

# ESTUDO DA CINÉTICA DE REDUÇÃO DE PELOTAS DE MINÉRIO DE FERRO EM ALTOS FORNOS: PARTE I - MODELAMENTO MATEMÁTICO<sup>1</sup>

Giselle de Mattos Araújo<sup>2</sup>  
Erick Ledian de Almeida<sup>3</sup>  
José Adilson de Castro<sup>4</sup>

## Resumo

A cinética de redução da carga ferrífera em altos fornos constitui um importante ponto a ser continuamente otimizado. O presente trabalho tem por objetivo buscar relações matemáticas que possibilitem previsão de informações como tempo de redução, características físicas das pelotas, entre outras. Para tal estudo parte-se de considerações físicas e termodinâmicas adequadas ao processo de redução dos óxidos de ferro, aplicado-as tanto ao modelo com uma única interface de reação, quanto àquele de três interfaces. São estabelecidas então equações que descrevem a cinética de cada passo do processo, englobando efeitos de parâmetros como difusividade e concentrações das espécies químicas redutoras, e também características da pelota tais como raio inicial, densidade, porosidade e tortuosidade, sendo em todos os casos o processo tratado como isotérmico. Através da relação entre os parâmetros de trabalho, foi possível observar a evolução da redução com o tempo, quantificada através da fração reduzida da pelota. Estas expressões matemáticas permitiram também a definição de equações que representam a taxa de redução em cada instante do processo. O modelo cinético desenvolvido tem mostrado boa correlação com dados da literatura.

**Palavras-chave:** Cinética; Fração reduzida; Taxa de redução.

## KINETIC STUDY OF IRON ORE PELLETS REDUCTION IN BLAST FURNACES: PART I - MATHEMATICAL MODELS

## Abstract

The reduction kinetics of iron in blast furnaces is an important point to be continuously optimized. This paper aims to seek mathematical relationships that allow prediction of information such as time of reduction, physical characteristics of pellets, among others. For this, physical and thermodynamic considerations appropriate to iron oxides reduction process were applied to both the model with a single interface reaction, as that of three interfaces. Modeled equations describe the kinetics of each step of process, encompassing effects of parameters such as diffusivity and concentrations of chemical species, and also features such as pellet initial radius, density, porosity and tortuosity. In all cases reduction process was treated as isothermal. Through the relationship between these parameters it was possible to observe the evolution of reduction over time, quantified by the fractional reduction. These mathematical expressions also allowed the definition of equations representing the reduction rate at each process instant. The kinetic model developed has shown good correlation with literature.

**Key words:** Kinetic; Fractional reduction; Reduction rate.

<sup>1</sup> Contribuição técnica ao 40º Seminário de Redução de Minério de Ferro e Matérias-primas e 11º Seminário Brasileiro de Minério de Ferro, 19 a 22 de setembro de 2010, Belo Horizonte, MG.

<sup>2</sup> Eng Metalúrgica, M.Sc., Aluna de doutorado – UFF/EEIMVR/PPGEM - RJ

<sup>3</sup> Aluno de graduação – Eng. Metalúrgica, bolsista de Iniciação Científica – UFF/EEIMVR - RJ

<sup>4</sup> Eng. Metalúrgico, Ph.D., Professor – UFF/EEIMVR/PPGEM - RJ

## 1 INTRODUÇÃO

O estudo da cinética de redução da carga ferrífera através de experimentos em altos-fornos em operação pode revelar-se um procedimento complexo para as empresas, uma vez que um carregamento completo de um alto-forno tem em si um número bastante elevado de parâmetros que afetam este fenômeno. A utilização de simulações computacionais tem se mostrado uma eficiente ferramenta para a análise do processo<sup>(1-10)</sup> e pode ser empregada para o aperfeiçoamento das atuais técnicas de redução da carga ferrífera em altos-fornos. Porém tais simulações precisam ser baseadas em equações que descrevam de forma coerente os fenômenos envolvidos. Para isso se fazem necessários estudos teórico-analíticos e também experimentais acerca dos processos e seus parâmetros de controle. Ao longo do tempo, a cinética de redução e seus desdobramentos e interdependências têm sido um importante foco da atenção dos siderurgistas.

Towhidi e Szekely<sup>(11)</sup> estudaram a influência da deposição de carbono na cinética de redução de pelotas comerciais, determinando então que, nas condições avaliadas, a deposição de carbono ocorre para temperaturas de processamento da redução abaixo de 900°C, sendo que para altas temperaturas, porém com elevadas concentrações de H<sub>2</sub>, a deposição de carbono diminui.

El-Geassy e Nasr<sup>(12)</sup> avaliaram o efeito da estrutura original (diferentes porosidades) de aglomerados de finos de hematita. Seus resultados mostraram que nas etapas iniciais da redução a taxa de reação aumentava com a temperatura de processamento e com a porosidade original da amostra. Perdas na redutibilidade foram atribuídas à sinterização e densificação do material.

Bonalde, Henriquez e Manrique<sup>(13)</sup> desenvolveram um modelo matemático para a cinética de redução de pelotas e compararam os resultados alcançados com os dados obtidos experimentalmente. Seus resultados e conclusões mostraram que o modelo matemático formulado obteve sucesso ao se aproximar da tendência mostrada nos experimentos. Observaram que a redução mediante o H<sub>2</sub> como agente redutor é consideravelmente mais eficiente.

Piotrowski et al.<sup>(14)</sup> desenvolveram também estudo sobre a cinética do processo de redução, porém os conceitos físicos adotados foram os do modelo topoquímico, que considera o processo de redução do ponto de vista da nucleação e crescimento de novas fases. Suas observações mostraram que o comportamento das curvas de variação do grau de redução com o tempo sugere a ocorrência da reação seguindo o modelo cinético topoquímico de Avrami-Erofe, com satisfatória precisão estatística. Eles observaram ainda que os estágios iniciais da redução podem ser interpretados teoricamente como nucleações de cristais e crescimento 1D na interface gás/sólido, os quais mudam gradualmente para um controle difusional.

Traçando uma revisão das evoluções ocorridas no processo de redução, Dong et al.<sup>(15)</sup> em estudo de 2007, evidenciaram a importância do tratamento dos fenômenos que ocorrem em um alto forno do ponto de vista multifásico, onde gases, sólidos e líquidos tem diversificadas interações e contribuições ao longo de seus trajetos no interior do AF, ressaltando também o surgimento e crescimento gradual de recentes pesquisas focadas em regiões ou “momentos” discretos do processo de redução como um todo.

Uma revisão dos dados disponíveis nas literaturas foi feita por Donskoi e McElwain<sup>(16)</sup> Donskoi, McElwain e Wibberley<sup>(16)</sup> visando estimativas ou formulações mais coerentes de parâmetros na redução de aglomerados de minério de ferro e

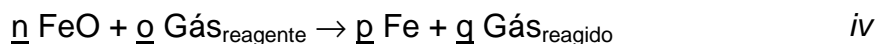
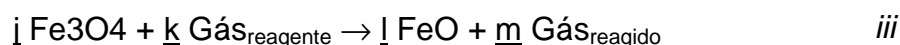
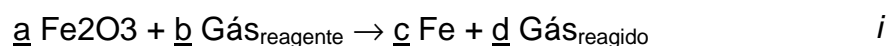


carbono. Em seu primeiro trabalho, focado nos parâmetros físicos, estimativas foram feitas para composição, porosidade, densidade, calor específico, calor de reação, entre outras. No artigo complementar foram avaliados os parâmetros cinéticos, tendo sido mostrado que diferentes técnicas podem ser aplicadas para o modelamento matemático da cinética, devendo esta ser escolhida em função das características a serem consideradas no processo.

Este artigo tem o objetivo de estudar a cinética de redução de óxidos de ferro (pelotas) mediante atmosferas redutoras de CO ou H<sub>2</sub>, considerando para isso os modelos de uma e de três interfaces de redução. Um modelo cinético que reúne parâmetros físicos – tais como densidade, porosidade, tortuosidade, geometria – e parâmetros termodinâmicos – difusividade, concentrações de equilíbrio – foi elaborado, tendo sido inicialmente avaliado em condições de redução isotérmica, e em seguida para um perfil térmico condizente com um alto forno em marcha controlada de produção.

## 2 DESENVOLVIMENTO

A cinética de redução dos óxidos de ferro foi considerada sob duas diferentes abordagens: de Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> → Fe (modelo de uma interface de redução), e de forma gradual sendo então, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> → Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> → FeO → Fe (modelo de três interfaces). As reações estão representadas a seguir:



Em ambos os modelos a reação é do tipo gás-sólido e acontece em uma interface que separa regiões reagida e não reagida. Isso caracteriza um sistema heterogêneo, que envolve em seu processo etapas de transferência de massa e reação química, sendo então governado por um destes passos (o mais lento), podendo ocorrer também um controle misto. Independente do mecanismo controlador, a velocidade de reação pode ser definida como:

$$v_i = \left( \frac{dC_i}{dt} \right) = k \cdot C_i^n \quad (1)$$

A constante k será modelada em função do mecanismo considerado – transferência de massa ou reação química. Li e Hong<sup>(18)</sup> construíram modelo levando em conta as transferências de massa no gás e no sólido reagido (difusão) e também a reação química. Moon e Rhee<sup>(19)</sup> propuseram um mecanismo de controle misto para a redução de compactos de hematita, enquanto Bonalde et al.<sup>(13)</sup> obtiveram que tanto para a redução seja pelo CO ou por H<sub>2</sub>, inicialmente tem-se um controle misto com os mecanismos competindo até aproximadamente 50% de redução, passando então a ser controlado pela difusão do gás na massa reagida, e ao longo de todo processo a etapa de transferência de massa no gás pode ser desprezada. Kang et al.<sup>(20)</sup> estudaram o efeito da forma geométrica (não-esférica) do

óxido de ferro na taxa de redução aplicando para isso um modelo de controle misto do processo.

Neste estudo são avaliadas separadamente a cinética do ponto de vista da transferência de massa no sólido reduzido e também da reação química acontecendo na interface, visando determinar para o modelo proposto o mecanismo controlador. Os efeitos do transporte de massa no gás não são considerados.

## 2.1 Controle pela Difusão Gasosa através da Camada Reagida

Usando a Lei de Fick para descrever o fluxo de gás através da camada reagida de forma generalizada:

$$Q_{gás} = D_{ef}^{gás} \left( \frac{dC_{gás}}{dr} \right) \quad (2)$$

Onde  $D_{ef}$  é a difusividade efetiva do reagente gasoso na massa sólida reagida. Para uma superfície de reação esférica de raio  $r$  a velocidade da difusão é:

$$-\frac{dN_{gás}}{dt} = 4 \cdot \pi \cdot r^2 \cdot Q_{gás} \quad (3)$$

E combinando as equações (2) e (3) temos:

$$-\frac{dN_{gás}}{dt} = 4 \cdot \pi \cdot r^2 \cdot D_{ef} \left( \frac{dC_{gás}}{dr} \right) \quad (4)$$

Os limites de integração devem estar em concordância com a teoria do modelo do núcleo não-reagido,<sup>(21)</sup> e então a solução para uma particular de raio  $R$  e com  $r_n$  sendo o raio do núcleo (porção não-reagida) é:

$$1 - 3 \cdot \left( \frac{r_n}{R} \right)^2 + 2 \cdot \left( \frac{r_n}{R} \right)^3 = \frac{t}{\tau} \quad (5)$$

Que também pode ser expressa em termos de fração reagida ( $\alpha$ ):

$$1 - 3 \cdot (1 - \alpha)^{2/3} + 2 \cdot (1 - \alpha) = \frac{t}{\tau} \quad (6)$$

Onde  $\tau$  é um tempo adimensional necessário para que se alcance  $r_n = 0$  (partícula totalmente reagida). O modelo proposto neste artigo considera tanto os aspectos físicos quanto termodinâmicos da cinética de redução. Então para um processo controlado pela transferência de massa no sólido (difusão)  $\tau_D$  é adotado como sendo o tempo adimensional, tendo sido modelado como:

$$\tau_D = \frac{\rho_{sólido} \cdot R^2 \cdot (1 - \varepsilon_0 \cdot \gamma)}{6 \cdot a \cdot D_{ef} \cdot (C_{gás} - C_{gás, equil})} \quad (7)$$

Sendo  $\rho_{sólido}$ ,  $\varepsilon_0$  e  $\gamma$  respectivamente a densidade, a porosidade e a tortuosidade da massa reagida. A tortuosidade é definida como a interconectividade existente entre os poros, e seu efeito é de beneficiar a reação de redução (gás-sólido) ao criar caminhos facilitadores para a chegada do até a superfície de reação. Estes termos representam as características físicas da pelota (óxidos de ferro em redução), enquanto  $a$  e  $C_{gás}$ , que são a estequiometria do sólido reagente e a concentração do



gás representam, juntamente à difusividade, os aspectos termodinâmicos do processo quando controlado pela difusão.

O equilíbrio termodinâmico da reação é uma barreira à continuidade da ocorrência do processo. Isso significa que em termos práticos enquanto a concentração de gás reagente não ultrapassar aquela de equilíbrio, a transferência de massa por difusão – como etapa controladora – estará acontecendo, porém a reação na interface não estará contribuindo efetivamente para a evolução do processo de redução. Sendo assim, o termo  $C_{gás, equil}$  foi incluído no modelamento, (22), atuando também como ferramenta de medida do “afastamento” da condição de equilíbrio, pois se  $\tau_D$  assume um valor negativo, naquela instante não há redução significativa acontecendo.

Substituindo a equação (7) em (6), obtém-se a forma completa da expressão da fração reagida como uma função do tempo.<sup>(22)</sup>

$$1 - 3 \cdot (1 - \alpha)^{2/3} + 2 \cdot (1 - \alpha) = \left[ \frac{6 \cdot a \cdot D_{ef}^{gás} \cdot (C_{gás} - C_{gás, equil})}{\rho_{sólido} \cdot R^2 \cdot (1 - \epsilon_0 \cdot \gamma)} \right] \cdot (t) \quad (8)$$

E combinando-se as equações (5) e (7), e então aplicando-se diferenciação implícita, tem-se uma expressão para a evolução da taxa de redução para um processo controlado pela difusão na camada reagida.

$$\frac{dr_n}{dt} = \left\{ \left[ \frac{a \cdot R \cdot D_{ef}^{gás} \cdot (C_{gás} - C_{gás, equil})}{\rho_{sólido} \cdot (1 - \epsilon_0 \cdot \gamma)} \right] \cdot \left[ \frac{1}{(r_n^2 - r_n^2 \cdot R)} \right] \right\} \quad (9)$$

## 2.2. Controle pela reação química na interface

A evolução da reação química não necessariamente depende da extensão da camada reagida, mas sim da superfície do núcleo não reagido (interface), onde de fato acontece. Então, inicialmente pode-se escrever a taxa de reação como:

$$-\frac{a}{4 \cdot \pi \cdot r_n^2} \cdot \left( \frac{dN_{gás}}{dt} \right) = -\frac{b}{4 \cdot \pi \cdot r_n^2} \cdot \left( \frac{dN_{sólido}}{dt} \right) = a \cdot k_{RQ} \cdot C_{gás} \quad (10)$$

Onde  $b$  é a estequiometria do gás reagente e  $k_{RQ}$  é a constante de velocidade para uma reação química de primeira ordem.

A taxa para  $dN_{sólido}$  pode ser reescrita em termos de taxa de variação do raio do núcleo como sendo:

$$-\rho_{sólido} \cdot \left( \frac{dr_n}{dt} \right) = a \cdot k_{RQ} \cdot C_{gás} \quad (11)$$

Assim como feito anteriormente, aplica-se limites de integração compatíveis com o modelo no núcleo não-reagido,<sup>(21)</sup> e a solução para uma partícula de raio  $R$  e  $r_n$  como raio do núcleo tem-se:

$$1 - \left( \frac{r_n}{R} \right) = \frac{t}{\tau} \quad (12)$$

Ou representando em termos de fração reduzida ( $\alpha$ ):

$$1 - (1 - \alpha)^{1/3} = \frac{t}{\tau} \quad (13)$$

Novamente,  $\tau$  representa o tempo adimensional requerido para se obter 100% de reação na massa sólida. No modelo apresentado,  $\tau_{RQ}$  envolve – de maneira similar àquela já apresentada – tanto parâmetros físicos quanto termodinâmicos, como se pode ver na equação a seguir:

$$\tau_{RQ} = \frac{\rho_{sólido} \cdot R \cdot (1 - \varepsilon_0 \cdot \gamma)}{a \cdot k_{RQ} \cdot (C_{gás} - C_{gás, equil})} \quad (14)$$

A constante de velocidade depende do tempo  $t$  e das concentrações do gás no início do processo ( $t=0$ ) e no instante  $t$  considerado, sendo então:

$$k_{RQ} = \frac{1}{t} \cdot \ln \left( \frac{C_{gás,t}}{C_{gás,0}} \right) \quad (15)$$

Mais uma vez o equilíbrio termodinâmico atua como uma barreira ao processo. A reação só acontecerá de forma a contribuir efetivamente quando a concentração de gás reagente superar aquela de equilíbrio da reação de redução do óxido. Por esta razão, considera-se neste estudo a concentração de gás no equilíbrio como sendo aquela inicial do processo  $C_{gás,0}$ . Assim,  $\tau_{RQ}$  também pode servir como medida da ocorrência da reação, pois ao se tornar negativo indica que a concentração do gás para reação é inferior àquela de equilíbrio.

A equação da fração reduzida pode ser finalmente reescrita, para um processo controlado pela reação química na interface:

$$1 - (1 - \alpha)^{1/3} = \left[ \frac{a \cdot k_{RQ} \cdot (C_{gás} - C_{gás, equil})}{\rho_{sólido} \cdot R \cdot (1 - \varepsilon_0 \cdot \gamma)} \right] \cdot (t) \quad (16)$$

E substituindo a  $\tau_{RQ}$  da equação (14) em (12) e fazendo a diferenciação implícita, chega-se à expressão da respectiva taxa de redução:

$$\frac{dr_n}{dt} = - \left[ \frac{a \cdot (C_{gás} - C_{gás, equil})}{\rho_{sólido} \cdot (1 - \varepsilon_0 \cdot \gamma)} \right] \cdot (k_{RQ}) \quad (17)$$

É importante notar nestas expressões de fração reduzida e taxa a independência em relação à geometria da partícula sendo reduzida, confirmando a dependência exclusiva da concentração. A influência da porosidade e da tortuosidade permanece, visto que promovem o fluxo do gás reagente até a superfície de reação.

### 3 RESULTADOS E ANÁLISE

Como primeiro passo fez-se necessário determinar o mecanismo controlador do processo de redução. Para isso avaliou-se  $\tau_D$  e  $\tau_{RQ}$  para os dois modelos de redução considerados (uma e três interfaces), definindo-se estes dois termos para as reações de *i* a *iv*, em uma condição isotérmica (1.123 K).

Uma vez definidos os mecanismos controladores de cada reação, calculou-se suas respectivas evoluções de fração reduzida e taxa de redução. As propriedades consideradas são:  $R=12$  mm,  $\rho=4,7$  g/m<sup>3</sup>,  $\varepsilon_0=0,25$   $\gamma=0,50$ , tendo sido mantidas constantes ao longo das análises.

Neste trabalho foram adotadas duas atmosferas redutoras, CO e H<sub>2</sub> (puros). Isso permitiu caracterizar seus comportamentos distintos, e criar bases para futuros

estudos em atmosfera de redução mista. Propriedades destes gases – difusividade efetiva e constante de equilíbrio foram obtidas a partir da literatura.<sup>(7,17)</sup>

A análise isotérmica permitiu uma primeira observação das tendências de cada gás para as diversas reações de redução dos óxidos de ferro. A Figura 1 já permite uma avaliação da diferença entre estes gases: ( $\tau_D$  e  $\tau_{RQ}$  em escala logarítmico visto a grande diferença de ordem de grandeza entre seus valores).

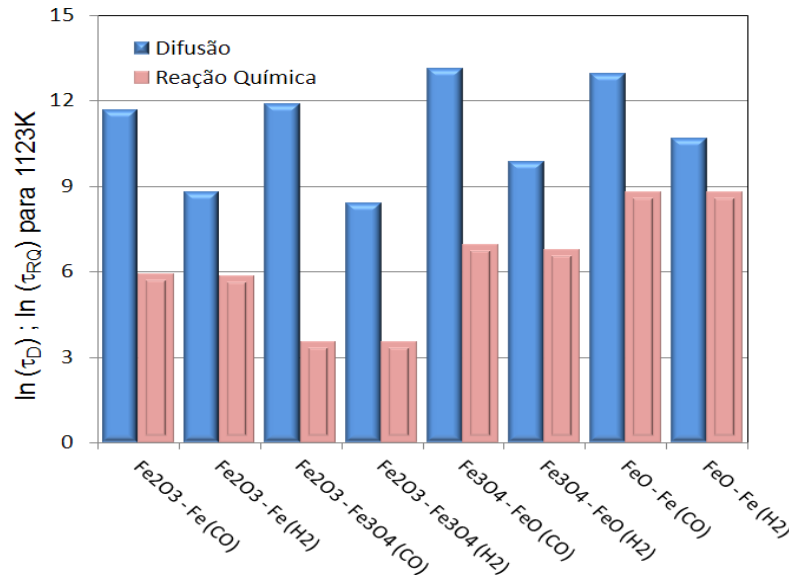
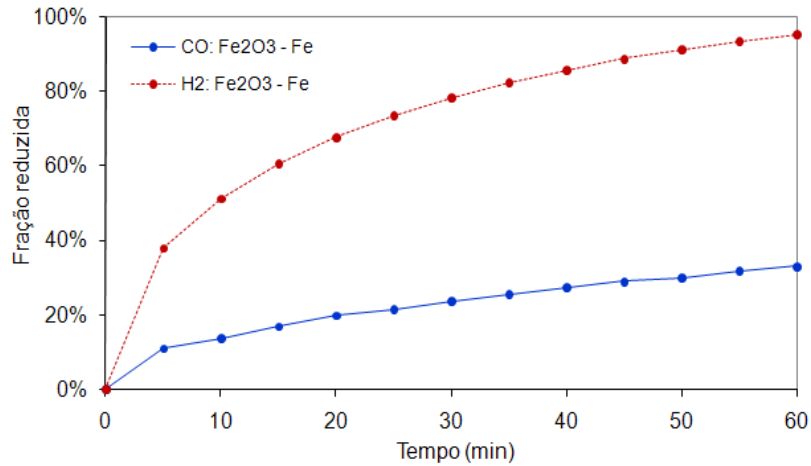


Figura 1. Tempos adimensionais para cada reação e agente redutor.

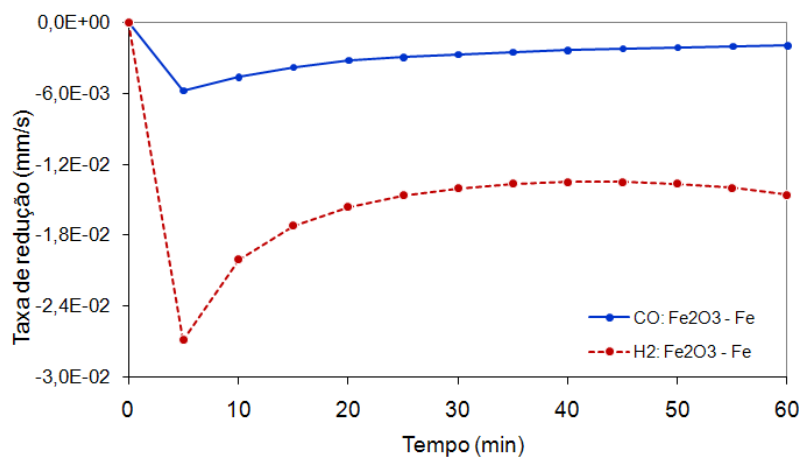
O gráfico na Figura 1 mostra de forma clara a diferença ao considerarmos cada uma das etapas físicas que envolvem o modelo do núcleo não-reagido. Em todas as reações avaliadas o tempo adimensional foi menor quando o fenômeno considerado era a reação química. Desta forma pode-se afirmar que para o modelo proposto, o mecanismo controlador das reações foi a etapa de difusão do gás reagente através da massa sólida reagida, visto seu caráter mais lento.

Bonalde, Henriquez e Manrique<sup>(13)</sup> desenvolveram estudo semelhante, com valores de raio, porosidade e densidade muito próximos àqueles apresentado aqui, porém sem considerar o efeito da tortuosidade e do equilíbrio termodinâmico. Seus resultados fornecem uma avaliação diferente daquela aqui observada, pois tanto para CO quanto para H<sub>2</sub>, primeiro houve um controle misto, e quando a reação alcançava aproximadamente 60% de redução a difusão passava a prevalecer como mecanismo controlador.

Visando avaliar o modelo proposto, fração reduzida e taxa de redução foram determinadas considerando-se a difusão na massa sólida reagida como estágio controlador da cinética de redução. As Figuras 2 e 3 mostram os parâmetros cinéticos para o modelo de uma interface (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> → Fe):



**Figura 2.** Evolução da fração reduzida com o tempo para CO e H<sub>2</sub>, a 1123K (850°C).



**Figura 3.** Evolução da taxa de redução com o tempo para CO e H<sub>2</sub>, a 1123K (850°C).

A diferença de comportamento entre CO e H<sub>2</sub> é principalmente devido à seus coeficientes de difusividade, que possuem valores bastante diferentes. Resultados na literatura<sup>(13,18)</sup> confirmam esta diferença entre estes gases. Li<sup>(18)</sup> obteve matematicamente curvas que mostram o gradiente de concentração destas espécies gasosas ao longo da massa porosa reagida, e com isso mostrou a diferença de tendência para o H<sub>2</sub>. Este comportamento é atribuído à diferença de tamanho das moléculas destes gases, e pode ser visto na Figura 4.



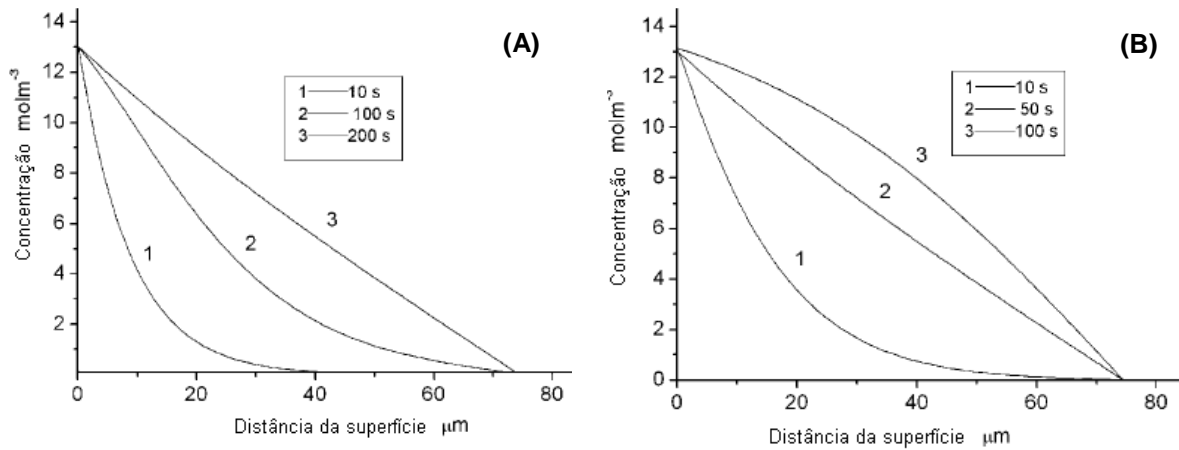


Figura 4. Concentração do gás ao longo da massa em (A) CO e em (B) H<sub>2</sub>, adaptada de Li<sup>(18)</sup>.

As mesmas análises de fração reduzida e taxa de redução foram feitas para o modelo de três interfaces. Seus resultados são mostrados nas Figuras 5 e 6.

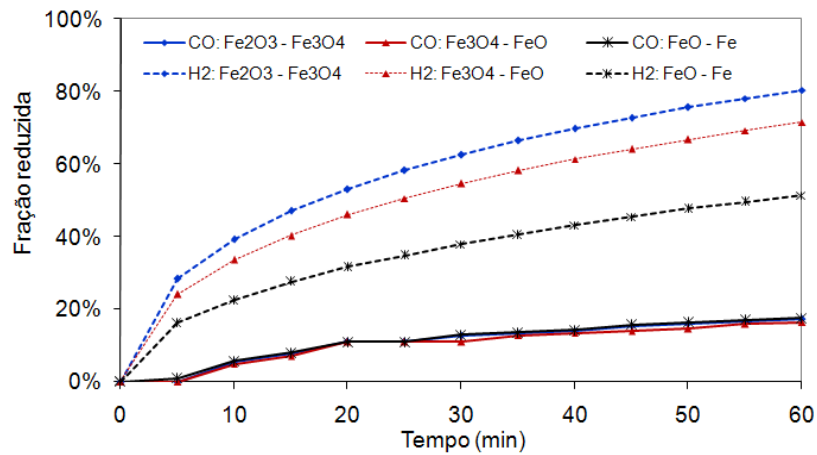


Figura 5. Evolução das frações reduzidas com o tempo para CO e H<sub>2</sub>, a 1123K (850°C), no modelo de três interfaces.

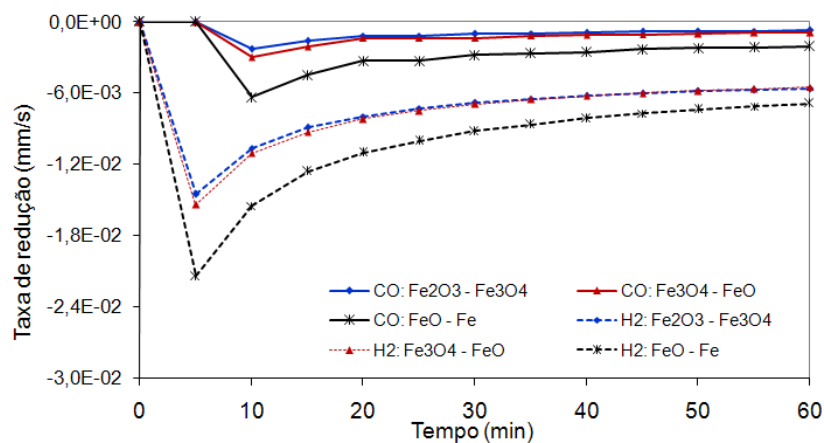
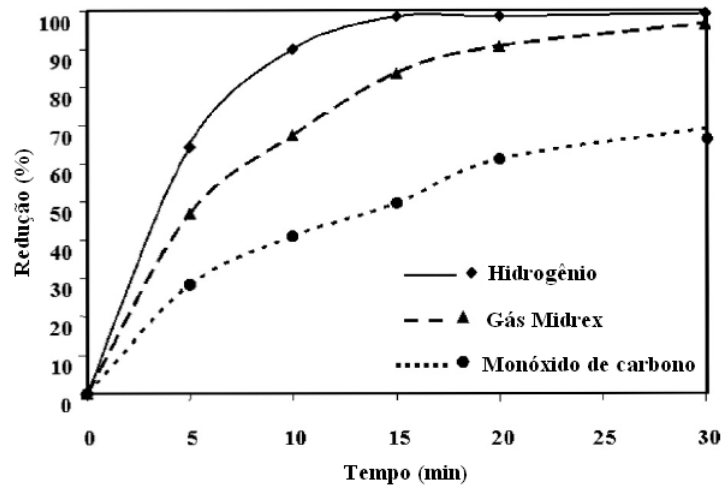


Figura 6. Evolução das taxas de redução com o tempo para CO e H<sub>2</sub>, a 1123K (850°C), no modelo de três interfaces.

Novamente pode-se observar uma diferença nítida nos comportamentos do CO e do H<sub>2</sub> como agentes redutores, tanto do ponto de vista da reductibilidade quando das taxas de redução desenvolvidas. A redução em atmosferas de CO foi

ineficiente, atingindo valores muito baixos de fração reduzida nas pelotas (tanto para uma quanto para três interfaces). Conforme dito anteriormente, a literatura confirma esta diferença.<sup>(13,18,19)</sup> Moon e Rhee<sup>(19)</sup> observaram que em uma atmosfera mista quando a fração de CO aumenta a taxa de redução diminui. Bonalde, Henriquez e Manrique<sup>(13)</sup> além de avaliar os gases puros testou uma mistura comercial de CO, H<sub>2</sub> e N<sub>2</sub>, denominada *Midrex*, e encontrou uma tendência de redutibilidade para esta mistura intermediária àquela para os gases puros, conforme pode-se notar no gráfico da Figura 7.



**Figura 7.** Evolução da redução obtida por Bonalde, Henriquez e Manrique<sup>(13)</sup> para as três atmosferas redutoras consideradas.

As Figuras 5 e 6 não mostram apenas a diferença de comportamento para as atmosferas redutoras, mas também a variação entre os três estágios de redução que compõem o modelo de três interfaces (reações *ii*, *iii* e *iv*). Para a redução pelo CO as três etapas de redução estiveram bastante próximas, tanto na evolução da fração reduzida quanto para a taxa, não permitindo assim a determinação de uma etapa mais lenta, visto que suas curvas de frações reduzidas ao longo do tempo estão praticamente sobrepostas.

Para a redução pelo H<sub>2</sub> pode-se notar que apesar da taxa mais acelerada observada para a terceira interface (FeO → Fe), a evolução da fração reduzida para esta é a mais lenta, alcançando os menores índices de fração reduzida no intervalo de tempo considerado.

Dados da literatura também apontam neste sentido, Warner<sup>(23)</sup> em artigo da década de sessenta considerou como uma das mais importantes características da redução o fato de a reação wustita → ferro ser o estágio controlador do processo. Dutta e Ghosh<sup>(24)</sup> realizaram experimentos de redução, e consideraram apenas os dados do último estágio para fins de análise. Uma das considerações assumidas por Bonalde, Henriquez e Manrique<sup>(13)</sup> ao formularem seu modelo foi que a redução de hematita à wustita acontece muito rapidamente, logo na fase inicial da redução. Adicionalmente, Li e Hong<sup>(18)</sup> afirmam no início de seu artigo que há um consenso de que o último estágio de redução é aquele controlador do processo. Tais informações confirmam a tendência observada neste trabalho.

## 4 CONCLUSÃO

- O controle da cinética da redução é atribuído à etapa de difusão dos gases redutores ao longo da massa já reagida. Esta consideração se mostrou eficiente para a redução pelo  $H_2$ , porém quando  $CO$  é usado como redutor os resultados modelados ficaram abaixo das expectativas. Tal resultado é creditado à baixa difusividade deste gás quando comparado ao primeiro. Tal fato aponta a necessidade da análise do modelo proposto para uma condição de atmosfera mista, onde haverá competição entre as espécies gasosas, e a diferença na difusão estará mais equilibrada, visto a possibilidade de variação da proporção  $CO/H_2$ .
- O modelo proposto encontrou boa correlação com outros resultados obtidos da literatura, permitindo observações recorrentes em outros artigos.

## Agradecimentos

Os autores gostariam de agradecer à CAPES e CNPq pelo apoio fornecido na realização deste trabalho.

## REFERÊNCIAS

- 1 YAGI, J.; Mathematical Modeling of the flow of four fluids in a packed bed; ISIJ International, v33, N.6, (1993), p.619-639.
- 2 YAGI, J.; MUCHI, I.; Theoretical estimation on longitudinal distributions of process variables in blast furnace and its productivity, Transactions ISIJ, v10, (1970), p.392-405
- 3 AUSTIN, P.R.; NOGAMI, H.; YAGI, J. ISIJ International, v37, (1997), p.748-756.
- 4 LAHIRI, A. K.; SESHADRI, V.; Analysis of the blast furnace process based on a dynamic model, Journal of Iron and Steel Institute, (1969), p.293-307.
- 5 TAKATANI, K.; INADA T. UJISAWA, Y.; ISIJ International, v37, (1999), p.15-23.
- 6 SUGIYAMA, T.; SUGATA, M.; Development of Two-Dimensional blast furnace total model and its application, Proceedings of the first international conference and exhibition on computer applications to materials science and Engineering-CAMSE'90, Tokyo, Elsevier Science Publishers B.V. (1990), p.545-552.
- 7 CASTRO, J. A.; A Multi-Dimensional Transient Mathematical Model of Blast Furnace Based on Multi-fluid Model, Ph.D Thesis, IAMP-Institute For Advanced Materials Processing- Tohoku University-Sendai-Japan (2000)
- 8 AUSTIN, P.R.; NOGAMI, H.; YAGI, J.; ISIJ International, v37, (1997), p.458-467.
- 9 OMORI, Y. Blast Furnace Phenomena and Modeling; NY: Elsevier Applied Science, 1987, 629p.
- 10 CASTRO, J. A.; NOGAMI, H. YAGY, J.; Three-Dimensional multi-phase mathematical modeling of the blast furnace based on the multi-fluid model, ISIJ International, v. 41, n.1, p.44-52 Jan. 2002
- 11 TOWHIDI, N.; SZEKELY, J.; The influence of carbon deposition on the reduction kinetics of commercial grade hematite pellets with  $CO$ ,  $H_2$  and  $N_2$ , Metallurgical Transactions B, v. 14, n. 3, p.359-367, 1983;
- 12 EL-GEASSY, A.A.; NASR, M.I.; Influence of the original structure on the kinetics and mechanisms of carbon monoxide reduction of hematite compacts, ISIJ International, v. 30, n. 6, p.417-425, 1990;
- 13 BONALDE, A.; HENRIQUEZ, A.; MANRIQUE, M.; Kinetic Analysis of the iron oxide reduction using hydrogen-carbon monoxide mixtures as reducing agent, ISIJ International, v. 45, n. 9, p.1255-1260, 2005;
- 14 PIOTROWSKI, K.M.; MONDAL, K., WILTOWSKI, T., DYDO, P., RIZEG, G.; Topochemical approach of kinetics of the reduction of hematite to wüstite, Chemical Engineering Journal, v. 131, p.73-82, 2007;



- 15 DONG, X.; YU, A., YAGI, J., ZULLI, P.; Modelling of multiphase flow in a blast furnace: Recent developments and future work, ISIJ International, v. 47, n. 11, p.1553-1570, 2007;
- 16 DONSKOI, E.; McELWAIN, D.L.S.; Estimation and modeling of parameters for direct reduction in iron ore/coal composites: Part I. Physical Parameters, Metallurgical and Materials Transactions B, v. 34B, p.93-102, February 2003;
- 17 DONSKOI, E.; McELWAIN, D.L.S.; WIBBERLEY, L.J.; Estimation and modeling of parameters for direct reduction in iron ore/coal composites: Part II. Kinetic Parameters, Metallurgical and Materials Transactions B, v. 34B, p.255-266, April 2003;
- 18 LI, Q.J.; HONG, X.; Non-isothermal kinetic model for reduction of ferrous oxide with hydrogen and carbon monoxide, Ironmaking & Steelmaking, v. 36, n. 1, p.24-28, 2009;
- 19 MOON, I.-J.; RHEE, C.-H.; Reduction of hematite compacts by H<sub>2</sub>-CO gás mixtures, Steel Research, v. 69, n. 8, p.302-306, 1998;
- 20 KANG, H.W.; CHUNG, W.S., MURAYAMA, T., ONO, Y.; Effect of iron ore shape on gaseous reduction rate, ISIJ International, v. 38, n. 11, p.1194-1200, 1998;
- 21 LEVENSPIEL, O.; Chemical Reaction Engineering – Vol II, Ed. Edgard Blücher Ltd, 1974, São Paulo - Brazil;
- 22 MATTOS, G.A.; Estudo analítico da cinética de redução de pelotas de minério de ferro em altos fornos; Qualificação de Doutorado – PPGEM/UFF-VR, 2010
- 23 WARNER, N.A.; Reduction kinetics of hematite and the influence of gaseous diffusion, Transactions of the Metallurgical Society of AIME, v. 230, p.163-176, 1964;
- 24 DUTTA, S.K.; GHOSH, A.; Kinetics of gaseous reduction of iron ore fines, ISIJ International, v. 33, N. 11, p.1168-1173, 1993;