



INFLUÊNCIA DE PARÂMETROS OPERACIONAIS SOBRE A DISPERSÃO DO AGENTE DESSULFURANTE NO GUSA EM REATOR KANBARA¹

Leandro Rocha Lemos²
Carlos Antônio da Silva³
Itavahn Alves da Silva⁴
José Dimas Arruda⁵
Varadarajan Seshadri⁶

Resumo

A eficiência de dessulfuração do gusa no Reator Kanbara (KR) é substancialmente superior às do carro-torpedo e na panela, sendo função da geometria, excentricidade, profundidade de imersão e velocidade de rotação do agitador mecânico; distribuição granulométrica do dessulfurante. Os efeitos desses parâmetros sobre o fenômeno de dispersão foram investigados e discutidos utilizando resultados experimentais via modelagem física e matemática. Os resultados obtidos demonstram que a dispersão das partículas sólidas é mais efetiva para baixa profundidade de imersão e alta velocidade de rotação do agitador mecânico.

Palavras-chave: Dessulfuração; Gusa; Dispersão de partículas; Reator Kanbara.

INFLUENCE OF OPERATING PARAMETERS ON THE DISPERSION OF THE DESULFURIZING AGENT IN THE KANBARA REACTOR

Abstract

The efficiency of desulfurization of hot metal in the Kanbara Reactor (KR) is substantially higher to the torpedo car and ladle, being a function of eccentricity, immersion depth and rotational speed of the impeller and rate of dispersion of the desulfurizing reagent in the hot metal. The effects of these parameters on the dispersion phenomenon were investigated and discussed using experimental and mathematical results. Results obtained show that the dispersion of solid particles is more effective for low immersion depths and high speeds of rotation of the mechanical stirrer.

Key-words: Desulfurization; Hot metal; Particle dispersion; Kanbara reactor.

¹ Contribuição técnica ao 42º Seminário de Aciaria – Internacional, 15 a 18 de maio de 2011, Salvador, BA, Brasil.

² Engenheiro Metalúrgico, Professor do Instituto Federal de Minas Gerais, Mestrando da Redemat/UFOP;

³ MSc, PhD, Professor Associado, Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Materiais, Escola de Minas, UFOP;

⁴ MSc, DSc. Professor Associado, Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Materiais, Escola de Minas, UFOP;

⁵ Aluno de graduação do Curso de Engenharia Metalúrgica e de Materiais, Escola de Minas, UFOP

⁶ Dr. Ing. Professor Emérito do Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Materiais, UFMG.



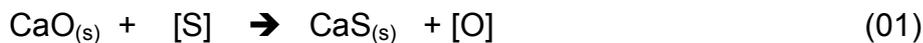
1 INTRODUÇÃO

O processo KR caracteriza-se pela dispersão do agente particulado no banho através do método de agitação mecânica (Figura 1). Devido aos efeitos macro cinéticos, a eficiência de dessulfuração do gusa no reator Kanbara é dependente da fração de dispersão do reagente particulado no banho. Contudo, mesmo sob condição de dispersão incompleta a eficiência metalúrgica do KR é extremamente superior à de dessulfuração por injeção em carros-torpedos e painéis de transferência.



Figura 1- Vista de uma instalação KR para dessulfuração do gusa.

Considerando-se o processo de dessulfuração do gusa pela reação



e a constante de velocidade de reação de dessulfuração do gusa k_s descrita por:

$$\frac{d[\%S]}{dt} = -k_s[\%S] \quad (02)$$

Se observa que o aumento do grau de dispersão do agente dessulfurante resulta no aumento da constante da velocidade de reação de de-S, em virtude do aumento da área da interface metal-partícula, Figura 2, a qual é ditada pelas condições operacionais: rotação, profundidade de imersão, geometria e excentricidade do agitador; além da granulometria e propriedades físicas do agente dessulfurante. Os parâmetros limites do processo são: nível de borda livre; formação de bolhas de ar sob a base do agitador; projeção de particulados para fora da panela e resistência termomecânica do refratário.

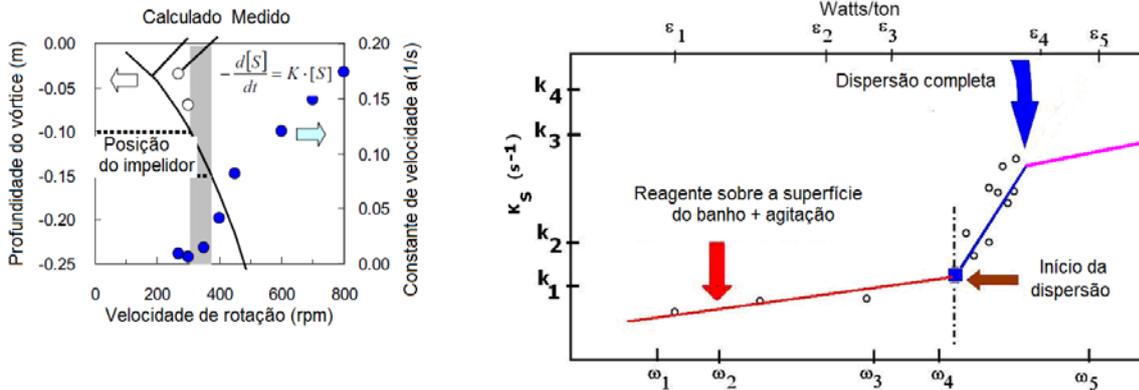


Figura 2 – a) Efeitos da posição e velocidade de rotação do agitador mecânico sobre a profundidade do vórtice e constante de velocidade de reação.⁽¹⁾ b) Efeito da velocidade de rotação do impelidor e da taxa de dissipação de energia sobre a constante de velocidade da reação de dessulfuração.^(2,3)

Através de modelagem física, Nakai et al.⁽⁴⁾ demonstraram a existência de três estágios para a ocorrência do fenômeno de dispersão do agente dessulfurante no banho metálico no reator KR, como demonstrado na Figura 3:

- I. Estágio sem dispersão, situação na qual o vórtice formado não alcança o topo do agitador mecânico;
 - II. Estágio de transição, situação na qual o fundo do vórtice situa-se entre o topo e a base do agitador mecânico, propiciando o início do fenômeno de dispersão;
 - III. Estágio de dispersão completa, caso em que o fundo do vórtice localiza-se abaixo da base de agitador.
- IV.

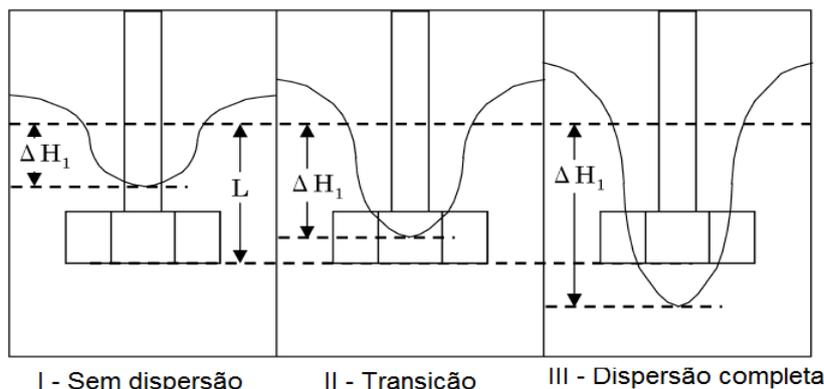


Figura 3- Diagrama esquemático correlacionando profundidade de imersão do agitador mecânico e profundidade do vórtice.⁽³⁾

Segundo Nakai et al.,⁽⁴⁾ altos níveis de dessulfuração podem ser assegurados se a completa dispersão do agente dessulfurante for alcançada, resultando na maximização da área da interface da reação sólido-líquido. A maximização e a manutenção da dispersão do dessulfurante são fortemente influenciadas pelo posicionamento, geometria e velocidade de rotação do impelidor. Condições de baixas profundidades de imersão e altas velocidades de rotação, para o impelidor descentralizado, reduzem a tendência de formação de vórtices, de bolsão de ar sob a base do agitador e elevam a taxa de dispersão. A Figura 4 ilustra o efeito da excentricidade sobre a distribuição e velocidade do fluxo, obtida por modelagem matemática via ANSYS®.

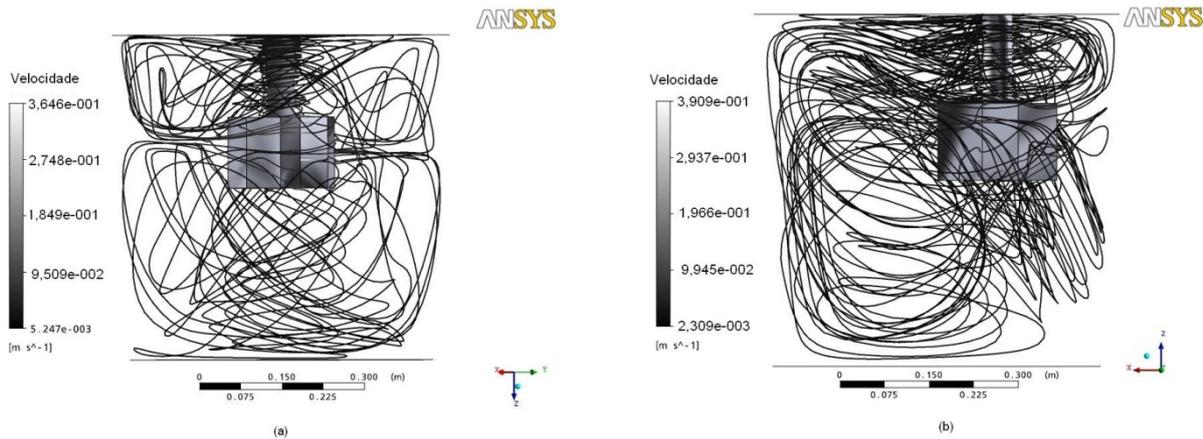


Figura 4- Efeito da excentricidade sobre a distribuição de fluxos no interior do KR: a) central; b) excêntrico.⁽⁵⁾

As vantagens metalúrgicas características do processo KR consistem na maximização da interface de reação; maior grau de dispersão do dessulfurante e aumento da produtividade, sem afetar a qualidade final dos aços. A otimização dos parâmetros operacionais: profundidade de imersão, velocidade de rotação e o posicionamento do agitador mecânico, permitem a maximização da taxa de dispersão e com isto, aumento da eficiência metalúrgica do processo.

2 OBJETIVOS

Investigar os efeitos dos parâmetros operacionais típicos do processo – geometria, profundidade de imersão e velocidade de rotação, além de densidade do agente particulado, sobre o comportamento de dispersão no banho no KR, via modelagem física e matemática.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Para condução dos experimentos foi utilizado um modelo físico em acrílico na escala de 1:7 do Reator Kanbara da Arcelor Mittal Tubarão (AMT), com capacidade de 315 toneladas de gusa, vide Figura 5. As condições operacionais utilizadas estão representadas na Tabela 1.

O amostrador de partículas dispersas é mostrado na Figura 5b, e consiste, basicamente, de uma cesta em arame, na forma de um cilindro (fechado na extremidade posterior) e com porta retrátil. Então, após a imersão do amostrador em distâncias de 6 cm, 23,5 cm, 41 cm e 57,5 cm (medidos a partir do fundo do reator), a porta retrátil é aberta durante um período definido de 20 s, 40 s, 60 s, 80 s, a depender da velocidade de rotação e profundidade de imersão do agitador mecânico. Feito isso, a porta do amostrador se fecha, e o material coletado é recolhido, secado e pesado. Um resultado típico é mostrado na Figura 6 e a taxa de captura (g/s) foi escolhida para caracterizar a dispersão do agente particulado no banho.

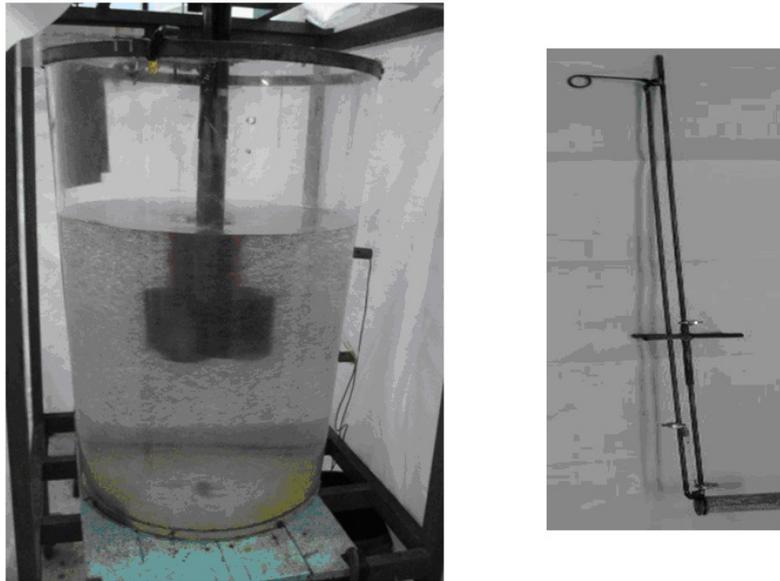


Figura 5- a) Modelo físico do KR da AMT; b) Sistema de coleta de partículas sólidas no banho.

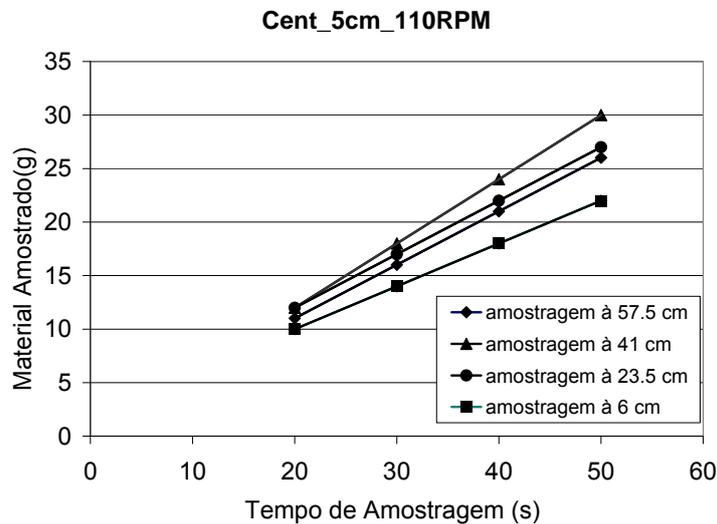


Figura 6- Massa de material coletado versus tempo de amostragem para a velocidade de 110 RPM, agitador centralizado e com profundidade de imersão de 5 cm.

Tabela 1 - Condições operacionais de simulação do processo

| Dados | Modelo Físico | Condições Industriais |
|----------------------------------|---|---------------------------------|
| Diâmetro médio de partícula | 0.001252[m] | ----- |
| Densidade da partícula | 996[kg m ⁻³] | ----- |
| Fração volumétrica de partículas | 0.00186334 | ----- |
| Densidade do fluido | 1-Água: 1000[Kg m ⁻³] 2-Solução (ZnCl ₂):1267[Kg m ⁻³] 3-Solução (ZnCl ₂):1347[Kg m ⁻³] | Gusa- 6600[kg m ⁻³] |
| Viscosidade | 1- 0.001[Pa s] 2- 0.00245[Pa s] 3- 0.00303[Pa s] | Gusa- 0.00715[Pa s] |

A Figura 7 mostra os tipos de agitadores mecânicos utilizados nos experimentos do modelamento físico.



Figura 7– Tipo de agitadores mecânicos: a) tipo curvo (A); b) tipo quadrado (B).

A Figura 8 ilustra o mecanismo de início da dispersão do reagente particulado no banho, ressaltando que à medida que o fundo do bojo do vórtice alcança o agitador, o processo de dispersão se desenvolve, tornando-se mais intenso para posições mais baixas da base do agitador.

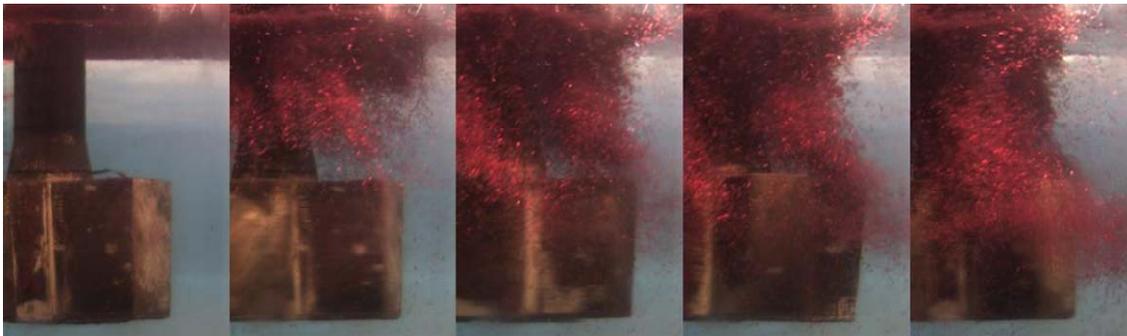


Figura 8- Evolução do processo de dispersão do reagente particulado no banho.

Detalhes da simulação matemática, realizada no Ansys-CFX podem ser encontrados em Mansur.⁽⁷⁾ Utilizou-se o modelo $k-\varepsilon$ de turbulência, onde k representa a energia cinética de turbulência, ε é taxa de dissipação de energia, acoplado à equação de Navier-Stokes e Continuidade. Quanto ao escoamento multifásico escolheu-se o método Euleriano, por não impor limitações para a proporção de mistura e modelo da fase dispersa.

Para as partículas, foi implementado o coeficiente de arraste de Gidaspow e aplicada à condição de deslizamento livre em todas as paredes do reator e das faces do impelidor. O coeficiente de Gidaspow é determinado da seguinte forma (ANSYS Guide, 2006 **colocar na lista de referências e acertar numeração das outras citações**):

$$C_D = r_c^{-1,65} \max\left(\frac{24}{Re'}(1 + 0,15 Re'^{0,687}), 0,44\right) \quad (03)$$

$$Re' = r_c Re$$

Onde: C_D : coeficiente de arraste; r_c : fração da fase contínua; Re : número de Reynolds. Se $Re < 1000$, utilizar $\frac{24}{Re'}(1 + 0,15 Re'^{0,687})$; caso $Re \geq 1000$, utilizar 0,44.



A geometria foi gerada no DesignModeler® com a peculiaridade de ser representada a curvatura e elevação do nível do líquido, provocada durante a agitação. Foram utilizadas malhas, tetraédricas, com aproximadamente 900.000 elementos. O refinamento foi feito com elementos hexaédricos nas paredes do agitador e da panela.

As condições de contorno implementadas no software CFX®, incluíram a aplicação da condição de não deslizamento, para o líquido, nas paredes da panela e do agitador, e na superfície do líquido a condição de deslizamento livre. Delimitou-se também uma região rotativa para que fossem consideradas as forças de Coriolis e centrífuga, ilustrada na Figura 9. Depois de aplicadas as condições de contorno, foram obtidas as soluções no “solver” do CFX .

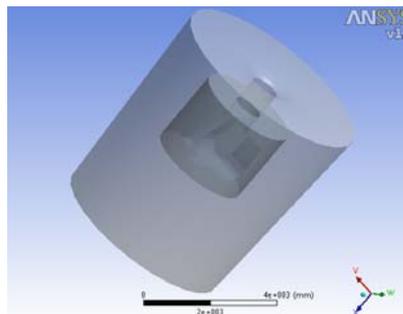


Figura 9- Ilustração da região rotativa.⁽⁷⁾

4 RESULTADOS

As Figuras 10, 11 e 12 mostram que, com o agitador mecânico locado no centro da panela, o fenômeno de dispersão das partículas no banho, agitado mecanicamente, ocorre preferencialmente na metade superior do reator. Nota-se que quanto menor a profundidade de imersão, maior a dispersão das partículas. O comportamento da dispersão das partículas para o agitador B centralizado é semelhante ao de geometria A, para os mesmos casos de imersão, velocidade e centralização do mesmo.

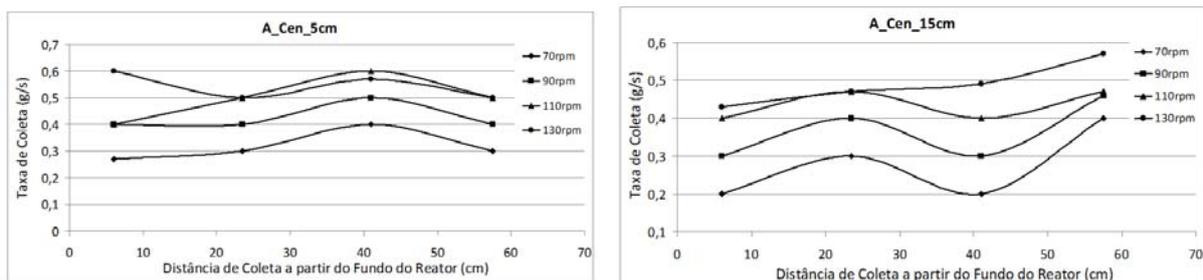


Figura 10- Efeito da velocidade de rotação e da profundidade de imersão do agitador mecânico A (5 cm e 15 cm), posicionado no centro da panela, sobre a taxa de dispersão do particulado sólido. A densidade da solução é de 1.000 kg/m³.

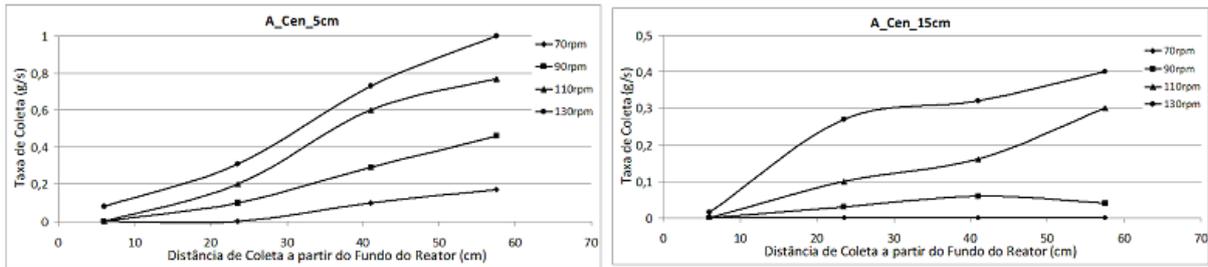


Figura 11- Efeito da velocidade de rotação e da profundidade de imersão do agitador mecânico A (5 cm e 15 cm), posicionado no centro da panela, sobre a taxa de dispersão do particulado sólido. A densidade da solução é de 1.267 kg/m³.

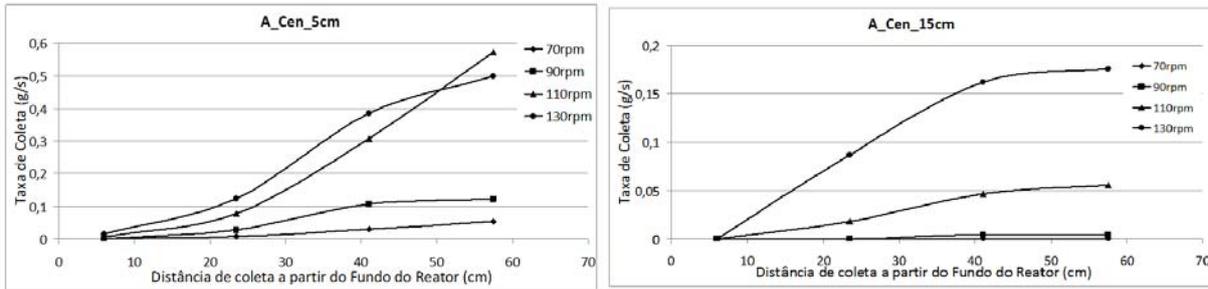


Figura 12- Efeito da velocidade de rotação e da profundidade de imersão do agitador mecânico A, posicionado no centro da panela, sobre a taxa de dispersão do particulado sólido com densidade de 1.347 kg/m³.

Os dados experimentais de dispersão foram sintetizados por meio de equações de regressão (*stepwise regression*, MINITAB). Como se mostrou nas figuras anteriores, a dispersão tende a ser extremamente desuniforme, com a maioria das partículas dispersas concentradas no topo do reator. Este efeito é mais pronunciado quanto maior a diferença entre densidades, do líquido e da partícula, o que comparativamente a estes experimentos, deve ser agravado no caso industrial. Como na porção inferior do reator a quantidade de partículas é substancialmente menor, os resultados experimentais obtidos por amostragem nestas posições (6 cm do fundo) podem ser menos confiáveis. Deste modo, optou-se por determinar equações de regressão que fossem aplicadas a cada nível de amostragem, para cada impelidor e posição (cêntrica, excêntrica) (Tabela 2).

Ainda nesta tabela, a taxa de dispersão foi calculada, para cada caso, considerando valores médios de velocidade, profundidade de imersão do agitador mecânico e diferença de densidade entre a solução e a partícula, a saber, respectivamente: 110 rpm, 10 cm e 204 Kg/m³, para fins de comparação. A última coluna desta tabela apresenta um comparativo de taxa de dispersão tomando como "caso base" aquele correspondente à situação descrita na última linha (distância de coleta ao fundo do reator igual a 57,5 cm e impelidor B descentralizado), à qual se arbitrou o valor 100. Como se indica, pra todas as outras situações a dispersão é menor.



Tabela 2 - regressão linear para os agitadores A e B, centralizados e descentralizados

| DCFR (cm) | | R ² | Taxa de dispersão (g/s) | % |
|----------------------|--|----------------|-------------------------|-------|
| Equação Cen A | | | | |
| 23,5 | (g/s)=0,07843 -0,0011 Δd +0,00316 rpm | 87,71 | 0,202 | 41,7 |
| 41 | (g/s)=0,1019 -0,00089 Δd +0,00553 rpm -0,0211 imr | 87,72 | 0,318 | 65,8 |
| 57,5 | (g/s)=0,03039 -0,00078 Δd +0,0067 rpm -0,0211 imr | 67,71 | 0,397 | 82,3 |
| Equação Des A | | | | |
| 23,5 | (g/s)= -0,1581 +0,00211 rpm | 67,58 | 0,074 | 15,3 |
| 41 | (g/s)= -0,04902 -0,00042 Δd +0,00511 rpm -0,0167 imr | 91,35 | 0,260 | 53,9 |
| 57,5 | (g/s)= -0,08716 +0,00615 rpm -0,027 imr | 90,99 | 0,319 | 66,1 |
| Equação Cen B | | | | |
| 23,5 | (g/s)= 0,02039 -0,00097 Δd +0,00421 rpm -0,0052 imr | 88,23 | 0,234 | 48,4 |
| 41 | (g/s)= -0,0514 -0,00066 Δd +0,00533 rpm -0,0124 imr | 77,23 | 0,293 | 60,7 |
| 57,5 | (g/s)= 0,01222 -0,00066 Δd +0,00533 rpm -0,0124 imr | 73,75 | 0,340 | 70,4 |
| Equação Des B | | | | |
| 23,5 | (g/s)= -0,09707 -0,00034 Δd +0,00268 rpm | 74,67 | 0,128 | 26,6 |
| 41 | (g/s)= -0,2924 +0,00574 rpm -0,0072 imr | 98,5 | 0,267 | 55,3 |
| 57,5 | (g/s)= -0,1062 -0,00028 Δd +0,00743 rpm -0,0171 imr | 97,03 | 0,483 | 100,0 |

Sendo: DCFR: distância de coleta a partir do fundo do reator (cm); Δd: variação de densidade entre a solução utilizada e a partícula (kg/m³); rpm: velocidade de rotação do impeller (rpm); imr: profundidade de imersão do impeller (cm); R²: coeficiente de ajuste da equação.

O que demonstra que a taxa de dispersão é semelhante para ambas as geometrias estudadas e agitador mecânico centralizado. E, para o caso descentralizado, observa-se que o agitador B produz maiores taxas de dispersão do agente particulado, comparando-se, sob os mesmos casos, com o agitador A. Fato esse, exemplificado pela Figura 13. No entanto, a dispersão propiciada pelo agitador A é mais uniforme.

Ao comparar o efeito da geometria dos tipos de agitadores sobre a magnitude da taxa de dispersão, para as mesmas demais condições operacionais, o de formato curvo descentralizado parece exercer o mesmo efeito do que o de formato quadrado centralizado, nas porções mais altas do vórtice.

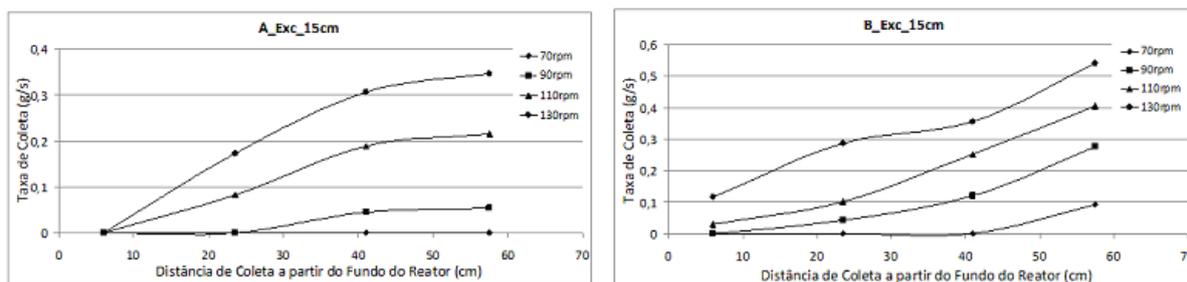


Figura 13- Efeito da geometria, velocidade de rotação e profundidade de imersão do agitador mecânico, posicionado excêntrica à panela, sobre a taxa de dispersão do particulado sólido. A densidade da solução é de 1.267 kg/m³.

Para ambas as geometrias do agitador mecânico consideradas, menores profundidades de imersão e maiores velocidades de rotação resultam em uma maior taxa de dispersão do dessulfurante. No entanto, é importante ressaltar que o



aumento da velocidade de rotação favorece a dispersão, mas é limitada por outros efeitos indesejáveis, tais como: formação de bolsão de ar sob a base do impeller; elevação do nível de líquido no reator, o que requer maior necessidade de borda livre para que o transbordamento seja evitado.^(6,7)

A Figura 14 mostra a comparação entre os resultados experimentais (110 rpm, imersão do agitador B a 15 cm, centralizado) e os obtidos via CFX®. Como se nota, não existe concordância perfeita entre o modelo e experimentos, notadamente na região superior e na região inferior. Nesta última, devida à imprecisão decorrente de baixa concentração de partículas; na primeira, a dificuldade de amostragem se deve à condição de turbulência, que não é reproduzida por um perfil geométrico fixo (assumido do vórtice). A maior concentração de partículas se encontra na região intermediária.

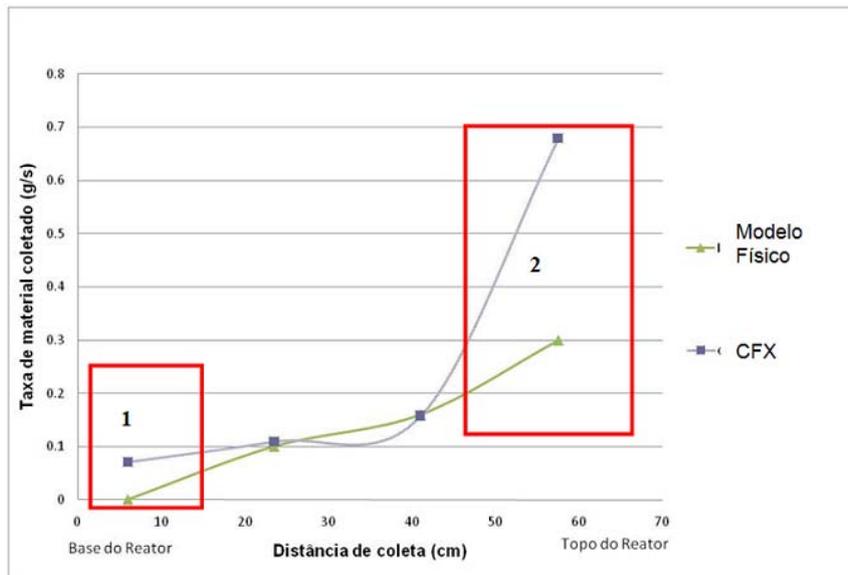


Figura 14- Comparação entre as curvas teórica, via CFX® e experimental, para o agitador B, centralizado, com profundidade de imersão de 15cm e velocidade de rotação de 110 rpm.

Um valor de coeficiente médio de transferência de massa, aplicável a todo o volume do reator industrial pode ser calculado, considerando a distribuição de dessulfurante no gusa e a distribuição de taxa de dissipação no reator industrial, de acordo com o software CFX:

$$k_s = \frac{D_s}{d_p} \left[2 + 0,4 \left[\frac{\varepsilon d_p^4 \rho_L^3}{\mu_L^3} \right]^{1/4} \left(\frac{\mu_L}{D_s \rho_L} \right)^{1/3} \right] \quad (04)$$

Onde: k_s = coeficiente de transferência de massa na interface metal-partícula (m/s); D_s = coeficiente de difusão de enxofre no ferro líquido (m^2/s); d_p = diâmetro médio da partícula (m); ε = taxa de dissipação de energia (W/kg); ρ_L = densidade de ferro-gusa (kg/m^3); μ_L = viscosidade do metal ($kg/m.s$).⁽²⁾

De acordo com a Figura 15, observa-se uma leve tendência ao aumento do coeficiente de transferência de massa com a elevação da velocidade, sem muita influência dos parâmetros operacionais. Entretanto (Figura 16), existiria também uma forte gradação dos valores deste coeficiente, de acordo com a proximidade ao



agitador mecânico: claramente os valores são maiores ao lado do agitador, onde se concentraria a maior parte das partículas.

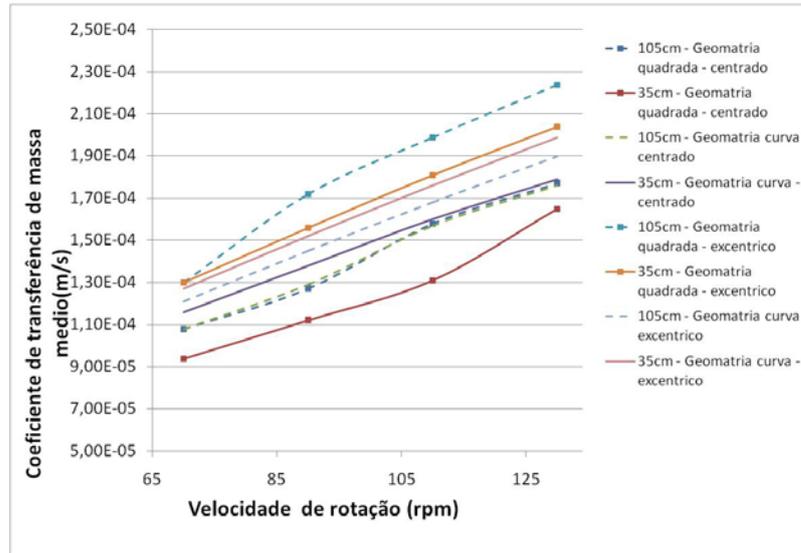


Figura 15- Variação do coeficiente de transferência de massa em função das condições operacionais e velocidade de rotação, reator industrial.

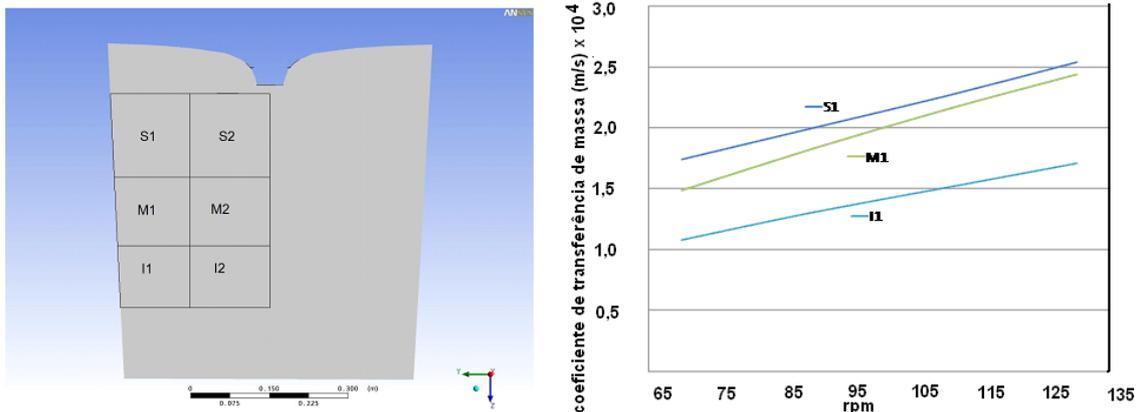


Figura 16 - Variação do coeficiente de transferência de massa, nas regiões externas, em função da velocidade de rotação, para a imersão do agitador à 15cm, impeller centralizado e geometria quadrada (B), reator industrial.

Em resumo, os resultados apontam para um grau de dispersão extremamente desuniforme, bem como de valores de coeficiente de transferência de massa. Modelos reacionais neste reator deveriam levar em conta esta particularidade. Por exemplo, considerando uma região de reação entre o metal e as partículas na porção superior, onde as últimas se concentram, e uma porção inferior, com pouca ou nenhuma partícula dispersa. As duas regiões trocam massa (gusa) continuamente, a depender da taxa de circulação entre os dois subreatores.

Entretanto, é preciso considerar se resultados podem ser obtidos mais rapidamente com um modelo que, a despeito dos resultados anteriores, aplique a suposição de dispersão uniforme. Um modelo deste gênero foi implementado com dados fornecidos pela AMT (ArcelorMittal Tubarão), segundo Silva et al.⁽²⁾ Neste modelo admitiu-se que a dessulfuração se dava pelas partículas de agente dessulfurante completamente dispersas no gusa, isto é, na interface partícula /banho.⁽⁴⁾



$$\frac{d[\%S]}{dt} = -\frac{K_s \rho_L A}{1000 M_L} \left([\%S] - \frac{(\%S)}{L_s} \right) \quad (05)$$

Onde: k_s = coeficiente de transferência de massa na interface metal-partícula (m/s), vide equação (01); ρ_L = densidade de gusa (kg/m^3); A = área superficial das partículas (m^2); M_L = massa de gusa (t); $[\%S]$ = concentração de enxofre no ferro (%peso); L_s = coeficiente de partição de enxofre; $(\%S)$ = concentração de enxofre na escória (%peso); t = tempo decorrido (s).

Neste modelo admitiu-se distribuições uniformes de taxa de dissipação de energia e partículas dispersa no metal; isto é, a reação de dessulfuração se daria em todo o volume do reator. O modelo descrito gera uma previsão de teor de enxofre após o tratamento de dessulfuração, $S_{teórico}$, que pode ser comparado ao teor de enxofre obtido na operação industrial, S_f . De acordo com os dados e condições da AMT (Figura 17), se nota que a razão entre $S_{teórico}$ e S_f é próxima da unidade, sugerindo uma boa concordância entre estes; ou seja, o modelo matemático descrito pode ser aplicado para previsões e controle de processo, mesmo que este tipo de tratamento não leve em consideração a não uniformidade de dispersão.

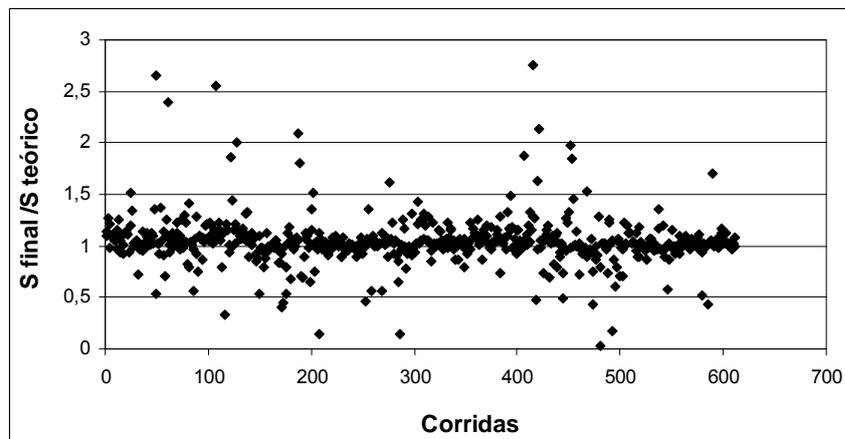


Figura 17- Relação entre teores de enxofre observados e preditos.

5 CONCLUSÕES

Dos resultados obtidos, podem-se extrair as seguintes conclusões:

- i) Menores profundidades de imersão e maiores velocidades de rotação do agitador mecânico, desde que a taxa de respingos e projeções de particulados sejam mínimas, aumentam a taxa de dispersão do agente dessulfurante;
- ii) Para um dado agitador mecânico, a posição descentralizada em relação ao eixo da panela favorece a dispersão do agente dessulfurante no banho para baixas profundidades de imersão do agitador mecânico;
- iii) A operação do reator com menores profundidades de imersão do agitador do tipo A mostrou-se mais eficiente no que concerne à dispersão completa



do reagente, apresentando ainda condições operacionais favoráveis a menores desgastes de refratário.

- iv) Não obstante a não uniformidade de dispersão e de coeficientes de transferência de massa, um modelo macroscópico que assume homogeneidade pode produzir resultados condizentes com a prática industrial.

Agradecimentos

CNPq, CAPES, FAPEMIG e AMT pelo auxílio financeiro e técnico ao projeto de pesquisa

REFERÊNCIAS

- 1 NAKAI, Y. et al. Effect of Stirring Condition on Desulfurization of Hot Metal AISTech 2004 Proceedings - V. 1, p. 709-716, 2004.
- 2 SILVA, C.A. et al. A Kinetic Model Applied to Pig Iron Desulfurization in the Kanbara Reactor. In: Proceedings of the VIII International Conference on Molten Slags, Fluxes and Salts, 2009, Santiago, Chile. Proceedings of the VIII International Conference on Molten Slags, Fluxes and Salts, p.737-749, 2009.
- 3 SILVA, I. A. et al. Study of Desulfurization in a Kanbara Reactor through Physical and Mathematical Modeling and Plant Assessment; AISTech, St Louis. Mo, USA, p. 841-852, May 4-7 2009.
- 4 NAKAI, Y. et al. Effect of Flux Dispersion Behavior on Desulfurization of Hot Metal - ISIJ International, V. 50, n. 3, p. 403-410, 2010.
- 5 LEMOS, L. R. et al. Maximização da eficiência de dessulfuração do gusa líquido num reator Kanbara - 41º Seminário de Aciaria – Internacional; ABM, p. 230-240, 2010.
- 6 SILVA, C.A. et al. Assessment of Metallurgical Performance of Kanbara Reactor (KR) Through Physical Modeling. Sohn International Symposium Advanced Processing of Metals And Materials. Vol 7 – Industrial Practice, p. 207-221, 2006.
- 7 MANSUR, F.M. Monografia de graduação, Curso de Engenharia Metalúrgica e de Materiais, Escola da Minas, UFOP, p. 18-20, 2010.