan suatu parameter yang penting untuk beberapa kasus dimana terjadi segregasi spesies partikel yang berbeda atau *attrition* dari partikel [9, 10].

Bed material dalam kondisi hidrodinamis dapat diberikan penambahan atau pengurangan kecepatan udara superfisial yang disemburkan untuk memfluidisasi. Kondisi hidrodinamis dari CFB boiler menjadi sesuatu yang perlu dikaji dimana CFB hanya berfungsi dalam kondisi hidrodinamis, yang disebut sebagai *fast bed*. *Fast bed* hanya terjadi pada kecepatan udara superfisial tertentu dan hanya dapat divalidasi melalui eksperimen. Hanya saja, metode eksperimental dapat menghabiskan banyak biaya dan membutuhkan waktu relatif lama. Oleh karena itu, pengujian hidrodinamis CFB boiler lebih menguntungkan jika dilakukan dengan metode komputasi numeris. Kajian ini menggunakan metode komputasi numeris dengan pendekatan *multiphase particle-in-cell* (MP-PIC) yang disimulasikan dengan software CPFD (*Computational Particle Fluid Dynamics*).

Disisi lain, keberadaan material yang berupa partikel-partikel dengan kecepatan tinggi ini telah menyebabkan masalah pemeliharaan terutama akibat erosi dinding boiler dan/atau korosi. Erosi pada CFB boiler biasanya terjadi pada daerah-daerah kritis seperti *refractory line*, daerah sambungan las, tepi tabung, tabung atap, bagian sekitar bukaan *cyclone*, serta *superheater* dan tabung *economizer*.

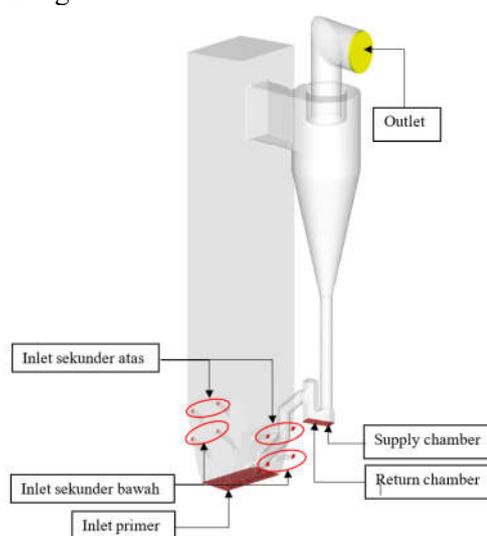
Kajian ini dapat juga digunakan untuk menentukan lokasi terjadinya erosi dalam CFB akibat pergerakan relatif partikel-partikel terutama pasir terhadap dinding-dinding furnace. Lokasi terjadinya erosi yang direpresen-tasikan oleh kecepatan aliran partikel pada dinding *furnace*. Objek kajian ini adalah CFB-boiler pada salah satu Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) di Indonesia.

Metode Penelitian

Kajian dilakukan dengan mensimulasikan pola aliran partikel-partikel di dalam CFB menggunakan software CPFD. Model 3D CFB untuk simulasi dibuat berdasarkan geometri dan ukuran FCB yang tersedia pada gambar teknik dengan software CAD 3D, kemudian model 3D diekspor dalam format *.stl.

Simulasi dilakukan hanya pada setengah model CFB karena kesimetrisannya. Parameter-parameter yang digunakan pada simulasi didasarkan pada data-data yang diambil dari kondisi operasional CFB yang terbaca pada *Distributed Control System* (DCS) di ruang kendali dan kondisi batas hasil perhitungan reaksi stoikiometris batubara. Proses pembakaran yang melibatkan adanya reaksi kimia diabaikan dan temperatur ruang bakar dianggap isothermal.

Model 3D dari FCB dan lokasi untuk kondisi batas diilustrasikan pada Gambar 1. CFB yang disimulasikan mempunyai ukuran tinggi 36 m, panjang 12 m, lebar bagian atas 6,5 dan lebar bagian bawah 4,8 m. Diameter *cyclone* 5,5 m dan diameter *return leg* 1 m. Parameter-parameter yang digunakan pada dengan kondisi batas simulasi ditunjukkan pada Tabel 1 dan Tabel 2. Simulasi dilakukan dengan mengasumsikan kondisi isothermal, dimana nilai temperatur dianggap konstan pada 1070 K (797°C). Viskositas dan densitas gas juga mempengaruhi nilai drag lintas fase yang pada akhirnya berdampak pada profil kecepatan dan distribusi partikel dalam simulasi. Pengaruh perubahan temperatur terhadap nilai viskositas ditunjukkan pada Gambar 2. Udara diasumsikan memiliki komposisi yaitu $N_2 = 78.084 \%$, $O_2 = 20.9476 \%$, $A_r = 0.9365 \%$, $CO_2 = 0.0319$ dan memiliki massa molekul yaitu 28.9652 g/mol.



Gambar 1. Model 3D dari CFD dan lokasi untuk kondisi batas pada model simulasi.

Partikel pasir yang digunakan dalam simulasi memiliki densitas 2200 kg/m³ dan berat molekul 60.0843 g/mol. Distribusi ukuran partikel (PSD) pasir diwakili oleh grafik pada Gambar 3. Pasir ini pada mulanya menempati sebagian kecil dari ruang di bagian bawah *furnance* dan sebagian kecil di *loopseal* dan berada pada kondisi *close packing* (fraksi volume maksimum yang dapat dicapai partikel) pada 0.6. Istilah *static bed height* sering digunakan untuk menentukan nilai dari tinggi partikel yang dimasukkan ketika permulaan dari operasional dalam CFB. Dalam kasus ini, *static bed height* ditentukan sebesar 860 mm dan partikel di dalam *loopseal* berketinggian 300 mm.

Tabel 1. Parameter-parameter input berdasar data-data operasional boiler.

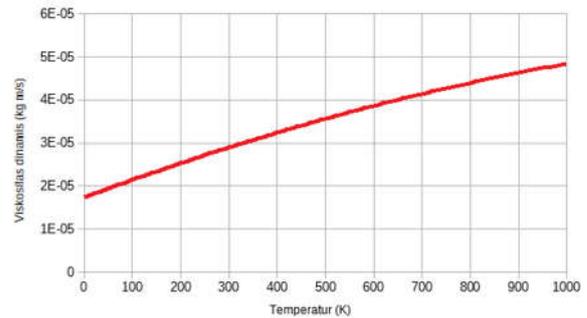
No	Lokasi	Tekanan (kPa)	Mass flow rate, (kg/s)
1	<i>inlet</i> sekunder atas	3,4	7,57
2	<i>inlet</i> sekunder bawah	3,5	5,89
3	<i>inlet</i> primer	11,0	25,42
4	<i>inlet return chamber</i>	0,935	0,54
5	<i>inlet supply chamber</i>	0,935	0,15
6	<i>outlet</i>	-0,551	-

Teori fluidisasi. Dengan mengalirkan sejumlah cairan atau gas yang cukup melalui partikel yang ditempatkan pada bed maka suspensi partikel terbentuk dan mulai bertindak seperti cairan. Hal ini dimungkinkan untuk memfluidakan partikel pada bed baik dengan baik cair. Gaya drag yang bekerja pada partikel dari aliran gas harus setidaknya di kisaran yang sama dengan gaya gravitasi untuk mendapatkan fluidisasi [11]. Kecepatan terendah yang diperlukan untuk mendapatkan fluidisasi (membuat semua partikel disuspensi oleh gas) disebut kecepatan fluidisasi minimum, u_{mf} . Jika kecepatan gas lebih besar dari u_{mf} *fluidised bed* mulai berperilaku berbeda dan masuki rezim yang berbeda, tergantung pada seberapa banyak peningkatan kecepatannya. Dengan kecepatan tinggi *fluidised bed* akan mengembang karena meningkat jumlah gas antara partikel. Konsentrasi partikel diukur sebagai berat jenis suspensi, ρ_c [kg/m³] [11,12].

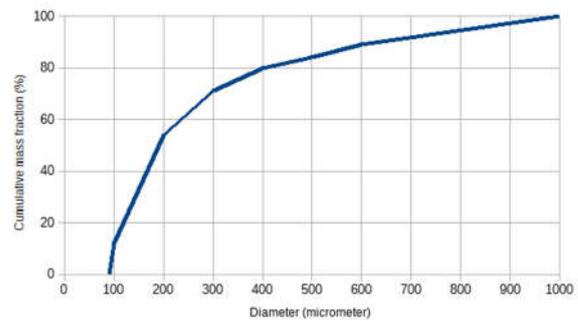
Tabel 2. Parameter-parameter input berdasar perhitungan reaksi stoikiometris batubara.

No	Lokasi	Tekanan (kPa)	Mass flow rate, (kg/s)
1	<i>inlet</i> sekunder atas	3,5	7,6
2	<i>inlet</i> sekunder bawah	3,5	4,36
3	<i>inlet</i> primer	13,0	19,89
4	<i>inlet return chamber</i>	0,935	0,54

5	<i>inlet supply chamber</i>	0,935	0,15
6	<i>outlet</i>	-0,551	-



Gambar 2. Pengaruh temperatur terhadap viskositas udara.



Gambar 3. Particle Size Distribution (PSD) pasir yang digunakan pada simulasi.

Dalam *fluidised bed* dapat terjadi fraksional partikel dengan ukuran yang berbeda. Hal ini disebabkan oleh kombinasi perilaku dari dua gaya pada partikel (gaya drag), F_d , yang disebabkan oleh aliran udara fluidisasi dan gaya gravitasi, F_g . F_d adalah tergantung secara linear pada luasan partikel, seperti yang dijelaskan pada Pers. 1 (Wolfram Alpha). F_g secara linear tergantung pada volume partikel, seperti dijelaskan oleh Pers. 2, menurut hukum gerak Newton kedua.

$$F_d = \frac{1}{2} C_d \rho u^2 A \tag{1}$$

$$F_g = \rho V g \tag{2}$$

dimana C_d adalah koefisien drag, yang konstan untuk partikel berbentuk sama, ρ adalah densitas partikel, u adalah perbedaan kecepatan antara gas (udara) dan partikel, A adalah luas partikel, V adalah volume partikel dan g adalah konstanta gravitasi. Jika partikel cukup bulat, dengan meningkatnya ukuran partikel gaya gravitasi meningkat lebih dari peningkatan gaya drag. Oleh karena itu partikel yang lebih besar cenderung bertahan sedangkan yang partikel lebih kecil lebih mungkin bergerak dengan aliran gas. Untuk CFB, ini menghasilkan ukuran partikel rata-rata di bagian atas *riser* menjadi lebih kecil dari ukuran partikel rata-rata di bagian bawah. Perbedaan ini dalam ukuran partikel

sepanjang ketinggian riser dapat diukur dengan metode yang telah dilakukan oleh Johnsson di lapisan dinding dari riser CFB [13].

Model Matematika CPFDD. Metodologi simulasi CPFDD menggunakan pendekatan Eulerian-Lagrangian untuk menjelaskan aliran gas-solid dalam tiga dimensi. Fasa gas dijelaskan sebagai suatu fasa kontinu yang dipasangkan dengan diskrit fasa solid dalam persamaan masa dan momentum. Sebagaimana fasa gas dan solid adalah isothermal dan fasa gas adalah inkompresibel, maka tidak diperlukan persamaan energi fluida rata-rata volume. Dalam CPFDD, konsep partikel numerik dikenalkan dengan pendekatan yang sama dengan kontrol volume numerik dengan sifat fluida yang biasa. Fasa solid dimodelkan sebagai sel numerik dengan masing-masing mengandung sejumlah sifat partikel yang sama (spesies, densitas, ukuran, dan seterusnya) pada lokasi yang sama. Medan aliran fasa gas dan solid dihitung dengan persamaan governing terpisah. Untuk fasa gas menggunakan Pers. 3 dan 4.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_g \theta_g) + \nabla \cdot (\rho_g \theta_g v_g) = S_g \quad (3)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_g \theta_g v_g) + \nabla \cdot (\rho_g \theta_g v_g v_g) = -\nabla P + \nabla \theta_g \tau_g + \rho_g \theta_g g - F \quad (4)$$

dimana θ_g mewakili fraksi volum gas, ρ_g dan v_g masing-masing adalah densitas dan kecepatan gas. S_g adalah bentuk sumber, τ_g menunjukkan tensor tegangan gas dan g adalah percepatan gravitasi. F adalah laju perubahan momentum tiap volum antar fasa gas dan solid. Persamaan momentum disini mengabaikan difusi molekular viskos dalam fluida tetapi menahan drag viskos antara partikel dan fluida melalui gaya drag antar fasa, F , menggunakan Pers. 5.

$$F = \iint f m \left(D_p (v_g - v_p) - \frac{\nabla P}{\rho_p} \right) d m d v \quad (5)$$

dimana D_p adalah fungsi drag, v_p dan ρ_p adalah kecepatan dan densitas partikel. f adalah fungsi distribusi probabilitas yang dihitung dari Pers. 6 (persamaan Liouville) sebagai:

$$\frac{\partial}{\partial t} + \nabla (f v_p) + \nabla_{v_p} \left(f \frac{\partial}{\partial t} (v_p) \right) = 0 \quad (6)$$

dimana $\partial/\partial t [v_p]$ adalah percepatan partikel yang diperoleh dengan menghitung semua beban pada partikel dan diberikan oleh metode *multiphase particle in cell* (MP-PIC) dalam bentuk Pers. 7.

$$\frac{\partial}{\partial t} (v_p) = D_p (v_g - v_p) - \frac{\nabla P}{\rho_p} - \frac{\nabla \tau_p}{\rho_p \theta_p} + g \quad (7)$$

dimana τ_p adalah tegangan normal inter partikel dan θ_p adalah fraksi volum partikel. Lintasan partikel diselesaikan dengan Pers. 8.

$$\frac{d x_p}{d t} = v_p \quad (8)$$

dimana x adalah lokasi jejak partikel.

Model drag. Model drag Wen-Yu diterapkan untuk aliran gas-solid dengan fraksi volum solid lebih rendah dari 0,61 dan model drag Ergun digunakan untuk fraksi volum solid antara 0,47-0,7. Fungsi drag inter fasa model Wen-Yu diberikan oleh Pers. 9.

$$D_p = C_d \frac{3 \rho_g}{8 \rho_p} \frac{|v_g - v_p|}{(3 v_p / 4 \pi)^{1/3}} \quad (9)$$

dimana C_d adalah koefisien drag, yang tergantung pada bilangan Reynold, dengan masing-masing kondisi yang ditunjukkan pada Pers. 10.

$$C_d = \frac{24}{Re} (1 + 0,15 Re^{0,687}) \theta_g^{-2,65} \quad Re < 1000$$

$$C_d = 0,44 \theta_g^{-2,65} \quad Re \geq 1000 \quad (10)$$

Bilangan Reynold diberikan oleh Pers. 11.

$$Re = \frac{2 \rho_g |v_g - v_p| (3 V_p / 4 \pi)^{1/3}}{\mu_g} \quad (11)$$

dimana ρ_g adalah densitas gas, μ_g viskositas gas, v_g dan v_p adalah kecepatan gas dan kecepatan partikel. V_p adalah volume partikel.

Model tegangan solid. CPFDD menghitung gaya partikel sebagai gradien pada grid dan memetakan kembali ke partikel. Tegangan normal partikel dimodelkan menurut [14] dan ditunjukkan oleh Pers. 12.

$$\tau_p = \frac{P_s \theta_p^\gamma}{\max[\theta_{cp} - \theta_p, \varepsilon (1 - \theta_p)]} \quad (12)$$

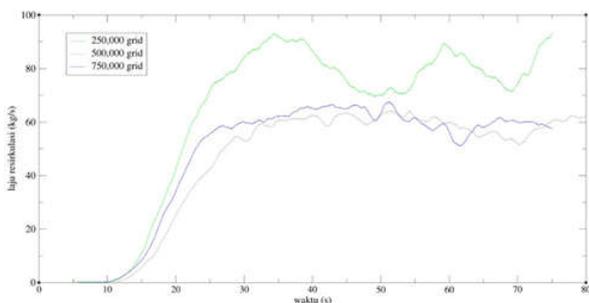
dimana ε adalah konstanta pada orde 10^{-7} , θ_{cp} adalah fraksi volum padat pada *close packing*. P_s adalah unit tekanan dan γ adalah sekitar $2 \leq \gamma \leq 5$.

Hasil dan Pembahasan

Uji independensi mesh. Uji independensi *mesh* dilakukan untuk menentukan ketercukupan *mesh* yang digunakan pada simulasi. Pengujian *mesh* biasa dilakukan dalam simulasi CFD, karena hasil solusinya sangat dipengaruhi oleh resolusi *mesh*. Ukuran *mesh* untuk simulasi CFD sebesar 10 kali diameter partikel akan menghasilkan *mesh* yang ideal [15]. Kebutuhan *mesh* resolusi tinggi pada CPFDD tidak sebesar kebutuhan untuk CFD [16]. Dalam kajian ini independensi *mesh* dilakukan dengan coba-coba menggunakan jumlah *mesh* sebesar 250 ribu, 500 ribu dan 750 ribu. Pola laju

resirkulasi untuk masing-masing jumlah mesh ditunjukkan pada Gambar 4. Dari grafik dapat dilihat kedekatan pola laju resirkulasi antara jumlah mesh 500 ribu dengan 750 ribu, oleh karena itu selanjutnya digunakan jumlah mesh 500 ribu.

Pola aliran partikel. Pola aliran partikel pasir mulai dari tahap inisiasi sampai detik ke-100 ditunjukkan pada Gambar 5. Pola sirkulasi mulai terjadi pada sekitar detik ke-20. Kondisi *steady* pada kisaran detik ke-60 sampai ke-100. Untuk evaluasi lebih lanjut dipilih detik ke-60. Dari pola sebaran partikel tampak bahwa partikel mendominasi pada daerah *refractory*. Ini menunjukkan bahwa partikel turun kembali dan tidak tersirkulasi melalui *cyclone*. Padatan umumnya bergerak ke atas dalam fase yang terdispersi melalui tegah-tegah bed, dimana kecepatan slip akan menjadi urutan dari kecepatan partikel individu. Di dekat dinding, kecepatan gasnya jauh lebih rendah, dan bahkan mungkin akan turun dalam beberapa kasus. Jadi, saat partikel padat turun di sepanjang dinding, mereka tidak selalu menemukan kecepatan slip yang sangat tinggi [10]. Pengukuran langsung dapat menunjukkan kecepatan gas dan partikel lokal dengan kecepatan slip untuk lebih tinggi ke arah dinding. Besarnya kecepatan slip lokal lebih tinggi dari kecepatan partikel.

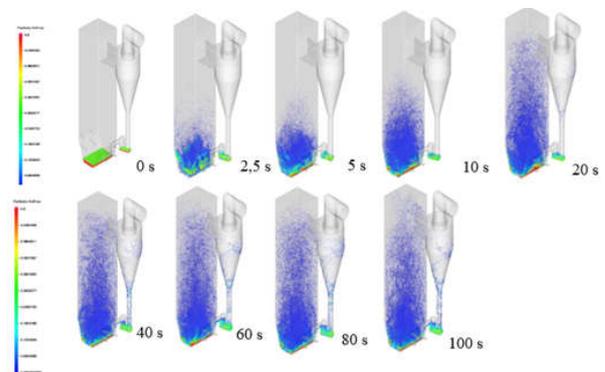


Gambar 4. Laju resirkulasi untuk masing-masing jumlah *mesh*.

Sebagian besar panas pembakaran yang dihasilkan dalam tungku CFB harus dipindahkan ke penutup dinding air atau panel yang dipertahankan di *furnace* untuk mempertahankan suhu tungku rata-rata di kisaran 800-900°C. Dengan demikian, pengetahuan tentang perpindahan panas di tungku CFB sangat penting. Efektivitas perpindahan panas melalui konveksi partikel tergantung pada homogenitas partikel, semakin homogen semakin efektif perpindahan panasnya. Perpindahan panas gas ke partikel juga mengatur respons transien tungku CFB terhadap perubahan operasional. Perpindahan panas melalui pipa air oleh konveksi partikel hanya efektif sekitar 5%, karena pipa air ditempatkan di atas *refractory* pada ketinggian sekitar 12 m. Hal

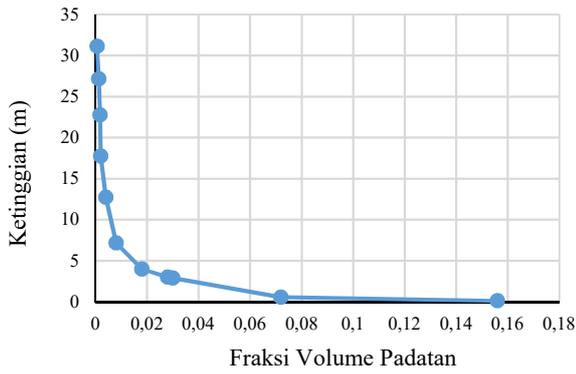
ini dapat diketahui dari distribusi partikel terhadap ketinggian *furnace* (Gambar 6).

Dalam CFB padatan partikel-partikel halus menggumpal, membentuk gugus atau untaian dalam suatu kontinum dari gas yang mengalir ke atas yang mengandung padatan terdispersi jarang. Bentuk yang terakhir disebut fase terdispersi, sedangkan bentuk sebelumnya disebut fase cluster. Sebagian besar partikel pada bed bergerak ke atas melalui inti bed dalam fase terdispersi, namun mengalir ke bawah sepanjang dinding dalam bentuk kelompok partikel. Aglomerasi-aglomerasi ini yang disebut kelompok tidak permanen; mereka membentuk, membubarkan, dan mereformasi. Perpindahan panas ke dinding terjadi melalui konduksi dari gugus partikel, melalui konveksi dari fase terdispersi, dan melalui radiasi dari kedua fase [10].

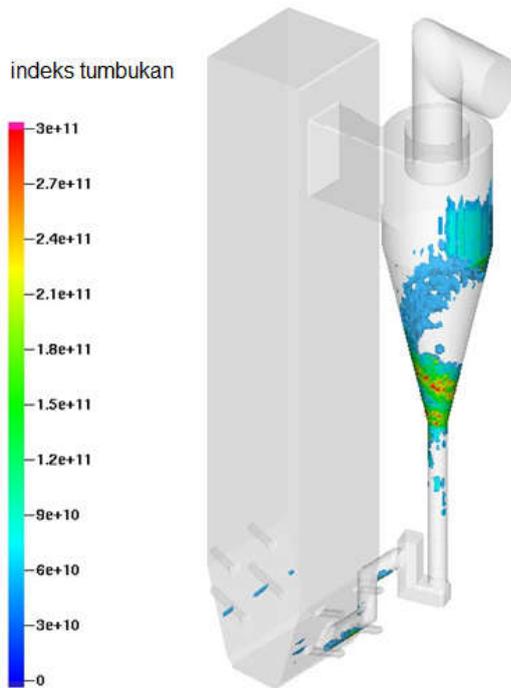


Gambar 5. Pola aliran partikel pasir pada detik ke-0 sampai ke-100.

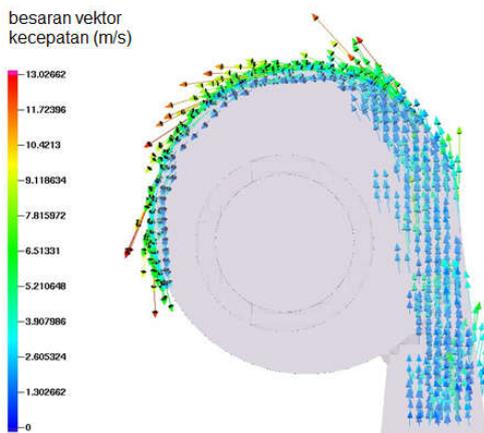
Erosi. Area *furnace* atas sering dirancang berdasarkan fluidisasi atau kecepatan *furnace* superfisial. Kecepatan fluidisasi, dihitung dengan membagi volume gas buang total pada suhu tungku dengan penampang tungku atas, biasanya sekitar 5 m/detik. Untuk menghindari erosi, umumnya tidak melebihi 6 m/detik [10]. Mekanisme perhitungan erosi dalam kajian ini dilakukan setelah detik ke-60 dimana simulasi sudah mencapai titik *steady*-nya hingga detik ke-80 dimana simulasi berakhir. Erosi yang ditimbulkan akibat aliran padatan dapat dilihat pada gambar 7. Dari analisa dapat dilihat bahwa erosi paling besar terjadi pada *cyclone*. Hal ini disebabkan partikel bergerak dan menumbuk dinding *cyclone* pada sudut dimana kemungkinan erosi terjadi paling besar dan dengan kecepatan yang relatif tinggi (gambar 8). Kecepatan dari partikel dapat mencapai hingga 30 m/s. Besarnya kecepatan partikel ini seiring dengan kecepatan udara yang juga tinggi (gambar 9).



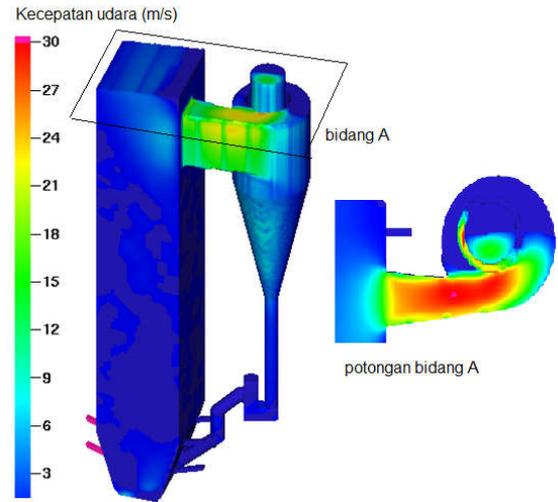
Gambar 6. Distribusi partikel terhadap ketinggian furnace.



Gambar 7. Lokasi dan intensitas erosi pada CFB

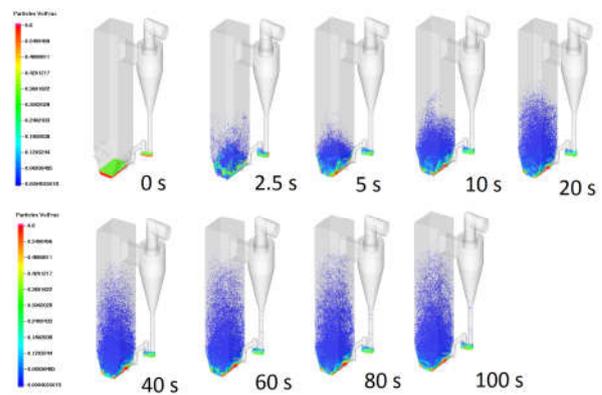


Gambar 8. Distribusi kecepatan partikel pada dinding cyclone

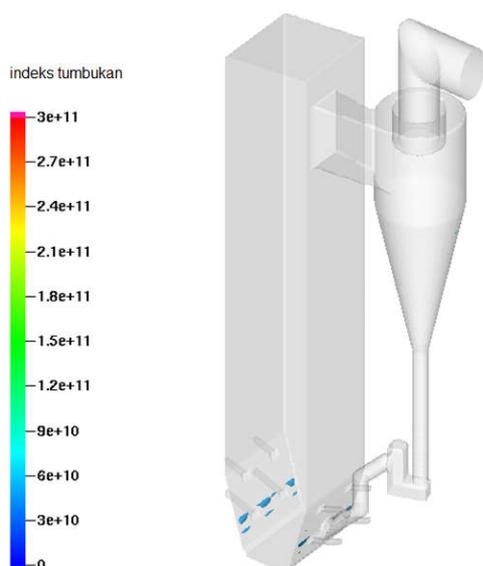


Gambar 9. Distribusi kecepatan udara pada CFB dan bagian cyclone.

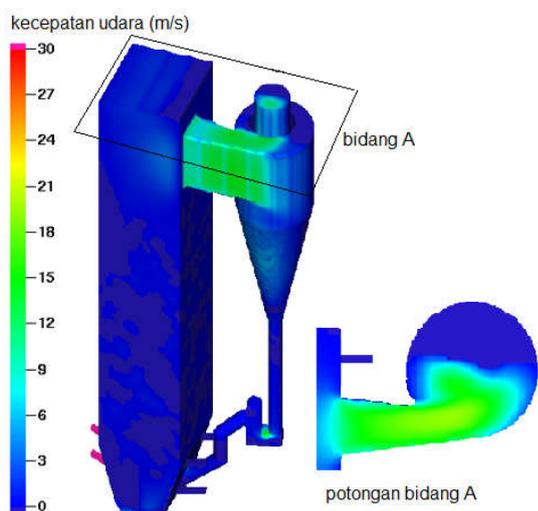
Perubahan parameter operasi. Simulasi yang dilakukan dengan mengubah parameter kerja CFB menurut perhitungan reaksi stoikiometris batubara (kondisi ideal) menunjukkan pola aliran partikel yang berbeda. Jumlah partikel yang naik ke atas semakin berkurang secara signifikan (Gambar 10). Dengan kondisi ini, erosi terjadi hanya disekitar dinding *refractory* (Gambar 11), tidak ada erosi pada *cyclone*. Hal ini dapat dilihat juga dari pola kecepatan udara pada daerah *cyclone* yang menurun (Gambar 12). Kondisi ini merupakan kondisi yang baik, namun efektivitas perpindahan panas melalui konveksi partikel bisa menurun.



Gambar 10. Pola aliran partikel pasir pada detik ke-0 sampai ke-100, dengan kondisi ideal.



Gambar 11. Lokasi dan intensitas erosi pada CFB dengan kondisi ideal.



Gambar 12. Distribusi kecepatan udara pada CFB dan bagian *cyclone* dengan kondisi ideal.

Kesimpulan

Pola sebaran partikel yang mendominasi pada daerah *refractory* menunjukkan bahwa sebagian besar partikel turun ke *bed* dan tidak tersirkulasi melalui *cyclone*. Erosi banyak terjadi di beberapa tempat antara lain dinding *refractory*, *return leg* dan beberapa wilayah sirkulasi, namun yang terbesar terjadi pada daerah *inlet cyclone*. Penurunan parameter kondisi kerja menurut perhitungan reaksi stoikiometris batubara menunjukkan penurunan erosi, namun dapat menurunkan efektifitas perpindahan padahan panas dalam furnace. Simulasi ini hanya menunjukkan lokasi terjadinya erosi, tidak menghitung besaran erosi, oleh karena itu perlu dilakukan analisa lebih lanjut tentang besaran erosi yang terjadi.

Referensi

- [1] Kementerian ESDM, Rencana usaha penyediaan tenaga listrik PT. PLN (persero) tahun 2016 s.d. 2025, (2015).
- [2] Informasi dari: <https://indone5ia.wordpress.com/2012/06/02/pembangkit-listrik-tenaga-uap-pltu-batubara-4-2/>.
- [3] D. Geldart, The effect of particle size and size distribution on the behaviour of gas-fluidised beds, *Powder Technology*, 6(4), pp. 201–215, (1972).
- [4] E. Ramos, R.F. Flores, A.S. González dan G. Cisneros, Computational fluid dynamics, Proceedings of the Fourth UNAM Supercomputing Conference Mexico City, Mexico, (2000).
- [5] S. Shah, K. Myöhänen, S. Kallio dan T. Hyppänen, CFD simulations of gas-solid flow in an industrial-scale circulating fluidized bed furnace using subgrid-scale drag models', *Particuology*. Chinese Society of Particuology, 18, pp. 66–75, (2015).
- [6] B. Lu, N. Zhang, W. Wang dan J. Li, 3D Full-loop simulation of an industrial-scale circulating fluidized boiler, *Cleaner Combustion and Sustainable World*, (2013)
- [7] J. Li dan M. Kwauk, Particle-fluid two-phase flow the energy-minimization multi-scale method, Beijing: Metalurgical Industry Press, (1994).
- [8] C. Chen, J. Werther, S. Heinrich, H. Qi, dan E. Hartge, CPFD simulation of circulating fluidized bed risers, *Powder Technology*, 235, pp. 238–247, (2013).
- [9] F. Fotovat, Characterization of hydrodynamics and solids mixing in fluidized beds involving biomass, *Chemical Engineering*, (2014).
- [10] P. Basu, *Circulating fluidized bed boilers*, Springer International, (2015).
- [11] P. Basu, C. Kefa, L. Jestin, *Boiler and burners, Design and theory*, New York, (2000).
- [12] A. Kullendorff, B. Leckner, *Circulating fluidised bed boilers*, Report A 91-194, Chalmers University of Technology, Department of Energy Conversion, Gothenburg, Sweden, pp. 37, (1991).
- [13] F. Johnsson, C. Breitholtz, B. Leckner, Solids segregation in a CFB-boiler furnace, In Proceedings of Fluidization IX, (Eds. Fan, L-

S., Knowlton, T.) Engineering Foundation, New York, , pp. 757-764, (1998).

- [14] S. E. Harris and D. G. Crighton, Solitons, solitary waves, and voidage disturbances in gas-fluidized beds, *J. Fluid Mech.* 266, 243-276, (1994).
- [15] J. Wang, M.A. van der Hoef, dan J. A. M. Kuipers, Why the two-fluid model fails to predict the bed expansion characteristics of Geldart A particles in gas-fluidized beds: A tentative answer, *Chemical Engineering Science*, 64(3), pp. 622–625, (2009).
- [16] Q. Wang, H. Yang , P. Wang, J. Lu, Q Liu, H. Zhang, L. Wei dan M. Zhang, Application of CPFD method in the simulation of a circulating fluidized bed with a loop seal, part I-Determination of modeling parameters, *Powder Technology Elsevier B.V.*, 253, pp. 814–821, (2014).