



REDEMAT

REDE TEMÁTICA EM ENGENHARIA DE MATERIAIS

UFOP – CETEC – UEMG



Dissertação de Mestrado

"Modelamento físico e matemático dos efeitos da injeção auxiliar de gás em um reator Kanbara"

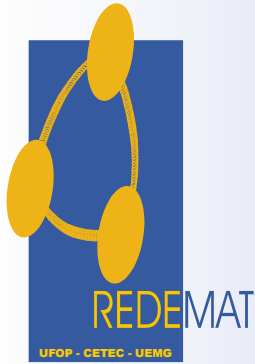


Autor: Filipe de Menezes Torres

Orientador: Prof. PhD. Carlos Antônio da Silva

Co-orientador: Prof. Dr. Itavahn Alves da Silva

Fevereiro de 2017



REDEMAT

REDE TEMÁTICA EM ENGENHARIA DE MATERIAIS

UFOP – CETEC – UEMG

Filipe de Menezes Torres

"Modelamento físico e matemático dos efeitos da injeção auxiliar de gás em um reator Kanbara"

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Materiais da REDEMAT, como parte integrante dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia de Materiais.

Área de concentração: Engenharia de Processos

Orientador: Prof. PhD. Carlos Antônio da Silva

Co-orientador: Prof. Dr. Itavahn Alves da Silva

Ouro Preto, fevereiro de 2017

T693m Torres, Filipe de Menezes.
Modelamento físico e matemático dos efeitos da injeção auxiliar de gás em um reator Kanbara [manuscrito] / Filipe de Menezes Torres. - 2017.
65f.: il.: color; grafs; tabs.

Orientador: Prof. Dr. Carlos Antônio Silva.
Coorientador: Prof. Dr. Itavahn Alves Silva.

Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de Ouro Preto. Pró-Reitoria de Pesquisa e Pós-Graduação. REDEMAT. Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Materiais.
Área de Concentração: Processos de Fabricação.

1. Reator Kanbara. 2. Dessulfuração. 3. Injeção de Gás. 4. Tanque Agitado. I. Silva, Carlos Antônio. II. Silva, Itavahn Alves. III. Universidade Federal de Ouro Preto. IV. Título.

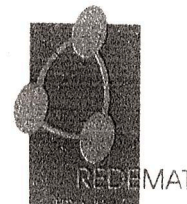
CDU: 62-5



REDE TEMÁTICA EM ENGENHARIA DE MATERIAIS

UFOP - UEMG

Pós-Graduação em Engenharia de Materiais



ATA DE DEFESA DE DISSERTAÇÃO DO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE MATERIAIS DA REDEMAT

1 Aos dezessete dias do mês de fevereiro do ano de dois mil e dezessete, às quinze
2 horas, nas dependências da REDEMAT/Escola de Minas – Praça Tiradentes, 20 -
3 Centro – Ouro Preto/MG, foi instalada a sessão pública para a defesa de dissertação do
4 mestrando **Filipe de Menezes Torres**, sendo a banca examinadora composta pelo Prof.
5 PhD. Carlos Antônio da Silva (Presidente)–UFOP, Prof. DSc. Guilherme Liziero Ruggio
6 da Silva (Membro)-IFMG/Campus Ouro Branco, Prof. DSc. Danton Heleno Gameiro
7 (Membro)-UFOP e pelo Prof. DSc. Itavahn Alves da Silva(Membro)-UFOP. Dando início
8 aos trabalhos o presidente, com base no regulamento do curso e nas normas que regem
9 as sessões de defesa de dissertação, concedeu ao mestrando **Filipe de Menezes**
10 **Torres**, 30 (trinta) minutos para apresentação do seu trabalho intitulado "**Modelamento**
11 **Físico e Matemático dos Efeitos da Injeção Auxiliar de Gás em Um Reator**
12 **Kanbara**", na área de concentração: **Processos de Fabricação**. Terminada a
13 exposição, o presidente da banca examinadora concedeu, a cada membro, um tempo
14 máximo de 30 (trinta) minutos, para perguntas e respostas ao candidato sobre o
15 conteúdo da dissertação, na seguinte ordem: 1º Prof. Guilherme Liziero Ruggio da Silva,
16 2º Danton Heleno Gameiro, 3º Prof. Itavahn Alves da Silva, tendo ele próprio realizado
17 sua argüição em último lugar. Dando continuidade, ainda de acordo com as normas que
18 regem a sessão, o presidente solicitou aos presentes que se retirassem do recinto para
19 que a banca examinadora procedesse à análise e decisão, anunciando, a seguir,
20 publicamente, que o mestrando foi "APROVADO" por unanimidade. Para constar, foi
21 lavrada a presente ata que, após aprovada, vai assinada pelos membros da banca
22 examinadora e pelo mestrando.

Ouro Preto, 17 de fevereiro de 2017.

24 Presidente: *Itavahn Alves da Silva*
25 Membro: *Guilherme Liziero Ruggio da Silva*
26 Membro: *Danton Heleno Gameiro*
27 Membro: *Carlos Antônio da Silva*
28 Mestrando: *Filipe de Menezes Torres*

AGRADECIMENTOS

Agradeço à minha família pelo apoio incondicional em todas as fases da minha vida, e à Vanessa, por sempre procurar o melhor em mim e dar suporte nos momentos difíceis. Sou muito grato aos Professores Kojak e Itavahn, por toda a orientação e assistência prestadas, e aos amigos do Laboratório de Pirometalurgia, pela grande ajuda nos experimentos e por proporcionarem momentos divertidos no trabalho. Agradeço aos técnicos dos Laboratórios da Escola de Minas, em especial ao Anísio, Sidney e Graciliano, pelo apoio, e às entidades de fomento, CNPq e Gorceix, pela bolsa e suporte concedidos, sem os quais este trabalho não poderia ter se concretizado. Também reconheço a importância da Professora Eliana, pelos conselhos nos primeiros passos no campo científico. Aos irmãos da República Ama-Zonas e à amizade da Poucas & Boas, meu muito obrigado.

“O importante não é vencer todos os dias, mas lutar sempre.”

Pensador anônimo

SUMÁRIO

SUMÁRIO	3
FIGURAS	5
TABELAS	7
LISTA DE SÍMBOLOS	8
RESUMO	9
ABSTRACT	10
1 INTRODUÇÃO	1
2 OBJETIVOS.....	2
2.1 Objetivo geral	2
2.2 Objetivos específicos	2
3 CAPÍTULO I – REFERENCIAL TEÓRICO	3
3.1 Pré-tratamento de gusa	3
3.2 Efeitos do enxofre no aço	3
3.3 Processos de dessulfuração.....	3
3.4 Agentes dessulfurantes	9
3.5 Tanques de agitação.....	13
3.6 Modelamento matemático	18
4 CAPÍTULO II – MATERIAIS E MÉTODOS	21
4.1 Parâmetros do Processo	23
4.2 Modelamento Físico	24
4.2.1 Avaliação do tempo de mistura.....	24
4.2.2 Avaliação da cinética de dessorção	25
4.2.3 Avaliação da dispersão de escória.....	28
4.3 Modelamento Matemático	29
4.3.1 Condições gerais	29
4.3.2 Malha.....	31

4.3.3	Equações envolvidas	31
5	CAPÍTULO III – MODELAMENTO FÍSICO	33
5.1	Results and Discussion	33
5.1.1	Mixing time	33
5.1.2	Gas/liquid interaction	34
5.1.3	Particle dispersion quality	36
5.2	References	38
6	CAPÍTULO IV: MODELAMENTO MATEMÁTICO	40
6.1	Comparação entre Modelamentos	40
6.2	Perfil de Turbulência	44
7	CONCLUSÃO	47
8	CONTRIBUIÇÕES E RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	49
9	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	50
10	ANEXOS.....	53

FIGURAS

Figura 3.1: Balanço de enxofre na siderurgia	5
Figura 3.2: Dessulfuração em Carro Torpedo	7
Figura 3.3: Rotas de dessulfuração em panela de gusa. a) Injeção profunda de reagentes; b) Agitação por fluxo gasoso; c) reator Kanbara	8
Figura 3.4: Custos relativos dos componentes de uma típica operação de dessulfuração em panela de transferência de gusa	9
Figura 3.5: Comparação entre dessulfuração por Mg e CaO	10
Figura 3.6: Mecanismo de dessulfuração em partícula de cal	11
Figura 3.7: Fluxos macroscópicos devido a agitação mecânica	13
Figura 3.8: Estudo da dispersão de bolhas pela alternância de sentidos de rotação.	14
Figura 3.9: Efeito da excentricidade (e) na dispersão e desintegração das bolhas: (a) e=0.092; (b) e=0.185; (c) e=0.277; (d) e=0.370.	15
Figura 3.10: Esquema dos três estágios de mistura	16
Figura 3.11: Modelo de degaseificação de alumínio. (a) Injeção convencional de gás; (b) Injeção de gás sob o agitador	17
Figura 3.12: Comportamento do agente dessulfurante no metal: (a) adição integral de reagente à superfície do líquido; (b) adição contínua sobre a superfície do líquido; (c) adição por meio de lança com uso de nitrogênio no seio do metal	18
Figura 3.13: Comparação da permanência do gás em meio ao banho para diferentes agitadores: (a) Agitador convencional; (b) Agitador modificado com placa; (c) Agitador modificado sem placa	19
Figura 4.1: Esquema da disposição dos pontos de injeção de gás.	23
Figura 4.2: Representação do modelo e suas dimensões.	24
Figura 4.3: Esquema ilustrativo do experimento da avaliação do tempo de mistura.	25
Figura 4.4: Resultado de teste de avaliação de tempo de mistura.	25
Figura 4.5: Equilíbrio de espécies na diluição de CO ₂ a 20°C e 0,02mol/L de Na ⁺	26
Figura 4.6: Representação esquemática do experimento de medição de pH.	27
Figura 4.7: Exemplo de curva resultante da avaliação da superfície de contato.	28
Figura 4.8: Partículas de polipropileno utilizadas para a simulação de escória.	28
Figura 4.9: Malha. a) Visão externa; b) Corte longitudinal central.	31
Figura 6.1: Caso I - Injeção de gás pela lateral do agitador (10L/min e 100rpm). a) Simulação física b) Isossuperfície de fração volumétrica de ar.	40

Figura 6.2: Caso II - Injeção de gás pelo centro da base do agitador (10L/min e 100rpm). a) Simulação física b) Isossuperfície de fração volumétrica de ar.	41
Figura 6.3: Caso III - Injeção de gás pelo fundo da panela (10L/min e 100rpm). a) Simulação física b) Isossuperfície de fração volumétrica de ar.	41
Figura 6.4: Campo de velocidades longitudinal – Caso I - Injeção de gás pela lateral do agitador. Gás: 10L/min, Velocidade: 100rpm.	43
Figura 6.5: Campo de velocidades longitudinal – Caso II: Injeção de gás pelo centro da base do agitador. Gás: 10L/min, Velocidade: 100rpm.	44
Figura 6.6: Esquema do posicionamento do plano analisado.	45
Figura 6.7: Energia cinética turbulenta. Gás: 10L/min, rotação: 100rpm. a) Caso I; b) Caso II; c) Caso III.	45
Figura 6.8: Energia cinética turbulenta. Gás: 30L/min, rotação: 100rpm. a) Caso I; b) Caso II; c) Caso III.	46
Figura 6.9: Energia cinética turbulenta. Gás: 10L/min, rotação: 160rpm. a) Caso I; b) Caso II; c) Caso III.	46

TABELAS

Tabela 3.1: Comparativo do custo de dessulfuração em diferentes processos.....	7
Tabela 4.1: Propriedades e variáveis do modelamento.	23

LISTA DE SÍMBOLOS

K	Coeficiente de transferência de massa
v_i	Velocidade do aço na interface metal escória
Λ	Fator de escala
M	Índice de modelo
P	Índice de protótipo
D	Diâmetro do agitador
N	Velocidade de rotação
G	Aceleração gravitacional
P	Densidade do fluido
μ	Viscosidade absoluta do fluido
Q	Vazão de gás
D	Diâmetro do orifício de injeção de gás
C	Concentração
I	Índice de inicial
F	Índice de final
V	Volume de líquido
T	Tempo
A	Área superficial
∇	Operador gradiente
U	Média da velocidade
μ_{eff}	Viscosidade efetiva
B	Forças de campo
μ_t	Viscosidade turbulenta
K	Energia cinética turbulenta
KR	Reator Kanbara
P_K	Taxa de produção de energia cinética turbulenta
E	Taxa de dissipação da energia cinética de turbulência
N	Viscosidade cinemática
R	Taxa de coleta de partículas
R_n	Taxa de coleta de partículas normalizada

RESUMO

Neste trabalho, foi proposto como forma de otimização da eficiência do Reator Kanbara, a injeção auxiliar de gás, reativo ou não, para o aumento da turbulência do sistema e consequente intensificação da interação entre metal e escória. Procura-se também melhor condicionamento químico para a ocorrência da dessulfuração. Diversos aspectos foram investigados em um modelo contendo água, tais como o tempo para homogeneização do meio, a área interfacial entre as fases líquida e gasosa, e a qualidade da dispersão da escória em meio ao líquido. Também foram realizadas simulações matemáticas através do *solver* Ansys – Fluent 14.5, de modo a se obter informações sobre o comportamento turbulento do modelo.

Dentre os resultados obtidos, notou-se que a injeção de gás tem efeito positivo no arraste de escória para o fundo da panela. Consequentemente, aumenta-se o campo ativo para as reações. Foi observado também que a interação entre gás e líquido depende fortemente da dispersão e desintegração das bolhas e do seu tempo de permanência no sistema. Como resultado, a injeção de gás pelo fundo da panela levou ao melhor desempenho para esse parâmetro em comparação com o sopro pelo agitador. No tocante às simulações numéricas, foi obtida adequada correspondência entre os modelamentos físico e matemático.

Palavras-chave: Reator Kanbara; Dessulfuração; Injeção de Gás; Tanque Agitado.

ABSTRACT

Gas injection, reactive or not, has been proposed as a means of optimization of the Kanbara Reactor (KR) operation. Gas injection is expected to increase turbulence and interaction between metal and slag. The time required for homogenization, the interfacial area between the liquid and gaseous phases, and the quality slag dispersion have been assessed using a physical model of a KR. Mathematical simulations were also performed by means of Ansys - Fluent 14.5 solver, in order to obtain information about the turbulent behavior of the model.

Gas injection has a positive effect on the dispersion of reagent in locations close to the bottom of the ladle. Consequently, the active field for reactions is increased. It was also observed that the interaction between gas and liquid strongly relies on the dispersion and disintegration of bubbles and their residence time in the system. As far as bubble dispersion is concerned gas injection is more effective when performed by the bottom of the ladle as compared with injection through the agitator blades. Concerning numerical simulations, an adequate correspondence between the physical and mathematical models was obtained; thus the turbulence levels could be evaluated, confirming higher levels of turbulence at the ladle bottom due to gas injection.

Keywords: Kanbara Reactor; Desulfurization; Gas injection; Stirred tank.

1 INTRODUÇÃO

Modo geral, o enxofre não traz impactos salutares às propriedades do aço. Embora em raras exceções esse elemento possa ser requerido, via de regra, sua presença acarreta a formação de inclusões que fragilizam o material.

A principal fonte de enxofre dos produtos siderúrgicos se deve à presença de sulfetos nas matérias-primas do aço (principalmente do coque de carvão mineral). Apesar da utilização de matérias-primas com menores teores desse elemento ser uma hipótese de redução de sua concentração no produto final, existe uma tendência da indústria em priorizar a produção de ferro gusa com o menor custo possível, o que implica a utilização de carvões minerais com alto grau desse elemento.

Em um mercado cada vez mais exigente por aços com baixos teores de enxofre, aliado à oferta decrescente de carvão mineral de alta qualidade, faz-se necessário o contínuo aprimoramento dos processos de dessulfuração.

As reações de dessulfuração podem ocorrer em quase toda a rota da produção do aço, desde a redução do minério até o tratamento em panelas do refino secundário. Porém, é a etapa de pré-tratamento do gusa que oferece as condições termodinâmicas mais favoráveis à remoção do enxofre a níveis desejados.

Variados são os processos de dessulfuração existentes e grandes os esforços para se aumentar sua eficiência. Nesse sentido, destaca-se o reator Kanbara, equipamento de dessulfuração pertencente à rota alto-forno a carvão mineral - aciaria a reator LD, que permite a obtenção de produtos com baixos níveis de enxofre (teores abaixo de 50ppm), de modo econômico. Tal competitividade alcançada nesse reator se deve ao seu alto poder de agitação, que permite intensa interação entre os reagentes e o metal.

Neste trabalho, um estudo da influência da injeção auxiliar de gás, reativo ou não, foi feito com vistas a maximizar a transferência de massa entre as fases no reator Kanbara.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Avaliar como a injeção auxiliar de gás em um reator KR pode levar a alterações no tempo de mistura, na qualidade de dispersão de reagente e no grau de contato gás-metal.

2.2 Objetivos específicos

- Investigar a dependência do desempenho do processo com a localização do ponto de injeção de gás, sua vazão e frequência de rotação do agitador;
- Avaliar a influência da injeção de gás sobre o tempo de mistura, a superfície de contato líquido/gás e o grau de dispersão de escória no seio do líquido;
- Desenvolver um modelo matemático que permita prever o campo de velocidades presente no sistema.

3 CAPÍTULO I – REFERENCIAL TEÓRICO

3.1 Pré-tratamento de gusa

O pré-tratamento de gusa consiste na adequação composicional do material oriundo do alto-forno e direcionado à aciaria. Tal etapa permite o aumento de eficiência do processo como um todo.

Modo geral, essa etapa engloba operações de retirada de silício (de-Si), de fósforo (de-P) e de enxofre (de-S). Segundo Hüsken et al (2015), atualmente é necessário, para um aço considerado de qualidade, que se obtenha uma concentração total dessas impurezas menor do que 100 ppm. O aproveitamento das vantagens termodinâmicas do metal enquanto gusa é o maior benefício dessas operações.

3.2 Efeitos do enxofre no aço

Por meio de sua presença nas matérias-primas, o enxofre é uma constante no processo produtivo do aço. Devido à fragilidade que esse elemento gera ao produto final, em raras ocasiões sua presença é benéfica.

Segundo Kirmse (2006), o enxofre se apresenta no aço sob a forma de inclusões de sulfetos de baixo ponto de fusão. Consequentemente, quando o material é trabalhado em altas temperaturas, por exemplo, em um processo de laminação, tais sulfetos se liquefazem e geram descontinuidades na matriz, que fragilizam o material e diminuem sua ductilidade.

De acordo com Cyril et al. (2008) e Nakai et al. (2015), processos de deformação do aço geralmente resultam em alongamento das inclusões sulfídicas, especialmente MnS. A consequência prática desse fenômeno é o aumento de anisotropia do material e deterioração da resistência da vida em fadiga, além de ser ponto de partida para a ocorrência de corrosão em certos ambientes específicos. Por outro lado, a presença de MnS em quantidades controladas fornece materiais com boas propriedades de usinagem.

3.3 Processos de dessulfuração

A principal fonte de enxofre nas matérias-primas dos produtos siderúrgicos se encontra no carvão mineral. Embora a demanda por aços de baixo teor de enxofre aumente a cada dia, a oferta de carvão mineral de alta qualidade se torna cada vez menor e mais onerosa. Por ser parte importante do custo total do aço, cerca de 30%, ter a flexibilidade de se utilizar fontes de

carbono mais baratas, com maior teor de enxofre, representa um trunfo em competitividade e com potencial de ser o divisor entre a manutenção de um mercado consumidor e sua perda para a concorrência. Assim, a otimização dos processos de dessulfuração é vista atualmente como essencial.

A remoção de enxofre durante a obtenção do aço ocorre, em maior ou menor grau, em praticamente todas as fases da cadeia produtiva. O fluxograma apresentado na Figura 3.1 destaca as principais etapas desse processo.

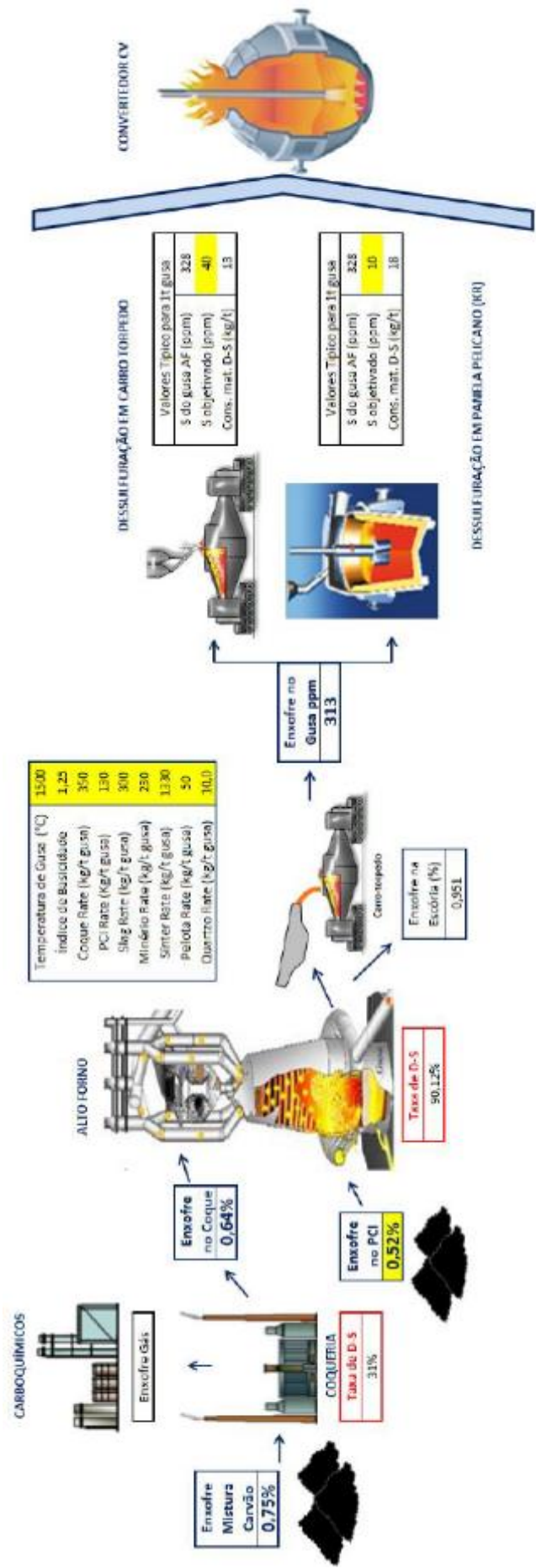


Figura 3.1: Balanço de enxofre na siderurgia (Silva, 2016).

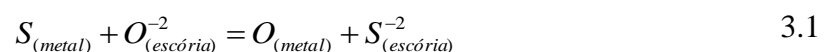
Segundo Husken et al. (2015), o processo de redução do minério em alto-forno é importante etapa na retirada do enxofre presente. Embora cerca de 85% do enxofre contido nas matérias-primas seja removido nessa etapa, a quantidade remanescente ainda é muito alta e sua remoção implica em processos de dessulfuração adicionais. De acordo com os autores, atualmente a dessulfuração do metal pode ocorrer nas seguintes fases do processo produtivo do aço:

- Através da injeção de agentes dessulfurantes em carro torpedado;
- Pela injeção de agentes dessulfurantes em panela de transferência de gusa;
- Por adição de agente dessulfurante e agitação em reator Kanbara;
- Dessulfuração em convertedor LD;
- Dessulfuração em panela contendo aço.

No entanto, existem restrições cinéticas e termodinâmicas ao processo de dessulfuração. Kirmse (2006) resume em seu trabalho as principais condições para a reação e destaca a necessidade de:

- Baixo potencial de oxigênio, tanto no ferro quanto na escória;
- Escórias com baixa viscosidade, alta basicidade e saturadas em CaO;
- Escórias com composição que permita alta retenção de enxofre e sulfetos;
- Alto coeficiente de transporte de massa na interface metal|escória.

O autor cita que a reação de dessulfuração e captura de enxofre pela escória pode ser descrita como:



Percebe-se, portanto, a importância de um ambiente pobre em oxigênio para que a eficiência da dessulfuração seja maximizada, visto que a presença desse elemento dissolvido no metal tende a deslocar o equilíbrio da reação no sentido inverso, de retorno do enxofre ao banho.

A Tabela 3.1 mostra uma comparação entre os custos para remover 1kg de enxofre em diferentes fases do processo produtivo do aço. Devido à atmosfera extremamente oxidante do convertedor, a dessulfuração nessa etapa é tida como a mais cara. Por outro lado, embora o alto-forno tenha um importante papel na remoção da quantidade total inicial de enxofre, este equipamento opera com um conjunto complexo de reações que onera a obtenção de um produto com níveis aceitáveis de enxofre. Portanto, é no pré-tratamento de gusa que o enxofre é efetivamente removido a um custo mais interessante.

Tabela 3.1: Comparativo do custo de dessulfuração em diferentes processos (Yin, 2011).

Processo de dessulfuração	Em Alto-Forno	No pré-tratamento de gusa	Em convertedor	Em panela
Custo para remover 1kg de Enxofre (US\$)	27	10,5	177	64

Muito utilizado como alternativa para dessulfuração, o carro torpedo é um recipiente metalúrgico que tem a função principal de transportar o ferro gusa desde sua saída do Alto Forno até a aciaria com o mínimo possível de perda de calor. A prática de dessulfuração nesse equipamento é feita através de injeção pneumática do reagente por meio de uma lança no seio do gusa líquido. Entretanto, uma vez que esse equipamento não é projetado com a finalidade principal de ser um meio propício a reações, sua morfologia propicia o surgimento de zonas mortas, configurando importante barreira à eficiência dessa prática, o que causa, segundo Hüsken et al (2015), um consumo de reagentes de 15% a 25% maior em relação a panelas de transferência. A Figura 3.2 mostra um esquema clássico desse processo.

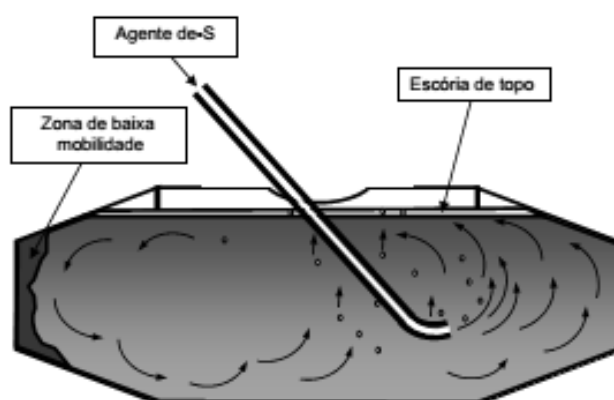


Figura 3.2: Dessulfuração em Carro Torpedo (Lemos, 2011).

De acordo com Lemos (2011), A dessulfuração em panelas de transferência tem sido feita por três principais rotas:

- Injeção profunda do reagente (diversos processos foram desenvolvidos nessa linha, como a mono-injeção, co-injeção ou multi-injeção), conforme Figura 3.3 a;
- Adição do reagente sobre a superfície do banho seguida de sua agitação pela passagem de fluxo gasoso (Figura 3.3 b);
- Dispersão das partículas do reagente via agitação mecânica (ou simplesmente, reator Kanbara).

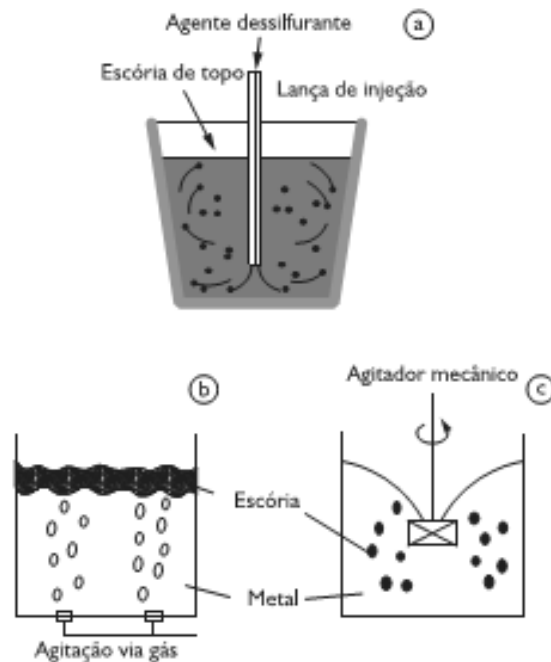


Figura 3.3: Rotas de dessulfuração em panela de gusa. a) Injeção profunda de reagentes; b) Agitação por fluxo gasoso; c) reator Kanbara (Lemos, 2011).

O reator Kanbara consiste de uma panela de transferência agitada mecanicamente por uma pá rotativa inserida em sua parte superior (Figura 3.3c). A este sistema é adicionado o agente dessulfurante. A maior vantagem desse método reside no fato de que a intensa agitação promovida pelo agitador permite maior fluxo de massa entre a escória e o metal do que por outros processos de mistura. Como consequência, torna-se possível a produção de aços com baixíssimas concentrações de enxofre.

Do ponto de vista operacional, o funcionamento do reator Kanbara envolve três etapas: 1) Retirada de escória do gusa antes tratamento; 2) Tratamento de Dessulfuração; 3) Retirada de escória do gusa tratado. Todo esse processo dura em torno de 25 minutos, e é capaz de reduzir o teor de enxofre do metal da faixa de 0,02% - 0,05% para 0,001% - 0,005%, utilizando uma mistura contendo 95% de cal e 5% de fluorita. No Brasil, as empresas Gerdau Ouro Branco e ArcelorMittal Tubarão possuem esse equipamento.

Silva et al (1997) citam que enquanto na injeção de particulados sólidos em banhos metálicos a fração de dispersão do agente dessulfurante é de no máximo 0,3, no processo por agitação mecânica (reator Kanbara) o grau de dispersão pode atingir e ser mantido em 100% durante toda a operação de dessulfuração.

Em trabalho de comparação dos processos KR e de injeção profunda de reagente por meio de lança (mono-injeção de magnésio e co-injeção de cal e magnésio), Schrama e Berg (2014) destacaram as vantagens e desvantagens de cada método. Segundo eles, o principal ponto a ser levado em consideração na opção pelo Reator Kanbara é a necessidade de se produzir aços com baixos níveis de enxofre. Caso essa exigência não seja mandatória na realidade da planta, outro processo de dessulfuração deve ser levado em conta, devido ao maior investimento inicial que o KR exige; maior tempo de operação (esse alto tempo se deve à preparação para o tratamento, inclusive pela etapa de retirada de escória, o que pode consumir cerca de 20% mais tempo que o método de co-injeção); maior perda de metal para a escória e maior perda de temperatura do metal. Por outro lado, vantagens importantes do KR devem ser ressaltadas, como menor custo do reagente (cal) e maior segurança do processo, pois o uso de cal é mais seguro do que o de magnésio, visto que o ponto de ebulição do Mg é baixo, 1107°C, e sua abrupta evaporação causa projeção de metal.

3.4 Agentes dessulfurantes

O desempenho dos agentes dessulfurantes tem um papel chave na eficiência e viabilidade econômica dos processos de dessulfuração. Sua participação nos custos da operação apresenta a maior despesa dentre os insumos envolvidos. A Figura 3.4 mostra um comparativo entre os componentes do custo da operação. Ressalte-se que a parcela “rendimento” se refere à perda de ferro que se incorpora à escória no processo.

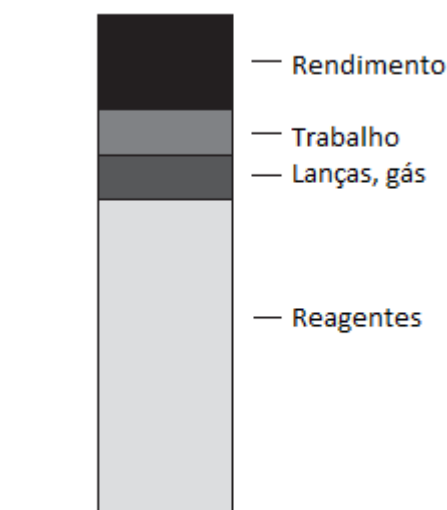


Figura 3.4: Custos relativos dos componentes de uma típica operação de dessulfuração em panela de transferência de gusa (Koros, P.J., 1998).

De acordo com Schrama e Berg (2014), o agente dessulfurante mais utilizado atualmente no processo KR é a cal pulverizada. Adicionalmente, fluorita (CaF_2) e/ou alumina também costumam ser adicionados como uma fração da mistura (cerca de 10%). Os reagentes normalmente são adicionados sobre a superfície do banho, mas também podem ser injetados através de orifícios localizados na pá rotativa. Em geral, nitrogênio é usado como meio de transporte dos sólidos.

Segundo Schrama e Berg (2014), magnésio e cal atuam como agentes dessulfurantes obedecendo às reações 3.2 e 3.3.



Os produtos dessas reações, por terem menor densidade do que o metal, emergem para a camada de escória e são removidos mecanicamente (*skimming*).

De acordo com os autores, a reação de dessulfuração pelo magnésio é cerca de 20 vezes mais rápida do que pela cal. Por outro lado, é possível obter uma concentração de enxofre dissolvido menor quando se usa cal, tal como mostra a Figura 3.5.

O custo dessas matérias-primas também influencia em sua escolha. Devido ao seu custo bastante reduzido em relação ao magnésio, a cal é a opção adotada no processo KR.

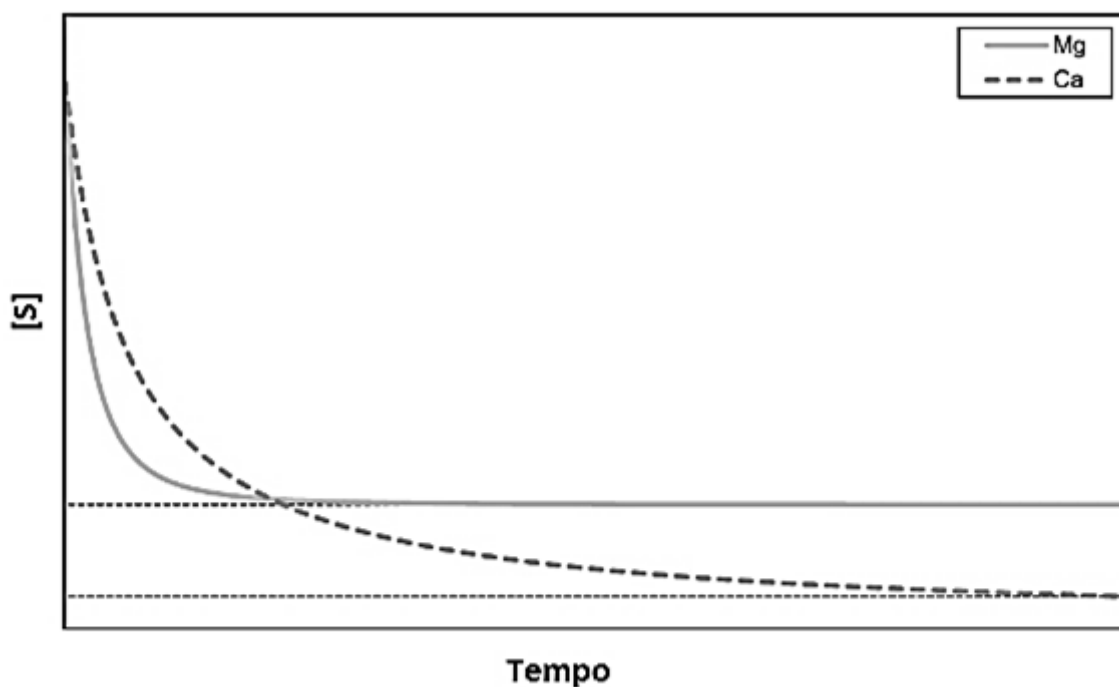


Figura 3.5: Comparação entre dessulfuração por Mg e CaO. (Schrama, F. e Berg, B. 2014).

O mecanismo de dessulfuração em uma partícula de CaO é descrito por Kirmse (2006). De acordo com ele, as reações ocorrem segundo as etapas a seguir (Figura 3.6):

- 1) Transporte de enxofre do seio do gusa até a interface CaS|gusa;
- 2) Difusão de enxofre pela camada de CaS;
- 3) Reação na interface CaO|CaS, com formação de camada de CaS;
- 4) Difusão de oxigênio pela camada de CaS formada;
- 5) Reação entre o carbono presente no gusa e o oxigênio na interface CaS|gusa.

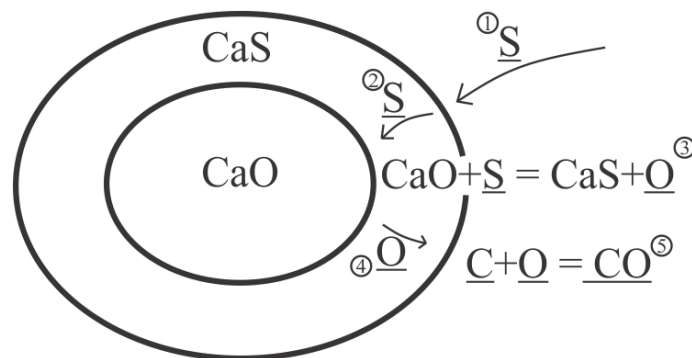


Figura 3.6: Mecanismo de dessulfuração em partícula de cal.

Assim, destaca-se a reação de dessulfuração propriamente dita que ocorre na interface CaO|CaS:

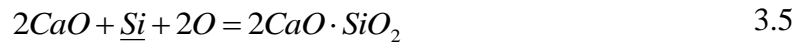


De acordo com Kirmse(2006), tal reação é endotérmica. Portanto, devido à alta temperatura inerente do processo, essa deixa de ser a etapa controladora do processo. Por outro lado, o transporte de enxofre, por meio de difusão, através da camada de CaS, é muito mais lento, e se mostra como controlador do processo. Lindström et al. (2015) relatam que esse fenômeno também é recorrente quando do uso por partículas de carbureto de cálcio (CaC₂), também devido ao surgimento de uma camada de CaS.

Kirmse(2006) destaca ainda que uma escória fluida é fator que favorece a interação entre a mesma e o metal, devido à maior facilidade de emulsificação. Assim, embora o aumento da temperatura não tenha papel importante para o processo quanto a um incremento da velocidade de reação, em contrapartida, contribui para a diminuição da viscosidade da escória e restringe sua ocorrência em estado sólido, a chamada “escória seca”.

Outros compostos também podem dificultar o transporte de espécies até a superfície de cal, como é o caso de silicatos de cálcio, nesse exemplo, 2CaO.SiO₂. De acordo com Lindström et

al (2015), tal camada passivadora tem poder impermeabilizador à passagem de S e O ainda maior do que a já citada camada de CaS. Sua formação se dá pela seguinte reação:



Em seus estudos, Lindström et al. (2014) efetuou uma extensiva investigação das propriedades de dessulfuração de diferentes insumos utilizados na indústria. As amostras testadas foram: dois tipos de cal pulverizada (Flucal, de granulometria entre 50µm e 100µm, e cal comercial, com tamanho de grão menor que 300µm); magnésio granulado (grão menor que 500µm); duas misturas de cal comercial e Mg (com 10% e 20% de Mg) e CaC₂ pulverizado (grão menor que 63µm). Observou-se que a cal fluidizada (Flucal) notoriamente obteve o melhor desempenho quanto ao teor final de enxofre atingido, seguida da mistura de cal e 20% de Mg e do Mg granulado puro. Por fim, o carbureto de cálcio, a cal comercial e a mistura de cal e 10% de Mg apresentaram resultados bastante similares.

Desse modo, foi sugerido que o uso de uma mistura de cal e Mg com proporção otimizada de componentes forneceria bons resultados. Ao aliar tal tendência à cal fluidizada, ou seja, menor granulometria, seria possível obter um agente dessulfurante ainda mais eficiente. Outra observação feita foi que a variação de temperatura não teve impacto perceptível sobre o desempenho do magnésio granulado. Portanto, tal fator poderia ser negligenciado quanto à eficiência do processo. Por outro lado, a cal teve uma variação de desempenho bastante sensível ao aumento de temperatura, obtendo-se menores teores finais de enxofre dissolvido. Sendo assim, os autores recomendam que o processo de dessulfuração de gusa seja feito com maior temperatura possível quando do uso de cal, sendo indiferente para o Mg.

Observa-se que, apesar de apresentar a função de retirar enxofre do banho, o agente dessulfurante pode estar contaminado por esse elemento, especialmente a cal. Tal contaminação advém da própria mineração ou do processo de fabricação, visto que a produção de cal depende da calcinação do CaCO₃. Tal calcinação, a depender do combustível usado pode gerar contaminação. Industrialmente, muitas usinas utilizam gases combustíveis oriundos de outras etapas da produção do aço, como gases de alto-forno e convertedores, que são ricos em CO. Entretanto, esses gases também possuem quantidades consideráveis de SO₂. As alternativas encontradas podem ser utilizar um gás mais puro, como é o caso do gás natural, o que pode onerar o processo, ou trabalhar dentro de uma faixa aceitável de enxofre presente na cal.

3.5 Tanques de agitação

Em sistemas com injeção de gás a desintegração e dispersão de bolhas são fatores preponderantes para o aumento da área superficial de contato e consequente eficiência do processo. Nesse sentido, Liu(2009) empreendeu uma série de estudos relacionados ao aumento de eficiência de processos de refino por injeção de gás. Sua importância se encontra também na escolha de geometria do agitador, voltado para a área metalúrgica, especialmente refino de alumínio. Embora a produção científica relativa à dispersão de gás em tanques agitados seja grande para as áreas química e farmacêutica, escassos são os trabalhos voltados para altas temperaturas.

Segundo Liu et al (2009), são três os principais fluxos que ocorrem devido à agitação mecânica: fluxo tangencial, radial e circulatório. Esses movimentos são ilustrados na Figura 3.7.

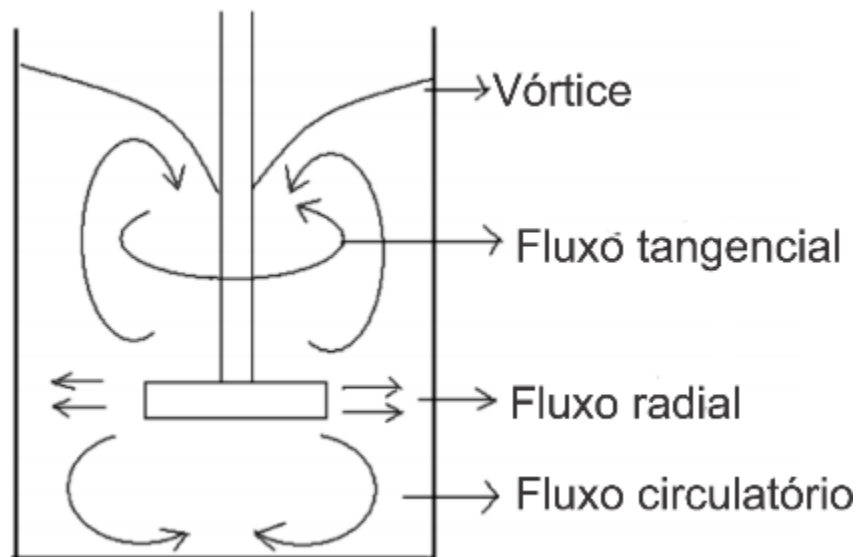


Figura 3.7: Fluxos macroscópicos devido a agitação mecânica (Liu et al.,2009).

Os autores estudaram uma nova abordagem de rotação para intensificar a desintegração das bolhas. Sua proposta foi comparar a rotação em um mesmo sentido com uma situação de alternância de sentidos. A Figura 3.8 mostra os resultados para as três situações estudadas: a) Modo 1, com um único sentido de rotação; b) Modo 2, rotação por 3s – pausa por 0,5s – rotação no mesmo sentido por 3s; c) rotação por 3s – pausa por 0,5s – rotação no sentido inverso por 3s. Observou-se que o terceiro método levou a maior dispersão de bolhas, as quais também se mostraram menores, o que permitiria maior superfície de contato entre as fases. Além disso, notou-se que a superfície do líquido se tornou mais calma e restringiu-se a ocorrência do vórtice.

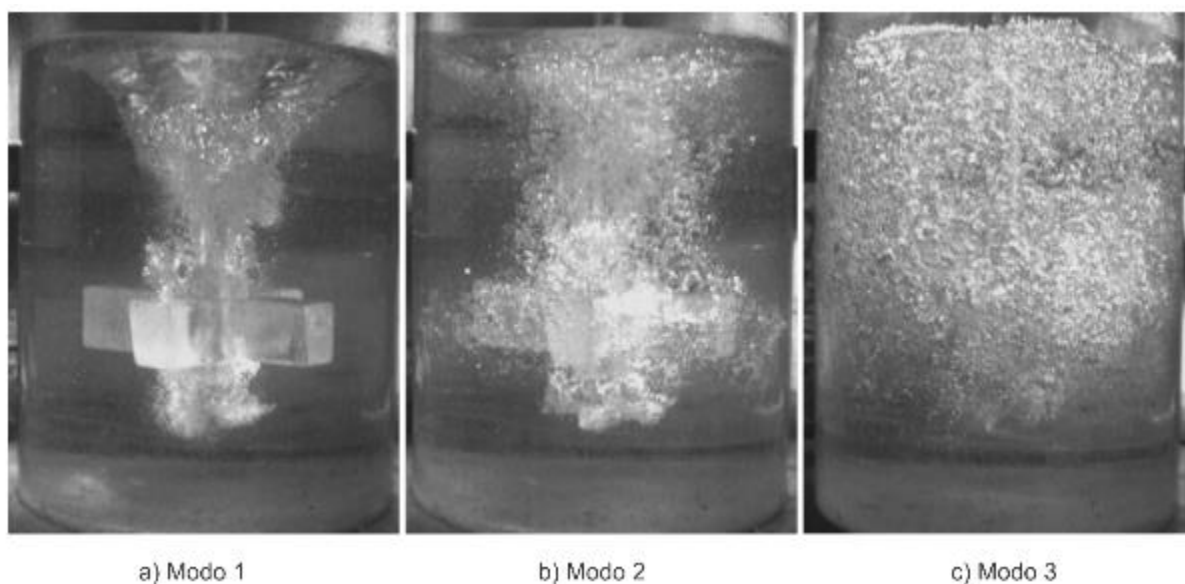


Figura 3.8: Estudo da dispersão de bolhas pela alternância de sentidos de rotação (Liu et al., 2009).

Embora Liu et al. 2009 tenham obtido resultados interessantes, sua aplicação prática deve ser analisada com cautela. O movimento reverso do agitador provavelmente causaria maiores esforços cisalhantes no mesmo. Esse fator aliado às exigentes condições de alta temperatura do sistema poderiam resultar em maior desgaste de seu refratário.

Liu et al(2011) realizaram um estudo sobre o efeito do posicionamento do agitador em relação ao centro do modelo. Foi observado que quanto mais afastado do centro estiver o agitador, menores e mais dispersas serão as bolhas formadas. Conseqüentemente, a superfície do líquido se torna menos agitada e diminui-se a ocorrência de projeção de metal. Pela análise da Figura 3.9, percebe-se que o caso (a), cujo agitador possui o menor deslocamento do centro de rotação, as bolhas são maiores e mais concentradas na região central. Já no caso (d), em que há o maior deslocamento, as bolhas são mais dispersas e menores.

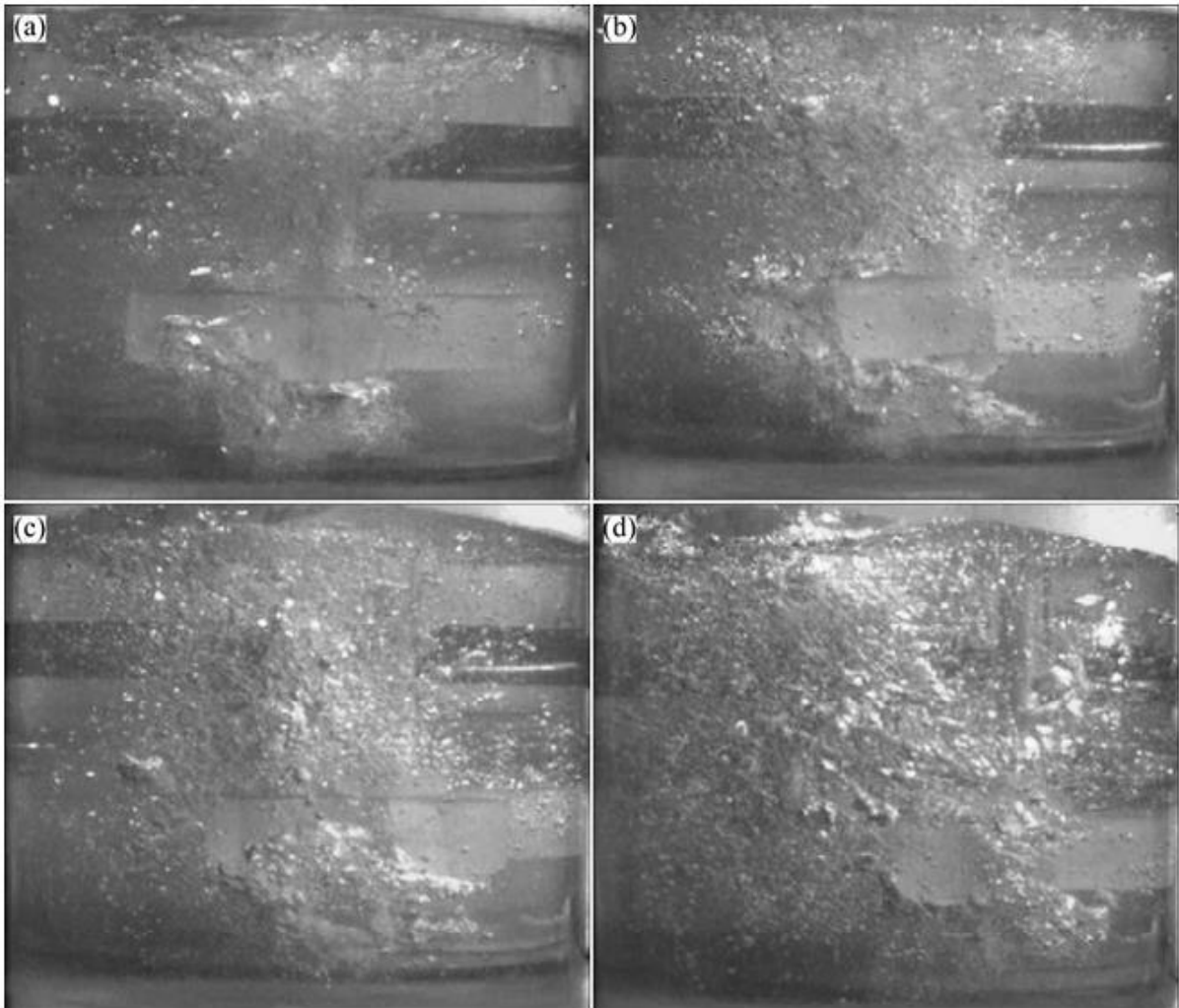


Figura 3.9: Efeito da excentricidade (e) na dispersão e desintegração das bolhas: (a) $e=0.092$; (b) $e=0.185$; (c) $e=0.277$; (d) $e=0.370$. (Liu et al., 2011).

Segundo os autores, a condição de agitador centralizado faz surgir um fluxo tangencial horizontal no sentido de rotação, de modo que a diferença de velocidade entre o agitador e o fluido que o rodeia é pequena. Adicionalmente, a força que age sobre as bolhas é direcionada para o centro do vórtice, o que faz com que surjam grandes bolhas subindo por entre as palhetas do agitador. Por outro lado, quando o agitador se encontra em posição excêntrica, o vórtice não se forma no centro do reator e, uma vez que a velocidade relativa entre o agitador e o líquido à sua volta é maior, as forças cisalhantes atuantes sobre as bolhas são maiores, o que torna mais efetiva sua desintegração e dispersão.

Apesar do benefício quanto à dispersão de bolhas, na realidade industrial é observado que o uso do agitador em posição excêntrica promove forte trepidação do equipamento. Esse fato pode conduzir a maior necessidade de manutenção e, portanto, deve ser levado em consideração.

Visto que os trabalhos citados apresentaram uma abordagem mais qualitativa de novas metodologias, parece interessante a medição quantitativa destes efeitos. Assim, seria possível obter melhor referência do real ganho da tecnologia.

Segundo Horiuchi et al. (2014), existem três estágios durante a formação do vórtice devido à agitação mecânica, os quais estão esquematizados na Figura 3.10. O estágio I é a fase inicial, de baixa velocidade de rotação, e se caracteriza por baixa interação entre o líquido e a fase sobrenadante. O estágio II ocorre quando a fase menos densa começa a interagir diretamente com o agitador. Conseqüentemente, há grande incremento do coeficiente de transferência de massa. Já o estágio III é observado quando, pela acentuação do vórtice, também a interface gás|líquido atinge o agitador, o que propicia dispersão de bolhas. Os autores encontraram forte dependência entre a velocidade de evolução desse processo com o incremento da frequência de rotação, e com a diminuição da profundidade de imersão do agitador.

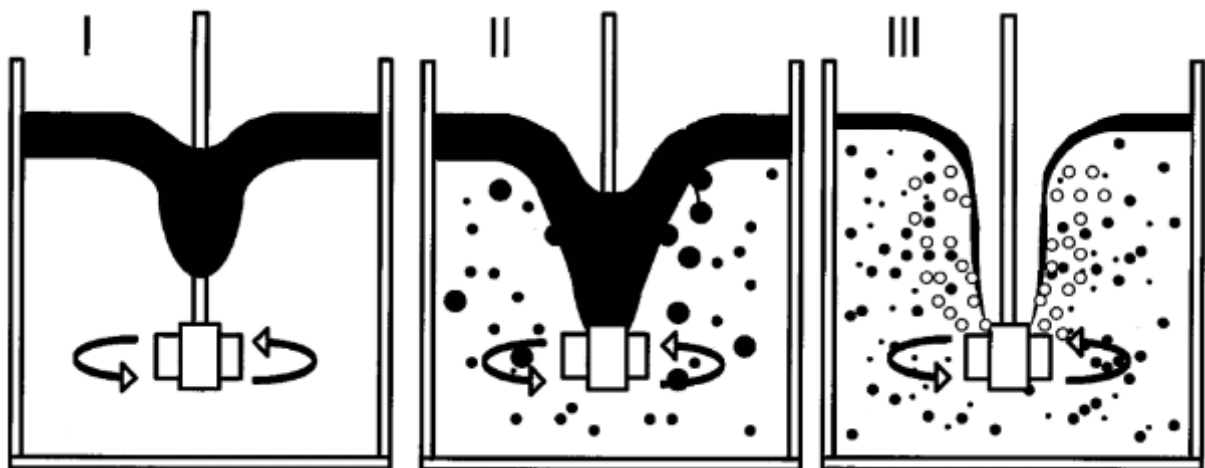


Figura 3.10: Esquema dos três estágios de mistura (Horiuchi et al., 2014).

Uma combinação de alta rotação e baixas imersão do agitador, densidade e quantidade da fase sobrenadante, pode propiciar o surgimento de um bolsão de ar sob a base do agitador. Esse fenômeno favorece o aumento da interface metal|atmosfera e a conseqüente oxidação do banho. Industrialmente, outro resultado é a formação de cascão na base do agitador. Tal cascão diminui o volume útil do equipamento e a vida em uso do refratário do agitador.

A indústria de refino de alumínio também utiliza sistemas de agitação mecânica para o beneficiamento do metal, nesse caso, para retirada de oxigênio por meio de injeção de N_2 . Diversos conceitos usados nesse processo também podem ser aplicados à indústria siderúrgica, como o método de injeção de gás proposto por Ramirez-Argaéz et al. (2010). Essa nova configuração consiste na injeção de gás em um ponto localizado na base da panela, ao contrário

da forma convencional, em que o gás é lançado das faces laterais do próprio agitador. Observou-se que a nova configuração propiciou aumento da eficiência de desgaseificação de até 47%, se comparado com o método convencional. Segundo eles, a injeção por baixo, além de evitar a perda de potência do agitador para o líquido, ainda aumenta a convecção na região e promove dispersão mais uniforme das bolhas, com conseqüente aumento do tempo de residência. A Figura 3.11 mostra uma comparação entre os dois métodos de injeção. Deve ser destacado que o agitador utilizado em refino de alumínio possui geometria mais complexa do que aquele do reator KR. Isso é economicamente possível também pelo menor ponto de fusão desse metal, o que implica menor esforço térmico do agitador. Assim, a desintegração de bolhas é altamente beneficiada e torna a abordagem proposta atraente.

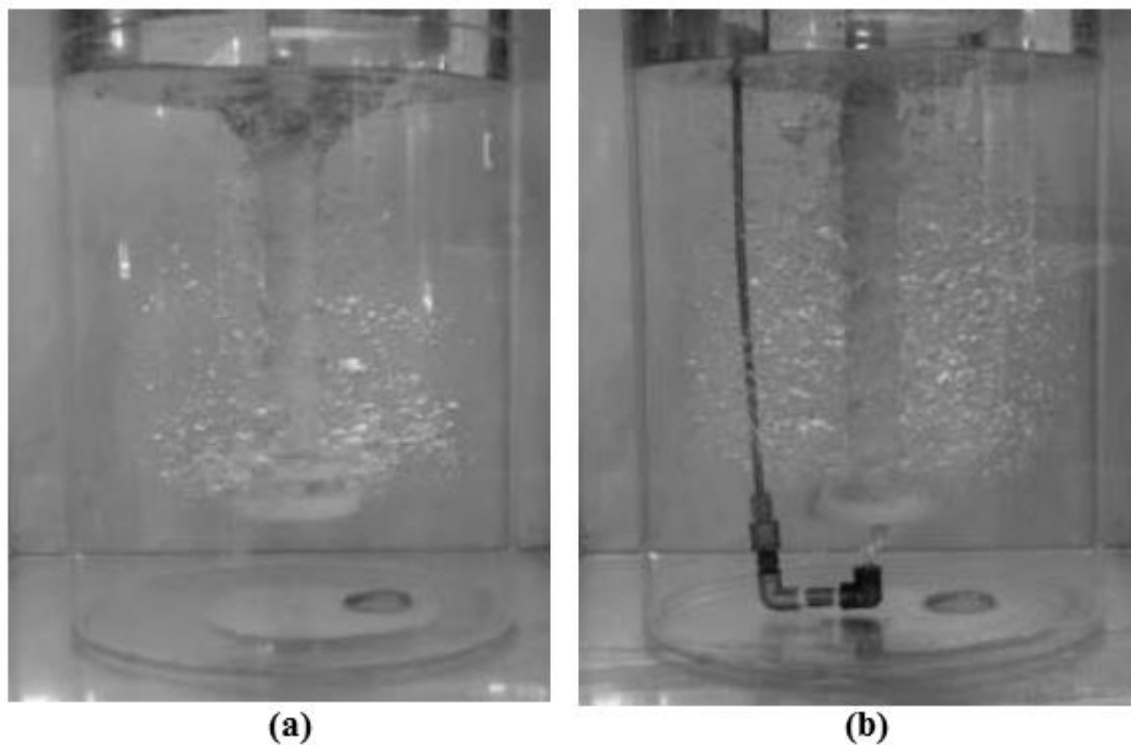


Figura 3.11: Modelo de desgaseificação de alumínio. (a) Injeção convencional de gás; (b) Injeção de gás sob o agitador (Ramírez-Argáez et al., 2010).

Dessulfuração por meio da interação eficiente entre reagente e metal é o objetivo final do processo KR. Nesse sentido, Nakai et al (2015) conduziram experimentos em laboratório, inclusive com o próprio gusa líquido, a fim de avaliar o efeito do modo de adição do agente dessulfurante sobre sua dispersão no banho. Pela análise microscópica da escória formada, observou-se a ocorrência de uma camada reagida de CaS em torno das partículas de CaO em todos os casos. Porém, na adição contínua de reagente (Figura 3.12-b), além de as partículas finais serem menores do que na injeção em batelada, havia uma camada de CaS envolvendo os

aglomerados. Já na injeção contínua pneumática por lança (Figura 3.12-c), foi encontrado um maior número de partículas com maior grau de reação, o que indicaria maior eficiência da reação já na injeção do reagente com posterior aglomeração. Em contrapartida, por apresentar maiores partículas de CaO envoltas em CaS, os autores sugeriram que a adição de reagente em batelada (Figura 3.12-a) faz com que aglomeração ocorra antes mesmo da reação.

Por fim, o desempenho quanto à concentração final de enxofre obtida foi bastante superior nos casos de adição contínua se comparados à adição em batelada. A maior eficiência foi medida na injeção pneumática de agente dessulfurante.

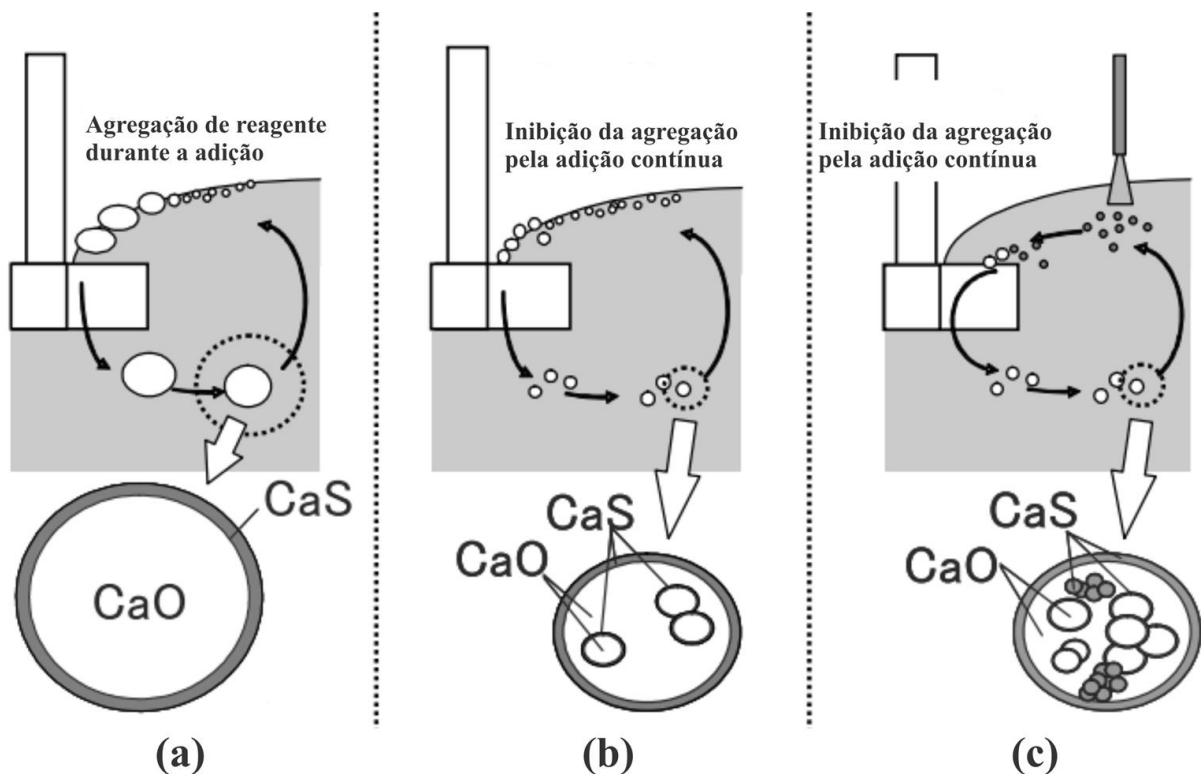


Figura 3.12: Comportamento do agente dessulfurante no metal: (a) adição integral de reagente à superfície do líquido; (b) adição contínua sobre a superfície do líquido; (c) adição por meio de lança com uso de nitrogênio no seio do metal (Nakai et al., 2015).

3.6 Modelamento matemático

Na investigação do comportamento fluidodinâmico do processo de dessulfuração no refino secundário em panela contendo aço, Costa (2012) obteve sucesso ao desenvolver um modelo matemático capaz de prever a variação do teor de enxofre com o tempo. Apesar de não ser especificamente um reator KR, vários conceitos usados em sua metodologia podem ser aplicados. Seu modelo trifásico continha aço, escória e ar.

Após a devida validação com o processo industrial, o trabalho forneceu uma expressão do coeficiente de transferência de massa do enxofre na interface metal|escória.

$$k = 1,45 \cdot 10^{-3} \cdot v_i^{4/5} \quad 3.6$$

Em que v_i representa a velocidade do aço na interface metal escória. A importância desse estudo está na possibilidade de se conhecer diferentes aspectos do processo com segurança operacional e baixo custo, além de se poder implementar testes prévios à experimentação na usina.

A geometria do agitador utilizado é constante objeto de investigação dos que buscam maior eficiência em processos de agitação mecânica. Porém, em virtude das grandes exigências térmicas que esse componente sofre, é pequena a liberdade de sua modificação. Com o intento de desenvolver um agitador que promovesse maior dispersão e permanência das bolhas, Liu et al. (2012) simularam numericamente diferentes configurações geométricas e concluiu que a inserção de uma placa sobre a face superior do agitador (Figura 3.13-b) teria efeito positivo nesse sentido, se comparado com a geometria convencional (Figura 3.13-a). A simples modificação da geometria antes da inserção da placa (Figura 3.13-c) mostra o potencial de melhora que os agitadores convencionais possuem. A validação matemática foi feita com relação a um modelo físico contendo água.

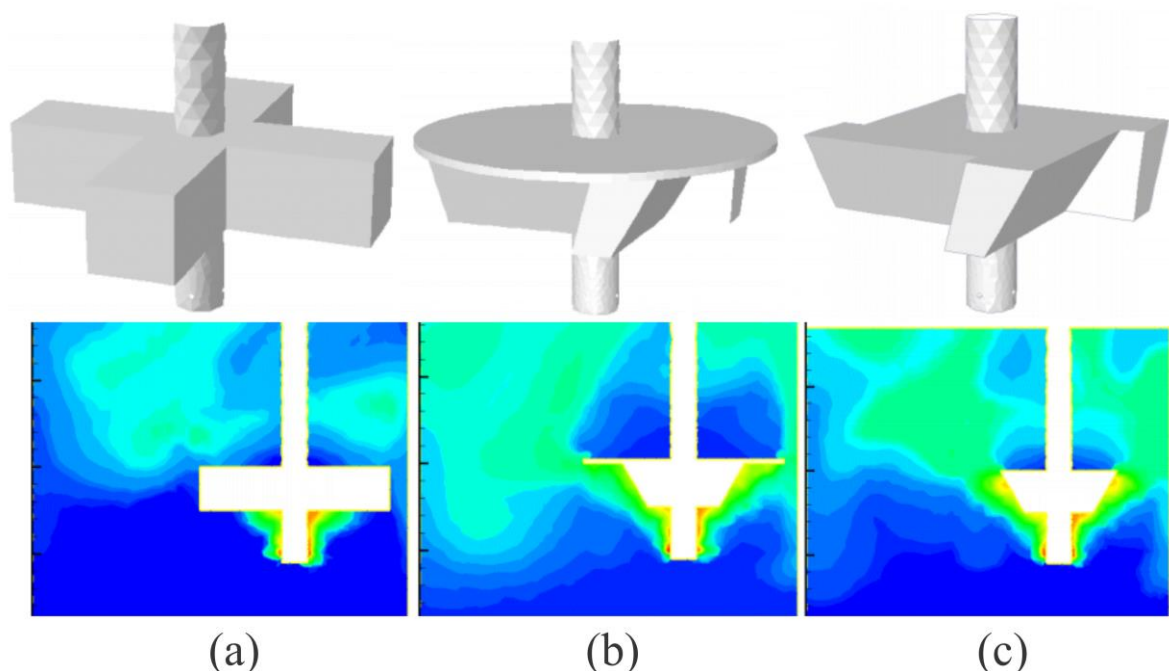


Figura 3.13: Comparação da permanência do gás em meio ao banho para diferentes agitadores: (a) Agitador convencional; (b) Agitador modificado com placa; (c) Agitador modificado sem placa (Liu et al. 2012).

A simulação física em laboratório é um recurso de grande valia e com baixo custo para estudos industriais. Quando aliada ao modelamento matemático, o espectro de possibilidades de investigação do fenômeno é ainda mais alargado. Para tanto, é necessário que haja boa correlação entre as duas técnicas. No capítulo a seguir é apresentado o modo como os experimentos foram realizados, bem como a configuração da simulação numérica.

4 CAPÍTULO II – MATERIAIS E MÉTODOS

O estudo do efeito da injeção adicional de gás sobre o desempenho do processo KR foi desenvolvido por meio de simulações físicas e computacionais. Foram avaliados os impactos da variação da velocidade de rotação, da vazão de gás, e da localização dos pontos de injeção de gás.

Segundo Coulson et al (1990), é importante que em sistemas de mistura bifásica sejam atingidas as similaridades geométrica, cinemática e dinâmica, as quais são descritas a seguir:

- Similaridade Geométrica: A razão entre dimensões correspondentes no modelo e no protótipo pode ser expressa por uma constante, λ (fator de escala).
- Similaridade Cinemática: Existe uma razão constante entre as velocidades no modelo e no protótipo ao se comparar pontos geometricamente equivalentes de ambos.
- Similaridade Dinâmica: Há uma razão constante entre as forças no modelo e no protótipo ao se comparar pontos geometricamente equivalentes de ambos.

Para a condução dos experimentos, foi utilizado um modelo físico em acrílico na escala de $\lambda = 1/7$ do reator Kanbara da Arcelor Mittal Tubarão (AMT), com capacidade de 315 toneladas de gusa.

Bird et al (1960) empregaram os números adimensionais de Froude e de Reynolds na determinação dos critérios de semelhança relativos à forma da superfície do vórtice presente em um tanque de agitação. Como referência de comprimento, os autores utilizaram o diâmetro do agitador (D), ao passo que para a velocidade, utilizou-se a velocidade superficial do líquido na extremidade da palheta do agitador (produto entre diâmetro do agitador e frequência de rotação, D.N). A Equação 4.1 resume a aplicação do critério de Froude, o qual permite estimar a velocidade de rotação a ser empregada no modelo.

Nestas equações, os índices M e P se referem ao modelo e protótipo (máquina industrial), respectivamente.

$$\frac{D_P \cdot N_P^2}{g_P} = \frac{D_M \cdot N_M^2}{g_M} \quad 4.1$$

ou

$$\frac{N_P}{N_M} = \sqrt{\frac{D_M}{D_P}} \quad 4.2$$

Por outro lado, o critério baseado no adimensional de Reynolds resulta na Equação 2.3, a qual pode ser combinada com a restrição anterior para fornecer uma relação entre as propriedades dos fluidos densidade (ρ) e viscosidade (μ), vide Equação 4.4.

$$\frac{D_P^2 \cdot N_P \cdot \rho_P}{\mu_P} = \frac{D_M^2 \cdot N_M \cdot \rho_M}{\mu_M} \quad 4.3$$

ou

$$\frac{\mu_P}{\rho_P} = \frac{\mu_M}{\rho_M} \left(\frac{D_P}{D_M} \right)^{\frac{3}{2}} \quad 4.4$$

Para atender à relação 4.4, a água, cuja densidade é cerca de sete vezes menor do que a do aço, deveria apresentar uma viscosidade cerca de 130 vezes menor, o que obviamente não se cumpre. Portanto, certas restrições de similaridade não podem ser atendidas, o que neste caso implica o emprego de velocidades de rotação menores, a fim de se evitar a formação de um vórtice muito maior do que o desejado.

Segundo Iguchi e Ilegbusi (2011), o movimento de bolhas originárias de um orifício injetor pode ser descrito pelo adimensional modificado de Froude, Equação 4.5. Desse modo as vazões de gás empregadas nos testes foram obtidas por meio da Equação 4.6:

$$\frac{\rho_{gás} \cdot Q^2}{\rho_{líquido} \cdot d^4 \cdot D \cdot g} \quad 4.5$$

ou

$$\frac{Q_M}{Q_P} \approx \frac{\lambda^{2.5}}{\sqrt{7}} \quad 4.6$$

Quanto à disposição dos pontos de injeção de gás, os experimentos contemplaram três configurações, conforme Figura 4.1:

- Caso I: Injeção de gás pelas extremidades laterais de cada pá do agitador;
- Caso II: Injeção pelo centro da base do agitador;
- Caso III: Injeção de gás por plugue poroso situado no fundo da panela, a uma distância da parede de $1/3$ do raio.

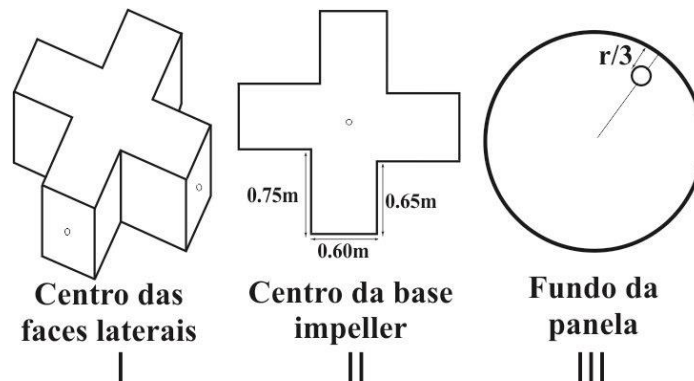


Figura 4.1: Esquema da disposição dos pontos de injeção de gás.

4.1 Parâmetros do Processo

A Tabela 4.1 apresenta as propriedades dos fluidos e variáveis do processo envolvidas no modelamento. Já as dimensões do modelo podem ser conferidas na Figura 4.2.

Tabela 4.1: Propriedades e variáveis do modelamento.

Parâmetro	Valor	Unidade
Densidade da água	1000	kg/m ³
Densidade do gás	1,225	kg/m ³
Densidade do ferro gusa	7000	kg/m ³
Viscosidade da água	0,00103	kg/m.s
Viscosidade do ar	$1,79 \cdot 10^{-5}$	kg/m.s
Viscosidade do ferro gusa	$6 \cdot 10^{-3}$	kg/m.s
Vazão de gás	10, 20, 30	L/min
Velocidade de rotação do agitador	100, 120, 140, 160	min ⁻¹
Fator de escala	1/7	-

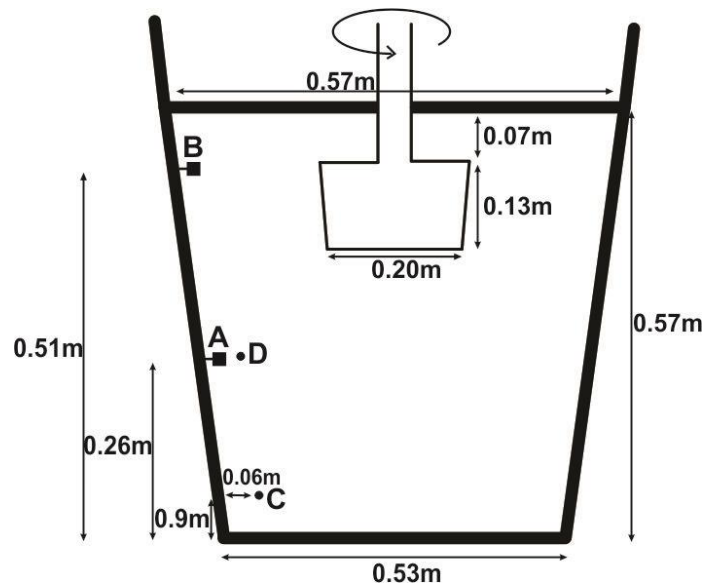


Figura 4.2: Representação do modelo e suas dimensões.

4.2 Modelamento Físico

Para o estudo do desempenho do equipamento, 3 abordagens foram empregadas:

- Avaliação do tempo de mistura;
- Avaliação da superfície de contato líquido - gás;
- Investigação da taxa de dispersão de escória.

4.2.1 Avaliação do tempo de mistura

O tempo de mistura é um parâmetro importante em sistemas de agitação. Neste experimento, medidores de condutividade são usados para determinar o tempo necessário para homogeneização do líquido após ser injetada certa quantidade de solução saturada de KCl.

O ponto de injeção do pulso de sal sobre a superfície se encontra a 6cm da parede da panela, considerando o líquido em repouso. A Figura 4.3 ilustra o aparato utilizado para a realização do experimento. A medição é feita em dois pontos posicionados na parede da panela: condutímetro A (a 26cm do fundo) e B (a 51cm do fundo).

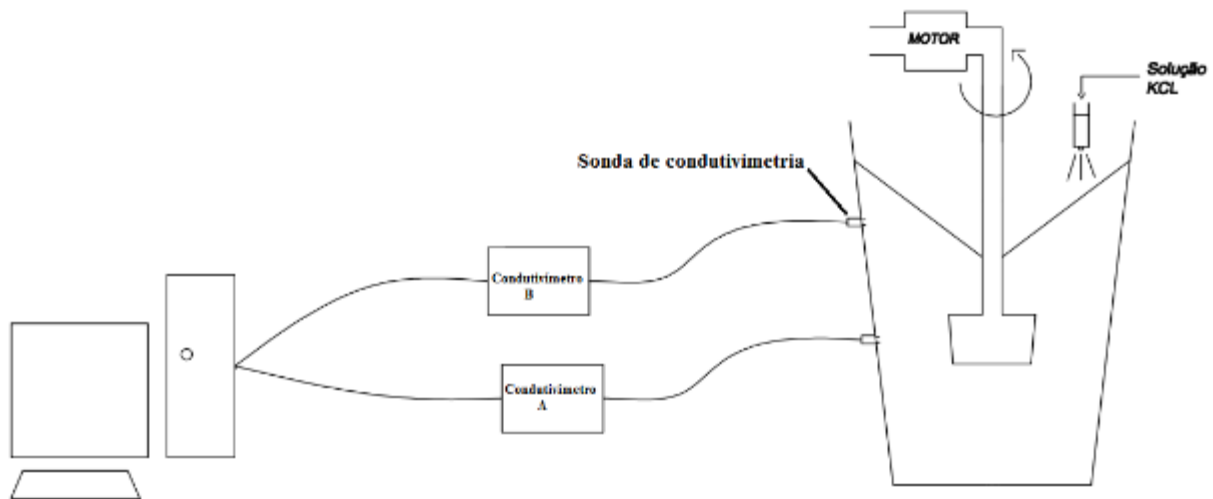


Figura 4.3: Esquema ilustrativo do experimento da avaliação do tempo de mistura.

A Figura 4.4 apresenta um resultado genérico obtido do experimento. Considera-se que a homogeneização foi alcançada quando o sinal de condutividade se estabiliza, com erro menor do que 5%, em relação ao valor nominal. A título de exemplo, a curva A mostra tempo de mistura de aproximadamente 22s, enquanto que os tempos de B e C estão em torno de 17s.

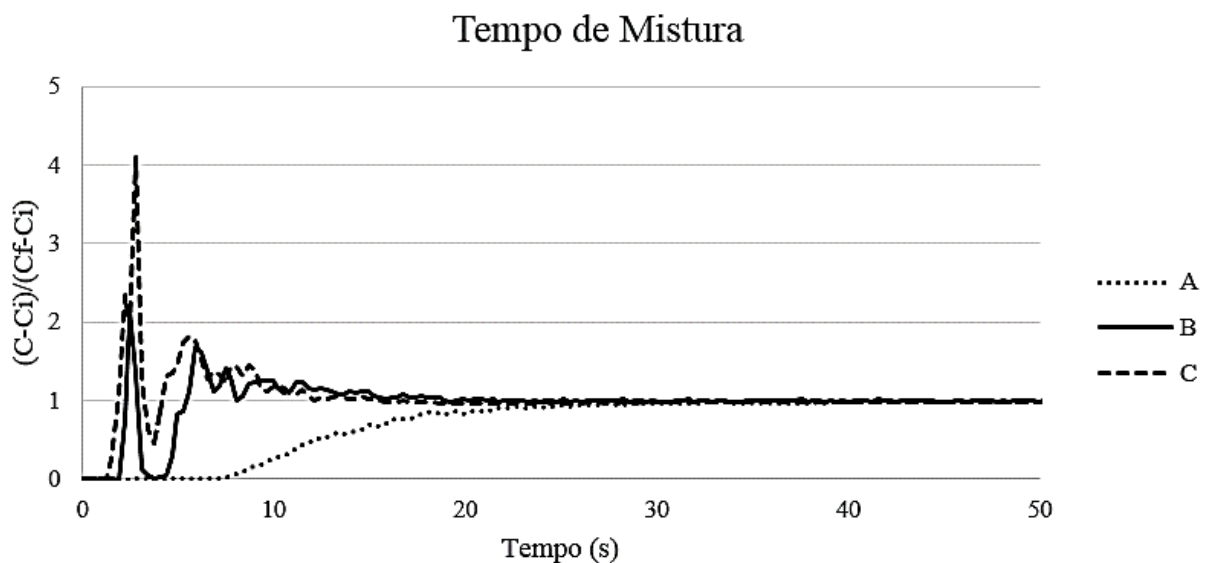


Figura 4.4: Resultado de teste de avaliação de tempo de mistura.

4.2.2 Avaliação da cinética de dessorção

A maximização da superfície de contato líquido - gás é condição para o aumento da eficiência de sistemas refino por injeção gasosa. O procedimento foi baseado no trabalho de Guo e Irons (2000), o qual descreve com mais detalhes as variantes termodinâmicas envolvidas.

Os testes consistem em averiguar a taxa de dessorção de CO_2 contido em uma solução levemente cáustica. O gás carbônico injetado previamente ao teste dá origem a outras espécies na solução, como HCO_3^- , CO_3^{2-} e $\text{CO}_{2(\text{aq})}$. O equilíbrio entre esses componentes varia de acordo com o pH e a temperatura do meio. Porém, conforme mostra a Figura 4.5, à temperatura ambiente e em uma faixa de pH 6 a 8,5, apenas a concentração de $\text{CO}_{2(\text{aq})}$ varia significativamente. Ressalta-se que a quantidade de soda adicionada (íons Na^+) pode variar a depender da faixa de pH a ser estudada. Pela recomendação do autor supracitado, 0,02 mol/L de Na^+ seria um valor conveniente. Nessas condições, a reação de dessorção pode então ser representada pela Equação 4.7:

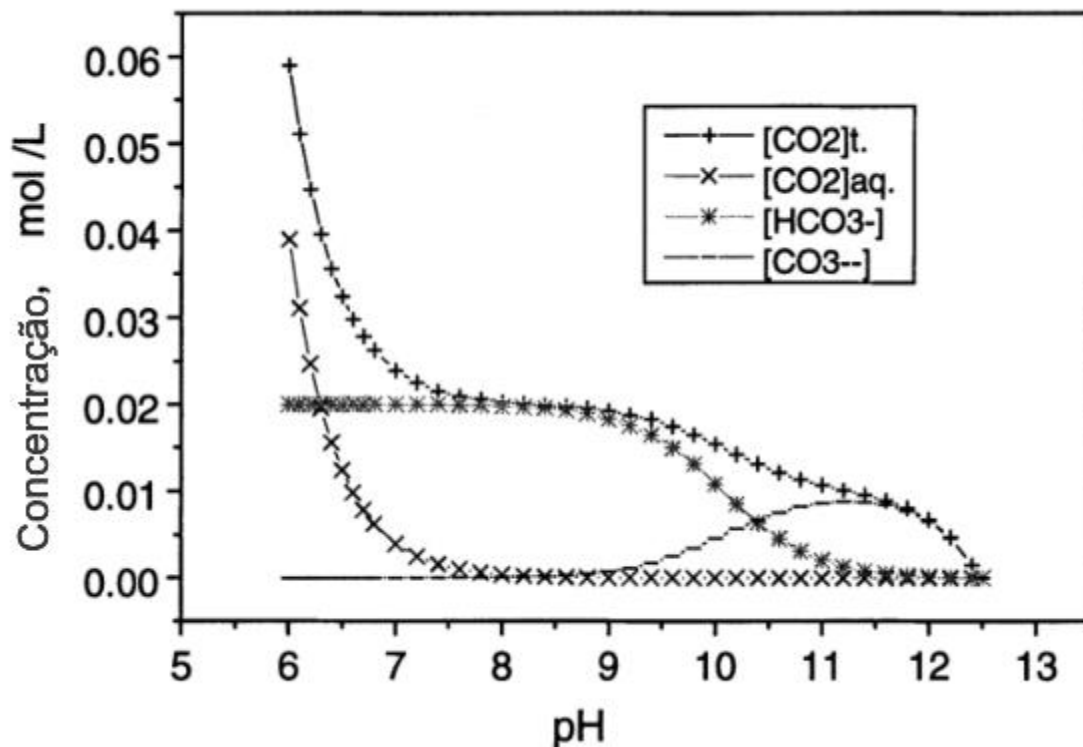


Figura 4.5: Equilíbrio de espécies na diluição de CO_2 a 20°C e 0,02mol/L de Na^+ (Guo, 2000).

Partindo do princípio de que a taxa de variação do conteúdo de CO_2 dissolvido (volume do líquido x variação de concentração de CO_2 com o tempo, $V \times dC/dt$) depende principalmente da dessorção de CO_2 pelo gás (a qual depende da área superficial das bolhas e da concentração de gás dissolvido), é possível obter a relação 4.8.

$$V \times dC/dt = -A \times k \times C \quad 4.8$$

ou

$$dC/C = -\frac{A \times k}{V} \times dt \quad 4.9$$

Após integração, obtém-se a Equação 4.10:

$$\ln C = \ln C_i - \frac{A \times k}{V} \times t \quad 4.10$$

O objetivo do experimento, portanto, é encontrar um parâmetro cinético que relacione a variação da concentração de $\text{CO}_{2(\text{aq})}$ com o tempo. Esse parâmetro é representado pela inclinação da curva dada pela equação 4.10, nesse caso, $\left(\frac{A \times k}{V}\right)$.

A sonda de medição de pH foi instalada a 8cm da parede da panela, considerando-se o líquido em repouso. A Figura 4.6 ilustra o aparato utilizado.

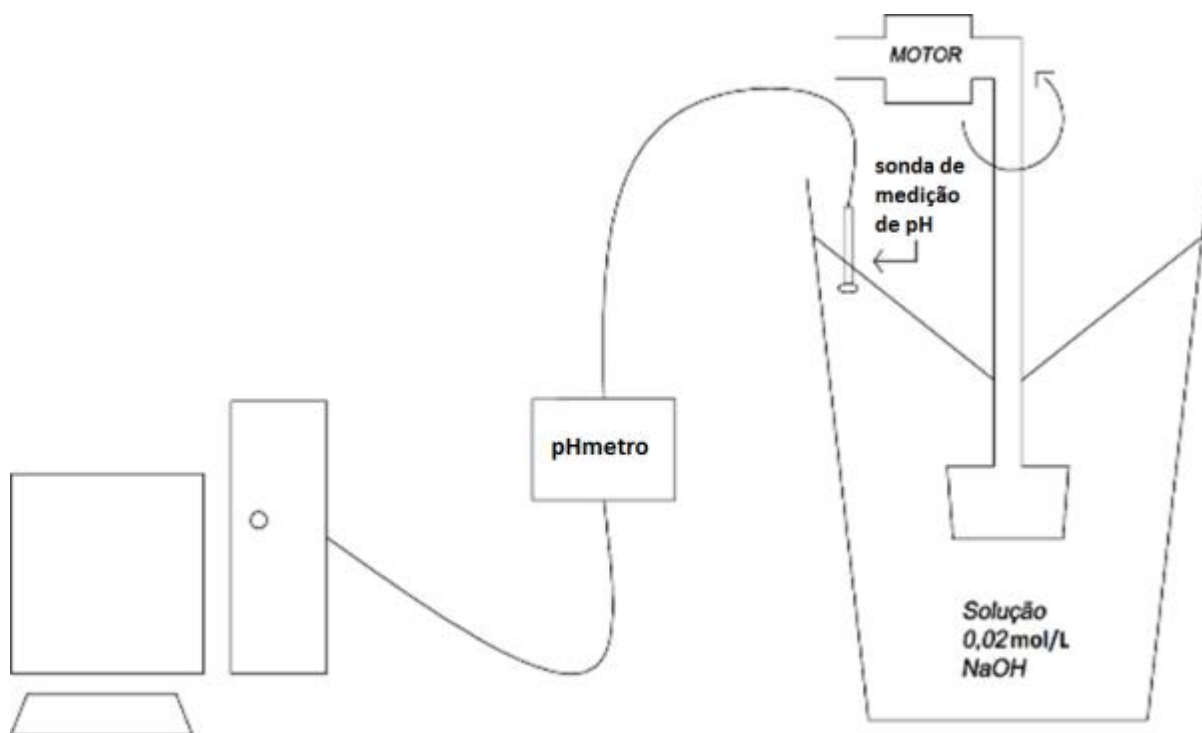


Figura 4.6: Representação esquemática do experimento de medição de pH.

A Figura 4.7 mostra um exemplo ilustrativo. A partir do valor de pH a concentração de CO_2 pode ser obtida. A inclinação da curva $\ln([\text{CO}_2])$ é o parâmetro cinético procurado.

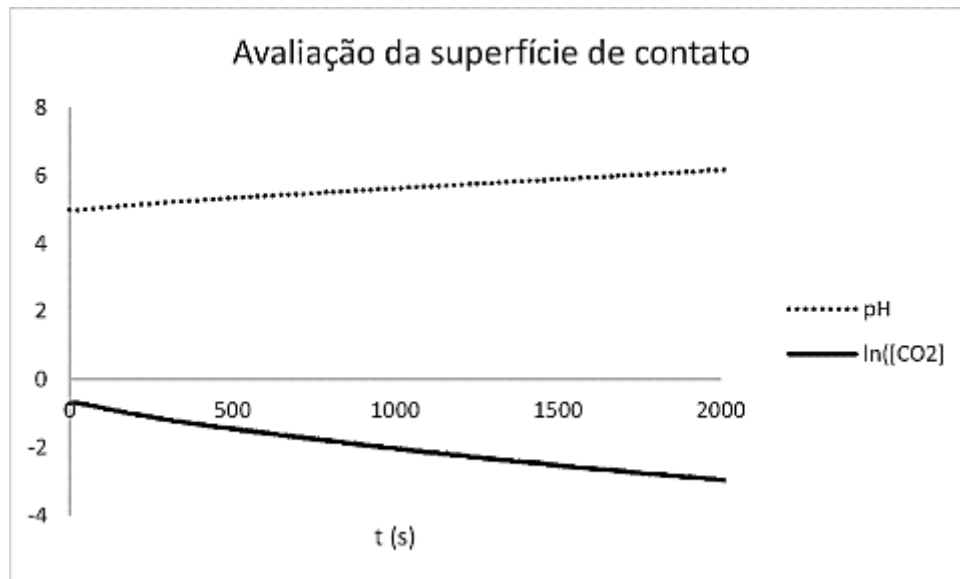


Figura 4.7: Exemplo de curva resultante da avaliação da superfície de contato.

4.2.3 Avaliação da dispersão de escória

Industrialmente, o modo mais comum de se adicionar agente dessulfurante ao ferro gusa no processo KR é sobre a própria superfície do líquido. Sendo assim, a medida da dispersão desse material no seio do metal se torna importante variável a considerar.

Para a simulação da escória, foram utilizadas partículas de polipropileno com densidade de 889kg/m^3 e diâmetro médio de 3,5mm (Figura 4.8). A cor azul, que permite maior contraste, foi obtida tingindo-se o polímero com anilina.



Figura 4.8: Partículas de polipropileno utilizadas para a simulação de escória.

O teste consiste em adicionar certa quantidade de partículas (2g/L) sobre a água, nas condições desejadas de rotação e vazão de gás, e coletar amostras por tempo fixo (15s) em profundidades de imersão definidas. Posteriormente, esse material é seco e pesado em balança de precisão.

A taxa de coleta obtida é dada em função da massa de partículas coletada e do tempo de coleta, portanto, em g/s. Optou-se por efetuar a análise dos resultados em termos da razão da taxa de coleta (g/s) pela frequência de rotação (s^{-1}). O resultado, nesse caso, é expresso em gramas; esta razão, assim definida, permite normalizar os resultados e facilita identificar as diferenças.

4.3 Modelamento Matemático

A simulação matemática consiste na resolução de equações diferenciais que descrevem os fenômenos fluidodinâmicos no interior de um sistema. Com o auxílio do pacote de programas ANSYS 14.5, foram propostas as condições de contorno pertinentes à solução do problema. Desse modo, foram executadas as seguintes etapas:

- Definição dos parâmetros de processo mais importantes a serem adotados pelo programa;
- Criação da geometria por meio do *software* Design Modeler;
- Geração de malha estruturada através do programa ICEM CFD 14.5;
- Implementação das condições de contorno (*setup*) por meio do *solver* Fluent 14.5;
- Obtenção de uma configuração adequada de convergência da solução;
- Execução de simulações para as diferentes configurações;
- Análise de resultados.

4.3.1 Condições gerais

A simulação matemática foi realizada considerando modelo multifásico Euleriano contendo água como fase contínua e ar como dispersa. O modelo *Realizable k-epsilon* com tratamento especial nas paredes foi utilizado para cálculo das equações de turbulência. *Dispersed* foi o modelo multifásico de turbulência.

A metodologia utilizada para o cálculo da rotação propriamente dita foi a de Múltiplos Sistemas de Coordenadas (*Multiple Reference Frame – MRF*). Essa abordagem permite considerar o caso em que determinada região possui velocidade de rotação, ao passo que o resto do volume de controle é estático. De acordo com o material de ajuda do ANSYS (Ansys Help), apesar de existirem outras abordagens, como o *Sliding Mesh*, o MRF possui vantagens para o caso em

tela, tal como maior estabilidade de cálculo, além de ser próprio para regimes permanentes em sua essência.

A abordagem MRF aplicada neste trabalho consistiu em se construir um corpo cilíndrico em torno do agitador, a fim de imprimir uma velocidade de rotação a esse cilindro como um todo. O volume externo, por sua vez, é considerado estático e se comunica com o corpo giratório por meio de uma interface permeável a todas as fases presentes.

A consideração de existência de superfície livre (nítida interface entre duas fases) associada com a presença de fase dispersa, como é o caso do borbulhamento de gás adotado, é fator que gera grande complexidade na obtenção de convergência em simulações multifásicas. Em sistemas altamente turbulentos, como os agitados por rotação, essa tarefa se torna ainda mais árdua. Desse modo, optou-se por considerar a superfície do líquido como uma região plana, que permite a passagem apenas de gás e não de água, e sem nenhum atrito com as fases presentes, também conhecido como *degassing condition*.

Por se tratar de um caso de borbulhamento sob grande agitação optou-se também por adotar o regime transiente para solução das equações. Embora grande esforço tenha sido empregado para a implementação do regime permanente, não houve grande sucesso. O que se obteve foram resultados em que o gás e água se misturavam completamente. Isso se deve, provavelmente, ao esquema de primeira ordem utilizado para discretização das fases.

De acordo com o Ansys Help, em suma, os esquemas de discretização são responsáveis por definir qual é a interação entre as fases. Assim, o de primeira ordem assume que existe certa interpenetração entre as fases, enquanto que o de segunda ordem é indicado para situações de interfaces bem definidas, como a superfície livre existente entre água e ar. Entretanto, a dificuldade para a convergência do sistema de discretização de segunda ordem é muito maior. Sendo assim, no presente trabalho optou-se por associar o regime transiente à discretização de segunda ordem.

O passo de tempo (*timestep*) utilizado foi 0,05s. No entanto, esse valor só foi possível através do seu aumento gradativo, a começar em 1.10^{-8} s e aumentando-se a uma taxa de 10 vezes até se chegar ao valor desejado. Para isso, após iniciado o cálculo era necessário esperar algumas dezenas de *timesteps*, de modo que os erros residuais tendessem a se estabilizar. Em seguida a simulação era interrompida, salva, e o *timestep* aumentado antes de retomar a solução. Observou-se através dos monitores das variáveis de fluxo que em 35s a solução já estava

estabilizada, ou seja, em um regime permanente, sendo esse o parâmetro adotado para escolha dos resultados.

Para todas as paredes do modelo considerou-se condição de não-deslizamento para a água e livre deslizamento para o gás.

4.3.2 Malha

O modelo matemático foi construído segundo as dimensões do modelo físico (Figura 4.2). A fim de mitigar o efeito de difusividade turbulenta em sistemas fortemente agitados, o que dificulta a convergência da solução, optou-se por construir uma malha hexaédrica estruturada. Já a região do cilindro que envolve o agitador possui malha tetraédrica com *inflation* nas paredes.

Todo o modelo possui 1.198.606 elementos, sendo 194.104 situados na região do agitador, vide Figura 4.9.

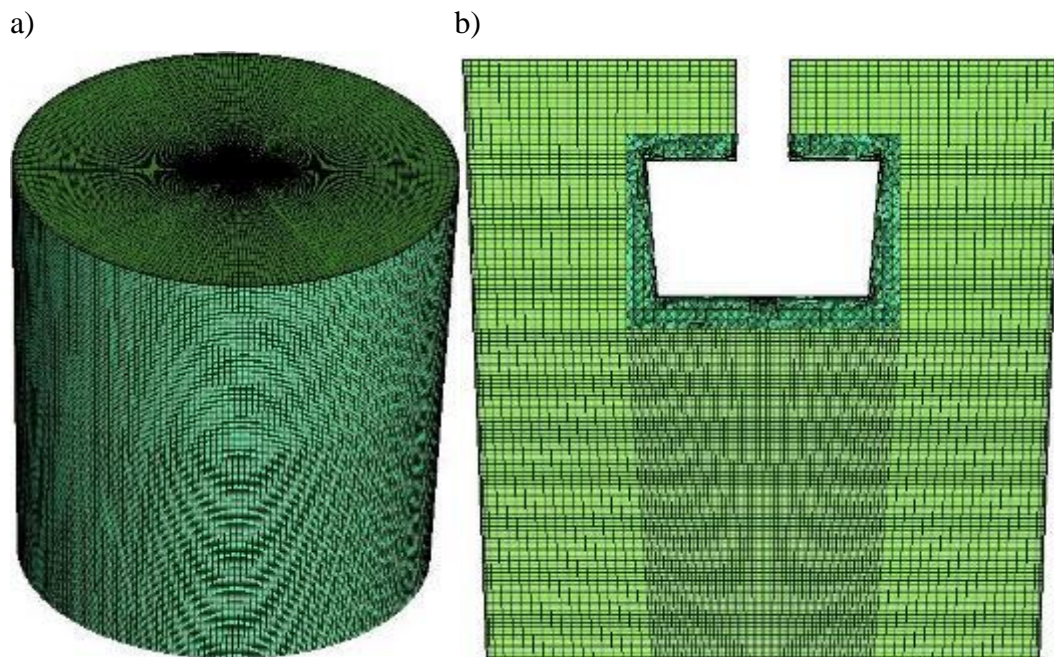


Figura 4.9: Malha. a) Visão externa; b) Corte longitudinal central.

4.3.3 Equações envolvidas

A simulação foi executada com a resolução das seguintes equações:

Equação da continuidade:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho U) = 0 \quad 4.11$$

Equação de Navier Stokes:

$$\frac{\partial \rho U}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho U \otimes U) - \nabla \cdot (\mu_{eff} \nabla U) = -\nabla p + \nabla \cdot (\mu_{eff} \nabla U)' + B \quad 4.12$$

Equação da viscosidade efetiva:

$$\mu_{eff} = \mu + \mu_t \quad 4.13$$

Modelo de turbulência k-epsilon:

$$\frac{\partial(\rho K)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho U K) = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_K} \right) \nabla K \right] + P_K - \rho \varepsilon \quad 4.14$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho U \varepsilon) = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right] + \frac{\varepsilon}{K} (C_{\varepsilon 1} P_K - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon) \quad 4.15$$

Viscosidade turbulenta:

$$\mu_t = C_\mu \rho \frac{k^2}{\varepsilon} \quad 4.16$$

Sendo ρ a massa específica do fluido (kg/m^3); t é o tempo (s); ∇ é o operador gradiente; U a componente média da velocidade (m/s); μ_{eff} a viscosidade efetiva (Pa.s); B a soma das forças de campo (N/m^3); μ a viscosidade absoluta do fluido ou viscosidade molecular (Pa.s); μ_t a viscosidade turbulenta (Pa.s); K a energia cinética turbulenta (m^2/s^2); P_K a taxa de produção de energia cinética turbulenta devido às forças viscosas e flutuabilidade; ε a taxa de dissipação da energia cinética de turbulência (m^2/s^3); $C_{\varepsilon 1}$, σ_K , $C_{\varepsilon 2}$, C_μ constantes do modelo k- ε de turbulência.

Os resultados apresentados no capítulo a seguir estão na forma do tópico “Resultados e Discussão” do artigo enviado à revista Tecnologia de Metalurgia, Materiais e Mineração, cujo título é “AN EVALUATION OF GAS INJECTION EFFECTS IN A MECHANICALLY STIRRED HOT METAL DESULFURIZATION SYSTEM”. O artigo, que traz os dados dos testes físicos, pode ser analisado em sua íntegra no capítulo “Anexos”, juntamente com a respectiva carta de aceitação. Já o capítulo IV retrata os resultados das simulações matemáticas e os compara ao físico.

5 CAPÍTULO III – MODELAMEN TO FÍSICO

5.1 Results and Discussion

5.1.1 Mixing time

As expected the degree of mixing varies inside the reactor and steadily increases with intensification of impeller rotation. Fluid dynamics behavior on a stirred tank depends on different factors, such as impeller rotation speed, gas flow rate, impeller depth, gas injection position and others [1,2,3]. Even so, no remarkable difference is noticed when gas flow rate increases, Figure 5.1 and Figure 5.2. However mixing is improved for case II and III, with a mixing time reduction of 20% when compared to non-injection condition.

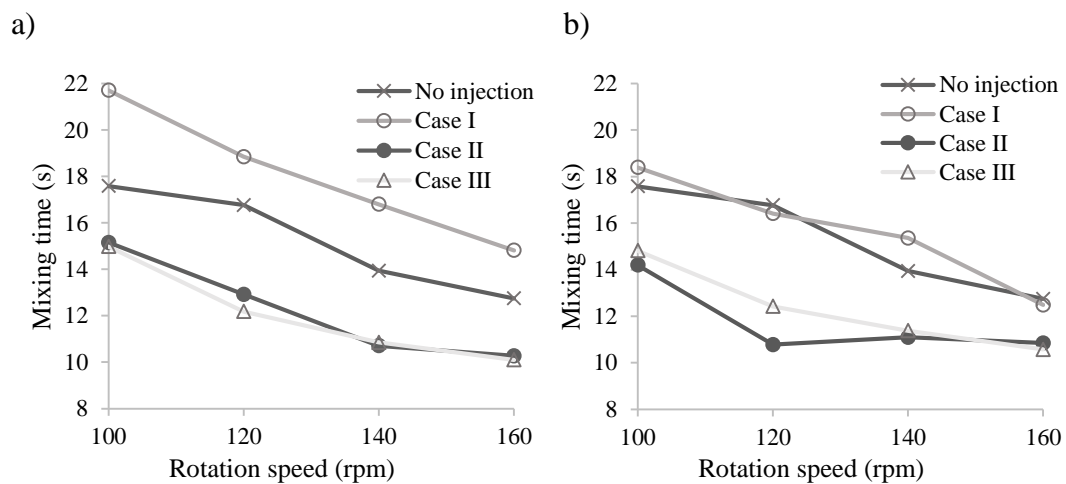


Figure 5.1: Mixing time at site A (intermediate region of ladle). Gas flow rates: a) 10L/min b) 30L/min.

Cases I and II are industrially important since some reactors are built with an impeller internal gas cooling system. Thus these configurations are operationally favored and some of this gas could be diverted to injection.

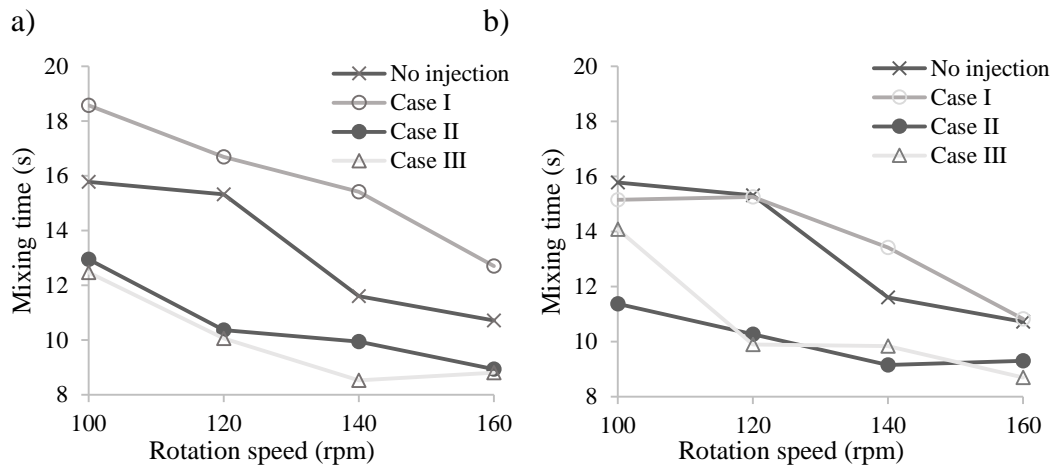


Figure 5.2: Mixing time at site B (surface region of ladle). Gas flow rates: a)10L/min b) 30L/min.

Liquid inside this sort of reactor rotates pretty much as a rigid body. Due to centripetal forces considerable amount of gas dispersed inside the melt is pushed towards the longitudinal axis and then some is trapped in a conical shape underneath the impeller, Figure 5.3. Air from the atmosphere can be sucked to this position specially at higher impeller velocity and smaller impeller depth of immersion [2]. Thus inert gas can be used to flush out the air avoiding metal contamination.

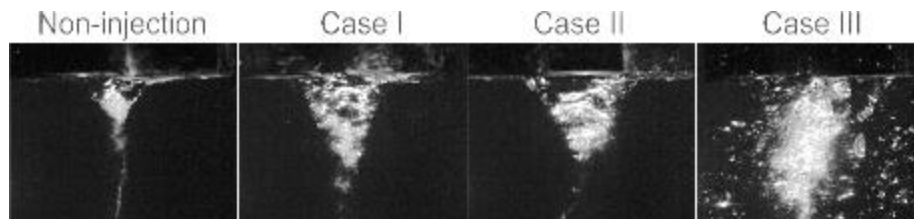


Figure 5.3: Gas agglomeration below impeller (100rpm and 30L/min).

Lime (90% or more) and some sort of flux are usually added as desulfurizing agent in this type of reactor [4]. As a result, a dry slag can be formed where diffusion can be the main obstacle to reaction. Thus a vigorous agitation is necessary to break up the products insulation layers and to expose fresh reactant surface. Gas injection can aid to that by introducing additional turbulence as measured through decreasing mixing times.

5.1.2 Gas/liquid interaction

Gas/liquid interaction is important for reactive gas injection. In case of desulfurization by Mg injection, as an example, reactions occur mainly at bubbles surface [5], but some Mg granules can also melt or even vaporize without proper dissolution into hot metal [6]. Therefore, bubble size distribution and bubble residence time play an important role in mass transfer.

As stated in Equation 6 gas/liquid interaction can be assessed through the parameter $A \times k/V$, the slope of the $\ln[C/C_i]$ vs time curve. A sample of this procedure is shown in Figure 5.4. It can be noticed a very satisfactory fitting as denoted by regression coefficients generally higher than 0.95, see Figure 5.5. Thus, experimental consistency is assured by this technique. It results a lumped kinetic parameter $A \times k/V$ since A and k cannot be separately evaluated. However the higher the $A \times k/V$ value the faster the kinetics, the stronger the gas liquid interaction.

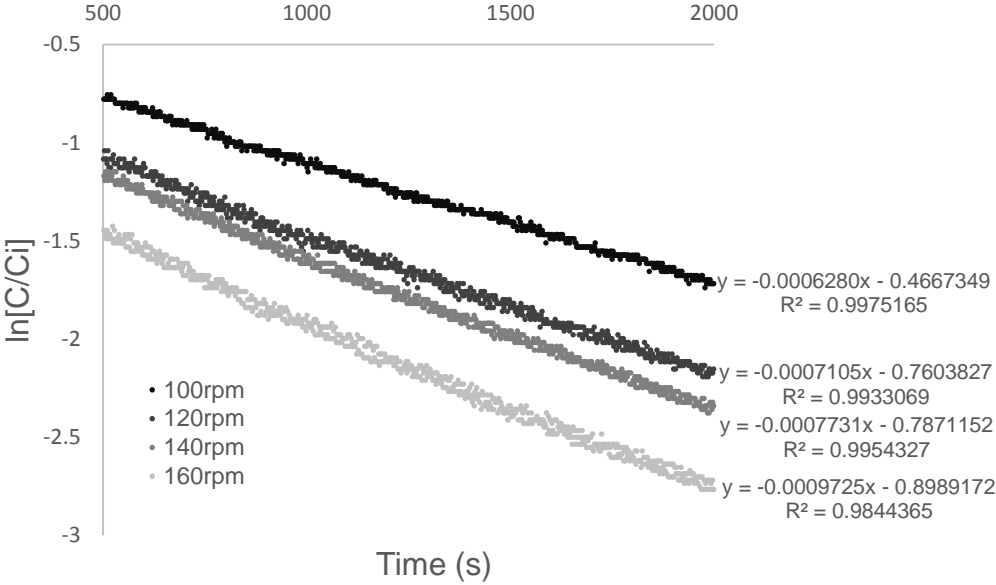


Figure 5.4: Phases interaction tests results for case I with gas flow rate of 30L/min.

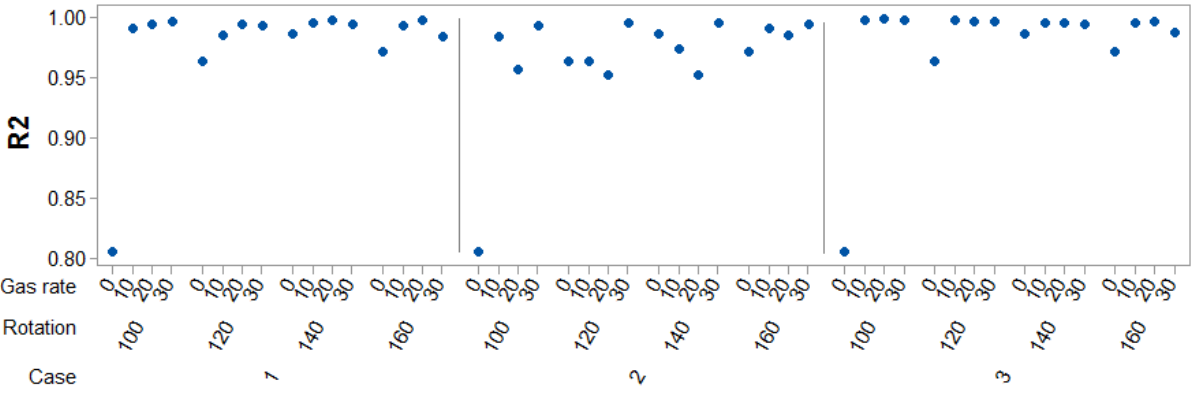


Figure 5.5: R² values of phases interaction regression curves.

Figure 5.6 shows a comparison of the combined $A \times k/V$ kinetic parameter for different gas injection conditions (configurations I, II and III, Figura 4.1). Injection from ladle bottom

(case III) brings the best results due to the longer residence time of gas plume in the bath. Gas injection through the bottom of the impeller (case II) was less satisfactory, certainly due to the bigger ascending bubbles between impeller blades in this case. However, in case I, where gas injection trough impeller is also employed, but by the side faces, stronger centrifugal and shear forces promote bubble disintegration and dispersion. As stated by Liu Y. et al. [3], the tendency to increase the bubbles diameter with the gas flow rate is counterbalanced by higher impeller rotation velocities and/or shear forces conditions, which prevent bubble coalescence. Maybe for this reason, case II presented a marginal effect on mass transfer due to gas flow rate increment.

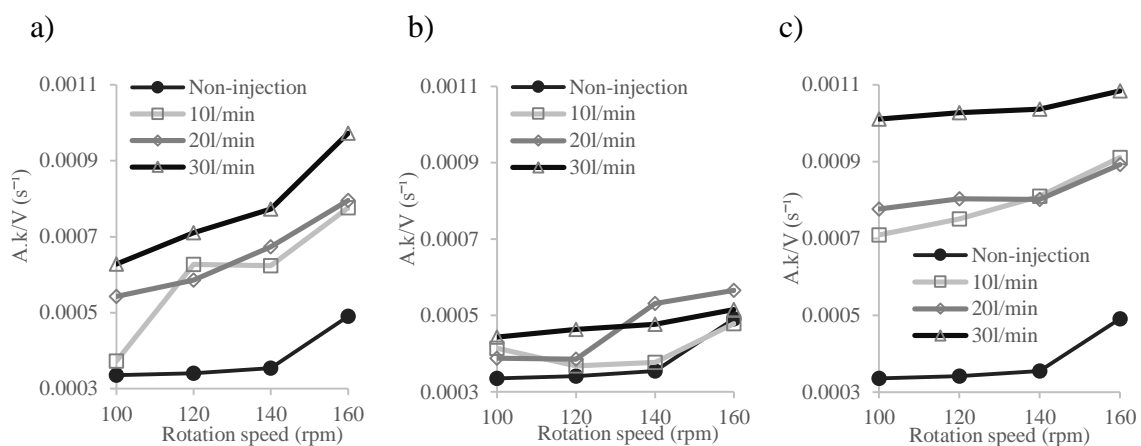


Figure 5.6: Comparison of $A \times k/V$ kinetic desorption parameter. (a) Case I, (b) Case II, (c) Case III.

Dissolved gas can be naturally desorbed from the bath due to interfacial turbulence effects (ripples and interface renewal) even gas injection being absent. As it is shown, injecting gas from the bottom of the impeller (case II) does not provide for an efficient gas bubble - metal contact. Most of gas-metal contact can be ascribed to the bath surface. The greater share of gas bubble – metal interaction is apparent for injection of gas from impeller lateral faces and ladle bottom. Greater residence times surely makes the difference (the effect of size distribution could not be assessed).

A reason for practicing reacting gas injection could be to maintain reducing conditions inside the bath (hydrocarbon gas injection) [1,7]. This sort of reactive gas injection could be effective if done from the impeller lateral faces or from ladle bottom.

5.1.3 Particle dispersion quality

The degree of reactant dispersion can be measured by the rate of collection of particles by a net located at a given position inside the bath; this rate can be expressed as grams of particle

collected by unit time, $R(g/s)$ and it is sensitive to position and impeller speed. This rate can be normalized after division by impeller frequency, $R_n(g) = R(g/s)/N(s^{-1})$. Particles were collected at two different levels inside the bath, as shown in Figure 4.2: close to the bottom of the ladle, position C, and intermediate level, location D.

At the bottom of the ladle (location C) the degree of dispersion seems to increase with impeller velocity, Figure 5.7. The same behavior was found at intermediate position (location D) as shown in Figure 5.8.

Figure 5.7 shows that the effect of gas injection seems to be potentiated by increased mechanical stirring, so that the increase in collection rate reaches 40% for the highest velocity. Since the bottom of the ladle is the most difficult area to reach, optimization of slag dispersion in this region would be of particular interest. However there is no great difference on collection rates for the increasing gas flow rates.

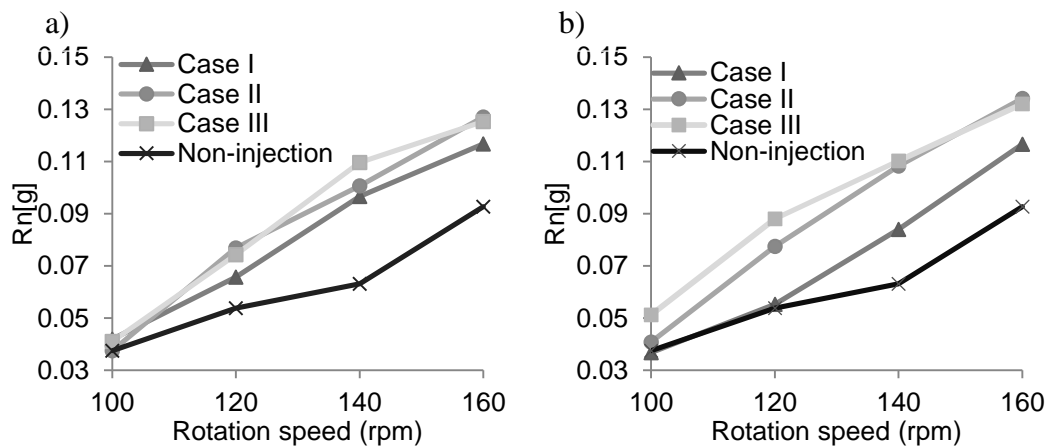


Figure 5.7: Normalized rate of particle collection at the bottom of ladle (location C). Gas flow rates: a)10L/min b) 30L/min.

The (usually) dry slag is not completely dispersed in the bath; at smaller impeller velocities, some of it remains supernatant. Continuous superficial powder addition as well as powder blasting using an external lance have been proposed as a means for increasing metal – slag interaction [8]. Therefore, gas injection can be used to disturb the supernatant layer, favoring its dispersion.

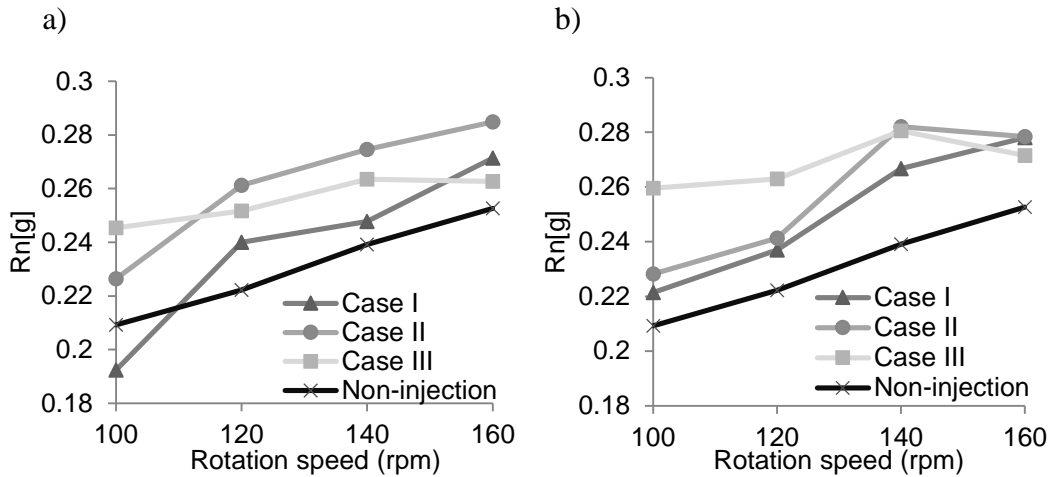


Figure 5.8: Normalized rate of particles collection at the intermediate position (location D). Gas flow rates: a) 10L/min b) 30L/min.

Thus gas injection performance is satisfactory, since the collection of particles is greater than for non-injection condition in practically all points and rotational speeds, indicating a systemic process optimization.

Dispersion of reactant particles and particle- liquid friction are important parameters to assure metallurgical efficiency. They are related to mass transfer around each reactant particle. Gas injection does not compromise dispersion; gas injection seems to improve dispersion.

5.2 References

- [1] Kikuchi N, Nabeshima S, Kishimoto Y. Effect of Propane Gas on Hot Metal Desulfurization by CaO Based Flux. *ISIJ International*, 2012; 52(10): 1809-1816.
- [2] Nakai Y, Sumi I, Matsuno H, Kikuchi N, Kishimoto Y. Effect of Flux Dispersion Behavior on Desulfurization of Hot Metal. *ISIJ International*. 2010; 50(3): 403-410.
- [3] Liu Y, Sano M, Zhang T, Wang Q, He J. Intensification of Bubble Disintegration and Dispersion by Mechanical Stirring in Gas Injection Refining. *ISIJ International*. 2009; 49(1): 17-23.
- [4] Guo D and Irons GA. Modeling of Gas-Liquid Reactions in Ladle Metallurgy: Part I. *Physical Modeling Metallurgical and Materials Transactions B*. 2000; 31B: 1447-1455
- [5] Nakai Y, Sumi I, Matsuno H, Kikuchi N, Kishimoto Y. Effect of Flux Dispersion Behavior on Desulfurization of Hot Metal. *ISIJ International*. 2010; 50(3): 403-410.
- [6] Sun H, Liu Y, Lu M. Behaviour of Ar-1%Mg Bubbles in Desulfurization of Hot Metal by Magnesium Injection. *Steel Research Int*. 2009; 80(3): 209-217.

- [7] Iguchi M, Ilegbusi OJ. *Modelling Multiphase Materials Processes – Gas-Liquid Systems*, New York: Springer; 2011.
- [8] Nakai Y, Hino Y, Sumi I, Kikuchi N, Uchida Y, Miki Y. Effect of Flux Addition Method on Hot Metal Desulfurization by Mechanical Stirring Process. *ISIJ International*. 2015; 55(7): 1398-1407.

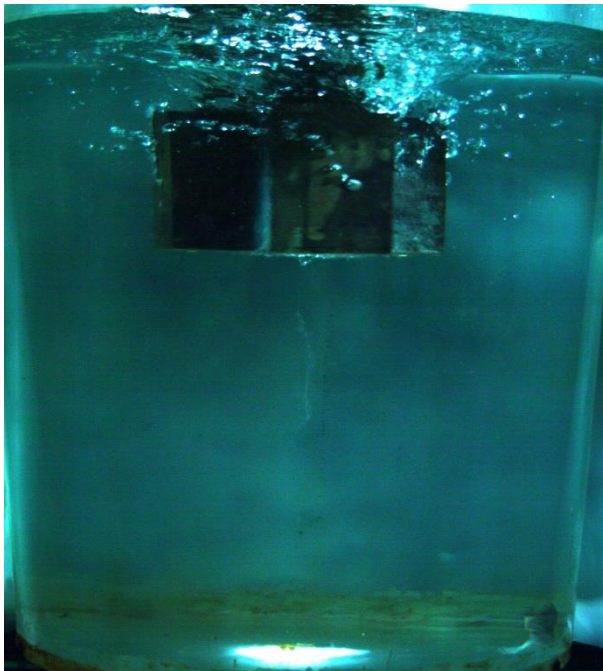
6 CAPÍTULO IV: MODELAMENTO MATEMÁTICO

Simulações matemáticas são importante ferramenta para acesso a informações que, de outra forma, seriam muito onerosas ou até mesmo impossível de se obter. No entanto, é necessário também que haja adequada correspondência entre o que se está calculando e o modelo físico.

6.1 Comparação entre Modelamentos

Por meio das Figura 6.1, Figura 6.2 e Figura 6.3, é possível perceber que o comportamento do gás é bastante similar nos modelos físico e matemático. Nessas ilustrações estão representadas fotografias obtidas através de câmera de alta velocidade a uma taxa de 150 quadros por segundo. Também encontram-se ilustrações da presença gasosa nos resultados matemáticos na forma de superfícies de uniforme fração volumétrica da fase ar, 1%.

a)



b)

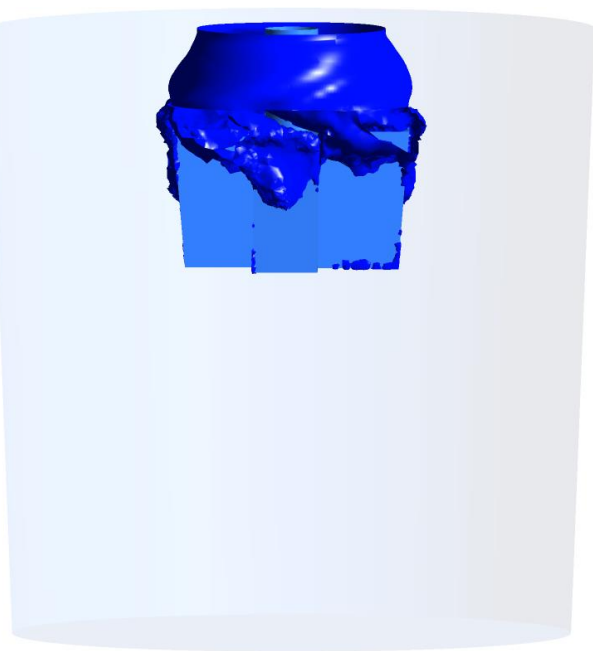
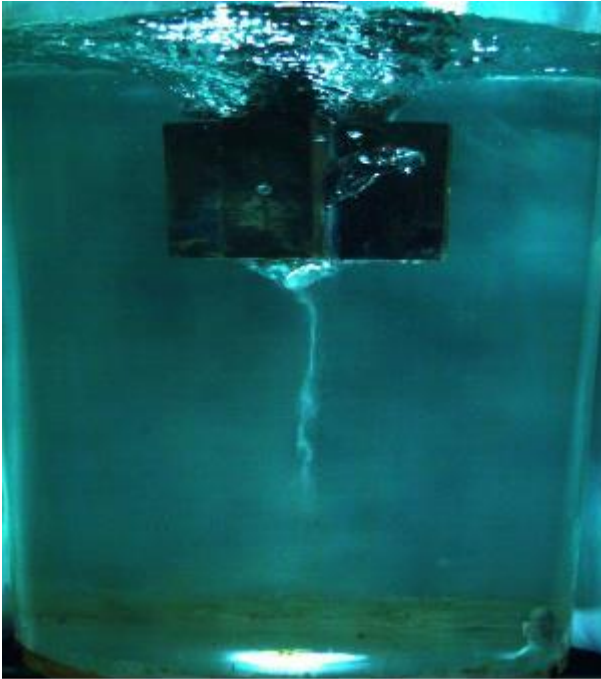


Figura 6.1: Caso I - Injeção de gás pela lateral do agitador (10L/min e 100rpm). a) Simulação física b) Isosuperfície de fração volumétrica de ar.

a)



b)

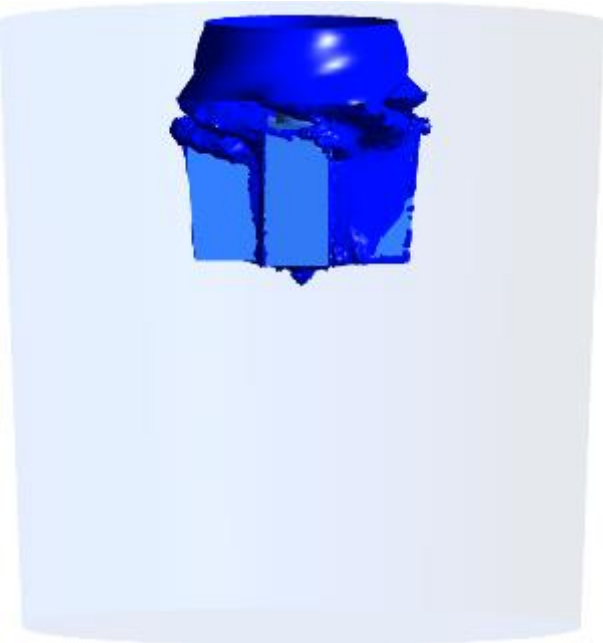
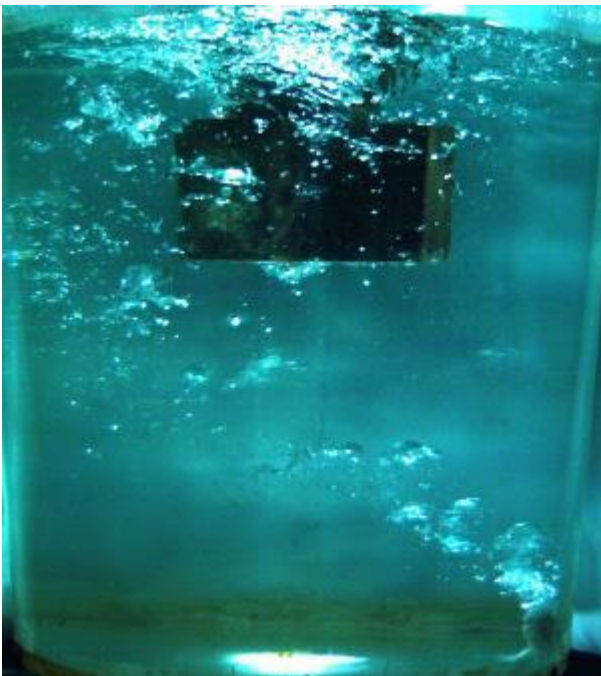


Figura 6.2: Caso II - Injeção de gás pelo centro da base do agitador (10L/min e 100rpm). a) Simulação física b) Isossuperfície de fração volumétrica de ar.

a)



b)



Figura 6.3: Caso III - Injeção de gás pelo fundo da panela (10L/min e 100rpm). a) Simulação física b) Isossuperfície de fração volumétrica de ar.

Portanto, permite-se correlacionar os resultados supracitados com os dados do parâmetro cinético de dessorção de CO₂ da Figure 5.6. A dispersão e tempo de permanência das bolhas em meio ao líquido são fatores preponderantes para a maximização da interação entre as fases. No caso de injeção de material reativo (hidrocarbonetos) para diminuição do potencial de oxigênio e conseqüente melhoria das condições de dessulfuração do sistema, tal qual proposto por Kikuchi et al. (2012), a injeção pelo fundo da panela (caso III, Figura 6.3) teria maior eficácia. A injeção pelas faces laterais do agitador (caso I, Figura 6.1), por outro lado, não leva a uma dispersão tão grande em regiões mais profundas do banho. Ainda assim, essa configuração se mostra mais promissora do que a injeção pelo centro da base do agitador (caso II, Figura 6.2). Enquanto aquela apresenta um destacamento de pequenas bolhas devido ao esforço cisalhante sofrido pelo local em que se encontra, a injeção pelo centro do agitador acarreta em grandes bolhas que sobem por entre as pás.

Tal constatação pode ser feita na comparação dos campos de velocidade de ambos, como apresentado pelas Figura 6.4 e Figura 6.5, as quais enfatizam as regiões de injeção de gás. Nota-se que a área tangencial às faces laterais do agitador (destaque da Figura 6.4) possui velocidade maior em relação à região axial do reator, por onde é injetado o gás no caso II (Figura 6.5).

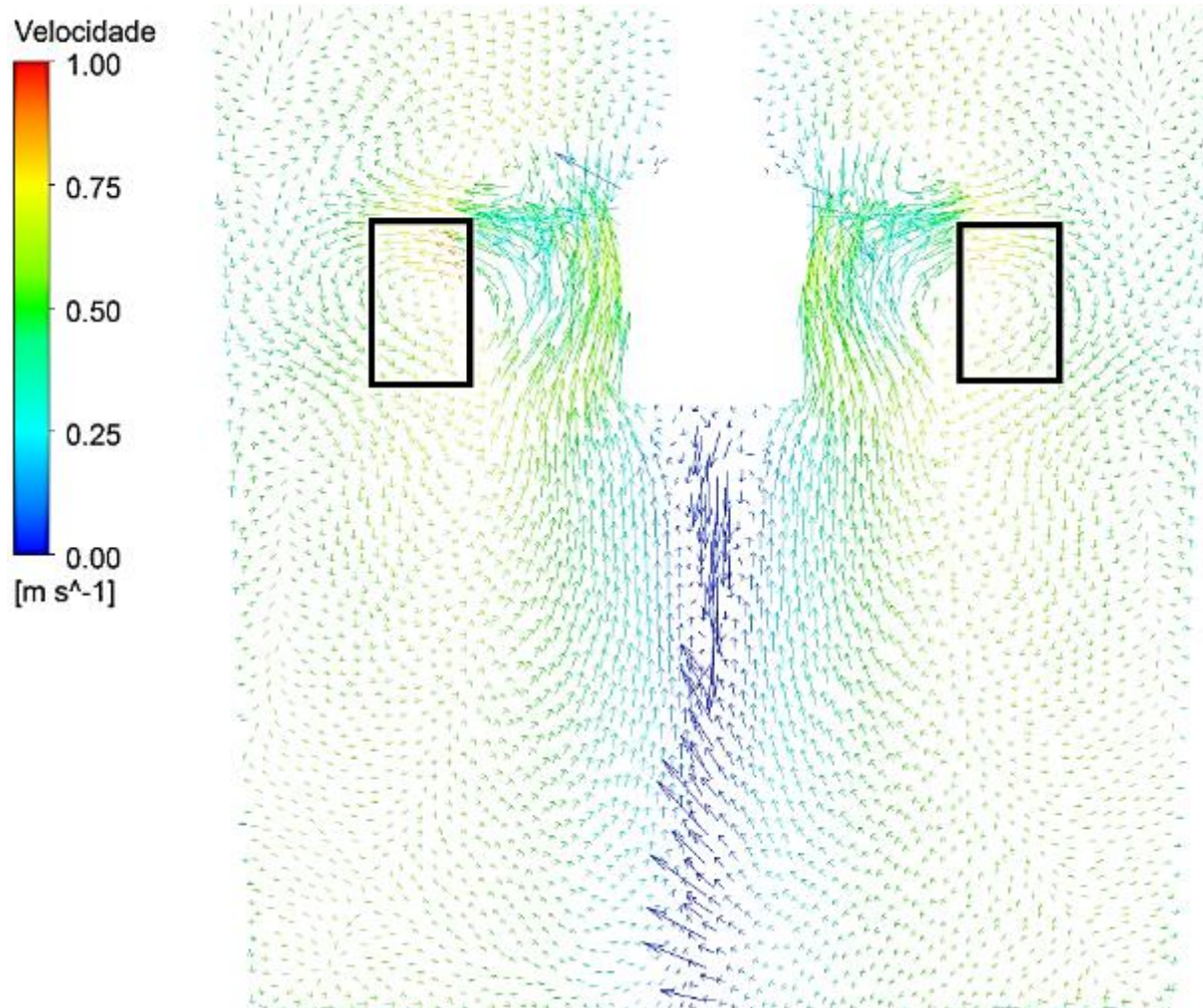
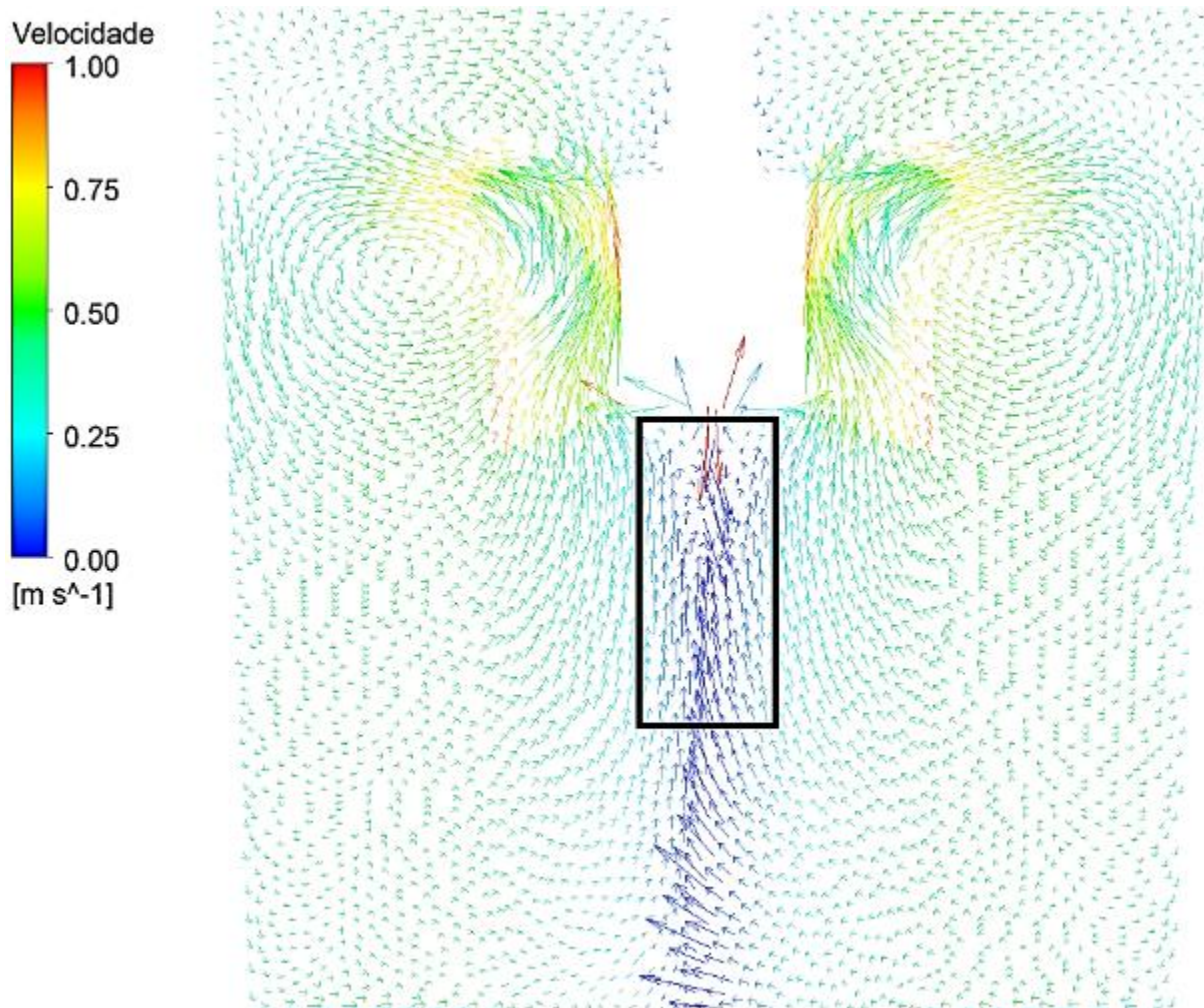


Figura 6.4: Campo de velocidades longitudinal – Caso I - Injeção de gás pela lateral do agitador. Gás: 10L/min, Velocidade: 100rpm.



**Figura 6.5: Campo de velocidades longitudinal – Caso II: Injeção de gás pelo centro da base do agitador.
Gás: 10L/min, Velocidade: 100rpm.**

6.2 Perfil de Turbulência

A principal vantagem do reator Kanbara em relação a outras técnicas de dessulfuração é a grande turbulência que esse reator proporciona e, conseqüentemente, maior interação entre metal e escória. Tal como observado na Figure 5.8, a injeção de gás nesse tipo de equipamento teve, inclusive, a propriedade de arrastar maior quantidade de escória para regiões mais profundas do reator. Desse modo, um aumento de turbulência poderia promover maior interação entre líquido e sólido. Nesse sentido, procurou-se investigar a influência da injeção de gás sobre a energia cinética turbulenta (K), em especial a região menos agitada e com maior potencial de aperfeiçoamento, entre o fundo da panela e o agitador (Figura 6.6).

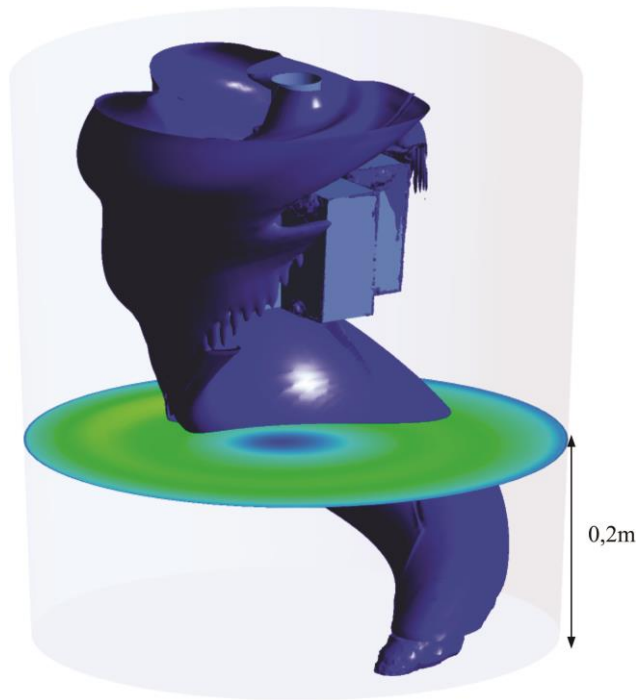


Figura 6.6: Esquema do posicionamento do plano analisado.

Observou-se que a presença de gás proporcionou um aumento da energia cinética turbulenta. Em conformidade com a Figura 6.7, que traz os resultados das diferentes configurações de injeção sob as condições de 100rpm de velocidade de rotação e 10L/min de vazão de gás, nota-se que a injeção pelo fundo da panela (caso III, Figura 6.7c), a única com presença de gás na região de interesse, foi também a que apresentou maior turbulência nessa área. Por outro lado, não houve grande diferenciação entre os casos I e II.

Com o aumento da vazão de gás para 30L/min, constata-se que a turbulência no caso III é ainda maior, vide Figura 6.8. Em contrapartida, os casos II e III permanecem inalterados.

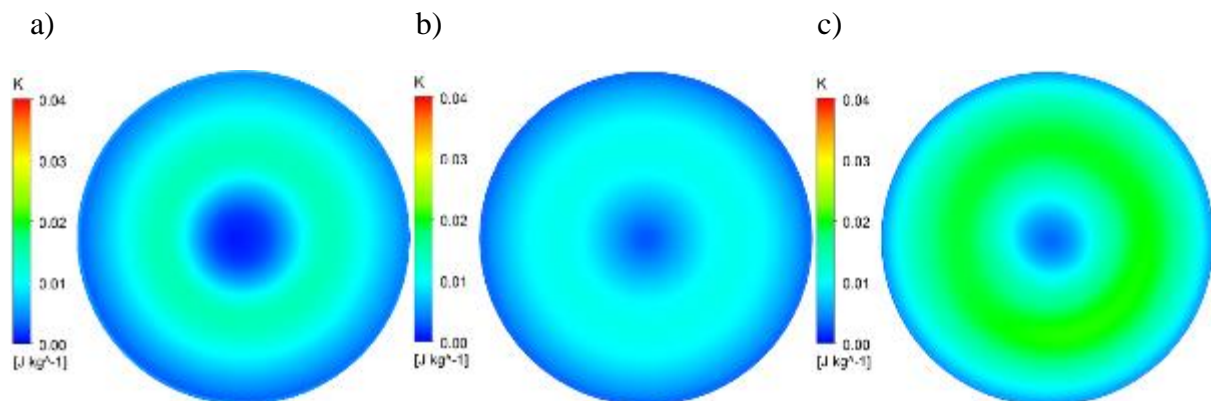


Figura 6.7: Energia cinética turbulenta. Gás: 10L/min, rotação: 100rpm. a) Caso I; b) Caso II; c) Caso III.

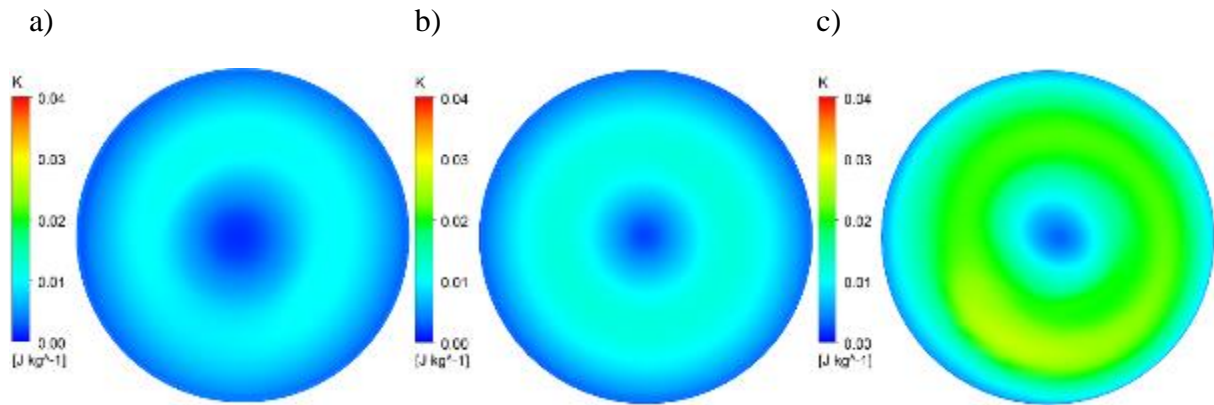


Figura 6.8: Energia cinética turbulenta. Gás: 30L/min, rotação: 100rpm. a) Caso I; b) Caso II; c) Caso III.

O aumento da velocidade de rotação indubitavelmente possui forte influência sobre a turbulência do sistema. Conforme a Figura 6.9, que representa a vazão de gás 10L/min e velocidade de rotação 160rpm, o aumento da agitação mecânica interferiu diretamente sobre a fluidodinâmica do sistema.

A injeção de gás pelo fundo da panela, nesse caso, teve o papel de potencializar o efeito do aumento de agitação (Figura 6.9 c).

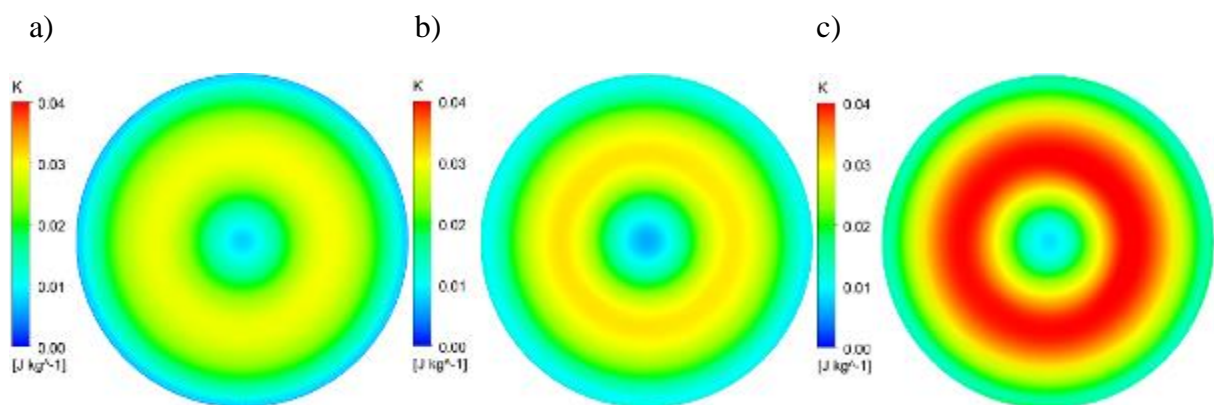


Figura 6.9: Energia cinética turbulenta. Gás: 10L/min, rotação: 160rpm. a) Caso I; b) Caso II; c) Caso III.

O uso de recursos computacionais permitiu prever alterações em uma grandeza dificilmente mensurável via simulação física, a energia cinética turbulenta. Nesse caso, após a devida validação com o modelo físico, foi possível observar que a injeção de gás pelo fundo da panela poderia ter efeito benéfico para a interação entre metal e escória. Tal indicativo possui potencial de se confirmar em testes em escala industrial.

7 CONCLUSÃO

Simulações físicas e matemáticas foram realizadas para se avaliar os efeitos da injeção de gás em um tanque agitado para dessulfuração de ferro gusa (Reator Kanbara). As conclusões obtidas estão elencadas a seguir:

1) Três configurações de injeção de gás foram propostas: Caso I – pelas faces laterais do agitador; caso II – pelo centro da base do agitador; caso III – através do fundo da panela. Observou-se que a injeção pelo fundo da panela apresentou vantagens em relação aos demais, como maior interação entre as duas fases, o que favoreceria a desoxidação do banho em caso de injeção de gás reativo. Tal fato se deu principalmente pelo maior tempo de residência das bolhas no caso III, visto que a injeção se encontra no fundo da panela;

2) Em relação à injeção através do agitador, o caso II apresentou melhores resultados de interação líquido – gás, visto que as bolhas destacadas sofrem maior dispersão devido a maiores forças cisalhantes, próprias do campo de velocidades mais intenso a que estão submetidas. Por outro lado, o caso I exibe a presença de grandes bolhas ascendentes que se destacam do cone de gás que se forma logo abaixo do agitador. Maiores bolhas impactam diretamente na área interfacial de contato;

3) O tempo de mistura foi avaliado pela injeção de um salino juntamente com o acompanhamento da variação da condutividade do meio. Observou-se forte dependência entre a diminuição do tempo para homogeneização e o aumento da velocidade de rotação, conforme observado também nos trabalhos de Kirmse (2006). Entretanto, a injeção de gás pareceu não ter significativa influência sobre essa variável;

4) Experimentos para avaliação da dispersão de uma escória representada por partículas de polipropileno foram executados. Notou-se que a simples injeção de gás provocou maior entranhamento de escória no seio do líquido, com aumento de até 40% para as regiões mais profundas da panela. Esse fenômeno seria responsável pelo aumento da superfície de contato entre metal e escória. Atualmente, um grande gargalo operacional do processo KR é a eficiência de consumo de reagente, representada pela razão da quantidade efetivamente consumida nas reações e o que é inicialmente introduzido no reator. Industrialmente, a fração reagida é em torno de 6% a depender da planta. Um ganho de produtividade relativo a esse indicador poderia diminuir tanto o consumo de material como também promover uma redução na produção de rejeitos, um ganho ambiental;

5) Observou-se formação de um cone gasoso sob a base do agitador. Esse acúmulo de gás é acentuado pelo aumento da velocidade de rotação e tem como consequência industrial o depósito de material na região, o que é ruim tanto do ponto de vista da manutenção do refratário do agitador, como da diminuição do volume útil do equipamento. Nesse sentido, a injeção de gás pela base do agitador ou fundo da panela (casos II e III) poderia ter o efeito de troca do ar atmosférico oxidante ali presente por um gás não-formador desse cascão, como N_2 ou gás natural. A confirmação dessa hipótese carece de mais estudos.

6) Observou-se através do modelamento matemático que a presença de gás na área mais profunda do reator impactou no aumento de turbulência daquela região. Consequentemente, mais facilitada se torna a transferência de massa nesse local, que é menos agitado.

8 CONTRIBUIÇÕES E RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Como contribuição ao conhecimento proveniente deste trabalho é possível destacar a investigação via diferentes metodologias da injeção auxiliar de gás em um reator Kanbara. Do ponto de vista da produtividade industrial, foi observado que o gás adicionado pode aumentar a eficiência de consumo de reagente, na medida em que sua introdução foi responsável por aumentar o arraste de escória para o seio do banho. Como consequência, aumenta-se a região passível de ocorrência das reações pretendidas.

Embora promissores, os experimentos foram realizados em escala laboratorial. Desse modo, para trabalhos futuros, um estudo mais aprofundado, com testes industriais seria o ideal. Nesse caso, recomenda-se a comparação da injeção de gás pelo fundo da panela e pela lateral do agitador, tendo como parâmetro de análise o consumo efetivo de agente dessulfurante durante a operação.

9 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BIRD, R.B. et al. **Transport Phenomena**. 2ª edição. Nova Iorque, EUA: John Wiley & Sons, p. 97-103, 2002.

COSTA, L. T. **Simulação Fluidodinâmica Computacional para Estudo do Tratamento de Dessulfuração do Aço**. 2012. 88 p. Dissertação (Mestrado – Engenharia Metalúrgica) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte - MG, 2012;

COULSON, J.M. et al.. **Chemical Engineering**. 4ª edição. Oxford, Inglaterra: Pergamon Press, v. 1, p. 233-235, 1990

CYRIL, N.; FATEMI, A. e CRYDERMAN, B. **Effects of Sulfur Level and Anisotropy of Sulfide Inclusions on Tensile, Impact, and Fatigue Properties of SAE 4140 Steel**. SAE International. Disponível em:

http://www.eng.utoledo.edu/mime/faculty_staff/faculty/afatemi/papers2/2008-CyrilFatemiCryderman-SAE2008-01-0434.pdf. Acesso em: 7/12/2015.

GUO, D. e IRONS, G. A. **Modeling of Gas-Liquid Reactions in Ladle Metallurgy: Part I. Physical Modeling**. Metallurgical and Materials Transactions B, v31B, p.1447-1454, Dezembro de 2000;

HORIUCHI, S. et al. **Liquid/liquid Mixing Pattern in a Mechanically-stirred Vessel**. ISIJ International, Vol 54, No 1, p. 82-96, 2014;

HÜSKEN, R. et al. **Pretreatment and Refining of Hot Metal – Efficient technologies to cope with today’s Sulphur and Phosphorous challenges**. In: METEC 2015. Dusseldorf, Alemanha, 2015.

KIRMSE, O. J. **Estudo do comportamento metalúrgico do reator kambara através de modelagem física**. 2006. 119 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Materiais – Redemat) – Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto, 2006;

KOROS, P.J. Pre-Treatment of Hot Metal. In: **Steelmaking and Refining Volume**. Barker, K.J. et al. Pittsburgh, PA: AISE Steel Foundation, 1998. p. 413-429;

LEMOS, L.R. **Aumento da Eficiência de Dessulfuração do Gusa Líquido em um Reator Kanbara**. Tecnol. Metal. Mat. Min., São Paulo, v. 8, n. 1, p. 31-36, jan.-mar. 2011.

LINDSTRÖM, D. **A Study on Desulfurization of Hot Metal Using Different Agents**. 2014. 51 páginas. Tese (Doutorado em Ciências dos Materiais) - Division of Micro-Modelling and

Experimental Kinetics/KTH School of Industrial Engineering and Management, Estocolmo/Suécia.

LINDSTRÖM, D.; KARAMOUTSOS, S.; SICHEN, D. **Effect of Temperature on Desulfurization Abilities of Different Agents.** In: METEC 2015. Dusseldorf, Alemanha, 2015;

LIU, Y. et al. **Intensification of Bubble Disintegration and Dispersed by Mechanical Stirring in Gas Injection Refining.** ISIJ International, Vol. 49, No 1, p. 17-23, 2009;

LIU, Y. et al. **Mechanical Stirring for Highly Efficient Gas Injection Refining.** Transactions of Nonferrous Metals Society of China. China. v. 21, p. 1896-1904. 2011.

LIU, Y. et al. **Simulation on Gas Injection Refining Process with Mechanical Stirring.** Telkomnika, v. 10, n. 8, p. 2194-2201, dezembro de 2012.

NAKAI, Y. et al. **Effect of Flux Addition Method on Hot Metal Desulfurization by Mechanical Stirring Process.** ISIJ International, Vol. 55 (2015), No. 7, pp. 1398–1407, 2015.

SILVA, G. L. R. **Utilização de Moinha de Biorredutor e Pneu Inservível na Produção de Coque Metalúrgico.** 2016. 163 páginas. Tese (Doutorado em Engenharia de Materiais - REDEMAT) - Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto, 2016;

RAMIREZ-ARGÁEZ, M. et al. **On the Degassing Kinetics in Ladle Equipped with a Rotating Impeller assisted through Physical Modeling.** INTERNATIONAL CONFERENCE ON METALLURGY AND MATERIALS – METAL2010, 19°, 2010, Roznov pod Radhostem, República Tcheca.

SCHRAMA, F. e BERG, B. **Comparison of Kanbara reactor, magnesium mono-injection and lime-magnesium co-injection for hot metal desulphurization.** Millennium Steel, Índia, 2014, p. 26-31.

SILVA, C. A. et al. **A kinetic model applied to on the molten pig iron desulfurization by injection of lime-based powders.** ISIJ International, v. 37, n. 1, p. 21-30, 1997.

YIN, R. **Metallurgical Process Engineering.** Beijing: Metallurgical Industry Press. p.222. 2011;

IGUCHI M, ILEGBUSI OJ. **Modelling Multiphase Materials Processes – Gas-Liquid Systems.** New York: Springer; 2011.

Ansys Help versão 14.5.

KIKUCHI N, NABESHIMA S, KISHIMOTO Y. **Effect of Propane Gas on Hot Metal Desulfurization by CaO Based Flux. ISIJ International.** 2012; 52(10): 1809-1816.

10 ANEXOS

Artigo enviado e aceito pela revista Tecnologia de Metalurgia, Materiais e Mineração:

AN EVALUATION OF GAS INJECTION EFFECTS IN A MECHANICALLY STIRRED HOT METAL DESULFURIZATION SYSTEM

Abstract

Physical modeling techniques have been used in order to assess the effects of gas injection as a means of optimizing mechanically stirred desulfurization processes. For such a 1:7 scale model of a 315 ton of a Kanbara reactor was built. The influence of gas injection on mixing times, gas – liquid interfacial kinetics and solid phase dispersion was evaluated. Gas injection can reduce mixing times up to 20% and can increase solid dispersion up to 40%. Gas liquid interaction is shown to be highly dependent on the gas injection location. In this regard injecting through the impeller or at the bottom of the ladle has been investigated. Gas injection can be beneficial to the desulfurization process.

Keywords: Kanbara Reactor; Desulfurization; Gas Injection; Stirred tank.

UMA AVALIAÇÃO DOS EFEITOS DA INJEÇÃO DE GÁS EM UM SISTEMA MECANICAMENTE AGITADO DE DESSULFURAÇÃO DE FERRO GUSA

Resumo

Técnicas de simulação física foram utilizadas para analisar os efeitos da injeção de gás como modo de otimização de processos de dessulfuração mecanicamente agitados. Um modelo em escala 1/7, correspondente a um reator de 315ton de capacidade, foi desenvolvido. O estudo foi realizado por meio da análise do tempo de mistura, cinética de interação interfacial e qualidade da dispersão de escória. Resultados satisfatórios foram observados, como uma redução de até 20% do tempo de mistura e um aumento de 40% na dispersão de escória para o fundo da panela. A interação gás – líquido é altamente dependente do local de injeção de gás. A técnica possui grande potencial de otimização do processo.

Palavras-chave: Reator Kanbara; Dessulfuração; Injeção de Gás; Tanque Agitado.

Introduction

Fast homogenization and adequate interaction between the desulfurizing agent and liquid metal are important factors as far as the efficiency of a desulfurization is concerned. For this reason, Kanbara Reactor (KR process) stands out as one of the most feasible options to obtain minimum sulfur content in steels [1]. Gas injection is common practice in desulfurization processes. Magnesium mono-injection, for example, uses N_2 as a gas carrier of Mg granules. Co-injection, a more efficient technique and a standard worldwide, uses a mixture of reagents, which combines the fast desulfurization and deoxidation of magnesium with low final sulphur concentrations promoted by lime, also by means of a carrier gas [1].

Hydrocarbon blowing is a technique that can benefit the desulfurization process, since it leads to decreasing oxygen activities in the bath [2]. It has been shown that propane injection in both KR and torpedo car can result in reduction of desulfurizing agent consumption. It was noticed a 20% reduction which corresponded to a 16% decrease in the total cost. This better performance is also attributed to the higher stirring energy allowed by the bubbles.

The size and adequate dispersion of bubbles are critical factors for the efficiency of refining processes when gas injection is employed [3]. Therefore, disintegration and dispersion of bubbles are promising areas of study. In these type of reactors, the configuration of gas injectors is important factor for efficiency [4].

Previous works have discussed aspects related to gas dispersion and particle dispersion in stirred tanks, separately. Their results are specific of a given metal and geometry since thermodynamic and kinetic requirements are dictated by the refining objectives. This work presents a comprehensive discussion of the effects of gas injection on mixing, gas – liquid reaction and particle dispersion in mechanically stirred ladle intended for hot metal desulphurization. These aspects are important since they help to define reagent yield and then the economic feasibility.

Materials and Methods

An acrylic model of a 315-ton capacity mechanically stirred desulfurization reactor was built following a 1/7 geometric scale. Model main dimensions are shown in Figure 10.1.

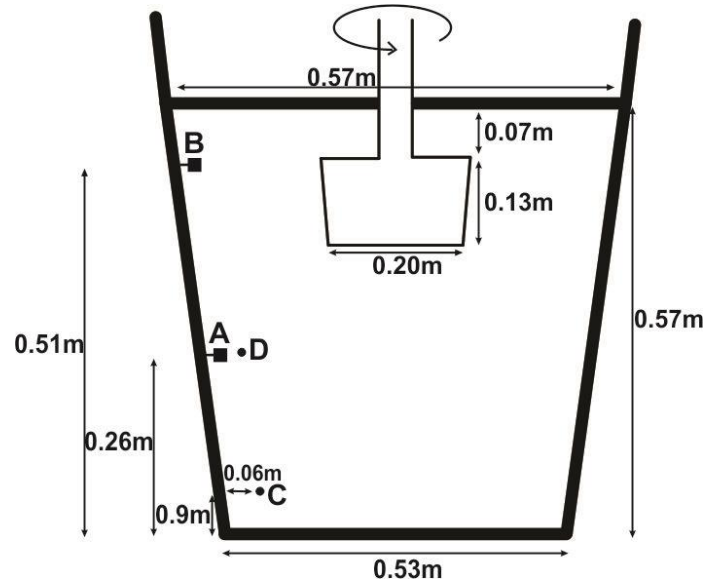


Figure 10.1: Model representation and respective dimensions.

Similarity between the water model and the industrial operation is an important issue. According to Bird et al. [5], impeller velocity and liquid viscosity should be chosen in agreement with Reynolds and Froude numbers. They lead to restrictions presented in Equations 1 and 2.

$$N_P/N_M = (D_M/D_P)^{1/2} \quad (1)$$

$$v_P/v_M = (D_P/D_M)^{3/2} \quad (2)$$

Here, N is the rotation velocity of the impeller, D is the impeller diameter, v is the liquid kinematic viscosity, and P and M denote prototype and model, respectively.

It can be shown that in order to simultaneously abide to both criteria a liquid of unreasonably low value of viscosity should be chosen. Thus, Froude number is suggested in order to achieve the same shape of liquid gas interface.

Gas flow rates were determined based on modified Froude number criterion [6], which describes the dynamics of bubbles, as stated in Equation 3.

$$\rho_P Q_P^2 / \rho_{l,P} d_P^4 D_P = \rho_M Q_M^2 / \rho_{l,M} d_M^4 D_M \quad (3)$$

Where ρ is the gas density, ρ_L is the liquid density, Q is the gas flow rate, D is the impeller diameter, and d is nozzle diameter. P and M denote prototype and model, respectively.

Thereby, three different gas injection arrangements have been tried, see Figure 10.2. Total gas flow rates were 10, 20 and 30L/min, and impeller rotational speeds were 100, 120, 140 and 160rpm.

Mixing behavior was evaluated by following the dispersion of a KCl saturated water solution tracer added at bath surface. Mixing was taken as complete when conductivity signals acquired through conductivity probes located at points A and B (Figure 10.1) stabilized within a $\pm 5\%$ range of nominal concentration. Details of this technique are given elsewhere [7].

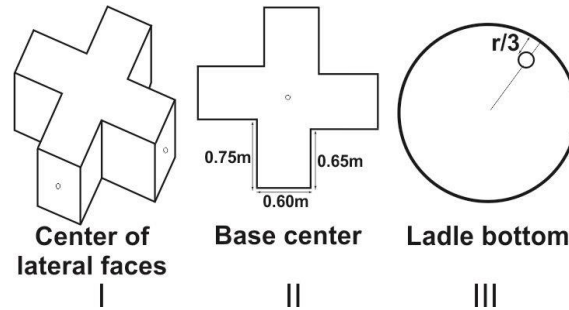
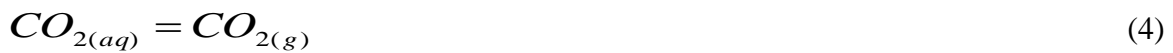


Figure 10.2: Injection arrangements.

Some features of gas metal reaction kinetics have been evaluated by an absorption-desorption technique as described by Guo [8]. Carbon dioxide was first absorbed into a slightly caustic solution (0.02mol/L NaOH). Despite the presence of species such as HCO_3^- and CO_3^{2-} , only CO_2 concentration varies significantly in a 6 to 8.5 pH range. pH and CO_2 concentration can be readily related to each other through thermodynamic calculations. Thus the kinetics of CO_2 desorption due to air injection can be followed by pHmetry.

The desorption reaction can then be represented by the reaction (2):



Assuming completely stirred reactor and first order kinetics it is reasonable to write

$$V \times dC / dt = -A \times k \times C \quad (5)$$

$$\ln C = \ln C_i - \frac{A \times k}{V} \times t \quad (6)$$

Here C_i is the initial concentration, V is the aqueous solution volume, k is a reaction kinetic parameter, A is the gas-liquid interfacial area and t is the time. $A \times k / V$ results as a combined kinetic parameter since A and k can't be evaluated separately .

Measurement of particle dispersion amid the metal is an important variable to be taken in consideration. The test consists on adding certain amount of particles (2g/L) and later collecting them at specified positions (Figure 10.1, points C and D) for a fixed time (15s) through a net

with its open extremity directed to azimuthal direction. Subsequently, the material is dried and weighted. The particles are made of polypropylene (889kg/m^3) and have an average radius of 3.5mm.

Results and Discussion

Mixing time

As expected the degree of mixing varies inside the reactor and steadily increases with intensification of impeller rotation. Fluid dynamics behavior on a stirred tank depends on different factors, such as impeller rotation speed, gas flow rate, impeller depth, gas injection position and others [2,9,10]. Even so, no remarkable difference is noticed when gas flow rate increases, Figure 10.3 and Figure 10.4. However mixing is improved for case II and III, with a mixing time reduction of 20% when compared to non-injection condition.

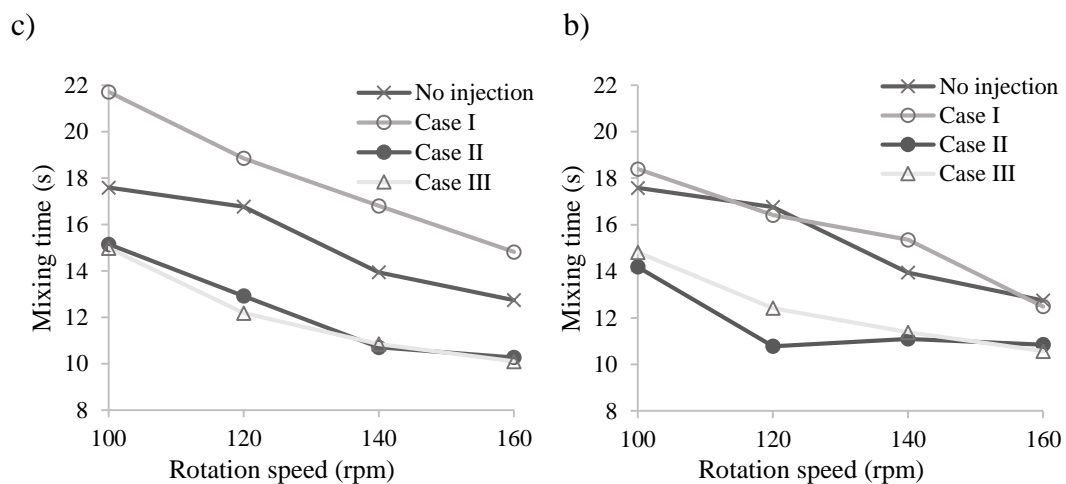


Figure 10.3: Mixing time at site A (intermediate region of ladle). Gas flow rates: a) 10L/min b) 30L/min.

Cases I and II are industrially important since some reactors are built with an impeller internal gas cooling system. Thus these configurations are operationally favored and some of this gas could be diverted to injection.

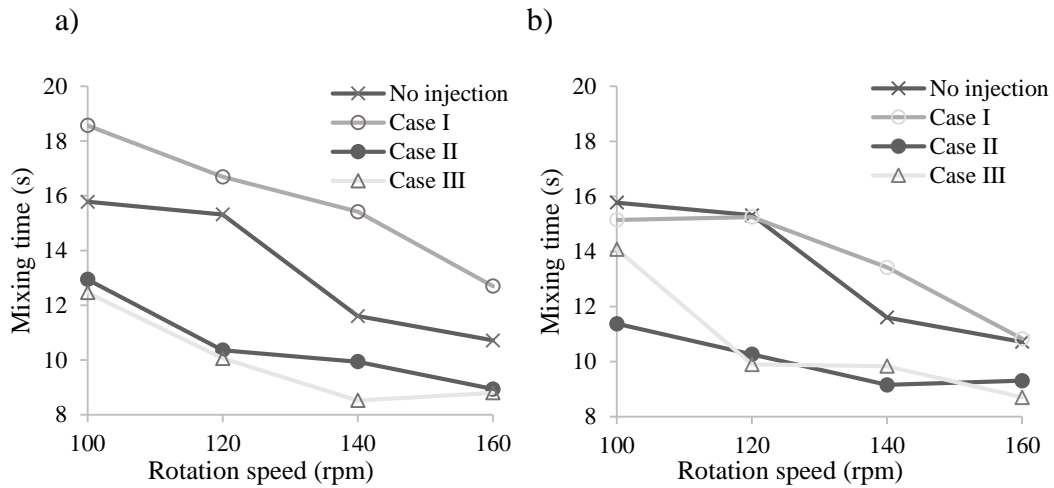


Figure 10.4: Mixing time at site B (surface region of ladle). Gas flow rates: a)10L/min b) 30L/min.

Liquid inside this sort of reactor rotates pretty much as a rigid body. Due to centripetal forces considerable amount of gas dispersed inside the melt is pushed towards the longitudinal axis and then some is trapped in a conical shape underneath the impeller, Figure 10.5. Air from the atmosphere can be sucked to this position specially at higher impeller velocity and smaller impeller depth of immersion [9]. Thus inert gas can be used to flush out the air avoiding metal contamination.

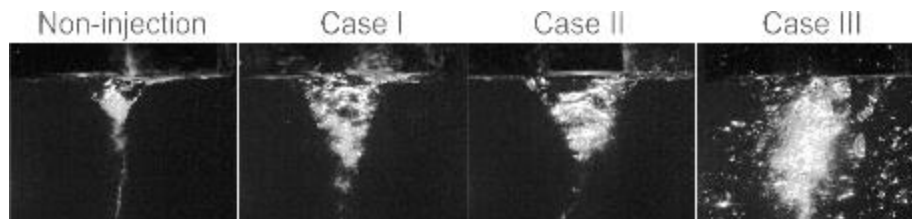


Figure 10.5: Gas agglomeration below impeller (100rpm and 30L/min).

Lime (90% or more) and some sort of flux are usually added as desulfurizing agent in this type of reactor [11]. As a result, a dry slag can be formed where diffusion can be the main obstacle to reaction. Thus a vigorous agitation is necessary to break up the products insulation layers and to expose fresh reactant surface. Gas injection can aid to that by introducing additional turbulence as measured through decreasing mixing times.

Gas/liquid interaction

Gas/liquid interaction is important for reactive gas injection. In case of desulfurization by Mg injection, as an example, reactions occur mainly at bubbles surface [12], but some Mg granules can also melt or even vaporize without proper dissolution into hot metal [13]. Therefore, bubble size distribution and bubble residence time play an important role in mass transfer.

As stated in Equation 6 gas/liquid interaction can be assessed through the parameter $A \times k/V$, the slope of the $\ln[C/C_i]$ vs time curve. A sample of this procedure is shown in Figure 10.6Figure 5.4. It can be noticed a very satisfactory fitting as denoted by regression coefficients generally higher than 0.95, see Figure 10.7Figure 5.5. Thus, experimental consistency is assured by this technique. It results a lumped kinetic parameter $A \times k/V$ since A and k cannot be separately evaluated. However the higher the $A \times k/V$ value the faster the kinetics, the stronger the gas liquid interaction.

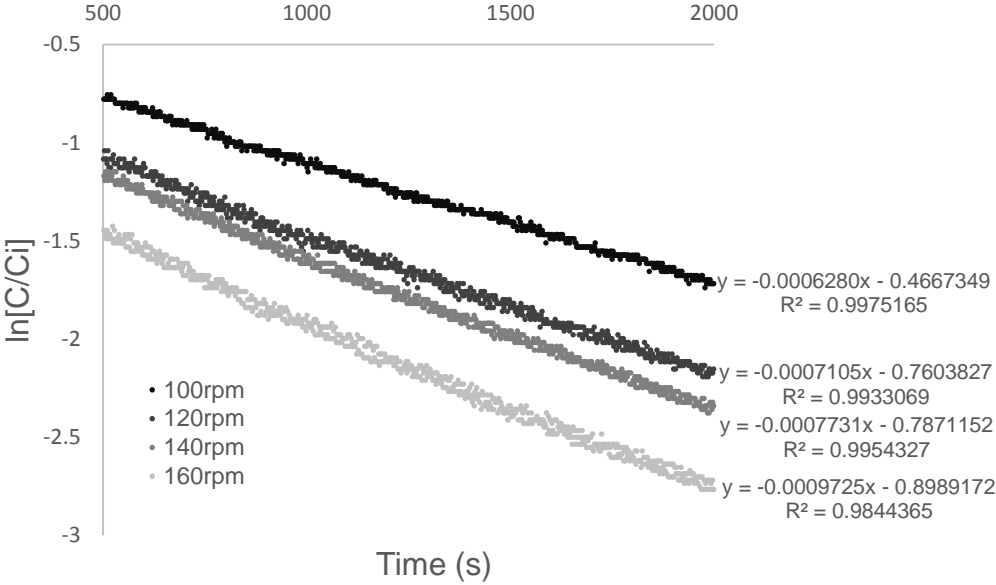


Figure 10.6: Phases interaction tests results for case I with gas flow rate of 30L/min.

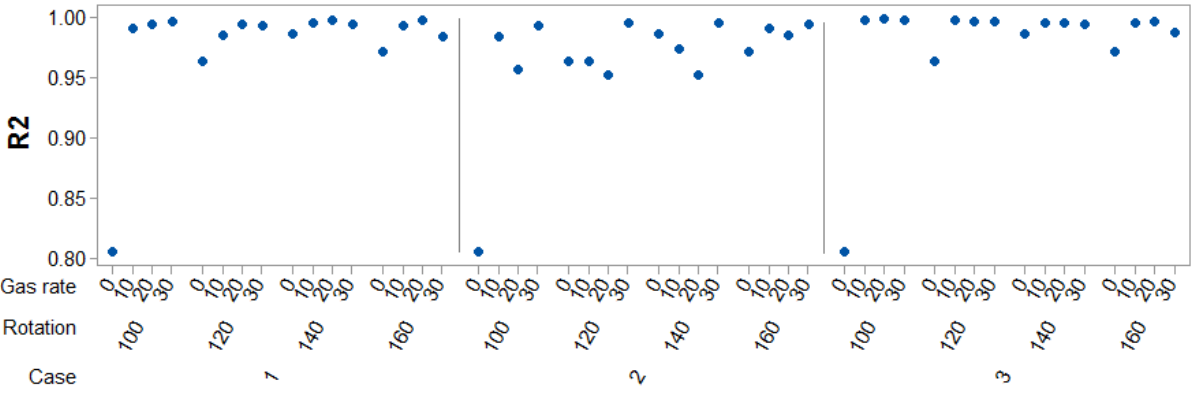


Figure 10.7: R² values of phases interaction regression curves.

Figure 10.8Figure 5.6 shows a comparison of the combined $A \times k/V$ kinetic parameter for different gas injection conditions (configurations I, II and III, Figure 10.2). Injection from ladle bottom (case III) brings the best results due to the longer residence time of gas plume in the

bath. Gas injection through the bottom of the impeller (case II) was less satisfactory, certainly due to the bigger ascending bubbles between impeller blades in this case. However, in case I, where gas injection through impeller is also employed, but by the side faces, stronger centrifugal and shear forces promote bubble disintegration and dispersion. As stated by Liu Y. et al. [10], the tendency to increase the bubbles diameter with the gas flow rate is counterbalanced by higher impeller rotation velocities and/or shear forces conditions, which prevent bubble coalescence. Maybe for this reason, case II presented a marginal effect on mass transfer due to gas flow rate increment.

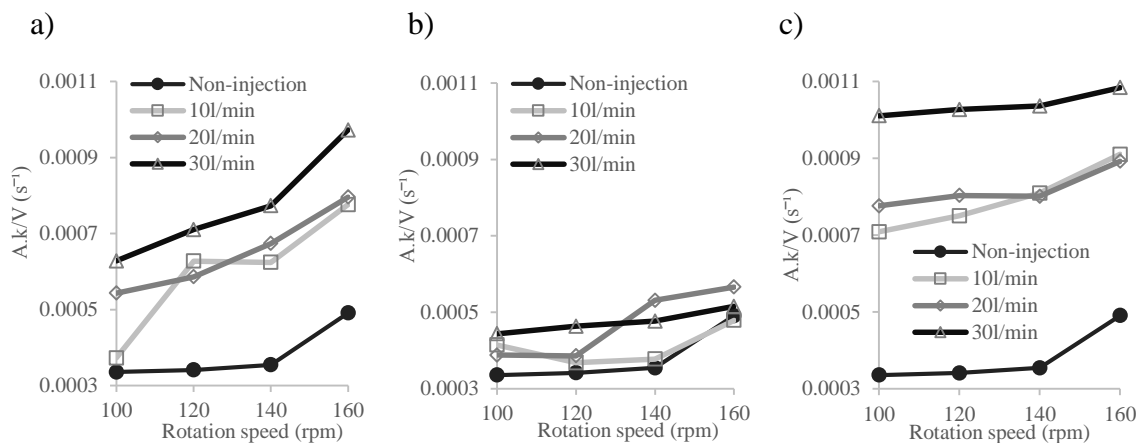


Figure 10.8: Comparison of $A \times k/V$ kinetic desorption parameter. (a) Case I, (b) Case II, (c) Case III.

Dissolved gas can be naturally desorbed from the bath due to interfacial turbulence effects (ripples and interface renewal) even gas injection being absent. As it is shown, injecting gas from the bottom of the impeller (case II) does not provide for an efficient gas bubble - metal contact. Most of gas-metal contact can be ascribed to the bath surface. The greater share of gas bubble – metal interaction is apparent for injection of gas from impeller lateral faces and ladle bottom. Greater residence times surely makes the difference (the effect of size distribution could not be assessed).

A reason for practicing reacting gas injection could be to maintain reducing conditions inside the bath (hydrocarbon gas injection) [2,6]. This sort of reactive gas injection could be effective if done from the impeller lateral faces or from ladle bottom.

Particle dispersion quality

The degree of reactant dispersion can be measured by the rate of collection of particles by a net located at a given position inside the bath; this rate can be expressed as grams of particle collected by unit time, $R(g/s)$ and it is sensitive to position and impeller speed. This rate can

normalized after division by impeller frequency, $R_n(g) = R(g/s)/N(s^{-1})$. Particles were collected at two different levels inside the bath, as shown in Figure 10.1: close to the bottom of the ladle, position C, and intermediate level, location D.

At the bottom of the ladle (location C) the degree of dispersion seems to increase with impeller velocity, Figure 10.9. The same behavior was found at intermediate position (location D) as shown in Figure 10.10Figure 5.8.

Figure 10.9Figure 5.7 shows that the effect of gas injection seems to be potentiated by increased mechanical stirring, so that the increase in collection rate reaches 40% for the highest velocity. Since the bottom of the ladle is the most difficult area to reach, optimization of slag dispersion in this region would be of particular interest. However there is no great difference on collection rates for the increasing gas flow rates.

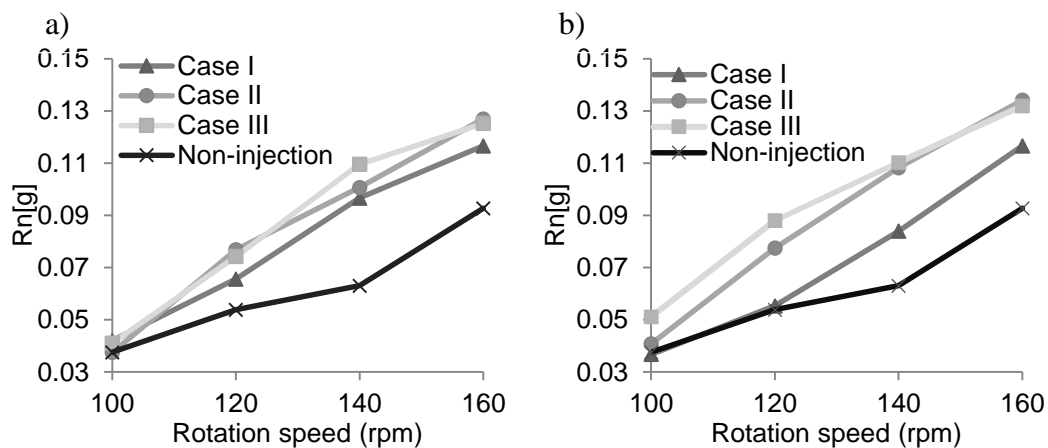


Figure 10.9: Normalized rate of particle collection at the bottom of ladle (location C). Gas flow rates: a)10L/min b) 30L/min.

The (usually) dry slag is not completely dispersed in the bath; at smaller impeller velocities, some of it remains supernatant. Continuous superficial powder addition as well as powder blasting using an external lance have been proposed as a means for increasing metal – slag interaction [14]. Therefore, gas injection can be used to disturb the supernatant layer, favoring its dispersion.

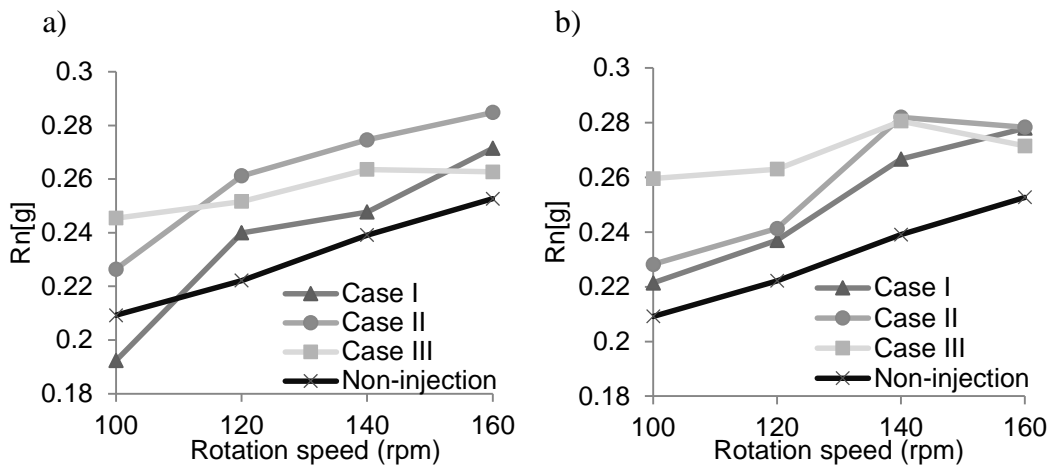


Figure 10.10: Normalized rate of particles collection at the intermediate position (location D). Gas flow rates: a) 10L/min b) 30L/min.

Thus gas injection performance is satisfactory, since the collection of particles is greater than for non-injection condition in practically all points and rotational speeds, indicating a systemic process optimization.

Dispersion of reactant particles and particle- liquid friction are important parameters to assure metallurgical efficiency. They are related to mass transfer around each reactant particle. Gas injection does not compromise dispersion; gas injection seems to improve dispersion.

Conclusion

In order to optimize the efficiency of desulfurization processes, auxiliary injection of gas in a mechanical agitated system was investigated. The conclusions are as follows:

- 1) Gas injection through the bottom of the ladle produced the most satisfactory results as far as bubbles and liquid interfacial contact is concerned. This may be due to longer residence time of gas in this case.
- 2) Injection of gas by the impeller lateral walls leads to higher mass transfer rates than by the bottom of the stirrer. In the former case bubbles were better dispersed in the bath, whereas in latter case large bubbles ascended between the impeller blades impairing the contact.
- 3) The inert gas might contribute to removal of air sucked from atmosphere and agglomerated bellow the impeller; it could also avoid related problems, such as metal oxidation and crust formation.
- 4) Flux dispersion at ladle bottom can be improved by 40% if gas injection is applied. The effects seem to increase for increasing impeller rotation speeds.

5) An overall positive effect of gas injection in slag dispersion is observed compared with non-injection condition.

Acknowledgements

The authors are grateful to Capes, Fapemig, CNPq and Gorceix Foundation.

References

- [1] Schrama F and Berg B. Comparison of Kanbara reactor, magnesium mono-injection and lime – magnesium co-injection for hot metal desulphurization. *Millennium Steel India*. 2014; 4(1): 26-31.
- [2] Kikuchi N, Nabeshima S, Kishimoto Y. Effect of Propane Gas on Hot Metal Desulfurization by CaO Based Flux. *ISIJ International*, 2012; 52(10): 1809-1816.
- [3] Liu Y, Zhang Z, Liu J, Zhang J, Masamichi S, Zhang J. Cold model study on Mg desulfurization of hot metal under mechanical stirring. *Journal of Iron and Steel Research*. 2013; 20(12): 1-6.
- [4] Gómez ER, Zenit R, Rivera CG, Gerardo Trápaga G, Ramírez-Argáez MA. Physical modeling of fluid flow in ladles of aluminum equipped with impeller and gas purging for degassing. *Metallurgical and Materials Transactions B*. 2013; 44B: 974-983
- [5] Bird RB, Stewart WE, Lightfoot EN. *Transport Phenomena*. 2nd edition. New York: John Wiley & Sons; 2002.
- [6] Iguchi M, Ilegbusi OJ. *Modelling Multiphase Materials Processes – Gas-Liquid Systems*, New York: Springer; 2011.
- [7] Komarov SV, Itoh K, Sano M, Blinov KA. Mixing phenomena in a liquid side and inclined nozzles bath stirred by gas jets through side inclined nozzles. *ISIJ International*. 1993; 33(7): 740-747.
- [8] Guo D and Irons GA. Modeling of Gas-Liquid Reactions in Ladle Metallurgy: Part I. Physical Modeling *Metallurgical and Materials Transactions B*. 2000; 31B: 1447-1455
- [9] Nakai Y, Sumi I, Matsuno H, Kikuchi N, Kishimoto Y. Effect of Flux Dispersion Behavior on Desulfurization of Hot Metal. *ISIJ International*. 2010; 50(3): 403-410.
- [10] LIU Y, SANO M, ZHANG T, WANG Q, HE J. Intensification of Bubble Disintegration and Dispersion by Mechanical Stirring in Gas Injection Refining. *ISIJ International*. 2009; 49(1): 17-23.

- [11] Gadson B, Han X. Hot metal desulphurisation: Benefits of magnesium lime co-injection. *Millenium Steel*. 2010; 31-36.
- [12] Yang J, Ozaki S, Kakimoto R, Okumura K, Kuwabara M, Sano M. Desulfurization of Molten Iron with Magnesium Vapor Produced In-situ by Carbothermic Reduction of Magnesium Oxide. *ISIJ International*. 2001; 41(9): 945-954.
- [13] Sun H, Liu Y, Lu M. Behaviour of Ar-1%Mg Bubbles in Desulfurization of Hot Metal by Magnesium Injection. *Steel Research Int*. 2009; 80(3): 209-217.
- [14] Nakai Y, Hino Y, Sumi I, Kikuchi N, Uchida Y, Miki Y. Effect of Flux Addition Method on Hot Metal Desulfurization by Mechanical Stirring Process. *ISIJ International*. 2015; 55(7): 1398-1407.



abm Associação Brasileira de
Metalurgia, Materiais e Mineração

São Paulo, Segunda-feira 16 de Janeiro de 2017.

CERTIFICADO

Declaramos que o trabalho intitulado: **"Uma Avaliação Dos Efeitos da Injeção de Gás em um Sistema Mecanicamente Agitado de Dessulfuração de Ferro Gusa"**, dos autores: *Filipe de Menezes Torres, Carlos Antônio da Silva, Marcelo Araújo Lourenço, Itavahn Alves Silva, Pedro Henrique Resende Vaz de Melo*; foi aceito para publicação no periódico Tecnologia em Metalurgia, Materiais e Mineração, na Área de "EP - Engenharia de Processos". O trabalho aprovado será publicado na próxima edição disponível.

Luciane Genzano Cruz
Assistente Editorial

R. Antonio Comparato, 218
04605-030 São Paulo SP
55 11 5534-4333 5534-4330
www.abmbrasil.com.br