



# KAJI NUMERIK SIMULASI PROSES PEMBAKARAN DAN KALSINASI DI DALAM KALSINER (Studi Kasus Kalsiner PT. Semen Tonasa IV)

Fauzun

Jurusan Teknik Mesin  
Fakultas Teknik, Universitas Gadjah Mada  
Email : fauzun71@yahoo.com

## ABSTRACT

*A good calciners performance indicated by the whole combustible fraction of input fuel burned and also by the calcinations process so that the calcinations degree of 90 % at kiln inlet. Such condition does not exists on calciner operation at PT. Semen Tonasa IV. Researcher tried to study the process inside the calciner numerically using Fluent 5.4 package to diagnose the causes of improper performance of the calciner The simulation results showed that there is char of 47,74 % which is not burned, resulted in lack of energy for calcination process, so that the degree of calcination is just 78,345 %. The diagnoses results revealed that the cause of that problem is that there is no enough supply of air ( $O_2$ ) into combustion process and there are some coal particles have a short residences time in the calciner. Besides adding the supply of air ( $O_2$ ) up to optimum limit, a modification by adding the height of calciner is reasonable step to overcome that problem.*

*Keyword : Calciner, combustion, calcinations degree, Fluent 5.4.*

## PENDAHULUAN

Dalam rangkaian proses produksi semen diperlukan kontrol mengenai kualitas hasil produksi dan pemakaian energi di tiap-tiap tahap prosesnya. Hal ini penting karena menentukan kualitas hasil akhir, jumlah pemakaian energi total proses dan efisiensi sistem tersebut. Pengontrolan tersebut juga dilakukan di kalsiner. Kalsiner merupakan peralatan pada industri semen yang berfungsi mereaksikan partikel bahan baku yang bersenyawa karbonat menjadi partikel senyawa oksidanya dan gas karbondioksida (kalsinasi), dan sebagai tempat pemanasan partikel lainnya. Kinerja kalsiner yang baik adalah kinerja proses di dalam kalsiner dengan seluruh batu-bara yang disuplai terbakar di dalamnya dan proses kalsinasi sedemikian rupa sehingga derajat kalsinasi pada sisi *inlet* kiln 90%. Kinerja kalsiner yang baik sangat diharapkan karena dapat menghindari terjadinya *coating* (pelapisan pada dinding-dinding *duct* karena

pelelehan partikel-partikel padat bahan baku) dan pembebanan proses kalsinasi yang terlalu tinggi di kiln. Kedua hal tersebut dihindari karena dapat menurunkan kualitas dan kuantitas produksi klinker, meningkatkan jumlah konsumsi energi di kiln, dan menurunkan efisiensi sistem. Diilhami pemaparan di atas, penulis mengkorelasikannya dengan masalah yang terjadi pada operasi kalsiner PT. Semen Tonasa IV. Pada *duct* bagian *outlet* kalsiner tersebut dijumpai adanya letupan-letupan hasil interaksi materi-materi yang ada di dalamnya. Masalah ini merambat ke proses berikutnya yang akhirnya menyebabkan peningkatan konsumsi energi di kiln dan penurunan kualitas dan kuantitas produksi klinker serta efisiensi sistem. Masalah tersebut merupakan indikasi bahwa kinerja kalsiner belum maksimal. Terdapat banyak hipotesa tentang penyebab hal tersebut, tetapi penyebab yang pasti belum diketahui karena keterbatasan kita dan alat bantu yang ada untuk mengetahui fenomena yang sebenarnya terjadi di dalamnya. Pengetahuan

tentang pola distribusi besaran-besaran fisik yang terlibat dalam proses di dalam kalsiner merupakan jembatan untuk menentukan jawaban yang pasti atas penyebab masalah tersebut. Analisis terhadap pola tersebut dapat dikembangkan untuk mengetahui kinerja kalsiner dan menemukan solusi dari masalah tersebut. Pola distribusi tersebut dapat diketahui dengan simulasi pemodelan numerik. Untuk maksud di atas penulis melakukan simulasi 3 dimensi proses di dalam kalsiner PT. Semen Tonasa IV pada kondisi tunak dengan metode numerik memanfaatkan program paket Fluent 5.4. dan melakukan validasi atas hasil simulasi tersebut dengan data-data yang ada di lapangan.

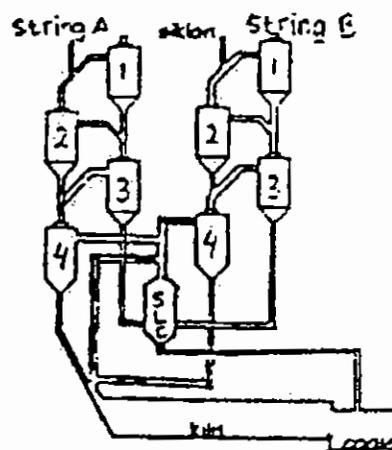
Untuk maksud penyederhanaan sekaligus meniasasi keterbatasan Fluent 5.4, penulis melakukan beberapa pendekatan dalam simulasi ini antara lain :

- o Simulasi dilakukan pada kondisi operasi tunak dengan bahan bakar batu bara.
- o Semua partikel batu bara dianggap berbentuk bola dan mempunyai distribusi ukuran diameter mengikuti persamaan Rosin-Ramler dengan diameter rata-rata 62 mm.
- o Proses kalsinasi bahan baku didekati dengan proses penyerapan panas oleh *cell* pada daerah yang bertemperatur  $\pm 900$  °C tanpa pemasukan bahan baku ke dalam kalsiner.
- o *Input* udara tersier dianggap tidak mengandung debu, karena keberadaannya tidak signifikan mempengaruhi proses yang terjadi di dalam kalsiner.

## PROSES DALAM KALSINER

Kalsiner PT. Semen Tonasa IV termasuk jenis kalsiner SLC (*separate line calciner*). Kalsiner ini merupakan kalsiner yang terangkai dalam sistem *suspension preheater string* ganda yang diletakkan sejajar dengan saluran pengisi kiln. Kalsiner ini mempunyai dua inlet bahan baku dari siklon 3 *string* A dan B, satu inlet udara tersier dari *cooler* sebagai sumber oksigen untuk pembakaran, dan satu outlet gas panas hasil proses di dalam kalsiner. Kalsiner ini mempunyai satu *burner gun* batu bara (untuk kondisi operasi mantap) dan beberapa *burner gun* minyak (untuk *starting*).

Proses utama yang terjadi di dalam kalsiner adalah reaksi pembakaran dan kalsinasi. Reaksi pembakaran dimulai dengan bercampurnya udara



Gambar 1. Separated line calciner.

panas dari *cooler* sebagai sumber oksigen dengan batu bara. Jika temperatur keduanya di atas temperatur pengapian batu bara maka reaksi pembakaran terjadi. Reaksi ini menghasilkan sejumlah panas yang disebut panas reaksi. Proses kalsinasi dimulai dengan penyerapan sebagian panas tersebut oleh bahan baku untuk menaikkan temperatur sensibelnya sampai temperatur kalsinasi ( $\pm 900$  °C). Penyerapan ini juga dilakukan oleh debu yang terbawa udara tersier dari *cooler* untuk menaikkan temperatur sensibelnya.

Proses penyerapan selanjutnya dilakukan oleh bahan baku untuk kebutuhan proses kalsinasi. Proses ini menghasilkan partikel senyawa oksida bahan baku dan gas karbon dioksida. Proses kalsinasi diakhiri dengan proses penyerapan panas oleh material-material hasil kalsinasi. Selanjutnya gas dan padatan hasil proses di dalam kalsiner meninggalkan kalsiner dan bercampur dengan gas panas dari kiln yang selanjutnya menuju siklon terbawah kedua *string* dimana proses pemisahan partikel padatan terjadi. Partikel padat hasil pemisahan di siklon tersebut dimasukkan ke dalam kiln untuk proses kalsinasi lanjut dan klinkerisasi. Proses di dalam kalsiner secara rinci merupakan kombinasi proses-proses berikut :

1. Proses *transfer* besaran fisik antara fase gas dengan partikel fase padat. Proses ini mencakup :
  - o Proses *transfer* momentum dan energi antara fase gas dengan partikel debu.
  - o Proses *transfer* massa, spesies, momentum, dan energi antara fase gas dengan partikel batu bara.

- o Proses *transfer* massa, spesies, momentum, dan energi antara fase gas dengan partikel bahan baku.
- 2. Proses *transfer* momentum dan energi antar intern fase gas. Proses ini dominan disebabkan oleh perbedaan viskositas dan temperatur di intern fase gas di dalam kalsiner.
- 3. Proses *transfer* momentum dan energi antar partikel fase padat. Proses ini dominan disebabkan oleh tumbukan antar partikel dan perbedaan temperatur antar partikel fase padat.
- 4. Proses *transfer* momentum dan energi antara material-material dalam kalsiner dengan dinding kalsiner. Proses ini dominan disebabkan oleh tumbukan, gesekan, dan beda temperatur antara materi-materi tersebut dengan dinding kalsiner.

## LANDASAN TEORI

### Kesetimbangan Massa dan Energi

Perhitungan kesetimbangan massa didasarkan pada hukum kekekalan massa, dimana massa total yang masuk ke dalam sistem tetap tidak berubah meskipun terjadi perubahan komposisi. Untuk proses aliran fluida melalui suatu volume kontrol secara tunak, kesetimbangan massa dapat dinyatakan :

$$\Sigma m_{in} = \Sigma m_{out} \quad 1)$$

Perhitungan kesetimbangan energi didasarkan pada prinsip kekekalan energi dimana total energi masuk sama dengan total energi keluar walaupun proporsi jumlah setiap bentuk energi di setiap sisinya berubah. Untuk sistem aliran tunak pada suatu volume kontrol dengan banyak masukan dan keluaran dapat dinyatakan :

$$Q - W = \Sigma m_{out} \theta_{out} - \Sigma m_{in} \theta_{in} \quad 2)$$

Dimana  $\theta$  adalah energi spesifik total yang dimiliki fluida mengalir, sehingga persamaan di atas dapat dinyatakan :

$$Q - W = \Sigma m_{out} \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right)_{out} - \Sigma m_{in} \left( h + \frac{v^2}{2} + gz \right)_{in} \quad 3)$$

### Kontinuitas dan Kekekalan Momentum

Persamaan kontinuitas diformulasikan dari hukum kekekalan massa. Dengan metode diferensial, persamaan kontinuitas dinyatakan dalam bentuk berikut :

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial \rho u_i}{\partial x_i} = S_m \quad 4)$$

Persamaan tersebut dapat diterapkan pada aliran *compressible* maupun *incompressible*. Source  $S_m$  adalah massa yang ditambahkan ke fase pertama dari fase kedua yang terdispersi.

Persamaan kekekalan momentum diformulasikan dengan menerapkan hukum Newton II tentang kesetimbangan gaya pada suatu elemen kecil partikel fluida, dimana tinjauan sifat-sifat fisik fluida pada setiap titik dalam medan aliran memanfaatkan pemotongan setelah suku kedua deret Taylor. Untuk fluida viskos dan *incompressible*, persamaan kekekalan momentum dalam arah  $i$  dapat dituliskan :

aliran mantap turbulen dan efek viskos molekuler diabaikan.

$$\frac{\partial(\rho u_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i u_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial P}{\partial x_i} + \frac{\partial \tau_{ij}}{\partial x_j} + \rho g_i + F_i \quad 5)$$

dimana tensor tegangan geser ( $\tau_{ij}$ ) dinyatakan :

$$\tau_{ij} = \mu \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \mu \left( \frac{\partial u_k}{\partial x_k} \right) \delta_{ij} \quad 6)$$

Suku kedua sisi kanan Persamaan (6) merupakan representasi dari efek dilasi volume. Tensor tegangan viscous normal ( $\sigma_i$ ) untuk fluida Newtonian dinyatakan :

$$\sigma_i = 2\mu \frac{\partial u_i}{\partial x_i} \quad 7)$$

Sedangkan  $\rho g_i$  dan  $F_i$  pada Persamaan (5) berturut-turut adalah gaya gravitasi fluida dan gaya luar yang dialami fluida hasil interaksi dengan massa fase kedua yang terdispersi di dalamnya.

Persamaan tersebut dapat dimanfaatkan untuk mengetahui distribusi kecepatan fluida dalam suatu medan aliran.

**Turbulensi**

Aliran turbulen merupakan rezim aliran yang dicirikan dengan gerakan fluida yang tak teratur karena adanya fluktuasi medan kecepatan. Fluktuasi ini mengacaukan besaran-besaran yang diangkut sehingga besaran-besaran tersebut juga berfluktuasi. Pemodelan turbulensi untuk mengkuantifikasi derajat fluktuasi aliran atau turbulensi dalam bentuk besaran tertentu sudah banyak dilakukan. Model k-ε standard unggul dalam *robustness* dan akurasi untuk simulasi aliran dan transfer panas. Model ini didasarkan pada model persamaan transport untuk energi kinetik turbulen (*k*) dan laju disipasinya (*ε*). *k* dan *ε* diperoleh dari persamaan berikut :

$$\rho \frac{Dk}{Dt} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + G_k + G_b - \rho \epsilon - Y_M \quad (8)$$

dan

$$\rho \frac{D\epsilon}{Dt} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_i} \right] + C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} (G_k + G_{3\epsilon} G_b) - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{k} \quad (9)$$

Perumusan model k-ε didasarkan pada asumsi

- o *Scattering* dari fase gas diabaikan.
- o Seluruh *scattering* berasal dari partikel

**Perpindahan Panas**

Persamaan yang menggambarkan fenomena perpindahan energi dalam suatu aliran multikomponen diformulasikan dengan menerapkan hukum kekekalan energi pada suatu elemen kecil berupa volume kontrol pada daerah lapis batas. Hukum kekekalan massa dan momentum mempunyai kaitan tak langsung, karena persamaan tersebut mempunyai korelasi kuat dengan persamaan momentum. Secara umum persamaan perpindahan energi dalam aliran turbulen dan melibatkan reaksi di dalamnya dinyatakan:

$$\frac{\partial(\rho E)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} [\rho u_i (E + P)] = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ K_{eff} + \frac{\partial T}{\partial x_j} - \sum_r h_r J_r + u_j (\tau_{ij})_{eff} \right] + S_h \quad (10)$$

Tiga suku pertama sisi kanan menggambarkan perpindahan energi berturut-turut karena konduksi, difusi spesies, dan disipasi viskos.

*Source* panas (*S<sub>h</sub>*) pada Persamaan (10) mencakup :

- o *Source* panas radiasi internal antar partikel fluida.
- o *Source* panas hasil interaksi dengan fase kedua yang terdispersi di dalamnya.
- o *Source* panas karena reaksi kimia (*S<sub>h,reaksi</sub>*) dituliskan :

$$S_{h,reaksi} = \sum_j \left[ \frac{h_{j^o}}{M_{j^o}} + \int_{T_{ref,j^o}}^{T_{ref,j}} c_{p,j} dT \right] R_j \quad (11)$$

**Radiasi Medium**

Dari banyak model perpindahan panas radiasi, model radiasi P-1 mempunyai keunggulan dalam hal kemudahan komputasi dan aplikasi dalam berbagai bentuk geometri, dan kesesuaiannya untuk kasus yang melibatkan pembakaran. Model ini didasarkan pada ekspansi intensitas (I) ke dalam sebuah rangkaian orthogonal spheris harmonik yang besarnya perpindahan panas radiasi yang terjadi (*-∇q<sub>r</sub>*) dinyatakan dgn persamaan :

$$-\nabla q_r = aG - 4a\sigma T^4 \quad (12)$$

Persamaan di atas merupakan bagian dari persamaan perpindahan panas yang masuk pada suku *source S<sub>h</sub>*. Untuk perpindahan panas radiasi partikel yang terdispersi, model ini menggambarkan besarnya perpindahan panas radiasi dalam bentuk persamaan berikut :

$$-\nabla q_r = -4\pi \left( a\sigma \frac{T^4}{\pi} + E_p \right) + (a + a_p) G \quad (13)$$

Persamaan di atas juga bagian dari persamaan perpindahan panas yang masuk pada suku *source S<sub>h</sub>*.

**Pembakaran Batu Bara**

Reaksi pembakaran mensyaratkan bahwa temperatur campuran bahan bakar dan sumber oksigen harus lebih tinggi dari temperatur pengapian bahan bakar tersebut. Rangkaian peristiwa pembakaran batu bara adalah sebagai berikut :

1. Pemanasan partikel

Pemanasan partikel batu bara oleh udara menyebabkan peningkatan temperatur partikel tersebut, termasuk air yang terkandung di dalamnya. Setiap saat temperatur partikel ( $T_p$ ) selama proses pemanasan dapat dilihat melalui persamaan berikut :

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = h A_p (T_\infty - T_p) + h_{fg} \frac{dm_p}{dt} + A_p \epsilon_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4) \quad 14)$$

2. Evaporasi kandungan air

Bila temperatur partikel mencapai temperatur evaporasi air maka air yang terkandung di dalamnya akan menguap. Peristiwa ini terjadi sampai temperatur batu bara mencapai temperatur pendidihan air ( $T_{bp}$ ) tersebut.

$$T < T_{bp} \quad 15)$$

Laju penguapan ( $N_i$ ) yang terjadi dinyatakan dengan persamaan berikut :

$$N_i = K_c (C_{i,s} - C_{i,\infty}) \quad 16)$$

Koefisien transfer massa dihitung dari korelasi Nusselt ( $Nu_{AB}$ ) berikut :

$$Nu_{AB} = K_c \frac{D_p}{D_{i,m}} = 2,0 + 0,6(Re_D)^{1/2} (Sc)^{1/3} \quad 17)$$

Sedangkan pengurangan massa air diestimasi dengan persamaan :

$$m_p(t + \Delta t_p) = m_p(t) - N_i A_p m_r \Delta t \quad 18)$$

3. Pendidihan kandungan air

Ketika temperatur partikel mencapai temperatur pendidihan air ( $T_{bp}$ ), kandungan air di dalam partikel mengalami pendidihan.

$$T_p \geq T_{bp} \quad 19)$$

Pendidihan ini terjadi pada temperatur konstan ( $T_{bp}$ ) dan berlangsung hingga kandungan air di dalam partikel menguap seluruhnya. Laju pendidihan diasumsikan sebanding dengan laju pengurangan diameter partikel ( $dD_p/dt$ ) dinyatakan dengan persamaan berikut. Persamaan di atas mengambil asumsi bahwa :

$$-\frac{dD_p}{dt} = \frac{2}{\rho_p h_{fg}} \left[ 2 \frac{k_g}{D_p} (1 + 0,23 \sqrt{Re_D}) (T_\infty - T_p) + \epsilon_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4) \right] \quad 20)$$

persamaan di atas dibangun dengan menyertakan efek radiasi partikel dan menggunakan asumsi bahwa aliran tunak pada tekanan konstan dan temperatur partikel konstan.

4. Devolatilisasi

Proses ini terjadi ketika temperatur partikel batu bara kering mencapai temperatur penguapan komponen volatilnya. Proses ini merupakan peristiwa pemecahan partikel batu bara menjadi gas kaya hidrogen (*volatile*) dan partikel padat kaya karbon (*char*). Proses ini berlangsung hingga seluruh komponen volatil terlepas dari partikel padat batu bara.

Dari beberapa model yang ada, model devolatilisasi laju konstan merupakan model paling sederhana dan cukup representatif untuk menggambarkan fenomena ini. Model ini memaparkan bahwa proses penguapan komponen volatil berlangsung dengan laju konstan.

$$-\frac{1}{(f_{vo} m_{po})} \frac{dm_p}{dt} = A_o \quad 21)$$

Sedangkan laju perpindahan panas ke partikel selama proses ini mencakup perpindahan panas radiasi dan konveksi dinyatakan dengan persamaan berikut ini :

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = h A_p (T_\infty - T_p) + h_{fg} \frac{dm_p}{dt} + A_p \epsilon_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4) \quad 22)$$

5. Pembakaran komponen volatile

Peristiwa ini merupakan reaksi oksidasi komponen volatil yang berlangsung sangat cepat dan disertai pelepasan panas. Proses ini simultan dengan proses transport species, sehingga persamaan kekekalan species kimia juga digunakan untuk menganalisis proses tersebut.

$$\frac{\partial(\rho m_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i m_i)}{\partial x_j} = -\frac{\partial J_{r,i}}{\partial x_j} + R_i + S_i \quad 23)$$

Untuk aliran turbulen, difusi massa ( $J_{r,i}$ ) dinyatakan dalam bentuk :

$$J_{r,i} = -\left( \rho D_{i,m} + \frac{\mu_t}{Sc_i} \right) \frac{\partial m_i}{\partial x_j} \quad 24)$$

Untuk reaksi dengan pengaruh turbulensi kecil, model laju Arrhenius lebih sesuai diterapkan dibanding model dissipasi Eddy untuk menggambarkan laju reaksi. Model ini menyatakan bahwa laju penciptaan atau kimia dalam bentuk persamaan berikut

$$R_i = M_i \sum_{k=1}^{N_R} \bar{R}_{i,k} \quad (25)$$

dimana laju molar penciptaan atau pemusnahan *species* i dalam reaksi k ( $\bar{R}_{i,k}$ ) dinyatakan dalam bentuk persamaan :

$$\bar{R}_{i,k} = \Gamma(v_{i,k}' - v_{i,k}) \left[ k_{f,k} \prod_{j=1}^N (C_j)^{\nu_{j,k}} - k_{b,k} \prod_{j=1}^N (C_j)^{\nu_{j,k}} \right] \quad (26)$$

dengan konstanta laju reaksi maju  $k_{f,k}$  dihitung dari persamaan Arrhenius :

$$k_{f,k} = A_k T^{\beta_k} \exp\left(-\frac{E_k}{RT}\right) \quad (27)$$

6. Pembakaran char

Pembakaran *char* terjadi setelah proses devolatilisasi selesai dan berakhir setelah *char* terbakar habis dengan catatan Oksigen yang tersedia cukup. Secara matematik batasan tsb:

$$m_p < (1 - f_{vo} - f_{wo}) m_{po} \quad (28)$$

hingga :

$$m_p < (1 - f_{vo} - f_{wo} - f_{comb}) m_{po} \quad (29)$$

Untuk kasus dimana laju reaksi dominan ditentukan oleh difusi oksidan ke permukaan partikel, *diffusion-limited rate model* berikut lebih cocok digunakan :

$$\frac{dm_p}{dt} = -4\pi D_p D_{r,m} \left[ \frac{m_o T_p \rho_g}{S_b (T_p + T_\infty)} \right] \quad (30)$$

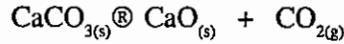
persamaan di atas didasarkan pada asumsi bahwa laju kinetik diabaikan dan diameter partikel tetap.

Reaksi ini menghasilkan energi yang nilainya dinyatakan dalam panas reaksi. Perpindahan panas selama proses pembakaran dapat diketahui dari persamaan kesetimbangan panas pada partikel :

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = h A_p (T_\infty - T_p) - \dot{m}_p \left( \frac{dm_p}{dt} \right)_{H_{inc}} + A_p \epsilon_p \sigma (\theta_a^4 - T_p^4) \quad (31)$$

Kalsinasi

Kalsinasi di dalam kalsiner industri semen sebagian besar merupakan proses kalsinasi batu kapur (*lime stone*) yang didominasi senyawa  $CaCO_3$ .



Reaksi kalsinasi berlangsung proporsional terhadap luas permukaan partikel dan berjalan dari permukaan luar ke permukaan dalam. Dengan pendekatan bahwa partikel berbentuk bola maka laju volumetrik bagian partikel yang bereaksi ( $dW/dt$ ) akan berbanding lurus pemusnahan massa spesies ( $R_i$ ) karena reaksi

$$-\frac{dW}{dt} = K_o S = K_o \pi d_p^2 \quad (32)$$

Untuk melihat besar bagian partikel yang telah terkalsinasi (derajat kalsinasi) dapat ditinjau dengan 2 pendekatan. Pendekatan pertama dengan membandingkan antara volume bagian yang sudah bereaksi dengan volume awalnya. Dengan menganggap partikel berbentuk bola, maka derajat kalsinasi ( $\phi_o$ ) dapat dituliskan :

$$\phi_o = 1 - \left( 1 - \frac{2K_o t}{\gamma_p d_{po}} \right)^3 = 1 - \left( 1 - \frac{Kt}{d_{po}} \right)^3 \quad (33)$$

Tinjauan dengan pendekatan ini memungkinkan dilakukan untuk kasus kalsinasi partikel tunggal atau partikel-partikel yang berdiameter seragam, tetapi untuk partikel dengan bentuk tak teratur dan ukuran yang bervariasi pendekatan ini sulit dilakukan.

Pendekatan kedua dilakukan dengan membandingkan antara jumlah energi yang terserap partikel sejumlah massa tertentu dengan jumlah energi teoritik yang dibutuhkan untuk mengkalsinasi semua partikel sejumlah massa tersebut pada temperatur kalsinasi. Pendekatan ini lebih memungkinkan dilakukan untuk proses kalsinasi skala besar dan melibatkan partikel dengan bentuk dan ukuran yang bervariasi.

Teori Numerik

Secara umum proses fisik yang mematuhi prinsip konservasi dapat dinyatakan :

PEMODELAN & DATA-DATA SIMULASI

$$\frac{\partial(\rho\phi)}{dt} + \text{div}(\rho u\phi) = \text{div}(\Gamma \text{grad}\phi) + S \quad 34)$$

Metode numerik merupakan salah satu cara menyelesaikan persamaan tersebut yang konsepnya adalah aproksimasi persamaan diferensial dengan persamaan aritmatik biasa (persamaan diskret) yang dapat/mudah dipecahkan. Persamaan diskret dibangun mulai dengan membagi-bagi domain perhitungan menjadi daerah-daerah kecil (volume kontrol) dengan sisi-sisi  $\delta x_i$  dan menjadikan titik tengahnya sebagai nodal yang mewakili sifat-sifat fisik daerah tersebut.

Jika proses dalam domain perhitungan tersebut mematuhi prinsip konservasi, maka integrasi Pers. (34) untuk masing-masing volume kontrol akan mendapatkan persamaan diskret berikut :

$$a_p \phi_p = \sum a_{nb} \phi_{nb} + b \quad 35)$$

Persamaan tersebut merupakan kumpulan persamaan aljabar linear simultan yang jumlahnya ditentukan oleh jumlah daerah-daerah kecil yang dengan luas permukaan partikel. Secara matematik dapat dituliskan: dibuat dan banyaknya persamaan matematik yang terbentuk dari proses fisik yang ada

Penyelesaian persamaan diskret dimulai dengan mensubstitusikan nilai-nilai dari konstanta-konstanta persamaan tersebut dan menerapkan kondisi batasnya. Selanjutnya proses penyelesaian dapat dilakukan dengan metode iterasi dengan terlebih dulu mensubstitusikan nilai tebakan awal untuk memulai iterasi. Bila nilai konstanta merupakan fungsi dari suatu besaran hasil iterasi maka updating nilai konstanta tersebut dilakukan di setiap akhir tahap iterasi. Hasil *updating* ini akan menggantikan nilai lama.

Bila proses iterasi konvergen, dimana :

$$\text{residu} = \phi_{n+1} - \phi_n = 0 \quad 36)$$

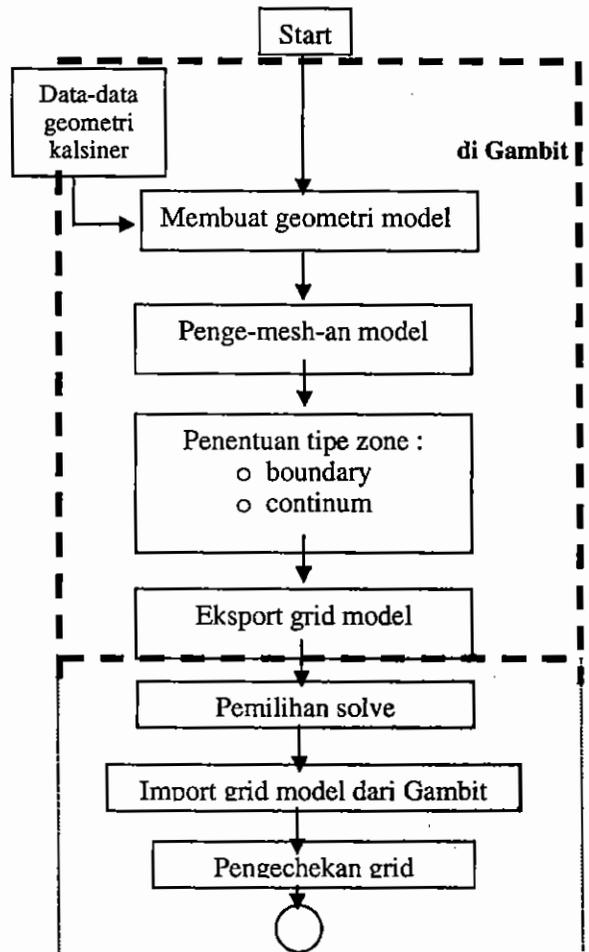
Maka hasil iterasi terakhir ( $\phi_{n+1}$ ) merupakan solusi dari persamaan tersebut. Hasil tersebut merupakan nilai-nilai dari besaran-besaran tertentu (tergantung persamaan apa yang diselesaikan) di setiap nodal daerah-daerah kecil dalam domain perhitungan.

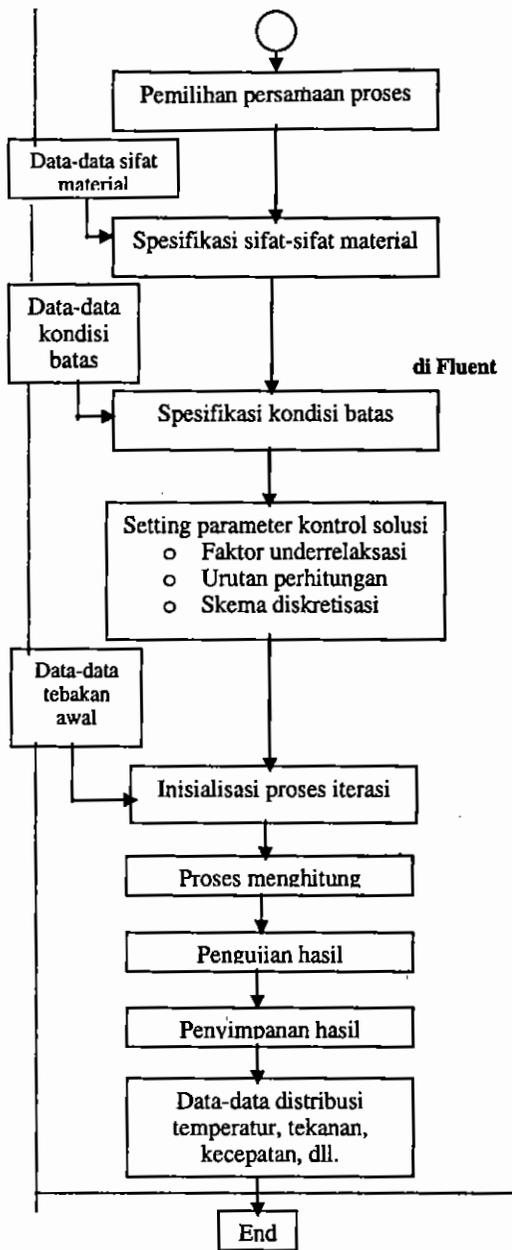
Pemodelan

Penggambaran geometri kalsiner untuk keperluan pemodelan didasarkan pada 'ukuran-ukuran dalam' kalsiner. Gambar geometri kalsiner beserta ukuran-ukurannya untuk keperluan pemodelan dapat dilihat pada Gambar 3.

Ketiga macam data di atas dimasukkan ke dalam Fluent 5.4 yang rinciannya adalah sbb. :

Diskretisasi geometri model tersebut dilakukan dengan tipe *meshing cooper* dengan elemen *hexahedral* dan *wedge*, dan *T-grid* dengan elemen *tetrahedral* dan *hybrid* (mencakup *hexahedral*, *pyramidal*, dan *wedge*). Ukuran spasi nodal diskret seragam 0,3. Jumlah *cell* yang terbentuk  $\pm 5800$  buah. Diskretisasi lapisan batas tidak dilakukan mengingat pengaruh lapis batas pada proses tidak signifikan.

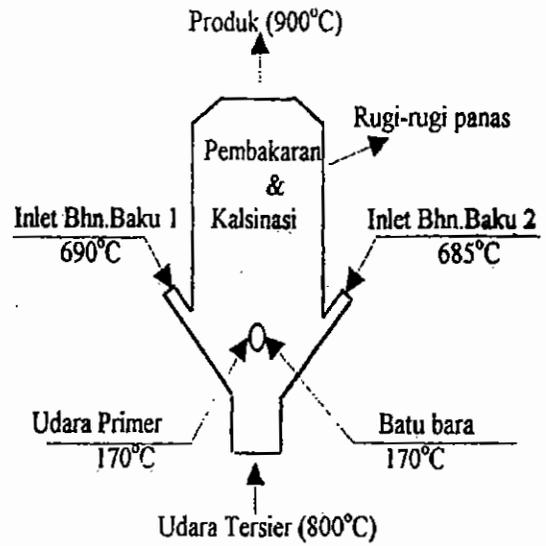




Gambar 2. Diagram alir pemodelan proses di dalam kalsiner.

**Data-data simulasi**

Data-data untuk kebutuhan simulasi berasal dari hasil pengukuran di lapangan, hasil perhitungan neraca massa dan energi, dan dari pustaka yang nilainya disesuaikan dengan informasi yang terkait di sana. Secara skematik data-data dari hasil pengukuran sebagian ditunjukkan melalui skema berikut :



Gambar 4. Data-data operasional kalsiner.

1. Data-data model

Data-data ini adalah sebagai berikut:

- o Solver : segregated (default)
- o Energi : enable
- o Viscouse : k-e model standard
- o Spesies : multiple
  1. mixture : coal-hv-vol-air
  2. reaksi : volumetric (finite rate)
  3. option : difusi
- o Radiasi : P-I model
- o Dcreate phase : particle injection
  1. interaksi dengan continous phase
  2. interaksi radiasi partikel

2. Data-data kondisi batas

A. Continous phase

Mass Flow Type	Inlet Tertiary Air	Inlet Primary Air
Mass Flow Rate (kg/s)	79,1725	3,115584
Total temperatur (K)	1073	443
Supersonic Gagepresure (Pa)	0	0
Direction Spec. Methods	Normal to Bdry.	Normal to Bdry.
Turbulence Spec. Methods	K and Epsilon	K and Epsilon
Turb. Kinetik Energi (m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> )	1	1
Turb. Dissipation Rate (m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> )	1	1
Species Mass Fraction		
• Hv-vol	0	0
• O <sub>2</sub>	0,2288724	0,2288724
• CO <sub>2</sub>	0,000514342	0,000514342
• H <sub>2</sub> O	0,01088032	0,01088032
• Ar	0,01273986	0,01273986
• N <sub>2</sub>	0,746993076	0,746993076
Ext. Black Body Temp. Meth	Boundary Tem	Boundary Tem
Internal Emisiviti	0,8	0,8
Discrete Phase BC Type	Escape	Escape

Pressure Type	Outlet Product
Gauge Pressure (Pa)	0
Radial Equilibrium Press. Distribution	No Enable
Back Flow Total Temp. (K)	1173
Turbulence Spec. Methods	K and Epsilon
Back Flow Turb. Kinetik Energi (m <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> )	1
Back flow Dissipation Rate (m <sup>2</sup> /s <sup>3</sup> )	1
Ext. Black Body Temp. Meth	Boundary Temp.
Internal Emisivity	0,8
Species Mass Fraction	
• Hv-vol	0,002427139
• O <sub>2</sub>	0
• CO <sub>2</sub>	0,250064
• H <sub>2</sub> O	0,05214009
• Ar	0,01166055
• N <sub>2</sub>	0,683708197
Discrete Phase BC Type	Escape

Wall Type	Inlet RM 1	Inlet RM 2	Wall
Thermal Condition	Temperatur	Temperatur	Mixed
Temperatur (K)	963	958	-
H.T. Coef (W/m <sup>2</sup> -K)	-	-	70
Free Stream T. (K)	-	-	298
External Emisivity	-	-	1
External Rad. T. (K)	-	-	298
Internal Emisivity	1	1	1
Wall Thickness (m)	0	0	0,214
H Gen. Rt (W/m <sup>2</sup> )	0	0	0
Name Material	FireClayBrick	FireClayB	FireCl.B

Wall Roughness H (m)	0	0	0
Roughness Constanta	0,5	0,5	0,5
Boundary Cond. Type	Reflect	Reflect	Reflect

Fluid Type	Fluida
Source Term	Enable
Energi	udf cell-source
# include "udf.h"	
DEFINE-SOURCE (cell-source, cell, thread)	
{	
real source	
real temp = C-T(cell, thread);	
if (temp>=1173.)	
source = -150431.195	
else	
source = 0.;	
return source ;	
}	

**B. Discrete phase**

Type Partikel	Combustion partikel
Name	Coal Hv
Distribusi Diameter	Rosin-Ramler
• Diameter minimal (m)	2e-05
• Diameter maksimal (m)	2e-04
• Diameter rata-rata (m)	6,2e-05
• Spread parameter	1,134845
• Number of diameter	15
Evaporation spesies	H <sub>2</sub> O
Devolatizing spesies	Hv-vol
Oxidizing spesies	O <sub>2</sub>
Product spesies	CO <sub>2</sub>
Wet combustion	Enable
Liquid material	Water
Liquid Fraction	0,07526062
Kecepatan masuk :	
• V <sub>x</sub> (m/s)	-25,22474
• V <sub>y</sub> (m/s)	0
• V <sub>z</sub> (m/s)	35,52545
Temperatur (K)	443
Mass Flow Rate (kg/s)	8,655327
Stochastic model	Enable
• Number of tries	200
• Time scale constan	0,15

**3. Data-data sifat material**

**A. Mixture continous phase**

Name of mixture			Coal-hv vol-air		
Species in mixture			Hv vol, O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, N <sub>2</sub> , Ar		
Reaction model			Finite rate / Eddy dissipation		
Reactant			Product		
Spec.	Stoic.cf	Rate exp.	Spec.	Stoic.cf	Rate exp
Hv-vol	1	0,2	CO <sub>2</sub>	1	0
O <sub>2</sub>	1,598	1,3	H <sub>2</sub> O	1,417	0
Arrhenius rate :					
• Pre-exponential factor			2,119e+11		
• Activation energy (J/kmol)			4,7638 e+08		
Mixing rate			A = 4 ; B=0,5		
Density (kg/m <sup>3</sup> )			Ideal gas		
Cp (J/kg.K)			977,2259+0,054418 T		
Thermal conductivity (W/m.K)			Ideal gas mixing law		
Viscosity (kg/m.s)			Ideal gas mixing law		
Mass diffusivity (m <sup>2</sup> /s)			2,88e-05		
Absorbition coefficient (1/m)			wsggm-cell-based		
Scattering coefficient (1/m)			0,1		
Scattering phase function			isotropic		

**B. Fluid**

Prop	Ar	CO <sub>2</sub>	Hv-vol	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O
k	0,0158	0,014	0,0454	0,0242	0,0246	0,0261
μ	2,12e-5	1,4e-5	1,72e-5	1,6e-5	1,9e-5	1,3e-5
BM	39,948	44,01	18,412	28,013	31,999	18,015
h <sub>0</sub>	-3117,7	4e+8	-5,9e+7	0	0	-2,4e8
S <sub>0</sub>	154719	213716	0	191495	205027	188696
T <sub>ref</sub>	298,15	298,15	298,15	298,15	298,15	298,15

**C. Solid**

Name	Fire Clay Brick
Density (kg/m <sup>3</sup> )	2325
Cp (J/kg.K)	960
Thermal Conductivity (W/mK)	1,21

**D. Partikel injection**

Properties	Droplet Partikel	Combusting Partikel
Name	Water liquid	Coal hv
Density (kg/m <sup>3</sup> )	897,7466	1350
Cp (J/kg.K)	0,6809	848,75 + 0,908T
Thermal conduct. (W/m.K)	4372	0,26
Laten heat (J/kg)	2048500	0
Vaporation temp. (K)	443	450
Boiling temp. (K)	445	-
Volatile comp.Fraction (%)	100	30,5
Binary diffusivity (m <sup>2</sup> /s)	3,05e-05	4e-05
Sat. vaporation press. (Pa)	791700	-
Partikel emisivity	0,96	0,8
Partikel scattering factor	0,9	0,6
Swelling Coefficient	-	0,695
Heat of pyrolysis (J/kg)	0	-
Burn out stoic. Ratio	-	2,664124
Combustion Fraction (%)	-	52,49519
Heat of react.burn out (J/kg)	-	2,588545e+07
R.heat frac.abs.by solid (%)	-	4,00094
Devolatization model	-	50
Combustion model	-	Difusion-limited

**4. Data-data kondisi operasi**

- o Tekanan :
  - Tekanan operasi (Pa) = 101325
  - Referensi Pressure location = (0,0,0)
- o Gravity (enable)
  - g<sub>x</sub> & g<sub>z</sub> (m/s<sup>2</sup>) = 0
  - g<sub>y</sub> (m/s<sup>2</sup>) = -9,8

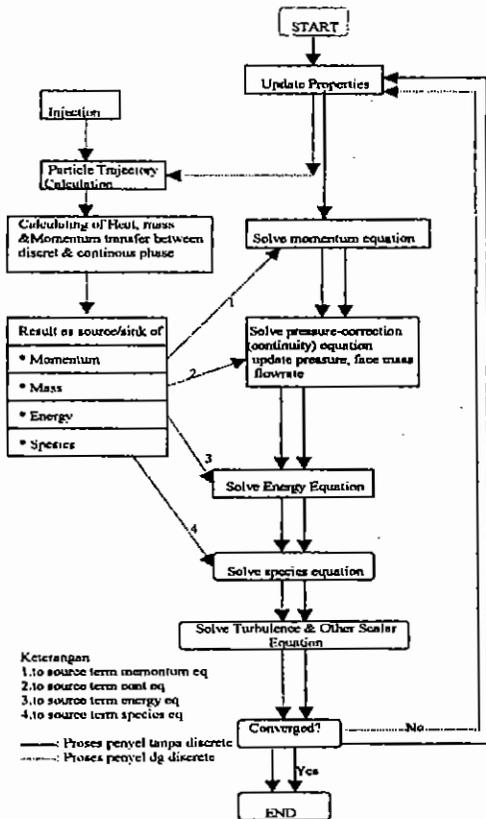
- o Parameter Boussinesq  
Operating temperatur (K) =288,16

**PENYELESAIAN PERSAMAAN (ITERASI)**

Penyelesaian persamaan yang terbangun dari permodelan di atas dilakukan secara bertahap untuk menghemat waktu komputasi dan stabilitasi proses iterasi. Tahap-tahap tersebut adalah tahap penyelesaian untuk :

1. Aliran, turbulensi dan tansfer panas
2. Tahap 1 dilanjutkan dengan penambahan persamaan untuk pem bakaran char
3. Tahap 2 dilanjutkan dengan penambahan persamaan untuk pem bakaran komponen volatil. Dari solusi tahap 3 ini dapat diketahui nilai energi yang dibangkitkan dari reaksi pembakaran batu bara. Dari data tersebut dapat ditentukan nilai energi yang akan diserap untuk kebutuhan kalsinasi (jika kalsinasi didekati dengan proses penyerapan panas volumetrik) agar temperatur fase gas sisi *outlet* sama dengan temperatur tersebut pada data utama.
4. Tahap 3 dilanjutkan dengan penambahan *source* energi volumetrik negatif (sebagai representasi dari proses kalsinasi). Penambahan *source* negatif ini dengan memanfaatkan UDF (*user define function*). Dengan UDF dapat dikondisikan bahwa *source* negatif tersebut ada di daerah-daerah tertentu (analog dengan proses kalsinasi).
5. Tahap 4 dilanjutkan dengan penambahan komponen rugi-rugi panas pada persamaan perpindahan energi. Penambahan komponen ini dilakukan di akhir tahap dengan alasan :
  - o Menghindari rugi-rugi panas yang ekstrem berbeda dengan data utama.
  - o Menghindari rugi-rugi panas yang tidak realistis

Kelima tahap di atas dilakukan dengan metode penyelesaian *segregated*, dimana persamaan-persamaan yang terbangun diselesaikan berurut sesuai dengan urutan relasinya.. Berikut ini adalah skema penyelesaian metode *segregated*.



Gambar 5. Metode penyelesaian segregated.

**HASIL SIMULASI**

Hasil simulasi numerik proses di kalsiner diberikan dalam 2 etape proses penyelesaian antara lain.

**1. Hasil simulasi untuk proses pembakaran tanpa proses kalsinasi dan rugi-rugi panas.**

Meskipun hasil ini telah konvergen, perlu dilakukan pengecekan untuk memastikan kebenaran hasil perhitungan tsb. Pengecekan dengan kesetimbangan massa dan energi menginformasikan bahwa hasil tersebut cukup memuaskan. Ini terlihat dari perhitungan berikut :

Tabel 1. Neraca massa hasil simulasi pembakaran.

Sisi Masuk		Sisi Keluar	
Item	m (kg/s)	Item	m (kg/s)
Continuous Phase		Continuous Ph.	
• In Tertier Air	79,172485	• Outlet Prod	88,52972
• In Primary Air	3,1155839	Discrete Phase	
• Inlet Raw Mat.1	0	• Ash + char	3,454
• Inlet Raw Mat 2	0	unburned	
Discrete Phase			
• Inlet coal	8,655		
$\Sigma$ masuk	90,943069	$\Sigma$ keluar	91,98372

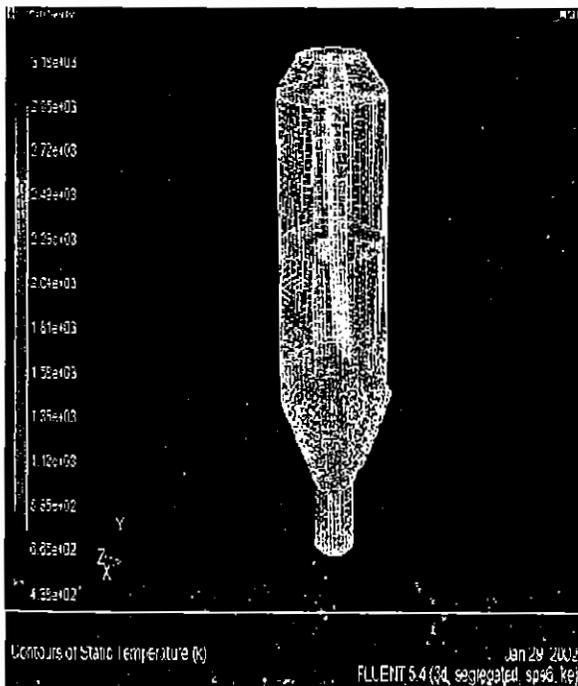
Ketidaksetimbangan massa = 1,0406511 kg/s (1,144%)

Tabel 2. Neraca energi hasil simulasi pembakaran.

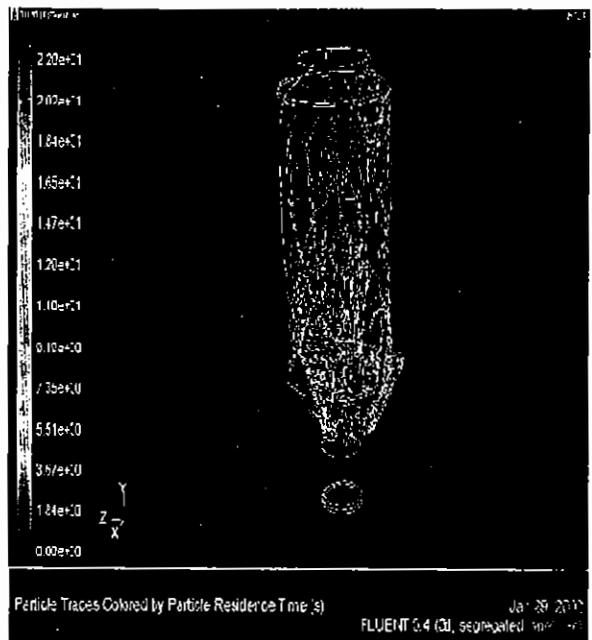
Sisi Masuk		
Item	m (kg/s) x h (J/kg)	E (W)
Inlet Tertier Air	79,172485 x 802639,25	6,354694.10 <sup>7</sup>
Inlet Primary Air	3,1155839 x 150317,59	0,046831.10 <sup>7</sup>
Inlet Raw Mat.1	0 x 776545,38	0
Inlet Raw Mat.2	0 x 762712,81	0
Heat Combustion		
• Transfer panas phase discrete ke phase continous (mencakup panas reaksi pembakaran char)		4,065.10 <sup>7</sup>
• Panas reaksi volumetrik pembakaran komp. Volatile ( %KV x m <sub>HV-VOL</sub> x AE / BM <sub>HV-VOL</sub> )		6,481717.10 <sup>7</sup>
Σ masuk		16,94824.10 <sup>7</sup>
Sisi Keluar		
Item	m (kg/s) x h (J/kg)	E (W)
Outlet Produk	88,52972 x 1863160,6	16,49451.10 <sup>7</sup>
Panas Laten kandungan air dalam batu bara		0,20495.10 <sup>7</sup>
Σ keluar		16,69946.10 <sup>7</sup>
Ketidaksetimbangan Energi = 0,2488.10 <sup>7</sup> (1,468%)		

Dengan demikian hasil simulasi ini dapat dijadikan bahan untuk menganalisa dan mengkalkulasi besaran-besaran yang diperlukan untuk proses perhitungan selanjutnya.

Hasil simulasi untuk etape ini diwakili oleh gambar pola distribusi temperatur dan distribusi waktu tinggal partikel batu bara seperti diperlihatkan pada gambar berikut :



Gambar 6. Pola distribusi temperatur hasil simulasi proses pembakaran di kalsiner



Gambar 7. Lintasan & waktu tinggal batu-bara di dalam kalsiner.

Informasi penting yang diperoleh dari hasil simulasi di atas guna proses penyelesaian berikutnya adalah :

1. Waktu tinggal partikel.  
Waktu tinggal partikel terdistribusi sbb.:  
o Max = 27,61 dt ; rata-rata = 1,55dt  
o Min = 0,7817 dt ; std dev = 1,509 dt
2. Porsentase komponen *volatile* yang terdevolatilisasi.  
Dari report diperoleh prosentase konversi volatile = 100%
3. Prosentase char yang terbakar.  
Dari *report* diperoleh prosentase konversi char = 52,26%
4. Daerah-daerah di dalam kalsiner yang bertemperatur <sup>3</sup> 900 °C.  
Dengan estimasi didasarkan pd. Gb. distribusi temperatur diperoleh volume total daerah yang bertemperatur <sup>3</sup> 900°C = 573,145815 m<sup>3</sup>

Source energi volumetrik negatif pada daerah yang bertemperatur ≥ 900°C sebagai wakil dari proses kalsinasi dimasukkan dalam pemodelan dengan memanfaatkan UDF. Penentuan *source* negatif tersebut dengan perhitungan berikut :

$$E_{\text{kalsinasi}} = E_{\text{masuk}} - E_{\text{keluar yg diharapkan}} - E_{\text{rugi2 panas}}$$

$$E_{\text{kalsinasi}} = E_{\text{masuk}} - m_{\text{out}} \int_0^{900} c_p dT - E_{\text{rugi2 panas}}$$

$$E_{\text{kalsinasi}} = 16,9482.10^7 - 8,0996.10^7 - 0,2274.10^7$$

$$E_{\text{kalsinasi}} = 8,6211.10^7 \text{ W}$$

Maka *source* energi volumetrik negatif sebagai wakil kalsinasi :

$$E''_{\text{kalsinasi}} = \frac{8,6211 \cdot 10^7}{573,145815} = 150431,195 \text{ W/m}^3$$

**2. Hasil simulasi untuk keseluruhan proses dalam kalsiner.**

Hasil ini telah konvergen dan dari pengecekan dengan kesetimbangan massa dan energi menginformasikan bahwa hasil tersebut cukup memuaskan. Ini terlihat dari perhitungan berikut :

Tabel 3. Neraca massa simulasi proses di dlm kalsiner.

Sisi Masuk		Sisi Keluar	
Item	m (kg/s)	Item	m (kg/s)
Continous Phase		Continous Ph.	
• In Tertier Air	79,172485	• Outlet Prod	88,52983
• In Primary Air	3,1155839	Discrete Phase	
• In Raw Mat.1	0	• Ash + char unburned	2,301
• In Raw Mat 2	0		
Discrete Phase			
• Inlet coal	8,655		
<b>Σ masuk</b>	<b>90,943069</b>	<b>Σ keluar</b>	<b>90,83083</b>

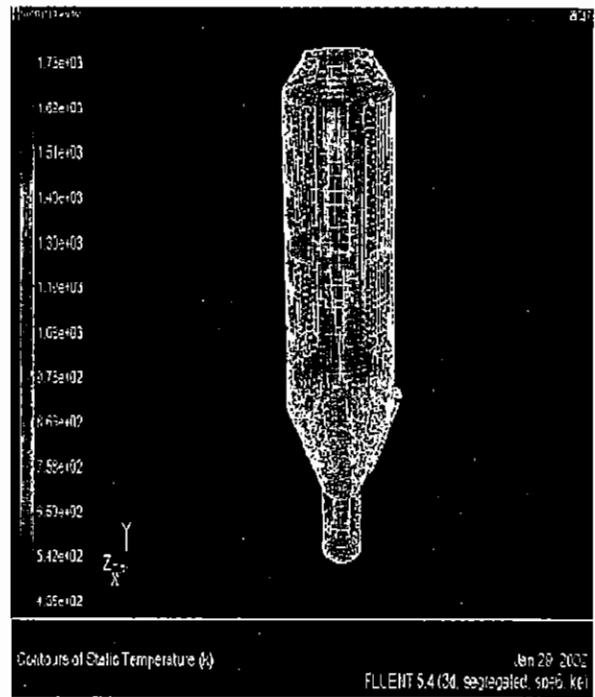
Ketidakteimbangan massa = 0,1122389 kg/s (0,12342)

Tabel 4. Neraca energi simulasi proses di dlm kalsiner.

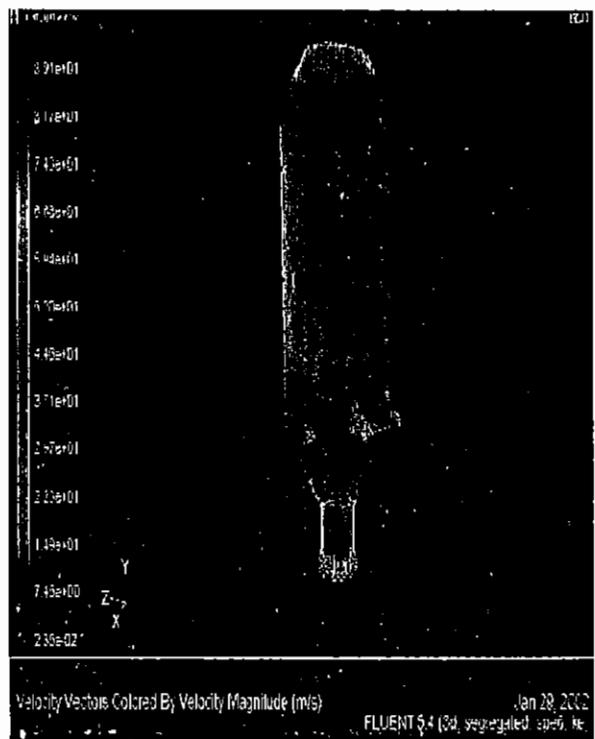
Sisi Masuk		
Item	m (kg/s) x h (J/kg)	E (W)
Inlet Tertier Air	79,172485 x 797608,13	6,3148618.10 <sup>7</sup>
Inlet Primary Air	3,1155839 x 141857,67	0,0441969.10 <sup>7</sup>
Inlet Raw Mat.1	0 x 692567,90	0
Inlet Raw Mat 2	0 x 701621,30	0
Heat Combustion		
• Transfer panas phase discrete ke phase kontinuous (mencakup panas reaksi pembakaran char)		4,065.10 <sup>7</sup>
• Panas reaksi volumetrik pembakaran komp. Volatile		6,481717365.10 <sup>7</sup>
<b>Σ masuk</b>		<b>16,9057761.10<sup>7</sup></b>
Sisi Keluar		
Item	m (kg/s) x h (J/kg)	E (W)
Outlet Produk	88,52983 x 915279,5	8,102953854.10 <sup>7</sup>
Panas Laten kandungan air dalam batu bara		0,20495107.10 <sup>7</sup>
Panas kalsinasi		8,621900985.10 <sup>7</sup>
Rugi-rugi panas (konveksi dan radiasi)		0,22902155.10 <sup>7</sup>
<b>Σ keluar</b>		<b>17,1588276.10<sup>7</sup></b>
Kesetimbangan Energi = 0,253051.10 <sup>7</sup> (1,497%)		

Dengan demikian hasil simulasi ini siap divalidasi dengan data-data riil di lapangan untuk memastikan bahwa simulasi di atas dapat mewakili proses sebenarnya.

Hasil simulasi proses di dalam kalsiner diwakili oleh gambar pola distribusi besaran-besaran berikut :



Gambar 8. Pola distribusi temperatur hasil simulasi proses di dalam kalsiner.



Gambar 9. Distribusi kecepatan fluida di dalam kalsiner.

**Validasi**

Validasi merupakan proses membandingkan data antara data-data hasil simulasi numerik dengan data-data hasil pengukuran di kenyataan. Validasi

hasil simulasi proses di dalam kalsiner dilakukan secara *sampling* pada daerah tertentu dan untuk besaran tertentu. Hasil validasi tersebut dipaparkan dalam tabel berikut :

Bagian pada Kalsiner	Temperatur (K)			Persen selisih (%)
	Hasil simulasi	Data Aktual	Selisih	
Inlet Tertiary Air	1083	1073	10	0,932
Inlet Primary Air	437	443	5	1,129
Inlet Raw Mat 1	982,4	963	19,4	2,014
Inlet Raw Mat 2	991,2	958	32,8	3,424
Outlet Product	1197,12	1173	24,12	2,056
Rata-rata persen selisih (%)				1,911

Tabel 5. Hasil validasi simulasi proses di dlm kalsiner.

Keterangan :

Persen selisih = (selisih/data aktual) x 100%

Rata-rata persen selisih = persen selisih/5

Hasil validasi menunjukkan bahwa rata-rata perbedaan antara hasil simulasi dengan data-data aktual adalah 1,911%. Ini berarti bahwa hasil simulasi berada dalam rentang yang masih dapat diterima dan dapat dijadikan bahan untuk menganalisis lebih lanjut proses dalam kalsiner.

### ANALISIS HASIL

Dari hasil simulasi proses pembakaran diperoleh informasi bahwa nilai panas yang dilepaskan oleh proses pembakaran batu bara adalah  $10,5467 \cdot 10^7$  W (56,72% *heating value* 8,655 kg/s batu bara), nilai di atas diperoleh dari hasil pembakaran 52,26% *char* dan 100% komponen *volatile*. Di samping untuk kebutuhan kalsinasi, panas tersebut juga diserap oleh gas hasil pembakaran serta keluar sistem dalam bentuk rugi-rugi panas. Dari hasil perhitungan diperoleh bahwa besar panas yang digunakan untuk kalsinasi adalah  $8,62108947 \cdot 10^7$  W.

Bila didasarkan pada pendekatan bahwa derajat kalsinasi merupakan rasio antara jumlah energi yang terserap sejumlah partikel dengan massa tertentu dengan jumlah energi teoritik yang dibutuhkan untuk mengkalsinasi semua partikel sejumlah massa tersebut pada temperatur kalsinasi ( $\geq 900$  °C) maka diketahui bahwa derajat kalsinasi proses didalam kalsiner ( $\phi$ ) sama dengan :

$$\begin{aligned}\phi &= \frac{8,62108947 \cdot 10^7}{11,00403826 \cdot 10^7} \times 100\% \\ &= 78,345 \%\end{aligned}$$

Jika sebelum masuk kalsiner bahan baku belum terkalsinasi dan dengan pendekatan bahwa proses kalsinasi masih berlanjut di *duct outlet* kalsiner dan siklon 4 string A dan B dengan total derajat kalsinasi 4%, maka harapan bahwa derajat kalsinasi 90% di *inlet* kiln belum tercapai. Ini berarti bahwa kinerja kalsiner belum memuaskan.

Secara teoritik derajat kalsinasi ditentukan oleh laju reaksi dan *source* panas yang tersedia. Laju kalsinasi ditentukan oleh efektivitas penyerapan panas partikel bahan baku yang faktor penentunya adalah waktu tinggal dan ukuran partikel tersebut serta medan temperatur fluida yang dilewati partikel tersebut. Hasil simulasi di atas tidak dapat menjelaskan derajat kalsinasi dari sudut ini karena pendekatan proses kalsinasi yang diambil. Sedangkan *source* panas yang tersedia ditentukan oleh jumlah oksigen yang tersedia untuk kebutuhan pembakaran dan *char time burn out* (*volatile time burn out* tidak diperhitungkan karena waktunya sangat singkat). Dari hasil perhitungan diperoleh bahwa total udara yang disuplai ke kalsiner belum memenuhi kebutuhan oksigen teoritis untuk membakar habis batu bara yang disuplai, dimana kebutuhan oksigen teoritis adalah  $19,43977967$  kg/s sedangkan yang tersedia hanya  $18,8334716$  kg/s. Kekurangan  $0,60630807$  kg/s identik dengan kekurangan suplai udara sekitar  $2,64911$  kg/s. Jelas ini merupakan salah satu sebab kurang maksimalnya Panas reaksi yang dihasilkan.

*Char time burn out* merupakan besaran yang mengisyaratkan batasan minimal waktu tinggal partikel batu bara di dalam kalsiner untuk terbakar habis. R.D. La Nauze menuliskan bahwa waktu yang dibutuhkan untuk membakar habis *pulverized coal* adalah 1,1 detik. Hasil simulasi menunjukkan bahwa ada beberapa bagian partikel batu bara yang mempunyai waktu tinggal dibawah 1,1 detik. Ini berarti bahwa ada beberapa bagian partikel batu bara yang belum terbakar di dalam kalsiner sehingga sangat logis bila panas reaksi yang dihasilkan di dalamnya kurang maksimal dan dijumpai adanya letupan-letupan pada *duct* bagian *outlet* kalsiner akibat reaksi pembakaran partikel *char* yang belum terbakar di dalam kalsiner.

Dari pemaparan di atas, secara garis besar bahwa kurang maksimumnya kinerja kalsiner disebabkan oleh *source* panas yang tersedia (panas reaksi hasil pembakaran batu bara) untuk kebutuhan kalsinasi kurang. Hal tersebut akibat dari kurangnya suplai udara ( $O_2$ ) ke kalsiner dan adanya partikel *char* yang tidak terbakar habis

karena waktu tinggalnya di dalam kalsiner terlalu singkat ( $<1,1$  detik). Jadi akar permasalahan di atas adalah kurangnya suplai udara dan waktu tinggal sebagian partikel batu bara.

Untuk mengatasi masalah di atas sekaligus meningkatkan kinerja kalsiner dapat dilakukan langkah-langkah sebagai berikut :

1. Meningkatkan suplai udara sampai jumlah kebutuhan teoritisnya terpenuhi. (ctt: *excess air* terlalu tinggi berakibat munculnya efek pendinginan panas reaksi oleh *excess air* tersebut)
2. Memperpanjang waktu tinggal partikel batu bara, ini ditempuh dengan jalan memperpanjang lintasan tempuh partikel di dalam kalsiner. Upaya tersebut dapat dilakukan dengan jalan memodifikasi kalsiner sedemikian rupa sehingga dapat menciptakan efek *swirl* pada partikel atau memperpanjang lintasan tempuh partikel tanpa efek *swirl* di dalam kalsiner.

Modifikasi kalsiner dengan menambah ketinggiannya berdasarkan hasil analisa di atas akan meningkatkan kinerja kalsiner, karena dapat memperpanjang waktu tinggal batu bara di dalamnya. Pada tulisan berikutnya penulis akan menyampaikan kajian numerik simulasi kalsiner modifikasi tersebut untuk membuktikan kebenaran analisa di atas.

### KESIMPULAN

Keseimpulan yang dapat diambil dari penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Kinerja kalsiner belum maksimal. Ini diindikasikan dengan masih rendahnya prosentase batu bara yang terbakar yaitu 56,72% dan derajat kalsinasi yang terjadi yaitu 78,345%.
2. Dari sisi penyediaan sumber panas, kurang maksimalnya kinerja kalsiner disebabkan oleh kurangnya suplai udara (oksigen) ke kalsiner dan masih adanya partikel *char* yang belum terbakar karena waktu tinggalnya di dalam kalsiner kurang dari 1,1 detik.
3. Potensi peningkatan derajat kalsinasi dengan memperpanjang waktu tinggal batu bara adalah 3,395%. Dengan perbandingan linear, maksimalisasi pemanfaatan potensi di atas dapat dilakukan dengan menambah tinggi kalsiner sebesar 6,12 m.

### SARAN

1. Pendekatan proses kalsinasi dengan proses evolusi gas karbon dioksida dari senyawa karbonatnya perlu dicoba dan memungkinkan dilakukan di Fluent 5.4. Pendekatan ini lebih realistis tetapi cenderung memerlukan waktu komputasi yang lebih lama.
2. Perlu dilakukan simulasi proses di dalam kalsiner tersebut dengan meningkatkan suplai udara untuk memperkuat kebenaran solusi langkah 1.
3. Perlu dilakukan simulasi proses di dalam kalsiner tersebut dengan menambah tinggi kalsiner sebesar 6,12 m untuk memperkuat kebenaran kesimpulan 3.
4. Perlu dilakukan pengujian experimental skala laboratorium hasil simulasi kalsiner modifikasi sebelum melakukan langkah modifikasi kalsiner.
5. Perlu diperbanyak titik-titik pengambilan data di kalsiner. Hal ini dilakukan agar data-data referensi untuk kebutuhan validasi semakin banyak, sehingga kualitas validasi menjadi lebih baik.

### UCAPAN TERIMA KASIH

Tulisan ini merupakan bagian dari penelitian penulis selama mengikuti program S2 di ITB. Penulis mengucapkan terima kasih kepada Bp. Dr.Ir. Prihadi Setyo Darmanto atas perhatian dan bimbingannya selama menyelesaikan penelitian ini.

### DAFTAR PUSTAKA

- Benson, R.S., 1997, "Advanced Engineering Thermodynamic", second edition, Pergamon Press.
- Cengel, Y.A., Boles, M.A., 1989, "Thermodynamics An Engineering Approach", International Editing, Mc Graw-Hill Book Company.
- Chapra, S.C. and Canale, R.P., 1998, "Numerical Methods For Engineering Approach", Third Edition, WCB/McGraw-Hill.
- Darmawan., 1997, "Simulasi Dan Analisis Aliran Fluida Di Dalam Kalsiner", TGA Teknik Mesin-ITB.
- Duda, and Walter, H., "Cement Data Book, International Process Engineering in Cement Industry", Bauverlay GmBn, Wiesbaden and Berlin.

Incropera, F.P. and Dewitt, D.P., 1996, "*Introduction to Heat Transfer*", Third Edition, John Wiley & Sons.

Kunii, D. and Levenspiel, O., 1969, "*Fluidization Engineering*", Robert E. Krieger Publishing Co., Inc., New York.

Moran, J.M. and Shapiro, H.N., 1996, "*Fundamentals of Engineering Thermodynamics*", Third Edition, John Wiley & Sons, Inc.

Potankar, S.V., 1991, "*Computational of Conduction and Duct Flow Heat Transfer*" Innovation Research, Inc., Ithaca Lane north.

Slattery, J.I., 1981, "*Momentum, Energy, and Mass Transfer in Continua*", second edition, Robert E. Krieger Publishing Company, Inc.

Smidth, F.L., Plant Department, "*Dry-Process Kiln System*", F.L. Smidth & Co.