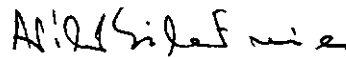


MODELAMENTO MATEMÁTICO DA DESCARBURAÇÃO DO AÇO LÍQUIDO EM  
REATORES À VÁCUO RH UTILIZANDO O MÉTODO NUMÉRICO VOLUMES  
FINITOS E O MODELO DE TANQUES EM SÉRIE

Ulisses Antônio Vieira

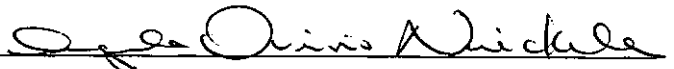
TESE SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DA COORDENAÇÃO DOS  
PROGRAMAS DE PÓS-GRADUAÇÃO DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE  
FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS  
NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE DOUTOR EM CIÊNCIAS EM  
ENGENHARIA MECÂNICA.

Aprovada por:



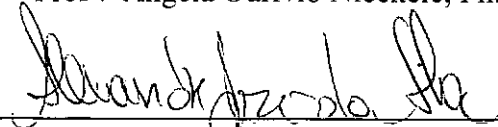
---

Prof. Átila Pantaleão Silva Freire, Ph.D.



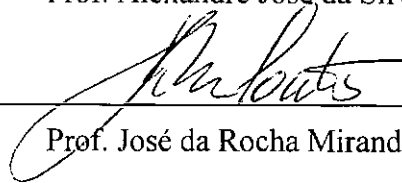
---

Prof.<sup>a</sup> Angela Ourivio Nieckele, Ph.D.



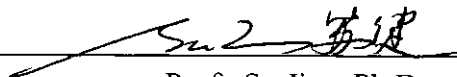
---

Prof. Alexandre José da Silva, Ph.D.



---

Prof. José da Rocha Miranda Pontes, D.Sc.



---

Prof. Su Jian, Ph.D.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

FEVEREIRO DE 2001

VIEIRA, ULISSES ANTÔNIO

Modelamento Matemático da  
Descarburação do aço líquido em Reatores  
à Vácuo RH utilizando o Método Numérico  
Volumes Finitos e o Modelo de Tanques em  
Série [Rio de Janeiro] 2001.

XIII, 185 p. 29,7 cm (COPPE/UFRJ,  
D.Sc., Engenharia Mecânica, 2001).

Tese – Universidade Federal do Rio  
de Janeiro, COPPE.

1. Fenômenos de Transporte I;
2. Modelamento da Descarburação;
3. Reatores à vacuo RH.

I. COPPE/UFRJ II. Título (Série)

## Agradecimentos:

Ao professor Átila P. S. Freire pela oportunidade, confiança e orientação acadêmica durante o período de convívio e amizade.

Aos membros da banca por suas sugestões valiosas que contribuíram de forma significativa para o enriquecimento do trabalho.

À Companhia Siderúrgica Paulista - COSIPA pela oportunidade e investimento contínuo no aprimoramento e na capacitação técnica de seus funcionários.

Ao superintendente, gerentes e ao corpo técnico da Aciaria 2 pelo apoio incondicional durante a realização do trabalho.

Aos professores da COPPE/UFRJ pelo conhecimento transmitido durante o curso.

Ao analista de informática, engo José Carlos Gonzales Alvarez - analista de informática da gerência de informática da COSIPA, pela ajuda irrestrita na interpretação do código computacional e programação Fortran.

Aos amigos do Laboratório de Turbulência que de alguma forma contribuíram para a realização deste trabalho.

Aos colaboradores da secretária da Pós-graduação de engenharia mecânica da UFRJ.

À todos, os meus sinceros agradecimentos, sem a colaboração de vocês os obstáculos superados teriam sido bem maiores.

Resumo da Tese apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Doutor em Ciências (D.Sc.)

## MODELAMENTO MATEMÁTICO DA DESCARBURAÇÃO DO AÇO LÍQUIDO EM REATORES À VÁCUO RH UTILIZANDO O MÉTODO DE VOLUMES FINITOS E O MODELO DE TANQUES EM SÉRIE

Ulisses Antônio Vieira

Fevereiro/2001

Orientador: Átila Pantaleão Silva Freire

Programa: Engenharia Mecânica

Este trabalho tem como principal objetivo: i) desenvolver um modelo de descarburização com as condições de contorno, às quais são as mais próximas possíveis das condições industriais; ii) determinar a constante volumétrica de descarburização total,  $ak$  ( $m^3/s$ ); e iii) propor soluções para a melhoria do reator RH da COSIPA. O modelo de descarburização baseou-se em cinéticas de reações químicas e num balanço de massa simples, considerando o sistema Fe-C-O. Estas equações foram resolvidas por método numérico dos volumes finitos e pelo modelo de tanques em série, o qual é ligado à engenharia química de mistura em reatores.

Os resultados obtidos pelo modelo de reatores em série e método de volumes finitos apresentam uma boa concordância com dados experimentais.

A simulação da injeção de gás inerte pelo fundo da panela durante o tratamento de descarburização no RH, em qualquer posição, é deléteria para a taxa de descarburização.

Para capacitar a empresa a atender às exigências do mercado externo, carbono  $\leq 35$  ppm, as seguintes modificações, na parte inferior do vaso, foram sugeridas para aumentar a taxa de circulação do aço líquido: i) aumento do diâmetro da parte inferior do vaso de 1650mm para 2073 mm; ii) aumento do diâmetro interno da perna de 400 para 590 mm; e iii) aumento da vazão de gás inerte de 1000 NI/min para 1650 NI/min..

Após a implantação destas recomendações, as seguintes melhorias poderão ser obtidas: i) a taxa de circulação terá um aumento de  $\approx 100\%$ , passando de 50 t/min para 106 t/min; ii) a constante volumétrica total de descarburização aumentará  $\approx 80\%$ , passando de 0,10  $m^3/min$ . para 0,18  $m^3/min$ .. Os valores correspondente ao primeiro, segundo e terceiro período que são 0,065  $m^3/min$ ., 0,055  $m^3/min$ . e 0,055  $m^3/min$ . passarão para 0,104  $m^3/min$ ., 0,083  $m^3/min$ . e 0,0055  $m^3/min$ ., respectivamente; iii) a constante de descarburização,  $K$ , aumentará de  $\approx 100\%$ , passando de 0,088 m/s para 0,18 m/s; e iv) através da simulação realizada utilizando o modelo de descarburização desenvolvido, a concentração de carbono terá uma queda de  $\approx 50\%$ , passando dos atuais 43 ppm para 21,3 ppm.

Abstract of Thesis presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Science (D.Sc.)

## MATHEMATICAL MODELLING OF MOLTEN STEEL DECARBURIZATION IN RH VACCUM DEGASSER UTILIZING FINITE VOLUME METHODS AND SERIE REACTORS MODEL

Ulisses Antônio Vieira

February/2001

Advisor: Átila Pantaleão Silva Freire

Department: Mecanical Engineering

The objective of this work is multifold: i) to develop a decarburization model with appropriate boundary conditions, which are as close as possible to the industrial conditions; ii) to determine the total decarburization volumetric constant,  $ak$  ( $m^3/s$ ); and iii) to propose solutions for improvement in the RH vacuum degasser currently in use at COSIPA. The decarburization model has been based on the kinetics of chemical reactions and a simple balance of mass, considering the Fe-C-O system. These equations are solved via finite volume methods and serie reactors model, which is a model linked to the chemical engineering of mixture in reactors.

The results obtained by the serie reactors model and the finite volume method present a good agreement with the experimental data.

The inert gas injection simulation during RH decarburization treatment, in any position, on the bottom of the ladle is deleterious to the decarburization rate.

To assist COSIPA in meeting the demands set by the external market, a maximum 35ppm carbon content must be achieved. To that end, the following modification on the bottom part of the vessel are suggested to increase the circulation rate of the molten steel: i) to increase the inferior diameter of the vessel from 1650mm to 2073 mm; ii) to increase the internal diameter of snorkel from 400 to 590 mm; and iii) to increase inert gas flow from 1000 NI/min to 1650 NI/min..

After implementation of these suggestions, the following improvements should be obtained: i) the circulation rate will increase about 100 %, passing from 50 t/min to 106 t/min; ii) the total decarburization volumetric constant will increase about 80 %, passing from 0.10  $m^3/min.$  to 0.18  $m^3/min.$ . The  $ak$  values corresponding to the first, second and third period that are 0.065  $m^3/min.$ , 0.055  $m^3/min.$  and 0.055  $m^3/min.$  will become 0.104  $m^3/min.$ , 0.083 $m^3/min.$  and 0.0055  $m^3/min.$ , respectively; iii) the decarburization constant,  $K$ , will increase about 100 %, passing from 0.088 m/s to 0.18 m/s; and iv) the decarburization treatment was simulated through the decarburization model developed. The carbon concentration will decrease about 50 %, passing from 43 ppm to 21.3 ppm.

# Conteúdo

<b>1</b>	<b>Introdução</b>	<b>1</b>
<b>2</b>	<b>Descrição do Desgaseificador à Vácuo RH</b>	<b>5</b>
<b>3</b>	<b>Aços Livres de Intersticiais (Interstitial Free- IF)</b>	<b>8</b>
<b>4</b>	<b>Modelo de Turbulência - As Equações do Modelo k-<math>\epsilon</math></b>	<b>10</b>
<b>5</b>	<b>Equações que Governam o Fluxo Fluido na Panela</b>	<b>15</b>
5.1	Equações do Fluxo Fluido . . . . .	15
5.1.1	Equação da continuidade . . . . .	15
5.2	Equação do Movimento . . . . .	15
5.3	Equações de Transporte para a Propriedades Turbulentas . . . . .	17
5.3.1	Equações de Transporte para k . . . . .	17
5.3.2	Equação de Transporte para $\epsilon$ . . . . .	18
5.3.3	Condições de Contorno e Premissas Adotadas para o Problema . . . . .	18
<b>6</b>	<b>Modelos de Balanço ou Distribuição Populacional.</b>	<b>24</b>
6.1	Apresentação de Alguns Tipos de Reatores Ideais . . . . .	24
6.1.1	Reator Descontínuo . . . . .	24
6.1.2	Reatores Contínuos . . . . .	24
6.2	Escoamento não Ideal dos Fluidos . . . . .	25
6.2.1	Distribuição da Idade Interna de um Fluido, <b>I</b> , num Recipiente Fechado	25
6.2.2	Curva de Distribuição do Tempo de Residência (DTR) ou Distribuição da Idade ( <b>E</b> ) do Fluido que deixa um Recipiente . . . . .	25
6.2.3	Determinação da Curva <b>F</b> . . . . .	27
6.2.4	Determinação da Curva <b>C</b> . . . . .	27
6.2.5	Relação entre as Curvas <b>F</b> , <b>C</b> e <b>E</b> e a Avaliação do Tempo Médio para Recipientes Fechados. . . . .	28
6.2.6	A Concentração Média na Saída e a Concentração Média dentro de um Recipiente . . . . .	28
6.2.7	Modelo de Tanques em Série . . . . .	29
<b>7</b>	<b>Modelos de Descarburacão</b>	<b>33</b>
7.1	Relações Estabelecidas para a Constante Volumétrica de Descarburacão para Reatores RH com Capacidades Diferentes . . . . .	63
<b>8</b>	<b>Modelo de Descarburacão Proposto</b>	<b>65</b>
8.1	Premissas Adotadas . . . . .	65
<b>9</b>	<b>Solução do Modelo de Descarburacão Proposto pelo Método de Volumes Finitos</b>	<b>70</b>

<b>10 Solução do Modelo de Descarburização Proposto pelo Modelo de Tanques em Série</b>	<b>75</b>
10.1 Equações e Condições de Contorno do Modelo de Descarburização Proposto . . . . .	75
10.1.1 Solução da Integral de Convolução . . . . .	77
<b>11 Simulação da Injeção de Gás pelo Fundo da Panela</b>	<b>84</b>
11.1 Considerações sobre o escoamento Bifásico . . . . .	84
<b>12 Análise e Discussão dos Resultados</b>	<b>88</b>
12.1 Critérios para Validação dos Resultados Obtidos Através do Método Numérico.	88
12.2 Análise do Tratamento Padrão de Descarburização. . . . .	89
12.2.1 Avaliação do Primeiro Período do Modelo de Descarburização Proposto	92
12.2.2 Avaliação do Segundo período do Modelo de Descarburização Proposto	92
12.2.3 Avaliação do Terceiro Período do Modelo de Descarburização Proposto	98
12.3 Análise da Simulação da Injeção de Gás pelo Fundo da Panela Durante o Tratamento de Descarburização no Reator RH. . . . .	101
12.3.1 Análise da Injeção de Gás pelo Fundo da Panela na Posição à Esquerda da Base da Panela. . . . .	108
12.3.2 Análise da Injeção de Gás pelo Fundo da Panela na Posição Central.	115
12.3.3 Análise da Injeção de Gás pelo Fundo à Direita da Base da Panela . . . . .	121
12.3.4 Análise da Injeção de Gás na Posição Imediatamente Abaixo ou na Direção da Perna Ascendente . . . . .	122
12.3.5 Comentários Finais . . . . .	131
12.4 Comparação entre o Reator da COSIPA e o Reator da Usina de Mizushima.	135
<b>13 Sugestões para a Melhoria do Reator à Vácuo RH da Cosipa</b>	<b>138</b>
<b>14 Conclusão</b>	<b>145</b>
<b>15 Sugestões para Trabalhos Futuros</b>	<b>150</b>
<b>A Estabilidade e Convergência.</b>	<b>152</b>
<b>B Condições de Contorno e Linearização dos Termos de Fonte.</b>	<b>155</b>
B.1 Condições de Contorno na Parede. . . . .	155
B.1.1 Fluxo Laminar/Sub-Camada Linear. . . . .	156
B.1.2 Fluxo Turbulento. . . . .	157
B.1.3 Equação da Energia Cinética Turbulenta. . . . .	159
B.1.4 Equação da Dissipação de Energia Cinética Turbulenta. . . . .	159
B.2 Termos de Fonte para as Equações Discretizadas. . . . .	159
B.3 Condições de Contorno Prescritas. . . . .	160
B.4 Tensão de Cisalhante Próximo da Parede. . . . .	162
B.5 Efeito da Tensão Ccisalhante $\tau_w$ Próximo da Parede na Equação de Transporte de $u$ e sua Linearização. . . . .	164
B.5.1 Expressões Adicionais do Termo de Fonte para a Equação de Transporte de $k$ Próximo da Parede e sua Linearização. . . . .	165

B.5.2	Termo de Fonte Linearizado para Equação de Transporte de $\epsilon$ na Parede. . . . .	166
B.6	Linearização dos Termos de Fonte. . . . .	168
B.6.1	Linearização do Termo Fonte para a Equação de Transporte de $k$ . . .	168
B.6.2	Linearização do Termo de Fonte para a Equação de Transporte de $\epsilon$ . .	170

## Lista de Tabelas

3.1	Composição típica de aços IF. . . . .	9
4.1	Valores das constantes do modelo $k-\epsilon$ . . . . .	13
7.1	Valores numéricos de alguns parâmetros do equipamento RH, da panela e das constantes de descarburização na usina de Mizushima. . . . .	57
12.1	Valores numéricos de alguns parâmetros. . . . .	89
12.2	Aumento no valor de $ak$ com relação ao primeiro período. . . . .	136
12.3	Aumento no valor de $ak$ com relação ao tempo total. . . . .	136
13.1	Parâmetros de algumas empresas para comparação e proposta para melhoria do RH da COSIPA. . . . .	141
13.2	Valores numéricos de alguns parâmetros do equipamento RH, da panela e das constantes de descarburização na usina de Mizushima. . . . .	142
A.1	Coefficientes de sub-relaxação adotados. . . . .	153
B.1	Condições de contorno próximo da parede para o modelo $k-\epsilon$ . . . . .	158



# Lista de Figuras

2.0.1	Desgaseificador ou reator à vácuo RH. . . . .	6
2.0.2	Desenho esquemático do desgaseificador à vácuo RH. . . . .	7
5.3.1	Desenho esquemático das condições de contorno na panela. . . . .	20
5.3.2	Condições de contorno próximo da parede. . . . .	22
6.2.1	Curva característica da distribuição da idade interna de um fluido-(a) e Curva característica do tempo de residência o qual é equivalente à distribuição da idade na saída-(b). . . . .	27
6.2.2	Curva F, resposta a um estímulo de sinal em degrau-(a) e Curva C para a saída do fluxo-(b). . . . .	29
6.2.3	Curva de distribuição do tempo de residência para modelos de tanque em série. . . . .	30
6.2.4	Curva de distribuição do tempo de residência, na forma adimensional, para modelos de tanque em série. . . . .	31
6.2.5	Esquema de tanques em série de um sistema de recirculação fechado considerando a média dos N tanques. . . . .	32
6.2.6	Esquema de tanques em série de um sistema de recirculação fechado considerando a média do último tanque. . . . .	32
7.0.7	Relação entre a taxa de evolução de gás CO e a taxa de descarburização no reator à vácuo RH. . . . .	37
7.0.8	Linhas gerais do modelo de descarburização. . . . .	42
7.0.9	Representação esquemática do modelo de reação. . . . .	45
7.0.10	Esquema do modelo de descarburização. . . . .	51
7.0.11	Efeito da vazão de argônio e da taxa de exaustão sobre K. . . . .	52
7.0.12	Esquema do modelo de descarburização. . . . .	52
7.0.13	Relação entre o coeficiente volumétrico de descarburização e a taxa de circulação. . . . .	54
7.0.14	Variação da taxa de circulação com a vazão de gás inerte usando como parâmetro o diâmetro da perna. . . . .	55
7.0.15	Variação da concentração de carbono com o tempo ( $d - \emptyset_{int.}$ da perna). . . . .	58
7.0.16	Variação da concentração de carbono com o tempo ( $d - \emptyset_{int.}$ da perna). . . . .	58
7.0.17	Variação da concentração de carbono com o tempo ( $d - \emptyset_{int.}$ da perna). . . . .	60
7.0.18	Relação entre a concentração de carbono final e a constante de descarburização. . . . .	60
7.0.19	Relação entre o coeficiente de descarburização e a taxa de circulação. . . . .	61
7.0.20	Desenho esquemático do RH com o equações do modelo de descarburização. . . . .	62
7.0.21	Desenho esquemático do balanço de massa para o vaso. . . . .	62
8.1.1	Variação da pressão no interior do vaso. . . . .	68
8.1.2	Variação da concentração de oxigênio na perna descendente. . . . .	68
8.1.3	Equilíbrio do [C] e [O] em várias pressões. . . . .	69
11.0.1	Desenho esquemático da injeção de gás na posição imediatamente abaixo da perna descendente. . . . .	85
11.0.2	Desenho esquemático da injeção de gás na posição central. . . . .	85

11.0.3	Desenho esquemático da injeção de gás na posição abaixo da perna ascendente. . . . .	86
11.0.4	Esquema da injeção de gás na posição imediatamente abaixo da perna ascendente. . . . .	86
12.2.1	Campo de velocidade para o tratamento padrão (cm/s)-(a) e Linhas de recirculação do campo de velocidade-(b). . . . .	90
12.2.2	Campo de energia cinética turbulenta (cm <sup>2</sup> /s <sup>2</sup> )-(a) e Campo de dissipação de energia cinética turbulenta (cm <sup>2</sup> /s <sup>3</sup> )-(b). . . . .	91
12.2.3	Campo de distribuição da relação visc. efetiva pela visc. molecular- $\mu_{\text{eff}}/\mu_{\text{mol.}}$ -(a) e Campo de distribuição da Difusividade turbulenta (cm <sup>2</sup> /s) no tratamento padrão-(b). . . . .	91
12.2.4	Comparação da variação da concentração média de carbono utilizando o modelo de reatores em série com os valores experimentais. . . . .	93
12.2.5	Comparação da variação da concentração média de carbono utilizando o modelo de reatores em série com os valores experimentais. . . . .	93
12.2.6	Comparação da variação da concentração média de carbono utilizando o método numérico com os valores experimentais. . . . .	94
12.2.7	Comparação da variação da concentração média do carbono utilizando o método numérico com os valores experimentais. . . . .	94
12.2.8	Variação da concentração média do carbono na panela utilizando o modelo de reatores em série. . . . .	95
12.2.9	Variação da concentração média do carbono na panela utilizando o modelo de reatores em série. . . . .	96
12.2.10	Comparação entre a concentração média carbono médio na panela e o carbono do ponto monitorado. . . . .	96
12.2.11	Curva de distribuição do tempo de residência para n reatores e a curva obtida pelo método numérico. . . . .	97
12.2.12	Variação da concentração média de carbono na panela. . . . .	99
12.2.13	Campo de distribuição da concentração do traçador na panela, no tempo: (a) 50s e (b) 100s. . . . .	99
12.2.14	Campo de distribuição da concentração do traçador na panela, no tempo: (a) 200s e (b) 300s. . . . .	100
12.2.15	Campo de distribuição da concentração do traçador na panela, no tempo: (a) 400s e (b) 500s. . . . .	100
12.2.16	Campo de distribuição da concentração do traçador na panela, no tempo 600s. . . . .	101
12.2.17	Distribuição da concentração de carbono na panela durante o tratamento de descarburização no RH, no tempo: (a) 50s e (b) 100s. . . . .	102
12.2.18	Distribuição da concentração de carbono na panela durante o tratamento de descarburização no RH, no tempo: (a) 200s e (b) 300s. . . . .	102
12.2.19	Distribuição da concentração de carbono na panela durante o tratamento de descarburização no RH, no tempo: (a) 400s e (b) 500s. . . . .	103
12.2.20	Distribuição da concentração de carbono na panela durante o tratamento de descarburização no RH, no tempo 600s. . . . .	103

12.2.21 Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 50s e (b) 100s. . . . .	104
12.2.22 Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 200s e (b) 300s. . . . .	104
12.2.23 Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 400s e (b) 500s. . . . .	105
12.2.24 Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 600s e (b) 700s. . . . .	105
12.2.25 Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 800s e (b) 900s. . . . .	106
12.2.26 Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 1000s e (b) 1100s. . . . .	106
12.2.27 Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 1200s e (b) 1300s. . . . .	107
12.2.28 Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 1400s e (b) 1500s. . . . .	107
12.3.1 Campo de velocidade obtido durante a injeção de gás pelo fundo à esquerda da base da panela (cm/s)-(a) e Linhas de recirculação do campo de velocidade-(b). . . . .	108
12.3.2 Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 10s e (b) 20s. . . . .	110
12.3.3 Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 50s e (b) 100s. . . . .	110
12.3.4 Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 200s e (b) 300s. . . . .	111
12.3.5 Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 400s e (b) 500s. . . . .	111
12.3.6 Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo 600s. . . . .	112
12.3.7 Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 50s e (b) 100s. . . . .	112
12.3.8 Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 200s e (b) 300s. . . . .	113
12.3.9 Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 400s e (b) 500s. . . . .	113
12.3.10 Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo 600s. . . . .	114
12.3.11 Campo de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^2$ )-(a) e Campo de dissipação de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^3$ ) na posição à esquerda-(b). . . . .	114
12.3.12 Campo de distribuição da relação visc.efetiva pela visc. molecular- $\mu_{\text{eff}}/\mu_{\text{mol.}}$ -(a) e Campo de distribuição da Difusividade turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}$ ) na posição à esquerda-(b). . . . .	115
12.3.13 Campo de velocidade obtido dentro da panela durante a injeção de gás pelo fundo na posição central (cm/s)-(a) e Linhas de recirculação do campo de velocidade-(b). . . . .	116

12.3.14	Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção central de gás no tempo: (a) 50s e (b) 100s. . . . .	117
12.3.15	Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção central de gás, no tempo: (a) 200s e (b) 300s. . . . .	117
12.3.16	Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção central de gás, no tempo: (a) 400s e (b) 500s. . . . .	118
12.3.17	Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção central de gás, no tempo 600s. . . . .	118
12.3.18	Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás na posição central, no tempo: (a) 50s e (b) 100s. . . . .	119
12.3.19	Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás na posição central, no tempo: (a) 200s e (b) 300s. . . . .	119
12.3.20	Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás na posição central, no tempo:(a) 400s e (b) 500s. . . . .	120
12.3.21	Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás na posição central, no tempo 600s. . . . .	120
12.3.22	Campo de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^2$ )-(a) e Campo de dissipação de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^3$ ) na posição central-(b). . . . .	121
12.3.23	Campo de distribuição da relação visc. efetiva pela visc. molecular- $\mu_{\text{eff}}/\mu_{\text{mol.}}$ -(a) e Campo de distribuição da Difusividade turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}$ ) na posição central-(b). . . . .	123
12.3.24	Campo de velocidade obtido dentro da panela durante a injeção de gás pelo fundo à direita da base da panela ( $\text{cm}/\text{s}$ )-(a) e Linha de reirculação do campo de velocidade-(b) . . . . .	123
12.3.25	Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 10s e (b) 50s. . . . .	124
12.3.26	Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 100s e (b) 200s. . . . .	124
12.3.27	Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 300s e (b) 400s. . . . .	125
12.3.28	Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 500s e (b) 600s. . . . .	125
12.3.29	Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 50s e (b) 100s. . . . .	126
12.3.30	Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 200s e (b) 300s. . . . .	126
12.3.31	Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: a) 400s e b) 500s. . . . .	127
12.3.32	Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo 600s. . . . .	127
12.3.33	Campo de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^2$ )-(a) e Campo de dissipação de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^3$ ) na posição à direita-(b). . . . .	128
12.3.34	Campo de distribuição da relação visc. efetiva pela visc. molecular- $\mu_{\text{eff}}/\mu_{\text{mol.}}$ -(a) e Campo de distribuição da Difusividade turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}$ ) na posição à direita-(b). . . . .	128

12.3.35	Campo de velocidade obtido dentro da panela durante a injeção de gás pelo fundo na posição imediatamente abaixo da perna descendente (cm/s)-(a) e Linhas de recirculação do campo de velocidade-(b). . . . .	129
12.3.36	Campo de distribuição da concentração de carbono a) Com vazão de Q e b) com vazão de Q/3 aos 600s. . . . .	130
12.3.37	Campo de distribuição da concentração de carbono com vazão de Q/9 aos 600s. . . . .	130
12.3.38	Variação da concentração média do traçador com o tempo. . . . .	131
12.3.39	Variação da concentração média do carbono com o tempo. . . . .	132
12.3.40	Curva de distribuição do tempo de residência. . . . .	133
12.3.41	Curva de distribuição da concentração média do carbono com a redução da vazão de gás injetado pelo fundo da panela. . . . .	134
12.4.1	Relação entre o coeficiente volumétrico de descarburização e a taxa de circulação para o reatores de pequenas dimensões similar ao da COSIPA. . . .	135
12.4.2	Influência da redução do tempo para alcançar a pressão mínima no vaso no coeficiente volumétrico de descarburização. . . . .	140
13.0.3	Distribuição da concentração de carbono estimada para o RH modificado. . . .	140
13.0.4	Distribuição espacial da concentração de carbono na panela no final do tratamento-tempo=1500s. . . . .	142
13.0.5	Desenho do reator à vácuo RH da COSIPA-(a) e Proposta de melhoria com as novas dimensões do vaso-(b). . . . .	143
13.0.6	Desenho completo com a panela posicionada no RH. . . . .	144
B.1.1	Distribuição do perfil de velocidade na parede . . . . .	157
B.2.1	Volume de controle-u e seus componentes de velocidades vizinhos . . . . .	160
B.3.1	Condições de contorno na entrada, saída e na parede . . . . .	163
B.4.1	Condições de contorno na parede . . . . .	164
B.5.1	Detalhes das condições de contorno na parede . . . . .	165
B.5.2	Condições de contorno na parede e componentes de velocidades vizinhos . .	167
B.5.3	Condições de contorno na parede . . . . .	167

# Modelamento Matemático da Descarburização do Aço Líquido em Reatores à Vácuo RH Utilizando o Método de Volumes Finitos e o Modelo de Tanques em Série

## 1 Introdução

O reator RH foi utilizado inicialmente para promover a desgaseificação, principalmente a remoção de hidrogênio e nitrogênio; para homogeneizar a temperatura; para ajustar a composição química numa faixa de composição química mais restrita; e para promover a flotação de inclusões no aço líquido. Atualmente vem sendo utilizado também para promover a descarburização do aço líquido. Uma descrição sucinta do equipamento é apresentada na seção seguinte.

A indústria automobilística vem aumentando a demanda por aços IF, que são aços com um baixo teor do carbono, normalmente menor que 60 ppm e de uma alta estampabilidade, ou seja, consegue-se obter o produto final estampado de resistência similar aos aços microligados comuns, com uma menor espessura de chapa de aço, o que propicia a produção de veículos mais leves. Estes aços são produzidos no desgaseificador à vácuo RH. A produção de aços IF em grande escala tem sido uma das tarefas mais difíceis encontradas pelos engenheiros metalurgistas que trabalham na Aciaria. Conhecer e dominar as etapas do processo de descarburização do aço no reator à vácuo RH tem sido um diferencial competitivo entre as empresas siderúrgicas. Por exemplo, o Japão produz aços IF com teores menores que 20ppm na panela e num tempo total de tratamento de aproximadamente 16-18 minutos, enquanto algumas empresas nacionais alcançam 30-50 ppm num tempo total de tratamento de até 20-30 minutos.

A concorrência e a preocupação cada vez maior com outras indústrias e a descoberta de novos materiais vêm forçando a indústria siderúrgica a engajar em grandes projetos, trabalhos de parcerias e consórcios a nível internacional, envolvendo grandes centros de pesquisa e a indústria automobilística com o intuito de reduzir o peso dos veículos. Empresas do setor estimam que as matérias primas alternativas ao aço devem conquistar  $\approx 10\%$  do mercado em 2005.

Dentre estes projetos merecem destaques, Ulsab-AVC (Ultra Light Steel Auto Body - Advanced Vehicles Concepts), surgido como uma extensão do Ulsab. O objetivo do projeto é produzir uma carroceria em aço ultraleve, mantendo a indústria siderúrgica como líder no fornecimento de matéria prima à indústria automobilística. Segundo os testes já realizados, o veículo ultraleve pesa 203 quilos, 25% menor que a carroceria de quatro portas e porte médio; o ULSAC (UltraLight Steel Auto Closure) programado para reduzir o peso das portas, capôs, porta do bagageiro, etc. e produzir componentes 32 % mais leves que os atuais; e o ULSAS (Ultralight Steel Automotive Suspension) para reduzir o peso da suspensão em 34 %. Estas iniciativas têm demonstrado ser possível reduzir consideravelmente o peso dos veículos, mantendo a segurança do usuário, redução de energia, tanto para a fabricação quanto para o consumo de combustível, reduzindo assim a emissão de poluentes

na atmosfera. É óbvio que novos materiais e aços mais nobres acabam surgindo destas iniciativas. [1] [2] [3] [4].

O objetivo principal destes projetos é produzir o carro do futuro, que deverá reduzir a emissão de poluentes para atender às exigências da legislação ambiental e, também, reduzir o consumo de combustíveis, ter um baixo custo e um excelente desempenho.

Dentro deste contexto, os aços IF microligados e de alta-resistência já vêm dando uma contribuição relevante para a redução do peso dos veículos.

A COSIPA planeja exportar 1,5 milhão de toneladas de aço por ano em forma de placas, sendo uma boa parte de aços IF, aproximadamente 450 mil t/ano. Atualmente ela produz aços IF com teor de carbono máximo de 60 ppm, o que atende ao mercado interno; porém, o mercado externo exige um teor de carbono máximo no aço de 35ppm. Portanto, o objetivo principal deste trabalho é propor melhorias e adequar o RH atual, para que ele venha atender à exigência deste mercado. O valor total destas exportações chega a atingir aproximadamente US\$100 milhões/ano.

Algumas empresas vêm investindo fortemente em pesquisa para melhorar a eficiência destes equipamentos, algumas variantes dos mesmos são os reatores conhecidos como KTB, desenvolvido pela Kawasaki Steel Corporation, que faz injeção de oxigênio através de lança pelo topo do reator e o OB, desenvolvido pela Nippon Steel Corporation, que faz a injeção de oxigênio pela lateral do vaso. Estes equipamentos permitem que se faça um aquecimento químico por aluminotermia, mas somente quando for de extrema necessidade, ou seja, não deve-se utilizá-lo para esta finalidade.

A produção de aços IF requer um alto nível de oxidação do aço líquido no início de tratamento e, conseqüentemente, a escória acaba também tendo um alto nível de oxidação, o que é deletério para o processo de limpeza do aço e ajuste de sua composição química.

A alternativa de se injetar o oxigênio no RH, nos dá uma maior flexibilidade pois permite fazer o aquecimento químico do aço por aluminotermia e permite obter, no conversor LD, um menor nível de oxidação do aço e escória, o que é benéfico para o nível de limpeza interna.

Outros desenvolvimentos vêm sendo realizados, como a injeção de hidrogênio, injetados simultaneamente pelo mesmo orifício do gás inerte ou injetados separadamente. Este gás normalmente dissolve-se no aço líquido com muita facilidade, aumentando a transferência de massa do carbono, além de promover uma maior fragmentação das bolhas.

A injeção simultânea de gás dentro do vaso e a injeção de gás através de um anel poroso, substituindo os orifícios, vêm também sendo estudado por alguns pesquisadores.

Infelizmente o reator RH que será modelado no trabalho não possui ainda estes recursos, é um reator antigo de pequenas dimensões e que foi concebido para tratar  $\approx$  .100t de aço líquido. Atualmente vem sendo utilizado para tratar até 165t de aço líquido. A geometria

dos equipamentos atuais chegam a ser de 25 a 50% superior às dimensões deste equipamento e com capacidade para tratar aproximadamente de 240-300t de aço líquido.

Nenhum trabalho, até o presente momento, modelou a descarburização tal qual ela ocorre na prática industrial. O trabalho que mais aproximou-se foi o modelo de descarburização proposto por YOSHIEI KATO *et al.*, porém ele não considera o equilíbrio do sistema Fe-C-O. Ele assume a premissa que o carbono em equilíbrio é zero, desde o início do tratamento. Na prática, para aços IF, a menor pressão no interior do vaso, leva aproximadamente de 6 a 8 minutos para ser atingida e, neste intervalo de tempo, o carbono em equilíbrio é diferente de zero. Portanto este trabalho tem como objetivo modelar a descarburização considerando o equilíbrio do sistema Fe-C-O.

No caso dos escoamento dos fluidos, as equações de Navier-Stokes foram resolvidas utilizando as técnicas computacionais propostas por Pun e Spalding, ou seja, a técnica computacional do método de volumes finitos num domínio bidimensional. O modelo de turbulência utilizado foi o modelo de duas equações ou modelo  $k - \epsilon$ . O algoritmo SIMPLE e o esquema upwind foram utilizados para resolver as equações de transporte de momento e de massa. O transporte da quantidade escalar, no caso o carbono, foram resolvidas utilizando a mesma técnica, a partir do acoplamento do perfil de velocidade.

O código computacional utilizado “Champion 2/E/FIX”, o que significa equação elíptica, bidimensional e malha fixa, é uma versão originada, *mutatis mutandis*, do GENMIX (Spalding-1975).

O **modelo de reatores em série** ligado à área de modelos de distribuição populacional, e que é um modelo muito conhecido na engenharia química, mas especificamente na área de mistura em reatores, foi também utilizado para resolver as equações do modelo de descarburização proposto. Este modelo, diferente do método numérico, fornece uma visão macroscópica do sistema, ou seja, ele fornece apenas a distribuição da concentração média do carbono com o tempo na saída e no interior do reator. Ao contrário, o método numérico fornece uma visão minuciosa do sistema, ou seja, é possível determinar em qualquer ponto da malha a concentração de carbono, bem como, determinar a sua concentração média com o tempo. O modelo de distribuição populacional surgiu quando engenheiros perceberam que, às vezes, não há a necessidade de se ter uma visão pormenorizada do problema e que uma visão global atende aos propósitos requeridos. Os seus princípios em fluxos e mistura em tanques foram formalmente organizados por Danckwerts e tem um forte embasamento estatístico.

A maioria dos fluxos industriais tem um comportamento não ideal, ou seja, eles são compostos por fluxos de mistura perfeita, fluxos pistonados ou “plug-flow” e região(ões) estagnada(s), gerada pela recirculação do fluido. Normalmente a região estagnada surge próximo de grandes gradientes de velocidade e com uma condição de não-deslizamento próxima.

O modelo de descarburização proposto e a metodologia numérica usada permitem calcular a variação ou a queda do carbono no aço líquido com uma aproximação razoável. Na prática industrial é muito difícil, ou quase impossível, desenvolver um modelo preciso para representar o fenômeno da descarburização. Mas os resultados obtidos satisfizeram os propósitos



esperados, que são: i) conhecer a constante volumétrica de descarburização total; ii) fornecer informações técnicas relevantes para capacitar tecnicamente a equipe na tomada de decisões; e, finalmente, iii) propôr melhorias no reator à vácuo RH existente para atender às exigências do mercado externo.

## 2 Descrição do Desgaseificador à Vácuo RH

O processo de desgaseificador Ruhrstahl-Heraeus foi originalmente desenvolvido a fim de remover impurezas gasosas, cuja solubilidade no aço líquido decresce sob vácuo. Estes sistemas tem sido úteis para remover impurezas como hidrogênio e nitrogênio os quais tem efeitos deletérios na propriedade mecânica do produto final. Além disto, em baixas pressões, as reações entre o carbono e o oxigênio são aceleradas, tal que uma alta taxa de descarburização pode ser alcançada. Outro benefício é o aumento do rendimento na adição de ferro-ligas, uma vez que a tendência à oxidação é reduzida sob vácuo. Com este processo consegue-se remover parte das inclusões contidas no aço líquido, bem como, promover uma homogeneização da composição química e da temperatura.

O equipamento de desgaseificação RH é dividido em 3 regiões, superior, intermediária e inferior. Na parte superior existe uma tomada de gás a qual é conectada um sistema de produção de vácuo que é constituído normalmente de 5 a 6 ejetores de vapor de água. Na região intermediária existe um sistema de câmara de vácuo selada que permite a introdução de ferros ligas e materiais na câmara de vácuo e a região inferior contém dois tubos, conhecidos como perna ou “snorkel” de subida ou ascendente e perna ou “snorkel” de descida ou descendente.

Durante o tratamento sob vácuo, os tubos são imersos dentro do aço líquido, abaixo alguns centímetros da linha de escória. A câmara ou vaso é evacuada e uma coluna barométrica de aço líquido, de uma altura de aproximadamente 1,4 metros é obtida em função da diferença de pressão criada entre o interior do vaso ( $P < 1$  Torr) e a pressão atmosférica (760 Torr). A seguir um gás inerte é injetado em um dos tubos (perna ascendente). O gás injetado, se fragmenta em minúsculas bolhas, que em contato com o aço líquido a altas temperaturas expandem o seu volume, diminuindo a densidade aparente do aço e produzindo forças de empuxo, deslocando a coluna líquida e promovendo a recirculação do aço através do vaso evacuado e panela.

O aço misturado com bolhas de gás chega ao interior do vaso a alta velocidade, dispersando-se em pequenas gotículas e liberando os gases dissolvidos no banho. O aço já desgaseificado retorna para dentro da panela pelo tubo de descida (perna descendente). É criado então uma diferença de pressão entre as duas pernas e, também, toda energia potencial adquirida na perna ascendente é transformada em energia cinética na perna descendente, permitindo deste forma a circulação do aço e, conseqüentemente, uma desgaseificação contínua de pequenas quantidades de aço dentro do vaso evacuado.

Um bom conhecimento da taxa de recirculação é muito importante para otimizar o fluxo de gás e outros parâmetros operacionais. Muitos trabalhos foram publicados para determinar a taxa de recirculação neste sistema, a maioria em modelos laboratoriais e através de experiências em escala industrial [5] [6] [7].

No início do desenvolvimento do RH, em uma instalação com capacidade de 100t por corrida, conseguia-se normalmente uma taxa média de recirculação de 30t/min. Logo, em um

tratamento de 20 minutos, estimava-se que o aço passasse em torno de 6 vezes pela câmara de vácuo.

Com o objetivo de se aumentar a eficiência de desgaseificação, aumentou-se a taxa de circulação. Atualmente consegue-se obter taxa de recirculação no mínimo igual à metade da capacidade instalada. Existem diversas técnicas para se conseguir estes objetivos. Para Aciarias ou plantas com capacidade de 240-300t, consegue-se obter taxa de circulação da ordem de 120-150 t/min.

As Figuras (2.0.1) e (2.0.2) apresentam em linhas gerais o desenho esquemático do desgaseificador ou reator à vácuo RH.

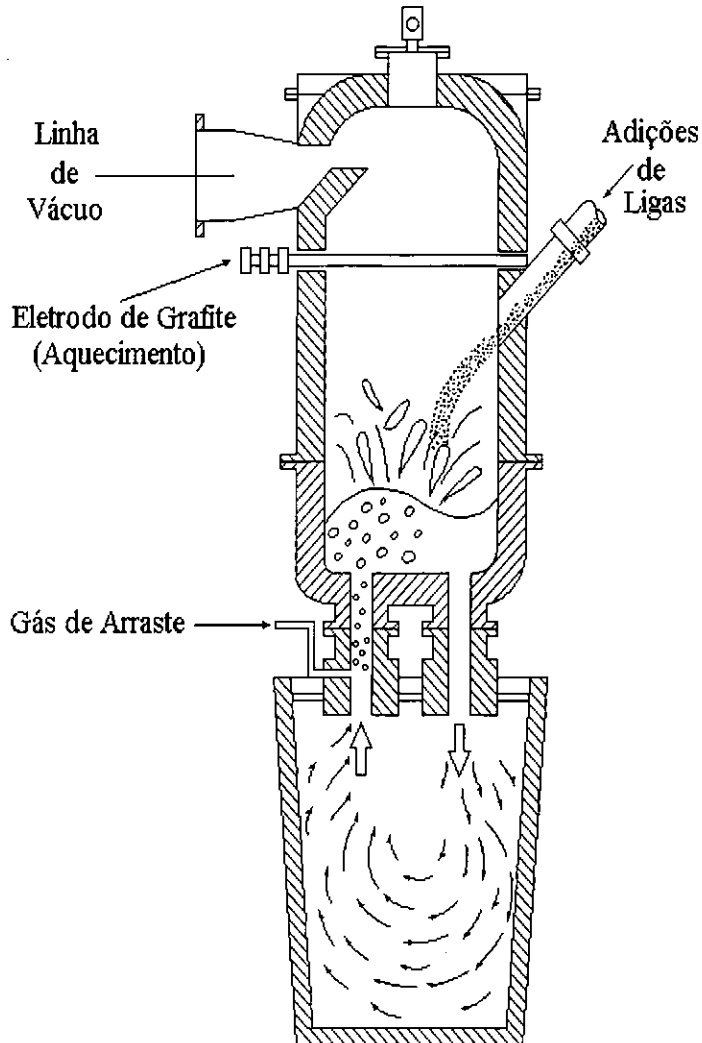


Figura 2.0.1: Desgaseificador ou reator à vácuo RH.

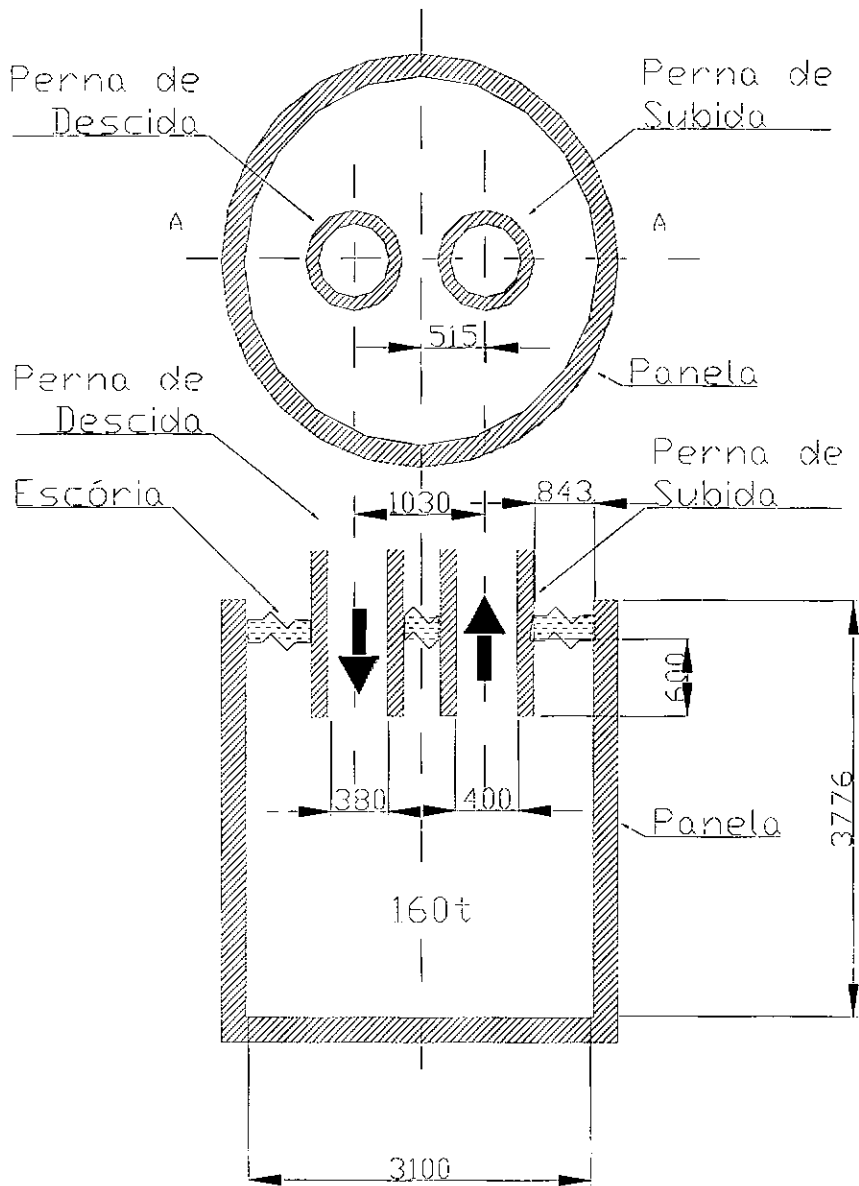


Figura 2.0.2: Desenho esquemático do desgaseificador à vácuo RH.

### 3 Aços Livres de Intersticiais (Interstitial Free- IF)

Os aços microligados passaram a ocupar posição de destaque na indústria siderúrgica a partir dos anos 60. Esses aços são assim chamados por receberem pequenas adições isoladas ou combinadas, usualmente menor que 0,10 % de Nb, V ou Ti. Proporcionando aumento de resistência mecânica e, ao mesmo tempo, mantendo em níveis elevados combinações de várias outras propriedades- soldabilidade, tenacidade, conformabilidade, etc.. Os aços microligados encontraram grande aplicação na indústria automobilística, principalmente a partir da primeira crise do petróleo, possibilitando, além de segurança, redução no peso dos veículos. Fatores de segurança e redução do peso do veículo permaneceram como razões principais para a utilização dos aços microligados na indústria automobilística durante os anos 70, apesar do desenvolvimento, ainda na década de 60, dos aços livres de intersticiais (Interstitial Free- IF). Posteriormente, a larga utilização de tratamento sob vácuo em aciarias permitiu a produção de aços com extra baixo teor de carbono e viabilizou em escala comercial a produção de aços IF. Esses aços apresentam elevadíssimos níveis de conformabilidade e baixa resistência mecânica para materiais processados tanto em recozimento em caixa, quanto em linhas de recozimento contínuo. Podem também ser produzidos com resistência mecânica elevada e com pequena perda de estampabilidade. [8]

O desenvolvimento de aços para estampagem extra-profunda que comporão as principais partes que integram os automóveis são confeccionados de um aço com teor de carbono extra-baixo. O aço na temperatura ambiente tem uma estrutura cúbica de corpo centrado, CCC, onde o núcleo e os vértices são ocupados por átomos de ferro e o restante desta estrutura são interstícios. Os átomos de carbono e nitrogênio de peso atômico pequeno, tende à ocupar estes interstícios da rede cristalina, aumentando a resistência dos aços. O Ti e o Nb adicionados em pequenas quantidades reagem com o nitrogênio e carbono, removendo estes elementos dos interstícios. Estes nitretos precipitam-se nos contornos de grão, controlando o mecanismo da cristalização e, conseqüentemente, o crescimento do tamanho do grão; promovendo uma melhoria significativa na sua ductilidade. Os nitretos de nióbio e titânio, precipitados no contorno de grão, fazem também com que o aço recupere a resistência perdida como conseqüência da redução do teor de carbono.

Os aços IF foram desenvolvidos no final da década de 60 e apresentam níveis de conformabilidade muito superiores aos aços acalmados com alumínio. São assim chamados porque os elementos intersticiais N e C são fixados pelos microligantes Ti e Nb, o que os torna não envelhecidos. Apesar do desenvolvimento desta família há mais de 20 anos, sua produção comercial em grande escala só teve início na década de 80 com o desenvolvimento tecnológicos na fabricação de aço e larga utilização de tratamento de desgaseificação, possibilitando a produção de aços com teores de carbono extra baixo. Ao mesmo tempo, a indústria automobilística passou a exigir materiais com características superiores, só facilmente atendidas pelos aços IF, especialmente em condições de processamento em linhas de recozimento contínuo.

Quanto à composição química, os aços IF podem e são produzidos apenas com Ti, apenas com Nb ou com dupla adição de Nb+Ti. Mas aços IF microligados ao Nb+Ti e aços ao Nb são preferidos, pois os aços somente ao Ti necessitam grandes adições de Ti, além

Tabela 3.1: Composição típica de aços IF.

AÇO	C	Mn	P	S	Si	Ti	Nb	Al	B	N
Super EEP	0,0014	0,17	0,003	0,003	0,02	0,05	0,014	0,05	-	-
EEP	0,0018	0,09	0,003	NI	0,004	0,008	0,01	0,02	-	-
EEP-BH	0,0025	0,15	0,01	0,01	NI	-	0,015	0,04	-	-
Rm 350 BH	0,0025	0,2	0,07	0,01	NI	-	0,015	0,04	-	-
Rm 400	0,0032	0,18	0,08	NI	0,25	0,01	0,018	0,04	0,0003	-
A	0,0050	0,15	0,015	0,010	0,02	-	0,004	0,045	-	0,004
B	0,0050	0,15	0,015	0,010	0,015	0,055	-	0,045	-	0,003
C	0,0040	0,15	0,015	0,010	0,010	0,080	-	0,035	-	0,003
D	0,0030	0,10	0,010	0,010	0,010	0,090	-	0,035	-	0,003

BH- Bake Hardenable; NI- Não informado; e Rm-resistência mecânica (MPa).

disto este elemento tende a reagir com o N+S+C formando inclusões e prejudicando a sua qualidade superficial. Quanto às características finais são produzidos em tipos de estampagem profunda, extra profunda, de alta resistência mecânica (com adição de fósforo) e com endurecimento após pintura (bake hardenable).

A conceituação teórica é bem mais complexa do que foi exposto acima e não faz parte deste trabalho apresentá-la na íntegra. Existe disponível na literatura uma quantidade enorme de publicações que poderão ser consultados àqueles que pretendem se aprofundar neste assunto.

Composições químicas típicas de alguns aços IF modernos são apresentadas na Tabela (3.1). [9]

## 4 Modelo de Turbulência - As Equações do Modelo $k-\epsilon$

É possível desenvolver equações de transporte para todas as quantidades turbulentas, inclusive para a taxa de dissipação viscosa  $\epsilon$  (BRADSHAW, P. *et al.* [10]). A equação exata para  $\epsilon$ , entretanto, contém muitos termos desconhecidos e imensuráveis. O modelo padrão  $k-\epsilon$  proposto por Launder e Spalding [11] em 1974, tem duas equações, uma para  $k$  e uma para  $\epsilon$ . Detalhes podem ser encontrados em literatura especializada [12] [24].

Normalmente se usa  $k$  e  $\epsilon$  para definir uma escala de velocidade  $\vartheta$  e um comprimento  $l$  representativo das grandes escalas de turbulência como segue:

$$\vartheta = k^{\frac{1}{2}} \qquad l = \frac{k^{\frac{3}{2}}}{\epsilon} \qquad (4.1)$$

A intensidade turbulenta  $T_i$  é relacionado à energia cinética e uma velocidade média referencial ( $U_{ref}$ ) como segue [25]:

$$T_i = \frac{(\frac{2}{3}k)^{1/2}}{U_{ref}} \qquad (4.2)$$

A intensidade turbulenta pode também ser relacionada como segue (MANABU IGUSHI *et al.* [26]):

$$T_i = \frac{u'_{rms}}{\bar{u}} \qquad (4.3)$$

Onde  $u'_{rms}$  é a raiz quadrada da média da flutuação elevado ao quadrado, ou seja,  $u'_{rms} = \sqrt{(u')^2}$ .

O **modelo  $k-\epsilon$**  permite descrever o efeitos do transporte das propriedades turbulentas através do fluxo médio e difusão; e através dos termos de produção e destruição da turbulência. Duas equações de transporte (equações diferenciais parciais ou PDEs) são resolvidas, uma para a energia cinética turbulenta  $k$  e, a seguir, outra para a taxa de dissipação da energia cinética  $\epsilon$ .

A premissa básica deste modelo é assumir que a viscosidade turbulenta  $\mu_t$  é isotrópica. Em outras palavras, que a razão entre as tensões de Reynolds e a taxa de deformação média é a mesma em todas as direções. Esta consideração é falha em muitos fluxos e leva a uma previsão inexata do seu comportamento.

Modelos que são capazes de introduzir efeitos anisotrópicos [27] na turbulência são de custos computacionais mais elevados e estão ainda em desenvolvimento. Como exemplos tem-se o **modelo de equações das tensões de Reynolds** e o **modelo de tensões algébricas**.

Dos modelos clássicos, o comprimento de mistura e o modelo  $k-\epsilon$  são atualmente os mais usados e validados experimentalmente. Eles baseiam-se na suposição de que existe uma analogia entre a ação das tensões viscosas e as tensões de Reynolds no fluxo médio. Ambas as tensões aparecem no lado direito da equação de momento.

Observou-se que as tensões turbulentas aumentam quando a taxa de deformação média aumenta, portanto, as tensões viscosas são tomadas como sendo proporcionais à taxa de deformação de um elemento fluido. Boussinesq propôs, em 1877, que as tensões de Reynolds podiam ser ligadas à taxa de deformação média. Esta suposição parece ser válida sob várias circunstâncias experimentais. Em analogia com o coeficiente de viscosidade na lei de Stokes, Boussinesq introduziu o conceito de coeficiente de mistura. Para calcular as tensões de Reynolds com o modelo  $k-\epsilon$ , uma relação estendida de Boussinesq é usada:

Desta forma, em notação tensorial, tem-se:

$$-\rho \overline{u'_i u'_j} = \mu_t \left( \frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \left( \mu_t \frac{\partial \overline{U_k}}{\partial x_k} + \overline{\rho k} \right) \delta_{ij} \quad (4.4)$$

O primeiro termo da terceira parte pode ser desprezado devido à incompressibilidade, ou seja,  $\nabla \cdot U = 0$ .

$$-\rho \overline{u'_i u'_j} = \mu_t \left( \frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \rho k \delta_{ij} = 2\mu_t E_{ij} - \frac{2}{3} \rho k \delta_{ij} \quad (4.5)$$

A viscosidade turbulenta é definida por:

$$\mu_t = C \rho \vartheta l = \rho C_\mu \frac{k^2}{\epsilon} \quad (4.6)$$

O modelo padrão utiliza as seguintes equações de transporte para  $k$  e  $\epsilon$ :

Assumindo incompressibilidade e turbulência homogênea, a equação de transporte de  $k$  pode ser modelada como [11]

$$\rho \frac{Dk}{Dt} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( \frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x_i} \right) + \mu_t \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_k} + \frac{\partial u_k}{\partial x_i} \right) \frac{\partial u_i}{\partial x_k} - C_\mu \frac{\rho k^{3/2}}{l} \quad (4.7)$$

ou então

$$\boxed{\rho \frac{Dk}{Dt} = \text{div} \left[ \frac{\mu_t}{\sigma_k} \text{grad } k \right] + 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} - \rho \epsilon} \quad (4.8)$$



Uma forma simplificada ou aproximada desta equação para fluxos bidimensionais incompressíveis, considerando que os outros gradientes de velocidades são pequenos quando comparados com  $\partial u/\partial y$ , é:

$$\rho \frac{Dk}{Dt} = \frac{\partial}{\partial y} \left( \frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial y} \right) + \mu_t \left( \frac{\partial u}{\partial y} \right)^2 - C_\mu \frac{\rho k^{3/2}}{l} \quad (4.9)$$

Em alto número de Reynolds, a equação de transporte para  $\epsilon$  pode ser expressa por:

$$\rho \frac{D\epsilon}{Dt} = \frac{\partial}{\partial x_k} \left[ \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \frac{\partial \epsilon}{\partial x_k} \right] + \frac{C_1 \mu_t \epsilon}{k} \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_k} + \frac{\partial u_k}{\partial x_i} \right) \frac{\partial u_i}{\partial x_k} - C_2 \rho \frac{\epsilon^2}{k} \quad (4.10)$$

ou

$$\boxed{\rho \frac{D\epsilon}{Dt} = \text{div} \left[ \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \text{grad } \epsilon \right] + \frac{2C_1 \mu_t \epsilon}{k} E_{ij} \cdot E_{ij} - \frac{C_2 \rho \epsilon^2}{k}} \quad (4.11)$$

Uma forma aproximada desta equação para fluxos bidimensionais incompressíveis, considerando que os outros gradientes de velocidades são pequenos quando comparados com  $\partial u/\partial y$ , é:

$$\rho \frac{D\epsilon}{Dt} = \frac{\partial}{\partial y} \left( \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \frac{\partial \epsilon}{\partial y} \right) + \frac{C_1 \mu_t \epsilon}{k} \left( \frac{\partial u}{\partial y} \right)^2 - \frac{C_2 \rho \epsilon^2}{k} \quad (4.12)$$

Portanto tem-se as duas equações de transporte, a equação da energia cinética- $k$  e equação de dissipação- $\epsilon$ , do modelo  $k$ - $\epsilon$  obtidas a partir da equação diferencial de Navier-Stokes e das propriedades média do fluxo são:

$$\boxed{\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \text{div}(\rho k \mathbf{U}) = \text{div} \left[ \frac{\mu_t}{\sigma_k} \text{grad } k \right] + 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} - \rho \epsilon} \quad (4.13)$$

$$\boxed{\frac{\partial(\rho \epsilon)}{\partial t} + \text{div}(\rho \epsilon \mathbf{U}) = \text{div} \left[ \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \text{grad } \epsilon \right] + C_1 \frac{\epsilon}{k} 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} - C_2 \rho \frac{\epsilon^2}{k}} \quad (4.14)$$

Tabela 4.1: Valores das constantes do modelo k- $\epsilon$ .

$C_\mu$	$C_1$	$C_2$	$\sigma_k$	$\sigma_\epsilon$	$\sigma_T$
0,09	1,44	1,92	1,2	1,3	0,9

---

taxa de mudança de k ou $\epsilon$	+	Transporte de k ou $\epsilon$ por convecção	=	Transporte de k ou $\epsilon$ por difusão	+	Taxa de produção de k ou $\epsilon$	-	Taxa de destruição k ou $\epsilon$
--	---	---	---	---	---	---	---	--

---

Hanjalic [28] encontrou que as equações (4.9) e (4.12) são satisfatórias para prever uma diversidade grande de fluxos com alto número de Reynolds para fluxos próximos e afastados da parede.

As equações contém 4 constantes ajustáveis  $C_\mu$ ,  $\sigma_k$ ,  $\sigma_\epsilon$ ,  $C_1$  e  $C_2$ . O modelo k- $\epsilon$  padrão emprega valores para as constantes que são ajustados para uma faixa ampla de fluxos.

Valores típicos para as constantes estão dispostos na Tabela (4.1) [29] [30] [31] [32] [33]

### Condições de contorno

O modelo de equações para k e  $\epsilon$  são elípticas em virtude do termo gradiente de difusão. O seu comportamento é similar ao das outras equações elípticas, às quais precisam satisfazer as seguintes condições de contorno: ( Detalhes vide **apêndice B**)

1. Entrada: A distribuição de k e  $\epsilon$  devem ser dadas;
2. Saída ou eixo de simetria:  $\partial k / \partial n = 0$  e  $\partial \epsilon / \partial n = 0$  ;
3. Região livre de fluxo:  $k=0$  e  $\epsilon = 0$  ;
4. Paredes sólidas: Aproximação depende do número de Reynolds.

Em projetos exploratórios, as informações detalhadas das condições de contorno requeridas para operar o modelo podem não ser adequadas. Os usuários de CFD na indústria raramente tem dispositivos para medir k e  $\epsilon$ . Mesmo assim, avanços são realizados por tomarem valores de k e  $\epsilon$  disponíveis em literatura e, depois, explorando a sensibilidade dos resultados para esta distribuição de entrada. Quando não há informação disponível, aproximações grosseiras para a distribuição de entrada para k e  $\epsilon$  em fluxos internos podem ser obtidas a partir

da intensidade turbulenta  $T_i$  e de um comprimento característico  $L$  do equipamento (por exemplo, o raio equivalente de um tubo) por meio de fórmulas simples, como:

$$k = \frac{3}{2}(U_{\text{ref}} T_i)^2 \quad \epsilon = C_\mu^{3/4} \frac{k^{3/2}}{\kappa l} \quad \epsilon = C_\mu^{3/4} \frac{k^{3/2}}{0,4 \cdot l} \quad l = 0,07 L \quad (4.15)$$

Estas fórmulas estão intrinsicamente ligadas às fórmulas do comprimento de mistura e à distribuição universal próxima da parede sólida como será visto a seguir:

Em alto número de Reynolds, com o modelo padrão  $k-\epsilon$  (Launder e Spalding [11]) não há necessidade de integrar as equações do modelo através da parede, utilizando o comportamento universal junto à parede. Se a coordenada  $y$  é a direção normal à parede sólida, a velocidade média no primeiro ponto  $y_p$  com  $30 < y_p^+ < 500$  satisfaz a lei do log, e medidas da energia cinética turbulenta indicam que a taxa de produção de turbulência iguala-se à taxa de dissipação. Fazendo uso destas suposições e da equação da viscosidade turbulenta, equação (4.6), é possível desenvolver as seguintes funções paredes para  $k$  e  $\epsilon$ :

$$\boxed{u^+ = \frac{U}{u_\tau} = \frac{1}{\kappa} \ln(E_{y_p^+}) \quad k = \frac{u_\tau^2}{\sqrt{C_\mu}} \quad \epsilon = \frac{u_\tau^3}{\kappa y} \quad y^+ = \frac{\rho u_\tau y}{\mu}} \quad (4.16)$$

Obs.: SCHLICHTING, H. [34] forneceu valores de  $E$  que são válidos para parede rugosas.

Em baixo números de Reynolds, a lei logarítmica não é válida, assim as condições de contorno acima não podem ser usadas. Portanto, um novo modelamento deve ser usado para atender o baixo número de Reynolds. Neste caso utiliza-se funções de amortecimento na parede para assegurar que as tensões viscosas sobreponham as tensões de Reynolds turbulentas em baixo número de Reynolds na sub-camada viscosa adjacente à parede.

## 5 Equações que Governam o Fluxo Fluido na Panela

O código computacional utilizado foi o “Champion 2/E/FIX”, o que significa equação elíptica, bidimensional com malha fixa, é uma versão originada, mutatis mutandis, do GENMIX (Spalding-1975) [100]. Este código computacional permite utilizar coordenadas cartesianas e cilíndricas. Neste caso, por ser um sistema assimétrico foi utilizado coordenadas cartesianas.

Foi utilizado uma malha grossa de 28x28 células. Para o cálculo do equações de movimento foi considerado regime permanente A solução foi obtida baseando-se na precisão adotada. O programa só passava para calcular o passo ou linha seguinte, quando a precisão requerida fosse atingida por um dos critérios estipulados, vide apêndice A. Os seguintes resíduos foram adotados  $\epsilon_1 = 0,001$  e  $\epsilon_2 = 0,005$ .

As equações que descrevem o fluxo fluido e transporte de massa são agora apresentadas. O movimento turbulento e a transferência de massa no sistema são representados pela equação exata de movimento e massa. A equação geral de transporte num sistema de coordenadas, no domínio bi-dimensional pode ser escrita como:

$$\frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(\rho u\phi) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v\phi) - \frac{\partial}{\partial x}\left(\Gamma_\phi \frac{\partial\phi}{\partial x}\right) - \frac{\partial}{\partial y}\left(\Gamma_\phi \frac{\partial\phi}{\partial y}\right) = S_\phi \quad (5.1)$$

Obs.: Neste trabalho, por razões a serem explicadas a posteriore, o escoamento está em regime permanente, portanto na obtenção do perfil fluido-dinâmico(velocidade), a dependência temporal de  $\phi$  é considerada nula.

### 5.1 Equações do Fluxo Fluido

#### 5.1.1 Equação da continuidade

Se um valor 1 é atribuído para a variável geral  $\phi$  e zero para o termo de fonte  $S_\phi$ , a equação (5.1) conduz à equação da continuidade.

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho u) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v) = 0 \quad (5.2)$$

### 5.2 Equação do Movimento

A variável geral  $\phi$  representa o componente de velocidade  $u$  ou  $v$ . Neste caso, os coeficientes de difusão,  $\Gamma_u$  e  $\Gamma_v$ , são iguais à viscosidade efetiva  $\mu_{\text{eff}}$ , a qual é a soma da viscosidade molecular  $\mu$  e viscosidade turbulenta  $\mu_t$ ,

$$\mu_{\text{eff}} = \mu + \mu_t \quad (5.3)$$

Os termos de fonte  $S_u$  e  $S_v$  contém termos associados com a viscosidade, gradiente de pressão e gradiente de velocidade.

O termo de fonte  $S_u$  para a equação de momento na direção-X é [35]:

$$S_u = -\frac{\partial P}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu_{\text{eff}} \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \mu_{\text{eff}} \frac{\partial v}{\partial x} \right) + \rho g_x \quad (5.4)$$

A soma do gradiente de pressão estática e da força gravitacional pode ser cancelada. Mas uma diferença de pressão causada pelo campo de velocidade pode ocorrer. Esta pressão é chamada de correção de pressão [36]. No trabalho, o sistema será considerado isotérmico com densidade constante.

Similarmente, o termo de fonte  $S_v$  para a equação de momento na direção-Y é representada por:

$$S_v = -\frac{\partial P}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu_{\text{eff}} \frac{\partial u}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \mu_{\text{eff}} \frac{\partial v}{\partial y} \right) + \rho g_y \quad (5.5)$$

A seguir, serão apresentadas notações matemáticas simplificadas para representar as equações que governam o fluxo fluido de aço líquido na panela:

O aço líquido pode ser tratado como fluido incompressível, sendo que podem ser estabelecidas as seguintes equações:

Equação da continuidade ou conservação de massa:

$$\nabla \cdot \mathbf{u} = 0 \quad (5.6)$$

Equação de balanço de momento:

$$\rho_1 \cdot [\mathbf{u} \cdot \nabla \mathbf{u}] = \nabla \cdot (\mu_{\text{eff}} \nabla \mathbf{u}) - \nabla P \quad (5.7)$$

$$\mu_{\text{eff}} = \mu_e + \mu_t \quad (5.8)$$

A viscosidade turbulenta ( $\mu_t$ ) será calculada utilizando o modelo k- $\epsilon$ , modelo de turbulência de duas equações.

As equações de transporte acima serão resolvidas pelo método numérico volumes finitos e pelo modelo de reatores em série.

## 5.3 Equações de Transporte para a Propriedades Turbulentas

O conceito de viscosidade turbulenta que foi proposto por Bousinesq foi discutido na seção anterior. A viscosidade efetiva é a soma da viscosidade molecular e viscosidade turbulenta. Embora a viscosidade molecular seja uma característica do fluido, a viscosidade turbulenta depende do movimento do fluido e do seu histórico.

No presente trabalho, o conhecido modelo de duas equações, modelo  $k$ - $\epsilon$  será usado, onde  $k = \frac{1}{2}\overline{u'_i u'_i} = \frac{1}{2}(\overline{u'^2} + \overline{v'^2} + \overline{w'^2})$  e  $\epsilon$  é a taxa de dissipação de  $k$  por unidade de massa.

Neste modelo  $k$  é relacionado com  $\epsilon$  por:

$$\mu_t = \frac{c_\mu \rho k^2}{\epsilon} \quad (5.9)$$

onde  $c_\mu$  é uma constante e  $\epsilon$  é expresso por:

$$\epsilon = \frac{k^{3/2}}{l} \quad (5.10)$$

onde  $l$  é uma escala de comprimento turbulenta característica. Estas equações contém várias constantes, às quais devem ser determinadas experimentalmente. Estas constantes variam muito pouco de uma situação para outra, assim, podem ser consideradas como constantes universais. Esta simplificação torna o cálculo do campo de turbulência mais fácil, especialmente no campo da engenharia. Este modelo dá uma maior compreensão dos problemas relacionados à fluido-dinâmica de reatores em escala industrial.

### 5.3.1 Equações de Transporte para $k$

Substituindo a variável geral  $\phi$ , equação (5.1), pela energia cinética turbulenta  $k$ , a equação diferencial para transporte de  $k$  pode ser escrita como:

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho u k) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v k) - \frac{\partial}{\partial x} \left( \Gamma_k \frac{\partial k}{\partial x} \right) - \frac{\partial}{\partial y} \left( \Gamma_k \frac{\partial k}{\partial y} \right) = S_k \quad (5.11)$$

onde

$$S_k = G - D \quad (5.12)$$

O termo de geração

$$G = \mu_t \left[ 2 \left( \left( \frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 \right) + \left( \frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 \right] \quad (5.13)$$

O termo de dissipação

$$D = \rho\epsilon \quad (5.14)$$

e a viscosidade turbulenta

$$\mu_{\text{eff}} = \mu_t + \mu_{\text{lam}} = \mu_t = C \rho \frac{k^2}{\epsilon} \quad (\mu_t \gg \mu_{\text{lam}}) \quad (5.15)$$

O coeficiente de difusão para a energia turbulenta  $\Gamma_k$  é suposto ser uma propriedade da turbulência e é similar em magnitude à viscosidade efetiva

$$\Gamma_k = \frac{\mu_{\text{eff}}}{\sigma_k} \quad (5.16)$$

### 5.3.2 Equação de Transporte para $\epsilon$

Substituindo a variável geral  $\phi$ , equação (5.1), pela energia cinética turbulenta  $k$ , a equação diferencial para transporte de  $\epsilon$  pode ser escrita como:

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho u \epsilon) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v \epsilon) - \frac{\partial}{\partial x} \left( \Gamma_\epsilon \frac{\partial \epsilon}{\partial x} \right) - \frac{\partial}{\partial y} \left( \Gamma_\epsilon \frac{\partial \epsilon}{\partial y} \right) = S_\epsilon \quad (5.17)$$

onde

$$S_\epsilon = C_1 \frac{\epsilon}{k} G - C_2 \rho \frac{\epsilon^2}{k} \quad (5.18)$$

e  $G$  é o termo de geração conforme mencionado acima, equação (5.13) e  $\Gamma_\epsilon$  é a difusividade para a dissipação de energia turbulenta descrita como

$$\Gamma_\epsilon = \frac{\mu_{\text{eff}}}{\sigma_\epsilon} \quad (5.19)$$

onde  $\sigma_\epsilon$  é o número de Prandtl para a dissipação da energia cinética turbulenta. Os números de Prandtl para  $k$  e  $\epsilon$  são considerados próximos da unidade.

### 5.3.3 Condições de Contorno e Premissas Adotadas para o Problema

As seguintes premissas foram adotadas para o problema em questão, de modo a simplificar o trabalho, mas sem descaracterizá-lo:

1. O fluxo fluido torna-se estacionário muito cedo, por isto uma equação de transporte independente do tempo foi utilizada para determinar o campo de velocidade;

2. Em vista do exposto no item 1., a velocidade será determinada previamente para, a seguir, calcular a distribuição da grandeza escalar, no caso, a concentração de carbono;
3. A presença de escória na superfície da panela pode ser desprezada, por isto as condição de superfície livre foi adotada para o topo da panela;
4. Foi assumido que nem a perna ascendente e nem a descendente estão imersas no aço líquido;
5. A seção transversal da panela foi assumida como retangular (cilíndrica em 3D), embora ela seja do tipo trapezoidal (trônco-cônica em 3D);
6. As velocidades verticais do metal através das pernas são deduzidas através das equações de vazão e da taxa de circulação do aço no RH; e
7. Inicialmente, a velocidade do aço na base da panela devido à injeção de gás é a mesma da velocidade nas pernas ascendente e descendente.

As condições de contorno para o presente problema são classificadas em 3 categorias, condições de parede, superfície livre e velocidades dadas nas pernas (ascendente e descendente). Com relação à Figura (5.3.1), as condições são as seguintes:

1. Na superfície livre:

$$x = 0, \quad 0 < y < y_1, \quad y_2 < y < y_3, \quad y_4 < y < y_5$$

$$u = \frac{\partial v}{\partial x} = 0 \quad (5.20)$$

$$\frac{\partial k}{\partial x} = \frac{\partial \epsilon}{\partial x} = 0 \quad (5.21)$$

2. Condições dadas na entrada

$$x = 0, \quad y_1 < y < y_2, \quad y_3 < y < y_4$$

$$u = U_I \quad e \quad u = -U_I \quad (5.22)$$

$$v = 0 \quad (5.23)$$

$$k = 0,005U_I^2 \quad (5.24)$$

$$\epsilon = \frac{c_\mu k^{\frac{3}{2}}}{0,03R} \quad (5.25)$$

onde R é uma dimensão característica do equipamento, no caso, o diâmetro da panela.



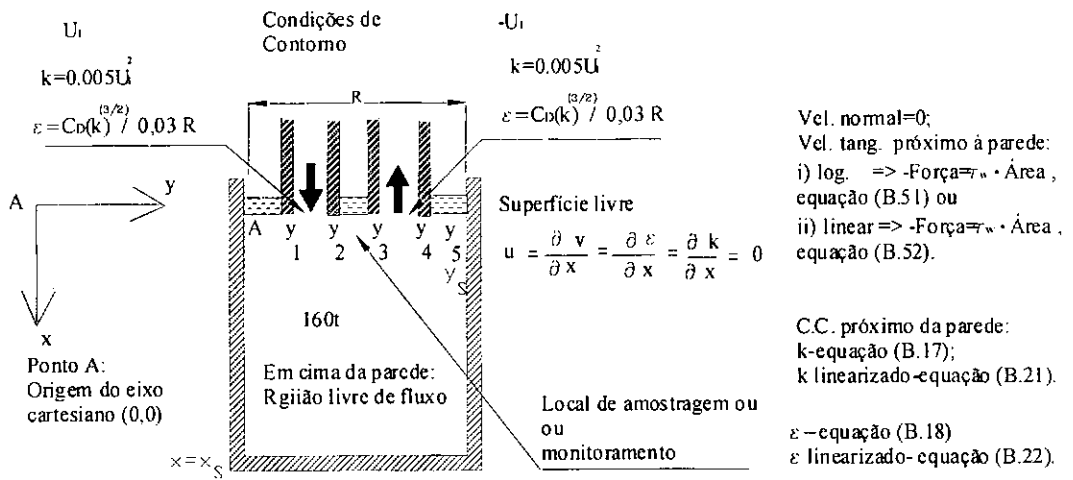


Figura 5.3.1: Desenho esquemático das condições de contorno na panela.

3. Na parede lateral (região livre de fluxo):

$$y = 0, \quad 0 < x < x_s; \quad y = y_5, \quad 0 < x < x_s \quad e$$

4. Na base da panela:

$$x=x_s, \quad 0 < y < y_5 .$$

A condição de não deslizamento é aplicada para a velocidade na parede, ou seja, na região livre de fluxo, tem-se:

$$u = v = 0 \quad (5.26)$$

$$k = 0 \quad (5.27)$$

5. Condições de Contorno de aproximação ou próximo da parede, vide Figura (5.3.1).

Obs.: Como  $\epsilon = k^{3/2}/l$  e o  $\lim_{l \rightarrow 0} \epsilon^{3/2}/l \rightarrow \infty$ , um tratamento especial é dado para a taxa de dissipação da energia cinética turbulenta nas proximidades da parede.

As condições de contorno estão esquematizadas na Figura (5.3.1).

Na parede, a condição de contorno chamada de **função parede** deve ser incluída, pois as equações de transporte para várias características dinâmicas do fluido são obtidas somente

para alto números de Reynolds. Próximo da parede sólida e outras interfaces, há regiões onde o número de Reynolds local de turbulência ( $Re_{\text{local}} = \frac{k^{1/2}l}{\nu}$ , onde  $l = \frac{k^{3/2}}{\epsilon}$ ) é tão pequeno, que os efeitos viscosos predominam sobre os efeitos turbulentos. A função parede pode ser considerada como uma expressão para representar o coeficiente de transferência de momento, energia e massa na camada limite. Portanto, uma função parede apropriada deve ser escolhida.

A Figura (5.3.2) mostra a região onde a “função parede” deve ser usada. Ela descreve o espaço das células ao longo da parede. Agora, a tensão de cisalhamento ao longo da parede é uniforme a partir da parede até a linha da célula adjacente. Então  $\tau_w$  pode ser considerado como uma condição de contorno para  $u$  e  $v$ ; e entrar no termo de geração ou fonte para  $k$  próximo da parede. Na vizinhança da parede pode-se assumir proporcionalidade entre o comprimento de mistura e a distância da parede, assim:

$$l = \kappa y \quad (5.28)$$

onde  $\kappa$  denota uma constante adimensional, a qual deve ser deduzida a partir de experimentos. De outra forma, de acordo com a teoria proposta por Prandtl, a tensão cisalhamento turbulenta se transforma em:

$$\tau = \rho \kappa^2 y^2 \left( \frac{\partial u}{\partial y} \right)^2 \quad (5.29)$$

Introduzindo o conceito de velocidade de fricção

$$u_\tau = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}} \quad (5.30)$$

De (5.28), (5.29) e (5.30) pode-se obter:

$$u_\tau^2 = \kappa^2 y^2 \left( \frac{du}{dy} \right)^2 \quad (5.31)$$

Integrando a equação (5.31) tem-se:

$$u = \frac{u_\tau}{\kappa} \ln(y) + C \quad (5.32)$$

Devido ao fato de se assumir que a tensão é constante ( $\tau = \text{constante}$ ), a equação (5.32) é somente válida na vizinhança da parede. Novamente, introduzindo uma distância adimensional a partir da parede,  $y^+ = \frac{y u_\tau}{\nu}$ , a equação (5.32) pode ser colocada na seguinte forma:

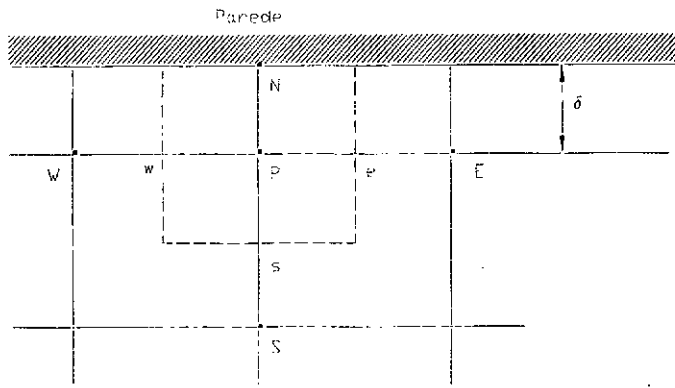


Figura 5.3.2: Condições de contorno próximo da parede.

$$\frac{u}{u_{\tau}} = \frac{1}{\kappa} \ln y^+ + D_1 \quad (5.33)$$

onde  $\kappa$  e  $D_1$  são constantes, às quais podem ser determinadas experimentalmente, assim

$$A_1 = \frac{1}{\kappa} = 2,5 \quad D_1 = -\frac{1}{\kappa} \ln \beta \quad (5.34)$$

$\beta$  foi determinado experimentalmente como 0,111.

Finalmente, pode-se obter a distribuição de velocidade na região da parede como:

$$u^+ = \frac{1}{\kappa} \ln(Ey^+) \quad (5.35)$$

onde  $E=9,0$ .

A equação (5.35) é somente válida na região próximo da parede ( $y^+ < 11,5$ ).

Usualmente, o ponto P da célula está suficientemente distante do ponto N na parede, de tal forma que os efeitos turbulentos em P sobrepõem totalmente os efeitos viscosos. Spalding propôs a seguinte equação para o fluxo de momento:

$$\frac{\overline{U}_P}{(\tau/\rho)_w} C_{\mu}^{1/4} k_P^{1/2} = \frac{1}{\kappa} \ln \left[ E y_P \frac{(C_{\mu}^{1/2} k_P)^{1/2}}{\nu} \right] \quad (5.36)$$

Aqui  $\overline{U_P}$ ,  $\tau_w$  e  $y_P$  são respectivamente a velocidade média do fluido no ponto P ao longo da parede, a tensão cisalhante na parede e a distância do ponto P até a parede. Esta relação é usada como condição de contorno para a velocidade.

O apêndice B apresenta as condições de contorno mais detalhadamente. Apresenta, também, as adaptações ou linearizações dos termos de fonte para o método numérico volumes finitos.

## 6 Modelos de Balanço ou Distribuição Populacional.

Até o presente momento foi visto um método que envolve equações diferenciais de transporte de momento, energia e massa; e que leva em consideração à turbulência do fluido. Neste método tem-se uma avaliação detalhada do escoamento. Engenheiros perceberam que, às vezes, uma visão macroscópica do escoamento é suficiente para descrever ou representar o escoamento. É neste contexto que se enquadra o modelo de distribuição populacional. Os seus princípios em fluxos e mistura em vasos foram formalmente organizados por DANCK-WERTS [37] e tem como base, o tempo em que um elemento do fluido leva para percorrer o escoamento num recipiente. RANDOLPH [38] foi um dos pioneiros a utilizar o conceito de distribuição populacional. Estes modelos, desde a sua origem, têm um forte embasamento estatístico.

Podemos definir o tempo de residência de um elemento fluido como o tempo gasto desde a entrada do elemento no recipiente até a sua saída. Já a idade de um elemento fluido num dado instante como o tempo gasto desde a entrada do elemento no recipiente até o dado instante e ele será sempre menor ou igual ao tempo de residência.

Neste capítulo será descrito como se avalia o tempo de residência e a distribuição de idade do fluido.

### 6.1 Apresentação de Alguns Tipos de Reatores Ideais

#### 6.1.1 Reator Descontínuo

É um reator onde os reagentes são despejados num tanque e misturados, ali permanecendo durante um certo período, no qual ocorre a reação. A mistura resultante é, então, descarregada. Esta é uma operação em estado não-estacionário, cuja composição varia com o tempo; todavia, num instante qualquer, a composição ao longo do reator é constante.

#### 6.1.2 Reatores Contínuos

O reator de fluxo contínuo pode ser de dois tipos: escoamento de mistura ou mistura perfeita e o de fluxo pistonado, conhecido também como “plug flow” ou fluxo tubular.

O reator contínuo de fluxo pistonado, caracteriza-se por apresentar um escoamento ordenado dos elementos fluidos. Conseqüentemente, neste tipo de reator não haverá difusão ao longo do percurso e nem diferença de velocidade entre dois elementos quaisquer do fluido; tudo se passa como se os reagentes caminhassem ao longo do reator numa única fila ordenada. Uma condição necessária e suficiente num reator tubular é a constância do tempo de residência para qualquer elemento fluido.

O reator de mistura perfeita, como o nome indica, consta de um reator em que o seu conteúdo é agitado, mantendo-se composição constante ao longo do reator. Assim sendo, a mistura na saída tem a mesma composição da mistura no interior do tanque. A difusão neste tipo de reator, ao contrário do reator tubular, é alta.

## 6.2 Escoamento não Ideal dos Fluidos

Na seção anterior foi descrito, de forma sucinta, dois tipos de escoamentos ideais, o tubular e de mistura perfeita. Embora os reatores reais nunca sigam completamente estes padrões de escoamentos, uma boa parte dele aproxima-se, com erro desprezível, do comportamento ideal. O desvio do comportamento ideal pode ser causado pela formação pelo reciclo de fluido ou, ainda, pela criação de regiões estagnantes no recipiente.

### 6.2.1 Distribuição da Idade Interna de um Fluido, $I$ , num Recipiente Fechado

A definição dada anteriormente para idade de um elemento fluido deixa claro que um recipiente contém fluidos de diferentes idades. A função notação  $I$  será usada para a frequência de distribuição interna do elemento fluido no vaso;  $I$  tem como unidade a fração de idades por unidade de tempo. A fração do elemento fluido entre a idade  $t$  e  $t + \Delta t$  no vaso é dada por  $I(t)\Delta t$  correspondendo à prática empregada na teoria da probabilidade. Desde que a função seja contínua, ela pode ser normalizada deixando todas as somas equivalente à unidade

$$\int_0^{\infty} I dt = 1 \quad (6.1)$$

Como conseqüência, a fração do vaso com idade interna mais jovem que  $t$  é

$$\int_0^t I dt \quad (6.2)$$

Enquanto que a fração de idade mais velha que  $t$  é

$$\int_t^{\infty} I dt = 1 - \int_0^t I dt \quad (6.3)$$

Como ilustrado na Figura (6.2.1-a).

### 6.2.2 Curva de Distribuição do Tempo de Residência (DTR) ou Distribuição da Idade ( $E$ ) do Fluido que deixa um Recipiente

Para determinar a distribuição do tempo de residência (DTR) de um escoamento não ideal utiliza-se a técnica de estímulo e resposta. É evidente que elementos do fluido que percorrem diferentes caminhos no reator podem gastar tempos diferentes para passarem através do recipiente. A distribuição desses tempos para a corrente de fluido que deixa o recipiente é chamada distribuição de idade de saída,  $E$ , ou distribuição do tempo de residência (DTR) do fluido.

Considera-se conveniente representar a DTR de tal maneira que a área sob a curva seja unitária, isto é,

$$\int_0^{\infty} \mathbf{E} dt = 1 \quad (6.4)$$

Como visto, este procedimento é chamado normalização da distribuição e a Figura (6.2.1-b) mostra a distribuição de  $\mathbf{E}$  na forma normalizada.

Com essa representação, a fração da corrente de saída com idade entre  $t$  e  $t + dt$  é

$$\mathbf{E} dt \quad (6.5)$$

Obs.: O termo **idade** para um elemento da corrente de saída, refere-se ao tempo passado por ele dentro do recipiente avaliado na saída.

A fração de idade inferior a  $t_1$  é:

$$\int_0^{t_1} \mathbf{E} dt \quad (6.6)$$

enquanto que a fração de idade superior a  $t_1$ , mostrada pela área tracejada da Figura (6.2.1-b), é dada por:

$$\int_t^{t_1} \mathbf{E} dt = 1 - \int_0^{t_1} \mathbf{E} dt \quad (6.7)$$

A curva  $\mathbf{E}$  é interessante pois leva em conta o escoamento não-ideal. Desde que se planeje caracterizar o grau de não-idealidade do escoamento, através da função de distribuição da idade de saída, é importante saber avaliar  $\mathbf{E}$  para qualquer escoamento. Para isto, faz-se uso de um certo número de técnicas experimentais que podem ser classificadas como técnicas de estímulo e resposta. Em todas essas experiências, o sistema é perturbado e, a seguir, verifica-se como ele responde ao estímulo.

O estímulo pode ser uma entrada de um traçador no fluido dentro do recipiente, enquanto que a resposta é um registro do traçador deixando o recipiente com o tempo. Qualquer material que possa ser detectado e que não perturbe o escoamento no recipiente pode ser usado como traçador. Qualquer tipo de sinal de entrada pode ser utilizado - casual, periódico, em degrau ou pulsante.

Utiliza-se também a técnica computacional, na qual uma condição de entrada constante é fornecida, como exemplo um sinal de entrada em do tipo degrau e, a seguir, rastreia-se a saída.

Este procedimento foi adotado neste trabalho, utilizando a técnica computacional, como será ser visto adiante.

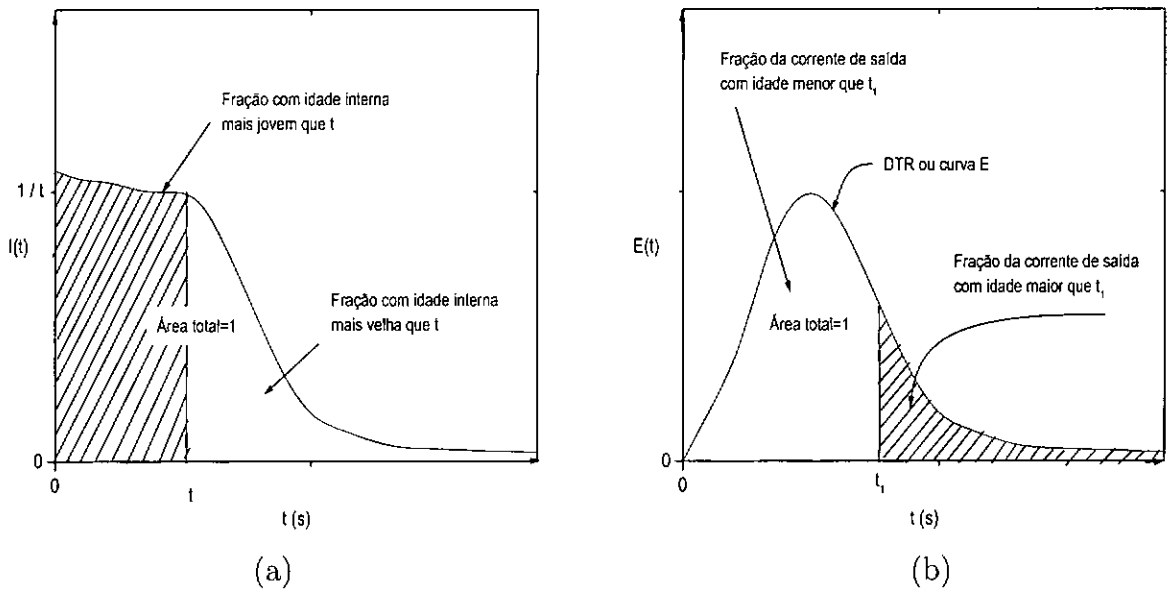


Figura 6.2.1: Curva característica da distribuição da idade interna de um fluido-(a) e Curva característica do tempo de residência o qual é equivalente à distribuição da idade na saída-(b).

### 6.2.3 Determinação da Curva F

Forneçamos à entrada da corrente fluida um sinal em degrau, exemplo  $f(t)=1$ , simulando a adição de um traçador na entrada. Seja  $C_o$  a concentração inicial do traçador, ou seja, o valor da função na entrada. Então um registro da concentração do traçador na corrente de saída do recipiente, como  $C/C_o$ , em função do tempo é chamada de curva F. Esta curva pode ser visto na Figura (6.2.2-a). Observe que ela sempre cresce de 0 a 1.

### 6.2.4 Determinação da Curva C

Forneçamos à entrada da corrente fluida um sinal pulsante ideal do traçador. Tal entrada é frequentemente chamada de sinal de entrada em degrau. A resposta normalizada é chamada de curva C.

Para conseguir essa normalização, divide-se a concentração medida C por Q (área sob a curva concentração-tempo).

Portanto, normalizando, tem-se:

$$\int_0^{\infty} C dt = \int_0^{\infty} \frac{C}{Q} dt = 1, \text{ onde } Q = \int_0^{\infty} C dt \quad (6.8)$$

A Figura (6.2.2-b) fornece uma resposta típica ou distribuição na saída do recipiente para um impulso ou função delta de entrada.



### 6.2.5 Relação entre as Curvas F, C e E e a Avaliação do Tempo Médio para Recipientes Fechados.

Para qualquer tempo, t, as seguintes relações entre as curvas F e E podem ser estabelecidas.

$$E = C = \frac{dF}{dt} \quad \text{ou} \quad F = \int_0^{\infty} E dt = \int_0^{\infty} C dt \quad (6.9)$$

O tempo médio de residência ou tempo espacial para fluidos em escoamento permanente e densidade constante é dado por:

$$\bar{t} = \frac{V}{Q} \quad (6.10)$$

ou

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} t C dt}{\int_0^{\infty} C dt} \quad (6.11)$$

Obs.: tempo de residência espacial = Peso de aço / taxa de circulação = 160 / 50 = 3,2 × 60 = 192s

Se a curva de distribuição é conhecida somente para um número discreto de valores do tempo, tem-se então:

$$\bar{t} = \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (6.12)$$

### 6.2.6 A Concentração Média na Saída e a Concentração Média dentro de um Recipiente

Suponha uma introdução em um recipiente de um sinal,  $C_{ent}$ , variável com o tempo. Ao passar através do recipiente, o sinal é modificado dando na saída um sinal  $C_{saída}$  variável com o tempo. Como o escoamento com sua particular DTR (E) é responsável por essa modificação, vamos mostrar a relação entre E,  $C_{ent}$  e  $C_{saída}$ .

A concentração média na saída em função do tempo é definida pela seguinte equação

$$C_{saída}(t) = \int_0^t C_{ent}(t - t') E(t') dt' \quad (6.13)$$

Esta equação é chamada de integral de convolução. Uma forma diferente, mas equivalente, de representar a integral de convolução é dada a seguir:

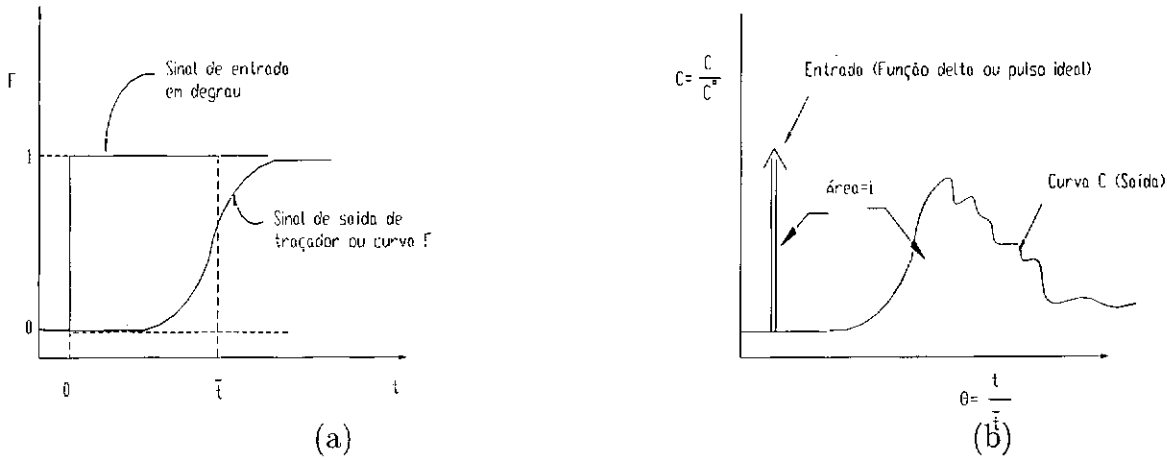


Figura 6.2.2: Curva F, resposta a um estímulo de sinal em degrau-(a) e Curva C para a saída do fluxo-(b).

$$C_{\text{saída}}(t) = \int_0^t C_{\text{ent}}(t')E(t - t')dt' = \int_0^t C_{\text{ent}}(t - t')E(t')dt' \quad (6.14)$$

Dizemos que  $C_{\text{saída}}$  é a convolução de  $E$  com  $C_{\text{ent}}$ , e escrevemos de forma abreviada,

$$C_{\text{saída}} = E * C_{\text{ent}} \quad \text{ou} \quad C_{\text{saída}} = C_{\text{ent}} * E \quad (6.15)$$

Para a concentração média no interior de um recipiente, utiliza-se a curva de distribuição da idade interna, assim

$$\bar{C}_{\text{interior}}(t) = C_L(t) = \int_0^t C_{\text{ent}}(t - t')I(t')dt' = \int_0^t C_{\text{ent}}(t')I(t - t')dt' \quad (6.16)$$

### 6.2.7 Modelo de Tanques em Série

Os modelos que representam os escoamentos não ideais são o modelo de dispersão e o modelo de tanques em série. As equações utilizadas neste modelo foram desenvolvidas com base no modelo de distribuição populacional. No caso do modelo de tanques em série o fluido escoar através de uma série de tanques de igual tamanho, idealmente misturados, e o parâmetro único deste modelo é o número de tanques em cadeia ou série. A curva  $E$  para  $N$  tanques em série, pode ser obtida pela equação (6.17) e Figura (6.2.3) e na forma adimensional pela equação (6.18) e Figura (6.2.4). Detalhes podem ser encontrados em literatura especializada [39]- [50].

$$E(t) = \frac{1}{\tau} \frac{N^N}{(N-1)!} \left(\frac{t}{\tau}\right)^{N-1} e^{-Nt/\tau} \quad (6.17)$$

Na forma adimensional

$$E(\theta) = N \cdot \exp(-N\theta) \cdot (N\theta)^{N-1} \cdot N/N! \quad (6.18)$$

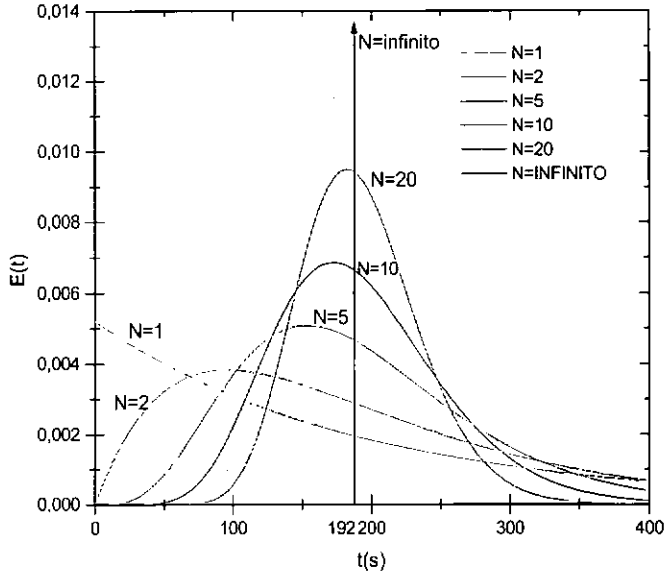


Figura 6.2.3: Curva de distribuição do tempo de residência para modelos de tanque em série.

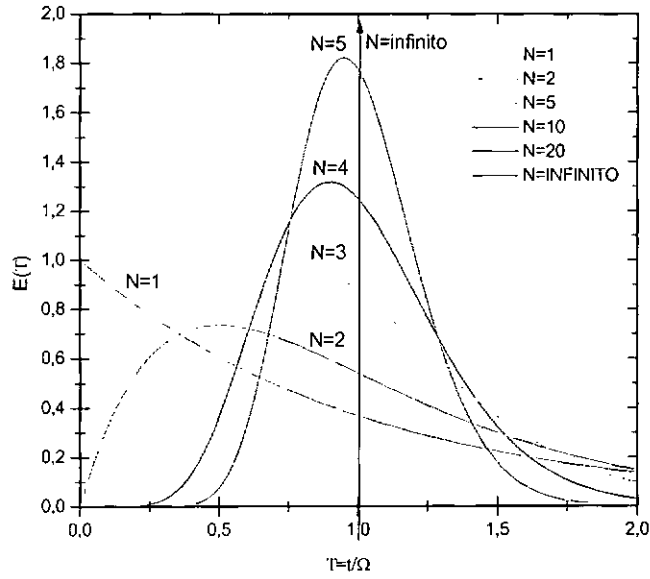


Figura 6.2.4: Curva de distribuição do tempo de residência, na forma adimensional, para modelos de tanque em série.

As Figuras (6.2.5) e (6.2.6) mostram dois exemplos diferentes de configurações para um modelo de tanques em série, o primeiro considera a concentração média final como a concentração média dos  $N$  reatores e o segundo considera a concentração média final como a concentração do último reator.

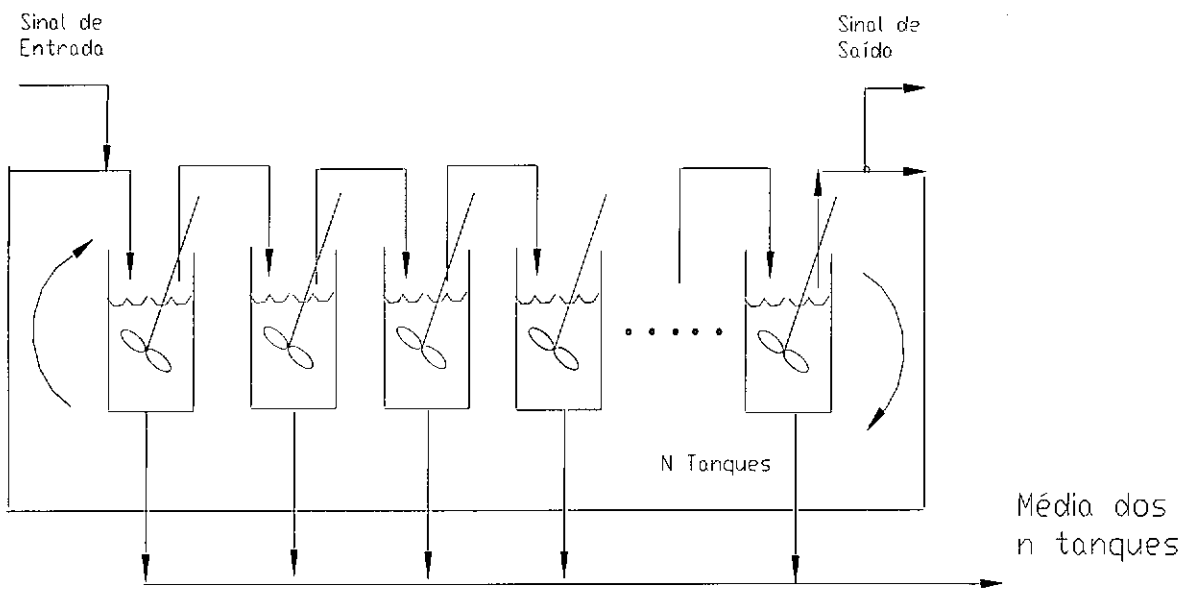


Figura 6.2.5: Esquema de tanques em série de um sistema de recirculação fechado considerando a média dos  $N$  tanques.

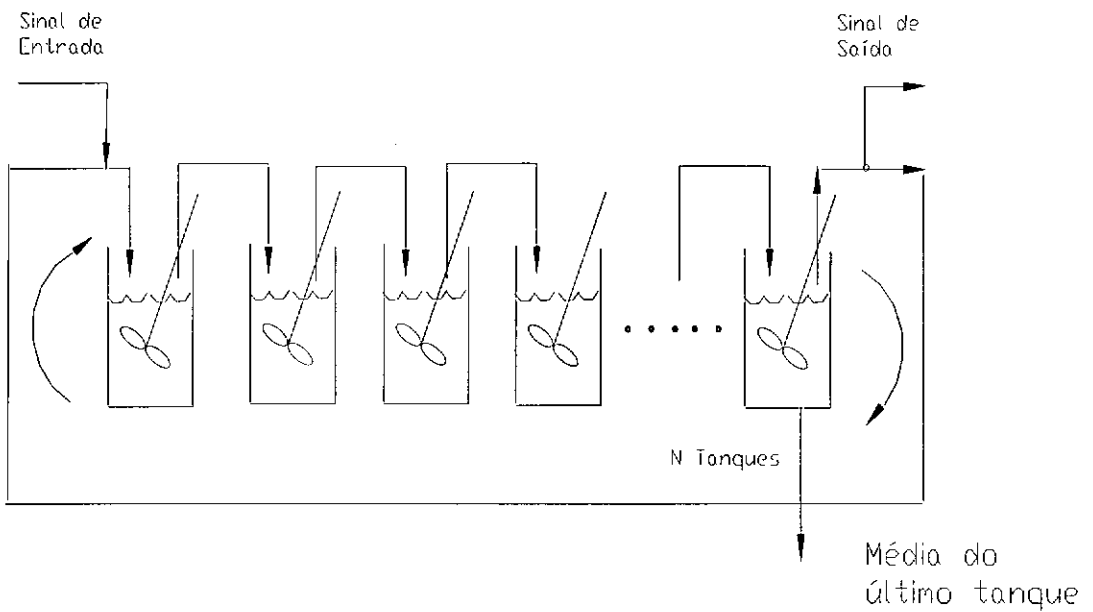


Figura 6.2.6: Esquema de tanques em série de um sistema de recirculação fechado considerando a média do último tanque.

## 7 Modelos de Descarburacão

A técnica de descarburaco para produzir aos ultra baixo carbono utilizando o equipamento desgaseificador RH, vem sendo empregada para melhorar a estampabilidade extra profunda dos aos na indústria automobilística, estes aos são chamados de aos IF (Interstitial Free). Vários trabalhos foram desenvolvidos com o intuito de determinar como as variáveis influenciam a taxa de descarburaco durante este processo, como será visto a posteriore.

A concentrao de carbono em equilíbrio depende da pressão interna do sistema e  definida pela seguinte reao:



$$[\%C]_e = \frac{P_{\text{CO}}K_{\text{CO}}}{f_{\text{C}}f_{\text{O}}[\%O]_e} \quad (7.2)$$

A constante de descarburaco, baseado nas equaoes da cinética das reaoes químicas, para a reao de primeira ordem  calculada pela seguinte expressão [51]:

$$-\ln \frac{([\text{ppm C}] - [\text{ppm C}]_\infty)}{([\text{ppm C}]_o - [\text{ppm C}]_\infty)} = K'_C \frac{A}{V} t \quad (7.3)$$

Substituindo  $[\text{ppm C}]_\infty = 0$  na equao (7.3) tem-se:

$$-\ln \left( \frac{[\text{ppm C}]}{[\text{ppm C}]_o} \right) = K'_C \frac{A}{V} t \quad (7.4)$$

SUZUKI *et al.* [52] propuseram um modelo para descrever o mecanismo de controle da taxa de remoo de CO do ao líquido e testaram experimentalmente num forno de induo. As seguintes equaoes foram utilizadas no modelo:



$$V_{\text{CO}} = -(V/A)dC_C/dt = -(V/A)dC_O/dt \quad (7.6)$$

$$= k_C (C_C - C_{Ci}) = k_O (C_O - C_{Oi}) \quad (7.7)$$

$$= k_r^O (C_{Ci} \cdot C_{Oi} - p_{\text{COi}}/k) \quad (7.8)$$

$$= -k_g/RT (p_{\text{COi}} - p_{\text{CO}}) \quad (7.9)$$

Eles reportaram que a constante aparente de descarburização,  $k'$  (cm/% s), calculada a partir da equação  $-d[\%C]/dt = k'(A/V)[\%C][\%O]$  varia consideravelmente com o produto  $[\%C][\%O]$ . Uma relação linear foi obtida entre  $1/k'$  e  $[\%C]$  na faixa de  $[\%C] > \sim 0,03$  e entre  $1/k'$  e  $[\%O]$  na faixa de  $[\%O] > \sim 0,06$ .

Eles mostraram também que a taxa de reação é controlada pela taxa de transferência de massa de carbono no aço na faixa de altas concentrações de oxigênio e baixa concentração de carbono e pela taxa de transferência de massa de oxigênio em altas concentrações de carbono e baixas concentrações de oxigênio. A transição entre as duas etapas é expressa por:

$$C_C/C_O = k_O/k_C \quad (7.10)$$

SUZUKI *et al.* também estabeleceram as seguintes relações para determinar o coeficiente de transferência de carbono, equações (7.11) e (7.12); uma relação entre  $k_C$  e  $k_O$ , equação (7.14), obtida a partir da teoria de penetração de Higbie [53], equação (7.13); e que o coeficiente de transferência de massa de carbono é maior que o de oxigênio, equação (7.15):

$$k_O = 0,850 \exp(-11600/RT) \quad (7.11)$$

$$k_C = 0,636 \exp(-9000/RT) \quad (7.12)$$

$$k_C = \left( \frac{2D_C U}{\pi R_e} \right)^{1/2} \quad \text{ou} \quad k_C = 2 \left( \frac{D_C U}{\pi d} \right)^{1/2}; \quad 2R_e = d \quad (7.13)$$

$$k_C/k_O = (D_C/D_O)^{1/2} \quad (7.14)$$

$$k_C/k_O = 1,44 \pm 0,24 \quad (7.15)$$

H. NOMURA *et al.* [54] mostraram que os fatores que controlam a reação de descarburização dependem da vazão de gás,  $Q$ , e da relação CO – CO<sub>2</sub> no sistema.

1. A taxa de descarburização para  $\underline{C} > 0,1 \sim 0,15\%$  é controlada pela difusão gasosa;
2. Para  $0,1 \sim 0,15\% > \underline{C} \geq 0,05\%$  é controlada pela difusão gasosa, reação química, e difusão do carbono.
3. Para  $\underline{C} \leq 0,05\%$ , a resistência devido à difusão gasosa pode ser desprezada, se a vazão de gás for superior a 1300 cm<sup>3</sup>/min. Nestas condições a taxa de descarburização é controlada por: 1) reação química se  $P_{CO_2}/P_{CO} \leq 1/4$ ; 2) reação química e difusão de carbono se  $1/4 \leq P_{CO_2}/P_{CO} \leq 7/3$ ; e 3) difusão do carbono se  $P_{CO_2}/P_{CO} \geq 7/3$

INOUE, S. *et al.* [55] realizaram experimentos para acelerar a taxa de descarburização no aço líquido no reator à vácuo RH, baseando-se no seguinte conjunto de equações:

$$[C]_t = [C]_0 \cdot \exp(-K_C \cdot t) \quad (7.16)$$

$$= [C]_0 \cdot \exp(-k \cdot (A/V) \cdot t) \quad (7.17)$$

O coeficiente de transferência de massa,  $k$ , depende dos seguintes termos:

1. transferência de massa total no aço líquido;
2. reação química (efeitos do oxigênio e enxofre na descarburização);
3. transferência de massa do gás gerado.

Eles consideraram que a região controlada pelo coeficiente de transferência de massa de oxigênio ocorre quando a relação  $[O]/[C] < 16/12$ , isto devido ao fato do coeficiente de difusão de carbono e oxigênio no aço líquido serem da mesma ordem de grandeza (na prática esta relação, % em peso, é maior). Eles também reportaram que a transferência de massa do gás CO gerado não oferece nenhuma resistência à transferência de massa total. Portanto, a transferência de massa de carbono no aço líquido é a etapa responsável pelo controle da transferência de massa total, sendo desta forma a etapa que controla o fenômeno de descarburização do aço.

Partindo da teoria de penetração de Higbie [53], equação (7.18) e da análise de fluido de ASai [56], Kouroki [57] reportou que o coeficiente de transferência de massa pode ser relacionado com a energia de agitação, equação (7.19).

$$k_C = \left( \frac{2D_C U}{\pi R_e} \right)^{1/2} \quad \text{ou} \quad k_C = 2 \left( \frac{D_C U}{\pi l} \right)^{1/2} \quad (7.18)$$

$$k = \gamma \cdot \epsilon^{(1/6)} \quad (7.19)$$

Durante experimentos realizados em laboratórios, eles estabeleceram a seguinte equação para avaliar o coeficiente ou constante volumétrica de transferência de massa do carbono no vaso à vácuo:

$$(ak)_{ev} = V \cdot Q \cdot K_C / (Q - V \cdot K_C) \quad (7.20)$$

A fim de avaliar o aumento da área interfacial entre o líquido e gás pela injeção de argônio, a seguinte análise foi realizada:



1. Avaliação da energia de agitação no vaso à vácuo,  $\epsilon$ ;
2. Avaliação do coeficiente de transferência de massa,  $k$ ; e
3. Avaliação da área interfacial.

Eles assumiram que:

1. A energia de agitação era composta pelos seguintes itens:
  - i. Energia de agitação do gás CO gerado durante a descarburização;
  - ii. Energia de agitação devido ao gás injetado na perna; e
  - iii. Energia de agitação de argônio injetado dentro do vaso.
2. O coeficiente de transferência de massa não muda consideravelmente durante a descarburização, visto que ele é apenas igual à energia de agitação elevado à um sexto, equação (7.19).
3. Aumento da área interfacial,  
A área interfacial pode ser calculada a partir da equação (7.21):

$$a = (ak)_{ev}/k \quad (7.21)$$

Substituído a equação (7.19) em (7.21), obtém-se o efeito do aumento da área interfacial:

$$\gamma \cdot a = (ak)_{ev} / \epsilon^{(1/6)} \quad (7.22)$$

A área interfacial pode ser dividida como segue:

- i. interface do metal líquido e bolhas,
- ii. superfície livre,
- iii. interface do aço com o refratário, e
- iv. “splash” de metal no vaso evacuado.

Segundo os autores, será necessário fazer um estudo para determinar a contribuição de cada termo.

A Figura (7.0.7) relaciona a variação da constante aparente de descarburização, a taxa de geração de CO e a energia de agitação com o tempo. Observa-se que a quantidade de gás CO gerada chega a ser da mesma ordem, ou até maior, que o gás argônio injetado para promover a circulação do aço líquido.

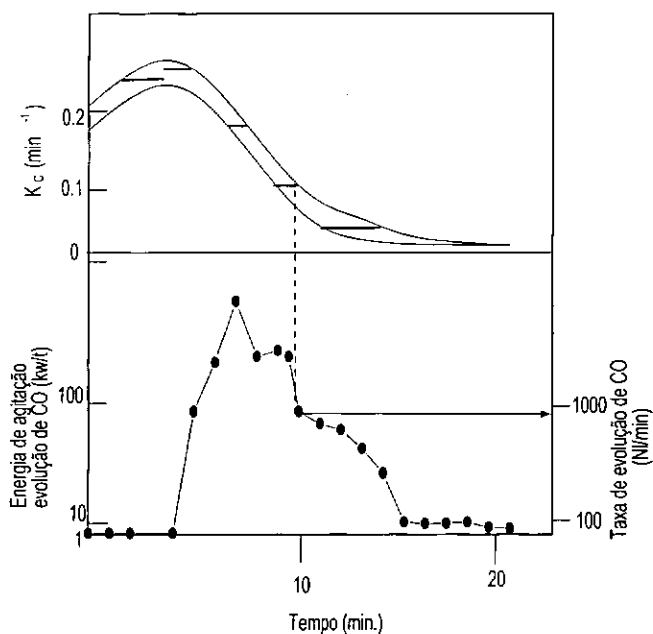


Figura 7.0.7: Relação entre a taxa de evolução de gás CO e a taxa de decarburção no reator à vácuo RH.

Obs.: Faixa de variação da vazão de gás argônio injetado: 1000 à 2000 NI/min.

Ambos,  $K_C$  e  $(ak)_{ev}$ , melhoraram com a injeção de argônio dentro do vaso a vácuo. Estes aumentos foram mais significativos que os do tratamento convencional na faixa de ultra baixo carbono ( $[C] < 30$  ppm).

KITAMURA, T. *et al.* [58] elaboraram um modelo matemático para remoção do nitrogênio e carbono do aço líquido no reator RH. Em linhas gerais o modelo é composto pelas etapas:

1. Reação na superfície do banho;
2. Reação na superfície da bolha de CO formada internamente;
3. Reação na superfície da bolha de argônio injetado;
4. Zona de reação; e
5. Zona de estagnação na panela.

Com as etapas que controlam a reação:

1. Transferência de massa de  $[C]$  no metal;
2. Transferência de  $[O]$  no metal;

3. Transferência de massa de [N] no metal; e

4. Reação química na superfície.

Em linhas gerais, as equações do modelo são:



$$N_C^m = \frac{A \cdot \rho}{100 \cdot 12} k_C \{ [\%C]_b - [\%C]_i \} \quad (7.24)$$

$$N_O^m = \frac{A \cdot \rho}{100 \cdot 16} k_O \{ [\%O]_b - [\%O]_i \} \quad (7.25)$$

$$N_C^R = \frac{A \cdot \rho}{100 \cdot 12} k_r^{\text{CO}} \{ [\%C]_i \cdot [\%O]_i - [\%C]_e \cdot [\%O]_e \} \quad (7.26)$$

O coeficiente de transferência de massa do  $\underline{C}$  foi adaptado para 0,0015m/s, o qual é um valor médio obtido pela teoria de penetração de Higbie [53] para condições operacionais severas, equação (7.27). O tempo de contato,  $\theta$  é estimado pelas equações (7.28) à (7.31).

$$k_C = 2 \cdot \sqrt{D_C / (\pi \cdot \theta)} \quad (7.27)$$

$$\theta = d_B^{\text{Ar}} / U \quad (7.28)$$

$$U = U_B + U_L \quad (7.29)$$

$$U_B = \sqrt{0,5 \cdot g \cdot d_B^{\text{Ar}}} \quad (7.30)$$

$$U_L = 19,9 \cdot (Q_g / D^2) \cdot (g \cdot D^5)^{0,24} \cdot (L/D)^{0,2} \quad (7.31)$$

Com o coeficiente de transferência de massa de carbono na equação (7.25) dado por:

$$k_O = k_C \sqrt{D_O / D_C} \quad (7.32)$$

KUWABARA, T *et al.* [59], a fim de investigar a descarbonação no vaso à vácuo, adaptaram um amostrador para retirar amostras da massa de aço e do “splash” diretamente no interior do vaso. As amostras revelaram que a concentração de carbono do aço no interior do vaso é uniforme e que a concentração de carbono do “splash” tem uma concentração similar à da massa de aço. Conseqüentemente, o “splash” de metal não pode ser considerado como um sítio de reação primária.

Eles assumiram que a a reação de CO no interior da massa de aço líquido é afetada pela pressão estática do vaso e também pela evolução da pressão das bolhas de CO, portanto a

reação decresce gradualmente com o progresso da descarburização. Segundo os autores, este mecanismo explica a baixa taxa de reação no estágio final do processo de descarburização.

O modelo baseia-se na seguinte equação:

$$\begin{aligned}
 -wd[C]_{\text{saída}}/dt = & -Q([C]_{\text{ent}} - [C]_{\text{saída}}) \\
 & + \rho A k' ([C]_{\text{saída}} - [C]_e) \\
 & + \rho A k_a \int_0^{H_m} ([C]_{\text{saída}} - [C]_e(h)) dt
 \end{aligned} \tag{7.33}$$

Sendo, a profundidade da zona de reação  $H_m$  dada por:

$$H_m = 1,48 \times (K[C][O] - P_v) \tag{7.34}$$

Onde:

o fator 1,48 é a altura da coluna de aço devido à diferença de pressão; O termo  $K[C][O]$  representa a pressão parcial de equilíbrio de CO, assim o termo  $K[C][O] - P_v$  significa a pressão na qual a reação ( $\underline{C} + \underline{O} \rightarrow \text{CO}$ ) ocorre;  $P_v$  é a pressão no vaso;  $k'$  é o coeficiente de transferência de massa para a reação superficial da teoria de penetração;  $k_a$  é um parâmetro exclusivo do modelo;  $k_a \times dh$  tem a mesma dimensão do coef. de transferência de massa; o termo  $\rho A k' ([C]_{\text{saída}} - [C]_e)$  significa a reação na superfície que ocorre na área transversal do vaso; o termo  $\rho A k_a \int_0^{H_m} ([C]_{\text{saída}} - [C]_e(h)) dt$  é a taxa ou quantidade de reação na massa de aço; e, finalmente, o termo  $([C]_e(h))$  é o carbono em equilíbrio com a pressão estática no aço líquido (pressão estática  $\rightarrow P_e = P_o + \rho gh$ ). Obs.: Mistura perfeita:  $[C]_{\text{saída}} = [C]_v$

Eles concluíram que:

1. O aço no vaso à vácuo é quase que perfeitamente misturados;
2. O aço no “snorkel” ou perna de subida ou o “splash” não pode ser considerado com um sítio de reação primária. A descarburização ocorre principalmente na massa do aço líquido e na superfície da massa de aço no vaso à vácuo, especialmente numa faixa de baixo carbono;
3. O comportamento da descarburização total pode ser explicado pelo mecanismo de duas zonas de reações na superfície e na massa de aço líquido, levando em conta a pressão estática e a evolução da pressão de CO; e
4. A taxa de descarburização é rápida na faixa de alta concentração de carbono, porque o domínio da reação na massa de aço é alta. Porém, na faixa de baixo carbono, o domínio da reação é limitado somente próximo da superfície e, desta forma, a taxa de reação se torna pequena.

Eles também reportaram que a utilização de pernas com o formato oval ou elipsoidal é efetivo no estágio inicial e, ainda, que a injeção de gás na base do vaso à vácuo é efetivo para acelerar a descarburização no estágio final.

MASATAKA YANO *et al.* [60] e KITAMURA, S. *et al.* [61], em linhas gerais, descrevem que o modelo de descarburização é composto pelas seguintes etapas: Vide Figura (7.0.8).

1. São considerados como sítios de reação:

- (a) Descarburização na superfície do banho (superfície livre exposta ao vácuo);
- (b) Descarburização na superfície das bolhas de argônio (superfície das bolhas de gás argônio injetado ascendendo no banho líquido); e
- (c) Descarburização na massa de aço (evolução das bolhas de CO na massa de aço líquido com pressão supersaturada).

2. As reações de descarburização na superfície do banho e descarburização nas superfícies das bolhas de argônio são descritas por um modelo que assume que as suas taxas são controladas pela combinação de quatro processos, principalmente, transferência de massa do carbono na fase líquida; transferência da massa de oxigênio na fase líquida; transferência de massa de CO na fase gasosa; e reação química interfacial. Estas reações são representadas pelas seguintes equações:

$$N_1 = ((A_r \cdot \rho / 100) / 12) \cdot K_c \cdot ([C]^b - [C]^l) \quad (7.35)$$

$$N_2 = ((A_r \cdot \rho / 100) / 16) \cdot K_o \cdot ([O]^b - [O]^l) \quad (7.36)$$

$$N_3 = ((A_r / RT) \cdot K_g \cdot (P_{CO}^b - P_{CO}^l)) \quad (7.37)$$

$$N_4 = ((A_r \cdot \rho / 100) / 12) \cdot K_r \cdot ([C]^l \cdot [O]^l - P_{CO}^l / E) \quad (7.38)$$

3. A descarburização na massa de aço é baseada no modelo proposto por KUWABARA *et al.* [62]. Se a pressão ferrostática em uma dada profundidade for muito menor que a pressão aparente de CO, assume-se que gás CO tende instantaneamente para o fim do processo de descarburização na massa de aço (pressão de super-saturação da bolha em gás CO). Considera-se também que, quando a pressão aparente de CO cai abaixo de 2670 Pa (cerca de 20 Torr) e a concentração de carbono cai abaixo de 15 ppm, ocorre o fim da descarburização na massa de aço.

4. Assume-se que a zona de estagnação na panela é combinada com a zona de reação no vaso evacuado e a zona de mistura na panela. Assume-se também condição de mistura perfeita para cada zona e considera-se que ocorre troca de aço entre as zonas. A taxa na qual o aço líquido é trocado entre a zona de reação e a zona de mistura é dada de acordo com a taxa de circulação estabelecida. O volume da zona estagnada é dado como 10% do peso da corrida. Já a taxa na qual o aço líquido é trocado entre a zona de estagnação e a zona de mistura é ajustado para satisfazer o tempo de residência medido.

5. A relação entre o grau de vácuo e a capacidade de evacuação, peculiar para especificar os reatores à vácuo RH, é realizada de forma que o grau de vácuo especificado seja alterado de acordo com a evolução da quantidade de gás gerada no seu interior.

Para a descarburagem na superfície da bolha de argônio,  $k_c$  e  $k_o$  são especificados de acordo com a teoria de penetração, e  $A$  é especificado de acordo com a equação de SANO *et al.* [63], que fornece o diâmetro das bolhas ascendendo no banho. Para a descarburagem na superfície do banho,  $k_c$  e  $k_o$ , são ajustado para um mesmo nível de 0,015 m/s, um valor representativo calculado a partir da teoria da penetração. Para ajustar  $A$ , um parâmetro  $\Pi$  que indica a área efetiva de reação da superfície livre foi definido pela equação (7.39).

$$\Pi = u \cdot [(\pi d_v^2/4 + 6,5 \times S) \times (P_o/P_v)]^{3/3} \quad (7.39)$$

A seguinte equação obtida por correlação, a partir de um ajuste para as condições operacionais, relaciona  $A$  com  $\Pi$ :

$$A = 0,65 \times \Pi \quad (7.40)$$

MASATAKA *et al.* [60] trabalharam com o valor da constante de descarburagem utilizando uma equação simplificada obtida da cinética de reação química,  $dC/dt = -KC$ , dada por:

$$K = (\ln(C_{\text{inicial}}) - \ln(C_{\text{final}}))/\Delta t \quad (7.41)$$

$$K = \ln(C_{\text{inicial}}/C_{\text{final}})/t \quad (7.42)$$

Uma das dificuldades dos modelos de descarburagem é avaliar o coeficiente de transferência de massa. SAKAGUSHI, K. *et al.* [65], utilizando modelo com água e o comportamento de bolhas, desenvolveram uma expressão para determinar o coeficiente de transferência de massa em pressões normais e pressões reduzidas, dadas por:

$$\log \frac{A_i k_L}{V_L} = 0,717 \log \Pi + 0,658 \quad (7.43)$$

onde,

$$\Pi = \left( \frac{P_o + \rho_L g h}{P_a} \right)^{-0,858} \cdot \epsilon \quad (7.44)$$

e

$$\epsilon = \frac{n R_1 T}{V_L} \left( \ln \left( 1 + \frac{\rho_L g h}{P_o} \right) + \left( 1 - \frac{T_e}{T_L} \right) \right) \quad (7.45)$$

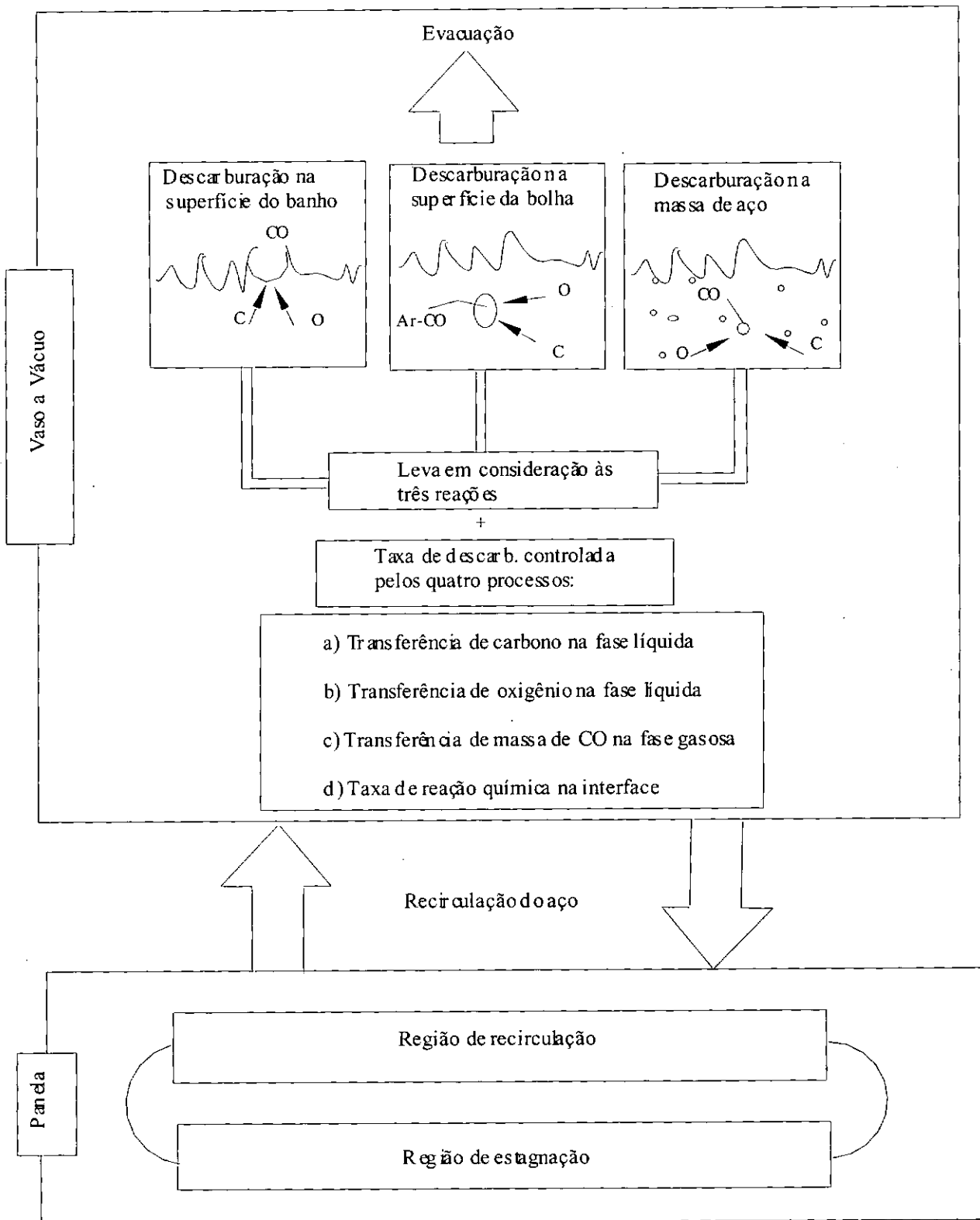


Figura 7.0.8: Linhas gerais do modelo de decarburação.

YAMAGUCHI, K. *et al.* [66], baseando-se no mecanismo de controle misto ou combinado, envolvendo a transferência de massa de carbono e oxigênio no metal líquido no vaso à vácuo e o transporte de carbono e oxigênio devido ao fluxo de recirculação do aço, propuseram um modelo de reação de descarburização no RH para elucidar o efeito da concentração do oxigênio na taxa de descarburização. Este modelo leva em conta ao sistema KTB; quando oxigênio é soprado, no interior do vaso, sobre o aço líquido.

Descrição breve do modelo proposto por YAMAGUCHI *et al.*

1. Formulação do modelo de reação incluindo transferência de massa de carbono e oxigênio no RH.

Na construção do modelo as seguintes premissas foram feitas:

- (a) O aço líquido é perfeitamente misturado no vaso à vácuo e na panela;
- (b) A reação de descarburização ocorre somente no vaso à vácuo;
- (c) A concentração de carbono e oxigênio na interface está em equilíbrio com a pressão parcial de CO na fase gasosa; e
- (d) A taxa de descarburização é controlada pela transferência de massa de carbono e oxigênio.

O balanço de massa do carbono e oxigênio na panela e vaso sob estas condições estão representados nas equações (7.46) à (7.50). A relação entre a concentração de carbono e oxigênio na interface metal-gás está representada na equação (7.51), sob a condição (c).

$$W(dC_L/dt) = Q(C_V - C_L) \quad (7.46)$$

$$W(dO_L/dt) = Q(O_V - O_L) \quad (7.47)$$

$$w(dC_V/dt) = Q(C_L - C_V) - ak_C\rho(C_V - C_S) \quad (7.48)$$

$$w(dO_V/dt) = Q(O_L - O_V) - ak_O\rho(O_V - O_S) \quad (7.49)$$

$$ak_C\rho(C_V - C_S)/M_C = ak_O\rho(O_V - O_S)/M_O \quad (7.50)$$

$$\log(10^{-8}C_S O_S / P_{CO}) = -(1160/T + 2.003) \quad (7.51)$$

A Figura (7.0.9) apresenta, em linhas gerais, o modelo de reação:



## 2. Estimativa do coeficiente volumétrico

Os coeficientes volumétricos de transferência de carbono e oxigênio,  $ak_C$  e  $ak_O$ , mudam com a variação da área interfacial entre a fase líquida e gasosa, com a energia de agitação no vaso, etc.. Estes valores são difíceis de serem levantados. Mesmo assim eles são expressos através da teoria de penetração de Higbie, como segue:

$$ak_O = \alpha k_C = 0,69 \times ak_C \quad (7.52)$$

O coeficiente volumétrico de carbono,  $ak_C$ , obtido em escala laboratorial é constante. No RH, ele muda durante a reação de descarburização com a mudança da área interfacial entre as fases líquida e gasosa, com a mudança de pressão no vaso e com a taxa de geração de CO. Entretanto, eles assumiram,  $ak_C$ , como constante para simplificar a análise do modelo.

## 3. O efeito do oxigênio na taxa de descarburização avaliado pelo modelo

Foi encontrado uma forte dependência da taxa de descarburização no RH com a concentração de oxigênio do aço para faixa de carbono na panela maior que 200 ppm. Na faixa de concentração de carbono menor que 200 ppm, aparentemente a influência da concentração de oxigênio é pequena, embora continue ocorrendo a descarburização. Portanto presume-se que o oxigênio seja oriundo da escória no interior do vaso ou oxigênio do ar atmosférico, neste caso transportado para o interior do vaso pela circulação do aço líquido.

Nas regiões de baixa concentração de carbono foi encontrado que o coeficiente volumétrico de descarburização,  $ak_C$ , varia com a taxa de circulação,  $Q$ ; com a área interfacial,  $A$ ; e com a concentração de carbono no vaso,  $C_V$ . A análise de correlação de  $ak_C$  com estas variáveis dependentes conduziu à seguinte expressão:

$$ak_C \propto A^{0,32} \times Q^{1,17} \times C_V^{1,48} \quad (7.53)$$

YAMAGUCHI, K. *et al.* também levantou uma expressão mais precisa para calcular a taxa de circulação:

$$Q = 7,43 \times 10^3 G^{1/3} D^{4/3} (\ln(P_1/P_o))^{1/3} \quad (7.54)$$

Eles também reportaram que na faixa de carbono de 20-30 ppm, a taxa de geração de gás CO é da mesma ordem do gás argônio injetado, de 1-3 Nm<sup>3</sup>/min. Em região de carbono baixo, 10 ppm, a taxa de descarburização torna-se muito pequena, mesmo mantendo a injeção de gás argônio. Este fato sugere que a geração de gás CO, a partir do aço líquido, é mais efetivo do que o gás inerte para aumentar a área interfacial. É possível que o uso de outros gases solúveis, além do CO, possa melhorar a taxa de descarburização. Neste contexto, eles

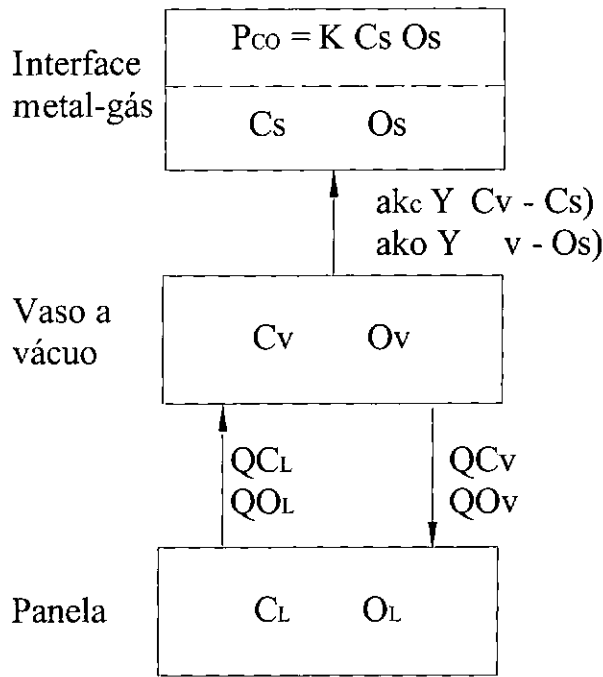


Figura 7.0.9: Representação esquemática do modelo de reação.

sugerem um componente gasoso composto por  $CO$ ,  $H_2$  e  $N_2$ , com a pressão total no interior da bolha dada pela equação (7.55), para aumentar a taxa de descarburização.

$$P_t = P_{CO} + P_{H_2} + P_{N_2} > P_v + \rho g H + \frac{2\sigma}{r} \quad (7.55)$$

TAKAHASHI, M. *et al.* [67] propuseram o seguinte mecanismo para a descarburização em reatores à vácuo RH, os seguintes locais foram considerados como sítios de reação:

1. Interface entre o aço líquido e as bolhas de argônio injetadas;
2. Superfície livre do aço líquido no vaso à vácuo (incluídos os “splashes”.); e
3. Bolhas de monóxido de carbono formado pela reação de descarburização.

O modelo faz uma estimativa separadamente e depois contabiliza o somatório total. A descarburização é composta de 5 passos:

- (a) - Suprimento de aço da panela para o vaso à vácuo;
- (b) - Transferência de massa de carbono do aço para a interface metal-gás;
- (c) - Transferência de oxigênio do metal para a interface metal-gás;
- (d) - Reação química na interface metal-gás ( $\underline{C} + \underline{O} \rightarrow CO_g$ ); e

(e) - Transferência de massa na fase gasosa (CO).

A etapa que controla a reação de C-O foi estudada por SUZUKI *et al.* [52]. Esta reação é controlada pela transferência de massa de carbono ou oxigênio no aço líquido e, se um ou outro ou ambos forem baixos, ela pode ser a etapa que controla a reação química.

Conforme comentado acima e em linhas gerais, o modelo proposto por TAKAHASHI *et al.* [67] leva em conta os seguintes sítios com as equações correspondentes:

1. Descarburatura através das bolhas de argônio;

Considera-se que a descarburatura através de bolhas de argônio é realizada pelo controle combinado da transferência de massa de carbono na fase líquida, da reação química na interface da bolha e da transferência de massa de CO na fase gasosa.

(a) Equação da taxa de transferência de carbono na fase líquida:

A taxa de aumento na formação de CO é dada por:

$$\begin{aligned}\frac{dn_{CO}}{dt} &= k_{L,B} \frac{A_b}{V} \frac{W_v}{100M_C} ([\%C] - [\%C]_i) \\ &= k_{L,B} \frac{\rho A_b}{100M_C} ([\%C] - [\%C]_i)\end{aligned}\quad (7.56)$$

Neste cálculo foram assumidas as seguintes premissas:

- i. As bolhas são globais e não coalescem;
- ii. Antes da circulação do metal começar, no início da operação, as bolhas já ascendem livremente;
- iii. Quando a operação atinge o regime estacionário, as bolhas ascendem com velocidades similares à da taxa de circulação.

(b) Equação da taxa de reação química na interface da bolha:

A taxa de reação química na interface da bolha é expressa por:

$$\frac{dn_{CO}}{dt} = k_C \frac{A}{RT} ([\%C]_i [\%O]_i K - P_{CO,i}) \quad (7.57)$$

(c) Equação da taxa de transferência de massa de CO na fase gasosa:

A taxa de transferência de massa de CO é dada por:

$$\frac{dn_{CO}}{dt} = k_G \frac{A}{RT} (P_{CO,i} - P_{CO,b}) \quad (7.58)$$

(d) Concentração de carbono na interface da bolha de argônio no caso do modelo de controle combinado:

Quando a descarburização através da bolha de argônio é feita por controle combinado, a concentração de carbono na interface da bolha é dada por:

$$[\%C]_i = \frac{[\%C] + \frac{100M_C k_C k_G P_{CO,b}}{\rho R T k_{L,B} (k_C + k_G)}}{1 + \frac{100M_C k_C}{\rho R T k_{L,B}} [O]_i K \left(1 - \frac{k_C}{k_C + k_G}\right)} \quad (7.59)$$

(e) Eficiência da descarburização para a descarburização através de bolhas de argônio e mudança do teor de carbono no aço líquido com o tempo:

A eficiência para a descarburização através de bolhas é definida como:

$$f = P_{CO,s}/P_{CO,e} = P_{CO,s}/([\%C][\%O]K) \quad (7.60)$$

A pressão de CO é avaliada como:

$$P_{CO,s} = \frac{-\frac{W}{100M_C} \frac{d[\%C]}{dt}}{-\frac{W}{100M_C} \frac{d[\%C]}{dt} + \frac{G_s}{0,0224}} \times P_o \quad (7.61)$$

A mudança do teor de carbono pela reação de descarburização através da bolha é expressa pela combinação das equações (7.60) e (7.61) como segue.

$$-\frac{[\%C]}{dt} = \frac{-\frac{G_s}{0,0224} [\%C][\%O]K f}{\frac{W}{100M_C} ([\%C][\%O]K f - P_o)} \quad (7.62)$$

$$\Delta[\%C]_1 = -\frac{-\frac{G_s}{0,0224} [\%C][\%O]K f}{\frac{W}{100M_C} ([\%C][\%O]K f - P_o)} \times \Delta t \quad (7.63)$$

Primeiro, a quantidade de argônio que se desprende da bolha de argônio, a partir da superfície livre, é calculada pelas equações (7.56) a (7.59) e, a seguir, a eficiência da descarburização,  $f$ , é estimada. A taxa de descarburização através das bolhas é avaliada pela substituição desta eficiência na equação (7.63).

## 2. Descarburização através da superfície livre no vaso à vácuo;

Na descarburização através da superfície livre, a etapa de transferência de massa na fase gasosa pode ser desprezada como sendo a etapa que controla o processo de descarburização. O modelo foi desenvolvido na base de controle combinado pela transferência

de massa na fase líquida e reação química. A taxa de decarburização através da superfície líquida pode ser expressa por:

$$-\frac{d[\%C]}{dt} = k_{L,S} \frac{\rho A_v}{W} ([\%C] - [\%C]_s) \quad (7.64)$$

$$= k_C \frac{100M_C}{W} \frac{A_v}{RT} ([\%C]_s [\%O]_i K) - P_{CO} \quad (7.65)$$

O teor de carbono na superfície livre pode ser obtido pela equação:

$$[\%C]_s = \frac{k_{L,S} \rho [\%C] + \frac{100M_C k_C P_{CO}}{RT}}{\frac{100M_C k_C}{RT} [\%O]_i K + k_{L,S} \rho} \quad (7.66)$$

A equação (7.67) pode ser reescrita como segue pela substituição da equação (7.64) em (7.66).

$$-\frac{d[\%C]}{[\%O][\%C]K - P_{CO}} = -\frac{100M_C k_C k_{L,S} \rho A_v ([\%O]_i [\%C]K - P_{CO})}{W(100M_C k_C [\%CO]_i K + k_{L,S} \rho RT)} \quad (7.67)$$

Finalmente, a mudança da concentração de carbono pela decarburização, através da superfície livre, pode ser expressa por:

$$\Delta[\%C]_2 = -\frac{100M_C k_C k_{L,S} \rho A_v ([\%O]_i [\%C]K - P_{CO})}{W(100M_C k_C [\%CO]_i K + k_{L,S} \rho RT)} \times \Delta t \quad (7.68)$$

### 3. Descarburização como bolhas de CO

A pressão interna da bolha de CO no aço líquido é expressa por:

$$P_i = P_o + \rho gh + 2\sigma/r \quad (7.69)$$

$\sigma$  é a tensão superficial do aço líquido e  $r$  o raio da bolha (m).

A taxa de decarburização como bolhas de CO é expressa pela equação (7.70), assumindo que a formação de CO é proporcional à supersaturação.

$$\frac{d[\%C]}{dt} = K_v (K[\%C][\%O] - P_o) \quad (7.70)$$

$$\Delta[\%C]_3 = K_v (K[\%C][\%O] - P_o) \times \Delta t \quad (7.71)$$

4. Mudança de carbono devido à diferença da concentração de carbono entre a panela e o vaso à vácuo;

$$\frac{d[\%C]}{dt} = \frac{Q}{W}([\%C]_L - [\%C]) \quad (7.72)$$

$$\Delta[\%C]_4 = \frac{Q}{W}([\%C]_L - [\%C])\Delta t \quad (7.73)$$

A mudança total da concentração de carbono no vaso à vácuo é dada pelo somatório da variação estimada de cada etapa ou sítio, sendo assim:

$$\Delta[\%C] = \Delta[\%C]_1 + \Delta[\%C]_2 + \Delta[\%C]_3 + \Delta[\%C]_4 \quad (7.74)$$

5. Variação na concentração de carbono do aço líquido na panela

A taxa de variação de carbono na panela é expressa pela equação (7.75), assumindo que a descarburção ocorre somente no vaso à vácuo e a concentração de carbono na panela é homogênea.

$$\frac{d[\%C]_L}{dt} = \frac{Q}{W_L}([\%C] - [\%C]_L) \quad (7.75)$$

6. Tamanho das bolhas de argônio

O tamanho das bolhas que se formam na massa de aço no interior do vaso é dado por:

$$d_{vs} = 0,091 \cdot \left( \frac{\sigma_m}{\rho_l} \right) \cdot V_S^{0,44} \quad (7.76)$$

Sob condições práticas ou operacionais do RH, o fornecimento de aço da panela é suficiente e  $[\%O]$  é sempre maior que  $[\%C]$ , assim as etapas (a) e (c) não devem ser as etapas que controlam o processo de descarburção. Portanto somente as etapas (b), (d) e (e) são, possivelmente, as etapas que controlam o processo.

HARASHIMA *et al.* [68] mediram a taxa de descarburção sob uma atmosfera de Ar e CO/CO<sub>2</sub>, num reator à vácuo, e o comportamento foi distinto dentro de três regiões. Região 0 com ( $0,001 \leq [\%C] \leq 0,02$ ) onde a taxa de descarburção é de ordem zero; região I com ( $[\%C] \geq 0,02$ ) onde a taxa de deacarburação é primeira ordem; e região II com ( $[\%C] \leq 0,001$ ) onde a taxa é menor que da região I. A etapa que controla a região I é determinada pela reação na superfície do aço líquido. Já a reação na região II é controlada

por uma combinação de transferência de massa do carbono e pela reação de formação de CO.

SÉRGIO L. S. COSTA *et al.* [69] mostraram que a taxa de circulação do aço líquido aumenta com o aumento da vazão de gás injetado e que, a partir de uma determinada vazão de gás, este aumento não é muito significativo.

CORDEIRO, N. B. *et al.* [70] apresentaram uma formulação geral para modelar a descarburização em reatores à vácuo RH, baseado nos seguintes sítios de reação:

1. Superfície do banho;
2. Superfície das bolhas de argônio;
3. Interior do banho;
4. Projeção de metal "Splashes"; e
5. Metal nas paredes do vaso

A descarburização total também é dada pelo somatório total de cada sítio.

O modelo de descarburização proposto por TOSHIYUKI SOEWJIMA *et al.* [71], como a maioria dos modelos de descarburização, é baseado num balanço de massa para o elemento carbono dentro do sistema, Figura (7.0.10). Eles adotaram as seguintes premissas:

1. A descarburização no vaso à vácuo obedece a equação cinética de primeira ordem e a etapa que controla é a taxa de transferência do carbono no aço líquido.
2. O aço líquido na panela é sempre mistura perfeita, ou seja,  $[C]_V^i = [C]_L$ .

Baseado nestas premissas, as seguintes equações foram estabelecidas.

$$\frac{d[C]_V}{dt} = -k_o \frac{\rho A}{W_V} ([C]_V - [C]_E) \quad (7.77)$$

$$\frac{d[C]_L}{dt} = \frac{Q_C}{W_V} ([C]_V^f - [C]_V^i) \quad (7.78)$$

Eles assumiram que a vazão de gás afeta a taxa de circulação e a área efetiva da interface; e que a pressão de vácuo afeta o volume de aço líquido no vaso, o teor do carbono em equilíbrio e a área efetiva da interface.

As equações (7.77) e (7.78) foram resolvidas adotando-se as seguintes condições de contorno.  $[C]_V^i = [C]_L$ ,  $[C]_L = [C]_L^o$  em  $t=0$  e  $[C]_V = [C]_V^i$  em  $t=0$  e  $[C]_V = [C]_V^f$  em  $t = W_V/Q_C$ .

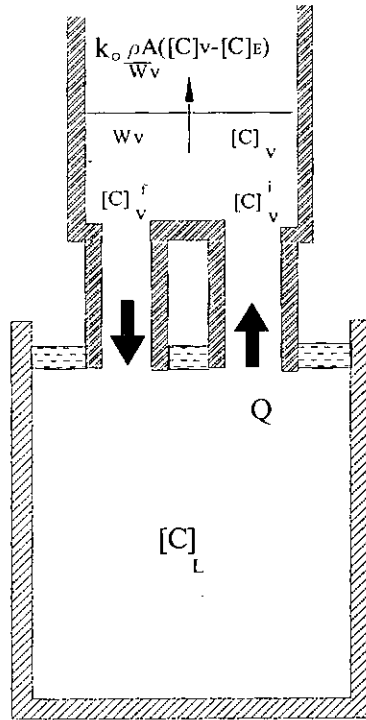


Figura 7.0.10: Esquema do modelo de descarburização.

A mudança na pressão no interior do vaso pode ser representada pela equação (7.79). Assim os efeitos da pressão, no vaso à vácuo, foram expressas com função da constante R (taxa de exaustão).

$$\ln \frac{P}{P_o} = Rt \quad (7.79)$$

onde P é a pressão no vaso.

Eles também propuseram uma equação simplificada, onde a taxa de descarburização é diretamente proporcional à diferença do carbono na panela e o carbono em equilíbrio no vaso, equação (7.80).

$$\frac{d[C]_L}{dt} = -K([C]_L - [C]_E) \quad (7.80)$$

Eles observaram que a taxa de descarburização aumenta com a taxa de exaustão e com o aumento da vazão de argônio. A Figura (7.0.11) mostra o efeito da taxa de exaustão e da vazão de argônio sobre a constante K.

Os resultados experimentais obtidos por TOSHIYUKI SOEJIMA *et al.* mostraram uma boa aproximação com os valores medidos.



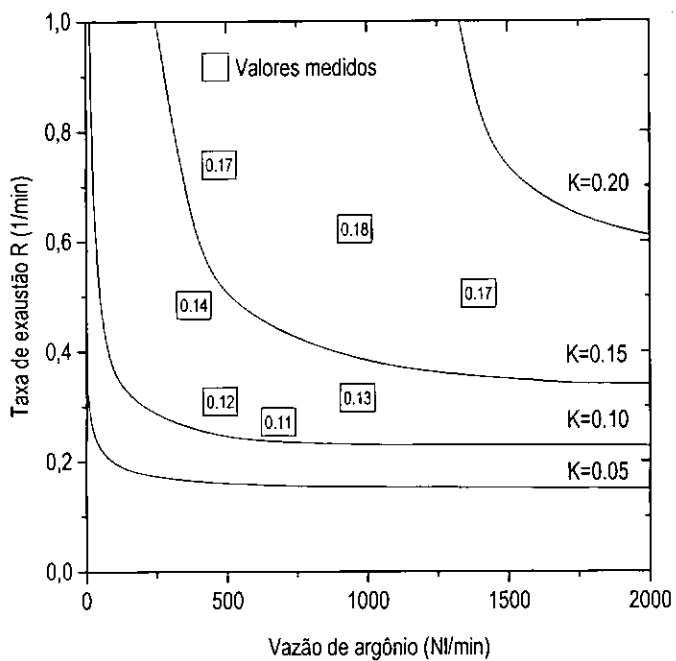


Figura 7.0.11: Efeito da vazão de argônio e da taxa de exaustão sobre K.

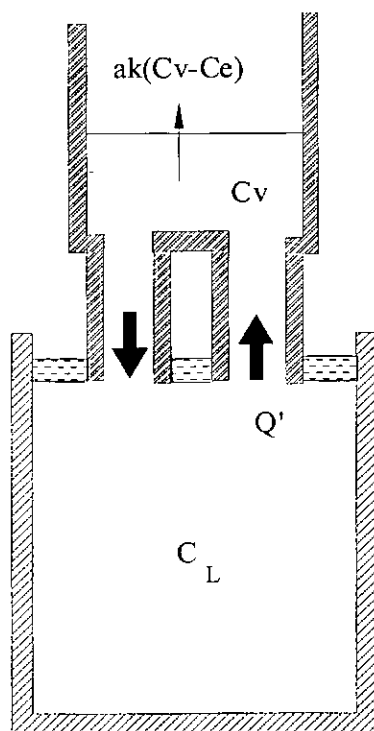


Figura 7.0.12: Esquema do modelo de descarburização.

NORIO SUMIDA *et al.* [72], baseado nas premissas abaixo, propuseram o seguinte modelo para a taxa de descarburização em vasos à vácuo RH, vide Figura (7.0.12).

1. O aço líquido é perfeitamente misturado na panela e no vaso;
2. A reação de descarburização ocorre somente no interior do vaso;
3. A taxa de descarburização é proporcional à concentração de carbono no aço líquido e é controlada pela taxa de transferência de massa do carbono no aço líquido.

$$V \frac{dC_L}{dt} = Q'(C_v - C_L) \quad (7.81)$$

$$v \frac{dC_v}{dt} = Q'(C_L - C_v) - ak(C_v - C_e) \quad (7.82)$$

Condições de contorno:

$$C_L = C_v = C_L^o \quad \text{em } t = 0 \quad (7.83)$$

As equações (7.81) e (7.82), assumindo que  $C_e \equiv 0$ , são resolvidas sob as condições de contorno dadas pela equação (7.83). As equações (7.84) e (7.85) são soluções aproximadas do modelo proposto. Esta equação determina a concentração de carbono do aço líquido na panela.

$$C_L = C_L^o \cdot \exp(-Kt) \quad (7.84)$$

$$K = \frac{Q'}{V} \cdot \frac{ak|_{P.M.}}{Q' + ak|_{P.M.}} \quad (7.85)$$

Sabe-se que, através dos valores medidos para a concentração de carbono na panela, a equação cinética da queda do carbono pode ser reduzido basicamente a uma equação de primeira ordem. A equação (7.84) vem de encontro com esta afirmação.

Os efeitos da taxa de circulação,  $Q'$ , e coeficiente volumétrico da reação,  $ak|_{P.M.}$ , na taxa de descarburização foram examinados para dois casos extremos: 1) Quando a reação química é a etapa que controla o processo e 2) Quando o processo é controlado pela taxa de circulação do aço, ou seja, controle da reação e controle da circulação. O controle da reação refere-se à condição de alta taxa de circulação e a taxa de descarburização é controlada pela reação dentro do vaso. Por outro lado, o controle da circulação refere-se à condição na qual a

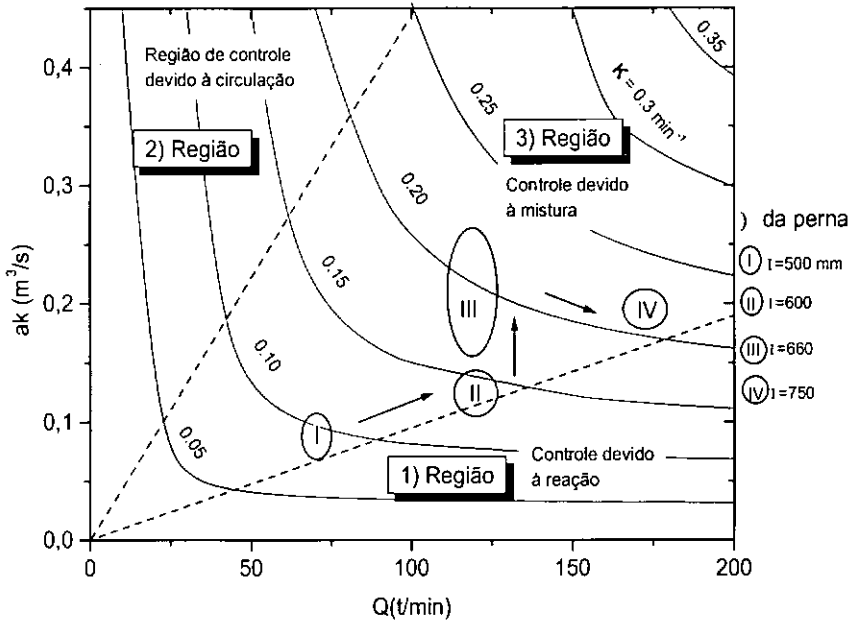


Figura 7.0.13: Relação entre o coeficiente volumétrico de descarburização e a taxa de circulação.

reação no vaso, é suficientemente rápida e a taxa de descarburização média é controlada pela taxa de circulação. Com estas duas etapas controladoras do processo, as equações (7.84) e (7.85) foram reescritas como equações (7.86) e (7.87), respectivamente.

Controle da reação:

$$C_L = C_L^0 \cdot \exp(-ak|_{P.M.} t/V) \quad (7.86)$$

Controle da circulação:

$$C_L = C_L^0 \cdot \exp(-Q't/V) \quad (7.87)$$

No caso do controle da reação,  $C_L$  é determinado por  $ak|_{P.M.}$  somente, e por  $Q'$  no caso do controle da circulação.

Os efeitos de  $Q$  e  $ak|_{P.M.}$  na constante de descarburização  $K$  são calculados pela equação (7.84) e mostrado na Figura (7.0.13). A figura mostra a presença de três regiões: 1)  $K$  aumenta pouco com o aumento de  $Q(t/min.)$  (igual à  $Q'$ , mas com unidade convertida em  $t/min$ ) (controle da reação), 2)  $K$  aumenta pouco com o aumento de  $ak|_{P.M.}$  (controle da circulação) e 3)  $K$  é afetado igualmente por  $Q$  e  $ak$  (controle da mistura).

As equações propostas por N. SUMIDA *et al.* [73], que é baseado no modelo de reação que considera o fluxo de aço líquido na panela e no vaso à vácuo constituídos de um sistema único

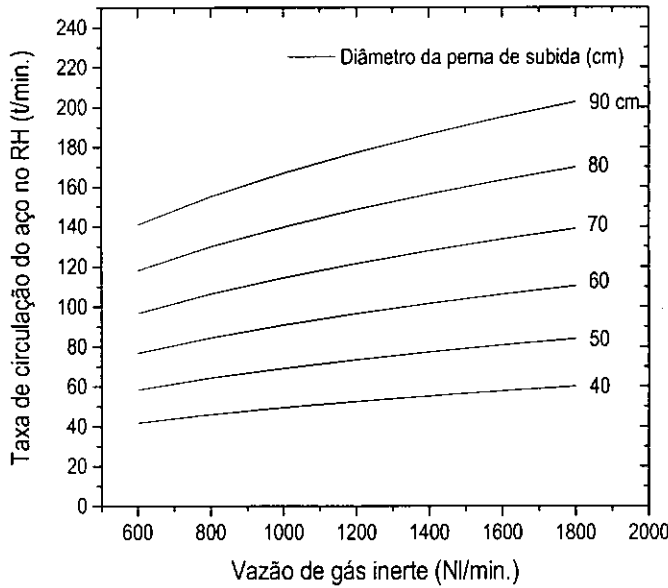


Figura 7.0.14: Variação da taxa de circulação com a vazão de gás inerte usando como parâmetro o diâmetro da perna.

e perfeitamente misturados, como visto na Figura (7.0.10), podem também ser reescritas na forma abaixo, o que muda nas equações são as unidades dimensionais das variáveis.

$$C_L = C_L^o \exp(-Kt) \quad (7.88)$$

$$K = \frac{Q}{W_L} \left( \frac{ak}{Q/420 + ak} \right) \quad (7.89)$$

A Figura (7.0.14), construída a partir da equação (7.91), apresenta o aumento da taxa de circulação com o aumento da vazão de gás inerte utilizando como parâmetro o diâmetro da perna ascendente.

A equação (7.89) indica que que a taxa de descarburização no RH pode ser aumentada com o aumento da taxa de circulação ou o coeficiente volumétrico da reação de descarburização, ou pelo decréscimo da quantidade de aço líquido a ser tratado.

Os valores de  $Q$ (t/min.) na equação (7.89) pode ser estimado usando a seguinte equação, a qual foi proposta por Kuwabara et al. [59].

$$Q = 114 G_s^{1/3} d^{4/3} \{\ln P_1 / P_2\}^{1/3} \quad (7.90)$$

WATANABE H. *et al.* [74] propuseram a seguinte expressão para o cálculo da taxa de circulação:

$$T_c = 0,02 D_u^{1,5} Q_s^{0,33} \quad (7.91)$$

N. KUROKAWA *et al.* [75] propuseram a seguinte expressão para o cálculo da taxa de circulação do aço no RH.

$$W_1 = 3,8 \times 10^{-3} D_u^{0,3} D_d^{1,1} G_1^{0,31} H_1^{0,5} \quad (7.92)$$

Nas equações (7.90) e (7.91), o expoente de  $d$  e  $D_u$  é maior que o expoente de  $G_s$  e  $Q_s$ , respectivamente; indicando que o aumento do diâmetro da perna é mais efetivo para promover o aumento da taxa de circulação do que a vazão de gás.

Y. KATO *et al.* [76] determinaram experimentalmente que a constante volumétrica,  $ak$ , é proporcional à área da seção transversal do vaso, assim:

$$ak = \alpha S \quad (7.93)$$

Y. KATO *et al.* [77] propuseram a seguinte equação para o avaliar o valor da constante volumétrica de descarburização total:

$$ak \text{ (m}^3\text{/s)} = 2,6 \times 10^{-3} \cdot Q^{0,64} \text{ (t/min.)} \cdot S \text{ (m}^2\text{)} \quad (7.94)$$

BRAHMA DEO e SHAILESH GUPTA [78] propuseram que a dependência do coeficiente de transporte de massa do carbono ( $K_c$ , m<sup>3</sup>/s) com a taxa de circulação ( $Q_m$ , t/min) é dada por:

$$\ln(K_c) = 0,62 \times \ln Q_m - 4,70 \quad (7.95)$$

A Tabela (7.1) fornece alguns dados para o desgaseificador RH da usina de Mizushima. Nesta tabela a diferença entre o RH no.2 e o novo RH no.2 foi apenas no aumento do diâmetro da perna e, conseqüentemente, no aumento da taxa de circulação, vide segunda coluna da Tabela.

A Figura (7.0.15) apresenta a tendência da concentração de carbono no RH convencional n°.2 e o novo vaso RH n°.2 da usina de Mizushima, vide Tabela (7.1).

A Figura (7.0.16) mostra a influência do diâmetro da perna na concentração de carbono no RH convencional n°.2 e o novo RH n°.2 da usina de Mizushima, vide Tabela (7.1).

Tabela 7.1: Valores numéricos de alguns parâmetros do equipamento RH, da panela e das constantes de descarburação na usina de Mizushima.

	RH no.2 Vaso convencional	RH no.2 Novo vaso à vácuo	RH no.2 Novo vaso à vácuo	RH no.4 Vaso convencional
$\emptyset_{int.}$ da perna (m)	0,6	1,0	0,6	0,75
T.C. (t/min)	120	240	90	180
Peso de aço (t)	285	285	285	285
Peso de aço no vaso (t)	6	6	6	6
$\emptyset_{int.}$ da panela (m)	4	4	4	4
altura do aço na panela (m)	3,24	3,24	3,24	3,24
$\emptyset_{int.}$ do vaso (m)	2,10	2,50	2,50	2,48
Área do vaso (m <sup>2</sup> )	3,5	5,1	5,1	4,9
altura de aço no vaso (m)	0,25	0,25	0,25	0,25
$K_{calc.}$ (min. <sup>-1</sup> )	0,18(Base)	0,30	0,19	0,26
$K_{obs.}$ (min. <sup>-1</sup> )	0,18	0,31	0,18	0,24

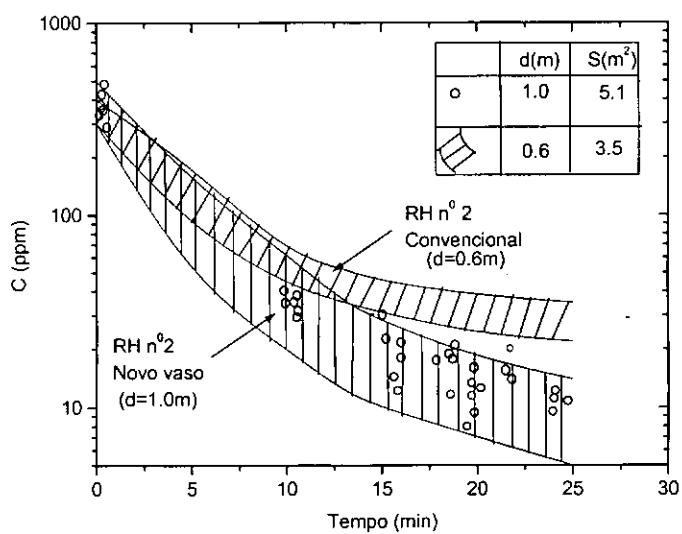


Figura 7.0.15: Variação da concentração de carbono com o tempo ( $d - \emptyset_{int.}$  da perna).

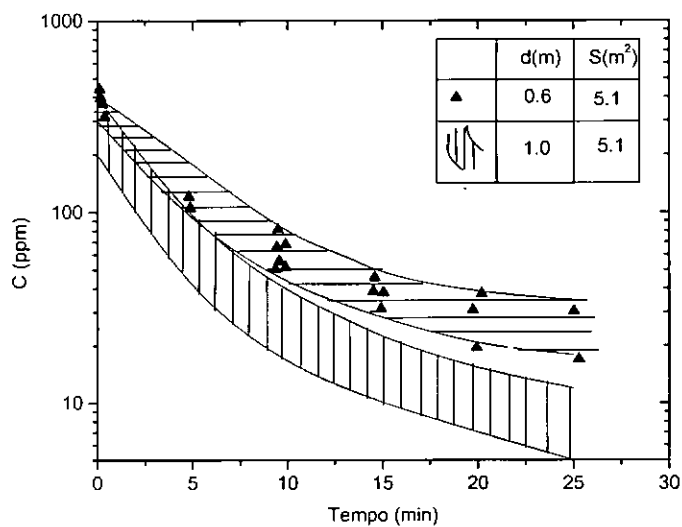


Figura 7.0.16: Variação da concentração de carbono com o tempo ( $d - \emptyset_{int.}$  da perna).

A Figura (7.0.17) apresenta a tendência da concentração de carbono no RH convencional n°.2, o novo vaso RH n°.2 e o RH n°.4 da usina de Mizushima, vide Tabela (7.1).

Com o intuito de relacionar a capacidade máxima de descarburização no vaso RH os autores também propuseram a seguinte expressão:

$$-\frac{dC}{dt} = KC - \beta_1 \quad (7.96)$$

A descarburização não ocorre quando  $C = C_f$ , ou seja,  $-dC/dt = 0$ , logo:

$$C_f = \beta/K \quad (7.97)$$

Os autores utilizando dados obtidos na prática industrial e usando como base os valores ( $C_f = 18\text{ppm}$  e  $K=0,18 \text{ min}^{-1}$ ) estabeleceram a seguinte equação:

$$C_f = 3,3/K \quad (7.98)$$

O trabalho desenvolvido por YOSHIEI KATO *et al.* é interessante pois uma vez definido a concentração final do carbono que se quer obter, entra-se na Figura (7.0.18) e obtém-se o valor da constante de descarburização. Com a constante de descarburização definida, entra-se na Figura (7.0.19) e obtém-se as dimensões do equipamento. É óbvio que as dimensões levantadas por este metodologia precisa ser compatível com as dimensões das panela e com o “lay-out” da área industrial onde deseja-se instalar o equipamento.

KUWABARA *et al.* [59] e AZUMA *et al.* [79] sugeriram que a razão para a estagnação da taxa de descarburização na região de ultra baixo carbono é um decréscimo no peso de aço líquido no vaso, onde a descarburização ocorre. Todavia, do ponto de vista do equilíbrio termodinâmico, a concentração de carbono em equilíbrio pode ser calculada como 0,8 ppm na  $T=1873 \text{ K}$ ,  $O=400 \text{ ppm}$  e pressão no vaso de 1 Torr(133Pa).

A Figura (7.0.18) apresenta a relação da concentração de carbono final com a constante de descarburização obtidos a partir da equação (7.98), proposta por KATO *et al.*, e dados práticos da usina de Mizushima.

A relação entre o coeficiente volumétrico de descarburização, equação (7.89), e a taxa de circulação do aço líquido, equação (7.90), é mostrada na Figura (7.0.19); utilizando a constante de descarburização como parâmetro. Valores para a seção transversal do vaso, diâmetro interno do vaso e diâmetro interno da perna, baseado nas equações (7.90) e (7.93), são mostrados no gráfico. Na equação (7.93) foi adotado  $\alpha$  igual a 0,069, o qual é necessário para calcular  $ak$ . Este valor foi obtido inserindo-se na equação (7.91) e (7.93):  $K = 0,18 \text{ min}^{-1}$ ,  $Q = 120 \text{ t/min}$  e  $S = 3,5 \text{ m}^2$  para o RH convencional n°.2 da usina de Mizushima.

O modelo de descarburização proposto por YOSHIEI KATO *et al.* [80] baseou-se nas seguintes premissas:



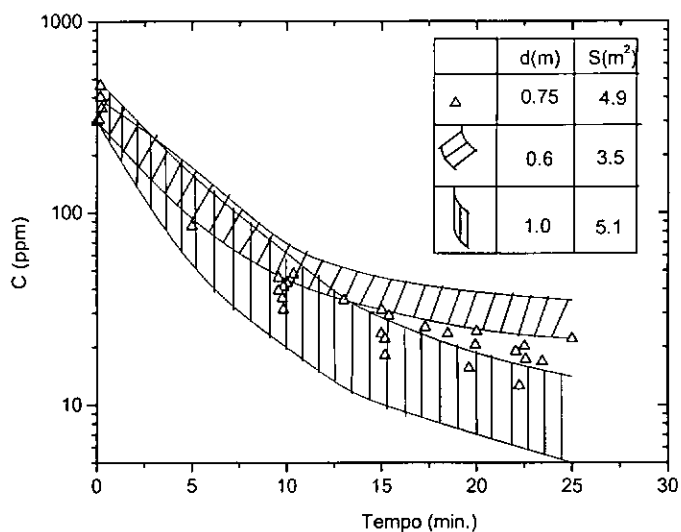


Figura 7.0.17: Variação da concentração de carbono com o tempo ( $d - \emptyset_{int.}$  da perna).

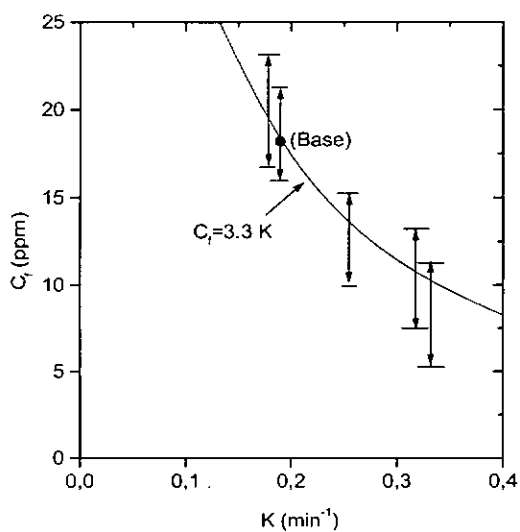


Figura 7.0.18: Relação entre a concentração de carbono final e a constante de descarburção.

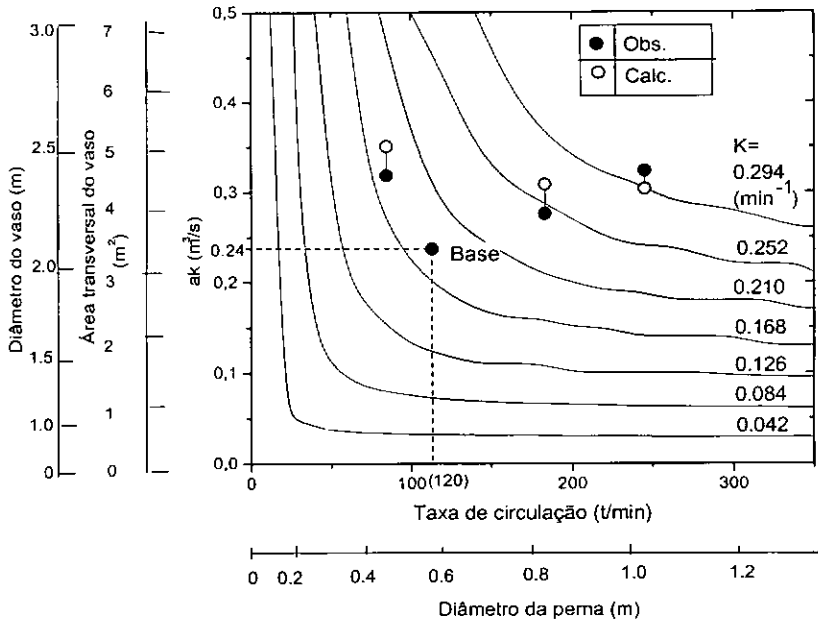


Figura 7.0.19: Relação entre o coeficiente de descarburção e a taxa de circulação.

1. O aço na panela será tratado como fluido não ideal;
2. No interior do vaso à vácuo, ele será tratado como fluido de mistura perfeita.
3. Considera-se ainda que a descarburção só se processa no interior do vaso à vácuo com base no resultado do experimento de descarburção realizada no RH de 3 pernas, sendo duas delas ascendentes [81].

Ao adotar o conceito da função de distribuição do tempo de residência para o carbono na panela, as seguintes equações foram estabelecidas. As Figuras (7.0.20) e (7.0.21) apresentam o desenho esquemático do balanço de massa para o carbono no vaso e panela:

Na panela:

$$C_{saída}(t) = \int_0^t C_{ent}(t-t').E(t')dt' = \int_0^t C_{ent}(t').E(t-t')dt' \quad (7.99)$$

$$C_L(t) = \int_0^t C_{ent}(t-t').I(t')dt' = \int_0^t C_{ent}(t').I(t-t')dt' \quad (7.100)$$

No vaso à vácuo:

$$V_V \cdot \frac{dC_V(t)}{dt} = Q' [C_{saída}(t) - C_{ent}(t)] - ak [C_V(t) - C_e(t)] \quad (7.101)$$

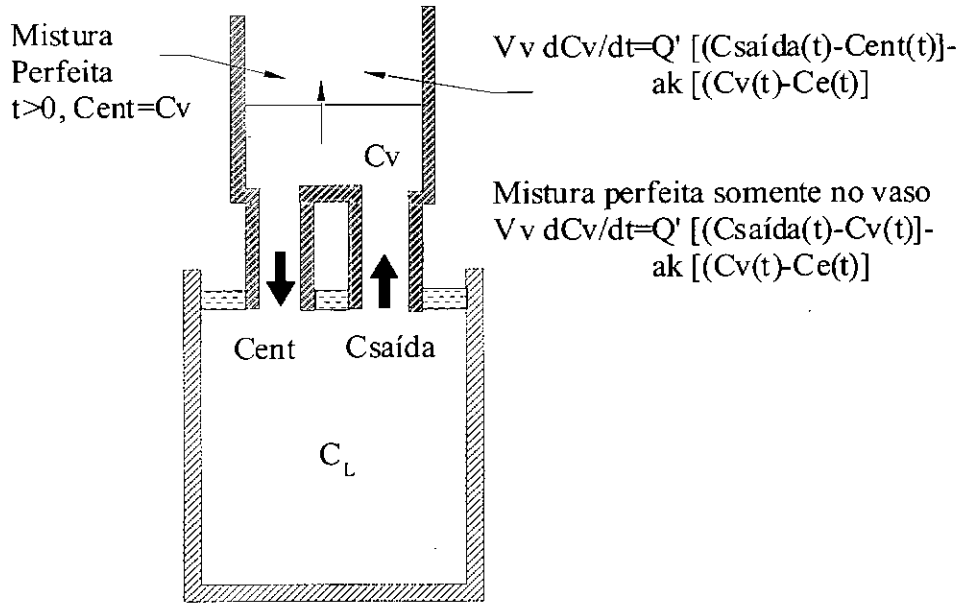


Figura 7.0.20: Desenho esquemático do RH com o equações do modelo de descarburização.

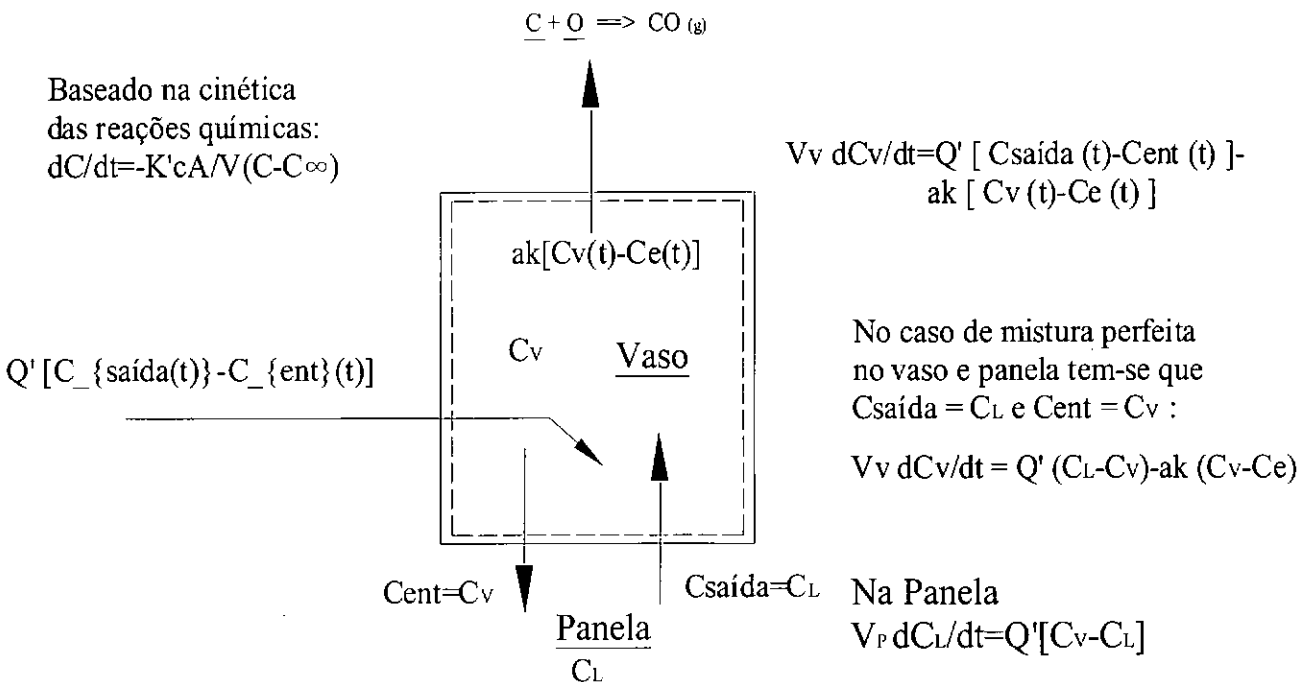


Figura 7.0.21: Desenho esquemático do balanço de massa para o vaso.

Ao solucionar o sistema de equações de (7.99) à (7.101) sob condições iniciais e de interface dispostos abaixo, pode-se calcular a evolução da concentração de carbono durante o processo de desgaseificação RH que leva em consideração o fluxo de aço na panela.

$$t = 0 \quad C_{\text{ent}}(t) = C_{\text{saída}}(t) = C(x, t) = 250\text{ppm} \quad (7.102)$$

$$t > 0 \quad C_{\text{ent}}(t) = C_V(t) \quad (7.103)$$

A mudança que ocorre na concentração de carbono em vários pontos da panela em função da evolução da reação de descarburização, pode ser obtida efetuando-se o cálculo numérico do sistema de equações (7.99) a (7.101) com as equações de balanço de momento acopladas, seção (5), e tendo como condições de interface na extremidade inferior da perna descendente,  $C_V(t)$ , que pode ser obtido a partir da equação (7.101). As condições de cálculo adotadas foram: concentração de carbono inicial na panela igual a 250 ppm,  $V_v = 1,5\text{m}^3$  e  $C_e(t) = 0$ , uma vez que a pressão parcial de gás CO é suficientemente pequena, menor que 1 Torr.

O modelo de YOSHIEI KATO *et al.* não leva em consideração ao equilíbrio da reação Fe-C-O e o sistema de equações apresentado é resolvido diretamente ou continuamente num único período, que vai de 0 a 600 segundos.

## 7.1 Relações Estabelecidas para a Constante Volumétrica de Descarburização para Reatores RH com Capacidades Diferentes

Y. KATO *et al.* estudaram a constante volumétrica de descarburização total, considerando fluxos de mistura perfeita, no vaso e panela, para reatores de 240t e 300t de capacidade, para a Aciaria 2 da usina de Mizushima da Kawasaki Steel. Eles estabeleceram as seguintes relações para reatores de diferentes capacidades:

$$ak|_{\text{P.M.}}^{240\text{t}} / ak|_{\text{P.M.}}^{300\text{t}} = 1,5 \quad (7.104)$$

Y. KATO *et al.* também propuseram a seguinte relação para a constante volumétrica de descarburização total no RH para o escoamento no RH e fluxo de mistura perfeita:

$$ak = 0,7 (ak|_{\text{P.M.}})^{0,87} \quad (7.105)$$

Dividindo a equação (7.104) pela equação (7.105), os autores também estabeleceram a seguinte relação para reatores RH de 240t e 300t.

$$ak^{240\text{t}} = (ak|_{\text{P.M.}}^{240\text{t}} / ak|_{\text{P.M.}}^{300\text{t}})^{0,87} \times ak|_{\text{P.M.}}^{300\text{t}} \quad (7.106)$$

Não são muitos os trabalhos recentes realizados nesta área, por se tratar de um equipamento específico da área de refino do aço da indústria siderúrgica, mas há muitos trabalhos publicados ao longo dos anos, que podem ser encontrados em literatura [82]- [90] .

## 8 Modelo de Descarburização Proposto

Os trabalhos realizados em laboratórios muitas vezes aproximam-se mais do equilíbrio termodinâmico do que as condições operacionais ou prática industrial. Devido às dificuldades de se avaliar as constantes para cada sítio de reação de carbono visto anteriormente, decidiu-se por fazer um modelo de descarburização simplificado, e que leva em consideração apenas a reação de remoção de carbono na superfície do aço líquido no interior do vaso, o transporte de massa do carbono da panela para o vaso, bem como, o comportamento fluido-dinâmico no interior da panela. A constante de descarburização será tratada com um coeficiente ou constante volumétrica de descarburização total, ou seja, todas as outras constantes estarão inclusas nesta constante. Este modelo simplificado permitirá que se faça uma análise comparativa da constante volumétrica de descarburização total do RH da COSIPA com outros equipamentos RH mais modernos, visto que esta constante tem sido utilizada com bastante frequência neste tipo de análise.

Este modelo, apesar de simplificado, fornece duas contribuições inéditas importantes:

1. Modela a descarburização como ele ocorre na prática industrial, ou seja, divide a descarburização em três períodos distintos:
  - (a) Um período em que a pressão é diferente de zero e, portanto a concentração de carbono em equilíbrio com o sistema Fe-C-O é diferente de zero, e propõe um formulação para o cálculo de carbono em equilíbrio;
  - (b) Segundo período em que a pressão no vaso é muita baixa e a concentração de carbono em equilíbrio pode ser considerada nula; e
  - (c) Terceiro período em que a descarburização torna-se muito lenta.
2. Simula a injeção de um gás inerte na base da panela, em diversas posições, e permite que se faça a influência do perfil fluido-dinâmico do aço líquido no interior da panela no comportamento da descarburização.

### 8.1 Premissas Adotadas

Premissas adotadas:

1. O aço na panela será tratado como fluido não ideal;
2. No interior do vaso à vácuo, ele será tratado como fluido de mistura perfeita;
3. Considera-se ainda que a descarburização só ocorre no interior do vaso à vácuo com base no resultado do experimento de descarburização realizada no RH de 3 pernas, sendo duas delas ascendentes [81];
4. Ao considerar o fluxo no vaso como mistura perfeita, a concentração de oxigênio na saída da perna descendente é igual à concentração no interior do vaso.

O modelo de descarburização proposto neste trabalho baseia-se no modelo de YOSHIEI KATO *et al.*, mas o modelo proposto leva em consideração o equilíbrio do sistema Fe-C-O. Por isto, serão consideradas as seguintes condições:

1. O modelo baseia-se nas condições prescritas no Reator RH da COSIPA;
2. O modelo de descarburização é dividido em três períodos distintos:
  - 1) O primeiro, quando o vaso não atingiu um baixo nível de vácuo. Neste caso, o carbono em equilíbrio com o oxigênio é diferente de zero, ou seja,  $C_e \neq 0$ . Este período leva aproximadamente 500 segundos.
  - 2) O segundo, que vai de 500 até 1100 segundos, quando o vaso atinge baixo nível de vácuo. Neste caso, o carbono em equilíbrio com o oxigênio no interior do vaso pode ser tomado como zero,  $C_e = 0$ .
  - 3) Finalmente, o terceiro período, acima de 1100 segundos, quando o valor da constante  $k$  é muito baixo. Nesta etapa o valor da carbono em equilíbrio é também nulo,  $C_e = 0$ . Nesta última etapa a concentração de oxigênio e a concentração carbono são muito baixas, o que dificulta a sua remoção.

A Figura (8.1.1) mostra a variação da pressão no interior da vaso. Pode-se observar o seu comportamento nos diferentes períodos descritos acima. Nesta figura, encontra-se o valor médio da pressão de 20 corridas.

Antes do início do tratamento o vaso é pré-evacuado até uma pressão de aproximadamente 70 Torr. No início, há um aumento da pressão interna até um valor máximo e, a seguir, uma queda acentuada, Figura (8.1.1). Portanto, a curva foi ajustada em 3 etapas conforme pode ser visto a seguir:

$$\left\{ \begin{array}{ll} P(\text{Torr}) = 3,5652.t + 80 & 0 \leq t \leq 23s \\ P(\text{Torr}) = 160,0 & 23 \leq t \leq 60s \\ P(\text{Torr}) = 1E(-4).t^2 - 4,273.E(-1) + 176,24 & 60 \leq t \leq 460s \\ P(\text{Torr}) = \text{baixa} \approx 0,1 & t > 460s \end{array} \right. \quad (8.1)$$

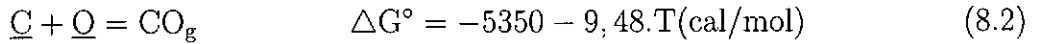
Obs.: como o vaso é pré-evacuado antes do início de tratamento, a pressão inicial em seu interior não é a pressão atmosférica (760 Torr).

A Figura (8.1.2) mostra a variação da concentração de oxigênio próximo da perna descendente. Devido à dificuldade de medição no interior da vaso, este valor será adotado para

a concentração de oxigênio em seu interior, o que faz jus à suposição adotada de mistura perfeita no vaso.

Obs.: Após a adição de alumínio a concentração de oxigênio cai para aproximadamente 30-40 ppm.

Pode-se representar o equilíbrio do sistema Fe-C-O da seguinte forma:



Após algum desenvolvimento termodinâmico, chega-se à seguinte equação de equilíbrio:

$$\ln(\%C_e(t) \cdot \%O_e(t)) = -\frac{2693}{T} - 4,771 + \ln \frac{P_{\text{CO}}(t)}{f_C \cdot f_O} \quad (8.3)$$

Fazendo  $f_C = f_O = 1$  pode-se obter a equação que representa o equilíbrio do carbono com o oxigênio, sob vácuo, no interior vaso:

$$\ln(\%C_e(t) \cdot \%O_e(t)) = -\frac{2693}{T} - 4,771 + \ln(P_{\text{CO}}(t)) \quad (8.4)$$

A pressão do monóxido do carbono, ( $P_{\text{CO}}$ ), foi considerada igual à pressão no interior do vaso e a concentração de oxigênio em equilíbrio,  $O_e$ , como igual à concentração de oxigênio medido próxima da perna descendente.

Devido ao comportamento próximo do linear da variação da concentração de oxigênio no primeiro período, de 0 aos 500 segundos, a curva foi ajustada como sendo uma reta.

$$[\text{O}(t)]\text{ppm} = 420. - \frac{2}{5} \times t \quad (8.5)$$



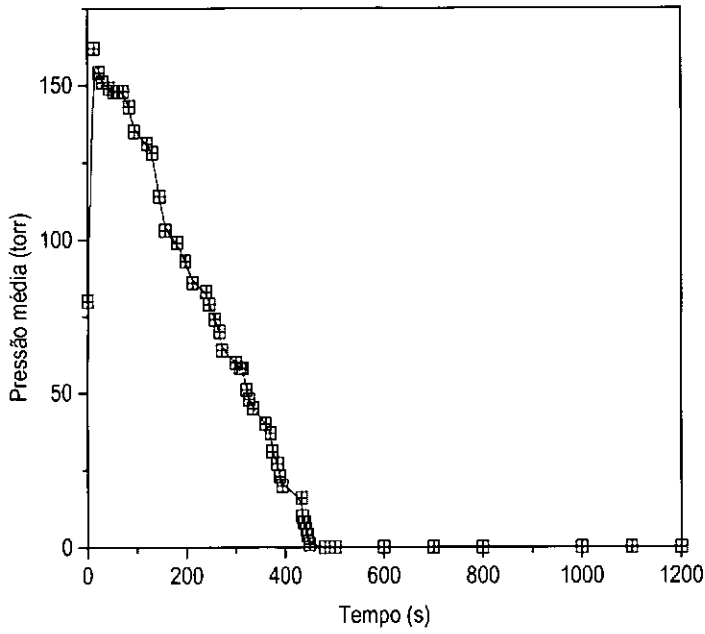


Figura 8.1.1: Variação da pressão no interior do vaso.

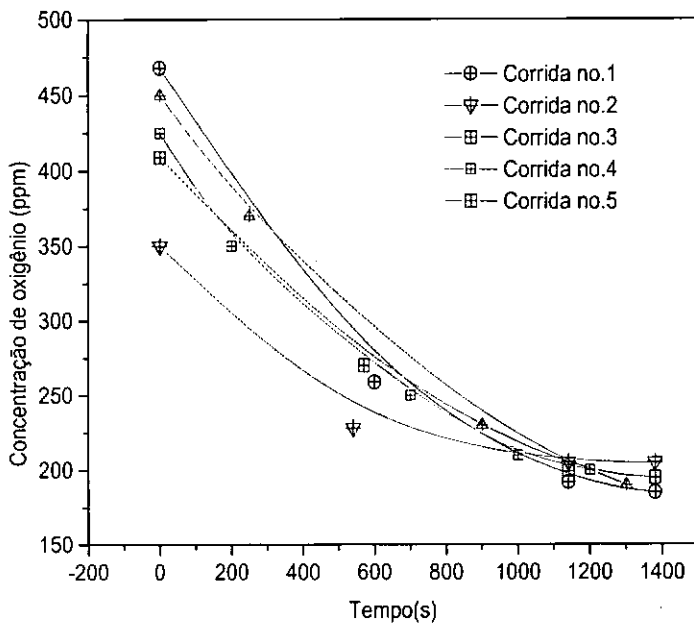


Figura 8.1.2: Variação da concentração de oxigênio na perna descendente.

A Figura (8.1.3) apresenta a curva de equilíbrio do C-O para várias pressões. Pode-se observar a faixa inicial do nível de oxidação do aço e da concentração de carbono.

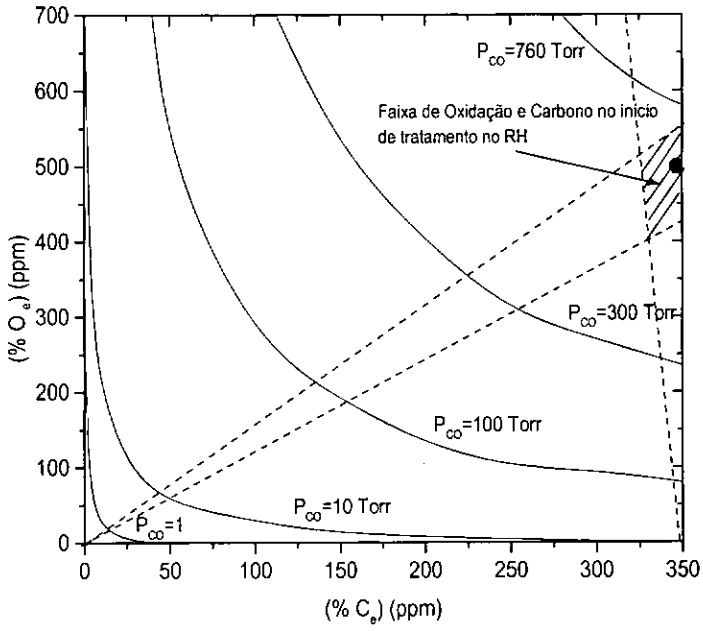


Figura 8.1.3: Equilíbrio do [C] e [O] em várias pressões.

## 9 Solução do Modelo de Descarburização Proposto pelo Método de Volumes Finitos

No caso dos escoamento dos fluidos, as equações de Navier-Stokes foram resolvidas utilizando técnicas computacionais proposta por PUN e SPALDING [91]. O modelo de turbulência utilizado foi o modelo de duas equações ou modelo  $k-\epsilon$ . Neste código computacional, o algoritmo SIMPLE, método implícito e o esquema upwind foram utilizados para resolver as equações de transporte de momento. O transporte de massa ou da quantidade escalar, no caso o carbono, foi resolvida utilizando a mesma técnica, a partir do acoplamento do perfil de velocidade. Levanta-se o campo de velocidade para o escoamento em regime permanente e, a seguir, determina-se a distribuição espacial do carbono com o tempo.

Esta solução será também denominada de método numérico ou solução numérica. Detalhes podem ser encontrados em literatura especializada [92] à [99].

O código computacional utilizado foi o "Champion 2/E/FIX", o que significa equação elíptica, bidimensional com malha fixa, é uma versão originada, mutatis mutandis, do GENMIX (Spalding-1975) [100]. Este código computacional permite utilizar coordenadas cartesianas e cilíndricas. Neste caso, por ser um sistema assimétrico foi utilizado coordenadas cartesianas.

Foi utilizado uma malha grossa de  $28 \times 28$  células. Para carbono, considera-se o escoamento em regime transiente. O intervalo de tempo é variável, nas primeiras iterações foi adotado um intervalo de  $\Delta t = 10s$ , a seguir, aumentou-se o seu valor para  $20s$ . A solução foi obtida baseando-se na precisão adotada. O programa só passa para calcular o passo ou linha seguinte, quando a precisão requerida é atingida por um dos critérios estipulados, vide apêndice A. Os seguintes resíduos foram adotados  $\epsilon_1 = 0,001$  e  $\epsilon_2 = 0,01$ .

No modelo numérico, a distribuição do tempo de residência,  $E(t)$ , é calculada utilizando o campo de velocidade do aço líquido, obtido previamente através das equações de transporte de momento, citadas na seção (5). Desta forma,  $E(t)$  é determinado através do rastreamento ou monitoramento da concentração do traçador na saída da panela, ( $C_{saída}$ ), equações (9.1) à (9.3) e equação (9.5). A função de entrada é um a função unitária contínua prescrita na extremidade da perna de descida, equação (9.3). Finalmente, calcula-se a curva de distribuição do tempo de residência,  $E(t)$ , através da equação (9.6).

A função unitária ou degrau na entrada assemelha-se à adição contínua de um traçador na perna de descida ou entrada da panela. Portanto, doravante, a função degrau na entrada será tratada ou chamada de traçador ou função unitária.

$$\frac{\partial C(x, t)}{\partial t} = -\mathbf{u} \cdot \nabla C(x, t) + \nabla \cdot (D_{ef}) \nabla C(x, t) \quad (9.1)$$

$$t = 0 \quad C_{\text{ent}}(t) = C_{\text{saída}}(t) = C(x, t) = 0 \quad (9.2)$$

$$t > 0 \quad C_{\text{ent}}(t) = 1, 0 \quad (9.3)$$

Esta abordagem é muito utilizada em projetos de reatores e baseia-se na técnica de estímulo-resposta, bastante comum para estudar escoamentos em vasos. A Figura (6.2.2-a) fornece um sinal típico corrente abaixo, chamado de curva F, como resposta a um sinal de entrada contínuo em degrau. No presente trabalho, como exemplo,  $F = C_{\text{saída}}$ .

$$F = \int_0^t E(t) dt \quad (9.4)$$

$$\frac{dF(t)}{dt} = E(t) \quad (9.5)$$

$$E(t) = \frac{dC_{\text{saída}}(t)}{dt} \quad (9.6)$$

Semelhante à equação (5.8),  $D_{\text{eff}}$  é a soma do coeficiente de difusão molecular e do coeficiente de difusão turbulento, o qual é encontrado pela equação a seguir, atribuindo 1 ao número de Schmidt de turbulência.

$$D_{\text{eff}} = D_e + D_t; \quad D_t \gg D_e \quad (9.7)$$

$$D_{\text{eff}} = D_t \quad (9.8)$$

$$S_{C_t} = \frac{\mu_t}{\rho D_t} = \frac{\mu_t}{\Gamma_t} = 1 \quad (9.9)$$

onde:  $D_e$  e  $D_t$  são, respectivamente, os coeficientes de difusão molecular e turbulento ( $\text{cm}^2/\text{s}$ ).

A função de distribuição de idade do fluido  $I(t)$ , pode ser encontrado pela equação abaixo:

$$\frac{dI(t)}{dt} = \frac{-E(t)}{\tau} \quad (9.10)$$

ou

$$I(t) = \frac{1}{\tau} \left[ 1 - \int_0^t \mathbf{E}(t') dt' \right] \quad (9.11)$$

$$\frac{dI(\theta)}{d\theta} = -E(\theta) \quad (9.12)$$

onde:

$\tau$  - tempo médio de residência (s) = Peso da corrida (t)/ taxa de circulação(t/s)

$\theta$  - tempo adimensional =  $\frac{t}{\tau}$

A distribuição do carbono no aço líquido no interior da panela e o carbono na saída (na perna ascendente) é calculada numericamente através da substituição de  $\phi$  por C (concentração de carbono) na equação geral de conservação, equação (5.1) acoplada à distribuição da velocidade obtida previamente, desta forma tem-se:

$$\frac{\partial(\rho C)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u C)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v C)}{\partial t} - \frac{\partial}{\partial x} \left( D_{ef} \frac{\partial C}{\partial x} \right) - \frac{\partial}{\partial y} \left( D_{ef} \frac{\partial C}{\partial y} \right) = S_C \quad (9.13)$$

ou,

$$\frac{\partial C(x, t)}{\partial t} = -\mathbf{u} \cdot \nabla C(x, t) + \nabla \cdot (D_{ef}) \nabla C(x, t) \quad (9.14)$$

No vaso à vácuo:

$$V_v \cdot \frac{dC_v}{dt} = Q' [C_{saída}(t) - C_{ent}(t)] - ak [C_v(t) - C_e(t)] \quad (9.15)$$

Com as seguintes condições de contorno prescritas:

Primeiro período: 0 a 500 segundos

$$t = 0 \quad C_{ent}(t) = C_{saída}(t) = C(x, t) = 350. \quad (9.16)$$

$$0 < t < 500s \quad C_{ent}(t) = C_v(t) \quad (9.17)$$

$$C_e(t) \quad \text{Conforme equação (8.4)} \quad (9.18)$$

$$P(\text{Torr}) \quad \text{Conforme sistema de equações (8.1)} \quad (9.19)$$

$$ak \rightarrow \quad \text{incógnita a ser determinada} \quad (9.20)$$

$$\text{Parede impermeável} \quad (9.21)$$

$$\text{dependente da posição} \quad \frac{\partial C}{\partial x} = \frac{\partial C}{\partial y} = 0 \quad (9.22)$$

$$\text{Superfície livre} \quad \frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad (9.23)$$

Segundo período: de 500 até 1100 segundos

$$t = 500s \quad C_{ent}(t) = C_{saída}(t) = C(x, t) = 150ppm \quad (9.24)$$

$$t > 500s \quad C_{ent}(t) = C_V(t) \quad (9.25)$$

$$C_e(t) = 0 \quad (9.26)$$

$$P(\text{Torr}) = \text{baixa} < 1 \quad (9.27)$$

$$ak \rightarrow \text{incógnita a ser determinada} \quad (9.28)$$

$$\text{Parede impermeável} \quad (9.29)$$

$$\text{dependente da posição} \quad \frac{\partial C}{\partial x} = \frac{\partial C}{\partial y} = 0 \quad (9.30)$$

$$\text{Superfície livre} \quad \frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad (9.31)$$

Terceiro período: de 1100 à 1500 segundos

$$t = 1100s \quad C_{ent}(t) = C_{saída}(t) = C(x, t) = 43ppm \quad (9.32)$$

$$t > 1100s \quad C_{ent}(t) = C_V(t) \quad (9.33)$$

$$C_e(t) = 0 \quad (9.34)$$

$$P(\text{Torr}) = \text{baixa} < 1 \quad (9.35)$$

$$ak \rightarrow \text{incógnita a ser determinada} \quad (9.36)$$

$$\text{Parede impermeável} \quad (9.37)$$

$$\text{dependente da posição} \quad \frac{\partial C}{\partial x} = \frac{\partial C}{\partial y} = 0 \quad (9.38)$$

$$\text{Superfície livre} \quad \frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad (9.39)$$

Obs.: O volume de aço no interior do vaso,  $V_V$ , para o reator da COSIPA é igual a  $0,8m^3$ .

Os valores da concentração inicial do carbono 350 ppm, 150 ppm e de 43 ppm para o primeiro, segundo e terceiro período, basearam-se em resultados médios obtidos experimentalmente.

Portanto, ao solucionar o sistema de equações de (9.13) à (9.15), sob condições de contorno, equações (9.16) à (9.39), pode-se calcular o valor de  $ak$  e, concomitantemente, a distribuição da concentração de carbono durante o processo de desgaseificação para cada período. Vide Figuras (7.0.20) e (7.0.21).

Obs.: Conforme exposto, os valores de  $ak$  foram obtidos ajustando-se as condições de contorno inicial e final para a concentração média de carbono em cada período, por exemplo,  $C_{inicial}=350$  ppm e  $C_{final}=150$  ppm para o primeiro período;  $C_{inicial}=150$  ppm e  $C_{final}=43$  ppm para o segundo período; e, finalmente,  $C_{inicial}=43$  ppm e  $C_{final}=38$ ppm para o último período.

# 10 Solução do Modelo de Descarburização Proposto pelo Modelo de Tanques em Série

O modelo de tanques em série não fornece uma visão pormenorizada do escoamento como a solução obtida pelo método volumes finitos. Ele fornece apenas a concentração média no interior e a concentração média na saída do reator. Portanto, é um modelo muito simples que consiste em solucionar um sistema contendo duas equações principais, equações (10.1) e (10.2). A sua solução requer que se conheça a constante volumétrica de descarburização,  $ak$ . Neste estudo, a constante foi obtida previamente pelo método de volumes finitos, mas ela poderia ser avaliada através de fórmulas empíricas.

## 10.1 Equações e Condições de Contorno do Modelo de Descarburização Proposto

Conforme visto anteriormente as equações estabelecidas para o modelo são:

Na panela:

$$C_{saída}(t) = \int_0^t C_{ent}(t-t') \cdot E(t') dt' = \int_0^t C_{ent}(t') \cdot E(t-t') dt' \quad (10.1)$$

$$C_L(t) = \int_0^t C_{ent}(t-t') \cdot I(t') dt' = \int_0^t C_{ent}(t') \cdot I(t-t') dt' \quad (10.2)$$

No vaso à vácuo:

$$V_V \cdot \frac{dC_V}{dt} = Q' [C_{saída}(t) - C_{ent}(t)] - ak [C_V(t) - C_e(t)] \quad (10.3)$$

Com as seguintes condições de contorno prescritas:

Primeiro período: 0 a 500 segundos

$$t = 0 \quad C_{ent}(t) = C_{saída}(t) = C(x, t) = 350\text{ppm} \quad (10.4)$$

$$0 < t < 500\text{s} \quad C_{ent}(t) = C_V(t) \quad (10.5)$$

$$C_e(t) \quad \text{Conforme equação (8.4)} \quad (10.6)$$

$$P(\text{Torr}) \quad \text{Conforme sistema de equações (8.1)} \quad (10.7)$$

$$ak = 0,065\text{m}^3/\text{s} \quad (\text{Valor obtido pelo método volumes finitos}) \quad (10.8)$$



Segundo período: de 500 até 1100 segundos

$$t = 500s \quad C_{ent}(t) = C_{saída}(t) = C(x, t) = 150ppm \quad (10.9)$$

$$t > 500s \quad C_{ent}(t) = C_V(t) \quad (10.10)$$

$$C_e(t) = 0 \quad (10.11)$$

$$P(Torr) = \text{baixa} < 1 \quad (10.12)$$

$$ak = 0,055m^3/s(\text{Valor obtido pelo método volumes finitos}) \quad (10.13)$$

Terceiro período: de 1100 até 1500 segundos

$$t = 500s \quad C_{ent}(t) = C_{saída}(t) = C(x, t) = 43ppm \quad (10.14)$$

$$t > 500s \quad C_{ent}(t) = C_V(t) \quad (10.15)$$

$$C_e(t) = 0 \quad (10.16)$$

$$P(Torr) = \text{baixa} < 1 \quad (10.17)$$

$$ak = 0,0055m^3/s(\text{Valor obtido pelo método volumes finitos}) \quad (10.18)$$

Obs.: As faixas de tempo acima são apenas referenciais, pois em todos os períodos, o programa inicia no tempo igual a zero.

A solução consiste em calcular a variação média de carbono para vários reatores, ou seja, vários N, N=1,2,3, etc.. Plota-se a variação da concentração média de carbono real junto com a concentração média calculada para cada N e, a seguir, compara-se qual o reator N apresenta a concentração média mais próxima do escoamento não ideal ou escoamento real do sistema RH.

A mudança que ocorre na concentração de carbono em vários pontos da panela em função da evolução da reação de descarburização, pode ser encontrada efetuando-se o cálculo numérico do sistema de equações (10.1) à (10.3). A condição de interface na extremidade inferior da perna descendente é  $C_{ent} = C_V(t)$  (mistura perfeita no vaso).

O volume de aço no interior do vaso,  $V_V$ , para o reator da COSIPA é igual a  $0,8m^3$ .

Portanto, ao solucionar o sistema de equações de (10.1) à (10.3), sob condições iniciais e de interface para o fechamento do problema, equações (10.4) à (10.18), pode-se calcular

a evolução da concentração de carbono durante o processo de desgaseificação para cada período. Neste trabalho só foi avaliado o primeiro e o segundo período. A seguir, será apresentado uma metodologia para resolver este sistema de equações com as condições de contorno do segundo período. De forma similar pode-se montar o sistema de equações para o primeiro período.

### 10.1.1 Solução da Integral de Convolução

A forma discretizada da integral de convolução para determinar a concentração média de uma grandeza escalar, no caso, o carbono na panela, equação (7.100), em  $t=i$  é:

$$C_{L(i)} = \sum_{j=0}^i C_{ent}(i-j)I(j) \quad (10.19)$$

Tomando como exemplo  $i = 2$  tem-se:

$$i = 0 \rightarrow C_L(0) = \sum_{j=0}^0 C_{ent}(0) \cdot I(0) = C_{ent}(0) \cdot I(0)$$

$$i = 1 \rightarrow C_L(1) = \sum_{j=0}^1 C_{ent}(1-j) \cdot I(j) = C_{ent}(1) \cdot I(0) + C_{ent}(0) \cdot I(1)$$

$$i = 2 \rightarrow C_L(2) = \sum_{j=0}^2 C_{ent}(2-j) I(j) = C_{ent}(2) \cdot I(0) + C_{ent}(1) \cdot I(1) + C_{ent}(0) \cdot I(2)$$

Esta não é forma mais conveniente de resolver-se a integral de convolução, devido à complexidade da adaptação de sua solução utilizando métodos numéricos.

A forma mais conveniente de resolver a integral de convolução, equações (6.14) e (6.16), é transformá-las em equações diferenciais. Neste caso, utiliza-se o teorema de Leibnitz para cálculo da derivada de uma integral

$$\frac{d}{dt} \left( \int_{a(t)}^{b(t)} F(\xi, t) d\xi \right) = \int_{a(t)}^{b(t)} \frac{\partial F}{\partial t} d\xi + \frac{db(t)}{dt} F[b(t), t] - \frac{da(t)}{dt} F[a(t), t] \quad (10.20)$$

### Cálculo da concentração média na saída do reator

Após a aplicação deste teorema na equação (7.99) (equação abaixo)

$$C_{saída}(t) = \int_0^t C_{ent}(t')E(t-t')dt' = \int_0^t C_{ent}(t-t')E(t')dt'$$

tem-se:

$$\frac{dC_{saída}(t)}{dt} = \int_0^t C_{ent}(t') \frac{\partial E(t-t')}{\partial t} dt' + C_{ent}(t) \cdot E(0) \quad (10.21)$$

Para um escoamento com mistura perfeita ou apenas um reator ( $N=1$ ), tem-se que

$$E(t) = \frac{e^{(-t/\tau)}}{\tau} \quad \text{e} \quad \frac{dE(t)}{dt} = -\frac{1}{\tau^2}e^{(-t/\tau)} = -\frac{1}{\tau}E(t) \quad (10.22)$$

$$\frac{dE(t-t')}{dt} = -\frac{1}{\tau}E(t-t') \quad (10.23)$$

e para  $t=0$

$$E(0) = \frac{1}{\tau} \quad (10.24)$$

Substituindo as equações (10.23) e (10.24) em (10.21) tem-se:

$$\frac{dC_{saída}(t)}{dt} = \frac{C_{ent}(t)}{\tau} - \frac{C_{saída}(t)}{\tau} \quad (10.25)$$

$$\boxed{\tau \frac{dC_{saída}(t)}{dt} = C_{ent}(t) - C_{saída}(t)} \quad (10.26)$$

Para dois reatores, ou seja,  $N=2$ , a equação (10.26) ficará:

$$\begin{cases} \frac{\tau}{2} dC^*(t)/dt & = C_{ent}(t) - C^*(t) \\ \frac{\tau}{2} dC_{saída}(t)/dt & = C^*(t) - C_{saída}(t) \end{cases} \quad (10.27)$$

Para  $n$  reatores, ou seja,  $N=n$ , tem-se:

$$\begin{cases} \frac{\tau}{n} dC^*(t)/dt & = C_{ent}(t) - C^*(t) \\ \frac{\tau}{n} dC^{**}(t)/dt & = C^*(t) - C^{**}(t) \\ \dots\dots & \\ \dots\dots & = C^{(n-1)}(t) - C^{(n-1)*}(t) \\ \dots\dots & \\ \frac{\tau}{n} dC_{saída}(t)/dt & = C^{(n-1)*}(t) - C_{saída}(t) \end{cases} \quad (10.28)$$

Portanto, a concentração de carbono na saída,  $C_{saída}$ , pode ser calculada utilizando o método numérico Runge-Kutta de 4º ordem [101] para resolver o seguinte sistema de equações e com as condições de contorno prescritas inicialmente.

Para  $N=1$  tem-se:

$$\left\{ \begin{array}{l} \tau \frac{dC_{saída}(t)}{dt} = C_{ent}(t) - C_{saída}(t) \\ V_V \cdot \frac{dC_V}{dt} = Q' [C_{saída}(t) - C_{ent}(t)] - ak [C_V(t) - C_e(t)] \\ t = 0 \quad C_{ent}(t) = C_{saída}(t) = C(x, t) = 150\text{ppm} \\ t > 0 \quad C_{ent}(t) = C_V(t) \end{array} \right. \quad (10.29)$$

Para  $N=2$  tem-se:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\tau}{2} \frac{dC^*(t)}{dt} = C_{ent}(t) - C^*(t) \\ \frac{\tau}{2} \frac{dC_{saída}(t)}{dt} = C^*(t) - C_{saída}(t) \\ V_V \cdot \frac{dC_V}{dt} = Q' [C_{saída}(t) - C_{ent}(t)] - ak [C_V(t) - C_e(t)] \\ t = 0 \quad C_{ent}(t) = C_{saída}(t) = C(x, t) = 150\text{ppm} \\ t > 0 \quad C_{ent}(t) = C_V(t) \end{array} \right. \quad (10.30)$$

### Cálculo da concentração média dentro do reator

Aplica-se o mesmo procedimento para a equação (7.100) ou equação abaixo para calcular a concentração média do carbono no interior da panela

$$C_L(t) = \int_0^t C_{ent}(t-t') \cdot I(t') dt' = \int_0^t C_{ent}(t') \cdot I(t-t') dt' \quad (10.31)$$

Aplicando o teorema de Leibnitz para a equação (10.31) tem-se:

$$\frac{dC_L}{dt} = \int_0^t C_{ent}(t') \frac{dI(t-t')}{dt} dt' + C_{ent}(t) I(0) \quad (10.32)$$

As seguintes relações entre  $E(t)$  e  $I(t)$  podem ser estabelecidas [39]:

$$\tau E(t) = -\tau^2 \frac{dI(t)}{dt} \quad \therefore \quad (10.33)$$

$$\frac{dI(t)}{dt} = -\frac{E(t)}{\tau} \quad (10.33-a)$$

$$\frac{dI(t-t')}{dt} = -\frac{E(t-t')}{\tau} \quad (10.33-b)$$

$$\tau I(t) = 1 - \int_0^t E(t) dt \quad (10.34)$$

Para  $t=0$  e escoamento em mistura perfeita, ou seja, um reator ou  $N=1$  tem-se:

$$\tau I(t) = 1 - \int_0^t \frac{1}{\tau} e^{-(t/\tau)} dt \quad (10.35)$$

$$I(0) = \frac{1}{\tau} \quad (10.36)$$

Substituindo as equações (10.33-b) e (10.36) em (10.32) tem-se:

$$\frac{dC_L(t)}{dt} = -\frac{C_{saída}(t)}{\tau} + \frac{C_{ent}(t)}{\tau} \quad (10.37)$$

$$\boxed{\tau \frac{dC_L(t)}{dt} = -C_{saída}(t) + C_{ent}(t)} \quad (10.38)$$

Com os valores de  $C_{saída}(t)$  e  $C_{ent}(t)$  obtidos na solução do sistema de equações (10.29) e com a equação (10.38), pode-se calcular os valores da concentração média do carbono,  $C_L(t)$ , na panela.

Para o valor da concentração média de carbono no recipiente, ( $C_L$ ), com  $N=2$  tem-se:

$$\begin{cases} \frac{\tau}{2} \frac{dC'_L(t)}{dt} = C_{ent}(t) - C^*(t) \\ \frac{\tau}{2} \frac{dC''_L(t)}{dt} = C^*(t) - C_{saída}(t) \end{cases} \quad (10.39)$$

onde:  
 $C'_L(t)$  é a média de concentração de carbono do primeiro tanque ou reator,  $N=1$ , e  $C''_L(t)$  é a média do segundo,  $N=2$ .

Similarmente, com os valores de  $C_{saída}(t)$  e  $C_{ent}(t)$  obtidos na solução do sistema de equações (10.30) e com o sistema de equações em (10.39), pode-se calcular os valores da concentração média do carbono,  $C_L(t)$ , na panela.

Em síntese, pode-se considerar que o modelo de reatores em série para calcular a concentração média do carbono na panela resume-se na solução dos seguintes sistemas de equações:

Para um reator, ou seja,  $N=1$ , tem-se:

$$\left\{ \begin{array}{l} \tau \frac{dC_{saída}(t)}{dt} = C_{ent}(t) - C_{saída}(t) \\ \tau \frac{dC_L(t)}{dt} = -C_{saída}(t) + C_{ent}(t) \\ V_V \cdot \frac{dC_V}{dt} = Q' [C_{saída}(t) - C_{ent}(t)] - ak [C_V(t) - C_e(t)] \\ t = 0 \quad C_{ent}(t) = C_{saída}(t) = C(x, t) = 150\text{ppm} \\ t > 0 \quad C_{ent}(t) = C_V(t) \end{array} \right. \quad (10.40)$$

Para dois reatores, ou seja,  $N=2$ , tem-se:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\tau}{2} \frac{dC^*(t)}{dt} = C_{ent}(t) - C^*(t) \\ \frac{\tau}{2} \frac{dC_{saída}(t)}{dt} = C^*(t) - C_{saída}(t) \\ \frac{\tau}{2} \frac{dC'_L(t)}{dt} = C_{ent}(t) - C^*(t) \\ \frac{\tau}{2} \frac{dC''_L(t)}{dt} = C^*(t) - C_{saída}(t) \\ V_V \cdot \frac{dC_V}{dt} = Q' [C_{saída}(t) - C_{ent}(t)] - ak [C_V(t) - C_e(t)] \\ t = 0 \quad C_{ent}(t) = C_{saída}(t) = C(x, t) = 150\text{ppm} \\ t > 0 \quad C_{ent}(t) = C_V(t) \end{array} \right. \quad (10.41)$$

Comparando a primeira equação deste sistema com a terceira e a segunda equação com a quarta, observa-se que  $C'_L(t) = C^*(t)$  e  $C''_L(t) = C_{saída}(t)$ , ou seja, o valor na saída em cada

tanque representa a média da composição química em seu interior. Como este conceito é o de mistura perfeita, o modelo de tanque em série considera o escoamento em cada tanque, individualmente, como mistura perfeita. Porém, como a avaliação da concentração final é tomada, como será visto a posteriori, pela concentração média dos N tanques ou apenas pela concentração média do último tanque, o conceito de mistura perfeita não se aplica quando analisa-se o conjunto total dos N tanques.

Quando a configuração for igual à Figura (6.2.5), adota-se como a concentração média final, a média da média dos tanques, ou seja, para (N=2) tem-se que  $\overline{C}_L = \frac{C'_L(t) + C''_L(t)}{2}$ .

Agora, quando a configuração for igual ao desenho esquematizado na Figura (6.2.6), adota-se como a concentração média final, a concentração média do último tanque.

Obs.: Adota-se o mesmo procedimento para N=3, mas sempre lembrando que o resultado da concentração que sai do tanque é o mesma que entra no tanque seguinte, e assim sucessivamente.

Para três reatores, ou seja, N=3, tem-se:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\tau}{3} \frac{dC^*(t)}{dt} = C_{ent}(t) - C^*(t) \\ \frac{\tau}{3} \frac{dC^{**}(t)}{dt} = C_*(t) - C^{**}(t) \\ \frac{\tau}{3} \frac{dC_{saída}(t)}{dt} = C^{**}(t) - C_{saída}(t) \\ \frac{\tau}{3} \frac{dC'_L(t)}{dt} = C_{ent}(t) - C^*(t) \\ \frac{\tau}{3} \frac{dC''_L(t)}{dt} = C^*(t) - C^{**}(t) \\ \frac{\tau}{3} \frac{dC'''_L(t)}{dt} = C^{**}(t) - C_{saída}(t) \\ V_V \cdot \frac{dC_V}{dt} = Q' [C_{saída}(t) - C_{ent}(t)] - ak [C_V(t) - C_e(t)] \\ t = 0 \quad C_{ent}(t) = C_{saída}(t) = C(x, t) = 150\text{ppm} \\ t > 0 \quad C_{ent}(t) = C_V(t) \end{array} \right. \quad (10.42)$$

O valor da concentração média final,  $\overline{C}_L$ , para N tanques pode ser determinado de forma similar ao procedimento adotado anteriormrnte, ou seja,  $\overline{C}_L = \frac{C'_L(t) + C''_L(t) + \dots + C'_L{}^n(t)}{N}$ , quando a configuração for igual ao desenho esquematizado na Figura (6.2.5).

Quando a configuração for igual ao desenho esquematizado na Figura (6.2.6), adota-se como a concentração média final, a concentração média do último tanque.

Obs.: A conceituação do modelo de tanques em série adota como concentração media final uma similaridade ou uma conformidade com a configuração dos reatores estudados. Por isto, é importante mencionar que a configuração da Figura (6.2.6) é a que mais se aproxima da situação real do reator RH.



# 11 Simulação da Injeção de Gás pelo Fundo da Panela

Foi simulado neste trabalho a injeção de gás inerte em diversas posições pelo fundo da panela durante o tratamento de descarburização. As seguintes posições foram contempladas:

- 1) Posição à esquerda da base da panela, conforme representação esquematizada na Figura (11.0.1);
- 2) Posição central, conforme desenho esquemático da Figura(11.0.2);
- 3) Posição à direita da base da panela, Figura(11.0.3);
- 4) Posição imediatamente abaixo da perna ascendente, Figura (11.0.4).

## 11.1 Considerações sobre o Escoamento Bifásico

Para o escoamento na região da pluma que segundo o trabalho de J. H. Grevet [102] tem aproximadamente 20° de inclinação, as seguintes condições de contorno foram prescritas [103] à [111]:

injeção na posição abaixo da perna descendente

$$\begin{cases} \rho = \rho_l & r > r_c \\ \rho = \rho_g \alpha + (1 - \alpha)\rho_l & r < r_c \end{cases} \quad (11.1)$$

injeção na posição abaixo da perna ascendente

$$\begin{cases} \rho = \rho_l & r < r_c \\ \rho = \rho_g \alpha + (1 - \alpha)\rho_l & r > r_c \end{cases} \quad (11.2)$$

para a injeção na posição central e imediatamente abaixo da perna ascendente

$$\begin{cases} \rho = \rho_l & r < r_c \\ \rho = \rho_g \alpha + (1 - \alpha)\rho_l & d_c \leq r \leq d_c \\ \rho = \rho_l & r > r_c \end{cases} \quad (11.3)$$

$$\alpha = \frac{V_g}{V_g + V_l} \quad (11.4)$$

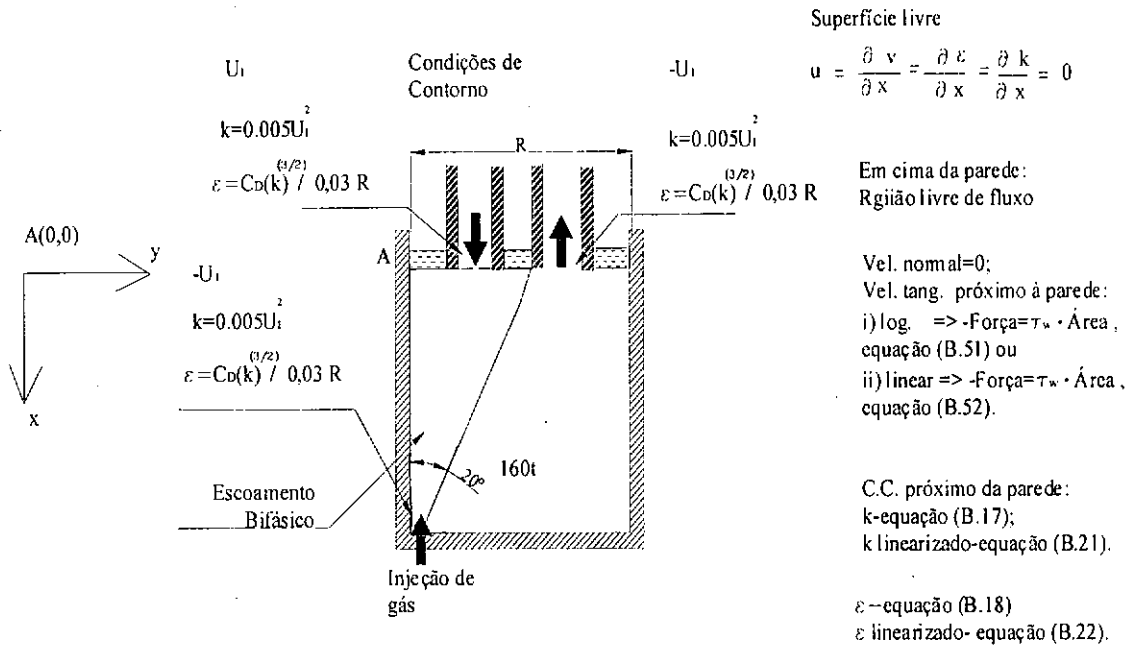


Figura 11.0.1: Desenho esquemático da injeção de gás na posição imediatamente abaixo da perna descendente.

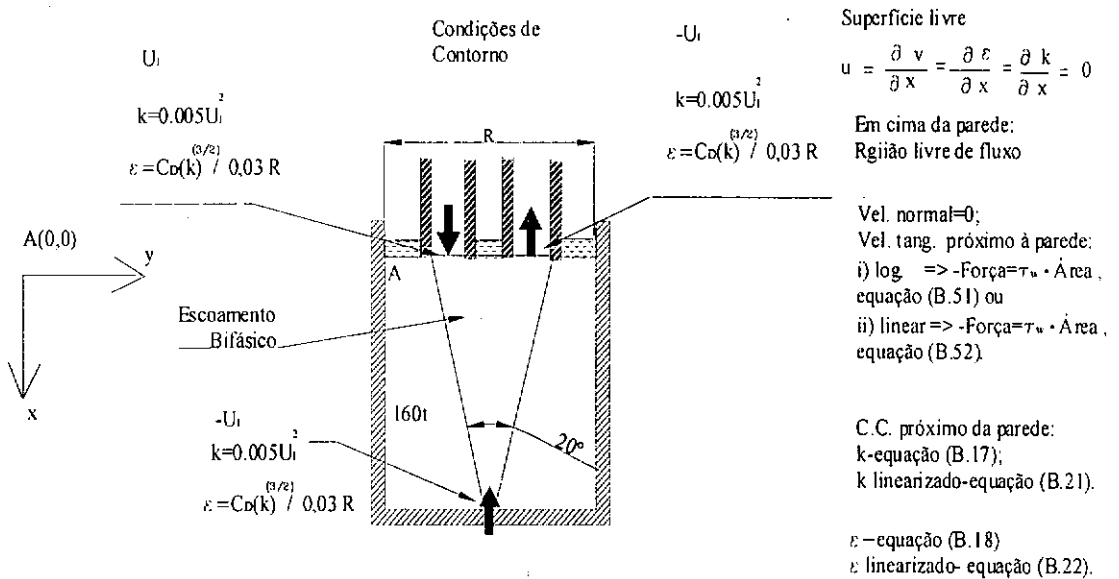


Figura 11.0.2: Desenho esquemático da injeção de gás na posição central.

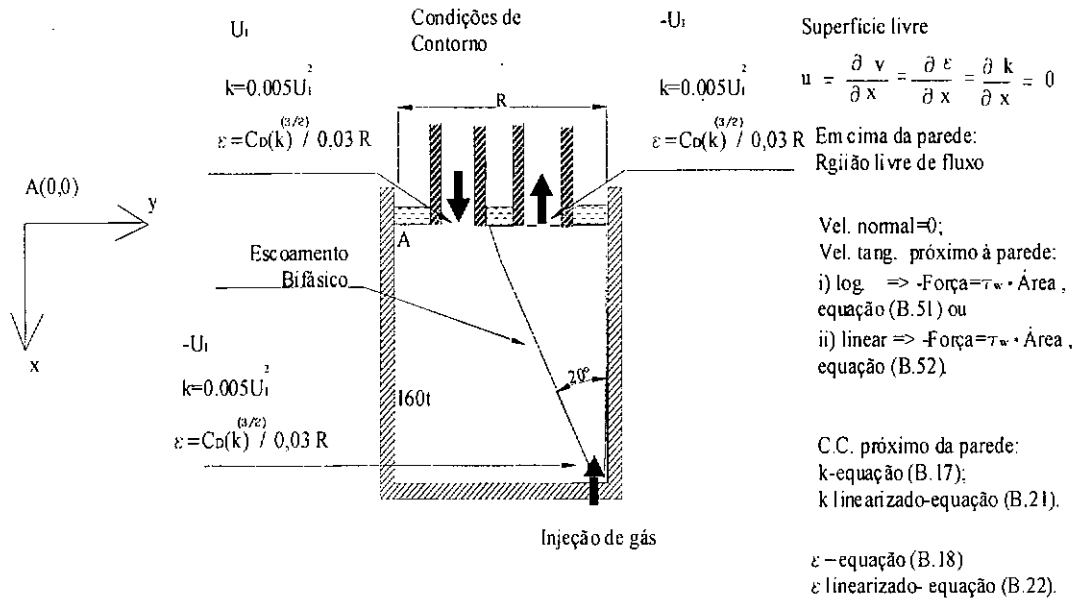


Figura 11.0.3: Desenho esquemático da injeção de gás na posição abaixo da perna ascendente.

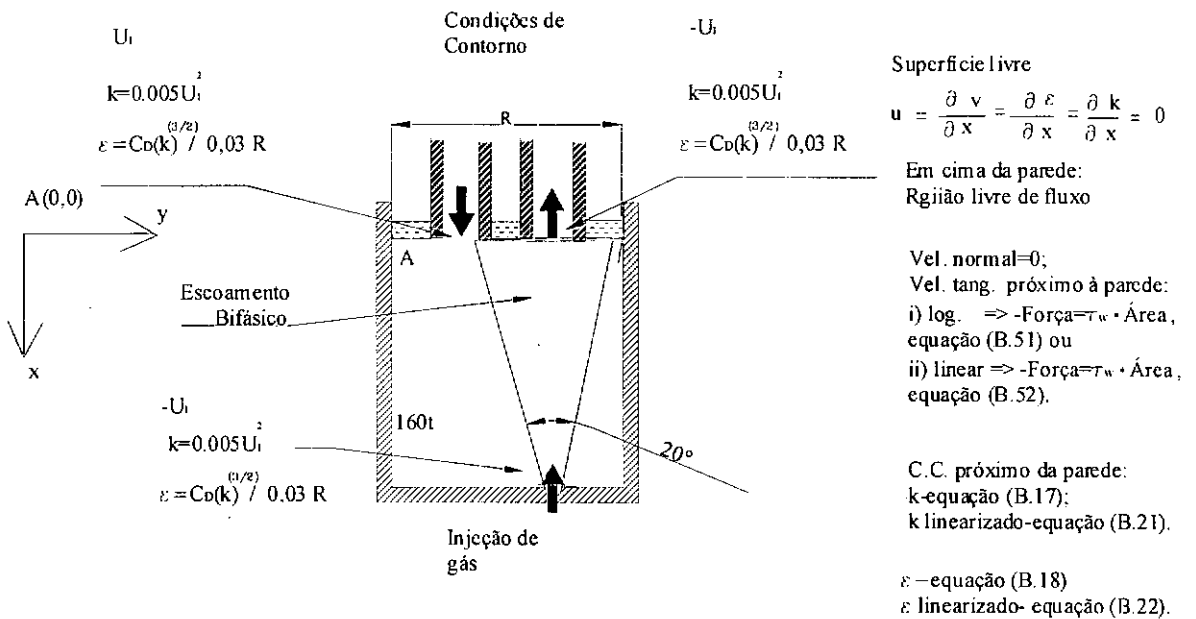


Figura 11.0.4: Esquema da injeção de gás na posição imediatamente abaixo da perna ascendente.

Assim:

$$\alpha = \frac{1}{2\pi} \frac{V_g}{\int_0^{r_c} r U dr} \quad (11.5)$$

Embora o trabalho utiliza coordenadas cartesianas, a equação (11.5) foi representada em coordenadas cilíndricas somente pelo seguinte motivo: i) No cálculo da vazão total, utiliza-se a região circular da pluma, região bifásica, ou seja,  $U_i * \pi r_{c,i}^2$  para cada linha  $i$ . Como o ângulo de inclinação da pluma é de  $20^\circ$ , toma-se o raio de abertura da pluma(perfil cônico), para cada linha, como o valor médio do maior e menor comprimento da região bifásica. Assim o raio cilíndrico,  $r_{c,i}$  será  $r_{c,i} = (r_{c,i-1} + r_{c,i})/2$ .  $U_i$  é a velocidade total do fluido na direção  $x$ , na região bifásica, para cada linha. O valor de  $\alpha$  é muito pequeno, praticamente não interfere nos cálculos da densidade. A densidade do aço líquido é de  $7,0 \text{ g/cm}^3$  e na região bifásica de  $\approx 6,8 \text{ g/cm}^3$ .

Obs.: O código computacional adota como premissa que não há deslizamento entre a bolha e o líquido.

## 12 Análise e Discussão dos Resultados

### 12.1 Critérios para Validação dos Resultados Obtidos Através do Método Numérico.

A estabilidade e convergência do método numérico, bem como grau de precisão da solução obtida, estão descritos no **apêndice A**.

Ao utilizar o método numérico volumes finitos alguns cuidados precisam ser tomados, pois, às vezes, a utilização indevida das condições de contorno podem levar a resultados irreais ou não-físicos. Portanto, algumas simulações com dados esperados fisicamente tornam-se necessários para evitar tais erros e validar os resultados. No trabalho as seguintes precauções foram tomadas:

1) **Teste 1** - Ao retirar todas fontes existentes, seja de geração e/ou de consumo da grandeza ou quantidade escalar, e processar o método numérico até um determinado instante  $t$ , num sistema previamente homogeneizado, os valores da quantidade escalar não se alterará, ou seja, o sistema permanecerá homogeneizado. A temperatura num sistema adiabático, representa bem esta condição, se não há nenhuma fonte, interna e externa, de geração ou retirada de calor, o sistema permanecerá homogêneo.

2) **Teste 2** - Ao processar o método numérico, num sistema heterogêneo, até um determinado instante  $t$  com uma fonte de retirada e/ou geração da quantidade escalar  $e$ , a partir deste tempo  $t$ , retirarmos todas as fontes, o sistema que encontra-se heterogeneizado, tenderá à homogeneização.

3) **Teste 3** - Como a curva de distribuição do tempo de residência  $E(t)$  e a distribuição da função unitária foram obtidas nos experimentos, resolveu-se também utilizar estes resultados para ajudar a interpretar e validar os resultados da distribuição da quantidade escalar do problema, no caso, a concentração de carbono.

A realização destes testes pode, a princípio, pode parecer óbvio e desnecessária, mas na verdade eles ajudam a evitar alguns descuidos e o uso indevido das condições de contorno e, ainda, durante a sua realização, pode-se perceber a necessidade de substituir os valores dos pontos nodais da interface pelos valores dos nós precedentes, evitando-se assim a obtenção de falsos resultados.

Neste trabalho o perfil de velocidade é determinado previamente para, a seguir, obter-se o campo de distribuição da quantidade escalar, no caso, a concentração de carbono. O reator RH tem um comportamento bem próximo desta condição, pois o regime estacionário do campo de velocidade é atingido rapidamente, entre 2-3 minutos, enquanto a etapa de descarburção é bem mais lenta, entre 25-30 minutos .

Resumidamente, o método numérico determina previamente o perfil fluido-dinâmico em regime estacionário. A seguir, com o acoplamento do campo de velocidade, é obtido a distribuição da concentração de carbono em regime transiente.

Tabela 12.1: Valores numéricos de alguns parâmetros.

Altura da panela	3,77 (cm)
Diâmetro da panela	3,10 (cm)
Diâmetro da perna	40 cm
Densidade do aço líquido	7,2 (g/cm <sup>3</sup> )
Viscosidade do aço	0,06 (g/cm.s)
Velocidade do gás no fundo	95 cm/s
Velocidade na perna ascendente e descendente	95 (cm/s)

## 12.2 Análise do Tratamento Padrão de Descarburção.

O tratamento padrão refere-se ao tratamento normal realizado na COSIPA, sem a simulação de injeção de gás pelo fundo da panela.

O sistema escolhido para análise foi uma panela com capacidade de 160 t utilizada para tratamento no desgaseificador à vácuo RH. O diâmetro da panela,  $y_s = y_5$ , foi de 3,1 m e sua altura,  $x_s$ , foi de 3,77m. Os valores das propriedades físicas usadas no modelo computacional estão listadas na Tabela (12.1). Os valores utilizados neste cálculos foram obtidos de dados disponíveis na literatura. Os valores das constantes empíricas  $C_1$ ,  $C_2$ ,  $C_D$ ,  $\sigma_k$  e  $\sigma_\epsilon$  do modelo de turbulência  $k-\epsilon$  são aqueles recomendados por Launder e Spalding. Este grupo de valores numéricos é adequado para muitas aplicações e uma discussão mais aprofundada é fornecida pelos autores [93].

A Figura (12.2.1) representa o campo de velocidade calculado, no domínio bidimensional com velocidade de entrada e saída de 95 cm/s, para o tratamento padrão, ou seja, sem a simulação de injeção de gás pelo fundo. No tratamento padrão aparecem dois grandes “loops” de recirculação, sendo um localizado entre as pernas descendente e ascendente na proximidade da região central e o outro localizado na direção da perna descendente, à 1/3

da base da panela. A velocidade na parte inferior da panela é muito baixa, mas diferente de zero. A razão da recirculação próximo da parede na região da perna descendente não é clara, mas o alto momento do fluxo nesta região parece ser a causa deste efeito recirculatório.

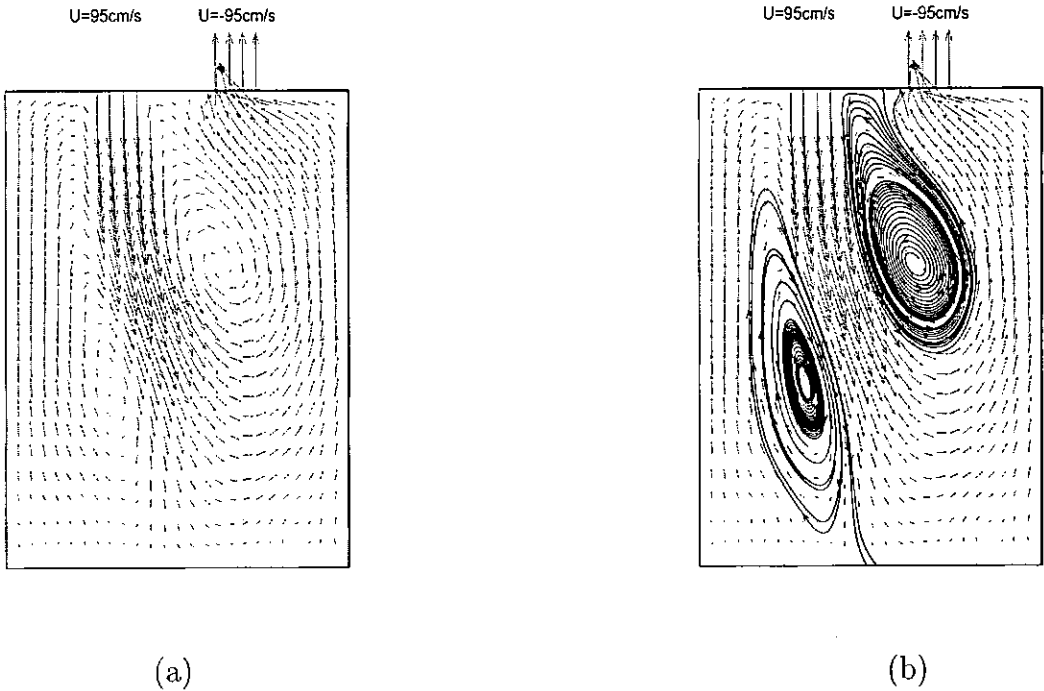


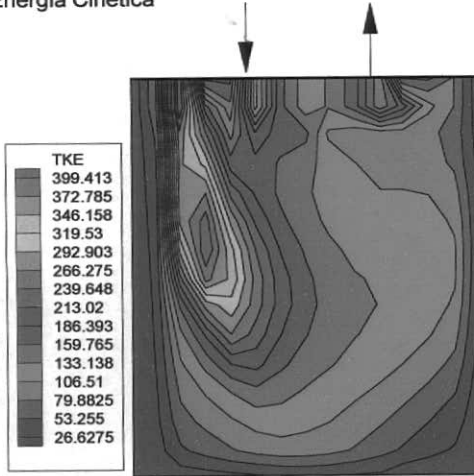
Figura 12.2.1: Campo de velocidade para o tratamento padrão (cm/s)-(a) e Linhas de recirculação do campo de velocidade-(b).

A distribuição da energia cinética turbulenta,  $k$ , e da dissipação da energia cinética turbulenta,  $\epsilon$ , estão representados na Figuras (12.2.2-a) e (12.2.2-b), respectivamente. Os dois perfis são muito similares, mas o decréscimo da dissipação da energia turbulenta na direção da parede é muito maior. Os valores máximos da energia cinética turbulenta e de sua dissipação encontram-se na região da perna descendente, portanto, consistente com o perfil de velocidade. Estes valores estão de acordo com os resultados obtidos por Kazuro Shirabe [112].

A Figura (12.2.3-a) mostra a distribuição espacial da relação da viscosidade efetiva pela viscosidade molecular,  $\frac{\mu_{eff}}{\mu_{mol}}$ . Pode-se verificar que a viscosidade turbulenta é muito maior que a molecular e que a viscosidade turbulenta é maior na região da perna descendente e decresce na direção da parede.

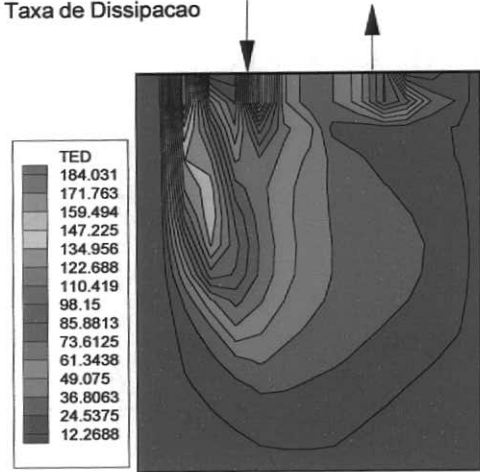
A Figura (12.2.3-b) mostra o campo de distribuição da difusividade turbulenta  $D_t$ ,  $D_t = \frac{\Gamma_t}{\rho_l} = \frac{\mu_{eff}}{\rho_l}$ , observa-se maiores valores logo abaixo da perna descendente.

Energia Cinetica



(a)

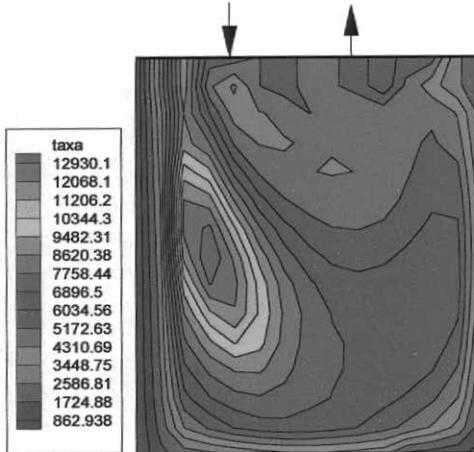
Taxa de Dissipacao



(b)

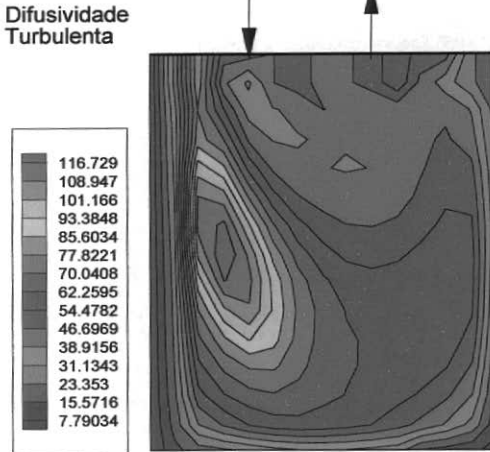
Figura 12.2.2: Campo de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^2$ )-(a) e Campo de dissipação de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^3$ )-(b).

Relacao=Viscosidade efetiva/viscosidade molecular



(a)

Difusividade Turbulenta



(b)

Figura 12.2.3: Campo de distribuição da relação visc. efetiva pela visc. molecular- $\mu_{\text{eff}}/\mu_{\text{mol}}$ -(a) e Campo de distribuição da Difusividade turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}$ ) no tratamento padrão-(b).



### 12.2.1 Avaliação do Primeiro Período do Modelo de Descarburização Proposto

O primeiro período, de 0 à 500s, apresentou um valor da constante  $k$ , equação (10.3), igual a  $0,065 \text{ m}^3/\text{s}$ . Embora o carbono em equilíbrio no aço líquido seja alto, ocorre uma queda acentuada da concentração de carbono simultaneamente com a queda de pressão no reator RH, Figuras (8.1.1), (12.2.4) à (12.2.6). Isto, obviamente, deve-se à alta concentração inicial do carbono e oxigênio no aço. A velocidade de descarburização neste período é em média, aproximadamente de  $18 \sim 20\%$  superior à velocidade de descarburização do segundo período. Este percentual aumenta com o aumento da capacidade de exaustão do vaso.

#### Análise do modelo de reatores em série

Quando o critério para avaliar a concentração média final do carbono for a concentração média dos  $n$  tanques, Figura (6.2.5), os valores experimentais da concentração média do carbono ficam entre o escoamento com  $N=2$  e o escoamento com  $N=3$ , Figura (12.2.4).

Agora, quando o critério para avaliar a concentração média final do carbono for a concentração média do último tanque, Figura (6.2.6), os valores experimentais da concentração média do carbono ficam entre o escoamento com  $N=1$  e o escoamento com  $N=2$ , mas aproximando-se mais do escoamento com  $N=2$ , Figura (12.2.5). O modelo de tanque em série adota a concentração média final conforme a configuração dos reatores em estudo. Por isto, é importante mencionar que a configuração da Figura (6.2.6), é a que mais aproxima-se da situação real do reator RH. Estes resultados estão de acordo com os resultados obtidos por Yoshiei Kato [80].

O método numérico calculado no domínio bidimensional aproximou-se do modelo de reatores em série, com  $N=2$ , como pode visto na Figuras (12.2.4) e (12.2.5).

Todos os dados experimentais foram medidos no meio da panela, entre as pernas descendente e ascendente, aproximadamente 20 cm abaixo da superfície do aço líquido, Figura (5.3.1).

Os valores da variação de concentração média do carbono, obtidos com o método numérico, ficaram próximos dos valores experimentais, Figura (12.2.6).

### 12.2.2 Avaliação do Segundo período do Modelo de Descarburização Proposto

O segundo período, de 500 à 1100 s, apresentou um valor da constante  $k$ , equação (10.3), igual a  $0,055 \text{ m}^3/\text{s}$ . Este valor é ligeiramente inferior ao valor obtido no primeiro período. O que era de se esperar pois, à medida que a concentração de carbono e oxigênio cai, aumenta-se a dificuldade de removê-los, mesmo que o teor do carbono em equilíbrio no aço seja baixo. Em síntese, quando o carbono do aço aproxima-se do carbono em equilíbrio, aumenta-se o grau de dificuldade para removê-lo.

Os valores da variação de concentração média do carbono, obtidos pelo método numérico, ficaram próximos dos valores experimentais, Figura (12.2.7).

O grau de heterogeneidade do sistema, definido pela relação entre a região de maior e menor concentração de carbono na panela foi de 1,54, Figura (12.2.20).

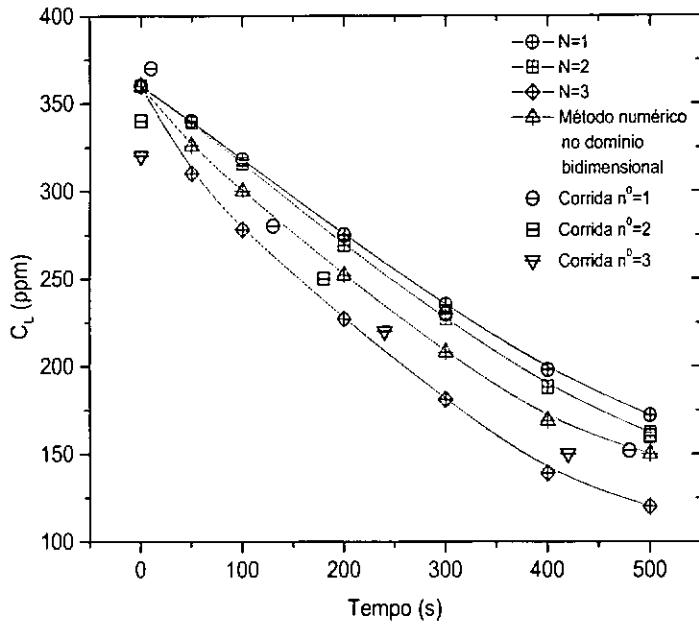


Figura 12.2.4: Comparação da variação da concentração média de carbono utilizando o modelo de reatores em série com os valores experimentais.

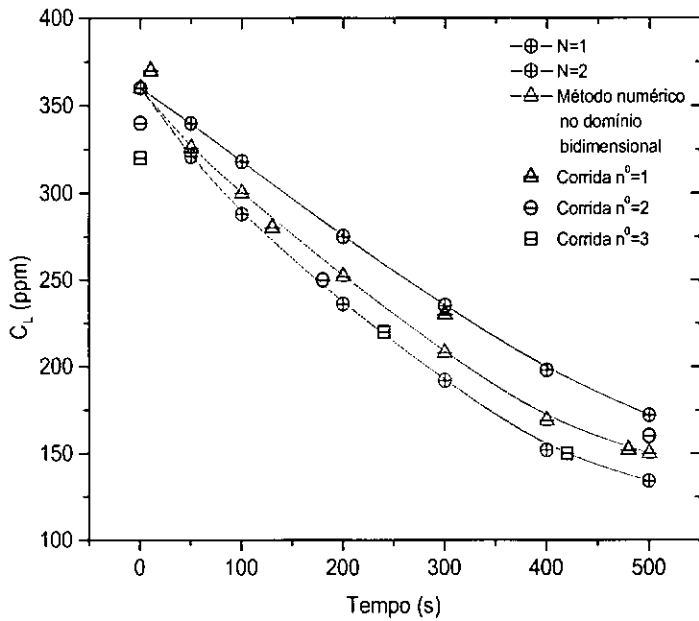


Figura 12.2.5: Comparação da variação da concentração média de carbono utilizando o modelo de reatores em série com os valores experimentais.

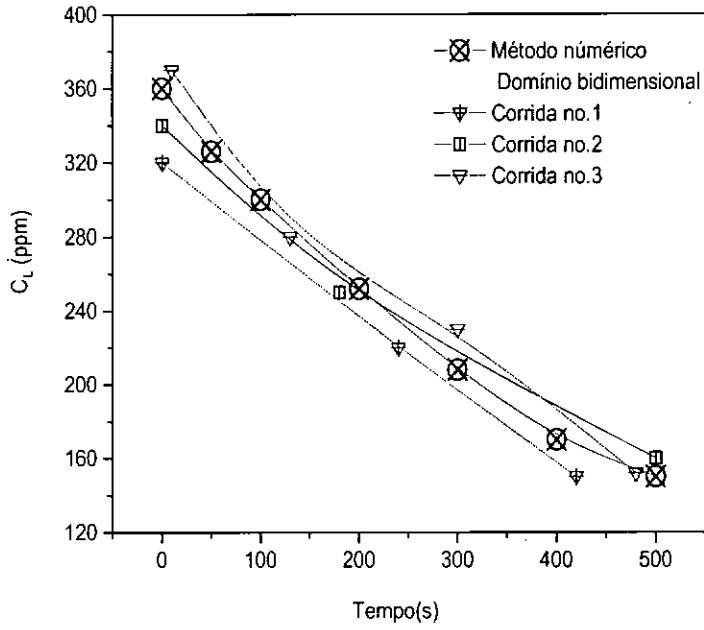


Figura 12.2.6: Comparação da variação da concentração média de carbono utilizando o método numérico com os valores experimentais.

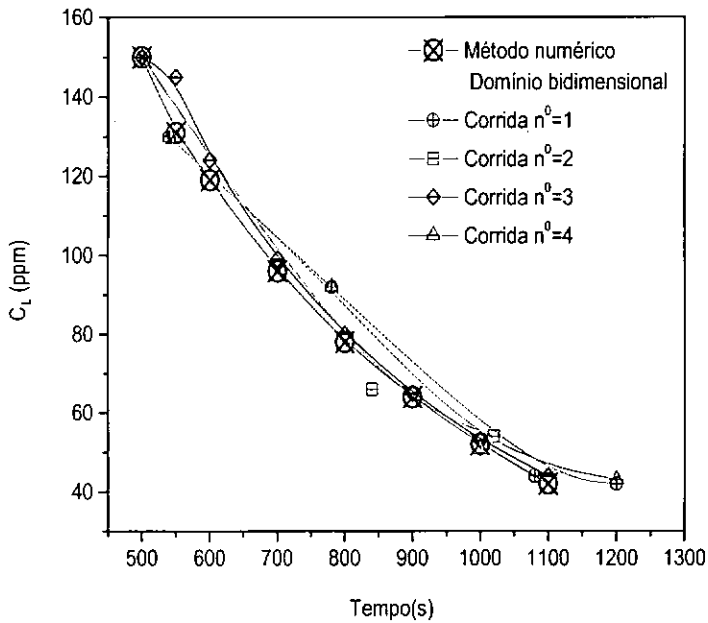


Figura 12.2.7: Comparação da variação da concentração média do carbono utilizando o método numérico com os valores experimentais.

Quando o critério para avaliar a concentração média final do carbono nos tanques for a concentração média dos  $n$  tanques, Figura (6.2.5), os valores experimentais da concentração média do carbono ficam entre o escoamento com  $N=2$  e o escoamento com  $N=3$ , Figura (12.2.8).

Agora, quando o critério para avaliar a concentração média final do carbono nos tanques for a concentração média do último tanque, Figura (6.2.6), os valores experimentais da concentração média do carbono ficam entre o escoamento com  $N=1$  e o escoamento com  $N=2$ , mas aproximando-se mais do escoamento com  $N=2$ , Figura (12.2.9). A conceituação do modelo de tanque em série adota a concentração média final requerida conforme a configuração dos reatores a serem estudados. Novamente, é importante mencionar que esta configuração é a que mais aproxima-se da situação real do reator RH. Esta conclusão é similar à análise do primeiro período.

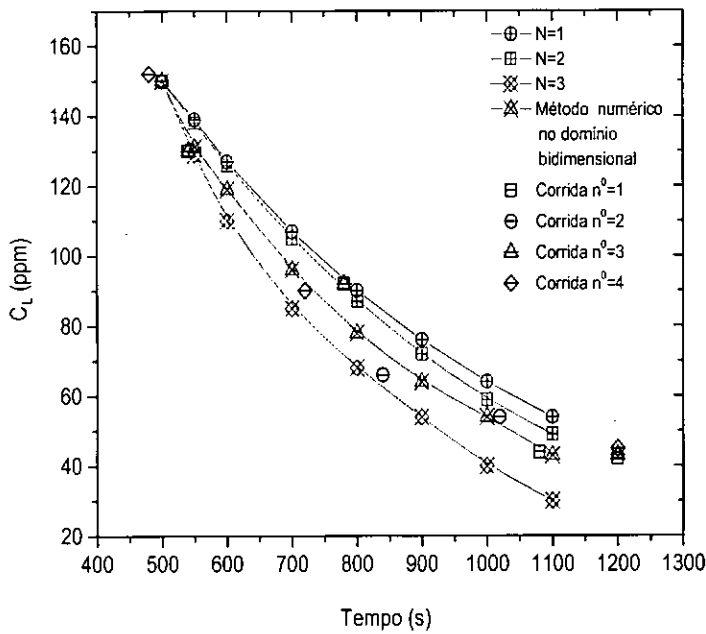


Figura 12.2.8: Variação da concentração média do carbono na panela utilizando o modelo de reatores em série.

A concentração média de carbono calculada para o aço líquido na panela foi comparada com a concentração média de carbono no ponto monitorado, região entre as pernas descendente e ascendente, Figura (5.3.1), ambos os valores foram calculados pelo método numérico. Observa-se que há uma boa aproximação destes resultados. Na prática significa que os valores medidos experimentalmente nesta região representam bem a concentração média de carbono no aço líquido, Figura (12.2.10).

A Figura (12.2.11) compara as curvas de distribuição do tempo de residência,  $E(t)$ , para reatores não ideais com a curva  $E(t)$  obtida pelo método numérico, equação (9.6), repre-

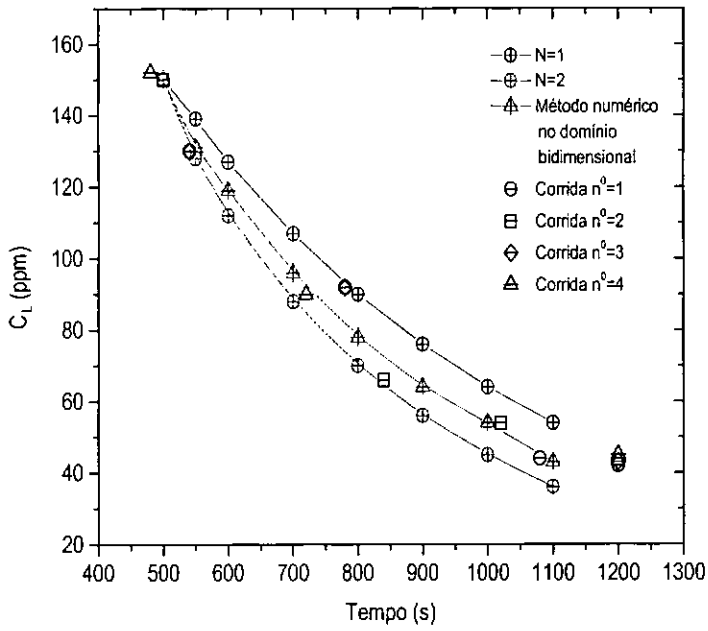


Figura 12.2.9: Variação da concentração média do carbono na panela utilizando o modelo de reatores em série.

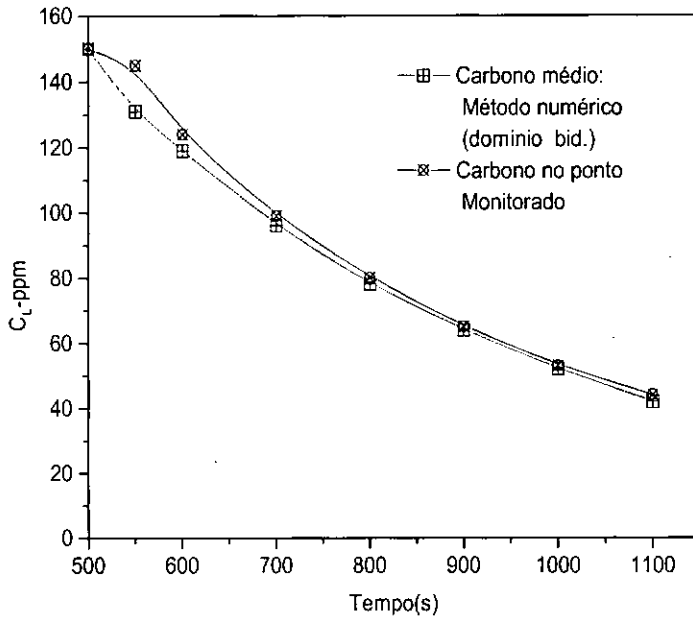


Figura 12.2.10: Comparação entre a concentração média carbono médio na panela e o carbono do ponto monitorado.

sentando o escoamento não ideal no Reator RH. Pode-se observar que a curva  $E(t)$  representando o fluxo situa-se entre o fluxo com  $N=1$  e  $N=2$ . Porém, aproximando-se mais de  $N=2$ . Esta análise pode também ser verificada através da análise dos picos das curvas de distribuição do tempo de residência - DTR, Figura (12.2.11). Estes resultados estão em comum acordo com os resultados obtidos por Y. Kato [80].

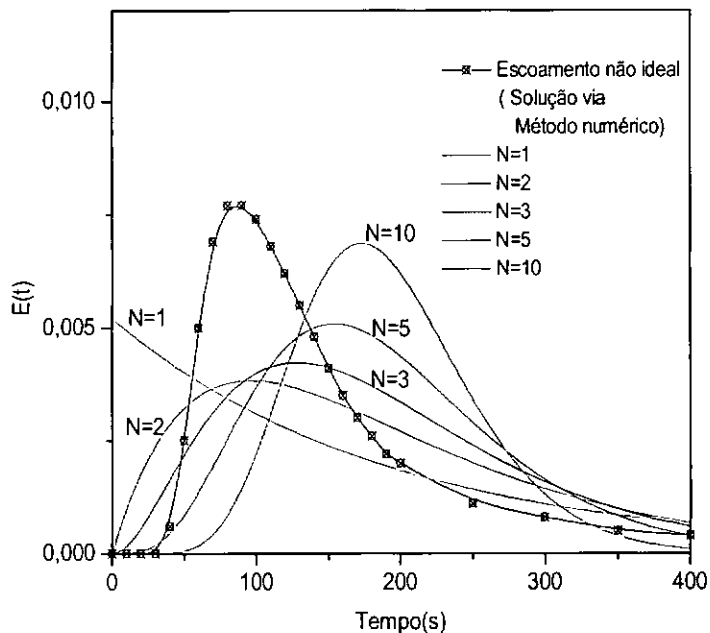


Figura 12.2.11: Curva de distribuição do tempo de residência para  $n$  reatores e a curva obtida pelo método numérico.

A Figura (12.2.12) apresenta a variação total da concentração média de carbono, desde o primeiro até o terceiro período. Pode-se observar uma boa aproximação do método numérico com os valores experimentais.

Uma aproximação exata deve considerar, obrigatoriamente, o conhecimento exato da concentração de carbono, oxigênio e a variação de pressão no vaso, o que na prática é muito difícil devido à dificuldade de medição.

#### Distribuição da função unitária ou simulação da injeção de um traçador na panela.

A função unitária ou sinal de entrada em degrau, equação (9.3), representando a simulação de um traçador na panela foi avaliada apenas para este período, ou seja, de 500 à 1100s. Este referencial, por questão de conveniência, foi retomado de 0 a 600s. Como já foi observado, o programa sempre inicia no instante zero, independentemente do período, portanto isto não interfere nos resultados obtidos.

As Figuras (12.2.13) à (12.2.16) fornecem o campo de distribuição da função unitária fornecida como condição de contorno na entrada da perna descendente, equação (9.3). Esta

função funciona como se fosse um traçador e é rastreando a sua saída na perna ascendente e utilizando a equação (9.6) que se determina a curva  $E(t)$  para o escoamento não ideal no reator RH, Figura (12.2.11).

Pode-se observar que há uma rápida distribuição do traçador na panela. No tempo igual a 300s o valor médio no interior da panela foi 0,92, Figura (12.2.14), e aos 600s, o valor médio foi 0,99, ou seja, praticamente toda a função unitária ou traçador fornecido na entrada já estava bem distribuído ou homogeneizado no interior da panela.

As linhas equivalentes do traçador tendem-se a inclinar na direção do fluxo de velocidade, mas nenhuma recirculação ou região de estagnação foi observada, Figuras (12.2.13) à (12.2.16). Na Figura (12.3.38), pode-se observar a variação da concentração média do traçador com o tempo.

O perfil de distribuição das linhas equivalentes do traçador, Figuras (12.2.13) à (12.2.16), são bem parecidos, mas, obviamente, com valores diferentes, pois como foi mencionado, o perfil de velocidade foi estabelecido previamente. Portanto, durante os cálculos da distribuição da quantidade escalar, traçador ou carbono, com o tempo, considera-se que o regime estacionário já tenha sido alcançado para o campo de velocidade.

As condições de fechamento do problema foram bem estabelecidas, pois na prática o campo de velocidade entra em regime estacionário bem antes da etapa de descarburização. Conforme mencionado previamente, o regime estacionário para o campo de velocidade é atingido aproximadamente aos 2,5 minutos, enquanto o tempo de tratamento de descarburização leva aprox. 25 minutos.

A distribuição das linhas de iso-carbono tendem-se a inclinar de forma similar às linhas do traçador, ou seja, na direção do fluxo de velocidade. Também, neste caso, nenhuma recirculação ou região de estagnação foi observada, Figuras (12.2.17) à (12.2.20). A tendência mencionada acima ocorre quando o movimento convectivo sobrepõe às forças viscosas originadas devido às tensões de Reynolds. Isto normalmente ocorre quando a velocidade é alta, no caso, região superior da panela.

O perfil de distribuição das linhas de iso-carbono na panela são também parecidos, Figuras (12.2.17) à (12.2.20), porém com valores diferentes. Isto deve-se aos mesmos motivos mencionados anteriormente.

### **12.2.3 Avaliação do Terceiro Período do Modelo de Descarburização Proposto**

No início do terceiro e último período, de 1100 à 1500s, a concentração de carbono no aço é baixa e sua remoção torna-se difícil. Há uma queda muito pequena do carbono, de 43ppm até 40ppm. Como a remoção do carbono é baixa, observa-se neste período uma tendência à homogeneização de sua concentração na panela. Figuras (12.2.27) a (12.2.28). O valor da constante  $ak$  encontrado para este período foi de  $0,005 \text{ m}^3/\text{s}$ .

As Figuras (12.2.21) à (12.2.28) mostram a variação da concentração de carbono dos 50 aos 1500s. O campo de distribuição inicial da concentração de carbono, em cada período,

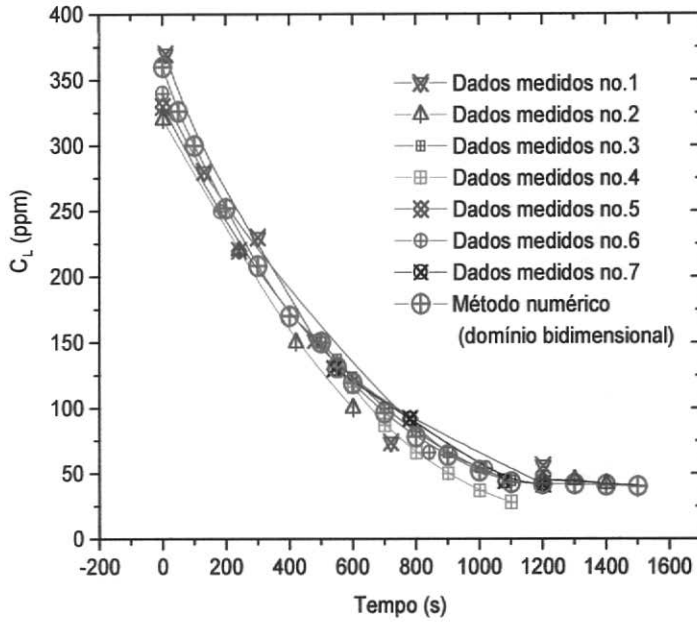


Figura 12.2.12: Variação da concentração média de carbono na panela.

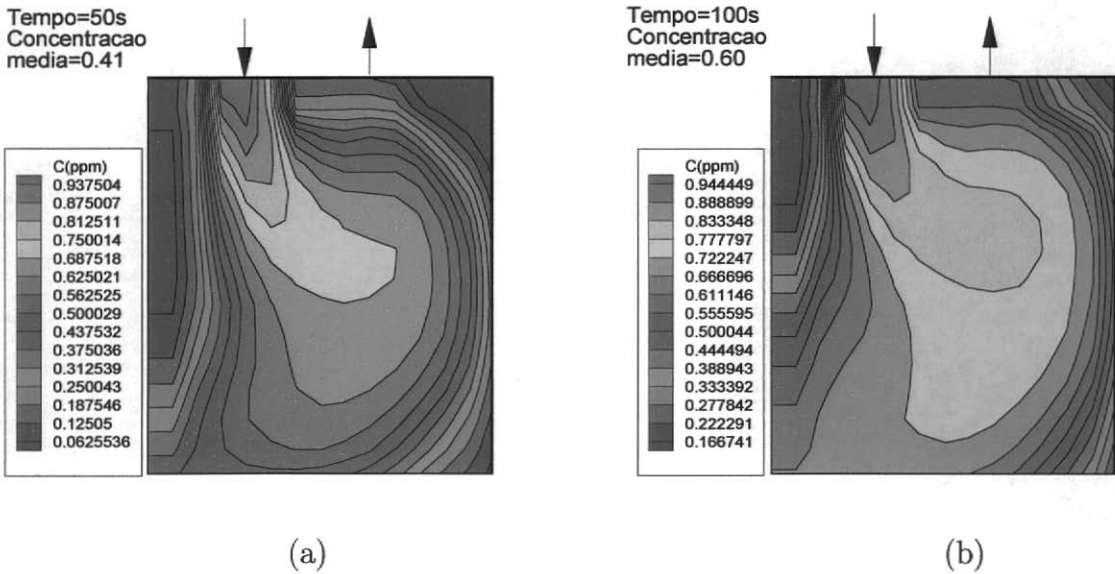
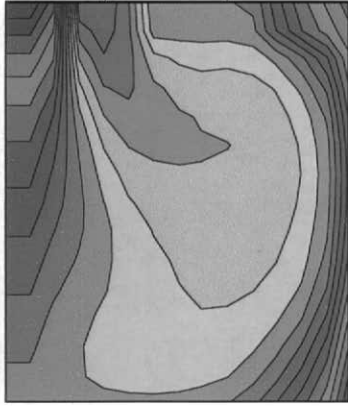
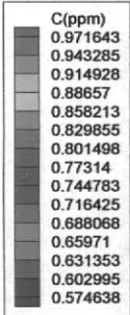


Figura 12.2.13: Campo de distribuição da concentração do traçador na panela, no tempo: (a) 50s e (b) 100s.

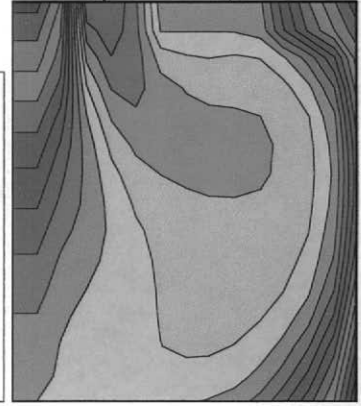
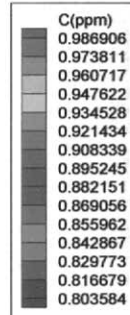


Tempo=200s  
Concentracao  
media=0.82



(a)

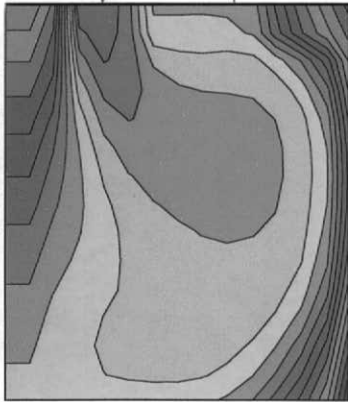
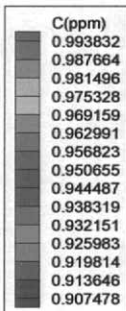
Tempo=300s  
Concentracao  
media=0.92



(b)

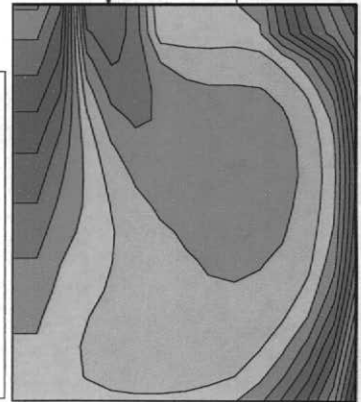
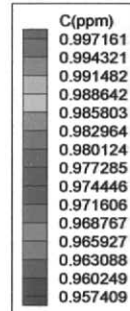
Figura 12.2.14: Campo de distribuição da concentração do traçador na panela, no tempo: (a) 200s e (b) 300s.

Tempo=400s  
Concentracao  
media=0.96



(a)

Tempo=500s  
Concentracao  
media=0.98



(b)

Figura 12.2.15: Campo de distribuição da concentração do traçador na panela, no tempo: (a) 400s e (b) 500s.

leva em conta ao campo de distribuição calculado no período anterior, de forma que haja continuidade dos cálculos. Assim, o resultado do perfil de distribuição obtido aos 600s do primeiro período foi adotado como perfil inicial do segundo período e, assim, sucessivamente. Portanto, as condições de contorno adotadas aqui, são diferentes daquelas mencionadas nas equações (9.16), (9.24) e (9.32), ou seja, 350 ppm, 150 ppm e 43 ppm para o primeiro, segundo e terceiro período.

Obs.: Os valores da concentração inicial do carbono 350ppm, 150ppm e de 43ppm para o primeiro, segundo e terceiro período, basearam-se em resultados médios obtidos experimentalmente.

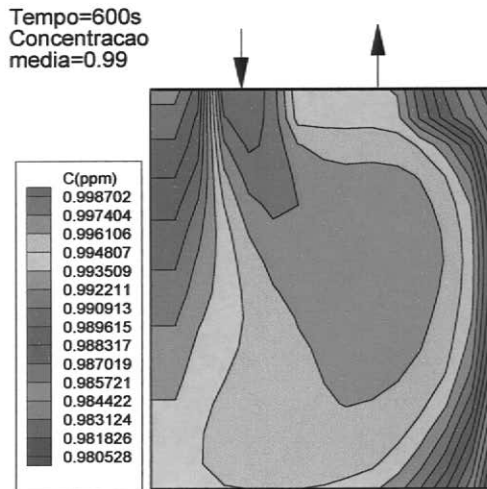


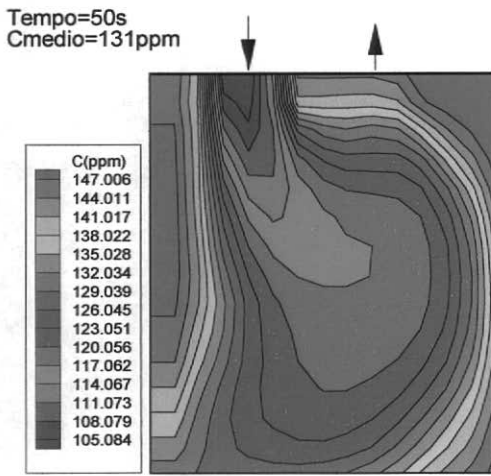
Figura 12.2.16: Campo de distribuição da concentração do traçador na panela, no tempo 600s.

### 12.3 Análise da Simulação da Injeção de Gás pelo Fundo da Panela Durante o Tratamento de Descarburização no Reator RH.

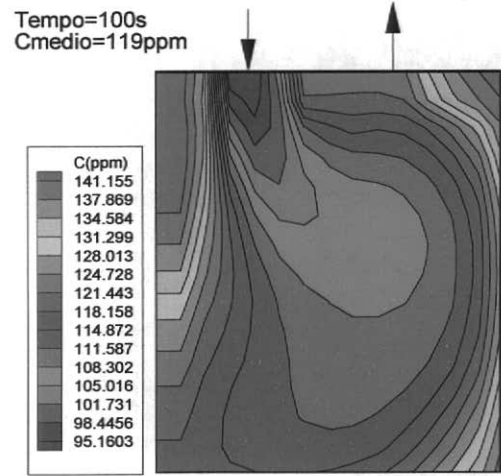
A injeção de gás pelo fundo da panela foi avaliada apenas para o segundo período, de 500 à 1100s. Este referencial, por questão de conveniência, foi retomado de 0 à 600s. Como já foi observado, o programa sempre inicia no instante zero, independentemente do período, portanto isto não interfere nos resultados obtidos.

As posições estudadas e suas condições de contorno foram introduzidas na seção (11).

O tratamento de descarburização calculado anteriormente, ou seja, sem a injeção de gás pelo fundo da panela, foi chamado de tratamento padrão. Isto porque ele representa o processo atual do tratamento de descarburização na COSIPA. Os resultados do modelo de descarburização foram ajustados de acordo com os dados experimentais, obtidos na prática

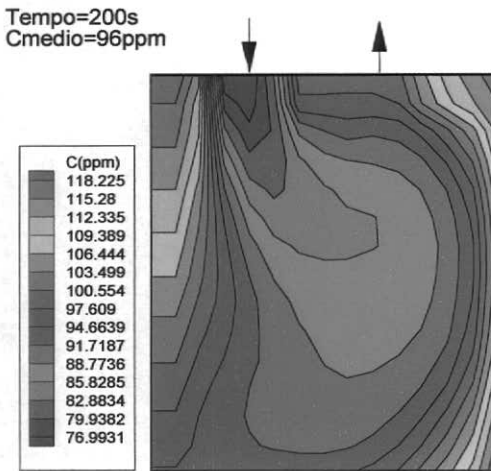


(a)

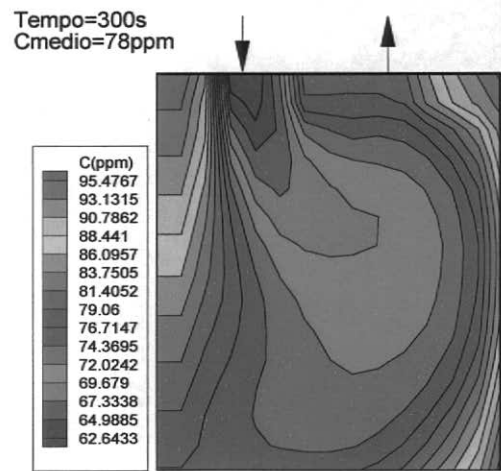


(b)

Figura 12.2.17: Distribuição da concentração de carbono na panela durante o tratamento de descarburização no RH, no tempo: (a) 50s e (b) 100s.



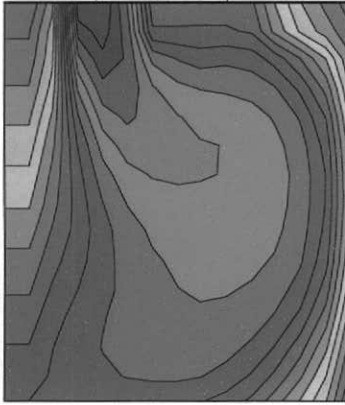
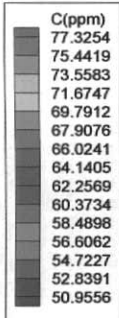
(a)



(b)

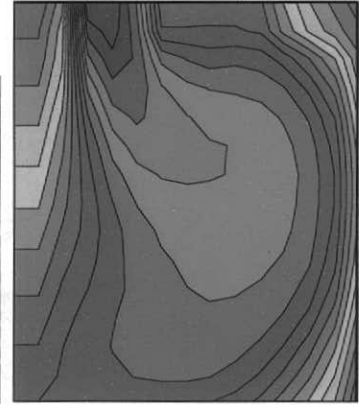
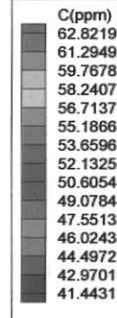
Figura 12.2.18: Distribuição da concentração de carbono na panela durante o tratamento de descarburização no RH, no tempo: (a) 200s e (b) 300s.

Tempo=400s  
Cmedio=64ppm



(a)

Tempo=500s  
Cmedio=54ppm



(b)

Figura 12.2.19: Distribuição da concentração de carbono na panela durante o tratamento de descarburização no RH, no tempo: (a) 400s e (b) 500s.

Tempo=600s  
Cmedio=43ppm

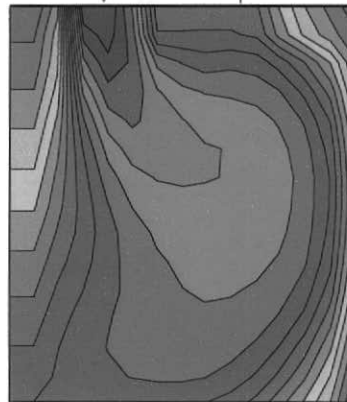
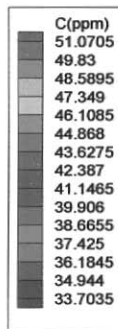
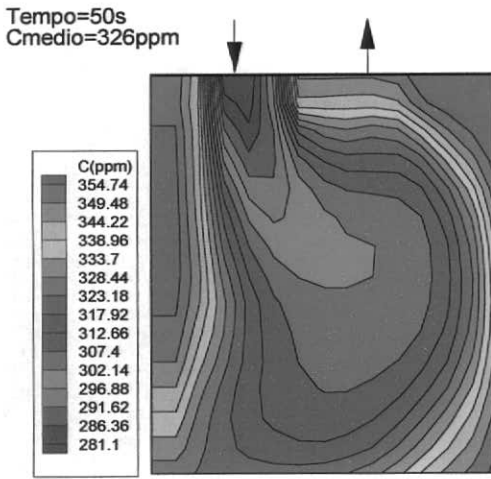
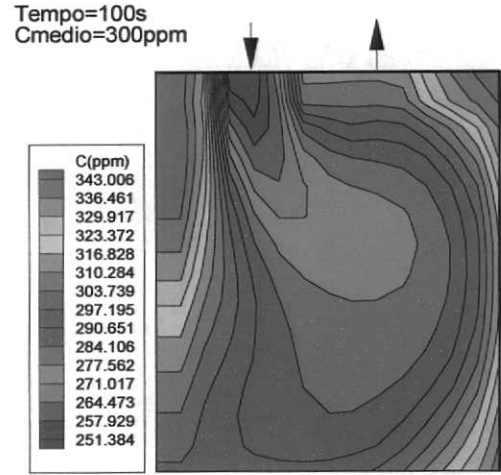


Figura 12.2.20: Distribuição da concentração de carbono na panela durante o tratamento de descarburização no RH, no tempo 600s.

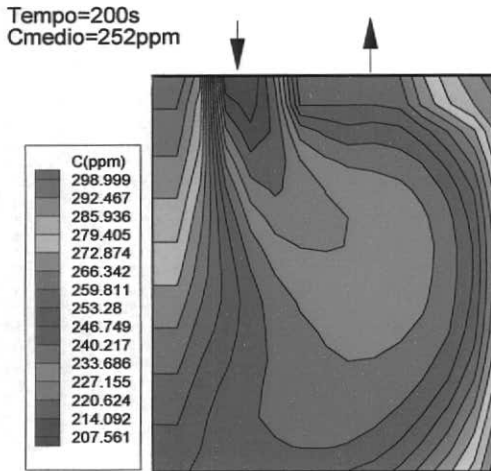


(a)

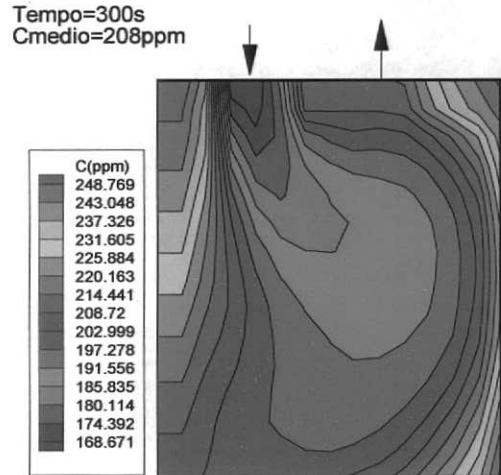


(b)

Figura 12.2.21: Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 50s e (b) 100s.

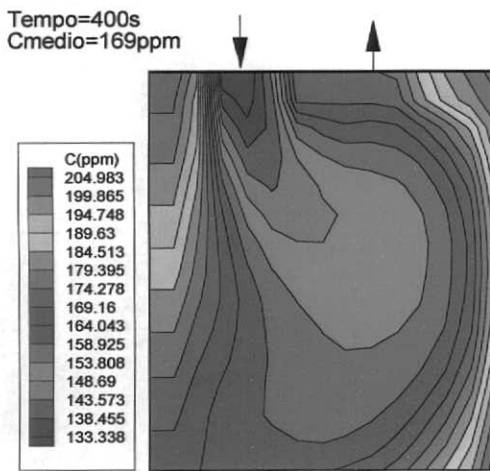


(a)

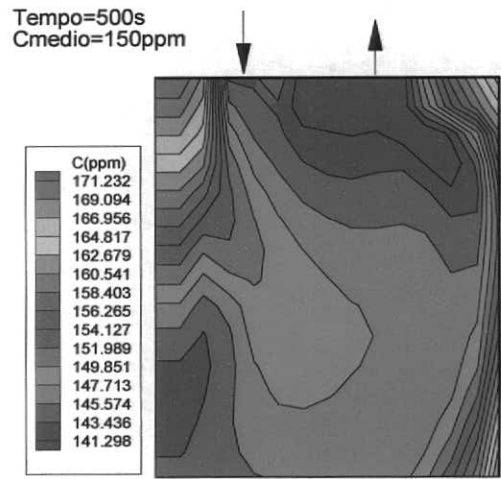


(b)

Figura 12.2.22: Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 200s e (b) 300s.

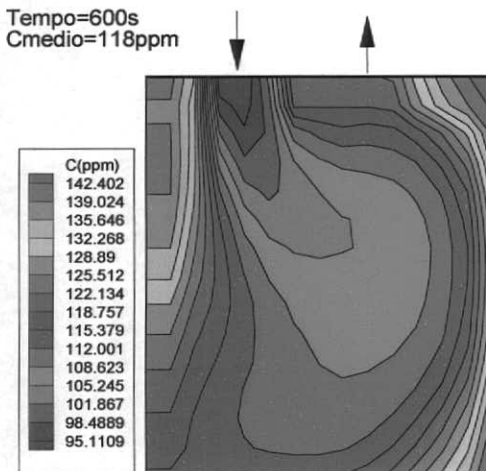


(a)

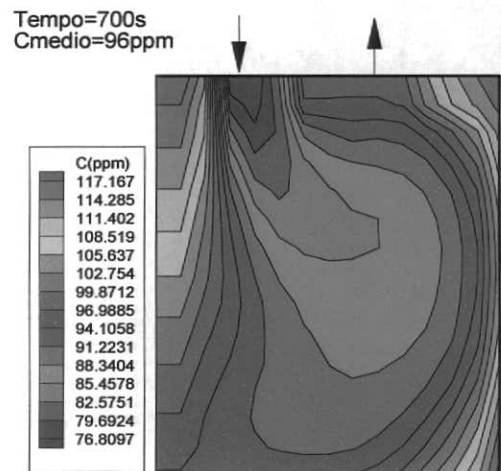


(b)

Figura 12.2.23: Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 400s e (b) 500s.

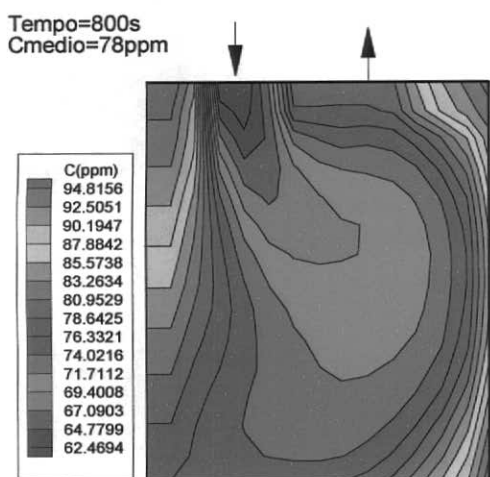


(a)

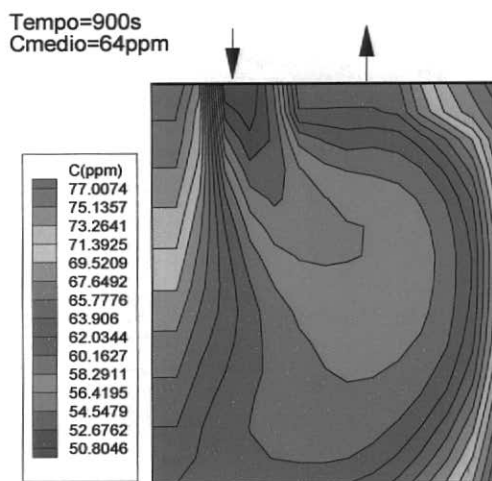


(b)

Figura 12.2.24: Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 600s e (b) 700s.

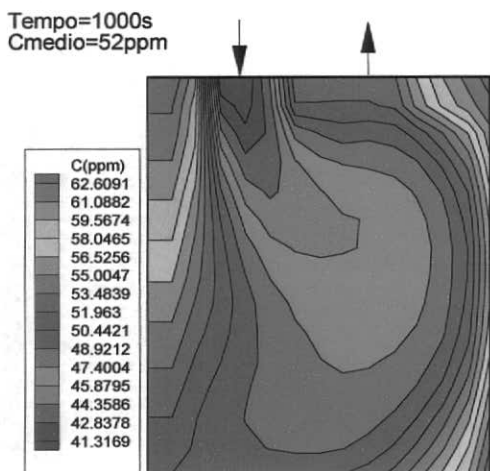


(a)

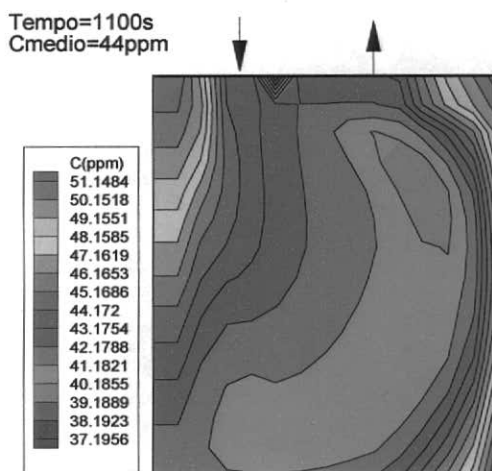


(b)

Figura 12.2.25: Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 800s e (b) 900s.



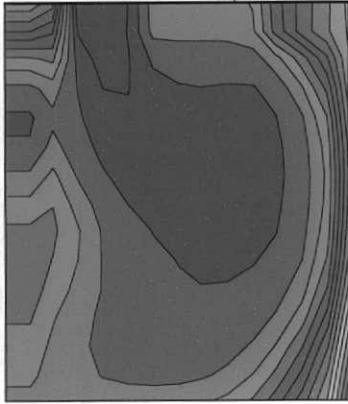
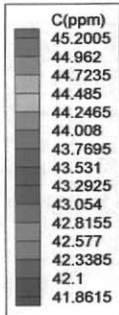
(a)



(b)

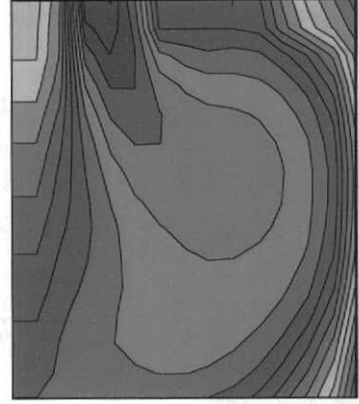
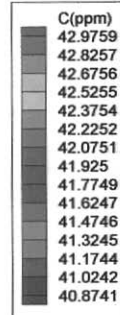
Figura 12.2.26: Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 1000s e (b) 1100s.

Tempo=1200s  
Cmedio=43ppm



(a)

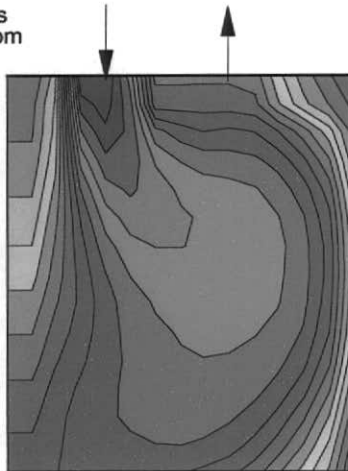
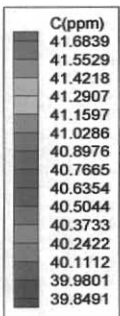
Tempo=1300s  
Cmedio=42ppm



(b)

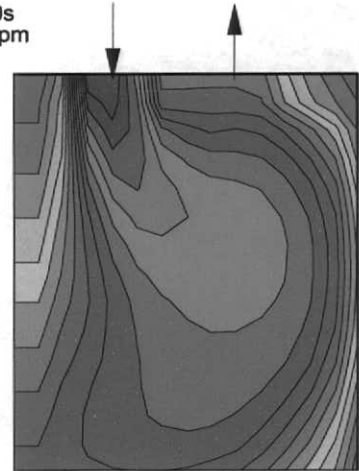
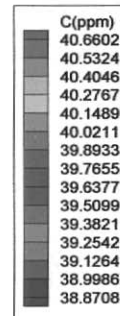
Figura 12.2.27: Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 1200s e (b) 1300s.

Tempo=1400s  
Cmedio=41ppm



(a)

Tempo=1500s  
Cmedio=40ppm



(b)

Figura 12.2.28: Distribuição da concentração de carbono na panela, no tempo: (a) 1400s e (b) 1500s.



industrial. Já a simulação da injeção de gás pelo fundo da panela não é realizada no processo atual e foi apenas simulada numericamente, com o intuito de estudar quais seriam os seus efeitos no processo real.

### 12.3.1 Análise da Injeção de Gás pelo Fundo da Panela na Posição à Esquerda da Base da Panela.

A Figura (12.3.1) mostra o campo de velocidade calculado com injeção de gás pelo fundo na posição à esquerda da base da panela. Pode-se observar duas regiões de recirculação, uma entre as pernas descendente e ascendente e outra na região central da panela. A injeção de gás nesta posição ocasionou uma inflexão no perfil de velocidade, na região superior da panela, quando comparado ao perfil de velocidade padrão, Figura (12.2.1).

Pode-se observar que desde o início de tratamento há uma forte inflexão do fluxo, Figura(12.3.1). O perfil de distribuição da concentração do traçador , Figuras (12.3.2) à (12.3.6), e o perfil de distribuição do carbono, Figuras (12.3.7-a) à (12.3.10), acompanham esta tendência.

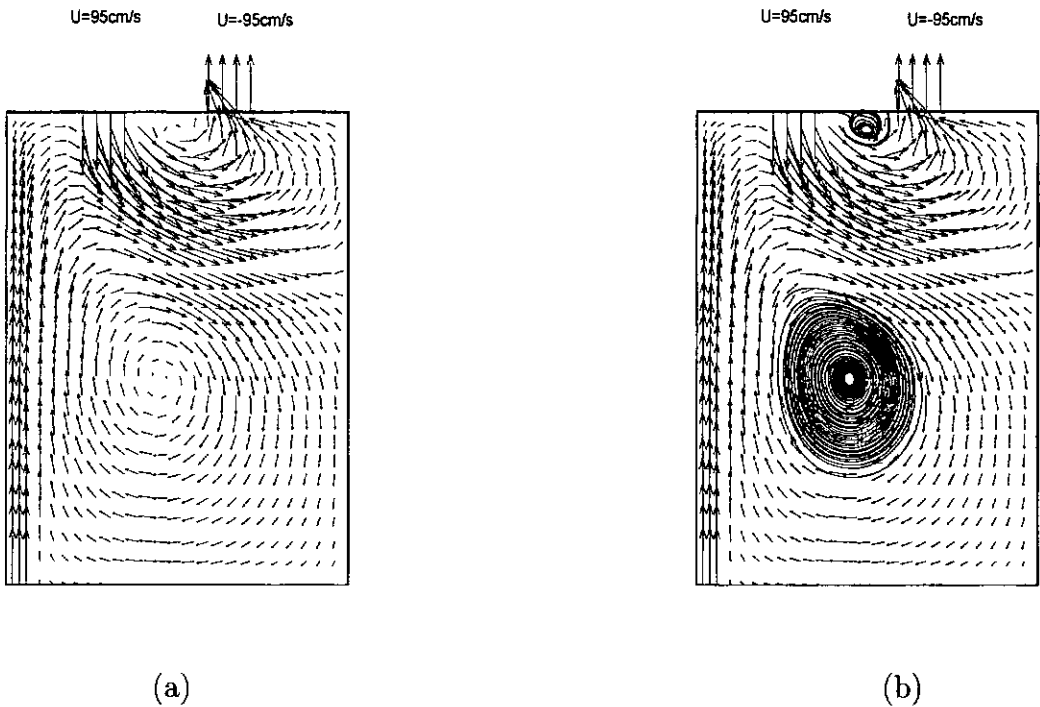


Figura 12.3.1: Campo de velocidade obtido durante a injeção de gás pelo fundo à esquerda da base da panela (cm/s)-(a) e Linhas de recirculação do campo de velocidade-(b).

No tempo igual a 600s, não há uma distribuição completa do traçador. Neste tempo, a sua concentração média foi de apenas 0,57, Figura (12.3.6), enquanto, no mesmo tempo, o tratamento padrão apresentou uma distribuição quase total, 0,99, Figura (12.2.16). O

gás injetado nesta posição dificultou a homogeneização completa do traçador na panela, deixando a região próximo da parede esquerda e abaixo da perna descendente com uma baixa concentração do traçador.

As Figuras (12.3.7-a) à (12.3.10) mostram a distribuição da concentração média do carbono na panela. Ao contrário da distribuição da concentração do traçador, a região próximo da parede esquerda e abaixo da perna descendente apresenta uma alta concentração de carbono. A inflexão gerada parece dificultar o transporte do carbono da região inferior para a região superior da panela.

Estes resultados opostos para a distribuição do traçador e carbono na panela já eram esperados, pois a função unitária é alimentada continuamente na região superior da panela (extremidade da perna descendente) e nula, inicialmente, no restante do banho; enquanto a concentração de carbono é alta na panela e começa a decair na perna descendente. Este resultado diferenciado serve para ajudar a validar os resultados do método numérico, pois durante a distribuição do traçador, todas as condições de contorno na superfície são nulas, ou seja, há pouca probabilidade de indução de erros devido às condições de contorno ou ao uso indevido delas. Agora, para o caso do carbono, deve-se tomar o máximo de cuidado.

A distribuição da concentração do traçador no interior da panela foi acompanhada com o tempo e observou-se uma tendência do traçador passar diretamente da perna descendente para a ascendente, ou seja, concentrar-se na região superior da panela e, portanto, uma grande dificuldade de misturar no restante do banho, Figuras (12.3.2) à (12.3.6).

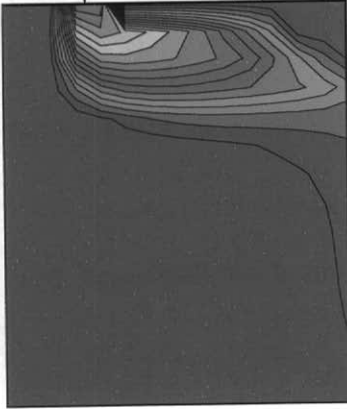
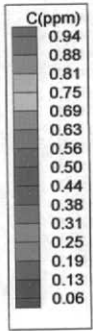
O oposto ocorre com a concentração de carbono, cujo valor inicial é de 150ppm e tem uma fonte de retirada do carbono no interior do vaso, dada pela reação C-O, equações (10.9) à (10.13). O forte gradiente de velocidade na parte superior da panela, dificulta o transporte do carbono inferior para a região superior da panela. Por isto, observou-se uma maior concentração de carbono na região inferior, próximo da parede esquerda prejudicando a descarburagem.

O grau de heterogeneidade do sistema, definido aqui pela relação entre a região de maior e menor concentração de carbono, foi de 2,28, Figura (12.3.10). Esta relação foi de 1,54 para o tratamento padrão.

A concentração média do carbono aos 600s, no caso da injeção de gás, foi de 104ppm, Figura (12.3.10), o que é alta quando comparada com o tratamento padrão, que foi de apenas 43 ppm, Figura (12.2.20).

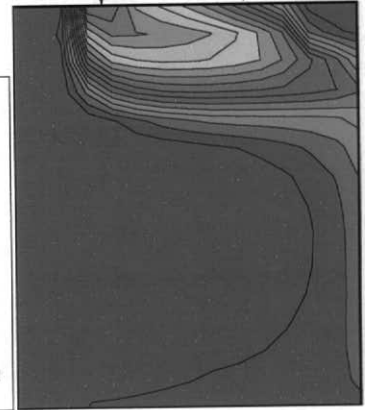
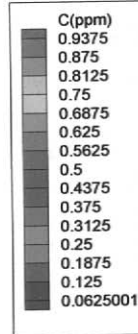
A distribuição da energia cinética turbulenta,  $k$ , e da energia de dissipação turbulenta,  $\epsilon$ , estão representados na Figura (12.3.11-a e 12.3.11-b), respectivamente. Estes valores são ligeiramente maiores nas regiões próximos das pernas (descendente e ascendente), seguindo o mesmo perfil do campo de velocidade. Os valores são mais baixos, na região da perna descendente, quando comparado ao tratamento padrão, Figura (12.2.2-a) e (12.2.2-b). O oposto ocorre na perna ascendente.

Tempo=10s  
Concentraçao  
media=0.11



(a)

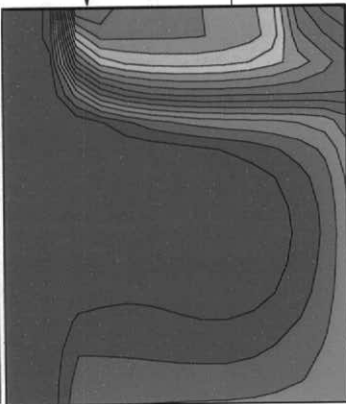
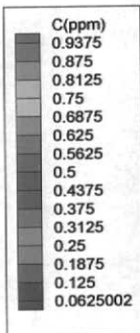
Tempo=20s  
Concentraçao  
media=0.18



(b)

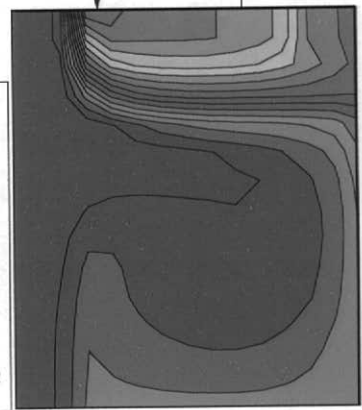
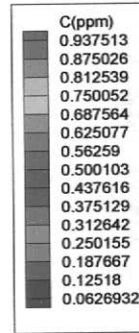
Figura 12.3.2: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 10s e (b) 20s.

Tempo=50s  
Concentraçao  
media=0.25



(a)

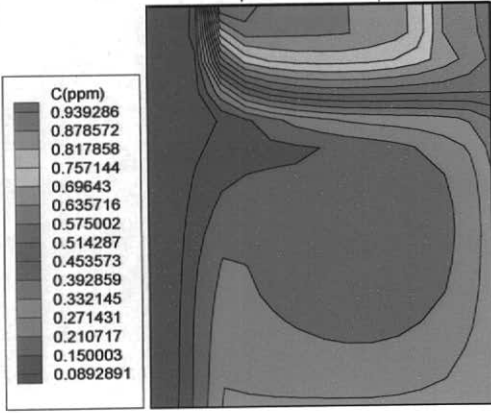
Tempo=100s  
Concentraçao  
media=0.28



(b)

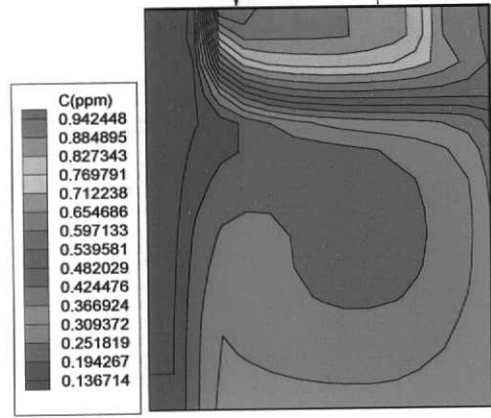
Figura 12.3.3: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 50s e (b) 100s.

Tempo=200s  
Concentraçao  
media=0.34



(a)

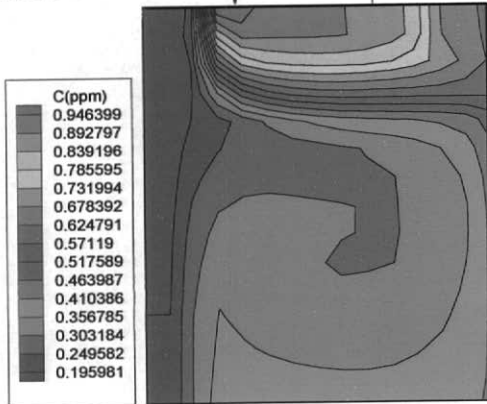
Tempo=300s  
Concentraçao  
media=0.41



(b)

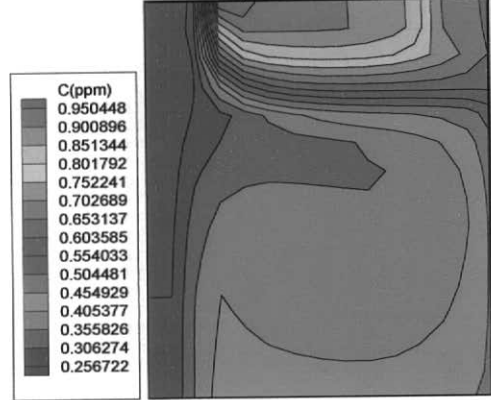
Figura 12.3.4: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 200s e (b) 300s.

Tempo=400s  
Concentraçao  
media=0.47



(a)

Tempo=500s  
Concentraçao  
media=0.52



(b)

Figura 12.3.5: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 400s e (b) 500s.

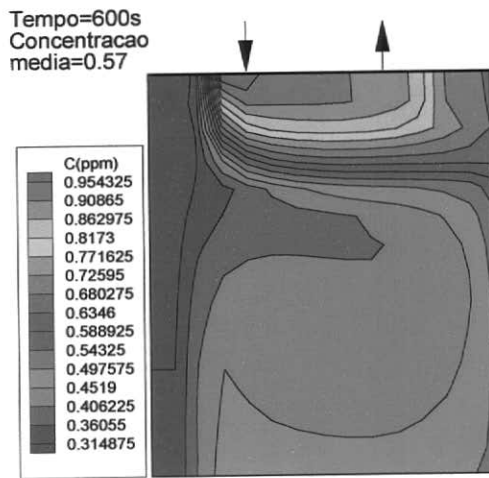
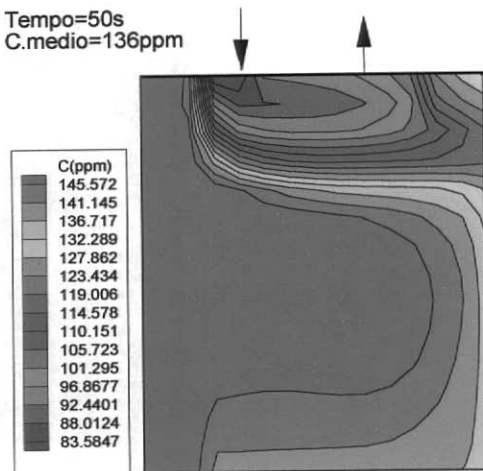
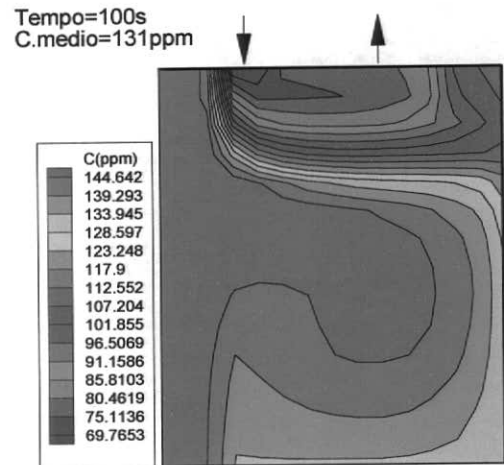


Figura 12.3.6: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo 600s.

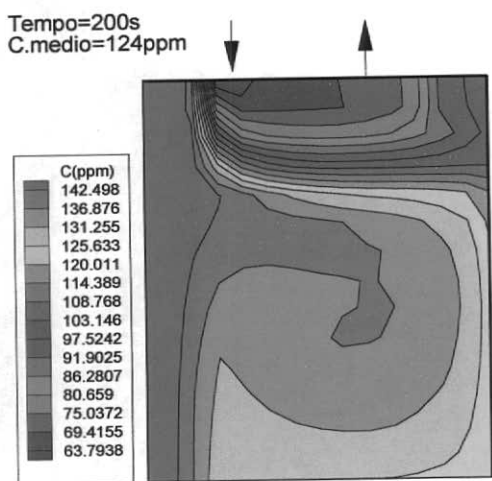


(a)

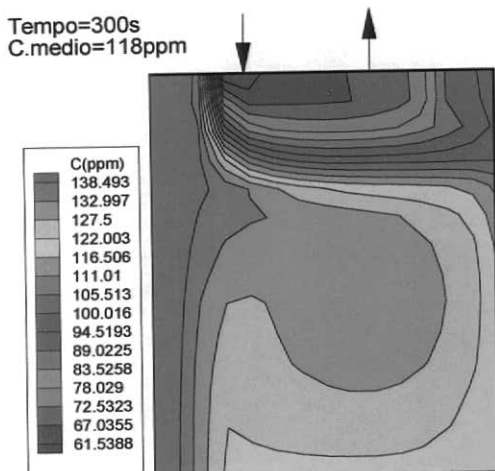


(b)

Figura 12.3.7: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 50s e (b) 100s.

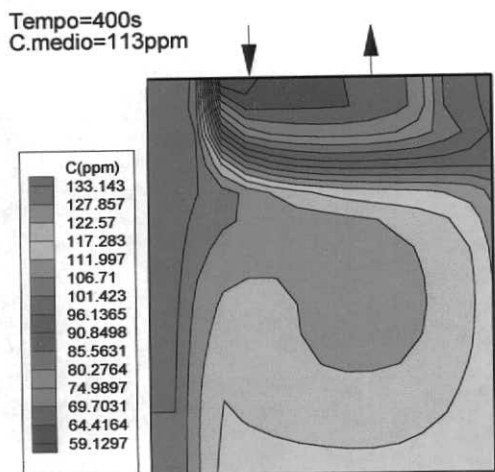


(a)

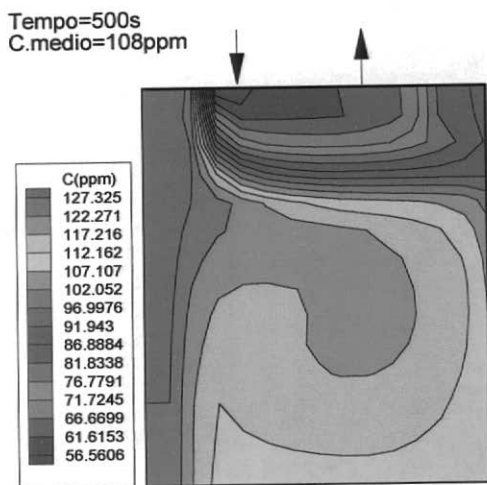


(b)

Figura 12.3.8: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 200s e (b) 300s.



(a)



(b)

Figura 12.3.9: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo: (a) 400s e (b) 500s.

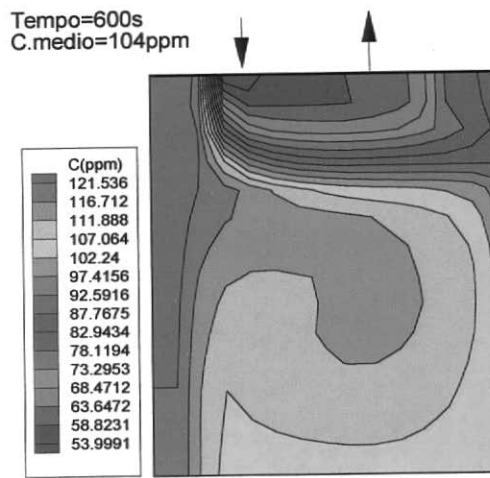


Figura 12.3.10: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à esquerda da base da panela, no tempo 600s.

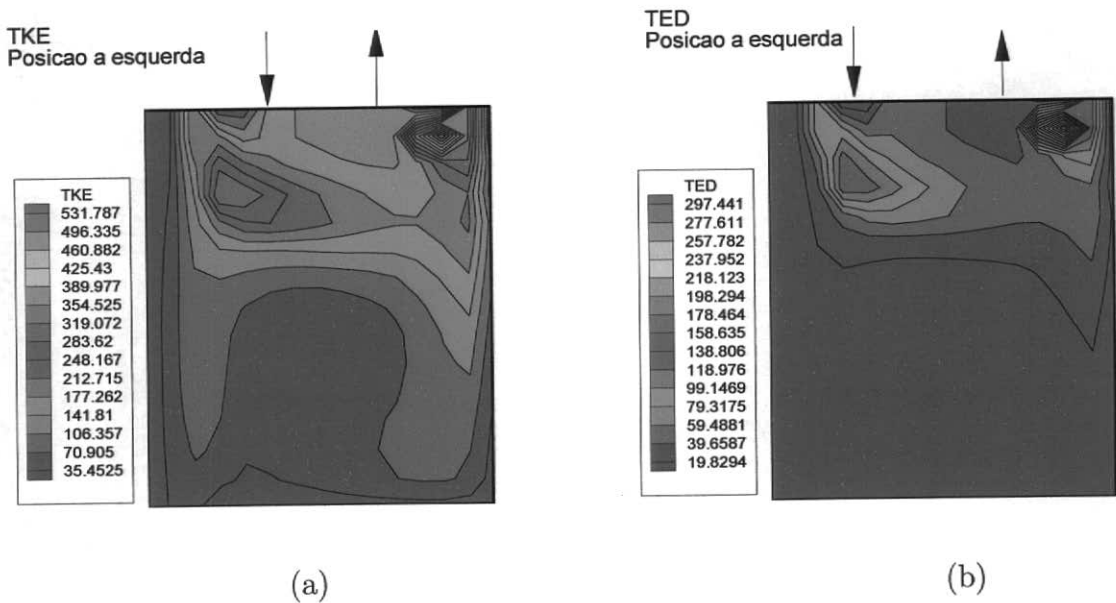


Figura 12.3.11: Campo de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^2$ )-(a) e Campo de dissipação de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^3$ ) na posição à esquerda-(b).

A Figura (12.3.12-a) mostra a distribuição espacial da relação da viscosidade efetiva pela viscosidade molecular,  $\frac{\mu_{\text{eff}}}{\mu_{\text{mol.}}}$ . Observa-se que esta relação é alta próximo da parede direita (região superior), mas em geral são bem distribuídos na região central da panela, e baixa nas proximidades das paredes laterais. Os valores, em geral, são mais baixos que os encontrados no tratamento padrão de descarburização, Figura (12.2.3-a).

A Figura(12.3.12-b) mostra o campo de distribuição da difusividade turbulenta. Obviamente que a análise é similar à adotada para a relação entre as viscosidades acima, ou seja, os maiores valores encontram-se próximos da região superior da panela, mas em geral são bem distribuídos no seu interior. Os valores encontrados são mais baixos que os do tratamento padrão, Figura (12.2.3-b). Estes baixos valores afetam os termos de transporte devido às tensões viscosas turbulentas.

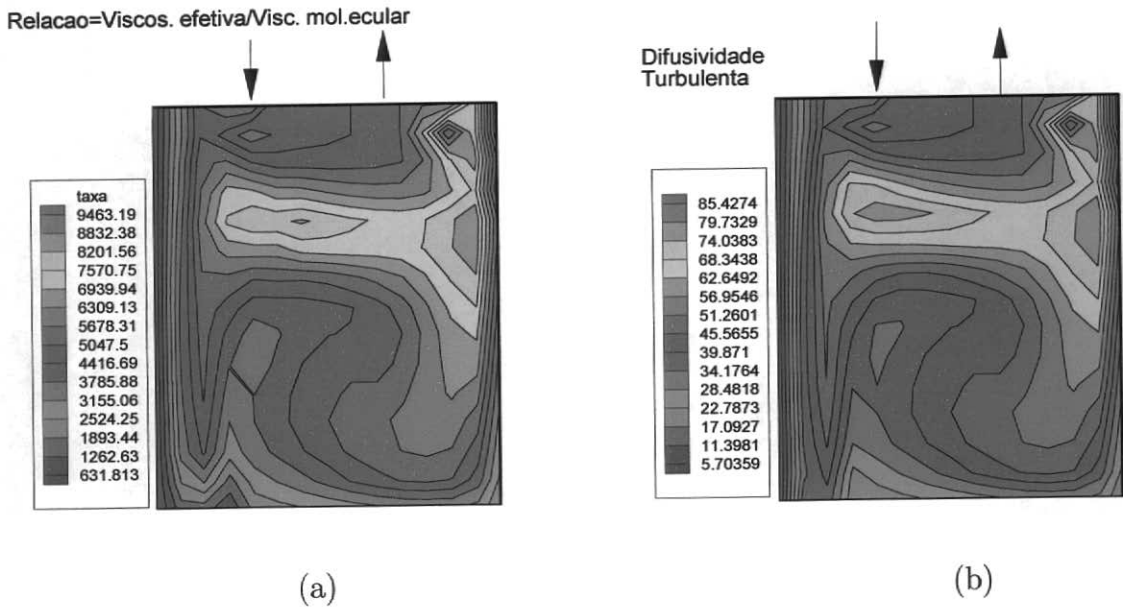


Figura 12.3.12: Campo de distribuição da relação visc.efetiva pela visc. molecular- $\mu_{\text{eff}}/\mu_{\text{mol.}}$ -(a) e Campo de distribuição da Difusividade turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}$ ) na posição à esquerda-(b).

### 12.3.2 Análise da Injeção de Gás pelo Fundo da Panela na Posição Central.

A Figura (12.3.13) mostra o campo de velocidade calculado com injeção de gás pelo fundo na posição central. Pode-se observar quatro “loops” de recirculação, dois próximos da parede esquerda, um menor entre as pernas descendente e ascendente e outro na região inferior da panela, próximo da parede direita.

As Figuras (12.3.14) à (12.3.17) mostram a distribuição da função unitária ou traçador na panela. Observa-se uma maior concentração do traçador na região superior, à esquerda da perna descendente.



A concentração média do traçador na panela aos 600s foi 0,96, Figura (12.3.17). Este valor médio é maior que o obtido na posição à direita, 0,57, Figura (12.3.6), porém inferior ao obtido no tratamento padrão, 0,99, Figura (12.2.16).

As Figuras (12.3.18) à (12.3.21) mostram a distribuição da concentração de carbono na panela. A concentração média do carbono na panela aos 600s foi 73ppm, Figura (12.3.21). Este valor médio é menor do que o obtido na posição à direita, 104 ppm, Figura (12.3.10), mas superior ao obtido no tratamento padrão, 43 ppm, Figura (12.2.20).

O grau de heterogeneidade do sistema foi de 1,40, Figura (12.3.21). Esta relação foi de 1,54 para o tratamento padrão e de 2,28 para a posição à esquerda.

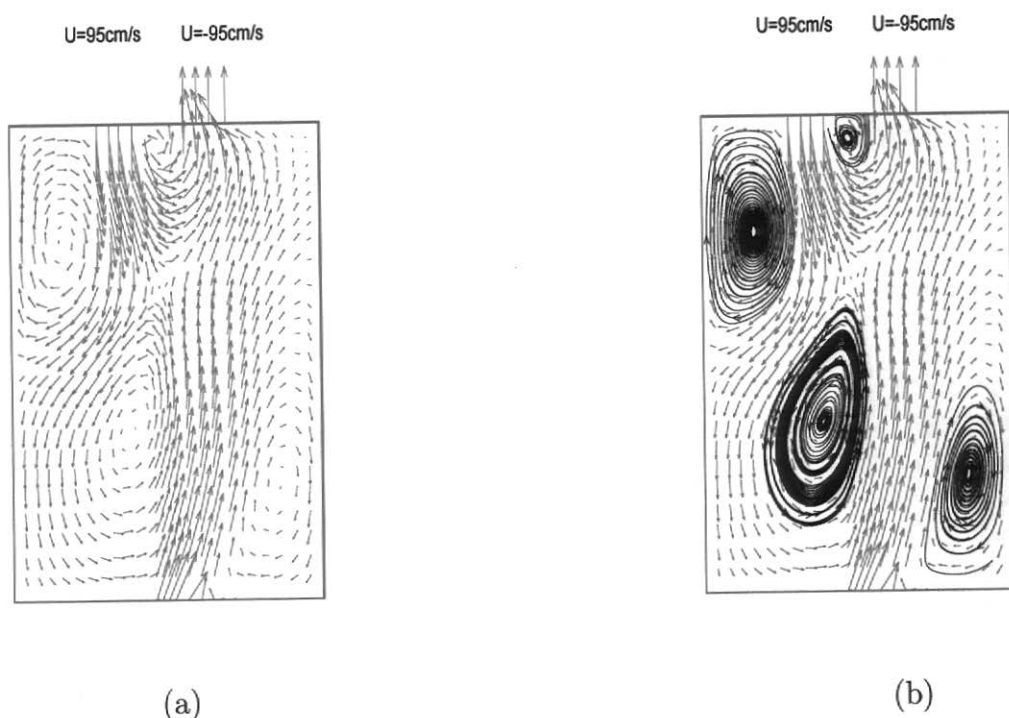
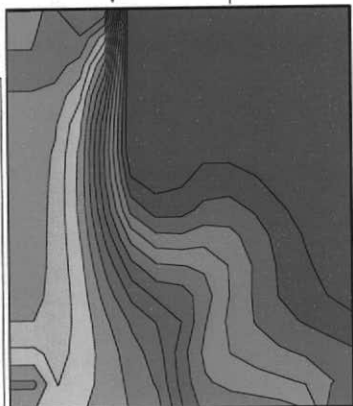
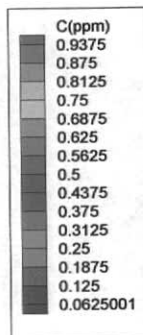


Figura 12.3.13: Campo de velocidade obtido dentro da panela durante a injeção de gás pelo fundo na posição central (cm/s)-(a) e Linhas de recirculação do campo de velocidade-(b).

Ao contrário da distribuição do traçador, uma menor concentração de carbono ocorre na região superior à esquerda da perna descendente. Isto é explicado pelos mesmos motivos descritos anteriormente, ou seja, a função unitária é alimentada continuamente na entrada da perna descendente, equações (9.2) e (9.3); enquanto o elemento carbono é retirado continuamente no interior do vaso, equações (9.24) à (9.28), através da reação C-O.

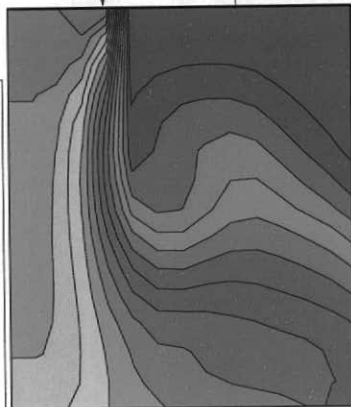
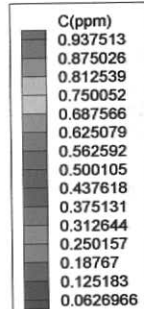
A distribuição da energia cinética turbulenta,  $k$ , e da energia de dissipação da energia cinética turbulenta,  $\epsilon$ , estão representados na Figura (12.3.22-a) e (12.3.22-b), respectivamente. Estes valores são mais altos nas regiões próximas das pernas (descendente e

Tempo=50s  
Concentraçao  
media=0.32



(a)

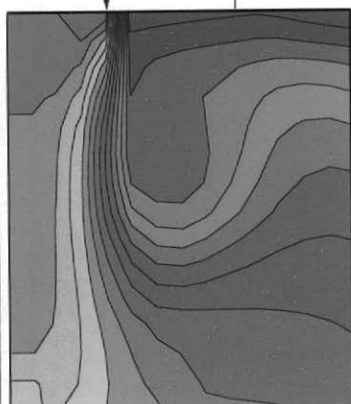
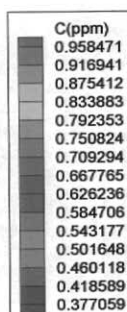
Tempo=100s  
Concentraçao  
media=0.43



(b)

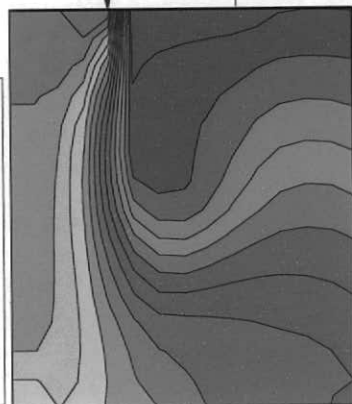
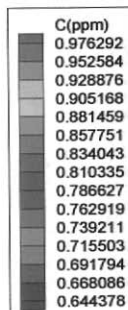
Figura 12.3.14: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção central de gás no tempo: (a) 50s e (b) 100s.

Tempo=200s  
Concentraçao  
media=0.66



(a)

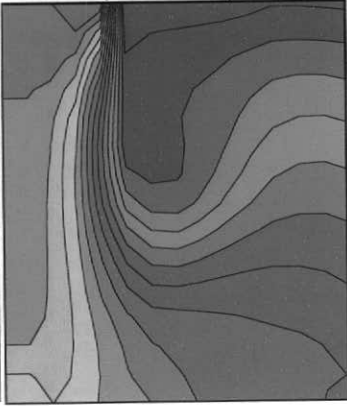
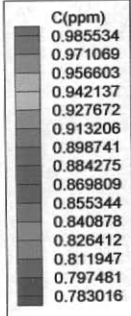
Tempo=300s  
Concentraçao  
media=0.80



(b)

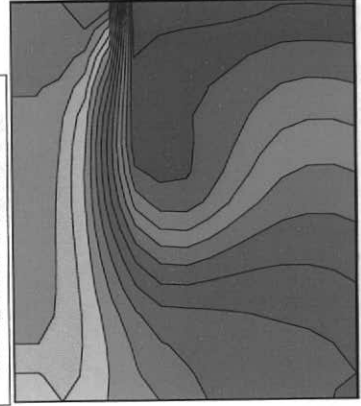
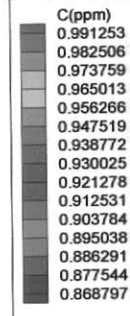
Figura 12.3.15: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção central de gás, no tempo: (a) 200s e (b) 300s.

Tempo=400s  
Concentraçao  
media=0.87



(a)

Tempo=500s  
Concentraçao  
media=0.93



(b)

Figura 12.3.16: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção central de gás, no tempo: (a) 400s e (b) 500s.

Tempo=600s  
Concentraçao  
media=0.96

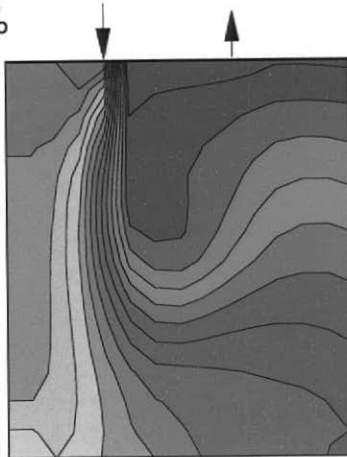
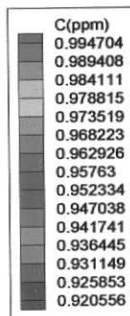


Figura 12.3.17: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção central de gás, no tempo 600s.

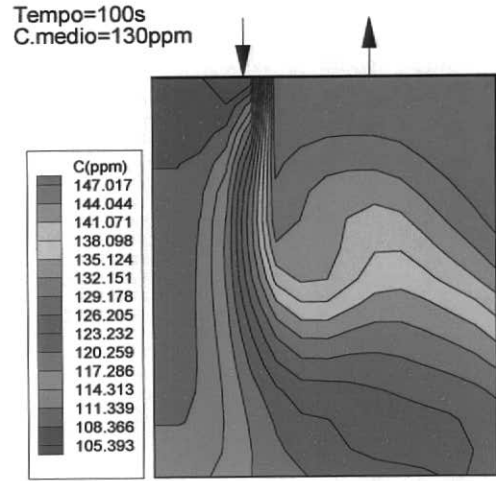
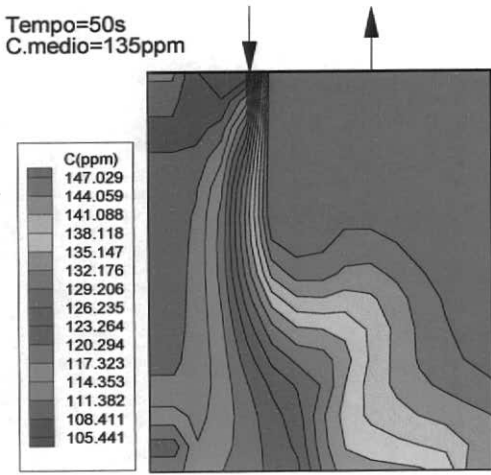
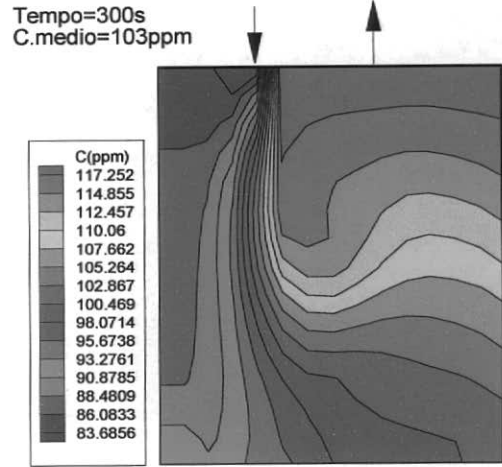
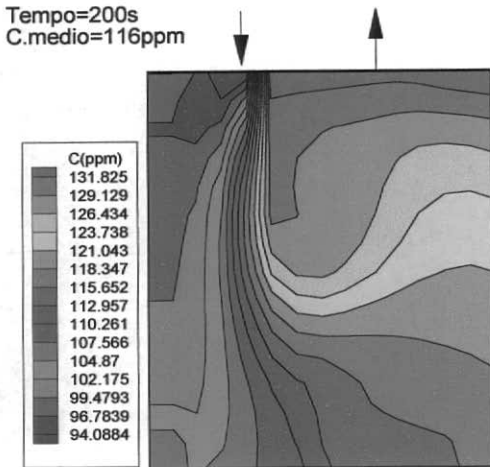


Figura 12.3.18: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás na posição central, no tempo: (a) 50s e (b) 100s.

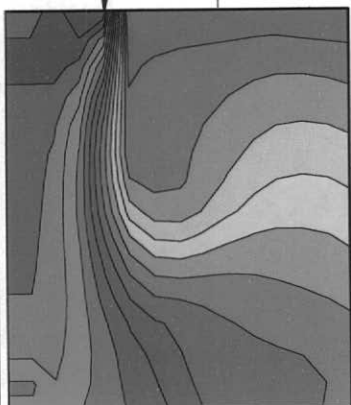
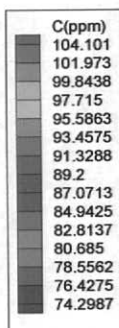


(a)

(b)

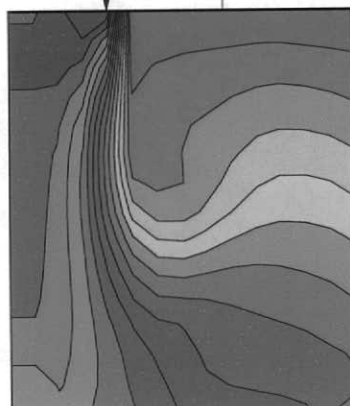
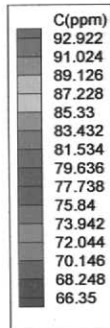
Figura 12.3.19: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás na posição central, no tempo: (a) 200s e (b) 300s.

Tempo=400s  
C.medio=92ppm



(a)

Tempo=500s  
C.medio=82ppm



(b)

Figura 12.3.20: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás na posição central, no tempo:(a) 400s e (b) 500s.

Tempo=600s  
C.medio=73ppm

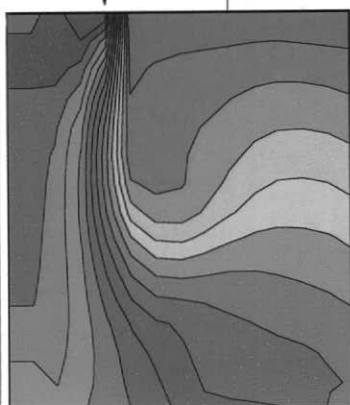
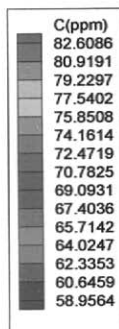


Figura 12.3.21: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás na posição central, no tempo 600s.

ascendente) e na região onde se fez a injeção de gás. Portanto, seguindo o mesmo perfil da velocidade, conforme esperado.

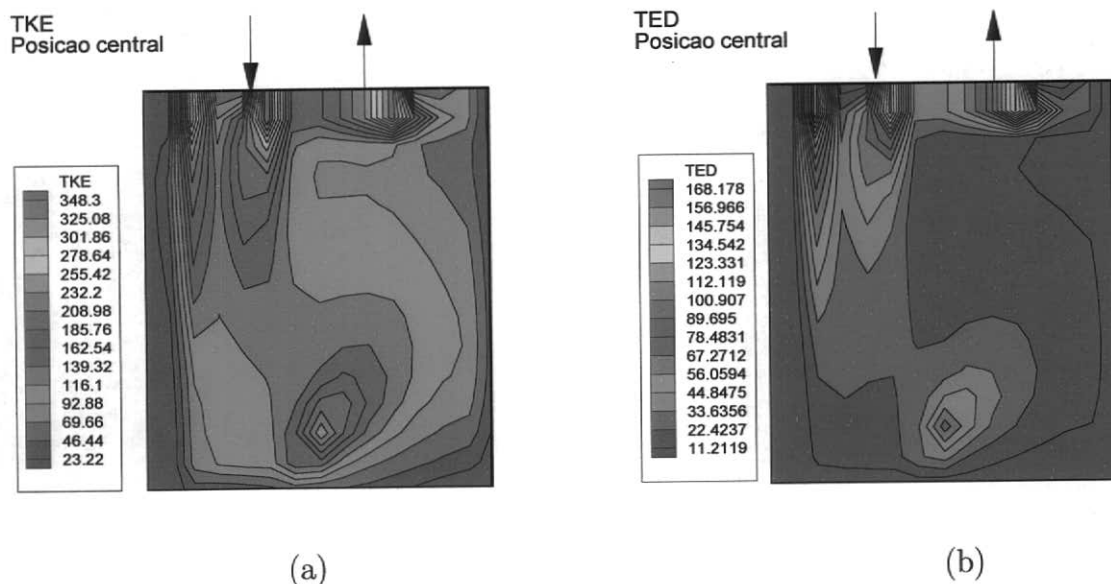


Figura 12.3.22: Campo de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^2$ )-(a) e Campo de dissipação de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^3$ ) na posição central-(b).

A Figura (12.3.23-a) mostra a distribuição da relação da viscosidade efetiva pela viscosidade molecular ou laminar,  $\frac{\mu_{\text{eff}}}{\mu_{\text{mol}}}$ . Verifica-se que os maiores valores estão nas regiões próximas das pernas (descendente e ascendente) e na região onde injetou-se o gás inerte. Similarmente ao tratamento padrão, os valores decrescem na direção da parede. Seus valores são inferiores ao do tratamento padrão, Figura (12.2.3-a) e também inferiores ao da posição à esquerda, Figura (12.3.12-a).

A Figura (12.3.23-b) mostra o campo de distribuição da difusividade turbulenta. Os maiores valores encontram-se próximos da perna descendente e ascendente e na região onde injetou-se o gás inerte, ou seja, no centro da base da panela. Estes valores são inferiores aos do tratamento padrão, Figura (12.2.3-b) e, também inferiores aos da posição descendente, Figura (12.3.12-b)

### 12.3.3 Análise da Injeção de Gás pelo Fundo à Direita da Base da Panela

A Figura (12.3.24) mostra o campo de velocidade calculado com injeção de gás pelo fundo à direita da base da panela. Pode-se observar dois “loops” de recirculação, um próximo da perna ascendente e outro próximo da parede esquerda. A injeção de gás nesta posição ocasionou um deslocamento do “loop” de recirculação para mais próximo da parede esquerda, quando comparado ao perfil de velocidade padrão, Figura (12.2.1). Portanto, a velocidade de subida do gás na parede na posição à direita forçou ou deslocou o fluxo contra a parede esquerda.

As Figuras (12.3.25) à (12.3.28) mostram a variação da distribuição do traçador na panela com o tempo. Observa-se uma maior concentração na região superior, próximo à parede esquerda.

Observa-se que não há uma boa distribuição do traçador no interior da panela. A sua concentração média aos 600s é baixa, 0,63, Figura (12.3.28). Este nível de distribuição é ligeiramente superior ao obtido com a simulação de injeção de gás na posição à esquerda, 0,57, Figura(12.3.6).

As Figuras (12.3.29) à (12.3.32) mostram a variação da concentração média do carbono com o tempo. A concentração de carbono segue uma tendência oposta. A sua concentração é maior próximo da parede direita. A sua concentração aos 600s é de 121ppm, Figura (12.3.32), o que é muito alta quando comparada à concentração do tratamento padrão, que é de 43ppm, Figura (12.2.20).

O grau de heterogeneidade do sistema foi de 1,44, Figura (12.3.32). Esta relação foi de 1,54 para o tratamento padrão; de 2,28 para a posição à esquerda; e de 1,40 na posição central.

A distribuição da energia cinética turbulenta,  $k$ , e da energia de dissipação turbulenta,  $\epsilon$ , estão representados na Figura (12.3.33-a e 12.3.33-b), respectivamente. Estes valores são ligeiramente menores quando comparado aos do tratamento padrão, Figura (12.2.2-a) e (12.2.2-b).

A Figura (12.3.34-a) mostra a distribuição espacial da relação viscosidade efetiva pela viscosidade molecular,  $\frac{\mu_{\text{eff}}}{\mu_{\text{mol}}}$ . Pode-se verificar que a viscosidade turbulenta é maior nas proximidades da parede esquerda da panela e decresce na direção da parede. Os seus valores são inferiores ao tratamento padrão, Figura (12.2.3-a), inferiores ao da posição central, Figura (12.3.23-a) e inferiores ao da posição à esquerda, Figura (12.3.12-a). Como o transporte devido às tensões viscosas turbulentas exerce um papel relevante no transporte da quantidade escalar, a redução da viscosidade efetiva impacta desfavoravelmente o transporte do carbono, prejudicando a taxa de descarburização.

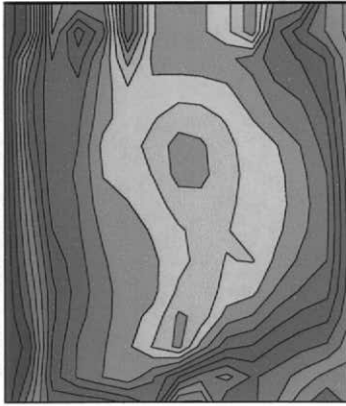
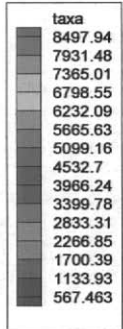
Obs.:  $\mu_{\text{eff}} = \mu_t + \mu_{\text{mol}}$  e  $\mu_t \gg \mu_{\text{mol}}$ ,

A Figura (12.3.34-b) mostra a distribuição da difusividade turbulenta. Os maiores valores encontram-se próximos da perna descendente e ascendente e na região onde injetou-se o gás inerte. Estes valores são inferiores aos do tratamento padrão, Figura (12.2.3-b), aos do tratamento à esquerda, Figura (12.3.12-b) e inferiores aos da posição central, Figura (12.3.23-b).

#### **12.3.4 Análise da Injeção de Gás na Posição Imediatamente Abaixo ou na Direção da Perna Ascendente**

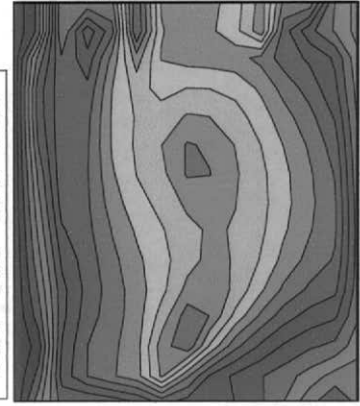
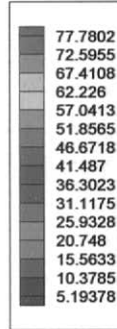
A Figura (12.3.35) mostra o campo de velocidade calculado com injeção de gás pelo fundo na posição, imediatamente abaixo da perna ascendente. Pode-se observar três “loops” de recirculação, sendo que dois se unem nas proximidades da região central da panela e o outro fica localizado próximo da parede esquerda.

Relacao= Visc. efetiva/visc. molecular



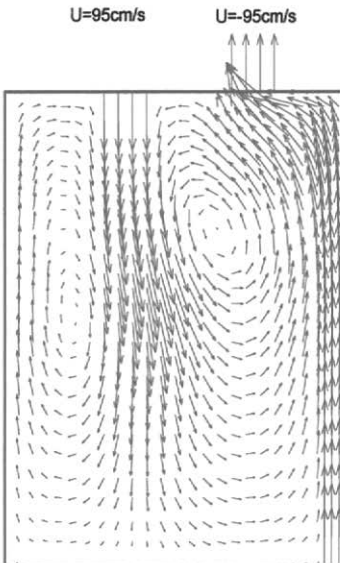
(a)

Difusividade Turbulenta

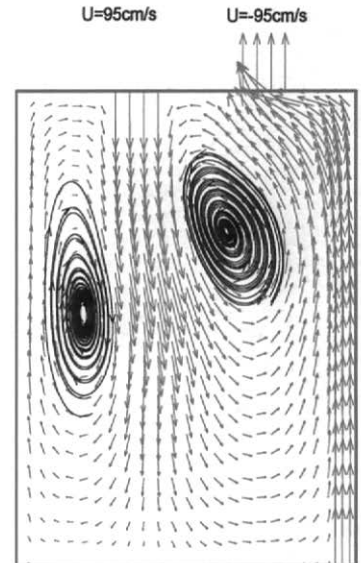


(b)

Figura 12.3.23: Campo de distribuição da relação visc. efetiva pela visc. molecular- $\mu_{\text{eff}}/\mu_{\text{mol}}$ -(a) e Campo de distribuição da Difusividade turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}$ ) na posição central-(b).



(a)

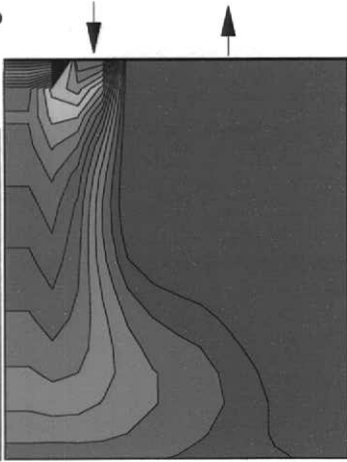
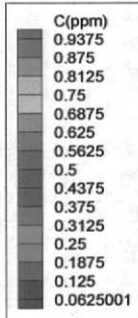


(b)

Figura 12.3.24: Campo de velocidade obtido dentro da panela durante a injeção de gás pelo fundo à direita da base da panela ( $\text{cm/s}$ )-(a) e Linha de reirculação do campo de velocidade-(b)

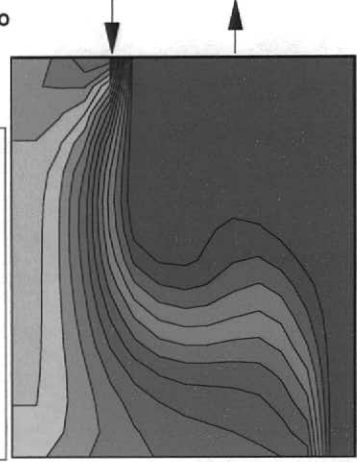
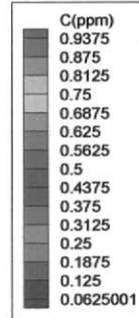


Tempo=10s  
Concentracao  
media=0.16



(a)

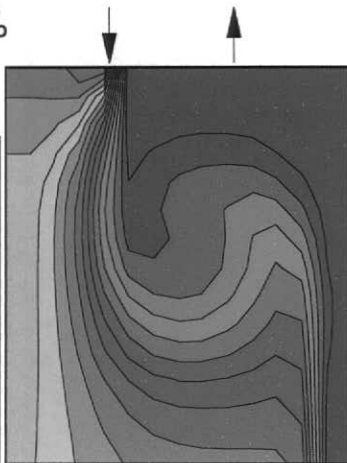
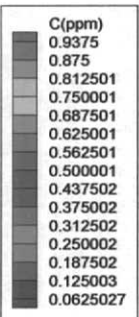
Tempo=50s  
Concentracao  
media=0.35



(b)

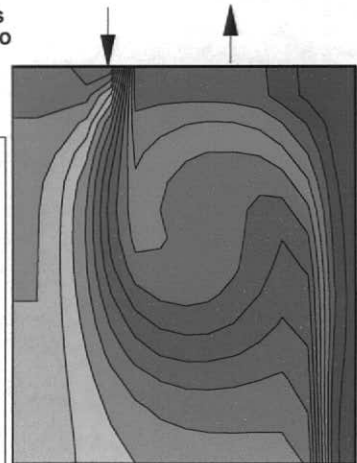
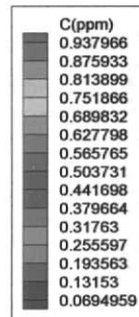
Figura 12.3.25: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 10s e (b) 50s.

Tempo=100s  
Concentracao  
media=0.40



(a)

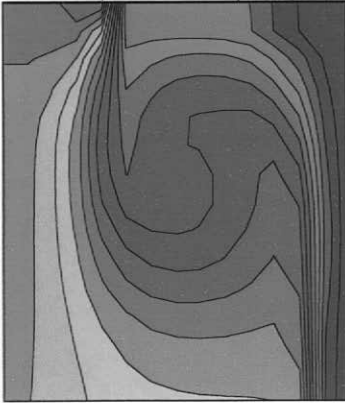
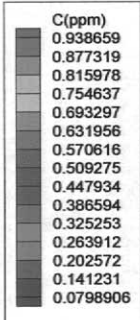
Tempo=200s  
Concentracao  
media=0.51



(b)

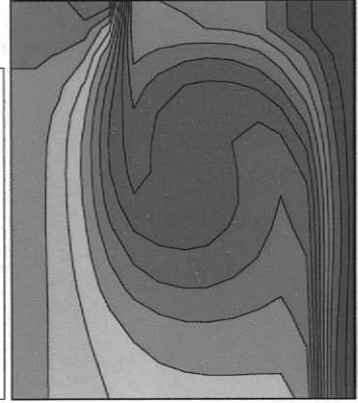
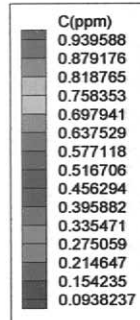
Figura 12.3.26: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 100s e (b) 200s.

Tempo=300s  
Concentracao  
media=0.56



(a)

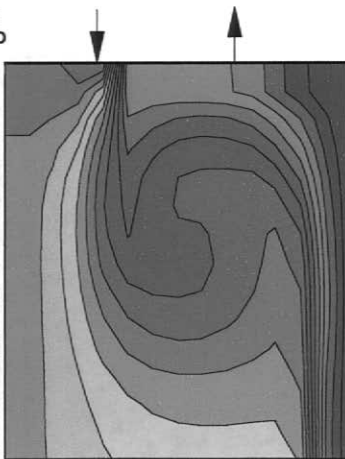
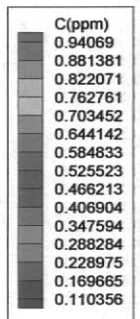
Tempo=400s  
Concentracao  
media=0.60



(b)

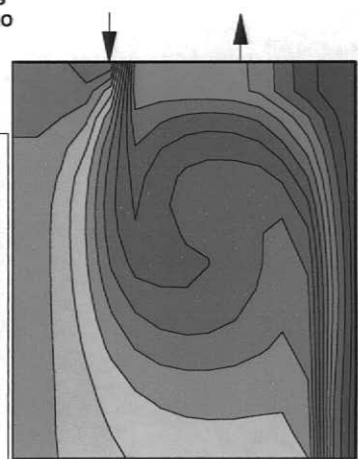
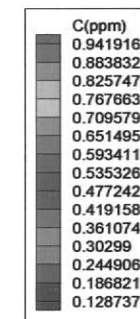
Figura 12.3.27: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 300s e (b) 400s.

Tempo=500s  
Concentracao  
media=0.61



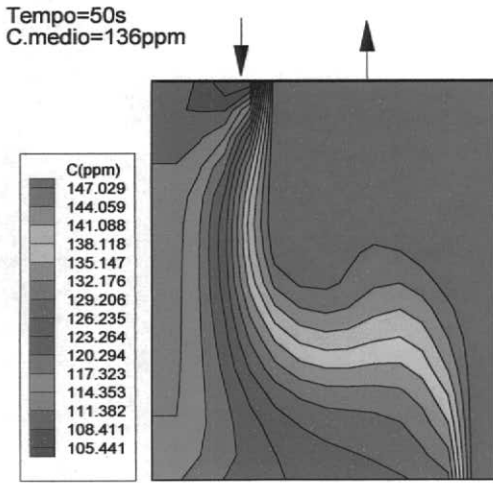
(a)

Tempo=600s  
Concentracao  
media=0.63

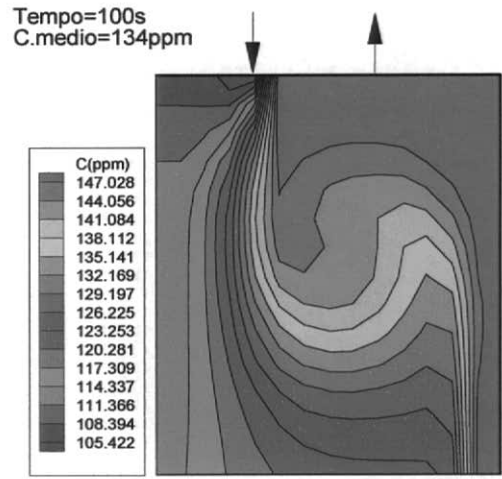


(b)

Figura 12.3.28: Campo de distribuição da concentração do traçador com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 500s e (b) 600s.

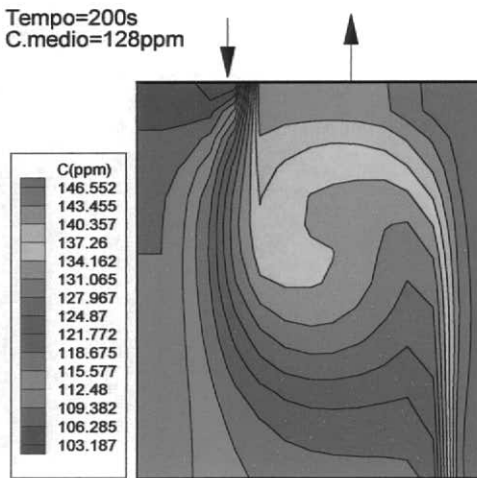


(a)

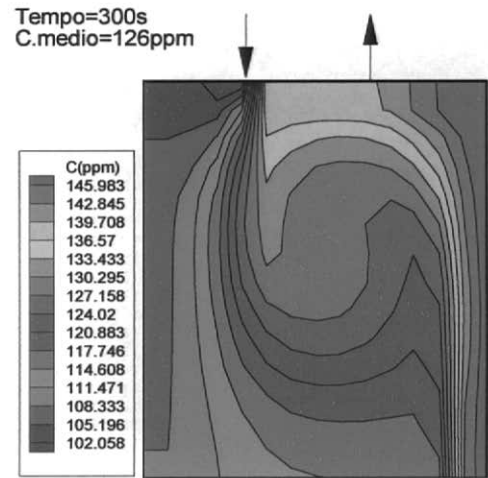


(b)

Figura 12.3.29: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 50s e (b) 100s.

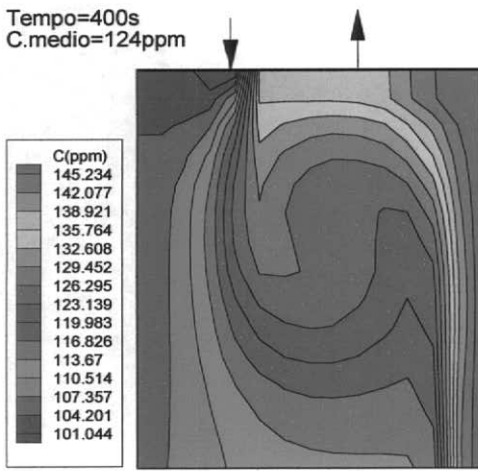


(a)

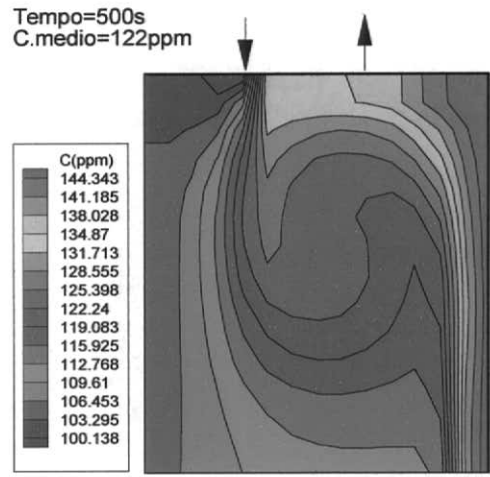


(b)

Figura 12.3.30: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: (a) 200s e (b) 300s.



(a)



(b)

Figura 12.3.31: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo: a) 400s e b) 500s.

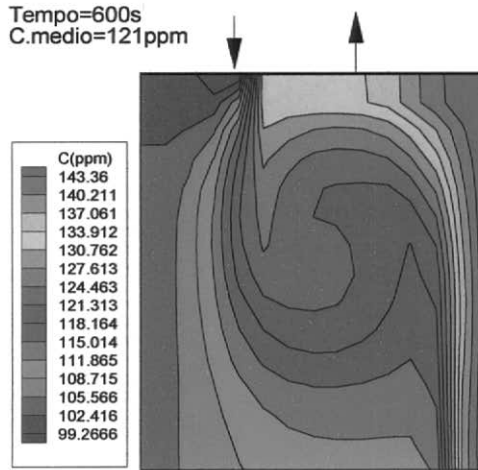


Figura 12.3.32: Campo de distribuição da concentração de carbono com injeção de gás, à direita da base da panela, no tempo 600s.

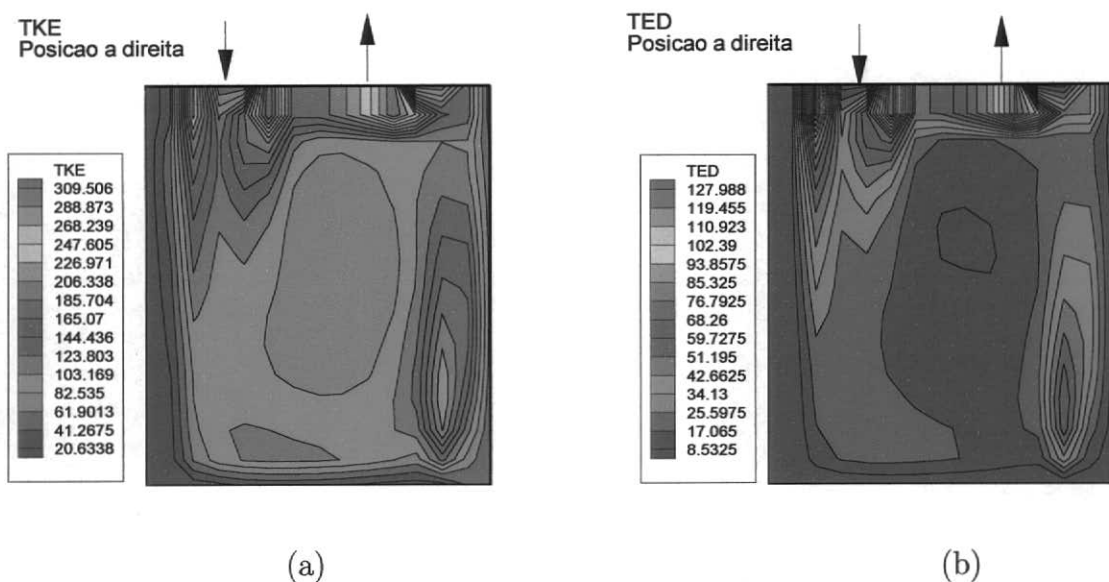


Figura 12.3.33: Campo de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^2$ )-(a) e Campo de dissipação de energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^3$ ) na posição à direita-(b).

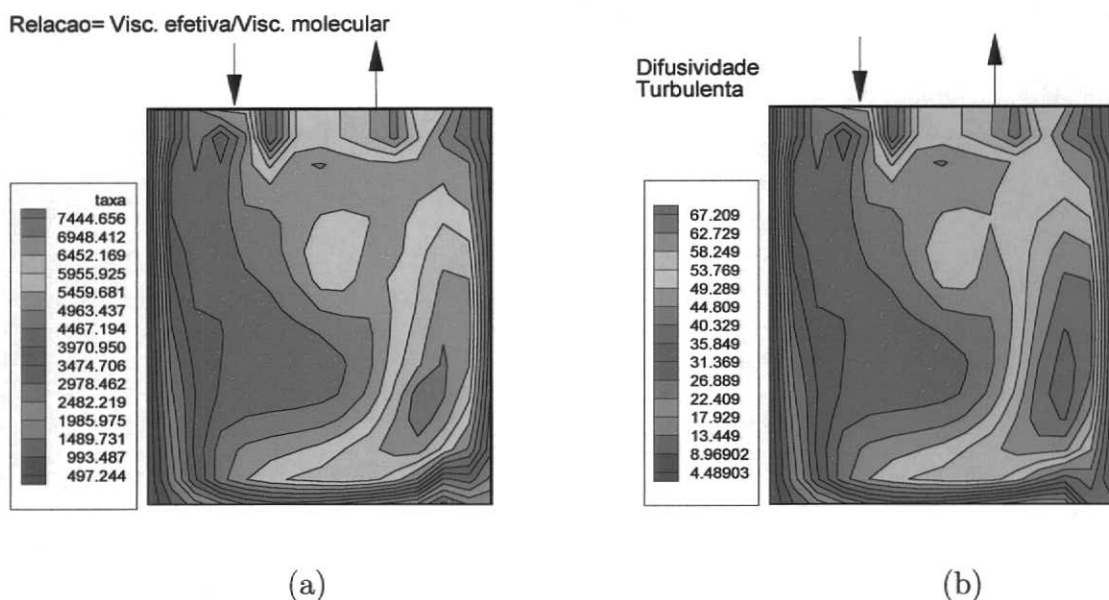


Figura 12.3.34: Campo de distribuição da relação visc. efetiva pela visc. molecular- $\mu_{\text{eff}}/\mu_{\text{mol}}$ -(a) e Campo de distribuição da Difusividade turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}$ ) na posição à direita-(b).

A concentração média do carbono aos 600s foi de 79 ppm, Figura (12.3.36-a), portanto acima do tratamento padrão de descarburização, 43 ppm, Figura (12.2.20).

O grau de heterogeneidade do sistema foi de 1,39, Figura (12.3.36-a). Esta relação foi de 1,54 para o tratamento padrão; de 2,28 para a posição à esquerda; de 1,40 na posição central; e de 1,44 para a posição à direita.

A fim de verificar a influência de uma menor perturbação do banho nesta região ou posição, reduziu-se a vazão de gás injetado em  $1/3$  e, a seguir, em  $1/9$ .

A redução da vazão de gás pelo fundo da panela de  $Q$  para  $(Q/3)$  fez com que a taxa de descarburização aumentasse, ou seja, a concentração média do carbono passou de 79 ppm para 56 ppm, Figura (12.3.36-b). Porém, ao impor uma redução ainda maior,  $Q/9$ , o resultado manteve-se estável, 58 ppm, Figura (12.3.37). Mas, infelizmente, os resultados foram ainda maiores do que o tratamento de descarburização padrão. Portanto, qualquer perturbação na base da panela age no sentido de prejudicar a descarburização.

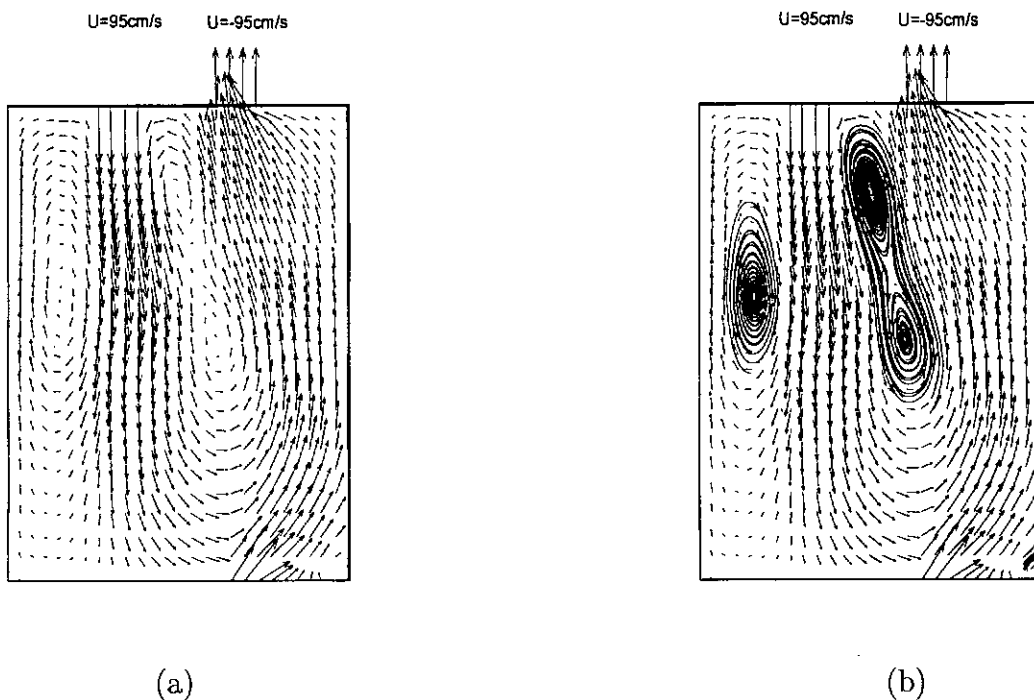
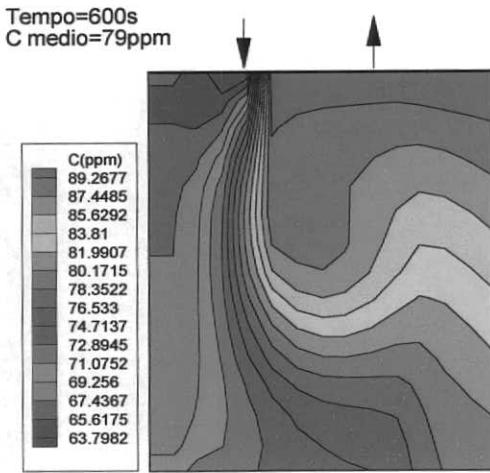
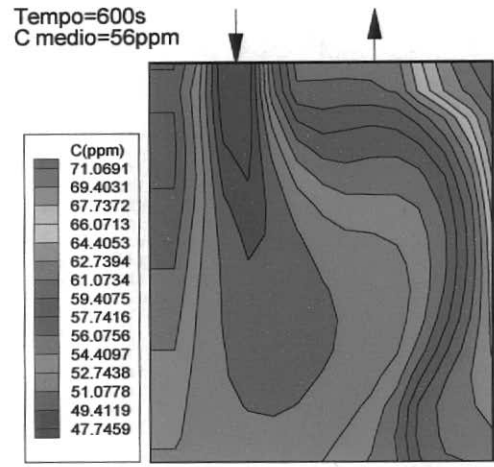


Figura 12.3.35: Campo de velocidade obtido dentro da panela durante a injeção de gás pelo fundo na posição imediatamente abaixo da perna descendente (cm/s)-(a) e Linhas de recirculação do campo de velocidade-(b).



(a)



(b)

Figura 12.3.36: Campo de distribuição da concentração de carbono a) Com vazão de  $Q$  e b) com vazão de  $Q/3$  aos 600s.

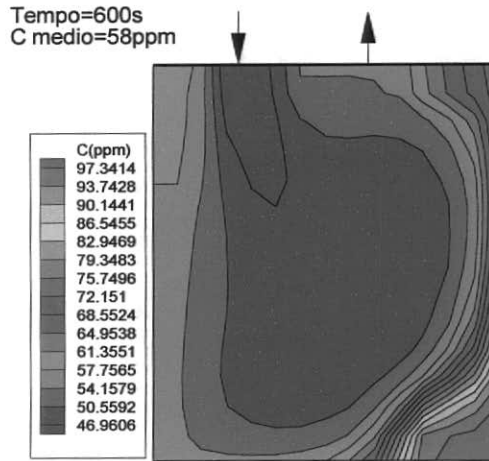


Figura 12.3.37: Campo de distribuição da concentração de carbono com vazão de  $Q/9$  aos 600s.

### 12.3.5 Comentários Finais

A Figura (12.3.38) mostra a variação da concentração média do traçador na panela. Pode-se observar que no tratamento padrão há uma maior velocidade de distribuição do traçador, seguido pelo tratamento com injeção central, o tratamento com injeção de gás na direção da perna ascendente, na posição à direita e, por último, o tratamento com injeção de gás à esquerda da base da panela.

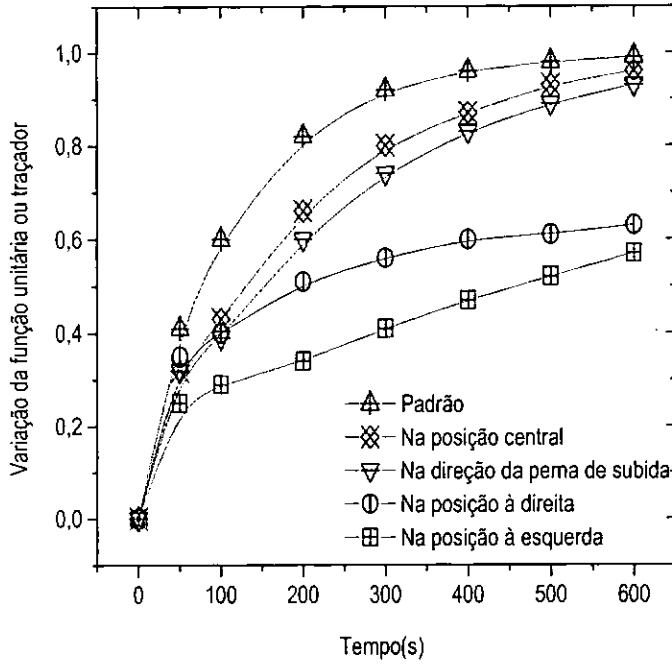


Figura 12.3.38: Variação da concentração média do traçador com o tempo.

A Figura (12.3.39) mostra a variação da concentração média do carbono na panela. Pode-se observar que no tratamento padrão há uma maior velocidade de descarburização, seguido pelo tratamento com injeção de gás na posição central, o tratamento com injeção de gás na direção da perna ascendente, o tratamento com injeção de gás à esquerda e, por último, o tratamento com injeção de gás à direita da base da panela.

A injeção de gás, em qualquer posição, foi deletéria para o processo de descarburização, ou seja, dificultou a transporte do carbono da panela para o interior do vaso e reduziu a velocidade de descarburização do aço líquido.

A Figura (12.3.40) mostra que a injeção de gás pelo fundo da panela modificou, consideravelmente, o perfil do fluxo e, conseqüentemente, o tempo de residência dentro do reator RH.



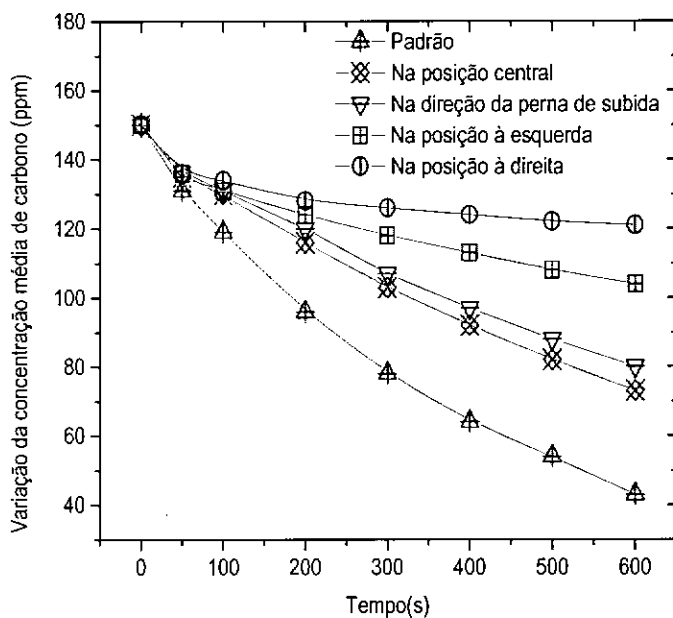


Figura 12.3.39: Variação da concentração média do carbono com o tempo.

Para a injeção de gás nas posições central e à direita, pode-se concluir que há um aumento do tempo de residência, Figura (12.3.40). Isto deve-se ao fato da velocidade de descarburagem ter sido prejudicada, ou seja, houve um maior misturamento no interior da panela. Nestas posições, o grau de heterogeneidade do sistema foi menor.

Na análise do escoamento na posição à esquerda, Figuras (12.3.1), observou-se uma tendência do fluxo, na região superior, direcionar-se diretamente da perna descendente para a perna ascendente, o que a princípio reduziria o tempo de residência de um elemento, mas os elementos posicionados na região inferior da panela, tem uma grande dificuldade de serem transportados para a perna ascendente e, subseqüentemente, para o interior do vaso. Por isso, esta forte inflexão também prejudicou o processo de descarburagem. É como se ocorresse uma maior região de estagnação na parte inferior da panela. Isto promove um pico mais acentuado na curva DTR, (12.3.40).

A função unitária, simulando a adição contínua de um traçador, utilizada para determinar a DTR do escoamento não ideal e que foi, também, utilizada como teste para ajudar a consolidar ou validar os resultados numéricos da distribuição espacial do carbono na panela, atingiu os propósitos esperados. Ou seja, as regiões onde a concentração do traçador foi alta, a concentração de carbono era baixa, e vice-versa. É importante comentar que estes resultados verificaram-se apenas nesta tendência mencionada, e não nos resultados médios finais encontrados dentro da panela. Por exemplo, a média do traçador na posição à esquerda, aos 600s, foi de 0,57, enquanto que esta média foi de 0,63, para a posição à direita,

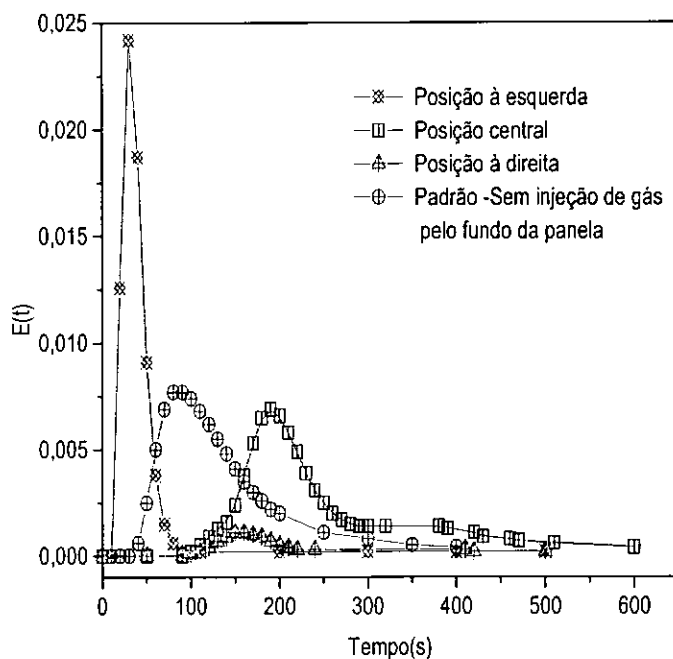


Figura 12.3.40: Curva de distribuição do tempo de residência.

Figura (12.3.38). Enquanto os resultados da concentração média do carbono foram: i) na posição à esquerda, de 104 ppm e ii) na posição à direita de 121 ppm, Figura (12.3.39).

Não utiliza-se, individualmente, os valores da difusividade turbulenta ou viscosidade efetiva na análise da distribuição da quantidade escalar, no caso, o carbono, pois corre-se o risco de cair numa faixa, onde os termos de transporte devido às tensões viscosas turbulentas e os termos de transporte convectivos tenham a mesma ordem de importância.

No método volumes finitos seria equivalente à:  $F = \rho VA$ ;  $D = \Gamma_t / \delta A$ ;  $\Gamma_t = \mu_t$ ; No. de  $Re = F/D = \rho V \delta / \mu_{eff} \approx 1$ .

Obs.: O modelo de turbulência  $k-\epsilon$  considera que a viscosidade turbulenta é isotrópica, ou seja, a razão entre as tensões de Reynolds e a taxa de deformação média é a mesma em todas as direções. Modelos utilizados com sucesso para alto número de Reynolds e que são capazes de introduzir efeitos anisotrópicos na turbulência, conforme discutido previamente, seção 4, são o **modelo de tensões algébricas** e o **modelo de equações das tensões de Reynolds**.

Verifica-se que em qualquer tempo a concentração de carbono na perna descendente é menor que a concentração na perna ascendente. A região de maior homogeneização, em qualquer tempo, ocorre na região central da panela.

O grau de heterogeneidade do sistema, definido pela relação entre a maior e menor concentração de carbono no interior da panela para o tratamento padrão foi de 1,54, o que indica

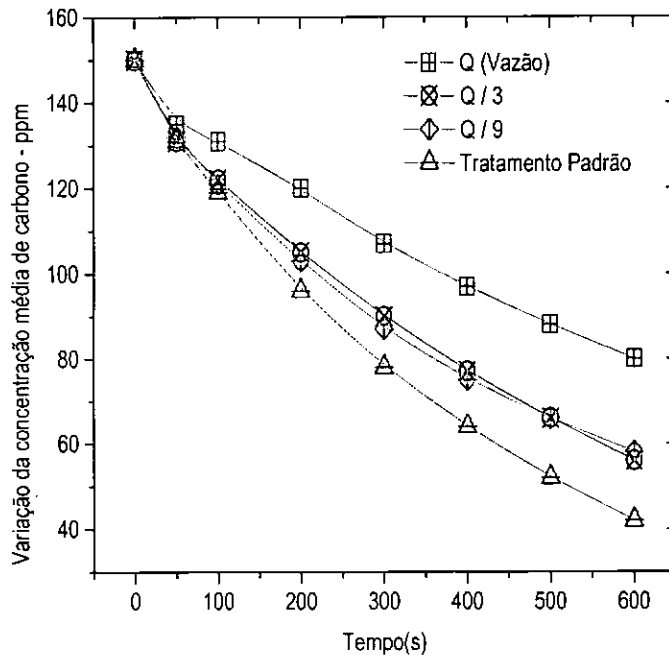


Figura 12.3.41: Curva de distribuição da concentração média do carbono com a redução da vazão de gás injetado pelo fundo da panela.

que não houve nenhuma zona de estagnação no interior da panela. Esta relação tende a diminuir no final do tratamento, quando a concentração tende à homogeneização, chegando a 1,03, Figura (12.2.28-b).

O grau de heterogeneidade do sistema para as diversas posições do segundo período ( $t=500$  à  $1100s$ ) foram:

1. Tratamento de descarburização padrão foi de 1,54;
2. Posição à esquerda da base da panela foi de 2,28;
3. Posição central foi de 1,40;
4. Posição à direita de 1,44; e
5. Posição imediatamente da perna ascendente de 1,39.

Há uma maior velocidade de descarburização quando o escoamento tende para o fluxo pistonado “plug-flow”, ou seja quando o número de reatores é alto, do que para o fluxo de mistura perfeita, Figura (12.2.9). Isto, deve-se a um menor grau de mistura no interior da panela e, conseqüentemente, uma maior concentração de carbono no interior da vaso. A injeção de gás pelo fundo da panela promoveu o aumento do grau de mistura no interior da panela, ou seja, o fluxo tendeu para mistura perfeita,  $N=1$ . Desta forma, reduziu-se a concentração de carbono no interior do vaso com prejuízo para a taxa de descarburização.

## 12.4 Comparação entre o Reator da COSIPA e o Reator da Usina de Mizushima.

Similarmente ao procedimento adotado por KATO *et al.* [80], ou seja, utilizando-se das equações (7.90) e (7.93), foi construído um gráfico para o reator à vácuo RH da COSIPA, ou seja, um reator de pequenas dimensões com capacidade de 165t, Figura (12.4.1). Esta figura mostra a relação entre o coeficiente volumétrico e a taxa de circulação, utilizando como parâmetro a constante de descarburização K. Valores para a seção transversal do vaso, diâmetro interno do vaso e diâmetro interno da perna são mostrados no gráfico. Na equação (7.93) foi adotado  $\alpha$  igual a 0,026, o qual é necessário para ajustar  $ak$ , determinando numericamente.  $\alpha$  foi obtido inserindo-se na equações (7.91) e (7.93) os valores do RH da COSIPA, ou seja,  $K = 0,088 \text{ min}^{-1}$ ,  $Q = 50 \text{ t/min}$  e  $S = 2,0 \text{ m}^2$ .

A constante de descarburização, K, para o RH da COSIPA apresentou um valor muito baixo, ou seja,  $0,088 \text{ min}^{-1}$  (Base), Figura (12.4.1). Enquanto que em reatores maiores, por exemplo o reator RH da usina de Mizushima, este valor foi de  $0,18 \text{ min}^{-1}$ , Figura (7.0.19).

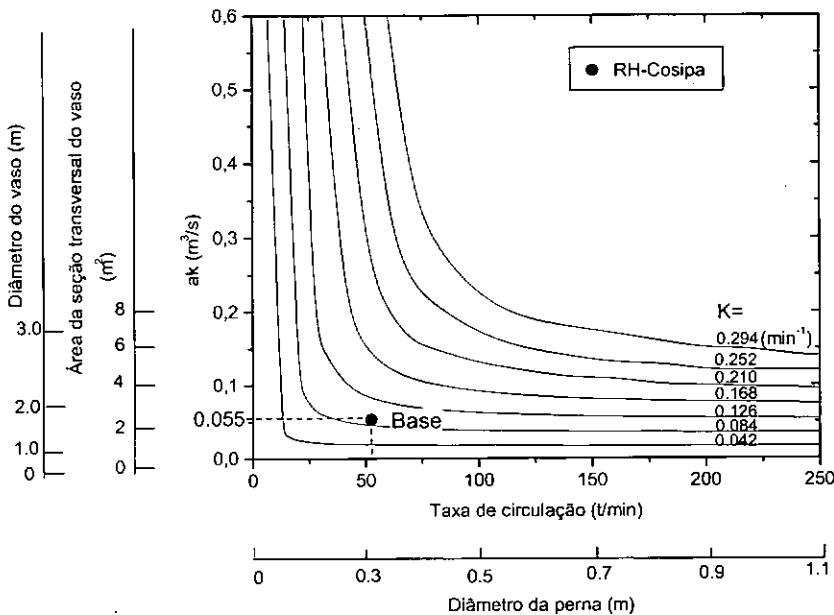


Figura 12.4.1: Relação entre o coeficiente volumétrico de descarburização e a taxa de circulação para o reatores de pequenas dimensões similar ao da COSIPA.

Através do método numérico, simulou-se a influência da redução do tempo para alcançar a pressão mínima ( $< 1 \text{ Torr}$ ) no valor de  $ak$ . Constatou-se que o mesmo percentual de redução, com relação ao tempo total de tratamento, pode ser convertido diretamente para o aumento do valor de  $ak$ , Tabelas 12.2 e 12.3.

$$\text{PRT}(\%) = (\text{RT}/(\text{TTP ou TTT})) \times 100 \quad (12.1)$$

Tabela 12.2: Aumento no valor de  $a_k$  com relação ao primeiro período.

TTP (min.)	RT (min.)	PRT %	Aumento de $a_k$ com relação ao 1° período (8min)
8	0	0	0,065
6	2	25,0	0,082
4	4	50,0	0,096
2	6	75,0	0,114
1	7	87,5	0,122

Tabela 12.3: Aumento no valor de  $a_k$  com relação ao tempo total.

TTP (min.)	RT (min.)	PRT %	Aumento de $a_k$ com relação ao tempo total (18 min)
8	0	0	0,055
6	2	11,1	0,060
4	4	22,2	0,067
2	6	33,3	0,073
1	7	38,9	0,077

onde:

RT - Redução de tempo para alcançar a pressão mínima no vaso,  $P < 1$  Torr (min.)

PRT(%) - Percentual de redução no tempo para alcançar a pressão mínima com relação ao primeiro período (TTP) ou com relação ao tempo total (TTT);

TTT - Tempo total de tratamento, 18min (min.)

TTP - Tempo total para alcançar a pressão mínima no vaso, 8 min.-  
Tempo usado como Base para o reator RH da COSIPA (min.)

A Figura 12.4.2 apresenta os resultados obtidos para diversas situações, partindo da base COSIPA, ou seja, tempo total de tratamento 18 minutos,  $K=0,088$  ( $\text{min}^{-1}$ ),  $a_k=0,055$  ( $\text{m}^3/\text{s}$ ) e tempo para atingir a pressão mínima igual a 8 minutos.

Finalmente, a equação obtida por KATO *et al.*, equação (7.94), apresentou um bom resultado para avaliar o valor da constante volumétrica de descarburização total,  $a_k$ , para reatores RH de pequenas dimensões, como o reator RH da COSIPA.

$$ak = 2,6 \times 10^{-3} Q^{0,64} S \quad (12.2)$$

$$ak = 2,6 \times 10^{-3} 50^{0,64} 2,10 = 0,066m^3/s \quad (12.3)$$

## 13 Sugestões para a Melhoria do Reator à Vácuo RH da Cosipa

A COSIPA pretende exportar 1,5 milhão de toneladas de aço, em forma de placas, sendo um terço composto por aços IF, aproximadamente 500 mil t/ano. Atualmente, a COSIPA garante uma concentração de carbono no aço menor que 65 ppm. Este valor atende às exigências do mercado interno. O mercado externo é bem mais exigente com relação ao teor de carbono ( $\leq 35$  ppm). Para atender esta necessidade, a empresa terá que adequar o seu equipamento RH.

Baseado no modelo de descarburização desenvolvido, equação (7.95) e nas Figuras (7.0.18), (7.0.19) e (12.4.1), foi possível fazer algumas simulações e propor algumas melhorias no equipamento RH para que a empresa venha a atender às exigências requeridas pelo mercado externo.

Obs.: O valor total destas exportações chega a atingir uma soma vultosa de aproximadamente US\$100 milhões/ano.

Conforme mencionado anteriormente, o reator RH da COSIPA é um equipamento pequeno, concebido para tratar apenas 100 t de aço líquido. Atualmente com as mudanças ocorridas na Aciaria para aumento de produtividade, este equipamento vem trabalhando 60 % acima de sua capacidade, ou seja, 160 t. A taxa de circulação normalmente corresponde à metade da capacidade do RH, portanto para o RH em questão ela chega até 53 t/min. Nos equipamentos mais modernos, ela chega a ser mais que o dôbro, em torno de 100-200 t/min. A Tabela (13.1) mostra algumas variáveis de várias empresas. Nela pode-se verificar, segunda coluna, que os valores da taxa de circulação; da constante volumétrica de descarburização total, obtido pela equação (7.95); do diâmetro interno da perna ou "snorkel"; e do diâmetro interno do vaso para o RH da COSIPA são bem menores que o de outras empresas.

A proposta de melhoria do RH contempla o aumento das dimensões da parte inferior do vaso, ou seja:

1. O aumento do diâmetro da parte inferior do vaso, de 1650mm para 2073 mm;
2. O aumento do diâmetro interno do "snorkel" ou perna, de 400 para 590 mm; e
3. O aumento da vazão de gás inerte, de 1000 Nl/min para 1650 Nl/min para promover a recirculação do aço.

Com esta nova concepção o RH da COSIPA poderá voltar a ser um equipamento competitivo, porém com uma capacidade de exaustão aquém dos reatores mais modernos. Hoje a sua capacidade de exaustão chega à 300 kg/h de ar sêco a 25 °C para alcançar a pressão abaixo de 1 Torr, enquanto os equipamento novos atingem de 1000 à 2000 kg/h.

A altura do RH também é pequena quando comparada com os equipamentos mais modernos, aproximadamente 2000 mm mais baixo, o que segundo alguns especialistas poderá ocorrer formação de cascão, devido à projeção de aço causada pelo aumento de vazão de gás, em

seu interior; mas como a velocidade de subida do aço na perna ascendente será menor, ou seja, cairá de 92cm/s para 90cm/s, espera-se que na prática industrial, a quantidade de cascão formada, mantenha-se no mesmo patamar.

A última coluna da Tabela (13.1) fornece os novos valores dos parâmetros para a melhoria do RH. Pode-se verificar um aumento considerável da taxa de circulação, de 50 t/min para 106 t/min, e da constante volumétrica total de descarburização, de 0,10 m<sup>3</sup>/min. para 0,18 m<sup>3</sup>/min..

Os valores correspondente ao primeiro, segundo e terceiro período que são 0,065 m<sup>3</sup>/min., 0,055 m<sup>3</sup>/min. e 0,055m<sup>3</sup>/min. passarão para 0,104 m<sup>3</sup>/min., 0,083m<sup>3</sup>/min. e 0,0055 m<sup>3</sup>/min., respectivamente.

Através de simulação com estes novos parâmetros e utilizando o modelo de descarburização desenvolvido, levantou-se a curva de distribuição da concentração de carbono com o tempo, Figura (13.0.3), e da distribuição espacial do carbono no fim do tratamento, Figura (13.0.4). Pode-se verificar que com a melhoria proposta, a COSIPA poderá obter uma concentração de carbono de 21,30 ppm de carbono no RH e desta forma atender à exigência especificada pelo mercado externo (35 ppm máx.). É oportuno mencionar que existe uma variação de carbono medido no RH e na placa, esta variação chega a ser de até 10 ppm, mesmo assim será possível atender à especificação requerida.

A Tabela (13.2) fornece os valores médios da concentração de carbono, fósforo e nitrogênio obtidos por algumas empresas e que chega a ser também os valores requeridos atualmente pelo mercado externo.

Nesta figura, encontram-se também os resultados esperados, após implantação das melhorias proposta pelo trabalho, para o RH da COSIPA.

A Figura (13.0.5-a) fornece o desenho do RH atual e a Figura (13.0.5-b) as modificações propostas para a parte inferior do vaso.

A Figura (13.0.6) mostra a panela posicionada no RH, uma preocupação a ser verificada com as modificações propostas, será com relação à distância da borda da panela até a borda externa da perna, devido ao cascão que se forma nesta região. No corte A-A da Figura (13.0.6), pode-se observar o valor de 373 mm. Portanto a espessura total do cascão formado na borda da panela e perna não poderá ultrapassar este valor.



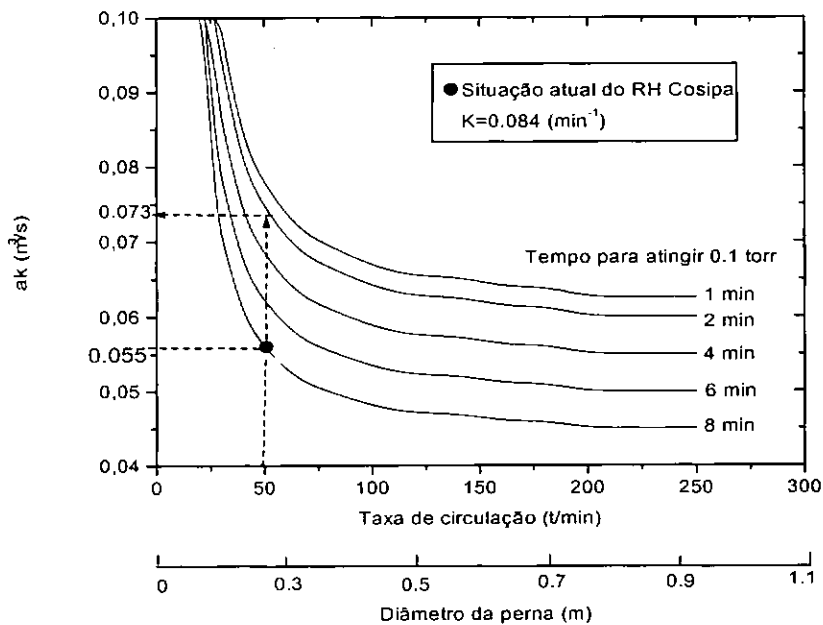


Figura 12.4.2: Influência da redução do tempo para alcançar a pressão mínima no vaso no coeficiente volumétrico de descarburização.

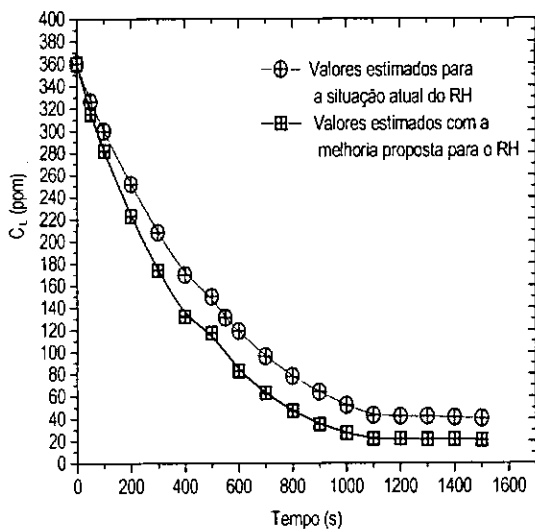


Figura 13.0.3: Distribuição da concentração de carbono estimada para o RH modificado.

Tabela 13.1: Parâmetros de algumas empresas para comparação e proposta para melhoria do RH da COSIPA.

Empresa	Cosipa	Usiminas	CST	CSN	Kimitsu	Kawasaki	<b>Proposta Melhoria Cosipa</b>
Vazão Argônio (NI/min)	1000	2250	2800	2666	2000	-	<b>1666</b>
Diâm. ext. vaso(mm)	2462	2737	-	3137	-	-	<b>2737</b>
Diâm. int. vaso(mm)	1650	2073	2144	2231	-	-	<b>2073</b>
Diâm. int. perna(mm)	400	590	750	600	650	750	<b>590</b>
Diâm. ext. perna(mm)	984	1290	-	1350	-	-	<b>1190</b>
Capac. de exaustão ar seco à 25 °C (kg/h)	300	400	800	-	1000	2000	<b>300</b>
Taxa de circ. (t/min)	50	116	180	119	-	183	<b>106</b>
Alt. total do RH(mm)	8377	≈ 10327	≈ 11500	≈ 10500	-	-	<b>8327</b>
Vel. de subida(cm/s)	92	91	94	97	-	-	<b>90</b>
aK <sub>C</sub> ( m <sup>3</sup> /s)	0,11	0,18	0,23	0,18	0,21	0,23	<b>0,18</b>

Tabela 13.2: Valores numéricos de alguns parâmetros do equipamento RH, da panela e das constantes de descarburização na usina de Mizushima.

Empresa	Cosipa	Usiminas	CST	CSN	Proposta melhoria Cosipa
Carbono (ppm)	40	26	-	28	<b>26</b>
Desvio Padrão do C	14	10	-	8	<b>8</b>
Fósforo (%) máx.	0,015	0,015	0,015	0,015	<b>0,015</b>
N <sub>2</sub> (ppm) máx.	-	40	-	-	-

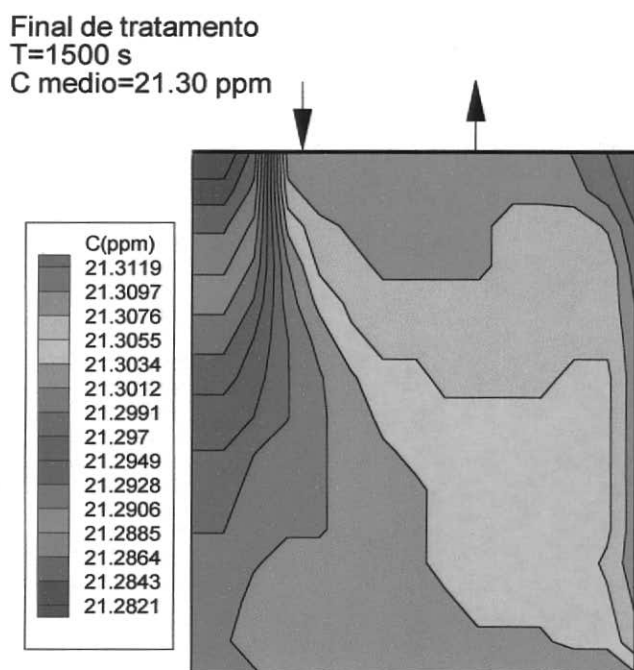
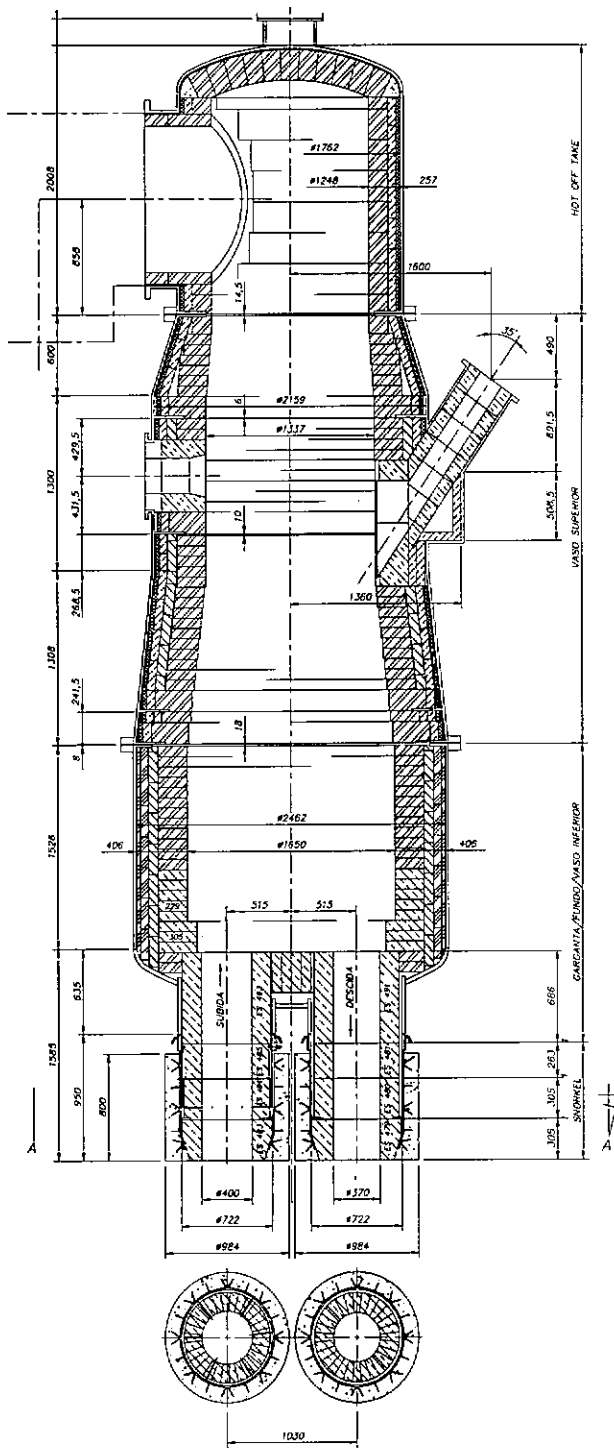
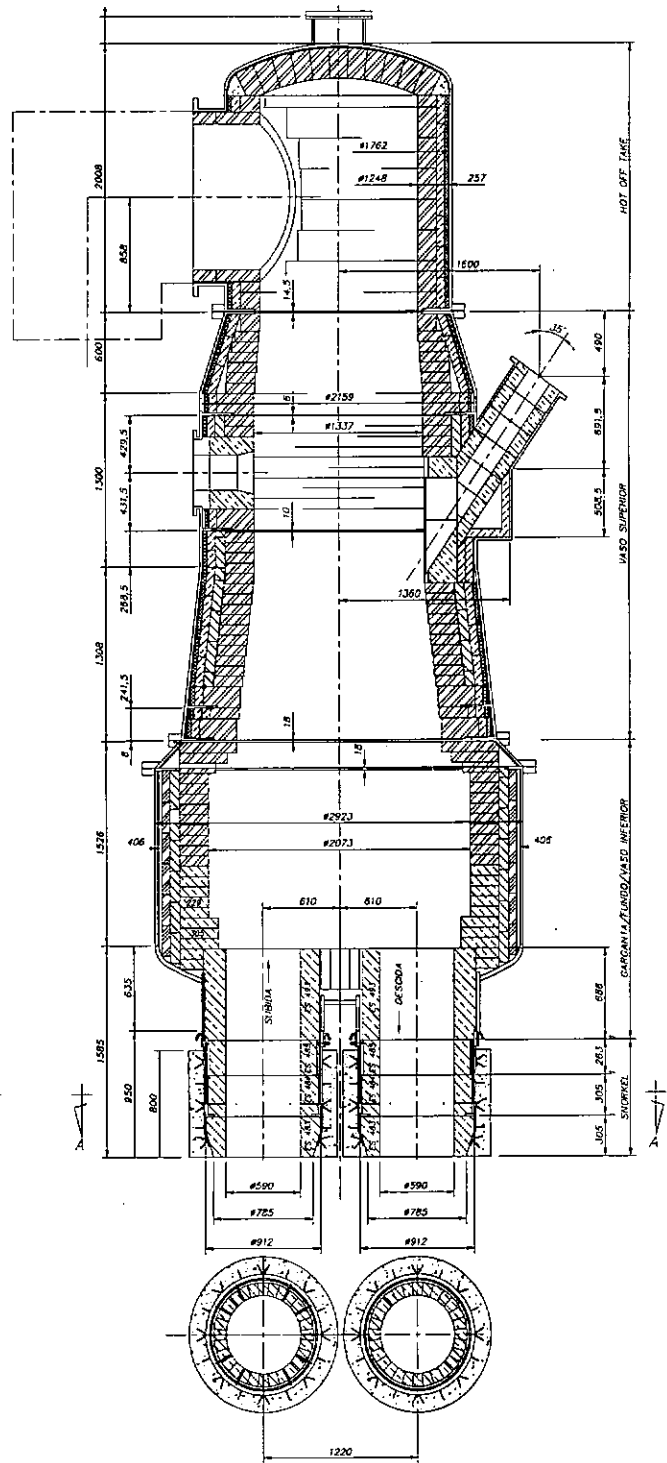


Figura 13.0.4: Distribuição espacial da concentração de carbono na panela no final do tratamento-tempo=1500s.



(a)



(b)

Figura 13.0.5: Desenho do reator à vácuo RH da COSIPA-(a) e Proposta de melhoria com as novas dimensões do vaso-(b).

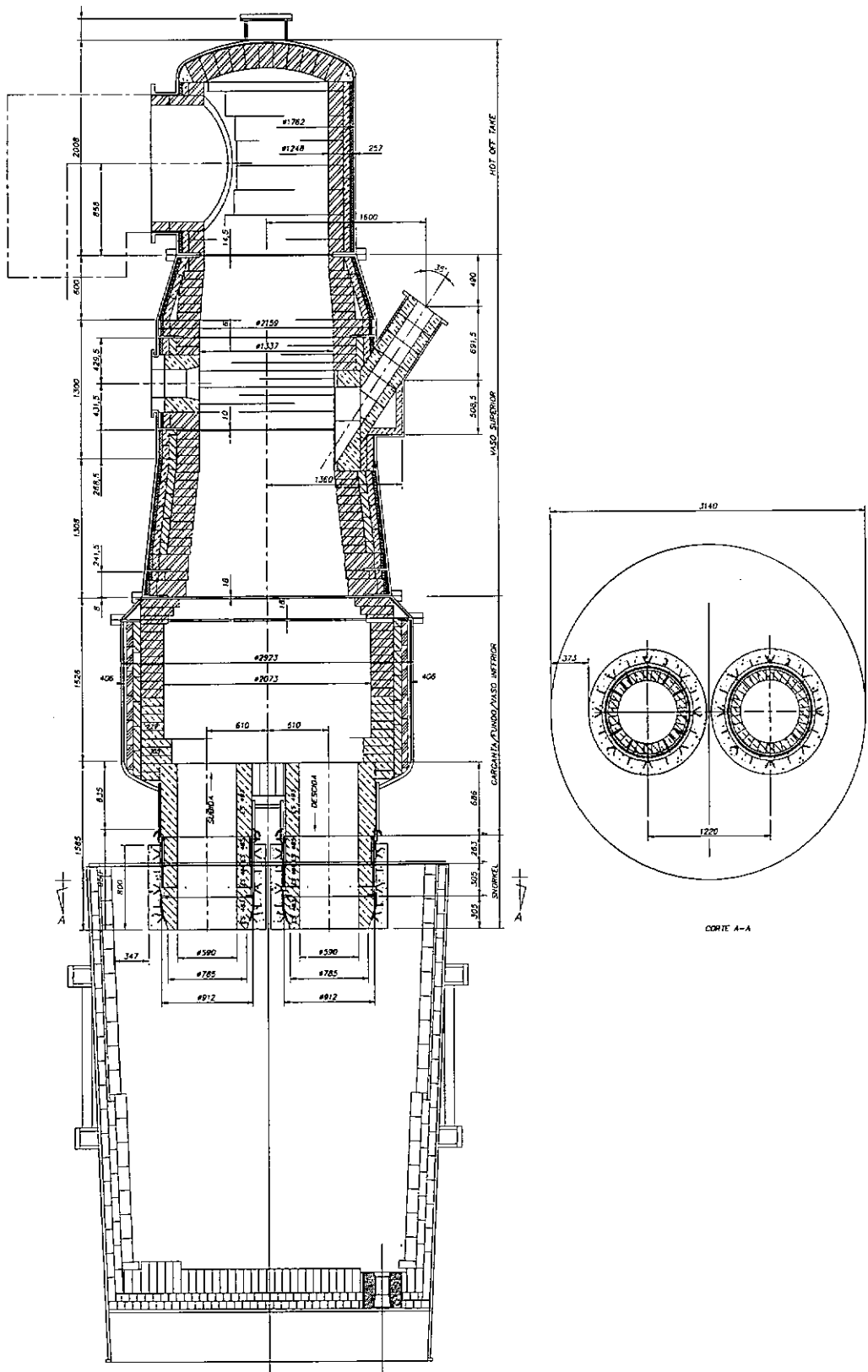


Figura 13.0.6: Desenho completo com a panela posicionada no RH.

## 14 Conclusão

Um modelo matemático para representar o fenômeno da descarburização do aço líquido foi desenvolvido utilizando o escoamento de fluidos, num domínio bidimensional, para o reator a vácuo RH. O programa consiste de duas partes: programa para determinar o escoamento de fluidos e programa para determinar a concentração de carbono na panela. Considerando o escoamento de fluidos, as equações de Navier-Stokes foram resolvidas utilizando técnicas computacionais propostas por Pun e Spalding. Na seqüência, para o interior do vaso evacuado, foi proposto um modelo de descarburização baseado em equações da cinética de reações químicas e num balanço de massa simples. Neste modelo, todas as constantes de transporte de massa do carbono, são tomadas como uma única constante, denominada constante volumétrica de descarburização total,  $ak$  ( $m^3/s$ ). O transporte da quantidade escalar (carbono), no interior da panela, foi determinado utilizando a mesma técnica proposta por Pun e Spalding, a partir do acoplamento do perfil de velocidade obtido.

O modelo de descarburização proposto foi também resolvido utilizando o modelo de reatores em série e apresentou um resultado muito próximo ao obtido pelo método volume finitos.

Os principais resultados encontrados serão descritos a seguir:

### 1) Escoamento do fluido

No tratamento padrão aparece dois grandes "loops" de recirculação, sendo um localizado entre as pernas descendente e ascendente nas proximidades da região central e o outro localizado na direção da perna descendente, localizado a 1/3 da base da panela.

As características turbulentas, a energia cinética turbulenta, a taxa de dissipação de energia cinética turbulenta e a viscosidade efetiva, são muito maiores próximo da perna descendente, portanto, consistente com o campo de velocidade.

### 2) método numérico no domínio bidimensional.

O modelo de tratamento de descarburização no reator RH foi dividido em três períodos, o primeiro de 0 até 500 segundos, o segundo de 500 até 1100 segundos e o terceiro e último, de 1100 até 1500 segundos. Para o primeiro período, o valor encontrado para a constante volumétrica de descarburização,  $ak$ , foi de  $0,065 m^3/s$ , para o segundo período  $0,055 m^3/s$  e para o terceiro e último período  $0,005 m^3/s$ . Pode-se observar que a taxa de descarburização no primeiro período é  $\approx 18\%$  superior ao segundo período.

Os valores das constantes volumétricas obtidos no trabalho estão bem abaixo dos valores encontrados para os reatores mais modernos, que chegam a atingir  $0,2 m^3/s$ . Nestes trabalhos não foram considerados os três períodos distintos mencionados. Ao adotar a mesma base para comparação, o valor desta constante passa para  $0,1 m^3/s$ , que mesmo assim, é a metade do valor encontrado para reatores modernos.

Através das equações do modelo proposto pode-se concluir que, no primeiro período, quanto mais rápido se atingir o vácuo absoluto no interior do vaso, maior será a constante volumétrica de descarburização total, Figura (12.4.2), e menor o tempo total de tratamento e que, em todos os períodos, quanto menor a pressão no vaso, menor o carbono em equilíbrio

$C_e$  e, portanto, menor o tempo de tratamento. Isto deve-se ao fato de, na prática industrial, ser muito difícil atingir o vácuo especificado, ou seja,  $P < 0,5$  Torr.

Um ponto de monitoramento foi posicionado entre as pernas descendente e ascendente. Este ponto apresentou uma concentração de carbono real muito próxima da concentração média de carbono obtida através do método numérico, Figura (12.2.12). Por isto, este é o local ideal para retirada de amostra para análise de composição química representando todo o banho.

Mesmo durante todo tratamento de descarburização, o grau de heterogeneidade do sistema, definido pela relação entre a maior e menor concentração de carbono na panela, foi no máximo de 1,54. Também não houve a ocorrência de nenhuma zona morta ou zona de estagnação no interior da panela que viesse a prejudicar a velocidade de descarburização. Esta relação tende a diminuir no fim do tratamento de descarburização, quando a concentração tende à homogeneização, chegando a 1,03, Figura (12.2.28-b).

No tratamento padrão, aos 1500s, a concentração de carbono na panela encontra-se totalmente homogeneizada, a maior diferença de concentração encontrada foi de 2 ppm, Figura (12.2.28-b). Portanto diferenças na concentração de carbono que, porventura, venham a ocorrer no produto final, provavelmente surgiram em outras etapas do processo, como por exemplo, mistura de aço no distribuidor, contaminação com outras fontes do carbono, difusão devido ao resfriamento acelerado do veio durante o lingotamento contínuo, etc..

### 3) Modelo de reatores em série

Os resultados obtidos pelo modelo de reatores em série apresentou uma boa concordância com os resultados obtidos pelo método numérico volume finitos e, conseqüentemente, uma boa concordância com os dados experimentais, Figuras (12.2.4) à (12.2.9). Desta forma, os resultados experimentais corroboram os resultados obtidos numericamente.

O escoamento não ideal no reator RH ficou entre o escoamento com  $N=1$  e o escoamento com  $N=2$ . Para o segundo período, esta análise pode também ser verificada através da análise dos picos das curvas de distribuição do tempo de residência - DTR, Figura (12.2.11). Estes resultados estão em comum acordo com os resultados obtidos por Y. Kato [80].

### 4) Simulação da injeção de gás pelo fundo da panela

A simulação de injeção de gás em diversas posições no fundo da panela foi também pesquisada. As seguintes posições foram estudadas:

- a) Posição à esquerda da base da panela, na direção à esquerda da perna descendente;
- b) Posição central;
- c) Posição à direita da base da panela, na direção à direita da perna ascendente;
- d) Posição imediatamente abaixo da perna ascendente ou na direção da perna ascendente.

A injeção de gás na posição (a) provocou uma forte inflexão no campo de velocidade, direcionando o fluxo diretamente da perna descendente para a ascendente. O perfil de velocidade apresentou dois “loops” de recirculação, sendo o maior próximo da região central da panela e o menor localizado entre as pernas descendente e ascendente.

O perfil de velocidade na posição (b) apresentou quatro “loops” de recirculação, dois próximos da parede esquerda, um menor entre as pernas descendente e ascendente e outro na região inferior da panela, próximo da parede direita.

O perfil de velocidade na posição (c) apresentou dois “loops” de recirculação, sendo um abaixo da perna ascendente e outro na proximidade da parede esquerda.

O perfil de velocidade na posição (d) apresentou três loops de recirculação, sendo que dois se unem nas proximidades da região central da panela e o outro fica localizado próximo da parede esquerda.

As características turbulentas, isto é, a energia cinética turbulenta, a taxa de dissipação de energia cinética turbulenta e a viscosidade efetiva são maiores próximo da perna descendente e na região onde se fez a injeção do gás inerte, portanto consistente com o campo de velocidade.

A injeção de gás pelo fundo da panela, em qualquer posição foi deletéria para o tratamento de descarburização no reator RH, ou seja, qualquer perturbação no escoamento no interior da panela por injeção de gás inerte é prejudicial para este processo.

A concentração média de carbono, em ordem decrescente de eficiência e para o fim do tratamento do segundo período ( $t=1100s$ ), foram:

- 1- Tratamento padrão de 43 ppm;
- 1- Posição central de 73 ppm ;
- 2- Posição imediatamente abaixo ou na direção da perna ascendente de 78 ppm;
- 3- Posição à esquerda de 104 ppm; e
- 4- Posição à direita de 121 ppm.

O grau de heterogeneidade do sistema para as diversas posições para o segundo período foram:

1. Tratamento de descarburização padrão de 1,54;
2. Posição à esquerda da base da panela de 2,28;
3. Posição central de 1,40;
4. Posição à direita de 1,44; e
5. Posição imediatamente da perna ascendente de 1,39.



A utilização da função unitária e contínua, simulando a adição de um traçador para o levantamento da DTR, foi utilizada também, com sucesso, para ajudar a validar os resultados da distribuição da concentração de carbono obtidos através do método numérico volumes finitos.

Como a perturbação provocada pela injeção de gás no fundo da panela reduziu a velocidade de descarburização e, à medida que se caminha para um número maior de reatores-N, no modelo de tanque em série, o valor da concentração média do carbono no fim de tratamento é menor, pode-se concluir que a injeção de gás pelo fundo da panela, ao reduzir a velocidade de descarburização, deslocou o fluxo para o escoamento de mistura perfeita.

O ideal para o tratamento de descarburização é que o escoamento tenda para o escoamento pistonado, ou seja, quanto menor a perturbação do fluxo na panela, maior será a taxa de descarburização. Esta análise pode ser verificada pelo maior grau de heterogeneidade do sistema. Excessão para a injeção na posição à esquerda da base, que direcionou fortemente o fluxo, da perna descendente para a ascendente, na região superior da panela. Desta forma a descarburização é fortemente influenciada pelo comportamento fluido-dinâmico do escoamento no interior da panela.

Muitos pesquisadores fizeram a suposição de mistura perfeita na panela, mas como exposto anteriormente, o escoamento tende para  $N=2$ . Desta forma, o ideal é acoplar o perfil de velocidade e a distribuição da concentração de carbono em seu interior ao modelo de descarburização.

A simulação de injeção de gás pelo fundo da panela mudou drasticamente o perfil da curva de distribuição do tempo de residência. Isto é muito interessante quando se deseja aumentar ou reduzir o tempo de residência em processos para que reações químicas ocorram, ou para promover aglomeração e flotação de inclusões, etc.. Neste caso tem que se estudar os efeitos provocados pela injeção de gás no sistema.

À medida que se reduz a vazão de gás inerte injetada, na posição imediatamente abaixo da perna ascendente, ou seja, que se reduz a perturbação no interior da panela, a taxa de descarburização aproxima-se da taxa de descarburização do tratamento padrão, Figura (12.3.41).

Um gráfico mostrando a relação entre o coeficiente volumétrico de descarburização com taxa de circulação, considerando a panela e o vaso constituídos de um sistema único e perfeitamente misturados, similar ao proposto por N. SUMIDA *et al.* e utilizando a constante de descarburização como parâmetro, foi construído para o reator à vácuo RH em estudo. A constante de descarburização, K, para o RH da COSIPA apresentou um valor muito baixo,  $0,088 \text{ min}^{-1}$ , Figura (12.4.1). Para reatores maiores esta constante fica em torno de  $0,18 \text{ min}^{-1}$ , Figura (7.0.19).

Para capacitar a empresa a atender às exigências do mercado externo,  $C \leq 35 \text{ ppm}$ , as seguintes modificações, na parte inferior do vaso, foram sugeridas para aumentar a taxa de circulação do aço líquido:

1. O aumento do diâmetro da parte inferior do vaso de 1650mm para 2073 mm;

2. O aumento do diâmetro interno do “snorkel” ou perna de 400 para 590 mm; e
3. O aumento da vazão de gás inerte de 1000 NI/min para 1650 NI/min..

Após a implantação destas recomendações, as seguintes melhorias poderão ser obtidas:

1. A taxa de circulação terá um aumento de  $\approx 100\%$ , passando de 50 t/min para 106 t/min;
2. A constante volumétrica total de descarburização terá um aumento de  $\approx 80\%$ , passando de 0,10 m<sup>3</sup>/min. para 0,18 m<sup>3</sup>/min.;

Os valores correspondente ao primeiro, segundo e terceiro período que são 0,065 m<sup>3</sup>/min., 0,055 m<sup>3</sup>/min. e 0,055m<sup>3</sup>/min. passarão para 0,104 m<sup>3</sup>/min., 0,083m<sup>3</sup>/min. e 0,0055 m<sup>3</sup>/min., respectivamente.

3. A constante de descarburização, K, terá um aumento de  $\approx 100\%$ , passando de 0,088 m/s para 0,18 m/s; e
4. Através da simulação realizada utilizando o modelo de descarburização desenvolvido, a concentração de carbono terá uma queda de  $\approx 50\%$ , passando dos atuais 43 ppm para 21,3 ppm.

## 15 Sugestões para Trabalhos Futuros

Análise similar a deste trabalho, mas utilizando um código computacional utilizando um domínio tridimensional.

Simulação da injeção de gás pelo fundo da panela, em modelos com água, confeccionados em acrílico para avaliar a DTR, o tempo de mistura, taxa de recirculação e tempo de tratamento de descarburização.

Simulação de gás na perna ascendente utilizando um anel poroso, simultaneamente com a injeção através de orifícios. Avaliação da energia cinética turbulenta através de medições utilizando anemômetro de fio quente, anemômetro a laser, etc. [113] à [115]

Pesquisar outros processos onde a distribuição do tempo de residência-DTR seja importante, por exemplo, distribuidores no lingotamento contínuo de aço, processos químicos, etc.. Avaliação da DTR através de métodos numéricos e/ou modelos físicos, utilizando barragens físicas e/ou através da injeção de gás inerte.

Simulação da descarburização utilizando o modelo de sítios de descarburização acoplado ao perfil fluido-dinâmico do aço líquido na panela.

Estudar a influência de outros modelos de turbulência no campo de velocidade e na taxa de descarburação no reator à vácuo RH.

## APÊNDICE A

## A Estabilidade e Convergência.

Dois problemas cruciais para o sucesso da solução de equações não lineares acopladas (velocidade x pressão) pelo método de volumes finitos são a estabilidade e a taxa de convergência. A instabilidade não é causada somente pela presença de arredondamentos ou outros erros computacionais, mas também pelo aumento dos intervalos de tempo e do tamanho da célula. A análise de estabilidade tem sido realizada em vários esquemas de diferenças finitas simples. Em geral, entretanto, não é possível estender esta análise para equações não-lineares acopladas. Como Patankar menciona no seu livro [36], não há uma garantia geral que para todas as não-linearidades e inter-relacionamentos, nós obteremos uma solução convergente.

A fim de se evitar a divergência no esquema iterativo, uma técnica de sub-relaxação é frequentemente empregada. Se  $\phi_{\text{velho}}$  é o valor da variável calculado na última iteração e  $\phi_{\text{novo}}$  é o novo valor, o uso de um fator de relaxação  $\alpha$ , definido por

$$\phi = \alpha\phi_{\text{novo}} + (1 - \alpha)\phi_{\text{velho}} \quad \text{(A.1)}$$

desta forma obtém-se a variável dependente que responde de forma mais lenta à mudança na outra variável. Um coeficiente de difusão  $\Gamma$  pode também ser sub-relaxado para reduzir a influência de outras variáveis. Desta forma O valor real de  $\Gamma$  é calculado como

$$\Gamma = \alpha\Gamma_{\text{novo}} + (1 - \alpha)\Gamma_{\text{velho}} \quad \text{(A.2)}$$

O fator de relaxação requerido deve ser positivo e menor 1. Outras variáveis, como por exemplo o termo de fonte ou o valor de contorno, pode também ser sub-relaxado. Os valores de  $\alpha$  para cada caso não precisa ser o mesmo. Portanto, é muito difícil determinar uma combinação ótima dos parâmetros de relaxação para cada variável e coeficiente.

Os fatores de sub-relaxação adotados no trabalho encontram-se na Tabela (A.1).

A convergência é verificada por dois critérios diferentes. Um deles é o resíduo  $RS_p$ , o qual é calculado como segue:

$$\phi_P = \frac{\sum_{i=W,E,N,S} a_i\phi_i + S_u}{\sum_{i=W,E,N,S} a_i - S_p} \quad \text{(A.3)}$$

Após um pequeno rearranjo, tem-se

Tabela A.1: Coeficientes de sub-relaxação adotados.

No. de iterações	u	v	k	$\epsilon$	p	$\mu$
1-100	0,30	0,60	0,50	0,50	0,60	0,50
$\geq 100$	0,30	0,60	0,70	0,70	0,60	0,60

$$RS_p = \phi_p \left( \sum_{i=W,E,N,S} a_i - S_p \right) - \left( \sum_{i=W,E,N,S} a_i \phi_i + S_u \right) \quad (A.4)$$

Os valores das variáveis em cada linha são atualizados e a soma algébrica dos resíduos em cada linha é calculada com a avaliação dos coeficientes do método de diferenças finitas. A soma dos valores absolutos dos termos residuais, em cada linha e sobre todo o domínio, tem que ser menor que um pequeno valor prescrito, que é o erro, assim:

$$\sum_i \left| \sum_j (RS_{i,j}) \right| \leq \epsilon_1 \quad (A.5)$$

onde  $i$  e  $j$  expressa as linhas sobre todo o domínio e os nós em cada linha, respectivamente.

Outro critério é usado para fazer esta avaliação. Este critério alternativo tem sido utilizado por alguns investigadores [116].

$$\frac{\sum |\phi_{\text{novo}} - \phi_{\text{velho}}|}{\sum |\phi_{\text{novo}}|} \leq \epsilon_2 \quad (A.6)$$

onde  $\sum$  representa o somatório sobre todos os nós interiores. Este trabalho utiliza ambos os métodos para a análise fluido-dinâmica, ou seja, as equações (A.5) e (A.6) são usadas na avaliação com  $\epsilon_1$  ajustado para 0,001 e  $\epsilon_2$  para 0,005. Para determinar a taxa de descarburização, a equação (A.6) foi utilizada e  $\epsilon_2$  ajustado para 0,01.

## APÊNDICE B

## B Condições de Contorno e Linearização dos Termos de Fonte.

### B.1 Condições de Contorno na Parede.

Na região onde a tensão de cisalhamento é constante, a taxa de geração de energia cinética turbulenta é igual à sua taxa de dissipação. No termo de geração  $G$  da equação de transporte de  $k$ , somente o gradiente de velocidade na direção normal à parede é significativo, assim tem-se:

$$G = D \quad (\text{B.1})$$

$$\mu_t \cdot \left( \frac{\partial V_y}{\partial y} \right)^2 = \rho \epsilon \quad (\text{B.2})$$

sendo:

$$\epsilon = \rho C_\mu \frac{k^2}{\mu_t} \quad (\text{B.3})$$

$$\tau_w = \mu_t \left( \frac{\partial V_y}{\partial y_P} \right) \quad (\text{B.4})$$

Substituído as equações (B.3) e (B.4) em (B.2), tem-se:

$$\tau_w = \rho C_\mu^{1/2} k = \text{cte} \quad (\text{B.5})$$

$y^+$  e  $u_\tau$  ficam:

$$y^+ = \frac{y_P C_\mu^{1/4} k^{1/2} \rho}{\mu} = \frac{\Delta y_P u_\tau}{\nu} \quad (\text{B.6})$$

e

$$u_\tau = k^{1/2} C_\mu^{1/4} \quad \text{ou} \quad \frac{u_\tau}{k^{1/2} C_\mu^{1/4}} = 1(\text{unidade}) \quad (\text{B.7})$$

Portanto, a partir das equações (B.5) à (B.7), a tensão nas proximidades da parede ficará:

$$\tau_w = C_\mu^{1/4} k^{1/2} \rho \frac{u_P}{u^+} \quad (\text{B.8})$$

A implementação das condições de contorno na parede no fluxo turbulento começa com a avaliação de:



$$y^+ = \frac{\Delta y_P}{\nu} \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}} \quad (\text{B.9})$$

onde  $\Delta y_P$  é a distância do ponto P até a parede sólida (Figura B.1.1). Próximo da parede, o fluxo é laminar se  $y^+ \leq 11,63$ . Na origem, assume-se que a tensão de cisalhamento é inteiramente viscosa. Se  $y^+ > 11,63$  o fluxo é turbulento e a função parede aproximada é usada. A mudança de laminar para turbulento ocorre numa camada intermediária, entre a região linear e a região logarítmica, da camada limite turbulenta próximo da parede. O valor exato de  $y^+$  na interseção do perfil linear e da lei logarítmica é 11,63. Desta forma ele é obtido a partir da solução da seguinte equação:

$$y^+ = u^+ = \frac{1}{\kappa} \ln(Ey^+) \quad (\text{B.10})$$

Obs.: Na interseção  $u^+ = y^+$

Nesta fórmula  $\kappa$  é a contante de von Karman (0,4187) e E é uma constante de integração que depende da rugosidade da parede (seção ??). Para paredes lisas com tensão de cisalhamento constante E vale 9,793.

### B.1.1 Fluxo Laminar/Sub-Camada Linear.

As condições de contorno na parede descritas neste item se aplicam em dois casos: para soluções de (i) equações de fluxo laminar e (ii) equações de fluxo turbulento quando  $y^+ \leq 11,63$ . Em ambos os casos, o fluxo na parede é tomado como sendo laminar. A força na parede entra no termo de fonte da equação discretizada de momento-u. A tensão de cisalhamento na parede é obtida de

$$\tau_w = \mu \frac{u_P}{\Delta y_P} \quad (\text{B.11})$$

onde  $u_P$  é a velocidade no ponto nodal P da célula. A Figura (B.1.1) ilustra que a fórmula é baseada na premissa de que a velocidade varia linearmente com a distância a partir da parede em um fluxo laminar.

$$F_s = -\tau_w a_n \quad (\text{B.12})$$

$$= -\mu \frac{u_P}{\Delta y_P} a_n \quad (\text{B.13})$$

onde  $a_n$  é a área do volume de controle. O termo de fonte apropriado na equação-u é definido por

$$S_P = -\frac{\mu}{\Delta y_P} a_n \quad (\text{B.14})$$

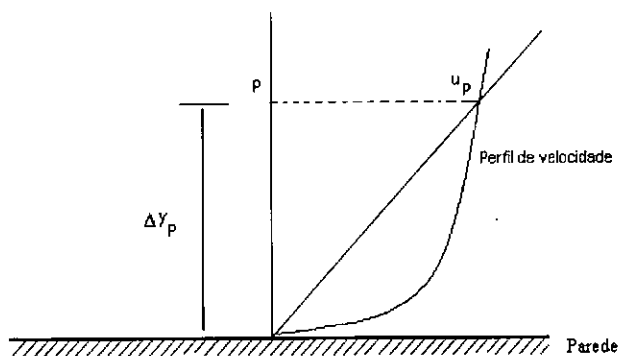


Figura B.1.1: Distribuição do perfil de velocidade na parede

### B.1.2 Fluxo Turbulento.

Se o valor de  $y^+$  é maior que 11.63, considera-se que o ponto nodal  $P$  está na região logarítmica da camada limite turbulenta. As fórmulas foram aplicadas de vários modos, mas a Tabela (B.1) fornece as relações otimizadas para fluxos próximos de paredes sólidas aplicados na maioria dos CFD.

Tabela B.1: Condições de contorno próximo da parede para o modelo k- $\epsilon$ .

1. Equações de momento tangencial à parede

- Tensão de cisalhamento na parede

$$\tau_w = \rho C_\mu^{1/4} k_P^{1/2} u_P / u^+ \quad (\text{B.15})$$

- Força na parede

$$F_s = -\tau_w a_n = -(\rho C_\mu^{1/4} k_P^{1/2} u_P / u^+) a_n \quad (\text{B.16})$$

2. Equação de momento normal à parede

- velocidade normal = 0

3. Equação de energia cinética turbulenta

- termo fonte de k por unidade de volume

$$= (\tau_w u_P - \rho C_\mu^{3/4} k_P^{3/2} u^+) \Delta V / \Delta y_P \quad (\text{B.17})$$

4. Taxa de dissipação de energia

- valor nodal

$$\epsilon_P = C_\mu^{3/4} k_P^{3/2} / (\kappa \Delta y_P) \quad (\text{B.18})$$

Estas relações devem ser usadas em conjunto com a velocidade universal para fluxos turbulentos próximos da parede:

$$u^+ = \frac{1}{\kappa} \ln(Ey^+) \quad (\text{B.19})$$

As equações da Tabela (B.1) são tratadas da seguinte forma em suas equações discretizadas.

**componente de velocidade-u paralela à parede.** A ligação com a parede sul é cancelada ajustando  $a_s = 0$  e a Força na parede  $F_s$ , equação (B.16), é introduzida na equação discretizada da velocidade-u como termo de fonte, assim

$$S_P = -\frac{\rho C_\mu^{1/4} k_P^{1/2}}{u^+} a_n \quad (\text{B.20})$$

### B.1.3 Equação da Energia Cinética Turbulenta.

A ligação para o contorno é cancelada, no lado sul, ajustando  $a_s = 0$ . No volume do termo de fonte, equação(B.17), o segundo termo contém  $k^{3/2}$ . Este é linearizado como  $k^*_p^{1/2} \cdot k_p$ , onde  $k^*$  é o valor de  $k$  da iteração precedente, o qual produz o seguinte termo de fonte para  $S_u$  e  $S_p$  na equação discretizada de  $k$ :

$$S_p = -\frac{\rho C_\mu^{3/4} k^*_p^{1/2} u^+}{\Delta y_p} \Delta V_p \quad \text{e} \quad S_u = \frac{\tau_w u_p}{\Delta y_p} \Delta V_p \quad (\text{B.21})$$

### B.1.4 Equação da Dissipação de Energia Cinética Turbulenta.

A equação discretizada de  $\epsilon$  próximo da parede é fixada para o valor dado pela equação (B.18), ajustando-se os termos de fonte  $S_p$  e  $S_u$  como segue:

$$S_p = -10^{30} \quad \text{e} \quad S_u = \frac{C_\mu^{3/4} k_p^{3/2}}{\kappa \Delta y_p} \cdot 10^{30} \quad (\text{B.22})$$

## B.2 Termos de Fonte para as Equações Discretizadas.

Os termos de fonte para as equações discretizadas são avaliados usando valores precedentes das variáveis. Sendo o sistema de células deslocadas empregado no procedimento de cálculo, interpolação é requerida no cálculo dos termos de gradiente de velocidade, o qual frequentemente aparece nos termos de fonte. Por exemplo, considere a equação de velocidade- $u$  no domínio bidimensional.

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho uu) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho vu) = \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \mu \frac{\partial u}{\partial x} \right) - \frac{\partial p}{\partial x} + S_u \quad (\text{B.23})$$

onde

$$S_u = \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \mu \frac{\partial v}{\partial x} \right) \quad (\text{B.24})$$

Uma pequena parte da célula está descrita na Figura (B.2.1); foi usado a notação padrão para os componentes de velocidade deslocada para trás.

A forma discretizada da equação ( B.23) para o volume e controle- $u$  localizado em  $(i,J)$  é

$$a_{i,J} u_{i,J} = \sum a_{nb} u_{nb} - \frac{(P_{i,J} - P_{i-1,J})}{\delta x_u} \Delta V_u + \bar{S}_u \Delta V_u \quad (\text{B.25})$$

onde  $\delta x_u$  é a largura do volume de controle- $u$  e  $\Delta V_u$  é o volume de volume de controle- $u$ .

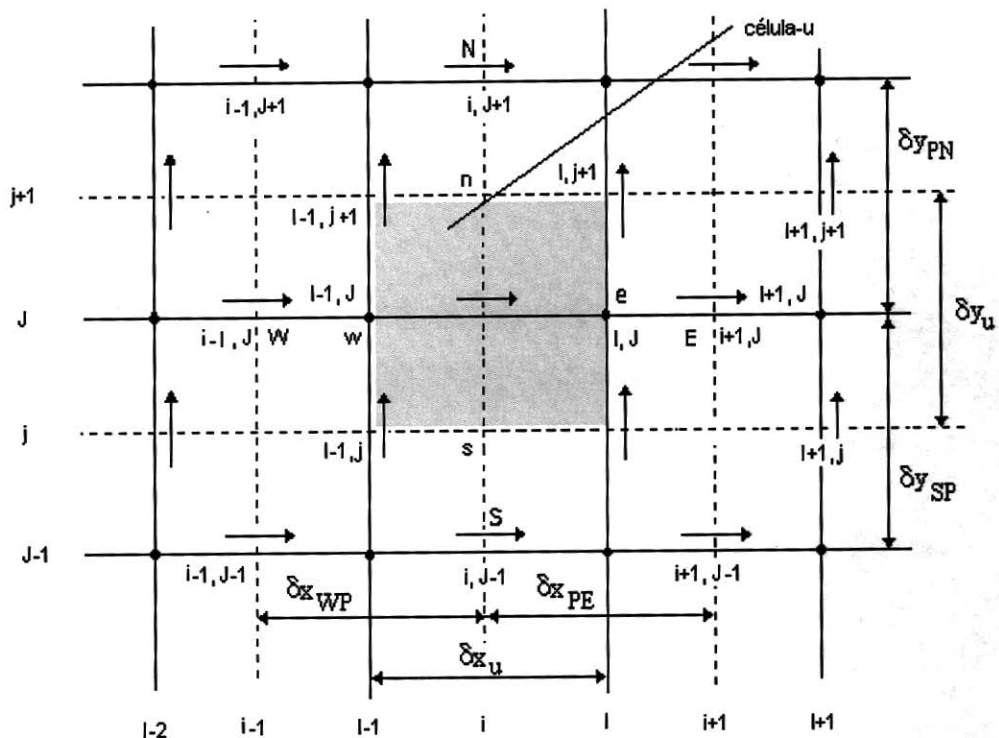


Figura B.2.1: Volume de controle-u e seus componentes de velocidades vizinhos

O termo de fonte para a equação de  $u$  na célula mostrada é avaliado como

$$\bar{S}_u \Delta V_u = \left[ \frac{\partial}{\partial x} \left( \mu \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \mu \frac{\partial v}{\partial x} \right) \right]_{\text{Célula}} \cdot \Delta V_u \quad (\text{B.26})$$

$$(\text{B.27})$$

$$= \left[ \frac{\left( \mu \frac{\partial u}{\partial x} \right)_{\text{face leste}} - \left( \mu \frac{\partial u}{\partial x} \right)_{\text{face oeste}}}{\delta x_u} + \frac{\left( \mu \frac{\partial v}{\partial x} \right)_{\text{face norte}} - \left( \mu \frac{\partial v}{\partial x} \right)_{\text{face sul}}}{\delta y_u} \right] \quad (\text{B.28})$$

$$(\text{B.29})$$

$$= \left[ \mu \frac{\left( \frac{u_{i+1,J} - u_{i,J}}{\delta x_{PE}} \right) - \left( \frac{u_{i,J} - u_{i-1,J}}{\delta x_{WP}} \right)}{\delta x_u} + \mu \frac{\left( \frac{v_{I,j+1} - v_{I-1,j+1}}{\delta x_u} \right) - \left( \frac{v_{I,j} - v_{I-1,j}}{\delta x_u} \right)}{\delta y_u} \right] \cdot \delta x_u \delta y_u \quad (\text{B.30})$$

### B.3 Condições de Contorno Prescritas.

#### Estimativa dos valores de contorno de $k$ e $\epsilon$ na entrada

Simulações numéricas mais exatas somente podem ser obtidas se os valores da energia cinética turbulenta  $k$  e a taxa de dissipação  $\epsilon$  fornecidos para a condições de contorno na entrada forem medidos. Entretanto, frequentemente tais dados não são avaliados. Neste

caso, os códigos comerciais de CFD frequentemente estimam estes valores com as aproximações, baseado na intensidade turbulenta – tipicamente entre 1-6 % – e uma escala de comprimento. Assim:

1. entrada

Para a energia cinética turbulenta  $k$

$$k = \frac{3}{2}(U_{\text{ref}} T_i)^2 \quad (\text{B.31})$$

$$= \frac{3}{2}(U_{\text{ref}} \cdot 0,06)^2 \quad (\text{B.32})$$

$$= 0,005 U_{\text{ref}}^2 \quad (U_{\text{ref}} = U_I) \quad (\text{B.33})$$

$$k = 0,005 U_I^2 \quad (\text{B.34})$$

Para a taxa de dissipação de energia cinética  $\epsilon$

$$\mu_t = C_\rho \vartheta l = \rho C_\mu \frac{k^2}{\epsilon} \quad (\vartheta = k^{\frac{1}{2}}) \quad (\text{B.35})$$

$$\epsilon = C_\mu \frac{k^{\frac{3}{2}}}{\kappa l} \quad (l = 0,07R \text{ e } \kappa = 0,4) \quad \text{e} \quad (C_\mu = \frac{C_\mu}{C}) \quad (\text{B.36})$$

$$\epsilon = \frac{C_\mu k^{3/2}}{0,03R} \quad (\text{B.37})$$

Para a velocidade

$$u = U_I \quad (\text{B.38})$$

$$v = 0 \quad (\text{B.39})$$

1. saída

$$u = -U_I \quad (\text{B.40})$$

$$v = 0 \quad (\text{B.41})$$

$$k = 0,005U_I^2 \quad (\text{B.42})$$

$$\epsilon = \frac{C_\mu k^{3/2}}{0,03R} \quad (\text{B.43})$$

1. parede(região livre de fluxo)

$$u = 0 \quad (\text{B.44})$$

$$v = 0 \quad (\text{B.45})$$

$$(\text{B.46})$$

1. próximo da parede

velocidade- aprox. linear ou logarítmica;

k- equação (B.17);

k linearizado, equação (B.21);

$\epsilon$ - equação (B.18).

$\epsilon$  linearizado (B.22).

Estas condições de contorno estão representadas na Figura( B.3.1)

## B.4 Tensão de Cisalhante Próximo da Parede.

1.  $\tau_w$  é considerada uniforme desde a parede até o célula adjacente;
2.  $\tau_w$  é uma condição de contorno para a equação de u, seção (B.5), e entra também no termo de geração, próximo da parede, na equação de transporte para k, equação (B.17);
3.  $\tau_w$  é obtido a partir da lei logarítmica modificada:

$$u^+ = \frac{1}{\kappa} \ln(Ey^+); \quad (\text{B.47})$$

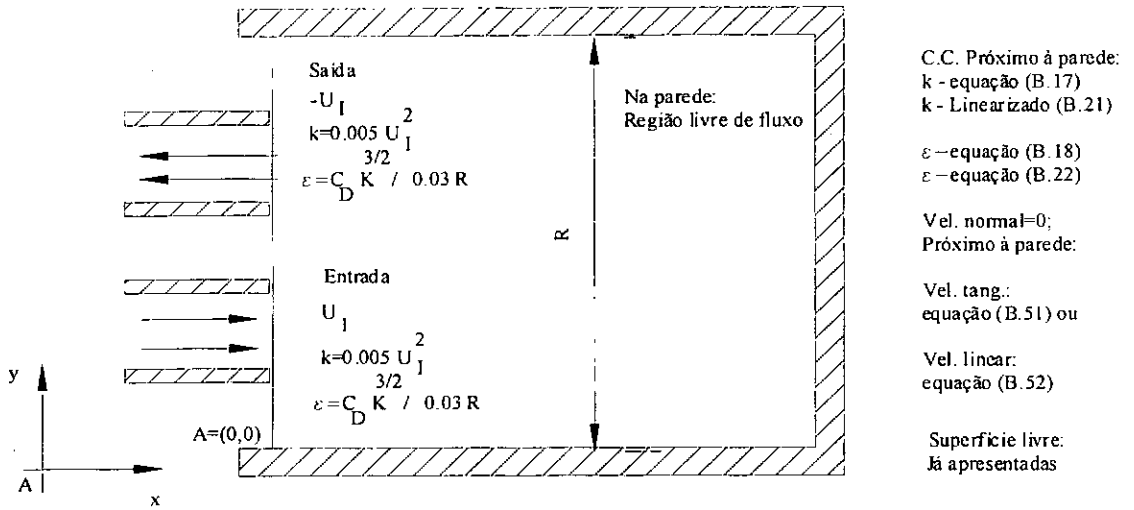


Figura B.3.1: Condições de contorno na entrada, saída e na parede

onde:  $\kappa = 0,4$ ,  $E=9,0$  para paredes lisas;

$$u^+ = \frac{u}{u_\tau}; \quad u_\tau = \frac{\tau_w}{\rho C_\mu^{1/4} k^{1/2}} \quad (\text{B.48})$$

$$y^+ = \frac{C_\mu^{1/4} \rho k^{1/2} y}{\mu_{lam}} \quad (y^+ > 11.5) \quad (\text{B.49})$$

4.  $\tau_w$  é avaliado para  $y^+ \geq 11.5$  através da fórmula:

$$\tau_w = \frac{C_\mu^{1/4} \rho u_P k_P^{1/2}}{u^+} \quad (\text{B.50})$$

Substituindo as equações (B.47 e B.49) em (B.50) obtém-se:

$$\tau_w = \frac{\kappa C_\mu^{1/4} \rho u_P k_P^{1/2}}{\ln(E \rho \delta k^{1/2} C_\mu^{1/4} / \mu_{lam})} \quad (\text{B.51})$$



5. Para  $y^+ < 11.5$ ,

$$\tau_w = \mu_{\text{lam}} \left( \frac{u_P}{\delta} \right) \quad (\text{B.52})$$

6. Quando  $\tau_w$  é usado como condições de contorno na equação de transporte para  $u$ , a média das duas  $\tau_w$ 's, em ambos os lados do ponto nodal P, é usado, vide Figura (B.4.1).

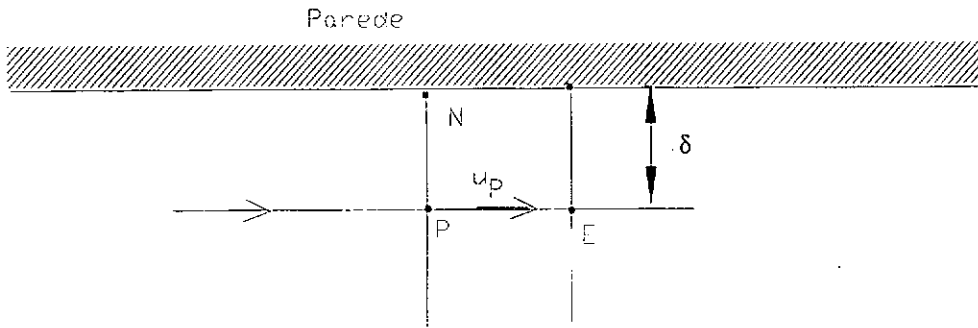


Figura B.4.1: Condições de contorno na parede

## B.5 Efeito da Tensão Ccisalhante $\tau_w$ Próximo da Parede na Equação de Transporte de $u$ e sua Linearização.

1. A equação de balanço de momento para  $u$  é:

$$a_P \phi_P = \sum a_{nb} \phi_{nb} + S_u \quad (\text{B.53})$$

$$a_P = \sum a_{nb} - S_P \quad (\text{B.54})$$

Portanto, fazendo  $\phi = u$  tem-se:

$$u_P = \left( \sum_{i=N,E,W,S} A_i u_i + S_u \right) / \left( \sum A_i - S_P \right) \quad (\text{B.55})$$

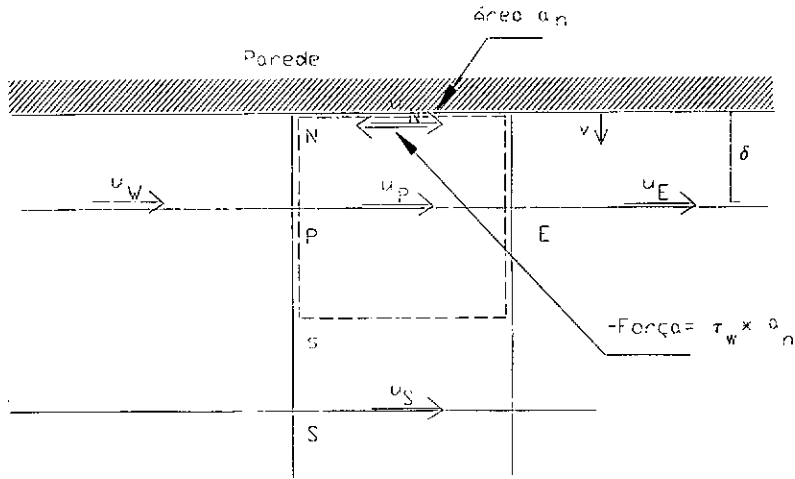


Figura B.5.1: Detalhes das condições de contorno na parede

2. Efeito de  $\tau_w$  é expresso por:

(a) Fazendo  $a_n$  igual a zero.

(b) Inserir  $\tau_w$  dentro da equação de  $u$  por meio do termo fonte:

$$S_u = 0; \quad S_P = - \left( \frac{\tau_w a_n}{u_P} \right) = - \frac{\mu}{\Delta y_P} a_n \quad (\text{B.56})$$

(c) Substituindo as equações (B.48) em (B.56) tem-se:

$$S_P = \frac{\rho C_\mu^{1/4} k^{1/2} a_n}{u^+} \quad (\text{B.57})$$

### B.5.1 Expressões Adicionais do Termo de Fonte para a Equação de Transporte de $k$ Próximo da Parede e sua Linearização.

1. Por causa do gradiente abrupto de velocidade, os termos de fonte próximo da parede são melhores representados através de  $\tau_w$ , vide Figuras (B.5.1), (B.5.2) e (B.5.3).

$$S_k = G_k - \rho \epsilon \quad (\text{B.58})$$

$$= \tau_w \frac{\partial u}{\partial y} - \frac{C_\mu \rho^2 k^2}{\mu_t} \quad (\text{B.59})$$

$$= \tau_w \frac{\partial u}{\partial y} - \frac{C_\mu \rho^2 k^2}{\tau_w} \frac{\partial u}{\partial y} \quad (\text{B.60})$$

2. Mas,

$$\int \int S_k dV = S_u + S_p k_p \quad (\text{B.61})$$

3. Conseqüentemente,

$$S_u = \frac{\tau_w u_P \Delta V}{\Delta y} = \tau_w u_P r_P \Delta x \quad (\Delta V = r_P \Delta x \Delta y) \quad (\text{B.62})$$

$$(\text{B.63})$$

$$S_p = \frac{-C_\mu \rho^2 k_p u_P \Delta V}{\Delta y \tau_w} = -C_\mu \rho^2 k_p u_P r_P \Delta x / \tau_w \quad (\text{B.64})$$

4. Os termos de origem para  $k$  próximo da parede podem também ser expressos por:

$$S_k = G_k - \rho \epsilon \quad (\text{B.65})$$

$$= (\tau_w u_P - \rho C_\mu^{3/4} k_P^{3/2} u^+) \frac{\Delta V}{\Delta y_P} \quad (\text{B.66})$$

5. Portanto:

$$S_u = \frac{\tau_w u_P \Delta V}{\Delta y_P} = \tau_w u_P r_P \Delta x \quad (\text{B.67})$$

$$S_p = -\rho C_\mu^{3/4} u^+ k^{1/2} \frac{\Delta V}{\Delta y_P} = -\rho C_\mu^{3/4} u^+ k^{1/2} r_P \Delta x \quad (\text{B.68})$$

Utilizando as equações (B.47) e (B.50) é fácil demonstrar que as equações do termo de fonte  $S_p$ , equações (B.64) e (B.68) são idênticas:

$$-C_\mu \rho^2 k_p u_P r_P \Delta x / \tau_w = -\rho C_\mu^{3/4} u^+ k^{1/2} r_P \Delta x$$

### B.5.2 Termo de Fonte Linearizado para Equação de Transporte de $\epsilon$ na Parede.

1. Próximo da parede, o comprimento de mistura é considerado proporcional à distância a partir da parede.

2. Conseqüentemente:

$$\epsilon_p = \frac{C_\mu^{3/4} k_p^{3/2}}{\kappa \delta} \quad \kappa = 0,4 \quad (\text{B.69})$$

3.  $\epsilon_p$  é a condição de contorno para  $\epsilon$  e não o  $\epsilon$  na parede.

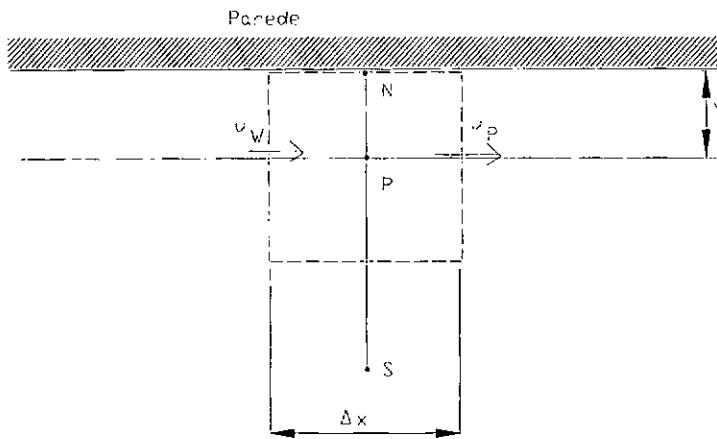


Figura B.5.2: Condições de contorno na parede e componentes de velocidades vizinhos

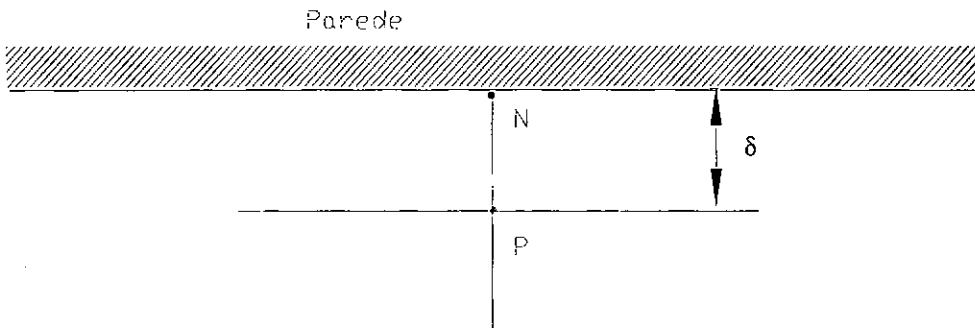


Figura B.5.3: Condições de contorno na parede

4.  $\epsilon$  pode ser ajustado ou linearizado através dos termos de fonte:

$$S_u = \epsilon_p 10^{30} \quad (\text{B.70})$$

$$S_p = -10^{30} \quad (\text{B.71})$$

Obs.: Esta técnica é utilizada para fixar zero nas paredes sólidas ou para ajustar valores fixos dentro de paredes sólidas.

## B.6 Linearização dos Termos de Fonte.

A discretização da equação de momento, de transporte de  $k$  ou  $\epsilon$ , de uma quantidade escalar, etc., produz uma expressão típica do método numérico de volumes finitos dada por:

$$\phi_p = \left( \sum_{i=N,E,W,S} A_i \phi_i + S_u \right) / \left( \sum A_i - S_p \right) \quad (\text{B.72})$$

$$S \Delta V_p = S_u + S_p \phi_p \quad (\text{B.73})$$

Onde  $S$  é o termo fonte linearizado, conforme exposto na metodologia numérica.

### B.6.1 Linearização do Termo Fonte para a Equação de Transporte de $k$ .

Conforme mencionado, o modelo padrão utiliza a seguinte equação de transporte para  $k$ :

$$\boxed{\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \text{div}(\rho k \mathbf{U}) = \text{div} \left[ \frac{\mu_t}{\sigma_k} \text{grad } k \right] + 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} - \rho \epsilon} \quad (\text{B.74})$$

$$G = 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} = \mu_t \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \left( \frac{\partial u_j}{\partial x_i} + \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \right) \quad (\text{B.75})$$

No domínio bidimensional, fazendo  $i=1$  ( $j=1$  e  $2$ ) e  $i=2$  ( $j=1$  e  $2$ ), tem-se:

$$G = 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} = \mu_t \left[ 2 \left( \left( \frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 \right) + \left( \frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 \right] \quad (\text{B.76})$$

No domínio tridimensional, fazendo  $i=1$  ( $j=1, 2$  e  $3$ ),  $i=2$  ( $j=1, 2$  e  $3$ ) e  $i=3$  ( $j=1, 2$  e  $3$ ), tem-se:

$$G = 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} = \mu_t \left[ 2 \left( \left( \frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 + \left( \frac{\partial w}{\partial z} \right)^2 \right) + \left( \frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right)^2 \right] \quad (\text{B.77})$$

onde:

$G$  é um termo positivo, pois só contém termos ao quadrado e representa uma origem de energia cinética  $k$  devido ao trabalho de deformação sofrido por uma partícula fluida. A

representação está em coordenadas cartesianas. Porém para problemas simétricos curvilinear é melhor representá-lo em coordenadas cilíndricas.

No domínio bidimensional, tem-se:

$$G = 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} = \mu_t \left[ 2 \left( \left( \frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 \right) + \left( \frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 \right] \quad (B.78)$$

onde:

$G$  é o tensor deformação ou a taxa de deformação,

Como foi visto previamente, fazendo  $i=1$  ( $j=1;2$ ) e  $i=2$  ( $j=1;2$ ) e trabalhando com coordenadas cartesianas, tem-se:

$$G = 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} = \mu_t \left[ 2 \left( \left( \frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 \right) + \left( \frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 \right] \quad (B.79)$$

Ou, em coordenadas cilíndricas:

$$G = 2\mu_t E_{ij} \cdot E_{ij} = \mu_t \left[ 2 \left( \left( \frac{\partial u}{\partial z} \right)^2 + \left( \frac{\partial v}{\partial r} \right)^2 + \left( \frac{v}{r} \right)^2 \right) + \left( \frac{\partial u}{\partial r} + \frac{\partial v}{\partial z} \right)^2 \right] \quad (B.80)$$

O termo fonte da equação de  $k$ :

$$S_k = G - \rho \epsilon \quad (B.81)$$

O termo fonte é linearizado da seguinte forma:

$$S_k \Delta V = S_u + S_p \phi_P \quad (B.82)$$

Portanto:

$$S_u = [1.5 G + (C_2 - 1) \rho \epsilon] \Delta V \quad (B.83)$$

$$S_p = -[C_2 \rho \epsilon + 0,5 G] \frac{\Delta V}{k} \quad (B.84)$$

Esta forma linearizada pode ser verificada substituindo  $S_u$  e  $S_p$  na equação (B.82) para obter (B.81) e observando que  $\phi_P = k$ , assim:

$$S_k \Delta V = [1.5 G + (C_2 - 1) \rho \epsilon] \Delta V - [C_2 \rho \epsilon + 0,5 G] \frac{\Delta V}{k} \times k \quad (B.85)$$

Portanto:

$$S_k = G - \rho \epsilon \quad (B.86)$$

que é idêntico à equação (B.81). Portanto a forma linearizada do termo fonte está correta.

### B.6.2 Linearização do Termo de Fonte para a Equação de Transporte de $\epsilon$ .

Conforme mencionado o modelo padrão utiliza a seguinte equação de transporte para  $\epsilon$ :

$$\frac{\partial(\rho\epsilon)}{\partial t} + \text{div}(\rho\epsilon\mathbf{U}) = \text{div}\left[\frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon}\text{grad}\epsilon\right] + C_1\frac{\epsilon}{k}2\mu_t\mathbf{E}_{ij}\cdot\mathbf{E}_{ij} - C_2\rho\frac{\epsilon^2}{k} \quad (\text{B.87})$$

O termo fonte da equação de  $\epsilon$ :

$$S_\epsilon = C_1\frac{\epsilon}{k}2\mu_t\mathbf{E}_{ij}\cdot\mathbf{E}_{ij} - C_2\rho\frac{\epsilon^2}{k} = C_1\frac{\epsilon}{k}G - C_2\rho\frac{\epsilon^2}{k} \quad (\text{B.88})$$

O termo fonte é também linearizado da mesma forma, assim:

$$S_\epsilon\Delta V = S_u + S_p\phi_P \quad (\text{B.89})$$

Portanto:

$$S_u = \left[ C_1 G \frac{\epsilon}{k} + (C_2 - 1) \rho \frac{\epsilon^2}{k} \right] \Delta V \quad (\text{B.90})$$

$$S_p = \left[ -\rho(2C_2 - 1) \frac{\epsilon}{k} \right] \Delta V \quad (\text{B.91})$$

Esta forma linearizada pode ser verificada substituindo  $S_u$  e  $S_p$  na equação (B.89) para obter (B.88) e observando que  $\phi_P = \epsilon$ , assim:

$$S_\epsilon = \left[ C_1 G \frac{\epsilon}{k} + (C_2 - 1) \rho \frac{\epsilon^2}{k} \right] \Delta V + \left[ -\rho(2C_2 - 1) \frac{\epsilon}{k} \right] \Delta V \times \epsilon \quad (\text{B.92})$$

Portanto rearranjando os termos da equação acima, obtém-se:

$$S_\epsilon = C_1\frac{\epsilon}{k}G - C_2\rho\frac{\epsilon^2}{k} \quad (\text{B.93})$$

que é idêntico à equação (B.88). Portanto a forma linearizada do termo fonte está correta.

## Bibliografia

- [1] "WORLDSTEEL, News in Brief... ", International Iron and Steel Institute, Issue 6, site: ([www.worldsteel.org](http://www.worldsteel.org)), August 2000.
- [2] CLEY SCHOLZ: "Reinventando o Carro", Revista Metalurgia & Materiais, Vol.54, n. 494, p. 481-500, outubro de 1998.
- [3] FERNANDO PESCIOTTA: "Aço em 2020", Revista Metalurgia & Materiais, Vol.56, n. 494, p. 19-21, jan. de 2000.
- [4] "Dando a Largada", Revista Metalurgia & Materiais, Vol.56, n. 505, p. 770-773, dez. de 2000.
- [5] K. NAKANISHI, J. SZEKELY, C. W. CHANG: "Iron Making and Steel making (Quarterly)", p. 115, 2, 1975.
- [6] K. KINOSHITA, K. NAKAMISHI: Tetsu-to-Hagane, 57, p. 419, 1971.
- [7] SÉRGIO L. S. COSTA: "Análise da Circulação e Misturamento no Processo RH de Desgaseificação à Vacuo", Tese de Mestrado, UFMG, 1982.
- [8] PASCOAL J. P. BORDIGNON: "Microliga em Chapas de Aço para a Indústria Automotiva", Contribuição Técnica para o 1º Seminário sobre Chapas Metálicas para a Indústria Automobilística, São Paulo, set(1992).
- [9] SHYH-YI CHIANG *et al.*: "Production of Interstitial Free (IF) Steel in Steel-Making", China Steel Technical Repoprt, No.4, pp. 24-33 (1990).
- [10] BRADSHAW, P., CEBECI, T. e WHITELAW, J. L.: "Engineering Calculation Methods for Turbulent Flow", Academic Press, London, 1981.
- [11] LAUNDER, B. E. e SPALDING, D. B.: "The Numerical Computation of Turbulent Flows", Comput. Methods Appl. Mech. Eng., Vol. 3, pp. 269-289, 1974.
- [12] A. BARRAULT, G. de GERY, P. GERBENO, GUYARD, E. MARTEL, J. P. MICHALAT, D. PAGAN: "Turbulence", Ecole Centrale de Lyon; Notes Prises au Cours de Melle Comte-Bellot, pgs 31-45.
- [13] ÁTILA P. S. FREIRE: "Introdução à Turbulência em Sistemas Fluidos", Apostila do curso de Escoamento Turbulento, Dep. de Eng. Mec., Laboratório de Turbulência, UFRJ.
- [14] ARISTEU S. NETO: "Fundamentos da Turbulência nos Fluidos", Transição e Turbulência, I Escola de Primavera, Capítulo 1, COPPE/UFRJ, pp. 3-46, Setembro de 1998.
- [15] CEBECI, T. e SMITH, AMO: "Analysis of Turbulence Boundary Layer, Applied Mathematics and Mechanics, Vol. 15, Academic Press, New York.



- [16] ÁTILA P. S. FREIRE: “Equações do Movimento e Resultados Assintóticos Aplicados à Teoria de Camada Limite”, Transição e Turbulência, I Escola de Primavera, Capítulo 2, COPPE/UFRJ, pp. 49-97, Setembro de 1998.
- [17] SO, R. M. C., LAI, Y. G., ZHANG, H. S. e HWANG, B. C.: “Second -order Near-wall Turbulence Closures: A Review”, AIAA J., Vol. 29, No. 11, pp. 1819-1835, 1979.
- [18] TENNEKES, H. e LUMLEY, J. L.: “A first Course in Turbulence”, MIT Press, Cambridge, MA, 1972.
- [19] CHARLES G. SPEZIALE e RONALD M. C. SO: “The Handbook Of Fluid Dynamics”, “Turbulence Modelling and Simulation”, Chapter 14, edited by Richard W. Johnson, CRC Press, 1998.
- [20] E. R. VAN DRIEST: “On turbulent flow near a wall”, J. Aero. Sci., 23, p.1007(1957).
- [21] J. O. HINZE: “Turbulence”. McGraw-Hill Book Company, Second Edition, pgs71-75, 1975.
- [22] SCHLINCHTING, H.(1979).
- [23] ABBOTT, M. B. e BASCO, D. R.: “Computational Fluid Dynamics - An Introduction for Engineers”, Longman Scientific & Technical, Harlow, England, 1989.
- [24] JOSEPH. A. SCHETZ: “Foundations of Boundary Layer Theory for Momentum, Heat, and Mass Transfer”. Prentice-Hall, Inc., New Jersey, pgs.206-207, 1984.
- [25] KLEBANOFF, P. S.: “Characteristic of Turbulence in a Boundary Layer with zero Pressure Gradient”, NACA Rept. 1247(1955).
- [26] MANABU IGUSHI, HIROTOSHI KAWABATA, YOUJI DEMOTO e ZE-ICHIRO MORITA: “Cold Model Experiments for Developing a New Velocimeter Applicable to Molten Metal”, ISIJ International, Vol.34, no.6, pgs. 461-467, 1994.
- [27] HORIUTI, K.: “Higher-order Terms in the Anisotropic Representation Of Reynolds Stresses”, Phys. Fluids A, Vol.2, No. 10, 1990, pp. 1708-1710.
- [28] K. HANJALIC: “Two dimensional Asymmetrical Turbulent Flow in Ducts”, Ph.D. Thesis, University of London, 1970.
- [29] B. E. LAUNDER, D. B. SPALDING: “Mathematical Models of Turbulence”, Academic Press, London, 1972.
- [30] R. H. PLETCHER: “Survey of Finite-difference Strategy for Predicting Heat Transfer in Turbulent Channel Flow in Turbulent Forced Convection in Channels and Bundles”, ed. by Skakac and D.B. Spalding, McGraw-Hill, New York, 1979.
- [31] R. H. PLETCHER: “Finite-difference Methods for Predicting Channel Flows; Turbulence Models and Some Comparison with Experimental data” IBID.

- [32] D. B. SPALDING: "Theoretical Prediction of Simple-Phase Turbulent Flow and Heat Transfer in Ducts and Rods Bundles I, II and III", IBID.
- [33] W. P. JONES and B. E. LAUNDER: "The Prediction of Laminarization with a Two-Equation Model of Turbulence", Int. J. Heat Mass Transfer., Vol. 15, pp. 301-314. Pergamon Press, 1972.
- [34] SCHLINCHTING, H.: "Boundary-layer theory", 7th ed., McGraw-Hill, New York, 1979.
- [35] H. K. VERSTEEG e W. MALALASEKERA: "An Introduction to Computational Fluid Dynamics", The Finite Volume Method, Longman Group Ltd 1995.
- [36] S. V. PATANKAR, "Numerical Heat Transfer and Fluid Flow", McGraw-Hill, New York, 1980.
- [37] DANCKWERTS, P. V.: Chem. Eng. Sci., 2,1(1953).
- [38] RANDOLPH, A. D.: Can. J. Chem. Eng., 42,280(1964).
- [39] DAVID M. HIMMELBLAU e KENNETH B. BISCHOFF: "Process Analysis and Simulation- Deterministic Systems", John Wiley & Sons, Chapter 4, pgs. 59-88, 1968.
- [40] H. SCOT FOGLER: "Elements of Chemical Reaction Engineering", Printice-Hall, 1992(2 ed.).
- [41] G. F. FROMENT e K. B. BISCHOFF: "Chemical Reactor Analysis and Design", Wiley, 1979.
- [42] KRAMERS, H. e WESTERTERP, K. R.: "Elements of Chemical Reactor Design and Operation", Chapter 3, Academic Press, New York, 1963.
- [43] LEVENSPIEL, O.: "Chemical Reaction Engineering", Chapter 9 e 10, Wiley, New York, 1962.
- [44] LEVENSPIEL, O e BISCHOFF, K. B.: "Advan. Chem. Eng.4",95-198(1963).
- [45] PETERSON, E. E., "Chemical Reaction Analysis", Chapter 10, Printice-Hall, Englewood Cliffs, N.Y., 1965.
- [46] N. SANO, WEI-KAO LU, PAUL V. RIBOUD e M. MAEDA: "Advanced Physical Chemistry for Process Metallurgy", chapter 9, Analysis of metallurgical reactors por T. Abel Engh, Academic Press, pp. 281-306, 1997.
- [47] ENGH, T.A, HANSSON, L. WORNER, H. K. e WULFF, K.: "Measurement of the Residence Time Distribution Function for the WORCRA Steel Refining Launder", Ann.155,pp. 93-99, 1971.
- [48] NAGATA, S.: "Mixing, Principles and Applications", Wiley, N.York., 1975.

- [49] PERRY, R. H. e GREEN, D.: "Perry's Chemical Engineer's Handbook", McGraw-Hill, N. York, 1984.
- [50] FURTADO, H. S., MELO, A. H. B., PEREIRA, S. C. e AZEVEDO, W. M.: "Simulação Experimental do Escoamento do Aço Líquido no Distribuidor do Lingotamento Contínuo da CSN", XXVI Seminário de Fusão, Refino e Solidificação- Aciaria, Refratários, pp. 819-859, Dez. 1994.
- [51] NAJAFABADI, M. A., KANEGAWA, S. MAEDA, M. e SANO, M.: "Simultaneous Decarburization and Denitrogenization of Molten Iron with Vacuum Suction Degassing Method", ISIJ International, No. 10, pp. 1229-1236, Vol. 36(1996).
- [52] SUZUKI, K. *et al.*: "Rate of Removal of Carbon and Oxygen from Liquid Iron", Tetsu-to-Hagané, 354, 62(1976).
- [53] HIGBIE, R. : Trans. Am. Inst. Chem. Eng., p.365, 31(1935).
- [54] HIROYUKI NOMURA e KAZUMI MORI: " Kinetics of Decarburization of Liquid Iron at Low Concentrations of Carbon ", Tran. Iron Steel Inst. Jpn., 325, 13(1973).
- [55] INOUE, S. *et al.*: " Acceleration of decarburization in RH Vacuum Degassing Process ", ISIJ international, No.1, pp120-125, Vol. 32(1992).
- [56] ASAI, S. *et al.*: Tetsu-to-Hagané, 426, 68(1982).
- [57] KOUROKI, S. *et al.*: Scaninjet V, 642, (1989).
- [58] KITAMURA, T. *et al.*: 'Mathematical Model for Nitrogen Desorption and Decarburization Reaction in Vacuum Degasser", ISIJ international, No.4, p. 395-401.
- [59] T. KUWABARA, K. UMEZARA, K. MORI, e H. WATANABE: "Investigation of Decarburization Behavior in RH-reactor and Its Operation Improvement", Transactions ISIJ, 28(1988),305, Vol. 36(1996).
- [60] MASATAKA YANO *et al.*: " Recent Advances in Ultralow-Carbon Steel Refining Technology by Vacuum Degassing Process ", Nippon Steel Technical Report, No.61, pp. 15-21, abril,1994.
- [61] KITAMURA, S. *et al.*: " Decarburization Model for Vacuum Degaser", Tetsu-to-Hagané, V.80, p.31-36, 1994.
- [62] KUWABARA *et al.*: Tans. ISIJ. 28, 305 (1988).
- [63] SANO *et al.*: Tetsu-to-Hagané. 65, 1140 (1979).
- [64] SAWADA *et al.*: Tetsu-to-Hagané. 73, 669 (1987).
- [65] SAKAGUSHI, K. *et al.*: " Measurement of the Volumetric Mass Transfer Coefficient of Gas-stirred under Reduced Pressure", ISIJ International, V.35, p.1348-1353, 1995.

- [66] YAMAGUCHI, K., *et al.*: “Effect of Refining Conditions for Ultra Low Carbon Steel on Decarburization Reaction in RH Degasser”, *ISIJ International*, V.32, p.126-135, 1992.
- [67] TAKAHASHI, M., Matsumoto, H. e Saito, T.: “Mechanism of Decarburization in RH Degasser”, *ISIJ International*, No. 12, pp. 1452-1458, Vol. 35 (1995).
- [68] HARASHIMA, K., MIZOGUSHI, S. e KAJIOKA, H.: “Kinetics of Decarburization of Low Carbon Liquid Iron under Reduced Pressures”, *Tetsu-to-Hagané*, 74(1988)3,449.
- [69] SÉRGIO L. S. COSTA *et al.*: “Análise do misturamento do aço no processo RH de degaseificação à vácuo”, 40 Congresso Anual da ABM; Rio de Janeiro, Vol. 42, p. 253-256, junho de 1995.
- [70] N. B. CORDEIRO *et al.*: “Modelamento Matemático da Descarburação no Degaseificador à vácuo com Circulação”, 51 Congresso Anual da ABM, Porto Alegre- RS, p. 575-592, 1996.
- [71] SOEJIMA, T., SAITO, T., MATSUMOTO, H. SHINOZAKI, K. e MIMURA, T.: “Mechanism of Vacuum Decarburization during RH treatment (Development of RH Refining Process-III)”, *Transactions ISIJ*, pp. B 146, Vol. 25(1985).
- [72] N. SUMIDA, T. FUJII, M. OGUCHI, H. MORISHITA, K. YOSHIMURA, e F. SUDO: “Production of Ultra Low Carbon Steel by Combined Process of Bottom Blown Converter an RH Degasser”, *Kawasaki Steel Technical Report*, No. 8, pp. 69-76, sept. 1983,
- [73] N. SUMIDA, T. FUJII, M. OGUCHI, H. MORISHITA, K. YOSHIMURA, e F. SUDO: “Production of Ultra Low Carbon Steel by Combined Process of Bottom Blown Converter an RH Degasser”, *Kawasaki Steel Giho*, 152, 15(1983)2.
- [74] H. WATANABE *et al.*: “Some Chemical Engineering Aspects of RH Degassing Process”, *Transactions ISIJ*, 487-507, 9(1968)
- [75] N. KUROKAWA *et al.*, Paper presented at 5th International Conference on the RH, 1987.
- [76] Y. KATO, T. KIRISHABA e T. FUJII: “Analysis of Decarburization in RH Degasser and Its Application to Ultra-low Carbon Steel Production”, *Kawasaki Steel Technical Report*, 25, 32(1995)
- [77] Y. KATO, T. FUJII, S. OHMIYA e K. AIZAWA: “Effect of Geometry of Vacuum Vessel on Decarburization Rate and Final Carbon Content in RH Degasser”, *Tetsu-to-Hagané*, 11, 1248, 79(1993).
- [78] BRAHMA DEO e GUPTA, S.: “Metal Phase Mass Transfer and Kinetic Model for Decarburization for RH Process”, *Steel Research*, No.1 p. 7-11, 67 (1996).

- [79] K. AZUMA, S. ONOYAMA, K. UMEZAWA, H. WATANABE, K. OHNUKI e Y. MIZUKAMI: "Investigation of Decarburization Behavior in RH-reactor and Its Operation Improvement", CAMP-ISIJ,168, 3(1990).
- [80] KATO, Y., NAKATO, H., FUJII, T., OHMIYA, O. e TAKATORI, S.: "Fluid Flow in Ladle and Its Effect on Decarburization Rate in RH degasser", Tetsu-to-Hagané, 77(1991), 10, 1664.
- [81] A. EJIMA, Y. OGUCHI, T. FUJII, N. SUMIDA, Y. IIDA, N. SHIMAZAKI e N. UEDA.: Tetsu-to-Hagané, S543, 61 (1975) 12.
- [82] YETAO, H., SAWADA, T. e SANO, M.: "Decarburization Reaction of Molten Iron of Low Carbon Concentration with solids Oxides", Tetsu-to-Hagané, 82, 78(1992)1.
- [83] YETAO, H., SAWADA, T. e SANO, M.: "Kawasaki Steel's Steelmaking Technologies for Mass Production of High Cleanliness Steel Sheet", Tetsu-to-Hagané, 78(1992)1,82.
- [84] YAMAGUCHI K., TAKEUCHI, S. e SORIMACHI, S.: "Hydrogen Gas Injection for Promoting Decarburization of Ultra Low Carbon Steel in RH Degasser", CAMP-ISIJ, 61(1993)1,177.
- [85] YAMAGUCHI K., HIRAOKA H., KISHIMOTO, Y., TAKEUCHI, S. e WASHIO, M.: "Development of Hydrogen Gas Injection Method for Promoting Decarburization of Ultra-Low Carbon Steel in RH Degasser", Steelmaking Conference Proceedings, pp. 105-109, 1995.
- [86] HATAKEYAMA, T., MIZUKAMI, Y. IGA, K. e OITA M.: "Development of a New Secondary Refining Process Using a RH Vacuum Degasser", Proceedings of the 72nd Steelmaking Conference, ISS-AIME, Chicago, pp. 23-29, 1989.
- [87] FILHO, G. A. V., SILVA, C. A. e TAVARES, R. PARREIRA M.: "Modelagem Matemática do Desgaseificador à Vácuo-RH da Companhia Siderúrgica de Tubarão", XXXI Seminário de Fusão, Refino e Solidificação dos Metais, Vitória, E.S., pp 343-351, maio de 2000.
- [88] SILVA, C. A., SILVA, I. A., FILHO, G. A. V., TAVARES, R. PARREIRAS, SESHADRI e MESSIAS, A. J.: "Análise do Fluxo de Metal no Reator RH e sua Implicação em Reações de Refino", XXXI Seminário de Fusão, Refino e Solidificação dos Metais, Vitória, E.S., pp 333-342, maio de 2000.
- [89] KITAMURA, T., MIYAMOTO, K., TSUJINO, R., MIZIGUCHI, S. e KATO, K.: "Mathematical Model for Nitrogen Desorption and Decarburization Reaction in Vacuum Degasser", ISIJ International, No. 4, pp. 395-401, Vol. 3 (1996).
- [90] ISODA, T., TAKADA, M. e EHARA, T.: "Integrated Process for Mass Production of High Quality IF Steel at Kawasaki Steel Mizushima Works", XXXI Seminário de Fusão, Refino e Solidificação dos Metais, Vitória, E.S., pp 281-291, maio de 2000.

- [91] W. M. PUN D. B. SPALDING, "A General Computer Program for Two-Dimension Elliptic Flow", Report Number HTS/76/2, HTS, Imperial College of Science and Technology, 1976.
- [92] C. R. MALISKA: "Transferência da Calor e Mecânica dos Fluidos Computacional", Livros Técnicos e Científicos Editora S.A, 1995.
- [93] B. E. LAUNDER e D. B. SPALDING: "Computer Method in Applied Mech. and Eng.", pp.269, 3, 1974.
- [94] MILOVAN PERIC e GEORG SCHEUERER: "CAST - A Finite Volume Method for Predicting Two-Dimensional Flow and Heat Transfer Phenomena", GRS- Technische Notiz SRR-89-01, sept. 1989.
- [95] ÂNGELA O. NIEKELE: "Volumes Finitos Aplicados à Turbulência", Transição e Turbulência, I Escola de Primavera, COPPE/UFRJ, pp. 273, Setembro de 1998.
- [96] ROACHE, P. J.: "Computational Fluid Dynamics", Hermosa Publishing, Albuquerque, 1980.
- [97] W. M .PUN e D. BRIAN SPALDING.: "A General Computer Program for Two Dimensional Elliptic Flows", Imperial College of Science and Technology, Mechanical Engineering Department, London, 1977.
- [98] C. HIRSCH: "Numerical Computation of Internal and External Flows", Vol. 1, John Wiley & Sons, 1988.
- [99] D. A. ANDERSON, J. C. TANNEHILL e R. H. PLETCHER: "Computational Fluid Mechanics and Heat Transfer", Hemisphere Publishing Corporation, New York, 1984.
- [100] D. BRIAN SPALDING: "GENMIX- A General Computer Program for Two-dimensional Parabolic Phenomena", HMT, Pergamon Press, London, 1977.
- [101] W. H. PRESS, B. P. FLANNERY, S. A. TEUKOLSKY e W. T. VETTERLING: "Numerical Recipes", Cambridge University Press, pp.548-552, 1989.
- [102] J. H. GREVET: "An Experimental Study of Gas-Agitated Circulation System of Ladle Metallurgy", M.Sc. Thesis, MIT, 1981.
- [103] D. MAZUMDAR e R. I. L. GYTHRIE: "A Comparison of Three Mathematical Modeling Procedures for Simulating Fluid Flow Phenomena in Bubble-Stirred Ladles", Metallurgical and Materials Transactions B, Vol. 25B, pp 308-312, April 1994.
- [104] O. J. ILEGBUSI e J. SZEKELY: "he Modeling of Gas-bubble Driven Circulation Systems", ISIJ International, No.9, pp.731-739, Vol. 30(1990).
- [105] Y.Y. SHENG e G. A. IRONS: "The Impact of Bubble Dynamics on the Flow in Plumes of Ladle Water Models", Metallurgical and Materials Transactions B, Vol. 26B, pp.625-635, june 1995.

- [106] D. MAZUMDAR e R. GUTHRIE: "An Assessment of a Two Phase Calculation Procedure for Hydrodynamic Modeling of Submerged Gas Injection in Ladles", ISIJ International, No.5 pp. 384-292, Vol. 34 (1994).
- [107] D. MAZUMDAR e R. GUTHRIE: "The Physical and Mathematical Modeling of Gas Stirred Ladle Systems", ISIJ International, No.1, pp.1-20, Vol.35(1995).
- [108] MIAO-YONG ZHU, TAKEO INOMOTO, I. SAWADA e TSE-CHIANG HSIAO: "Fluid Flow and Mixing Phenomena in the Ladle Stirred by Argon through Multi-Tuyere", ISIJ International, No.5, pp.472-479, Vol.35(1995).
- [109] MIAO-YONG ZHU, I. SAWADA, NORIMASA YAMASAKI e TSE-CHIANG HSIAO: "Numerical Simulation of Three-Dimensional Fluid and Mixing Process in Gas-stirred Ladles", ISIJ International, No.5, pp.503-511, Vol.36(1996).
- [110] M. J. NUNES: "Remoção de Inclusões Não-Metálicas Durante o Borbulhamento de Argônio", Tese de Mestrado, UFMG, 1986.
- [111] JULIAN SZEKELY, JAMES W. EVANS e J. K. BRIMACOMBE. "The Mathematical and Physical Modelling of Primary Metals Processing Operations", John Wiley & Sons, pp. 163-178, 1988.
- [112] KAZURO SHIRABE: "A Mathematical Model of R-H Vacuum Degassing System", M.Sc. Thesis, MIT, 1983.
- [113] COMTE-BELLOT, G.: "Hot-wire Anemometer", Annu. Rev. Fluid Mech., Vol.8,1976, pp.209-231.
- [114] PHILIPPE P. M. MENUT: "Anemometria de Fio Quente", Transição e Turbulência, I Escola de Primavera, COPPE/UFRJ, pp. 325-272, Setembro de 1998.
- [115] BUCHHAVE, P., GEORGE, Jr., W.K. e LUMLEY, J. L.: "The Measurement of Turbulence with the Laser-Doppler Anemometer", Annu. Rev. Fluid Mech., Vol. 11, pp.443-503, 1979.
- [116] AMES, W. F.: "Numerical Methods for Partial Differential Equations", Academic press, New York, 1977.

## NOMENCLATURA

a	Área interfacial;
A	Área interfacial ( $\text{cm}^2$ ), equações (7.17) e (7.6);
A	Área de interface total da reação;
$A_b$	Área interfacial da bolha ( $=\pi d_B^2$ )( $\text{m}^2$ )
$A_i$	Área interfacial gás-líquido ( $\text{m}^2$ );
$A_i = a_{nb}$	Coefficiente da equação geral de diferenças finitas (nb=N, S, E e W );
$(ak)_{ev}$	Coefficiente volumétrico de transferência de massa de carbono ( $\text{m}^3/\text{s}$ );
ak	Coefficiente volumétrico para a reação de descarburização ou constante volumétrica de descarburização ( $\text{m}^3/\text{min}$ );
ak	Constante volumétrica de descarburização total ( $\text{m}^3/\text{s}$ );
$ak_C$	Coefficiente volumétrico de transferência de massa do carbono;
$ak_O$	Coefficiente volumétrico de transferência de massa do oxigênio;
$a_n$	Área da célula;
$A_r$	Área interfacial de reação ( $\text{m}^2$ );
$A_V$	Área efetiva de superfície livre no vaso $\text{m}^2$ ;
[C]	Concentração de carbono(%);
$[\%C]_e$ e $[\%O]_e$	São a concentração de carbono e oxigênio em equilíbrio no banho líquido, respectivamente;
$C_L^o$	Concentração inicial do carbono na panela. (ppm);
[C] <sub>t</sub>	Concentração de carbono no tempo t (% em peso);
$C_1, C_2, C_\mu,$	
$\sigma_k$ e $\sigma_\epsilon$	São constantes do modelo de turbulência k- $\epsilon$
$C_C$ e $C_O$	Concentração molar do carbono e oxigênio por unidade de volume ( $\text{mol}/\text{cm}^3$ );
$C_D$	Constante de dissipação;
[C] <sub>ent</sub>	Concentração de carbono na entrada do vaso ;
[C] <sub>saída</sub>	Concentração de carbono na saída do vaso ;
[C] <sub>v</sub>	Concentração de carbono no vaso ;
$C_L$	Concentração de carbono na panela;
$C_V$	Concentração de carbono no vaso;
[%C]	Concentração de carbono no aço líquido;
[%C] <sub>i</sub>	Concentração de carbono na interface da bolha;
[%C] <sub>s</sub>	Concentração de carbono na superfície livre;
$C^*(t)$	
$C^{**}(t)$	
$C^{***}(t)$	Concentração de carbono na saída do primeiro, segundo, terceiro tanque, no tempo t, e assim sucessivamente;
	Obs.: (A concentração na saída do tanque anterior é igual à concentração na entrada do tanque subsequente, e assim sucessivamente.)



$C_{saída}(t)$	Concentração de carbono na saída da perna ascendente(ppm);
$C_{ent}(t)$	Concentração de carbono na extremidade inferior da perna descendente (ppm);
$C_V(t)$	Concentração média do carbono no vaso à vácuo (ppm);
$C_L(t)$	Concentração média do carbono na panela (ppm);
$C_e(t)$	Concent. do carbono em equilíbrio com a pressão parcial de gás CO no vaso (ppm);
$[C]$	Concentração de carbono (%);
$C'_L(t)$	
$C''_L(t)$	
$C'''_L(t)$	Concentração média de carbono no primeiro, segundo, terceiro tanque, no tempo t, e assim sucessivamente;
$C_L^o$	Concentração inicial do carbono na panela (ppm);
$C(x,t)$	Concentração de carbono na posição x na panela (indicação vetorial) no instante t - (ppm)
$\%C_e(t)$ , $\%O_e(t)$	Concentração de carbono e oxigênio em equilíbrio em função do tempo;
$C_L, C_v$	Concentração de carbono (%) na panela e vaso, respectivamente;
$C_L^o$	Concentração inicial de carbono (%);
$C_e$	Concentração de carbono no aço líquido em equilíbrio com a pressão parcial de CO na fase gasosa;
d	Diâmetro da bolha, no caso de bolha;
d	Diâmetro interno da perna (m), equação (7.90);
$D_d$	Diâmetro interno da perna descendente (cm);
$d_{vs}$	Diâmetro médio das bolhas ascendendo na pluma (cm);
$D_e$ e $D_t$	São, respectivamente, os coeficientes de difusão molecular e turbulento [ $L^2/T$ ];
$D_C$ e $D_O$	São o coeficiente de difusividade do carbono e oxigênio ( $cm^2/s$ );
$D_{eff}$	Coeficiente de difusão efetiva [ $L^2/T$ ]
$D_G$	Difusividade do CO na bolha ( $m^2/s$ );
$d_v$	Diâmetro interno do vaso ( $m^2$ );
D	Termo de dissipação para a energia cinética turbulenta;
$d_B^{Ar}$	Diâmetro da bolha de argônio (m);
D	Diâmetro da panela, equação(7.54), (m);
$D_u$	Diâmetro interno da perna ascendente (cm);
$D\phi/Dt$	$=\partial\phi/\partial t + u.\text{grad}\phi$
$D_L$	Difusividade do carbono no aço líquido ( $m^2/s$ );
$d_B$	Diâmetro da bolha (m);
E	$=9,8$ . Parâmetro de rugosidade para paredes lisas;
$E(t)$	Função da distribuição do tempo de residência ( $s^{-1}$ );
$E(t)$ , DTR	Curva de distribuição do tempo de residência;
E	Constante de equilíbrio da reação, no caso de reação química ( $C + O \rightarrow CO$ );
$f_C$ e $f_O$	São os coeficientes de atividade do carbono e oxigênio;

$f_C$ e $f_O$	Coefficiente da atividade henriana do carbono e oxigênio, $h_C = f_C\%C$ e $h_O = f_O\%O$ ;
$g$	Aceleração da gravidade ( $9,81 \text{ m/s}^2$ );
$G_1$	Vazão de gás para promover a circulação de aço líquido (NI/min);
$G_s$	Fluxo de gás para promover a circulação do aço líquido ( $\text{Nm}^3/\text{min}$ );
$G_S$	Vazão de argônio ( $\text{m}^3/\text{s}$ );
$g_x$	Componente gravitacional na direção-X;
$g_y$	=0. Componente gravitacional na direção-Y;
$G$	Termo de geração da energia cinética turbulenta;
$G$	Vazão de gás inerte;
$g$	Aceleração da gravidade;
$\Delta G^\circ$	Energia livre de Gibbs (cal/mol) $\Delta G = \Delta G^\circ + nRT \ln K$ (No equilíbrio, $\Delta G = 0$ e $\Delta G^\circ = -nRT \ln K$ );
$h$	Altura ferrostática ou altura da coluna de aço (distância da superfície da livre no vaso);
$H_1$	Altura da pluma. (cm);
$I(t)$	Curva de distribuição da idade do fluido;
$I(t)$	Função da distribuição da idade da parte interna ( $\text{s}^{-1}$ );
$k$	Energia cinética turbulenta ( $\text{cm}^2/\text{s}^2$ );
$k$	Coefficiente de transferência de massa total (cm/min), equação (7.17);
$k$	Constante de equilíbrio ( $k = p_{CO}/C_{Ce} \cdot C_{Oe}$ ) ( $\text{cm}^6 \cdot \text{atm}/\text{mol}^2$ ), equação (7.8);
$K_C$	Constante aparente de descarburização ( $\text{min}^{-1}$ );
$K_C$	Constante aparente de descarburização ( $\text{min}^{-1}$ ), equação (7.16);
$K$	Constante de descarburização (1/min.);
$k'$	Constante aparente de descarburização (cm/% s);
$k_C$ e $k_O$	coeficiente de transferência de carbono e de oxigênio (cm/s);
$K_{CO}$	Constante de equilíbrio da reação;
$K'_C$	Coefficiente de transporte de massa do carbono na fase líquida (m/s);
$K_c$	coeficiente de transporte de massa do carbono ( $\text{m}^3/\text{s}$ )
$k_C, k_O, k_g$	Coefficiente de transporte de massa do <u>C</u> , <u>O</u> e gás CO (cm/s);
$k_r^O$	Constante de descarburização, dada por ( $\text{cm}^4/\text{mol} \cdot \text{s}$ );
$K_c$	Coefficiente de transferência de massa de carbono na fase líquida (m/s);
$K_o$	Coefficiente de transferência de massa de oxigênio na fase líquida (m/s);
$k_o$	Coefficiente de transferência da massa (m/s), equação (7.77);
$k_g$	Transferência de massa de CO (m/s);
$K_r$	Constante de descarburização (m/ (% /s));
$k_L$	Coefficiente de transferência de massa (m/s);
$k_{L,B}$	Coefficiente de transferência de massa de carbono na fase líquida para a descarburização através de bolhas de argônio no vaso ( $= 2\sqrt{D_{LV_B}/(\pi d_B)}$ ) (m/s);
$K_C$ e $K_G$	São a constante de reação química e o coeficiente de transferência de massa na fase gasosa ( $= 2\sqrt{D_{GV_B}/\pi d_B}$ ) (m/s);

K	Constante de equilíbrio da reação ( $\underline{C} + \underline{O} \rightarrow \text{CO}$ ) ( $\text{Pa}/\%^2$ );
K	Constante de descarburização (1/min);
$k_{L,S}$	Coefficiente de transferência de massa de carbono na fase líquida, através da superfície livre do vaso, para a descarburização (m/s);
$K_V$	Coefficiente volumétrico para a descarburização como bolha de CO (% massa/(Pa.s));
L	Profundidade do banho (m);
l	Escala de comprimento característico da turbulência;
$M_C$	Peso molecular do carbono;
N	Número de tanques;
$\dot{n}$	Vazão molar do gás injetado (moles/s);
$n_{\text{CO}}$	Quantidade de CO gerado (moles);
$N_x$	Taxa de reação por unidade de tempo (mol/s);
$N_C^m$ e $N_O^m$	São a taxa de transferência de massa de carbono e oxigênio no aço (mol/s), respectivamente;
$N_C^R$	Taxa de formação de CO (mol/s);
[O]	Concentração de oxigênio (%);
$[\%O]_i$	Concentração de oxigênio em contato com a interface da bolha;
$O_L$	Concentração de oxigênio na panela;
$O_V$	Concentração de oxigênio no vaso;
$O_S$	Concentração de oxigênio na superfície do aço no vaso;
P	Pressão estática;
P	Pressão no interior do vaso;
$P_v$	Pressão no vaso evacuado;
[ppm C]	Concentração de carbono no aço líquido;
$[\text{ppm C}]_\infty$	= 0, pois o carbono final é muito baixo e pode ser negligenciado quando comparado à concentração inicial;
$P_{\text{CO}}^I$	Pressão parcial de CO na interface (Pa);
$P_o$	Pressão atmosférica, equações (7.54), (7.69) e (7.70);
$P_o$	Pressão atmosférica (=133Pa), equação (7.39);
$P_t$	Pressão total do gás em equilíbrio com o aço líquido (Pa);
$P_{\text{CO}}$	Pressão parcial do gás CO em equilíbrio com o aço líquido (Pa);
$P_{\text{H}_2}$	Pressão parcial do gás $\text{H}_2$ em equilíbrio com o aço líquido (Pa);
$P_{\text{N}_2}$	Pressão parcial do gás $\text{N}_2$ em equilíbrio com o aço líquido (Pa);
$P_V$	Pressão do vaso;
$P_1$ e $P_2$	Pressão atmosférica e pressão no vaso à vácuo, respectivamente (Pa);
$P_{\text{CO},i}$	Pressão parcial de CO na interface da bolha (Pa);
$P_{\text{CO},b}$	Pressão parcial de CO na bolha ( $= P_s \times n_{\text{CO}} / (n_{\text{CO}} + n_{\text{Ar}})$ ) (Pa)
$P_{\text{CO},s}$	Pressão parcial de CO na interface da bolha que se desprende na superfície livre (Pa);
$P_{\text{CO},e}$	Pressão parcial de CO em equilíbrio com o carbono e oxigênio em $P_s (=P_o + \rho gh)$ ;

Q	Taxa de circulação ( $m^3/s$ ou $t/s$ ou $t/min.$ );
$Q_m$	taxa de circulação ( $t/min.$ );
$Q'$	Taxa de circulação do aço líquido ( $m^3/min.$ );
$Q'$	Velocidade de circulação ou vazão volumétrica ( $m^3/s$ );
$Q_s$	Vazão de gás para promover a circulação de aço líquido ( $Nl/min.$ );
	$Q_1$ taxa de circulação ( $kg/s$ );
$Q_C$	Taxa de circulação ( $Nl/min.$ );
$r$	Raio da bolha (m);
R	Dimensão característica do equipamento;
R	Constante dos gases ( $cm^3 \cdot atm/mol \cdot ^\circ K$ );
R	Taxa de exaustão ( $1/min.$ );
$r_c$	Raios da região de duas fases;
$R_1$	Constante dos gases ( $J/K mol$ );
$R_e$	Raio equivalente no caso de bolha . No caso de uma distância $d$ , é $d/2$ ;
$R_e$ ou $l$	Raio equivalente das bolhas ou um comprimento característico (cm);
S	Área da superfície ativa ( $m^2$ );
S	Área da seção transversal do vaso;
$S_u$	Termo independente da propriedade $\phi$ no termo fonte;
$S_p$	Termo dependente da propriedade $\phi$ no termo fonte - $S_\phi = S_u + S_p \phi$ ;
$S_\phi$	Termo de fonte da variável $\phi$ ;
$S_\phi$	Termo de fonte para as variáveis;
t	Tempo (min.);
t	Tempo (s);
T	Temperatura ( $^\circ K$ );
$T_c$	Taxa de circulação ( $t/min.$ );
$\bar{t}$	Tempo médio de residência ou tempo de residência espacial;
t	Tempo, subscrito com $o$ e $\infty$ para definir tempo inicial e final;
$T_e$ e $T_L$	Temperatura na saída do orifício e do líquido (K);
$T_i$	Intensidade turbulenta; (%);
u	Na equação (7.39), é a velocidade de ascensão das bolhas (m/s) calculada pela expressão SAWADA <i>et al.</i> [64];
u	Componente do vetor velocidade $u$ na direção $x$ ;
U	Velocidade de ascensão das bolhas de gás (cm/s);
$u^+$	Velocidade adimensional ( $=U/u_\tau$ );
$u'_{rms}$	Raiz quadrada da média da flutuação elevado ao quadrado $u'_{rms} = \sqrt{(u')^2}$ ;
$u_\tau$	Velocidade de fricção ou de atrito ( $=\tau_w/\rho$ ) $^{1/2}$ ;
$U_{ref}$	Velocidade média referencial; (cm/s);
$\bar{U}_P$	Velocidade média do fluido no ponto P ao longo da parede;
$U_B$ e $U_L$	São as velocidades de ascensão da bolha e aço líquido;

$U_P$	Velocidade tangencial à parede no ponto P;
$v$	Componente do vetor velocidade $u$ na direção $y$ ;
$V_{CO}$	Taxa de produção de CO ( $\text{mol}/\text{cm}^2.\text{s}$ );
$V_e$ e $v$	Volume do aço líquido na panela e vaso à vácuo, respectivamente;
$V_V$	Volume de aço líquido no vaso ( $\text{m}^3$ );
$V_g$ e $V_1$	Vazão volumétrica do gás injetado;
$v_B$	Velocidade das bolhas ascendendo ( $Q_1/(A_S \times \rho)$ )( $\text{m}/\text{s}$ );
$V_L$	Volume do líquido ( $\text{m}^3$ );
$V_S$	Velocidade superficial do gás injetado ( $\text{cm}/\text{s}$ );
$V_y$	Velocidade paralela à parede a uma distância $y$ desta;
$x, y$	Representam as coordenadas cartesianas;
$x_s$	Altura da panela;
$y_P$	Distância do ponto P até a parede;
$y^+$	Distância adimensional ( $= u_\tau y \rho / \mu$ );
$y_s$	$= y_5$ Diâmetro da panela;
$y$	Distância a partir da parede até o primeiro nó;
$W$	Peso de aço líquido na panela;
$w$	Peso de aço líquido no vaso;
$W_v$	Peso de aço líquido no vaso;
$W_L$	Peso de aço líquido na panela ( $\text{kg}$ );
$W_1$	Taxa de circulação ( $\text{t}/\text{min}$ );

### Letras gregas

$\alpha$	Valor obtido da prática industrial para determinar $ak$ ;
$\alpha$	Fração de vazios ou gás da região de duas fases;
$\alpha$	Fator de relaxação;
$\beta$	$=0,111$ , constante determinada experimentalmente;
$\beta_1$	Constante ( $\text{ppm}/\text{min}$ );
$\delta_{ij}$	Delta de Kroeckener, se $i=j$ , $\delta=1$ e $i \neq j$ , $\delta = 0$ ;
$\delta$	Distância da parede até o primeiro nó;
$\phi_P$	Variável genérica (pode ser $u, v, k$ e $\epsilon$ ) no ponto P. Se tomada igual a 1 representa a equação da continuidade;
$\Gamma_\phi$	Coefficiente de difusão para a variável geral $\phi$ ;
$\gamma$	Constante;
$\Gamma_k(\text{kg}/\text{m}.\text{s})$	$\rho D_{\text{eff}} \rightarrow$ densidade ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) x coeficiente de difusão efetivo( $\text{m}^2/\text{s}$ );
$\kappa$	$=0,41$ , constante de Von Karman para paredes lisas;
$\mu, \mu_t$	Viscosidade Laminar e turbulenta do fluido ( $\text{g}/\text{cm}.\text{s}$ );
$\mu_{\text{eff}}$	Viscosidade efetiva;
$\nu$	Viscosidade cinemática;
$v$	Velocidade característica ( $\text{cm}/\text{s}$ );
$\rho$	Densidade do fluido;

$\rho_l$	Densidade do líquido (g/cm <sup>3</sup> );
$\rho$	Densidade específica do aço;
$\rho$	Densidade do aço líquido (kg/m <sup>3</sup> );
$\sigma_k$	Número de Prandtl ou Schimidt para a energia cinética turbulenta( $\approx 1$ );
$\sigma$	Tensão superficial (N/m);
$\sigma_m$	Tensão superficial do metal (dyn/cm);
$\sigma_\phi$	Número de Prandtl efetivo para transporte de $\phi$ ;
$\tau_w$	Tensão de cisalhamento próximo à parede;
$\tau$	Tempo de residência espacial;
$\theta = t/\tau$	Tempo adimensional;
$\epsilon$	Condição de contorno para $\epsilon$ e não o $\epsilon$ na parede;
$\dot{\epsilon}$	Energia de agitação (W/m <sup>3</sup> );
$\epsilon$	Energia de agitação (W/t);
$\epsilon$	Taxa de dissipação de energia cinética turbulenta ou Energia de dissipação ou taxa de dissipação de energia cinética (cm <sup>2</sup> /s <sup>3</sup> );
$\nabla$	Operador gradiente $\nabla (= \frac{\partial}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial y})$
$\Delta V$	Volume da célula;

#### Subscritos

b	Aço líquido;
e	Equilíbrio;
E	Equilíbrio;
f	Saída do vaso;
i	Entrada no vaso;
i	Interface;
l	Interface;
L	Panela;
P.M.	Mistura perfeita;
P	Ponto P