

# ESTUDO DA UTILIZAÇÃO DE OXIGÊNIO EM FORNO DE CUBA PARA REDUÇÃO DIRETA<sup>1</sup>

Jose Adilson de Castro<sup>2</sup>

## Resumo

Os processos de redução direta via forno de cuba têm se tornado populares devido a sua versatilidade e utilização massiva de gás natural. Entretanto, a temperatura do gás redutor na zona de redução desempenha papel fundamental na eficiência do processo. Um das maneiras eficientes de se controlar a temperatura do gás na zona de redução consiste em se promover a reforma *in situ* na região das ventaneiras destes reatores. Neste trabalho analisam-se a influencia da injeção de oxigênio em reator de redução direta com diferentes níveis de ventaneiras visando promover reforma *in situ* e elevar a temperatura do gás de redução. A abordagem dos fenômenos que ocorrem no interior deste tipo de reator é possível através de modelos matemáticos que descrevem os fenômenos de trocas térmicas, químicas e momentum no interior dos mesmos. Neste trabalho, um modelo multifásico é apresentado e discutido. O modelo considera simultaneamente o escoamento gasoso, trocas térmicas e as principais reações de redução, reforma, e carburação. As taxas de reações foram adaptadas da literatura, bem como as iterações gás sólidos. Diferentes condições operacionais são analisadas para percentagens crescentes de oxigênio e gás natural injetados nas regiões das ventaneiras.

**Palavras-chave:** Redução direta; Modelo CFD; Reforma *in situ*.

## STUDY OF OXYGEN UTILIZATION ON SHAFT FURNACE FOR DIRECT REDUCTION

### Abstract

The processes of direct reduction based on shaft furnaces technologies have become popular due to high versatility and massive gas natural utilization. However, the inner temperature at the reduction zone plays important role on the process efficiency. An alternative to improve and control the temperature of the reduction zone is to promote the *in situ* gas reforming on the buster level of these reactors. In this investigation the effect of oxygen and natural gas injection into the buster level is analyzed aiming to improve the *in situ* reform and increase the gas temperature of the reduction zone. The inner phenomena of these reactors are complex and only can be analyzed by mathematical models able to quantify the interphase interactions such as heat, mass and momentum exchanges. In this work a multiphase mathematical model is proposed to analyze gas and solid flows as well as chemical reactions and temperatures. The model is based on transport equations of mass, momentum, energy and chemical species which are solved numerically with the help of finite volume approach. Internal and global parameters are analyzed for increasing oxygen and natural gas injections at the buster level.

**Key words:** Direct reduction; CFD Model; Shaft Furnace and *in situ* reform.

<sup>1</sup> Contribuição técnica ao 39º Seminário de Redução de Minério de Ferro e Matérias-primas e 10º Seminário Brasileiro de Minério de Ferro, 22 a 26 de novembro de 2009, Ouro Preto, MG.

<sup>2</sup> Professor Programa de Pos Graduação Engenharia Metalúrgica/UFF/Pólo de Volta Redonda.

# 1 INTRODUÇÃO

Os processos de redução direta baseados em forno de cuba têm sido largamente utilizados na indústria siderúrgica, embora o completo entendimento de seus fenômenos internos ainda demanda estudos detalhados. O completo conhecimento dos escoamentos gasoso e dos sólidos, bem como os campos de temperaturas e pressões no interior do forno são parâmetros importantes para o desenvolvimento do processo e busca de condições ótimas de operação do mesmo. A dificuldade de mensurar as condições internas neste equipamento devido a alta temperatura e condições adversas demanda a utilização de modelos matemáticos precisos para quantificar parâmetros nem sempre monitorados.<sup>(1)</sup> Do ponto de vista operacional, objetiva-se o máximo de produtividade com o mínimo de consumo específico de gás redutor. Este ponto otimizado, pode ser obtido com o perfeito sincronismo da descida da carga e a subida do gás com temperaturas e composições adequadas para se obter a redução no estado sólido. A abordagem dos fenômenos que ocorrem no interior deste tipo de reator é tarefa complexa e torna-se possível através de modelos matemáticos que descrevem de forma acoplada os fenômenos de trocas térmicas, químicas e momentum no interior dos mesmos. Neste trabalho, um modelo multifásico é apresentado e discutido. O modelo considera simultaneamente o escoamento gasoso, trocas térmicas e as principais reações de redução, reforma, e carburação. As taxas de reações foram adaptadas da literatura.<sup>(2,3)</sup> As influências de parâmetros de processo tais como injeção de oxigênio e distribuição em diferentes níveis de ventaneiras foram analisados à luz de parâmetros como produtividade, consumo específico e rendimento de gás redutor.

## 2 MODELAGEM

### 2.1 Princípios

A modelagem matemática do processo de redução direta em forno de cuba pode ser abordada através de equações de transporte de momentum, energia e espécies químicas.<sup>(2-4)</sup> Nesta abordagem podem-se distinguir duas fases: a) o gás redutor injetado na zona de redução, o gás gerado nas reações de redução e reforma além do gás de resfriamento e reações de carburação do ferro esponja, b) carga metálica que pode ser composta por pelotas e minério granulado. Entretanto, a distribuição granulométrica da carga desempenha papel crucial na operação do forno sendo determinante para a metalização e produtividade do processo. Neste modelo a carga foi dividida em faixas granulométricas para as pelotas e granulado. Neste estudo foram assumidas constantes cinéticas iguais para as diferentes faixas granulométricas, portanto, as taxas de redução serão diferentes apenas devido às características físicas médias das faixas (tamanho, fator de forma e porosidade intrínseca). A Figura 1 ilustra as principais concepções do modelo e iterações de momentum, energia e espécies químicas entre o gás e os sólidos presentes no interior de um volume de controle. Como premissa, assume-se que o volume de controle é ocupado por um arranjo de sólidos e onde os vazios são ocupados pelo gás. Portanto, a Equação 1 pode ser utilizada com base no princípio de continuidade.

$$\varepsilon_g + \varepsilon_s = 1 \quad (1)$$

Onde  $\varepsilon_g$  representa a fração volumétrica do gás e analogamente  $\varepsilon_s$  representa a fração volumétrica dos sólidos. Para a determinação da fração volumétrica dos sólidos a regra de mistura se aplica, conforme eq. 2.

$$\varepsilon_s = \sum f_m \quad (2)$$

Onde o índice m representa as diversas faixas granulométricas consideradas no sólido, incluindo pelotas e granulado.

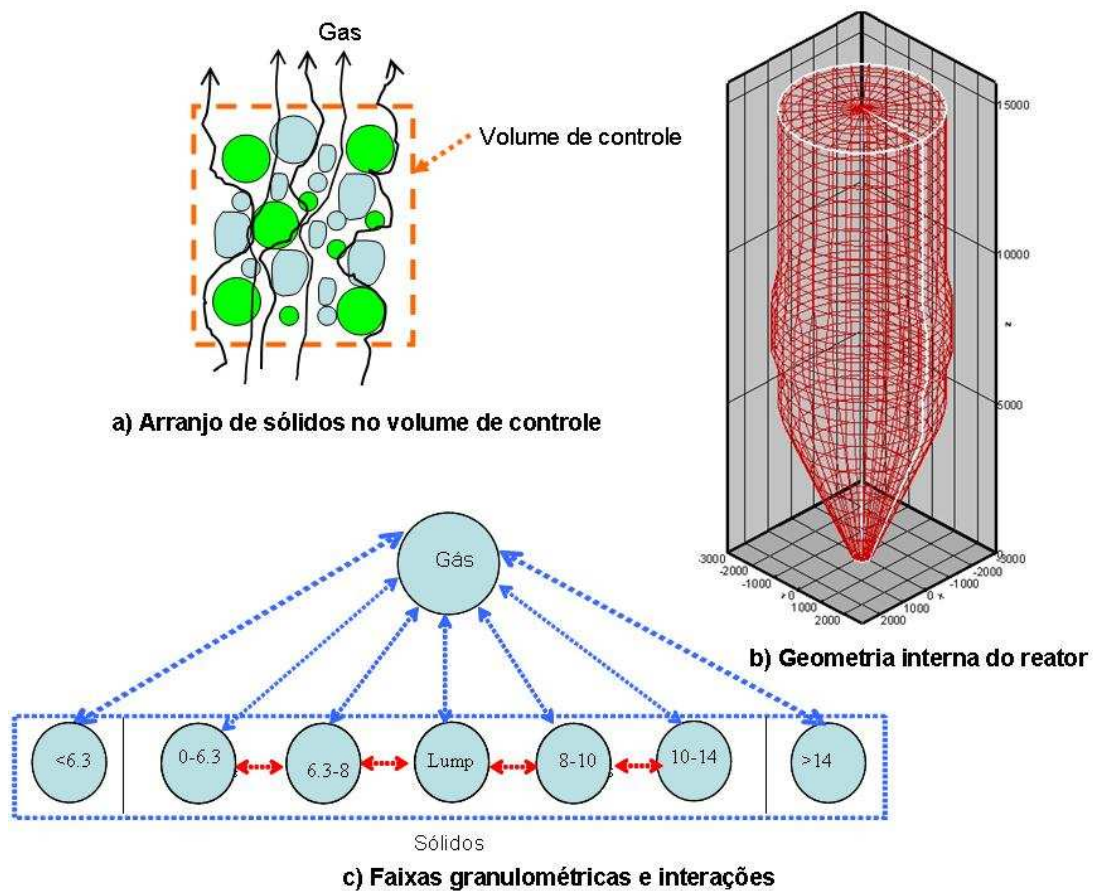


Figura 1. Principais concepções do modelo aplicado ao processo de redução em forno de cuba.

## 2.2 Equações de Transporte e Condições de Contorno

Para cada fase considerada no interior do volume de controle podemos aplicar os princípios de conservação e formular equações de transporte de momentum, energia e espécies químicas. A estas equações aplicam-se condições de contorno de forma a representar a realidade do processo em escala industrial. Neste modelo são assumidos conhecidos os fluxos e composições volumétricas de entrada para o gás de redução e de resfriamento. As zonas de resfriamento e de redução são separadas por um sistema pneumático que não permitem a passagem dos gases de uma zona para outra. Por outro lado, o sólido descendente pode

continuamente atravessar a região de separação. Nas paredes são assumidas condições de não deslizamento para o gás, enquanto um coeficiente de atrito é atribuído para o escoamento dos sólidos. Nas saídas, em ambas as fases são assumidos escoamentos completamente desenvolvidos. Adicionalmente, um coeficiente global de troca de calor é imposto nas paredes para computar as condições de resfriamento pelos refratários.

De forma compacta, as equações de 3 a 6 podem representar os balanços de momentum, conservação de massa, energia e espécies químicas.

$$\frac{\partial(\rho_i \varepsilon_i u_j)}{\partial t} + \text{div}(\rho_i \varepsilon_i \vec{U}_i u_j) = \text{div}(\varepsilon_i \mu_i \text{grad}(u_j)) - \text{grad}(\varepsilon_i P_i) - F_i^k \quad (3)$$

$$\frac{\partial(\rho_i \varepsilon_i)}{\partial t} + \text{div}(\rho_i \varepsilon_i \vec{U}_i) = \sum_{n=1}^{nreacts} R_n^i \quad (4)$$

$$\frac{\partial(\rho_i \varepsilon_i h_i)}{\partial t} + \text{div}(\rho_i \varepsilon_i \vec{U}_i h_i) = \text{div}\left(\frac{k_i}{C_{P_i}} \text{grad}(h_i)\right) + \sum_{n=1}^{nreacts} R_n^i \Delta h_n^i + \dot{E}_i \quad (5)$$

$$\frac{\partial(\rho_i \varepsilon_i \phi_{i, especie})}{\partial t} + \text{div}(\rho_i \varepsilon_i \vec{U}_i \phi_{i, especie}) = \text{div}(\varepsilon_i D_{i, especie}^{bulk} \text{grad}(\phi_{i, especie})) + \sum_{n=1}^{nreacts} M_{i, especie} R_n^i \quad (6)$$

Onde os índices i e j representam as fases e componentes de velocidades respectivamente, enquanto n representa reações químicas. U e u representam vetores e componentes de velocidades, respectivamente. P é a pressão, F são as forças exercidas pelas outras fases e h são as entalpias.  $\mu, \varepsilon, \rho$  são viscosidades dinâmicas, frações volumétricas e densidades das fases. R corresponde a taxas de reações e M o peso molecular das espécies envolvidas. O conjunto de equações diferenciais parciais que compõem o modelo são resolvidas com base no método de volumes finitos.<sup>(5)</sup>

### 2.3 Modelos de Interações Multifásicos Multicomponentes

Na modelagem são consideradas trocas de momentum, energia e massa. As interações de momentum são modeladas através de equações semi-empíricas com constantes ajustadas para o processo em forno de cuba, típicos dos processos de redução direta. Neste modelo adota-se um volume de controle arbitrário no interior do reator e assume-se que o gás e os sólidos representados por pelotas e granulados com diferentes faixas granulométricas coexistem, sendo válidas as regras de misturas, conforme apresentado na Figura 1.

*Interações de momentum:*

$$F_g^s = -F_s^g = \left[ \sum_m f_m F_m \right] \vec{U}_g - \vec{U}_s \left| (\vec{U}_g - \vec{U}_s) \right| \quad (7)$$

$$F_m = 150\mu_g \frac{1}{|\bar{U}_g - \bar{U}_s|} \left( \frac{\varepsilon_m}{(1-\varepsilon_m)d_m\varphi_m} \right)^2 + 1,75\rho_g \left( \frac{\varepsilon_m}{(1-\varepsilon_m)d_m\varphi_m} \right) \quad (8)$$

Onde os índices  $g$  e  $s$  indicam gas e sólido, respectivamente,  $m$  a faixa granulométrica do componente da fase sólida,  $f$  a fração de volume da faixa granulométrica do componente na fase sólida,  $F$  a força de interação entre as fases,  $d$  o diâmetro médio da fração granulométrica do componente na fase sólida e  $\varphi$  o fator de forma médio da faixa granulométrica do componente na fase sólida.

*Transferência de energia por convecção e radiação:*

Com o objetivo de modelar a transferência de calor entre a fase gasosa e os componentes da fase sólida, incluindo diferentes faixas granulométricas, foram utilizadas as Equações 9 e 10.

$$\dot{E}_g^s = -\dot{E}_s^g = h_{global} A_s^g (T_g - T_s) \quad (9)$$

$$A_s^g = \sum_m \frac{6\varepsilon_m}{d_m\varphi_m} \quad (10)$$

Onde  $h$  é coeficiente global de trocas térmicas modelado pela Equação 11 e  $T$  representa o valor médio da temperatura no interior do volume de controle para as diferentes faixas granulométricas dos componentes na fase sólida.

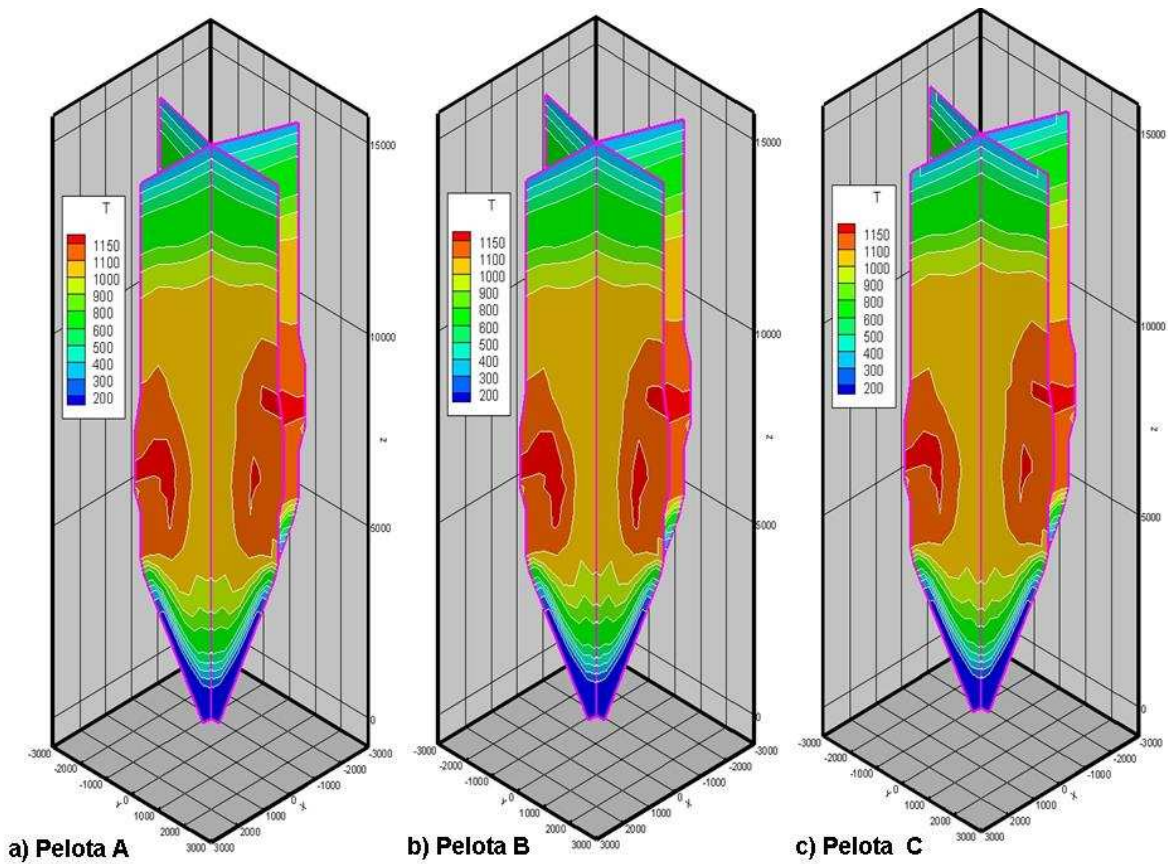
$$h_{global} = 0,05T_s^3 + 0,45(Re)^{0,5} (Pr)^{0,33} \quad (11)$$

Onde  $Re$  e  $Pr$  são os adimensionais Reynolds e Prandtl modificados, calculados com valores médios das propriedades e campos de velocidades locais. Estas formulações têm sido aplicadas com sucesso para outros processos,<sup>(2-4)</sup> tais como zona granular do alto-forno e sinterização com constantes ajustadas para o processo de redução direta com base em dados de operações industriais.

### 3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

As simulações realizadas foram baseadas em dados industriais de um reator com características as mais próximas possíveis à geometria interna apresentada na Figura 1. Foram analisados campos de temperaturas, escoamentos gasosos e dos sólidos, além de comportamento de metalização. A Figura 2 mostra distribuições de temperaturas para diferentes pelotas de redução direta, mantendo-se fixa uma proporção de 10% de granulado na carga metálica. Nestes 3 casos analisados a distribuição granulométrica foi mantida constante, através de um peneiramento adequado, entretanto as pelotas B e C apresentam uma redutibilidade levemente superior. Para todos os casos o gás redutor foi ajustado para manter as mesmas condições de perda de carga. A Figura 3 mostra a evolução da metalização para a faixa granulométrica mais representativa nos casos analisados. Com base nos resultados apresentados pode-se verificar que o campo de temperaturas e de metalização foram levemente afetados devido à diferenças de redutibilidade. Tal

resultado foi possível pela possibilidade de ajustes no gás de redução, o que levou as compensações térmicas e de perda de carga.



**Figura 2.** Distribuição interna de temperaturas para diferentes qualidades de pelotas.

A Figura 4 apresenta um detalhamento da metalização final para as diferentes faixas granulométricas analisadas no caso base (Pelota A). Conforme esperado a metalização nas faixas granulométricas de menor tamanho médio são maiores enquanto a metalização média do minério granulado é comparativamente menor. No caso das pelotas este efeito é apenas devido ao tamanho médio, ao passo que o granulado, além de tamanho médio maior também apresenta menor redutibilidade.

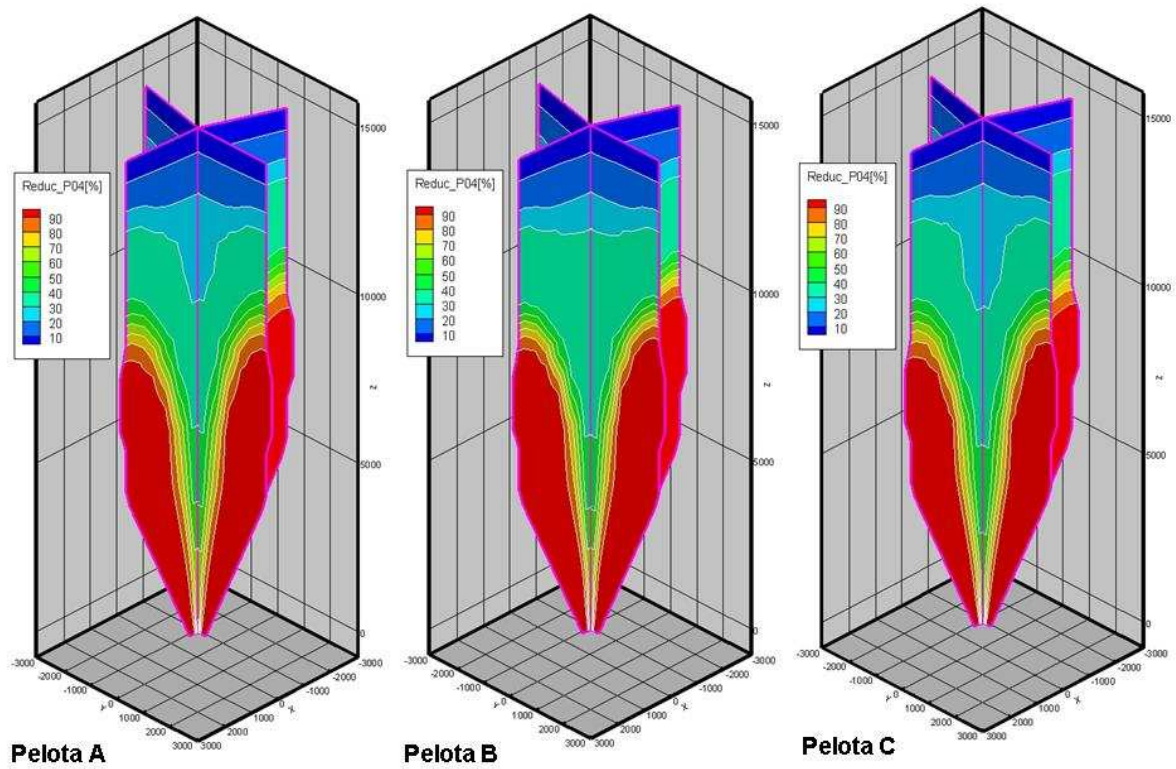


Figura 3. Distribuição de metalização para as diferentes faixas granulométricas.

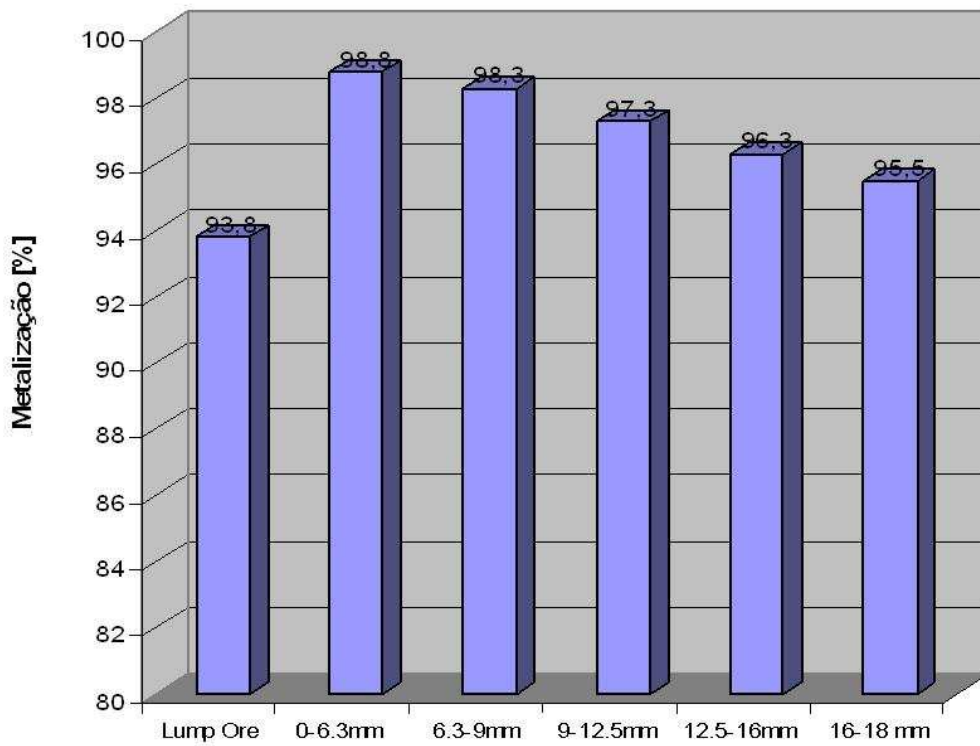
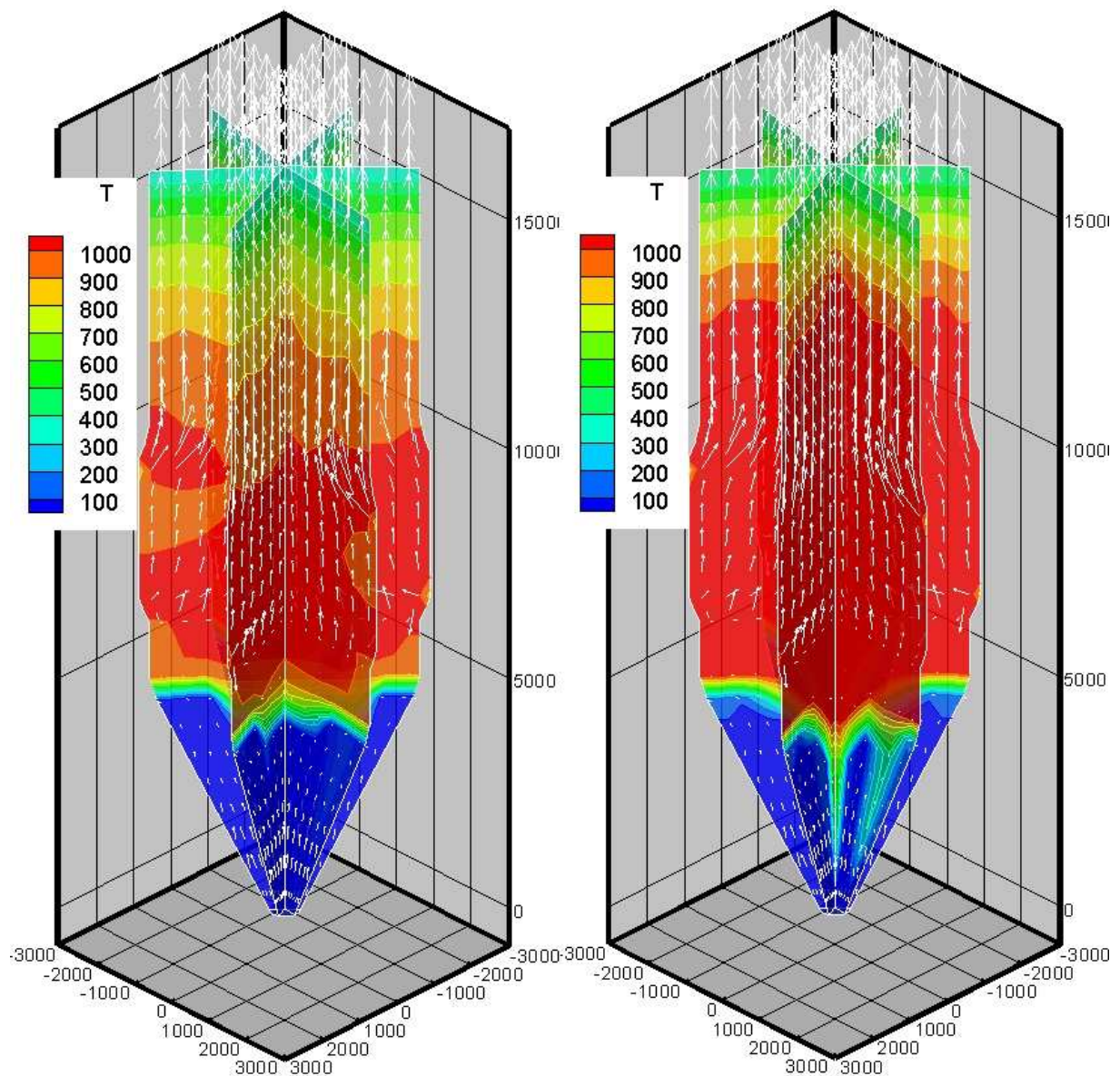


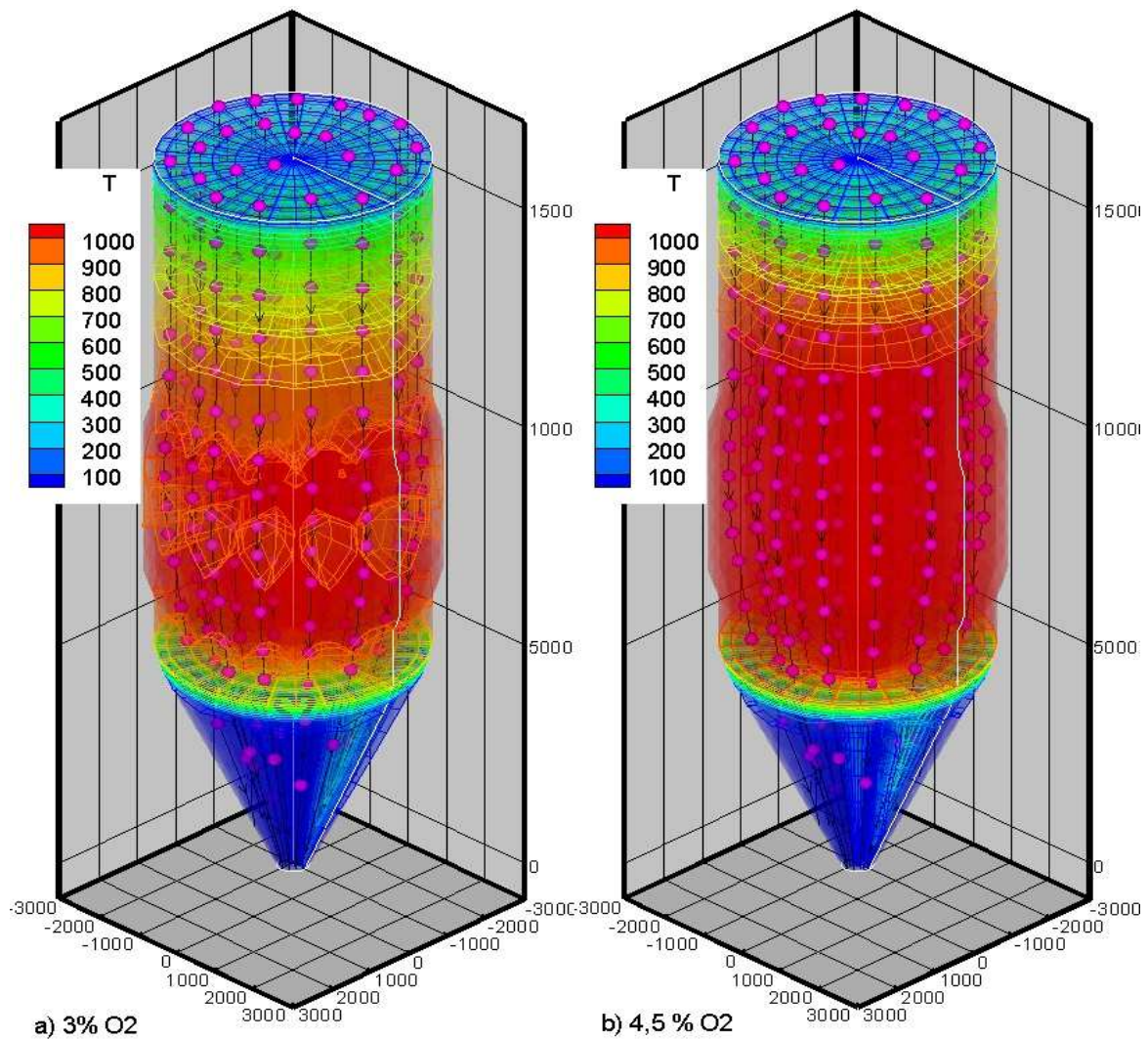
Figura 4 Distribuição de metalização para as diferentes faixas granulométricas.



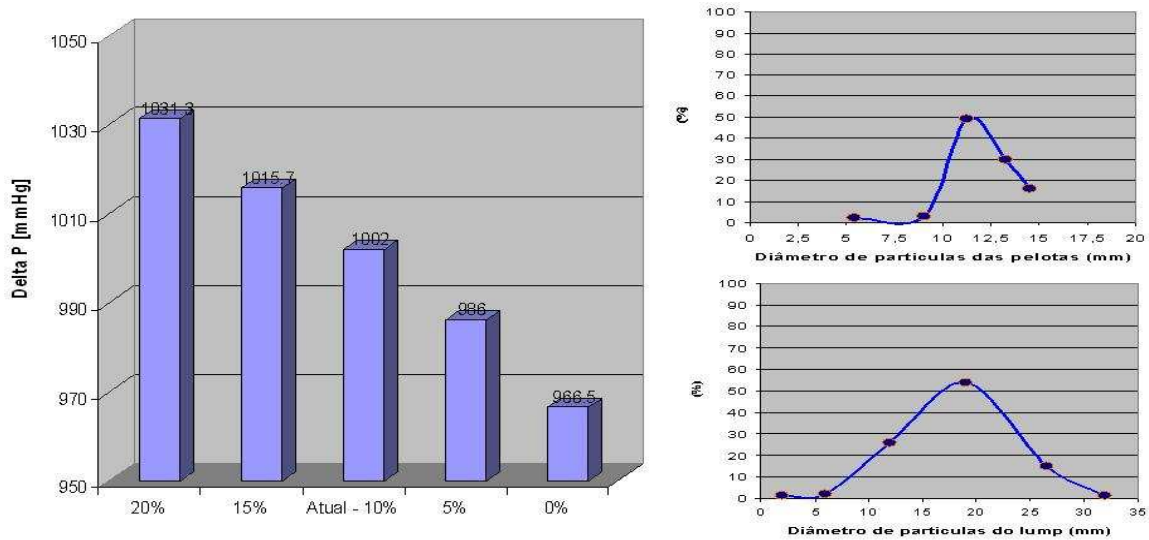
**Figura 5.** Efeitos da injeção de oxigênio e gás natural na região do “buster” para promover reforma *in situ*.

Na Figura 5 são mostrados resultados do campo de temperaturas e escoamento gasoso para injeção de 1,5% de oxigênio e 3,5% de oxigênio, respectivamente. Para o caso de 3,5% foi possível incrementar a produção do reator em aproximadamente 5% devido ao aumento da temperatura do gás redutor e aumento do volume de gás gerado pelas reações de reforma e pós-combustão. Quando injetamos O<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> no *buster* existe uma competição das reações de reforma e pós-combustão que dependendo da temperatura pode tender a reverter o equilíbrio nesta região acelerando as reações de redução. Como resultado, observa-se uma maior extensão da zona de redução a altas temperaturas (> 900 °C) o que permite acelerar a cinética de redução e conseqüentemente obter maior produtividade. A Figura 6 mostra resultados similares para os sólidos no interior do reator para O<sub>2</sub> de 3% e 4,5%, respectivamente, podendo se extrair observações similares.





**Figura 6.** Distribuição de temperaturas e trajetórias de sólidos no interior do reator para diferentes injeções de O<sub>2</sub>.



**Figura 7.** Efeitos do aumento de fração de lump na carga.

A Figura 7 mostra o efeito de se aumentar a percentagem de granulado na carga. Conforme esperado, a perda de carga aumenta consideravelmente devido às frações finas e formas irregulares dos granulados o que demanda redução da produtividade do processo.

#### **4 CONCLUSÃO**

Um modelo baseado em equações de transporte de momentum, energia e massa vêm sendo desenvolvidos para prever o comportamento de processos de redução direta baseados em fornos de cuba. Resultados preliminares indicam que o modelo reproduz de forma satisfatória os principais fenômenos que ocorrem no interior do reator. Resultados de simulação indicaram que possíveis ganhos de produtividade podem ser obtidos por ajustes na granulometria das matérias-primas e maior utilização de pelotas na carga.

#### **Agradecimentos:**

Agradecemos à Faperj (Grupos emergentes e Jovem Cientista do Estado), ao CNPq (Universal 2007) e a Capes.

#### **REFERÊNCIAS**

- 1 DONG, X.; YU, A; YAGI, J.; ZULLI, P. **Modeling of Multiphase Flow in a Blast Furnace: Recent Developments and Future Work**, ISIJ Int., v. 47, n. 11, p. 1553-1570, 2007.
- 2 CASTRO, J. A.; NOGAMI, H.; YAGI, J. **Three-dimensional Multiphase Mathematical Modeling of the Blast Furnace Based on Multifluid Model**, ISIJ Int., v. 42, n. 1, p. 44-52, 2002.
- 3 AUSTIN, P. R.; NOGAMI, H.; YAGI, J. **Analysis of Actual Blast Furnace Operations and Evaluation of Static Holdup Effects by the Four Fluid Model**, ISIJ Int., v. 38, n. 3, p. 246-255, 1998.
- 4 CASTRO, J. A.; NOGAMI, H.; YAGI, J. **Transient Mathematical Model of Blast Furnace Based on Multi-Fluid Concept, with Application to High PCI Operation**, ISIJ Int., v. 40, n. 7, p. 637-646, 2000.
- 5 PATANKAR, S. V. **Numerical Heat Transfer and Fluid Flow**, Nova York, Mc. Graw-Hill, 1984