

BALANÇO TÉRMICO DA FABRICAÇÃO DE FERRO MANGANÊS POR FUSÃO-REDUÇÃO¹

*José Roberto de Oliveira²
Estéfano Aparecido Vieira²
Jorge Alberto Soares Tenório³*

Resumo

Este trabalho tem por objetivo, determinar se a fabricação de ferro manganês pelo processo de fusão redução pode ocorrer somente pela energia produzida através da queima do CO gerado nas reações de redução, ou se o processo precisa de uma fonte externa de energia. Através de dados obtidos da redução do MnO em banho de Fe-C-Mn, calculou-se as velocidades de redução do MnO e conseqüentemente de geração de CO, expressa em mols por minuto. Com estes dados pode-se calcular também o calor gerado pela queima do CO gerando CO₂, e se determinar através de balanços térmicos, se esta quantidade de calor é suficiente para promover as reações de redução dos óxidos e manter o banho metálico líquido durante a fabricação de ferro-manganês pelo processo de fusão-redução, ou se este processo irá precisar de uma fonte externa de calor.

Palavras-chave: Balanço térmico; Fusão redução; Ferro-manganês.

HEAT BALANCE OF FERRO-MANGANESE PRODUCTION THROUGH SMELTING REDUCTION

Abstract

The goal of this work is to evaluate the heat generated through the combustion of CO generated during reduction of manganese ores through smelting reduction process. The heat balance of the process was also performed to evaluate the necessity of extra heat for the process. The heat balance was carried out based on data of experimental tests were the kinetics of smelting reduction of manganese ores was studied.

Key words: Heat balance; Smeltig reduction; Ferro-manganese.

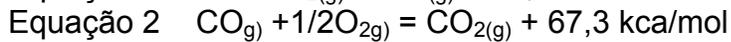
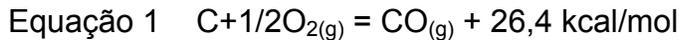
¹ *Contribuição técnica ao XXXVIII Seminário de Aciaria – Internacional, 20 a 23 de maio de 2007, Belo Horizonte, MG, Brasil.*

² *Professor Doutor da Coordenadoria de Metalurgia e Materiais do CEFET-ES, Vitória, ES*

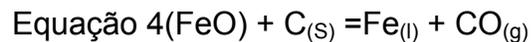
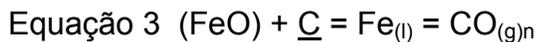
³ *Professor Titular do Departamento de Engenharia Metalúrgica e Materiais da Escola Politécnica da USP*

1 INTRODUÇÃO

No processo de Fusão-Redução, a redução dos óxidos deve ser feita pelo carbono (dissolvido ou sólido), e a geração de calor pela oxidação do CO a CO₂, sendo o calor gerado por esta reação usado para promover as reações de redução que são endotérmicas.⁽¹⁻⁶⁾ Esta reação libera 2,5 vezes mais calor que a oxidação do carbono como é mostrado nas equações 1 e 2:



As etapas citadas no item acima devem ocorrer em um único reator, sendo que a redução dos óxidos pelo carbono, podem ocorrer tanto pelo carbono dissolvido no banho, quanto pelo carbono sólido na escória, como é mostrado para o FeO⁽⁷⁻⁹⁾ na equações 3 e 4.



Os processos de segunda geração consistem basicamente de um reator contendo um banho metálico, onde o minério, que pode estar na forma de finos, é injetado simultaneamente ao oxigênio gasoso e uma fonte de carbono, na parte de cima do reator. Pode haver também a injeção de minério, carvão e de gases pelo fundo do reator. Um esquema deste processo é mostrado na Figura 1.

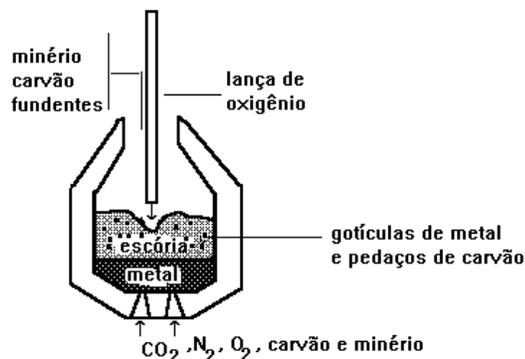


Figura 1. Esquema dos processos de fusão-redução que operam com um reator vertical.

Os óxidos e silicatos presentes no minério formarão a camada de escória, na qual estes óxidos se dissolvem antes de sofrerem as reações de redução. Quando o minério é injetado pela parte de baixo do reator, o mesmo será quase que totalmente reduzido pelo carbono dissolvido no banho antes de formar a escória. Os óxidos dissolvidos na escória podem então ser reduzidos pelos elementos metálicos dissolvidos no banho, pelo CO, pelo carbono dissolvido no banho e pelo carbono sólido em suspensão na escória. Pode-se considerar então que as reações de redução ocorrem nas seguintes interfaces:⁽⁷⁻⁹⁾

- Interface entre escória e banho metálico,
- Interface entre escória e gotas de metal, e
- Interface entre escória e material carbonáceo em suspensão.

Fruehan⁽⁷⁾ estudou a participação de cada reação citada acima na produção total de um reator de 40 t/h (reator de 170 toneladas).

De acordo com o autor, a maior parte das reações de redução ocorrem na interface escória-carvão, e escória-gotas de metal, portanto as reações de redução que ocorrem na interface metal-escória tem menor influência. Katayama et al.⁽¹⁰⁾ estudaram a participação das reações anteriormente citadas para reatores de diferentes capacidades. Os resultados são apresentados na Tabela 1.

Tabela 1 . Participação de cada reação na produção total para reatores de diferentes capacidades⁽⁷⁾

Reação	Até 1 t	Até 5 t	Até 100 t
Escória-banho metálico	70%	55%	33%
Escória-carvão	18%	26%	33%
Escória-gotas de metal	12%	19%	33%

Os resultados mostram que à medida que se aumenta a capacidade do reator, diminui a influência da reação que ocorre na interface metal-escória. Isto ocorre porque quando se aumenta a capacidade do reator, aumenta-se também o volume da escória, e a quantidade de carvão e gotículas de metal na escória.

Para o caso de produção de aço pelo processo de fusão-redução é necessário que o grau de pós-combustão seja da ordem de 50%,⁽¹⁰⁾ sendo este definido como:

$$\text{Equação 6} \quad PC = \frac{(\%CO_2)+(\%H_2O)}{(\%CO_2)+(\%CO)+(\%H_2O)+(\%H_2)} \times 100$$

São dois os principais fatores que afetam a taxa de pós-combustão;⁽¹⁰⁾ injeção de oxigênio pelo topo, e agitação do banho.

A escória, portanto, além de separar as duas zonas do reator, deve assegurar uma boa transferência de calor da zona de combustão para a zona de reação. Esta transferência de calor é feita pelos seguintes mecanismos:⁽¹⁰⁾

- convecção, através da alta temperatura do jato de oxigênio,
- radiação, pela alta temperatura dos gases e da poeira,
- condução e radiação através do calor transferido pelo carvão.

Pode-se considerar que 70% a 80% da transferência de calor é causada pela circulação do carvão, quando a temperatura do gás de saída é menor que 1765°C.

A eficiência da transferência de calor (η) pode ser definida como:^(11,12)

$$\text{Equação 7} \quad \eta(\%) = \frac{1-(H_{gásA} - H_{gásB})}{H_{total}} \times 100$$

onde:

H_{total} = calor total que entra no processo,

$H_{gás A}$ = calor sensível dos gases medido na superfície da escória (zona de combustão), e

$H_{gás B}$ = calor sensível do gás medido na superfície do banho (zona de reação).

A equação mostra que a eficiência da transferência de calor é máxima quando $Hg_{\text{A}} = Hg_{\text{B}}$, o que indica que ocorreu uma total transferência do calor gerado na zona de combustão para zona de reação.

Principais processos

Dentre os processos de segunda geração se destacaram inicialmente o processo japonês LD-CD,⁽¹³⁻¹⁷⁾ o projeto americano da AISI (American Iron and Steel Institute)^(18,19) e o processo HISmelt⁽²⁰⁻²²⁾ desenvolvido por países europeus.

O processo HISmelt, que significa High Intensity Smelting, foi desenvolvido inicialmente pela CRA e Klöckner Werke, e depois pela CRA e Midrex, formando a HISmelt Corporation; consistiu inicialmente, de um reator cilíndrico horizontal, com injeção de carvão, finos de minério e fundentes por baixo. Para melhorar o rendimento térmico injeta-se ar quente para realizar a pós-combustão, e os finos de minério são pré-reduzidos em leito fluidizado usando o gás de saída do reator. Este processo, hoje, mudou para um reator vertical.

A Nakai Steel desenvolveu suas pesquisas em um reator piloto de 5 toneladas, e um forno LD-CB de processo de 170 toneladas.⁽¹⁰⁾

A European Coal and Steel Commission desenvolveu realiza estudos em Roma, Berlin e Dusseldorf, estudando pós-combustão e transferência de calor aplicados ao processo de fusão-redução⁽¹¹⁾. Conseguiram uma eficiência de transferência de calor de mais de 90%, para uma circulação de escória de 300 kg/s.

A Kawasaki Steel Coporation desenvolve um projeto de fusão-redução para recuperação de ferro zinco contidos em finos gerados em fornos elétricos. O reator de fusão-redução possui uma capacidade de produção de 200 toneladas de metal/dia⁽²²⁾.

Dentre as vantagens dos processos de fusão-redução com relação aos processos tradicionais de produção de aço e ferros-liga, podem-se citar como principais:

- utilização de finos de minério sem necessidade de aglomeração,
- utilização de carvão não coqueificável, eliminando a necessidade de coqueria,
- custo de instalação inferior, ao de usinas integradas, uma vez que elimina coqueria, sinterização e outros equipamentos auxiliares, além das unidades poderem ser menores (mini-mills).

Katayama et al.,⁽¹⁰⁾ estudou a redução de sinter de minério de manganês em um forno de indução com capacidade de 100 e 1000 kg.

O autor realizou também experiências para estudar a redução do MnO em escória, por uma liga de Fe-Mn saturada em carbono, através da observação da evolução de CO por meio de raios-X. Foram usados banhos com os teores de Mn de 7%, 22% e 50%. Para o ensaio feito com 7%, observou-se uma certa evolução de bolhas de CO, devido à redução do MnO pelo carbono dissolvido. Esta evolução diminuiu para o teor de 22%. Já no terceiro caso, onde o teor de Mn no banho foi de 50%, não há evolução de CO, o que indica que não houve redução.

Baseado nestes resultados, os autores afirmam que a redução do MnO diminui com o aumento na concentração de manganês no banho, praticamente não ocorrendo para teores em torno de 50%, e que em um processo de fusão-redução para ligas de Fe-Mn a maioria das reações de redução ocorrem na interface escória-carvão.

2 METODOLOGIA

Banho Metálico

O banho na quantidade de 200 gramas foi preparado com os seguintes materiais:

- Ferro em pó, produzido por redução com hidrogênio, com pureza acima de 99,9% da marca Nuclear,
- Manganês eletrolítico, com pureza acima de 99,9% da marca Nuclear,
- Carbono grafite em pó (o mesmo usado nos cadinhos de grafite), fornecido pela Egyper com pureza de 99,9%:

Para evitar que houvesse redução do MnO, pelo carbono dissolvido no banho, foi usada uma liga de Fe-Mn com teor de Mn igual a 60%, que de acordo com a literatura,⁽¹⁰⁾ evita que esta reação ocorra por motivos cinéticos. Os resultados dos ensaios da série de redução pelo banho mostraram o mesmo efeito.

Óxido de Manganês

O MnO foi fornecido pela Eletro Manganês, em um lote de 7kg, com granulometria entre 100 e 60 mesh.

A Tabela 2 mostra a composição química do MnO. Todas as composições químicas neste trabalho são expressão em porcentagem em peso.

Tabela 2 . Composição química do MnO usado.

%MnO	%FeO	%Silica	Ca+Mg(ppm)
97,80	1,00	1,20	200

Minério de Manganês

O minério de foi, peneirado na faixa granulométrica entre 100 e 80 mesh (0,162mm).

A Tabela 3 mostra análise química em base seca deste material.

Tabela 3. Composição química do fino de minério de Mn usado.

Mn*	Fe	SiO ₂	Al ₂ O ₃	P	CaO	MgO
42,3	7,8	9,1	12,8	0.07	-	-

*Mn na forma de MnO₂ e Fe na forma de Fe₂O₃

Aparato Experimental

O banho metálico de Fe-Mn saturado em carbono foi carregado em um cadinho de alumina. Foi usado este cadinho, para evitar que a escória em contato com o cadinho fosse reduzida pelo grafite do cadinho(se o cadinho fosse deste material), embora nos ensaios de redução pelo carbono dissolvido, nos quais foram utilizados cadinhos de grafite, não foi observado desgaste do cadinho na região em que houve contato com a escória.

Os cadinhos de alumina foram colocados dentro de cadinhos de grafite, adaptados, com um diâmetro interno de 5 cm e altura de 13 cm, para facilitar o carregamento desde

arranjo no forno. Este procedimento foi tomado, para evitar um possível vazamento do banho, caso a cadinho de alumina trincasse por algum motivo. Em nenhum dos ensaios este fato ocorreu. A Figura 2 mostra um esquema do equipamento usado.

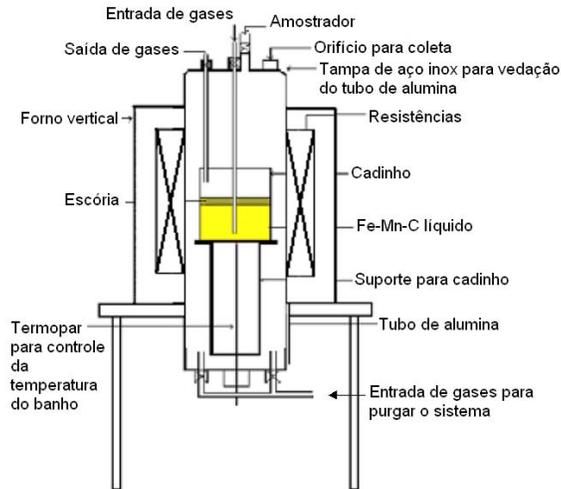


Figura 2 . Esquema do forno usado nos experimentos.

Experimentos

O carregamento da fonte de óxido de manganês (MnO de alta pureza ou minério) e do carbono, foi feito de modo que obtivesse uma distribuição o mais uniforme possível do carbono na escória, e o todo carbono estivesse sempre dentro da camada de escória. Por isto, óxido e grafite foram divididos em três partes, que foram carregadas alternadamente. Durante os ensaios não foi observada a segregação de grafite para a superfície do banho.

A quantidade de minério foi estipulada em 150 g. Esta quantidade foi determinada de modo que se tivesse uma altura da camada escória maior que nos ensaios de redução pelo carbono dissolvido, mas que também fosse uma quantidade que não baixasse muito a temperatura do forno, depois do carregamento do minério para dentro do cadinho, que já estava no interior do forno. A queda na temperatura foi então de $30^{\circ}C$, o que foi corrigido aumentando-se a temperatura do forno antes do carregamento. o minério carregado não foi totalmente, sobrando uma certa quantidade de escória contendo MnO em cada ensaio.

Para reduzir todo o minério, a massa de carbono estequiométrica necessária foi de 37 g, e foi usado o mesmo grafite do qual foram confeccionados os cadinhos como fonte de carbono.

Com base na massa de minério, foi calculada a massa de MnO , que corresponderia à mesma quantidade de Mn . Em 150 g de minério, existem 63 g de Mn . Esta quantidade é equivalente a 83 g de MnO de alta pureza. Nestes ensaios, também, nem todo MnO carregado foi reduzido, sobrando sempre uma certa quantidade no final sobre que cobria todo banho.

Para reduzir todo MnO de alta pureza a massa de carbono estequiométrica necessária, foi 14 g.

As Tabelas 4 e 5 mostram os ensaios realizados

Tabela 4 .Experimentos feitos para estudar a influência do teor de MnO na cinética de redução do MnO de alta pureza pelo carbono sólido.

Ensaio	Massa de grafite(g)	Tipo de óxido	Temperatura (°C)
1	14	MnO (82)	1600
2	37	Minério(150g)	1600

Tabela 5. Ensaios feitos para estudar a influência do tamanho das partículas de carbono na cinética de redução do MnO em minério pelo carbono sólido.

Ensaio	Massa do Grafite(g)	Granulometria (mm)	Massa do minério(g)	Temperatura (°C)
3	37	0,230	150	1600
4		0,162		
5		0,057		

3 RESULTADOS E DISCUSÃO

Velocidade de redução do MnO

As Tabelas 6 e 7 mostram os resultados dos experimentos feitos para estudar a influência da temperatura na cinética da redução do MnO pelo carbono sólido na escória nas temperaturas de 1500, 1550 e 1600⁰ C, usando MnO de alta pureza.

Tabela 6. Variação da porcentagem de Mn no banho nos ensaios de redução do MnO de alta pureza, pelo carbono sólido com 60% de Mn inicial no banho.

Tempo (min)	1600°C	1550°C	1500°C
0	60,0	60	60
5	64,4	63,2	61,7
10	66,7	65,1	63,0
15	67,7	65,7	63,3
20	68,1	66,0	63,6
25	68,2	66,3	63,7
30	68,4	66,4	63,7

Tabela 7. Variação da concentração de Mn no banho e as respectivas velocidades de redução de MnO nos ensaios com MnO de alta pureza.

Tempo (min)	1600°C		1550°C		1500°C	
	C (mols/cm ³)	Vr (mols/min)	C (mols/cm ³)	Vr (mols/min)	C (mols/cm ³)	Vr (mols/min)
0	0,06262	9,10E-02	0,06262	6,37E-02	6,26E-02	3,17E-02
5	0,06653	6,23E-02	0,06546	4,35E-02	6,41E-02	2,06E-02
10	0,0687	2,95E-02	0,06713	1,77E-02	6,53E-02	7,64E-03
15	0,0693	1,84E-02	0,06758	9,83E-03	6,61E-02	5,64E-03
20	0,06966	7,46E-03	0,06785	7,46E-03	6,63E-02	3,64E-03
25	0,06977	4,37E-03	0,06811	4,91E-03	6,64E-02	1,82E-03
30	0,06992	5,10E-03	0,06819	2,55E-03	6,65E-02	1,82E-03

Pela análise da Tabela 7, nota-se que a velocidade de redução do MnO aumenta com o aumento da temperatura.

As Tabelas 8 e 9 mostram os resultados dos experimentos feitos para estudar a influência da temperatura na cinética da redução do MnO pelo carbono sólido na escória na temperatura de 1600^o C, usando minério de diferentes granulometrias.

Tabela 8. Variação da porcentagem de Mn no banho nos ensaios de redução do MnO de alta pureza, pelo carbono sólido com 60% de Mn inicial no banho.

Tempo(min)	0,230 mm	0,162mm	0,057mm
0	56,6	56,6	56,6
5	59,5	59,9	60,7
10	61,4	61,8	62,9
15	62,2	62,6	63,8
20	62,6	63,0	64,0
25	63,0	63,3	64,2
30	63,1	63,4	64,3

Tabela 9. Variação da concentração de Mn no banho, e as respectivas velocidades de redução de MnO nos ensaios variando o tamanho das partículas de grafite.

Tempo (min)	d1= 0,057mm		d2= 0,162 mm		d3 = 0,230 mm	
	C (mols/cm ³)	Vr (mols/min)	C (mols/cm ³)	Vr (mols/min)	C (mols/cm ³)	Vr (mols/min)
0	0,059571	8,74E-02	0,059571	6,30E-02	0,059571	5,53E-02
5	0,06325	5,64E-02	0,06256	4,42E-02	0,06221	3,95E-02
10	0,0652	2,31E-02	0,06426	2,18E-02	0,06388	2,02E-02
15	0,06595	1,29E-02	0,06497	1,40E-02	0,06455	1,38E-02
20	0,06613	4,73E-03	0,06533	8,19E-03	0,06497	1,00E-02
25	0,06628	3,64E-03	0,06557	4,19E-03	0,0653	4,91E-03
30	0,06638	0,00291	0,06564	1,82E-03	0,06533	7,28E-04

Pela análise da tabela 9 nota-se que a velocidade de redução do MnO aumenta com a diminuição do tamanho das partículas de grafite usadas. Este aumento, se deve ao aumento da área de contato entre MnO/grafite.

O maior aumento na velocidade de redução do MnO encontrada (1,39 vezes), foi quando houve uma diminuição no tamanho das partículas de grafite de 0,162 para 0,057 mm (2,84 vezes). Quando se diminuiu o tamanho de 0,230 para 0,162 mm(1,42 vez) a variação foi menor (1, 14 vezes). Este fato pode ser explicado pela análise da tabela 10.

Tabela 10. Variação da área de contato entre escória e grafite com diferentes tamanhos de partículas e massas de 14g e 37g.

Diâmetro (cm)	Área de Contato (cm ²)	
	14 g	37 g
0,0230	2028,9	5362,3
0,0162	2880,65	7613,2
0,0057	8187,1	21637,4

A Tabela 10 mostra que o aumento na área de contato entre escória grafite é aproximadamente de 4 vezes para a diminuição dos tamanhos das partículas de 0,057mm para 0,162mm; e de 1,4 vezes para a diminuição de 0,162mm para 0,230mm. Esta variação justifica a maior velocidade encontrada no primeiro caso.

Balanço térmico

A Figura 3 mostra a potência gerada pela queima do CO, produzido devido à redução dos óxidos contido no minério de manganês, com o oxigênio (reação de pós-combustão) na temperatura de 1600⁰ C. Os cálculos foram feitos baseados na Tabela 9.

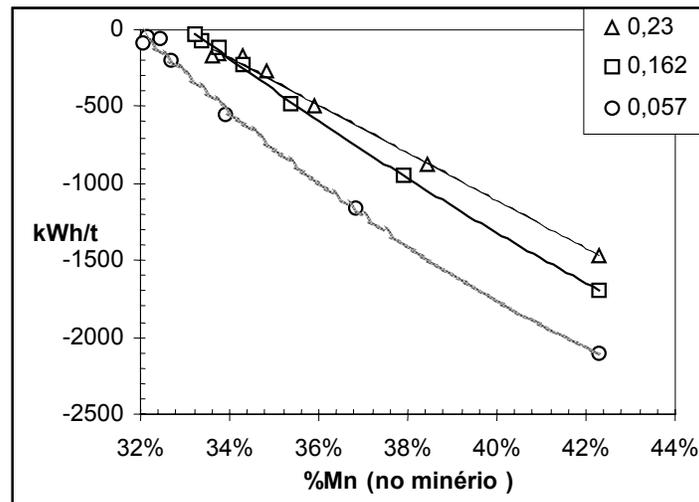


Figura 3. Potência gerada por tonelada de material produzido em função do percentual de Mn no material carregado.

A Figura 3 mostra a quantidade de energia gerada por tonelada de material produzido. À medida que a %Mn no minério é reduzida, devido à incorporação deste no banho líquido, tem-se uma redução significativa da quantidade de energia gerada pelo minério. Neste cálculo foi também levada em conta a energia produzida pela redução do Fe_2O_3 .

Em processos industriais de produção do ferro-manganês o consumo teórico é da ordem de 2500kWh/t considerando inclusive as perdas térmicas⁽²²⁾. Logo, os resultados mostram que neste processo, nas condições estudadas, a geração de energia é ainda insuficiente para manter o processo. Porém pode-se aumentar a quantidade de energia gerada através de aumento na quantidade de MnO_2 e Fe_2O_3 no minério ou na escória. Através de dados experimentais é possível encontrar situações ótimas de mistura onde o rendimento econômico seria maior.

Outro aspecto importante é a granulometria do carvão utilizado. Considerando que a reação irá ocorrer pelo carbono sólido na escória, quando mais fino for o carvão, maior será a velocidade de reação. Logo se tem um incremento na potência gerada pelo processo, quando a granulometria média do material passa de 0,162 para 0,057mm a potência aumenta em 24%.

4 CONCLUSÕES

Pelas condições experimentais neste trabalho conclui-se que:

-A velocidade de redução do MnO pelo carbono sólido aumenta com o aumento da temperatura, e entre 1500°C e 1600°C ocorre um aumento de 2,8 a 3,2 vezes nas velocidades iniciais.

-Uma diminuição na granulometria do grafite, aumenta a velocidade de redução do MnO, devido a um aumento na área de contato entre a escória e o grafite.

- Quando a granulometria média do material passa de 0,162 para 0,057mm a potência gerada aumenta em 24%.

-O processo nas condições estudadas não é auto suficiente em termos de energia, mas pode ser, se houver um aumento na quantidade de MnO e ou FeO no minério.

REFERÊNCIAS

- 1 PRAKASH, S. et al. Smelting reduction of prerduced iron ore. **Ironmaking and Steelmaking**, pp. 468 –475, vol. 24, nº. 6, 1997.
- 2 DAS, S.N. ; PAL, P.K. Smelting Reduction Processes Na Overview. **Metal News**, pp.7-14, abril, 1994.
- 3 OLIVEIRA, J.R. ; TENÓRIO, J.A.S. ; ASSIS, P.S. Smelting reduction: Uma alternativa para a produção de gusa, aço e ferro-ligas. **METALURGIA E MATERIAIS**, 54. ABM. pp.580-581. 1998.
- 4 OLIVEIRA, J.R. ; TENÓRIO, J.A.S. ; MOURÃO, M.B. Análise do Processo de Fabricação de Aço pela Técnica de Fusão Redução. *In: Anais do 48º Congresso Anual da Associação Brasileira de Metalurgia e Materiais*. Resumos. Rio de Janeiro, jul. A.B.M., pp.193-194. 1993.
- 5 MOURÃO, M.B. **Redução de Óxidos de Ferro por Carbono Dissolvido em Ligas de Ferro-Carbono Líquidas**. Tese apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para Obtenção de Título de Professor Livre Docente junto ao Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Materiais. São Paulo, 1997.
- 6 MOURÃO, M.B. Processos de Fusão-Redução em Banho Líquido para a Obtenção de Ferro e Aço. **11ª Reunião Anual do Prosid**, São Paulo, junho. 1992
- 7 FRUEHAN, R.J. Reactions Rates and Rate Limiting Factors in Iron Bath Smelting. **Savard/Lee International Symposium on Bath Smelting**, TMS, pp. 233-248, october. 1992.
- 8 FRUEHAN, R.J. Iron Bath Smelting - Current Status and Understanding. **International Conference of New Smeltig Reduction and Near Shape Casting Technologies for Steel**, pp.39-56, 1990.
- 9 FRUEHAN, R.J. et al. Analysis of Bath Smelting Processes for Producing Iron. **ISIJ International**, v.32, n.4, pp.538-544, 1992.
- 10 KATAYAMA, H. et al. The Characteristics and the Function of a Thick Slag Layer in the Smelting Reduction Process. **ISIJ International**, v.33, n.1, pp.124-132, 1993.

- 11 IBARAKI, T. et al. Development of Smelting Reduction of Iron Ore - An Approach to Commercial Ironmaking. **Ironmaking Conference Proceedings**, pp.95-102, 1989.
- 12 TANABE, H. et al. The Primary Stage of the Development of Smelting Reduction Process in NKK. **Ironmaking Conference Proceedings**, pp.89-94, 1989.
- 13 KITAGAWA, T. et al. Operational Results of 100 ton/ day Test Plant for Smelting Reduction Iron Ore in NKK. **Savard/Lee International Symposium on Bath Smelting**, TMS, pp.611-622, october. 1992.
- 14 UKRUST, E. ; DOWNING, K.B. The AISI Direct Steelmaking Program, **50th Ironmaking Conference Proceedings**, AIME, pp.659-663. 1991.
- 15 AUKRUST, E. Results of the AISI/DOE Direct Steelmaking Program. **Savard/Lee International Symposium on Bath Smelting**, TMS, pp.591-610, october. 1992.
- 16 KOR, G.J.W. The AISI Stell Initiative, **Steel Research**, v.60, 1989, n.3+4, pp.499-506.
- 17 INNES, J.A. et al. Direct Smelting of Iron in a Liquid Iron Bath- The HISmelt Process. **Process Technology Conference Proceedings**, pp. 225-231, 1988.
- 18 HARDIE, G.J. et al. Adaptation of Injetion Technology for the Hismet Process, **Savard/Lee Interational Symposium on Bath Smelting**, TMS, pp. 623-644, october, 1992.
- 19 KEOGH, J.V. et al. Hismelt Process Advances to 100.000 t/y Plant, **50th Ironmaking Conference Proceedings**, 1991, AIME, pp. 635-649.
- 20 HARDIE, G.J. ; HOFFMAN, G.E & BURKE, P.D. Hismelt – Na Interim Progress Report, **Ironmaking Conference Proceedings**, v.54, 1995, AIME, pp. 507-512.
- 21 HARA, Y. ; ISHIWATA, N. ; ITAYA, H. Smelting Reduction Process with a Coke Packed Bed for Steelmaking Dust Recycling. **ISIJ International**, v.40, pp. 231-237, 2000.