



Simulasi Numerik Pengaruh Kecepatan Fluidisasi Terhadap Karakteristik Pengeringan Batubara Pada Pengering *Swirl Fluidized Bed* Tanpa *Cone* dengan Kemiringan Sudu Pengarah 10°

Melvin Emil Simanjuntak¹

¹Jurusan Teknik Mesin, Politeknik Negeri Medan, Indonesia

*Email Penulis: mesimanjuntak@yahoo.com

INFORMASI ARTIKEL

Naskah Diterima 19/06/2019
Naskah Direvisi 02/08/2019
Naskah Disetujui 01/10/2019
Naskah Online 08/10/2019

ABSTRAK

Saat ini batubara kalori rendah paling banyak digunakan sebagai bahan bakar di PLTU. Kadar air pada batubara jenis ini 25 – 70 % dengan nilai kalor kurang dari 5100 kkal/kg. Untuk menaikkan nilai kalornya maka batubara dikeringkan dengan berbagai cara. Salah satu caranya adalah dengan metode *swirl fluidized bed*. Pengeringan batubara pada penelitian ini dilakukan dengan model 3D, transien, discrete phase dan injeksi. Batubara yang digunakan sebanyak 600 gr dan diameter yang diasumsikan 6 mm untuk setiap percobaan. Laju aliran divariasikan untuk melihat karakteristik pengeringan dan kondisi udara di dalam *chamber*. Dengan laju aliran udara sebesar 0,0746, 01064 dan 0,133 kg/s diperoleh kadar air berubah masing-masing dari sebesar 31,23%; 30,77% dan 30,77% menjadi sebesar 22,5%; 18,14% dan 16,22%. Semakin ke arah outlet, sudut kemiringan aliran semakin kecil dan mengarah vertikal. Udara dengan temperatur lebih rendah dan fraksi massa uap air lebih tinggi terkonsentrasi di bagian tengah *chamber*. Temperatur udara paling rendah pada kisaran 306-308 K pada laju aliran 0,0746 dan 01064 kg/s. Dengan ketiga laju aliran partikel dapat terfluidisasi dengan baik.

Kata kunci: simulasi numerik, CFD Fluent, pengeringan, batubara, karakteristik

1. PENDAHULUAN

Saat ini batubara kalori rendah merupakan yang paling banyak digunakan sebagai bahan bakar di PLTU di Indonesia. Jumlah konsumsi batubara ini pada tahun 2016 mencapai 75,4 juta ton. Cadangan batubara terbukti Indonesia sebesar 9,044 milyar ton dengan tingkat produksi 307 juta ton pertahun. Kadar air pada batubara lignit berkisar 25 - 70% Dengan kandungan air sebanyak itu batubara ini memiliki nilai kalor kurang 5100 kJ/kg (ESDM 2015). Batubara paling banyak dimanfaatkan sebagai bahan bakar di pembangkit listrik mengingat harganya yang lebih murah sekitar 20-30% dibanding kalori tinggi. Batubara ini digunakan pada PLTU dengan kapasitas 17.811 MW, (ESDM, 2016).

Penurunan kadar air sebesar 6,1% akan meningkatkan nilai kalor sebesar 9,25%, mengurangi kebutuhan batubara sebesar 10,8%, mengurangi kebutuhan daya di *pulverizer* sebesar 16,5%,

mengurangi laju aliran *flue gas* sebesar 4,0%, (Levy et al., 2006).

Ada banyak jenis alat pengering yang digunakan untuk mengeringkan batubara seperti *fluidized bed* (Kim et al., 2013), *Disc dryer* (Moon et al., 2014), *pressurized flash drying* (Gwak et al, 2018) Sedangkan penelitian secara numerik untuk proses pengeringan batubara dilakukan oleh peneliti Stakic dan Tsotsas, 2004 , Zhang dan You, 2013, Huang et al., 2018 dan Si et al., 2019. Penelitian numerik yang dilakukan oleh Zhang dan You, 2013 memodelkan pengeringan batubara lignit Cina dengan *packed moving bed*. Aspek yang diteliti adalah: pengaruh kecepatan udara panas, pengaruh ukuran partikel, pengaruh kecepatan partikel dan pengaruh ketinggian tumpukan partikel terhadap pengeringan.

Software Comsol Multiphysics digunakan oleh Huang et. al, 2018 untuk memodelkan pengeringan batubara. Pemodelan digabung antara medan elektromagnetik

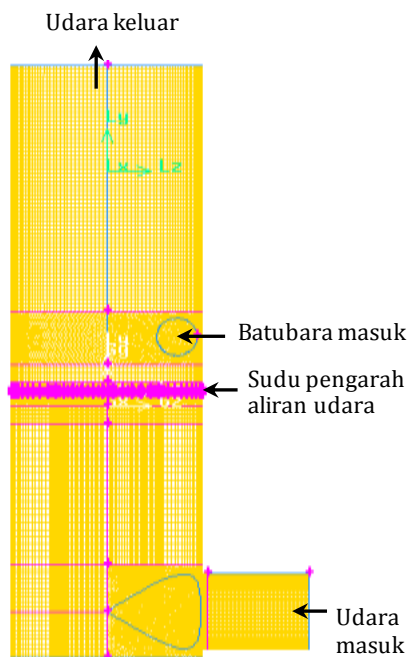
dengan perpindahan panas dan massa. Pengeringan dilakukan dengan memvariasikan frekwensi dari 11,9 GHz hingga 3,7 GHz dengan kenaikan 0,25 GHz dan daya listrik yang digunakan adalah 0.5 kW selama 600 detik, 1.0 kW selama 300 detik, 1.5 kW selama 200 detik, 2.0 kW selama 150 detik , 2.5 kW selama 120 detik dan 3.0 kW selama 100 detik. Hasil yang diperoleh menunjukkan bahwa daya listrik yang digunakan berpengaruh sedikit terhadap pengeringan bila dibanding dengan perbedaan frekwensi.

Penelitian ini dimodelkan dengan Ansys Fluent versi 15. Tujuan penelitian adalah untuk mengetahui pengaruh besarnya laju aliran udara terhadap kareakteristik pengeringan dan kondisi udara pengering pada proses pengeringan batubara kalori rendah. Pengeringan dilakukan pada pengering jenis *swirl fluidized bed* dengan sudut kemiringan sudu pengarah udara adalah sebesar 10^0

2. METODOLOGI

Alat pengering *swirl fluidized bed* ini memiliki tinggi dan diameter *chamber* pengering masing-masing 363 mm dan 20 mm. Jumlah sudu pengarah aliran sebanyak 30 buah dengan sudut kemiringan 10^0 . Sudu-sudu disusun sedemikian mengitari sumbu *chamber* dan udara oengering lewat melalui celah antara sudu. Pipa udara masuk berdiameter 80 mm. Bahan terbuat dari baja.

Model pengeringan yang dugunakan pada penelitian ini adalah *Disrete Phase Model* (DPM) dengan injeksi. Model DPM ini dipilih karena fraksi volume partikel di dalam *chamber* kurang dari 10% dan supaya dapat lebih menghemat biaya dan waktu selama simulasi. Simulasi numerik ini dibuat dalam bentuk 3 dimensi, transien dan Eulerian-Lagrangian. Meshing ada sebanyak 703.636 sel dengan jenis elemen Tet/Hibrid dan tipe T Grid. Model meshing ditunjukkan pada Gambar 1.



Gambar 1. Model meshing

Model *viscous* adalah *realizable k-ε, standard wall function* yang dapat mengakomodasi aliran *swirl* cukup baik. *Solution method* menggunakan *second order uwind* dengan 50 kali iterasi per time step. Simulasi mencapai konvergen pada batas untuk energi 10^{-6} dan 10^{-3} untuk yang lainnya.

Partikel dianggap bulat dan seragam dengan diameter 6 mm. Partikel batubara diasumsikan terdiri dari dua komponen yaitu komponen air (H_2O)₁ yang akan diuapkan dan komponen padatan yang tidak akan menguap. Partikel batubara ini diinjeksikan dari suatu permukaan ke dalam *chamber* pada detik ke 180 hingga detik ke 181. Kecepatan partikel dari permukaan sumber injeksi diasumsikan sebesar 1 m/s. Partikel akan memantul bila bertubrukan dengan dinding.

Persamaan - persamaan yang digunakan pada pemodelan ini adalah:

Kadar air pada batubara dihitung menurut persamaan

$$MC = \frac{M_{H_2O}}{M_{total}} \tag{1}$$

dimana:

MC = kadar air

M_{H_2O} = massa air (gr)

M_{total} = massa air + padatan (gr)

Persamaan Kontinuitas

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = S_m \tag{2}$$

Persamaan Momentum

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \vec{v}) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\bar{\tau}) + \rho \vec{g} + \vec{F} \tag{3}$$

Persamaan Energi

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho E) + \nabla \cdot (\vec{u}(\rho E + P)) = \nabla \cdot (k_{eff} \nabla T + (\tau_{eff} * \vec{u})) + S_h \tag{4}$$

Persamaan model Turbulen

Model turbulen yang digunakan yaitu *realizable k-ε standard* dimana persamaan energi kinetik dan laju dsipasi turbulen adalah

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho k u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \epsilon - Y_M + S_k \tag{5}$$

dan

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \epsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho \epsilon u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + \rho C_1 S_\epsilon - \rho C_2 \frac{\epsilon^2}{k + \sqrt{\nu \epsilon}} + C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} C_{3\epsilon} G_b \tag{6}$$

Proses penguapan akan menghasilkan pengurangan massa sebesar d_{mp} . Proses perpindahan panas dari udara kering ke partikel yang disertai dengan perpindahan

massa air dari partikel ke udara ditulis dalam persamaan:

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = h A_p (T_\infty - T_p) - \frac{dm_p}{dt} h_{fg} \quad (7)$$

dimana

- m_p = massa partikel, kg
- C_p = panas jenis partikel batubara, J/kg K
- h = koefisien konveksi W/m²K
- A_p = luas permukaan partikel, m²
- T_∞ = temperatur udara pengering, K
- T_p = temperatur partikel, K
- d_{mp} = penurunan massa partikel karena penguapan, kg
= $m_{coal} + m_{H2O}$
- h_{fg} = entalpi penguapan, J/kg

Perpindahan massa yang berhubungan dengan penguapan dan konsentrasi uap air di udara ditulis dalam bentuk:

$$N_i = k_c (C_{i,s} - C_{i,\infty}) \quad (8)$$

dimana

- k_c = koefisien perpindahan massa (m/s)
- $C_{i,s}$ = konsentrasi uap di permukaan partikel (kmol/m³)
- $C_{i,\infty}$ = konsentrasi uap di udara pengering (kmol/m³)

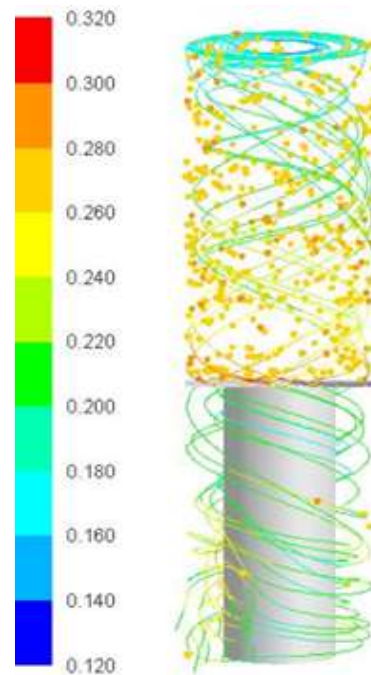
Kondisi batas yang digunakan pada model numerik pada penelitian ini seperti ditunjukkan dalam tabel 1.

Tabel 1. Kondisi batas

| Parameter | Nilai |
|--|---|
| Dimensi | 3D |
| Waktu | Unsteady, 2 nd Order, Implicit |
| Model viscous | Realizable k-epsilon |
| Wall treatment | Standard Wall Function |
| Laju aliran massa partikel (kg/s) | 0.60 |
| Laju aliran udara (kg/s) | 0,0746/0,1064 /0,133 |
| Fraksi massa air di udara (kg/kg) | 0,01813 |
| Temperatur udara kering (K) | 326,5 |
| Material dinding | Baja |
| Time Step (s) | 0.5 |
| Iterasi maksimum per time step | 50 |
| Tekanan | PRESTO |
| Momentum | Second Order Upwind |
| Energi kinetik turbulen | Second Order Upwind |
| Laju disipasi turbulen | Second Order Upwind |
| H ₂ O | Second Order Upwind |
| Energi | Second Order Upwind |
| Properti injeksi partikel | |
| Diameter partikel (mm) | 6 |
| Temperatur partikel (K) | 300 |
| Mulai injeksi (s) | 180 |
| Selesai injeksi (s) | 181 |
| Bentuk partikel | bulat |
| Fraksi massa batubara | 0,66877/0,6923/0,6923 |
| Fraksi massa H ₂ O _(l) | 0,3123 /0,3077 /0,3077 |
| Konvergensi untuk energi | 10 ⁻⁶ |
| Konvergensi untuk yang lain | 10 ⁻³ |

3. HASIL DAN DISKUSI

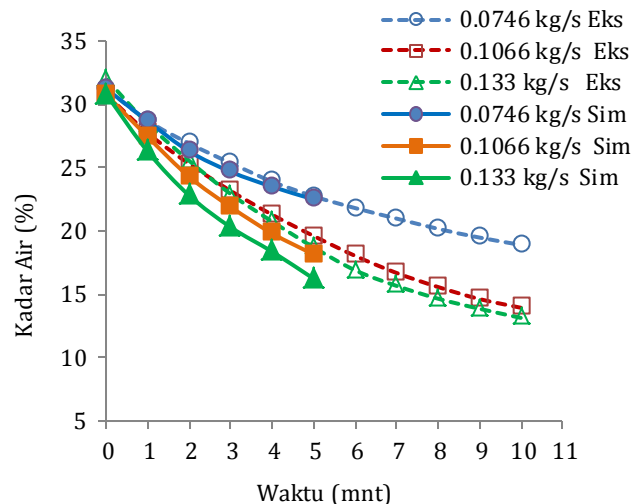
3.1. Kadar Air dan Laju Pengeringan



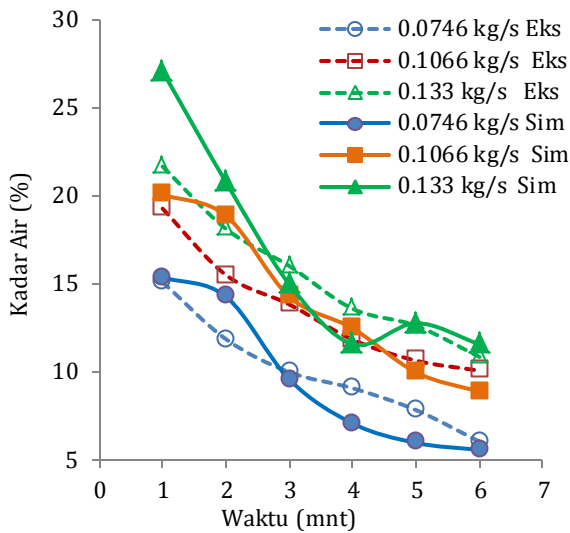
Gambar 2. Hasil simulasi *pathline*, *particle track* dan kadar air

Hasil simulasi secara keseluruhan dari alat ditunjukkan pada gambar 2. Pada gambar ini ditunjukkan pola *pathline* udara pengering di dalam *chamber* yang memiliki aliran *swirl* yang dihasilkan oleh sudu pengarah (*guide vane*). Partikel batubara terlihat terfluidisasi dengan baik dimana hampir seluruhnya berada di atas sudu pengarah. Kadar air partikel diwakili oleh warna yang nilainya dapat dilihat ada kisaran di sebelah kiri.

Selama proses pengeringan, kadar air akan berkurang dari waktu ke waktu. Besarnya kadar air yang terdapat pada partikel yang dihitung berdasarkan persamaan (1) ditunjukkan Gambar 3. Hasil simulasi juga dibandingkan dengan hasil dari percobaan yang



Gambar 3. Kadar air eksperimen dan simulasi



Gambar 4. Laju pengeringan eksperimen dan simulasi

sudah dilakukan oleh Ibrahim dan Prabowo, 2017. Mengingat butuh waktu lama untuk simulasi, maka simulasi pengeringan dibatasi untuk waktu 5 menit pertama. Terlihat bahwa laju aliran udara yang semakin besar akan mempercepat pengeringan.

Pengeringan dengan laju aliran sebesar 0,133 kg/s akan dapat mengurangi kadar air yang terdapat di dalam partikel dari 30,77% menjadi 16,22 %, atau terjadi penurunan kadar air sebesar 14,55% Sedangkan bila dibandingkan dengan hasil dari percobaan kadar air berkurang dari 30,77% menjadi 18,7% atau berkurang 12,07%. Perubahan kadar air pada partikel batubara hasil Simulasi dan eksperimen ditunjukkan pada tabel 2.

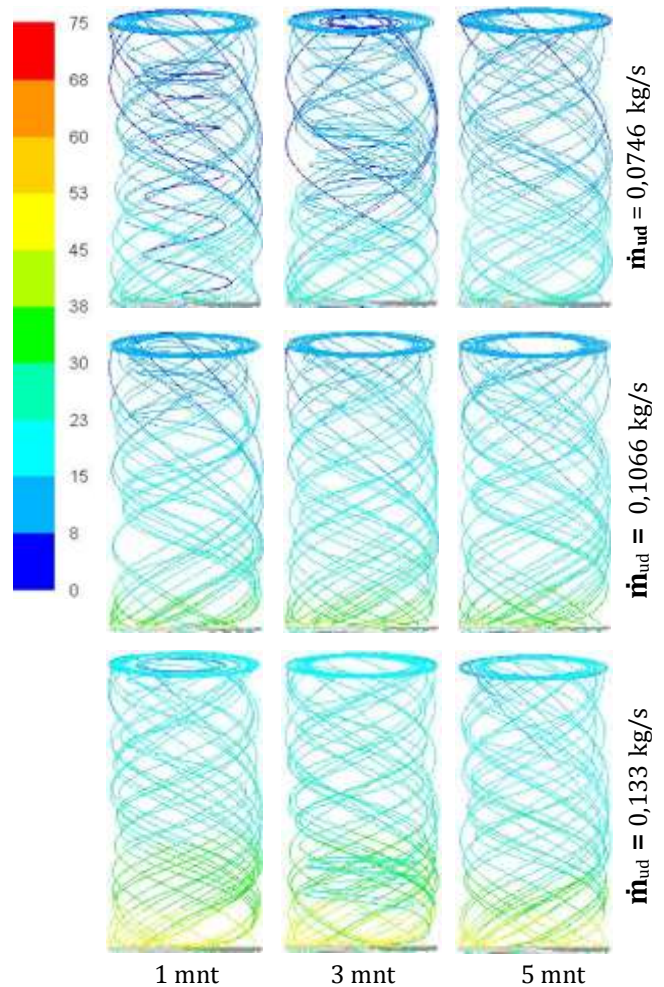
Tabel 2. Perubahan kadar air dalam 5 menit

| Laju aliran udara (kg/s) | Kadar air awal (%) | Kadar air akhir (simulasi) (%) | Kadar air akhir (eksperimen) (%) |
|--------------------------|--------------------|--------------------------------|----------------------------------|
| 0,0746 | 31,23 | 22,5 | 22,74 |
| 0,1066 | 30,77 | 18,14 | 19,6 |
| 0,1330 | 30,77 | 16,22 | 18,7 |

Seiring dengan terjadinya penurunan kadar air, maka dapat dilihat laju pengeringan yang terjadi. Laju pengeringan merupakan selisih kadar air untuk rentang pada waktu tertentu. Untuk setiap laju aliran udara pengering dapat digambarkan laju pengeringan batubara yang terjadi seperti pada Gambar 4. Laju pengeringan paling cepat terjadi pada laju aliran udara pengering 0,133 kg/s.

3.2 Pathline Udara Pengering

Pathline udara pengering yang terjadi di dalam chamber ditunjukkan pada gambar 5. Gambar ini menunjukkan udara yang berputar di dalam chamber mengikuti pola kemiringan sudu pengarah sebesar 10°. Semakin ke atas kemiringan udara semakin berkurang mengingat terjadinya gesekan antara dinding dengan udara sehingga akan mengurangi intensitas swirl. Selain itu, sisi keluar udara yang terbuka secara vertikal akan memberi kecenderungan udara akan keluar dengan sudut kemiringan yang lebih besar. Besarnya kecepatan udara pada chamber di tunjukkan dengan warna pada

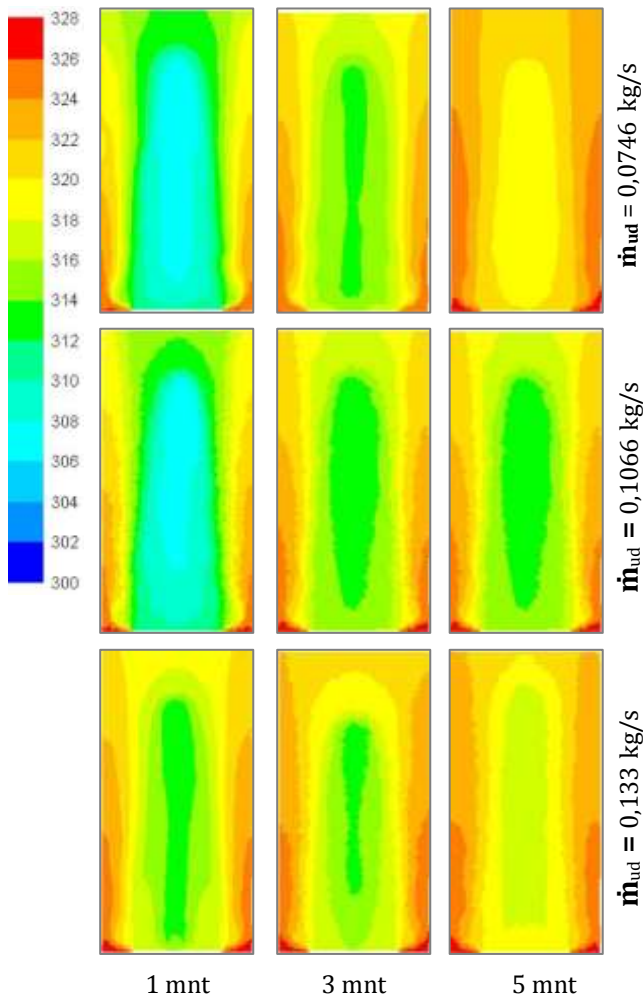


Gambar 5. Pathline udara pengering

legend di sebelah kiri. Pada laju aliran udara 0,133 kg/s, besar kecepatan udara maksimum adalah 75 m/s yang terdapat di bagian celah sudu. Kecepatan ini cepat berubah karena perubahan luasan yang dilintasi udara kering. Kecepatan menjadi 45 - 33 m/s dan kemudian berubah menjadi 15 -23 m/s.

3.3. Temperatur Udara Pengering

Temperatur udara pengering di dalam chamber ditunjukkan pada gambar 6. Udara masuk memiliki temperatur sebesar 326,5 K atau 53,5 °C. Selama proses perubahan energi yaitu panas yang terdapat di udara pengering digunakan untuk menguapkan air yang terdapat di dalam partikel. Penurunan temperatur yang terjadi akan sebanding dengan laju pengeringan uap air yang terjadi. Semakin banyak panas yang digunakan maka akan semakin besar laju pengeringan air dari dalam partikel. Selain itu besarnya laju aliran udara akan meningkatkan nilai bilangan Reynold sehingga akan memperbesar laju perpindahan massa. Terlihat untuk semua laju aliran dan semua waktu udara dengan temperatur paling rendah ada di bagian tengah. Terkonsentrasinya udara dingin di bagian tengah bersamaan dengan terkonsentrasinya uap air di bagian tengah. Pada daerah yang memiliki temperatur rendah terdapat konsentrasi uap air yang tinggi. Konsentrasi ini

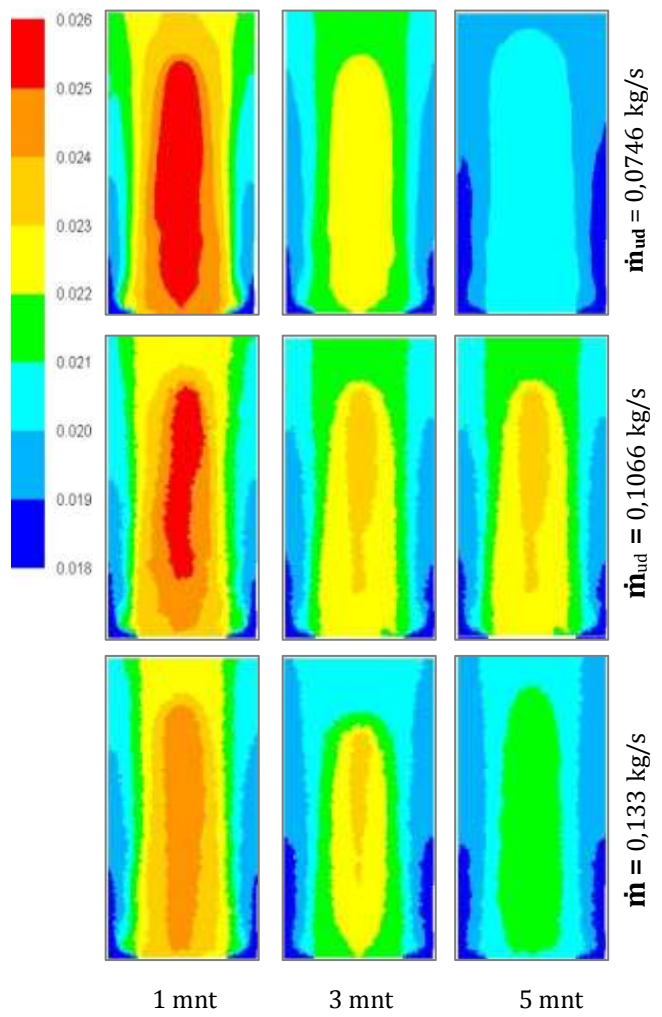


Gambar 6. Kontur temperatur udara pengering

akibat gaya sentrifugal yang diciptakan oleh aliran *swirl*, dimana gas dengan berat molekul rendah (H_2O) ada di bagian tengah dan gas dengan berat molekul tinggi ada di bagian tepi. Untuk setiap laju aliran udara terlihat temperatur udara semakin tinggi. Hal ini berhubungan dengan semakin rendahnya laju pengeringan karena berkurangnya kadar air di dalam partikel. Untuk menit pertama proses pengeringan terlihat pada laju aliran udara paling besar 0,133 kg/s temperatur udara lebih tinggi dibanding dengan yang memiliki laju aliran lebih rendah. Hal ini disebabkan karena jumlah udara yang digunakan lebih banyak sehingga dengan sedikit penurunan temperatur akan mampu mengeringkan air lebih banyak dibanding dengan yang laju aliran massa udara 0,0746 maupun 0,1064 kg/s. Temperatur udara pengering yang paling rendah pada laju aliran udara 0,0746 kg/s adalah pada kisaran 306 - 308 K atau 33 - 35 °C. Pada menit ke-5, temperatur udara pengering untuk laju aliran udara 0,0746 kg/s naik hingga kisaran 318-320 K di bagian tengah dan 322-326 K di bagian tepi. Temperatur udara pengeringan yang mendekati temperatur udara awal berarti terjadi sedikit proses penguapan uap air. Hal ini juga dikonfirmasi dari gambar 3 dan 4 dimana laju pengeringan adalah yang paling kecil.

3.4. Fraksi Massa Uap Air

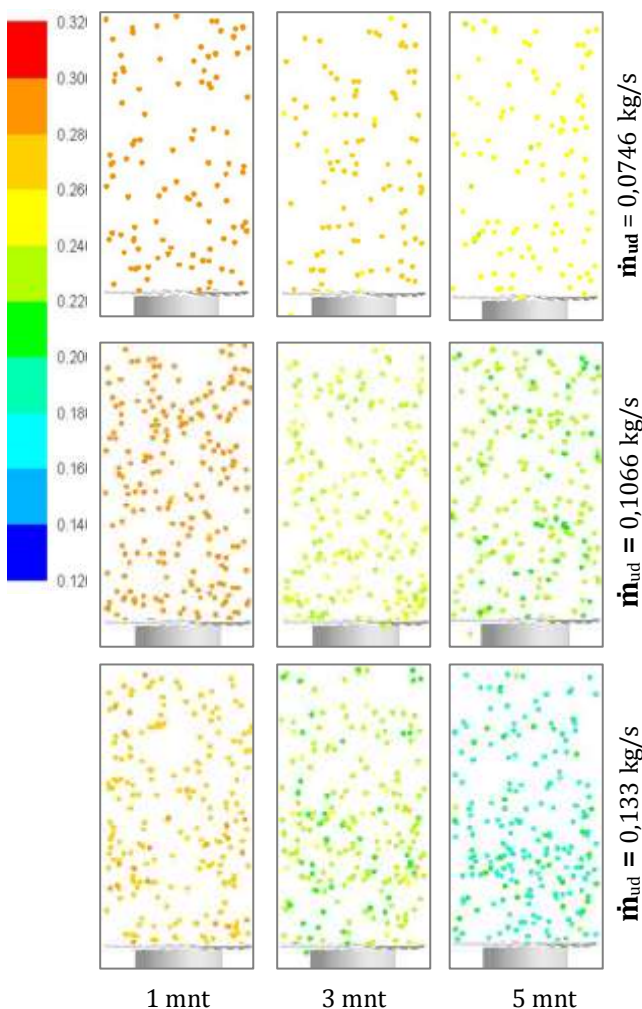
Fraksi massa uap akan akan meningkat pada awal proses pengeringan. Pada saat itu partikel batubara memiliki kelembaban yang paling tinggi sehingga akan mudah dipindahkan ke udara. Persamaan 8 menunjukkan nilai perpindahan massa N_i akan besar ketika selisih konsentrasi uap ($C_{i,s} - C_{i,\infty}$) antara partikel dan udara besar. Semakin lama nilai perpindahan massa akan semakin kecil mengingat selisih konsentrasi uap ($C_{i,s} - C_{i,\infty}$) juga akan mengecil dan ketika nilai $C_{i,s} = C_{i,\infty}$ maka tidak akan terjadi lagi perpindahan massa. Kondisi ini disebut sebagai kondisi kesetimbangan. Pada laju aliran massa udara pengering yang paling besar, terlihat fraksi massa uap lebih kecil dibanding dengan laju aliran massa udara pengering yang kecil. Hal ini disebabkan karena jumlah udara sebagai pembagi memiliki nilai yang besar sehingga nilai fraksi massanya menjadi kecil. Gambar 7 menunjukkan fraksi massa uap air di udara pengering. Untuk semua laju aliran udara terlihat semakin lama fraksi massa uap air semakin kecil disebabkan semakin sedikitnya uap air yang berpindah dari partikel ke udara. Pada laju aliran udara sebesar 0,0746 kg/s terlihat fraksi massa udara paling tinggi ada pada kisaran 0,025 - 0,026 yang terkonsentrasi di bagian tengah *chamber*. Sedangkan untuk laju aliran udara pengering 0,133 kg/s, kisaran fraksi massa uap air di udara pengering sebesar 0,023 - 0,024 kg/s.



Gambar 7. Kontur fraksi massa uap air

3.5 Particle Trajectory

Particle trajectory yang terjadi dapat dilihat pada gambar 8. Untuk simulasi transien partikel-partikel batubara dapat ditunjukkan oleh *software* dalam bentuk batubara seperti pada gambar 9. Sedangkan bila simulasi *steady* maka *trajectory* partikel akan ditunjukkan oleh *pathline* (Ansys, 2013). *Particle trajectory* ini dapat juga dikombinasi dengan kadar air yang ada dalam partikel. Kadar air rata-rata dari semua partikel adalah sebagaimana yang ditunjukkan pada gambar 2. Gambar 8 juga menunjukkan partikel dapat terfluidisasi dengan baik dimana semua partikel mengapung di atas sudu pengarah. Untuk menit pertama terlihat kadar air partikel untuk laju aliran udara 0,133 kg/s kebanyakan adalah sebesar 26% - 28% sedangkan pada menit kelima ada pada kisaran 16%-18%. Hal ini masih bersesuaian dengan gambar 2.



Gambar 8. *Particle trajectory* (a). 1 mnt, (b). 3 mnt, (c). 5 mnt

4. KESIMPULAN

Penelitian ini dilakukan untuk mengetahui kondisi udara dan partikel pada proses pengeringan batubara lignit dengan metode *swirl fluidized bed*. Metode simulasi adalah transien dengan model *discrete phase* dan injeksi. Simulasi dilakukan untuk waktu 5 menit. Batubara yang digunakan sebanyak 600 gr dan diameter yang

diasumsikan seragam 6 mm untuk setiap percobaan dan simulasi. Penelitian ini memberi beberapa kesimpulan:

1. Dengan laju aliran udara sebesar 0,0746, 01064 dan 0,133 kg/s diperoleh kadar air berubah dari masing-masing sebesar 31,23%; 30,77% dan 30,77% menjadi 22,5%; 18,14% dan 16,22%.
2. Semakin ke arah outlet, sudut kemiringan aliran semakin kecil dan mengarah vertikal.
3. Udara dengan temperatur lebih rendah dan fraksi massa uap yang air lebih tinggi terkonsentrasi di bagian tengah. Temperatur paling rendah pada kisaran 306-308 K pada laju aliran 0,0746 dan 01064 kg/s.
4. Dengan ketiga laju aliran partikel dapat terfluidisasi dengan baik.

5. UCAPAN TERIMAKASIH

Penulis mengucapkan terimakasih kepada Politeknik Negeri Medan atas pendanaan yang diperoleh untuk penelitian ini.

6. DAFTAR PUSTAKA

- Kim, H.S., Matsushita, Y., Oomori, M., Harada, T. dan Miyawaki, J., 2013. Fluidized bed drying of Loy Yang brown coal with variation of temperature, relative humidity, fluidization velocity and formulation of its drying rate. *Fuel*, Vol. 105, pp. 415–424.
- Moon, S. H., Ryu, I. S., Lee, S. J. dan Ohm, T. I., 2014. Optimization of drying of low-grade coal with high moisture content using a disc dryer. *Fuel Processing Technology*, Vol. 124, pp. 267–274.
- Gwak, I.S., Gwak, Y. R., Kim, Y. B. dan Lee, S. H., 2018. Drying characteristics of low rank coals in a pressurized flash drying system, *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, Vol. 57. Pp. 154–159.
- Si, C., Wu, J., Zhang, Y., Liu, G. dan Guo O., 2019. Experimental and numerical simulation of drying of lignite in a microwave-assisted fluidized bed. *Fuel* Vol. 242, 15, pp. 149-159.
- Zhang, K. dan You, C., 2013. Numerical simulation of lignite drying in a packed moving bed dryer. *Fuel Processing Technology*. Vol. 110, pp. 122-132.
- Stakic, M. dan Tsotsas, E., 2004. Modeling and Numerical Analysis of an Atypical Convective Coal Drying Process *Drying Technology* Vol. 22, No. 10, pp. 2351–2373.
- Huang, J., Xu, G., Hu, G., Kizil, M., dan Chen, Z., 2018. A coupled electromagnetic irradiation, heat and mass transfer model for microwave heating and its numerical simulation on coal. *Fuel Processing Technology*, Vol. 177, pp. 237-245.
- Indonesia Mineral and Coal Information 2015, ESDM.go.id
- Ohm, T.I., Chae, J.S., Lim, J.H. dan Moon, S.H. 2012. Evaluation of a hot oil immersion drying method for the upgrading of crushed low-rank coal. *J Mech Sci Technology*, Vol. 26, No. 4 pp:1299 - 1303.
- Statistik ketenagalistrikan 2016, ESDM.go.id
- Levy, E. K., Sarunac, N., Bilirgen, H. dan Caram, H. 2006. Use of coal drying to reduce water consumed in pulverized coal power plants final report. Energy Research Center Lehigh University.
- Ibrahim, A. J. dan Prabowo, 2017, Studi Eksperimen Pengaruh Kecepatan Fluidisasi Terhadap Unjuk Kerja *Swirling Fluidized Bed Coal Dryer*, *Jurnal Teknik ITS*, Vol. 6, No.2.
- Ansys Fluent versi 15, Manual book, 2013.