

PEMODELAN CFD PROSES PENCAIRAN BATUBARA: DISTRIBUSI SUHU *SLURRY* BATUBARA DALAM *AUTOCLAVE*

Lia Cundari^{1*}, Novia¹

¹Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya, Jl. Raya Inderalaya
Km.32, Inderalaya

*Korespondensi Pembicara. Phone: +62 711 580139, Fax: +62 711 580139
Email: icun_hyang02@yahoo.com

ABSTRAK

Kebutuhan bahan bakar minyak (BBM) semakin meningkat seiring dengan pertumbuhan penduduk dan perkembangan teknologi, transportasi, dan industri. Di sisi lain cadangan minyak bumi yang tersedia semakin menipis, dan diperkirakan akan habis jika digunakan terus-menerus. Untuk itu diperlukan suatu energi alternatif sebagai pengganti minyak bumi, yaitu melalui teknologi pencairan batubara.

Proses pencairan batubara (BCL) merupakan proses untuk mengkonversi batubara muda (lignit) menjadi liquid secara langsung. Reaksi ini terjadi di dalam *autoclave* berpengaduk dengan volume 1 liter, dan dengan kondisi operasi tinggi (tekanan 8 – 12 Mpa dan suhu 430 – 450°C). *Slurry* batubara, pelarut, katalis limonit, dan hidrogen dimasukkan ke dalam reaktor, lalu dilakukan tes kebocoran. Setelah tes kebocoran selesai, dilakukan *pre-heating* hingga mencapai kondisi operasi proses. Reaksi pencairan berlangsung selama 60 menit.

Reaksi pencairan batubara melibatkan reaksi perengkahan dan hidrogenasi yang sangat kompleks. Oleh karena itu, diperlukan suatu model matematis untuk menyederhanakannya. Pada penelitian ini, pemodelan matematis proses pencairan batubara dalam *autoclave* dilakukan dengan menggunakan software Fluent 6.3 (paket CFD (*Computational Fluid Dynamisc*)). Simulasi dilakukan untuk mengetahui distribusi suhu dalam reaktor selama proses pencairan. Dari hasil simulasi dapat diketahui bahwa temperatur di sepanjang reaktor tidaklah isothermal, dengan rentang temperatur 723°K - 800°K.

Kata kunci: CFD, Fluent, Pencairan Batubara, *Slurry* Batubara.

1. PENDAHULUAN

Pemenuhan kebutuhan energi dan perkembangan teknologi industri sangat bergantung pada minyak dan gas bumi, sehingga penggunaan energi di dalam berbagai sektor kehidupan semakin meningkat. Hal ini menyebabkan cadangan minyak bumi semakin menurun jika digunakan terus-menerus.

Untuk itu diperlukan sumber energi alternatif sebagai pengganti minyak bumi, salah satunya batubara, karena potensinya yang besar dan belum dimanfaatkan secara komersil. Menurut Amandemen I-SNI 13-50414-1998, sumberdaya batubara Indonesia sekarang ini adalah sebanyak 61.274 juta ton, dimana 70 persen merupakan

batubara muda (lignit). Batubara dapat dikonversi menjadi bahan bakar cair melalui teknologi pencairan batubara (*Brown Coal Liquefaction* / BCL).

Beberapa peneliti telah mempelajari proses pencairan batubara secara eksperimental, antara lain Robert W. Rieve (1971), Koji Chiba et al. (Agustus, 1985), Noriyuki et al. (2000), Okuyama et al. (2000), Hideo Narita dan Yosuke Maekawa (2000), Lambok H. Silalahi dan Yusnitati (2000), dan Yuli Artanto (2000), tetapi masih sedikit yang memodelkan proses pencairan batubara, khususnya yang membahas tentang reaksi yang terlibat di dalamnya.

Proses pencairan batubara melibatkan pencampuran multifasa dan reaksi (perengkahan dan hidrogenasi) yang sangat kompleks, karena itulah digunakan suatu pemodelan matematis untuk menyederhanakannya. Model matematis yang akan digunakan tidak dapat dipisahkan dari peran persamaan-persamaan konservasi massa, momentum, energi dan persamaan-persamaan lain seperti persamaan untuk turbulensi, reaksi kimia dan sebagainya. Persamaan tersebut berbentuk persamaan differensial parsial yang tidak bisa diselesaikan secara analitis, untuk itulah digunakan FLUENT 6.3 yang merupakan paket *Computational fluid dynamics* (CFD) yang menyediakan penyelesaian numeris dengan metode *finite volume*.

CFD merupakan suatu alat teknis yang dapat digunakan untuk memprediksi aliran satu fasa atau multifasa dalam berbagai peralatan di industri. CFD juga digunakan untuk simulasi proses, sehingga dapat diketahui kondisi operasi optimum, desain, *scale-up*, serta pengaruh perubahan dari berbagai parameter dalam proses. Dengan CFD, tidak hanya waktu dan biaya *scale-up* yang dapat dikurangi, tetapi performa peralatan juga dapat terlihat.

Pada penelitian ini, pemodelan matematis proses pencairan batubara langsung dilakukan dengan menggunakan software FLUENT 6.3 untuk melihat distribusi temperatur *slurry* batubara di dalam reaktor *autoclave* uji pencairan batubara (BCL).

2. TINJAUAN PUSTAKA

Bagi Indonesia, teknik konversi likuifaksi batubara secara langsung dinilai lebih menguntungkan untuk saat ini. Selain prosesnya yang lebih sederhana, likuifaksi relatif lebih murah dan lebih bersih dibanding teknik gasifikasi. Teknik ini juga cocok untuk batubara peringkat rendah (lignit), yang banyak terdapat di Indonesia. Secara umum tahap-tahap pada proses *Direct Liquefaction* sebagai berikut: melarutkan batubara dalam suatu solven (ekstraksi), mereaksikan dengan hidrogen (hidrogenasi), memisahkan *mineral matter*, mengambil produk dan *recycle solvent*.

Secara kimiawi proses pencairan akan mengubah bentuk hidrokarbon batubara dari kompleks menjadi rantai panjang seperti pada minyak. Atau dengan kata lain, batubara terkonversi menjadi liquid melalui pemutusan ikatan C-C dan C-heteroatom secara termolitik atau hidrolitik (*thermolytic and hydrolytic cleavage*), sehingga melepaskan molekul-molekul CO₂, H₂S, NH₃, dan H₂O. Untuk itu rantai atau cincin aromatik hidrokarbonnya harus dipotong dengan cara dekomposisi panas pada temperatur tinggi (*thermal decomposition*). Setelah dipotong, masing-masing potongan pada rantai hidrokarbon tadi akan menjadi bebas dan sangat aktif (*free-radical*). Supaya radikal bebas itu tidak bergabung dengan radikal bebas lainnya (terjadi reaksi repolimerisasi) membentuk material dengan berat molekul tinggi dan *insoluble*, perlu adanya pengikat atau stabilisator, biasanya berupa gas hidrogen. Hidrogen bisa didapat melalui tiga cara yaitu: transfer hidrogen dari pelarut, reaksi dengan *fresh* hidrogen, *rearrangement* terhadap hidrogen yang ada di dalam batubara,

dan menggunakan katalis yang dapat menjembatani reaksi antara gas hidrogen dan *slurry* (batubara dan pelarut).

Peranan katalis dalam pencairan batubara adalah untuk memasukkan atom H yang berasal dari disosiasi katalitik molekul H₂ ke dalam batubara atau campuran batubara-pelarut sehingga menaikkan ketersediaan hidrogen aktif. Hidrogen tersebut akan berfungsi untuk menghidrogenasi senyawa aromatis, mempromosikan reaksi pemutusan ikatan dan menstabilkan radikal bebas serta mencegah reaksi repolimerisasi produk-produk terlarut (Mochida et.al.1998). Katalis yang digunakan dalam BCL adalah limonit (FeOOH).

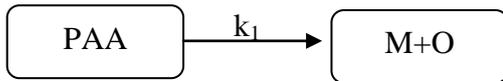
Persamaan-persamaan yang diperlukan untuk memodelkan pencairan batubara antara lain:

1. **Konservasi massa** fasa i (i = fluida, solid):

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_i \varepsilon_i) + \nabla \cdot (\rho_i \varepsilon_i \mathbf{U}_i) = r_i \quad (1)$$

$$\text{dimana: } \varepsilon_f + \varepsilon_s = 1 \quad (2)$$

r_i merupakan laju reaksi penguraian dan pembentukan senyawa i. Reaksi pencairan batubara melibatkan reaksi perengkahan dan hidrogenasi katalitik yang sangat kompleks. Untuk itu, dalam penelitian ini digunakan model kinetika yang dikembangkan Li dkk (2008), dimana reaksi pencairan batubara dipengaruhi oleh pembentukan *Preasphaltene* dan *Asphaltene* (PAA), selanjutnya PAA akan terkonversi menjadi minyak dan gas (M+O):



Dengan mengasumsi reaksi yang terjadi merupakan reaksi irreversible berorde satu, maka persamaan kinetika reaksi yang dipakai adalah:

$$r_i = \frac{dA}{dt} = -K_1 A \phi \quad (3)$$

2. **Konservasi energi** fasa i:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_i \varepsilon_i H_i) + \nabla \cdot (\varepsilon_i \rho_i \mathbf{U}_i H_i) = -\varepsilon_i \frac{\partial P_i}{\partial t} + \boldsymbol{\tau}_i : \nabla \mathbf{U}_i - \nabla \cdot \mathbf{q}_i + S_i \quad (4)$$

$$\text{dimana: } H_i = \sum_i \varepsilon_i \int_{T_{ref}}^T C_{p_i} dT \quad (5)$$

3. **Konservasi momentum** fasa i (k≠i)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_i \varepsilon_i \mathbf{U}_i) + \nabla \cdot (\rho_i \varepsilon_i \mathbf{U}_i \mathbf{U}_i) = -\varepsilon_i \nabla P - \nabla P_s + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_i + \rho_i \varepsilon_i \mathbf{g} - \beta(\mathbf{U}_i - \mathbf{U}_k) \quad (6)$$

4. **Koefisien Pertukaran Fluida-Solid**

Untuk campuran multifasa Eulerian-eulerian, pertukaran momentum antar fasa didasarkan pada nilai koefisien pertukaran fluida-solid (β). Untuk Syamlal-O'Brian Model (Fluent, 2006):

$$\beta = \frac{3}{4} C_D \frac{\rho_f}{d_s} \frac{1}{v_{r,s}^2} |\mathbf{U}_s - \mathbf{U}_f| \quad (7)$$

Drag coefficient untuk Syamlal-O'Brian model, C_D (Fluent, 2006):

$$C_D = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{\text{Re}_s / v_{r,s}}} \right)^2 \quad (8)$$

$$\text{dimana: } Re_s = \frac{\rho_f d_s |\mathbf{U}_s - \mathbf{U}_f|}{\mu_f} \quad (9)$$

$$v_{r,s} = 0.5 \left(A - 0.06 Re_s + \sqrt{(0.06 Re_s)^2 + 0.12 Re_s (2B - A) + A^2} \right) \quad (10)$$

Dimana $v_{r,s}$ korelasi kecepatan terminal untuk fasa solid:

$$A = \varepsilon_g^{4.14} \quad (11)$$

$$B = 0.8 \varepsilon_g^{1.28} \text{ untuk } \varepsilon_g \leq 0.85 \text{ dan } B = \varepsilon_g^{2.65} \text{ untuk } \varepsilon_g > 0.85 \quad (12)$$

5. Tekanan Solid

Tekanan solid (P_s) mengandung terminologi kinetik dan gerakan partikel (*particle collisions*) dihitung dari persamaan keadaan yang sama dengan persamaan keadaan van der Waals fasa gas (Chapman and Cowling, 1970):

$$P_s = (1 + 2(1 + e_s) \varepsilon_s g_o) \varepsilon_s \rho_s \Theta_s \quad (13)$$

$$P_s = \rho_s \varepsilon_s \Theta + 2 g_o \rho_s \varepsilon_s^2 \Theta (1 + e) \quad (14)$$

Θ_s adalah temperatur granular yang berhubungan dengan energi turbulen kinetik gerakan partikel. e_s adalah koefisien restitusi partikel dan g_o adalah fungsi distribusi radial (Sinclair and Jackson, 1989):

$$g_o = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_{s,\max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1} \quad (15)$$

Nilai maksimum solid packing, $\varepsilon_{s,\max}$ untuk simulasi ini adalah 0,6.

6. Solids Shear Stress

Solid phase bulk viscosity:

$$\mu_b = \frac{4}{3} \varepsilon_s \rho_s d_s g_o (1 + e_s) \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (16)$$

Solids phase shear viscosity:

$$\mu_s = \frac{2\mu_{s,dil}}{(1+e)g_o} \left[1 + \frac{4}{5}(1+e_s)g_o\varepsilon_s \right]^2 + \frac{4}{5} \varepsilon_s \rho_s d_s g_o (1+e_s) \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (17)$$

Solid phase dilute viscosity:

$$\mu_{s,dil} = \frac{5}{16} \rho_s \varepsilon_s l_s \sqrt{2\pi\Theta_s} \quad (18)$$

$$\text{dimana } l_s = \frac{\sqrt{2} d_s}{12 \varepsilon_s} \quad (19)$$

7. Temperatur Granular

$$\frac{3}{2} \frac{\partial}{\partial t} (\rho_s \varepsilon_s \Theta_s) + \nabla \cdot (\rho_s \varepsilon_s \mathbf{U}_s \Theta_s) = T_s : \nabla \mathbf{U}_s + \nabla \cdot (k_s \nabla \Theta_s) - \gamma_s \quad (20)$$

Diffusion coefficient for granular energy, k_s :

$$k_s = \frac{2k_{s,dil}}{(1+e_s)g_o} \left(1 + \frac{6}{5} (1+e_s)g_o \varepsilon_s \right)^2 + 2\varepsilon_s^2 \rho_s d_s g_o (1+e_s) \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad (21)$$

dimana:

$$k_{s,dil} = \frac{75}{64} \rho_s \varepsilon_s l_s \sqrt{2\pi\Theta_s} \quad (22)$$

Collisional energy dissipation, γ_s :

$$\gamma_s = 3(1-e_s^2) \varepsilon_s^2 \rho_s g_o \Theta_s \left[\frac{4}{d_s} \left(\frac{\Theta_s}{\pi} \right)^{1/2} - \nabla \mathbf{U}_s \right] \quad (23)$$

8. k - ε Turbulence Models

Umumnya, reaktor pencairan batubara di bawah kondisi turbulen. Oleh karena itu, perlu menggunakan pemodelan turbulensi yang cocok untuk menggambarkan pengaruh fluktuasi turbulen kecepatan dan variable lain. k - ε model digunakan untuk menggambarkan gerakan turbulen dalam kedua fasa. Pada k - ε model, viskositas turbulen didefinisikan sebagai sebagai:

$$\mu_{t,i}^{(t)} = \rho_i \varepsilon_i C_\mu \frac{k_i^2}{\varepsilon_i} \quad (24)$$

Energi kinetik turbulensi, k , dan laju dissipasi ε , bisa dihitung dari persamaan perpindahan berikut:

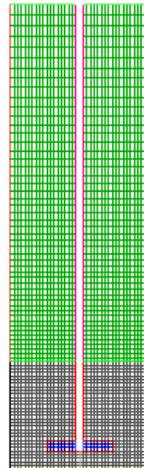
$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_i \varepsilon_i k_i) + \nabla \cdot (\rho_i \varepsilon_i k_i \mathbf{U}_i) = \nabla \cdot \left(\varepsilon_i \frac{\mu_t}{\sigma_k} \nabla k_i \right) + (\varepsilon_i G_k - \varepsilon_i \rho_i \varepsilon_i) \quad (25)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_i \rho_i \varepsilon_i) + \nabla \cdot (\rho_i \varepsilon_i \varepsilon_i \mathbf{U}_i) = \nabla \cdot \left(\varepsilon_i \frac{\mu_t}{\sigma_k} \nabla \varepsilon_i \right) + \frac{\varepsilon_i}{k} (C_{1\varepsilon} \varepsilon_i G_k - C_{2\varepsilon} \varepsilon_i \rho_i \varepsilon_i) \quad (26)$$

3. METODOLOGI PENELITIAN

Bahan Baku berupa lignit dari Muba yang telah dikeringkan, lalu digerus sampai lolos 200 mesh ($75 \mu\text{m}$); katalis limonit ($\alpha\text{-FeOOH}$) kering berukuran 1 mikro meter. Lalu batubara dicampur dengan sebagian pelarut menjadi *slurry* batubara. Katalis, sisa pelarut, dan *slurry* batubara dimasukkan ke dalam *autoclave* uji pencairan bervolume 1 L, ditutup dan di-*purge* dengan gas nitrogen. Lalu, gas hidrogen dimasukkan untuk uji kebocoran. Setelah tahap uji kebocoran barulah dilakukan pemanasan hingga mencapai kondisi operasi proses pencairan, yaitu suhu 723°C dengan tekanan awal gas hidrogen 8Mpa. Reaksi berlangsung selama 60 menit. Setelah selesai, produk gas disampling untuk selanjutnya dianalisa, dan produk cairnya diambil untuk kemudian didistilasi.

Gambar 1 menunjukkan geometri reaktor pencairan batubara yang dibuat menggunakan GAMBIT (pre-processor dalam FLUENT 6.3).



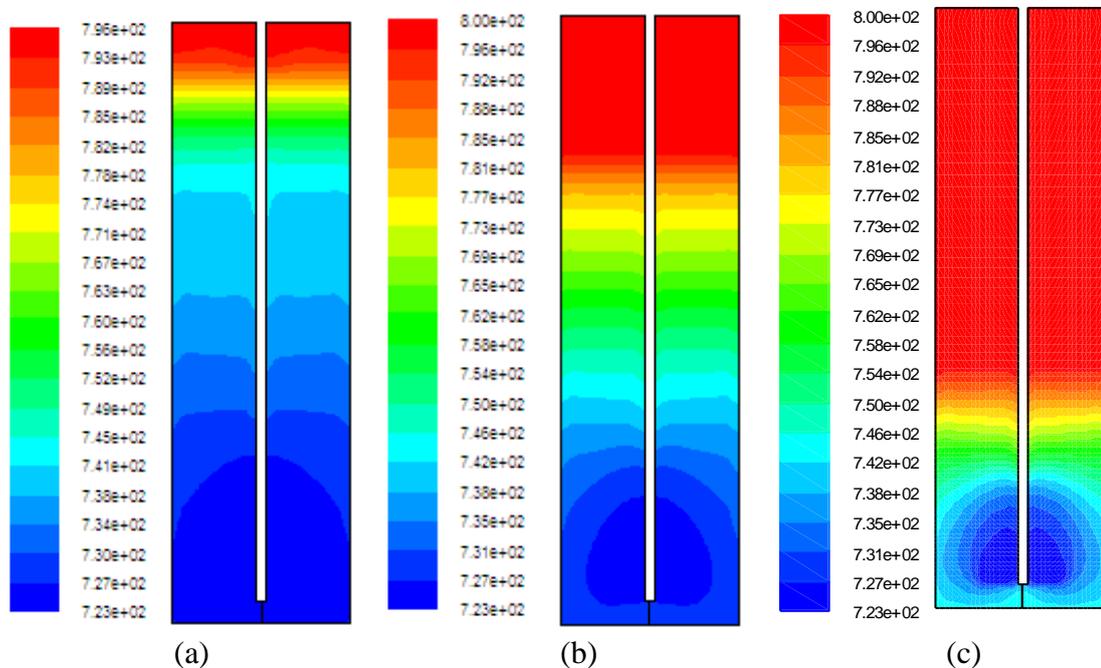
Gambar 1. Geometri *Autoclave*

Asumsi-asumsi yang digunakan:

- Batubara dimasukkan ke *autoclave* dalam bentuk *slurry*.
- Iterasi dilakukan ketika suhu telah mencapai keadaan isothermal yaitu 723°C.
- Reaksi *irreversible* dan berorde satu.

Model kinetika reaksi berdasarkan model Li dkk (2008).

4. HASIL DAN PEMBAHASAN

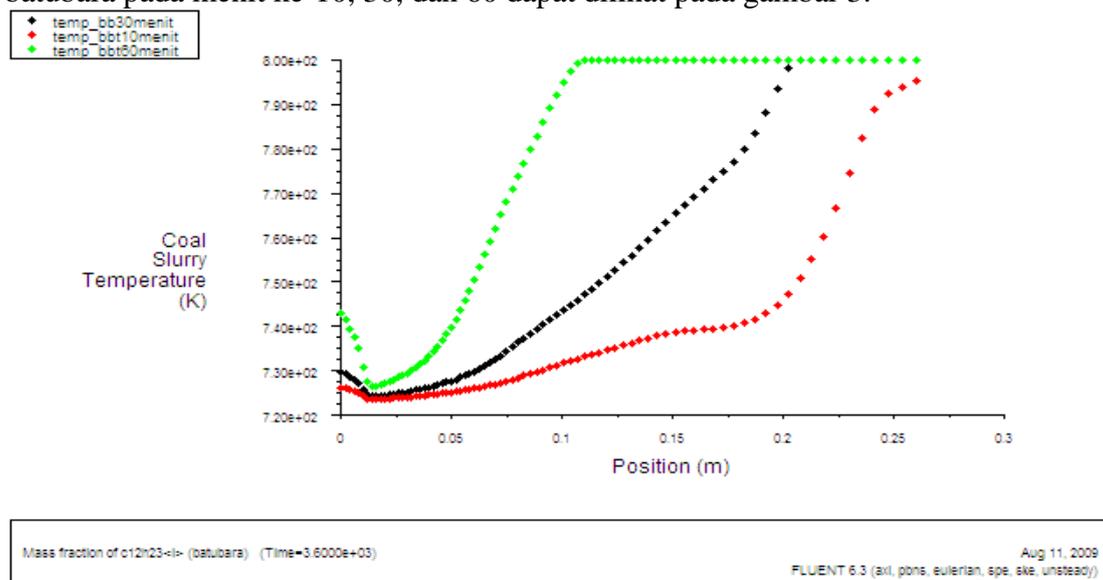


Gambar 2. Profil Temperatur *Slurry* Batubara pada waktu (menit): (a) 10; (b) 30; (c) 60

Gambar (a) menunjukkan profil *slurry* batubara pada waktu 10 menit, dimana *range* temperatur di sepanjang reaktor yaitu 722,99°K sampai 796,16°K. Temperatur di sekitar pengaduk hampir homogen yaitu 723°K, hal ini dikarenakan pengadukan sempurna dalam reaktor dan menandakan sudah mulai terjadi reaksi. Temperatur tertinggi terdapat pada ketinggian 22-26 cm, kenaikan temperatur pada bagian atas reaktor ini dikarenakan sudah mulai terbentuk gas-gas ringan hasil reaksi pencairan batubara, antara lain gas CO, CO₂, dan C₁-C₄.

Pada waktu reaksi 30 dan 60 menit, temperatur di sepanjang reaktor sudah mencapai *range* yang konstan yaitu 722,9°K sampai 800°K. Temperatur 723°K (450°C) di bagian bawah reaktor sama dengan temperatur proses pencairan batubara, hal ini terjadi karena adanya pengaruh pengadukan. Pengadukan menyebabkan ketinggian *slurry* batubara dalam *autoclave* naik dari keadaan awal 6 cm dari dasar *autoclave* menjadi 11 cm. Hal ini disebabkan karena tipe impeller yang digunakan adalah tipe *flat*, sehingga pengadukan hanya terjadi disekitar impeller (pengadukan terjadi pada arah axial saja). Karena pengaruh pengadukan ini maka campuran multifasa di bagian bawah *autoclave* lebih homogen, sehingga dapat meningkatkan persen *yield* dan konversi *coal liquid* yang dihasilkan.

Yang membedakan profil temperatur pada waktu 30 menit dan 60 menit hanyalah posisi temperatur tertinggi dan terendah-nya berdasarkan ketinggian reaktor. Perbedaan ini dikarenakan proses pencairan batubara melibatkan reaksi hidrogenasi dan reaksi perengkahan yang sangat kompleks. Reaksi hidrogenasi merupakan reaksi yang sangat eksotermis, sedangkan reaksi perengkahan merupakan reaksi endotermik, dimana jumlah panas yang dilepaskan selama hidrogenasi lebih besar daripada jumlah panas yang dibutuhkan untuk reaksi perengkahan. Perbedaan jumlah panas ini menyebabkan kenaikan temperatur reaktor dan juga mempercepat laju reaksi. Selain itu, jumlah gas-gas yang terbentuk juga semakin banyak sehingga mempengaruhi temperatur bagian atas reaktor. Hal inilah yang menyebabkan temperatur bagian atas reaktor mencapai 800°K. Untuk lebih jelas perbandingan antara profil temperatur *slurry* batubara pada menit ke-10, 30, dan 60 dapat dilihat pada gambar 3.



Gambar 3. Perbandingan Profil Temperatur *Slurry* Batubara dalam *autoclave* pada waktu: (a) 10 menit; (b) 30 menit; (c) 60 menit

Dari gambar di atas dapat dilihat profil temperatur *slurry* batubara pada menit ke-10 dan 30 cenderung naik di sepanjang reaktor yang mengindikasikan bahwa reaksi telah terjadi dan sudah mulai terbentuk gas-gas ringan hasil reaksi, sedangkan pada menit ke 60 menit, temperatur cenderung konstan di ketinggian 11 cm, hal ini dikarenakan reaksi telah selesai dan gas yang terbentuk juga semakin bertambah. Melalui hasil simulasi ini dapat dibuktikan bahwa temperatur *slurry* batubara dalam reaksi pencairan batubara tidaklah isothermal (723°K sesuai kondisi operasi proses), melainkan bervariasi antara 723°K sampai 800°K .

5. KESIMPULAN

Dari hasil penelitian dapat disimpulkan bahwa software FLUENT 6.3 (paket CFD) dapat menggambarkan profil temperatur *slurry* batubara di sepanjang *autoclave* pencairan batubara. Suhu reaktor tidaklah isothermal, tetapi bervariasi antara 723°K sampai 800°K .

6. DAFTAR PUSTAKA

- _____. 2006. *ANSYS FLUENT 6.3 Documentation*. Fluent.Inc.
- _____. 2008. *Laporan Akhir RUSNAS Pengembangan Energi Baru dan Terbarukan Tahun Anggaran 2008*. Lembaga Pengelola RUSNAS PEPT. Universitas Sriwijaya.
- Artanto Y., Yusnitati. 5 Januari 2008. [Pengujian Katalis Limonit Soroako dalam Proses Konversi Batubara Banko Selatan menjadi Minyak Sintetis](#). Jurnal Sains dan Teknologi Indonesia 2000, Vo 2, No. 1 hal. 26-32. Pukul 2:26 WIB.
- Chiba et al. Januari 1986. *Mechanism of the Donor Solvent Liquefaction of Coal*. Vol 19. Yamagata University.
- Fogler, HS. 1999. *Elements of Chemical Reaction Engineering*. 3rd edition. Prentice-Hall International, Inc. New Jersey.
- Kamall R. Oktober 1999. *Coal Liquefaction*. Department of Trade and Industry. London.
- Li et al. 2007. *Kinetics of Coal Liquefaction during Heating-up and Isothermal Stages*. Elsevier Ltd.
- Liu SX., Peng M. Mei 2005. *Verification of Mass Transfer Simulation with CFD using Highly Accurate Solution*. Rutgers University. New Brunswick.
- Malhotra R. 16 Maret 2005. *Direct Coal liquefaction: Lessons Learned*. Presented at GCEP Advanced Coal Workshop, Provo. Utah University.
- Miller CL. 19 Januari 2007. *Coal Conversion – Pathway to Alternate Fuels*. Congressional Briefing Washington, DC.
- Murti et al. 2000. *Catalytic Upgrading of South Banko Coal Liquid Distillate over NiMo Sulfides Catalysts*. Coal Tech 2000. Jakarta. Hal. 10-17.
- Nenny. 2006. *Pengaruh Kondisi Operasi (% Katalis, Temperatur dan Waktu) terhadap Konversi Pencairan Batubara Banko Tengah*. Jurnal Teknologi Energi PPS Teknik Kimia UNSRI.
- Novia N., et al. 2008. *Preliminary Study on CFD Simulation of Multiphase Flow Mixing in Brown Coal Liquefaction Reactor*. Sriwijaya International Seminar on Energy Science and Technology (Sisest) 2008. Palembang.
- Novia, N., Cundari L., Murti, SD., S., Faizal M., *Modeling Proses Pencairan Batubara Menggunakan Software FLUENT 6.3 CFD Code, Prosiding Seminar Nasional*

- Teknik Kimia Indonesia (SNTKI- 2009) di Bandung-Indonesia pada tanggal 19-20 Oktober 2009, ISBN: 978-979-98300-1-2. p. ETU01-1*
- Novia, N., Cundari L., Murti, SD., S., Faizal M., CFD Simulation of BCL Process. : Effect of Temperature on the Yield Distribution of Product, *Proceeding of International Symposium on Sustainable Energy and Environmental Protection (ISSEEP) 2009 in Yogyakarta-Indonesia on 23-26 November 2009, ISBN: 978-602-95934-0-2, Paper EEE: Novia_1*
- Novia., N., Murti, SD., S., Faizal., M.; Pemodelan Matematis Sistem Pencampuran Multifasa dalam Reaktor Pencairan Batubara, *Prosiding pada Seminar Nasional Second Added Value of Energy Resources (AVoER-2009), Palembang – Indonesia pada tanggal 29-30 Juli 2009, ISBN: 979-587-340-7, p. 153-160.*
- Novia., N., Murti, SD., S., Faizal., M.; CFD Modeling of Brown Coal Liquefaction Reactor, *Proceeding of Chemeca 2009 Conference in Perth-Australia on 29 September. ISBN: 978-0858259225, Paper No.250B.*
- Okuyama et al. 2000. *Investigation of Indonesian Limonite Ore for a Direct Coal Liquefaction Catalyst.* Coal Tech 2000. Jakarta. Hal. 1-9.
- Ranade VV. 2002. *Computational Flow Modeling for Chemical reactor Engineering.* Academic Press. San diego, California.
- Silalahi LH., Yusnitati. 2000. *Investigation of Limonite Catalyst for Coal Liquefaction of Banko Coal.* Coal Tech 2000. Jakarta. Hal. 47-53.
- Versteeg H.K., Malalasekera W. 1995. *An Introduction to Computational Fluid Dynamics The Finite Volume Method.* Longman Group Ltd. Inggris.
- Xu W.C., Yamashita H., Tomita A. 1990. *Catalytic Hydrocracking Reaction of Nascent Coal Volatiles in a Two-Stage Reactor.* Chemical research institute of non-aqueousnsolutions, Tohoku University. Jepang.