

*Universidade de São Paulo
Escola Politécnica*

*Departamento de Engenharia
Metalúrgica e de Materiais*

**MODELAMENTO MATEMÁTICO DE
DESCARBURAÇÃO DO BANHO
DURANTE O SOPRO DE OXIGÊNIO
NA CONVERSÃO DE GUSA
EM CONVERSORES A OXIGÊNIO**

ALUNO : MAURÍCIO CARDOSO KRAMBEK
ORIENTADOR : Prof. Dr. MARCELO BREDAS MOURÃO

Dez/99

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS.....	3
2. PROCESSO DE REFINO DE AÇO EM CONVERSORES A OXIGÊNIO.....	7
2.1 - Descrição do processo.....	7
2.2 - Variáveis do processo.....	11
2.2.1 - Área de reação.....	11
2.2.2 - Determinação de K.....	18
2.2.3 - Taxa de descarburização.....	23
3. MODELAMENTO MATEMÁTICO DO PROCESSO.....	24
3.1 - Fluxograma do modelo.....	24
3.2 – Aferição do modelo.....	25
3.2.1 – Comparação da temperatura final do banho.....	25
3.2.2 – Comparação da %C final do sopro.....	26
4. DISCUSSÃO DOS RESULTADOS E COMPARAÇÕES COM DADOS PRÁTICOS.....	31
4.1 – Temperatura inicial do banho.....	31
4.2 – Vazão de oxigênio soprado.....	32
4.3 – Altura da lança.....	33
5. CONCLUSÃO.....	35
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	36
ANEXO I – Lista de Símbolos.....	37
ANEXO II – Interfaces do Modelo Matemático.....	39

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

A manipulação de minério de ferro e carvão com o intuito de se obter ferro remonta a milhares de anos antes de Cristo. Na Alemanha, mais propriamente em Siegerland, foram encontrados pequenos fornos, datados de mais de 2.000 anos atrás, que faziam a conversão pelo processo direto, usando tiragem natural ou foles, como ilustrado na figura 1^[1] abaixo. Japoneses, por exemplo, usavam esse processo com o intuito de se ter ferro e então fazer espadas de samurais, por volta de 600 DC. Uma característica comum a esses processos antigos era a capacidade, limitada a pequenas quantidades, e a baixa temperatura alcançada, o que não tornava possível a obtenção de aço. Nesses processos, o ferro não era obtido líquido e sim em estado pastoso com a escória. O carvão agia como redutor e fornecedor de calor para as reações. Com marteladas eliminava-se mecanicamente a escória, reaquecia-se o ferro e então ele era trabalhado até o formato que se desejava.

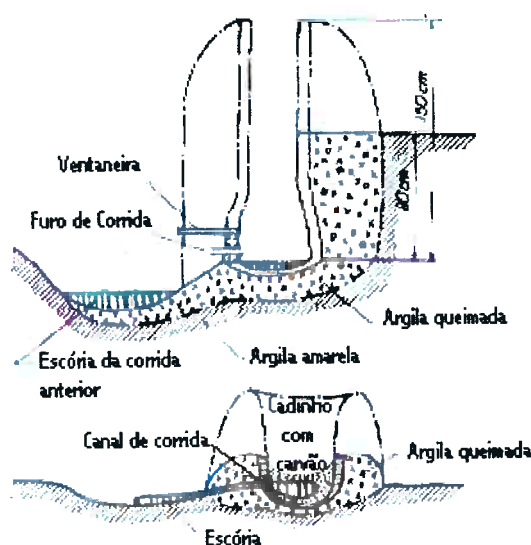


Figura 1 – Reconstituição de Fornos de Lupa (processo direto) encontrados na Alemanha por volta de 100 a.C.^[1]

Por volta de 1.300 aprimorou-se o processo com o uso de rodas d'águas e animais para acionar os foles. Com isso, houve um aumento na capacidade de sopragem, resultando na elevação das temperaturas envolvidas e, então, obteve-se ferro líquido ao final do processo, ou ferro-gusa. Apenas por volta de 1.450, houve a transição do processo anterior (direto) para este processo (indireto). Neste processo indireto, uma vez obtido o ferro-gusa, ela era refundido em forjas, como a forja catalã mostrado na figura 2^[1] abaixo. Conforme o ferro gotejava pela camada de carvão de madeira, ele reagia com o oxigênio soprado e, então, acontecia a remoção de carbono, manganês e silício, entre outros. O resultado final do processo era coletado e, como no processo anterior, era martelado para que se expelisse a escória.

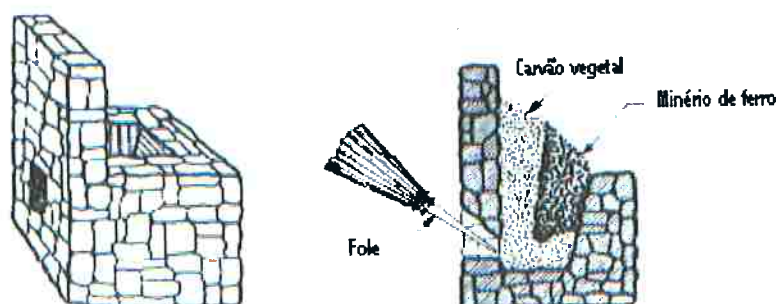


Figura 2 – Forja Catalã^[1].

Um novo avanço no entendimento científico dos processos aconteceu quando Berthollet, Monge e Vandermonde determinaram e pesquisaram o que foi chamado por eles de relação ferro, ferro fundido e aço e o papel do carbono na preparação e características de cada um^[2].

Outros avanços significativos aconteceram quando Bessemer, Thomas e Martin desenvolveram processos que diminuíram o consumo de combustível e quase que eliminaram a manipulação de cadinhos. Para se ter uma idéia do avanço, no mesmo espaço de tempo conseguia-se quase 200 vezes mais aço que nos processos anteriores^[1].

Com o avanço tecnológico ocorrido neste século, esses processos se aprimoraram e transformaram-se nos processos comumente usados no mundo atualmente^[3]:

- Processo de sopro de oxigênio de topo : BOF, LD e BOP;
- Processo de sopro de oxigênio na base : QBM e QBOP; e
- Processo por forno elétrico.

Neste trabalho, será avaliado e modelado em parte o processo de sopro de oxigênio de topo, proposto originalmente por Bessemer e no qual se terá um pouco mais de profundidade de detalhes.

Bessemer introduziu sua teoria em 1.856, mas, como não havia tecnologia suficiente para apoiar suas idéias, ela foi deixada de lado e somente foi retomada por volta de 1.940, quando grandes instalações já estavam disponíveis para a produção de oxigênio. Industrialmente, sua estréia aconteceu em 1.952, com dois conversores de 30 t^[1]. Na figura 3^[1] a seguir pode se ter uma idéia de como é um conversor. No próximo tópico será exposto e explicado com mais detalhes o funcionamento deste processo.

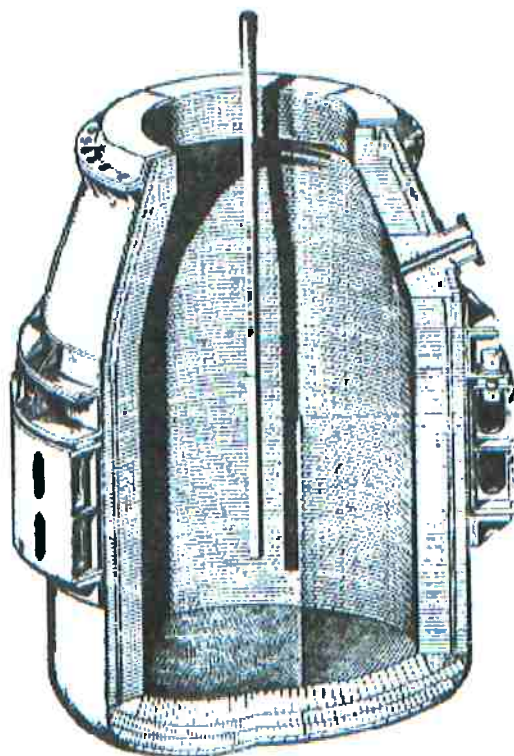


Figura 3 – Seção de Conversor a Oxigênio^[1].

Basicamente, o processo em teoria continua o mesmo. Com estudos mais aprofundados e com o auxílio de novas tecnologias, conseguiu-se evoluir simplesmente avaliando e dominando as fases/etapas do processo de refino. Uma das ferramentas utilizadas é o computador, que possibilita um modelamento matemático complexo, visando prever o que irá acontecer em cada

corrida. Isto possibilita que haja um grande controle na qualidade do aço refinado, aumento de rendimento (possibilitado por um tempo menor para cada corrida) e diminuição de custos (menos resopro e sopro de oxigênio na quantidade certa).

O objetivo deste trabalho será tentar avaliar e prever a descarburização do banho durante o sopro de oxigênio na conversão do gusa em conversores a oxigênio e a avaliação do comportamento da descarburização com várias variáveis nesse processo.

2. PROCESSO DE REFINO DE AÇO EM CONVERSORES A OXIGÊNIO

2.1 - DESCRIÇÃO DO PROCESSO

O intuito do processo é o refino do aço através do sopro de oxigênio de alta pureza, visando a oxidação dos elementos químicos indesejáveis contidos no gusa, como silício, manganês e carbono, entre outros. As matérias-primas envolvidas neste processo são:

- Gusa líquido;
- Sucatas metálicas;
- Minério de Ferro;
- Fundentes, como cal;
- Oxigênio.

Um ciclo básico de operações de refino neste processo consiste em 6 etapas, assim dispostas:

1. Carregamento do gusa sólido/sucatas metálicas;
2. Carregamento do gusa líquido;
3. Sopro de oxigênio;
4. Medição de temperatura e composição química do aço;
5. Vazamento do aço;
6. Vazamento da escória.

Obs.: Eventualmente, após a etapa 4, pode ocorrer o que é chamado de resopro, isto é, um sopro adicional de oxigênio, visando atingir composição química do aço desejado.

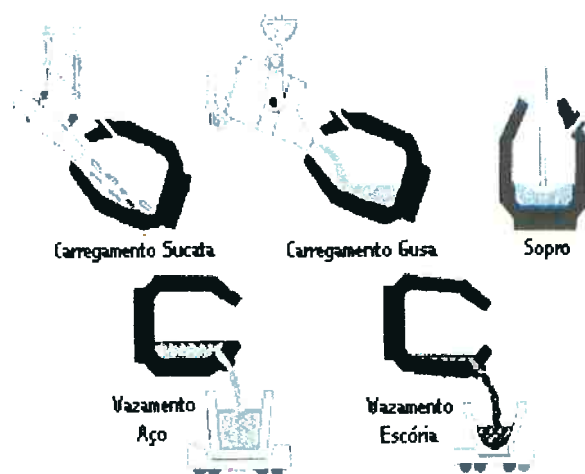


Figura 4 – Ciclo básico de operações de refino em conversores a oxigênio^[1,2].

Na figura 4 anterior, tem-se uma visualização desse processo. A seguir, vamos analisar um pouco cada etapa do processo.

Etapas 1 e 2 – Carregamento do gusa líquido/sólido

Inicialmente, inclina-se o conversor para que ele receba gusa sólido e sucatas metálicas. Isso se faz necessário para que se proteja o revestimento refratário do conversor das altas temperaturas do gusa líquido. Após isso, ocorre então o carregamento do gusa líquido, proveniente do alto-forno. Conforme Engh^[4], o tempo de carga é de aproximadamente 5 min.

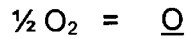
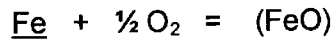
Etapa 3 – Sopros de oxigênio

Nesta etapa, sopra-se oxigênio de alta pureza (> 99,50%) sobre a superfície do banho líquido por meio de uma lança. É nesta etapa que ocorrem as reações que refinam o aço. É também chamada de etapa de descarburização. Durante o sopro de oxigênio, as reações na região impactada são muito rápidas e as temperaturas atingem cerca de 2.000°C. Para um melhor estudo desta etapa, pode-se dividi-la em três^[5] ou quatro^[6] fases:

A . 1ª fase de descarburização

No início do sopro não existe uma escória líquida que possa evitar uma projeção excessiva de gotas de metal. Então, e também devido ao fato da lança estar a uma altura elevada quanto ao banho, a vazão inicial de oxigênio é baixa. Desse modo, o objetivo desta fase é a formação dessa

escória líquida, que, além disso, ajuda a proteger o revestimento refratário do conversor e será fonte importante de oxigênio para a emulsão metal-gás-escória^[3]. Isto é conseguido através da formação de FeO e SiO₂, entre outros, para que dissolvam a cal. As reações básicas são as seguintes :



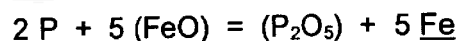
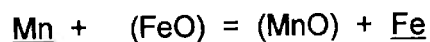
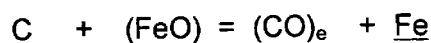
OBS.: O Oxigênio é fornecido inicialmente ao banho através da zona de impacto do sopro e transfere-se para outras regiões do banho através de convecção natural, absorção de energia do jato e do efeito combinado da evolução de bolhas de CO^[3].

O Silício e Manganês se oxidam prioritariamente ao Carbono, o que ajuda a explicar a fraca descarburagem nesta fase. Desse modo, o teor de silício, principalmente, no gusa líquido inicial é importante, pois somente após a baixa desse teor é que começará enfim a descarburagem a níveis máximos. Quando isto acontecer, estará acabada a 1ª fase.

B . 2ª fase de descarburagem

Nesta etapa, a taxa de descarburagem permanece constante e em nível máximo.

Conforme descrito por Pehlke e outros^[5], o fator primordial nesta fase de descarburagem máxima é a formação de emulsão metal-escória. Esta emulsão será formada por escória líquida, formada principalmente na fase anterior, bolhas de CO e gotas de metal (projetadas pelo sopro) e é nela que ocorrerá a reação de descarburagem entre gotas de metal e escória líquida. Para se ter uma idéia da quantidade de metal que projeta-se em gotas, calcula-se que por volta de 30% de metal líquido encontra-se disperso na emulsão^[7]. As reações básicas desta fase são :



A alta taxa de descarburagem nesta fase é explicada pela emulsão, que causa um aumento na área da reação metal-escória. O cálculo desta área será importante para o objetivo deste trabalho.

Uma emulsão consiste de pequenas gotas e bolhas de gás dispersas num líquido com o qual são imiscíveis (escória líquida), com espaçamento suficientemente grande entre as gotas ou bolhas, de modo a permitir um movimento independente das mesmas^[2]. Se o espaçamento é

pequeno e o movimento é dificultado, chama-se de espuma. Confirmando o parágrafo anterior, o aumento de área interfacial pode alcançar até 100 vezes^[8] a área transversal do conversor.

As gotas de metal, de diâmetro aproximado de 0,1 a 5,0mm^[2], são formadas pelo jato de oxigênio impactando a superfície do metal líquido e então lançadas na escória, onde encontram potencial químico de oxigênio alto e então reagem. Com os produtos dessas reações, bolhas de CO e escória líquida, tem-se então a emulsão metal-escória.

A figura 5 representa como fica um conversor durante esta fase.

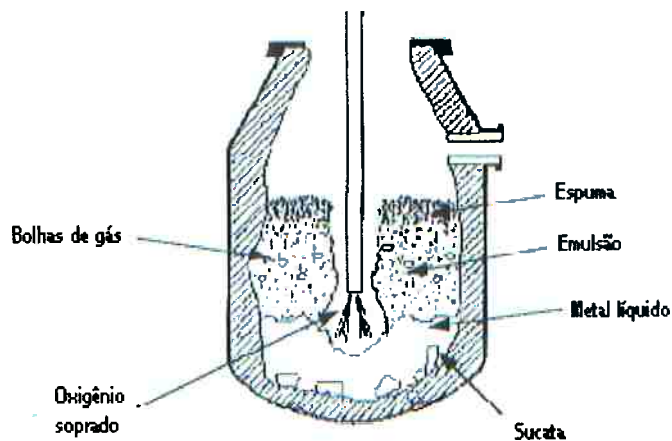


Figura 5 – Sítios de reação num conversor durante o sopro por cima^[3]

É importante destacar que o valor máximo da taxa de descarburização e a duração desta fase dependem diretamente da taxa do sopro de oxigênio^[2,3], conforme mostrado na figura 6 a seguir.

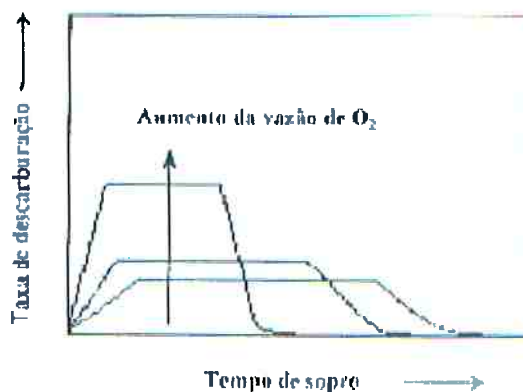


Figura 6 – Efeito da vazão de oxigênio na taxa de descarburização^[3].

C . 3ª fase de descarburização

Esta etapa se inicia a medida que a taxa de descarburização diminui, a temperatura no ponto quente diminui e o teor de oxigênio dissolvido no metal aumenta, o que configura uma mudança nos mecanismos de descarburização e de transferência de oxigênio para o metal^[3].

Costuma-se chamar o teor de carbono no início desta fase de Carbono Crítico.

Como era de se esperar, vis-a-vis a taxa de descarburização, a emulsão diminui (praticamente desaparece), e o teor de FeO na escória aumenta.

Alguns autores, como Deo e outros^[6], entendem que exista ainda uma quarta fase, começando quando o teor de carbono atinge níveis muito baixos (por volta de 0,05%).

Todo este processo de sopro compreende, normalmente, aproximadamente 14 min.

Etapas 4, 5 e 6 – Medições e vazamento do aço e escória

Uma vez terminado o sopro, faz-se a medição de temperatura, importante para o processo seguinte (lingotamento), e verifica-se a composição química do aço obtido. Uma vez dentro dos padrões desejados, o aço é vazado e posteriormente a escória também. Se, por algum problema, o aço não estiver nos padrões, um novo sopro, abreviado, pode acontecer (chamado de ressopro) e todo o procedimento de medição e análise química irá ocorrer.

O tempo destas etapas é de aproximadamente 8 min (quando não há ressopro ou algum outro problema).

2.2 - VARIÁVEIS DO PROCESSO

Para se determinar a taxa de descarburização do banho, dois fatores principais são necessários: Área de reação e determinação de K. Vamos analisá-los em seguida.

2.2.1 - ÁREA DE REAÇÃO

Para se analisar a área de reação, será importante primeiro estudar os parâmetros que influenciam a formação de gotas que, como citado anteriormente, aumentam em centenas de vezes a área para reação.

Conforme descrito por Soares^[2], o processo de formação de gotas depende do impacto do oxigênio no banho. Esse impacto pode variar com as seguintes variáveis :

- Distância do bocal de sopro à superfície do banho (altura da lança);
- Vazão de oxigênio e seu impacto no banho;
- Geometria do bocal.

A . Distância do bocal de sopro à superfície do banho (altura da lança)

O impacto do sopro de oxigênio no banho é enorme e modifica as dimensões do banho e spray. Conforme Schoop e outros^[8], *ALTURA CRÍTICA* é a altura a partir da qual, com a mesma vazão de oxigênio, começa-se a produzir o spray de gotas, ou, em outras palavras, com a lança acima de uma certa altura, a reação de refino cessa.

Nas figuras a seguir, com as mesmas vazões de oxigênio, tem-se exemplos da importância da altura da lança. Na figura 7, a escória não apresenta manchas brancas, indicativas da presença de gotas metálicas devido à formação de spray; isto denota que a altura da lança nesse sopro estava acima da altura crítica para este caso. Já na figura 8, nota-se manchas brancas na escória, indicando a presença de gotas metálicas; isto denota que a altura da lança estava abaixo da altura crítica.

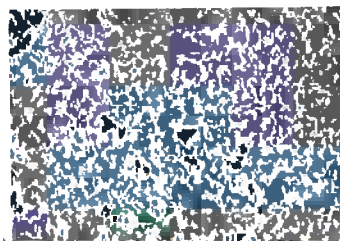


Figura 7 – Escória SEM gotas provenientes de sopro (lança acima da altura crítica)^[2].

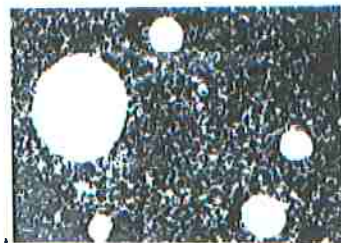


Figura 8 – Escória COM gotas provenientes de sopro (lança abaixo da altura crítica)^[2].

Para se entender melhor o que é altura da lança, tem-se o esquema reproduzido na figura 9 abaixo, conforme descrito por Soares^[2] e proveniente de esquema fornecido por Vieira e Malinowskyj, funcionários da Cosipa. As siglas indicam :

h = Altura da lança

L = penetração do jato de oxigênio

L_0 = altura inicial do banho, antes do início do sopro

NS = Nível da sola

NB = Nível do banho

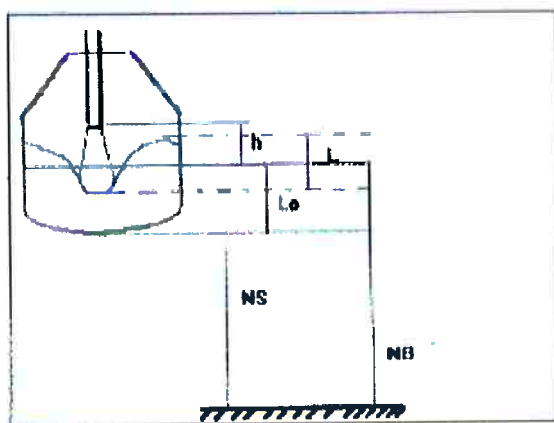


Figura 9 – Definições de altura durante o sopro de oxigênio^[2] .

B . Impacto do oxigênio e seu impacto no banho

Outro fator a ser considerado é a vazão de oxigênio e seu impacto no banho. Isto influenciará a formação de gotas metálicas e o spray. Conforme mostrado por Schoop^[8] e citado por Soares^[2], a figura 10 a seguir revela a relação de massa de gotas formadas por minuto no spray com o impacto específico I_h .

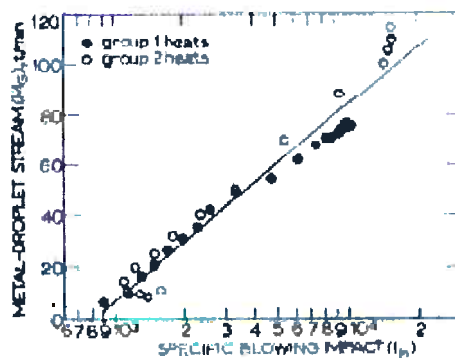


Figura 10 – Gráfico com a relação massa de gotas com o Impacto específico^[8,2].

O impacto específico I é uma função da pressão de oxigênio e da geometria dos nozzles e é dado pela seguinte fórmula^[8] :

$$I = 10^4 \cdot A \cdot (12,11 \cdot p - 9,81) / h^2 \quad [m \cdot kg/s^2] \quad [Eq. 01]$$

Onde A = soma das área dos nozzles em m^2

p = pressão de oxigênio na saída do bocal em kg/cm^2

h = altura da lança em m

Pode-se ter a relação da pressão de oxigênio com a vazão, o que facilitará para os cálculos deste modelo, por ser um dado fácil de ser obtido no dia-a-dia :

$$p = 1,2835 \cdot V \cdot 10^{-2} \quad [kg/cm^2] \quad [Eq. 02]$$

onde V = vazão de oxigênio em $N \cdot m^3/min$

Com isso, pode-se definir o impacto específico I_h em função da vazão V de oxigênio:

$$I_h = 10^4 \cdot A \cdot (0,155 \cdot V - 9,81) / h^2 \quad [m \cdot kg/s^2] \quad [Eq. 03]$$

C . Geometria do bocal

Conforme descrito no item anterior, a área dos bocais irá influir no impacto específico I_h . Além disso, um outro fator proveniente a influir na área de reação é a sua inclinação em relação ao eixo central da lança, que irá influenciar o diâmetro limite das gotas, que por sua vez influirá na fração de gotas, necessário para se ter a área específica de reação. A figura 11 a seguir mostra a definição do ângulo de inclinação θ .

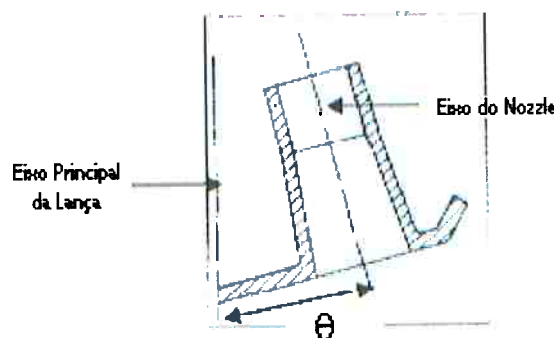


Figura 11 – Ângulo θ de inclinação do nozzle^[2].

Tem-se duas definições para o ângulo de inclinação :

Se $\theta > 10^\circ$ = jato **não-coalescente**

Se $\theta < 10^\circ$ = jato **coalescente**

Para cada definição tem-se deriva-se uma expressão para cálculo do diâmetro limite, que serão abordadas um pouco mais adiante neste trabalho.

Uma vez estudados os principais parâmetros para se calcular a área de reação durante o sopro, vamos proceder ao roteiro para seu cálculo.

A equação para a área de reação é dada por^[2] :

$$A = A_0 + AER \cdot Mg \cdot t_r \quad [m^2] \quad [Eq. 04]$$

Onde A_0 = área nominal do conversor $[m^2]$

AER = área específica de reação $[m^2/kg]$

Mg = massa total de gotas ejetadas

t_r = tempo de residência das gotas na emulsão

Deste modo, vamos proceder à explicação e equacionamento de suas variáveis

A_0 – Área nominal do conversor

A área do conversor é dada pela seguinte fórmula :

$$A_0 = D^2 \cdot \pi / 4 \quad [m^2] \quad [Eq. 05]$$

AER – Área específica de reação

Para este cálculo, o diâmetro das gotas e sua distribuição serão importantes.

Conforme mencionado em Soares^[2] e descrito por Korla^[9], a distribuição do tamanho de gotas geradas obedece a função de distribuição de Rosin-Rammler-Sperling, proposta em 1933, obtidas empiricamente através de experiências com a quebra do carvão e outros materiais.

Como neste caso ocorre formação de spray e quebra de uniformidade do líquido em pequenas partículas, pode-se usar essa função de distribuição RRS :

$$RRS = 100 \cdot \exp[- (d/d')^n] \quad [\%] \quad [Eq. 06]$$

Onde d = diâmetro da gota

d' = diâmetro máximo considerado

n = homogeneidade do material (para aços e ferro-gusas , $n=1,26^{[2]}$)

Também deve ser considerada a distribuição do tamanho de gotas em fração:

$$RF = (10^{-3})^{(d/d_{limite})^{1,26}} \quad [Eq. 07]$$

Onde $d_{limite} = d$ para $RRS = 0,1 \%$

A fração de gotas com diâmetro d será^[9] :

$$f(d) = 8,7038 \times RF \times (d^{0,26} / d_{limite}^{1,26}) \quad [Eq. 08]$$

Como mencionado nas fórmulas anteriores, será necessário calcular d_{limite} . Ele varia com a altura da lança, pressão do sopro, ângulo de divergência do nozzle e diâmetro de saída do nozzle, conforme mencionado anteriormente. As expressões que definem d_{limite} em função dessas variáveis são^[9] :

Qdo $\theta > 10^\circ \Rightarrow$

$$d_{limite} = 5,513 \cdot 10^{-3} \cdot \{ 10^6 \cdot (d_t^2 / h^2) \cdot p_{atm} \cdot [1,27 \cdot (p_0/p_{atm}) - 1] \cdot \cos \theta \}^{1,206} \quad [Eq. 09]$$

Qdo $\theta \leq 10^\circ \Rightarrow$

$$d_{limite} = 5,513 \cdot 10^{-3} \cdot \{ 6,91 \cdot 10^5 \cdot (d_t^2 / h^2) \cdot p_{atm} \cdot [1,27 \cdot (p_0/p_{atm}) - 1] \cdot \cos \theta \}^{1,206} \quad [Eq. 10]$$

onde d_t = diâmetro da saída do bocal [m]

p_0 = pressão do jato de oxigênio [atm]

p_{atm} = pressão atmosférica [atm]

h = altura da lança [m]

θ = ângulo de divergência do bocal [rad]

Com esses dados, pode-se começar a pensar em calcular a área específica de reação.

De acordo com Soares^[2], a AER será dada pela integral da função distribuição de gotas em função do diâmetro de cada gota. Se se dividir esse resultado pela massa de gotas, tem-se AER específico por kg de metal em gotas. A fórmula para o cálculo será^[2] :

$$AER = [\int_0^{d_{limite}} [ng \cdot f(d) \cdot \pi \cdot d^2 \cdot d(d)] / \text{massa de gotas}] \quad [Eq. 11]$$

Onde ng = número de gotas formadas num período de tempo

$f(d)$ = massa de fração de gotas

Se, ao invés de abordar pelo número de gotas, abordarmos a razão entre área e massa de fração de gotas, teremos, conforme Soares^[2] :

$$AER = [\int_0^{d_{limite}} [f(d) \cdot \pi \cdot d^2 \cdot d(d)] / [\int_0^{d_{limite}} [\rho \cdot f(d) \cdot \pi \cdot d^3 \cdot d(d) / 6]] \quad [Eq. 12]$$

Onde ρ = densidade

Deste modo, tem-se AER ou Área Específica de Reação.

Mg – Massa total de gotas ejetadas

A massa total de gotas ejetadas é função da energia de impacto do sopro de oxigênio sobre a superfície de impacto, segundo Schoop^[8] e conforme já mencionado anteriormente neste trabalho. A equação que define Mg é a seguinte :

$$Mg = -223,067 + 76,632 \cdot \log(I_h) \quad [Eq. 13]$$

Onde I_h = impacto específico em função da vazão V de oxigênio

Como mostrado anteriormente, I_h é descrito como :

$$I_h = 10^4 \cdot A_t \cdot (0,155 \cdot V_{\text{oxig}} - 9,81) / h^2 \quad [Eq. 14]$$

Onde A_t = soma das área de saídas dos bocais

V_{oxig} = vazão de oxigênio soprado

h = altura da lança

Para a área A_t temos a seguinte definição :

$$A_t = A \cdot n \quad [Eq. 15]$$

Onde A = área de saída do bocal

n = número de bocais (nozzles)

tr – tempo de residência das gotas na emulsão

O tempo de residência das gotas na emulsão representa o tempo que uma gota fica sujeita às reações de oxidação descritas anteriormente na emulsão. Conforme descrição de Castro^[3], o tempo de permanência pode ser descrito como :

$$t_r = t_r^{\max} \cdot C_f \quad [Eq. 16]$$

Onde t_r^{\max} = tempo de residência máximo

C_f = fator de correção

Deve-se então definir melhor essas duas variáveis.

O tempo de residência máximo pode ser definido como^[2] :

$$t_r^{\max} = (0,3 \cdot m) / M_g \quad [Eq. 17]$$

onde m = peso de metal líquido ou massa total do banho

M_g = massa total de gotas ejetadas

O fator de correção deve ser usado pelo fato de que, com o aumento do volume de escória, aumenta-se o tempo de permanência da gota na mesma. Na emulsificação máxima, de acordo com Castro^[3], 20 a 30% do metal líquido emulsifica-se na forma de gotas. Soares propôs

os seguintes fatores de correção, dependendo da % do sopro atingida, o que é importante já que define o estado do banho :

p/ % do sopro < 12,5% => Cf = 0,40

p/ % do sopro 12,5% - 81,25% => Cf = 1

p/ % do sopro > 81,25% => Cf = 0,40

Como a mudança não é radical e pontual desse jeito, houve uma adaptação para Cf, fazendo com que ele varia do seguinte modo :

p/ % do sopro < 4,0% => Cf = 0,40

p/ % do sopro 4,0 – 8,0% => Cf = 0,60

p/ % do sopro 8,0 – 10,0% => Cf = 0,80

p/ % do sopro 10,0 – 12,5% => Cf = 0,90

p/ % do sopro 12,5 – 87,5% => Cf = 1,00

p/ % do sopro 87,5 – 90,0% => Cf = 0,90

p/ % do sopro 90,0 – 92,0% => Cf = 0,80

p/ % do sopro 92,0 – 96,0% => Cf = 0,60

P/ % do sopro > 96,0% => Cf = 0,40

Com isso, já se pode calcular a área de reação durante um sopro.

2.2.2 - DETERMINAÇÃO DE K

K é definido como constante da velocidade. Essa constante foi estudada por Van't Hoff e Arrhenius no século passado, e foi Arrhenius quem definiu a relação com a temperatura, após uma série de pesquisas, dando origem à equação denominada Equação de Arrhenius^[10] :

$$K = K_0 \cdot \exp(-E_a/(R \cdot T)) \quad [Eq. 18]$$

Onde K_0 = fator de frequência

E_a = energia de ativação

R = constante dos gases ideais

T = temperatura absoluta

Deste modo, a temperatura é uma variável importante na determinação de K. Conforme dados de corridas fornecidos por Castro^[3], podemos fazer uma aproximação da evolução da temperatura do banho durante o sopro. Como este modelo não preocupou-se na determinação da temperatura exatamente durante o sopro, esta é uma boa aproximação. A tabela a seguir mostra os dados e as médias de variações de temperatura para cada período analisado. Com isso, pode-

se traçar os gráficos ilustrados na figura 12, com a respectiva média calculada. Sendo assim, uma vez determinada a temperatura inicial, estima-se a temperatura do banho em cada momento.

t (min)	Temperatura (K) p/ cada corrida					Variações de Temperatura					Média
	No 2	No 4	No 6	No 7	No 8	Var 2	Var 4	Var 6	Var 7	Var 8	
0	1.679	1.613	1.573	1.615	1.588	-	-	-	-	-	-
1	1.698	1.618	1.593	1.640	1.605	19	5	20	25	17	17
2	1.730	1.653	1.623	1.671	1.633	32	35	30	31	28	31
3	1.776	1.703	1.663	1.718	1.663	46	50	40	47	30	43
4	1.803	1.743	1.698	1.753	1.698	27	40	35	35	35	34
5	1.803	1.743	1.703	1.758	1.703	0	0	5	5	5	3
6	1.818	1.753	1.718	1.763	1.728	15	10	15	5	25	14
7	1.828	1.768	1.743	1.773	1.753	10	15	25	10	25	17
8	1.830	1.773	1.753	1.768	1.768	2	5	10	-5	15	5
9	1.828	1.768	1.763	1.773	1.780	-2	-5	10	5	12	4
10	1.823	1.768	1.768	1.773	1.783	-5	0	5	0	3	1
11	1.828	1.768	1.778	1.768	1.798	5	0	10	-5	15	5
12	1.848	1.778	1.788	1.773	1.803	20	10	10	5	5	10
13	1.893	1.823	1.823	1.793	1.833	45	45	35	20	30	35
14	1.943	1.873	1.873	1.813	1.873	50	50	50	20	40	42
15	1.958	1.898	1.898	1.848	1.898	15	25	25	35	25	25

Tabela 1 – Dados medidos de temperatura do banho durante várias corridas diferentes, segundo Castro^[3], e variações para cada período e suas médias.

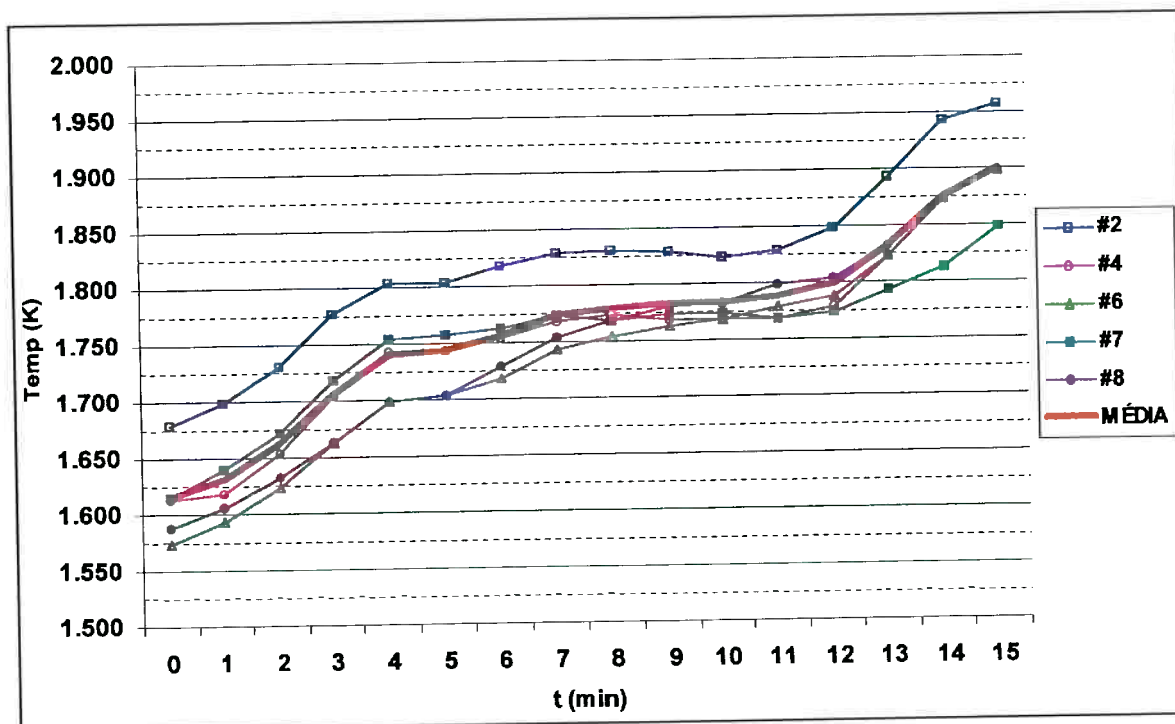


Figura 12 – Gráfico da evolução da temperatura do banho durante o sopro para diferentes corridas, segundo Castro^[3].

Uma vez determinada a temperatura do banho para cada momento do sopro, devemos determinar qual seria seu K correspondente. Para isso, vamos utilizar as curvas de descarburção calculada e medida por Castro^[3], associadas às temperaturas mencionadas anteriormente e com a área de reação calculada para cada momento. Com isso, temos as principais variáveis equacionadas e pode-se tentar produzir uma tabela com os K's referentes às temperaturas para cada momento, como mostrado na tabela 2. Para esse cálculo, usou-se a seguinte fórmula :

$$dC/dt = K * A * \Delta C \quad \text{[mols/min]} \quad \text{Eq. 19}$$

onde dC/dt = taxa de descarburção no instante t [mols/min]

K = constante de velocidade no instante t

A = área de reação no instante t [m²]

ΔC = temperatura no instante t [K]

t (min)	Temp(K) No 2	dC/dt mols/mi n	Área Reação	K
0	1.679			
1	1.698	20.000	80	0,14723
2	1.730	27.000	210	0,07432
3	1.776	39.000	450	0,04880
4	1.803	50.000	720	0,03852
5	1.803	55.000	920	0,03316
6	1.818	55.000	1.120	0,02701
7	1.828	50.000	1.300	0,02104
8	1.830	56.000	1.500	0,02040
9	1.828	59.000	1.300	0,02483
10	1.823	52.000	1.310	0,02177
11	1.828	52.000	1.320	0,02155
12	1.848	55.000	1.330	0,02238
13	1.893	49.000	1.200	0,02157
14	1.943	39.000	1.030	0,01949
15	1.958	33.000	800	0,02107

Tabela 2 – Evolução da temperatura, taxa de descarburização, área de reação e K durante o sopro de oxigênio^[3].

Como pode-se notar na figura 13 a seguir, o gráfico de $-\ln(K) \times 1/T$ nos revela dois comportamentos diferentes : um antes de $1/T = 545 \times 10^6$ e após esse valor, que representa a temperatura de 1.830 K, aproximadamente.

Isso pode ser consequência das fases da descarburização que acontecem durante o sopro de oxigênio, como analisado anteriormente, e pode estar associado à energia de ativação do processo de descarburização vigente nos instantes do sopro. O primeiro comportamento, muito provavelmente, está associado à 1ª e 2ª fase da descarburização, quando a descarburização começa e atinge valor máximo e constante. Já o segundo comportamento deve estar associado à 3ª fase da descarburização, quando a taxa começa a diminuir de seu valor máximo. Esta análise seria muito interessante e complexa, podendo ser motivo para um novo trabalho, um pouco mais aprofundado.

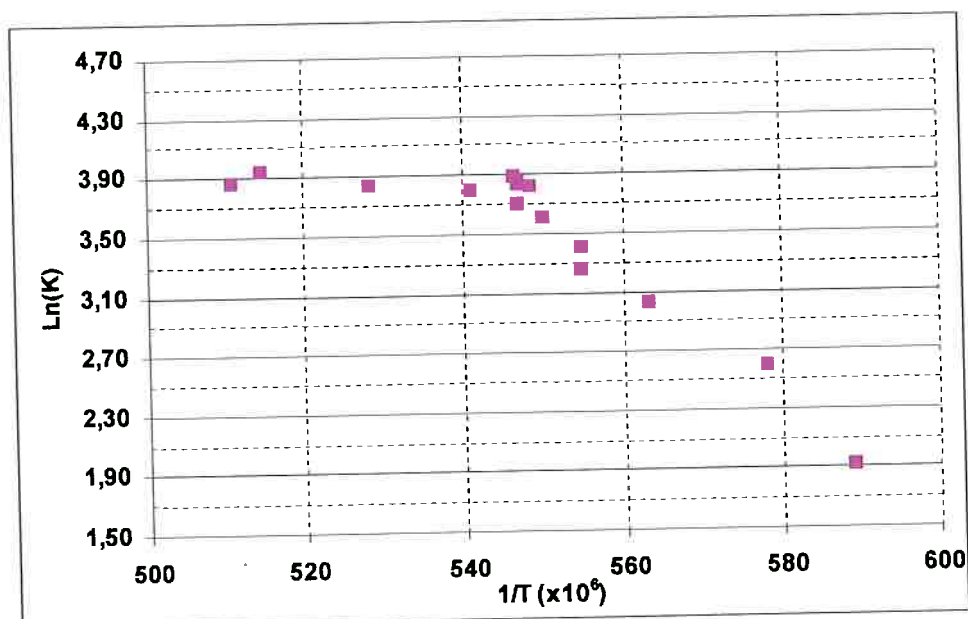


Figura 13 – Gráfico da evolução de K em função da temperatura durante o sopro de oxigênio.

Sendo assim, podemos adaptar o comportamento de K em duas retas $y=m \cdot x+b$, assim descritas :

$$\text{se } 1/T > 545 \times 10^6 \Rightarrow -\ln(K) = (-4,58818 \cdot 10^{-8}) \cdot (1/T) + 28.93683$$

$$\text{se } 1/T < 545 \times 10^6 \Rightarrow -\ln(K) = (-6,23882 \cdot 10^{-10}) \cdot (1/T) + 4.17866$$

Com isso, podemos observar a aproximação feita através do gráfico mostrado na figura 14 a seguir (os pontos em azul representam os calculados através das fórmulas descritas acima e os pontos em rosa representam os valores previamente sabidos).

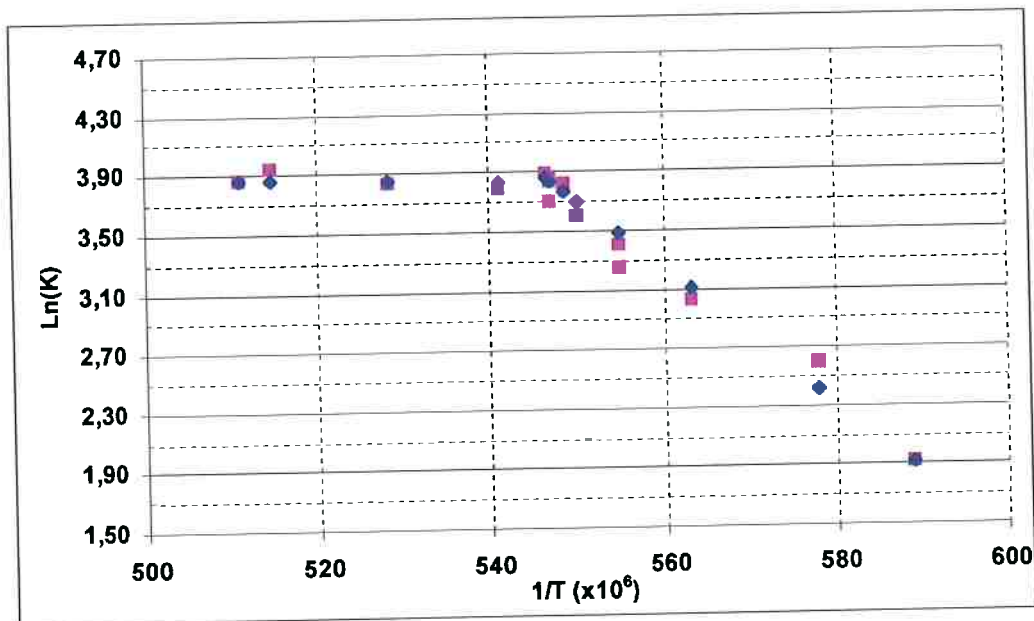


Figura 14 – Gráfico comparativo de valores de K calculados com pontos previamente conhecidos.

Concluindo, tem-se os valores de K para a temperatura de qualquer instante do banho.

2.2.3 - DETERMINAÇÃO DA TAXA DE DESCARBURAÇÃO

De posse dos valores da área de reação, temperatura e K para cada instante do sopro, consegue-se calcular o valor da taxa de descarburização, da equação 19, já mencionada anteriormente mas descrita novamente abaixo :

$$dC/dt = K * A * \Delta C \quad \text{[mols/min]} \quad \text{Eq. 19}$$

onde dC/dt = taxa de descarburização no instante t [mols/min]

K = constante de velocidade no instante t

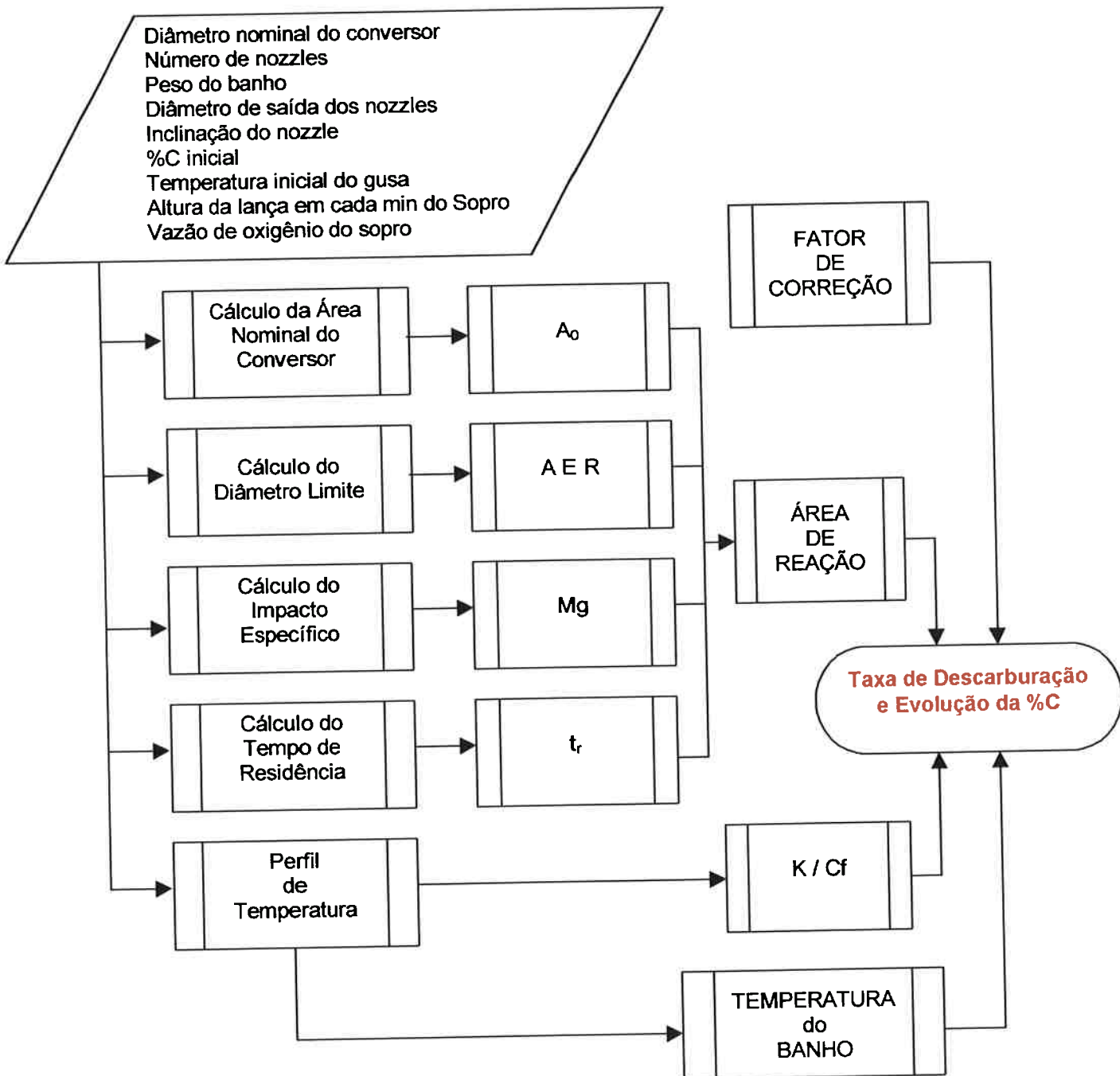
A = área de reação no instante t [m²]

ΔC = temperatura no instante t [K]

3. MODELAMENTO MATEMÁTICO DO PROCESSO

Conforme a teoria descrita anteriormente, pode-se começar a modelar o processo de descarburização durante o sopro de oxigênio num conversor.

3.1 – FLUXOGRAMA DO MODELO



3.2 – AFERIÇÃO DO MODELO

Após o modelamento e o cálculo da taxa de descarburização do banho durante o sopro de oxigênio, é importante comparar com dados reais, provenientes de sopro em aciarias, para se ter idéia uma validação desse modelo.

Para isso, usou-se os dados de várias corridas fornecidos por Castro^[3], que constam da tabela 3 a seguir.

# Corrida	Dados de Início		Dados Final	
	% C	Temp(°C)	% C	Temp(°C)
4	4,41	1.345	0,042	1.655
6	4,29	1.300	0,058	1.616
7	4,31	1.342	0,040	1.621

Tabela 3 – Dados de corridas fornecidos por Castro^[3].

De posse desses dados, vamos compará-los por item.

3.2.1 – Comparação da temperatura final do banho

Simulando as condições do banho no qual foram produzidos os dados da tabela 3 anterior, chega-se às temperaturas mostradas na tabela 4.

# Corrida	Dados de Início		Dados Final		Dado Final	DIF
	% C	Temp(°C)	% C	Temp(°C)	Temp(°C)	(°C)
4	4,41	1.345	0,042	1.655	1.644	-11
6	4,29	1.300	0,058	1.616	1.587	-29
7	4,31	1.342	0,040	1.621	1.642	21

Tabela 4 – Comparação de temperaturas finais do banho medidas e calculadas.

Pelo que se pode notar, a diferença existe mas está na margem de erro considerada quando da definição do perfil de temperatura do banho, mostrada na figura 12.

Para esta variável, não será necessário se fazer nenhum ajuste.

3.2.2 – Comparação da %C final do sopro

Determinar exatamente essa diferença é um pouco complicada, visto que não se conseguiu os tempos totais de sopro para as corridas em questão, mas o mais importante, e é o que este trabalho visa, não é determinar exatamente o %C final do sopro e sim os mecanismos envolvidos e que afetam a descarburização.

Sendo assim, como tem-se idéia de que o período do sopro varia de 14 a 16 min, verifica-se a %C nesses instantes e com isso tenta-se determinar se o modelo descarburou o banho dentro desse limite de tempo.

Quando simulou-se pela primeira vez esse modelo, usando as premissas aqui definidas, verificou-se que a taxa de descarburização não condizia com a realidade. Desse modo, usou-se um fator de redução, que visou adequar a descarburização a níveis medidas e comprovados. Para isso, usou-se uma curva medida de taxa de descarburização mencionada por Castro^[3]. Esses dados são mostrados na tabela 5 a seguir. Como a temperatura, a taxa de descarburização do banho e a área de reação foram medidos e/ou calculados, pode-se separar a variável K, e então analisou-se o produto A-K, visando notar alguma tendência.

t (min)	Temp(K)	dC/dt mols/min	Área Reação	K	A*K
0	1.679				
1	1.698	20.000	80	0,14723	11,7786
2	1.730	27.000	210	0,07432	15,6069
3	1.776	39.000	450	0,04880	21,9595
4	1.803	50.000	720	0,03852	27,7316
5	1.803	55.000	920	0,03316	30,5047
6	1.818	55.000	1.120	0,02701	30,2530
7	1.828	50.000	1.300	0,02104	27,3523
8	1.830	56.000	1.500	0,02040	30,6011
9	1.828	59.000	1.300	0,02483	32,2757
10	1.823	52.000	1.310	0,02177	28,5244
11	1.828	52.000	1.320	0,02155	28,4464
12	1.848	55.000	1.330	0,02238	29,7619
13	1.893	49.000	1.200	0,02157	25,8848
14	1.943	39.000	1.030	0,01949	20,0721
15	1.958	33.000	800	0,02107	16,8539

Tabela 5 – Dados do sopro de oxigênio medidos/calculados^[3].

Como pode-se notar, o produto A-K opera em nível máximo ao redor do valor de 30, sendo que o valor ascende e descende rapidamente e estaciona por quase todo o sopro no valor máximo.

Esse comportamento já era esperado, uma vez que a área de reação é máxima e constante durante a maior parte do sopro e a temperatura, que influencia o parâmetro K, também permanece num valor intermediário constante.

Usando-se as mesmas corridas analisadas para a comparação da temperatura final, obteve-se os valores da tabela 6, 7 e 8.

t (min)	Temp(K)	dC/dt mols/min	Área Reação	K	A*K	#4 Temp	A*K
0	1.679					1.618	
1	1.698	20.000	80	0,14723	11,7786	1.635	105,6556
2	1.730	27.000	210	0,07432	15,6069	1.666	109,4640
3	1.776	39.000	450	0,04880	21,9595	1.709	93,4269
4	1.803	50.000	720	0,03852	27,7316	1.743	58,9057
5	1.803	55.000	920	0,03316	30,5047	1.746	69,5337
6	1.818	55.000	1.120	0,02701	30,2530	1.760	57,9679
7	1.828	50.000	1.300	0,02104	27,3523	1.777	46,6578
8	1.830	56.000	1.500	0,02040	30,6011	1.783	43,5870
9	1.828	59.000	1.300	0,02483	32,2757	1.787	46,0400
10	1.823	52.000	1.310	0,02177	28,5244	1.787	45,6957
11	1.828	52.000	1.320	0,02155	28,4464	1.792	44,0542
12	1.848	55.000	1.330	0,02238	29,7619	1.802	38,9299
13	1.893	49.000	1.200	0,02157	25,8848	1.837	22,8651
14	1.943	39.000	1.030	0,01949	20,0721	1.879	11,5236
15	1.958	33.000	800	0,02107	16,8539	1.904	11,4734

Tabela 6 – Comparação de dados de corrida com valores calculados.

t (min)	Temp(K)	dC/dt mols/min	Área Reação	K	A*K	#6 Temp	A*K
0	1.679					1.573	
1	1.698	20.000	80	0,14723	11,7786	1.590	210,9322
2	1.730	27.000	210	0,07432	15,6069	1.621	212,9269
3	1.776	39.000	450	0,04880	21,9595	1.664	175,7985
4	1.803	50.000	720	0,03852	27,7316	1.698	108,1017
5	1.803	55.000	920	0,03316	30,5047	1.701	127,3365
6	1.818	55.000	1.120	0,02701	30,2530	1.715	105,1305
7	1.828	50.000	1.300	0,02104	27,3523	1.732	83,6526
8	1.830	56.000	1.500	0,02040	30,6011	1.738	77,8680
9	1.828	59.000	1.300	0,02483	32,2757	1.742	82,0343
10	1.823	52.000	1.310	0,02177	28,5244	1.742	81,3889
11	1.828	52.000	1.320	0,02155	28,4464	1.747	78,2100
12	1.848	55.000	1.330	0,02238	29,7619	1.757	68,6696
13	1.893	49.000	1.200	0,02157	25,8848	1.792	35,3539
14	1.943	39.000	1.030	0,01949	20,0721	1.834	10,7776
15	1.958	33.000	800	0,02107	16,8539	1.859	11,5648

Tabela 7 – Comparação de dados de corrida com valores calculados.

t (min)	Temp(K)	dC/dt mols/min	Área Reação	K	A*K	#7 Temp	A*K
0	1.679					1.615	
1	1.698	20.000	80	0,14723	11,7786	1.632	110,5081
2	1.730	27.000	210	0,07432	15,6069	1.663	114,3007
3	1.776	39.000	450	0,04880	21,9595	1.706	97,3474
4	1.803	50.000	720	0,03852	27,7316	1.740	61,2790
5	1.803	55.000	920	0,03316	30,5047	1.743	72,3253
6	1.818	55.000	1.120	0,02701	30,2530	1.757	60,2576
7	1.828	50.000	1.300	0,02104	27,3523	1.774	48,4649
8	1.830	56.000	1.500	0,02040	30,6011	1.780	45,2649
9	1.828	59.000	1.300	0,02483	32,2757	1.784	47,8041
10	1.823	52.000	1.310	0,02177	28,5244	1.784	47,4455
11	1.828	52.000	1.320	0,02155	28,4464	1.789	45,7315
12	1.848	55.000	1.330	0,02238	29,7619	1.799	40,3954
13	1.893	49.000	1.200	0,02157	25,8848	1.834	21,2234
14	1.943	39.000	1.030	0,01949	20,0721	1.876	11,5297
15	1.958	33.000	800	0,02107	16,8539	1.901	11,4794

Tabela 8 – Comparação de dados de corrida com valores calculados.

Como nota-se, os valores estão muito diferentes e será necessário usar um fator de correção para o modelo. Analisando-se as tabelas 6 e 8 verifica-se que os valores de A-K estão muito próximos, em virtude da %C inicial e da temperatura inicial serem muito parecidas.

Para que o fator de correção tenha sentido, ele deverá levar em conta a diferença de temperatura dos banhos, uma vez que, como explicado anteriormente, ela irá influir no valor da constante de velocidade K.

Como idéia inicial, convencionou-se que os valores de A-K deveriam estar próximos, independente das temperaturas do banho e então determinou-se qual seriam os valores do fator de correção para cada instante do sopro. A variação do fator durante o sopro se faz necessário em virtude da diferença existente em cada momento do sopro, isto é, K varia com a temperatura mas a área de reação varia com o instante do sopro, uma vez que, por exemplo, no início do sopro ainda não se tem formada a emulsão metal-escória e com isso a descarburização não ocorre em sua plenitude. As tabelas 9, 10 e 11 a seguir mostram os valores encontrados que satisfazem a condição mencionada acima.

t (min)	Temp(K) No 2	dC/dt mols/min	Área Reação	K	A*K	#4 Temp	A*K	Fator1
0	1.679					1.618		
1	1.698	20.000	80	0,14723	11,7786	1.635	105,6556	0,1158 12,2309
2	1.730	27.000	210	0,07432	15,6069	1.666	109,4640	0,1480 16,2026
3	1.776	39.000	450	0,04880	21,9595	1.709	93,4269	0,2443 22,8204
4	1.803	50.000	720	0,03852	27,7316	1.743	58,9057	0,4869 28,6796
5	1.803	55.000	920	0,03316	30,5047	1.746	69,5337	0,4529 31,4934
6	1.818	55.000	1.120	0,02701	30,2530	1.760	57,9679	0,5390 31,2429
7	1.828	50.000	1.300	0,02104	27,3523	1.777	46,6578	0,6029 28,1310
8	1.830	56.000	1.500	0,02040	30,6011	1.783	43,5870	0,7207 31,4113
9	1.828	59.000	1.300	0,02483	32,2757	1.787	46,0400	0,7172 33,0199
10	1.823	52.000	1.310	0,02177	28,5244	1.787	45,6957	0,6367 29,0925
11	1.828	52.000	1.320	0,02155	28,4464	1.792	44,0542	0,6585 29,0114
12	1.848	55.000	1.330	0,02238	29,7619	1.802	38,9299	0,7838 30,5149
13	1.893	49.000	1.200	0,02157	25,8848	1.837	22,8651	1,1663 26,6681
14	1.943	39.000	1.030	0,01949	20,0721	1.879	11,5236	1,8008 20,7513
15	1.958	33.000	800	0,02107	16,8539	1.904	11,4734	1,5103 17,3283

Tabela 9 – Fator de correção de A*K para o modelo matemático.

t (min)	Temp(K) No 2	dC/dt mols/min	Área Reação	K	A*K	#6 Temp	A*K	Fator1
0	1.679					1.573		
1	1.698	20.000	80	0,14723	11,7786	1.590	210,9322	0,0596 12,5770
2	1.730	27.000	210	0,07432	15,6069	1.621	212,9269	0,0782 16,6523
3	1.776	39.000	450	0,04880	21,9595	1.664	175,7985	0,1333 23,4375
4	1.803	50.000	720	0,03852	27,7316	1.698	108,1017	0,2723 29,4395
5	1.803	55.000	920	0,03316	30,5047	1.701	127,3365	0,2539 32,3263
6	1.818	55.000	1.120	0,02701	30,2530	1.715	105,1305	0,3050 32,0625
7	1.828	50.000	1.300	0,02104	27,3523	1.732	83,6526	0,3450 28,8617
8	1.830	56.000	1.500	0,02040	30,6011	1.738	77,8680	0,4138 32,2247
9	1.828	59.000	1.300	0,02483	32,2757	1.742	82,0343	0,4129 33,8730
10	1.823	52.000	1.310	0,02177	28,5244	1.742	81,3889	0,3667 29,8439
11	1.828	52.000	1.320	0,02155	28,4464	1.747	78,2100	0,3805 29,7585
12	1.848	55.000	1.330	0,02238	29,7619	1.757	68,6696	0,4558 31,2962
13	1.893	49.000	1.200	0,02157	25,8848	1.792	35,3539	0,7733 27,3376
14	1.943	39.000	1.030	0,01949	20,0721	1.834	10,7776	1,9726 21,2604
15	1.958	33.000	800	0,02107	16,8539	1.859	11,5648	1,5346 17,7477

Tabela 10 – Fator de correção de A*K para o modelo matemático.

t (min)	Temp(K) No 2	dC/dt mols/min	Área Reação	K	A*K	#7 Temp	A*K	Fator1
0	1.679					1.615		
1	1.698	20.000	80	0,14723	11,7786	1.632	110,5081	0,1109 12,2534
2	1.730	27.000	210	0,07432	15,6069	1.663	114,3007	0,1420 16,2318
3	1.776	39.000	450	0,04880	21,9595	1.706	97,3474	0,2348 22,8605
4	1.803	50.000	720	0,03852	27,7316	1.740	61,2790	0,4688 28,7290
5	1.803	55.000	920	0,03316	30,5047	1.743	72,3253	0,4362 31,5476
6	1.818	55.000	1.120	0,02701	30,2530	1.757	60,2576	0,5194 31,2962
7	1.828	50.000	1.300	0,02104	27,3523	1.774	48,4649	0,5814 28,1785
8	1.830	56.000	1.500	0,02040	30,6011	1.780	45,2649	0,6951 31,4642
9	1.828	59.000	1.300	0,02483	32,2757	1.784	47,8041	0,6919 33,0755
10	1.823	52.000	1.310	0,02177	28,5244	1.784	47,4455	0,6142 29,1414
11	1.828	52.000	1.320	0,02155	28,4464	1.789	45,7315	0,6354 29,0600
12	1.848	55.000	1.330	0,02238	29,7619	1.799	40,3954	0,7567 30,5657
13	1.893	49.000	1.200	0,02157	25,8848	1.834	21,2234	1,2586 26,7117
14	1.943	39.000	1.030	0,01949	20,0721	1.876	11,5297	1,8027 20,7845
15	1.958	33.000	800	0,02107	16,8539	1.901	11,4794	1,5119 17,3556

Tabela 11 – Fator de correção de A*K para o modelo matemático.

De posse desses valores encontrados, pôde-se então recalculer a taxa de descarburização para as várias corridas e encontrou-se um número razoável e que permite afirmar que o modelo está aferido. Para isso, fez-se uma média e obteve-se os fatores para ajuste do modelo. Como a taxa de descarburização ficou condizente com dados reais, por consequência a % de Carbono de final de sopro também ficou aferida.

4. DISCUSSÃO DOS RESULTADOS E COMPARAÇÕES COM DADOS PRÁTICOS

Tendo em vista o modelo desenvolvido, podemos simular a descarburização do banho variando as seguintes variáveis : temperatura inicial do banho, vazão de oxigênio soprado e altura da lança durante o sopro.

4.1 – TEMPERATURA INICIAL DO BANHO

Como descrito anteriormente, a temperatura do banho influencia diretamente o processo de descarburização, uma vez que está associada à constante de velocidade das reações.

Deste modo, deixando constantes todas as outras variáveis do banho, podemos simular sua influência no modelo desenvolvido. A tabela 12 a seguir nos mostra as temperaturas iniciais do banho e a %C no banho após 15 min de sopro.

Temp Inicial (°C)	%C a 15min
1350	0,27%
1360	0,25%
1370	0,22%
1380	0,20%
1390	0,18%
1400	0,16%
1410	0,13%
1420	0,11%

Tabela 12 – Influência da temperatura inicial na %C do banho após 15min de sopro.

Como pode-se notar, quanto maior for a temperatura inicial do banho, mais rápido será o processo de descarburização, o que confirma a teoria existente.

Deste modo, de posse deste modelo, poderíamos determinar, com as outras variáveis fixadas, qual seria a temperatura inicial necessário para se ter uma determinada %C no banho num determinado momento.

Como exemplo, com todas as variáveis fixadas como anteriormente, a temperatura inicial necessária para que o banho tenha 0,04% de Carbono no final do sopro, com o sopro tendo duração de 16 min seria de 1365°C.

É importante na análise da temperatura inicial que seja levado em conta o revestimento refratário, que é mais castigado com as altas temperaturas. Deste modo, um ponto que poderia ser abordado numa continuação deste trabalho seria qual a melhor relação da temperatura para o tempo de vida do refratário. Como demonstrado, consegue-se mais rápida a descarburagem com maiores temperaturas mas com certeza a vida útil do refratário cairá, o que implicará em tempos maiores de manutenção e portanto de não-produção. Além disso, o lingotamento será afetado, uma vez que maiores resfriamentos deverão ocorrer e então um pouco da vantagem obtida na descarburagem poderá ser perdida quando do lingotamento.

4.2 – VAZÃO DE OXIGÊNIO SOPRADO

Conforme descrito anteriormente, a vazão de oxigênio tem uma grande influência no sopro, não apenas por oferecer o oxigênio para a descarburagem mas como também para ampliar a área de reação no conversor mas até um limite, pois acima desse limite o banho terá uma formação

Na tabela 13 a seguir, podemos ver essa influência na %C no banho após 15 min de sopro com diferentes esquemas de vazão durante o sopro.

T sopro (min)	Vazão O ₂ (Nm ³ /min) e %C a cada instante do sopro							
	1	%C1	2	%C2	3	%C3	4	%C4
1	650	4,18%	750	4,12%	650	4,18%	2500	4,22%
2	650	4,03%	750	3,87%	650	4,03%	2500	4,12%
3	650	3,80%	750	3,59%	650	3,80%	2500	4,05%
4	650	3,51%	750	3,23%	650	3,51%	2500	3,95%
5	650	3,18%	750	2,87%	650	3,18%	2500	3,86%
6	650	2,86%	750	2,51%	650	2,86%	2500	3,77%
7	650	2,57%	750	2,19%	650	2,57%	2500	3,68%
8	650	2,24%	750	1,82%	650	2,24%	2500	3,59%
9	650	1,89%	750	1,46%	650	1,89%	2500	3,49%
10	650	1,58%	750	1,14%	650	1,58%	2500	3,41%
11	750	1,27%	750	0,83%	650	1,28%	2500	3,32%
12	750	0,94%	750	0,51%	650	0,96%	2500	3,23%
13	750	0,66%	750	0,22%	650	0,68%	2500	3,16%

14	750	0,43%	750	0,00%	650	0,46%	2500	3,09%
15	750	0,24%	750	-0,20%	650	0,27%	2500	3,04%
16	750	0,04%	750	-0,40%	650	0,08%	2500	2,98%

Tabela 13 – Evolução da descarburização do banho com diferentes esquemas de vazão de oxigênio.

Várias conclusões podem ser tomadas a partir dos dados mostrados pelo modelo. Pode-se notar claramente que, quando se aumentou sensivelmente a vazão de oxigênio no banho, isto não se refletiu num melhor descarburização, mas sim ao contrário, isto é, uma pior descarburização. Esse resultado vem ratificar o que foi descrito anteriormente sobre a área de reação. Quando se aumenta a vazão de oxigênio, aumenta-se o diâmetro limite na banho, que significa que as bolhas produzidas no banho são maiores para a mesma massa de gotas, o que acaba por diminuir a área de reação do banho.

Uma segunda observação mostra que para um aumento na vazão na base de 100 Nm³/min obtem-se aproximadamente menos dois minutos na descarburização total do banho. O fator que deve ser levado em conta aqui é o mesmo que está envolto no problema da temperatura: econômico. Deve ser levado em conta qual é o custo do oxigênio e se esse ganho em tempo compensará esse maior custo na produção do aço. Outro fator importante é o do lingotamento: é preciso dimensionar a capacidade de lingotamento para que seja avaliada a possibilidade de ser ter sopro mais rápidos. Esse levantamento também seria interessante numa continuação deste trabalho.

4.3 – ALTURA DA LANÇA DURANTE O SOPRO

Do mesmo modo que a vazão de oxigênio, a altura da lança influencia diretamente a área de reação formada durante o sopro de oxigênio.

A tabela 14 a seguir mostra vários esquemas de altura da lança durante o sopro e a descarburização ocorrida durante o sopro, fixando-se todas as outras variáveis do sopro.

T sopro (min)	Altura da lança(m) e %C a cada instante do sopro							
	1	%C1	2	%C2	3	%C3	4	%C4
1	2,8	4,18%	1,8	4,10%	3,0	4,27%	2,4	4,08%
2	2,8	4,03%	1,8	3,82%	3,0	4,23%	2,4	3,78%
3	2,6	3,80%	1,8	3,56%	3,0	4,20%	2,4	3,50%

4	2,6	3,51%	1,8	3,22%	3,0	4,16%	2,4	3,15%
5	2,4	3,18%	1,8	2,92%	3,0	4,12%	2,4	2,82%
6	2,4	2,86%	1,8	2,62%	3,0	4,08%	2,4	2,50%
7	2,4	2,57%	1,8	2,35%	3,0	4,04%	2,4	2,21%
8	2,4	2,24%	1,8	2,04%	3,0	4,00%	2,4	1,87%
9	2,2	1,89%	1,8	1,75%	3,0	3,96%	2,4	1,56%
10	2,2	1,58%	1,8	1,49%	3,0	3,93%	2,4	1,28%
11	2,2	1,27%	1,8	1,28%	3,0	3,77%	2,4	0,98%
12	2,2	0,94%	1,8	1,07%	3,0	3,61%	2,4	0,66%
13	2,2	0,66%	1,8	0,88%	3,0	3,47%	2,4	0,38%
14	2,2	0,43%	1,8	0,73%	3,0	3,35%	2,4	0,16%
15	2,2	0,24%	1,8	0,60%	3,0	3,25%	2,4	-0,03%
16	2,2	0,04%	1,8	0,47%	3,0	3,15%	2,4	-0,22%

Tabela 14 – Evolução da descarburização de um banho com diferentes esquemas de altura da lança durante o sopro.

Como pode-se avaliar com os resultados obtidos, nem sempre uma altura da lança no banho muito pequena ou muito grande pode fazer com que a descarburização do banho seja mais rápida. Esse resultado vem em linha com o descrito nesse trabalho para a teoria da descarburização. Alturas da lança no sopro menores fazem com que as condições de sopro sejam bastante severas e com isso exista a formação de gotas maiores, diminuindo a área de reação do sopro, além do tempo de permanência da gota também ser diminuído, o que também diminui a descarburização do banho. Alturas maiores levam à não formação de gotas e do spray, o que dificulta e muito as reações de descarburização, uma vez que elas são aceleradas justamente pela formação de gotas e da emulsão.

Para que se consiga a melhor taxa de descarburização no sopro pode-se variar o esquema de vazão de oxigênio e altura da lança durante o sopro, para que a área de reação seja máxima e constante o maior tempo possível. O esquema 1 utilizado tanto para a altura da lança quanto para a vazão de oxigênio durante o sopro é o esquema apresentado por Castro para a descarburização num conversor da CSN. Neste aspecto, um outro ponto importante para ser analisado é que poderia ser tópico de uma continuação deste trabalho é o da melhor relação altura da lança e vazão de oxigênio soprado, uma vez que economicamente falando é interessante se ter uma descarburização maior gastando-se menos oxigênio e necessitando de menor refrigeração(água) na lança.

5. CONCLUSÃO

Conforme foi objetivado no início deste trabalho, conseguiu-se modelar em parte o processo de descarburização de um sopro.

Após a verificação teórica e a comparação com a prática, obteve-se um modelo com o qual pode-se trabalhar e simular diferentes situações de corrida, podendo se observar o comportamento da descarburização quando se varia apenas uma das variáveis envolvidas, o que possibilitou a verificação da teoria correlata. O tópico anterior trouxe uma análise para algumas variáveis do sopro.

Este trabalho nunca teve por objetivo principal determinar exatamente o tempo de uma corrida mas sim o que pode fazer com que um sopro seja mais ou menos eficiente com relação às variáveis envolvidas.

Para que esse modelo possa ser utilizado no dia-a-dia de uma aciaria, alguns itens importantes devem ser abordados, conforme já mencionado no tópico anterior. A determinação acurada do perfil de temperatura durante o sopro, a comparação do ganho de tempo num sopro com uma temperatura inicial mais alta com o tempo de vida do refratário e com o processo seguinte à aciaria, o lingotamento é um desses pontos. Um outro ponto é uma comparação da altura da lança e a vazão de oxigênio durante o sopro. Deverá ser levado em conta o custo do oxigênio, um dos itens mais caros na produção do aço e a área de reação conseguida em cada instante do sopro. Para que o sopro seja o mais breve possível, poder-se-ia fazer essa comparação para se ter uma área de reação máxima e constante durante o sopro, sem que o custo para isso fosse muito elevado.

Então, para uma continuação e aprimoramento deste trabalho, sugere-se a análise metalúrgica aliada à uma análise econômica, visando verificar a viabilidade de tais esquemas.

Com isso, este modelo pode servir como base para um outro modelo avançado, com reais capacidades de utilização numa aciaria.

6. BIBLIOGRAFIA

- [1] - ARAÚJO, LUIZ ANTÔNIO DE. Manual de Siderurgia vol 1, Ed. Arte&Ciência, São Paulo, 1997, págs 3-14, 172-191.
- [2] - SOARES, DANIEL VARAJÃO TEIXEIRA. Modelamento Matemático da Área de Reação durante o Sopro por Cima, Trabalho de Formatura, Escola Politécnica USP, São Paulo, 1998
- [3] – CASTRO, RENATO NECCO. Modelamento Dinâmico do Conversor com Sopros Combinado utilizando Dados do Gás de Exaustão, Tese de Mestrado, Universidade Federal Fluminense, Volta Redonda, 1998.
- [4] – ENGH, T. ABEL. Principles of Metal Refining. Oxford University Press Inc., New York, 1992.
- [5] – PEHLKE, R.D.; PORTER, C.W.F.; URBAN, R.F. BOF Steelmaking: The Iron and Steel Society, Vol.1, 1982.
- [6] – DEO, B.; BOOM, R. Fundamentals of Steelmaking Metallurgy: Prentice Hall, 1993.
- [7] – TURKDOGAN, E. Principles of Steelmaking. The Institute of Materials London, 1996.
- [8] – SCHOOP, J.; RESCH, W.; MAHN, G. Reactions occurring during the oxygen top-blown process and calculation of metallurgical control parameters, Ironmaking and Steelmaking, Vol.5, No.2, p. 72-79, 1978.
- [9] – KORJA, S.C.; LANGE, K.W. Estimation of drop size in impinging jet steelmaking process, Ironmaking and Steelmaking, Vol. 13, No. 5, 1986.
- [10] – RUSSEL, JOHN B. Química Geral, Ed. McGraw-Hill do Brasil, São Paulo, 1982, págs 430-458.

ANEXO I – LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Definição	Unidade
K	Constante de Velocidade	
%C	Porcentagem de Carbono	-
<u>M</u>	Elemento químico dissolvido no banho	-
(M)	Elemento químico dissolvido na escória	-
h	Altura da lança	m
L	Penetração do jato de oxigênio no banho	m
L ₀	Altura inicial do banho antes do início do sopro	m
NS	Nível da sola	m
NB	Nível do banho	m
h _c	Altura crítica do banho	m
I _h	Impacto do oxigênio no banho	m·kg/s ²
A _t	Soma das áreas de saída dos nozzles	m ²
p	Pressão de oxigênio na saída do bocal	kg/cm ²
V	Vazão de oxigênio	N·m ³ /min
θ	Ângulo de inclinação do nozzle	graus
A	Área de reação do banho	m ²
A ₀	Área nominal do conversor	m ²
A E R	Área específica de reação	m ² /kg
Mg	Massa total de gotas ejetadas	kg/min
t _r	Tempo de residência	min
D ₀	Diâmetro nominal do conversor	m
RRS	Função de distribuição RRS	%
d	Diâmetro da gota	mm
d'	Diâmetro máximo da gota considerado	mm
n	Homogeneidade do material	-
RF	Distribuição do tamanho de gotas em fração	-
d _{limite}	d para RRS = 0,10%	mm
f(d)	Fração de gotas com diâmetro d	-
d _t	Diâmetro da saída do bocal	m
p ₀	Pressão do jato de oxigênio	atm

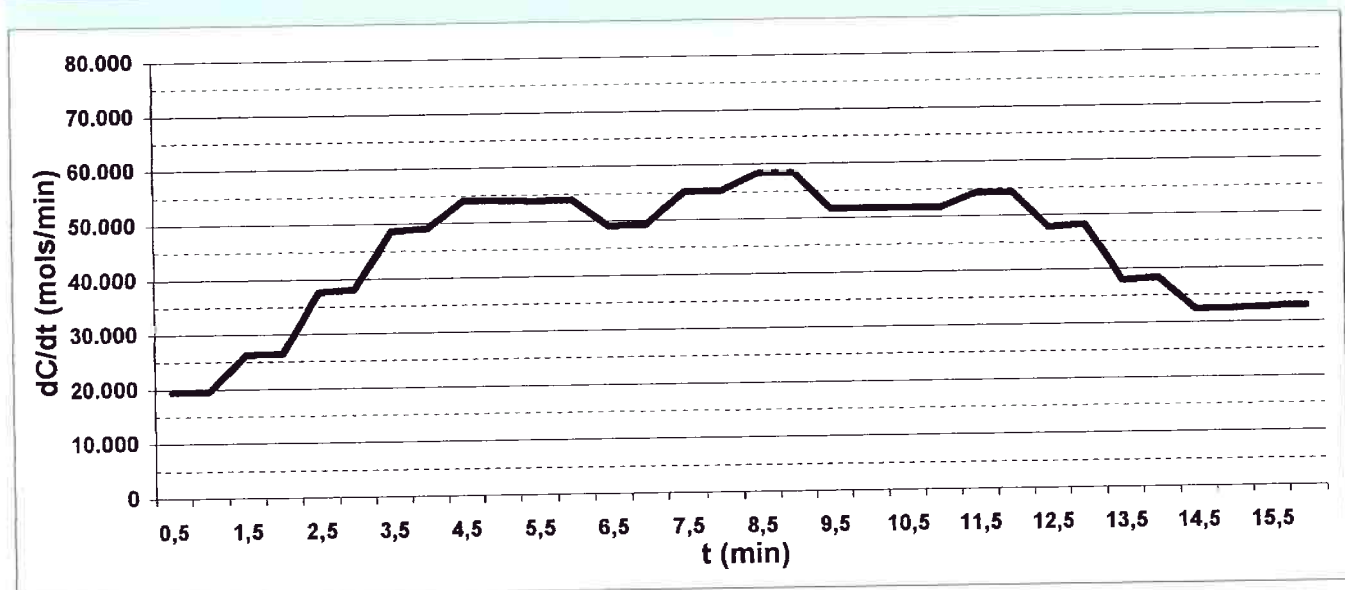
Símbolo	Definição	Unidade
p_{atm}	Pressão atmosférica	atm
n_g	Número de gotas formadas num período de tempo	-
ρ	Densidade volumétrica	
n_b	Número de bocais(nozzles) na lança	-
t_r^{max}	Tempo de residência máximo	min
C_f	Fator de correção	-
m	Massa total de gotas ejetadas	kg
E_a	Energia de ativação	
R	Constante dos gases	
T	Temperatura absoluta	K
dC/dt	Taxa de descarburização	mols/min
ΔC	Temperatura do banho em certo instante do sopro	K

ANEXO II – INTERFACES DO MODELO MATEMÁTICO

MODELAMENTO MATEMÁTICO

DADOS DO CONVERSOR		DADOS DO SOPRO				RESULTADOS	
Diâmetro Nominal (m)	4,60	Tempo t (min)	Altura Lança h (m)	Vazão Oxig V_{oxig} (Nm ³)	Temp (K)	dC/dt (mols/min)	%C no banho
No de Nozzles	5	0	2,80	650	1.638	-	4,30%
Peso do Banho (ton)	200	1	2,80	650	1.655	19.496	4,18%
% Carbono Inicial	4,30%	2	2,80	650	1.686	26.320	4,03%
Temp. Inicial Gusa (°C)	1.365	3	2,60	650	1.729	37.968	3,80%
DADOS DO NOZZLE		4	2,60	650	1.763	48.902	3,51%
Diâmetro Saída (mm)	46,00	5	2,40	650	1.766	53.884	3,18%
Inclinação θ (graus)	8	6	2,40	650	1.780	53.862	2,86%
		7	2,40	650	1.797	49.163	2,57%
		8	2,40	650	1.803	55.168	2,24%
		9	2,20	650	1.807	58.316	1,89%
		10	2,20	650	1.807	51.555	1,58%
		11	2,20	750	1.812	51.556	1,27%
		12	2,20	750	1.822	54.238	0,94%
		13	2,20	750	1.857	48.078	0,66%
		14	2,20	750	1.899	38.125	0,43%
		15	2,20	750	1.924	32.434	0,24%
		16	2,20	750	1.937	32.855	0,04%

EVOLUÇÃO DA TAXA DE DESCARBURAÇÃO DURANTE O SOPRO DE OXIGÊNIO



EVOLUÇÃO DA TAXA DE CARBONO NO BANHO DURANTE O SOPRO DE OXIGÊNIO

