

VARIASI KECEPATAN ALIR GAS PADA PROSES PELAPISAN KERNEL UO_2 DENGAN COMPUTATIONAL FLUID DYNAMIC (CFD)

Sukarsono, Liliek Harmianto, Muhadi AW, Sudibyo

Pusat Teknologi Akselerator dan Proses Bahan - Badan Tenaga Nuklir Nasional Yogyakarta

e-mail : ptapb@batan.go.id

M. Dhandang Purwadi

PTRKN – BATAN Kawasan Puspptek Serpong, Tangerang

Diterima 1 Desember 2010, diterima dalam bentuk perbaikan 6 Januari 2011, disetujui 17 Januari 2011

ABSTRAK

VARIASI KECEPATAN ALIR GAS PADA PROSES PELAPISAN KERNEL UO_2 DENGAN COMPUTATIONAL FLUID DYNAMIC (CFD). Pelapisan kernel UO_2 , merupakan salah satu tahap dalam pembuatan bahan bakar nuklir yang sangat menentukan terhadap hasil akhir bahan bakar reaktor suhu tinggi. Kernel hasil proses sintering, yang merupakan partikel bulat UO_2 diameter sekitar 0,8 mm, dikenakan proses pelapisan pirokarbon dan silika karbida secara chemical vapor deposition (CVD). Aspek utama yang ditinjau dalam fluidisasi adalah mekanika fluida yang menggambarkan apa yang terjadi dalam proses fluidisasi. Kemampuan untuk memprediksi awal terjadinya fluidisasi sangat penting di dalam proses fluidisasi. Hal ini dilakukan untuk memperoleh hasil operasi yang bagus, life time tinggi, penentuan kecepatan minimum fluidisasi dan kecepatan maksimum fluidisasi. Cairan atau gas apabila dilewatkan dari bawah ke atas pada partikel padat pada kecepatan rendah, maka partikel tidak bergerak dan apabila kecepatan ditambah, pada titik tertentu partikel mulai bergerak. Kecepatan alir ini disebut sebagai kecepatan minimum fluidisasi. Dalam fluidisasi apabila kecepatan fluida yang melewati partikel dinaikkan maka perbedaan tekanan di sepanjang reaktor akan meningkat pula. Partikel-partikel ini akan bergerak-gerak dan mempunyai perilaku sebagai fluida. Keadaan seperti ini dikenal sebagai partikel terfluidisasi (fluidized bed). Reaksi kimia yang terjadi dalam fluidisasi juga berpengaruh terhadap kondisi proses dan terjadi perpindahan massa selama fluidisasi. Dalam penelitian ini telah dilakukan modeling proses pelapisan pirokarbon dan silika karbida dengan Computational Fluid Dynamic (CFD) Fluent 6.3. Pelaksanaan penelitian, pertama-tama digambar reaktor dengan program Gambit 2.2.30 dan dijalankan dengan program Fluent 6.3. Proses fluidisasi dihitung dengan model multiphase Eulerian dengan gas sebagai fase primer dan kernel sebagai fase sekunder. Model dipilih untuk proses unsteady dan aliran laminar. Teori Syamlal-Obrien digunakan untuk perhitungan interaksi antar fase. Dari perhitungan Fluent 6.3, ternyata kecepatan alir gas masuk 8 m/dt masih ada kernel yang jatuh ke bawah, sehingga ini sesuai dengan perhitungan menggunakan persamaan kecepatan minimum fluidisasi yang terhitung = 8,6 m/dt. Pada percobaan menggunakan reaktor gelas juga diperoleh data pada kecepatan 9,49 m/dt sudah terjadi fluidisasi yang baik dibandingkan dengan fluidisasi pada kecepatan 7,11 m/dt masih terlihat ada kernel yang jatuh ke penampung. Data perhitungan nantinya bisa digunakan untuk operasi reaktor fluidisasi alat pelapisan kernel bahan bakar di PTAPB BATAN Yogyakarta.

Kata kunci : kernel, reaktor suhu tinggi, fluidisasi, pirokarbon

ABSTRACT

VARIATION OF GAS FLOW SPEED ON THE UO_2 KERNEL COATING PROCESS WITH COMPUTATIONAL FLUID DYNAMIC (CFD). Coating of UO_2 kernel is one of the many step in nuclear fuel preparation which is very urgent to find the best product of high temperature processes produced pyrocarbon and silica carbide coated using chemical vapor deposition process. The main aspect observed in fluidization is fluid mechanic which describes what has happened in fluidization process. The ability to predict early fluidization is very important in

fluidization process. It was done to find the best product of process, high life time, determining minimum and maximum flow rate of fluidization. Liquid or gas when they are going through from below to the top of solid the particle at minimum flow rate, particle will not move, if the flow rate of a liquid or gas is increased, particle will move. This flow rate is called minimum fluidization flow rate. In fluidization, when flow rate which is gone through particles is increased, so the pressure difference in reactors will increase. All particles will move and acts like a fluid. This condition is fluidized bed. A chemical reaction occurs in fluidization will also influence on process condition and mass transfer also occurs during the fluidization process. In this research, pyrocarbon and silica carbide process modeling was done by use of Computational Fluid Dynamic, Fluent 6.3, and before that, sketching reactor with Gambit 2.2.30, was carried out and then was done by Fluent 6.3 software. Fluidization process was calculated by Eulerian multiphase and gas was as primer phase and particle was as secondary phase. The model was chosen for unsteady state and laminar. The Syamal-Obrien theory was done for interaction phase calculation. It was found that the gas flow rate was 8 m/sec, kernels still go down, it was compatible with calculation minimum fluidization flow rate 8.6 m/sec. Comparatively with experiment data of glass reactor it was found that flow rate 9.6 m/sec good fluidization meanwhile fluidization with a flow rate 7.4 m/sec kernels go down. Calculation data will be used for operation of reactor fluidization of nuclear fuel coating research in PTAPB-BATAN Yogyakarta.

Keyword : kernel, high temperature reactor, fluidization, pyrocarbon

PENDAHULUAN

Pembuatan bahan bakar nuklir bentuk bola yang akan digunakan untuk reaktor suhu tinggi (RST), dilakukan dengan membuat butiran bulat uranium dioksida yang disebut kernel bahan bakar nuklir. Butiran bulat tersebut dibentuk melalui proses sol-gel yaitu proses gelas dari umpan sol dengan meneteskan sol dalam media pematat. Proses gelas menghasilkan gel padat berbentuk butiran kecil dengan diameter sekitar 1 mm. Proses gelas dapat menggunakan proses gelas eksternal yaitu bahan pematatnya berasal dari luar sol atau proses gelas internal yaitu bahan pematatnya berasal dari dalam sol itu sendiri. Gel padatan yang dihasilkan dari proses gelas, setelah melalui proses penuaan (*aging*), pengeringan, kalsinasi, reduksi dan terakhir proses *sintering*, akan berubah menjadi butiran bulat yang padat dan keras senyawa dari UO_2 . Butiran kernel tersinter ini siap untuk dilakukan proses pelapisan pirokarbon dan silika karbida^(1,2,3,4).

Proses pelapisan kernel tersinter untuk digunakan sebagai bahan bakar RST, melalui empat tahap pelapisan. Lapisan pertama adalah lapisan *buffer* yang merupakan lapisan pirokarbon densitas rendah, mempunyai pori-pori cukup untuk menampung hasil fisi berupa gas. Proses pelapisan *buffer* dilakukan pada suhu 1100 – 1400°C menggunakan bahan C_2H_2 yang diencerkan dengan argon. Lapisan kedua adalah pirokarbon bagian dalam yang merupakan pirokarbon densitas tinggi dan pori-porinya relatif kecil. Lapisan ini menahan hasil fisi berupa gas tetap terkumpul dalam *buffer*. Sebagai bahan penyedia karbon adalah propilen diencerkan dengan argon. Pelapisan pirokarbon bagian dalam dilakukan pada suhu 1350 – 1450°C. Lapisan ketiga adalah silika karbida yang berfungsi untuk menutup keluarnya hasil fisi yang masih lolos dari lapisan pirokarbon. Senyawa yang digunakan adalah triklorosilan dan H_2 yang diencerkan dengan argon dan dilapiskan pada suhu 1500-1670°C. Lapisan silika karbida mempunyai pori-pori yang kecil, tetapi ketahanan panas tidak terlalu tinggi. Sebagai pelindung silika karbida yang tahan suhu tinggi adalah pirokarbon bagian luar. Lapisan ini dibentuk dari deposisi propilen pada suhu 1350 – 1450°C^[1,2,3,4].

Fenomena aliran fluida yang mengalir dalam reaktor fluidisasi merupakan hal yang menarik untuk diteliti. Hal ini disebabkan reaksi pelapisan sangat tergantung dengan aliran gas pereaksi yang masuk ke reaktor fluidisasi. Pereaksi diencerkan dengan gas argon. Fenomena yang perlu diketahui adalah bagaimana aliran yang terjadi pada saluran pemasukan, pada bagian reaktor kemudian masuk ke tempat terjadinya fluidisasi. *Software* yang menawarkan solusi untuk mengetahui hal tersebut adalah CFD (*computational Fluid Dynamic*), FLUENT 6.3^(5,6).

Computational Fluid Dynamics (CFD) adalah program aplikasi yang secara matematis bisa mensimulasi aliran zat cair yang bermacam-macam. Program CFD yang terintegrasi juga dapat digunakan untuk mempelajari

aliran *multiphase*, pengaruh konfigurasi *nozzle*, distribusi aliran dsb. *Software* modeling dinamika fluida ini dapat digunakan untuk memperkirakan dinamika fluida yang terjadi pada aliran cair-cair, cair-gas cair padat maupun gas-padat. Pada reaktor fluidisasi fase yang terlibat adalah gas-padat, menggunakan aliran *multiphase* (dua fase) keadaan *unsteady state* dan variabel yang dapat divariasi antara lain adalah kecepatan gas masuk dalam reaktor fluidisasi dan suhu reaktor. Penelitian dengan modeling semacam ini merupakan metode efektif dan ekonomis yang menghemat waktu dan sumber daya untuk mengetahui fenomena yang terjadi dalam suatu proses fisika atau kimia dengan biaya yang relatif murah. Hasil riset disediakan untuk dasar teoritis pengembangan produk dan disain peralatan.

Ada 3 tahapan yang harus dilakukan pada simulasi menggunakan CFD, yaitu persiapan proses (*preprocessing*), solving (*processing*) dan proses akhir (*postprocessing*). Persiapan proses adalah langkah pertama dalam membangun dan menganalisis sebuah model CFD. Teknisnya adalah membuat model dalam paket CAD (*Computer Aided Design*), kemudian dibagi menjadi unit volume atau luas dengan ukuran *mesh* yang sesuai dan menerapkan kondisi batas dan sifat fluida. Salah satu piranti yang dapat digunakan untuk itu adalah program Gambit. Tahap kedua *solving* adalah langkah berikutnya untuk menghitung kondisi proses menggunakan kondisi yang ditetapkan pada persiapan proses. Langkah terakhir adalah *postprocessing* yaitu mengkoordinasi dan interpretasi data hasil simulasi CFD yang bisa berupa gambar, kurva dan animasi^(7,8).

Perhitungan Model Simulasi Numerik Dengan CFD

Proses fluidisasi melibatkan sedikitnya dua fase atau lebih. Sistem 2 fase yang disimulasikan dalam CFD untuk proses pelapisan kernel adalah fase gas yaitu campuran gas argon dan hidrokarbon dan fase padat yaitu kernel yang berbentuk *granular*. Pendekatan yang diambil untuk perhitungan adalah metode Eulerian, proses *unsteady state*, *multi phase* dengan interaksi antar fasa menggunakan teori Syamlal-Obrien dan model kekentalan *laminer*. Perangkat lunak Fluent 6.3 sudah menyediakan berbagai menu yang memuat banyak sekali kemungkinan-kemungkinan proses dalam bentuk persamaan-persamaan berdasar teori yang ada. Penyelesaian dari metode yang dipilih juga telah tersedia dalam program CFD. Persamaan yang digunakan dalam modeling menggunakan CFD diantaranya adalah⁽⁸⁾:

Volume aliran *multiphase* yang kontinyu, berlaku rumus jumlah fraksi volum untuk fase q adalah = 1

$$\sum_{q=1}^n \alpha_q = 1 \quad (1)$$

Persamaan hukum kekekalan massa dalam CFD secara umum dinyatakan dalam persamaan Navier-Stokes yang dinyatakan sbb:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q) + \bar{V} (\alpha_q \rho_q \bar{V}_q) = \sum \dot{m}_{pq} \quad (2)$$

dengan α_q = fraksi volume

ρ_q = densitas

\bar{v} = kecepatan fase q

\dot{m}_{pq} = perpindahan massa pada *interface*

Persamaan neraca momentum q dinyatakan dengan persamaan

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_q \rho_q \bar{V}_q) + \bar{V} (\alpha_q \rho_q \bar{V}_q \bar{V}_q) = -\alpha_q \bar{V}_q + \bar{V}_q \tilde{\tau}_q + \sum_{P=1}^n (R_{pq} + \dot{m}_{pq} \bar{V}_{pq}) + \alpha_q \rho_q (\bar{F}_q + \bar{F}_{lift,q} + \bar{F}_{vmq}) \quad (3)$$

dengan \bar{F}_q = gaya *internal body*

$\bar{F}_{lift,q}$ = gaya angkat

- $\bar{F}_{vm,q}$ = gaya massa virtual
- \bar{v}_{pq} = kecepatan geser (*slip*) antar fase
- \bar{m}_{pq} = karakteristik transfer massa dari fase ke p ke fase q
- \bar{R}_{pq} = interaksi gaya antara fase
- P = tekanan
- $\bar{\tau}_q$ = tensor tegangan *stress* yang dihitung dari persamaan

$$\bar{\tau}_q = \alpha_q \mu_q \left(\bar{\nabla} \bar{v}_q + \bar{\nabla} \bar{v}_q^T \right) + \alpha_q \left(\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \bar{\nabla} \cdot \bar{\nabla} \bar{v}_q \quad (4)$$

dengan μ_q = viskositas
 Λ_q = viskositas *bulk* dari fase ke q

Harga \bar{R}_{pq} dihitung dari persamaan

$$\sum_{P=1}^n \bar{R}_{pq} = \sum_{P=1}^n K_{pq} (\bar{v}_p - \bar{v}_q) \quad (5)$$

dengan K_{pq} adalah koefisien pertukaran momentum dalam fase. Koefisien pertukaran momentum antar fase dalam fluidisasi sangat penting karena fluidisasi dipengaruhi oleh adanya gaya dari aliran gas pada celah antara partikel. Salah satu prediksi harga K_{gs} koefisien pertukaran momentum, menurut Schiller dan Naumann dinyatakan dengan persamaan

$$K_{gs} = \frac{\alpha_s \rho_s f}{\tau_s} \quad (6)$$

Sedang f menyatakan fungsi *drag* dihitung dengan persamaan

$$f = \frac{C_D Re}{24} \quad (7)$$

dengan koefisien *drag* adalah

$$C_D = 24(1 + 0,15Re^{0,687}) \rightarrow \text{untuk } Re \leq 1000 \text{ dan } \frac{Re}{0,44} \rightarrow \text{untuk } Re > 1000 \quad (8)$$

dan bilangan Reynold dengan persamaan

$$Re = \frac{\rho_g d_s [\bar{v}_s - \bar{v}_g]}{\mu_g} \quad (9)$$

dengan τ_s waktu relaksasi partikel yang sedang dihitung

$$\tau_s = \frac{\rho_s d_s^2}{18\mu_g} \quad (10)$$

Neraca massa

Perhitungan massa yang mengalir pada reaktor fluidisasi menggunakan persamaan :

$$\frac{\partial}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x} (\rho V_x) + \frac{\partial}{\partial r} (\rho V_r) + \frac{\rho V_r}{r} = -S_m \quad (11)$$

dengan x adalah koordinat aksial dan r adalah radial, v_x adalah kecepatan aksial dan v_r adalah kecepatan radial. m adalah massa yang ditambahkan dari fase lain

Dengan menggunakan persamaan – persamaan tersebut dan persamaan lain seperti teori kinetik aliran *granular*, tekanan *solid*, tahanan gesek padatan model turbulensi pada fase kontinyu maupun fase diskontinyu dan kondisi batas yang kita masukkan, maka persoalan fluidisasi diselesaikan oleh program CFD menggunakan metode numerik.

Kecepatan alir minimum terjadinya fluidisasi dapat diperkirakan menggunakan persamaan:

$$U_{mf} = \frac{[\Psi d_p]^2}{150\mu} [g(\rho_c - \rho_g)] \frac{\epsilon_{mf}^3}{1 - \epsilon_f} \quad (12)$$

Nilai sperisitas Ψ adalah ukuran kekasaran butir dinyatakan dengan perbandingan keadaan butir dengan butiran yang bulat sempurna. Hal ini dihitung dengan memvisualisasikan luas sebuah bola volume yang sama dengan luas partikel bulat, dan membagi luas permukaan bola yang terukur dengan luas permukaan partikel bulat. Volume partikel bulat dinyatakan dengan

$$V_p = \pi d_p^3 / 6 \quad (13)$$

dan luas permukaannya adalah

$$A_s = \pi d_p^2 = \pi \left[\left(\frac{6V_p}{\pi} \right)^{1/3} \right]^2 \quad (14)$$

$$\Psi = \frac{A_s}{A_p} = \frac{\pi (6V_p / \pi)^{2/3}}{A_p} \quad (15)$$

Nilai parameter Ψ ini berkisar 0,5-1, dan nilai 0,6 merupakan nilai sperisitas granular padat yang umum dipakai. Parameter kedua adalah fraksi *void* pada titik minimum fluidisasi, ϵ_{mf} . Ada korelasi yang tampaknya cukup memberikan prediksi yang akurat mengenai nilai-nilai ϵ_{mf} untuk partikel-partikel di dalam *fluidized bed* kecil:

$$\epsilon_{mf} = 0,586\Psi^{-0,23} \left[\frac{\mu^2}{\rho_{pg}(\rho_s - \rho_g)d_p^2} \right]^{0,029} \left[\frac{\rho_g}{\rho_c} \right]^{0,031} \quad (16)$$

Hubungan lain yang umum dipakai adalah Wend Yu

$$\epsilon_{mf} = [0,071/\Psi]^{1/3} \quad (17)$$

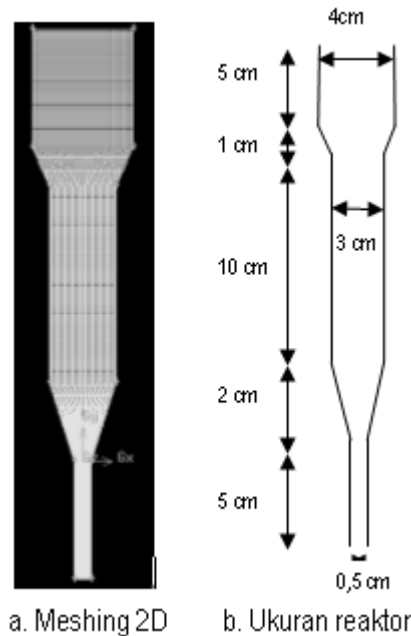
$$\text{Atau dan } \epsilon_{mf} = \frac{0,091(1 - \epsilon_{mf})}{\Psi^2} \quad (18)$$

METODOLOGI

Untuk menjalankan program CFD terlebih dahulu perlu dibuat model gambar dalam paket CAD menggunakan Gambit. Model gambar tersebut dapat dilihat dalam Gambar 1.

Gambar 1. yang dibuat menggunakan program Gambit, ditentukan *meshing* untuk perhitungan CFD. Pada daerah permukaan diatur *meshing* yang lebih detail. Penentuan lokasi kondisi batas ditentukan pada gambar dengan program Gambit 2.2.30 tersebut dan selanjutnya gambar diekspor ke *file* dengan ekstensi : *.mesh*. Model yang sudah ditentukan *meshnya* dijalankan dalam program CFD.

Solid yang dimasukkan dalam reaktor fluidisasi adalah kernel UO_2 , granular diameter 0,8 mm dalam reaktor fluidisasi. Gas hidrokarbon atau metil tri khloro silan (MTS) yang diencerkan dengan argon dialirkan melalui bawah reaktor yang berbentuk cone pada kecepatan tertentu sehingga kernel UO_2 terfluidisasi dalam reaktor pelapisan. Gas hidrokarbon atau MTS masuk reaktor terpirolisa dan sebagian terurai menjadi pirokarbon atau silika karbida yang melapis kernel UO_2 .



Gambar 1. Model Reaktor Pelapisan

Hasil perhitungan CFD memprediksi apa yang akan terjadi pada aliran gas dalam reaktor ditinjau dari hukum kekekalan momentum, kekekalan massa maupun kekekalan energi. Data menunjukkan bahwa pada kecepatan gas masuk tertentu sudah terjadi fluidisasi yang baik dan tidak ada kernel yang jatuh ke bawah selama proses pelapisan serta tidak ada kernel yang terbawa oleh aliran gas. Menurut teori fluidisasi, kecepatan fluidisasi yang baik adalah $1,2 \times$ kecepatan minimum fluidisasi.

Program Fluent 6.3 dijalankan dengan model fluidisasi di atas dan dipilih model eulerian, *unsteady state, multiphase* (2 fase: gas dan kernel), interaksi antar fase menggunakan persamaan Syamlal-Obrien dan aliran dianggap laminar⁽⁸⁾.

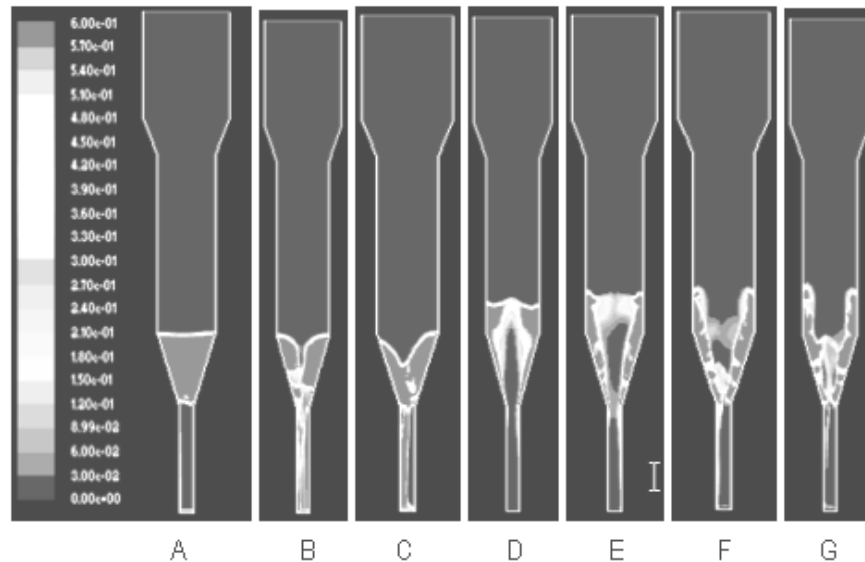
Hasil simulasi Fluent 6.3 yang dapat diambil bermacam-macam. Dalam hal ini diambil kontur kecepatan untuk fraksi kernel dan gas argon pada berbagai kecepatan alir masuk. Kontur distribusi panas dalam reaktor diambil untuk memprediksi distribusi suhu juga dapat dibuat grafiknya sebagai contoh adalah pada jarak 2 dan 4 cm dari batas cone.

HASIL DAN PEMBAHASAN

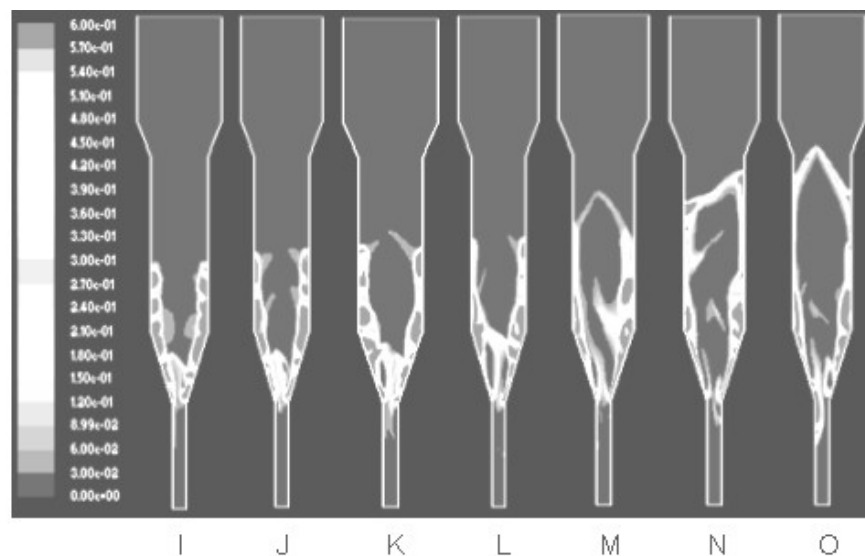
Dalam menjalankan program Fluent sebelumnya perlu didukung dengan perhitungan teoritis. Untuk menentukan kecepatan alir gas masuk ke reaktor digunakan persamaan kecepatan minimum fluidisasi (persamaan 12). Perhitungan kecepatan aliran minimum fluidisasi untuk reaktor fluidisasi pada Gambar 1, dengan masukan diameter partikel 0,8 mm, densitas padatan 9,5 g/cm³, densitas gas (argon) 0,00162 g/cm³, viskositas gas 0,000212 g/cm dt, sperisitas 0,7 diperoleh kecepatan minimum fluidisasi pada kolom fluidisasi diameter 2 cm adalah 0,5376 m/dt. Kecepatan minimum fluidisasi pada *inlet* terhitung $(2/0,5)^2 \times 0,5376 = 8,60$ m/dt. Harga kecepatan yang optimum adalah $1,2 \times V_{mf} = 1,2 \times 8,6 = 10,32$ m/dt. Kecepatan gas masuk reaktor pada *inlet* diameter 0,5 mm sekitar 10 m/dt, digunakan sebagai patokan untuk variasi kecepatan alir pada *inlet*.

Pengoperasian program Fluent 6.3. dimulai dari mengisi menu *pulldown* definisi, untuk *solver* dipilih, *segregated*, *time* dipilih, *unsteady*, dan formulasi dipilih *implicit*. Material untuk perhitungan adalah argon sebagai

gas fase primer dan kernel sebagai fase sekunder. Interaksi antar fase dipilih metode Syamlal-Obrien. Kondisi operasi menggunakan tekanan 101325 pascal dan gravitasi $-9,81 \text{ kg/dt}^2$.

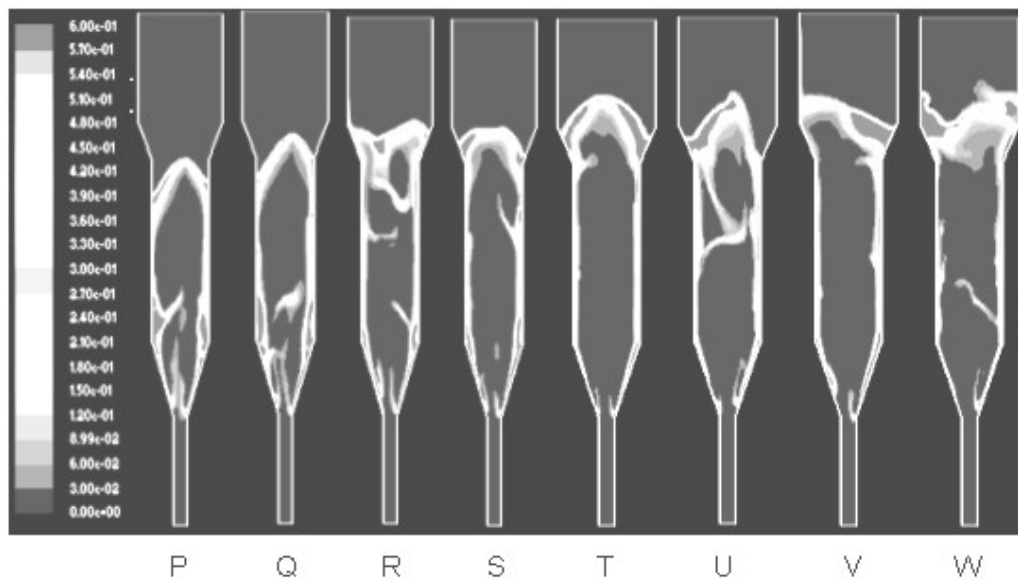


Gambar 2. Kontur fraksi fase kernel dengan Syamlal-Obrien dengan kecepatan alir gas masuk: A:2, B:3, C: 4, D:5, E:6, F:7, G:8 m/dt



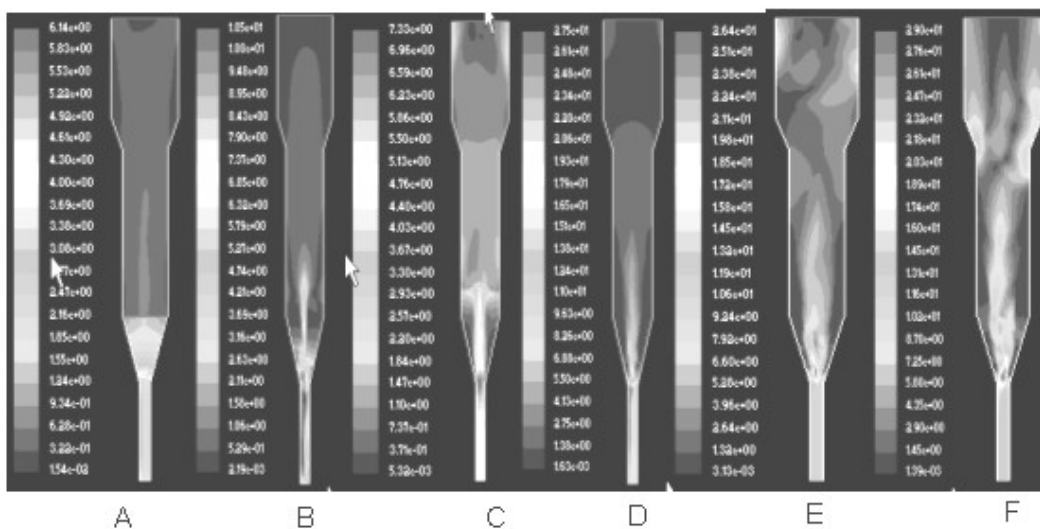
Gambar 3. Kontur fraksi fase kernel dengan Syamlal-Obrien dengan kecepatan alir gas masuk: I= 9, J=10, K= 11, L=12, M=13, N=14, O= 15 m/dt

Kondisi batas yang dipilih adalah *input* yang divariasi pada kecepatan 3-23 m/dt pada bagian silinder pemasukan atau sekitar 0,1875 – 0,9375 m/dt pada bagian silinder fluidisasi. Untuk menentukan kondisi awal $t=0$, dipergunakan definisi pada *region adaption* untuk menentukan daerah awal dan *patch* pada *puldown solve-initialize*. Fraksi kernel pada perhitungan hasil simulasi menggunakan Fluent 6.3 dapat dilihat pada gambar 2.

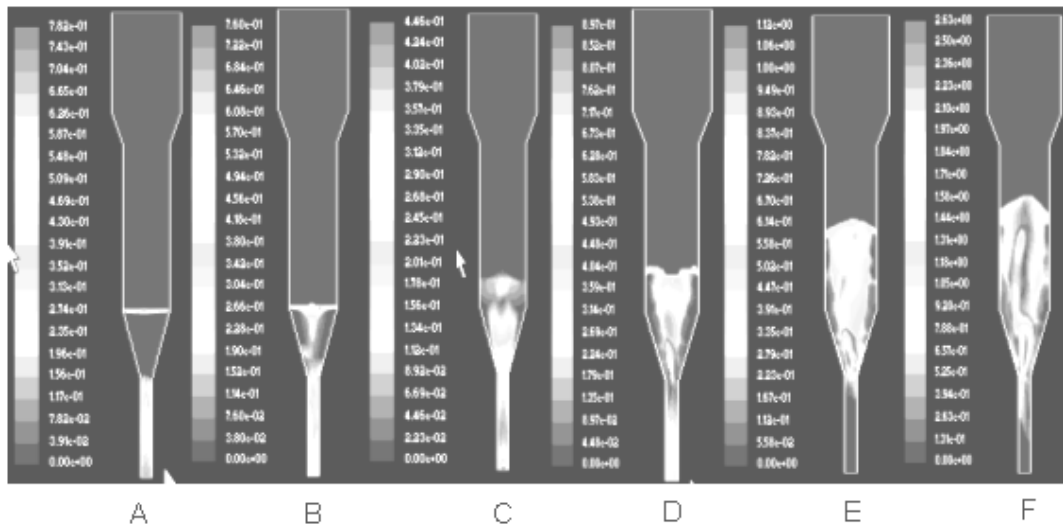


Gambar 4. Kontur fraksi fase kernel dengan Syamlal-Obrien dengan kecepatan alir gas masuk: P=16, Q=17, R=18, R=19, T=20, U=21, V=22, W=23 m/dt

Pada Gambar 3, 4 dan 5 terlihat bahwa pada kecepatan di bawah 8 m/dt, pada bagian bawah yaitu pada bagian pemasukan gas masih terlihat fase kernel, padahal pada awal pengoperasian CFD yaitu pada waktu $t = 0$ kernel hanya ada pada bagian cone. Hal ini berarti sampai pada kecepatan alir gas 8 m/dt, padatan kernel ada sebagian yang jatuh ke bawah, meskipun sudah didorong oleh aliran gas masuk. Kecepatan alir gas melalui bagian tersebut kurang besar. Pada bagian tersebut seharusnya kecepatan gas sudah melewati kecepatan maksimum fluidisasi, sehingga partikel tidak jatuh ke bawah karena terbawa aliran gas ke atas.



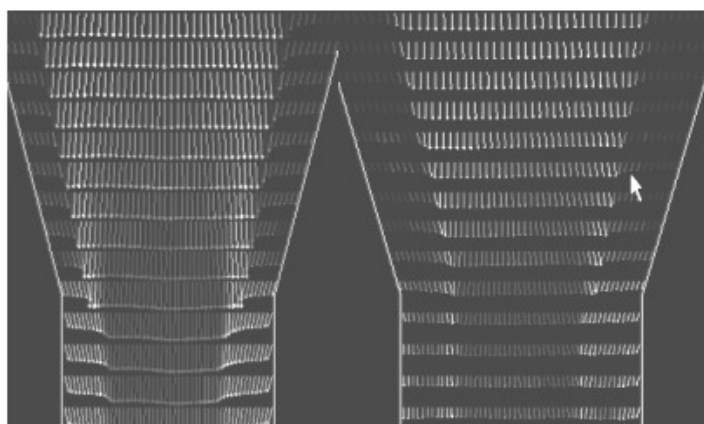
Gambar 5. Kontur kecepatan alir gas argon pada reaktor fluidisasi pada kecepatan masuk gas argon : A:2, B:3, C: 5, D:7, E:10, dan F:12 m/dt



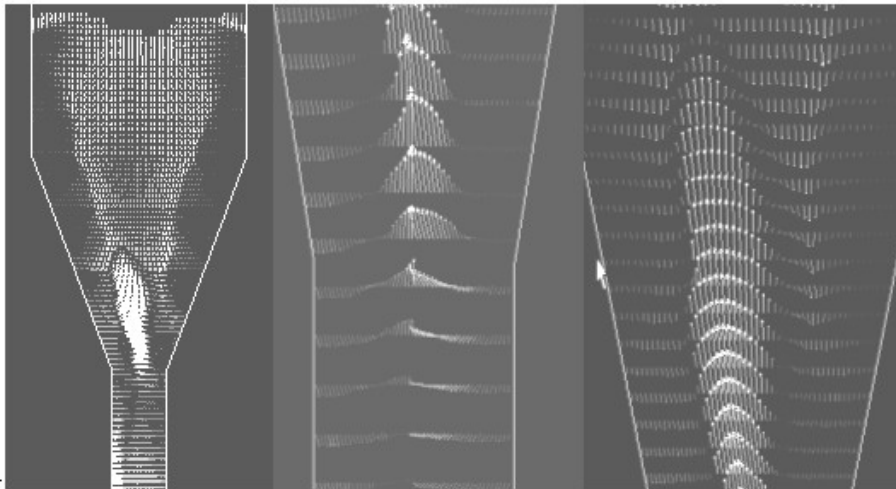
Gambar 6. Kontur kecepatan alir kernel pada reaktor fluidisasi pada kecepatan masuk gas argon : A:2, B:3, C: 5, D:7, E:10, dan F:12 m/dt

Untuk melihat pola aliran yang terjadi dapat pula dilihat kontur kecepatannya. Kontur kecepatan gas dan kernel dapat dilihat pada Gambar 5 dan 6. Pada Gambar 5 terlihat bahwa semakin tinggi kecepatan alir gas argon masuk reaktor, olakan dari aliran gas argon semakin tinggi dan pada gambar 6 terlihat posisi kernel dalam reaktor semakin tinggi. Partikel kernel semakin terfluidisasi dan mengambang ke atas kalau kecepatan alir gas dinaikkan. Seperti dalam kontur fase kernel, pada kecepatan 7 m/dt, terlihat ada kecepatan warna hijau muda dalam daerah pemasukan gas, yang berarti ada pergerakan aliran kernel pada bagian tersebut. Pada kecepatan 10 dan 12 m/dt, tidak ada warna lain selain biru pada bagian pemasukan, sehingga disitu tidak ada kernel, kernel terdistribusi dan bersirkulasi di bagian *cone* sampai bagian fluidisasi. Hal ini cocok dengan perhitungan kecepatan minimum fluidisasi yang kalau dihitung menurut persamaan 12, kecepatannya adalah 8,6 m/dt atau 20% di atas kecepatan fluidisasi minimum adalah 10,32 m/dt.

Untuk melihat arah gerakan pada CFD dapat dilihat kontur vektor kecepatannya. Apabila vektor kecepatannya ke bawah berarti arah gerakan bahan adalah ke bawah dan apabila vektor kecepatan kearah ke atas maka gerakan bahan juga ke atas. Gambar 7 s/d 11 menunjukkan kontur vektor kecepatan kernel yang dapat diambil dari program CFD.

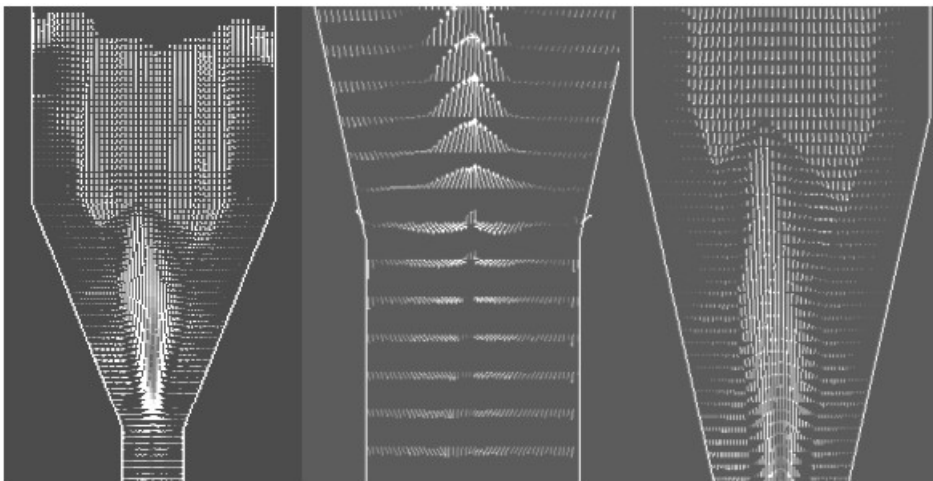


Gambar 7. Kontur vektor kecepatan kernel untuk kecepatan gas masuk 5 m/dt

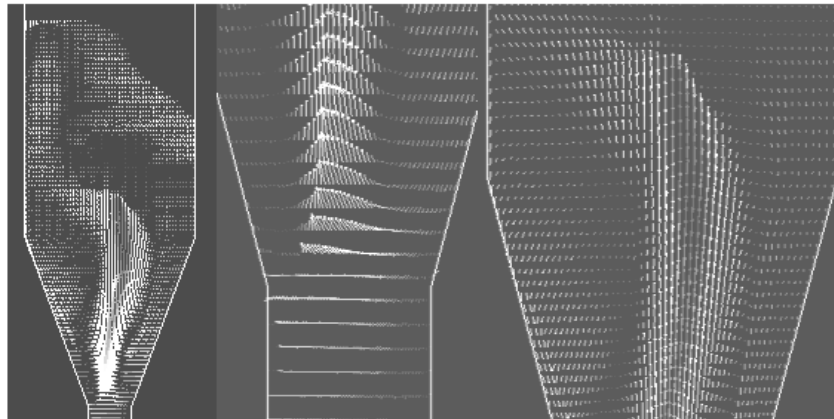


Gambar 8. Kontur vektor kecepatan kernel untuk kecepatan gas masuk 7 m/dt

Gambar 7 s/d 11 memperlihatkan kontur vektor untuk kernel dengan pemasukan gas 5, 7, 8, 10 dan 12 m/dt. Pada kecepatan gas masuk 5 m/dt, vektor kecepatan kernel terlihat ke bawah, sehingga meskipun sudah ada pergerakan kernel, tetapi kernel mengarah ke bawah. Pada kecepatan gas masuk 7 m/dt, sudah terlihat adanya kecepatan alir kernel ke atas, tetapi bagian kecepatan alir ke atas hanya sedikit, lebih banyak yang mengarah ke bawah, sehingga pada kecepatan gas 7 m/dt kernel akan habis mengalir ke bawah. Gambar 9 pada pemasukan gas 8 m/dt, menunjukkan gerakan kernel yang tersirkulasi dalam *cone*, tetapi kalau dilihat dalam silinder pemasukan gas, ternyata vektornya mengarah ke bawah, meskipun kecil. Pada kecepatan ini, sirkulasi kernel sudah baik, tetapi masih ada kernel yang mengalir ke bawah, sehingga kernel lama kelamaan juga habis. Kecepatan alir gas masuk 8 m/dt ini belum dipakai dalam fluidisasi karena kernel yang seharusnya terfluidisasi dalam *cone* dan silinder fluidisasi selama waktu yang tertentu, ada sebagian yang jatuh ke bawah, sehingga kernel yang jatuh tersebut tentu belum bisa terlapis dengan baik. Kecepatan alir harus dinaikkan sehingga fluidisasi kernel baik dan kernel tidak jatuh ke bawah.

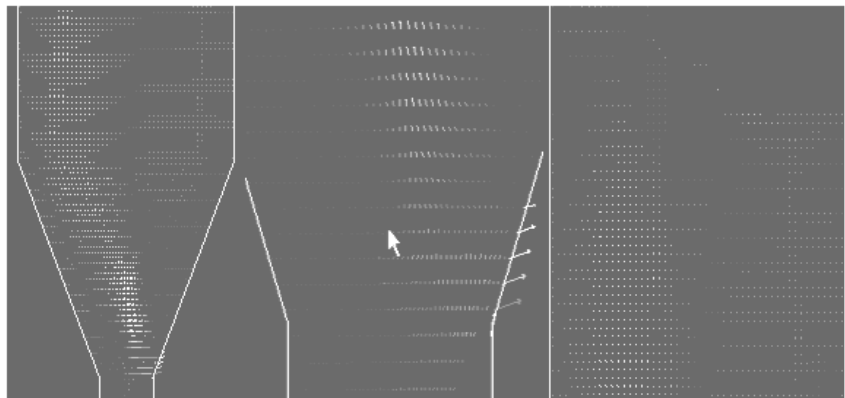


Gambar 9. Kontur vektor kecepatan kernel untuk kecepatan gas masuk 8 m/dt



Gambar 10. Kontur vektor kecepatan kernel untuk kecepatan gas masuk 10 m/dt

Kontur kecepatan kernel yang tidak mengarah ke bawah pada silinder pemasukan terlihat pada kecepatan 10 dan 12 m/dt. Pada kecepatan itu kernel tidak terlihat jatuh ke bawah dan kernel tersirkulasi di dalam *cone* dan silinder fluidisasi. Pada kecepatan ini operasi fluidisasi paling baik karena sirkulasi kernel yang baik. Kalau kecepatan ini dibandingkan dengan perhitungan kecepatan minimum fluidisasi yang besarnya 8,6 m/dt dan kecepatan optimum 1,2 x kecepatan minimum fluidisasi = 10,3 ternyata cocok dengan hasil yang diperoleh dari perhitungan menggunakan Fluent 6.3. Pada kecepatan alir 10 m/dt, sudah lebih besar dari kecepatan minimum fluidisasi.



Gambar 11. Kontur vektor kecepatan kernel untuk kecepatan gas masuk 12 m/dt

Untuk lebih memastikan hasil di atas, dilakukan percobaan fluidisasi kernel tereduksi dalam reaktor fluidisasi gelas. Percobaan ini dapat dibandingkan dengan hasil perhitungan teoritis menggunakan persamaan 12 dan menggunakan program Fluent. Sirkulasi kernel dalam reaktor kaca dapat terlihat jelas. Reaktor yang dipakai diameter 2 cm dan aliran udara dari bagian bawah berbentuk *cone* seperti reaktor yang digunakan dalam program Fluent. Aliran udara diukur dengan menggunakan *flowmeter* merk Omega dengan kode FLDW3202 ST. Skala aliran *flowmeter* adalah untuk air dengan satuan liter/men. Koreksi aliran air dengan aliran gas argon digunakan koreksi seperti persamaan:

$$Kec (gas) = kec (alat) / \sqrt{SG} \quad (19)$$

SG adalah perbandingan densitas gas dan densitas air = 0,00162/1 = 0,00162

Konversi dari liter/menit air menjadi cc/dt argon $(1 / \sqrt{0,00162}) \times 1000 / 60 = 414,08$

Sehingga kecepatan alir pada *inlet* diameter 0,5 cm dibagi dengan luas $0,785 \times (0,5)^2$.

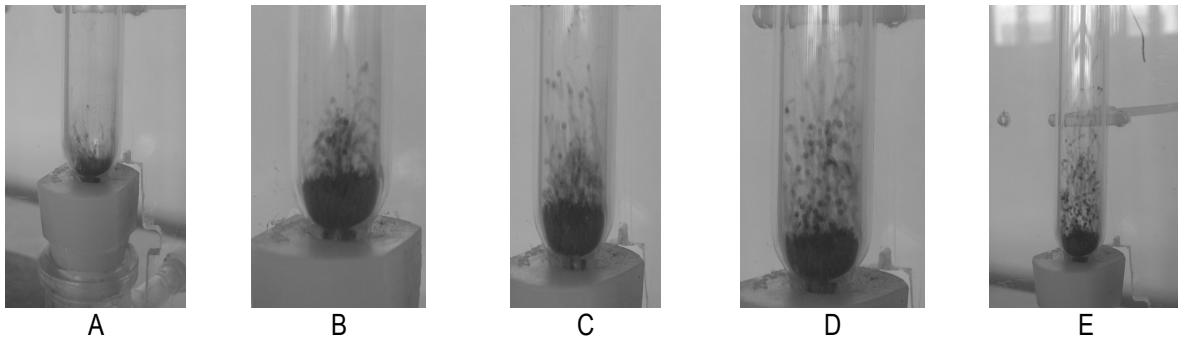
Konversi debit *flowmeter* (liter/menit) dari kecepatan air menjadi kecepatan alir gas dalam m/dt dapat dilihat dalam Tabel 1.

Tabel 1. Konversi *Flowmeter*

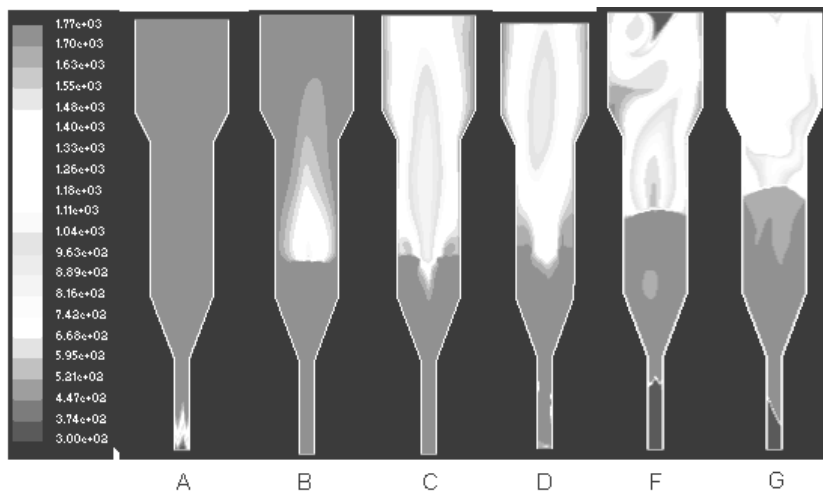
Data debit <i>flowmeter</i> (liter/men) (<i>medium</i> air)	0,15	0,2	0,3	0,4	0,5
Debit gas (cm ³ /dt)	62,1	82,81	124,2	165,62	207,04
Kecepatan alir gas pada <i>inlet</i> (m/dt)	3,13	4,22	6,26	8,44	10,56
Kecepatan alir (m/dt, dengan koreksi diameter)	7,11	9,49	14,22	18,99	10,56

Foto hasil fluidisasi menggunakan reaktor kaca diameter 2 cm dapat dilihat pada Gambar 12. Koreksi untuk penyesuaian diameter yang dipakai pada perhitungan CFD 3 cm, dengan koreksi perkalian $(3/2)^2$ diperoleh data kecepatan alir dengan koreksi diameter. Pada fluidisasi debit *flowmeter* 0,15 liter/menit atau 7,11 m/dt setelah koreksi diameter, kernel banyak yang jatuh yang berarti kecepatan lebih kecil dari kecepatan minimum fluidisasi. Kecepatan *inlet* menghasilkan fluidisasi yang baik pada kecepatan 4,22 m/dt atau 9,49 m/dt setelah koreksi diameter. Data ini sesuai dengan hasil perhitungan kecepatan minimum fluidisasi menggunakan persamaan 8 yang diperoleh pada kecepatan 8,6 m/dt.

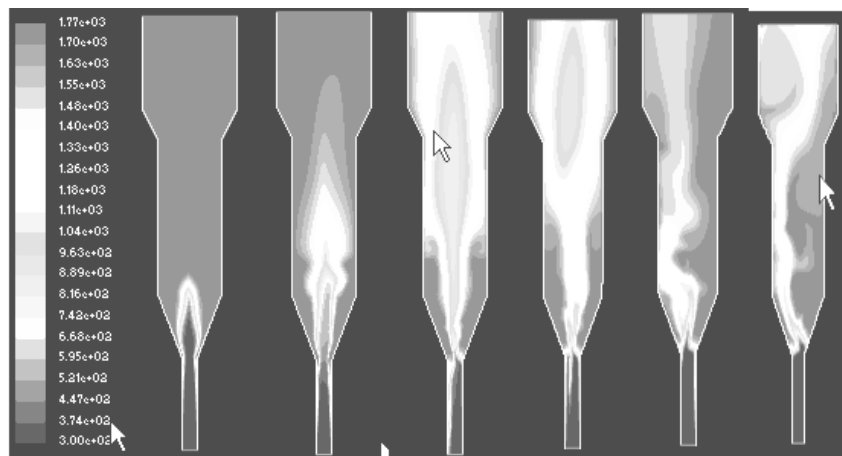
Distribusi suhu dalam reaktor fluidisasi hasil hitungan Fluent 6.3 dapat dilihat pada kontur suhu dalam Gambar 13 dan 14 serta grafik hubungan suhu pada Gambar 15 dan 16.



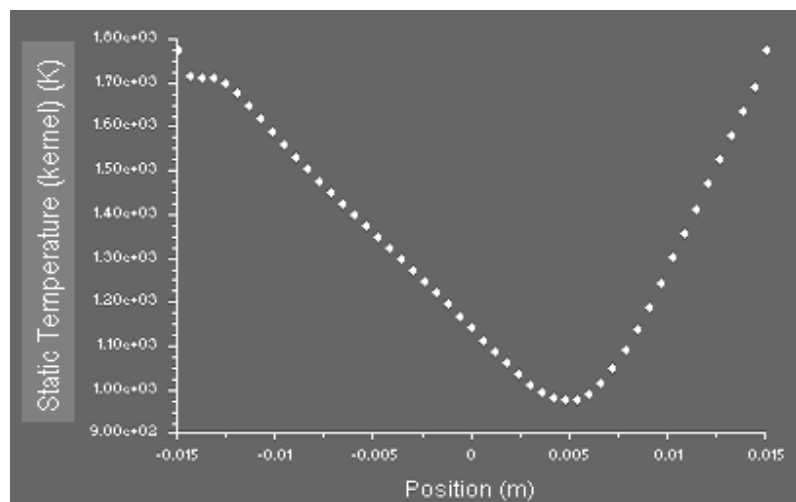
Gambar 12. Fluidisasi kernel tereduksi pada reaktor gelas diameter 3 cm isi kernel 1,3 gram A=62,1; B=82,81; C=124,2; D=165,6; E=207,04 liter/menit



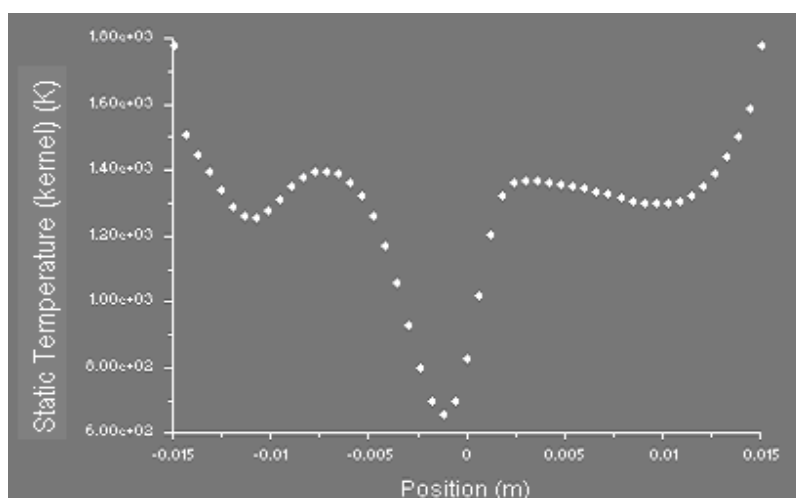
Gambar 13. Distribusi suhu fase kernel dalam reaktor variasi kecepatan gas masuk A:2, B:3, C: 5, D:7, E:8, F:10, dan G:12 m/dt



Gambar 14. Distribusi suhu fase argon dalam reaktor variasi kecepatan gas masuk A:2, B:3, C: 5, D:7, E:8, F:10, dan G:12 m/dt



Gambar 15. Distribusi suhu kernel pada ketinggian 2cm di atas cone, kecepatan gas 10 m/dt



Gambar 16. Distribusi suhu kernel pada ketinggian 4 cm di atas cone, kecepatan gas 10 m/dt

Pada kontur fraksi fase kernel terlihat bahwa fluidisasi mengembangkan kernel yang semula pada bagian *cone* naik sampai setinggi 4 cm dari batas *cone*. Suhu kernel yang terfluidisasi arah radial bervariasi tergantung jarak dari dinding dan juga arah aksial tergantung jarak dari batas *cone*. Dari Gambar 13 dan 14 terlihat ada perbedaan suhu antara bagian dekat dinding dan bagian tengah tergantung dari aliran gas. Sebagai contoh distribusi suhu pada posisi 2 dan 4 cm dari batas *cone* versus jarak dari sumbu tengah reaktor dengan kecepatan gas masuk 10 m/dt, dapat dilihat dalam Gambar 15 dan 16. Pada Gambar 15, perubahan suhu di daerah fluidisasi posisi 2 cm di atas batas *cone*, semakin jauh dari dinding bersuhu 1700°C, suhunya turun secara linier dan pada bagian tengah suhunya hanya 1000°C. Pada posisi 4 cm di atas batas *cone*, suhu rata-rata 1400°C tetapi jarak 0,5 mm dari sumbu suhu turun sampai suhu 700°C. Hal yang perlu diperhatikan untuk operasi reaktor fluidisasi, kalau dikehendaki operasi pada suhu tertentu, pemanas harus mempunyai suhu yang lebih tinggi dari suhu yang dipilih.

KESIMPULAN

1. Proses pelapisan kernel UO₂ dalam reaktor fluidisasi dapat didekati dengan model perhitungan untuk memprediksi mekanika fluida yang terjadi dalam reaktor fluidisasi menggunakan program Fluent 6.3.
2. Simulasi dengan program Fluent 6.3. disimpulkan bahwa pada kecepatan pemasukan gas pada *inlet* sampai dengan 8 m/dt, masih ada kernel yang jatuh ke bawah. Fluidisasi yang baik mulai pada kecepatan 9 m/dt. Hal ini sama dengan perhitungan menggunakan persamaan minimum fluidisasi yaitu terhitung kecepatan 8,6 m/dt dan sama dengan percobaan menggunakan reaktor gelas pada kecepatan 9,49 m/dt terjadi fluidisasi yang baik
3. Suhu reaktor fluidisasi untuk pelapisan kernel UO₂, sangat ditentukan berapa jauh dari dinding reaktor. Terjadi penurunan suhu antara tempat yang jauh dan dekat dari dinding reaktor. Pada reaktor yang dioperasikan dengan kecepatan alir gas 10 m/dt, posisi 4 cm di atas batas *cone*, suhu rata-rata 1400°C tetapi mulai jarak 0,5 cm dari sumbu, suhu turun sampai 700°C pada sumbu. Pengoperasian reaktor fluidisasi perlu menggunakan suhu pemanas yang lebih tinggi dari target suhu fluidisasi.

DAFTAR PUSTAKA

1. PETTY, D., BELL, G., AND AGR TEAM, The DOE Advanced Gas Reaktor (AGR) Fuel Development and Qualification Program, International Congress On Advanced In Nuclear Power Plant, INEEL/CON 04-02418, USA, 2005.
2. FELTUS, M., Advanced Gas Reaktor Fuel Development and Qualification Program, Overview and Planning FY04, FY05, Advanced Gas Reaktor-VHTR Fuel Development, US-DOE, 2003
3. VERFONDERN, K., NABIELEK, H., KENDALL, J.M., Coated Particle Fuel For High, Temperature Gas Cooled Reaktors, Research Center Julich (FZJ), Julich, 2007.
4. KUSNANTO, BUSRON MASDUKI, SUKARSONO "Pembuatan Lapisan pada Coated Particle untuk Bahan Bakar Reaktor Temperatur Tinggi", Prosiding Seminar Lokakarya ke 3 Teknologi dan Aplikasi Reaktor Temperatur Tinggi, Jakarta, 1996
5. FENG, G. and OLUWAFEMI, A., Computational and Analysis of Gas Solid Flow Multiphysics in a Pneumatic Dryer. Departement of Mechanical engineering, Blekinge Institute of Technology, Karlkrona, 2008
6. GRYCZKA, O., AT ALL, *Characterictic and CFD modeling Of The Hydrodynamics of a Prismatic Spouted Bed Apparatus.*, Chemical Enggineering Science, 64, 2009, Journal Homepage, www.elsevier.com/locate/ces,
7. TEAM, Gambit 2.2, Tutorial Guide, Fluentt Incorporated, Lebanon, 2004, www.Fluentt.com.
8. TEAM, Fluentt 6.3, User Gaide, Fluentt Incorporated, Lebanon, 2006.
9. MAZZEI, L. AND LETTIERI, P., A New Fluid Dynamic Model for The CFD Simulation of Fluidized Bedds, 2007 ECI Conference on The 12th International Conference on Fluidization-New Horizons in Fluidization Engineering, Vancouver, 2007.