

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
Curso de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e de Minas

Dissertação de Mestrado

**Varição da taxa de descarburização para vários
padrões de injeção de argônio na perna de
subida do desgaseificador a vácuo RH**

Autor: Marlon José dos Anjos Silva

Orientador: Prof. Roberto Parreiras Tavares

Fevereiro/2010

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
Curso de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e de Minas

Marlon José dos Anjos Silva

**Variação da taxa de descarburização para vários padrões
de injeção de argônio na perna de subida
do desgaseificador a vácuo RH**

Dissertação de Mestrado apresentada ao Curso de Pós-Graduação
em Engenharia Metalúrgica e de Minas da Universidade Federal de Minas Gerais

Área de Concentração: Metalurgia Extrativa

Orientador: Prof. Roberto Parreiras Tavares

Belo Horizonte
Escola de Engenharia da UFMG
Fevereiro/2010

À minha esposa Débora pelo apoio e compreensão. Aos meus irmãos,
a minha avó Conceição e aos meus pais Benedito e Inêz.

AGRADECIMENTOS

O autor agradece a Deus e a todos aqueles que colaboraram para a realização deste trabalho, em particular:

- Ao professor Roberto Parreiras Tavares pela coordenação dos estudos e pelas valiosas sugestões apresentadas;
- Ao engenheiro Sérgio Luiz de Souza Costa pelas discussões durante o desenvolvimento do trabalho;
- Aos funcionários do Centro de Pesquisas, em especial ao técnico Hélio Alexandre Alves pelo apoio com as amostras;
- Aos funcionários do laboratório da Aciaria e do Centro de Pesquisas da Usiminas pelas análises químicas realizadas;
- Aos funcionários da Gerência de Convertedores e da Coordenação de Gestão da Aciaria;
- Aos supervisores e operadores do RH, em especial ao operador Ronaldo Miguel Camilo pelo apoio durante a retirada das amostras.

SUMÁRIO

	Página
LISTA DE FIGURAS	v
LISTA DE TABELAS	x
RESUMO	xi
ABSTRACT	xiii
1 – INTRODUÇÃO	1
2 – OBJETIVOS	3
3 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
3.1 – O Processo RH	4
3.1.1 – Descarburacão	6
3.1.2 – Remocão de hidrogênio	7
3.1.3 – Remocão de nitrogênio	8
3.1.4 – Tratamento de limpidez	9
3.1.5 – Ajuste de composicão química	9
3.1.6 – Aquecimento	9
3.2 – Histórico do Processo RH	10
3.3 – Termodinâmica da Descarburacão no Processo RH	15
3.4 – Cinética da Descarburacão	17
3.5 – Efeitos das Variáveis de Processo e de Projeto na Taxa de descarburacão	30
3.5.1 – Taxa de injeção de gás	30
3.5.2 – Taxa de circulacão	39
3.5.3 – Diâmetro do vaso	44
3.5.4 – Arranjo e dimensão das pernas	45
3.5.5 – Profundidade de imersão das pernas	49
3.5.6 – Diâmetro dos bicos de injeção	50

3.5.7 – Número de bicos de injeção	50
3.5.8 – Pressão de operação	52
3.5.9 – Temperatura do aço líquido.....	55
3.5.10 – Teor de enxofre no aço.....	56
3.5.11 – Teor de oxigênio no aço	57
4 – METODOLOGIA	60
4.1 – Tratamento das Corridas Experimentais.....	60
4.2 – Amostragem.....	65
4.3 – Preparação da Amostra e Análise Química.....	68
4.4 - Cálculo da Constante Aparente de Descarburção.....	69
4.4.1 – Cálculo de $K_{C1,80}$	71
4.4.2 – Cálculo de $K_{C1,110}$	72
4.4.3 – Cálculo de $K_{C1,140}$	72
4.4.4 – Cálculo de $K_{C2,80}$	73
4.4.5 – Cálculo de $K_{C2,110}$	74
4.4.6 – Cálculo de $K_{C2,140}$	74
5 – RESULTADOS E DISCUSSÃO	75
5.1 – Constante Aparente de Descarburção para a Primeira Etapa do Tratamento.....	75
5.2 – Constante Aparente de Descarburção para a Segunda Etapa do Tratamento.....	80
5.3 – Novo Padrão Proposto	85
6 – CONCLUSÕES	88
7 – SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	89
8 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	90

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 3.1 – Vista esquemática do desgaseificador RH mostrando a circulação do aço através das pernas (Silva et al, 2004).....	5
Figura 3.2 – Visão esquemática de um sistema de vácuo usado no desgaseificador e RH (Silva et al, 2004).....	6
Figura 3.3 – Variação do teor de hidrogênio com o tempo de tratamento no RH (Kleimt, 2001).....	7
Figura 3.4 – Curva de remoção do nitrogênio em função do tempo de tratamento no RH para diferentes teores de enxofre no aço (Sau et al, 1999).....	8
Figura 3.5 – Princípio do processo RH na patente Williams, 1931 (Silva et al, 2005).....	10
Figura 3.6 – Esquema patenteado por A. Lorenz, 1957 (Silva et al, 2005).....	11
Figura 3.7 – Esquema da instalação piloto do processo RH (Silva et al, 2005).....	11
Figura 3.8 – Vaso atual do RH da Usiminas com lança T-COB (Silva et al, 2004).....	12
Figura 3.9 – Evolução da altura do vaso no processo RH (Silva et al, 2005).....	13
Figura 3.10 – Variação na altura do splash (Kuwabara et al, 1988).....	14
Figura 3.11 – Diâmetro da perna em função da capacidade da corrida (Tembergen et al, 2007).....	14
Figura 3.12 – Equilíbrio carbono-oxigênio a 1600°C (Brachet et al, 1993).....	16
Figura 3.13 – Desvio do produto %C x %O em relação ao equilíbrio (Silva et al, 2005).....	17
Figura 3.14 – Esboço do modelo de descarburização proposto por Yano (1994)	20
Figura 3.15 – Variação do teor de carbono contido e do $\ln([C]/[C_0])$ com o tempo (Tembergen et al, 2007).....	21

Figura 3.16 – Estágios do novo RH 2 da ThyssenKrupp em relação à taxa de circulação e ao coeficiente de transferência de massa (Ahrenhold et al, 2003).	23
Figura 3.17 – Relação entre o teor de carbono contido e profundidade da zona onde a nucleação de bolhas de CO pode ocorrer, sob pressões reduzidas (Kishimoto et al, 1993).	24
Figura 3.18 – Contribuição de cada sítio de reação ao longo do tratamento e comparação entre os valores medidos e calculados pelo modelo de descarburização (Yano et al, 1994).	28
Figura 3.19 – Quatro sítios de reação propostos, incluindo a reação na superfície do tijolo refratário (Silva et al, 2004)	29
Figura 3.20 – Constante de descarburização em função da vazão de gás (Brachet et al, 1993).	31
Figura 3.21 – Influência do borbulhamento e sopro de argônio na mudança do teor de carbono ($d = 0,15$ m, $T = 1873$ k, $[S] < 10$ ppm) (Kishimoto et al, 1993).	32
Figura 3.22 – Efeito da área superficial na taxa de descarburização, durante o segundo período de descarburização (Yano et al, 1994).	34
Figura 3.23 – Efeito da vazão total de argônio na taxa de descarburização (Yano, 1994).	35
Figura 3.24 – Relação entre a constante cinética e a vazão de gás injetado na perna de subida para diferentes diâmetros de bicos (Nascimento et al, 2007).	36
Figura 3.25 – Teor de carbono final no aço em função da vazão de gás (Ahrenhold et al, 2003).	37
Figura 3.26 – Previsão do teor de carbono contido no aço em função do tempo de tratamento durante o refino no RH para diferentes vazões de argônio (Wei, 2002).	38
Figura 3.27 – Vazão de gás recomendada em função do diâmetro da perna (Tembergen et al, 2007).	39
Figura 3.28 – Relação entre Q/W e k_c (Fukiage, 2000).	41

Figura 3.29 – Variação de k em função do coeficiente volumétrico de descarburção calculado e da taxa de circulação para vários diâmetros de vasos (Kato et al, 1992).	42
Figura 3.30 – Variações da taxa de circulação e da constante cinética de descarburção com a vazão de gás na perna de subida para bicos de 1,50 mm de diâmetro (Nascimento et al, 2007).	43
Figura 3.31 – Comparação da descarburção entre o RH n°2 (convencional e novo) e o RH n°4 (Kato et al, 1992).....	46
Figura 3.32 – Variação do teor de carbono com o tempo para diferentes diâmetros das pernas (Yano, 1994).....	47
Figura 3.33 – Variação do teor de carbono do aço com o tempo para RH com pernas cilíndricas e ovais (Kuwabara et al, 1998).....	48
Figura 3.34 – Altura de aço líquido na câmara de vácuo em função da profundidade de imersão das pernas e da pressão do sistema (Silva et al, 2005).	49
Figura 3.35 – Influência do diâmetro dos bicos e da vazão de gás na cinética da descarburção (Nascimento et al, 2007).	50
Figura 3.36 – Relação entre a constante cinética e o número de bicos de gás (Nascimento et al, 2007).	51
Figura 3.37 – Constante de descarburção em função da capacidade de sucção (Brachet et al, 1993).....	53
Figura 3.38 – Relação entre o teor de carbono e a taxa de descarburção para diferentes pressões na câmara de vácuo (d = 0,15 m, [S] < 10 ppm, T = 1873 k) (Kishimoto et al, 1993).....	53
Figura 3.39 – Relação entre a concentração de carbono e a taxa de descarburção para operação com pré-vácuo e convencional (Yano et al, 1994).....	54
Figura 3.40 – Influência da temperatura do aço no teor de carbono (d = 0,15 m, [S] < 10 ppm, pressão = $1,3 \times 10^3$ Pa) (Kishimoto et al, 1993).....	55

Figura 3.41 – Influência do enxofre contido no aço na variação do teor de carbono em função do tempo ($d = 0,15$ m, $T = 1873$ k, pressão = $1,3 \times 10^3$ Pa) (Kishimoto et al, 1993).....	56
Figura 3.42 – Constante de descarburização em função do grau de oxidação do banho (Brachet et al, 1993).....	57
Figura 3.43 – Efeito do teor de oxigênio contido no aço na taxa de descarburização (Takahashi et al, 1995).....	59
Figura 4.1 – Fluxo de tratamento das corridas ultra baixo carbono na aciaria da Usiminas.	61
Figura 4.2 – Vazões de argônio utilizadas ao longo dos diversos estágios do processo.	64
Figura 4.3 – Lança de amostragem automática na panela após vazamento.	65
Figura 4.4 – Lança de amostragem automática no RH.....	66
Figura 4.5 – Esquema do amostrador utilizado (acima) e as amostra de aço (abaixo).....	67
Figura 4.6 – Superfície da amostra após lixamento e limalha retirada.....	68
Figura 4.7 – Forno de indução com análise de carbono por infravermelho e software para leitura do teor de carbono.	69
Figura 4.8 – Condições 1, 2 e 3 com as vazões de argônio utilizadas na primeira etapa.	71
Figura 4.9 – Condições 4, 5 e 6 com as vazões de argônio utilizadas na primeira etapa.	72
Figura 4.10 – Condições 7, 8 e 9 com as vazões de argônio utilizadas na primeira etapa.	72
Figura 4.11 – Condições 1, 4 e 7 com as vazões de argônio utilizadas na segunda etapa.	73
Figura 4.12 – Condições 2, 5 e 8 com as vazões de argônio utilizadas na segunda etapa.	74
Figura 4.13 – Condições 3, 6 e 9 com as vazões de argônio utilizadas na segunda etapa.	74

Figura 5.1 – Distribuição da constante aparente de descarburização para a vazão de 80 Nm ³ /h durante a primeira etapa do tratamento.	76
Figura 5.2 – Distribuição da constante aparente de descarburização para a vazão de 110 Nm ³ /h durante a primeira etapa do tratamento.	76
Figura 5.3 – Distribuição da constante aparente de descarburização para a vazão de 140 Nm ³ /h durante a primeira etapa do tratamento.	77
Figura 5.4 – Resumo dos valores obtidos para as três vazões na primeira etapa.	78
Figura 5.6 – Estimativa da vazão de gás no sistema durante a descarburização no RH para uma vazão de argônio de 80 Nm ³ /h na primeira etapa do tratamento e 140 Nm ³ /h na segunda.	80
Figura 5.7 – Distribuição da constante aparente de descarburização para a vazão de 80 Nm ³ /h durante a segunda etapa do tratamento.	81
Figura 5.8 – Distribuição da constante aparente de descarburização para a vazão de 110 Nm ³ /h durante a segunda etapa do tratamento.	82
Figura 5.9 – Distribuição da constante aparente de descarburização para a vazão de 140 Nm ³ /h durante a segunda etapa do tratamento.	82
Figura 5.10 – Resumo dos valores obtidos para as três vazões na segunda etapa.	83
Figura 5.13 – Padrão de argônio proposto	85
Figura 5.14 – Simulação da curva de descarburização para as três vazões de argônio testadas.	87

LISTA DE TABELAS

	Página
Tabela III.1 – Percentual de descarburização de cada local de reação (Wei, 2002).....	25
Tabela III.2 – Teores de carbono para diferentes taxas de injeção (Domgin et al, 2005).....	35
Tabela III.3 – Influência do tamanho do vaso na constante de descarburização (Kato et al 1993).....	45
Tabela IV. 1 – Principais características do RH da aciaria 2 da Usiminas - Ipatinga.	62
Tabela V. 1 – Valores da constante aparente de descarburização obtidos para as três vazões testadas.....	77
Tabela V. 2 – Valores da constante aparente de descarburização obtidos para as três vazões testadas.....	83

RESUMO

Os requisitos de qualidade cada vez mais rigorosos nos aços ultra baixo carbono têm exigido teores de carbono cada vez menores ou em faixas extremamente estreitas. O processo RH é o principal equipamento utilizado para produção desses aços. Por isso, o desgaseificador RH tem sido objeto de uma série de estudos, principalmente no que se refere ao conhecimento da taxa de circulação e de descarburização dos aços.

A eficiência do desgaseificador RH está ligada ao valor da vazão de argônio utilizada nos bicos de sua perna de subida. Essa vazão é uma das variáveis de controle do processo mais importantes no RH, pois ela determina a cinética da reação de descarburização. Tendo em vista a importância do conhecimento da descarburização, objetiva-se investigar a variação da taxa de descarburização em função da vazão de argônio nos bicos da perna de subida do desgaseificador a vácuo RH, determinando a vazão ótima a ser utilizada em cada etapa do processo de descarburização.

Para alcançar esse objetivo, acompanhou-se 97 corridas de aço ultra baixo carbono utilizando valores de vazão de argônio de 80, 110 e 140 Nm³/h alternadamente em cada etapa do processo. Foram retiradas amostras de aço para análise química aos 0, 6 e 12 minutos de cada corrida, analisando as duas etapas de descarburização utilizadas atualmente na Usiminas.

Para a primeira etapa do tratamento, a constante aparente de descarburização apresentou valores semelhantes para as três vazões de argônio estudadas (80, 110 e 140 Nm³/h). Nesse caso alterou-se o padrão de tratamento de 110 para 80 Nm³/h, utilizando a menor das três vazões testadas.

Estima-se com essa alteração uma redução no consumo de argônio de aproximadamente 18.900 Nm³/ano e conseqüentemente a disponibilização desse gás para outras atividades na Aciaria. Essa alteração representa uma economia de aproximadamente R\$ 22.700,00/ano.

Outro benefício da redução dessa vazão é a diminuição na queda de temperatura do aço durante o tratamento. Essa diminuição é estimada em aproximadamente 0,04°C por tratamento;

Para a segunda etapa do tratamento, a constante aparente de descarburização para a vazão de 140 Nm³/h apresentou valores maiores que para 80 e 110 Nm³/h. Nesse caso manteve-se o padrão de 140 Nm³/h.

ABSTRACT

With increasing quality requirements in Ultra Low Carbon steels in recent years, there has been a growing demand for these steel grades containing very low carbon contents in extremely narrow ranges. These steels are commonly produced in RH degassers. For this reason the RH degasser has been the focus of various studies investigating the effects of different variables on the circulation and decarburization rates.

The efficiency of the RH degasser is related to the argon flow rate used in the upleg snorkel. This flow rate is one of the most important process control variable in RH, since it determines the kinetics of the decarburization reaction. The purpose of the present study is to investigate the variation of the decarburization rate as a function of the argon flow rate in the upleg snorkel, and to determine the best flow rate to be used in each decarburization stage.

At this test were evaluated 97 heats of ultra low carbon steel using three different argon flow rates of 80, 110 and 140 Nm³/h alternately. Steel samples were taken for chemical analysis. It was taken at approximate 0, 6 and 12 minutes of each heat to analyze two different decarburization process stages used at Usiminas.

For the first decarburization stage, the apparent rate constant was similar for the three conditions tested (80, 110 and 140 Nm³/h). Therefore, the treatment pattern was exchange from 110 to 80 Nm³/h, using the smallest flow rate.

The estimated argon consumption reduction is 18.900 Nm³/year and consequently, this gas is available for other activities at steelmaking shop. It represents an economy of approximately R\$ 22.700,00/year.

Another benefit is the reduction of the steel temperature drop during the treatment. This reduction is estimated in approximately 0,04°C/treatment.

For the second decarburization stage, the apparent rate constant to the argon flow rate of $140 \text{ Nm}^3/\text{h}$ was higher than other ones (80 and $110 \text{ Nm}^3/\text{h}$). In this case, it was decided to maintain the pattern of $140 \text{ Nm}^3/\text{h}$.

1 – INTRODUÇÃO

O aumento na demanda de aços com requisitos de qualidade mais rigorosos tem exigido teores de carbono cada vez menores. Em alguns aços ultra baixo carbono, dependendo da aplicação, teores máximos de carbono de 0,002% podem ser exigidos no produto final. Podem-se exigir também aços com teores de carbono em faixas extremamente estreitas, como exemplo, aços “Bake Hardening” para a indústria automobilística podem exigir faixas de carbono variando de 0,0015% a 0,0025%. Ressalta-se a especial atenção que tem sido dada ao controle da composição química desses aços.

O desgaseificador a vácuo RH é o principal equipamento utilizado para produção desses aços com ultra baixo teores de carbono e é considerado um equipamento chave na siderurgia moderna, segundo Tembergen (2007).

A vazão de argônio nos bicos da perna de subida é uma das variáveis mais importantes do processo RH. Ela determina a taxa de circulação de aço no equipamento, podendo influenciar, em determinadas condições, na taxa de descarburização. Portanto, a eficiência do RH está ligada ao valor dessa vazão utilizada, podendo variar de acordo com a característica de cada equipamento.

Segundo Ahrenhold (2003), o aumento na vazão de argônio nem sempre leva a um aumento na taxa de descarburização, existe um valor limite a partir do qual esta taxa se estabiliza. Sabe-se também que altas vazões de argônio aumentam a incidência de cascão no vaso.

Como normalmente existem limitações no equipamento quanto à taxa de sucção dos gases, altas taxas de injeção de argônio podem dificultar a obtenção de baixas pressões na câmara de vácuo, principalmente nos primeiros instantes do tratamento, onde o volume de gás gerado pela reação de descarburização é muito grande.

Atualmente na USIMINAS, o padrão de argônio foi escolhido pensando-se em utilizar altas vazões que garantissem os resultados metalúrgicos. Na oportunidade não se analisou a questão econômica, ficando a expectativa de que uma análise mais criteriosa

dos melhores valores em cada uma das etapas de descarburacão seria realizada posteriormente.

No ano de 2004, durante a reforma do desgaseificador RH ficou definido juntamente com o fornecedor do equipamento, dividir o tratamento de descarburacão em duas etapas. Em condioes normais, esse tratamento na Usiminas/Ipatinga  de aproximadamente 12 minutos. Definiu-se, portanto, que a primeira etapa compreenderia o tempo de tratamento entre 0 e 6 minutos e a segunda etapa o tempo restante (normalmente entre 6 e 12 minutos).

O presente trabalho constou do tratamento de 97 corridas de aço ultra baixo carbono onde foram retiradas três amostras de cada corrida (no início e ao final de cada uma das etapas do tratamento de descarburacão). Após análise química das amostras, avaliou-se a taxa de descarburacão através do cálculo da constante aparente de descarburacão. Posteriormente, foi realizada uma análise comparativa dos resultados e escolha da melhor vazão em cada etapa.

2 – OBJETIVOS

Tendo em vista a importância do conhecimento da descarburização no processo, esse estudo tem como objetivo investigar a variação na taxa de descarburização em função da vazão de argônio nos bicos da perna de subida do desgaseificador a vácuo RH em cada etapa do processo de descarburização. O objetivo foi o de conciliar altas taxas de descarburização com a menor vazão de argônio possível, propiciando redução do consumo de gás no equipamento.

3 – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A siderurgia tem enfrentado um aumento na demanda de aços com requisitos de qualidade cada vez mais rigorosos, principalmente quanto à qualidade superficial e à propriedade mecânica dos produtos, exigindo aços com composição química em faixas cada vez mais estreitas. Especial atenção tem sido dada ao controle dos teores de carbono desses aços. Na USIMINAS, os aços ultra baixo carbono para a indústria automobilística estão entre os principais tipos de aço produzidos na planta de Ipatinga. Dentre esses aços destacam-se os aços “Interstitial Free” com teores de carbono normalmente ≤ 30 ppm e os aços “Bake Hardening” com teores de carbono em faixas estreitas. O desgaseificador a vácuo RH é o principal equipamento utilizado para produção desses tipos de aços. Será apresentado um histórico do processo RH e, posteriormente, serão apresentados e discutidos os seus fundamentos, incluindo aspectos termodinâmicos e cinéticos. Finalmente, será apresentada uma análise dos principais fatores que afetam a eficiência desse processo bem como as melhorias que têm sido propostas para aumentar essa eficiência.

3.1 – O Processo RH

O processo RH consiste de uma câmara com dois tubos refratários chamados pernas, um para entrada e outro para saída de aço. Durante o tratamento, essas pernas são imersas no aço contido na panela. Esse processo se dá ou pela elevação da panela ou pelo abaixamento do vaso.

Para promover a circulação do aço, além do vácuo produzido no sistema, injeta-se um gás inerte, geralmente argônio, por uma das pernas, como mostrado na figura 3.1. Quando a câmara é evacuada, uma coluna de aço líquido com altura de aproximadamente 1,4 metros é atingida devido à diferença de pressão criada entre o interior da câmara (cerca de 1 torr) e a superfície de aço líquido da panela (760 torr). O gás injetado numa dessas pernas é responsável pela elevação do aço nesta região. A diferença de altura da coluna de aço no interior da câmara devido a esta elevação provoca a circulação do aço.

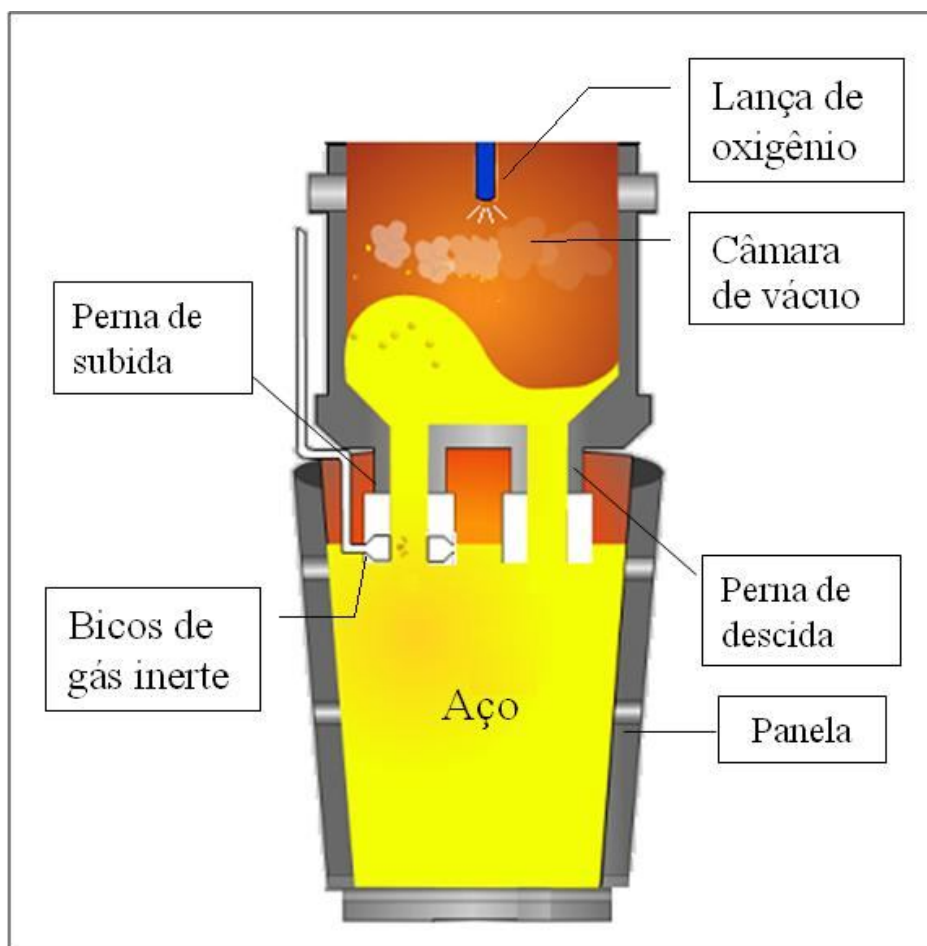


Figura 3.1 – Vista esquemática do degaseificador RH mostrando a circulação do aço através das pernas (Silva et al, 2004).

Na parte superior da câmara de vácuo existe uma saída de gás acoplada ao sistema de vácuo. Esse sistema de produção de vácuo é constituído normalmente de ejetores de vapor e/ou bombas de anel de água, além de condensadores de vapor, como mostrado na figura 3.2. Uma anti-câmara para adição sob vácuo permite a introdução de ligas para ajuste de composição química.

As principais funções do degaseificador RH são:

- Descarburação;
- Remoção de hidrogênio;

- Remoção de nitrogênio;
- Tratamento de limpidez (redução do número e do tamanho das inclusões);
- Ajuste de composição química;
- Aquecimento.

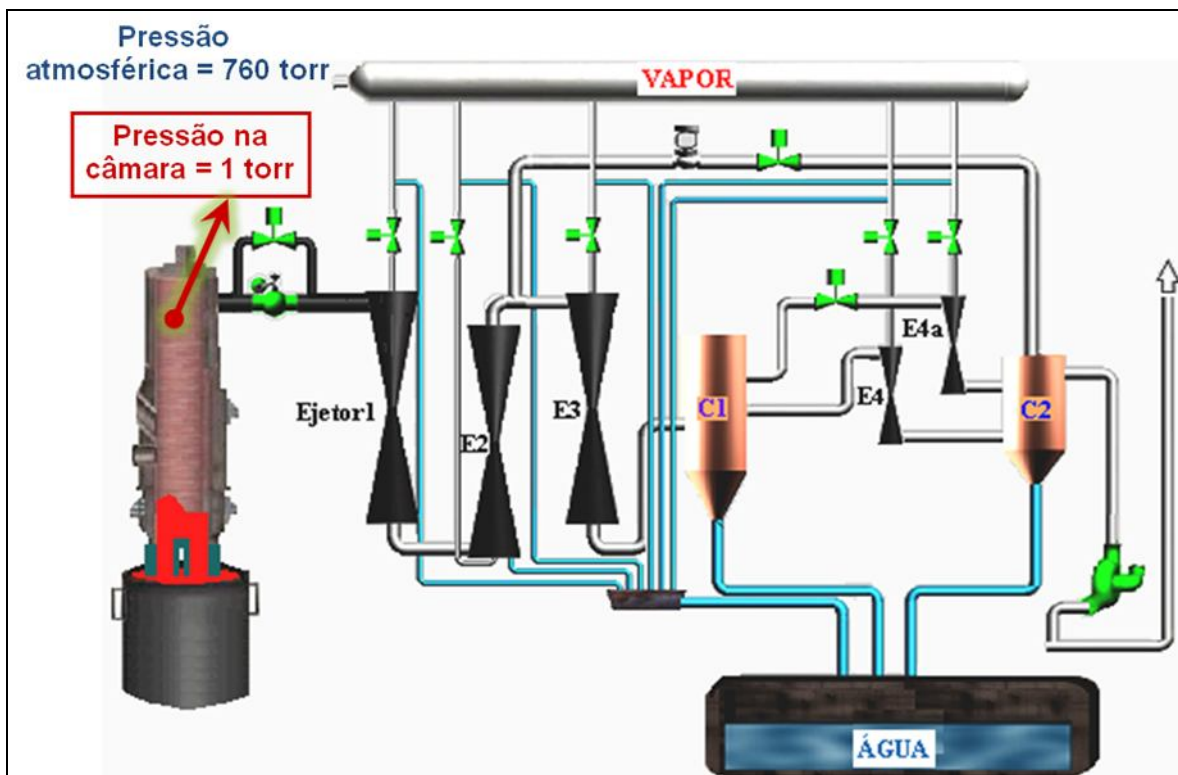


Figura 3.2 – Visão esquemática de um sistema de vácuo usado no desgaseificador RH (Silva et al, 2004).

3.1.1 – Descarburação

O tratamento para descarburação caracteriza-se pela reação do carbono dissolvido no aço com o oxigênio produzindo gás CO, que é retirado pelo sistema de vácuo. Normalmente são produzidos aços com teores de carbono $\leq 0,003\%$. A reação de descarburação se baseia numa reação dependente da pressão e pode ser expressa por:



3.1.2 – Remoção de hidrogênio

O tratamento para redução do teor de hidrogênio dissolvido no aço se dá pela diminuição da pressão parcial desse na câmara de vácuo e da injeção de gás inerte. São produzidos aços com teores de hidrogênio que podem atingir valores inferiores a 0,00015%. A figura 3.3 mostra a variação do teor de hidrogênio com o tempo de tratamento no RH para dois diferentes teores de hidrogênio inicial. A figura apresenta os valores simulados e medidos em 30 corridas (Kleimt, 2001). A reação de remoção de hidrogênio pode ser expressa por:

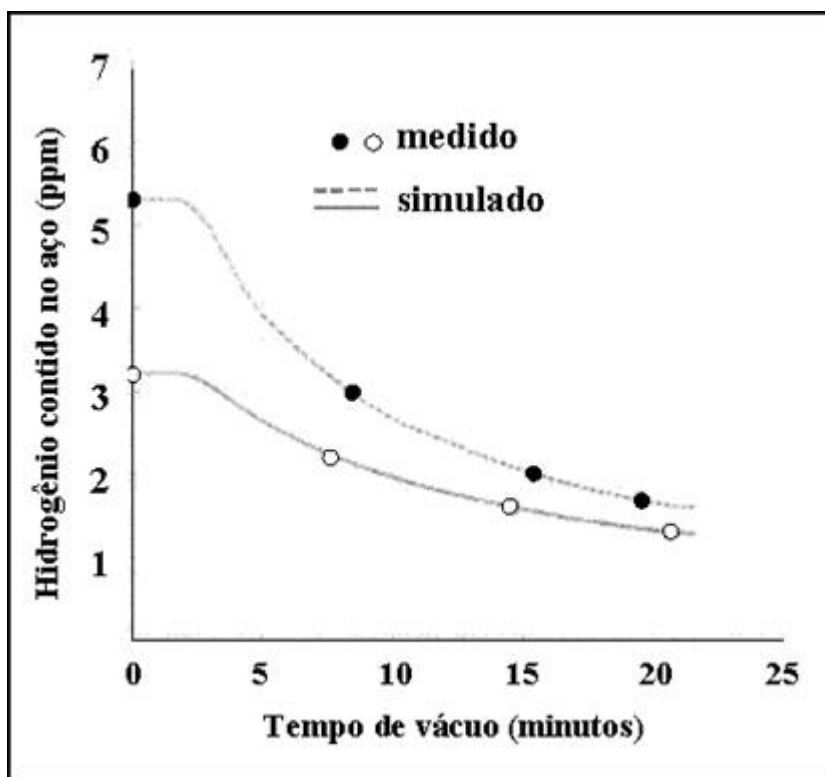
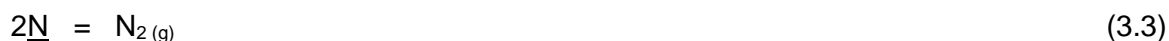


Figura 3.3 – Variação do teor de hidrogênio com o tempo de tratamento no RH (Kleimt, 2001).

3.1.3 – Remoção de nitrogênio

O tratamento para redução do teor de nitrogênio se dá pela diminuição da pressão parcial do nitrogênio na câmara de vácuo e sucção desse para a chaminé através do sistema de vácuo. Normalmente, são atingidos valores $\leq 0,002\%$. A reação de remoção de nitrogênio pode ser expressa por:



Um fator importante a ser considerado é a influência de substâncias tensoativas na taxa de remoção de nitrogênio. A cinética da remoção do nitrogênio é prejudicada pela presença de elementos tensoativos como o enxofre e o oxigênio. Esses elementos bloqueiam os sítios de nucleação na interface metal-gás (Silva, 2005). A figura 3.4 mostra a curva de remoção do nitrogênio para um RH de 85 t em função do tempo de tratamento e do teor de enxofre contido no aço (Sau et al, 1999).

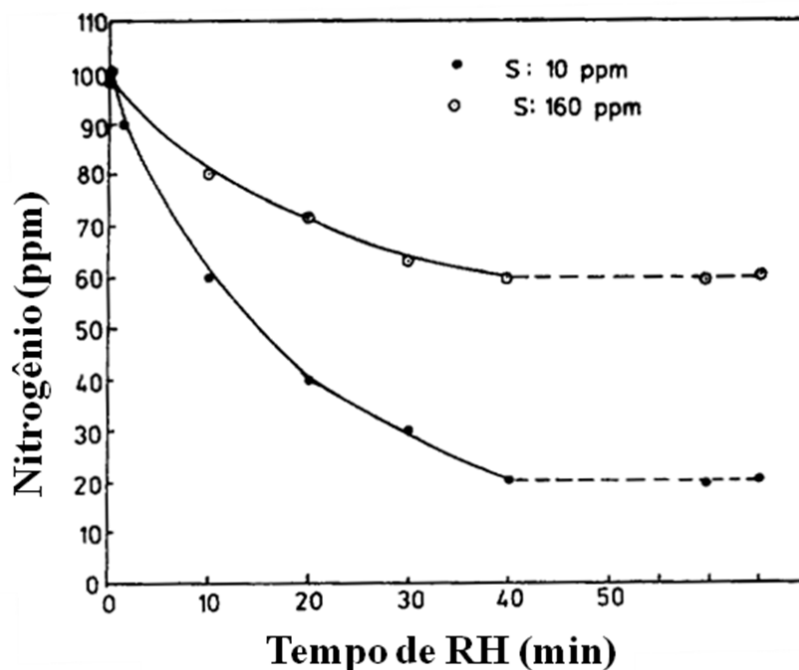


Figura 3.4 – Curva de remoção do nitrogênio em função do tempo de tratamento no RH para diferentes teores de enxofre no aço (Sau et al, 1999).

3.1.4 – Tratamento de limpidez

O tratamento de limpidez no RH se dá devido à forte turbulência existente na câmara de vácuo e na panela. Essa turbulência favorece a aglomeração e a flutuação das inclusões formadas durante a fabricação do aço. No processo RH é possível produzir aços com alto nível de limpidez. No tratamento de aços no desgaseificador RH, há uma redução na ocorrência de inclusões de alumina e de defeitos superficiais em comparação com tratamentos de panela normalmente utilizados, segundo Fruehan (1990).

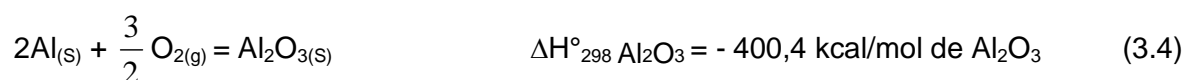
3.1.5 – Ajuste de composição química

O tratamento para ajuste de composição química é realizado através da adição de ligas no aço. Por serem adicionadas sob vácuo (sem a presença de ar atmosférico e evitando a reação metal/escória), as ligas apresentam rendimentos mais elevados e estáveis. Através do desgaseificador RH pode-se produzir aço com maior precisão no controle da composição química, segundo Tembergen (2007).

3.1.6 – Aquecimento

As mais recentes unidades de RH são dotadas de lança para sopro de oxigênio. A lança tem como função o ajuste do teor de oxigênio no aço e o aquecimento aluminotérmico. O calor gerado pela reação química entre o oxigênio e o alumínio aquece o banho metálico. A reação envolvida é (Castro et al, 2003):

Reação química:



3.2 – Histórico do Processo RH

A utilização do vácuo na siderurgia foi inicialmente sugerida por Bessemer no final do século 18. Em 1931, Williams propôs um método de desgaseificar o aço, conforme mostrado na figura 3.5 (Silva et al, 2005).

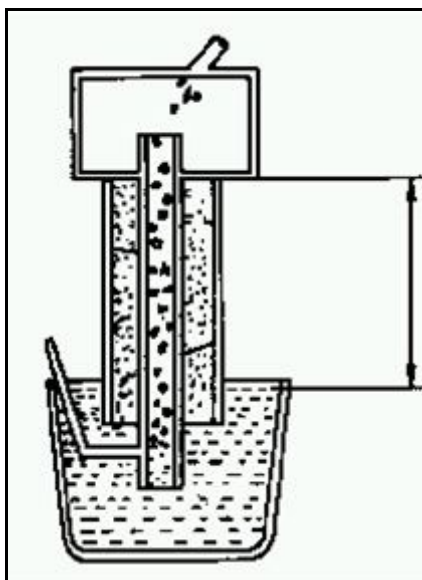


Figura 3.5 – Princípio do processo RH na patente Williams, 1931 (Silva et al, 2005).

Na década de 50, em Bochum na Alemanha, foram produzidos lingotes destinados ao forjamento utilizando vácuo. Em 1957, foi concedida a A. Lorenz uma patente de um desgaseificador a vácuo que se assemelha aos RH modernos, como mostra a figura 3.6 (Silva et al, 2005).

Em 1957 na Alemanha, cidade de Hattingem, na usina de Ruhrstahl Heinrichshütte da Thyssen e na companhia Heraeus, foram realizadas pesquisas que possibilitaram a utilização industrial do processo. A origem do nome provém, portanto, destas duas companhias, Ruhrstahl e Heraeus (Silva et al, 2005).

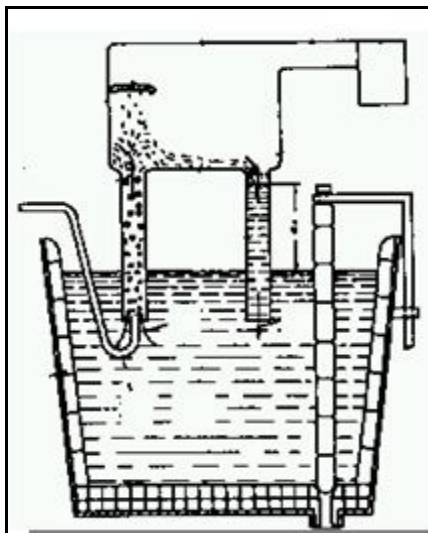


Figura 3.6 – Esquema patentado por A. Lorenz, 1957 (Silva et al, 2005).

Em 1958 foi construída a primeira instalação piloto que entrou em operação em 1959 em Hattingen, com objetivo inicial de reduzir os teores de hidrogênio (Silva et al, 2005), como é mostrado na figura 3.7.

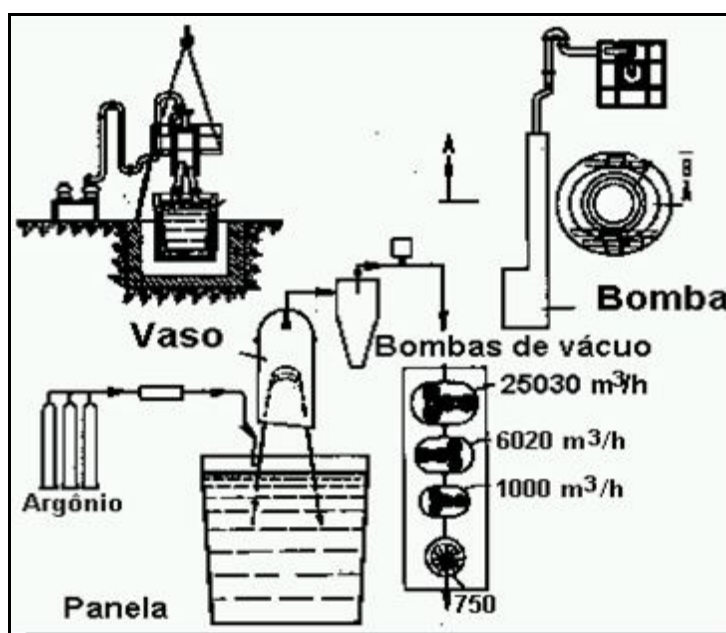


Figura 3.7 – Esquema da instalação piloto do processo RH (Silva et al, 2005).

Em 1967, na usina de Ruhrort, entrou em operação o segundo RH da Thyssen, já adaptado para as práticas de descarburização e adição de ligas (Silva et al, 2005).

O processo RH tem sido objeto de uma série de desenvolvimentos, principalmente, no que diz respeito aos equipamentos auxiliares (sistema de produção de vácuo, número e disposição dos bicos de argônio, sistema de automação, lança de oxigênio, etc), às dimensões (altura e diâmetro dos vasos, diâmetro das pernas, etc) e à capacidade de produção. A força motriz desse desenvolvimento é a exigência cada vez maior no que se refere à performance metalúrgica, principalmente em termos de teores de carbono, hidrogênio e nitrogênio, com tempos de tratamento limitados pelo sincronismo entre o refino primário e o lingotamento.

A figura 3.8 apresenta o desenho do vaso atual da Usiminas com lança T-COB. Essa lança permite sopro de oxigênio para ajuste do seu teor e/ou aquecimento do aço. A lança permite também o aquecimento e a remoção do cascão interno do vaso.

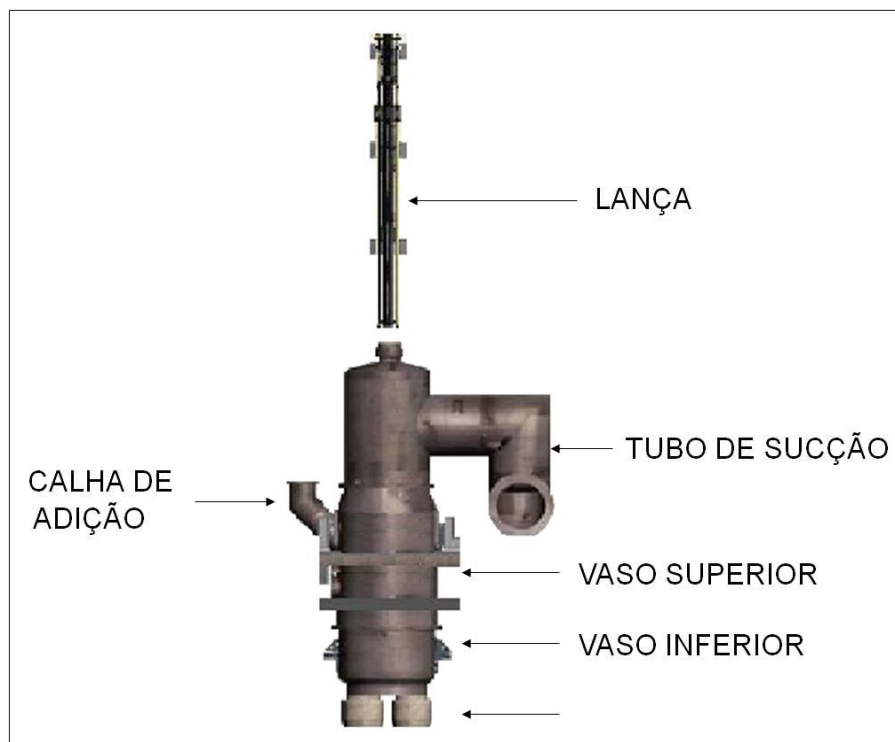


Figura 3.8 – Vaso atual do RH da Usiminas com lança T-COB (Silva et al, 2004).

Com o aumento da capacidade das panelas na aciaria e o aumento das taxas de circulação e de descarburização do aço, uma das características que se modificou no equipamento foi a altura dos vasos. Procurou-se com isso minimizar a formação de cascão no tubo de sucção devido à projeção de aço proveniente da forte turbulência. Atualmente os vasos podem atingir alturas superiores a 13 m. A figura 3.9 apresenta a evolução da altura dos vasos no processo RH desde a sua concepção inicial.

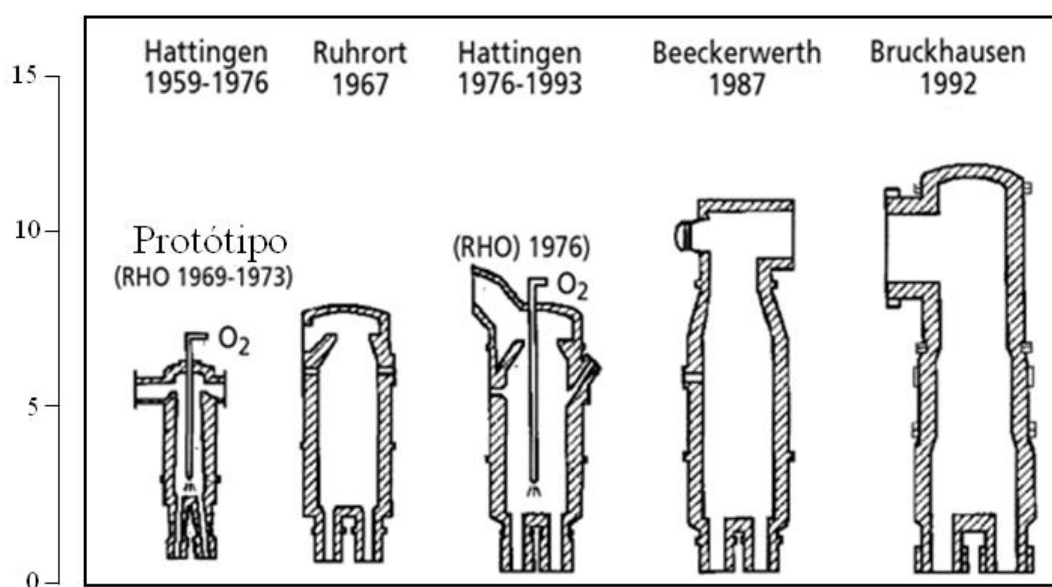


Figura 3.9 – Evolução da altura do vaso no processo RH (Silva et al, 2005).

Em função da incidência de cascão no tubo de sucção devido ao *splash* que ocorre no interior do vaso, Kuwabara et al (1988) realizaram experimentos no desgaseificador RH de 100 t em Hirohata. Mediu-se a altura do *splash* durante o tratamento utilizando uma haste introduzida no vaso. Tomou-se a altura do *splash* à medida que os respingos de aço aderiam à haste. A figura 3.10 mostra que o *splash* é vigoroso nos estágios iniciais, mas se torna menor com o decorrer do tratamento.

Outro item que tem evoluído em conjunto com a capacidade das aciarias e com a exigência de altas taxas de descarburção é o diâmetro das pernas. A figura 3.11 mostra a evolução desse diâmetro com o tamanho da corrida, segundo Tembergen et al (2007).

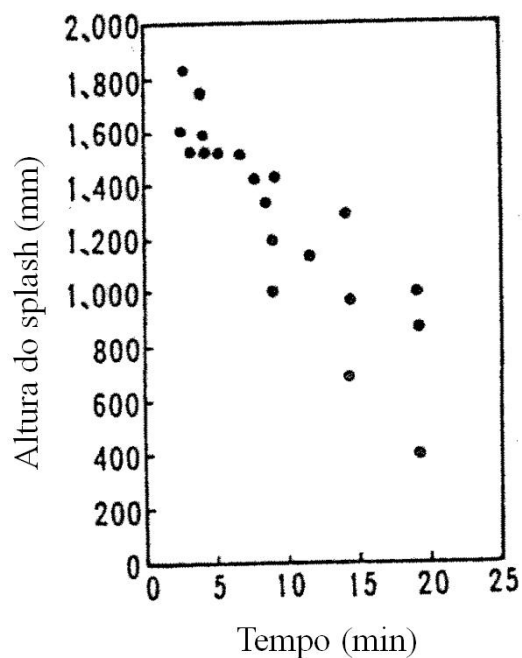


Figura 3.10 – Variação na altura do splash (Kuwabara et al, 1988).

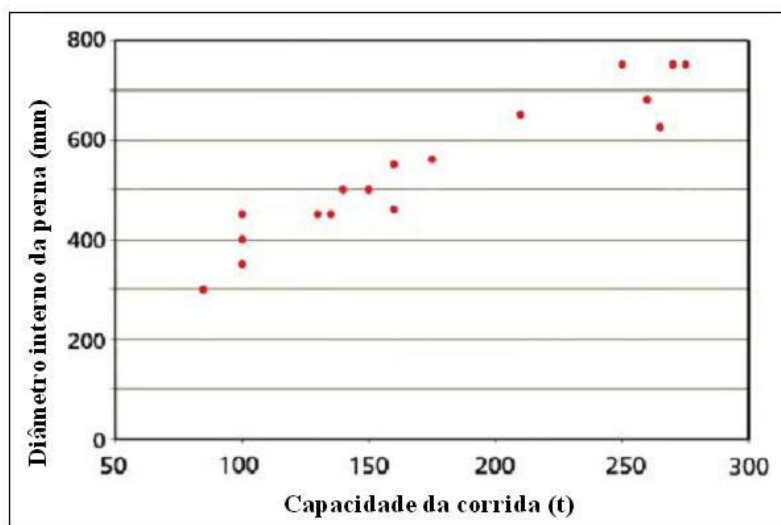
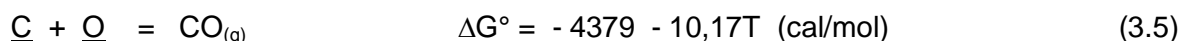


Figura 3.11 – Diâmetro da perna em função da capacidade da corrida (Tembergen et al, 2007).

3.3 – Termodinâmica da Descarburação no Processo RH

O tratamento para descarburação no RH caracteriza-se pela reação entre o carbono e o oxigênio dissolvidos no aço produzindo gás CO, que é retirado pelo sistema de vácuo. A reação de descarburação se baseia numa reação dependente da pressão e pode ser expressa por (Carvalho et al, 1977):



A relação entre os teores de carbono e oxigênio em equilíbrio pode ser calculada pela equação:

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \quad (3.6)$$

$$K = \frac{P_{\text{co}}}{h_c h_o} \quad (3.7)$$

$$h_c = f_c(\%C) \quad (3.8)$$

$$h_o = f_o(\%O) \quad (3.9)$$

Considerando um aço apenas com carbono e oxigênio, os coeficientes de atividade, f_c e f_o , são dados por:

$$\log f_c = e_c^c(\%C) + e_c^o(\%O) \quad (3.10)$$

$$\log f_o = e_o^c(\%C) + e_o^o(\%O) \quad (3.11)$$

Onde:

ΔG° = energia livre padrão (cal/mol);

R = constante (1,9872 cal/mol.K);

K = constante de equilíbrio;

P_{co} = pressão parcial do monóxido de carbono gasoso (atm);

h_c = atividade henriana do carbono no aço;

h_o = atividade henriana do oxigênio no aço;

f_c = coeficiente de atividade henriano do carbono;

f_o = coeficiente de atividade henriano do oxigênio.

e_c^c = coeficiente de interação henriano do carbono sobre o carbono;

e_c^o = coeficiente de interação henriano do carbono sobre o oxigênio;

e_o^o = coeficiente de interação henriano do oxigênio sobre o oxigênio;

e_o^c = coeficiente de interação henriano do oxigênio sobre o carbono;

%C = porcentagem de carbono contida no aço;

%O = porcentagem de oxigênio contida no aço.

Através do tratamento dos dados termodinâmicos pode-se construir a figura 3.12, que apresenta a relação de equilíbrio do carbono com o oxigênio para várias pressões na ausência dos outros elementos de liga. Pode-se observar através da figura que, quanto menor a pressão parcial de CO, menor o produto %C x %O. Por exemplo, considerando os coeficientes de atividade henriana iguais a 1, temperatura de 1600°C, a_o de 100 ppm e pressão parcial de CO de 1 mbar, poder-se-ia obter o teor de carbono próximo a 2 ppm ao final do processo de descarburização.

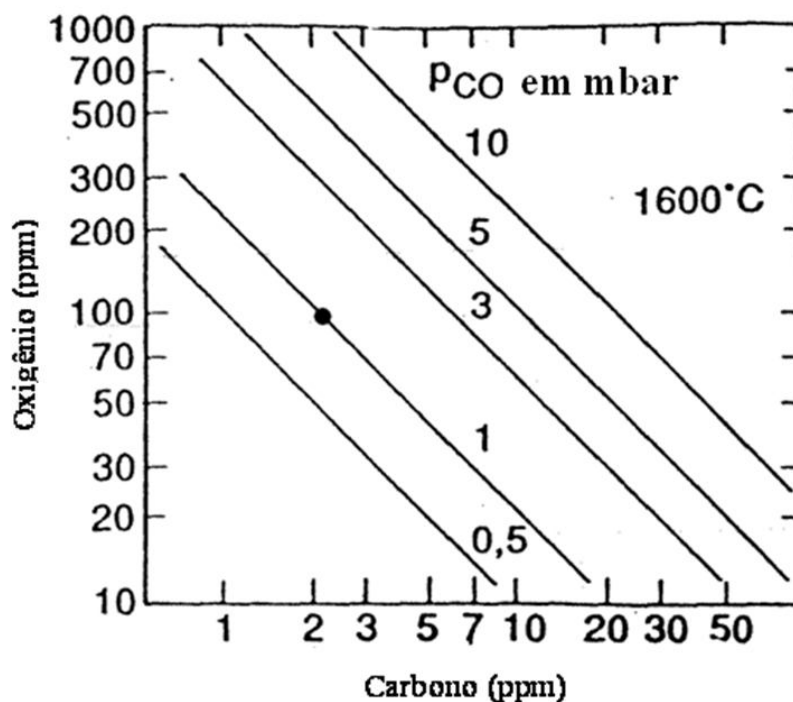


Figura 3.12 – Equilíbrio carbono-oxigênio a 1600°C (Brachet et al, 1993)

De acordo com essas relações, é possível atingir produtos %C x %O tão baixos quanto se queira, dentro do limite termodinâmico. Porém, essas expressões não são perfeitamente obedecidas e só permitem estabelecer o limite mínimo de teores de carbono e oxigênio. Os motivos de não se alcançar o equilíbrio na prática estão relacionados aos fatores cinéticos. Na figura 3.13, observa-se o desvio do produto %C x %O em relação ao equilíbrio, segundo Silva et al (2005).

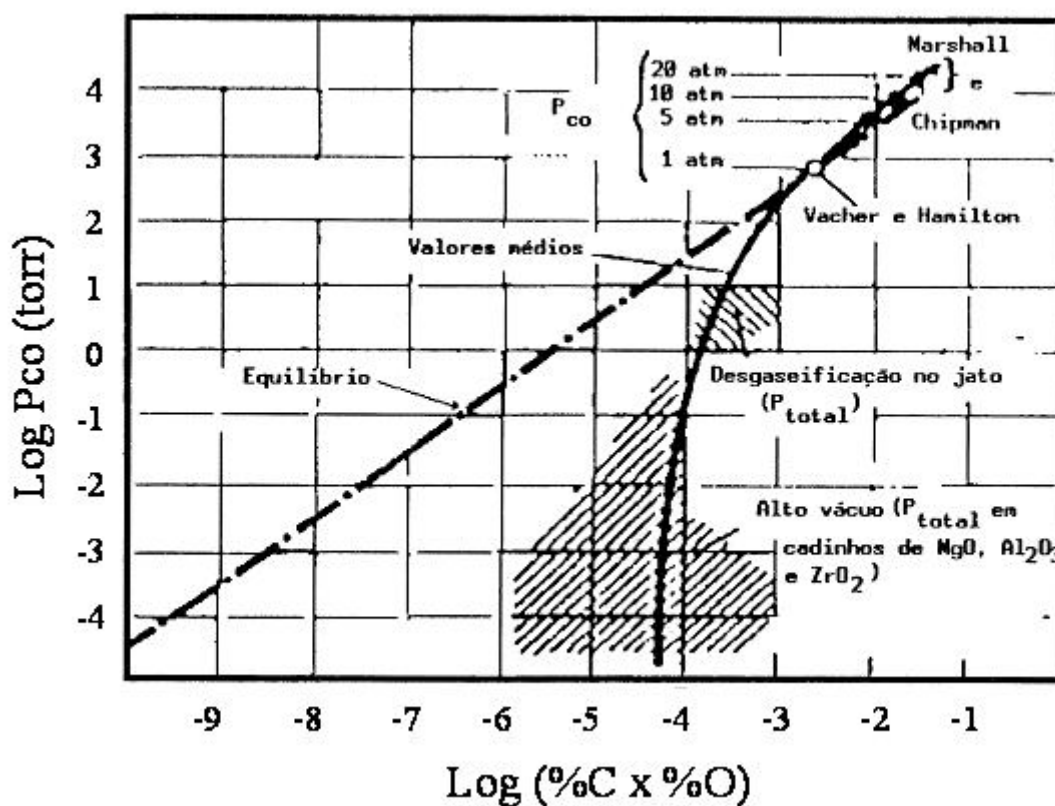


Figura 3.13 – Desvio do produto %C x %O em relação ao equilíbrio (Silva et al, 2005).

3.4 – Cinética da Descarburização

Cálculos termodinâmicos mostram que o teor de carbono no aço atingiria 20 ppm com uma pressão de CO em torno de 60 torr. Seria possível também atingir 1 ppm de carbono

a uma pressão menor que 2 torr. Porém, isso não ocorre na prática, pois, em geral, processos industriais a vácuo não atingem o equilíbrio termodinâmico e são governados pela cinética das reações, como comentado por Fruehan (1990). Os teores de carbono do equilíbrio não são atingidos pelo fato de haver um valor crítico do teor de carbono abaixo do qual a reação de descarburização depende da velocidade de difusão do carbono, o que faz com que a velocidade de descarburização se torne muito baixa na etapa final do tratamento.

A cinética da descarburização pode ser descrita por uma reação de primeira ordem, segundo Silva et al (2005):

$$\frac{\%C - \%C_{eq}}{\%C_o - \%C_{eq}} = e^{-k_c \cdot t} \quad (3.12)$$

Onde:

%C = percentagem de carbono no banho;

%C_o = percentagem inicial de carbono;

%C_{eq} = percentagem de carbono no equilíbrio;

t = tempo de descarburização (minuto);

k_c = constante cinética (minuto⁻¹).

Segundo Fruehan (1998), para desgaseificadores RH a constante cinética pode ser dada pela seguinte relação:

$$k_c = \frac{Q}{V_B \rho} \frac{q}{\frac{Q}{\rho} + q} \quad (3.13)$$

Onde:

Q = taxa de circulação de aço (kg/min);

V_B = volume de aço na panela (m³);

ρ = densidade do aço (kg/m³);

q = coeficiente volumétrico de transferência de massa da descarburização (m^3/min).

O coeficiente volumétrico de transferência de massa da descarburização é proporcional à área da seção transversal do vaso A_v , que é equivalente à área da seção superficial do banho. Fruehan (1998) fornece a seguinte aproximação empírica:

$$q = 0,26Q^{0,64}A_v\%C \quad (3.14)$$

Os estudos foram realizados em equipamentos RH de 240 a 300 t. Entretanto, essa equação é válida somente para concentrações de carbono de 0,0025 a 0,01% e para as condições operacionais específicas desses reatores estudados.

Kishimoto et al (1993) estudaram a cinética da descarburização usando um forno de indução de 20 Kg de aço fundido. Os resultados mostraram que a resistência à transferência de massa de CO na fase gasosa é muito menor que o da transferência de carbono no banho. Portanto, pode-se concluir que a reação de descarburização, no experimento, é controlada pela transferência de massa de carbono no banho.

Durante o processo de descarburização no desgaseificador RH, as reações podem ocorrer em três locais, segundo Yano (1994). Na superfície do banho: o carbono e o oxigênio dissolvidos transferem-se para essa superfície, onde a reação ocorre. Tem-se, então, a sucção do gás CO formado, através do sistema de vácuo. A mesma reação ocorre na superfície da bolha em ascensão no interior do banho. Uma diferença entre as duas reações é que a pressão parcial de CO na bolha e a área superficial de reação mudam à medida que a bolha sobe. A reação de descarburização também pode ocorrer no seio do banho metálico através da formação de bolhas de CO.

Park et al (2003) desenvolveram um modelo numérico para simular o comportamento da descarburização no RH. O modelo de reação incorpora os modelos para cada sítio: superfície do banho, superfície da bolha e reação no seio do líquido. Foi considerado também o equilíbrio termodinâmico e a cinética da reação. Nos estágios iniciais da descarburização, a contribuição no seio do líquido é dominante, porém, no estágio final,

onde o teor de carbono é baixo, as contribuições da superfície do banho e da superfície da bolha se tornam maiores.

No processo RH, o grau de vácuo e a concentração de carbono mudam consideravelmente durante o tratamento, por isso, os fatores que governam a taxa de descarburização mudam com o tempo, tornando difícil analisar o comportamento das reações através de um modelo simples. Yano (1994) construiu um modelo dinâmico capaz de prever a taxa de reação do começo ao fim do tratamento de descarburização e usou esse modelo para estudar os fatores que governam a taxa de reação no processo RH. A figura 3.14 mostra um esboço do modelo de descarburização proposto.

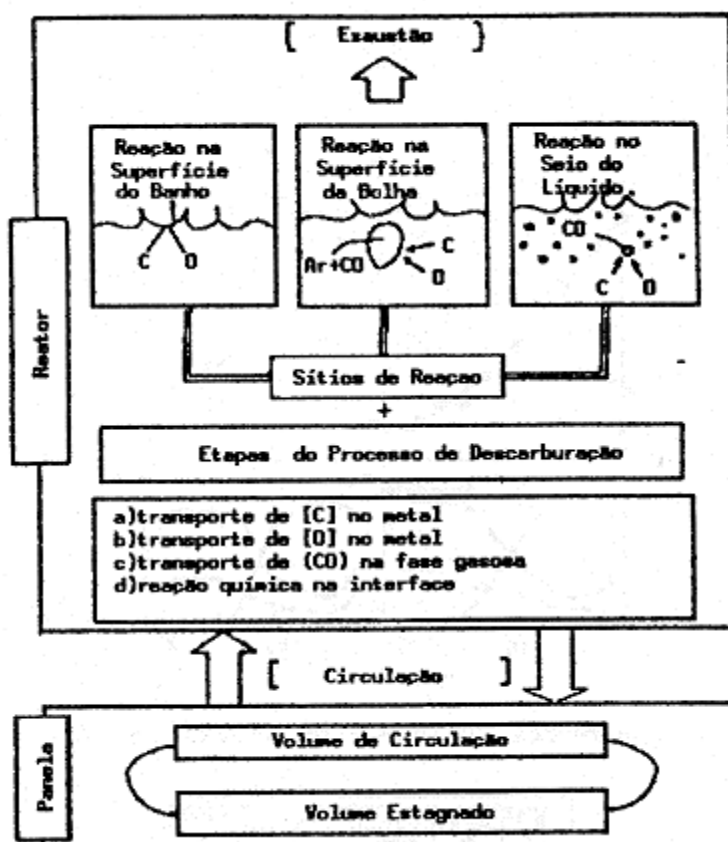


Figura 3.14 – Esboço do modelo de descarburização proposto por Yano (1994)

A variação do teor de carbono contido e da taxa de descarburização com o tempo pode ser vista na figura 3.15. Pode-se notar três estágios da descarburização distintos durante o tratamento, de acordo com Tembergen et al (2007). A reação de descarburização foi analisada assumindo reação de primeira ordem, com $C_e=0$. Há indícios de que a reação de descarburização possa ser dividida em três diferentes estágios com diferentes valores de k . A taxa de descarburização aparente (k) pode ser obtida através da inclinação da linha de $-\ln([C_t]/[C_o])$ versus tempo. No estágio 1, no qual a evacuação do vaso e a circulação do banho começam o valor de k é o mais baixo dos três estágios. No estágio 2, o valor de k é o maior e aproximadamente 80 a 90% do total de carbono é removido nesse estágio. Quando a descarburização alcança o estágio 3, o carbono contido aproxima-se de um valor crítico que pode ser diferente a cada desgaseificador analisado. O típico teor de carbono onde ocorre a transição do estágio 2 para o 3 está entre 20 e 50 ppm.

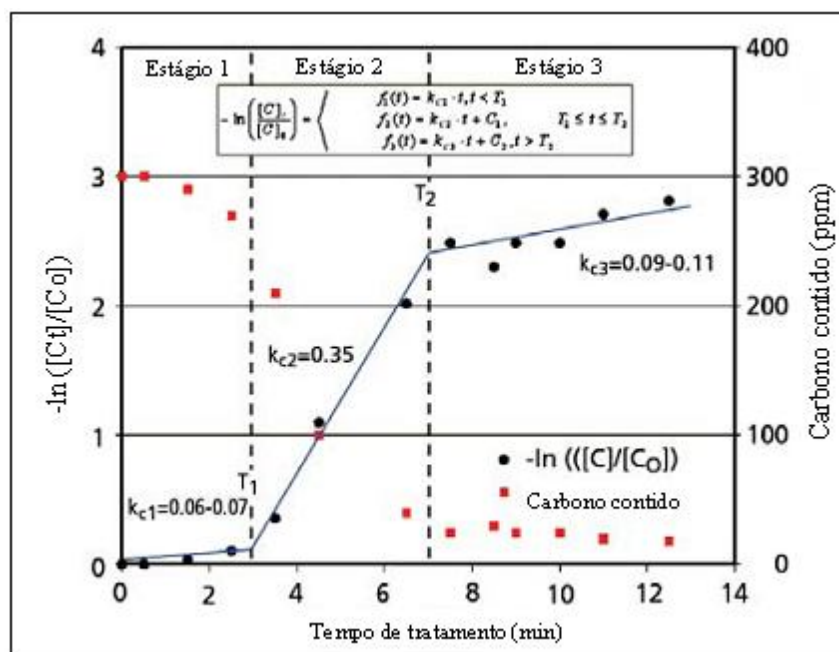


Figura 3.15 – Variação do teor de carbono contido e do $\ln([C_t]/[C_o])$ com o tempo (Tembergen et al, 2007).

Segundo Nuss (1995), a descarburacão no RH pode ser dividida nas três etapas listadas a seguir.

Período de estagnaco: Inicialmente, entre 1 e 2 minutos, a pressão começa a cair no interior do vaso e a descarburacão ocorre lentamente. O nível de vácuo necessário para se observar o início da circulaco de aço é de aproximadamente 330 mbar (247,5 torr). Normalmente o início da circulaco de aço corresponde ao início da descarburacão. Posteriormente, inicia-se o período de descarburacão rápida até que os teores de carbono atinjam cerca de 30 ppm. Por fim, tem-se o período de ultra baixos teores de carbono (inferiores a 30 ppm), quando a velocidade da descarburacão decresce drasticamente.

Segundo Ahrenhold (2003), para caracterizar a descarburacão no RH pode-se levar em conta 2 estágios de descarburacão. Estágio inicial no qual a descarburacão atinge valores em torno de 30 ppm e estágio final para valores inferiores a esse.

A figura 3.16 mostra as condioes aplicáveis ao novo RH número 2 da ThyssenKrupp. A taxa de circulaco  de cerca de 160 t/min (calculada pela fórmula de Kuwabara, a mais usada no mundo). A constante da reaco (k) varia consideravelmente entre o estágio final e inicial do tratamento de descarburacão, podendo atingir valores entre 0,3 e 0,4 min^{-1} no estágio inicial e valores abaixo de 0,1 min^{-1} no estágio final.

Para confeco da figura foi utilizada a seguinte equaco:

$$k = \left[\left(1 + \frac{m_{\text{panela}}}{m_{\text{vacuo}}} \right) \frac{1}{K_C} + \frac{m_{\text{panela}}}{\dot{m}} \right]^{-1} \quad (3.15)$$

Onde:

k = coeficiente global de transferência de massa em certo período de tempo (s^{-1});

m_{panela} = massa de aço dentro da panela durante a desgaseificaco (kg);

m_{vacuo} = massa de aço dentro do vaso durante a desgaseificaco (kg);

K_C = constante da taxa de reaco de primeira ordem (s^{-1});

\dot{m} = taxa de circulaco (kg/s).

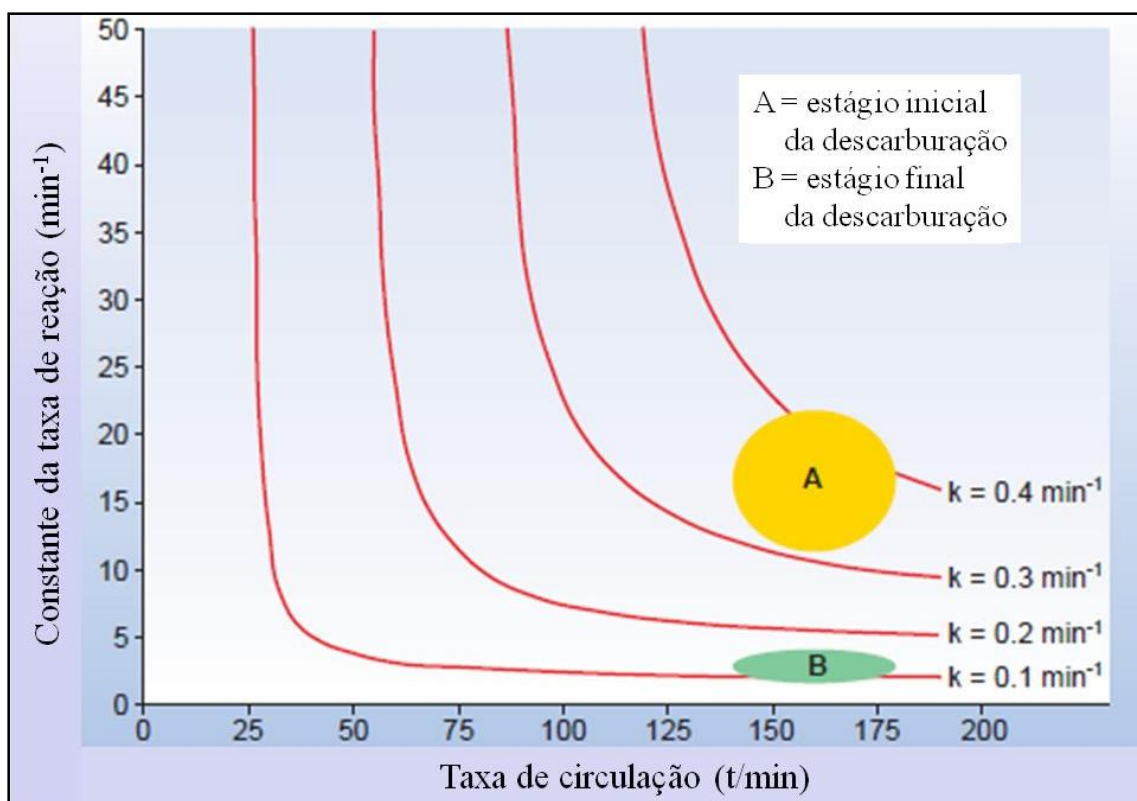


Figura 3.16 – Estágios do novo RH 2 da ThyssenKrupp em relação à taxa de circulação e ao coeficiente de transferência de massa (Ahrenhold et al, 2003).

Segundo Guo e Irons (2000), a descarburização no processo RH pode ser dividida em dois estágios:

1) Durante o primeiro estágio, a pressão parcial de CO em equilíbrio com o carbono e o oxigênio no aço é muito maior que a pressão na câmara de vácuo, portanto, a descarburização acontece no seio do metal, o que muitas vezes é chamado de autonucleação.

2) Durante o segundo estágio, a descarburização acontece somente na superfície exposta ao vácuo, portanto, o valor da taxa de reação diminui em comparação ao primeiro estágio. Nessa segunda etapa, considera-se que a taxa de descarburização é controlada pela difusão de carbono na fase líquida.

A figura 3.17 mostra a relação entre a profundidade calculada da zona onde as bolhas de CO podem ocorrer e o teor de carbono contido, sob pressões reduzidas e para um diâmetro das bolhas de 0,01 m. O valor da tensão superficial utilizada foi de 1,7 N/m e o teor de oxigênio de 400 ppm. Essa profundidade decresce com o decréscimo do teor de carbono e com o aumento de pressão na câmara, Kishimoto et al (1993).

Wei (2002) considerou as três possíveis zonas de reação: interface entre bolha e metal na perna de subida, seio do metal e gotículas projetadas no interior do vaso durante o processo. Utilizando um modelo matemático, o autor calculou o percentual da contribuição nos três locais de reação propostos. Foi utilizada uma vazão de argônio de 600 NI/min e o teor de carbono inicial de 0,04%. Os resultados dos cálculos são mostrados na tabela III.1

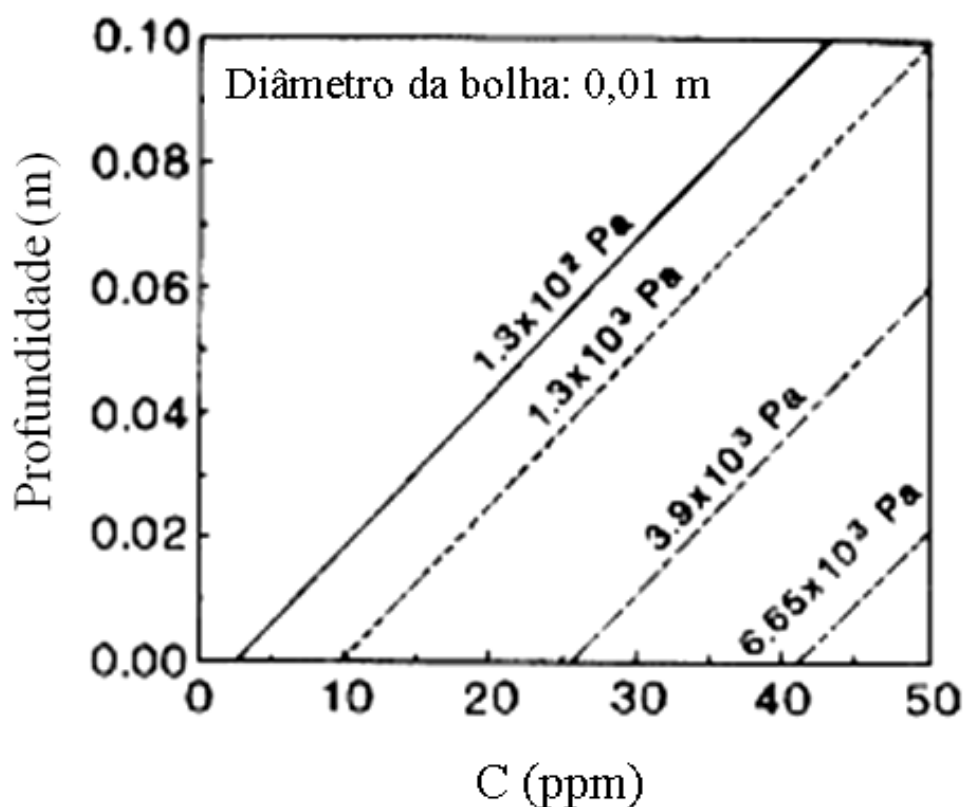


Figura 3.17 – Relação entre o teor de carbono contido e profundidade da zona onde a nucleação de bolhas de CO pode ocorrer, sob pressões reduzidas (Kishimoto et al, 1993).

Tabela III.1 – Percentual de descarburização de cada local de reação (Wei, 2002).

Condição de tratamento		Sítios de Reação		
		Perna de Subida	Gotículas	Banho
$Q_{ar} = 600 \text{ NI/min}$ $C_{in} = 0,04\%$	RH	10,47	37,44	52,09
	RH-KTB $Q_{O_2} = 600 \text{ Nm}^3/\text{h}$	11,19	37,97	50,84
	RH-KTB $Q_{O_2} = 1000 \text{ Nm}^3/\text{h}$	11,62	37,86	50,52

Os dados mostram que, sob dadas condições de operação, a contribuição dos três locais de reação varia entre 10,47 e 11,62%, 37,44 e 37,97% e 50,52 e 52,09% do total da descarburização. O menor percentual de reação ocorre na perna de subida. A eficiência da reação nas gotículas projetadas no interior do vaso é razoavelmente alta, embora a quantidade de aço nessa região não seja tão grande. O maior percentual de reação ocorre no seio do metal, no interior da câmara de vácuo, correspondendo a mais de 50% do total de descarburização. Deve-se ressaltar que os dados mostrados na tabela III.1 correspondem a valores médios do total do tratamento. De acordo com os resultados obtidos pelo modelo, as quantidades desses locais variam consideravelmente ao longo do processo. A proporção de reação na perna de subida decresce com grande velocidade e a das gotículas aumenta consideravelmente. Dividindo-se o tempo de descarburização em 6 etapas, tem-se que a contribuição na perna de subida na primeira etapa do tratamento alcança 15,41% do total da descarburização, mas rapidamente decresce para 5% na segunda etapa e posteriormente reduz para 1,1% até o final do tratamento, segundo Wei (2002).

Yamaguchi et al (1992) desenvolveram um modelo cinético de descarburização para o RH. Os autores assumiram mistura perfeita na panela e na câmara de vácuo, que a reação de descarburização ocorre somente na câmara de vácuo e que a taxa de descarburização é controlada pela transferência de massa de carbono e oxigênio. Os autores observaram

que para teores de carbono acima de 200 ppm, a taxa de descarburização tem forte dependência com o teor de oxigênio. Para teores menores que 200 ppm, a taxa de descarburização é aparentemente proporcional à concentração de carbono tendo, portanto, pequena dependência com o teor de oxigênio. Em concentrações próximas a 30 ppm de carbono, a taxa de descarburização observada decresce abruptamente.

Segundo Yamaguchi et al (1992), a constante aparente de descarburização pode ser expressa por:

$$K_c = \frac{1}{W \left(\frac{1}{Q} + \frac{1}{ak_c \rho} \right)} \quad (3.16)$$

Onde:

W = massa de aço na panela (Kg);

Q = taxa de circulação (Kg/s);

ak_c = coeficiente volumétrico de transferência de massa de carbono (m^3/s);

ρ = densidade do aço (Kg/m^3).

O coeficiente volumétrico de transferência de massa de carbono no vaso do RH tem forte dependência com a concentração de carbono e a taxa de circulação. Uma análise de regressão múltipla com três variáveis dependentes, A , Q e C_v aplicada aos dados experimentais permitiu inferir que:

$$ak_c \propto A^{0,32} Q^{1,17} C_v^{1,48} \quad (3.17)$$

Onde:

ak_c = coeficiente volumétrico de transferência de massa de carbono (m^3/s);

A = Área da seção reta da câmara de vácuo (m^2);

Q = taxa de circulação (Kg/s);

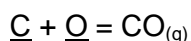
C_v = Concentração de carbono na câmara de vácuo (ppm).

Segundo Li (2004), duas fases, líquido e gás, estão envolvidas na reação de descarburização. As seguintes etapas estão envolvidas nesse processo:

- 1 – Transporte de oxigênio e carbono do seio do metal para a interface bolha-metal (incluindo difusão na camada limite);
- 2 – Reação química na interface;
- 3 – Transporte do CO da interface bolha-metal para o interior da bolha.

A reação química na interface pode ser dividida nos seguintes passos:





Yano et al (1994) desenvolveram um modelo de descarburização para o desgaseificador RH da usina de Nagoya, as previsões do modelo são mostradas na figura 3.18. Os valores calculados estão próximos dos valores medidos. Pode-se observar também a mudança da contribuição de cada sítio de reação ao longo do tratamento. No primeiro estágio da descarburização, a maior contribuição é do seio do metal líquido, já no segundo estágio passa a ser da superfície do metal. A contribuição das bolhas de argônio aumenta na segunda etapa, porém em nenhum momento é a de maior relevância.

A descarburização na etapa final do processo pode ser incrementada pela injeção adicional de gás inerte. O aumento da vazão de gás aumenta a área de reação, introduzindo maior perturbação na superfície do metal e oferecendo um substrato para nucleação através das bolhas, segundo Yano (1994).

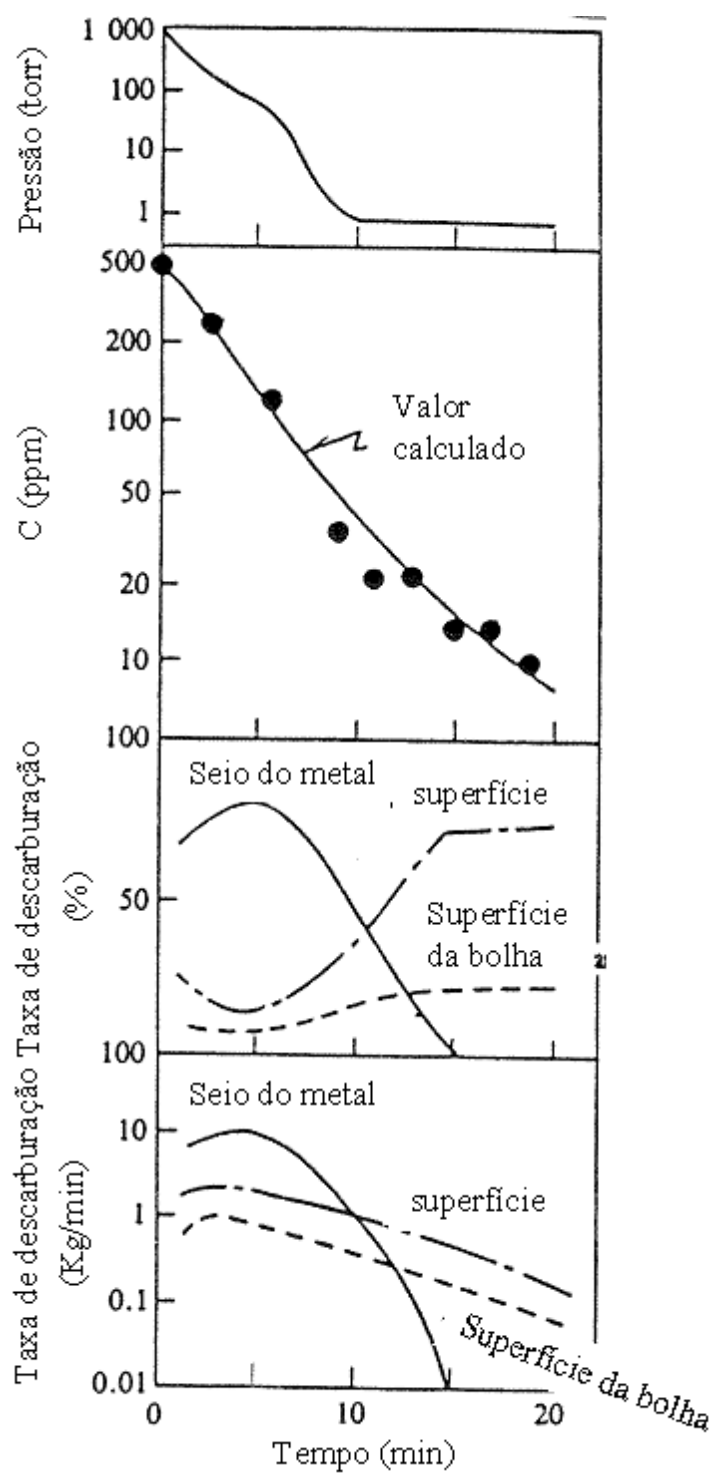


Figura 3.18 – Contribuição de cada sítio de reação ao longo do tratamento e comparação entre os valores medidos e calculados pelo modelo de descarbonização (Yano et al, 1994).

Richardson (1974), citado por Kishimoto (1992) e Hanna (1994), mostrou que a nucleação de bolhas de CO também pode ocorrer na superfície do revestimento refratário. A figura 3.19 mostra os quatro sítios de reação propostos por esse autor, incluindo a reação na superfície do tijolo refratário (Silva et al, 2004).

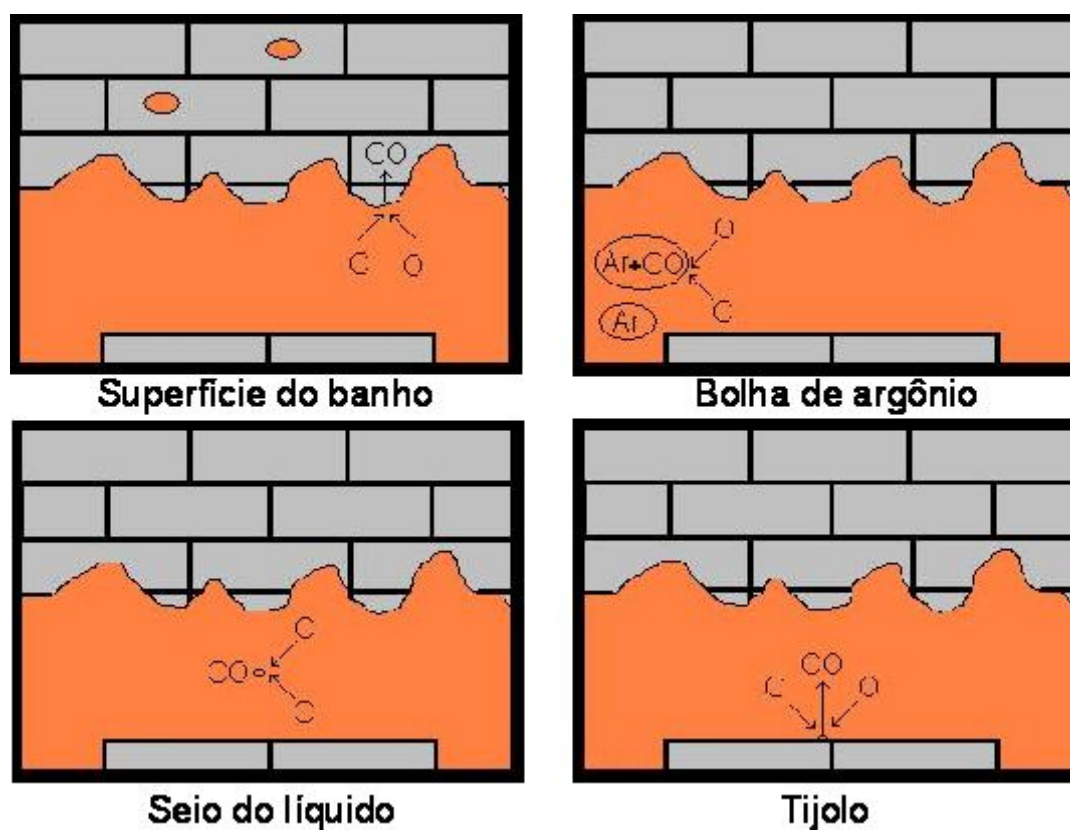


Figura 3.19 – Quatro sítios de reação propostos, incluindo a reação na superfície do tijolo refratário (Silva et al, 2004)

Segundo Yano (1994), as seguintes medidas devem ser tomadas para maximizar a taxa de descarburização no processo RH:

- Na primeira etapa da descarburização:
 - 1 - Aumento da taxa de evacuação e criação de um vácuo suficiente para proporcionar descarburização no seio do banho metálico;
 - 2 - Maximização da taxa de circulação, fazendo com que a concentração de carbono no interior do vaso seja a mais próxima possível da concentração na panela;

- Na segunda etapa da descarburização:
 - 1 – Incremento da turbulência na superfície, aumentando a área superficial do banho metálico em contato com as baixas pressões no interior do vaso;
 - 2 – Prevenção da contaminação de carbono proveniente de cascão ou de adição de ligas;

Segundo Yano (1994), a partir dessas informações, visando maximizar a taxa de descarburização no desgaseificador RH, a Nippon Steel Corporation, usina de Nagoya, providenciou algumas mudanças na operação e no equipamento, a saber:

- 1 – Para melhorar a taxa de descarburização na primeira etapa do processo, aumentou-se o diâmetro da perna e a vazão de gás inerte. Posteriormente, instalou-se a tecnologia de pré-vácuo, o que permitiu atingir pressões mais baixas num menor período de tempo;
- 2 – Aumento da área superficial do banho metálico, através do incremento da vazão de argônio no vaso pelas ventaneiras posicionadas no seu interior. Esse procedimento resultou no aumento da taxa de descarburização na segunda etapa do processo;
- 3 – Redução do acúmulo de cascão no interior do vaso através de um queimador utilizado durante os intervalos de tratamento de corridas. Esse queimador funde o cascão remanescente nas paredes do refratário, fazendo a limpeza do vaso.

3.5 – Efeitos das Variáveis de Processo e de Projeto na Taxa de Descarburização

3.5.1 – Taxa de injeção de gás

A vazão de gás nos bicos é uma das variáveis de controle mais importantes do processo RH, pois determina a taxa de circulação e, por conseguinte, influencia na cinética das reações. Dada a importância dessa variável, é interessante garantir que não ocorram obstruções dos bicos, o que ocasionaria a diminuição da vazão e/ou a má distribuição das bolhas em ascensão pela perna (Silva, 2005). Modelos também têm sido desenvolvidos na tentativa de correlacionar o grau de desgaseificação ao volume do gás inerte injetado.

A influência do grau de agitação do banho provocado pela injeção de gás inerte na cinética da descarburização é mostrada na figura 3.20, através de dados coletados por Brachet et al (1993) em reatores RH, DH (*Dortmund-Hörder Huettenuion*), VAD (*Vacuum Arc Degassing*) e LF (*ladle furnace*).

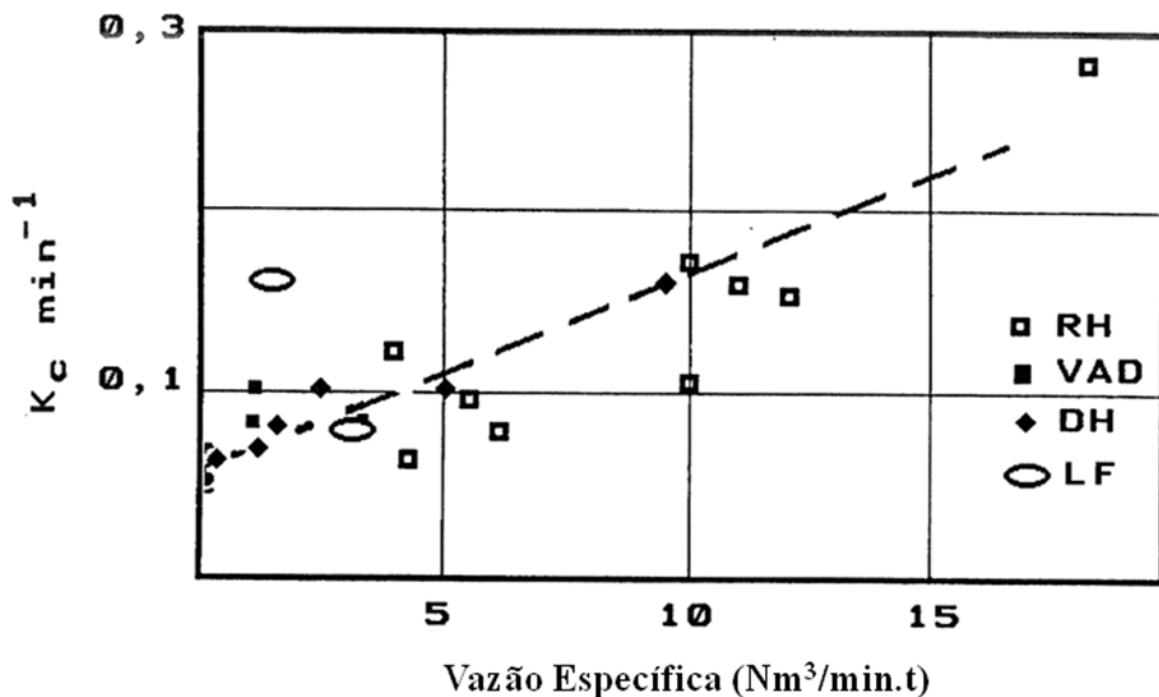


Figura 3.20 – Constante de descarburização em função da vazão de gás (Brachet et al,1993).

Kishimoto et al (1993) estudaram a cinética da descarburização usando um forno de indução contendo um cadinho com diâmetro de 0,15 m e 20 Kg de aço fundido. Os autores concluíram que o decréscimo na taxa de descarburização na faixa dos aços ultra baixo carbono é também causado pelo decréscimo na área interfacial de reações entre as fases líquidas e gasosas. Portanto, uma das maneiras de se aumentar a taxa de descarburização é através do acréscimo da área interfacial. A figura 3.21 mostra a mudança no teor de carbono contido com sopro de argônio na superfície do metal e com diferentes pressões na câmara de vácuo ($1,3 \times 10^3$ Pa = 10 torr; $6,65 \times 10^3$ Pa = 50 torr). Foi

obtida uma maior taxa de descarburização com sopro de argônio através de uma lança de imersão.

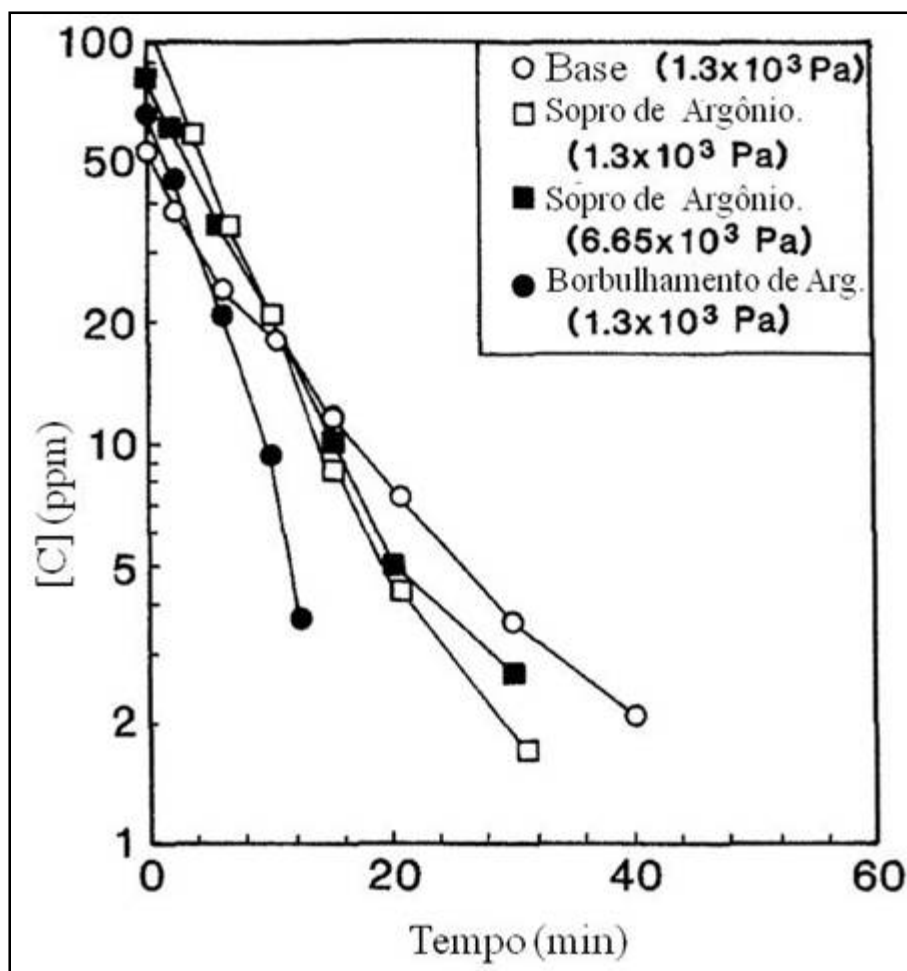


Figura 3.21 – Influência do borbulhamento e sopro de argônio na mudança do teor de carbono ($d = 0,15$ m, $T = 1873$ k, $[S] < 10$ ppm) (Kishimoto et al, 1993).

Inoue et al (1992) realizaram experimentos no intuito de aumentar a taxa de descarburização. Os autores utilizaram um modelo a frio para medir a taxa de desorção de CO_2 simulando a descarburização. Bicos para injeção de gás foram colocados na parte baixa do vaso. Os autores concluíram que a injeção de argônio no vaso foi efetiva no

aumento da taxa de desorção de CO_2 . Posteriormente, os autores realizaram experimentos em escala industrial num desgaseificador RH de 300 t (usina de Fukuyama da NKK, Japão). Utilizando uma vazão de argônio de 2500 NI/min ($150 \text{ Nm}^3/\text{h}$) nas pernas e 800 NI/min ($48 \text{ Nm}^3/\text{h}$) dentro do vaso, foi possível atingir valores de 10 ppm de carbono em 10 minutos de tratamento, resultado considerado excelente em termos de taxa de descarburização. A área interfacial com a injeção de argônio pelo fundo do vaso foi avaliada ser 1,6 vezes maior que sem esta injeção de argônio.

Yano (1994) mostrou que a taxa de descarburização nos estágios finais poderia ser incrementada através do aumento da vazão de gás inerte no vaso. Os círculos em negrito da figura 3.22 mostram os dados obtidos quando uma grande quantidade de gás (entre 100 e 900 Nm^3/h) foi injetada no vaso. Esse gás adicional aumenta a área de reação através da perturbação da superfície do banho e cria sítios adicionais de reação. A figura 3.22 mostra o efeito da área superficial na etapa final da descarburização, confirmando a sua influência.

Observa-se na figura 3.22 que, sob intensa agitação ($A_s/W > 0,6 \text{ m}^2/\text{t}$), alguns valores de k_2 observados (Obs.) são menores que os calculados (Cal.). Segundo o autor, isso ocorre provavelmente devido ao violento *splash* causado pela vigorosa agitação que funde a camada de cascão com alto teor de carbono que se encontra na superfície do tijolo refratário do vaso. Esse cascão contamina o banho com carbono, elevando o seu teor ao final do tratamento, conseqüentemente, interferindo no valor de k observado.

A figura 3.23 mostra a relação entre a vazão de gás inerte e a constante de descarburização nos estágios finais do processo. Quando se aumenta a vazão de argônio de 500 Nm^3/h para valores próximos a 1000 Nm^3/h , o valor médio da constante de descarburização aumenta de aproximadamente 0,1 para $0,18 \text{ min}^{-1}$.

Kuwabara et al (1998) desenvolveram estudos onde foi soprado argônio no fundo do vaso através de ventaneiras, no intuito de aumentar a área superficial do banho. Nesse estudo, foi constatado que a taxa de descarburização aumentou nos instantes finais do tratamento devido à ação do argônio. O estudo mostrou também que o aumento da vazão de gás,

nessa fase do tratamento, é mais eficaz na aceleração da velocidade de descarburização do que a diminuição da pressão.

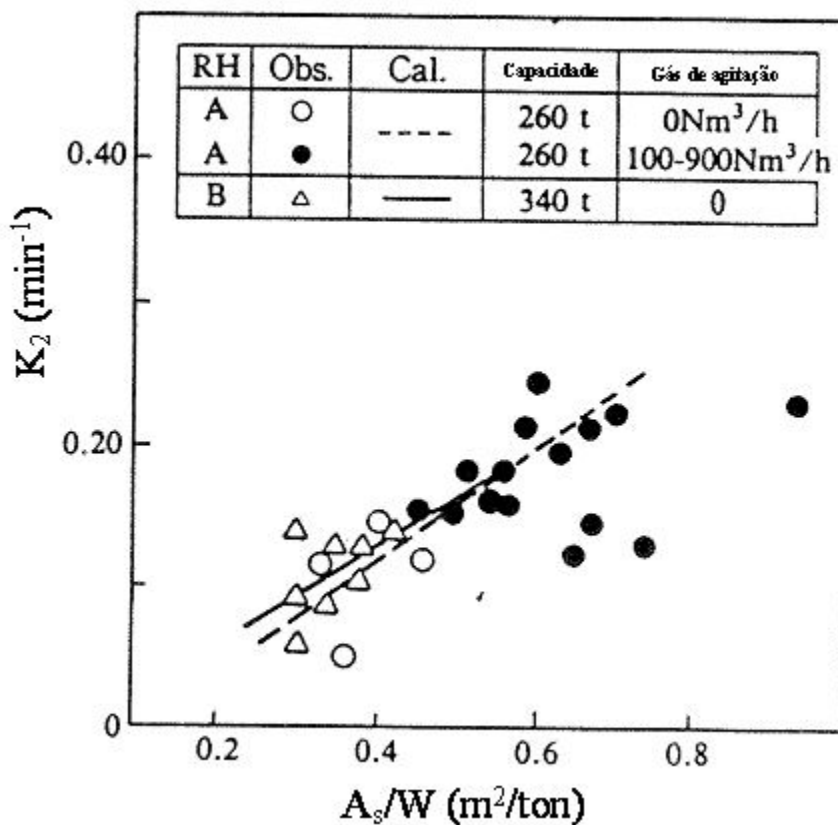


Figura 3.22 – Efeito da área superficial na taxa de descarburização, durante o segundo período de descarburização (Yano et al, 1994).

No segundo estágio de tratamento, à medida que a geração de CO diminui, é possível aumentar a vazão de argônio, dentro dos limites operacionais do vaso. Nessa etapa, ações que aumentem a área interfacial metal-gás, sejam relacionadas à vazão de gás ou a outro modo de injeção, podem ser efetivas no aumento da taxa de descarburização nesse estágio, como citado por Martins (2003).

Domgin et al (2005) calcularam o teor de carbono no aço, após 20 minutos de tratamento, utilizando duas vazões de argônio diferentes. Quanto maior a vazão de argônio, menor o

teor de carbono atingido no final do tratamento. Utilizando uma vazão de argônio de 120 Nm³/h, o teor médio de carbono foi de 14,2 ppm. Esse teor de carbono é 3,2 ppm menor que o calculado para vazões de 50 Nm³/h, como pode ser visto na tabela III.2.

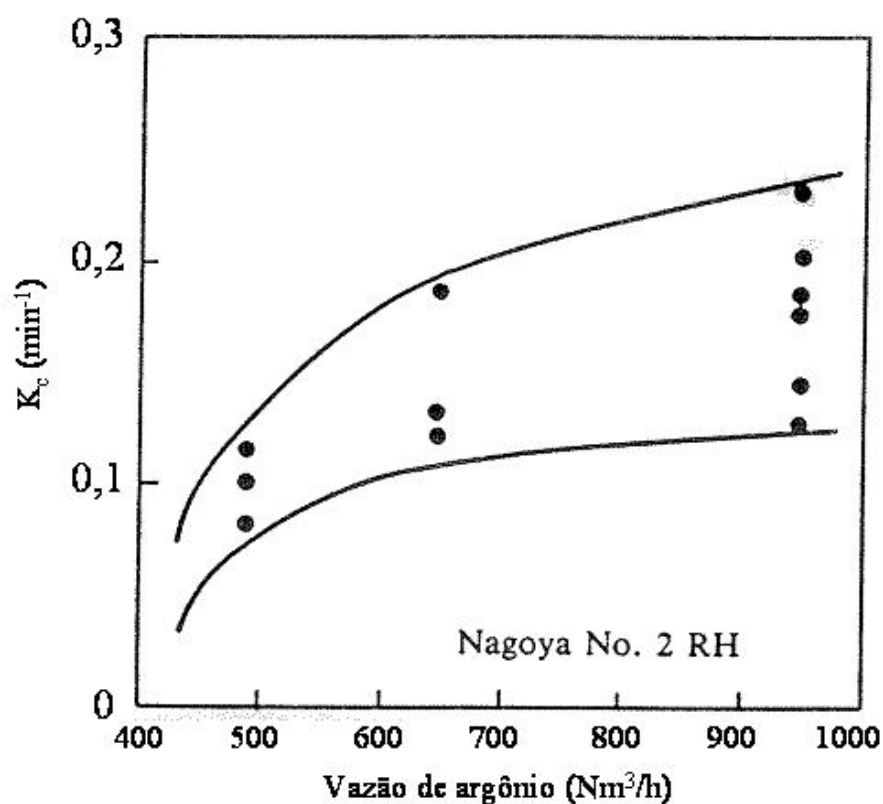


Figura 3.23 – Efeito da vazão total de argônio na taxa de descarburização (Yano, 1994).

Tabela III.2 – Teores de carbono para diferentes taxas de injeção (Domgin et al, 2005).

Vazão de argônio		50 Nm ³ /h	120 Nm ³ /h
Teor de Carbono	médio (ppm)	17,4	14,2
	mínimo na panela (ppm)	13,4	11,5
	máximo na panela (ppm)	19,8	16,1
	mínimo no vaso (ppm)	15,7	12,9
	máximo no vaso (ppm)	19,1	16,0

Nascimento et al (2007) estudaram a cinética da descarburização através da desorção de CO_2 de uma solução de soda cáustica, utilizando um modelo físico em escala de 1/5 de um desgaseificador RH semelhante ao da Usiminas. A figura 3.24 mostra a variação da constante cinética de descarburização em função da vazão de gás na perna de subida. Foram utilizados 10 bicos para injeção de argônio com quatro diâmetros diferentes. Pode-se observar que, independente do diâmetro utilizado, a constante cinética da descarburização aumenta com a vazão de gás devido ao aumento da área interfacial gás/líquido.

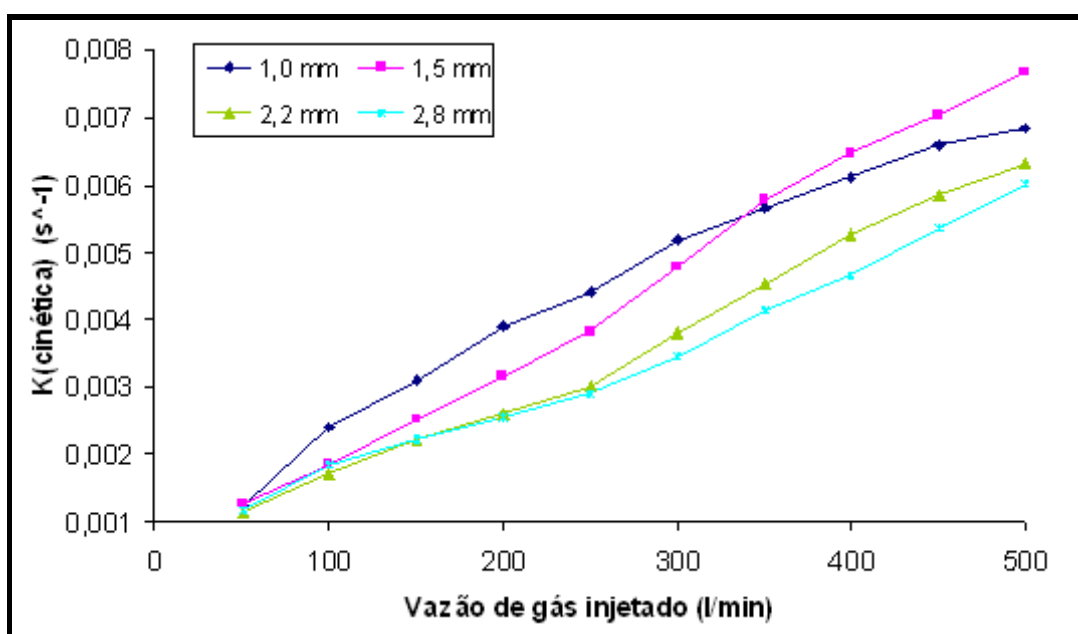


Figura 3.24 – Relação entre a constante cinética e a vazão de gás injetado na perna de subida para diferentes diâmetros de bicos (Nascimento et al, 2007).

Porém, o aumento na vazão de gás inerte nem sempre leva a um aumento na taxa de descarburização. Existe um valor limite a partir do qual o incremento na vazão de argônio não aumenta a taxa de descarburização. Ahrenhold et al (2003) mediram o teor final de carbono contido no aço para várias vazões de gás. Os resultados mostrados na figura 3.25 deixam claro que um aumento na vazão de gás, para os valores utilizados no tratamento, não levaram a uma redução no teor de carbono final.

Wei (2002), utilizando modelo matemático, também estudou a influência da vazão de gás no teor de carbono atingido durante o tratamento. Como mostrado na figura 3.26, utilizando vazões de argônio de 600, 800 e 900 NI/min (36, 48 e 54 Nm³/h) para um teor de carbono inicial de 400 ppm, o tempo necessário para se atingir 20 ppm está entre 15 e 16 minutos, para os três casos. Portanto, nas condições utilizadas nesse trabalho, o aumento da vazão de argônio não necessariamente aumentou a taxa de descarburização.

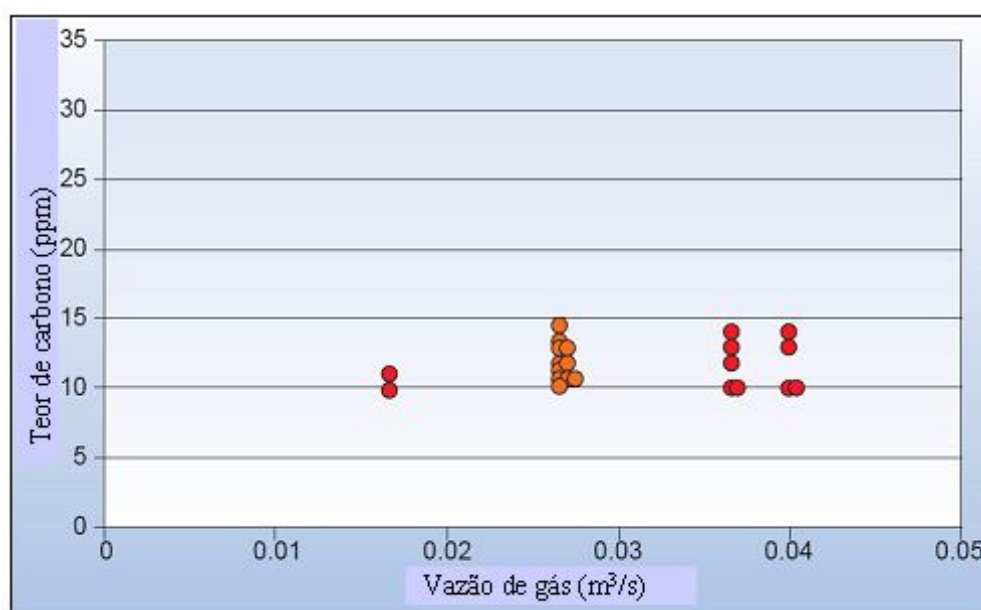


Figura 3.25 – Teor de carbono final no aço em função da vazão de gás (Ahrenhold et al, 2003).

Devido à alta taxa de sucção do sistema de bombas de vácuo, uma incontrolável reação com alta geração de *splash* pode ocorrer no interior do vaso. Hahn (1990) contornou esse problema através do controle na queda de pressão e da vazão de gás. O gás foi introduzido no sistema através de 10 bicos em dois níveis na perna de subida. A vazão de gás variou de 800 a 2000 NI/min (48 a 120 Nm³/h), dependendo do teor de carbono final desejado.

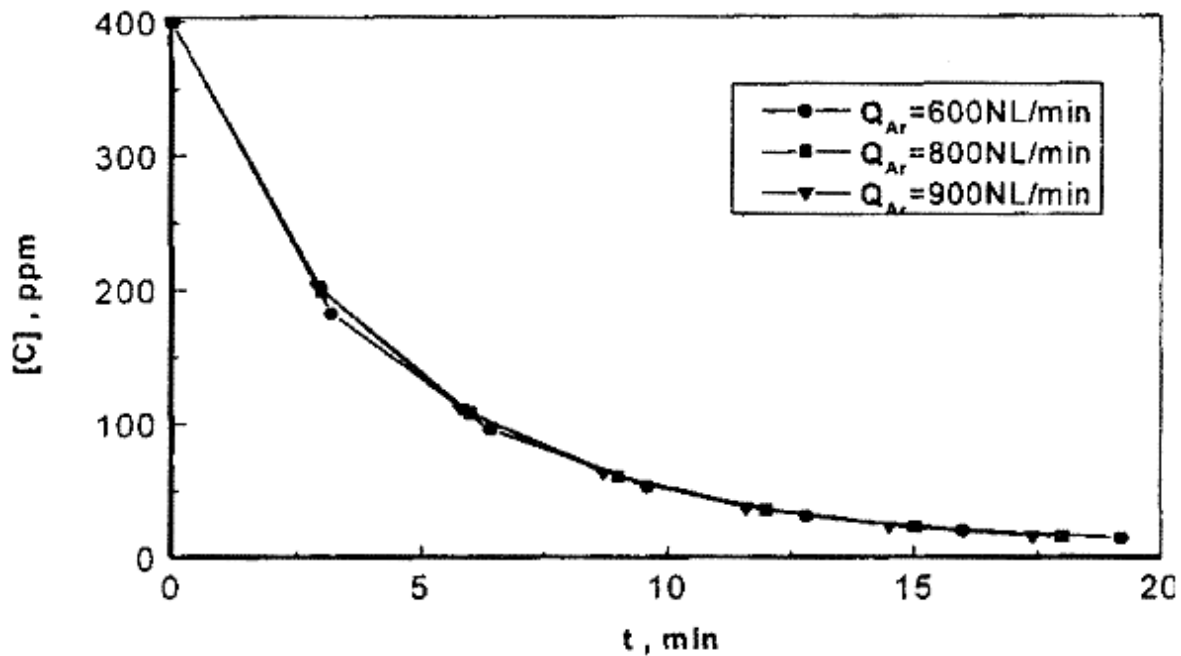


Figura 3.26 – Previsão do teor de carbono contido no aço em função do tempo de tratamento durante o refino no RH para diferentes vazões de argônio (Wei, 2002).

Na figura 3.27 a vazão de gás recomendada varia em relação ao respectivo diâmetro da perna para diferentes processos metalúrgicos (Tembergen et al, 2007). Altas vazões são geralmente aplicadas para desgaseificação de corridas desoxidadas e para homogeneização química e térmica. O processo de descarburização se divide em dois estágios. Para o estágio final, recomenda-se a utilização de vazões mais elevadas.

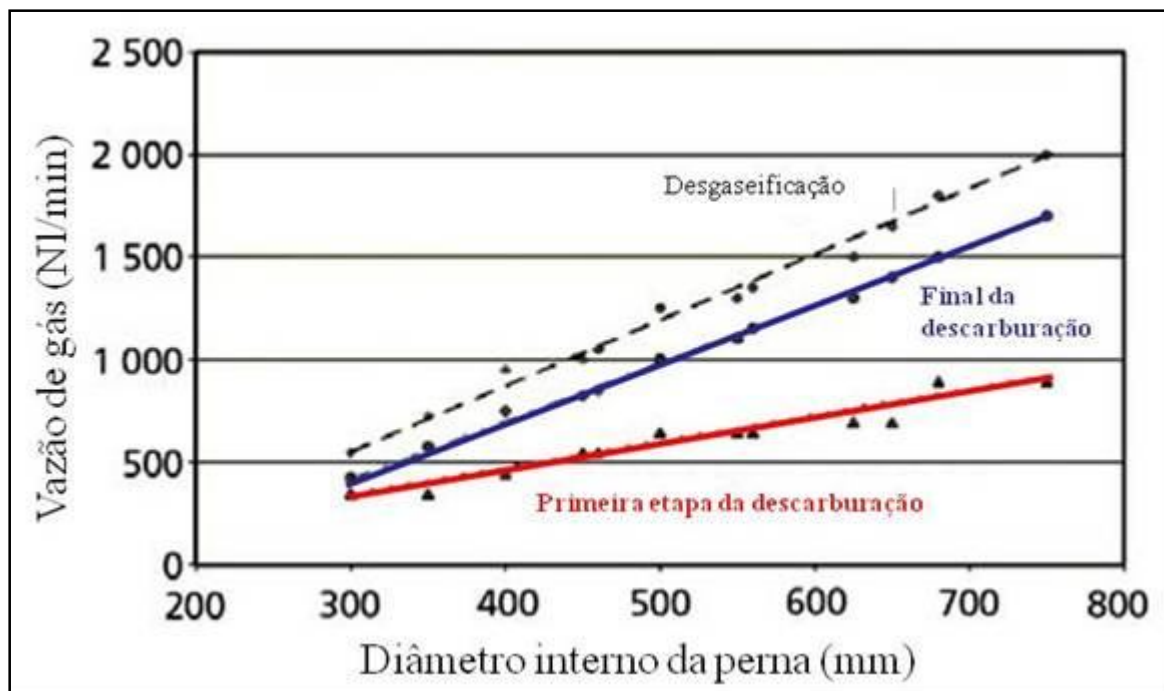


Figura 3.27 – Vazão de gás recomendada em função do diâmetro da perna (Tembergen et al, 2007).

3.5.2 – Taxa de circulação

Devido à importância da taxa de circulação para o processo RH, vários autores propuseram equações para determinar seu valor, como pode ser visto nas equações abaixo (Ernane, 2003):

$$Q = 0,02 D_u^{1,5} G^{0,33} \quad (\text{Watanabe, 1966}) \quad (3.19)$$

$$Q = 11,4 D^{4/3} G^{1/3} \left[\ln \left(\frac{P1}{P2} \right) \right]^{1/3} \quad (\text{Kuwabara, 1966}) \quad (3.20)$$

$$Q = 3,8 \cdot 10^{-3} D_u^{0,3} D_d^{1,1} G^{0,31} H^{0,5} \quad (\text{Ono, 1981}) \quad (3.21)$$

$$Q = 5,89 G^{0,33} \quad (\text{Seshadri, 1986}) \quad (3.22)$$

$$Q = A \left(\frac{2g\Delta h}{\varepsilon_r + 1} \right)^{1/2} \quad (\text{Kamata, 1998}) \quad (3.23)$$

Onde:

Q = taxa de circulação (t/min);

D = diâmetro das pernas (mm);

D_u = diâmetro da perna de subida (cm);

D_d = diâmetro da perna de descida (cm);

G = vazão de argônio (NI/min);

P₁ = pressão no vaso superior (torr);

P₂ = pressão na perna de descida (torr);

H = profundidade de imersão do nível de injeção de argônio em relação ao de aço (cm);

g = aceleração da gravidade (m/s²);

Δh = altura de líquido no vaso superior sobre a perna de descida (mm);

ε_r = coeficiente de fricção.

A figura 3.28 mostra a relação entre a taxa de descarburização K_c e a razão entre a taxa de circulação do aço líquido Q (t/min) e a massa de aço na panela W (t). Duas faixas de carbono foram analisadas, de 400 a 20 ppm e de 20 a 10 ppm. Nota-se que a velocidade de descarburização é diretamente proporcional à taxa de circulação para os valores analisados (Fukiage, 2000).

A figura 3.29 mostra a relação entre a taxa de descarburização calculada e a taxa de circulação para vários diâmetros de vasos. Os resultados obtidos através do modelo de descarburização utilizado estão de acordo com os dados experimentais, o que mostra que o modelo pode prever a taxa de descarburização para qualquer geometria (Kato et al, 1992). Os resultados mostram que maiores valores de taxa de descarburização podem ser obtidos através do aumento da taxa de circulação do aço. No entanto, há uma região limite, a partir da qual o valor de K se estabiliza.

No modelo, foram utilizadas as seguintes equações:

$$C_L = C_L^0 \exp(-Kt) \quad (3.24)$$

$$K = \left(\frac{Q}{W_L} \right) \left(\frac{ak}{Q+ak} \right) \quad (3.25)$$

Onde:

C_L = teor de carbono na panela (%);

C_L^0 = teor inicial de carbono na panela (%);

K = constante cinética (min^{-1});

Q = taxa de circulação (t/min);

ak = coeficiente volumétrico de descarburização (m^3/s);

W_L = peso de aço na panela (t).

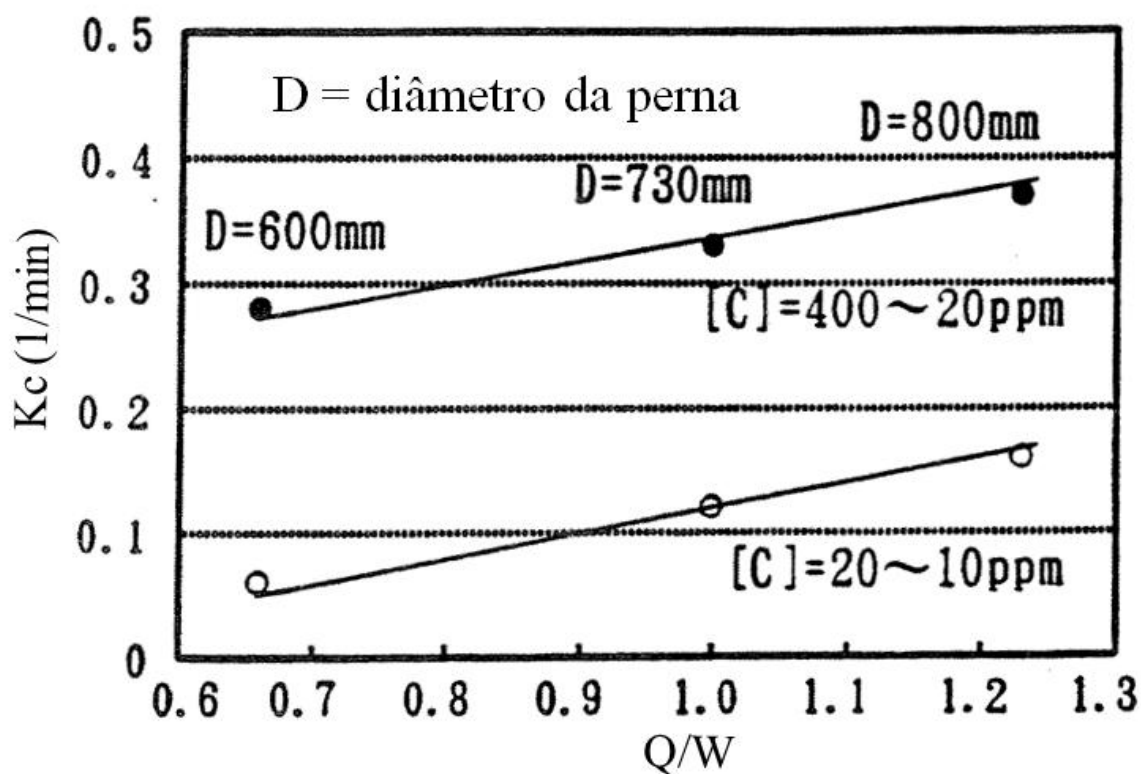


Figura 3.28 – Relação entre Q/W e k_c (Fukiage, 2000).

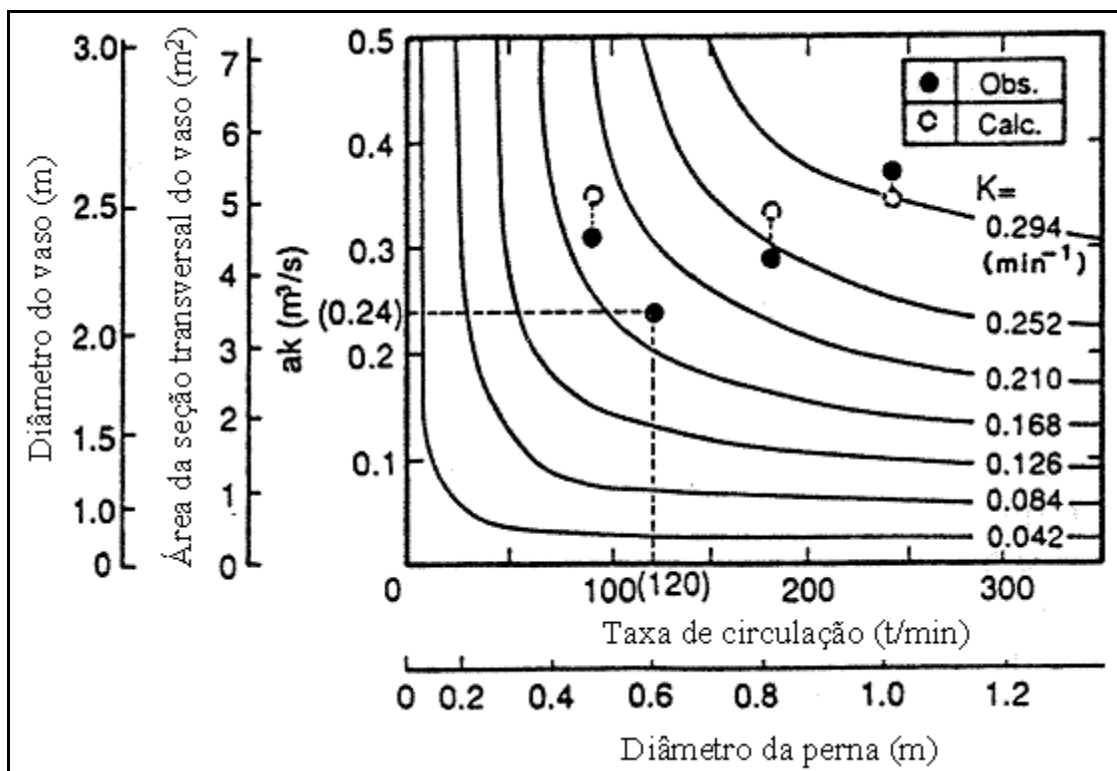


Figura 3.29 – Variação de k em função do coeficiente volumétrico de descarburização calculado e da taxa de circulação para vários diâmetros de vasos (Kato et al, 1992).

A figura 3.30 apresenta a variação da taxa de circulação e da constante cinética de descarburização com a vazão de gás na perna de subida (Nascimento et al, 2007). Os estudos foram realizados num modelo físico utilizando desorção de CO_2 de uma solução de soda cáustica.

A taxa de descarburização normalmente é relacionada com a taxa de circulação. Através da figura 3.30 pode-se verificar que, para vazões inferiores a aproximadamente 250-300 l/min (15 - 18 m^3/h), ocorre um aumento da taxa de descarburização juntamente com o aumento da taxa de circulação. Esses resultados foram obtidos utilizando um modelo físico em escala 1:5 do RH da Usiminas. Para vazões acima desses valores, a taxa de circulação passa a ser constante e até reduz, enquanto a taxa de descarburização continua aumentando. Pode-se concluir, então, que a taxa de circulação não é o único

fator a ser alterado para obter uma alta taxa de descarburção. O efeito da vazão de gás na área interfacial e, por conseqüência, no coeficiente volumétrico de transferência de massa também é relevante.

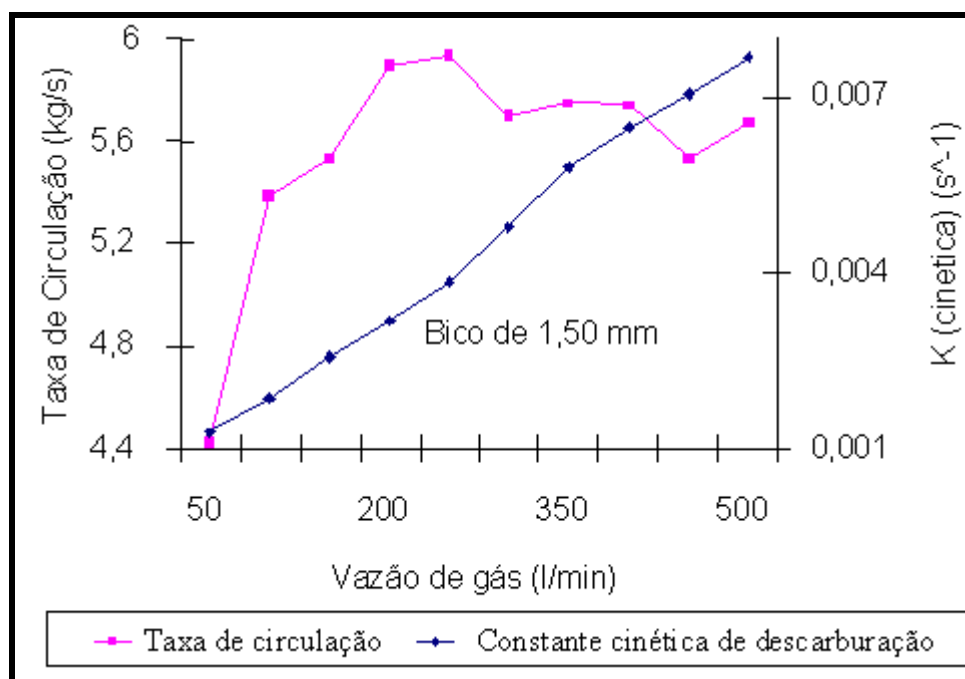


Figura 3.30 – Variações da taxa de circulação e da constante cinética de descarburção com a vazão de gás na perna de subida para bicos de 1,50 mm de diâmetro (Nascimento et al, 2007).

Tsukihashi (2000) desenvolveu um modelo matemático para estudar a circulação no desgaseificador RH. O estudo da pluma com o efeito de expansão do gás durante a flutuação das bolhas permitiu concluir que, se uma grande quantidade de gás for injetada na perna de subida, o espaço ocupado pelas bolhas de gás afetaria o fluxo de fluido na perna de subida, o que poderia reduzir a taxa de circulação.

3.5.3 – Diâmetro do vaso

Melhorias introduzidas na desgaseificação a vácuo da usina da Nippon Steel Corporation na cidade de Nagoya mostraram que o aumento no diâmetro da câmara de vácuo de 3200 para 3400 mm, em conjunto com o aumento do diâmetro das pernas e o aumento da vazão de argônio nos bicos de injeção, propiciaram a obtenção de teores de carbono inferiores a 10 ppm em aproximadamente 15 minutos (Fukiage, 2000). Isso se deve provavelmente ao fato de que, quanto maior o diâmetro do vaso, maior a área da superfície de aço em contato com as baixas pressões na câmara de vácuo e, conseqüentemente, maior será taxa de descarburização. Kuwabara (1988) e Kishimoto (1993) também afirmaram que a taxa de descarburização aumenta quando a área da seção transversal do vaso aumenta.

Kato et al (1993) mostraram que o aumento na área da seção transversal do vaso aumenta a taxa de descarburização. Baseado nesses estudos foi construído um novo vaso com o diâmetro da perna de 1 m e seção transversal de 5,1 m². A constante de descarburização calculada para o novo vaso foi 1,7 vezes maior que com a geometria convencional, como mostrado na tabela III.3. Os experimentos foram realizados nos desgaseificadores RH n°2 e n°4 da usina de Mizushima (JFE), utilizando várias dimensões de perna e vaso. Pode-se observar a taxa de circulação e a constante de descarburização calculada pelo modelo matemático e observada para cada dimensão (diâmetro interno da perna e seção transversal do vaso). Observa-se que quanto maior o diâmetro interno da perna e a seção transversal do vaso, maior a constante de descarburização calculada e observada no processo.

A figura 3.31 mostra o resultado dos experimentos realizados. O RH n°4 apresenta valores intermediários da constante de descarburização e do teor final de carbono. A taxa de descarburização no novo RH n°2 é maior, e o teor de carbono final obtido está na faixa de 6 e 12 ppm, menor que no RH convencional.

Tabela III.3 – Influência do tamanho do vaso na constante de descarburização (Kato et al 1993).

	RH n°2 Convencional	RH n°2 Novo		RH n°4 Convencional
Diâmetro interno da perna (m)	0,6	1,0	0,6	0,75
Seção transversal do vaso (m²)	3,5	5,1	5,1	4,9
Taxa de circulação (t/min)	120	240	90	180
Constante de descarburização calculada (min⁻¹)	0,18 (base)	0,30	0,19	0,26
Constante de descarburização observada (min⁻¹)	0,18	0,31	0,18	0,24

3.5.4 – Arranjo e dimensão das pernas

Kato et al (1992) mostraram que, aumentando-se o diâmetro da perna em conjunto com o aumento da seção transversal do vaso, tem-se um aumento na taxa de descarburização. A figura 3.31 mostra que o teor de carbono obtido é menor para vasos com maiores diâmetros de perna.

Yano (1994), através de estudos realizados para o desgaseificador RH da Nippon Steel Corporation em Nagoya, obteve maiores taxas de descarburização e menores teores de carbono após mudanças realizadas no equipamento. Uma das principais mudanças foi o aumento do diâmetro das pernas de 600 para 730 mm. Os resultados são apresentados na figura 3.32.

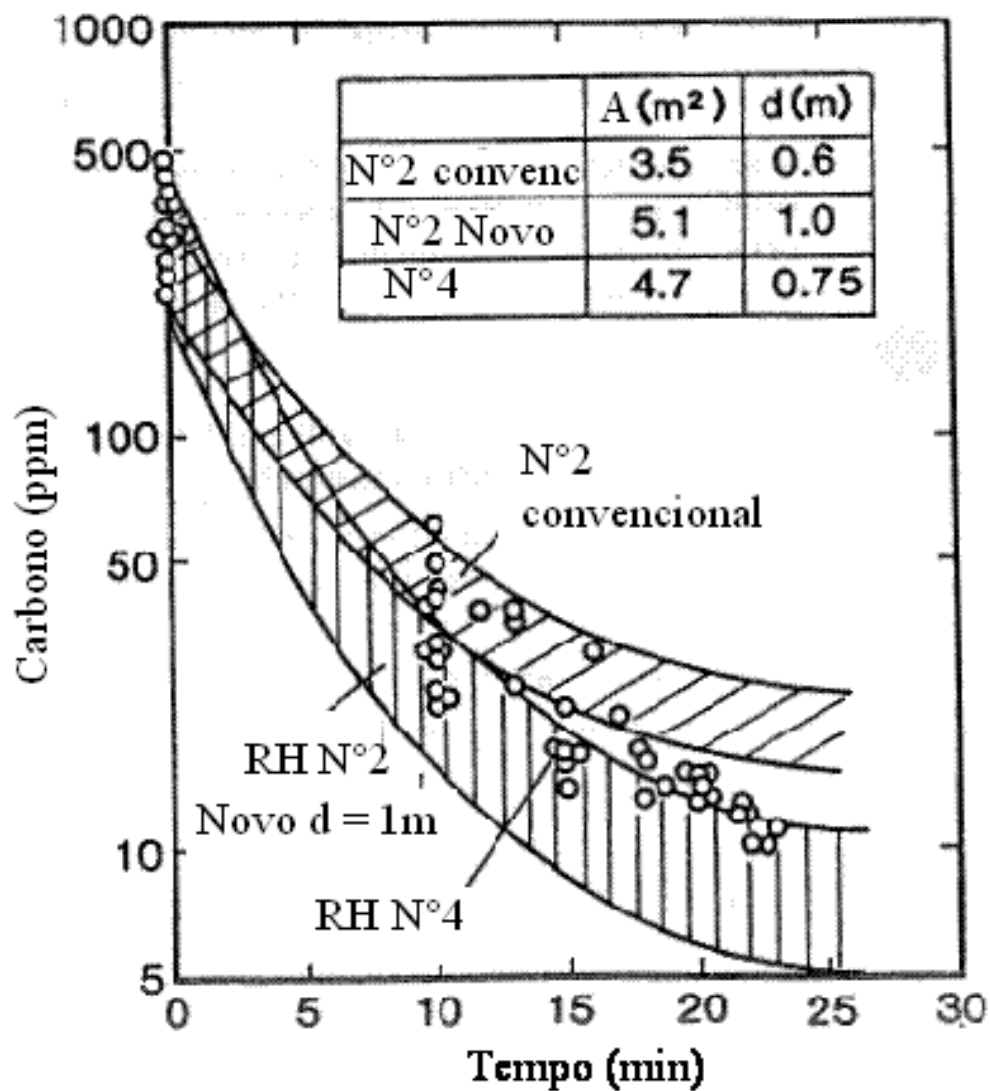


Figura 3.31 – Comparação da descarburização entre o RH n°2 (convencional e novo) e o RH n°4 (Kato et al, 1992)

Zhu et al (2005), utilizando simulação numérica da descarburização, também mostraram que o diâmetro da perna de subida tem um grande efeito na taxa de descarburização.

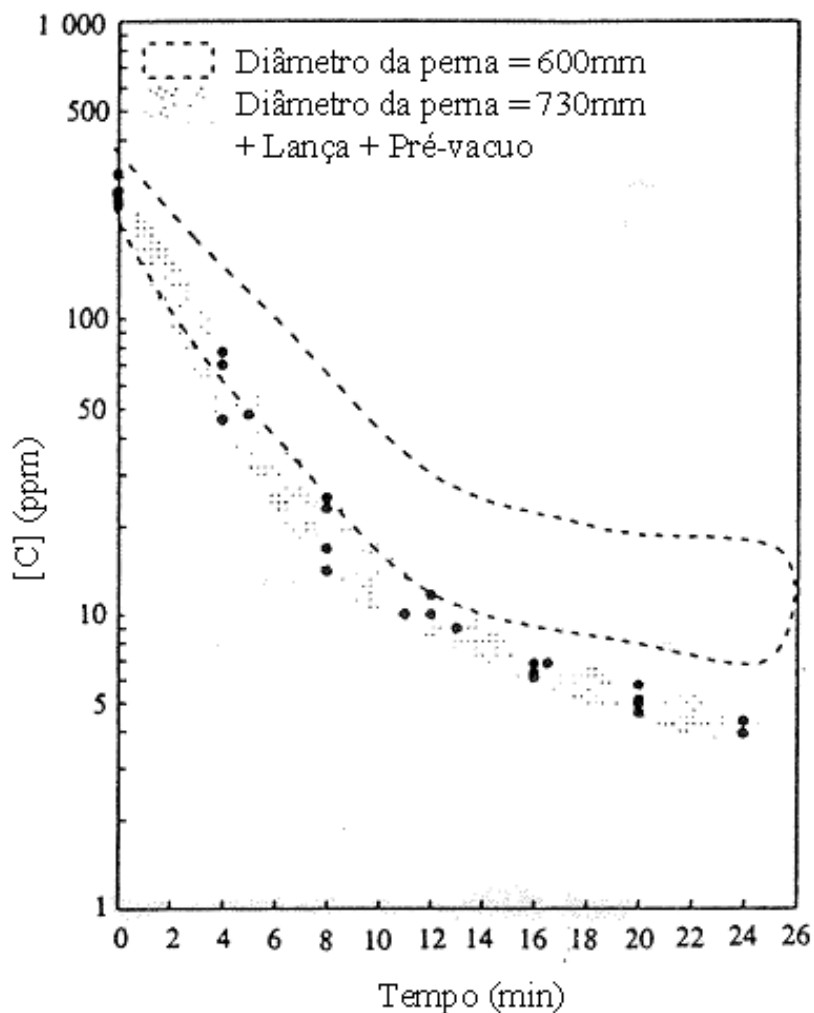


Figura 3.32 – Variação do teor de carbono com o tempo para diferentes diâmetros das pernas (Yano, 1994).

Kuwabara et al (1998) realizaram testes no desgaseificador RH de 100 t da usina de Hirohata no intuito de maximizar a taxa de descarburização. Como não era possível aumentar o diâmetro da perna devido às limitações nas dimensões do equipamento, os autores optaram por um formato oval com uma maior área da seção transversal. A área passou de 707 m² para 1320 m² com o formato oval. Como mostra a figura 3.33, a taxa de descarburização observada nesses testes aumentou. Nos primeiros 10 minutos, o teor de

carbono chegou a 20 ppm. Com 20 minutos de tratamento foram alcançados teores de 10 ppm.

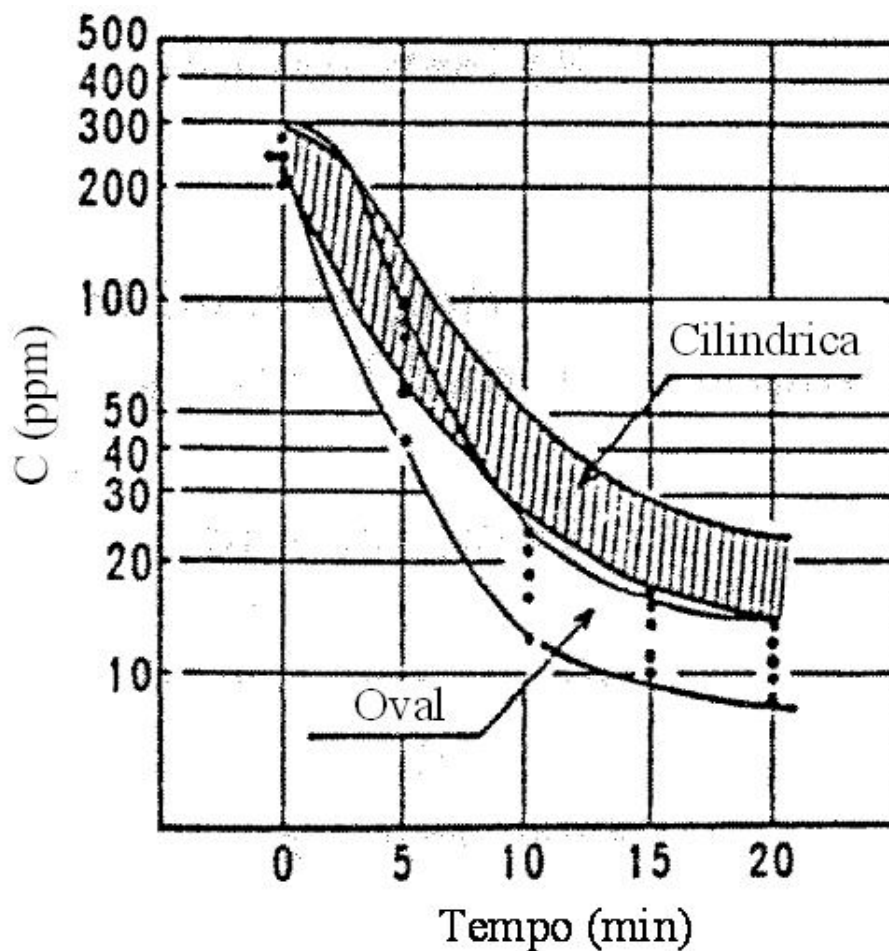


Figura 3.33 – Variação do teor de carbono do aço com o tempo para RH com pernas cilíndricas e ovais (Kuwabara et al, 1998).

Durante a operação no desgaseificador RH pode ocorrer aumento do diâmetro interno das pernas devido ao desgaste do refratário. Contudo, pode ocorrer também a redução nesse diâmetro devido à aderência de escória do processo e/ou projeção excessiva de massa refratária, alterando a taxa de descarburização obtida no equipamento.

3.5.5 – Profundidade de imersão das pernas

A profundidade de imersão das pernas é um dos principais fatores que controla a espessura da lâmina de aço no interior do vaso. Se a altura de aço líquido no interior do vaso for zero, não haverá circulação de aço, prejudicando consequentemente a descarburagem. Considerando o comprimento do revestimento refratário de 800 mm, pode-se estimar a altura de aço líquido na câmara de vácuo em função da pressão do sistema e da profundidade de imersão das pernas, como mostra a figura 3.34. Objetiva-se maior imersão possível para que se tenha maior quantidade de aço no interior do vaso, maximizando a taxa de descarburagem, evitando arraste de escória para a parte superior do vaso e evitando o desgaste do fundo do vaso quando se sopra oxigênio ao aço. Porém, a profundidade de imersão é limitada pelas partes do vaso não protegidas por refratário e pelo nível de aço na panela (Silva et al, 2005).

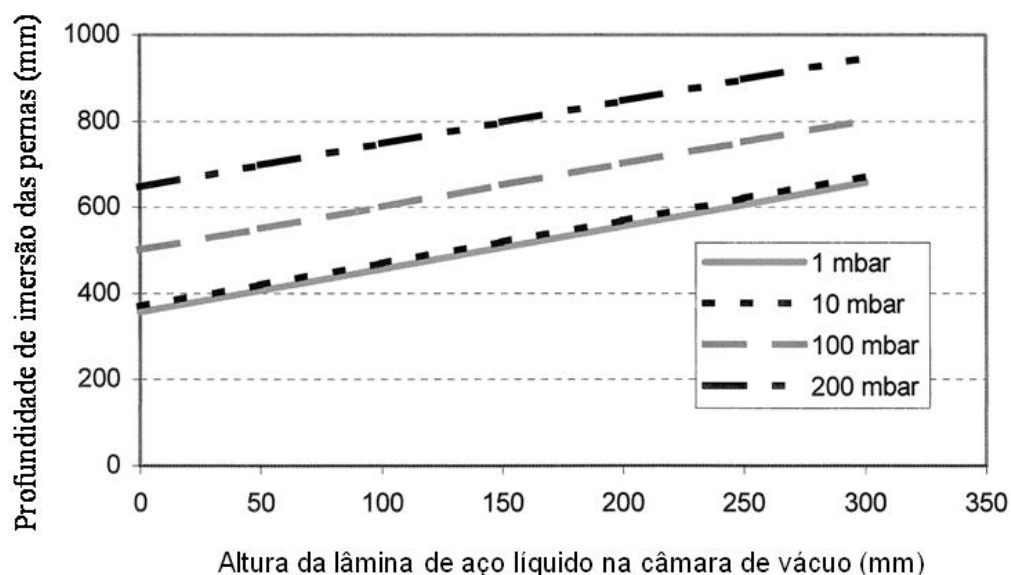


Figura 3.34 – Altura de aço líquido na câmara de vácuo em função da profundidade de imersão das pernas e da pressão do sistema (Silva et al, 2005).

3.5.6 – Diâmetro dos bicos de injeção

Nascimento et al (2007), utilizando um modelo físico, estudou a cinética da descarburização através da desorção de CO_2 de uma solução de soda cáustica. Foi observado que, quanto menor o diâmetro dos bicos de injeção utilizados, maior o valor da constante cinética da descarburização, como mostra a figura 3.35. Esse fato se deve ao aumento da área interfacial gás/líquido.

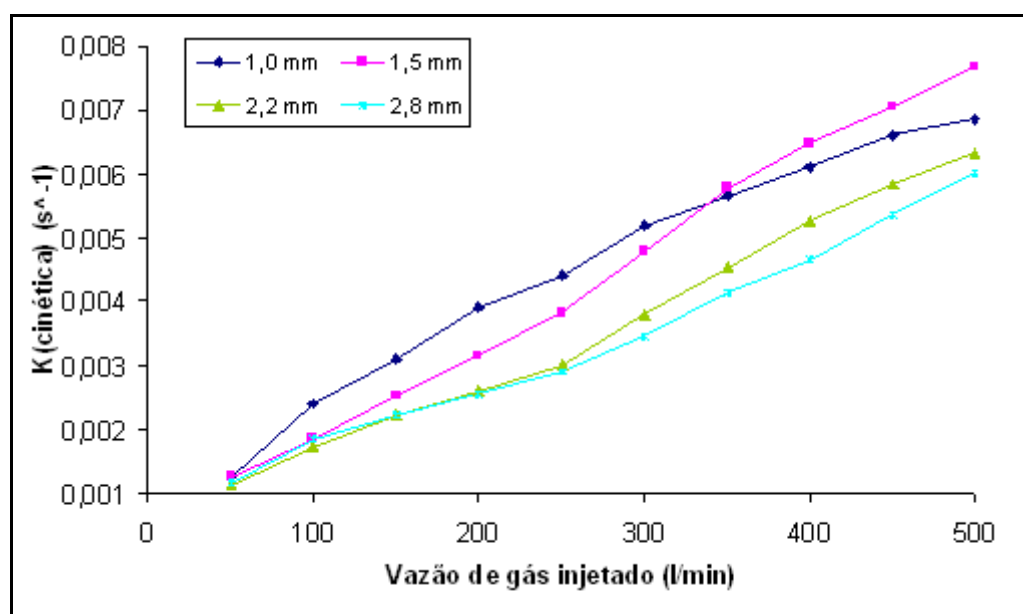


Figura 3.35 – Influência do diâmetro dos bicos e da vazão de gás na cinética da descarburização (Nascimento et al, 2007).

3.5.7 – Número de bicos de injeção

Nascimento et al (2007), também estudou a influência do número de bicos na constante cinética da descarburização. A figura 3.36 mostra a variação dessa constante com a vazão de gás injetado na perna de subida do modelo físico. Foi utilizado um diâmetro de bico de 2,20 mm, variando-se o número de bicos. Foram determinados os valores da constante cinética para 5, 10 e 20 bicos de injeção. Observa-se uma tendência de se ter maiores

valores da constante cinética para um número menor de bicos nas condições testadas. Provavelmente, para uma dada vazão, menor número de bicos leve a um maior contato gás/líquido (o número de Reynolds no bico aumenta e afeta o coeficiente de transferência de massa).

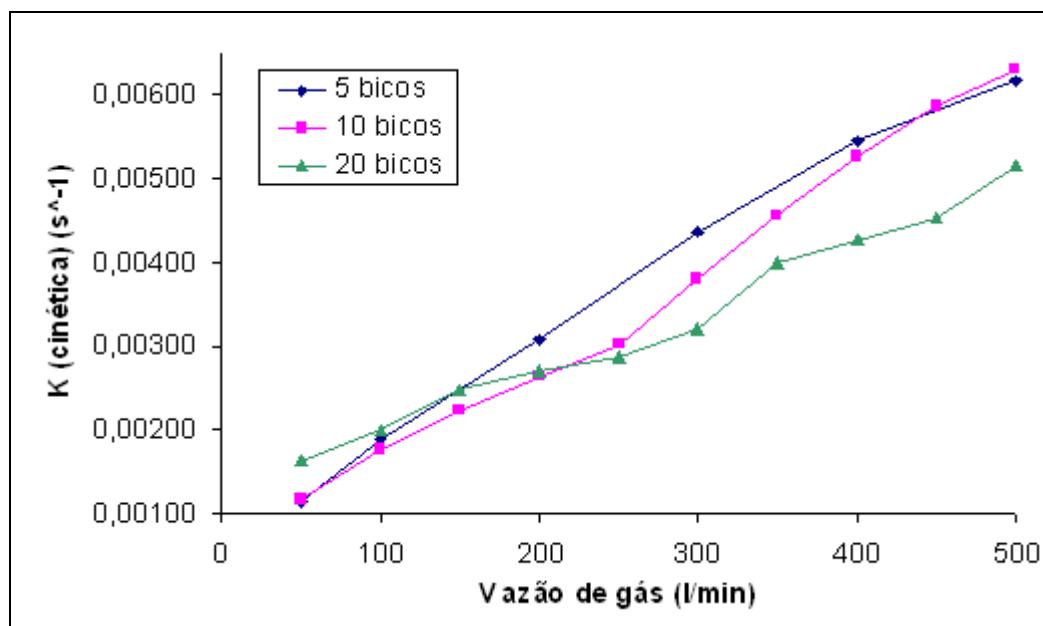


Figura 3.36 – Relação entre a constante cinética e o número de bicos de gás (Nascimento et al, 2007).

Para cada condição operacional (vazão de argônio, diâmetro das pernas, etc) deve-se pesquisar o valor ótimo do número de bicos, que ofereça os melhores resultados operacionais. Na Usiminas, o RH da aciaria 1 operava com 3 bicos de argônio para um diâmetro interno da perna de subida de 300 mm e uma vazão de argônio de até 24 Nm³/h. Já o novo RH da aciaria 2, com um diâmetro interno da perna de 600 mm e vazão de argônio de até 140 Nm³/h, utiliza 10 bicos de argônio na perna de subida. Essa modificação propiciou a produção de aços com teores de carbono inferiores a 0,003%.

3.5.8 – Pressão de operação

O princípio fundamental do processo RH é o tratamento do aço sob vácuo. Quanto menor a pressão interna do vaso, maior a taxa de circulação de aço. Daí a necessidade de se atingir baixas pressões durante o tratamento no RH, principalmente quando se trata de descarburização, que é uma reação dependente da pressão do sistema (Silva et al, 2005).

Uma maneira de levar em consideração a influência da queda de pressão no reator é definir um coeficiente cinético de queda de pressão aparente k_p , (Brachet et al, 1993):

$$\ln\left(\frac{P_{\min,i}}{P_0}\right) = -k_p \cdot t_m \quad (3.26)$$

Onde:

$P_{\min,i}$ = mínimo nível de pressão obtida em determinada etapa do tratamento;

P_0 = mínimo nível de pressão obtida no vaso no instante zero;

t_m = tempo de queda de pressão (min);

k_p = coeficiente cinético aparente de queda de pressão (min^{-1}).

A taxa de descarburização depende também da velocidade de queda de pressão no reator (Brachet et al, 1993). Dados industriais obtidos em um RH-OB indicam que quanto maior a capacidade de sucção da instalação maior é a constante cinética de descarburização, como mostra a figura 3.37.

A figura 3.38 mostra a influência da pressão do gás dentro da câmara de vácuo na taxa de descarburização em um forno de indução contendo um cadinho com diâmetro de 0,15 m e 20 Kg de aço fundido. Pode-se notar que, para teores de carbono maiores que 10 ppm, as menores pressões apresentam maiores taxas de descarburização. Para teores de carbono abaixo de 10 ppm, o valor de K é o mesmo em todas as condições (Kishimoto et al, 1993).

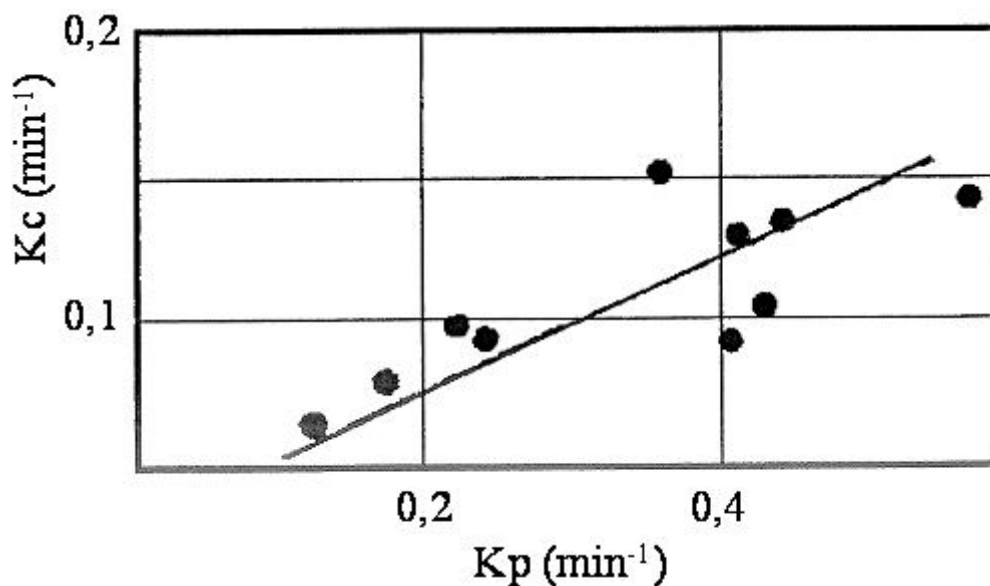


Figura 3.37 – Constante de descarburização em função da capacidade de sucção (Brachet et al, 1993).

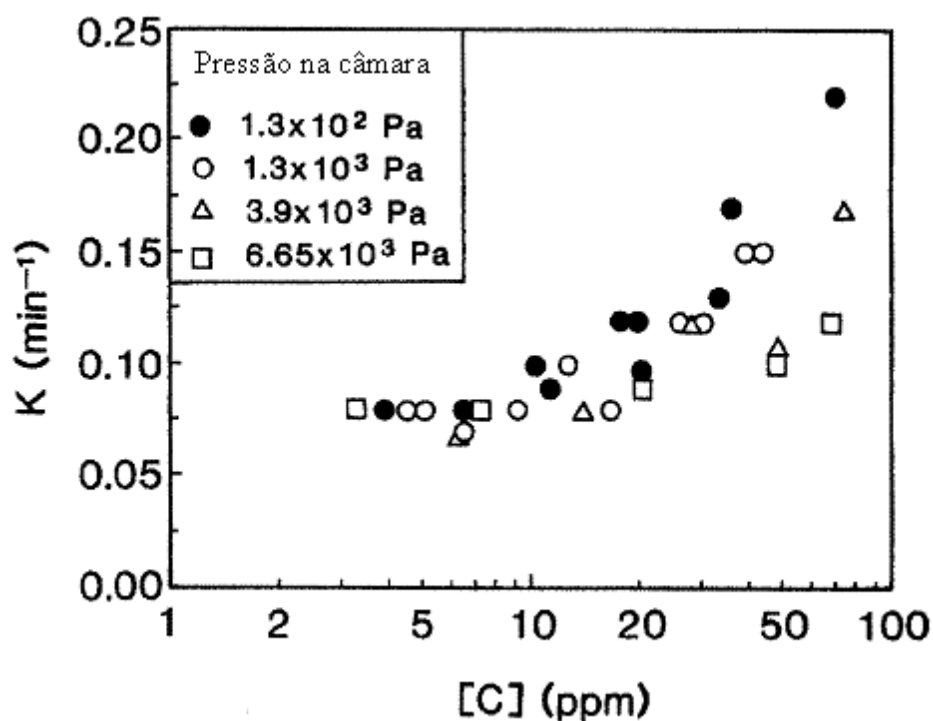


Figura 3.38 – Relação entre o teor de carbono e a taxa de descarburização para diferentes pressões na câmara de vácuo ($d = 0,15$ m, $[S] < 10$ ppm, $T = 1873$ k) (Kishimoto et al, 1993).

Yano et al (1994), utilizando a tecnologia de pré-vácuo, conduziram experimentos onde foram atingidas pressões de aproximadamente 400 torr no início do tratamento. Nessas condições a circulação de aço inicia em 4 segundos. A utilização do pré-vácuo possibilitou a redução do tempo de tratamento em cerca de 30 segundos, comparando-se com uma operação sem pré-vácuo. A figura 3.39 mostra a relação entre a constante de descarburização e a concentração de carbono durante o tratamento. No tratamento convencional a descarburização é mais lenta na primeira etapa do processo. Portanto, esta dificuldade de descarburização nessa etapa pode ser eliminada através da instalação do sistema de pré-evacuação.

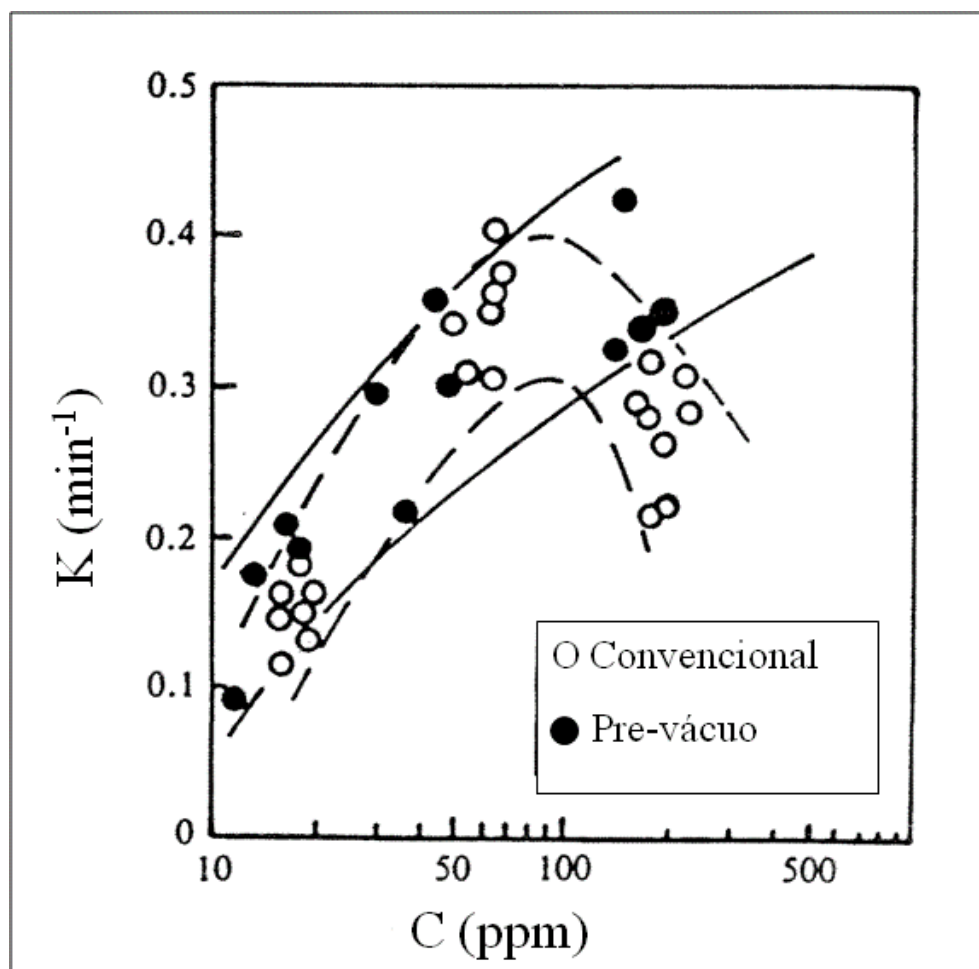


Figura 3.39 – Relação entre a concentração de carbono e a taxa de descarburização para operação com pré-vácuo e convencional (Yano et al, 1994).

3.5.9 – Temperatura do aço líquido

Kishimoto et al (1993) mostraram a influência da temperatura no teor de carbono do banho. A figura 3.40 mostra que a quantidade de carbono removida é afetada pela temperatura do banho. Pode-se notar, por exemplo, que mesmo com um teor de carbono inicial maior, o teor de carbono final para a temperatura de 2023 K foi ligeiramente menor que para a temperatura de 1873 K. Uma explicação para esse resultado seria que a taxa de transferência de massa de carbono a altas temperaturas aumenta através do aumento da intensidade de agitação do banho.

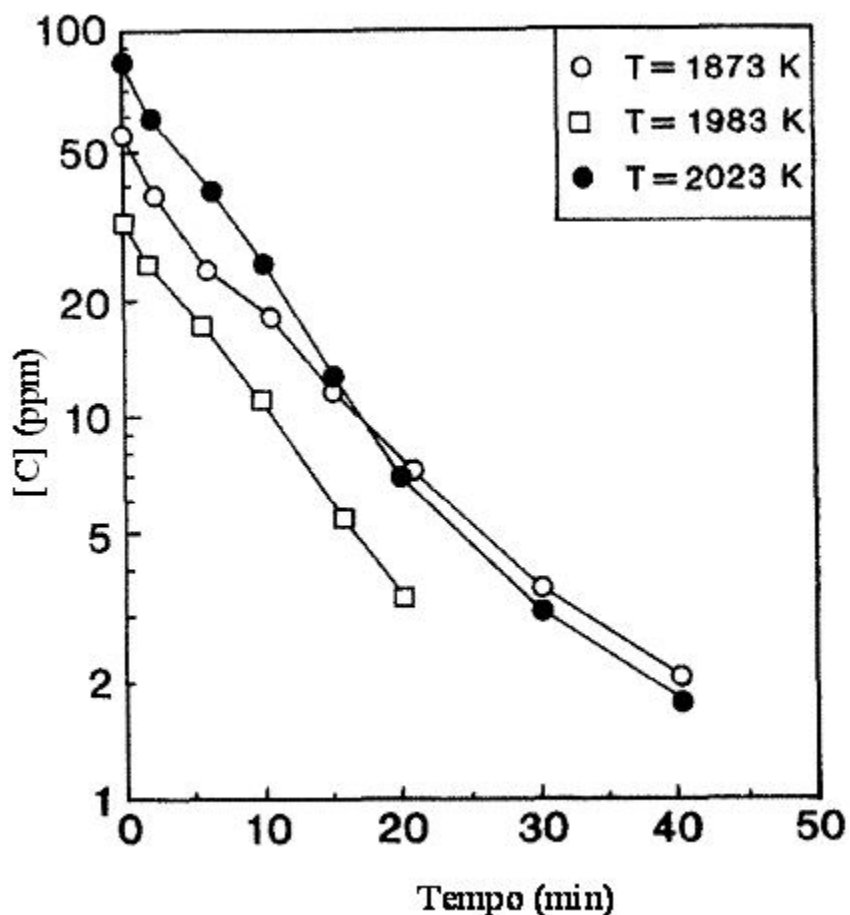


Figura 3.40 – Influência da temperatura do aço no teor de carbono ($d = 0,15$ m, $[S] < 10$ ppm, pressão = $1,3 \times 10^3$ Pa) (Kishimoto et al, 1993).

3.5.10 – Teor de enxofre no aço

Harashima et al (1992) e Kishimoto et al (1993), utilizaram um forno de indução a vácuo para estudar a taxa de descarburização. A figura 3.41 mostra a mudança no teor de carbono contido no aço em um cadinho de 0,15 m de diâmetro, para vários teores de enxofre, a uma pressão de $1,3 \times 10^3$ Pa (10 torr). Não há efeito significativo do enxofre na taxa de descarburização para teores de carbono maiores que 10 ppm. Para teores de carbono abaixo de 10 ppm a taxa de descarburização decresce levemente com o aumento do enxofre contido no aço. Portanto, pode-se considerar que o efeito do teor de enxofre na taxa de descarburização é muito pequeno (Harashima et al, 1992). A cinética da reação é prejudicada pela presença de enxofre que, por ser um elemento tensoativo, bloqueia os sítios de nucleação na superfície metal-gás.

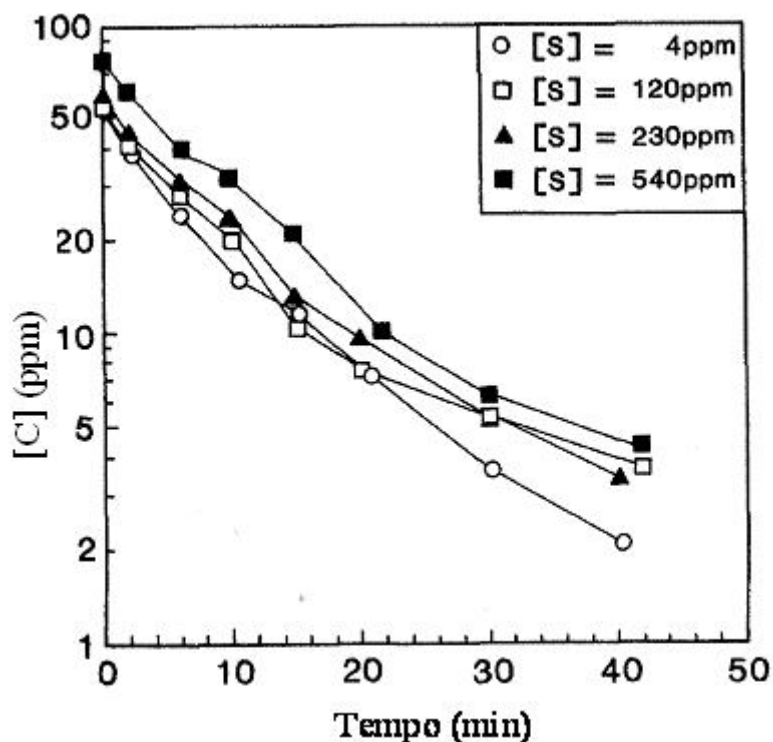


Figura 3.41 – Influência do enxofre contido no aço na variação do teor de carbono em função do tempo ($d = 0,15$ m, $T = 1873$ k, pressão = $1,3 \times 10^3$ Pa) (Kishimoto et al, 1993).

3.5.11 – Teor de oxigênio no aço

O oxigênio é um elemento fundamental para promover a descarburização do aço no processo RH. Esse oxigênio pode estar dissolvido no banho ou vir de outras fontes, tais como, dos óxidos da escória ou soprado através de uma lança (Fruehan, 1990).

Dados em equipamentos industriais sugerem que a constante cinética aumenta com o nível de oxidação do banho, como mostra a figura 3.42 (Brachet et al, 1993).

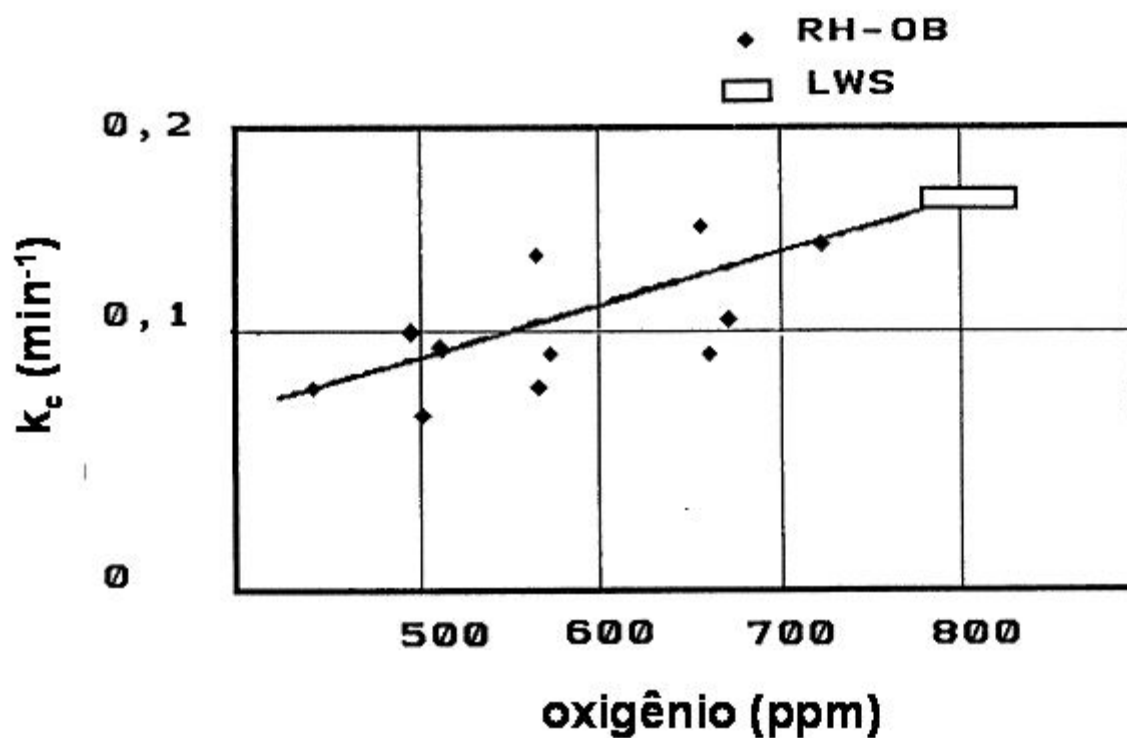


Figura 3.42 – Constante de descarburização em função do grau de oxidação do banho (Brachet et al, 1993).

O teor de carbono em equilíbrio no aço pode ser calculado através da equação (Li, 2004):

$$C_{eq} = 311,3 \cdot \frac{P_{v\u00e1cuo}}{O_L} \quad (3.27)$$

onde:

C_{eq} = concentração de carbono em equilíbrio (ppm);

O_L = concentração de oxigênio no aço líquido (ppm);

$P_{v\u00e1cuo}$ = pressão no vaso (torr).

Dessa equação pode-se observar que quanto maior o teor de oxigênio no aço, menor o teor de carbono em equilíbrio, daí a importância de se manter elevados níveis de oxigênio no banho quando se deseja maximizar a taxa de descarburização.

Para baixos teores de oxigênio, a reação 3.1 passa a ser controlada pela transferência de massa de oxigênio no banho. Portanto, para que se tenha maior taxa de descarburização, a razão dos teores em massa de oxigênio/carbono deve ser mantida acima de 1,5 (Li, 2004).

Porém, existe um limite a partir do qual o aumento do teor de oxigênio não mais aumentaria a taxa de descarburização. Takahashi et al (1995) estudaram a taxa de descarburização através de um modelo matemático. Os autores compararam a queda do teor de carbono para vários teores de oxigênio dissolvidos no aço. A figura 3.43 mostra a variação do teor de carbono calculado para teores de oxigênio de 0,01, 0,04, 0,08 e 0,1%. Pode-se verificar que o aumento do teor de oxigênio no banho aumentou a taxa de descarburização, Porém, a pequena diferença de descarburização entre os teores de oxigênio de 0,08 e 0,1% indicam um limite para o aumento do teor de oxigênio e que oxigênio em excesso não seria necessário para aumentar a taxa de descarburização.

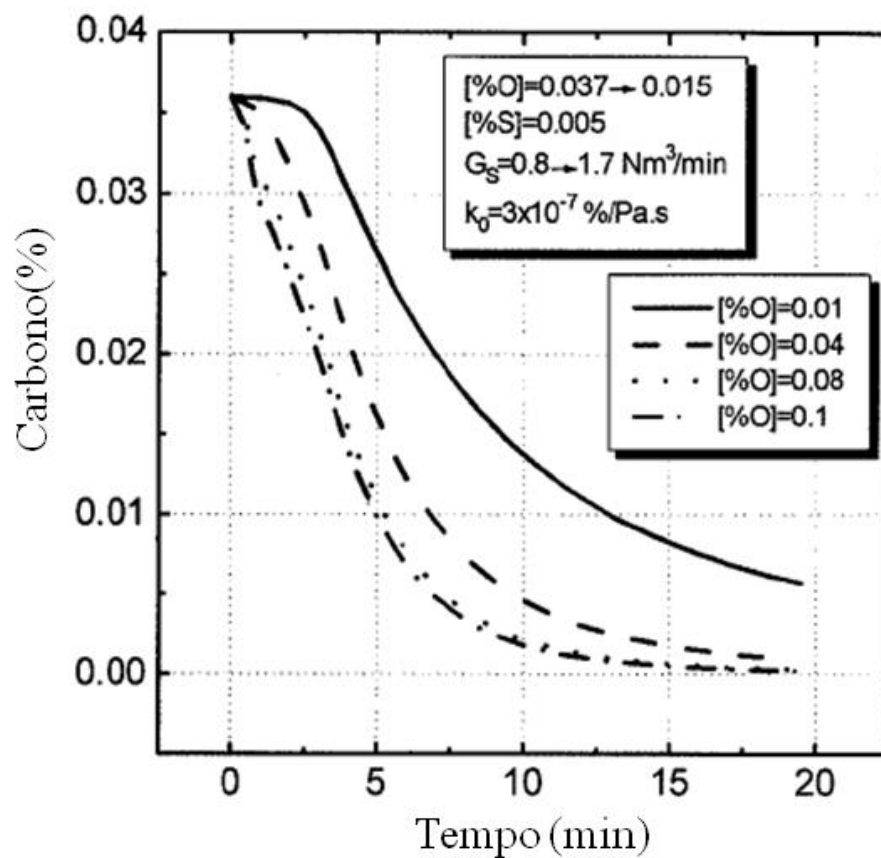


Figura 3.43 – Efeito do teor de oxigênio contido no aço na taxa de descarburização (Takahashi et al, 1995).

4 – METODOLOGIA

O presente trabalho foi desenvolvido no desgaseificador RH da Usiminas e constou do tratamento de corridas de aço ultra baixo teor de carbono, retirada de amostras, análise química, cálculo da constante aparente de descarburização e análise dos dados obtidos. Neste item serão apresentados os procedimentos utilizados no tratamento das corridas experimentais bem como os métodos de amostragem e de análise química utilizados. Será apresentada também a forma de cálculo da constante aparente de descarburização para análise comparativa entre as vazões testadas.

4.1 – Tratamento das Corridas Experimentais

A produção dos aços ultra baixo carbono na Usiminas inicia-se no convertedor LD-KGC. Terminado o processo de sopro no convertedor, o aço é vazado em panelas com refratário isento de carbono e enviado ao desgaseificador RH para ajuste de composição química e temperatura. Posteriormente, o aço é enviado para a máquina de lingotamento contínuo onde é solidificado, produzindo as placas. O fluxo de tratamento dessas corridas na aciaria da Usiminas é mostrado na figura 4.1.

Foi realizado o tratamento de 97 corridas de aço ultra baixo carbono utilizando combinação de três vazões de argônio diferentes em dois períodos de descarburização distintos. Para os testes foi utilizado o desgaseificador a vácuo RH da Aciaria número 2 da Usiminas na unidade de Ipatinga. As principais características do equipamento são mostradas na tabela IV.1

Os valores de vazão de argônio utilizados nos testes foram 80, 110 e 140 Nm³/h, distribuídos nos 10 bicos de injeção. A escolha dos valores levou em consideração que o valor de 80 Nm³/h é o mínimo utilizado na Usiminas. 140 Nm³/h é o valor máximo de vazão de argônio utilizado atualmente no RH. 110 Nm³/h é o valor intermediário.

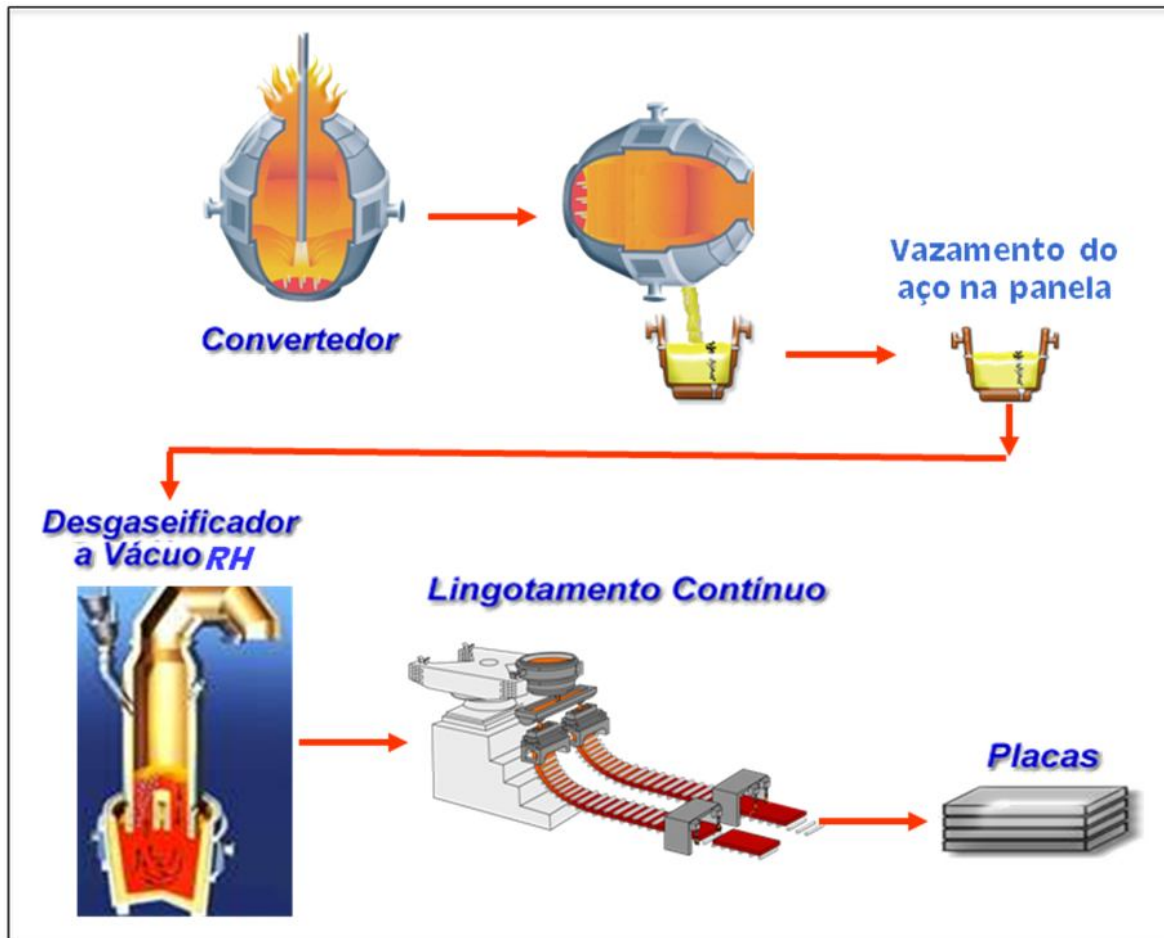


Figura 4.1 – Fluxo de tratamento das corridas ultra baixo carbono na aciaria da Usiminas.

Normalmente o tratamento de descarburização na Usiminas/Ipatinga é de aproximadamente 12 minutos. Esse tratamento é dividido em duas etapas (de 0 a 6 e de 6 a 12 minutos). Essa divisão em etapas foi uma decisão conjunta entre a Usiminas/Ipatinga e o fornecedor do equipamento.

Tabela IV. 1 - Principais características do RH da Aciaria 2 da Usiminas - Ipatinga.

Características do RH da Usiminas - Ipatinga	
Capacidade Nominal (toneladas/ano)	1.200.000
Tamanho da corrida (toneladas)	170
Diâmetro do Vaso (mm)	2070
Diâmetro interno da perna (mm)	600
Lança de Injeção de Oxigênio	T-COB
Vazão de Oxigênio (Nm ³ /h)	2000
Vazão de Argônio (Nm ³ /h)	80 a 140
Número de bicos de injeção de argônio (1 nível)	10
Taxa de circulação aproximada (toneladas/minuto)	130
Troca rápida do vaso	Sim
Capacidade de Sucção a 0,5 torr (Kg/h)	650
Sistema de Pré Vácuo	Sim
Aquecimento do vaso com Lança	Sim
Equipamento de amostragem	Automático
Tempo de tratamento de aço IF (minutos)	25
Teor médio de carbono obtido (ppm)	15

Para minimizar a influência das outras variáveis que poderiam interferir nos resultados, alguns cuidados foram tomados, sendo o primeiro a realização dos testes utilizando as vazões de argônio alternadas como mostrado na figura 4.2, minimizando assim a influência de eventuais condições anormais do equipamento num determinado período de operação. O segundo cuidado foi a seleção de corridas com determinadas condições operacionais durante o tratamento, sendo elas:

1. Medição de temperatura e oxigênio a aproximadamente 2 minutos de vácuo para manter sempre o mesmo momento de medição.

2. Temperatura inicial de tratamento entre 1570°C e 1620°C, evitando valores extremos de temperatura, o que poderia afetar a cinética da reação;
3. Teor de oxigênio entre 500 e 1100 ppm, evitando insuficiência ou excesso desse elemento, o que poderia afetar a velocidade da reação de descarburização;
4. Nenhum sopro de oxigênio durante o período dos testes (12 primeiros minutos de tratamento), evitando o aumento excessivo da área superficial do banho devido à turbulência extra introduzida pela incidência do jato de oxigênio nessa superfície;
5. Nenhuma adição de ligas ou refrigerantes durante o período dos testes, evitando eventuais contaminações de carbono no banho;
6. Corridas com teor de carbono inicial inferiores a 0,04%, evitando excesso de carbono, o que poderia afetar a taxa de descarburização;
7. Corridas com teor de enxofre inicial inferiores a 0,02%, evitando excesso de enxofre que poderia ocupar os sítios de reação disponíveis para a reação afetando a taxa de descarburização.

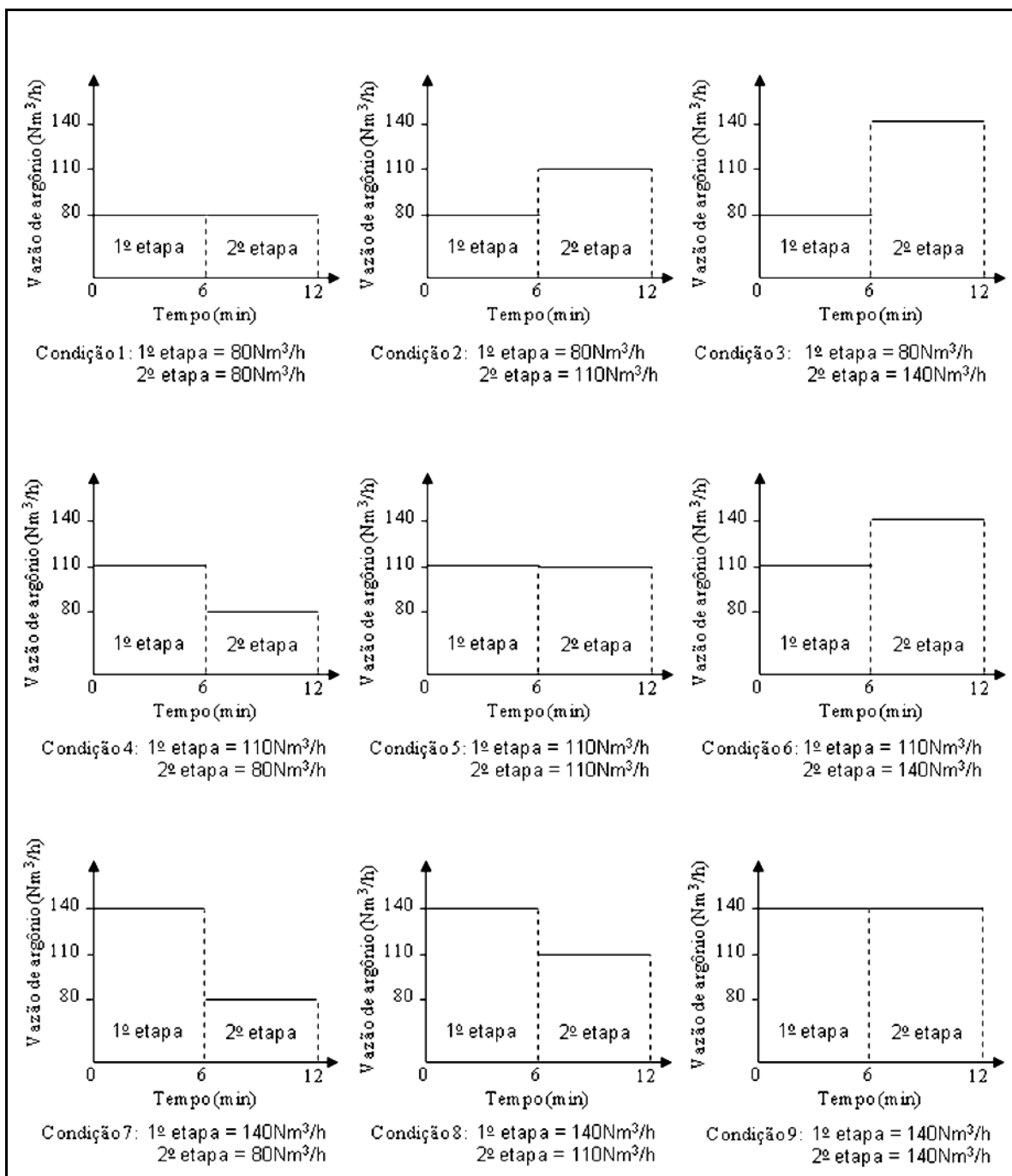


Figura 4.2 – Vazões de argônio utilizadas ao longo dos diversos estágios do processo.

4.2 – Amostragem

Foram retiradas três amostras de cada corrida, sendo:

- Primeira amostra ao final do vazamento de aço do convertedor para a panela (amostra: C_0);
- Segunda amostra a aproximadamente 6 minutos de tratamento no RH (amostra: C_6);
- Terceira amostra a aproximadamente 12 minutos de tratamento no RH (amostra: C_{12}).

A amostra C_0 foi coletada através de uma lança de amostragem automática com profundidade de penetração constante (mesmo ponto de amostragem para todas as corridas). Ao pressionar um botão na área de amostragem um comando é enviado para a lança (posicionada sobre a panela de aço) para a retirada da amostra. O equipamento de amostragem pode ser visto na figura 4.3. O instante de retirada dessa amostra é considerado como momento zero (antes do início de tratamento).

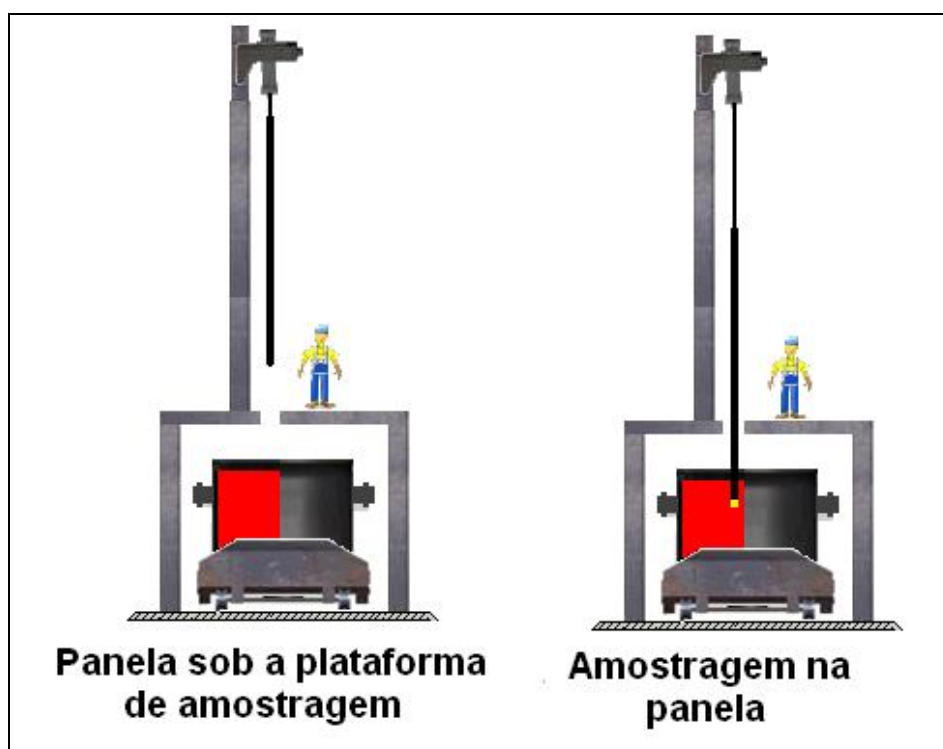


Figura 4.3 – Lança de amostragem automática na panela após vazamento.

As amostras C_6 e C_{12} também foram coletadas através de uma lança de amostragem automática com a mesma profundidade de penetração. Ao pressionar um botão na sala de operação é enviado um comando para a lança (posicionada próxima ao vaso do RH) para a retirada da amostra. O momento dessa retirada é captado automaticamente através de um sinal elétrico da descida da lança. Esse momento fica registrado no computador de processo. O equipamento de amostragem pode ser visto na figura 4.4.

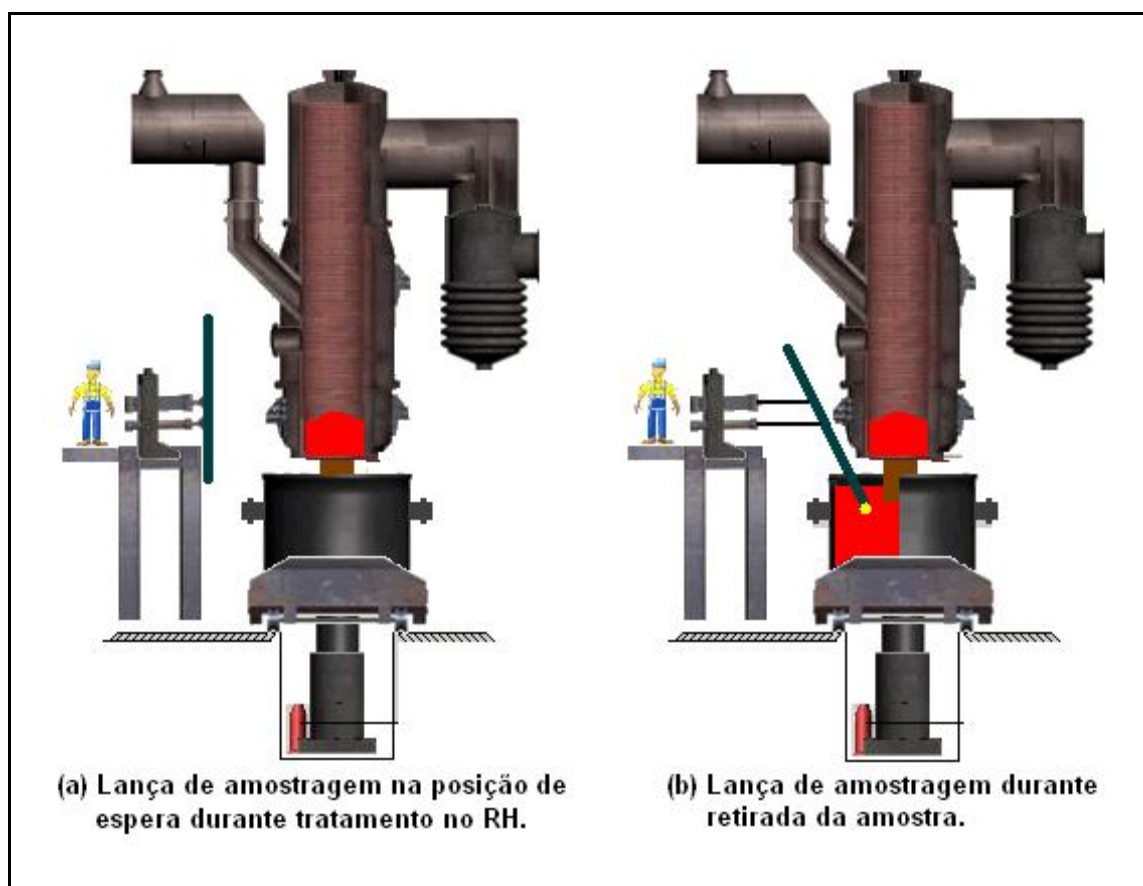


Figura 4.4 – Lança de amostragem automática no RH.

Para a retirada da amostra foi utilizado um amostrador tipo pirulito (*lollipop*), com revestimentos especiais para prevenção de contaminação da amostra (principalmente quanto ao teor de carbono). O amostrador utilizado é composto de uma coquilha para coleta e solidificação do aço, um filete de zircônio para desoxidação da amostra, um tubo

de quartzo, uma tampa de aço ultra baixo carbono e um invólucro cerâmico, como mostrado na figura 4.5.



Figura 4.5 – Esquema do amostrador utilizado (acima) e as amostra de aço (abaixo).

4.3 – Preparação da Amostra e Análise Química

Para o presente trabalho foram preparadas e analisadas um total de 278 amostras de aço, seguindo os seguintes procedimentos:

1. Preparação da superfície através do lixamento, como pode ser visto na figura 4.6;
2. Inspeção da condição da amostra e escolha da melhor região para análise. Esta escolha é feita através de inspeção visual do preenchimento da amostra evitando analisar regiões que contenham trincas, inclusões ou qualquer outra anormalidade que possa afetar o resultado de composição química;
3. Retirada de limalha da amostra, figura 4.6;



Figura 4.6 – Superfície da amostra após lixamento e limalha retirada.

4. Colocação dessa limalha em um cadinho especial de material refratário, previamente calcinado para remoção de carbono e adição de fundente para facilitar a fusão da amostra;

5. Queima da amostra em um forno de indução (figura 4.7) e determinação, por infravermelho, do CO₂ gerado. Os dados são captados por um software que, com base em uma curva de calibração, faz a determinação do teor de carbono da amostra.



Figura 4.7 – Forno de indução com análise de carbono por infravermelho e software para leitura do teor de carbono.

4.4 - Cálculo da Constante Aparente de Descarburção

De posse dos resultados dos teores de carbono no início e ao final de cada etapa do tratamento, avaliou-se a taxa de descarburção através do cálculo da constante aparente de descarburção. Para a primeira etapa do tratamento utilizou-se as amostras C₀ e C₆ como carbono inicial e final, respectivamente. Para a segunda etapa utilizou-se as amostras C₆ e C₁₂ como carbono inicial e final. Esse cálculo foi realizado através das equações:

$$\frac{(\%C_f - \%C_{eq})}{(\%C_o - \%C_{eq})} = e^{-k_{ci,j} \cdot t_{o,f}} \quad (4.1)$$

$$k_{ci,j} = -\frac{\ln\left(\frac{(\%C_f - \%C_{eq})}{(\%C_o - \%C_{eq})}\right)}{t_{o,f}} \quad (4.2)$$

Onde:

$\%C_f$ = percentagem final de carbono em cada etapa;

$\%C_o$ = percentagem inicial de carbono em cada etapa;

$\%C_{eq}$ = percentagem de carbono no equilíbrio;

$t_{o,f}$ = tempo decorrido entre as amostragens inicial C_o e final C_f (minuto);

$k_{ci,j}$ = constante aparente de descarburacão na etapa i para a vazão j (minuto^{-1}).

O teor de carbono em equilíbrio foi estimado utilizando as equações de 3.5 a 3.9 da seção anterior. Dessas, pode-se obter a seguinte equação:

$$\%C_{eq} = \frac{P_{co}}{e^{(-\Delta G^\circ / RT)} \%O} \quad (4.3)$$

A P_{co} (atm) foi estimada utilizando o menor valor da pressão total medida na parte superior do equipamento (próximo à entrada do primeiro ejetor) e uma estimativa da concentração de argônio e CO no sistema. A temperatura e o teor de oxigênio foram medidos durante o tratamento. A P_{co} foi calculada da seguinte forma:

$$P_{total} = P_{co} + P_{arg} \quad (4.4)$$

$$P_{co} = P_{total} - P_{arg} \quad (4.5)$$

Sendo:

P_{total} = Pressão total do sistema (atm);

P_{co} = Pressão de CO (atm);

P_{arg} = Pressão de argônio (atm).

4.4.1 – Cálculo de $K_{C1,80}$

Os teores de carbono das condições 1, 2 e 3, da primeira etapa, conforme mostrado na figura 4.8, forneceram os valores para o cálculo de $K_{C1,80}$.

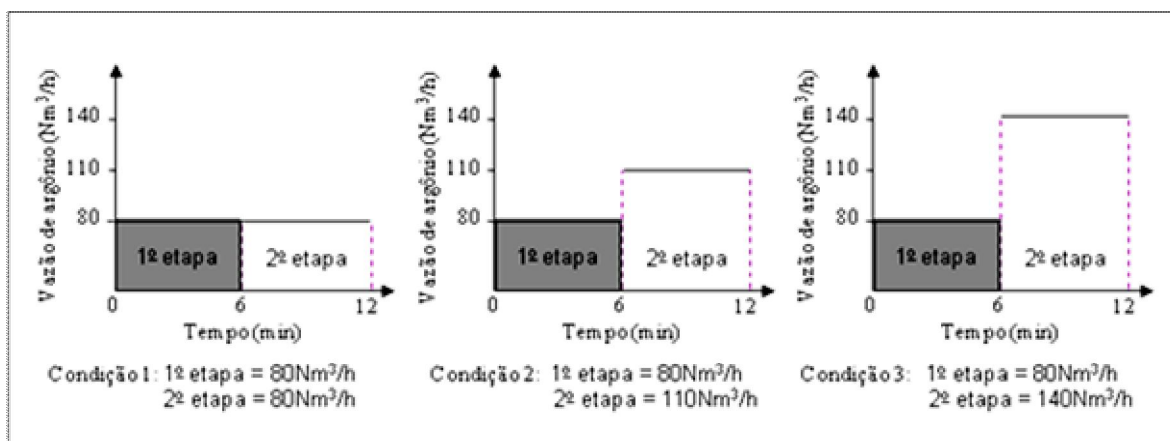


Figura 4.8 – Condições 1, 2 e 3 com as vazões de argônio utilizadas na primeira etapa.

Cálculo da constante:

$$k_{C1,80} = -\frac{\ln\left(\frac{(C_6 - C_{eq})}{(C_0 - C_{eq})}\right)}{t_{0,6}} \quad (4.6)$$

Sendo:

C_0 = percentagem inicial de carbono (amostra C_0);

C_6 = percentagem final de carbono (amostra C_6);

C_{eq} = percentagem de carbono no equilíbrio;

$t_{0,6}$ = tempo decorrido entre as amostras C_0 e C_6 (minuto);

$k_{C1,80}$ = constante aparente de descarburização na primeira etapa para a vazão de 80 Nm³/h (minuto⁻¹).

4.4.2 – Cálculo de $K_{C1,110}$

O valor de $K_{C1,110}$ foi calculado de modo análogo aos da sessão 4.4.1 para as condições 4, 5 e 6 da figura 4.9.

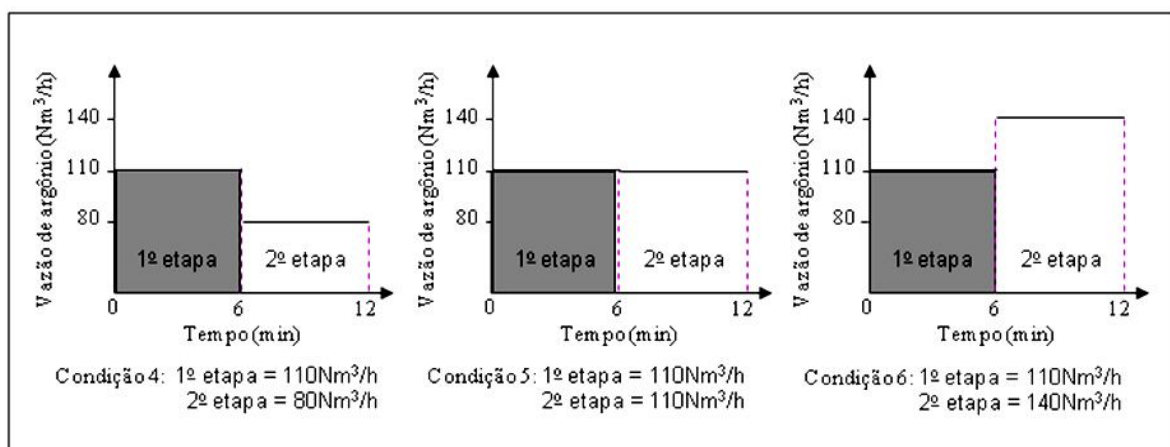


Figura 4.9 – Condições 4, 5 e 6 com as vazões de argônio utilizadas na primeira etapa.

4.4.3 – Cálculo de $K_{C1,140}$

O valor de $K_{C1,140}$ foi calculado de modo análogo aos da sessão 4.4.1 para as condições 7, 8 e 9 da figura 4.10.

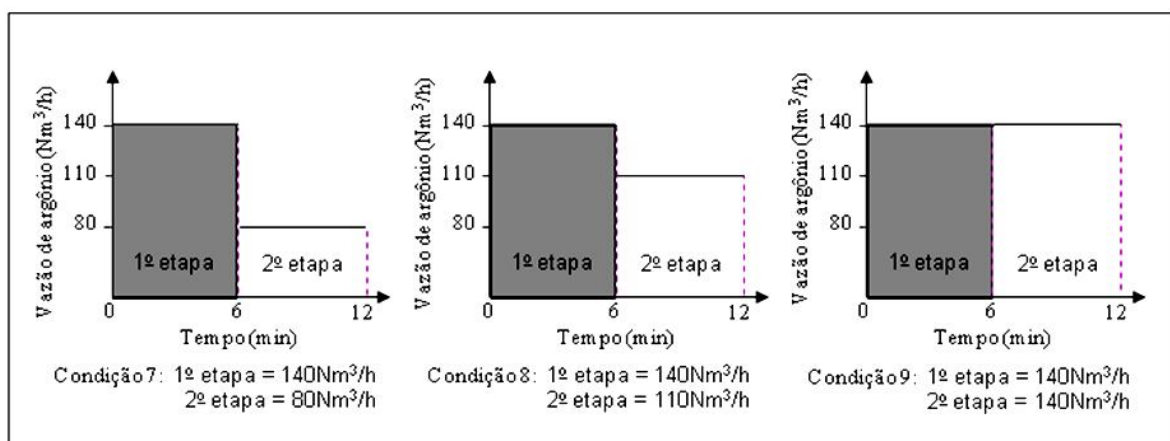


Figura 4.10 – Condições 7, 8 e 9 com as vazões de argônio utilizadas na primeira etapa.

4.4.4 – Cálculo de $K_{C2,80}$

Os teores de carbono das condições 1, 4 e 7, da segunda etapa, conforme mostrado na figura 4.11, forneceram os valores para o cálculo de $K_{C2,80}$.

Cálculo da constante aparente de descarburização na segunda etapa para a vazão de $80 \text{ Nm}^3/\text{h}$:

$$k_{C2,80} = -\frac{\ln\left(\frac{C_{12} - C_{eq}}{C_6 - C_{eq}}\right)}{t_{6,12}} \quad (4.7)$$

C_6 = percentagem inicial de carbono (amostra C_6);

C_{12} = percentagem final de carbono (amostra C_{12});

C_{eq} = percentagem de carbono no equilíbrio;

$t_{6,12}$ = tempo decorrido entre as amostras C_6 e C_{12} (minuto);

$k_{C1,80}$ = constante aparente de descarburização na segunda etapa para a vazão de $80 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (minuto^{-1}).

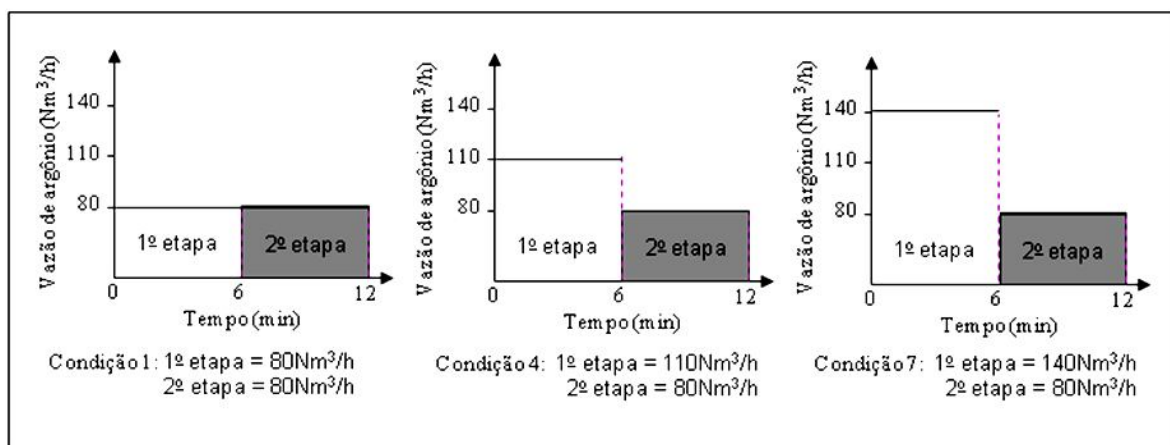


Figura 4.11 – Condições 1, 4 e 7 com as vazões de argônio utilizadas na segunda etapa.

4.4.5 – Cálculo de $K_{C2,110}$

O valor de $K_{C2,110}$ foi calculado de modo análogo aos da seção 4.4.4 para as condições 2, 5 e 8 da figura 4.12.

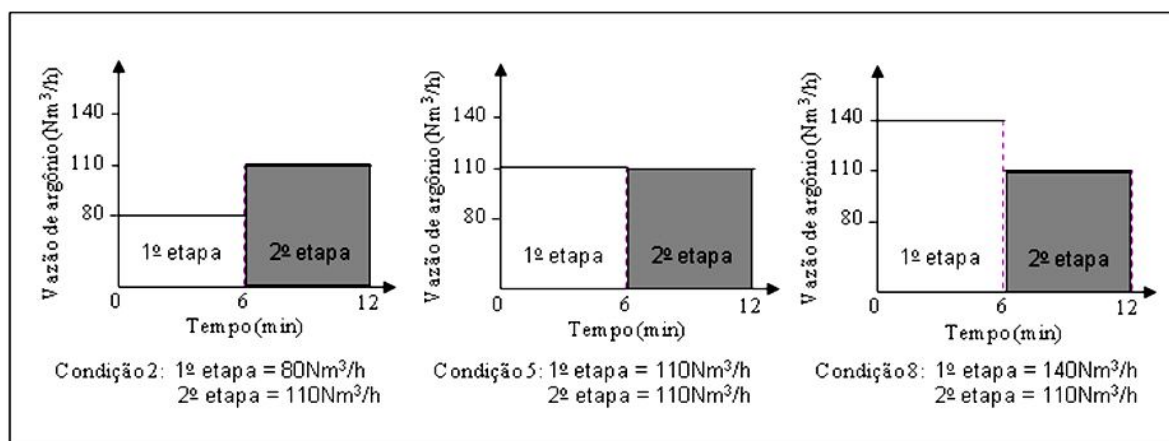


Figura 4.12 – Condições 2, 5 e 8 com as vazões de argônio utilizadas na segunda etapa.

4.4.6 – Cálculo de $K_{C2,140}$

Os teores de carbono das condições 3, 6 e 9, da segunda etapa, forneceram os valores para o cálculo de $K_{C2,140}$, conforme figura 4.13.

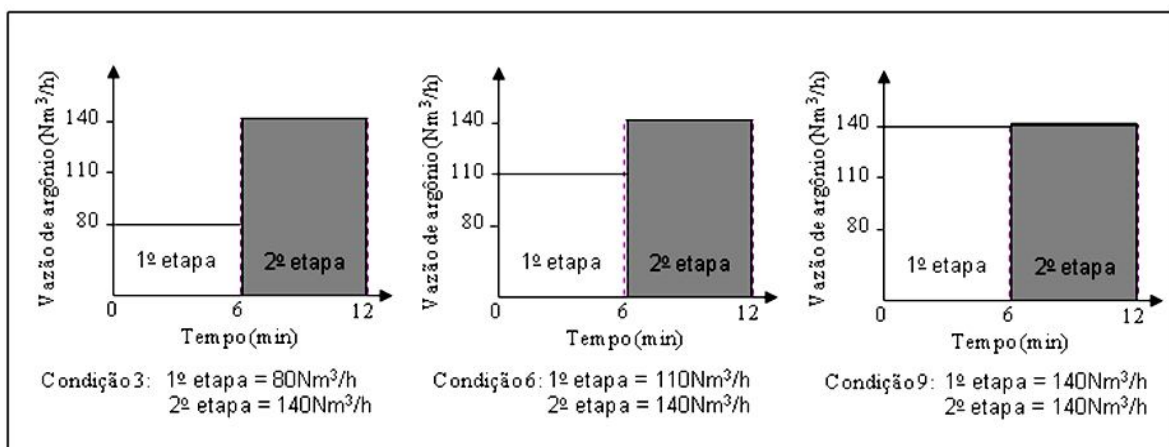


Figura 4.13 – Condições 3, 6 e 9 com as vazões de argônio utilizadas na segunda etapa.

5 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta seção será apresentado e discutido o efeito da variação da vazão de argônio nos bicos de injeção do RH da Usiminas sobre a constante aparente de descarburização. Estes resultados foram obtidos nos testes industriais realizados para dois períodos de descarburização distintos. Mediante estes resultados foi proposto um novo padrão de vazão de gás a ser utilizado no tratamento de corridas de aço ultra baixo carbono. Analisando a equação 4.2, pode-se observar que quanto maior o valor de K_{Ci} , menor será o teor de carbono obtido ao final da etapa de tratamento. Portanto, pretende-se utilizar os maiores valores de K_{Ci} quando o objetivo do tratamento for o de se obter maiores taxas de descarburização.

5.1 - Constante Aparente de Descarburização para a Primeira Etapa do Tratamento (k_{C1})

Foram realizadas 27 corridas de aço ultra baixo carbono para determinação do valor da constante aparente de descarburização para a vazão de 80 Nm³/h durante a primeira etapa de tratamento. O valor médio para a constante aparente de descarburização foi de 0,34 min⁻¹, com desvio padrão de 0,07 min⁻¹. A distribuição dos resultados é apresentada na figura 5.1.

Para a vazão de 110 Nm³/h, foram realizadas 34 corridas para determinação do valor da constante aparente de descarburização. O valor médio obtido foi de 0,33 min⁻¹ com desvio padrão de 0,05 min⁻¹. A distribuição dos resultados é apresentada na figura 5.2.

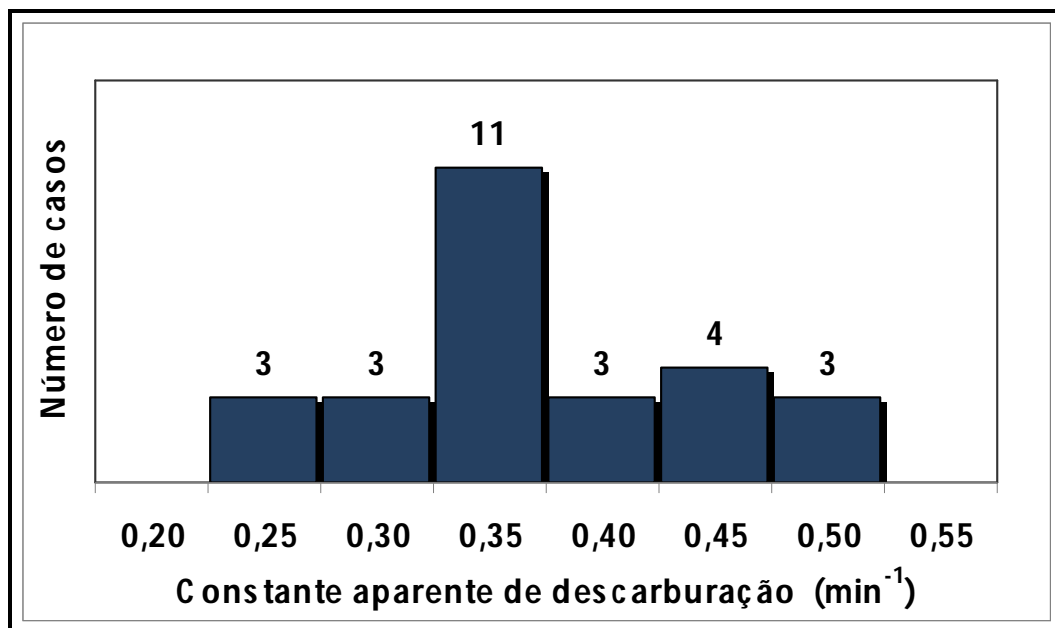


Figura 5.1 – Distribuição da constante aparente de descarburização para a vazão de 80 Nm³/h durante a primeira etapa do tratamento.

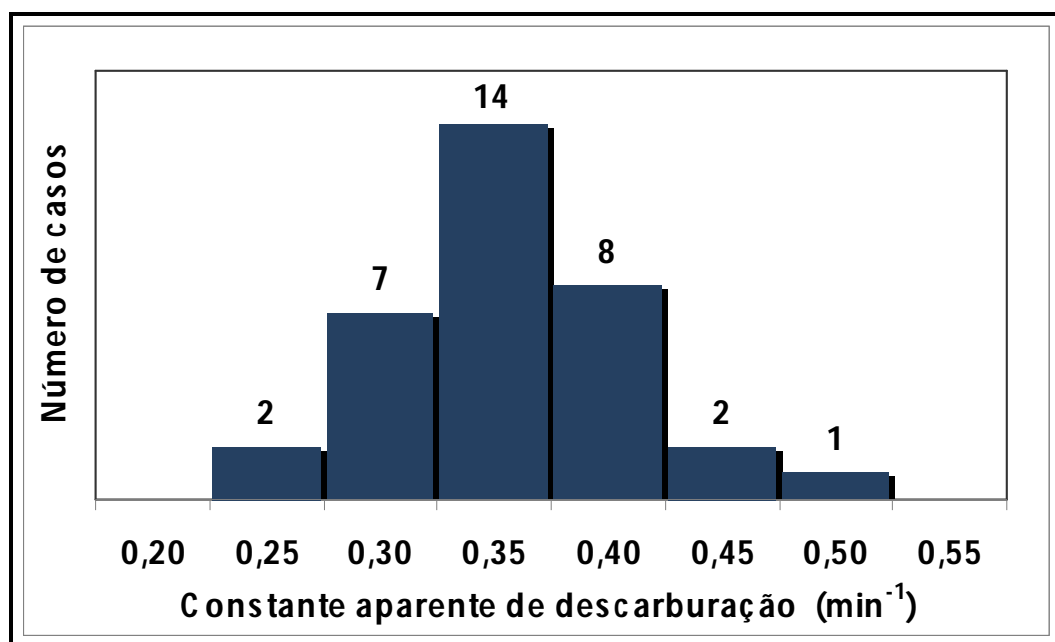


Figura 5.2 – Distribuição da constante aparente de descarburização para a vazão de 110 Nm³/h durante a primeira etapa do tratamento.

Para a vazão de 140 Nm³/h foram realizadas 25 corridas para determinação do valor da constante aparente de descarburção. O valor médio obtido foi de 0,34 min⁻¹, com desvio padrão de 0,06 min⁻¹. A distribuição dos resultados é apresentada na figura 5.3. Um resumo dos valores obtidos para as três vazões é apresentado na tabela V.1 e na figura 5.4.

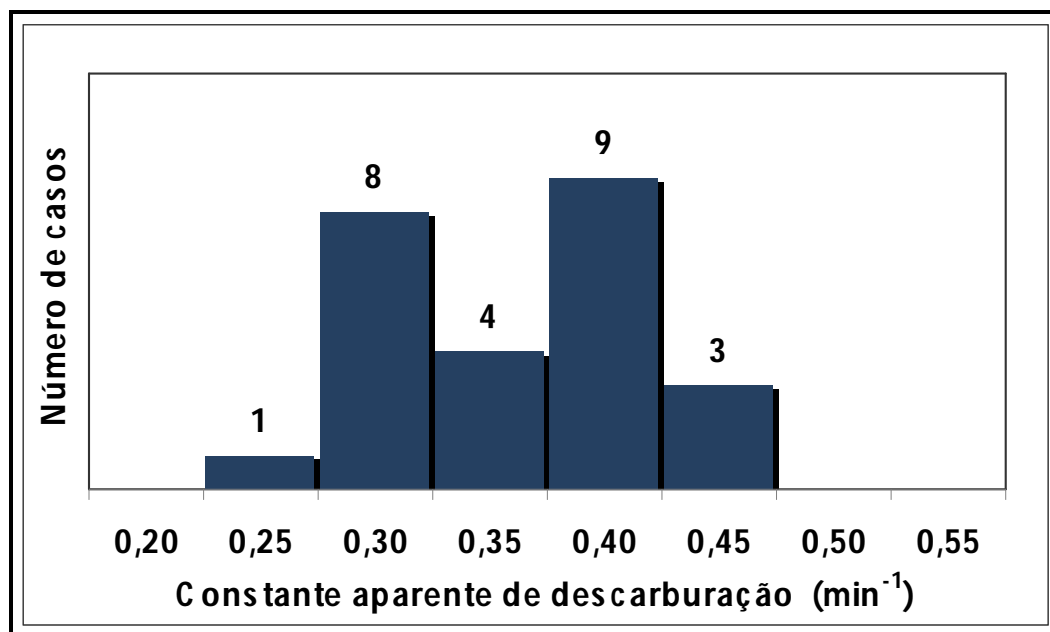


Figura 5.3 – Distribuição da constante aparente de descarburção para a vazão de 140 Nm³/h durante a primeira etapa do tratamento.

Tabela V.1 – Valores da constante aparente de descarburção obtidos para as três vazões testadas.

Vazão de argônio (Nm ³ /h)	K _{C1} (min ⁻¹)		Número de análises
	média	desvPad	
80 Nm ³ /h	0,34	0,07	27
110 Nm ³ /h	0,33	0,05	34
140 Nm ³ /h	0,34	0,06	25

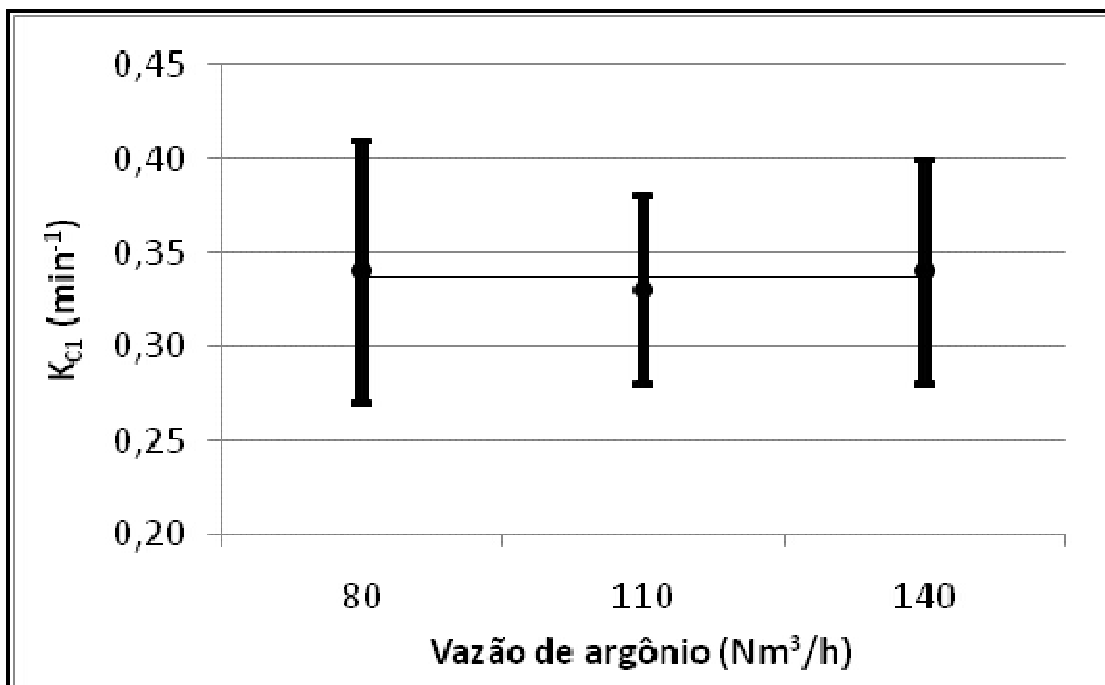


Figura 5.4 – Resumo dos valores obtidos para as três vazões na primeira etapa.

Analisando os resultados, pode-se constatar que os valores médios da constante aparente de descarburização obtidos para as três vazões testadas são semelhantes. Resultados similares foram obtidos por Ahrenhold et al (2003) e Wei (2002), analisando o teor de carbono final atingido para tratamentos sem distinção de etapas de descarburização. Portanto, para a primeira etapa do tratamento optou-se por utilizar a vazão de 80 Nm³/h, devido ao menor consumo de argônio, sem afetar a taxa de descarburização.

Uma explicação para os resultados seria que, devido ao elevado teor de carbono e oxigênio na primeira etapa do tratamento, o transporte de massa é facilitado e a reação de descarburização acontece a elevadas taxas, podendo ocorrer inclusive no seio do líquido. Esse fato, somado ao efeito da agitação adicional do banho devido ao grande volume de gás gerado, torna pouco relevante o incremento da vazão de gás inerte nessa etapa.

Nos primeiros 6 minutos de tratamento ocorre uma grande geração de gás CO, como pode ser visto na figura 5.5. Essa geração associada à expansão dos gases do sistema (devido ao aumento da temperatura e a redução da pressão), à medida que as bolhas seguem seu caminho ascendente na perna de subida e no interior do vaso, pode afetar a circulação de aço devido à ocupação da área útil da perna de subida com excesso de gás. Portanto, o excesso de injeção de gás inerte nessa etapa pode prejudicar a renovação de aço na câmara de vácuo, podendo culminar inclusive na redução da taxa de descarburção.

Nessa etapa, é importante manter o equipamento em condições de promover a máxima capacidade de sucção dos gases. Outra opção é de se trabalhar com um sistema de pré-vácuo para acelerar esta remoção dos gases do sistema.

Outro fato relevante é que esta elevada geração de CO somada a altas taxas de injeção de gás inerte pode aumentar o volume de *splash* no sistema, aumentando assim a incidência de cascão nas partes superiores do equipamento. Portanto, a redução da vazão de gás inerte nesta etapa pode minimizar esse efeito.

Como normalmente existem limitações do equipamento quanto à taxa de sucção dos gases, altas taxas de injeção de argônio podem dificultar a obtenção de baixas pressões na câmara de vácuo, principalmente nos primeiros instantes do tratamento onde o volume de gás gerado pela reação de descarburção é muito grande. Portanto, essa redução da vazão na primeira etapa pode melhorar a performance do equipamento no que diz respeito à obtenção destas baixas pressões.

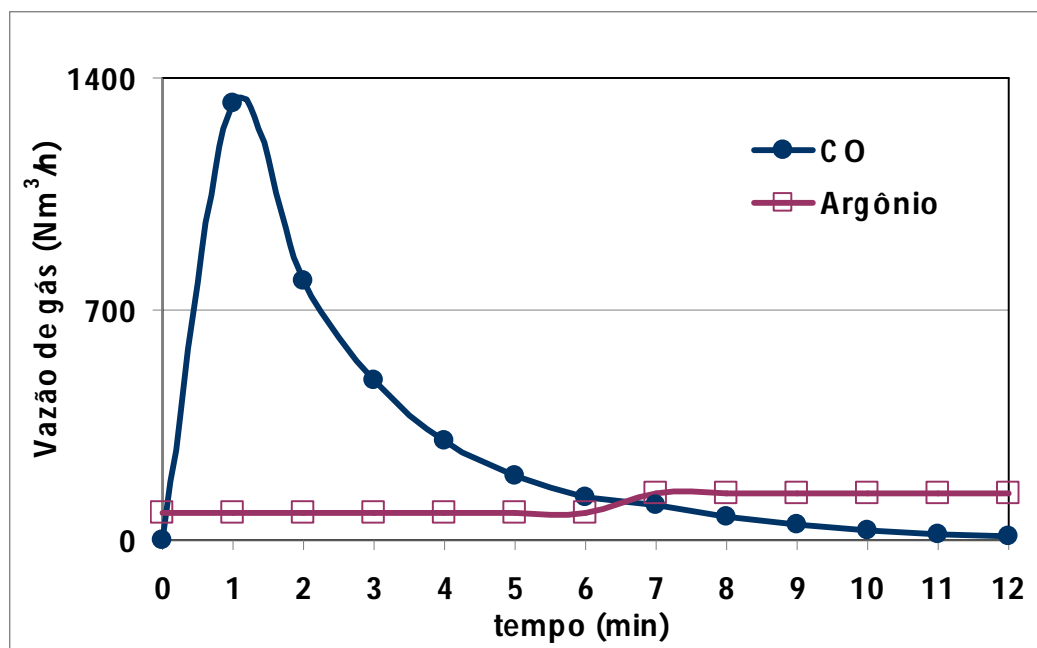


Figura 5.5 – Estimativa da vazão de gás no sistema durante a descarburização no RH para uma vazão de argônio de 80 Nm³/h na primeira etapa do tratamento e 140 Nm³/h na segunda.

5.2 - Constante Aparente de Descarburização para a Segunda Etapa do Tratamento (k_{C2})

Foram realizadas 30 corridas de aço ultra baixo carbono para determinação do valor da constante aparente de descarburização para a vazão de 80 Nm³/h durante a segunda etapa de tratamento. O valor médio obtido de k_{C2} foi de 0,11 min⁻¹ com desvio padrão de 0,05 min⁻¹. A distribuição dos resultados é apresentada na figura 5.6.

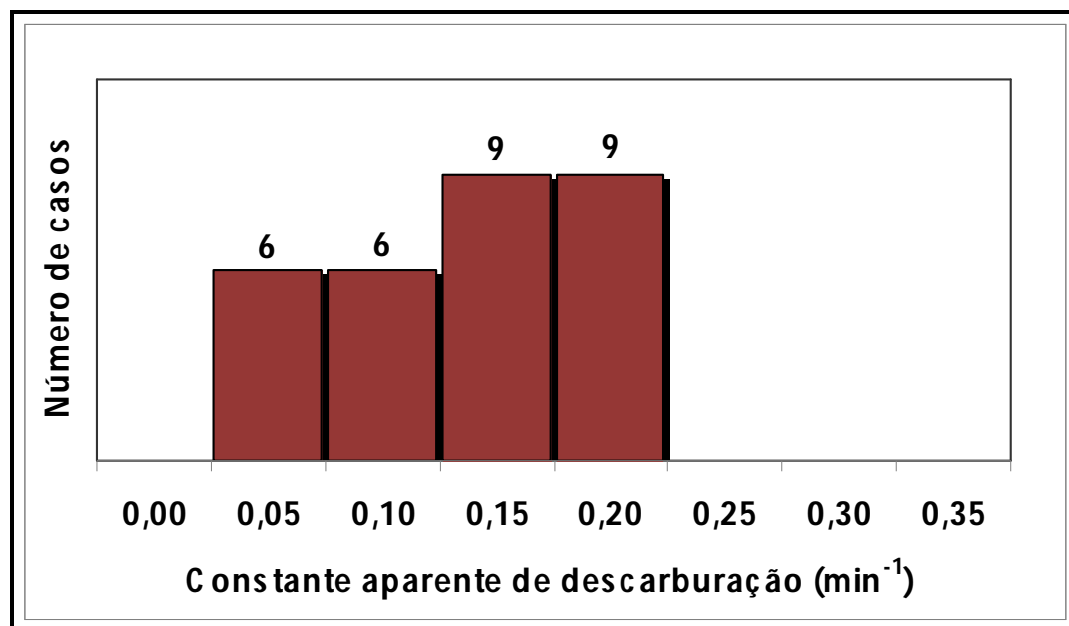


Figura 5.6 – Distribuição da constante aparente de descarburização para a vazão de 80 Nm³/h durante a segunda etapa do tratamento.

Para a vazão de 110 Nm³/h, foram realizadas 32 corridas para determinação do valor da constante aparente de descarburização. O valor médio obtido foi de 0,12 min⁻¹ com desvio padrão de 0,05 min⁻¹. A distribuição dos resultados é apresentada na figura 5.7.

Para a vazão de 140 Nm³/h foram realizadas 32 corridas. O valor médio obtido foi de 0,14 min⁻¹ com desvio padrão de 0,06 min⁻¹. A distribuição dos resultados é apresentada na figura 5.8. Um resumo dos valores obtidos para as três vazões são apresentados na figura 5.9 e na tabela V.2.

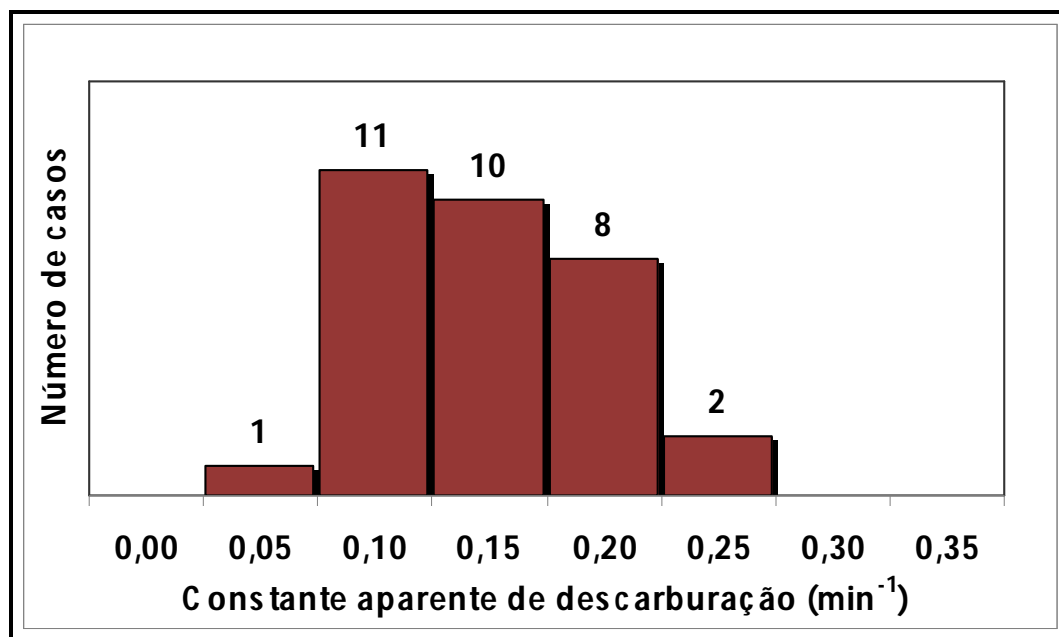


Figura 5.7 – Distribuição da constante aparente de descarburização para a vazão de 110 Nm³/h durante a segunda etapa do tratamento.

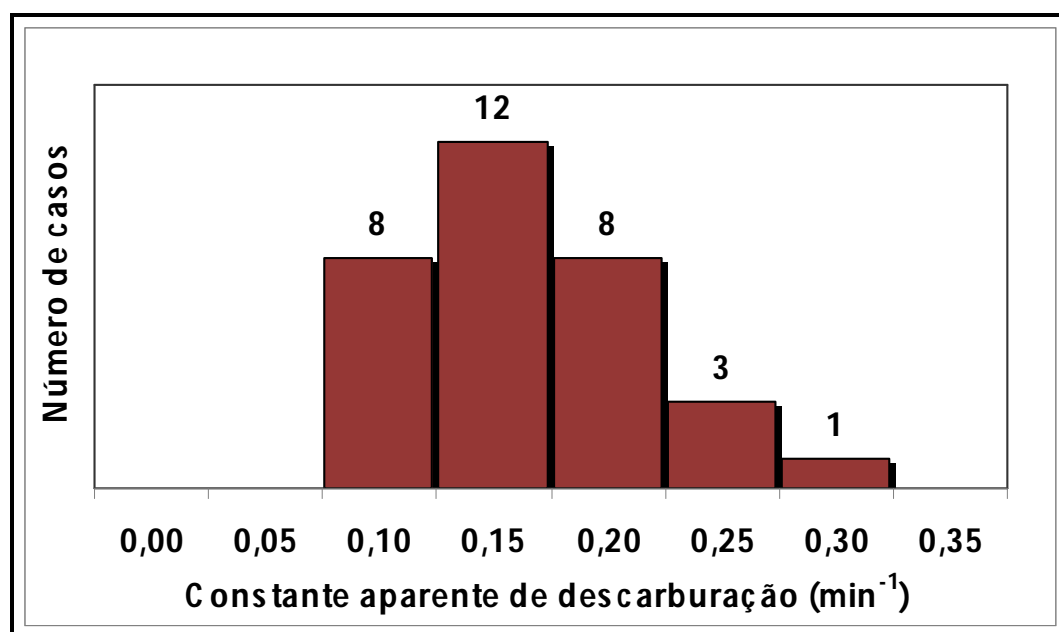


Figura 5.8 – Distribuição da constante aparente de descarburização para a vazão de 140 Nm³/h durante a segunda etapa do tratamento.

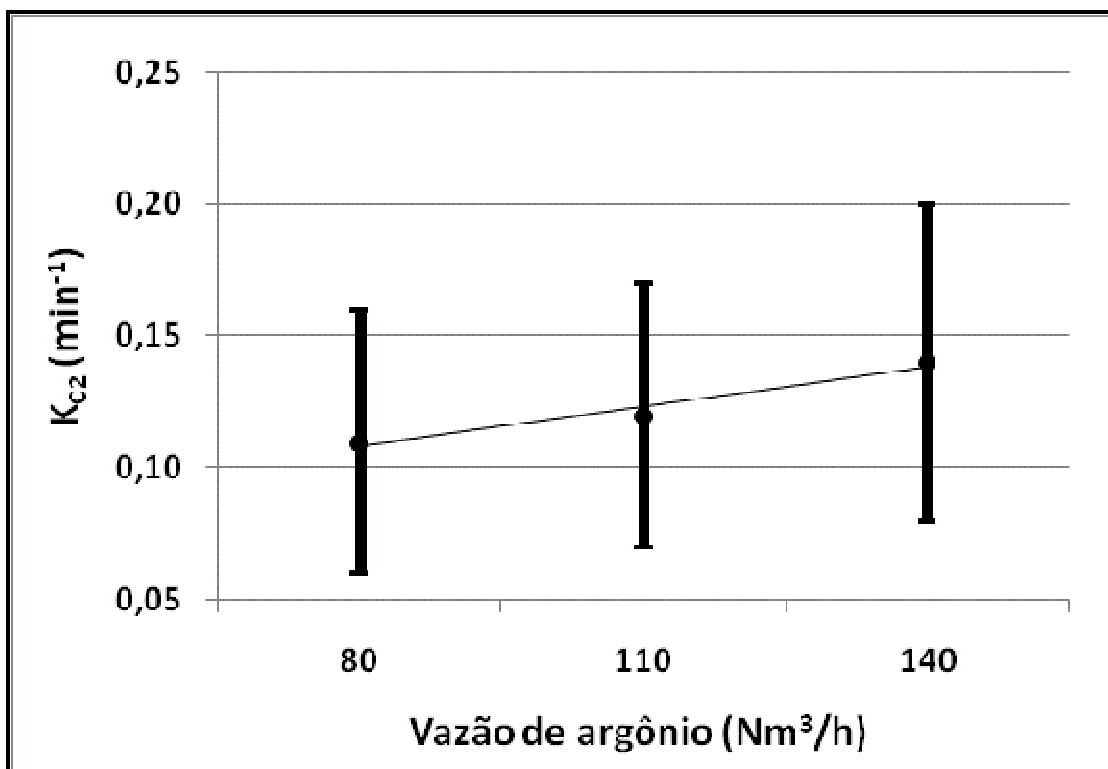


Figura 5.9 – Resumo dos valores obtidos para as três vazões na segunda etapa.

Tabela V. 2 - Valores da constante aparente de descarburização obtidos para as três vazões testadas.

Vazão de argônio (Nm^3/h)	K_{c2} (min^{-1})		Número de análises
	média	desvPad	
80 Nm^3/h	0,11	0,05	30
110 Nm^3/h	0,12	0,05	32
140 Nm^3/h	0,14	0,06	32

A média da constante aparente de descarburização na segunda etapa para a vazão de 140 Nm^3/h apresentou valores ligeiramente superiores aos das vazões de 80 e 110 Nm^3/h . Alguns autores, como Yano (1994) e Kuwabara (1998), afirmam que incrementos na

vazão de argônio nas etapas finais do tratamento aumentariam a taxa de descarburção, o que está de acordo com os resultados obtidos.

Foi utilizado o *software statgraphics plus 5.1* para realização do teste de hipóteses para comparação das médias. Comparando-se a média da constante aparente de descarburção obtida para a vazão de 80 Nm³/h e de 140 Nm³/h (0,11 min⁻¹ e 0,14 min⁻¹), pode-se afirmar com 95% de confiança que a média de $k_{C2,80}$ é menor que a média de $k_{C2,140}$. Foram comparadas as seguintes hipóteses:

Hipótese nula: média de $k_{C2,80}$ – média de $k_{C2,140} = 0,0$;

Hipótese alternativa: média de $k_{C2,80}$ – média de $k_{C2,140} < 0,0$.

Analogamente, comparando-se a média da constante aparente de descarburção obtida para a vazão de 110 Nm³/h e de 140 Nm³/h (0,12 min⁻¹ e 0,14 min⁻¹), pode-se afirmar com 94% de confiança que a média de $k_{C2,110}$ é menor que a média de $k_{C2,140}$.

Desse modo, para a segunda etapa do tratamento optou-se por manter a vazão de 140 Nm³/h, não alterando o padrão nessa etapa.

Uma explicação para os resultados obtidos é que, na segunda etapa do tratamento, a reação de descarburção ocorre principalmente na superfície do banho e das bolhas de gás. Nessa etapa, a geração de CO reduz drasticamente, como pode ser visto na figura 5.5, diminuindo o volume de gás no sistema e reduzindo a agitação do banho. A descarburção na etapa final do processo pode ser incrementada pela injeção adicional de argônio. O aumento da vazão desse gás aumenta a área de reação, introduzindo maior perturbação na superfície do banho e oferecendo um substrato para nucleação através das bolhas. Nessa etapa, o controle do processo se dá por transferência de massa. Portanto, ações no sentido de incrementar a agitação no sistema aumentando o coeficiente de transporte de massa podem trazer benefícios ao processo.

5.3 – Novo Padrão Proposto

O padrão de tratamento atual utiliza a vazão de 110 Nm³/h na primeira etapa do tratamento de descarburção e 140 Nm³/h na segunda etapa. De acordo com os resultados podemos notar que a vazão de argônio de 80 Nm³/h pode ser utilizada na primeira etapa da descarburção, substituindo a vazão de 110 Nm³/h, sem nenhuma redução na constante aparente de descarburção. Foi proposto um novo padrão, conforme figura 5.10.

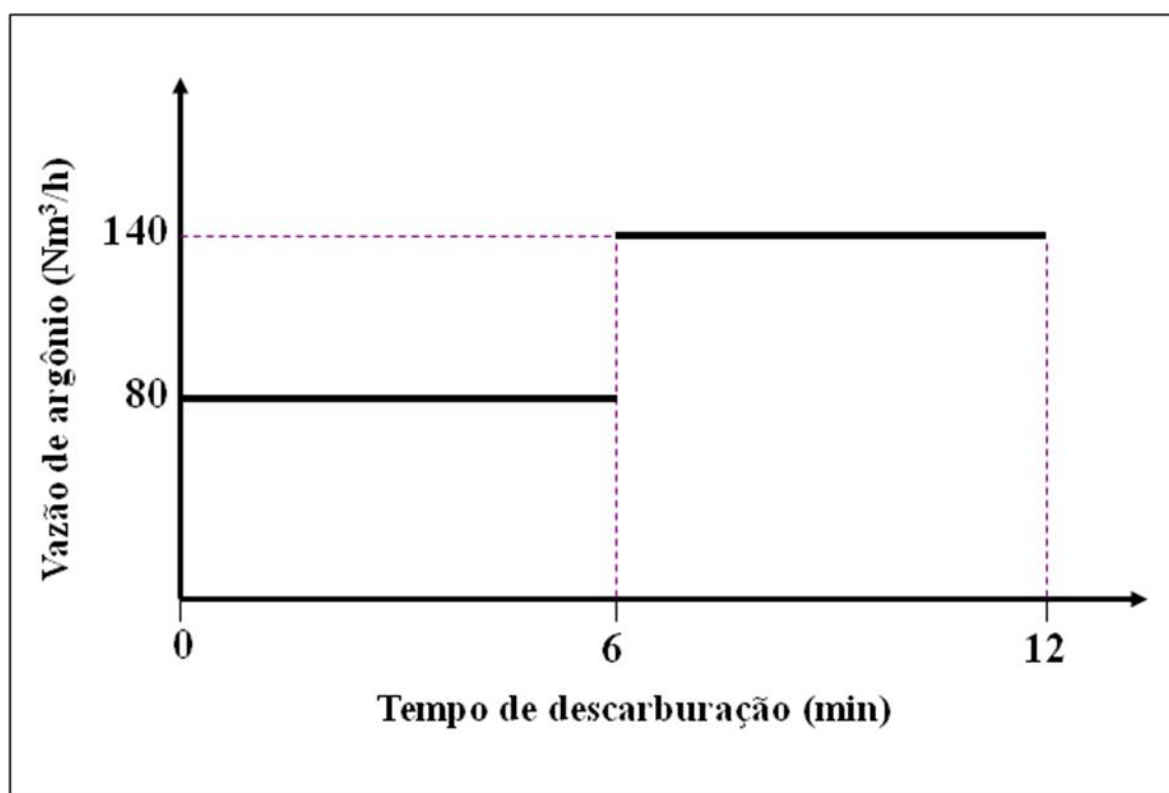


Figura 5.10 – Padrão de argônio proposto

Com essa alteração estima-se uma redução no consumo de argônio de aproximadamente 18.900 Nm³/ano, representando uma economia de aproximadamente R\$ 22.700,00/ano. Outro ponto importante é a disponibilização desse gás para outras atividades na Aciaria.

Outro benefício da redução dessa vazão é a pequena diminuição na queda de temperatura do aço durante o tratamento. O argônio é injetado a temperatura ambiente e em contato com o aço a aproximadamente 1600°C promove uma redução da temperatura do sistema. Portanto, a redução da vazão de argônio reduzirá a queda de temperatura do aço. Estima-se uma redução de aproximadamente 0,04°C em cada tratamento de descarburização realizado no equipamento. Com a redução do consumo de 1360 kg de alumínio e 845 Nm³ de oxigênio para aquecimento calcula-se uma economia de aproximadamente R\$ 4.500,00 por ano. Além da redução da geração de alumina no banho de aproximadamente 420 g por corrida, o que pode representar uma melhoria na limpidez dos aços.

Considerando o valor de 0,34 min⁻¹ para a constante aparente de descarburização na primeira etapa e o valor de carbono inicial médio de 197 ppm (obtido durante os testes), pode-se estimar o teor de carbono aos 12 minutos de vácuo para as vazões testadas, utilizando os valores da constante na segunda etapa, como pode ser visto na figura 5.11.

Após a implantação da alteração proposta obteve-se uma redução do consumo de argônio, mantendo-se o teor médio de carbono obtido anteriormente, como era esperado.

A verificação da influência da redução dessa vazão na formação de cascão no sistema será realizada no decorrer dos meses subsequentes, não havendo tempo hábil para que se possa obter alguma conclusão até o término desse trabalho devido à baixa frequência de troca/limpeza do tubo de sucção.

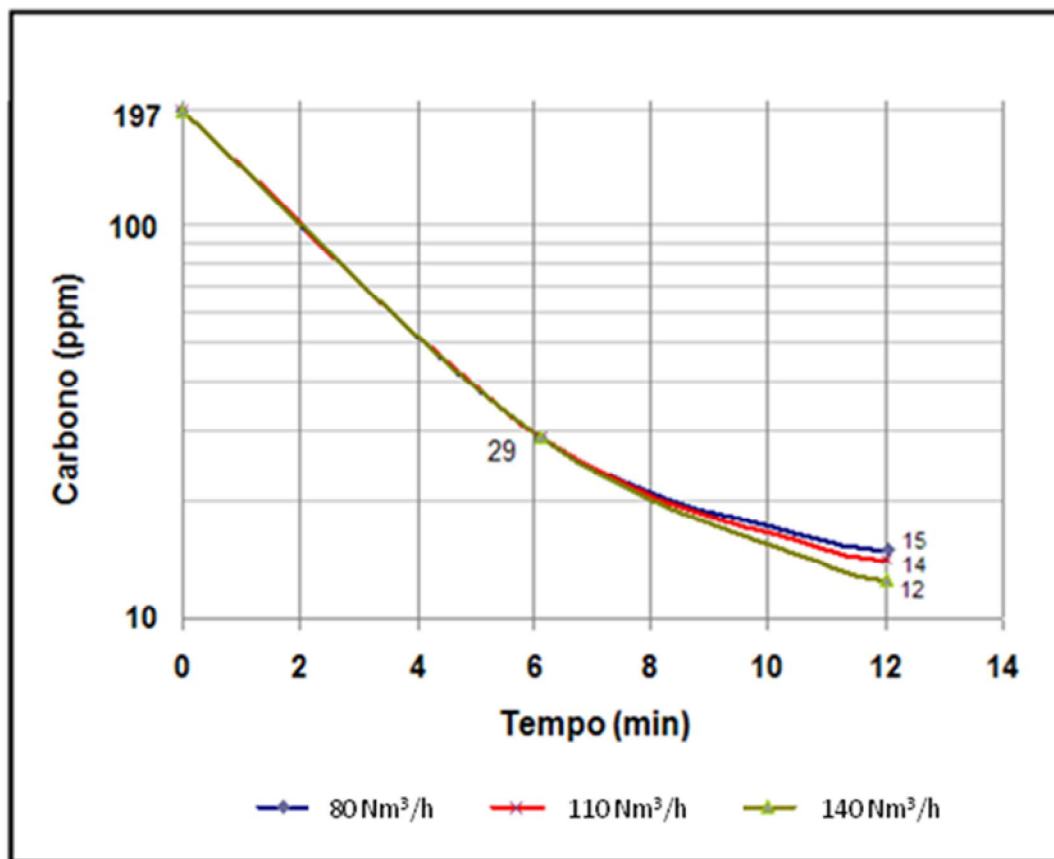


Figura 5.11 – Simulação da curva de descarburização para as três vazões de argônio testadas.

6 – CONCLUSÕES

Os valores médios da constante aparente de descarburização obtidos (0,34, 0,33 e 0,34 min^{-1}) para as três vazões testadas (80, 110 e 140 Nm^3/h) na primeira etapa do tratamento de descarburização são semelhantes. Portanto, para essa etapa foi alterada a vazão de 110 para 80 Nm^3/h . Pretende-se, com a alteração dessa vazão, obter uma redução no consumo de argônio de aproximadamente 18.900 Nm^3/ano e, conseqüentemente, a disponibilização desse gás para outras atividades na Aciaria. Essa alteração representa uma economia de aproximadamente R\$ 22.700,00/ano.

Outro benefício da redução dessa vazão é a pequena diminuição na queda de temperatura do aço durante o tratamento. Essa diminuição é estimada em aproximadamente 0,04°C/tratamento. Com a redução do consumo de alumínio e oxigênio para aquecimento, calcula-se uma economia de aproximadamente R\$ 4.500,00 por ano.

A média da constante aparente de descarburização na segunda etapa para a vazão de 140 Nm^3/h (0,14 min^{-1}) apresentou valores ligeiramente superiores aos das vazões de 80 e 110 Nm^3/h (0,11 min^{-1} e 0,12 min^{-1} , respectivamente). Portanto, para a segunda etapa do tratamento optou-se por manter a vazão de 140 Nm^3/h não alterando o padrão nessa etapa.

7 – SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Para a otimização do tratamento de aços no desgaseificador a vácuo RH, os seguintes trabalhos são sugeridos:

- Estudo da variação da taxa de descarburização nos aços ultra baixo carbono para outros padrões de injeção de argônio na perna de subida do desgaseificador a vácuo RH. Testar vazões menores que 80 Nm³/h e maiores que 140 Nm³/h, com o objetivo de reduzir o consumo de argônio e/ou maximizar a taxa de descarburização;
- Complementação dos estudos em modelo físico da variação da taxa de descarburização com a vazão de gás na perna de subida e no vaso do desgaseificador RH, com o principal objetivo de verificar o ponto onde a taxa de descarburização reduz com o aumento dessa vazão;
- Estudo da variação da taxa de remoção de hidrogênio nos aços para vários padrões de injeção de argônio na perna de subida do desgaseificador a vácuo RH em várias etapas do tratamento;
- Estudo dos mecanismos de formação de cascão no tubo de sucção do RH e de medidas para mitigá-lo.

8 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AHRENHOLD, F.; KNOPP, I.; LIEBIG, H.; SCHUTZ, C-H.; TEMBERGEN, D. Experience with the second RH degasser at the Beeckerwerth Steel of TKS. In: BRASILIAN METALS SOCIETY CONGRESS, Belo Horizonte, may, 2003. p. 19-21.

MARTINS, E. M. C. Estudo de otimização de um desgaseificador RH por meio de modelagem física. Ouro Preto: Rede Temática em Engenharia de Materiais UFOP – CETEC – UEMG, 2003. 124p. (Dissertação, Mestrado em Engenharia de Materiais).

CARVALHO, J. L. R.; et al. Dados Termodinâmicos para Metalurgistas. Departamento de Engenharia Metalúrgica, Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 1977.

CASTRO, L. F. A.; SAMPAIO, R. S.; TAVARES, R. P.; Termodinâmica Metalúrgica. Texto Preparado pelos Professores. Capítulo 2, Primeira Lei da Termodinâmica, p. 94.

DOMGIN, *et al.* Carbon concentration in ULC steels numerically tracked in vacuum process. STEEL RESEARCH, nº 1, 76, 2005, p. 5-12.

FRUEHAN, R.J. An introduction to vacuum degassing - part II. In: Iron & Steelmaker, v.17, n.7, p.42-43, July. 1990.

FRUEHAN, R.J. The Making, Shaping and Treating of Steel; Steelmaking and Refining Volume; Ladle Refining and Vacuum Degassing. 11ª edição. Pittsburgh, Pa. The AISE Steel Foundation, 1998, Chapter 11, p. 661-713.

FUKIAGE, K.; Melhorias introduzidas no desgaseificador a vácuo da usina de Nagoya. In: TREINAMENTO CGL, Usiminas, julho, 2000.

GUO, D; IRONS, G. A. Modelling of gás-liquid reactions in ladle metallurgy; Part 1; Physical modeling. *Metallurgical and Materials Transactions B*, v. 31B, p. 1447-1455, dec. 2000.

HAHN, F.I.; et al. Application of the RH process to the production of ultra low carbon steels at Thyssen Stahl AG. In: *Ironmaking and Steelmaking*, v.17, n.3, p.43-47, Mar. 1990.

HANNA, R.K.; et al. Water modelling to aid improvement of degasser performance for production of ultralow carbon interstitial free steels. In: *Ironmaking and Steelmaking*, v.21, n.1, p.37-43. 1994.

HARASHIMA, K.; MIZOGUSHI, S.; MATSUO, M.; KIYOSE, A. Rates of nitrogen and carbon removal from liquid iron in low content region under reduced pressures. In: *ISIJ INTERNATIONAL*, vol. 32, n. 1, 1992, p. 111-110.

INOUE, S.; FURUNO, Y.; USUI, T.; MIYAHARA, S. Acceleration of decarburization in RH vacuum degassing process; *ISIJ International*, v. 32, n. 1, p. 120-125, sep. 1992.

KATO, Y.; NAKATO, H.; FUJI, T.; OHMIYA, S.; TAKATORI, S. Fluid flow in ladle and its effect on decarburization rate in RH degasser. *ISIJ International*, Vol. 33, n° 10, 1993, p. 1088-1094.

KATO, Y.; *et al.* Décaburation de l'acier à moins de 10 ppm par dégazage au RH avec insufflation d'oxygène. In: *ACIÉRIE DE CONVERSION. LA REVUE DE MÉTALLURGIE*, 1992. P. 616-621.

KISHIMOTO, Y.; YAMAGUCHI, K.; SAKURAYA, T.; FUJI, T. Decarburization in ultra-low carbon iron under reduced pressure. *ISIJ International*, Vol. 33, n° 3, p. 391-399, 1993.

KLEIMT, B.; et al. Dynamic model for on-line observation of the current process state during RH degassing. In: *Steel Research*, v.72, n.9, p.337-345, set. 2001.

KUWABARA, T.; UMEZAWA, K.; MORI, K.; WATANABE, H. Investigation of decarburization behavior in RH-reactor and its operation improvement. In: *TRANSACTIONS ISIJ*, Vol. 28, 1988, p. 305-314.

LI, Y. ROUDABUSH, R. P.; MACDONALD, A. L.; MAYLE, C. L. Development and implementation of a comprehensive RH degasser model in United States Steel Corporation In: AIST. IRON AND STEEL TECHNOLOGY CONFERENCE - AISTech, 2004, Nashville. Proceedings. Warrendale: Association for Iron and Steel Technology. 2004. v.1. p. 1155-1165.

MARTINS *et al.* Recentes desenvolvimentos no refino em desgaseificador RH visando a fabricação de aços com teores de carbono inferiores a 30 ppm. In: SEMINÁRIO DE FUSÃO, REFINO E SOLIDIFICAÇÃO DOS METAIS, 34, 2003, Belo Horizonte. São Paulo: ABM. 2003. p. 185-196.

NASCIMENTO, A. A.; TAVARES, R. P. Estudo da cinética de descarburização e taxa de circulação no modelo físico do desgaseificador RH. In: RELATÓRIO DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA, UFMG, Belo Horizonte, setembro, 2007.

NEVES; L. Avaliação dos efeitos da injeção de gás na câmara de vácuo do modelo físico de um desgaseificador RH. Dissertação de Mestrado em metalurgia extrativa; Escola de Engenharia; Universidade Federal de Minas Gerais; Belo Horizonte; 2008.

NUSS, C.; GAGGIOLI, A.; RITT, J. P.; GAYE, H.; ZABACZYNIK, Y.; VROMEN, C.; BUTAYE, J. Kinetics of decarburization in the RH degasser at Sollac Dunkerque. In: LA REVUE DE MÉTALLURGIE – CIT, abril, 1995, p. 511-516.

PARK, Y-G.; YI, K-W. A new numerical model for predicting carbon concentration during RH degassing treatment. In: ISIJ INTERNATIONAL, vol. 43, nº 9, p. 1403-1409, 2003.

RICHARDSON, F. D. Physical Chemistry of melts in metallurgy. In: ACADEMIC PRESS, London, 1974.

SAU, R.; RAY, A.K.; JAGANNATHAN, K.P. Nitrogen removal in steel - critical issues. In: TRANS INDIAN INST. MET. Vol. 52, nº 1, fev. 1999, p. 55-61.

SILVA et al. 2005. Curso de Refino Secundário dos Aços, ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE METALURGIA E MATERIAIS, ABM, Belo Horizonte, p. 490, 03 a 07 out. 2005.

SILVA, M. J. A.; Viana, J. F.; Araújo, T. C. S. Modernização do desgaseificador a vácuo da aciaria 2. In: 5º SEMINÁRIO INTERNO DA QUALIDADE. Usiminas, 2004.

TAKAHASHI, M.; MATSUMOTO, H.; SAITO, T. Mechanism of decarburization in RH degasser. ISIJ INTERNATIONAL, vol. 35, n. 12, p. 1452-1458, 1995.

TEMBERGEM, D.; TEWORTE, R.; ROBEY, R. Vacuum ladle treatment using RH metallurgy. In: MTP INTERNATIONAL, mar. 2007.

TSUKIHASHI, F.; LI, B. Modeling of circulating flow in degassing vessel water model designed for two-and multi-legs operation. ISIJ INTERNATIONAL, vol. 40, n. 12, p. 1203-1209, 2000.

ZHU, M-Y.; WU, Y-L.; DU, C-W.; HUANG, Z-Z. Numerical simulation of recirculating flow and decarburization in RH vacuum refining degasser. In: Journal of Iron and Steel Research International, v.12, n.2, p.20-24, Mar. 2005.

YAMAGUSHI, K.; KISHIMOTO, Y.; SAKURAYA, T.; FUJI, T.; ARATANI, M.; NISHIKAWA, H. Effect of refining conditions for ultra low carbon steel on decarburization reaction in RH degasser. In: ISIJ INTERNATIONAL, vol. 32, nº 1, p. 126-135, 1992.

YANO *et al.* Recent advances in ultralow-carbon steel refining technology by vacuum degassing processes. In: NIPPON STEEL TECHNICAL REPORT, Japan, No. 61, apr. 1994, p.15-21.

WEI, J-H.; YU, N-W. Mathematical modeling for RH refining process of molten steel. In: IRONMAKING CONFERENCE, 61, 2002, Nashville. Proceedings. Warrendale: Iron & Steel Society. 2002. v.61. p. 775-792.