



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA

Pós-Graduação em Engenharia Civil

**PERDAS DE CARGA E VELOCIDADES
INDUZIDAS EM REATORES AERÓBIOS DE
LEITO FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO**

WAGNER NUNES MARTINS JR.

1210001635



Ilha Solteira - SP



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
"JÚLIO DE MESQUITA FILHO"
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

PERDAS DE CARGA E VELOCIDADES INDUZIDAS EM REATORES
AERÓBIOS DE LEITO FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO

Eng. Wagner Nunes Martins Jr.

Dissertação apresentada à Faculdade de
Engenharia de Ilha Solteira - UNESP, como parte
dos requisitos para obtenção do título de Mestre
em Engenharia Civil.

Orientador: Prof. Dr. Milton Dall'Aglio Sobrinho

Ilha Solteira - SP
Julho de 2005



Proc. 055/05-NPD 167

UNESP - "CAMPUS DE ILHA SOLTEIRA"	
SERVIÇO TÁC. DE BIBLIOTECA E DOCUMENTAÇÃO	
DATA DE CHEGADA 19.10.05	DATA DE TOMBO 30.11.05
REGISTRADO POR Ailza	TOMBO Te. 1635
ACQUIÇÃO Ilha Solteira an la R.H. 12.02	CLASSIFICAÇÃO M386p

Co Sys 330172
Sys 59080

NEW 280

FICHA CATALOGRÁFICA

Elaborada pela Seção Técnica de Aquisição e Tratamento da Informação/Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação da UNESP-Ilha Solteira

Martins Jr., Wagner Nunes.

M386p

Perdas de carga e velocidades induzidas em reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação / Wagner Nunes Martins Jr. – Ilha Solteira : [s.n.], 2005 x, 104 p. : il. (algumas color.)

Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, 2005

Orientador: Milton Dall'Aglio Sobrinho

Bibliografia: p. 102-104

650 650
1. Hidráulica. 2. Recursos hídricos – Desenvolvimento. 3. Águas residuais.

30 104017

AGRADECIMENTOS

Ao professor Milton Dall'Aglio Sobrinho, pelo companheirismo, orientação, disposição e dedicação voltada para o desenvolvimento desta pesquisa bem o incentivo e o exemplo de vida transmitido a mim.

Agradeço também aos técnicos do Laboratório de Engenharia Civil, que sempre se dispuseram a dar sua contribuição a esta pesquisa.

Aos grandes amigos Olivaldo, Marcelo, Joel, Ana Carolina, Humberto, Mario e Otoniel pelos agradáveis momentos de estudos e diversão passados juntos.



SUMÁRIO

Lista de Figuras	i
Lista de Tabelas	vi
Lista de Símbolos e Abreviaturas.	vii
Resumo	ix
Abstract.....	x
1- Introdução.....	1
2- Objetivos.....	5
3- Justificativas	6
4- Revisão bibliográfica	8
4.1- O biofilme.....	8
4.2- Tipos de reatores que utilizam biofilmes aderidos a uma partícula sólida.....	11
4.3- Reatores BAS (Biofilm Airlift Suspension).....	14
4.4- Regimes de Circulação de Bolhas.....	15
4.5- Efeito da expansão sobre a velocidade de circulação.....	17
4.6- Relação entre áreas interna/externa.....	19
4.7- Modelos hidrodinâmicos.....	19
4.7.1- Modelo de Chisti <i>et al.</i> (1987)	20
4.7.2- Modelo de Heijnen <i>et al.</i> (1997)	26
4.7.3- Modelo de Merchuk <i>et al.</i> (1997)	30
4.8- Avaliação dos modelos de Heijnen <i>et al.</i> (1997) e de Merchuk <i>et al.</i> (1997).....	34
5- Materiais e Métodos	37
5.1- Bancada Experimental.....	37



5.2- Medição de velocidades.....	43
5.2.1- Determinação automática dos tempos de percurso.....	45
5.3- Determinação das perdas de carga.....	47
5.3.1- Determinação independente da massa específica do meio.....	47
5.3.2- Modelagem preliminar das perdas de carga.....	52
5.4- Determinação do tempo de mistura.....	55
5.5- Ensaios realizados.....	56
6- Resultados e discussões.....	57
6.1- Desenvolvimento e teste do programa de correlação.....	57
6.2- Determinação do tempo de mistura.....	60
6.3- Comportamento das pressões.....	62
6.4- Fração Volumétrica.....	65
6.4.1- Efeito do diâmetro na fração volumétrica de ar.....	65
6.4.2- Regime de circulação de bolhas.....	67
6.4.3- Comportamento da massa específica do leito.....	68
6.5- Velocidades de circulação no modelo 1.....	70
6.5.1- Reator de 6 metros.....	70
6.5.2- Reator de 4 metros.....	72
6.5.3- Discussão dos dados de velocidade.....	77
6.6- Teste dos Modelos Dinâmicos.....	84
6.6.1- Modelo de Heijnem.....	84
6.6.2- Modelo de Chisti.....	86
6.7- Resultados do Modelo 2.....	90



7- Conclusões.....	98
8- Bibliografia.....	101
Anexo 1: Código fonte do programa para determinação automática do tempo de percursos.....	A1
Anexo 2: Dados do Reator Modelo 1.....	A6
Anexo 3: Dados do Reator Modelo 2.....	A10
Figura 10: Esquema de um reator CSTR (Continuous Stirred-Tank Reactor).....	10
Figura 11: Esquema de um reator PFR (Plug Flow Reactor).....	12
Figura 12: Esquema de um reator CSTR (Continuous Stirred-Tank Reactor).....	12
Figura 13: Esquema de um reator PFR (Plug Flow Reactor).....	13
Figura 14: Esquema de um reator CSTR (Continuous Stirred-Tank Reactor).....	13
Figura 15: Esquema de um reator PFR (Plug Flow Reactor).....	15
Figura 16: Esquema de um reator CSTR (Continuous Stirred-Tank Reactor).....	15
Figura 17: Esquema de um reator PFR (Plug Flow Reactor).....	16
Figura 18: Esquema de um reator CSTR (Continuous Stirred-Tank Reactor).....	16
Figura 19: Esquema de um reator PFR (Plug Flow Reactor).....	21
Figura 20: Esquema de um reator CSTR (Continuous Stirred-Tank Reactor).....	21
Figura 21: Esquema de um reator PFR (Plug Flow Reactor).....	32
Figura 22: Esquema de um reator CSTR (Continuous Stirred-Tank Reactor).....	38
Figura 23: Esquema de um reator PFR (Plug Flow Reactor).....	39
Figura 24: Esquema de um reator CSTR (Continuous Stirred-Tank Reactor).....	40

Lista de figuras

Figura 01:	Exemplos de partículas de biofilme – (a) Biofilme aderido a uma partícula sólida; (b) biofilme na forma de flocos.....	09
Figura 02:	Gradiente de concentração de substrato (S) em biofilmes de diferentes espessuras.....	10
Figura 03:	Estrutura do biofilme – (a) representação esquemática da influência da concentração do substrato e das forças de atrito (aumentando da esquerda para direita); (b) simulação do biofilme sob a ação do campo de velocidades.....	10
Figura 04:	Esquema de um reator USB (Upflow Sludge Blanket).....	12
Figura 05:	Esquema de um reator BFB (Biofilm Fluidized Bed).....	12
Figura 06:	Esquema de um reator ESGB (Expanded Granular Sludge Blanket).....	13
Figura 07:	Esquema de um reator IC (Internal circulation).....	13
Figura 08:	Esquema de um reator BAS (Biofilm Airlift Suspension).....	15
Figura 09:	Regime de circulação de bolhas em função da vazão de gás.....	16
Figura 10:	Representação esquemática da expansão no tubo interno e externo como função da velocidade superficial do gás.....	18
Figura 11:	Esquema do volume de controle no modelo de Chisti.....	21
Figura 12:	Representação esquemática do fluxo de massa e de energia para modelo hidrodinâmico.....	31
Figura 13:	Representação esquemática do reator airlift.....	32
Figura 14:	Esquema da bancada experimental com o modelo 1.....	38
Figura 15:	Esquema do modelo 2.....	39
Figura 16:	Aspecto geral da montagem preliminar do modelo 2.....	40

Figura 17:	Aspectos do modelo 2, módulo de alimentação e calibragem do venturi: (a) aspecto geral da montagem durante a calibragem do venturi; (b) parte inferior da montagem do modelo 2; (c) detalhe do módulo de alimentação e de calibragem do venturi; (d) detalhe do venturi.....	41
Figura 18:	Curva de calibragem do medidor venturi.....	42
Figura 19:	Ambiente de trabalho do programa de aquisição.....	43
Figura 20:	Tensão em função do tempo durante ensaio com traçador.....	44
Figura 21:	Exemplo de sinal obtido com ensaio utilizando traçador.....	44
Figura 22:	Funcionamento da correlação cruzada na determinação da velocidade.....	46
Figura 23:	Determinação das cargas com piezômetros.....	48
Figura 24:	Diferença entre as cargas cinéticas do líquido no topo e base do reator, calculada com dados do reator (200-100) com 6 metros de altura.....	50
Figura 25:	Evolução das concentrações ao longo do tempo de mistura do reator.....	55
Figura 26:	Ambiente da planilha para determinação das velocidades.....	58
Figura 27:	Dados do ensaio utilizado para testar a rotina de identificação do tempo de ciclo. Medição efetuada em reator de 4m com vazão de ar de 400 L/h.....	59
Figura 28:	Valores da auto-correlação. Tempo de ciclo dado por $k=277$, $t_c = 55,4s$	59
Figura 29:	Correlação para cálculo da velocidade, reator de 4m, 400l/h de ar.....	60
Figura 30:	Exemplo de ensaio de calibragem das sondas.....	61
Figura 31:	Determinação do tempo de mistura. Dados do reator 4m (200-75) para a vazão de 2000 L/h.....	61
Figura 32:	Comparação do tempo de mistura nas 3 configurações do modelo 1 com $H = 4,00$ m.....	62
Figura 33:	Cargas hidráulicas no topo (a) e base (b) em função da vazão de ar obtidas com a configuração 4-100.....	63

Figura 34:	Variação de cargas totais ao longo do percurso da água no reator (carga final – carga inicial) na configuração 4-100.....	64
Figura 35:	Fração volumétrica de ar entre as tomadas 1 e 5 do tubo de subida em função da vazão de ar.....	66
Figura 36:	Fração volumétrica de ar entre as tomadas 1 e 5 em função da vazão de ar (tubo de descida)	67
Figura 37:	Razão entre fração volumétrica de gás na subida e descida.....	68
Figura 38:	Comportamento da massa específica do leito no tubo de subida e descida..	69
Figura 39 :	Comparação dos métodos de medição das velocidades do reator de 6m - 100mm.....	70
Figura 40 :	Comparação dos métodos de medição das velocidades do reator de 6m - 150mm.....	71
Figura 41:	Ensaio de velocidades de descida para reator de 6 m com diâmetro interno 75mm.....	72
Figura 42:	Dados de velocidade de descida para a configuração 4-75.....	73
Figura 43:	Média das velocidades de descida e desvio padrão para a configuração 4-75.....	73
Figura 44:	Dados de velocidade de descida para a configuração 4-100.....	74
Figura 45:	Média das velocidades de descida e desvio padrão para a configuração 4-100.....	75
Figura 46:	Dados de velocidade de descida para a configuração 4-150.....	76
Figura 47:	Média das velocidades de descida e desvio padrão para a configuração 4-150.....	76
Figura 48:	Comparação da velocidade nos tubos de subida e descida para configuração 4-75.....	77

Figura 49:	Comparação da velocidade nos tubos de subida e descida para configuração 4-100.....	78
Figura 50:	Comparação da velocidade nos tubos de subida e descida para configuração 4-150.....	78
Figura 51:	Velocidade no tubo de subida em função da vazão de ar para o modelo de 4m.....	79
Figura 52:	Velocidade no tubo de subida em função da velocidade superficial do ar para o modelo de 4m.....	80
Figura 53:	Velocidade no tubo de subida em função da velocidade real do ar para o modelo de 4m de altura.....	80
Figura 54:	Comparação entre as configurações do reator com relação às velocidades no tubo de descida.....	81
Figura 55:	Vazão de ar em função da Vazão de água no modelo de 6 m.....	82
Figura 56:	Vazão de ar em função da Vazão de água no modelo de 4 m.....	83
Figura 57:	Comparação entre as velocidades de descida nas diferentes configurações do modelo de 4 metros.....	84
Figura 58:	Valores experimentais de velocidade de circulação e previstos pelo modelo de Heijnem em função da diferença de fração volumétrica de ar , para o reator de 4m.....	85
Figura 59:	Valores experimentais de velocidade de circulação em função da vazão de ar previstos pelo modelo de Heijnem para o reator de 4m.....	86
Figura 60:	Velocidade de circulação da água no tubo interno prevista pela equação de Chisti, com coeficientes experimentais de perdas de carga. Modelo de 4m de altura.....	88
Figura 61:	Velocidade de circulação da água segundo a equação de Chisti, com coeficiente teórico de perdas na base. Modelo de 4m da altura.....	89

Figura 62:	Velocidade de circulação da água no tubo interno prevista pela equação de Chisti, com coeficientes experimentais de perdas de carga. Modelo de 6m de altura.....	90
Figura 63:	Velocidade de circulação da água segundo a equação de Chisti, com coeficiente teórico de perdas na base. Modelo de 6m da altura.....	90
Figura 64:	Cargas estática e dinâmica obtidas com $H = 6,2$ m, Vazão líquida 0,8 L/s.....	91
Figura 65:	Cargas estática e dinâmica obtidas com $H = 6,2$ m, Vazão líquida 1,17 L/s....	92
Figura 66:	Cargas estática e dinâmica obtidas com $H = 6,2$ m, Vazão líquida 2,3 L/s.....	92
Figura 67:	Cargas estática e dinâmica obtidas com $H = 6,2$ m, Vazão líquida 2,6 L/s.....	93
Figura 68:	Cargas estática e dinâmica obtidas com $H = 6,2$ m, Vazão líquida 3,58 L/s....	93
Figura 69:	Cargas estática e dinâmica obtidas com $H = 6,2$ m, Vazão líquida 3,79 L/s....	94
Figura 70:	Diferença média entre as cargas estática e dinâmica em função da vazão líquida, modelo de 4m.....	95
Figura 71:	Perdas de carga distribuídas e trabalho realizado pelo ar.....	96
Figura 72:	Perdas de carga distribuídas em função da vazão de ar para várias vazões líquidas.....	96
Figura 73:	Trabalho realizado pelo ar ao longo do tubo de subida, em função da vazão de ar, para várias vazões líquidas.....	97
Figura 74:	Trabalho do ar em coluna sem circulação líquida com expansão equivalente.....	97



Lista de tabelas

Tabela 01: Relação entre áreas de descida e de subida utilizadas nos modelos.....82

Tabela 02: Coeficientes de perdas localizadas utilizados no modelo de Chisti e erro médio do ajuste. Valores experimentais de Kb e Kt e valor teórico previsto pela equação 84 para Kb e ajustado para Kt.....89

Lista de Símbolos e Abreviaturas

A_d, A_{su}	= área do tubo de descida/subida
A_e, A_i	= área do tubo externo/interno
C_f	= concentração final de traçador;
C_o	= concentração inicial de traçador
C_R	= concentração relativa de traçador
E_B	= energia dissipada na base
D_e, D_i	= diâmetro do tubo externo e interno
$(Ed)_b$	= energia dissipada por unidade de tempo na base
$(Ed)_d, (Ed)_{su}$	= potência dissipada no tubo de descida/subida
Ed_e	= energia dissipada no tubo externo
Ed_i	= energia dissipada no tubo interno
$(Ed)_t$	= energia dissipada por unidade de tempo no topo
E_i	= energia inserida
E_T	= energia dissipada no topo
E_F	= energia dissipada devido a fricção
f_{aq}	= frequência de aquisição das leituras
g	= aceleração da gravidade
H_i	= altura efetiva do tubo interno
h_D	= altura de dispersão
k_b	= coeficiente de atrito na base
k_f	= coeficiente de atrito
k_t	= coeficiente de atrito no topo
p	= pressão absoluta na superfície (1) e início do tubo de descida (2)
Q_L	= vazão da fase líquida
Q_{ar}	= vazão de ar (injetor)
$Q_D, Q_{G,su}$	= vazão de gás na descida/subida
U_L	= velocidade superficial do líquido
U_G	= velocidade superficial do gás
V_t	= volume total
V_S	= volume de sólidos
v_{Le}, v_{Li}	= velocidade real do líquido no tubo externo/interno
v_L	= velocidade de circulação do líquido
v_{sb}	= velocidade do grupo de bolhas
$(WS)_{G, su}$	= trabalho realizado por unidade de tempo pela expansão do gás na subida



$(Ws)_{L, su}$	= trabalho realizado por unidade de tempo pela fase líquida na subida
$(Ws)_{G, t}$	= trabalho realizado por unidade de tempo pelo gás no topo
$(Ws)_{L, t}$	= trabalho realizado por unidade de tempo pela fase líquida no topo
W_{ar}	= trabalho do ar por unidade de peso escoado sobre a água
W_b	= trabalho dissipado na esteira de bolhas
W_e	= trabalho dissipado pelo escoamento devido ao contorno sólido
y_p	= altura da coluna no piezômetro
Δh_b	= perdas localizadas na base
Δh_t	= perdas localizadas no topo
Δh_c	= diferença entre as cargas cinéticas
Δh_{1-2}	= perdas de carga entre 1 e 2
$\varepsilon_{ge}, \varepsilon_{gi}$	= fração volumétrica de gás no tubo externo/interno
$\varepsilon_{he}, \varepsilon_{hi}$	= fração volumétrica de gás na fase homogênea no tubo externo/interno
ε_L	= fração volumétrica do líquido
ε_S	= fração volumétrica de sólidos
γ_L	= peso específico da água
γ_m	= peso específico da mistura
ρ	= massa específica da mistura
ρ_e, ρ_i	= massa específica média no tubo externo/interno
ρ_g	= massa específica do gás
ρ_h	= massa específica pseudo-homogênea da mistura sólido-líquido
ρ_L	= massa específica do líquido
ρ_m	= massa específica da dispersão
ρ_s	= massa específica do sólido



MARTINS JR, W. N. (2005). Perdas de carga e velocidades induzidas em Reatores Aeróbios de Leito Fluidizado com Circulação. Ilha Solteira. 130 p. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.

RESUMO

Este trabalho utilizou dois modelos físicos para investigar as relações entre a vazão de ar injetado e as principais variáveis hidrodinâmicas de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação: fração volumétrica de ar, velocidade de circulação da fase líquida e perda de carga. O Modelo 1 possui tubo de descida com seção anular em paralelo ao tubo de subida, permitindo a recirculação do ar. Possui relações variáveis entre diâmetro externo e interno (200-75mm, 200-100mm e 200-150mm) e foi montado com 6m e com 4m de altura. O conteúdo de ar foi determinado com manômetros e as velocidades foram medidas com traçadores. O Modelo 2, com 6m de altura e 75mm de diâmetro, simula apenas o tubo de subida, o que permite controlar precisamente as vazões de ar e de água e determinar a fração de ar por método volumétrico. Com isso foi possível determinar a parcela reversível da energia transferida ao líquido e as perdas de carga distribuídas na subida.

No Modelo 1 o método de medição com traçadores resultou em erros com desvios padrão entre 0,5% e 2,1% da leitura, com média de cerca de 1% da leitura. A equação de Chisti despreza perdas distribuídas e demonstrou inconsistências com os dados experimentais, pois foram obtidos melhores ajustes nas configurações com maiores perdas distribuídas. No geral os erros foram imprevisíveis, variando entre 1,9% e 33%. O modelo de Heijnen foi ajustado com erros entre 2% e 8% na velocidade e erros médios de cerca de 3% da leitura. Este resultado pode ser considerado bom em vista da simplicidade da equação de Heijnen. Entretanto, não foi possível explicar a variação dos coeficientes de atrito com base nas características geométricas do reator, reforçando a necessidade de modelos que levem em conta a geometria e características dinâmicas do escoamento.

Os resultados obtidos no Modelo 2 demonstraram que, para uma dada vazão de ar, tanto a parcela reversível quanto a irreversível da variação da energia da água crescem à medida que diminui a vazão líquida. Verificou-se também que a diferença entre as cargas observadas no fundo do tubo de subida e a carga equivalente à coluna de líquido contida na subida permaneceu aproximadamente constante para todas as vazões de ar, crescendo com o quadrado da vazão líquida.

Apresenta-se ainda um programa computacional de correlação dos sinais obtidos nos ensaios com traçadores. Com isso foi possível determinar automaticamente as velocidades de circulação e tempos de ciclo e de mistura, minimizando a subjetividade e diminuindo o tempo de análise dos dados.

Palavras Chave: Reator Aeróbio, Leito Trifásico, Hidrodinâmica, Perda de Carga.

MARTINS JR, W. N. (2005). Head losses and induced liquid velocities in aerobic fluidized bed reactors with circulation. Ilha Solteira. 130 p. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista.

ABSTRACT

This work used two physical models in order to investigate the relationship between the injected airflow and the main hydrodynamic variables of aerobic fluidized bed reactors with circulation: volumetric air fraction, liquid phase circulation velocity and head loss. Model 1 has an annular downcomer tube positioned parallel to the riser, allowing the re-circulation of the injected air. Model 1 has changeable relations between external and internal diameter (200-75mm; 200-100mm and 200-150mm) and was assembled with 4m and 6m of height. The air content was determined by manometers and the velocities were measured with tracers. Model 2, with 6m of height and 75mm of diameter, simulates only the riser tube, allowing precise control of the water and air outflows and determination of the air content with volumetric method. With this it was possible to determine the reversible portion of the energy transferred to the liquid and the distributed head losses along the riser.

In Model 1 the tracer method of velocity measurement resulted in errors with standard deviation ranging between 0,5% and 2,1% of the reading, with average of about 1% of the reading. The Chisti's equation ignores distributed head-losses and demonstrated inconsistencies with experimental data since better fittings were obtained in configurations with greater distributed losses. In general the errors were unpredictable, varying between 1,9% and 33%. The model of Heijnen was fitted with velocity errors ranging from 2% to 8% and an average error of about 3% of the reading. This result can be considered good in sight of the simplicity of the Heijnen's equation. However, it was not possible to explain the observed variations of the head-loss coefficients based on the geometric characteristics of the reactor, strengthening the necessity of models that take into account the geometry and dynamic characteristics of the flow.

The results obtained with Model 2 demonstrated that, for a given air outflow, both the reversible and the irreversible portions of the water energy variation increased with the liquid flow diminution. It was also verified that the difference between observed heads in the bottom of the riser and the head equivalent to the column of liquid contained in the riser remained approximately constant for all the air outflows, increasing with the square of the liquid outflow.

A computational program for correlation of the signals gotten in the assays with tracers is still presented. With this it was possible to automatically determine the speeds of circulation and times of cycle and mixture, minimizing the subjectivity and diminishing the time spent on the analysis of the data.

Keywords: Aerobic reactor, Three-phase Stream bed, Hydrodynamics, Loss of Load.



1- Introdução

Os reatores aeróbios de leito fluidizado apresentam uma alta rapidez e eficiência no tratamento de esgotos com a utilização de uma menor área de locação quando comparados com os modelos convencionais como tanques horizontais. Outras vantagens são minimização da emissão de odores e aerossóis e também não se faz necessário o uso de pós-tratamentos para atender a padrões de lançamento.

Pode-se dizer que os reatores aeróbios de leito fluidizado possuem essas características positivas por apresentarem uma boa mistura e um contato mais efetivo entre suas fases líquida, sólida e gasosa conforme Heijnen *et al.* (1992).

Os reatores deste tipo constituem-se, na maioria dos casos, de tubos concêntricos com recirculação interna de suas fases (internal-loop), ou de tubos paralelos sendo assim os reatores com recirculação externa (external-loop).

Esses reatores podem ser bifásicos, operando com duas fases (gás, líquido), ou trifásicos, operando com três fases (gás, líquido, sólido).

As partículas sólidas podem ser areias, vidros, carvão vegetal, pedregulhos, plásticos e outras partículas similares. Estas partículas sólidas servem como meio suporte e proporcionam uma grande área na qual os microorganismos formam o biofilme.

A força motriz da recirculação é ocasionada pela diferença de massa específica entre os dois tubos, devido à injeção de gás no tubo interno, promovendo uma circulação ascendente (tubo interno) e descendente (tubo externo) de suas fases (líquida, sólida, gasosa). O oxigênio necessário para a purificação do esgoto é conseguido através do ar aspergido no tubo interno, cuja vazão deve também ser suficiente para manter as biopartículas em suspensão e promover uma boa mistura das fases.

As variáveis de um modelo hidrodinâmico trifásico (gás, líquido, sólido) são o gás incorporado no tubo aerado (tubo interno), a velocidade de recirculação e os sólidos com uma fina camada de biomassa aderida (constituindo o biofilme).

A velocidade de recirculação do líquido é um parâmetro importante na configuração dos reatores, conforme Heijnen *et al.* (1996), porque determina os seguintes processos:

- Mistura líquida: Segundo Heijnen *et al.* (1996), uma homogeneidade entre as fases em torno de 95% é alcançada com sete circulações;
- Recirculação de bolhas: Dependendo da velocidade ocorrem diferentes regimes de fluxo com respeito à presença de bolhas no tubo externo Heijnen *et al.* (1996), podendo ocorrer a circulação das bolhas entre ambos os tubos, atingindo uma alta taxa de areação que é desejável para a remoção da matéria orgânica e para a nitrificação;
- Suspensão dos sólidos: Valores muito baixos de velocidade podem ocasionar a sedimentação das partículas sólidas necessárias ao tratamento biológico do esgoto.

Estudos elaborados no Departamento de Engenharia Civil da UNESP-Campus de Ilha Solteira comprovam a viabilidade desses reatores no que diz respeito ao tratamento de esgoto sanitário submetido apenas a um gradeamento, sendo alcançada uma remoção em termos de DQO e DBO filtradas acima de 95 % segundo Dall'Aglio Sobrinho (2000).

Do mesmo modo a análise dos diversos resultados ressalta a importância do funcionamento hidrodinâmico do leito fluidizado sobre os resultados. Consolidando essa afirmação podemos citar como exemplo os problemas para ressuspensão das partículas do meio suporte. As dificuldades de suspensão obrigaram à manutenção de altas vazões de ar, sem o correspondente aproveitamento pela biomassa, levando a uma situação de ineficiência do processo com relação ao ar consumido e à produção de lodo com baixa sedimentabilidade que tem diminuído a qualidade do efluente final.

A eficiência na utilização do ar pode ser aumentada com um projeto hidráulico mais adequado do reator. Entretanto, a metodologia de projeto e o equacionamento a ser empregado ainda não se encontram satisfatoriamente resolvidos pelo estado atual da arte, uma vez que a dificuldade envolvida não é trivial, pela presença de meio trifásico e pelo intercâmbio de energia entre as fases do ar e água. Como



resultado, a maioria dos modelos presentes na literatura baseia-se em balanço global com todas as perdas de carga concentradas em um único parâmetro, característico de cada reator, que representa tanto os parâmetros físicos como as variáveis dinâmicas do escoamento resultante. Com isso não é possível extrapolar ou generalizar os resultados para outras escalas e para diferentes configurações geométricas.

Dentre os resultados obtidos podem ser destacadas, pela importância no projeto dos reatores, as relações entre as frações volumétricas de gás e as velocidades de circulação, em função das vazões de ar. Entretanto, as diferenças qualitativas observadas no comportamento dos modelos reduzidos e nos reatores em escala piloto, bem como resultados quantitativos obtidos nas duas escalas mostram que não é possível garantir a extrapolação dos resultados já delineados para as alturas dos reatores em escala real.

A determinação da velocidade de circulação do líquido cumpre um papel essencial nos reatores aeróbios devido a sua grande influência na remoção da matéria orgânica e do nitrogênio. Em reatores operando com baixa velocidade, as partículas sólidas em suspensão no leito começarão a sedimentar-se na base. Em velocidades suficientes para evitar a sedimentação, podem ocorrer baixas tensões de cisalhamento, aumentando a espessura do biofilme e provocando condições anaeróbias, levando ao desprendimento do biofilme e à formação de biomassa excessiva em suspensão. Assim diminuirá a quantidade de biomassa ativa necessária para o tratamento eficiente do esgoto doméstico. E os reatores operados com alta velocidade podem levar a redução da espessura das biopartículas e o processo de remoção da matéria orgânica poderá não ocorrer como desejado.

A geometria desses reatores é outro aspecto significativo no comportamento hidrodinâmico.

Devido à importância, para a disseminação da tecnologia de reatores aeróbios, do funcionamento hidrodinâmico e da modelagem das perdas de carga e velocidades de circulação do meio induzidas pelo jato de ar, o assunto vem sendo abordado por uma série de trabalhos do grupo de reatores aeróbios da UNESP-Campus de Ilha Solteira. A principal inovação desses trabalhos é a tentativa de incorporar nos modelos de dimensionamento os efeitos do intercâmbio de energia entre as fases gasosa e líquida.



Diante de tudo isso é crucial ressaltar que a descrição do comportamento hidrodinâmico e de como se relacionam suas variáveis (vazão de ar, velocidade de circulação induzida e perdas localizadas), assume importante posição na definição da eficiência do tratamento de esgoto doméstico utilizando a tecnologia de reatores aeróbios de leito fluidizado em tubos concêntricos, cumprindo um papel essencial na formulação das opções de desenvolvimentos futuros em termos de capacidade de tratamento e de consumo de energia (ar comprimido).



2- Objetivos

O objetivo deste trabalho é investigar experimentalmente, em modelos com alturas comparáveis às da escala real, as perdas de carga distribuídas provocadas pelo escoamento de água limpa e ar. Os resultados experimentais serão utilizados para testar os modelos atuais para previsão do comportamento hidrodinâmico e das velocidades de circulação induzidas, com perspectiva de aperfeiçoamento da modelagem por meio da consideração do intercâmbio de energia entre as fases líquida e gasosa.

Com isso haverá uma contribuição para superar a etapa atual da modelagem, em que não há como prever o efeito das diferentes configurações geométricas e dinâmicas adotadas sobre a velocidade de circulação de forma a conseguir condições de funcionamento estável do leito fluidizado, contribuindo para o necessário trabalho de otimização da capacidade de tratamento dos reatores e do consumo de ar para uma dada carga orgânica de projeto.

Serão obtidas experimentalmente as relações entre a vazão de ar e a velocidade de circulação induzida no reator, bem como as diferenças de conteúdo volumétrico de gás nos dois tubos, tendo como parâmetros a altura do reator, a expansão do leito fluidizado e as relações entre as áreas do tubo indutor e de recirculação.

Com relação ao trabalho anterior de Ruggeri (2002) este trabalho apresenta como contribuição uma metodologia para determinar o conteúdo volumétrico de gás de forma independente, o que permitirá isolar o efeito da perda de carga distribuída nos dados de pressão obtidos por manometria. Essa mudança na metodologia será conseguida por meio de modificações introduzidas nos modelos reduzidos dos reatores utilizados no levantamento experimental.

3- Justificativas

Os reatores aeróbios de leito fluidizado vêm sendo apresentados em trabalhos recentes como alternativa tecnicamente viável para o tratamento de esgotos domésticos, necessitando, entretanto, de otimização e de padronização de metodologias de projeto, as quais dependem do desenvolvimento de modelos confiáveis e gerais que descrevam a hidrodinâmica de funcionamento.

A transferência de oxigênio ao meio líquido é um aspecto importante na remoção da matéria orgânica e do nitrogênio, sendo que a taxa de transferência está correlacionada à quantidade de ar introduzida. O processo de remoção do nitrogênio é conseguido pela ação de bactérias nitrificantes. Entretanto a taxa de reprodução destes organismos é bem menor em relação aos organismos responsáveis pela estabilização da matéria carbonácea. Isto significa que há necessidade de um maior tempo de detenção celular do esgoto de maneira a garantir sua permanência até um limite suficiente para que as bactérias nitrificantes se desenvolvam. Por isso é importante a manutenção de altas concentrações do meio suporte, garantindo a área superficial necessária para o crescimento dos biofilmes. Da mesma forma a previsão da velocidade de circulação do líquido nesses reatores assume um caráter de grande importância, já que velocidades muito altas podem levar à redução no tempo de descida pelo tubo de recirculação, onde ocorrem as condições anóxicas necessárias para a desnitrificação.

Portanto, as principais variáveis de um modelo hidrodinâmico dos reatores de leito fluidizado com circulação por jatos de ar são: as velocidades do líquido e do gás e a expansão do leito. No estado atual do conhecimento é difícil modelar ou prever o comportamento de um protótipo na fase de projeto, bem como alterar suas condições de funcionamento, porque as três variáveis principais não são independentes uma da outra. A expansão do leito, que é função da vazão de ar e

determina a velocidade de circulação, também é afetada pela velocidade de circulação, levando à necessidade de aumento da vazão de ar para manter a expansão.

A modelagem unidimensional correntemente empregada é baseada num balanço na fase líquida entre as forças indutoras e resistentes ao escoamento, assumindo-se que a força indutora é gerada pela diferença de conteúdo de ar entre as duas regiões do reator. As forças contrárias, que normalmente são representadas apenas por um parâmetro global de perdas concentradas, resultam das perdas distribuídas ao longo dos tubos de subida e descida e das perdas localizadas nas mudanças de direção, expansões e contrações do escoamento existentes no topo e na base.

A revisão da bibliografia mostra que, ao contrário do que vem sendo praticado na maioria dos modelos de dimensionamento apresentados, a correta avaliação das perdas distribuídas depende de balanços que consideram também o intercâmbio de energia entre as fases líquida e gasosa. Por exemplo Milanese (2002) apresenta dados que demonstram as dificuldades dos modelos em explicar o comportamento observado dos reatores. Trabalhando com reatores retangulares de pequena altura, para evidenciar a influência das perdas de carga concentradas, Milanese (2002) demonstrou que, quando diminui a área de abertura inferior (maior perda localizada), as vazões de circulação aumentaram, comportamento totalmente contrário ao esperado com base nos modelos correntes.

As potencialidades reveladas no tratamento com o uso dos reatores aeróbios de leito fluidizado em tubos concêntricos, e as possibilidades vislumbradas para a otimização do processo, em termos de capacidade de tratamento e de consumo de energia (ar comprimido), justificam a realização dessa pesquisa.

Demonstrou-se resumidamente neste item que a necessidade de um equacionamento confiável e geral para a previsão do comportamento hidrodinâmico dos reatores é vital para a consolidação e disseminação de uma alternativa promissora para o tratamento de esgotos.



4 - Revisão bibliográfica

4.1 – O biofilme

Resumidamente o biofilme consiste no crescimento da biomassa aderido a um meio suporte, sendo uma estrutura complexa de células e produtos extra celulares, como polímeros, no qual se formam espontaneamente grânulos densos ou crescem aderidos a uma superfície sólida estática ou ainda em uma superfície sólida suspensa.

Os biofilmes têm como importante característica a coexistência entre condições aeróbias, anóxicas e anaeróbias, uma vez que, na camada em condições anóxicas, ocorrerá a redução de nitratos, em condições anaeróbias a formação de ácidos orgânicos e a redução de sulfatos. Além do que, segundo Von Sperling (1996) os sistemas que utilizam biofilmes têm potencial para ocupar menores volumes de reator, uma vez que o tempo de detenção hidráulica pode ser menor que o tempo de geração celular, sem que ocorra lavagem das células, pelo fato das mesmas estarem aderidas a um meio suporte.

Para o desenvolvimento bacteriano os compostos necessários, como matéria orgânica, oxigênio e micronutrientes, são adsorvidos à superfície, e são transportados através do biofilme através do mecanismo de difusão, onde são metabolizados pelos microorganismos.

A profundidade da penetração do substrato depende da porosidade, concentração do substrato, da taxa de transferência de massa na interface líquido-biofilme e líquido-flocos e da taxa de reação dos microorganismos, conforme Nicolella *et al.* (2000). A estrutura física e propriedades estruturais dos flocos e biofilmes têm grande importâncias nesses fatores. Com isso devido a seu pequeno tamanho e sua alta porosidade o transporte de massa é em geral, mais rápido em

flocos. Diante disso poderia ser considerado desvantajoso o uso de biofilmes aderidos em partículas sólidas, mas, a alta velocidade de sedimentação colabora na retenção da biomassa.

Na figura 01 é apresentada a estrutura do biofilme aderido a uma partícula sólida e em forma de flocos.

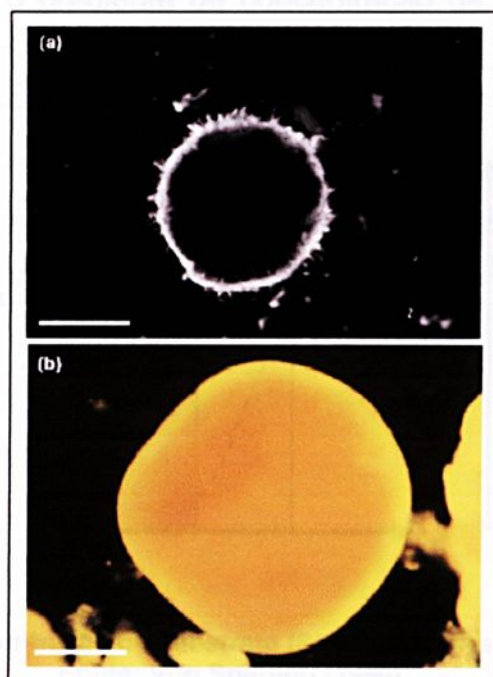


Figura 01 : Exemplos de partículas de biofilme – (a) Biofilme aderido a uma partícula sólida; (b) biofilme na forma de flocos. Fonte: Nicollela et al. (2000)

O desenvolvimento do biofilme é caracterizado como a diferença entre o crescimento dos microorganismos somado com a aderência e o seu desprendimento. Esta diferença determina a estrutura física do biofilme, conforme Nicollela et al. (2000).

Sua formação é fortemente influenciada pelas condições hidrodinâmicas dos reatores, alterando sua espessura e massa específica. A condição de fluxo turbulento garante uma maior interação entre as partículas por meio do atrito, ocasionando o controle da espessura e melhorando a condição do transporte de nutrientes às regiões mais profundas através de processos difusivos.

A densidade do biofilme é diferente da massa específica do líquido no reator, possibilitando a existência de gradientes de velocidade entre o líquido e a camada externa do biofilme, fazendo com que as células estejam continuamente expostas a novos substratos, potencialmente aumentando a sua atividade. Portanto se a

espessura do biofilme for muito elevada, o consumo do substrato ao longo do do biofilme pode ser tal que as camadas internas sejam deficientes de substrato, diminuindo sua atividade; com isso as condições de aderência com o meio suporte diminuem, e a biomassa pode se desalojar do meio suporte.

A figura 02 ilustra o gradiente de concentração de um substrato S em um biofilme.

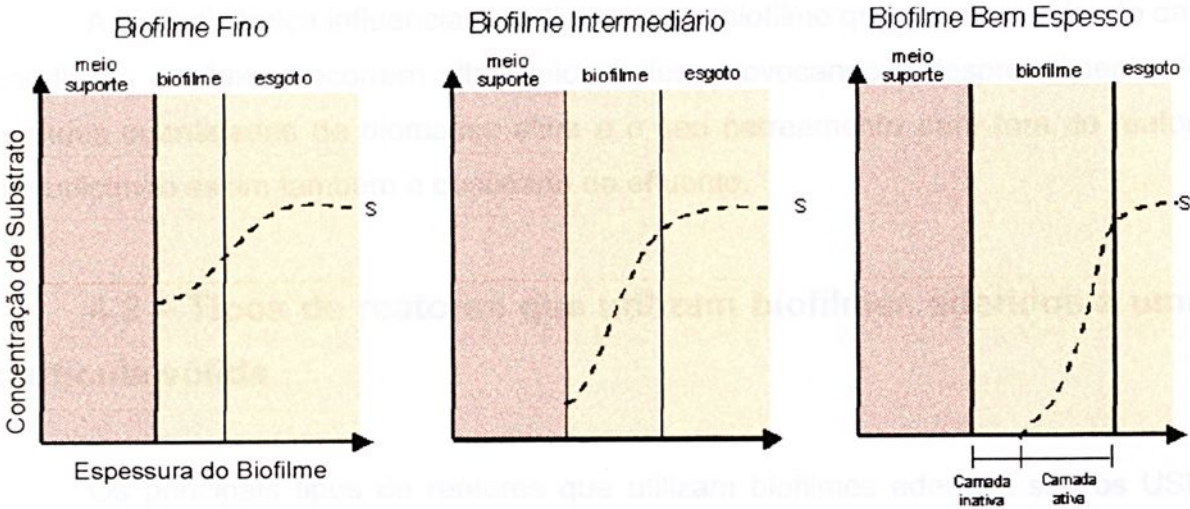


Figura 02: Gradiente de concentração de substrato (S) em biofilmes de diferentes espessuras.
Fonte: Von Sperling (1996)

Além do atrito, as tensões de cisalhamento entre o meio líquido e a superfície também provocam alterações de espessura. Pode-se observar o efeito do meio líquido sobre as biopartículas na figura 03.

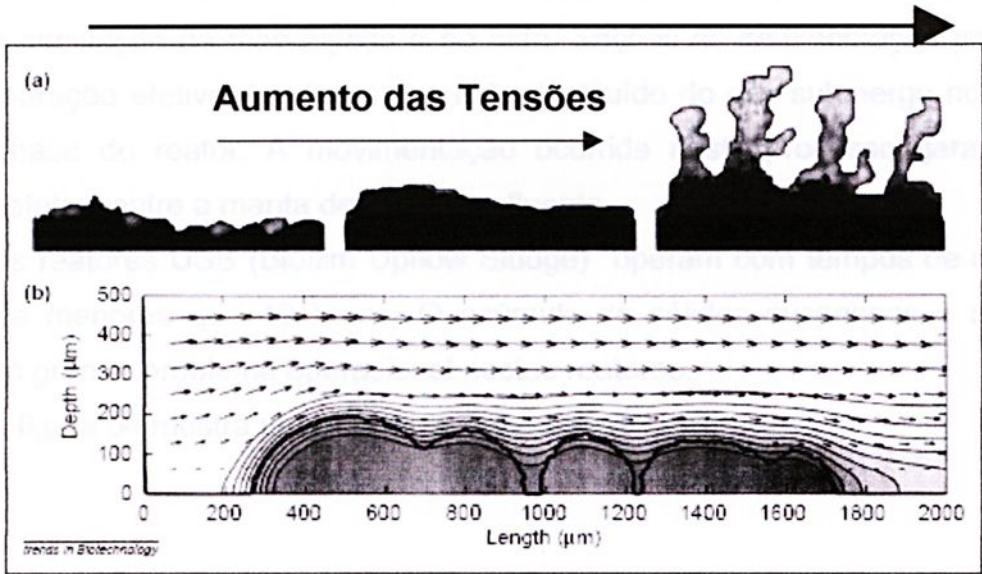


Figura 03 : Estrutura do biofilme – (a) representação esquemática da influência da concentração do substrato e das forças de atrito (aumentando da esquerda para direita); (b) simulação do biofilme sob a ação do campo de velocidades. Fonte: Nicoletta *et al.* (2000)

A figura 3a representa o efeito das tensões entre o meio fluido e o biofilme. Estas tensões estão aumentando da esquerda para direita, provocando uma mudança na sua superfície até o ponto de ocorrer o desprendimento do biofilme. A figura 3b mostra uma simulação numérica do escoamento próximo à superfície do biofilme. Pode-se observar fortes gradientes de velocidade o que sugere a existência de tensões de cisalhamento nesta região.

A hidrodinâmica influencia negativamente o biofilme quando, dependendo das condições de fluxos, ocorrem altas velocidades, provocando o desprendimento de grandes quantidades de biomassa ativa e o seu carregamento para fora do reator, prejudicando assim também a qualidade do efluente.

4.2 – Tipos de reatores que utilizam biofilmes aderidos a uma partícula sólida

Os principais tipos de reatores que utilizam biofilmes aderidos são os USB (Biofilm Upflow Sludge), BFB (Fluidized Bed), EGSB (Expanded Granular Sludge Blanket), BAS (Biofilm Airlift Suspension) e (IC) Internal Circulation.

A baixa velocidade do líquido, nos reatores USB, leva a condições hidrodinâmicas mais tranquilas. O afluente entra na base destes reatores em movimento ascendente passando por uma manta de lodo onde a matéria orgânica é rapidamente convertida. Na fase de conversão da matéria, forma-se gás e este causa a circulação da fase líquida e do lodo. Seções de sedimentação promovem uma separação efetiva das fases e o lodo destituído do gás submerge novamente para a base do reator. A movimentação ocorrida neste processo garante uma mistura efetiva entre a manta de lodo e o afluente.

Os reatores USB (Biofilm Upflow Sludge) operam com tempos de detenção hidráulica menores que 48 horas. O acúmulo de sólidos suspensos é apontado como um grande problema operacional nestes reatores.

A figura 04 mostra um esquema dos reatores USB.

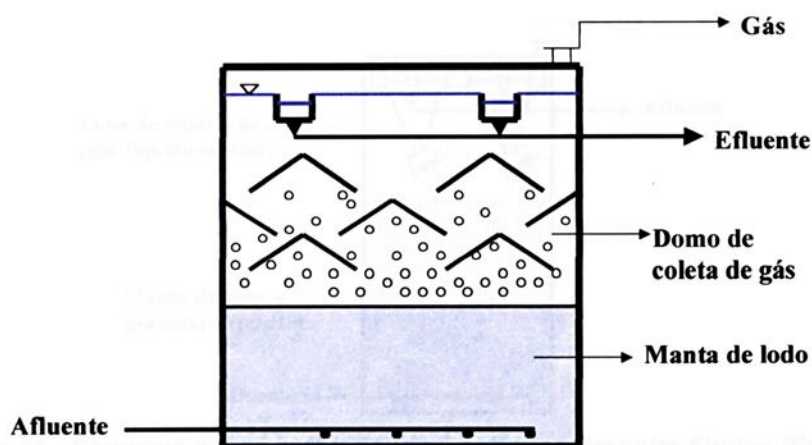


Figura 04 : Esquema de um reator USB (Upflow Sludge Blanket). Fonte: Nicolella *et al.* (2000)

Os reatores BFB (Fluidized Bed) são apropriados, segundo Nicolella *et al.* (2000), para tratar contaminantes orgânicos e inorgânicos que requerem uma alta idade da biomassa e baixa concentração de sólidos suspensos. Nestes reatores o afluente é bombeado através do leito de pequenas partículas com biofilme com uma velocidade suficiente para causar a fluidização. O leito fluidizado oferece uma grande área superficial para o crescimento biológico. O esquema de um reator BFB é apresentado na figura 05.

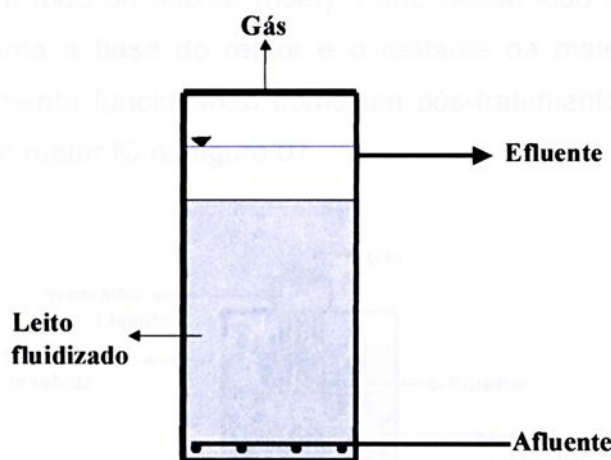


Figura 05 : Esquema de um reator BFB (Biofilm Fluidized Bed). Fonte: Nicolella *et al.* (2000)

Os reatores EGSB (Expanded Granular Sludge Blanket) combinam as características de um reator USB e BFB. A biomassa se desenvolve na forma granular e a velocidade superficial do líquido aproxima-se dos BFB. A figura 06 mostra um esquema de um reator EGSB.

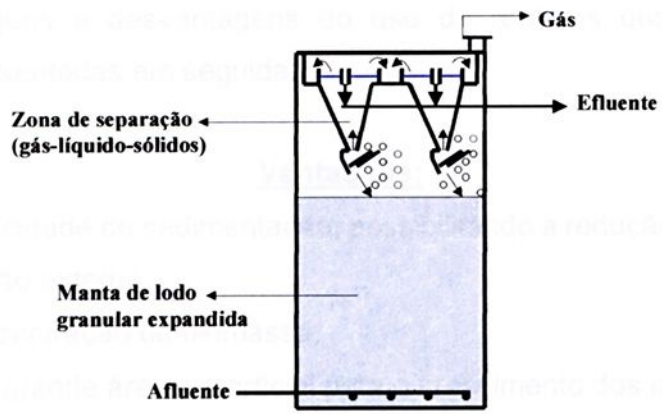


Figura 06 : Esquema de um reator EGSB (Expanded Granular Sludge Blanket)
Fonte: Nicolella et al, (2000)

Os reatores EGSB e IC são uma evolução do conceito dos reatores USB e operam com uma velocidade superficial do líquido alta, minimizando, segundo Nicolella *et.al.*(2000), o efeito do acúmulo de sólidos suspensos no seu interior, como observado no USB. Os reatores IC operam como dois USB conectados um sobre o outro. No compartimento inferior existe uma manta granular expandida onde a maior parte da matéria orgânica é convertida. Nesta etapa forma-se gás devido a conversão da matéria orgânica, sendo ele portanto responsável pela circulação do lodo através de um tubo de subida (riser). Parte desse lodo ao atingir a zona de sedimentação retorna a base do reator e o restante da matéria é convertido no segundo compartimento funcionando como um pós-tratamento. Pode-se observar um esquema de um reator IC na figura 07.

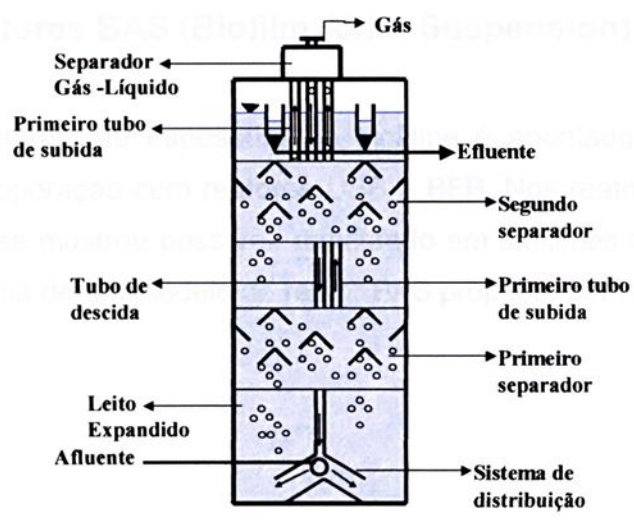


Figura 07 : Esquema de um reator IC (Internal circulation). Fonte: Nicolella et al.(2000)

As vantagens e desvantagens do uso de reatores que utilizam biofilme aderido são apresentadas em seguida.

Vantagens:

- Alta velocidade de sedimentação, possibilitando a redução de sistemas para clarificação externa;
- Alta concentração de biomassa;
- Oferece grande área superficial para o crescimento dos microorganismos;
- Grande transferência de massa resulta em uma elevada conversão da matéria orgânica;
- Reatores compactos;
- Alta idade do lodo e baixa formação de lodo excedente.
-

Desvantagens:

- A formação do biofilme sobre o meio suporte requer um tempo inicial longo;
- Controle da espessura do biofilme é difícil;
- O crescimento excessivo do biofilme causa o carregamento do meio suporte para fora do reator;

Os distribuidores para fluidizar o sistema podem apresentar um custo elevado, podendo apresentar problemas de entupimento e, dificuldades para manter uma fluidização uniforme.

4.3 – Reatores BAS (Biofilm Airlift Suspension)

O difícil controle da espessura do biofilme é apontado como sendo uma desvantagem na operação com reatores USB e BFB. Nos reatores BAS o controle desta espessura se mostrou possível, resultando em biofilmes densos. A figura 08 mostra um esquema de um modelo de reator BAS proposto por Heijnen *et al.* (1993).



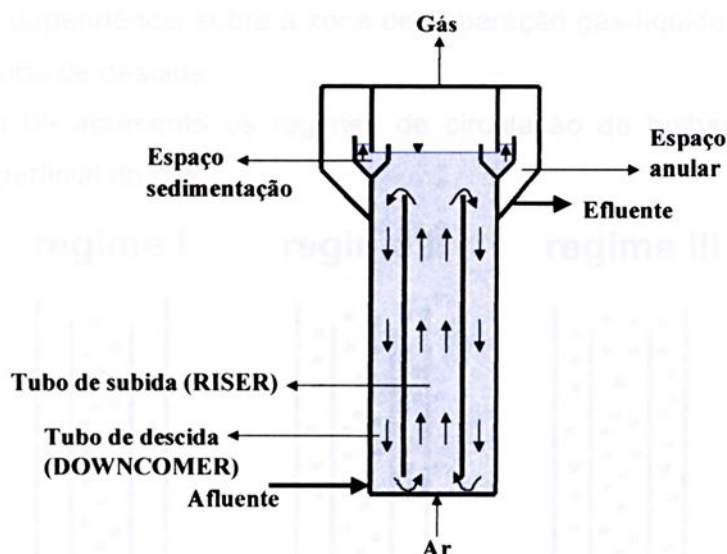


Figura 08 : Esquema de um reator BAS (Biofilm Airlift Suspension). Fonte: Nicolella *et al.*(2000)

Os reatores em geral são constituídos de 2 tubos concêntricos onde ocorre fluxo ascendente no tubo de subida (riser) e fluxo descendente no tubo de descida (downcomer).

O gás ou ar é injetado na base e move-se em fluxo ascendente no tubo de subida. Dependendo do regime de circulação das bolhas, o tubo de descida pode estar sem a presença de bolhas, parcialmente preenchido ou completamente, podendo ainda ocorrer uma recirculação das bolhas do tubo de descida para o de subida.

A diferença entre o gás retido nos dois tubos cria uma diferença de massa específica, sendo esta responsável pela circulação da fase líquida. Dependendo da velocidade da fase líquida, as partículas sólidas irão começar a circular com o líquido.

A interação entre as três fases (sólida, líquida e gasosa) resulta em um sistema que se comporta como um misturador ideal.

4.4 - Regimes de Circulação de Bolhas

Vários autores têm observado a ocorrência de diferentes regimes de circulação de gás. Van Benthum *et al.* (1999), descreveram a existência desses

regimes e sua dependência sobre a zona de separação gás-líquido e da velocidade do líquido no tubo de descida.

A figura 09 apresenta os regimes de circulação de bolhas em função da velocidade superficial do gás.

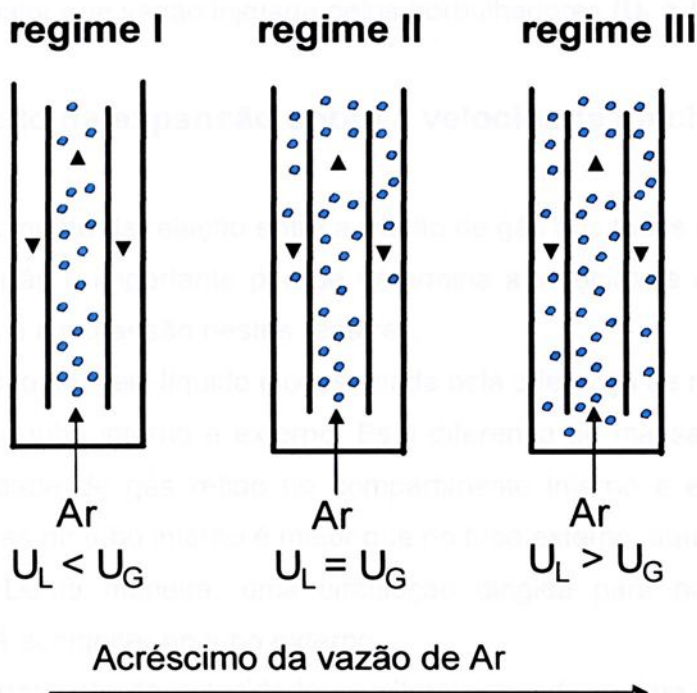


Figura 09 : Regime de circulação de bolhas em função da vazão de gás.
Adaptado de Heijnen et al. (1997)

Pela figura 09, visualiza-se os seguintes regimes com o aumento da vazão de gás:

Regime 01: Pequena vazão de gás, não há presença de gás no tubo externo. Isso ocorre quando a velocidade do meio líquido é menor que a velocidade relativa das bolhas ($U_L < U_G$). A velocidade do líquido no tubo de descida aumenta rapidamente quando a velocidade superficial do gás é aumentada.

Regime 02: A velocidade do líquido no tubo de descida é igual a velocidade relativa da bolha de ar ($U_L = U_G$), resultando na presença de bolhas de gás no tubo externo e este poderá estar parcialmente ou completamente preenchido pelas bolhas. As bolhas parecem estar estacionadas na coluna externa, não apresentando grandes deslocamentos dirigidos verticalmente para baixo.

Regime 03 : A velocidade do líquido é maior que a velocidade relativa das bolhas, ocorrendo completa recirculação de gás. Todas as bolhas são levadas para o tubo externo caminhando por toda sua extensão e retornando novamente ao tubo interno. Devido a recirculação das bolhas para o tubo interno, a vazão de gás contida no tubo interno é maior que vazão injetada pelos borbulhadores ($U_L > U_G$).

4.5 - Efeito da expansão sobre a velocidade de circulação.

O conhecimento da relação entre a fração de gás nos tubos interno e externo e da vazão de gás é importante porque determina a velocidade de circulação do líquido e sólidos e a expansão nestes reatores.

A circulação do meio líquido é ocasionada pela diferença de massa específica existente entre o tubo interno e externo. Esta diferença de massa específica está ligada a quantidade de gás retido no compartimento interno e externo. Como a quantidade de gás no tubo interno é maior que no tubo externo, aquele se apresenta menos denso. Desta maneira, uma circulação dirigida para baixo (movimento descendente) irá acontecer no tubo externo.

O comportamento da velocidade se altera em cada regime de circulação de bolhas.

Van Benthum *et al.* (1999) descreveram que no regime I a velocidade do líquido no tubo externo aumenta rapidamente a medida que é aumentada a vazão de gás. Já no regime II, o tubo externo pode estar em parte ou totalmente preenchido pelas bolhas de gás. Quando o tubo se encontra parcialmente preenchido, forma-se uma cortina de gás, sendo que não há bolhas abaixo desta cortina. Aumentando-se a vazão de gás a cortina movimenta-se para baixo, até ocupar todo o tubo externo, caracterizando o limite entre o regime II e regime III.

No regime III a velocidade aumenta com o aumento da vazão de gás.

No regime I há gás apenas no tubo interno e o aumento da velocidade é explicado pelo aumento da diferença da fração volumétrica de gás entre o tubo interno e externo.

Quando o regime dois é atingido, a diferença permanece constante, existindo a tendência de a velocidade permanecer constante.



A figura 10 mostra uma representação esquemática segundo Van Benthum *et al.* (1999), do comportamento da expansão no tubo externo e interno em função da vazão de gás.

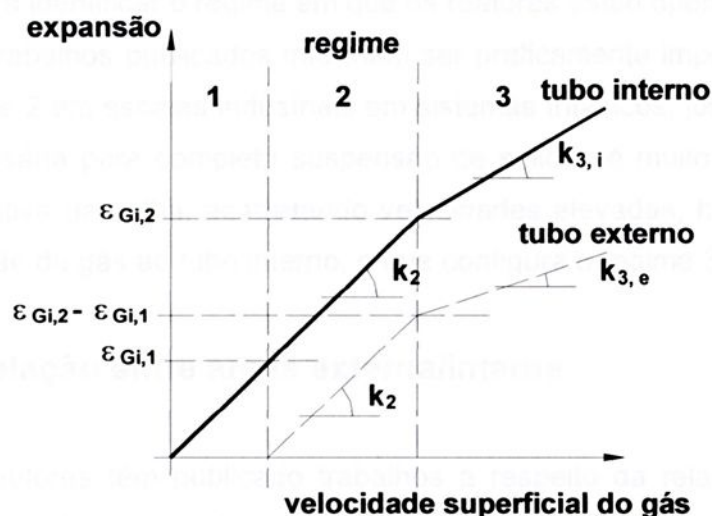


Figura 10 : Representação esquemática da expansão no tubo interno e externo como função da velocidade superficial do gás. Adaptado de Van Benthum *et al.* (1999)

Estes regimes podem ser comparados aos regimes observados por Merchuk (1995). O regime homogêneo descrito por Merchuk corresponde ao regime 1 e 2 relatado por van Benthum e o regime de transição e heterôgeneo ao regime 3.

A mudança na declividade da reta vista na figura 10 corresponde ao regime 3 ou heterogêneo, onde estão presentes bolhas de diversos tamanhos. As bolhas maiores tendem a apresentar uma velocidade de ascensão maior, diminuindo a expansão no tubo interno e dificultando sua entrada para o tubo externo, resultando no comportamento descrito pela figura. E isto também colabora para que a expansão no tubo interno se desenvolva muito mais rapidamente que no tubo externo.

Dall'Aglio Sobrinho (2000), observou a existência destes regimes em um modelo reduzido de 2m de altura e diâmetro interno e externo de 50 e 100 mm, respectivamente.

Adotando em seu experimento duas configurações, sendo uma onde o tubo interno apresentava sua saída livre e a outra submersa ou pressurizada, notou que no caso em que a saída não era pressurizada, a existência de um quarto regime, caracterizado como regime 0. Neste regime de funcionamento, os reatores

assemelham-se a uma coluna de bolhas, largamente utilizada em processos industriais. A circulação do meio líquido é praticamente nula neste regime de operação.

A observação do comportamento da velocidade e das expansões são bons indicadores para identificar o regime em que os reatores estão operando.

Alguns trabalhos publicados informam ser praticamente impossível trabalhar nos regimes 1 e 2 em escalas industriais em sistemas trifásicos, justamente porque a vazão necessária para completa suspensão de sólidos é muito maior do que a velocidade relativa da bolha, acarretando velocidades elevadas, havendo portanto uma recirculação de gás ao tubo interno, o que configura o regime 3.

4.6 - Relação entre áreas externa/interna

Alguns autores têm publicado trabalhos a respeito da relação entre áreas externa/interna (A_e/A_i), na tentativa de controlar o comportamento hidráulico. Bello *et al.* (1984), investigaram a influência da relação (A_e/A_i) em dois tipos de reatores, sendo um de circulação externa e o outro em tubos concêntricos. O aumento da velocidade de circulação apresentado nos resultados é acompanhado pelo aumento da relação entre os diâmetros em reatores de circulação externa. O acréscimo da velocidade explica a redução da fração de gás no tubo interno devido ao tempo de residência das bolhas ser cada vez menor à medida que a velocidade cresce. Gravilescu *et al.* (1998), apresentaram dados obtidos em um reator de tubos concêntricos e foi verificado que ocorria um aumento da força motriz para a circulação a medida que (A_e/A_i) aumentava, concordando com os resultados em reatores de circulação externa apresentados por Bello *et al.* (1984).

4.7 - Modelos hidrodinâmicos

Heijnen *et al.* (1997), basearam o modelo sobre reatores em escala reduzida operando no regime III, na tentativa de reproduzir o comportamento em escalas industriais, utilizando o balanço de quantidade de movimento. O modelo utiliza sistema bifásico (gás – líquido) podendo ser estendido para um sistema trifásico (gás-líquido-sólido).



Além das equações baseadas no balanço da quantidade de movimento, outros autores como Hwang *et al.* (1997), Gavrilesco *et al.* (1998), Garcia-Calvo *et al.* (1999) têm realizado seus equacionamentos sobre o balanço de energia fixando como volume de controle o tubo interno ou tubo externo.

A maioria desses modelos, entretanto, necessita de expressões adicionais que correlacionem as frações volumétricas de gás e a presença de sólidos no tubo interno e externo. A predição destas frações em reatores com jatos de ar é muito difícil porque são fortemente dependentes da geometria.

Chisti *et al.* (1993) usaram uma relação empírica para a fração de gás no tubo interno e consideraram por simplicidade a fração no tubo externo como sendo 90% da fração no tubo interno. Essa relação, segundo Heijnen *et al.* (1997), não apresenta uma expressão adicional para o aumento da fração de gás no tubo interno como resultado da recirculação, ficando válida apenas no regime II.

4.7.1- Modelo de Chisti *et al.* (1987)

O modelo comentado por Heijnen *et al.* (1997) constitui uma evolução do modelo apresentado por Chisti *et al.* (1987), a partir do balanço de energia no reator.

$$E_i = E_{di} + E_{de} + E_B + E_T + E_F \quad (1)$$

Sendo:

E_i a energia inserida no sistema devido a expansão isotérmica do gás;

E_{di} a energia dissipada pela cortina de bolhas no tubo interno;

E_{de} a energia dissipada devido a estagnação do gás no tubo externo;

E_B e E_T – energia dissipada devido à reversão do fluxo na base e no topo;

E_F – energia dissipada devido a fricção no tubo interno e externo.

Embora Chisti denomine os termos do balanço como energia, trata-se na verdade de energia por unidade de tempo, como se pode perceber na equação 2.

A potência inserida pela expansão isotérmica do gás é expressa por:

$$E_i = Q_{ar} p_1 \ln \left(1 + \frac{\rho_m g h_D}{p_1} \right) \quad (2)$$

Sendo:

p_1 = pressão no espaço inferior do reator (N/m^2);

ρ_m = massa específica da dispersão (kg/m^3);

g = aceleração da gravidade (m/s^2);

h_D = altura de dispersão (gás-líquido) (m);

Q_{ar} = vazão de gás (m^3/s).

O autor simplifica a equação (1) desprezando o efeito do atrito no tubo interno e externo, o que seria possível em fluidos Newtonianos de baixa viscosidade.

Considerando o esquema apresentado pela figura 11 e fazendo o balanço de energia na fase líquida, fixando o volume de controle no tubo interno, pode-se então escrever.

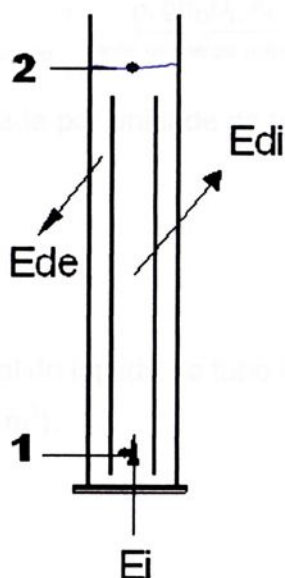


Figura 11: Esquema do volume de controle no modelo de Chisti

Balanço no tubo interno

$$E_1 + \frac{E_i}{\rho_L g Q} = E_2 + \frac{E_{di}}{\rho_L g Q} \quad (3)$$

$$\frac{p_1}{\rho_L g} + z_1 + \frac{E_i}{\rho_L g Q} = \frac{p_2}{\rho_L g} + z_2 + \frac{E_{di}}{\rho_L g Q} \quad (4)$$

A energia nas equações (3) e (4) está representada em termos de carga.

A pressão no ponto (1) pode ser escrita:

$$p_1 = p_2 + (1 - \varepsilon_{gi}) \rho_L g h_D \quad (5)$$

sendo:

ε_{gi} = fração volumétrica de gás no tubo interno;

ρ_L = massa específica do líquido (kg/m^3).

Substituindo (5) em (4) e multiplicando a equação resultante por $\rho_L g Q$, obtém-se :

$$(1 - \varepsilon_{gi}) h_D \rho_L g Q + E_i = E_{di} + \underbrace{(z_2 - z_1)}_{h_D} \rho_L g Q \quad (6)$$

Desenvolvendo chega-se:

$$E_i = E_{di} - \underbrace{\rho_L g h_D (1 - \varepsilon_{gi}) U_{Li} A_i}_{\text{perda de energia em termos de pressão}} + \underbrace{\rho_L g h_D U_{Li} A_i}_{\text{ganho de energia potencial}} \quad (7)$$

Portanto a energia dissipada por unidade de tempo no tubo interno (E_{di}) pode ser escrita como:

$$E_{di} = E_i - \rho_L g h_D U_{Li} A_i \varepsilon_{gi} \quad (8)$$

sendo:

U_{Li} – velocidade superficial do líquido no tubo interno (m/s);

A_i – área do tubo interno (m^2).

Balanco no tubo externo

Admitindo o tubo externo como volume de controle pode-se escrever o balanço como

$$E_2 = E_1 + \frac{E_{de}}{\gamma_L Q} \quad (9)$$

$$\frac{p_2}{\gamma_L} + z_2 = \frac{p_1}{\gamma_L} + z_1 + \frac{E_{de}}{\gamma_L Q} \quad (10)$$

Substituindo a equação (5) em (10) obtém-se:

$$\underbrace{(z_2 - z_1)}_{h_D} = h_D(1 - \varepsilon_{ge}) + \frac{E_{de}}{\gamma_L Q} \quad (11)$$

Sendo:

ε_{ge} = Fração volumétrica de gás no tubo externo.

Reescrevendo a equação (11) e multiplicando por $\gamma_L Q$ tem-se :

$$0 = E_{de} + \underbrace{h_D(1 - \varepsilon_{ge})\rho_L g Q}_{\text{ganho de energia de pressão}} - \underbrace{h_D\rho_L g Q}_{\text{perda de energia potencial}} \quad (12)$$

Desenvolvendo a equação (11), pode-se escrever a energia dissipada por unidade de tempo no tubo externo como:

$$E_{de} = h_D \rho_L g U_{Le} A_e \varepsilon_{ge} \quad (13)$$

Sendo:

U_{Le} = velocidade superficial do líquido no tubo externo (m/s);

A_e = área do tubo externo (m²).

Resta obter as equações que representem as perdas na base e no topo dos reatores devido à reversão do fluxo.

Chisti et al. (1987) comenta em seu artigo que as perdas na base e no topo podem ser calculadas exatamente da mesma forma que as perdas localizadas em tubos, ou seja:

$$\Delta h_b = K_b \frac{v_{Le}^2}{2g} \text{ (base)} \quad (14)$$

$$\Delta h_t = K_t \frac{v_{Li}^2}{2g} \text{ (topo)} \quad (15)$$

A energia dissipada por unidade de tempo pode ser escrita como:

$$E_B = \rho_L g Q \Delta h_b \quad (16)$$

$$E_T = \rho_L g Q \Delta h_t \quad (17)$$

Substituindo (14) em (16) e (15) em (17) e somando as equações (16) e (17), tem-se a expressão que representa a energia dissipada na base e no topo:

$$E_B + E_T = \frac{1}{2} \rho_L \left[v_{Li}^3 K_t A_i (1 - \varepsilon_{gi}) + v_{Le}^3 K_b A_e (1 - \varepsilon_{ge}) \right] \quad (18)$$

Sendo:

K_b – coeficiente de atrito na base;

K_t – coeficiente de atrito no topo;

v_{Li} – velocidade real do líquido no tubo interno (m/s);

v_{Le} – velocidade real do líquido no tubo externo (m/s).

As velocidades reais, V_L , relacionam-se às velocidades superficiais, U_L , segundo Chisti et al. (1987) da seguinte maneira:

$$U_{Li} = v_{Li} (1 - \varepsilon_{gi}) \quad (19)$$

$$U_{Le} = v_{Le} (1 - \varepsilon_{ge}) \quad (20)$$

A equação da continuidade para o fluxo líquido entre o tubo interno e externo fica:

$$Q_i = Q_e \Rightarrow A_i U_{Li} = A_e U_{Le} \quad (21)$$

Substituindo (19) e (20) em (21) temos:

$$A_i (1 - \varepsilon_{gi}) v_{Li} = A_e (1 - \varepsilon_{ge}) v_{Le} \quad (22)$$

Introduzindo as equações (19) e (22) na equação (18) chega-se a energia dissipada no topo e na base do reator.

$$E_B + E_T = \frac{1}{2} \rho_L U_{Li}^3 A_i \left[\frac{K_t}{(1 - \varepsilon_{gi})^2} + K_b \left(\frac{A_i}{A_e} \right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_{ge})^2} \right] \quad (23)$$

Finalmente substituindo a equação (8), (13) e (23) na equação (1) e explicitando o termo U_{Li} , obtém-se a equação que prediz a velocidade superficial do líquido no tubo interno.

$$U_{Li} = \left[\frac{2gh_D(\varepsilon_i - \varepsilon_e)}{\frac{K_t}{(1 - \varepsilon_i)^2} + K_b \left(\frac{A_i}{A_e} \right)^2 \frac{1}{(1 - \varepsilon_e)^2}} \right]^{0,50} \quad (24)$$

Sendo:

U_{Li} = velocidade superficial do líquido no tubo interno (m/s);

A = área do tubo (m^2);

ε = Fração volumétrica de gás;

Índices "i" e "e" relativos ao tubo interno e externo.

As perdas na base e no topo são calculadas com coeficientes de perdas localizadas na base, K_b , e no topo K_t .

A equação depende de se conhecer as frações de gás no tubo interno e externo. Estas expressões extras para as frações são difíceis de obter devido a sua forte dependência da geometria. O modelo de Chisti *et al.* (1987) engloba o efeito da razão entre as áreas interna e externa, parâmetros que demonstraram ter influência na velocidade de circulação.

Os coeficientes K_b (coeficiente de perda na base) e K_t (coeficiente de perda no topo) variam nas diversas configurações geométricas de reatores que podem aparecer. Contudo se existir semelhança geométrica os coeficientes deverão ser bem próximos. Deve ser ressaltado que os efeitos da abertura da zona de recirculação entre o tubo externo e interno localizado na base dos reatores também devem ser englobados nestes coeficientes, assim como realizado por Chisti *et al.* (1987).

Outro aspecto na equação (24) é o fato dela não levar em consideração a concentração e a massa específica dos sólidos. A massa específica pode apresentar uma pequena influência na velocidade. O modelo poderia ainda assim, segundo Garcia-Calvo *et al.* (1999), ser utilizado em reatores com baixa concentração de sólidos e de massas específicas próximas à da fase líquida.

Hwang *et al.* (1997), apresentaram posteriormente outro modelo baseado nas equações propostas por Chisti *et al.* (1987). A equação tem a seguinte estrutura:

$$[\rho_h(\varepsilon_{hi} - \varepsilon_{he}) + \rho_g(\varepsilon_e - \varepsilon_i)]gh_d = \frac{1}{2}\rho_h U^2_{Le} \left[\frac{K_t + K_i}{(1 - \varepsilon_i)^2} \left(\frac{A_e}{A_i} \right)^2 + \frac{K_b + K_e}{(1 - \varepsilon_e)^2} \right] \quad (25)$$

Sendo:

ρ_h = massa específica pseudo – homogênea da mistura sólido – líquido (kg/m^3);

ρ_g = massa específica do gás;

ε_h = fração volumétrica de gás na fase homogênea;

k = coeficiente de atrito;

índices "i" e "e" relativos aos tubos interno e externo;

índices "t" e "b" relativos ao topo e base.

Na equação (25) a velocidade superficial do líquido é a do tubo externo. Comparando com o modelo de Chisti *et al.* (1987), observa-se a inclusão do atrito da parede no tubo interno e externo. Além disso, no modelo Hwang *et al.* (1997), o efeito da concentração de sólidos e sua massa específica estão englobados no termo ρ_h , definido como sendo:

$$\rho_h = \rho_L \varepsilon_L + \rho_S \varepsilon_S \quad (26)$$

Sendo:

ρ_L = massa específica do líquido (kg/m³);

ρ_S = massa específica do sólido (kg/m³);

ε_L = fração volumétrica do líquido;

ε_S = fração volumétrica do sólido.

$$\varepsilon_S = V_S / (V_S + V_L) \quad (27)$$

Sendo:

V_S = volume de sólidos;

V_L = volume total.

4.7.2 - Modelo de Heijnen *et al.* (1997)

Heijnen *et al.* (1997), propõem um modelo para reatores bifásicos (gás-líquido) e trifásicos (gás-líquido-sólido) de tubos concêntricos operando no regime III. Suas equações são baseadas no balanço de quantidade de movimento. Este balanço é definido como sendo:

$$\text{Forças de gravidade} = \text{forças de fricção}$$



Traduzindo em termos de pressão, pode-se escrever:

$$\Delta p_g = \Delta p_f \quad (28)$$

Isto implica dizer que a força motriz para o escoamento representada pelo termo Δp_g deverá superar as forças resistivas representadas por Δp_f , para que a circulação aconteça. O termo motriz do escoamento é representado da seguinte forma:

$$\Delta P_g = \rho_e g H_i - \rho_i g H_i \Rightarrow \frac{\Delta P_g}{g H_i} = \rho_e - \rho_i \quad (29)$$

Sendo:

ρ_e = massa específica média no tubo externo;

ρ_i = massa específica média no tubo interno;

H_i = Altura efetiva do tubo interno.

Pela equação (29) é mostrado que a diferença de peso no tubo interno e externo causa a circulação do meio. Desprezando o peso do gás, a massa específica da mistura fica:

$$\rho_{i,e} = \varepsilon_{Li,e} \rho_{Li,e} + \varepsilon_{Si,e} \rho_{Si,e} \quad (30)$$

Sendo:

ρ = massa específica da mistura;

ρ_L = massa específica do líquido;

ρ_S = massa específica do sólido;

ε_L = fração volumétrica de líquido;

ε_S = fração volumétrica de sólido;

índices "e" e "i" relativos ao tubo externo e interno.

A partir dessas informações o termo relacionado à força motriz pode ser escrito como:

$$\frac{\Delta p_g}{g H_i} = (\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge}) \rho_L - (\varepsilon_{Si} - \varepsilon_{Se}) (\rho_S - \rho_L) \quad (31)$$

Sendo:

ε_g = fração volumétrica de gás;

ε_s = fração volumétrica de sólidos;

ρ_s = massa específica do sólido;

ρ_L = massa específica do líquido;

H_i = altura efetiva do tubo interno.

A equação (31) mostra que se a concentração de sólidos no tubo interno for maior que no tubo externo a força motriz sofrerá um decréscimo. Outro aspecto a ser notado é a possibilidade de trabalhar em sistema trifásico ou bifásico quando a massa específica do sólido for próxima da massa específica do meio líquido. Enquanto o modelo apresentado por Chisti *et al.* (1987) tem uma limitação em meios trifásicos, Heijnen *et al.* (1997) possibilitam esta transição e também levam em conta o efeito da massa específica do sólido sobre a circulação.

As forças de atrito foram consideradas, da mesma forma que Chisti *et al.* (1987), por meio de um coeficiente de atrito global k_f . Este coeficiente deverá englobar todos os efeitos de fricção tais como o atrito da parede, o fluxo reverso na base e no topo e as perdas devido a presença dos injetores.

Com essas considerações obtém-se a equação mais geral do modelo:

$$v_L^2 = \frac{2gH_i}{k_f} \left[(\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge}) - (\varepsilon_{Si} - \varepsilon_{Se}) \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) \right] \quad (32)$$

Sendo:

v_L = velocidade de circulação do líquido.

ε_g = fração volumétrica de gás;

ε_s = fração volumétrica de sólidos;

ρ_s = massa específica do sólido;

ρ_L = massa específica do líquido;

H_i = altura efetiva do tubo interno;

K_f = coeficiente de atrito.

A equação (32) é dependente ainda da expansão e da fração volumétrica dos sólidos presentes no meio e trabalhar com estes parâmetros pode ser custoso.

Alguns autores têm lançado mão de equações empíricas para contornar o problema. Entretanto isto limita seu uso a um caso particular. Heijnen *et al.* (1997) tentaram contornar este problema realizando um balanço de volume nas fases líquida, sólida e na fase gasosa do sistema e introduzindo várias simplificações, dentre as quais a consideração de que, no regime III, as diferenças entre as frações de gás no tubo interno e externo não devem ser muito grandes.

Após várias considerações Heijnen *et al.* (1997) chegaram para a fase gasosa em:

$$(\varepsilon_{gi} - \varepsilon_{ge}) = 2 \frac{(v_{gs} - \varepsilon_g v_{sb})}{v_L} \quad (33)$$

Sendo:

v_{gs} = velocidade superficial do gás;

v_L = velocidade de circulação do líquido;

v_{sb} = velocidade do grupo de bolhas.

Para a fase sólida, partindo da igualdade do fluxo de sólidos no tubo interno e externo e com a suposição de que a velocidade relativa das partículas é semelhante à velocidade desenvolvida por um grupo de partículas, Heijnen *et al.* (1997) demonstraram que:

$$(\varepsilon_{Si} - \varepsilon_{Se}) = 2\varepsilon_S \frac{v_{sp}}{v_L} \quad (34)$$

Sendo:

ε_{Si} = fração volumétrica de sólido no tubo interno;

ε_{Se} = fração volumétrica de sólido no tubo externo;

ε_S = fração volumétrica média de sólido;

v_{sp} = velocidade do grupo de partículas sólidas;

v_L = velocidade de circulação do líquido.

A diferença entre as frações de sólidos presentes no tubo interno e externo passa a ser uma função da velocidade do grupo de partículas da fração de sólidos presentes no sistema e da velocidade de circulação.

Com as equações (33) e (34) na equação (32) Heijnen *et al.* (1997) propõem uma equação explícita para a velocidade de circulação, válida para o regime III:

$$v_L^3 = \left(\frac{4gH_i}{K_f} \right) \left[v_{gs} - \varepsilon_g v_{sb} - \varepsilon_s v_{sp} \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) \right] \quad (35)$$

Sendo:

v_{gs} = velocidade superficial do gás;

v_{sb} = velocidade do grupo de bolhas;

v_{sp} = velocidade do grupo de partículas sólidas;

ε_g = fração volumétrica de gás;

ε_s = fração volumétrica de sólidos;

ρ_s = massa específica do sólido;

ρ_L = massa específica do líquido;

H_i = altura efetiva do tubo interno;

K_f = coeficiente de atrito.

Se os parâmetros forem constantes então a velocidade de circulação pode ser uma função da geometria do reator, representada pelos termos de atrito e altura efetiva do tubo interno, e pela velocidade superficial do gás, massa específica do sólido, expansão global. Deve também ser conhecida a relação entre a expansão global e a velocidade superficial do gás. Não há nenhum termo explícito para relação entre a área do tubo interno e externo no modelo proposto.

O modelo, segundo os resultados apresentados, pode prever razoavelmente a velocidade de circulação do líquido no regime III. Entretanto para obter mais precisão nos resultados seria necessário um conhecimento maior nas relações entre frações volumétricas de gás e a distribuição de gás e sólidos.

4.7.3 - Modelo de Merchuk *et al.* (1997)

Merchuk *et al.* (1997), propõem um modelo baseado na 1ª lei da termodinâmica para calcular a energia dissipada em cada região do reator, com as seguintes suposições:

a) comportamento ideal do gás - O trabalho realizado pelo gás no líquido (e vice versa) pode ser expresso como uma expansão isotérmica das bolhas;

b) a energia dissipada pela fase gasosa no interior das bolhas é desprezada, como também a energia potencial devido a baixa densidade das bolhas;

c) a energia é dissipada por atrito próximo da interface líquido e parede e também no interior do meio líquido;

d) a temperatura do líquido foi considerada constante.

A seguir é apresentada a representação esquemática do fluxo de massa e energia na figura 12.

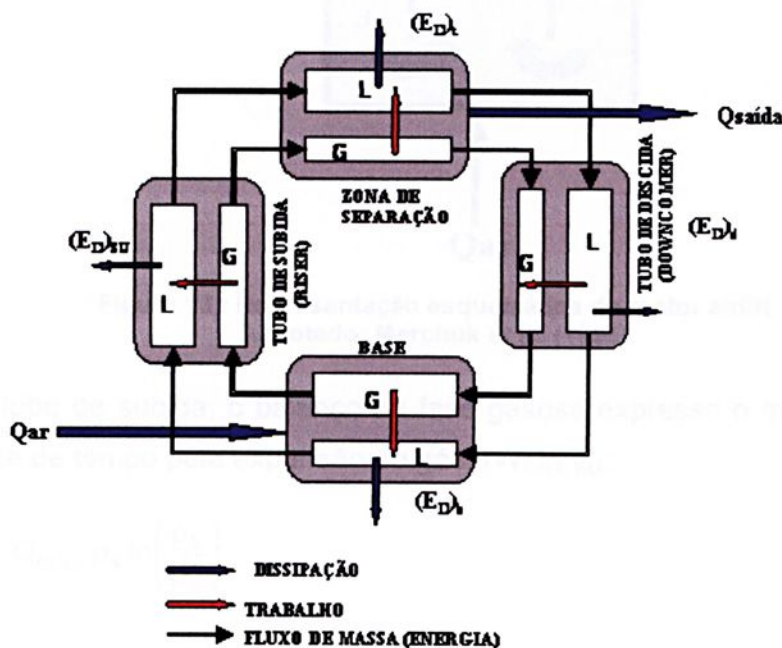


Figura 12: Representação esquemática do fluxo de massa e de energia para modelo hidrodinâmico. Fonte: Merchuk *et al.* (1995)

Com essas hipóteses o balanço global da energia é apresentado por Merchuk em termos de potência conforme segue:

$$\Delta(pQ) + \Delta E_p + E_d = W_s \quad (36)$$

O primeiro termo remete ao trabalho realizado pela vazão, o segundo relaciona-se a variação da energia potencial, E_d está relacionado à potência dissipada por unidade de volume e W_s é o trabalho realizado por unidade de tempo pelo sistema considerado.

A figura 13 apresenta a representação do esquema indicando os diferentes pontos considerados no reator usados nas equações.

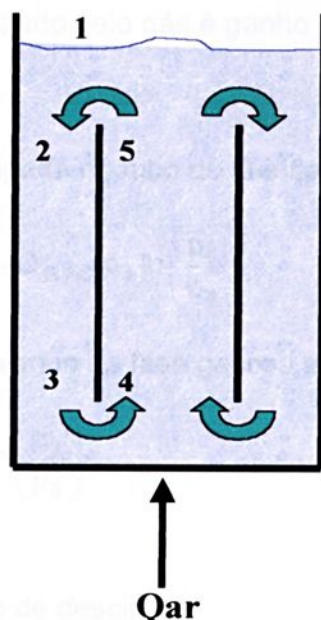


Figura 13 : Representação esquemática do reator airlift
Adaptado: Merchuk et al. (1995)

No tubo de subida, o balanço da fase gasosa expressa o trabalho realizado por unidade de tempo pela expansão do gás, $(Ws)_{G, SU}$:

$$(Ws)_{G, SU} = Q_{G, SU} p_4 \ln \left(\frac{p_5}{p_4} \right) \quad (37)$$

Sendo:

$Q_{G, SU}$ = Vazão de ar injetada no sistema;

p = pressão no ponto inferior (p_4) e no ponto superior (p_5) do tubo.

O balanço da fase do líquido no tubo de subida é expresso assim:

$$Q_L (p_5 - p_4) + Q_L \rho_L g H_i + (Ed)_{SU} = Ws_{L, SU} \quad (38)$$

Sendo:

$(Ws)_{L, SU}$ = trabalho realizado por unidade de tempo pela fase líquida na subida;

$(Ed)_{SU}$ = potência dissipada na subida;

Q_L = vazão da fase líquida;

ρ_L = massa específica da água;

H_i = altura do tubo interno.

Desde que o trabalho realizado pelo gás é ganho no líquido, tem-se:

$$(Ws)_{G,SU} = -(Ws)_{L,SU} \quad (39)$$

E portanto a potência dissipada no tubo de subida fica:

$$(Ed)_{SU} = Q_L (p_4 - p_5) - \rho_L Q_L g H - Q_{G,SU} p_4 \ln \left(\frac{p_5}{p_4} \right) \quad (40)$$

Para o topo do reator, o balanço da fase gasosa segue:

$$(Ws)_{G,t} = Q_{ar} p_4 \ln \left(\frac{p_1}{p_5} \right) + Q_D p_4 \ln \left(\frac{p_2}{p_5} \right) \quad (41)$$

Sendo:

Q_D = vazão de gás no tubo de descida;

Q_{ar} = vazão de ar;

$(Ws)_{G,t}$ = trabalho realizado por unidade de tempo pelo gás no topo;

p = pressão absoluta na superfície (1) e início do tubo de descida (2).

O balanço da fase líquida no topo fica, desconsiderando o termo de energia potencial:

$$(Ws)_{L,t} = Q_L (p_2 - p_5) + (Ed)_t \quad (42)$$

Sendo:

$(Ws)_{L,t}$ = trabalho realizado por unidade de tempo pela fase líquida no topo;

$(Ed)_t$ = potência dissipada por unidade de tempo no topo.

Substituindo as equações pertinentes e reajustando os termos, tem-se a potência dissipada no topo:

$$(Ed)_t = Q_L (p_5 - p_2) - Q_{ar} p_4 \ln \left(\frac{p_1}{p_5} \right) - Q_D p_4 \ln \left(\frac{p_2}{p_5} \right) \quad (43)$$

Usando o mesmo raciocínio já utilizado para o tubo de subida, a potência dissipada do tubo de descida pode ser escrita como:

$$(Ed)_D = Q_L (p_2 - p_3) + \rho_L Q_L g H - Q_D p_4 \ln \left(\frac{p_3}{p_2} \right) \quad (44)$$

Em que os dois primeiros termos indicam o ganho de energia do líquido e terceiro termo é função da energia usada para comprimir o gás. Com o mesmo raciocínio já utilizado para o topo do reator, surge a equação da energia dissipada por unidade de tempo na base:

$$(Ed)_b = Q_L (p_3 - p_4) - Q_D p_4 \ln \left(\frac{p_4}{p_3} \right) \quad (45)$$

Sendo:

$(Ed)_b$ = energia dissipada por unidade de tempo na base.

Merchuk *et al.* (1997) comentam que a maioria dos modelos existentes à época da publicação do seu trabalho não levava em conta a energia transferida entre as fases gasosa e líquida, promovendo apenas um balanço de pressões, assumindo que as quedas de pressão no topo e na base contrabalançam exatamente as diferenças de pressão hidrostática existentes entre os tubos de subida e descida. A atualização da revisão efetuada até o presente momento mostra que a maioria dos modelos continuam a se basear nos mesmos princípios e sujeitos às mesmas críticas formuladas por Merchuk *et al.* (1997).

4.8 - Avaliação dos modelos de Heijnen *et al.* (1997) e de Merchuk *et al.* (1997)

Recentemente os modelos de Heijnen *et al.* (1997) e de Merchuk *et al.* (1997) foram avaliados na FEIS-UNESP, em experimentos conduzidos em modelos de reatores de forma retangular Milanese (2002) e de tubos concêntricos Ruggeri (2002).

Ruggeri (2002) mediu as pressões nos pontos situados no início e fim dos tubos de subida e descida para avaliar a energia da fase líquida, bem como as perdas de carga, mostrando que a fase líquida ganha energia ao longo do tubo de subida e perde energia ao percorrer o tubo de descida.

Para identificar a parcela irreversível devida às perdas de carga por atrito os dados obtidos foram submetidos à metodologia de cálculo proposta por Merchuk *et al.* (1997). A principal dificuldade para aplicação da metodologia consiste na avaliação da vazão de circulação de ar no tubo de descida que depende de um parâmetro global relativo às perdas dado por C_d (coeficiente de perda de carga). Ruggeri (2002) assumiu, após análise de sensibilidade e comparação com dados da literatura, um valor de C_d igual a 1,5 e calculou as perdas distribuídas e localizadas ao longo do percurso do reator. A metodologia resultou em valores absurdos para a perda na descida, o que indica que o valor avaliado para o trabalho efetuado pelo líquido sobre o ar foi maior que a variação da energia do líquido. Essa constatação leva à conclusão de que a vazão de ar na descida foi superestimada.

Ruggeri (2002) calculou ainda as perdas com a consideração de que a vazão de ar recirculada é nula, ou seja, reator operando nos regimes I e II. Os resultados demonstraram o quanto a determinação das perdas de carga é sensível à variação do valor da vazão de circulação de gás no tubo de descida. Após discussões, o mesmo conclui que a situação real ocorrida no reator deve situar-se em algum ponto intermediário entre a situação de 120% da vazão injetada recirculando, prevista pelo modelo de Merchuk *et al.* (1997), e a vazão de recirculação nula.

Em resumo, as discussões de Ruggeri (2002) reforçam a necessidade de se levar em consideração as trocas de energia entre as fases no cálculo das perdas de carga, destacando ainda a importância da determinação exata da vazão de circulação de ar no tubo de descida, sendo que a equação apresentada por Merchuk *et al.* (1997) para este fim mostrou-se inadequada.

Ruggeri (2002) testou o modelo de Heijnen *et al.* (1997) para duas situações. Na primeira, com tubos externo e interno de 200 e 100mm, foi considerado um coeficiente global de dissipação por atrito $K_f = 10,3$ ajustado pelo método dos mínimos quadrados. Na segunda, usando um reator de diâmetros 200 e 150 mm foi considerado um coeficiente de atrito $K_f = 25$. O modelo superestimou a velocidade de circulação para as menores forças motrizes e subestimou para as maiores. O erro médio entre as velocidades medidas e as previstas foi 20%, no caso do reator 200-100. A configuração geométrica de (200-150) apresentou um ajuste bem melhor, com erro entre 0,7%, para os menores valores e 4,1% para os maiores, com média de 2,8% .



Portanto, verifica-se que a aplicabilidade do modelo de Heijnen *et al.* (1997) está condicionada à relação entre diâmetros interno e externo. Com relação ao coeficiente global de perdas de carga, o reator (200-150) apresentou um valor cerca de 2,5 vezes maior que o (200-100). De forma coerente com a variação do coeficiente K_t , Ruggeri (2002) mostrou que, para vazões iguais de ar, o reator (200-100) apresentou velocidades de circulação maiores que o (200-150). Portanto os dados indicam que o modelo se ajustou melhor à geometria que provocou maiores perdas de carga na circulação.

O trabalho de Milanese (2002) concentrou-se mais na tentativa de identificar as perdas localizadas e distribuídas causadas por diferentes aberturas inferiores e superiores, em um reator retangular de pequena altura. Milanese (2002) verificou que com o aumento da área de circulação inferior ocorreu uma diminuição das velocidades, contrariamente à previsão de que as menores aberturas provocariam maiores perdas localizadas, diminuindo a velocidade de circulação, expectativa esta embasada pelos modelos da literatura, como já visto, por exemplo, na equação (32) de Heijnen *et al.* (1997), em que a velocidade de circulação varia inversamente proporcional a um coeficiente global de perda de carga por atrito, K_f .

Com relação às perdas de carga, Milanese (2002) demonstrou que o balanço de energia considerando apenas a fase líquida levou a resultados errôneos, não explicando a diminuição de velocidade provocada pelo aumento da abertura inferior. Segundo Milanese (2002), apenas a utilização do equacionamento proposto por Merchuk *et al.* (1995) que leva em conta a possibilidade de trocas de energia entre as fases líquida e gasosa proporcionou resultados coerentes com os efeitos globais observados sobre a velocidade de circulação.



5- Materiais e Métodos

5.1- Bancada Experimental

A bancada foi constituída por dois modelos de reatores um com altura útil em torno de 4 metros e o outro com altura útil de 6 metros. O modelo 1 utiliza tubos paralelos, conforme a figura 14, simulando um reator de tubos concêntricos, e permite verificar o efeito global induzido pelo jato de ar.

O modelo 2 permite isolar o efeito das perdas distribuídas no tubo de subida, conforme a figura 15 e conta com determinação direta da vazão de circulação e do conteúdo volumétrico do ar presente na subida.

O tubo de descida do modelo 1 tem em seu interior outro tubo concêntrico, de diâmetro igual ao de subida, de maneira a criar uma região anular com as mesmas características da que existe nos reatores reais. Os diâmetros dos tubos de subida foram de 75, 100 e 150 milímetros e o tubo de descida permaneceu com o diâmetro externo de 200 milímetros e interno de acordo com o diâmetro do tubo de subida. Os modelos receberam uma sigla de identificação de dois números, sendo o primeiro referente a altura nominal em metros e o segundo ao diâmetro do tubo de subida em milímetros. Por exemplo, a configuração 4-75 refere-se a um reator de 4m de altura e tubo de subida com 75mm de diâmetro.

Distribuídas ao longo do tubo de subida e tubo de descida estão as tomadas de pressão. Estas tomadas estão conectadas a um painel por meio de mangueiras transparentes, formando este conjunto um quadro de piezômetros. O injetor está a cerca de 50 cm da base do reator e conectado a um compressor de ar, cuja vazão é controlada por um rotâmetro e válvula reguladora de pressão.

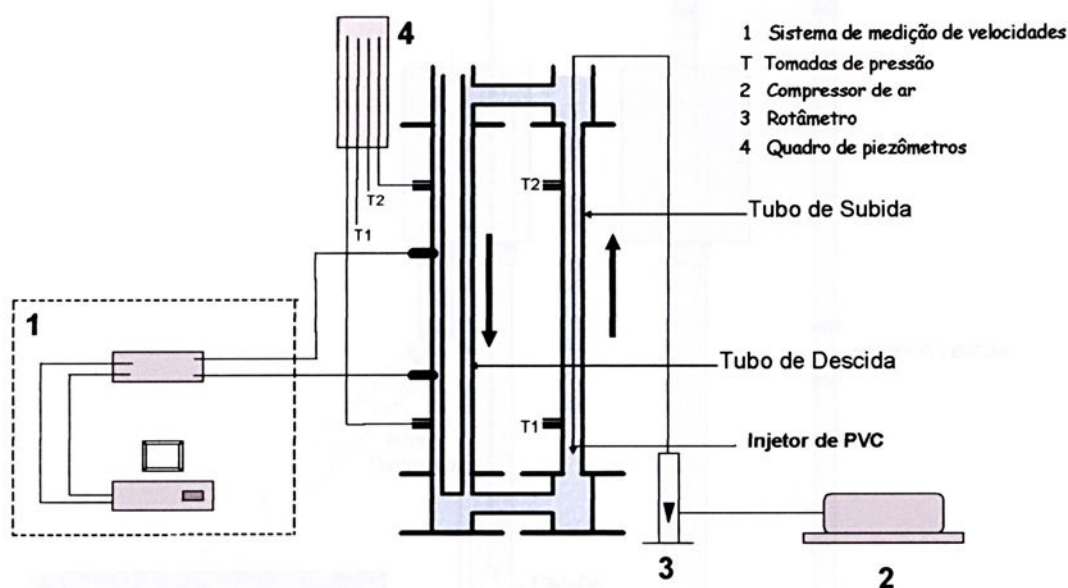


Figura 14: Esquema da bancada experimental com o modelo 1

O modelo 2 foi idealizado como forma de investigar as perdas distribuídas no tubo de subida. A principal característica é a alimentação de retorno provida por um circuito auxiliar, permitindo que as vazões líquidas de circulação sejam medidas pelo método direto na tubulação de retorno ao reservatório ou por um medidor tipo Venturi instalado na tubulação de alimentação. O modelo possui uma válvula de fecho rápido no trecho horizontal, permitindo a determinação do conteúdo volumétrico de ar no tubo de subida em cada ensaio. Foi instalada uma tomada de pressão ao longo do tubo de subida e conectada a um piezômetro para determinar as perdas de carga.

O modelo 2 funciona de forma diferente dos reatores reais porque a vazão de circulação é pré-determinada, ficando apenas a expansão como variável dependente da vazão de ar. Portanto, como a vazão de ar é precisamente determinada, ao contrário do que ocorre no modelo de tubos paralelos, em que a parcela da vazão de ar que recircula não é conhecida, o modelo permite obter as perdas ocorridas na subida.

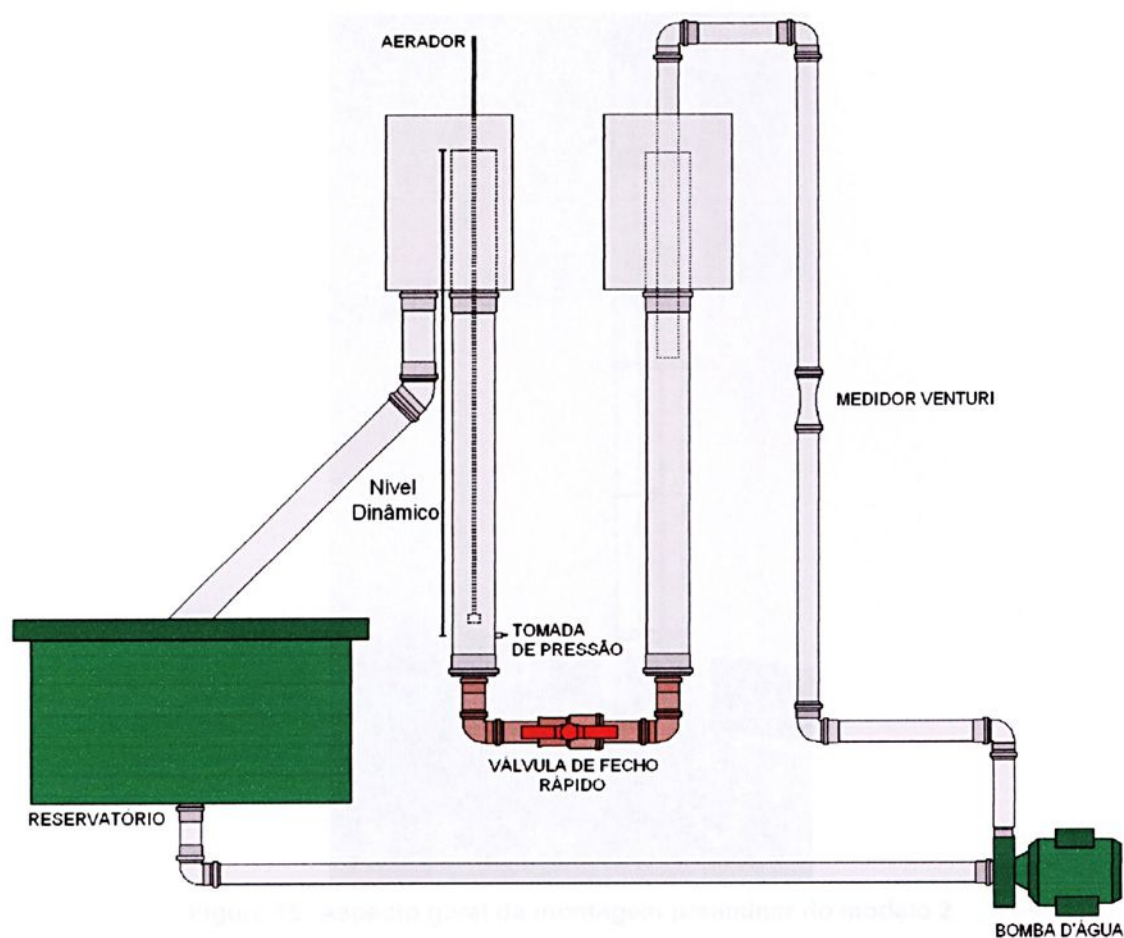


Figura 15: Esquema do modelo 2

Preliminarmente foi construído um modelo 2 com altura útil de 2,4 m e diâmetro de 100mm para testar a metodologia de ensaio. Um aspecto desta montagem preliminar é apresentado na figura 16.



Figura 16: Aspecto geral da montagem preliminar do modelo 2

Em seguida foi construída a versão definitiva do modelo 2 com altura útil de 6 m e diâmetro de 100mm, apresentado na figura 17 juntamente com o módulo de alimentação de água que conta com uma bomba centrífuga de 7,5Hp e recipiente volumétrico para medição de vazão.



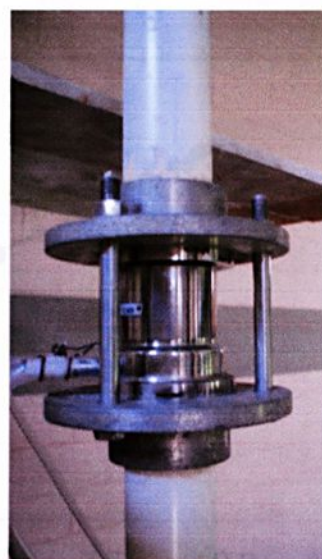
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 17: Aspectos do modelo 2, módulo de alimentação e calibração do venturi:
 (a) aspecto geral da montagem durante a calibração do venturi; (b) parte inferior da montagem do modelo 2; (c) detalhe do módulo de alimentação e de calibração do venturi; (d) detalhe do Venturi

Na versão preliminar foi usado para medir a vazão líquida o método volumétrico direto, onde se fez uso de um cronômetro e um balde graduado

captando diretamente a vazão de retorno ao reservatório. Com a montagem definitiva de 6m de altura foi utilizado um medidor de vazão tipo Venturi que por sua vez foi calibrado no local utilizando o método volumétrico direto. A diferença de pressão gerada pelo venturi foi determinada com um manômetro diferencial de tubo em U, utilizando mercúrio como fluido manométrico.

Foi realizada uma regressão linear entre a vazão e a raiz quadrada da diferença de pressão, forçando a reta a passar pela origem, fazendo assim com que o coeficiente angular represente o valor da constante.

Assim se determinou a vazão com o medidor Venturi por meio da equação seguinte:

$$Q_L = 0,8278 \cdot \sqrt{\Delta H} \pm 0,9 \text{ (L/s)}, \text{ com } 99,7\% \text{ de confiança} \tag{47}$$

A figura 18 apresenta o gráfico de calibragem do Venturi através da regressão linear com um $r^2 = 0,9987$, usado para determinar as vazões líquidas.

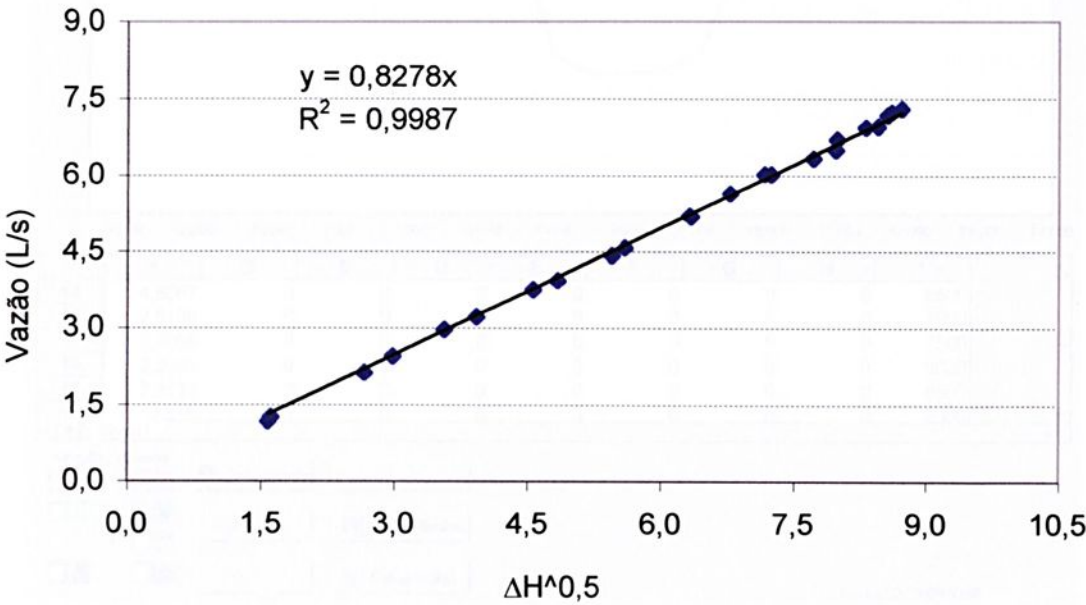


Figura 18: Curva de calibragem do medidor Venturi

5.2 - Medição de velocidades

O sistema para medição de velocidades é composto por sondas de condutividade elétrica, separadas por uma distância pré-determinada. As medições da condutividade são efetuadas pelo computador por meio de um circuito de condicionamento e de uma placa A/D de 12 bits. Com o uso de traçador salino (NaCl) com lançamento instantâneo, são determinadas as velocidades por meio da advecção da onda de traçador, conforme metodologia já utilizada por Ruggeri (2002) e Milanese (2002).

O sistema de aquisição de dados é comandado por um software, desenvolvido por Guardia Filho (2001). Esse programa coleta dados de tensão em função do tempo, gerando arquivos compatíveis com planilhas eletrônicas. O resultado de um ensaio é semelhante ao mostrado na figura 19.

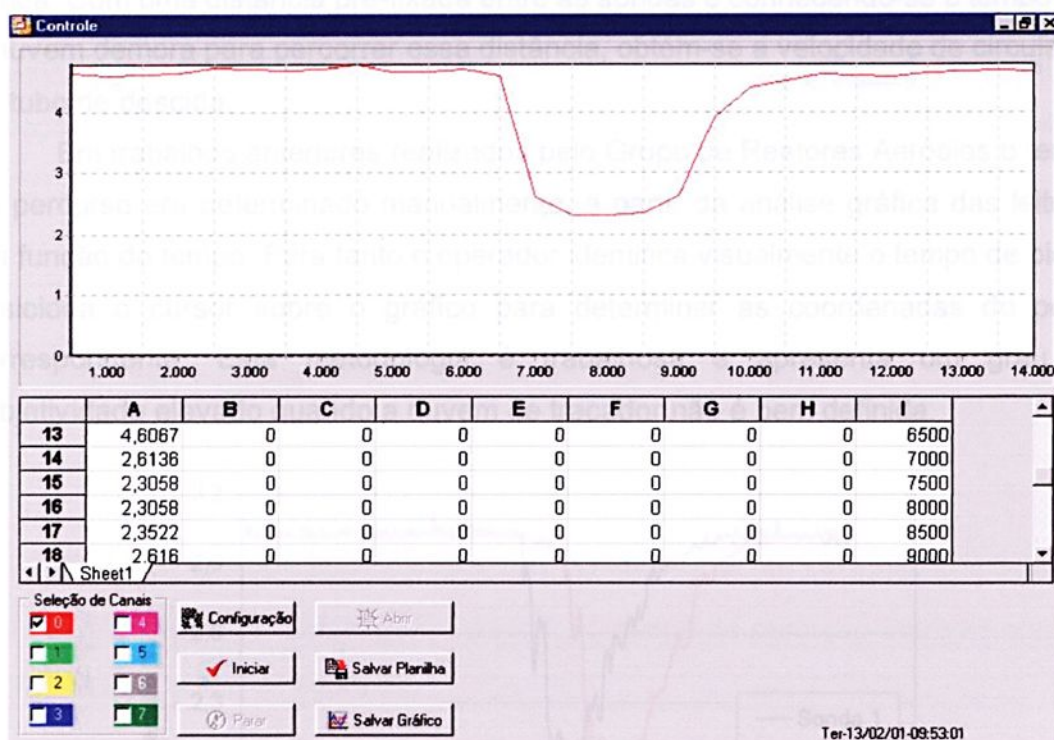


Figura 19: Ambiente de trabalho do programa de aquisição

Utilizando um programa de planilha eletrônica os dados foram trabalhados a partir das curvas de tensão em função do tempo, conforme exemplo na figura 20.

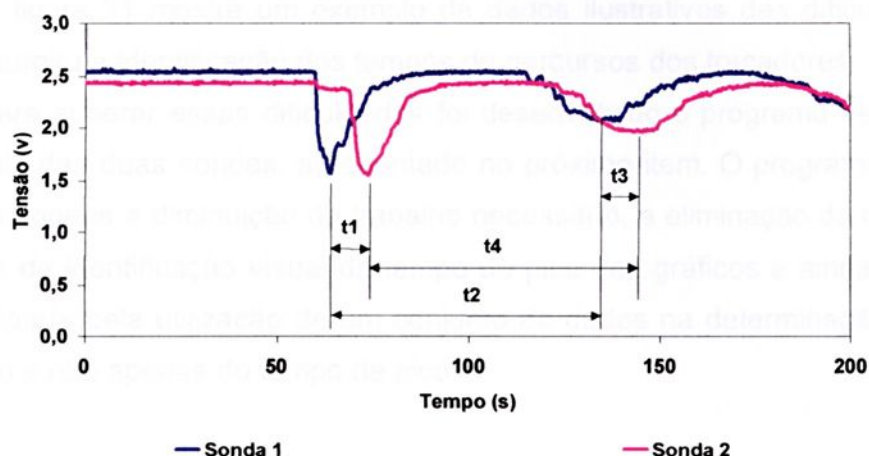


Figura 20: Tensão em função do tempo durante ensaio com traçador

A figura 20 mostra o gráfico de tensão em função do tempo, apresentando os picos que ocorrem quando a nuvem com maior concentração de traçador passa pela sonda. Com uma distância pré-fixada entre as sondas e conhecendo-se o tempo que a nuvem demora para percorrer essa distância, obtém-se a velocidade de circulação no tubo de descida.

Em trabalhos anteriores realizados pelo Grupo de Reatores Aeróbios o tempo de percurso era determinado manualmente, a partir da análise gráfica das leituras em função do tempo. Para tanto o operador identifica visualmente o tempo de pico e posiciona o cursor sobre o gráfico para determinar as coordenadas do ponto correspondente. Esta metodologia é trabalhosa e apresenta um grau de subjetividade elevado quando a nuvem de traçador não é bem definida.

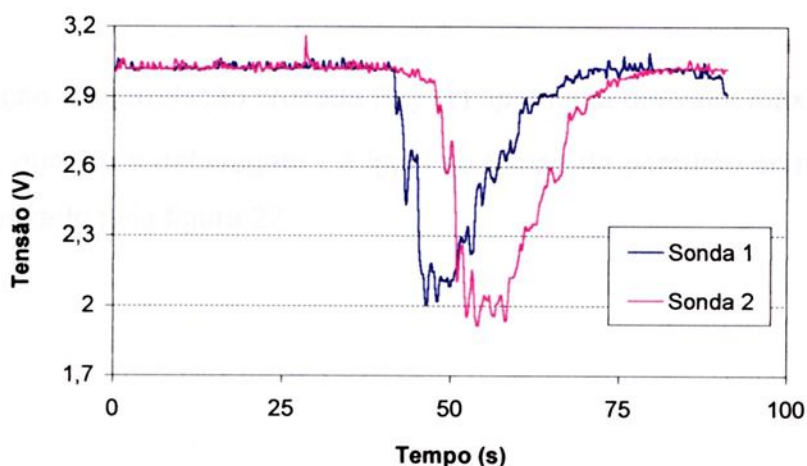


Figura 21: Exemplo de sinal obtido com ensaio utilizando traçador

A figura 21 mostra um exemplo de dados ilustrativos das dificuldades que podem surgir na identificação dos tempos de percursos dos traçadores.

Para superar essas dificuldades foi desenvolvido o programa de correlação dos sinais das duas sondas, apresentado no próximo item. O programa apresenta como vantagens a diminuição do trabalho necessário, a eliminação da componente subjetiva da identificação visual do tempo de pico dos gráficos e ainda aumenta a confiabilidade pela utilização de um conjunto de dados na determinação do tempo de atraso e não apenas do tempo de pico.

5.2.1 - Determinação automática dos tempos de percurso

A correlação de dois sinais defasados no tempo é bastante utilizada para determinação de velocidades em escoamentos, valendo-se de diversos princípios para gerar a perturbação do sinal que é transportada, envolvendo como traçadores tanto substâncias inseridas no escoamento quanto variações de temperatura induzidas por fontes de calor, variações de pressão provocadas por vórtices, variações de capacitância, entre outras, numa série de realizações industriais (Milroy e Galvert, 1984).

A função de correlação cruzada $R_{xy}(\tau)$ é dada por:

$$R_{xy}(\tau) = \lim_{T \rightarrow \infty} \frac{1}{T} \int_0^T x(t - \tau)y(t)dt \quad (48)$$

A função de correlação cruzada $R_{xy}(\tau)$ apresenta um valor máximo dado por $R_{xy}(\tau_{\max})$, quando a defasagem τ é igual ao tempo de percurso entre as sondas, conforme ilustrado pela figura 22.

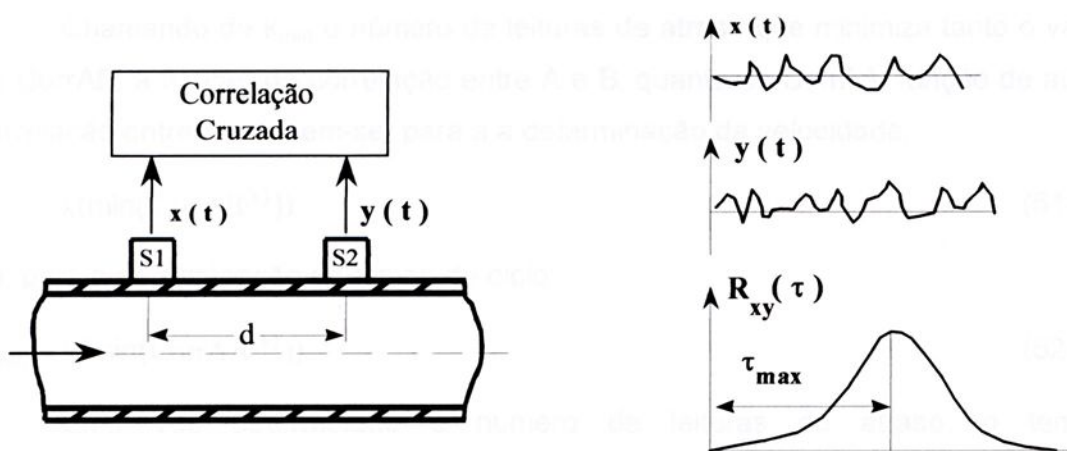


Figura 22: Funcionamento da correlação cruzada na determinação da velocidade
Adaptado de Mylroy e Calvert (1984)

A estimativa da velocidade do escoamento pode então ser dada por $v = d / \tau_{\max}$, sendo “d” a distância entre os dois sensores.

A correlação adotada neste trabalho é uma função que subtrai os valores das leituras em tempos diferentes. Assim, a correlação ideal é a que apresenta o valor mínimo do somatório dos valores absolutos das diferenças.

O programa desenvolvido utiliza inicialmente uma função de auto-correlação dos sinais de apenas uma sonda, para determinar o tempo de ciclo do reator:

$$\text{CorrAA}^{(k)} = \frac{1}{(n-k)} \sum_{i=0}^{n-k} |A_i - A_{i+k}| \quad (49)$$

A determinação da velocidade de circulação é realizada pela função de correlação cruzada dada por:

$$\text{CorrAB}^{(k)} = \frac{1}{(n-k)} \sum_{i=0}^{n-k} |A_i - B_{i+k}| \quad (50)$$

Onde A e B são os vetores com as leituras das sondas de montante e jusante, respectivamente; n é o número de leituras utilizadas no cálculo e k a defasagem no tempo utilizada.

As funções empregadas realizam numericamente a convolução com atraso (k) da diferença de leituras entre as duas sondas, e não da multiplicação dos sinais como no método tradicional. Com isso deve ser escolhido o atraso (k) que minimiza o valor da correlação e da auto-correlação.

Chamando de $k_{\min}$ o número de leituras de atraso que minimiza tanto o valor de CorrAB , a função de correlação entre A e B, quanto de CorrAA , função de auto-correlação entre A e A, tem-se, para a determinação da velocidade,

$$k_{\min} = k(\min(\text{CorrAB}^{(k)})) \quad (51)$$

ou, para a determinação do tempo de ciclo:

$$k_{\min} = k(\min(\text{CorrAA}^{(k)})) \quad (52)$$

Uma vez determinado o número de leituras de atraso, o tempo correspondente é função da frequência de aquisição dos dados:

$$t = \frac{k_{\min}}{f_{\text{aq}}} \quad (53)$$

Sendo:

f_{aq} a frequência de aquisição das leituras (leituras/segundo).

5.3 - Determinação das perdas de carga

As perdas foram determinadas a partir das pressões, considerando o intercâmbio de energia entre o ar e a água, conforme visto na revisão da bibliografia, segundo Merchuk *et al.* (1995). Como exemplo, apresenta-se na equação (54) o equacionamento para o tubo de subida, a partir das medições no início (ponto 1) e final (ponto 5) do tubo:

$$\Delta H_{\text{SU}} = \frac{(E_d)_{\text{SU}}}{\gamma_m Q_L} = \frac{p_1 - p_5}{\gamma_m} - H - \frac{Q_{\text{ar}} p_1}{\gamma_m Q_L} \ln \left(\frac{p_5}{p_1} \right) \quad (54)$$

Sendo:

H = altura do tubo interno;

γ_m = peso específico da mistura;

5.3.1 – Determinação independente da massa específica do meio

Estudos de revisão bibliográfica efetuados demonstraram a necessidade de se ter uma determinação independente da massa específica do meio. Pode-se

demonstrar que utilizando apenas a determinação manométrica do conteúdo volumétrico do ar chega-se a uma equação em que não há perdas de energia no escoamento entre os dois pontos considerados o que não é real. Em seguida é apresentada uma discussão onde se pode verificar essa conclusão.

A figura 23 ilustra um tubo com 2 pontos ligados a piezômetros.

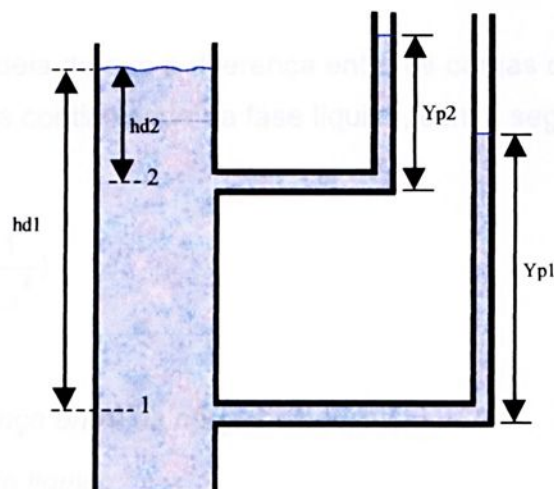


Figura 23: Determinação das cargas com piezômetros

Por manometria tem-se:

$$\gamma_m h_d = \gamma_L y_p \quad (55)$$

Com isso tem-se que:

$$\gamma_m = \gamma_L \frac{y_p}{h_d} \quad (56)$$

Sendo:

γ_m = peso específico da mistura;

γ_L = peso específico da água;

h_d = altura dinâmica;

y_p = altura da coluna no piezômetro.

A equação 56 é utilizada para calcular γ_m , mas esta é uma simplificação pois despreza as perdas ΔH_{1-2} e o trabalho do gás W_{ar} , além de desprezar as cargas cinéticas.

Essa simplificação no que tange desprezar ou não as cargas cinéticas depende da análise do nível de significância desta diferença. Avaliando alguns valores numéricos com os dados de expansão já calculados por RUGGERI (2002), pode-se chegar à conclusão de que essa diferença é pouco significativa, podendo assim ser desprezada sem causar grandes erros nos resultados, como é mostrado a seguir.

Partindo da idéia de que a diferença entre as cargas cinéticas se determina a partir da equação da continuidade da fase líquida, com a seguinte equação:

$$\Delta H_c = \frac{V_L^2}{2g} \left(\frac{1}{\varepsilon_{L1}^2} - \frac{1}{\varepsilon_{L2}^2} \right) \quad (57)$$

Sendo:

ΔH_c = Diferença entre as cargas cinéticas;

ε_L = fração de líquido;

V_L = velocidade de circulação do líquido.

Fazendo uma simplificação para o cálculo usando o ponto 1 antes da injeção do ar, assim $\varepsilon_{L1}=1$. Outra simplificação seria considerar $\varepsilon_{L2} = \bar{\varepsilon}_{L1-2}$.

Chegando a seguinte equação:

$$\Delta H_c = \frac{V_L^2}{2g} \left(1 - \frac{1}{\bar{\varepsilon}_{L1-2}^2} \right) \quad (58)$$

Com a análise dos diversos resultados obtidos por Ruggeri (2002) chegou-se a conclusão que essa diferença não apresenta um alto nível de significância como já comentado anteriormente. Um resultado típico da ordem de grandeza dos valores envolvidos é apresentado na figura 24 na forma gráfica.

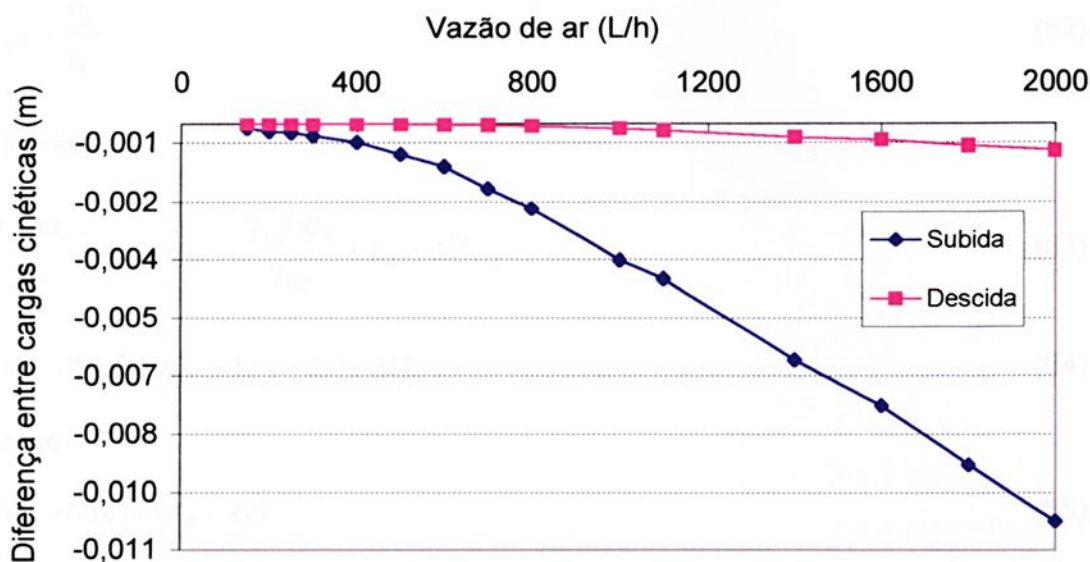


Figura 24: Diferença entre as cargas cinéticas do líquido no topo e base do reator, calculada com dados do reator (200-100) com 6 metros de altura, ensaiado por RUGGERI (2002)

Assim sendo tem-se a partir da equação da energia aplicada nos pontos 1 e 2 do esquema da figura 23:

$$\frac{P_1}{\gamma_m} + z_1 + w_{ar} = \frac{P_2}{\gamma_m} + z_2 + \Delta H_{1-2} \quad (59)$$

Sendo:

w_{ar} : trabalho do ar por unidade de peso escoado sobre a água;

ΔH_{1-2} : perdas de carga entre 1 e 2.

A definição da massa específica do meio, determinada manometricamente pela equação (56) na equação da energia em que foram desprezadas as cargas cinéticas (59) tem-se:

$$\frac{P_1 h d_1}{\gamma_L y_{p1}} + z_1 + w_{ar} = \frac{P_2 h d_2}{\gamma_L y_{p2}} + z_2 + \Delta H_{1-2} \quad (60)$$

Com:

$$y_{p1} = \frac{P_1}{\gamma_L} \quad (61)$$

$$y_{p2} = \frac{P_2}{\gamma_L} \quad (62)$$

Tem-se:

$$\frac{y_{p1}hd_1}{y_{p1}} + z_1 + w_{ar} = \frac{y_{p2}hd_2}{y_{p2}} + z_2 + \Delta H_{1-2} \quad (63)$$

$$(hd_1 - hd_2) + w_{ar} = (z_2 - z_1) + \Delta H_{1-2} \quad (64)$$

Como:

$$(hd_1 - hd_2) = (z_2 - z_1) \quad (65)$$

Então:

$$w_{ar} = \Delta H_{1-2} \quad (66)$$

Diante disso pode-se então reescrever a equação da energia da seguinte maneira:

$$\frac{P_1}{\gamma_m} + z_1 = \frac{P_2}{\gamma_m} + z_2 \quad (67)$$

Na equação (67) chega-se à conclusão de que não há perdas entre 1 e 2, o que não é real. A origem do erro encontra-se no cálculo do γ_m pela equação (56), fazendo uso da manometria, consolidando assim a necessidade de se fazer uma determinação independente do peso específico do meio no reator, sem a qual não é possível determinar as perdas de carga.

Em vista dessas considerações foi desenvolvido o modelo 2 que permite determinar o γ_m de forma independente contribuindo para a correta medição das perdas de carga, oferecendo uma boa oportunidade de verificação dos índices pretendidos.

Assim sendo com a equação da energia tem-se:

$$P_1 = \gamma_L y_{p1} \quad (68)$$

$$P_2 = \gamma_L y_{p2} \quad (69)$$

$$\frac{\gamma_L y_{p1}}{\gamma_m} + z_1 + w_{ar} = \frac{\gamma_L y_{p2}}{\gamma_m} + z_2 + \Delta H_{1-2} \quad (70)$$

Sendo:

$$w_{ar} = \frac{Q_{ar} P_1 \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right)}{\gamma_m Q} \quad (71)$$

Com isso resta na equação apenas ΔH_{1-2} como incógnita a ser determinada.

Adotando essa metodologia para o caso do modelo 2, com o ponto 1 na tomada inferior de pressão mostrada no esquema da figura 15 e o ponto 2 no topo do tubo de subida tem-se a equação da energia (eq. 59), aqui reproduzida por facilidade:

$$\frac{P_1}{\gamma_m} - (z_2 - z_1) + w_{ar} = \Delta h_{1-2} \quad (72)$$

em que $(z_2 - z_1) = h_g$, a altura geométrica do tubo.

Mas pelo piezômetro tem-se que $P_1 = h_d \gamma_L$, em que h_d é a altura lida no piezômetro. Com isso a carga na base fica:

$$\frac{P_1}{\gamma_m} = \frac{h_d \gamma_L}{\gamma_m} \quad (73)$$

Mas o peso específico da mistura pode ser determinado pela altura da água no tubo de subida, denominada por h_e , após o fechamento simultâneo das válvulas de entrada de água e injeção de ar. Tem-se $\gamma_m h_g = \gamma_L h_e$. Portanto,

$$\frac{\gamma_L}{\gamma_m} = \frac{h_g}{h_e} \quad (74)$$

Assim tem-se:

$$\frac{P_1}{\gamma_m} = h_d \frac{h_g}{h_e} \quad (75)$$

Com essas informações aplicadas na equação 72 chega-se à determinação das perdas de carga no tubo de subida do modelo 2:

$$\Delta h_{1-2} = h_g \left(\frac{h_d}{h_e} - 1 \right) + w_{ar} \quad (76)$$

5.3.2 - Modelagem preliminar das perdas de carga

O modelo conceitual das perdas de carga no reator parte da constatação de que a potência transferida à água pela injeção de ar é dissipada no escoamento da água ao redor das bolhas de ar e na esteira gerada a jusante das bolhas e também pelo fato de que a circulação líquida provoca gradientes de velocidade junto às paredes dos tubos.

Numa coluna de bolhas a velocidade média de circulação líquida é nula, de forma que toda energia transferida pelo ar é utilizada apenas para manter a expansão do leito. Assim, embora existam correntes secundárias de água no seio do líquido, que irão resultar em perdas por atrito nos contornos sólidos, pode-se considerar que a grande maioria da energia é dissipada nos turbilhões resultantes das esteiras a jusante das bolhas.

Já num modelo com circulação, verifica-se experimentalmente que as expansões são menores, para uma dada vazão de ar, do que as que ocorrem numa coluna de bolhas de mesma altura e diâmetro. Este comportamento deve-se ao fato de que a energia transferida pelo ar deve ser utilizada para manter a expansão e também para manter o movimento das colunas de líquido.

Esta divisão entre trabalho de expansão, relacionado à coluna de bolhas com expansão equivalente e trabalho de escoamento apresenta, conforme nossa expectativa, um caminho para o desenvolvimento de equações suficientemente simples para serem usadas no dimensionamento, embora contendo uma informação mínima sobre a dinâmica do escoamento, que permita uma tentativa de generalização dos resultados.

O ponto de partida da modelagem é, pelas considerações acima, dado por:



$$W_{ar} = W_b + W_e \quad (77)$$

Sendo:

W_{ar} = trabalho realizado pelo ar

W_b = trabalho dissipado na esteira de bolhas

W_e = trabalho dissipado pelo escoamento devido ao contorno sólido

O trabalho realizado pelo ar é dado pela soma do trabalho de injeção e do trabalho de expansão ao longo do percurso pelo tubo de subida. É desprezada a contribuição da quantidade de movimento do ar injetado.

Perdas de esteira de bolhas são função predominante das velocidades de deslizamento de bolhas. No seu equacionamento estaria envolvido um adimensional do tipo Reynolds local dado pelo tamanho das bolhas, viscosidade do líquido e velocidade da água em relação às bolhas.

As perdas de contorno são funções predominantes das velocidades reais do líquido e da área molhada pelo escoamento.

Neste trabalho será testada a hipótese de que as perdas de esteira de bolhas sejam equiparáveis ao trabalho de expansão do leito. Dessa forma será possível sua determinação experimental a partir da expansão medida no modelo com circulação. Chamando de vazão de coluna equivalente, Q_{BE} , a vazão de ar que provoca a mesma expansão numa coluna de bolhas, pode-se determinar o trabalho de esteira de bolhas por:

$$W_b = Q_{BE} p_1 \ln \left(\frac{p_2}{p_1} \right) \quad (78)$$

As perdas de contorno serão as resultantes do trabalho de escoamento, podendo ser determinadas experimentalmente a partir das leituras dos piezômetros, desde que a massa específica do meio seja conhecida conforme a equação (75). Aplicando-se o modelo à equação da energia no tubo de subida, tem-se:

$$H_i + W_b + W_e = H_f + \Delta H \quad (79)$$

Com o modelo de divisão de perdas obtém-se:

$$H_i + W_b = H_f \quad (80)$$



$$W_e = \Delta H \quad (81)$$

$$\Delta H = (Q_{ar} - Q_{BE}) p_1 \ln \left(\frac{p_2}{p_1} \right) \quad (82)$$

A comparação dos valores previstos pelo modelo (equação 82) com os valores determinados experimentalmente (equação 75) permitirá avaliar a utilidade do conceito proposto na equação 77 e a hipótese expressa pela equação 78 para facilitar o projeto dos reatores.

5.4 – Determinação do tempo de mistura

O traçador injetado vai ficando gradualmente mais espalhado pelo efeito dos coeficientes de dispersão do escoamento no reator, a cada ciclo completado pelas seções de subida e descida do reator. Em consequência, os picos vão diminuindo até que o traçador esteja uniformemente distribuído por todo o volume do reator. O tempo necessário para que isso ocorra é chamado de tempo de mistura e é definido numericamente quando a variação da concentração é inferior a 5% da concentração média final. A figura 25 ilustra qualitativamente o comportamento das leituras por um período suficientemente longo para determinar o tempo de mistura.

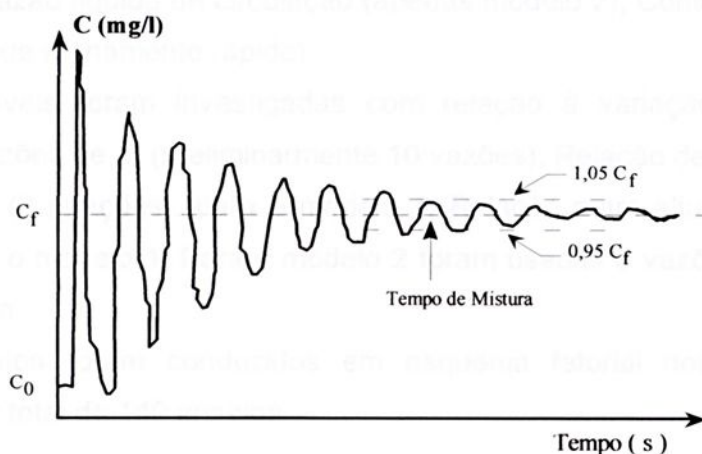


Figura 25: Evolução das concentrações ao longo do tempo de mistura do reator
Fonte: Ruggeri (2002)

Sendo:

C_f = Concentração final de traçador;

C_o = Concentração inicial de traçador.

Portanto, para se determinar o tempo de mistura do reator primeiramente é necessário transformar as leituras de tensão em concentração de sal, por meio de uma curva de calibragem e calcular a concentração relativa. A concentração relativa é definida por:

$$C_R(\%) = \frac{C(t)}{C_f} \times 100 \quad (83)$$

Com base nas curvas de calibragem das sondas e os dados de tensão em função do tempo é determinado o tempo de mistura do reator para uma dada vazão, conforme ilustrado pelo gráfico da figura 25. O tempo de mistura é definido pelo tempo a partir do qual a concentração relativa C_R varia entre +/- 5% do valor da concentração final.

5.5 - Ensaios Realizados

Os levantamentos realizados englobaram as seguintes variáveis: Expansão do leito fluidizado e pressões médias (piezômetros); Velocidades de circulação (traçadores); Vazão líquida de circulação (apenas modelo 2); Conteúdo volumétrico de ar (válvulas de fechamento rápido).

As variáveis foram investigadas com relação à variação dos seguintes parâmetros: Vazões de ar (preliminarmente 10 vazões); Relação de áreas dos tubos externo/interno (3 relações), para o modelo 1; Relação entre alturas dos tubos (2 relações), para o modelo 1; Para o modelo 2 foram usadas 6 vazões de água para uma única altura.

Os ensaios foram conduzidos em esquema fatorial nos dois modelos, resultando num total de 140 ensaios.



6 - Resultados e discussões

6.1- Desenvolvimento e teste do programa de correlação

Primeiramente foram feitos testes manuais com o método da correlação de sinais, bem como com o método de determinação do centro de gravidade das curvas de passagem dos traçadores para se determinar a velocidade de percurso. Os resultados dos dois diferentes métodos e o do processo manual de identificação dos picos foram comparados. Concluiu-se que os 2 métodos apresentavam resultados parecidos e muito próximos dos encontrados pelo método manual, com a vantagem de trabalhar sempre com a mesma margem de erro, diminuindo com isso o grau de subjetividade, como já comentado.

Após essa análise optou-se pelo método da correlação direta dos sinais por apresentar uma maior simplicidade de implantação, uma vez que era desejável além da determinação da velocidade, também o tempo de ciclo, sendo este alcançado com maior precisão pelo método da correlação de sinais.

A partir dessa escolha deu-se início ao desenvolvimento do programa, implantado em linguagem de macros usando o Microsoft Excel como interface de usuário. A figura 26 apresenta a tela de interface de apresentação de resultados resultante do programa.

	A	B	C	D	E	F	G
1	DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE E TEMPO DE PICO						
2	Vazão do ensaio (L/h)			Sonda 1	2	Velocidade cm/s	Tempo de ciclo (s)
3	xxxxx			Sonda 2	3	13,8889	44,20
4				lini	9		
5	Encontrar linha final, Sim (S) ou Não (N):			S	2272	K (vel)	K (temp ciclo)
6	Plotar os Dados de K e Corr, Sim (S) ou Não (N)			S		72	221
7	Tensão (V)			K	Corr		
8	Tempo (s)	Sonda 1	Sonda 2	Correlação 1-2		Auto-correlação	
9	0,2	5	5	0	0,616436	0	0,000000
10	0,4	4,4626	5	1	0,614814	1	0,009590
11	0,6	4,0376	5	2	0,613094	2	0,014948
12	0,8	3,8227	5	3	0,611338	3	0,019708
13	1	3,6908	5	4	0,609508	4	0,025580
14	1,2	3,5809	5	5	0,607601	5	0,031050
15	1,4	3,488	5	6	0,605635	6	0,036221
16	1,6	3,4099	5	7	0,603591	7	0,041847
17	1,8	3,3854	5	8	0,601508	8	0,047462
18	2	3,3781	4,9731	9	0,599352	9	0,052866
19	2,2	3,3781	4,619	10	0,597107	10	0,058454
20	2,4	3,3757	4,2892	11	0,594780	11	0,064203
21	2,6	3,3341	4,128	12	0,592387	12	0,069637
22	2,8	3,1485	3,9961	13	0,589917	13	0,075207

Figura 26: Ambiente da planilha para determinação das velocidades

O programa foi desenvolvido para que seja de fácil utilização pelo usuário, sendo o mais informativo possível sobre sua funcionalidade e com o intuito de otimizar o tempo de máquina. Para isso o programa determina primeiro a auto-correlação e com base nesse resultado ele determina um intervalo para se fazer a correlação, otimizando assim o tempo de processamento.

Com ele é possível fazer a análise de uma série contendo todos os dados, ou também fixar intervalos para análise, uma vez que o usuário deseje analisar picos isolados, por se apresentarem melhores nos ensaios, por exemplo. O usuário também tem a opção de escolher entre apresentar ou não em gráficos os dados da correlação e auto-correlação, para que se possa fazer uma análise dos resultados, caso estes apresentem alguma anomalia.

Para a determinação da velocidade o usuário deve primeiro importar os dados do tempo, tensão da sonda 1 e sonda 2, respectivamente nas colunas 1, 2 e 3, que são gerados em formato compatível pelo programa de aquisição de dados elaborado por Guardia Filho (2000). Com os dados na planilha o usuário deve determinar qual será a linha inicial da série, escolher se deseja que o programa encontre a linha final por um processo automático ou não, e se deseja ou não apresentar em gráfico os dados da correlação. Em seguida posicionar o cursor sobre a célula que contenha a letra k e executar a macro teclando < Ctrl – k >. O programa finaliza fornecendo os dados de velocidade e tempo de ciclo.

Em seguida são apresentados alguns resultados dos testes obtidos com a utilização do programa.

A figura 27 apresenta um gráfico de tensão em função do tempo, obtido com o programa de aquisição de dados, para ilustrar os dados de entrada.

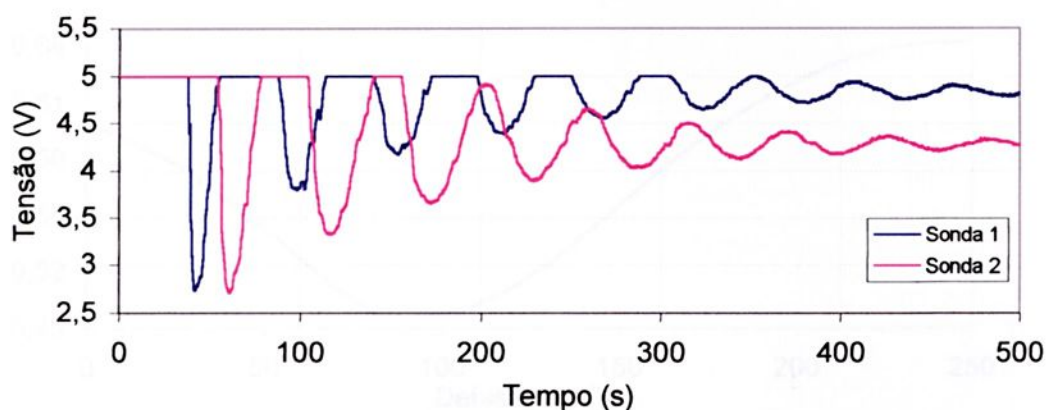


Figura 27: Dados do ensaio utilizado para testar a rotina de identificação do tempo de ciclo. Medição efetuada em reator de 4m com vazão de ar de 400 l/h

A figura 28 mostra um gráfico com os valores calculados da função de auto-correlação em função da defasagem k . Após esse cálculo o algoritmo determina o tempo de ciclo encontrando o primeiro ponto de mínimo.

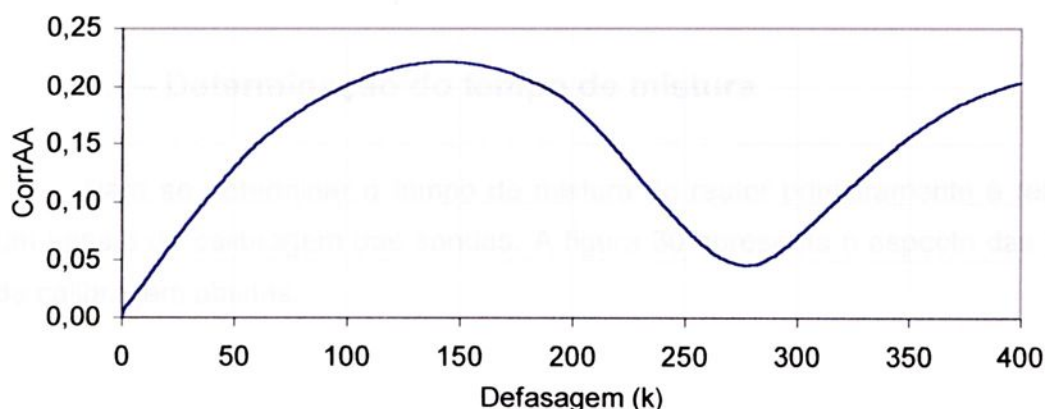


Figura 28: Valores da auto-correlação. Tempo de ciclo dado por $k=277$, $t_c = 55,4$ s

Com os dados do exemplo mostrado na figura 28 foi identificado um mínimo para $k = 277$. Com um intervalo de 0,2 segundos entre as leituras, obtém-se um tempo de ciclo 55,4 segundos, o qual confere com a determinação manual, comprovando a eficácia da implantação no programa do algoritmo proposto.

Com base na série de dados da figura 27 e com a informação do tempo de ciclo da figura 29, utilizado como limite superior do atraso, o programa calcula a série de valores de CorrAB em função de k apresentados na figura 29, a partir da qual foi determinada a velocidade.

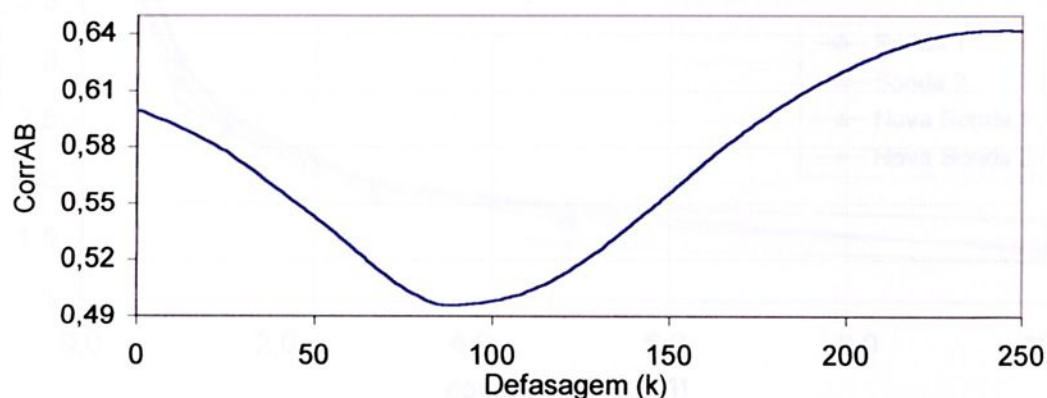


Figura 29: Correlação para cálculo da velocidade, reator de 4m, 400l/h de ar.
 Defasagem $k_{\text{MIN}} = 88$; Velocidade $V = 11,4$ cm/s

Tendo em vista a utilidade para outras situações em que se utiliza de traçadores para medição de velocidade este programa foi divulgado por meio de trabalho científico (Martins Jr. et al., 2004). Para maiores esclarecimentos sobre o desenvolvimento do programa o código fonte também é apresentado em anexo.

6.2– Determinação do tempo de mistura

Para se determinar o tempo de mistura do reator primeiramente é realizado um ensaio de calibragem das sondas. A figura 30 apresenta o aspecto das curvas de calibragem obtidas.

Figura 30. Calibragem do tempo de mistura. Gráfico do reator de 4m (200-25) para a vazão de 200u L/h.

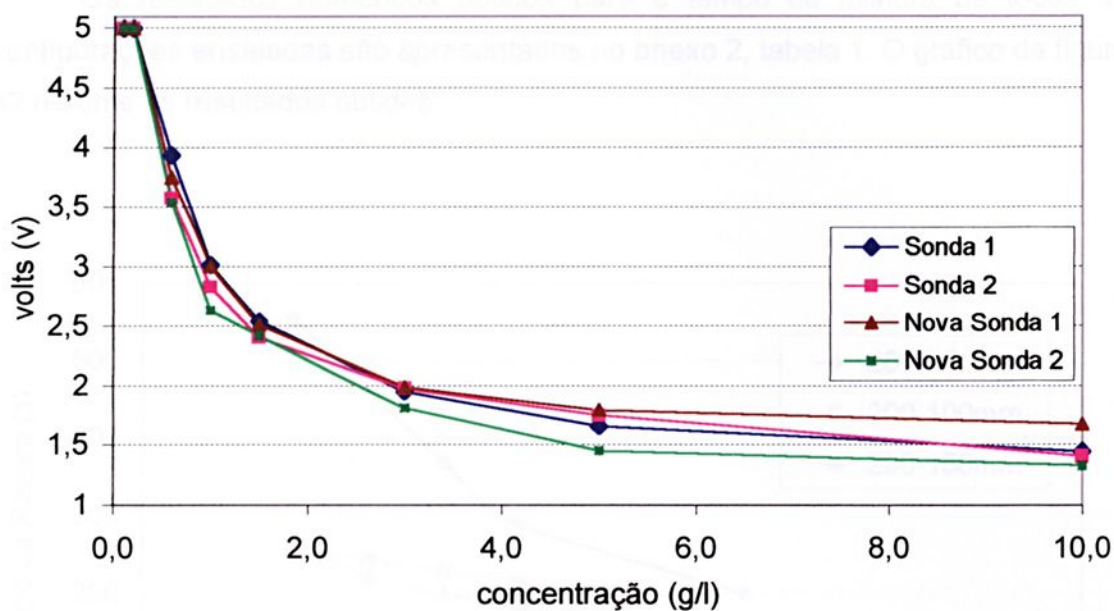


Figura 30: Exemplo de ensaio de calibragem das sondas

Com base nas curvas de calibragem das sondas e os dados de tensão em função do tempo foram determinados os tempos de mistura do reator. A figura 31 apresenta dados de um ensaio para determinação do tempo de mistura.

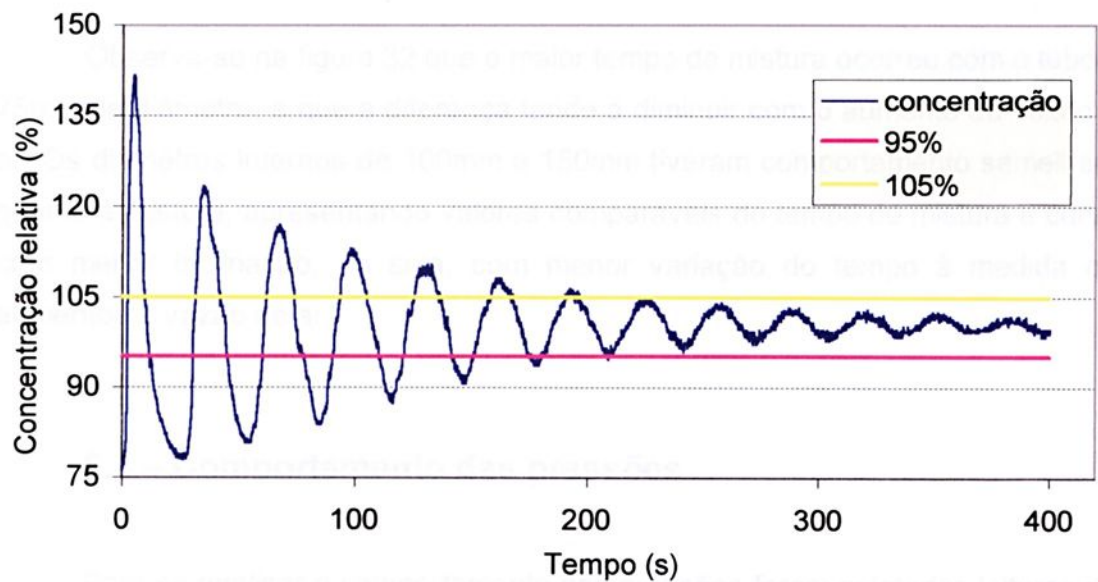


Figura 31: Determinação do tempo de mistura. Dados do reator 4m (200-75) para a vazão de 2000 L/h

Os resultados numéricos obtidos para o tempo de mistura de todas as configurações ensaiadas são apresentados no anexo 2, tabela 1. O gráfico da figura 32 resume os resultados obtidos.

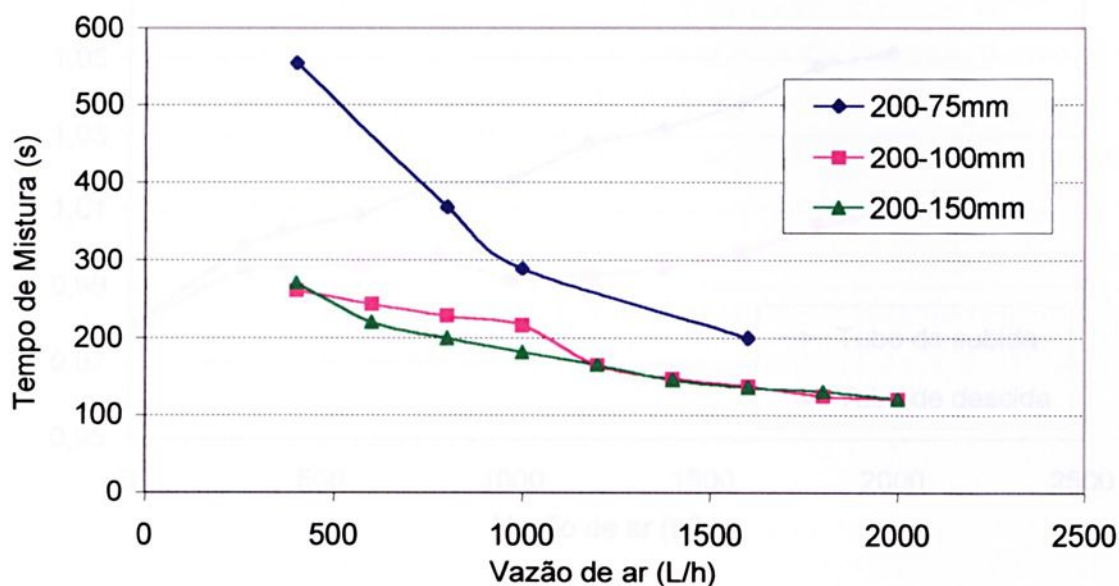


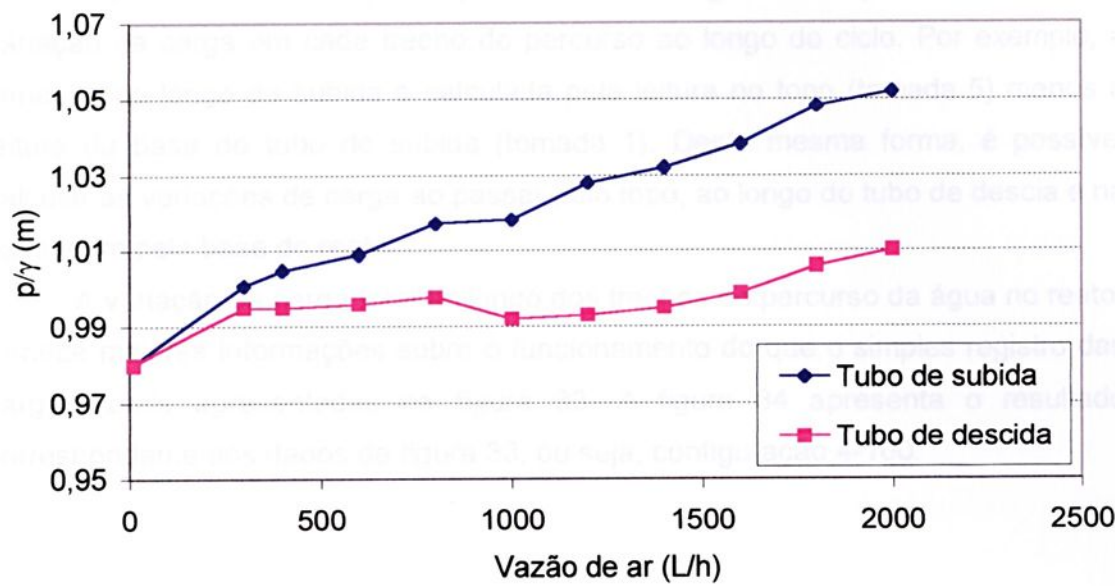
Figura 32: Comparação do tempo de mistura nas 3 configurações do modelo 1 com $H = 4,00$ m

Observa-se na figura 32 que o maior tempo de mistura ocorreu com o tubo de 75mm de diâmetro, e que a diferença tende a diminuir com o aumento da vazão de ar. Os diâmetros internos de 100mm e 150mm tiveram comportamento semelhante quanto à mistura, apresentando valores comparáveis do tempo de mistura e curvas com menor inclinação, ou seja, com menor variação do tempo à medida que aumentou a vazão de ar.

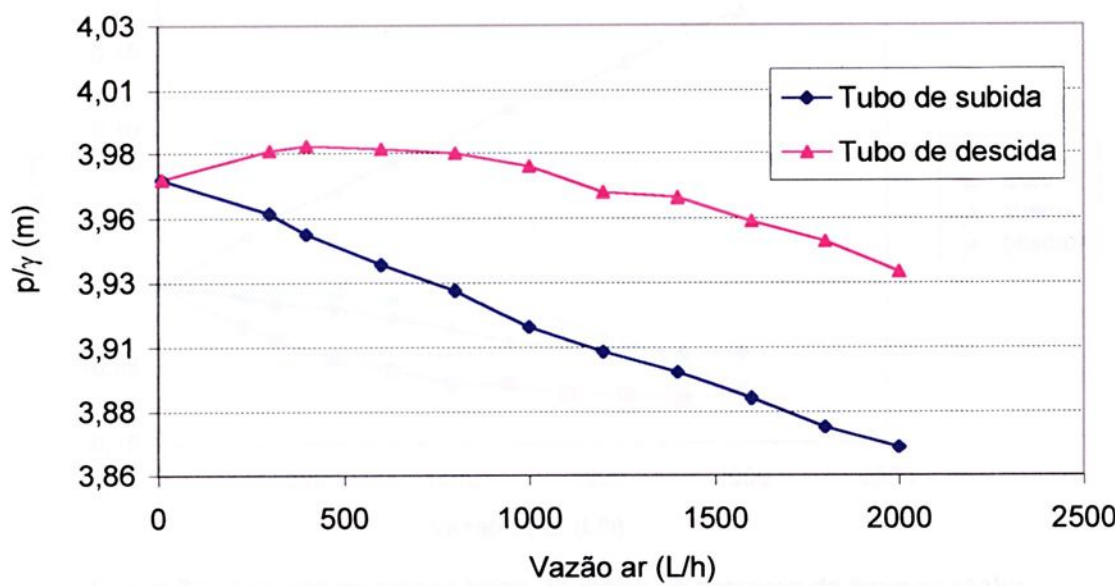
6.3 – Comportamento das pressões

Para se analisar o comportamento das pressões foram coletadas leituras das pressões na tomada 1 e 5. Os valores numéricos obtidos em todos os ensaios encontram-se tabelados no anexo 2.

A título de ilustração apresenta-se a figura 33 contendo as cargas totais registradas em função da vazão de ar, para a configuração 4-100, obtidas no topo (figura33-a) e base do reator (figura 33-b).



(a)



(b)

Figura 33: Cargas hidráulicas no topo (a) e base (b) em função da vazão de ar obtidas com a configuração 4-100.

De forma semelhante ao relatado com um reator de 6 metros por Ruggeri (2002), a figura 33 mostra que no topo do reator de 4 metros ocorre maior carga hidráulica no tubo de subida e na base a maior carga ocorre no tubo de descida, o que provoca o movimento de circulação do líquido.

A partir das informações apresentadas na figura 33 é possível calcular a variação da carga em cada trecho do percurso ao longo do ciclo. Por exemplo, a variação ao longo da subida é calculada pela leitura no topo (tomada 5) menos a leitura da base do tubo de subida (tomada 1). Desta mesma forma, é possível calcular as variações de carga ao passar pelo topo, ao longo do tubo de descida e na passagem pela base do reator.

A variação da carga total ao longo dos trechos do percurso da água no reator fornece maiores informações sobre o funcionamento do que o simples registro das cargas totais apresentadas na figura 33. A figura 34 apresenta o resultado correspondente aos dados da figura 33, ou seja, configuração 4-100.

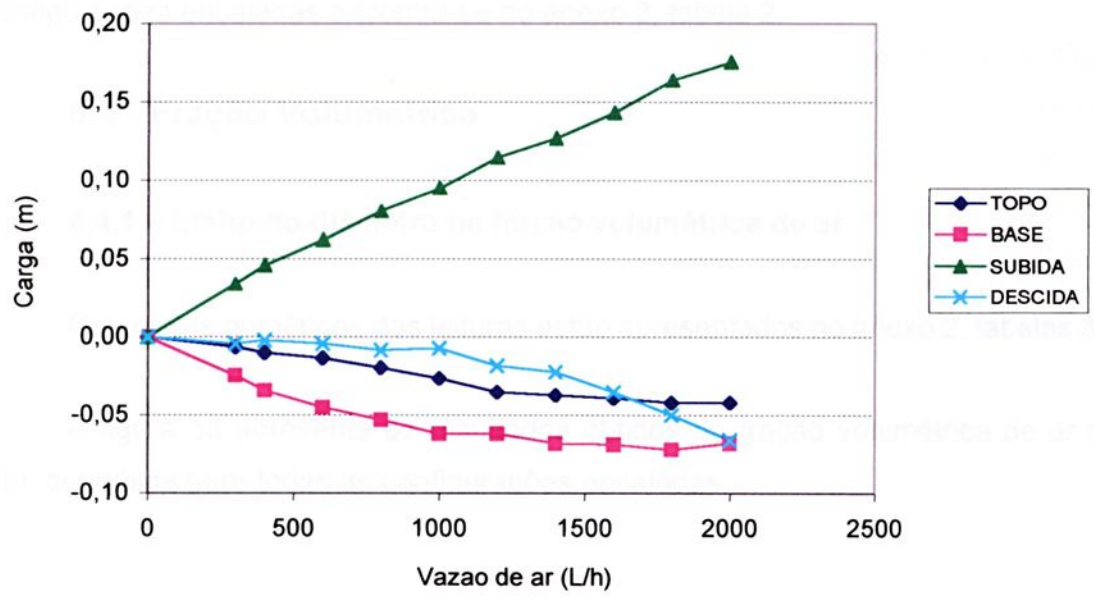


Figura 34: Variação de cargas totais ao longo do percurso da água no reator (carga final – carga inicial) na configuração 4-100

Percebe-se que a água ganha energia ao longo do percurso de subida e perde energia ao passar pelo topo e base e ao longo do tubo de descida. Esse

comportamento é semelhante ao relatado por Ruggeri (2002) no modelo com 6m de altura.

A energia ganha no percurso de subida deve-se ao trabalho realizado pelo ar, por meio da expansão das bolhas. Ressalta-se que as variações totais representadas na figura 34 não são totalmente irreversíveis. Parte do trabalho realizado pelo ar na subida é recuperado ao longo da descida e essa parcela é considerada reversível.

Por outro lado, como o percurso pelo topo e pela base praticamente não envolve trabalho realizado pelo ar, pode-se considerar, numa primeira aproximação, que as variações registradas no topo e base sejam totalmente devidas à parcela irreversível.

Com relação ao percurso na subida e descida não é possível desprezar o intercâmbio de energia com o ar. Assim, a parcela da variação que corresponde às irreversibilidades, ou perdas por cisalhamento, deve ser calculada conforme a equação 76 do item 5.3.1. Os modelos de perda de carga serão discutidos no item 6.7.

A informação sobre as variações de carga registradas nas demais configurações ensaiadas encontra-se no anexo 2, tabela 2.

6.4 - Fração Volumétrica

6.4.1 – Efeito do diâmetro na fração volumétrica de ar

Os valores numéricos das leituras estão apresentados no anexo 2, tabelas 3 e 4.

A figura 35 apresenta os resultados obtidos da fração volumétrica de ar no tubo de subida para todas as configurações ensaiadas.



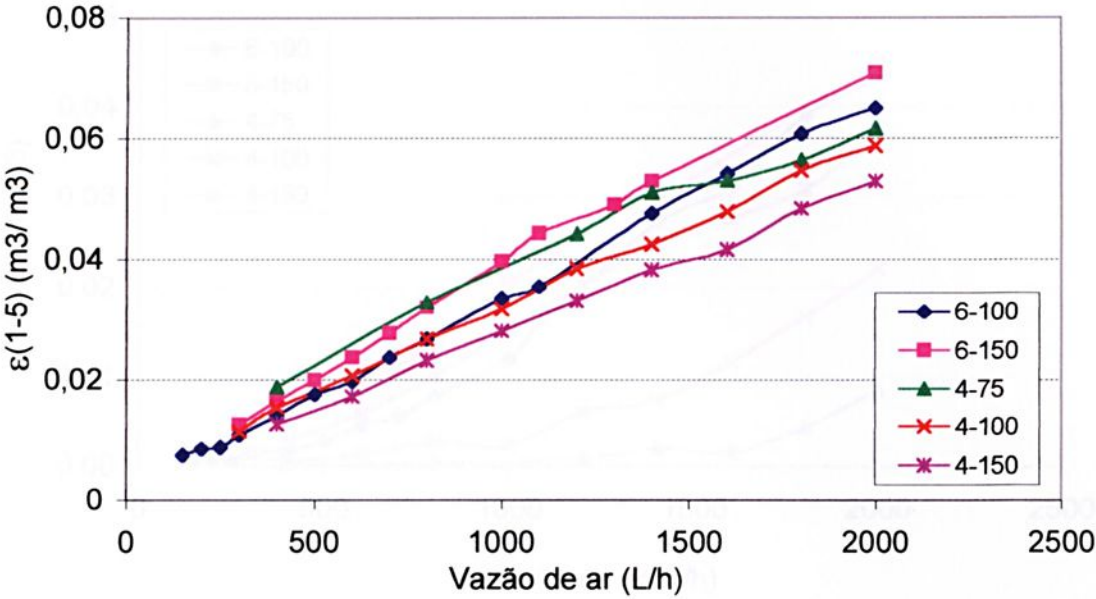


Figura 35: Fração volumétrica de ar entre as tomadas 1 e 5 do tubo de subida em função da vazão de ar

Observa-se na figura 35 que para o tubo de subida é bem definida, para todas as configurações ensaiadas, uma relação linear entre a vazão de ar injetada e a fração volumétrica de ar e, portanto, da expansão do leito.

Com os dados do reator de 4m de altura obtidos neste trabalho verificou-se que a fração volumétrica provocada por uma dada vazão de ar aumenta quando diminui o diâmetro do tubo de subida. Entretanto, o mesmo comportamento não se verifica nos dados obtidos com 6m de altura por Ruggeri, podendo-se observar uma expansão com 150mm maior que a obtida com 100mm, para vazões de ar acima de 1000 l/h. Por outro lado, para o mesmo diâmetro de subida, o conteúdo volumétrico resultante de uma dada vazão de ar aumenta quando se aumenta a altura.

Os dados de conteúdo volumétrico resultantes no tubo de descida em função da vazão de ar injetado são apresentados na figura 36.

6.4.2. Formação de espuma de bolhas

Como se viu, Sauter et al. (1965), nada foi observado a respeito da formação de bolhas para vazão entre as faixas estudadas de gás na hidratação de sílica. Dessa forma, com base nos dados das figuras 35 e 36 foram calculados os valores apresentados no gráfico da figura 37.

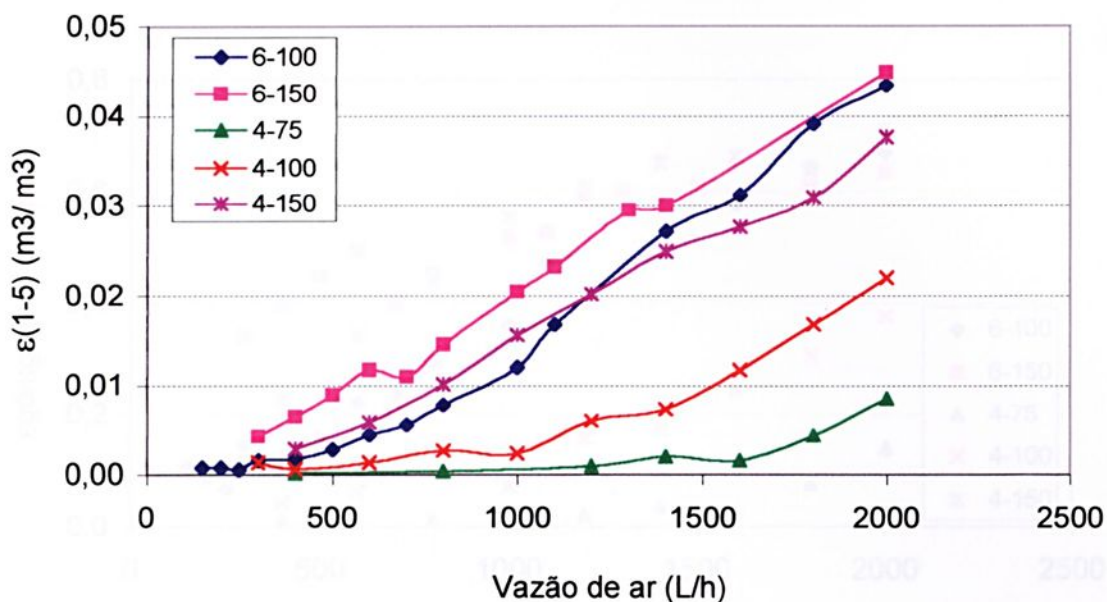


Figura 36: Fração volumétrica de ar entre as tomadas 1 e 5 em função da vazão de ar (tubo de descida)

É interessante observar na figura 36 que a relação linear que existe na subida não ocorre no tubo de descida. Percebe-se um trecho grande de variação de vazões de ar com pouco acréscimo no conteúdo volumétrico de ar, principalmente nas configurações com maiores áreas externas, como a 4-75. Para uma mesma relação de áreas o trecho horizontal fica menor quando aumenta a altura do reator. Isto pode ser verificado na figura 36 com os dados das configurações 4-100 e 6-100.

O comportamento de aumento gradual na expansão do tubo de descida após um trecho de expansões relativamente pequenas indica a passagem para o regime 2 à medida que aumenta a vazão de ar.

Outra forma de indicar o regime de escoamento é proposta por Van Benthum, conforme o item 6.4.2 a seguir.

6.4.2 - Regime de circulação de bolhas

Conforme Van Benthum et al. (1999), pode ser verificado o regime de circulação de bolhas pela razão entre as frações volumétricas de gás no tubo de descida e subida. Desta forma, usando os dados das figuras 35 e 36 foram calculados os valores apresentados no gráfico da figura 37.

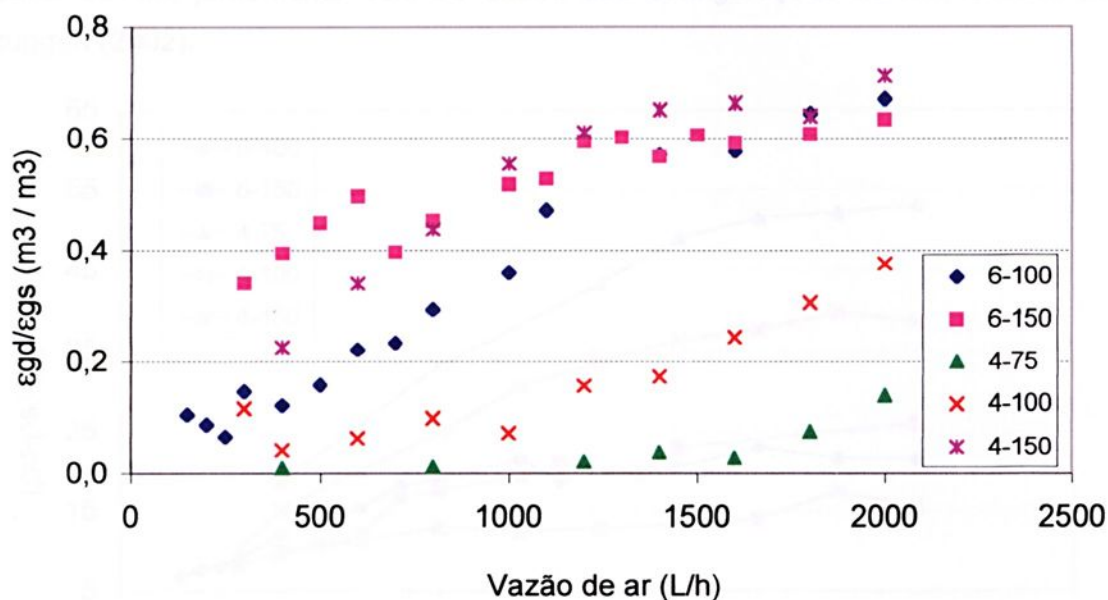


Figura 37: Razão entre fração volumétrica de gás na subida e descida.

Observando a figura 37 verifica-se um crescimento da razão com o aumento da vazão de ar para os diâmetros de 75mm e 100mm. Segundo Van Benthum et al (1999) este comportamento caracteriza um reator operando nos regimes I e II. Se o reator estivesse operando no regime III seria observado um ponto de máximo a partir do qual a razão decresceria com o aumento da vazão de gás.

Para as configurações 4-150 e 6-150 a figura 36 mostra que as razões entre o conteúdo volumétrico na descida e subida apresentam um comportamento bastante semelhante, sugerindo um patamar de estabilização acima de 1200l/h, comportamento este mais acentuado no modelo de maior altura.

6.4.3 – Comportamento da massa específica do leito

Uma das formas de interpretação do comportamento dinâmico do reator vale-se da diferença entre as massas específicas do meio provocadas pela injeção do ar. Heijnem (1997), por exemplo, utiliza essa variável como a força motriz do movimento em seu modelo.

A figura 38 apresenta esse resultado para as configurações ensaiadas no reator de 4m, juntamente com os dados das configurações de 6m, obtidos por Ruggeri (2002).

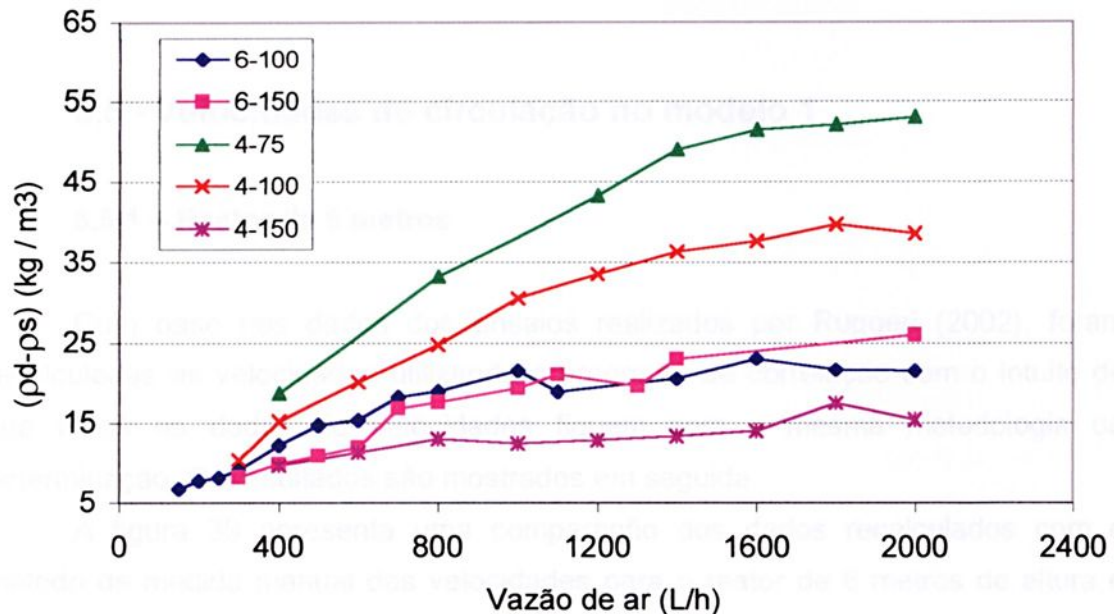


Figura 38: Comportamento da massa específica do leito no tubo de subida e descida

É interessante notar que a força motriz, sendo proporcional à diferenças entre massa específica e a altura da coluna, deveria registrar um aumento em função da vazão de ar para uma dada altura. Esse comportamento é observado para todas as configurações ensaiadas conforme o gráfico da figura 38.

Quando se considera o modelo de força motriz como explicação do movimento de circulação no reator, a variação de altura numa mesma relação entre áreas deveria conduzir a uma menor diferença de massas específicas à medida que aumenta a altura. Essa expectativa foi confirmada, conforme a figura 38, pelas duas alturas com diâmetro 100mm, com a diferença de massas específicas maior na altura de 4m em relação a diferença com 6m. O mesmo não se verifica, entretanto, nos resultados das duas alturas ensaiadas com diâmetro de 150mm; nesse caso a diferença observada com 6m de altura foi maior que a observada com 4m de altura.

Outra informação que pode ser extraída da figura refere-se aos regimes de circulação de bolhas. À medida que aumenta a vazão de ar, mais bolhas são arrastadas para o tubo externo (regime II), de forma que espera-se que a mesma variação de vazão provoque uma menor variação da força motriz. Assim, espera-se

uma redução gradual na inclinação das curvas, conforme pode ser observado no gráfico da figura 38. Os gráficos das configurações 4-100 e 4-75 mostram claramente este padrão.

6.5 - Velocidades de circulação no modelo 1

6.5.1 – Reator de 6 metros

Com base nos dados dos ensaios realizados por Ruggeri (2002), foram recalculadas as velocidades utilizando o programa de correlação com o intuito de que todos os dados de velocidades fiquem com a mesma metodologia de determinação. Os resultados são mostrados em seguida.

A figura 39 apresenta uma comparação dos dados recalculados com o método de medida manual das velocidades para o reator de 6 metros de altura e diâmetro interno de 100mm. De acordo com esta figura nota-se uma maior aproximação dos resultados para as menores vazões, sendo que para as maiores vazões os resultados divergiram acentuadamente.

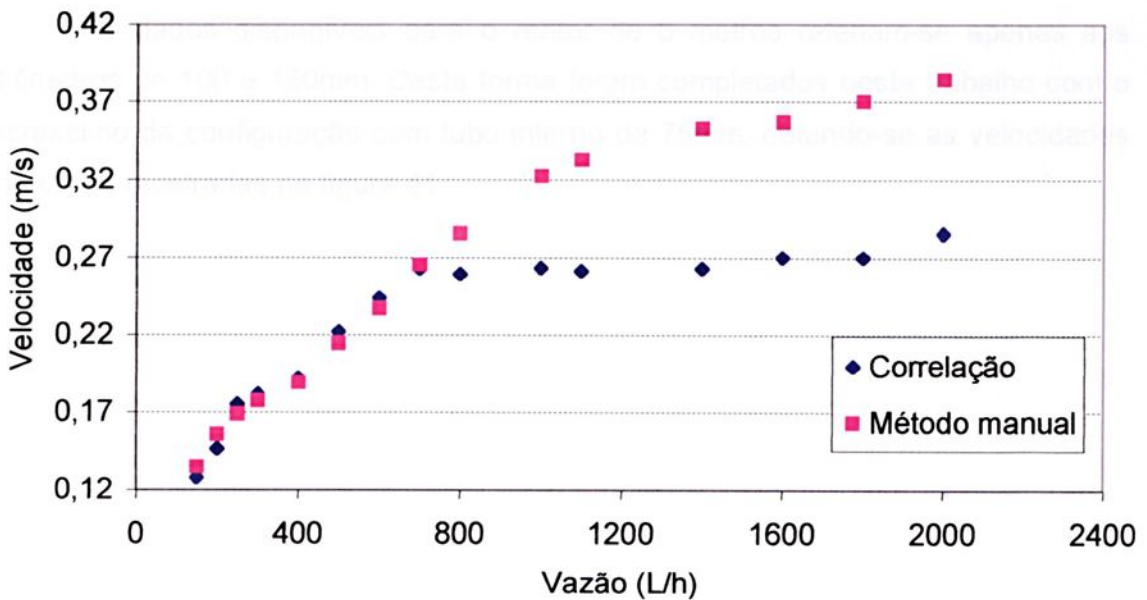


Figura 39: Comparação dos métodos de medição das velocidades do reator de 6m - 100mm

A figura 40 apresenta a comparação dos dados recalculados das velocidades para o mesmo reator de 6 metros, porém agora com o diâmetro de 200-150 mm (externo-interno). Já para esta configuração pode-se perceber uma maior aproximação entre os métodos, tanto para as maiores quanto para as menores vazões.

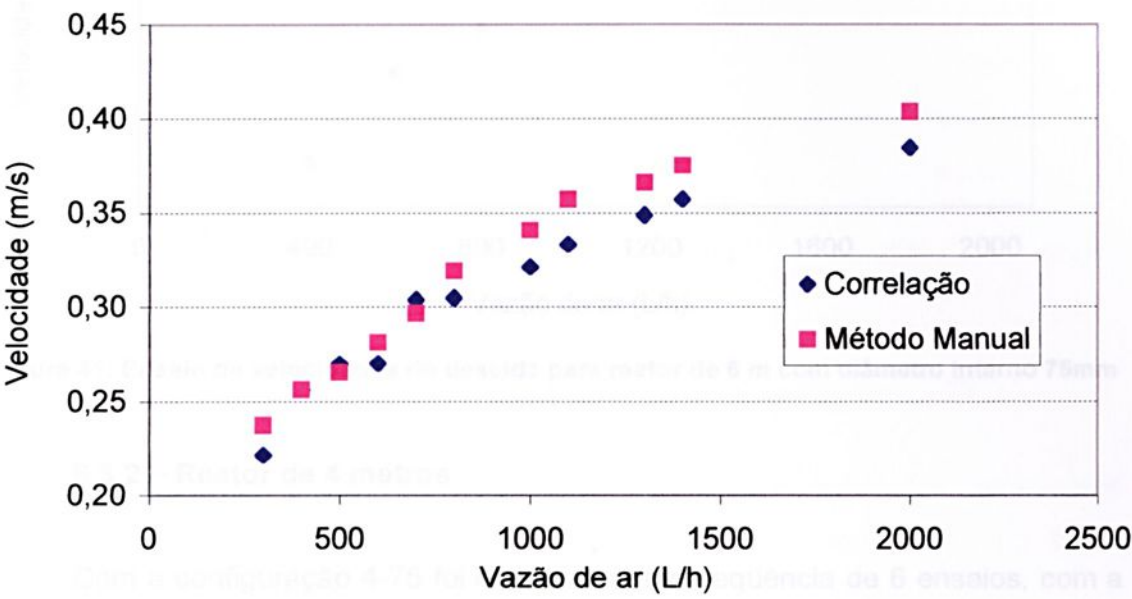


Figura 40: Comparação dos métodos de medição das velocidades do reator de 6m - 150mm

Os dados disponíveis para o reator de 6 metros referiam-se apenas aos diâmetros de 100 e 150mm. Desta forma foram completados neste trabalho com o acréscimo da configuração com tubo interno de 75mm, obtendo-se as velocidades induzidas mostradas na figura 41.

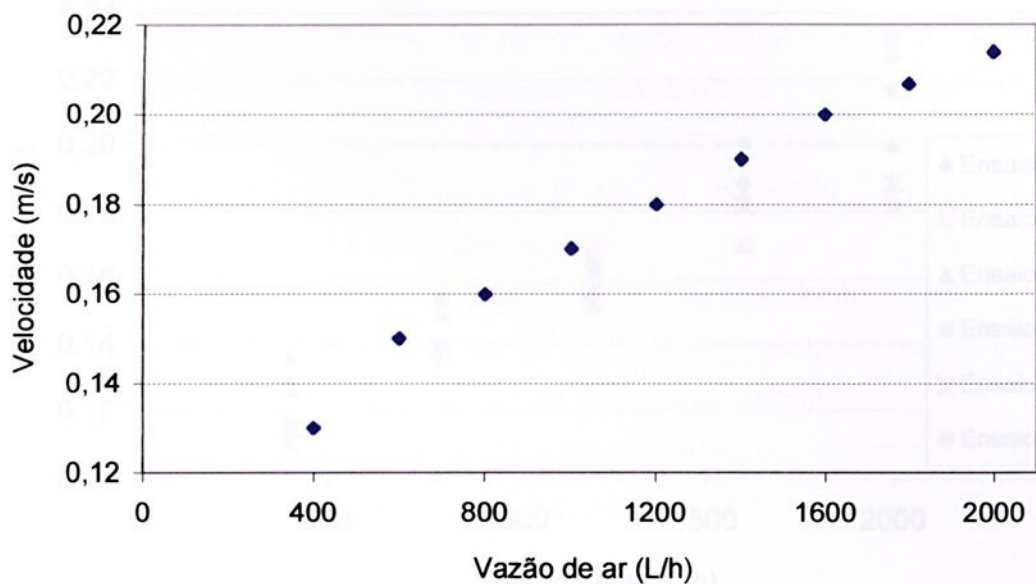


Figura 41: Ensaio de velocidades de descida para reator de 6 m com diâmetro interno 75mm

6.5.2 – Reator de 4 metros

Com a configuração 4-75 foi executada uma sequência de 6 ensaios, com a mesma sistemática, para se ter conhecimento do desvio padrão nos ensaios, cujos resultados são mostrados na figura 42. Os valores numéricos correspondentes a esses ensaios são apresentados no anexo 2, tabela 5.



Figura 42: Média das velocidades de descida e desvio padrão para a configuração 4-75

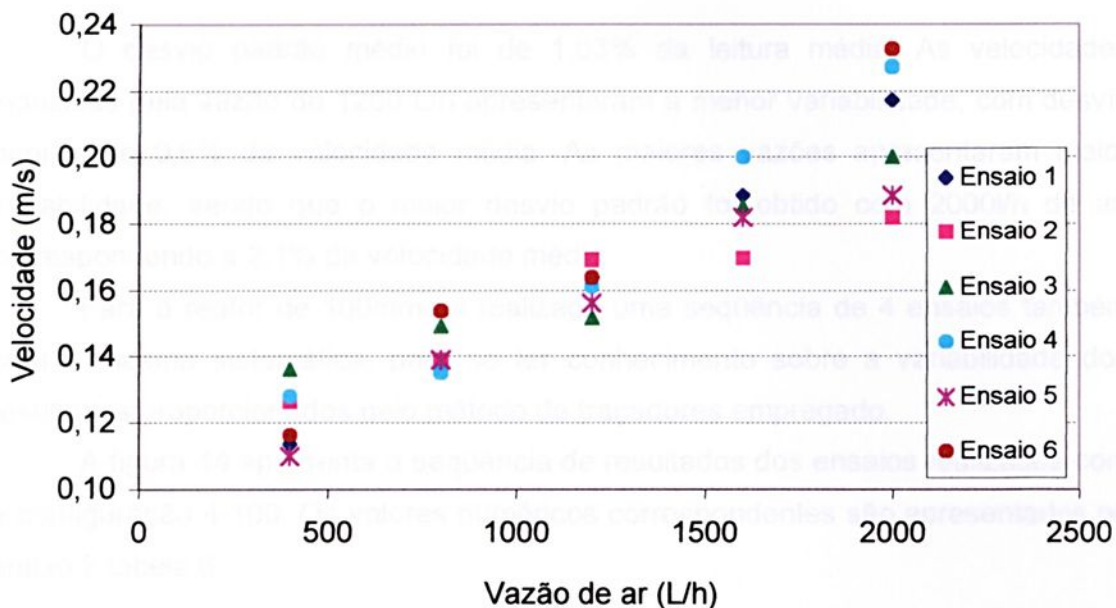


Figura 42: Dados de velocidade de descida para a configuração 4-75

Pode-se notar pela figura 42 uma maior diferença de resultados nas maiores vazões, isso pode ser devido a presença de maiores turbulência no fluxo, prejudicando a qualidade dos ensaios.

Em seguida foi feito uma média das velocidades e também calculado o desvio padrão como está apresentado na figura 43.

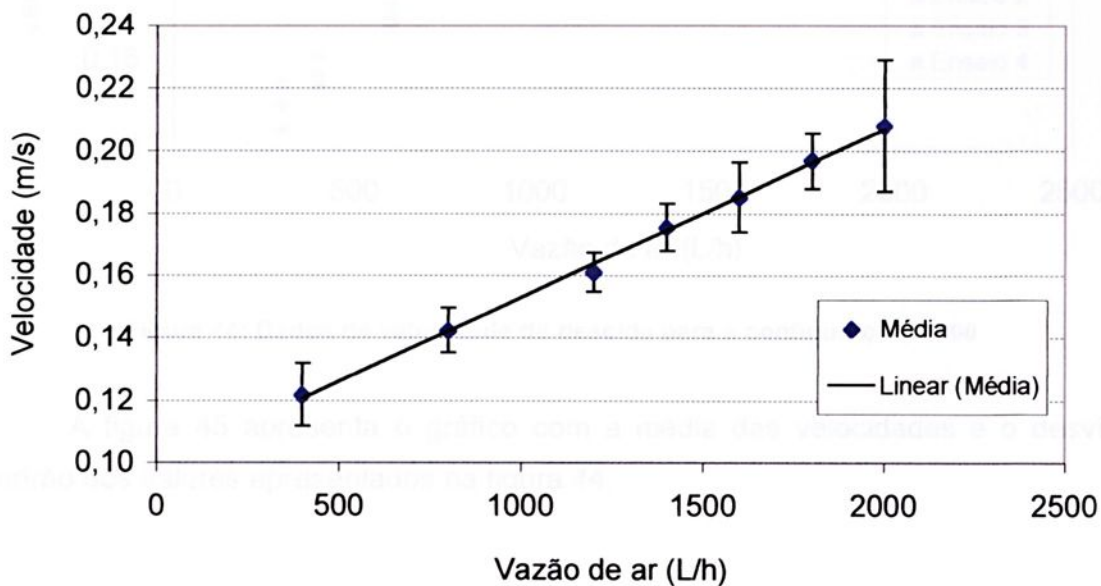


Figura 43: Média das velocidades de descida e desvio padrão para a configuração 4-75

O desvio padrão médio foi de 1,03% da leitura média. As velocidades induzidas pela vazão de 1200 L/h apresentaram a menor variabilidade, com desvio padrão de 0,6% da velocidade média. As maiores vazões apresentaram maior variabilidade, sendo que o maior desvio padrão foi obtido com 2000 L/h de ar, correspondendo a 2,1% da velocidade média.

Para o reator de 100mm foi realizada uma sequência de 4 ensaios também com a mesma sistemática, para se ter conhecimento sobre a variabilidade dos resultados proporcionados pelo método de traçadores empregado.

A figura 44 apresenta a sequência de resultados dos ensaios realizados com a configuração 4-100. Os valores numéricos correspondentes são apresentados no anexo 2 tabela 6.

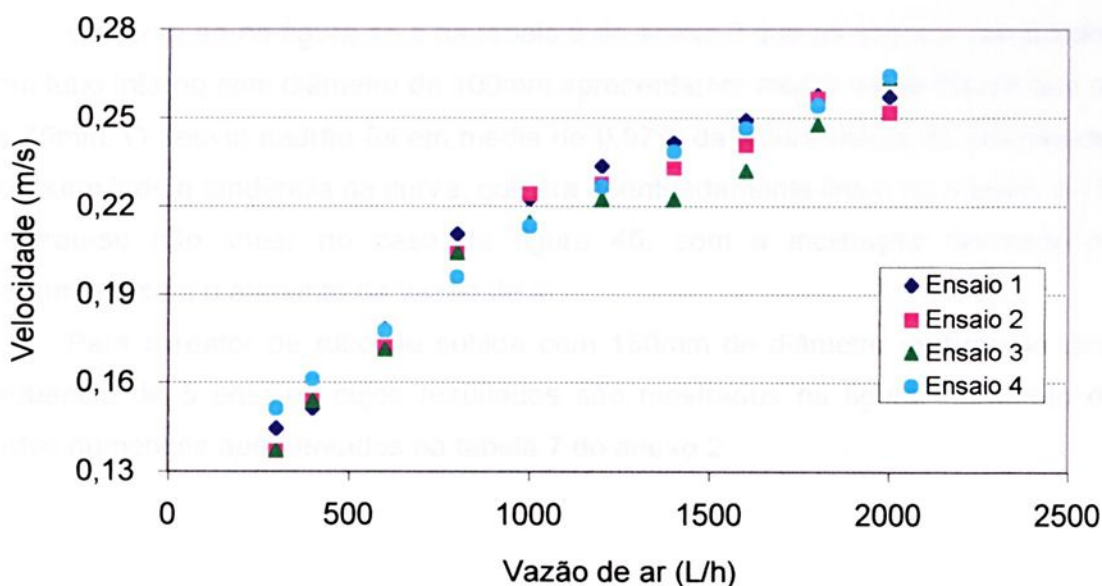


Figura 44: Dados de velocidade de descida para a configuração 4-100

A figura 45 apresenta o gráfico com a média das velocidades e o desvio padrão dos valores apresentados na figura 44.

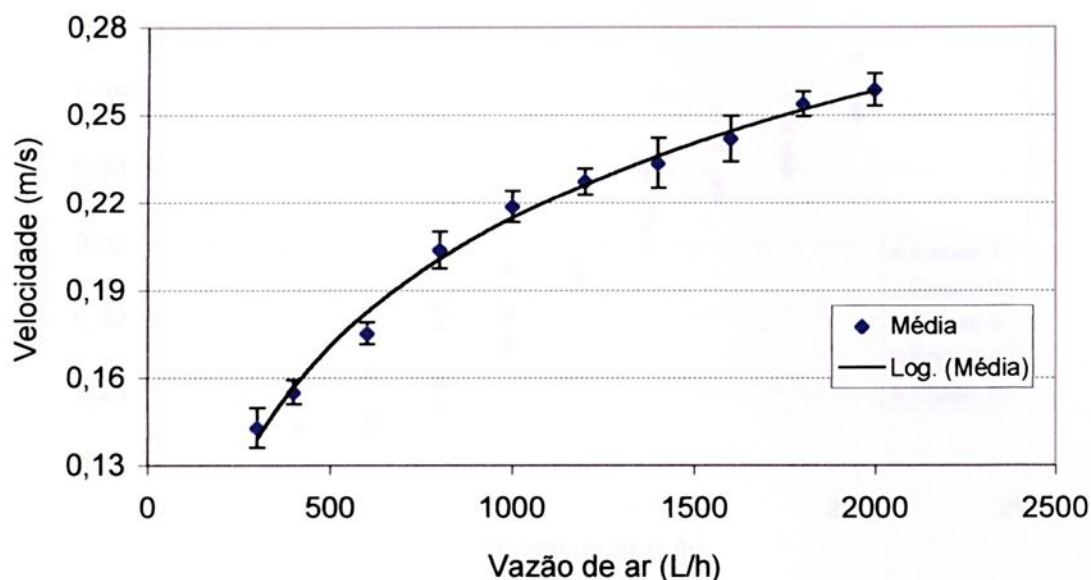


Figura 45 : Média das velocidades de descida e desvio padrão para a configuração 4-100

Observa-se na figura 45 e na tabela 6 do anexo 2 que os ensaios conduzidos com tubo interno com diâmetro de 100mm apresentaram menor variabilidade que os de 75mm. O desvio padrão foi em média de 0,57% da leitura média da velocidade. Por outro lado a tendência da curva, que era acentuadamente linear no modelo 4-75, mostrou-se não linear no caso da figura 45, com a inclinação decrescendo claramente com o aumento da vazão de ar.

Para o reator de tubo de subida com 150mm de diâmetro realizou-se uma sequência de 5 ensaios cujos resultados são mostrados na figura 46, sendo os dados numéricos apresentados na tabela 7 do anexo 2.

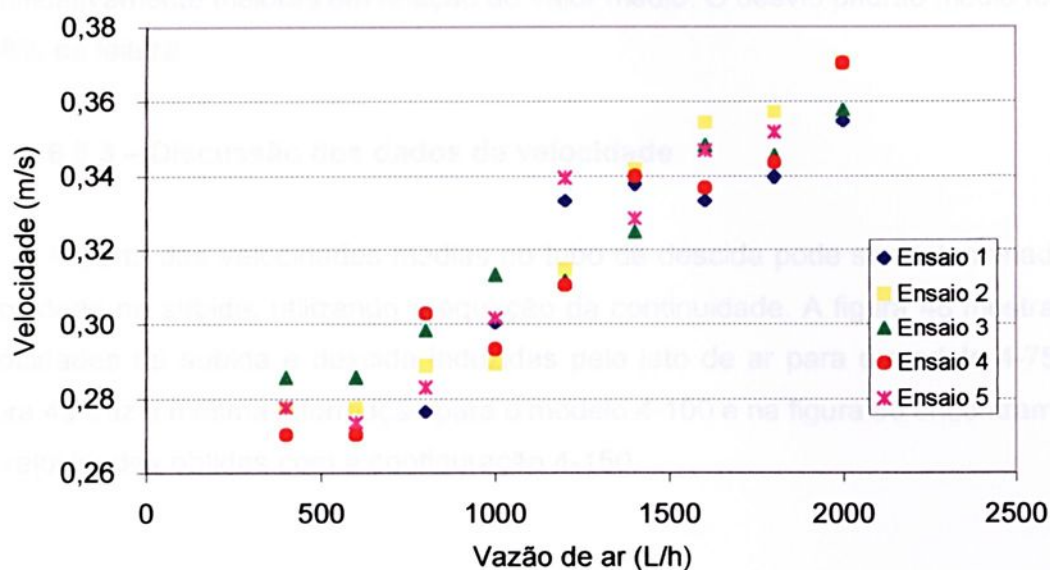


Figura 46: Dados de velocidade de descida para a configuração 4-150

Em seguida na figura 47 é mostrado a média das velocidades e o desvio padrão para a configuração 4-150.

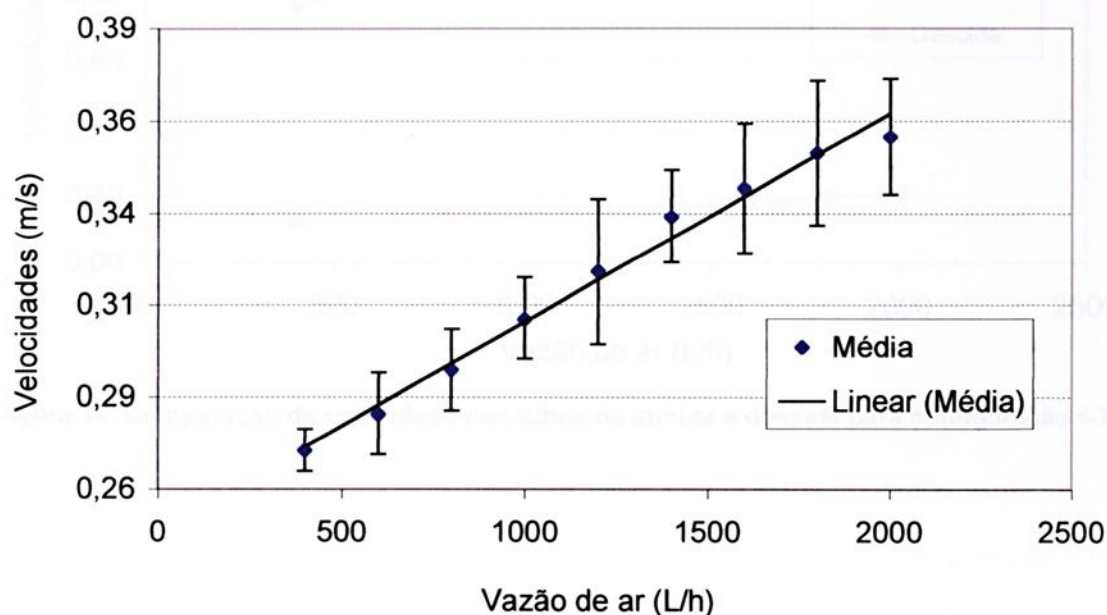


Figura 47: Média das velocidades de descida e desvio padrão para a configuração 4-150

A figura 47 revela novamente, agora para a configuração 4-150, uma maior variabilidade das leituras em relação à observada com o modelo 4-100. O comportamento médio volta a ser aproximadamente linear, com desvios padrão

significativamente maiores em relação ao valor médio. O desvio padrão médio foi de 1,38% da leitura.

6.5.3 – Discussão dos dados de velocidade

A partir das velocidades médias no tubo de descida pode ser determinada a velocidade na subida, utilizando a equação da continuidade. A figura 48 mostra as velocidades na subida e descida induzidas pelo jato de ar para o modelo 4-75. A figura 49 traz a mesma informação para o modelo 4-100 e na figura 50 encontram-se as velocidades obtidas com a configuração 4-150.

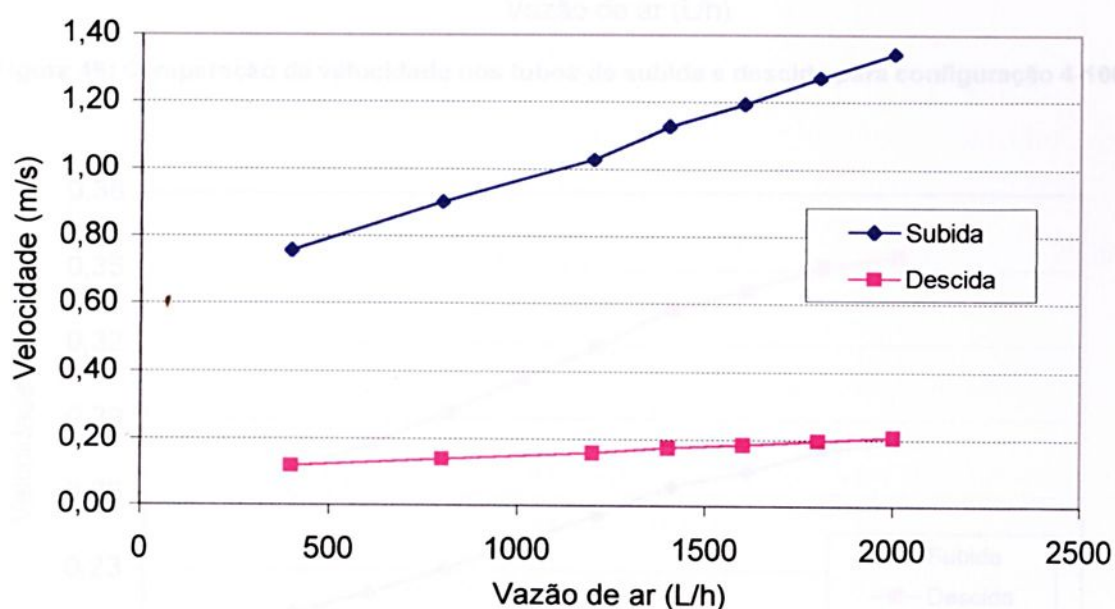


Figura 48: Comparação da velocidade nos tubos de subida e descida para configuração 4-75.

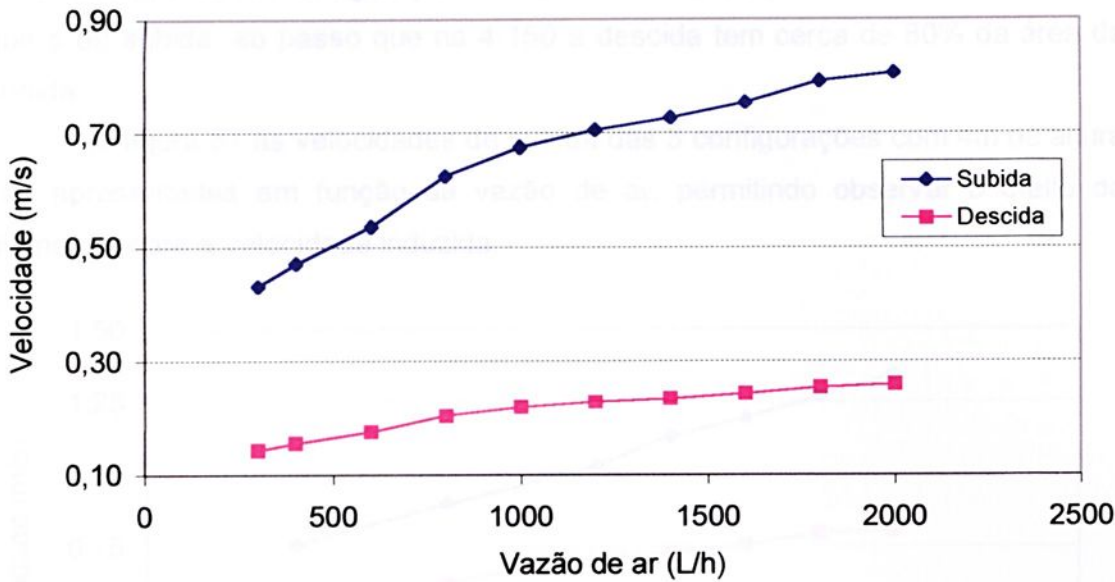


Figura 49: Comparação da velocidade nos tubos de subida e descida para configuração 4-100.

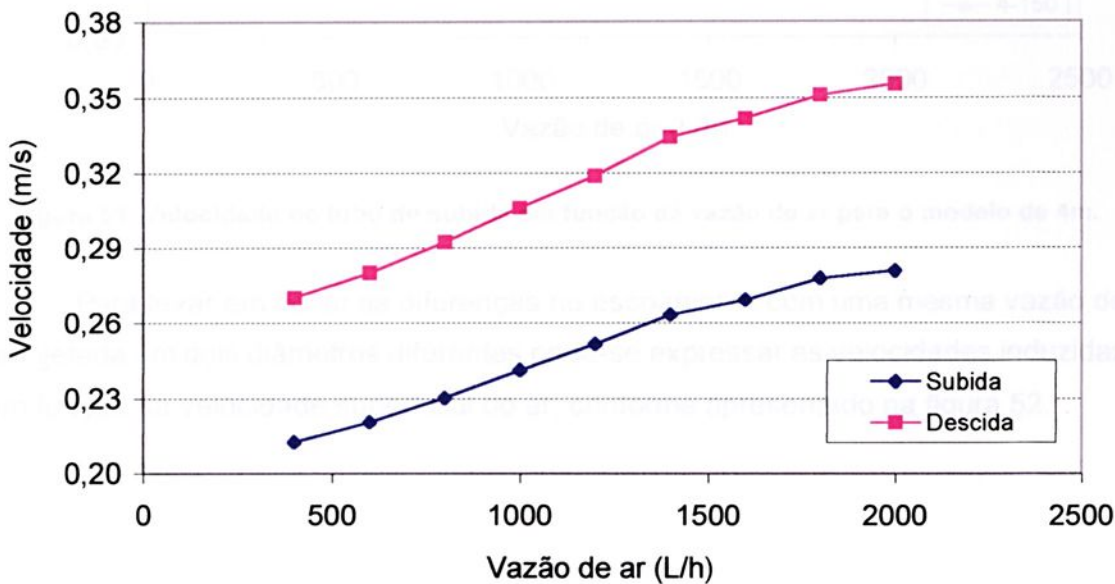


Figura 50: Comparação da velocidade nos tubos de subida e descida para configuração 4-150.

É interessante observar na figura 50 que a diferença entre as velocidades na subida e descida no modelo 4-150 foi praticamente constante, dependendo muito pouco da vazão de ar, ao passo que no modelo 4-75 a diferença praticamente dobrou quando a vazão de ar foi de 400l/h para 2000l/h, como se pode observar na figura 48. Este comportamento pode ser explicado pela relação entre as áreas de

descida e subida. Na configuração 4-75 a área de descida é cerca de 6 vezes maior que a de subida, ao passo que na 4-150 a descida tem cerca de 80% da área da subida.

Na figura 51 as velocidades de subida das 3 configurações com 4m de altura são apresentadas em função da vazão de ar, permitindo observar o efeito do diâmetro sobre a velocidade induzida.

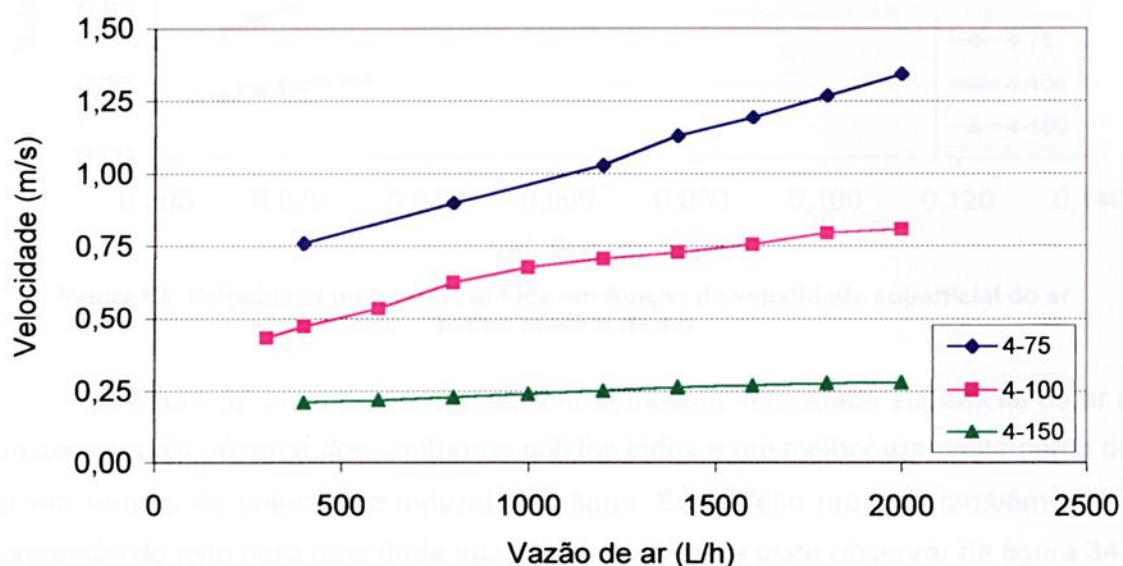


Figura 51: Velocidade no tubo de subida em função da vazão de ar para o modelo de 4m.

Para levar em conta as diferenças no escoamento com uma mesma vazão de ar injetada em dois diâmetros diferentes pode-se expressar as velocidades induzidas em função da velocidade superficial do ar, conforme apresentado na figura 52.

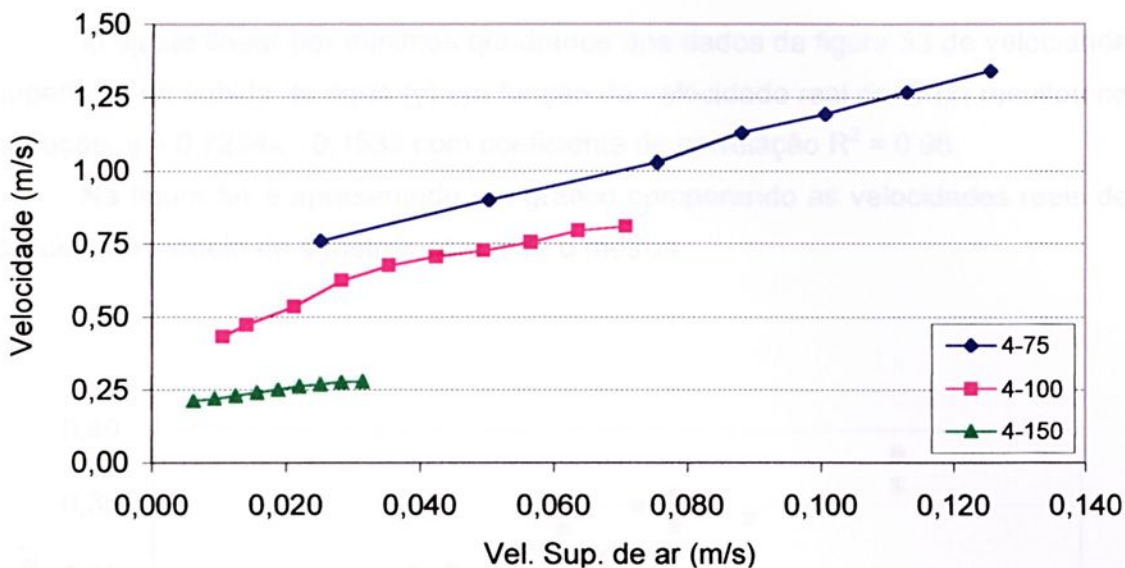


Figura 52: Velocidade no tubo de subida em função da velocidade superficial do ar para o modelo de 4m

Na figura 52 percebe-se que para uma mesma velocidade superficial do ar a presença mais próxima dos contornos sólidos induz a um melhor aproveitamento do ar em termos de velocidade induzida da água. Este efeito provoca também maior expansão do leito para uma dada vazão de ar, como se pode observar na figura 34.

Para levar em consideração tanto os diâmetros quanto os diferentes conteúdos volumétricos a velocidade induzida de água pode ser expressa em função da velocidade real da fase gasosa, conforme o gráfico da figura 53.

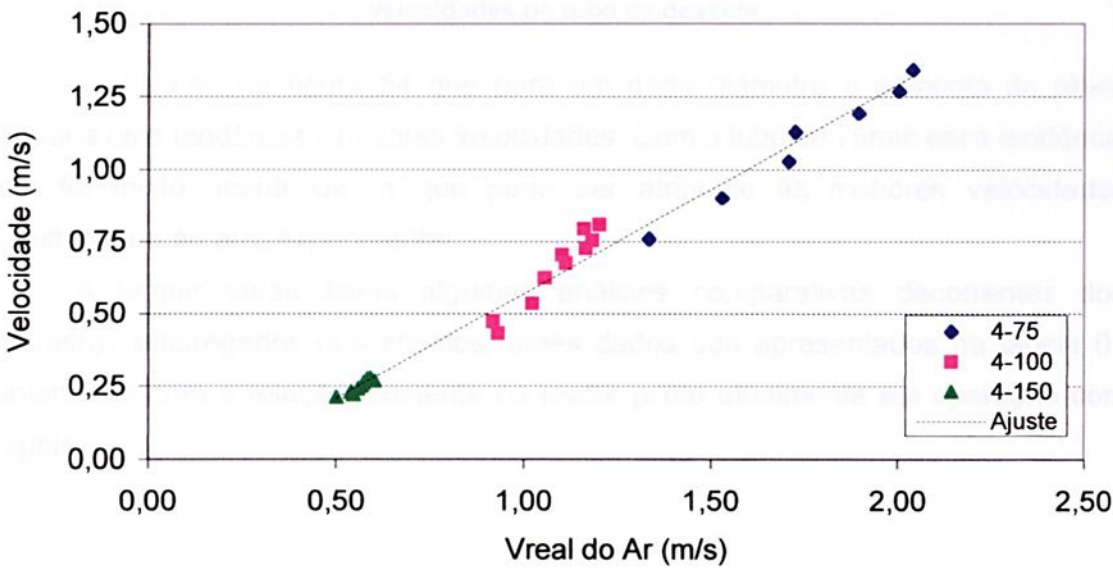


Figura 53: Velocidade no tubo de subida em função da velocidade real do ar para o modelo de 4m de altura

O ajuste linear por mínimos quadrados dos dados da figura 53 de velocidade superficial de subida da água (y) em função da velocidade real do ar (x) resultou na equação $y = 0,7234x - 0,1533$ com coeficiente de correlação $R^2 = 0,98$.

Na figura 54 é apresentado um gráfico comparando as velocidades reais de descida do modelo de 4 metros com o de 6 metros.

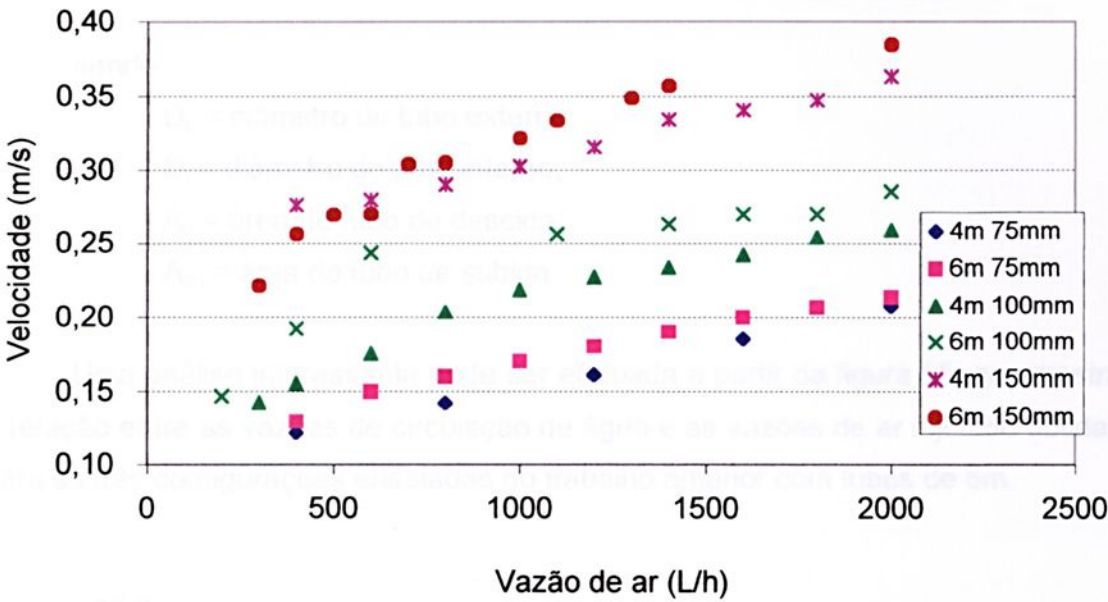


Figura 54 : Comparação entre as configurações do reator com relação às velocidades no tubo de descida

Verifica-se na figura 54 que para um dado diâmetro o aumento da altura provoca uma tendência a maiores velocidades. Com o tubo de 75mm essa tendência não foi muito acentuada, o que pode ser atribuído às menores velocidades resultantes e ao erro experimental.

A seguir serão feitas algumas análises comparativas decorrentes dos diâmetros empregados nos ensaios, estes dados são apresentados na tabela 01 juntamente com a relação existente no reator piloto atualmente em operação com esgoto.

Tabela 01 : Relação entre áreas de descida e de subida utilizadas nos modelos.

Reator	De (mm)	Di (mm)	Ad (m2)	Asu (m2)	Ad / Asu
Modelo	200	150	0,01375	0,01766	0,8
Modelo	200	100	0,02356	0,00785	3,0
Modelo	200	75	0,02700	0,00442	6,1
Piloto	250	200	0,01767	0,03142	0,6

sendo:

D_e = diâmetro do tubo externo;

D_i = diâmetro do tubo interno;

A_d = área do tubo de descida;

A_{su} = área do tubo de subida.

Uma análise interessante pode ser efetuada a partir da figura 55, que mostra a relação entre as vazões de circulação de água e as vazões de ar injetado obtidas para as três configurações ensaiadas do trabalho anterior com tubos de 6m.

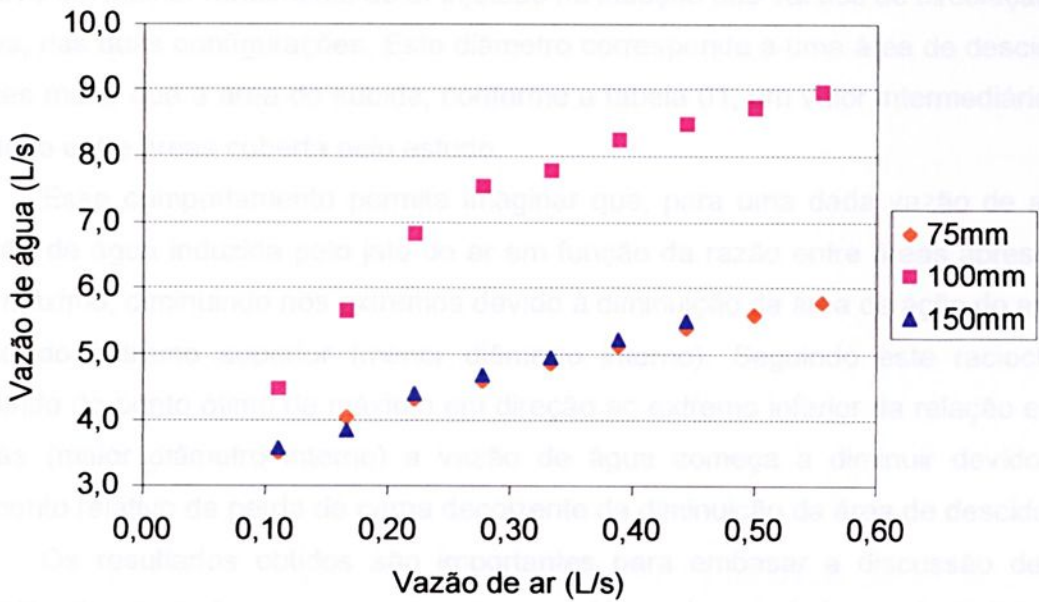


Figura 55 : Vazão de ar em função da Vazão de água no modelo de 6 m

Essa mesma análise pode ser efetuada com os dados obtidos com o reator de 4m, conforme a figura 56.

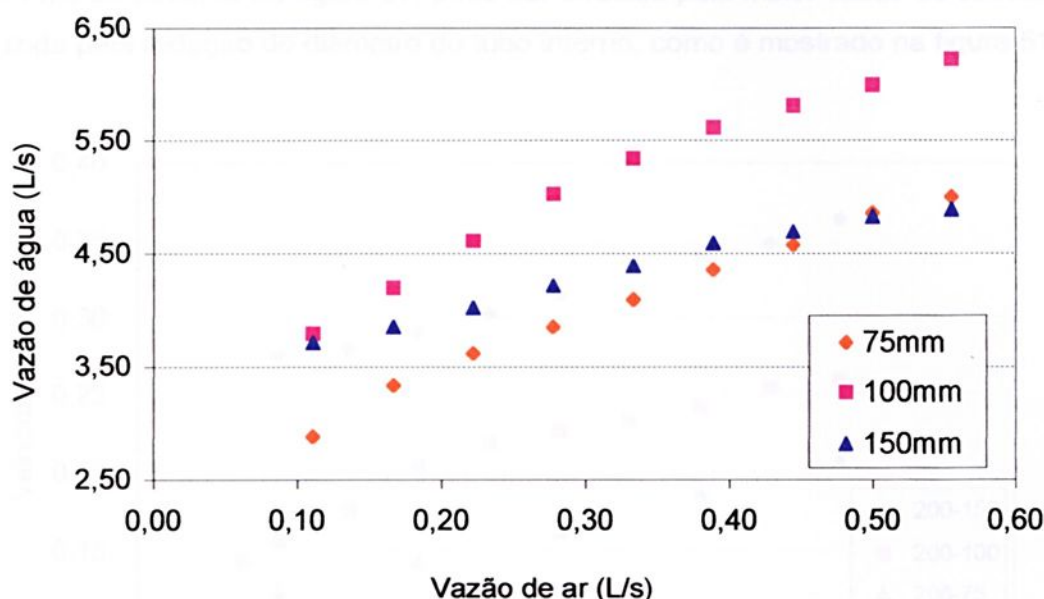


Figura 56 : Vazão de ar em função da Vazão de água no modelo de 4 m

Como podemos ver nas figuras 55 e 56, o reator com tubo interno de 100mm obteve um melhor rendimento do ar injetado na indução das vazões de circulação de água, nas duas configurações. Este diâmetro corresponde a uma área de descida 3 vezes maior que a área de subida, conforme a tabela 01, um valor intermediário na relação entre áreas coberta pelo estudo.

Esse comportamento permite imaginar que, para uma dada vazão de ar, a vazão de água induzida pelo jato de ar em função da razão entre áreas apresenta um máximo, diminuindo nos extremos devido à diminuição da área de ação do ar, no caso do extremo superior (menor diâmetro interno). Seguindo este raciocínio, partindo do ponto ótimo de máximo em direção ao extremo inferior da relação entre áreas (maior diâmetro interno) a vazão de água começa a diminuir devido ao aumento relativo da perda de carga decorrente da diminuição da área de descida.

Os resultados obtidos são importantes para embasar a discussão dessa questão de operação, no momento em que está sendo estudada a substituição do

tubo interno do reator piloto para tentar resolver o problema de sedimentabilidade do lodo gerado.

A pretendida redução na velocidade com o aumento da área de descida, conforme se observa na figura 57, pode ser anulada pela maior vazão de circulação induzida pela redução do diâmetro do tubo interno, como é mostrado na figura 51.

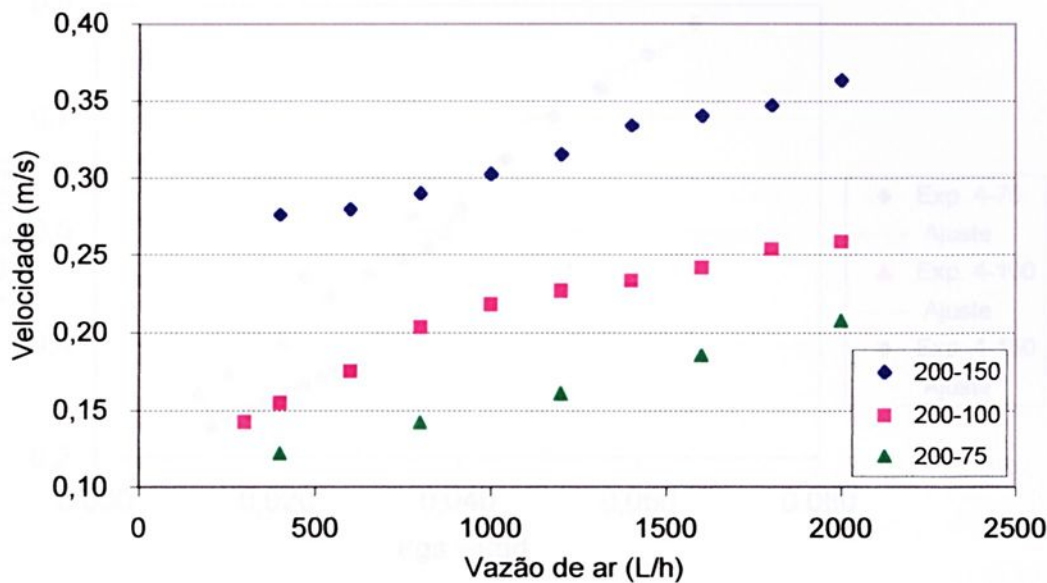


Figura 57: Comparação entre as velocidades de descida nas diferentes configurações do modelo de 4 metros

Deve-se lembrar que com o aumento do tubo interno obtém-se um ganho representado pelo maior volume de reação com o ar injetado, de forma que não há como garantir, pelo menos até o estágio atual da modelagem dos reatores, que a maior eficiência hidráulica na geração de vazão corresponda à maior eficiência no tratamento biológico.

6.6 Teste dos Modelos Dinâmicos

6.6.1 - Modelo de Heijnen

Os dados de velocidade de circulação induzida pela vazão de ar, resumidos na figura 51, bem como das diferenças entre os conteúdos volumétricos de ar nos

tubos interno e externo, apresentadas na figura 37, foram utilizados para testar o desempenho do modelo de Heijnen.

Os resultados obtidos para a velocidade de circulação em função da diferença de conteúdo volumétrico são apresentados na figura 58 para as 3 configurações com 4m de altura.

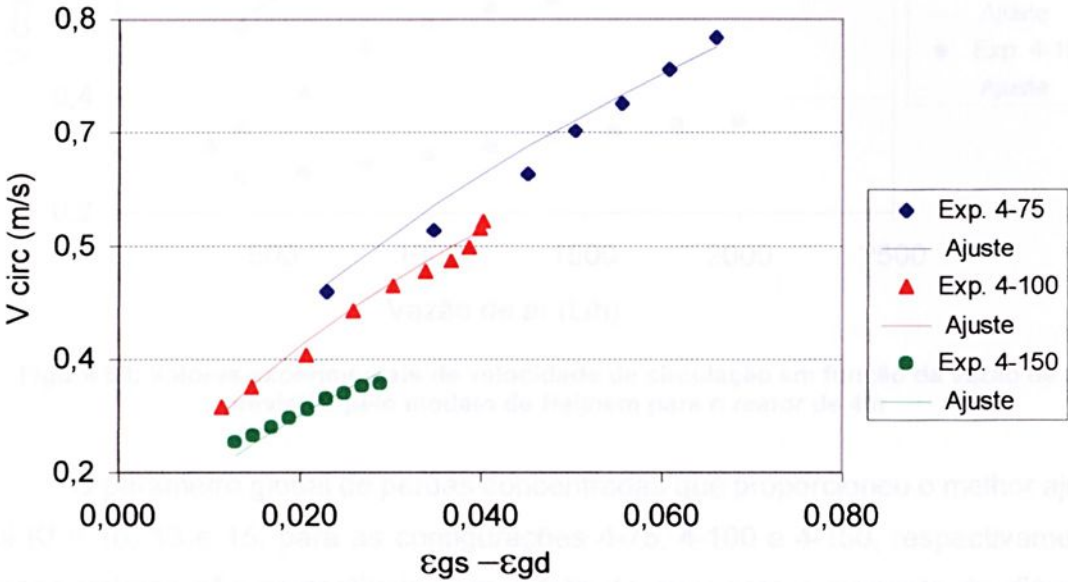


Figura 58: Valores experimentais de velocidade de circulação e previstos pelo modelo de Heijnen em função da diferença de fração volumétrica de ar , para o reator de 4m

Quando expressos em função da vazão de ar injetada os resultados da velocidade de circulação da figura 58 dão origem ao gráfico da figura 59.

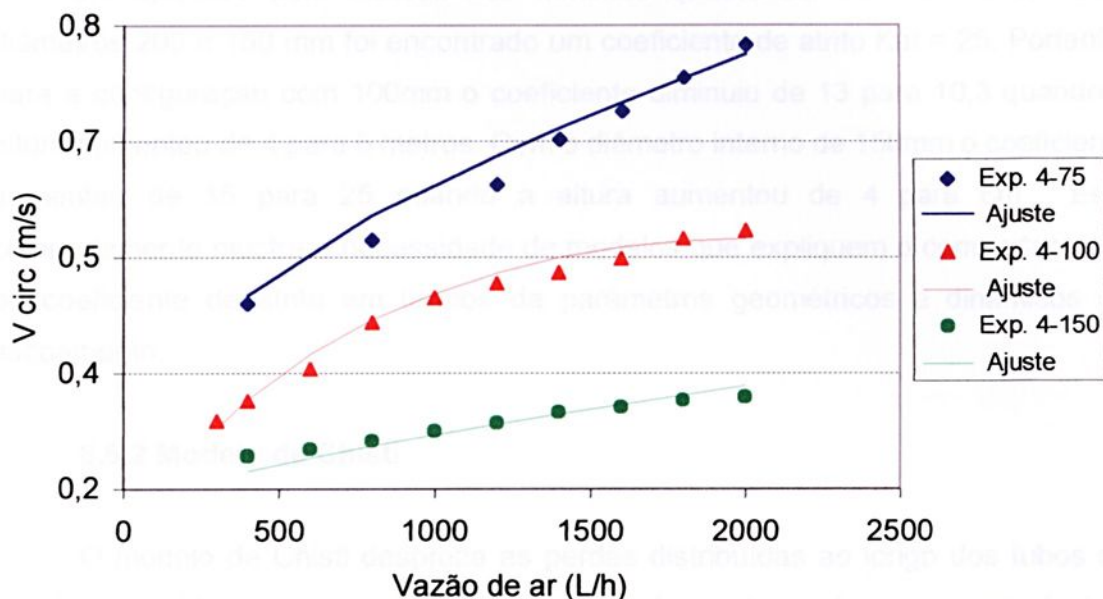


Figura 59: Valores experimentais de velocidade de circulação em função da vazão de ar previstos pelo modelo de Heijnem para o reator de 4m

O parâmetro global de perdas concentradas que proporcionou o melhor ajuste foi $K_f = 10$, 13 e 15, para as configurações 4-75, 4-100 e 4-150, respectivamente. Esses valores são compatíveis com o fato de que, com o aumento do diâmetro interno, as maiores velocidades produzidas no tubo de descida provocam aumento das perdas de carga totais.

O erro percentual médio do ajuste para a configuração 4-75 foi de 3,0%, com desvio máximo de 6,3% com 1200 l/h de ar. O modelo superestimou a velocidade em 5 dos 7 pontos experimentais, subestimando-a apenas nas duas maiores vazões de ar.

Para a configuração 4-100 o erro médio foi de 2,4%, com desvio máximo de 5,5% com 600 l/h de ar. O modelo superestimou a velocidade em 7 dos 10 pontos experimentais, subestimando a velocidade para as duas maiores vazões de ar e para a menor.

Para a configuração 4-150 o erro médio foi de 2,9% com desvio máximo de 7,9% com 400 l/h de ar. Contrariamente ao ocorrido nas duas outras configurações, o modelo subestimou as velocidades para as 6 menores vazões e superestimou para as 3 maiores.

Ruggeri (2002) encontrou para o modelo com 6m de altura, com tubos externo e interno de 200 e 100mm, um coeficiente global de dissipação por atrito

$K_f = 10,3$ ajustado pelo método dos mínimos quadrados. Para o modelo com diâmetros 200 e 150 mm foi encontrado um coeficiente de atrito $K_{at} = 25$. Portanto, para a configuração com 100mm o coeficiente diminuiu de 13 para 10,3 quando a altura aumentou de 4 para 6 metros. Com o diâmetro interno de 150mm o coeficiente aumentou de 15 para 25 quando a altura aumentou de 4 para 6m. Este comportamento mostra a necessidade de modelos que expliquem o comportamento do coeficiente de atrito em termos de parâmetros geométricos e dinâmicos do escoamento.

6.6.2 Modelo de Chisti

O modelo de Chisti despreza as perdas distribuídas ao longo dos tubos de subida e descida e leva em consideração as perdas no topo e base por meio de dois parâmetros de perdas concentradas, respectivamente k_t e k_b , conforme apresentado no item 4.7.1, resultando na equação 24 para a velocidade de circulação. Além disso leva em consideração a razão entre as áreas externa e interna na equação.

As perdas na base e no topo verificadas no modelo experimental podem ser calculadas a partir dos dados de carga apresentados no item 6.3. Desta forma, uma das possibilidades de teste do modelo de Chisti consiste em utilizar os parâmetros de perdas determinados experimentalmente na equação da velocidade, equação 24.

A figura 60 apresenta o resultado da utilização dos coeficientes determinados experimentalmente no modelo de Chisti.

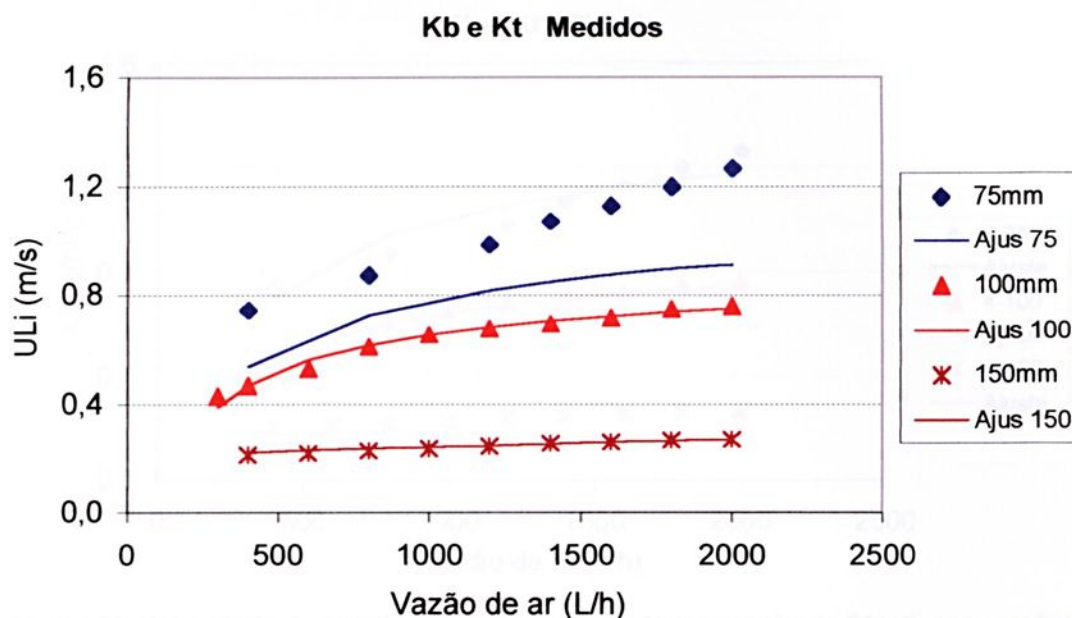


Figura 60: Velocidade de circulação da água no tubo interno prevista pela equação de Chisti, com coeficientes experimentais de perdas de carga. Modelo de 4m de altura

Observa-se na figura 60 que o ajuste foi muito pobre para o modelo com tubo de 75mm de diâmetro interno, justamente a situação em que se esperava que as perdas distribuídas ao longo dos tubos de subida e descida fossem menos significativas. Para as configurações 4-100 e 4-150 as perdas distribuídas tendem a ser mais importantes, devido ao aumento da velocidade de descida. Assim, verifica-se que o modelo ajusta-se pior na situação em que as perdas concentradas são predominantes, configurando-se uma inconsistência.

Outra possibilidade seria ignorar os valores experimentais das perdas e ajustar livremente os coeficientes k_i e k_b . Entretanto, considerando que Chisti (1994) apresentou uma equação para o cálculo de k_b , optou-se neste trabalho por usar o valor de k_b apresentado por Chisti, permitindo apenas a variação de k_i segundo o melhor ajuste.

$$k_b = 11.402 \left(\frac{A_i}{A_b} \right)^{0.789} \quad (84)$$

Sendo:

A_i = área do tubo interno (m^2);

A_b = área livre de ligação entre os dois tubos (interno e externo) (m^2).

Com esse critério foram obtidos os resultados apresentados na figura 61.

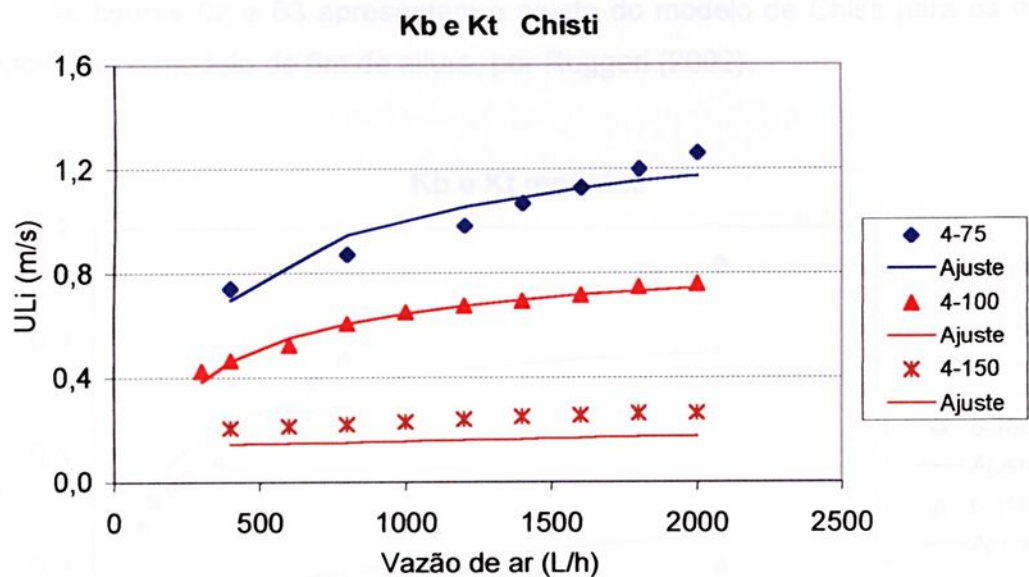


Figura 61: Velocidade de circulação da água segundo a equação de Chisti, com coeficiente teórico de perdas na base. Modelo de 4m da altura

Observa-se na figura 61 que com a utilização da equação fornecida por Chisti para as perdas na base o ajuste da configuração 4-75 melhorou bastante, passando o ajuste da configuração 4-150 a ser o pior.

A tabela 02 a seguir apresenta os coeficientes utilizados no ajuste com valores experimentais apresentados na figura 60 e com o coeficiente calculado segundo a equação proposta por Chisti, apresentados na figura 61, bem como valores do ajuste para a altura de 6m.

Tabela 02: Coeficientes de perdas localizados utilizados no modelo de Chisti e erro médio do ajuste. Valores experimentais de Kb e Kt e valor teórico previsto pela equação 84 para Kb e ajustado para Kt.

	ϕ	4m			6m		
		Kb	Kt	Erro médio	Kb	Kt	Erro médio
Experimental	75	91,3	1,3	22,7	-	-	-
	100	24,3	1,1	2,3	14,3	0,6	14
	150	3,6	6,8	1,9	7,2	8,6	18,3
Teórico	75	30,2	1,34	5	-	-	-
	100	27,1	0,88	2,2	27	0	16,7
	150	17,7	0	33	17	1	2,1

As figuras 62 e 63 apresentam o ajuste do modelo de Chisti para os dados obtidos com o modelo de 6m de altura, por Ruggeri (2002).

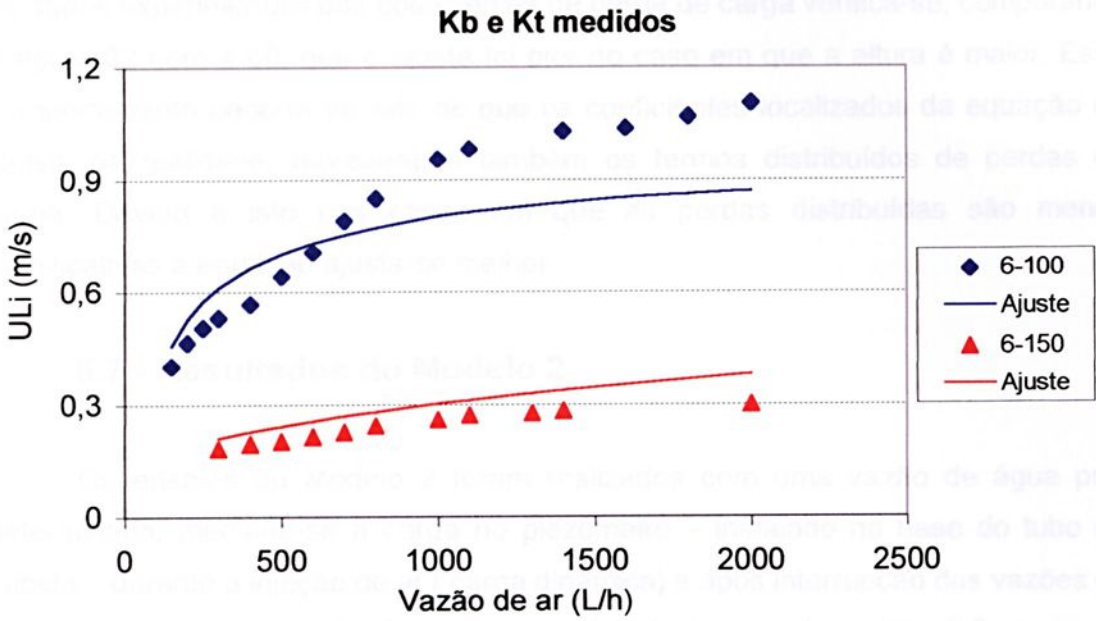


Figura 62: Velocidade de circulação da água no tubo interno prevista pela equação de Chisti, com coeficientes experimentais de perdas de carga. Modelo de 6m de altura

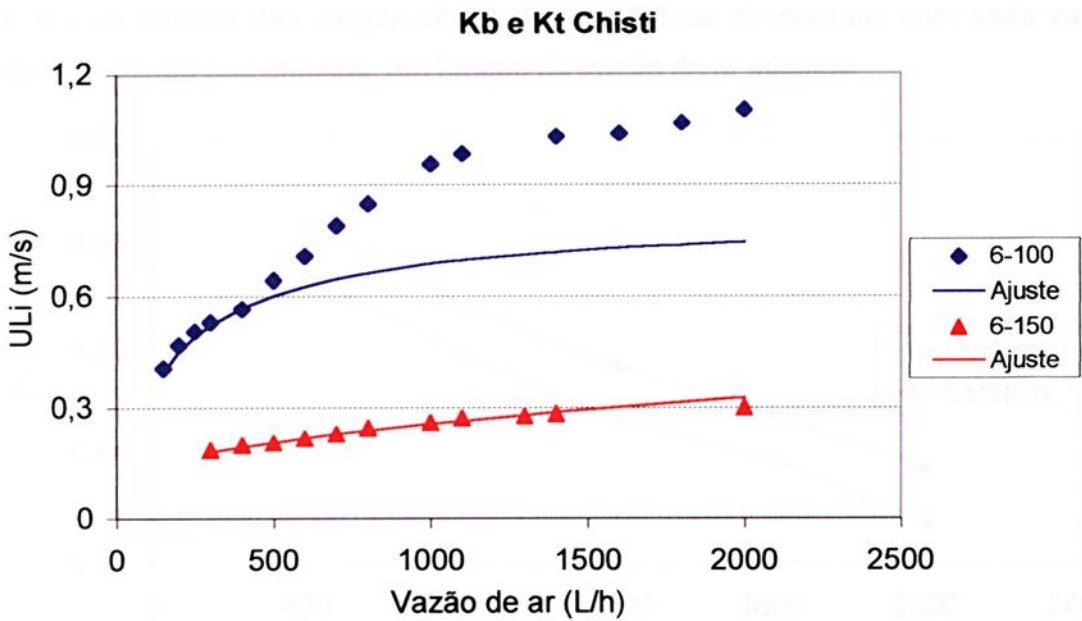


Figura 63: Velocidade de circulação da água segundo a equação de Chisti, com coeficiente teórico de perdas na base. Modelo de 6m da altura

Observa-se nas figuras 62 e 63 que para o modelo de 6m de altura o ajuste ao equacionamento proposto por Chisti foi bom apenas para a configuração 6-150, quando foi utilizado o coeficiente de atrito na base proposto pela equação 84. Com os dados experimentais dos coeficientes de perda de carga verifica-se, comparando a figura 62 com a 60, que o ajuste foi pior no caso em que a altura é maior. Esse comportamento decorre do fato de que os coeficientes localizados da equação de Chisti, na realidade, representam também os termos distribuídos de perdas de carga. Devido a isto nos casos em que as perdas distribuídas são menos significativas a equação ajusta-se melhor.

6.7 - Resultados do Modelo 2

Os ensaios do Modelo 2 foram realizados com uma vazão de água pré-determinada, medindo-se a carga no piezômetro – instalado na base do tubo de subida – durante a injeção de ar (carga dinâmica) e após interrupção das vazões de ar e de água (carga estática), conforme metodologia exposta no item 5.3.

Foram realizados 29 ensaios com 6 diferentes vazões de água, cujos resultados são apresentados no anexo 03. As figuras 64 a 69 apresentam de forma gráfica os valores das cargas dinâmicas e estáticas observadas com cada vazão líquida utilizada nos ensaios, em função da vazão de ar injetada.

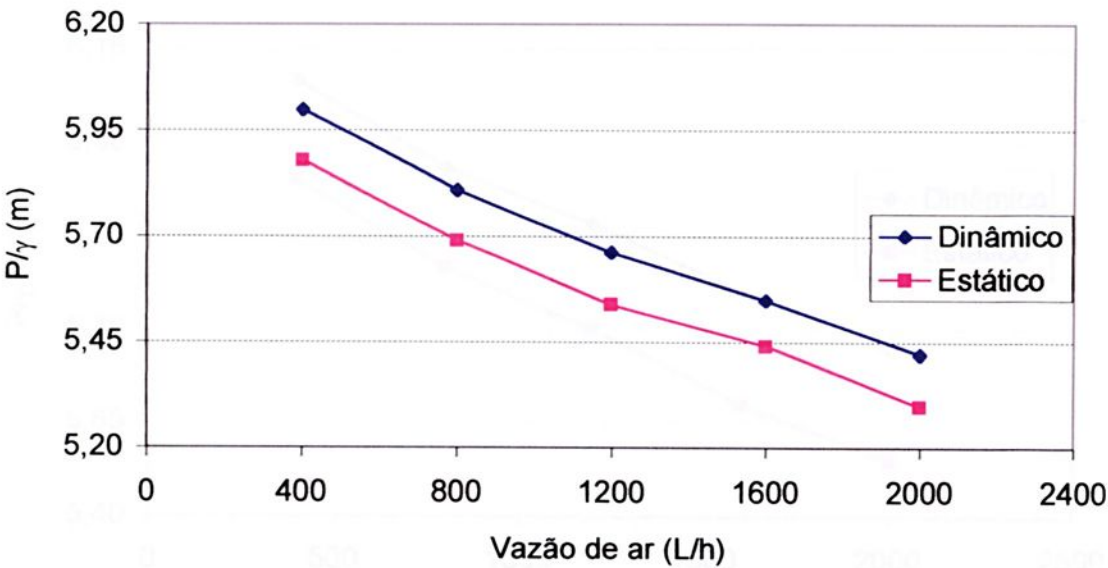


Figura 64: Cargas estática e dinâmica obtidas com H = 6,2 m, Vazão líquida 0,8 L/s

A figura 64 mostra um padrão decrescente dos valores tanto das cargas estáticas quanto das dinâmicas à medida que aumenta a vazão de ar, comportamento este que se repete para todas as vazões líquidas, como se pode ver nas figuras 65 a 69.

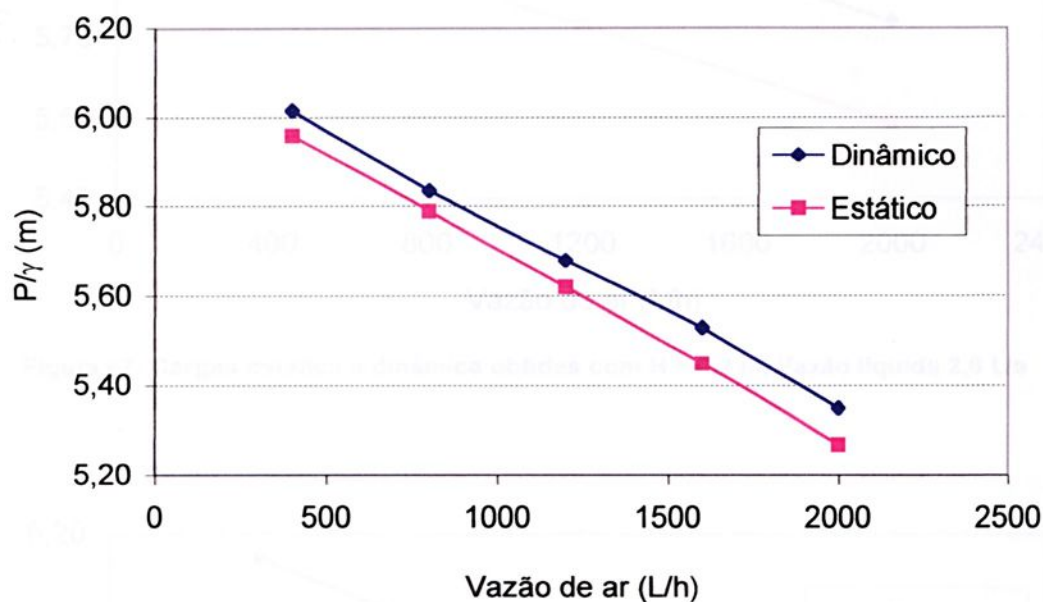


Figura 65: Cargas estática e dinâmica obtidas com $H = 6,2$ m, Vazão líquida 1,17 L/s

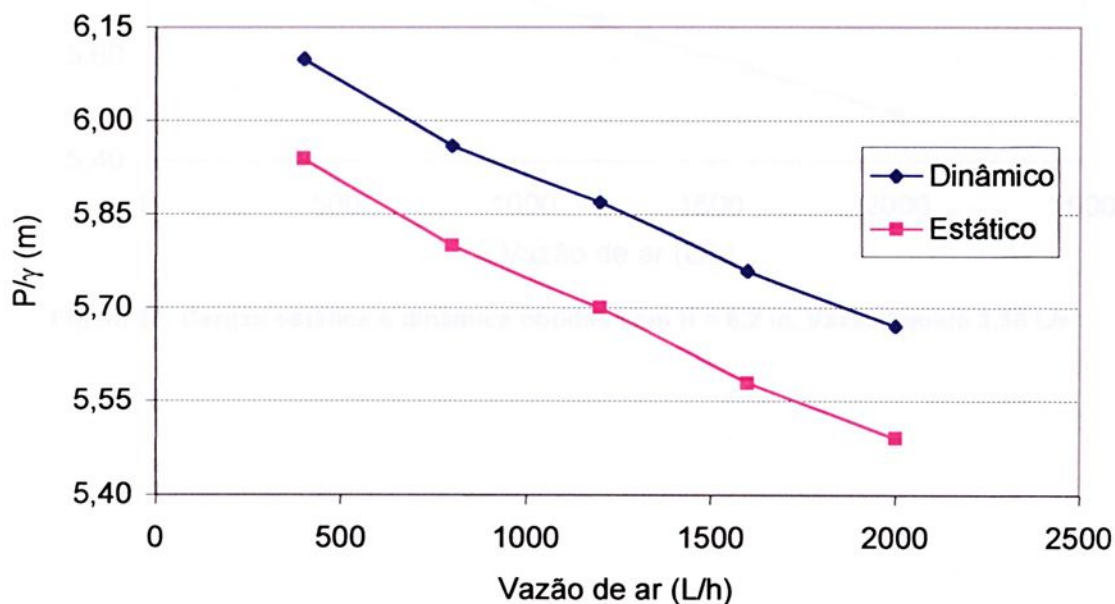


Figura 66: Cargas estática e dinâmica obtidas com $H = 6,2$ m, Vazão líquida 2,3 L/s

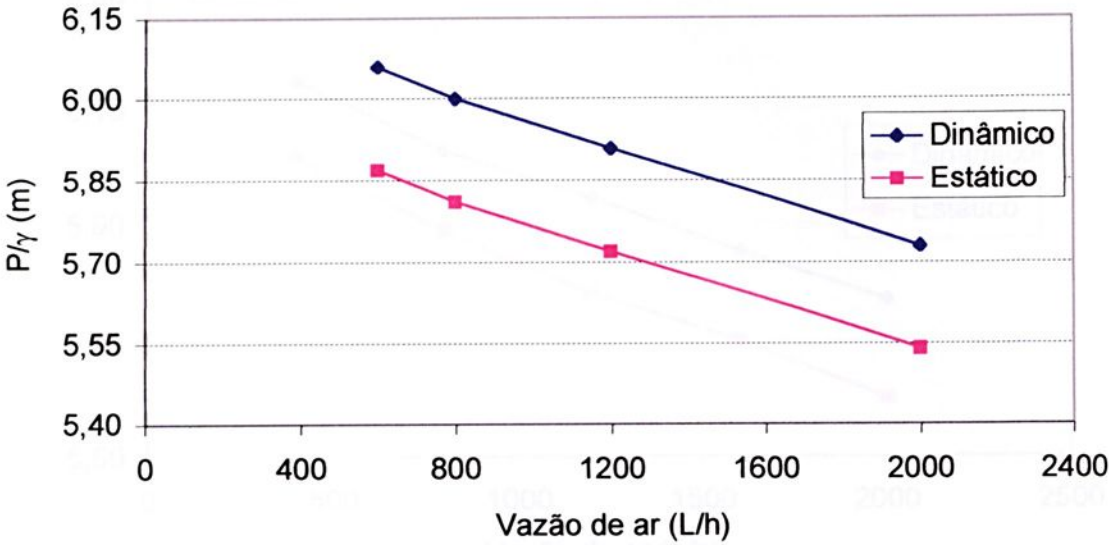


Figura 67: Cargas estática e dinâmica obtidas com H = 6,2 m, Vazão líquida 2,6 L/s

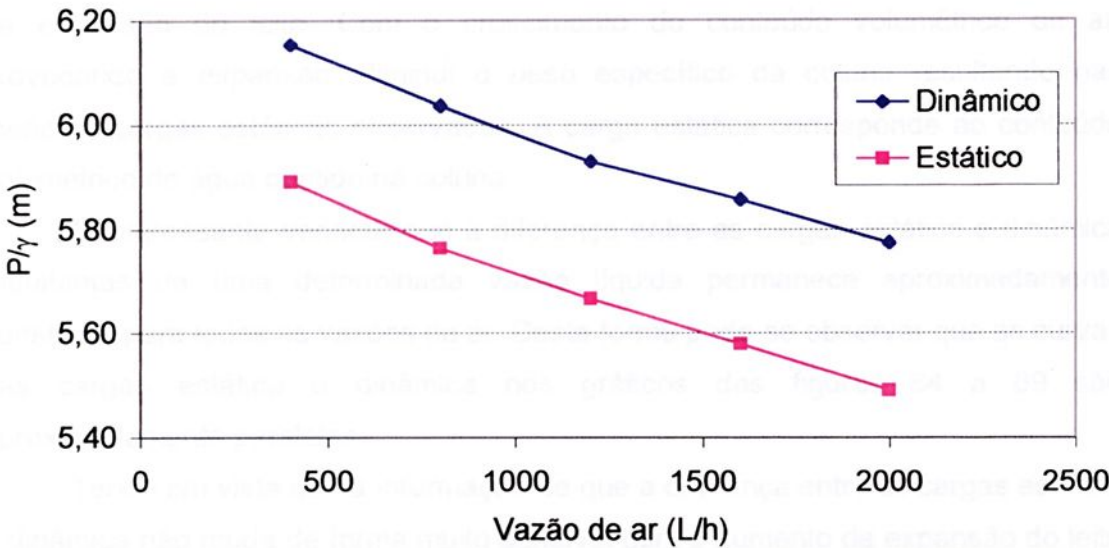


Figura 68: Cargas estática e dinâmica obtidas com H = 6,2 m, Vazão líquida 3,58 L/s

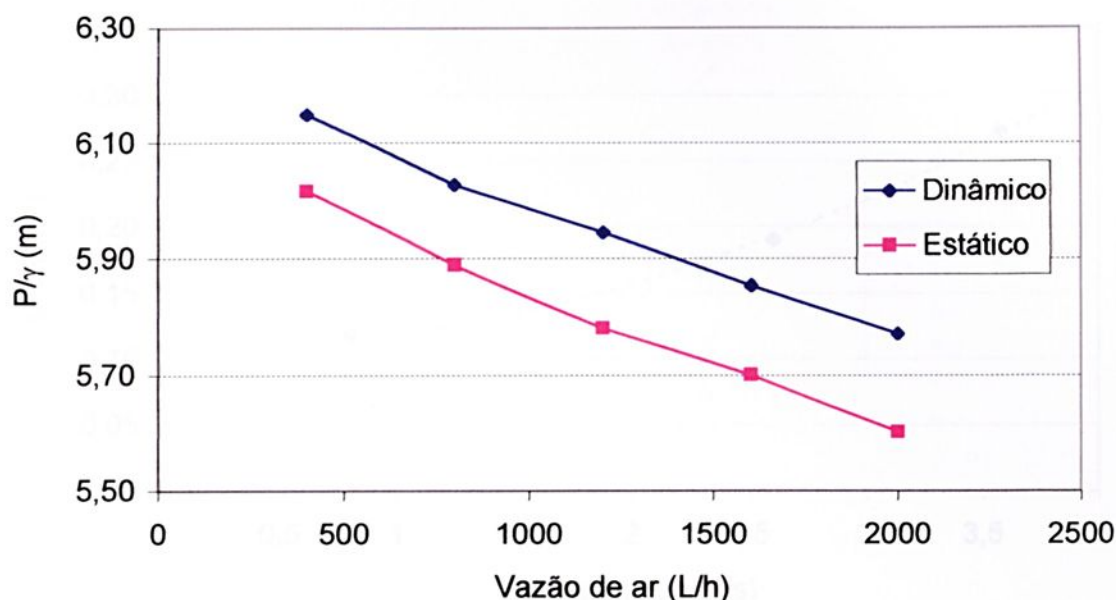


Figura 69: Cargas estática e dinâmica obtidas com $H = 6,2$ m, Vazão líquida 3,79 L/s

A diminuição das cargas com o aumento da vazão de ar deve-se ao aumento da expansão do leito. Com o crescimento do conteúdo volumétrico de ar, provocando a expansão, diminui o peso específico da coluna resultando nas menores cargas estáticas observadas. A carga estática corresponde ao conteúdo volumétrico de água contido na coluna.

É interessante verificar que a diferença entre as cargas estática e dinâmica resultantes de uma determinada vazão líquida permanece aproximadamente constante para todas as vazões de ar. Desta forma pode-se observar que as curvas das cargas estática e dinâmica nos gráficos das figuras 64 a 69 são aproximadamente paralelas.

Tendo em vista que a informação de que a diferença entre as cargas estática e dinâmica não muda de forma muito sensível com o aumento da expansão do leito pode ser útil em termos de projeto, o valor médio da diferença de cargas para uma dada vazão líquida foi calculado para todos os ensaios. A figura 70 apresenta o resultado obtido, desprezando-se as leituras de dois ensaios com valores discordantes.

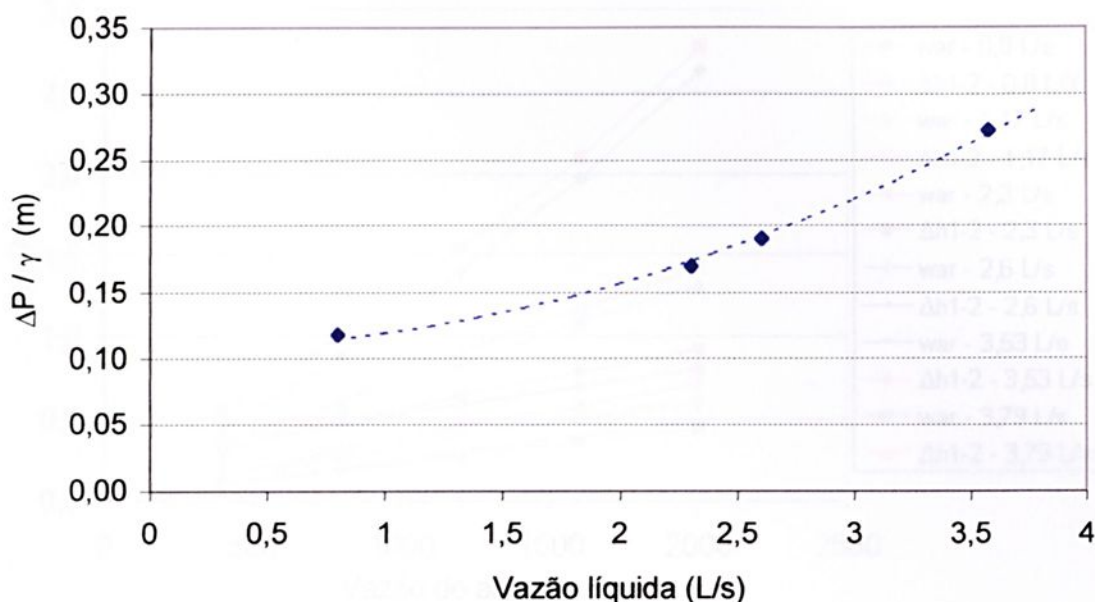


Figura 70: Diferença média entre as cargas estática e dinâmica em função da vazão líquida, modelo de 4m

Observando-se o aspecto da curva apresentada na figura 70 e considerando que processos de dissipação turbulenta são proporcionais ao quadrado das velocidades, foi ajustada a equação seguinte por mínimos quadrados:

$$\frac{\Delta P}{\gamma} = 0,0127 Q_{ar}^2 + 0,11 \quad (85)$$

com a carga $\Delta P/\gamma$ em metros e a vazão de água em L/s, obtendo-se um coeficiente de correlação $R^2 = 0,997$.

O equacionamento apresentado no item 5.3.1 permite calcular o trabalho realizado pelas bolhas de ar ao longo do percurso de subida (eq. 71) e calcular a parcela irreversível, ou seja, as perdas de carga distribuídas, por meio da equação 76. A figura 71 apresenta o resultado da perda de carga e do trabalho do ar para todos os ensaios com o modelo 2. Para facilitar a visualização as figuras 72 e 73 apresentam separadamente as perdas distribuídas e o trabalho realizado pelo ar.

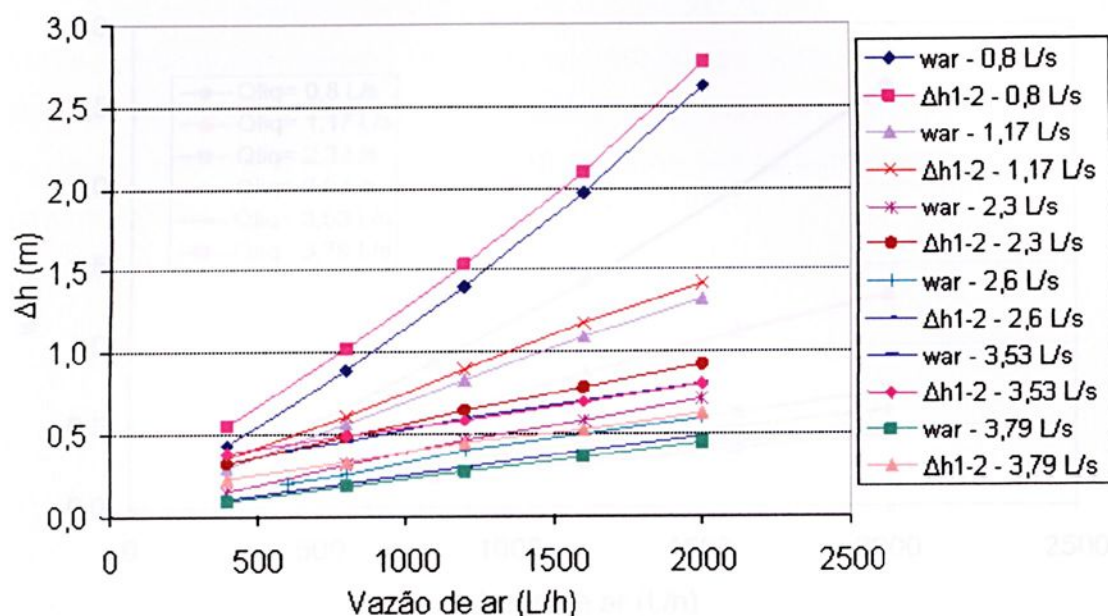


Figura 71: Perdas de carga distribuídas e trabalho realizado pelo ar

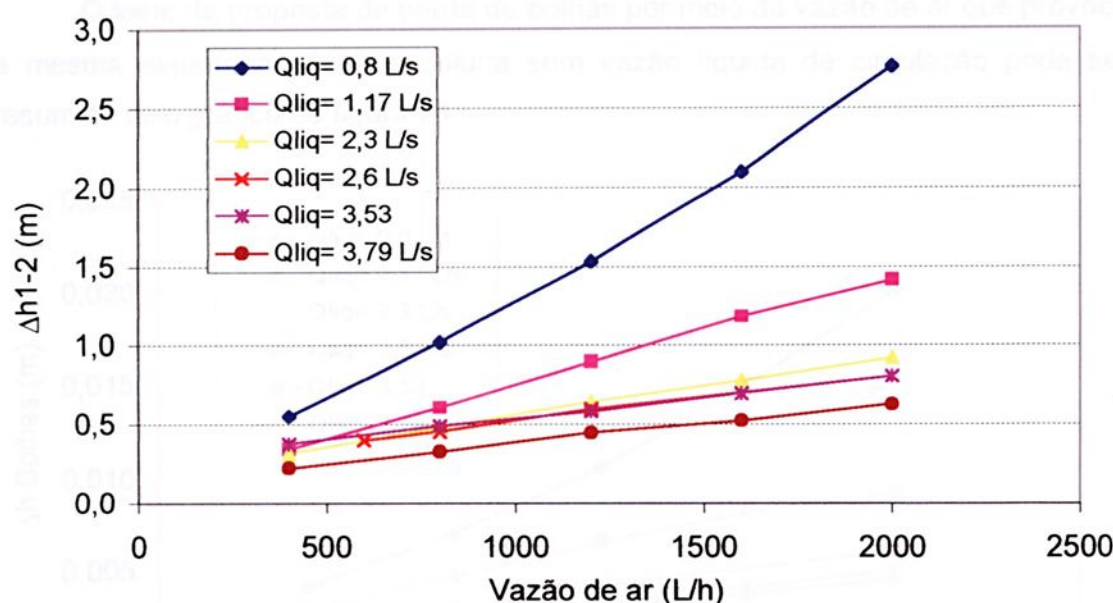


Figura 72 : Perdas de carga distribuídas em função da vazão de ar para várias vazões líquidas

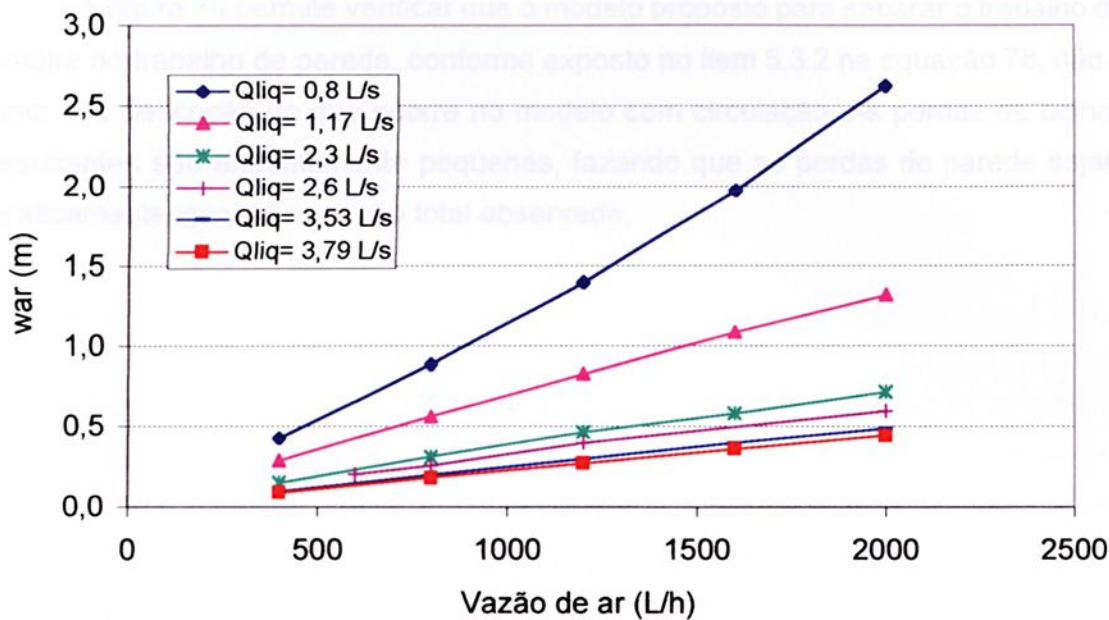


Figura 73 : Trabalho realizado pelo ar ao longo do tubo de subida, em função da vazão de ar, para várias vazões líquidas

O teste da proposta de perda de bolhas por meio da vazão de ar que provoca a mesma expansão em uma coluna sem vazão líquida de circulação pode ser resumido pelo gráfico da figura 74.

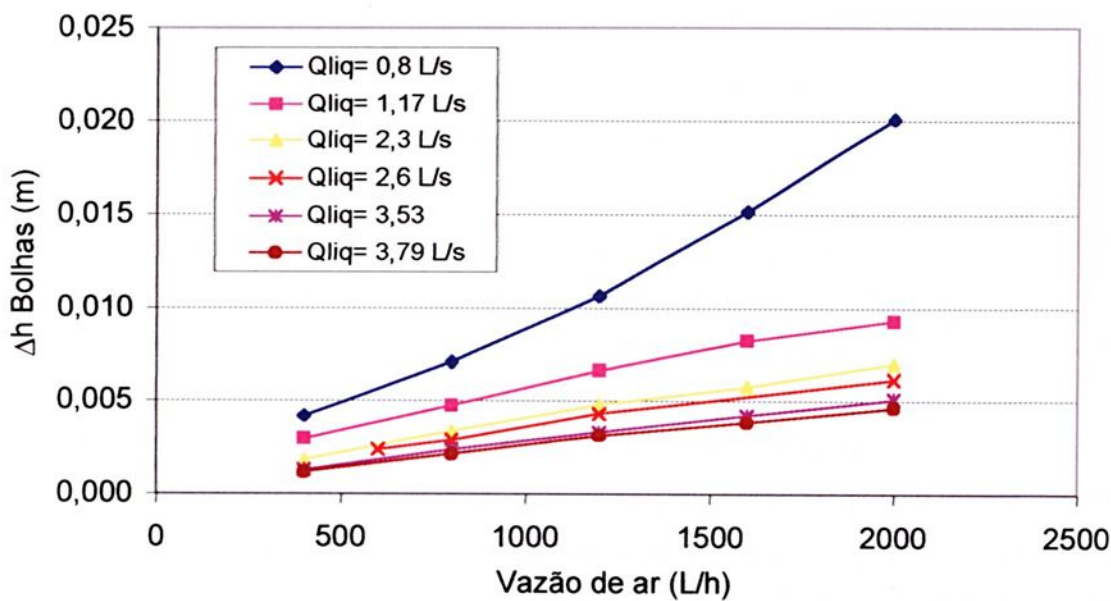


Figura 74: Trabalho do ar em coluna sem circulação líquida com expansão equivalente

A figura 74 permite verificar que o modelo proposto para separar o trabalho de esteira do trabalho de parede, conforme exposto no item 5.3.2 na equação 78, não é uma boa descrição do que ocorre no modelo com circulação. As perdas de bolhas resultantes são extremamente pequenas, fazendo que as perdas de parede sejam praticamente iguais à variação total observada.

7- Conclusões

A implantação do programa de correlação para automatização do tratamento dos dados dos ensaios com traçadores atendeu às expectativas e trouxe uma evolução na determinação das velocidades, pois foi possível diminuir os erros devido à subjetividade do processo manual. Também foi possível determinar com sucesso os tempos de ciclo.

As velocidades médias obtidas apresentaram desvios padrão entre 0,5% e 2,1% da leitura, dependendo das vazões de ar. Para o escoamento do tipo pistonado existente no tubo de descida pode-se estimar um desvio padrão médio de cerca de 1% da leitura obtida pelo método de advecção de traçadores.

O reator com a configuração 200-100mm obteve um melhor rendimento do ar injetado na indução das vazões de circulação de água, nas duas configurações de altura. Pode-se postular que, para uma dada vazão de ar, a vazão de água induzida pelo jato de ar em função da razão entre áreas apresenta um máximo, diminuindo em um dos extremos devido à diminuição da área de ação do ar e no outro devido ao aumento relativo da perda de carga decorrente da diminuição da área de descida.

Para os testes com o modelo de Heijnen foram encontrados os coeficientes globais de dissipação iguais a 10, 13 e 15 para as configurações de 200-75, 200-100 e 200-150, respectivamente. Ruggeri (2002) encontrou para o modelo com 6m de altura com a configuração 200-100, um coeficiente de 10,3 ajustado pelo método dos mínimos quadrados e para o modelo 200-150 mm um coeficiente de 25. Diante disso nota-se que para a configuração com 100mm o coeficiente diminuiu de 13 para 10,3 quando a altura aumentou de 4 para 6 metros, já com o diâmetro interno de 150mm o coeficiente aumentou de 15 para 25 quando a altura aumentou de 4 para 6m. Este comportamento mostra a necessidade de modelos que expliquem o comportamento do coeficiente de atrito em termos de parâmetros geométricos e dinâmicos do escoamento.

Os testes com o equacionamento proposto por Chisti, que despreza as perdas distribuídas, demonstraram que, para a altura de 4m, este se ajustou melhor na situação em que as perdas distribuídas são mais importantes, ou seja, configuração 200-150mm. Analisando os dados experimentais dos coeficientes de perda de carga verifica-se que o ajuste também foi pior no caso em que a altura é maior. Isto leva à conclusão que os coeficientes localizados da equação de Chisti, na realidade, representam também os termos distribuídos de perdas de carga.

Além disso, duas configurações com a mesma relação de diâmetros mas com alturas diferentes deveriam apresentar valores semelhantes dos coeficientes localizados de perda de carga e isso não foi observado nos resultados. No geral os erros foram imprevisíveis, variando entre 1,9% e 33%, sendo que o melhor ajuste ocorreu em algumas situações com os coeficientes de perda dados pela equação proposta por Chisti e em outras situações o melhor ajuste ocorreu com os valores experimentais dos coeficientes.

De acordo com os estudos realizados foi demonstrada a necessidade de se utilizar um equacionamento levando em conta o intercâmbio de energia entre a água e o ar e não apenas se fazer uso da manometria. Já quanto as diferenças entre as cargas cinéticas conclui-se que podem ser desprezadas, não apresentando assim um alto nível de significância.

Com o modelo 2 foi possível separar as componentes reversíveis das irreversíveis na variação da energia da água ao longo do tubo de subida, devido ao fato da vazão de ar ser precisamente determinada. Com isso pode ser superada a deficiência apontada por Ruggeri (2002) no modelo 1.

Os resultados obtidos com o modelo 2 demonstraram que, para uma dada vazão de ar, tanto a parcela reversível quanto a irreversível da variação da energia da água crescem à medida que diminui a vazão líquida, o que é compatível com o aumento da expansão observado.

O modelo proposto para separar o trabalho de esteira do trabalho de parede, baseado na vazão de ar que provoca expansão equivalente em coluna de bolhas, não conseguiu descrever o que ocorre no modelo com circulação, pois as perdas de bolhas resultantes são extremamente pequenas, fazendo que as perdas de parede sejam praticamente iguais à variação total observada.

Com o modelo 2 foi possível verificar também que a diferença entre as cargas observadas no fundo do tubo de subida e a carga equivalente à coluna de líquido

contida na subida permanece aproximadamente constante para todas as vazões de ar e cresce com o quadrado da vazão líquida, uma informação que pode ser útil em termos de projeto.

Propõe-se, dado o sucesso do modelo 2 para identificar a parcela irreversível da variação da carga na subida, que o levantamento de dados seja expandido com outras alturas e diâmetros.

A utilização do modelo 1 na continuação da pesquisa deve ser condicionada a adaptações que permitam determinar o conteúdo volumétrico de ar de forma independente das medições manométricas. Para isso propõe-se a utilização de válvulas com fechamento simultâneo nos dois trechos de interligação das seções de ensaio.

Outra forma possível para avaliar de forma independente as frações volumétricas de ar seria utilizar a equação da continuidade com medições simultâneas de velocidade líquida com traçadores tanto no tubo de subida quanto no tubo de descida. Esse método, entretanto, tendo em vista a grande variabilidade das leituras, deve ser utilizado apenas quando a concentração de sólidos impedir a operação eficiente das válvulas propostas anteriormente.



CAVALLOSCU, M. *et al.* Modeling of liquid circulation velocity in concentric downflow reactors. *Chemical Engineering Science*, v.43, p. 85-91, 1998.

GEHARA, D. *et al.* Análise do desempenho de reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário. In: XXV Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental (AIOIS). Porto Alegre, 2000.

8- Bibliografia

- BELLO, R.A. *et al.* Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors. *Chemical Engineering Science, Biotechnology and bioengineering*, v.27, p. 369-381, 1984.
- CHISTI, M.Y. *et al.* Liquid circulation in airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, v.43, n.3, p. 451-457, 1987.
- CHISTI, M.Y. *et al.* Improve the performance of airlift reactors. *Chemical Engineering Progress*, p. 38-45, 1993.
- CHISTI, M.Y. *et al.* Relationship between riser and downcomer gas hold-up in internal-loop airlift reactors without gas-liquid separators. *Chemical Engineering Journal*, p. B7-B13, 1995.
- DALL'AGLIO SOBRINHO, M. Desempenho de um Reator Aeróbio de Leito Fluidizado no Tratamento de Esgoto Doméstico. Relatório Final à FAPESP, Processo 97/06602-8. Julho de 2000.
- FREITAS, C. *et al.* Hydrodynamics of a three-phase external-loop airlift bioreactor. *Chemical Engineering Science*, v.55, p. 4961-4972, 2000.
- GARCIA-CALVO, A. *et al.* A fluid dynamic model for three-phase airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, v.54, p. 2359-2370, 1999.

- GAVRILESCU, M. *et al.* Modelling of liquid circulation velocity in concentric-tube airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, v.69, p. 85-91, 1998.
- GEBARA, D. *et al.* Avaliação do desempenho de reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário. In: XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental (AIDIS). Porto Alegre, 2000.
- GUARDIA FILHO, L. E. Sistema de aquisição de dados de condutividade elétrica e software para investigação da hidrodinâmica de reatores FBBR. Relatório Final de bolsa PIBIC-CNPq período 2000/2001 – Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista, 67p. Ilha Solteira, 2001.
- HEIJNEN, J.J. *et al.* A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two-and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime. *Chemical Engineering Science*, v.52, p. 2527-2540, 1997.
- HEIJNEN, J.J. *et al.* A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two-and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime. *Chemical Engineering Science*, v.52, p.2528-39, 1996
- HEIJNEN, J. *et al.* Development and Scale-Up of an Aerobic Biofilm Air-Lift Suspension Reactor. *J. Water Sci. Tech.*: v. 27, p.253-261, 1993.
- HEIJNEN, J. *et al.* Formation of Biofilms on Small Suspended Particles in Air-Lift Reactors. *J. Water Sci. Tech.*:v. 26 (9-10): p.2015-2019, 1992.
- HWANG, S.J. *et al.* Gas holdup and liquid velocity in three-phase internal-loop airlift reactors. *Chemical Engineering Science* , v.52, p. 3949-3960, 1997.
- LIMA, A. C. de M. Caracterização da estrutura turbulenta em escoamentos aerados em canal de forte declividade com auxílio de técnicas de velocimetria a laser. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo. São Carlos, 2004.



- MARTINS JR, W. N. *et al.* Determinação automática de tempos de trânsito de traçadores para medição de velocidades. In: XXI Congresso Latinoamericano de Hidráulica (IAHR). São Pedro, 2004.
- MERCHUK, J.C. *et al.* Distribution of energy dissipation in airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, v.50, p.2225-33, 1995.
- MERCHUK, J.C. *et al.* Studies of mixing in a concentric tube airlift bioreactor with different spargers. *Chemical Engineering Science*, v.53, p. 709-719, 1997.
- MILANESE, D.H.E. Hidrodinâmica de reatores aeróbios retangulares de leito fluidizado com circulação. Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira - UNESP. Ilha Solteira, 2002.
- MYLROY, M.G. e CALVERT, G. *Measurement and instrumentation for control*. IEE control engineering series, 26. Peter Peregrinus Ltd. London, 1984.
- NICOLELLA, C. *et al.* Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. *Journal of Biotechnology*, v.80, p. 1-33, 2000.
- RUGGERI Jr., H.C. Hidrodinâmica de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos . Dissertação de Mestrado. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira - UNESP. Ilha Solteira, 2002.
- van BENTHUM, W.A.J.*et al.* The Biofilm Airlift Suspension Extension Reactor. Part I: Design and two-phase hydro dynamics. *Chemical Engineering Science*, p.1909-24, 1999.
- VON SPERLING, M. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Lodos ativados. Belo Horizonte: DESA- Universidade Federal de Minas Gerais, v.4, 1997. 416p.



ANEXO -1

Código fonte do programa para determinação automática do tempo de percurso.

```

DD = 0
j = 2
Do While DD = 0
    If (C(j) + C(j + 1) + C(j - 1)) / 3 < (C(j) + C(j + 1) + C(j + 2)) / 3 And (C(j) +
        + C(j + 1) + C(j - 1)) / 3 < (C(j) + C(j - 1) + C(j - 2)) / 3 Then
        DD = 1
    End If
    j = j + 1
Loop
DD = 0
j = j - 5
Do While DD = 0
    If C(j) < C(j + 1) And C(j) < C(j - 1) Then
        X = D(j)
        DD = 1
    End If
    j = j + 1
Loop
' Calculando Tempo de ciclo
Tc = X * 0.2
Cells(lin_atual - 4, col_atual + 3).Value = Tc
Cells(lin_atual - 1, col_atual + 3).Value = X
Else
' Descobrimos quantos picos existem no intervalo pré-definido pelo usuário
DD = 0
n2 = lfin + 1 - lini
For i = 5 To n2 - 5
    If (A(i) + A(i + 1) + A(i - 1)) / 3 < (A(i) + A(i + 1) + A(i + 2)) / 3 And (A(i) + A(i + 1) + A(i - 1)) / 3 <
        (A(i) + A(i - 1) + A(i - 2)) / 3 Then
        DD = DD + 1
    End If
Next i
If DD = 0 Then
    For i = 1 To n2 - 1
        If A(i) < A(i + 1) And A(i) < A(i - 1) Then
            DD = DD + 1
        End If
    Next i
End If
If DD <= 1 Then
    Cells(lin_atual, col_atual + 2).Value = "Não existe auto-correlação"
    Cells(lin_atual - 4, col_atual + 3).Value = "N"
    Cells(lin_atual - 1, col_atual + 3).Value = "N"
    aux2 = 1
Else
    Cells(lin_atual, col_atual + 2).Value = " "
' início do calculo da auto-correlação
j = 0
For K = 0 To (n1 * 0.5)
    RelAA = 0
    For i = 0 To (n1 - 1) - K
        RelAA = RelAA + Abs(A(i) - A(i + K))
    Next i
    RelAA = RelAA / (n1 - K)
' Plotando os valores de auto-correlação
If Cells(lin_atual - 1, col_atual) = "S" Then
    Cells(lin_atual + 2 + K, col_atual + 3).Value = RelAA
    Cells(lin_atual + 2 + K, col_atual + 2).Value = K
End If

```


Código fonte do programa para determinação automática do tempo de percurso.

```

Sub Macro1()
Dim A(100000), B(100000), C(100000), D(100000)
lin_atual = ActiveCell.Row
col_atual = ActiveCell.Column
aux1 = 0
aux2 = 0
' Determinação automática da linha final
If Cells(lin_atual - 2, col_atual) = "S" Then
Cells(lin_atual, col_atual + 2).Value = " "
aux1 = 1
' Determinando a linha final
i = 0
DD = 0
Do While DD = 0
If Cells(9 + i, 2) = Empty Then
Ifim = 8 + i
DD = 1
End If
i = i + 1
Loop
Cells(lin_atual - 2, col_atual + 1).Value = Ifim
' Leitura dos dados fornecidos pelo usuário
lini = Cells(lin_atual - 3, col_atual + 1).Value
sonda1 = Cells(lin_atual - 5, col_atual + 1).Value
sonda2 = Cells(lin_atual - 4, col_atual + 1).Value
Else
' Leitura dos dados fornecidos pelo usuário
Ifim = Cells(lin_atual - 2, col_atual + 1).Value
lini = Cells(lin_atual - 3, col_atual + 1).Value
sonda1 = Cells(lin_atual - 5, col_atual + 1).Value
sonda2 = Cells(lin_atual - 4, col_atual + 1).Value
End If
' Auto-correlação 1 com 1
' leitura das variáveis
n1 = (Ifim + 1) - lini
For i = 0 To (n1 - 1)
j = lini + i
A(i) = Cells(j, Sonda1)
Next i
If aux1 = 1 Then
' Início do calculo da auto-correlação
j = 0
For K = 0 To (n1 * 0.5)
RelAA = 0
For i = 0 To (n1 - 1) - K
RelAA = RelAA + Abs(A(i) - A(i + K))
Next i
RelAA = RelAA / (n1 - K)
' Plotando os valores de auto-correlação
If Cells(lin_atual - 1, col_atual) = "S" Then
Cells(lin_atual + 2 + K, col_atual + 3).Value = RelAA
Cells(lin_atual + 2 + K, col_atual + 2).Value = K
End If
C(j) = RelAA
D(j) = K
j = j + 1
Next K
' Descobrindo k do pico abaixo

```

```

    C(j) = RelAA
    D(j) = K
    j = j + 1
Next K
' Descobrindo k do pico abaixo
DD = 0
j = 2
Do While DD = 0
    If (C(j) + C(j + 1) + C(j - 1)) / 3 < (C(j) + C(j + 1) + C(j + 2)) / 3 And (C(j) + C(j + 1) + C(j - 1)) /
3 < (C(j) + C(j - 1) + C(j - 2)) / 3 Then
        DD = 1
    End If
    j = j + 1
Loop
DD = 0
j = j - 5
Do While DD = 0
    If C(j) < C(j + 1) And C(j) < C(j - 1) Then
        X = D(j)
        DD = 1
    End If
    j = j + 1
Loop
' Calculando Tempo de ciclo
Tc = X * 0.2
Cells(lin_atual - 4, col_atual + 3).Value = Tc
Cells(lin_atual - 1, col_atual + 3).Value = X
End If
End If

' Correlação 1 com 2
' leitura das variáveis
n1 = (lfim + 1) - lini
For i = 0 To (n1 - 1)
    j = lini + i
    A(i) = Cells(j, Sonda1)
    B(i) = Cells(j, sonda2)
Next i
If aux2 = 0 Then
    ' início do cálculo da correlação, fixando o tamanho da série pela auto-correlação
    j = 0
    For K = 0 To X
        RelAB = 0
        For i = 0 To (n1 - 1) - K
            RelAB = RelAB + Abs(A(i) - B(i + K))
        Next i
        RelAB = RelAB / (n1 - K)
        ' Plotando os valores da correlação
        If Cells(lin_atual - 1, col_atual) = "S" Then
            Cells(lin_atual + 2 + K, col_atual + 1).Value = RelAB
            Cells(lin_atual + 2 + K, col_atual).Value = K
        End If
        C(j) = RelAB
        D(j) = K
        j = j + 1
    Next K
Else
    ' início do cálculo da correlação utilizando o tamanho da série pré-fixada
    j = 0
    For K = 0 To n1

```

```

RelAB = 0
For i = 0 To (n1 - 1) - K
    RelAB = RelAB + Abs(A(i) - B(i + K))
Next i
RelAB = RelAB / (n1 - K)
' Plotando os valores da correlação
If Cells(lin_atual - 1, col_atual) = "S" Then
    Cells(lin_atual + 2 + K, col_atual + 1).Value = RelAB
    Cells(lin_atual + 2 + K, col_atual).Value = K
End If
C(j) = RelAB
D(j) = K
j = j + 1
Next K
End If
' Descobrimos K do primeiro pico
DD = 0
i = 2
Do While DD = 0
    If (C(i) + C(i + 1) + C(i - 1)) / 3 < (C(i) + C(i + 1) + C(i + 2)) / 3 And (C(i) + C(i + 1) + C(i - 1)) / 3
    < (C(i) + C(i - 1) + C(i - 2)) / 3 Then
        X = D(i)
        DD = 1
    End If
    i = i + 1
Loop
i = i - 5
Do While DD = 0
    If C(i) < C(i + 1) And C(i) < C(i - 1) Then
        X = D(i)
        DD = 1
    End If
    i = i + 1
Loop
' Calculando a velocidade
vel = 200 / (X * 0.2)
Cells(lin_atual - 4, col_atual + 2).Value = vel
Cells(lin_atual - 1, col_atual + 2).Value = X
End Sub

```


Tabela 21: Dados das tempos de mistura

Vazão de ar (L/h)	Tempo de Mistura (s)		
	Diâmetro interno (mm)		
	75	100	150
400	564	260	270
800	-	243	220
500	358	226	200
1000	303	216	182
1500	-	185	166
1800	-	167	146
1900	203	137	135
1000	-	128	130
2000	156	120	128

Tabela 22: Dados de velocidade (m/s) do tubo (Rotação 1) e do tubo (Rotação 2)

Rotação	Rotação 1				Rotação 2			
	Velocidade	Velocidade	Velocidade	Velocidade	Velocidade	Velocidade	Velocidade	Velocidade
400	1,21	1,22	1,16	1,07	1,07	1,05	1,01	1,01
800	1,31	1,27	1,13	1,07	1,07	1,05	1,00	1,00
500	1,38	1,25	1,05	1,07	1,07	1,05	1,00	1,00
1000	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05	1,00	1,00
1500	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05	1,00	1,00
1800	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05	1,00	1,00
1900	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05	1,00	1,00
1000	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05	1,00	1,00
2000	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05	1,00	1,00

ANEXO - 2

Dados do Reator Modelo 1

Tabela 23: Dados da pressão atmosférica de ar para o reator do dia

Data	4/10		4/10		4/10	
	Velocidade	Velocidade	Velocidade	Velocidade	Velocidade	Velocidade
400	1,21	1,22	1,16	1,07	1,07	1,05
800	1,31	1,27	1,13	1,07	1,07	1,05
500	1,38	1,25	1,05	1,07	1,07	1,05
1000	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05
1500	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05
1800	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05
1900	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05
1000	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05
2000	1,32	1,28	1,20	1,10	1,07	1,05

Tabela 01: Dados dos tempos de mistura

Tempo de Mistura (s)			
Vazão de ar (L/h)	Diâmetro interno (mm)		
	75	100	150
400	554	260	270
600	-	243	220
800	368	228	200
1000	289	216	182
1200	-	165	165
1400	-	147	145
1600	200	137	135
1800	-	124	130
2000	180	120	120

Tabela 02: Dados de pressões (m) no topo (tomada 1) e base (tomada 5)

Vazão ar (L/h)	4-75				4-100				4-150			
	Subida		Descida		Subida		Descida		Subida		Descida	
	y1	y5	y1	y5	y1	y5	y1	y5	y1	y5	y1	y5
2000	4,01	1,27	4,18	1,21	3,87	1,05	3,93	1,01	3,91	1,08	3,93	1,05
1800	4,03	1,27	4,19	1,21	3,87	1,05	3,95	1,01	3,91	1,07	3,94	1,04
1600	4,04	1,27	4,20	1,21	3,89	1,04	3,95	1,00	3,92	1,06	3,95	1,04
1400	4,05	1,28	4,20	1,21	3,90	1,03	3,96	1,00	3,93	1,05	3,95	1,03
1200	4,07	1,28	4,21	1,21	3,90	1,03	3,97	0,99	3,94	1,05	3,95	1,02
1000	-	-	-	-	3,91	1,02	3,98	0,99	3,94	1,04	3,96	1,02
800	4,11	1,28	4,21	1,21	3,93	1,02	3,98	1,00	3,95	1,03	3,97	1,01
600	-	-	-	-	3,94	1,01	3,98	1,00	3,96	1,02	3,97	1,00
400	4,15	1,28	4,21	1,21	3,95	1,01	3,98	1,00	3,97	1,01	3,98	1,00
300	-	-	-	-	3,96	1,00	3,98	1,00	-	-	-	-

Tabela 03: Dados de fração volumétrica de ar para o reator de 4m

Vazão ar L(h)	4-75		4-100		4-150	
	ϵ subida	ϵ descida	ϵ subida	ϵ descida	ϵ subida	ϵ descida
2000	0,062	0,009	0,059	0,022	0,053	0,038
1800	0,057	0,004	0,055	0,017	0,048	0,031
1600	0,053	0,002	0,048	0,012	0,042	0,028
1400	0,051	0,002	0,042	0,007	0,038	0,025
1200	0,044	0,001	0,038	0,006	0,033	0,020
1000	-	-	0,032	0,002	0,028	0,016
800	0,033	0,000	0,027	0,003	0,023	0,010
600	-	-	0,021	0,001	0,017	0,006
400	0,019	0,000	0,015	0,001	0,013	0,003
300	-	-	0,011	0,001	-	-

Tabela 04: Dados de fração volumétrica de ar para o reator de 6 m

Vazão ar (L/h)	6-100		6-150	
	ϵ subida	ϵ descida	ϵ subida	ϵ descida
2000	0,065	0,044	0,071	0,045
1800	0,061	0,039	-	-
1600	0,054	0,031	-	-
1400	0,048	0,027	0,053	0,030
1300	-	-	0,049	0,029
1100	0,036	0,017	0,044	0,023
1000	0,034	0,012	0,040	0,021
800	0,027	0,008	0,032	0,014
700	0,024	0,006	0,028	0,011
600	0,020	0,004	0,024	0,012
500	0,018	0,003	0,020	0,009
400	0,014	0,002	0,017	0,007
300	0,011	0,002	0,013	0,004
250	0,009	0,001	-	-
200	0,008	0,001	-	-
150	0,007	0,001	-	-

Tabela 05: Dados de velocidades (m/s) para o reator 4-75

Velocidades (m/s)								
Vazão (L/h)	Ensaio 1	Ensaio 2	Ensaio 3	Ensaio 4	Ensaio 5	Ensaio 6	Média	Desvio Padrão
400	0,11	0,13	0,14	0,13	0,11	0,12	0,12	0,010
800	0,14	0,14	0,15	0,14	0,14	0,15	0,14	0,007
1200	0,16	0,17	0,15	0,16	0,16	0,16	0,16	0,006
1400	0,18	0,18	0,17	0,18	0,18	0,16	0,18	0,008
1600	0,19	0,17	0,19	0,20	0,18	0,00	0,19	0,011
1800	0,19	0,20	0,20	0,20	0,19	0,21	0,20	0,009
2000	0,22	0,18	0,20	0,23	0,19	0,23	0,21	0,021

Tabela 06: Dados de velocidades (m/s) para o reator 4-100

Velocidades (m/s)						
Vazão (L/h)	Ensaio 1	Ensaio 2	Ensaio 3	Ensaio 4	Média	Desvio Padrão
300	0,14	0,14	0,14	0,15	0,14	0,007
400	0,15	0,15	0,15	0,16	0,16	0,004
600	0,18	0,17	0,17	0,18	0,18	0,004
800	0,21	0,20	0,20	0,20	0,20	0,006
1000	0,22	0,22	0,21	0,21	0,22	0,005
1200	0,23	0,23	0,22	0,23	0,23	0,005
1400	0,24	0,23	0,22	0,24	0,23	0,008
1600	0,25	0,24	0,23	0,25	0,24	0,008
1800	0,26	0,26	0,25	0,25	0,25	0,004
2000	0,26	0,25	0,26	0,26	0,26	0,006

Tabela 07: Dados de velocidades (m/s) para o reator 4-150

Velocidades (m/s)							
Vazão (L/h)	Ensaio 1	Ensaio 2	Ensaio 3	Ensaio 4	Ensaio 5	Média	Desvio Padrão
400	0,28	0,28	0,29	0,27	0,28	0,27	0,006
600	0,27	0,28	0,29	0,27	0,25	0,28	0,011
800	0,26	0,26	0,31	0,30	0,26	0,29	0,011
1000	0,23	0,22	0,34	0,26	-	0,31	0,011
1200	0,33	0,26	0,30	0,29	0,24	0,32	0,020
1400	0,34	0,34	0,32	0,34	0,36	0,33	0,013
1600	0,33	0,36	0,36	0,31	0,31	0,34	0,018
1800	0,32	0,36	0,32	0,30	0,33	0,35	0,020
2000	0,32	0,37	0,32	0,37	0,31	0,36	0,016

ANEXO - 3

Dados do reator modelo 2

ANEXO - 3

Dados do Reator Modelo 2

Tabela 08: Dados de pressões do Modelo 2 variando a vazão líquida de circulação

Vazão ar (L/h)	Vazão Líquida											
	0,8 (L/s)		1,17 (L/s)		2,3 (L/s)		2,6 (L/s)		3,58 (L/s)		3,79 (L/s)	
	P/γ antes (cm)	P/γ após fech. (cm)	P/γ antes (cm)	P/γ após fech. (cm)	P/γ antes (cm)	P/γ após fech. (cm)	P/γ antes (cm)	P/γ após fech. (cm)	P/γ antes (cm)	P/γ após fech. (cm)	P/γ antes (cm)	P/γ após fech. (cm)
400	600	588	601,5	596	610	594	-	-	615,5	589	615	602
800	581	569	583,5	579	596	580	606	587	603,6	576,5	603	589
1200	566	554	568	562	587	570	600	581	593	566,5	594,5	578
1600	555	544	553	545	576	558	591	572	585,5	558	585,5	570
2000	542	530	535	527	567	549	573	554	577,5	549	577	560





UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
"JÚLIO DE MESQUITA FILHO"

Câmpus de Ilha Solteira
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil
Av. Brasil Centro, 56
15385-000 Ilha Solteira - SP
www.dec.feis.unesp.br

