

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**

**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO**  
**DESENVOLVIMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS**

**DESENVOLVIMENTO DE MODELO HIDRODINÂMICO PARA**  
**REATORES AIR-LIFT**

**UNICAMP**  
**BIBLIOTECA CENTRAL**  
**SEÇÃO CIRCULANTE**

Autor: Edwin Carvalho  
Orientador: Prof. Dr. Rubens Maciel Filho

Dissertação de Mestrado apresentada à  
Faculdade de Engenharia Química como  
parte dos requisitos exigidos para a  
obtenção do título de Mestre em  
Engenharia Química.

Campinas - São Paulo

Maio - 2001



UNIDADE	30
N.º CHAMADA:	T/UNICAMP
	C253d
V.	Ex.
TOMBO BC	45672
PROC.	16-392101
C	<input type="checkbox"/>
D	<input checked="" type="checkbox"/>
PREC.	R\$ 11,00
DATA	02/08/01
N.º CPD.	

CM00158247-8


FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA  
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

C253d Carvalho, Edwin  
Desenvolvimento de modelo hidrodinâmico para reatores air-lift / Edwin Carvalho.--Campinas, SP: [s.n.], 2001.

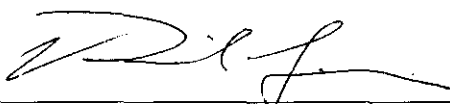
Orientador: Rubens Maciel Filho.  
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Reatores químicos – Modelos matemáticos. 2. Simulação (Computadores). 3. Hidrodinâmica. I. Maciel Filho, Rubens. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

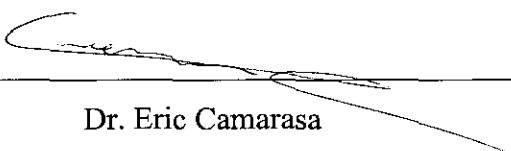
Dissertação de Mestrado defendida por Edwin Carvalho e aprovada em  
17 de maio de 2001 pela banca examinadora constituída pelos doutores:

A handwritten signature in black ink, reading "Rubens Maciel Filho", written over a horizontal line.

Prof. Dr. Rubens Maciel Filho - Orientador

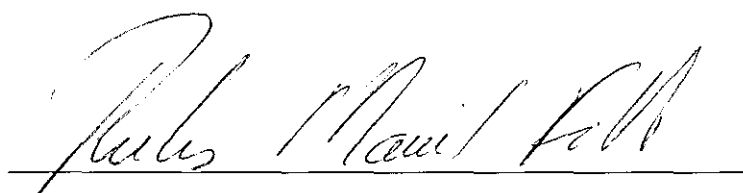
A handwritten signature in black ink, reading "Reinaldo Giudici", written over a horizontal line.

Prof. Dr. Reinaldo Giudici

A handwritten signature in black ink, reading "Eric Camarasa", written over a horizontal line.

Dr. Eric Camarasa

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química defendida por Edwin Carvalho e aprovada em 17 de maio de 2001.

A handwritten signature in black ink, reading "Rubens Maciel Filho", is written over a horizontal line.

Prof. Dr. Rubens Maciel Filho - Orientador

## DEDICATÓRIA

*A*quele que é capaz de fazer infinitamente mais do que tudo o que pedimos ou pensamos, de acordo com o seu poder que atua em nós, a ele seja a glória na igreja e em Cristo Jesus, por todas as gerações, para todo o sempre! Amém!

*Apóstolo Paulo em sua carta aos Efésios,*

*cap. 3, vers. 20-21.*

## AGRADECIMENTOS

À Deus, autor e sustentador da vida.

Aos meus pais Samuel e Cristina, pelo amor, estímulo, educação e sustento.

À Caroline, pelo amor, compreensão, carinho e paciência.

Às minhas irmãs, Larissa e Joyce, e meus sobrinhos, Nethaniel e Giovana.

Ao Prof. Dr. Rubens Maciel Filho e esposa Prof. Dr. Maria Regina, pela amizade, confiança, estímulo, apoio, suporte, oportunidade dada e orientação.

Ao Dr. Eric Camarasa, pelo companheirismo e amizade, além de orientação e contribuições fundamentais à realização deste trabalho.

Ao Eng. Aimar Domingues, pelo apoio e contribuições.

Ao Luiz Augusto da Cruz Meleiro, pela amizade, profissionalismo e contribuições.

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo - FAPESP - pelo financiamento de bolsa de mestrado, processo nº 99/04657-5, sem a qual não teria realizado este mestrado.

Aos técnicos do Centro de Pesquisa de Paulínia (CPP) da Rhodia Brasil Ltda., em especial ao Sr. José Eduardo Cielo.

Ao CPP, pela iniciativa, pelo espaço e investimentos cruciais para a realização do projeto.

Ao Prof. Dr. Gabriel Wild, à Prof. Dr. Souhila Poncin, ao Prof. Dr. Noël Midoux (CNSR - Nancy - França) e ao Eng. Jacques Bouillard (Rhodia França), pelas contribuições.

À Rhodia Brasil e Rhodia França, pelo interesse e financiamento do projeto.

Ao Cristiano Roberto, Rafael, Luciano e Wellington, pela manutenção dos equipamentos e do bom-humor do laboratório.

À Rosa, Marta, Silvana, Silvana (Noka) e Célia, no auxílio com as questões burocráticas.

Aos alunos que trabalham no Laboratório de Otimização, Projeto e Controle Avançado (LOPCA) e do Laboratório de Desenvolvimento de Processos de Separação (LDPS), pela amizade, companheirismo, contribuições e sugestões. Alunos que tornaram um ambiente de trabalho algo muito mais do que imaginava ser possível existir. Não conseguiria citar todos, e tal pretensão me levaria a cometer a injustiça de omitir alguns, mas gostaria de enfatizar a importância que tiveram neste trabalho os amigos: Rubens Medeiros, Eduardo Coselli (Urso), Aline, Renata, Luciana, Rogério, Layse, Patrícia, Cláudia, Ramon, Eduardo Inglês e Marcos.

Colegas de disciplinas, que ajudaram a vida ser mais fácil: Daniel Ribeiro e João.

Colegas de república: Luis Prox, Luis Fernando, Félix, Eamon, Daniela, Alik, Renata, Chantal, Tatiana, Fabiana, Alexandre, Sílvio, Stephan, Izaías, Sérgio, Lúcio e Tomás (não todos ao mesmo tempo e nem no mesmo lugar), que ajudaram a ver Campinas como um lugar bom de se viver.

Às colegas e ex-colega de república da Caroline, que sempre demonstraram profunda amizade e generosidade: Maria Alice, Kelly Karina, Fabiana, Kelly e Cleni.

Aos amigos da Aliança Bíblica Universitária, pelo apoio e incentivo. Em especial, quero citar os amigos: Clayton, Alessandro, Anselmo, Simone, Luis Cláudio, Rogério, Murilo, Marcos Frossard, Tais Machado, Carol, Marcos Nakaya, Jean, Fernanda, Marcelo e Renata.

Aos pais da Caroline, pelo apoio e estímulo: Luis Henrique e Márcia.

À Sr<sup>a</sup>. Yvetti Pereira, pelo auxílio e aluguel de quarto.

À prof. Deyzeli Meira, pela atenção e generosidade.

Aos Professores da FEQ.

## RESUMO

O objetivo deste trabalho foi estudar experimentalmente a hidrodinâmica de reatores tipo "air-lift" e desenvolver um modelo que pudesse descrever os fenômenos observados em um sistema reacional de uma mistura orgânica em reatores "air-lift", para ser posteriormente incorporado a um modelo geral do reator. O fenômeno abordado foi a taxa de aeração e sua relação com a velocidade de recirculação de líquido e velocidade de gás. Foram realizadas também medidas de diâmetro de bolhas e propostas correlações para a determinação do diâmetro das bolhas em água e água/butanol. As correlações são usadas para a determinação da área interfacial.

As experiências foram realizadas em um reator "air-lift" em escala piloto, utilizando-se como sistemas ar/água, ar/água-butanol e um sistema  $N_2$ /líquido industrial, bem como três diferentes distribuidores de gás.

Foram aplicadas e comparadas diferentes formas de tratamento de sinal de pressão para identificação de mudança no regime hidrodinâmico, definindo-se para cada sistema o ponto de transição com uma precisão maior que a utilizada convencionalmente.

Na modelagem hidrodinâmica foram adotados dois grupos bem distintos de equações: um baseado em balanços de quantidade de movimento e energia e um outro grupo formado por correlações ajustadas a partir de experimentos realizados. Esta abordagem permite extrapolar para reatores de diferentes geometria, além de servir de referência para levantamento de parâmetros para sistemas líquidos com características diferentes.

Os resultados do modelo foram satisfatórios, sendo condizentes com dados experimentais.



## ABSTRACT

The propose of this work was study the hydrodynamic of air-lift reactors with liquids with non-coalescing behaviour. A 1D hydrodynamic model has been developed for gas hold-up and liquid circulation velocity prediction in air-lift reactors. The model is based on momentum balance equations and has been adjusted to experimental data collected on a pilot plant reactor equipped with three different gas distributors and using water, water/butanol and a organic industrial mixture as the liquid phase. In addition, measurements of bubble diameter in the water and water/butanol medium are presented and were propose correlations for determinations of bubble diameter. They are used for interfacial area calculation.

Different techniques of signal analysis have also been applied to pressure fluctuations in order to extract information about flow regimes and regime transitions. A good knowledge of the flow pattern is essential to establish adequate correlations for the hydrodynamic model. It has been shown that this technique is a good tool to support for hydrodynamic modelling.

Comparison between model and pilot experimental data is quite satisfactorily.

# SUMÁRIO

<b>DEDICATÓRIA</b>	<b>v</b>
<b>AGRADECIMENTOS</b>	<b>vi</b>
<b>RESUMO</b>	<b>viii</b>
<b>ABSTRACT</b>	<b>ix</b>
<b>SUMÁRIO</b>	<b>x</b>
<b>Lista de Figuras</b>	<b>xii</b>
<b>NOMENCLATURA</b>	<b>xviii</b>
<b>1 INTRODUÇÃO</b>	<b>1</b>
<b>1.1 Objetivo</b>	<b>2</b>
<b>1.2 Principais contribuições deste Trabalho</b>	<b>2</b>
<b>1.3 Organização da Dissertação</b>	<b>3</b>
<b>2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>4</b>
<b>2.1 Classificação das colunas de bolhas</b>	<b>4</b>
<b>2.2 Os regimes hidrodinâmicos</b>	<b>6</b>
<b>2.3 Os regimes de formação de bolhas</b>	<b>9</b>
<b>2.4 Os distribuidores de gás</b>	<b>12</b>
<b>2.5 Velocidade das bolhas</b>	<b>13</b>
<b>2.6 Modelagem hidrodinâmica</b>	<b>14</b>
<b>2.7 Conclusões</b>	<b>16</b>

<b>3</b>	<b>MATERIAIS E MÉTODOS</b>	<b>17</b>
3.1	Introdução	17
3.2	A planta piloto	18
3.2.1	O reator “air-lift”	18
3.2.2	Os distribuidores	19
3.2.3	Os sistemas líquidos utilizados	19
3.3	As medidas realizadas	19
3.3.1	Pressão (taxa de aeração)	20
3.3.2	Vazão de líquido	21
3.3.3	Parâmetros de bolhas por fotografias e análise de imagens	22
3.4	Experimentos realizados	24
3.5	Tratamento de dados	26
3.5.1	Altura do líquido	26
3.5.2	Velocidade de gás	27
3.5.3	Flutuação de sinal	27
3.6	Considerações	29
<b>4</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO</b>	<b>31</b>
4.1	Introdução	31
4.2	Parâmetros hidrodinâmicos	31
4.2.1	Taxa de aeração e Velocidade de líquido	31
4.2.2	Diâmetro de bolhas	41
4.3	Identificação do regime hidrodinâmico	47
4.3.1	Modelo do “drif-flux”	47
4.3.2	Análise estatística	48
4.3.3	Coefficiente de Hurst (H)	50
4.3.4	Análise Espectral	51
4.3.5	Resultados e comparação entre as formas de identificação	52

<b>4.4</b>	<b>Modelagem hidrodinâmica</b>	<b>54</b>
4.4.1	Balanço de quantidade de movimento no “riser”	54
4.4.2	Perda de carga na perna de recirculação	56
4.4.3	Balanço energético no distribuidor (Eq. 4.15 e Fig. 4.33)	57
4.4.4	Forma de resolução do modelo hidrodinâmico	57
<b>4.5</b>	<b>Resultados do modelo</b>	<b>58</b>
4.5.1	Sistema ar/água-butanol	58
4.5.2	Sistema N <sub>2</sub> /líquido industrial	60
<b>4.6</b>	<b>Conclusões</b>	<b>63</b>
<b>5</b>	<b>CONCLUSÕES</b>	<b>64</b>
<b>6</b>	<b>SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS</b>	<b>66</b>
<b>7</b>	<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>67</b>
<b>8</b>	<b>ANEXO</b>	<b>71</b>
<b>8.1</b>	<b>O Piloto</b>	<b>71</b>
<b>8.2</b>	<b>Procedimento de operação do reator “air-lift”</b>	<b>75</b>

### Lista de Figuras

Figura 2.1:	Colunas de bolhas simples e modificadas.	4
Figura 2.2:	Domínios de utilização dos reatores “air-lift” e das colunas de bolhas. U <sub>g</sub> é a velocidade superficial de gás e U <sub>l</sub> a velocidade superficial de líquido. MERCHUK (1986).	6
Figura 2.3:	Regimes de escoamento em colunas de bolhas.	7

Figura 2.4: Comportamento típico da taxa de aeração em colunas de bolhas e em reatores “air-lift” em função da velocidade superficial de gás. SNAPE <i>et al.</i> (1995).	8
Figura 2.5: Dependência aproximada do regime de escoamento em função do diâmetro do reator e da velocidade de gás. DECKWER (1992).	8
Figura 2.6: Identificação do regime de escoamento pelo conceito de “drift-flux”.	9
Figura 2.7: Tipos de regimes de formação de bolhas. $U_G$ é a velocidade superficial de gás, $v_0$ a velocidade de gás no distribuidor e $d_0$ o diâmetro do orifício do distribuidor.	10
Figura 2.8: Domínios de cada regime de formação de bolhas. $d_0$ é o diâmetro do orifício e $d_B^*$ é o diâmetro das bolhas formadas. HEIJNEN e VAN’T RIET (1984).	11
Figura 2.9: Exemplos de distribuidores estáticos.	12
Figura 2.10: Exemplos de posicionamento do distribuidor.	13
Figura 3.1: Desenho esquemático do reator em escala piloto.	18
Figura 3.2: Medidas de pressão.	20
Figura 3.3: Tela do programa de aquisição de dados “Labview”.	21
Figura 3.4: Esquema de funcionamento do medidor de vazão ultra-sônico.	21
Figura 3.5: Ilustração esquemática do modo que serão feitas as fotografias.	22
Figura 3.6: Parâmetros de diâmetro.	23
Figura 3.7: Obtenção dos diâmetros de Fèret.	23

Figura 4.1: Taxa de aeração para diferentes distribuidores para o sistema ar/água.	32
Figura 4.2: Taxa de aeração em função da velocidade de gás nas diferentes seções do “riser” para o distribuidor espinha de peixe 1 para o sistema ar/água.	33
Figura 4.3: Velocidade de recirculação de líquido em função da velocidade de gás para o distribuidor espinha de peixe 1 para o sistema ar/água.	33
Figura 4.4: Taxa de aeração para diferentes distribuidores para o sistema ar/água-butanol.	34
Figura 4.5: Taxa de aeração em função da velocidade de líquido nas diferentes seções do “riser” para o distribuidor espinha de peixe 1 para o sistema ar/água-butanol.	34
Figura 4.6: Velocidade de recirculação de líquido em função da velocidade de gás para o distribuidor espinha de peixe 1 para o sistema ar/água-butanol.	35
Figura 4.7: Taxa de aeração para diferentes configurações de abertura de válvula. Sistema N <sub>2</sub> /líquido industrial.	36
Figura 4.8: Pressão de saturação do componente principal da mistura líquida industrial em função da temperatura.	37
Figura 4.9: Variação entre a tensão superficial do componente principal da mistura líquida industrial e a do componente secundário com a temperatura.	38
Figura 4.10: Comparação entre as taxas de aeração obtidas sob várias condições na mesma temperatura. Sistema N <sub>2</sub> /líquido industrial.	38

Figura 4.11: Velocidade de líquido em função da velocidade de gás para várias temperaturas e configurações de abertura de válvula. Sistema $N_2$ /líquido industrial.	39
Figura 4.12: Comparação entre a taxa de aeração dos diferentes sistemas líquidos.	40
Figura 4.13: Comparação entre a velocidade de líquido dos diferentes sistemas líquidos.	40
Figura 4.14: Imagens de bolhas antes (da esquerda) e após tratamento (as bolhas foram circuladas no programa Paint Shop Pro 4.11. Sistema ar/água-butanol.	41
Figura 4.15: Diâmetros equivalentes de bolhas em função da velocidade de gás para diferentes distribuidores. Sistema ar/água.	41
Figura 4.16: Comparação entre os diâmetros de Fèret e diâmetros equivalentes de bolhas em função da velocidade de gás para diferentes distribuidores. Sistema ar/água.	42
Figura 4.17: Distribuição de tamanho de bolhas. Sistema ar/água.	43
Figura 4.18: Diâmetro equivalentes de bolhas em função da velocidade de gás para diferentes distribuidores. Sistema ar/água-butanol.	43
Figura 4.19: Distribuição de tamanho de bolhas. Distribuidor espinha de peixe 1 e sistema ar/água-butanol.	44
Figura 4.20: Diâmetro equivalente de bolhas em função da velocidade de gás para diferentes aberturas de válvula. Sistema $N_2$ /líquido industrial e distribuidor espinha de peixe 1.	45

Figura 4.21: Diâmetro equivalentes de bolhas em função da velocidade de gás para diferentes temperaturas. Sistema $N_2$ /líquido industrial e distribuidor espinha de peixe 1.	45
Figura 4.22: Diâmetros teóricos formados ( $d_B^*$ ) e diâmetros máximos estáveis ( $d_{Bmax}$ ) para distribuidor espinha de peixe e diâmetro médio para o distribuidor espinha de peixe 1.	46
Figura 4.23: Gráfico do “drift-flux”, mostrando a mudança de regime hidrodinâmico. Sistema ar/água.	47
Figura 4.24: Gráfico do “drift-flux”, mostrando a mudança de regime hidrodinâmico. Sistema ar/água-butanol.	48
Figura 4.25: Variância da flutuação de pressão em função da vazão de gás.	49
Figura 4.26: Curtose da flutuação de pressão em função da vazão de gás.	49
Figura 4.27: Distorção da flutuação de pressão em função da vazão de gás.	50
Figura 4.28: Coeficiente de Hurst da flutuação de pressão em função da vazão de gás. Sistema ar/água.	51
Figura 4.29: Regiões de tipos de causas de pico de frequência.	51
Figura 4.30: Densidade espectral energética para diferentes velocidades de gás.	52
Figura 4.31: Correlações para a determinação da velocidade de gás de transição para diferentes distribuidores.	54
Figura 4.32: Forças agindo no reator.	54
Figura 4.33: Balanço energético no distribuidor.	57



Figura 4.34: Comparação entre a predição do modelo e dados experimentais para a taxa de aeração para o sistema ar/água-butanol e distribuidor espinha de peixe 1.	59
Figura 4.35: Comparação entre a predição do modelo e dados experimentais para a velocidade de líquido para o sistema ar/água-butanol e distribuidor espinha de peixe 1.	59
Figura 4.36: Obtenção dos parâmetros $n$ e $v_{B\infty}$ para a correlação do “drift-flux” no regime homogêneo.	60
Figura 4.37: Comparação entre a taxa de aeração experimental e a predita para regime homogêneo.	60
Figura 4.38 Obtenção dos parâmetros $C_0$ e $C_1$ do modelo do “drif-flux” para o regime heterogêneo.	61
Figura 4.39: Variação de $C_0$ com a variação da velocidade de líquido.	62
Figura 4.40: Comparação entre a taxa de aeração experimental e a predita pela correlação.	62
Figura A.1: Desenho esquemático do reator em escala piloto.	71

# NOMENCLATURA

$C_0, C_1$	Coeficientes do “drift-flux”	(-)
$d_0$	Diâmetro do orifício do distribuidor	(m)
$d_B^*$	Diâmetro das bolhas máximo na coluna	(m)
$D$	Diâmetro do “riser”	(m)
$D_{eq}$	Diâmetro de bolha equivalente	(m)
$F_{max}, F_{min}$	Diâmetro de Fèret de bolha máximo, mínimo	(m)
$h$	Posição axial	(m)
$H$	Altura da coluna	(m)
$H$	Coeficiente de Hurst	(-)
$Q_G$	Vazão volumétrica de gás	(L.s <sup>-1</sup> )
$r$	Posição radial	(m)
$Re_0$	Número adimensional de Reynolds no orifício	(-)
$t$	Tempo	(s)
$t_f$	Tempo final	(s)
$T$	Temperatura	(K)
$T_n$	Temperatura normal	(K)
$U_L$	Velocidade superficial de líquido	(m.s <sup>-1</sup> )
$U_G$	Velocidade superficial de gás	(m.s <sup>-1</sup> )
$v_0$	Velocidade do gás no orifício do distribuidor	(m.s <sup>-1</sup> )
$v_{Bo}$	Velocidade de subida das bolhas	(m.s <sup>-1</sup> )
$v_{GL}$	Velocidade relativa entre o gás e o líquido	(m.s <sup>-1</sup> )
$P$	Pressão	(Pa)
$P_n$	Pressão normal	(Pa)
$P_L^{sat}$	Pressão de saturação do líquido	(Pa)
$x_{li}$	Fração molar do líquido industrial de interesse	(-)
Letras gregas		
$\rho_G$	Densidade do gás	(kg.m <sup>-3</sup> )
$\rho_L$	Densidade do líquido	(kg.m <sup>-3</sup> )
$\mu_G$	Viscosidade do gás	(kg.m <sup>-1</sup> .s <sup>-1</sup> )
$\theta$	Tensão superficial	(N.m <sup>-1</sup> )

# 1 INTRODUÇÃO

*"A mais alta das torres começa no solo."*

*Ditado chinês*

Os reatores gás-líquido mais comuns são as colunas de bolhas. Nestes reatores, um componente na fase gasosa passa para a fase líquida para reagir com algum componente presente nesta. O movimento de gás através da fase líquida se dá com a formação de bolhas. As colunas de bolhas são muito utilizadas na indústria química (oxidação, hidrogenação e cloração) e bioquímica (fermentação e tratamento de águas residuárias). Uma classe específica de coluna de bolhas é tratada neste trabalho: os reatores "air-lift", que se distinguem por possuírem recirculação de líquido.

Os reatores "air-lift" caracterizam-se pela ausência de partes mecânicas móveis e de construção industrial simples, apresentando boa transferência de calor e de massa. Requerem baixa quantidade de energia em sua operação e podem ser construídos em pequenas áreas, por possuírem grande relação altura por diâmetro. Apesar disso, são difíceis de dimensionar devido à complexidade do comportamento hidrodinâmico. Este problema é muito relevante em processos com substâncias orgânicas, nos quais a fase líquida geralmente inibe a coalescência (união, aglutinação, junção) das bolhas, apresentando forte tendência a formar espuma. Neste caso, o comportamento é muito diferente do previsto com água como líquido e em temperatura ambiente, que é o que se encontra na maioria dos estudos realizados citados em literatura. Dessa forma, a correta predição da taxa de aeração (ou coeficiente de retenção de gás – "gas hold-up"), que corresponde à razão entre o volume de gás presente na fase líquida e o volume total da dispersão, é fundamental para um bom dimensionamento e uma boa modelagem deste tipo de reator. Normalmente utiliza-se o termo taxa de aeração, mas não é de fato um termo adequado, uma vez que não se refere à alguma variação no tempo, sendo mais

apropriado o termo razão de aeração. Mas como já se tornou corrente o primeiro termo (taxa), ele será utilizado neste texto.

### **1.1 Objetivo**

O objetivo deste trabalho foi estudar experimentalmente a hidrodinâmica e desenvolver um modelo que pudesse descrever os fenômenos observados no sistema reacional de uma mistura orgânica em reatores “air-lift”. As experiências foram realizadas em um reator em escala piloto colocado à disposição do Laboratório de Otimização, Projeto e Controle Avançado (LOPCA) da Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas – DPQ/FEQ/UNICAMP.

O trabalho foi desenvolvido em parceria com aluno de doutorado Eric Camarasa do Laboratoire des Sciences du Génie Chimique/Centre National de la Recherche Scientifique/École Nationale Supérieure des Industries Chimiques - LSGC/CNRS/ENSIC (Nancy, França), que esteve no Brasil como cooperante científico da França. O referido doutorando foi o responsável pela execução do experimento, operação do reator em escala piloto e desenvolvimento do modelo geral do reator.

Este projeto de pesquisa foi financiado pela Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo/FAPESP, processo número 99/04657-5, denominado “Desenvolvimento de Modelo Determinístico para Reatores Gás-Líquido”, fazendo parte dos trabalhos realizados no Projeto Temático intitulado “Integração de Processos Químicos Contínuos em Tempo Real”, Processo nº 1998/14384-3, coordenado pelo Prof. Dr. Rubens Maciel Filho.

### **1.2 Principais contribuições deste Trabalho**

Além do modelo desenvolvido propriamente dito, deve-se destacar como contribuições deste trabalho a utilização de um método científico de desenvolvimento de modelo matemático que incorpora tanto aspectos teóricos quanto ajustes experimentais, voltados para uma classe de sistema líquido pouco estudada em reatores “air-lift”, que é a de líquidos com comportamento não-coalescente. Esta metodologia facilita a modelagem de outros sistemas com diferentes

comportamentos, que passam a depender apenas da estimativa experimental ou mesmo teórica de parâmetros para se possa ajustar adequadamente o modelo.

Outra contribuição foi o estudo e aplicação prática da determinação de formas adequadas de identificação de regime hidrodinâmico, bem como do ponto de transição entre os regimes.

### **1.3 Organização da Dissertação**

É apresentado no capítulo “**2 Revisão Bibliográfica**” um resumo do estado da arte, tratando de fundamentos de colunas de bolhas e considerando os aspectos julgados relevantes para a modelagem hidrodinâmica desta classe de coluna de bolhas.

O capítulo “**3 Materiais e Métodos**” trata dos procedimentos realizados e das abordagens dadas ao problema, dos recursos utilizados e ainda da forma de análise dos dados obtidos.

Em “**4 Resultados e Discussão**” são apresentados os resultados, análises e conclusões dos experimentos e do tratamento dos dados, bem como do modelo desenvolvido.

As principais conclusões são sistematizadas em “**5 Conclusões**” e em “**6 Sugestões de Trabalhos Futuros**” são apontadas possíveis direções de continuidade deste trabalho.

As referências citadas aparecem em ordem alfabética em “**7 Bibliografia**” e em “**8 Anexo**” são apresentadas de forma mais rigorosa as características dos equipamentos utilizados nos experimentos.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

*“A vida só pode ser compreendida olhando-se para trás; mas só pode ser vivida olhando-se para a frente.”*

*Søren Kierkegaard*

### 2.1 Classificação das colunas de bolhas

Em sua forma mais simples, uma coluna de bolhas é um cilindro vertical preenchido por um líquido, no qual é injetado um gás através de um distribuidor localizado em sua base. A velocidade do líquido é em geral baixa, da ordem de  $10^{-3} \text{ m.s}^{-1}$ . Segundo DECKWER (1992) e SHAH et al. (1982), existem muitas modificações de tipos de colunas de bolhas, sendo a de interesse neste trabalho o chamado reator “air-lift”, bem descrito por JOSHI et al. (1990), que possui recirculação de líquido, podendo esta ser externa ou interna à coluna. Na Figura 2.1 estão apresentados alguns tipos de reatores de coluna de bolhas.

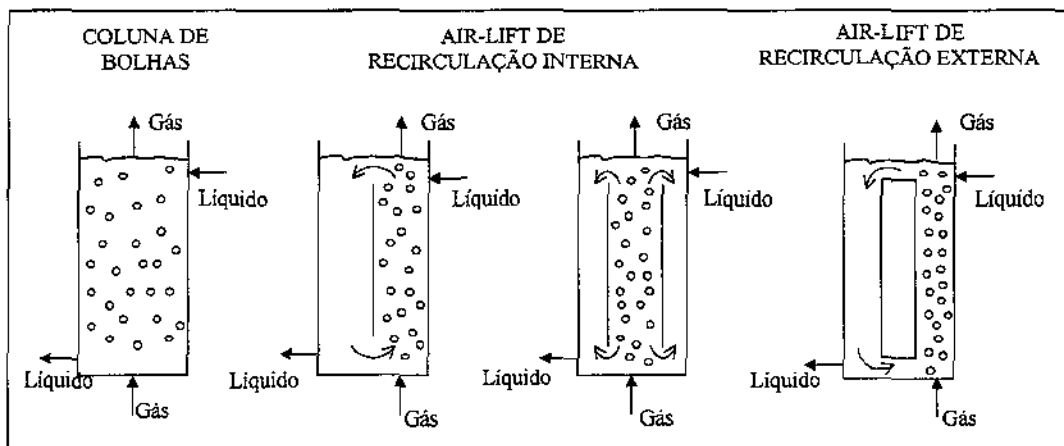


Figura 2.1: Colunas de bolhas simples e modificadas.

Os reatores “air-lift” são constituídos de três partes distintas: o “riser” (subida), o “downcomer” (seção de fluxo descendente) e o separador gás-líquido.

A recirculação de líquido é provocada pela injeção de gás abaixo do “riser”. O gás se separa do líquido na parte superior do “riser”, provocando uma diferença de taxa de aeração e, conseqüentemente, uma diferença de densidade entre o “riser”

e o “downcomer”, o que causa a recirculação. Este fenômeno é descrito por SIEGEL *et al.* (1994).

A taxa de aeração e a taxa de recirculação do líquido são dois parâmetros relacionados entre si, sendo os principais no dimensionamento do reator. A taxa de aeração, ou taxa de retenção, ou ainda “gas hold-up”, é a razão entre o volume de gás e o volume total da dispersão gás-líquido. Pode-se obter o valor da taxa de aeração por medidas de altura da dispersão ou através do método manométrico, descrito por NOTTENKÄMPER *et al.* (1983).

De forma mais rigorosa, a taxa de aeração local, quer dizer, em um ponto na altura ( $h$ ), na posição radial ( $r$ ) e em um determinado tempo ( $t$ ), é definida como (Eq. 2.1):

$$\varepsilon_{loc}(r, h, t) = \begin{cases} 1 & \text{se fase gás} \\ 0 & \text{se fase líquida} \end{cases} \quad (2.1)$$

Ao se fazer uma observação durante um período longo de tempo, tem-se a taxa de aeração local média (Eq. 2.2):

$$\langle \varepsilon_{loc}(r, h) \rangle = \frac{1}{t_f} \int_0^{t_f} \varepsilon_{loc}(r, h, t) dt \quad (2.2)$$

Semelhantemente, pode-se obter a taxa de aeração média em uma seção radial pela integração em  $r$  e ainda a taxa de aeração média pela integração em  $h$ .

Segundo MERCHUK (1986), a taxa de aeração e a velocidade de líquido dependem da vazão de gás, propriedades geométricas do reator e propriedades físico-químicas do sistema gás-líquido. A taxa de aeração e a velocidade de líquido determinam o regime hidrodinâmico de escoamento, os coeficientes de transferência de calor e de massa, a área interfacial, o tempo de residência das bolhas e finalmente o rendimento do reator.

O domínio de velocidade de gás e de velocidade de líquido para reatores “air-lift” é muito maior que o domínio para as colunas de bolhas convencionais, grande parte devido ao efeito estabilizador da recirculação de líquido, de acordo com MERCHUK (1986). Essas diferenças estão apresentadas na Figura 2.2.

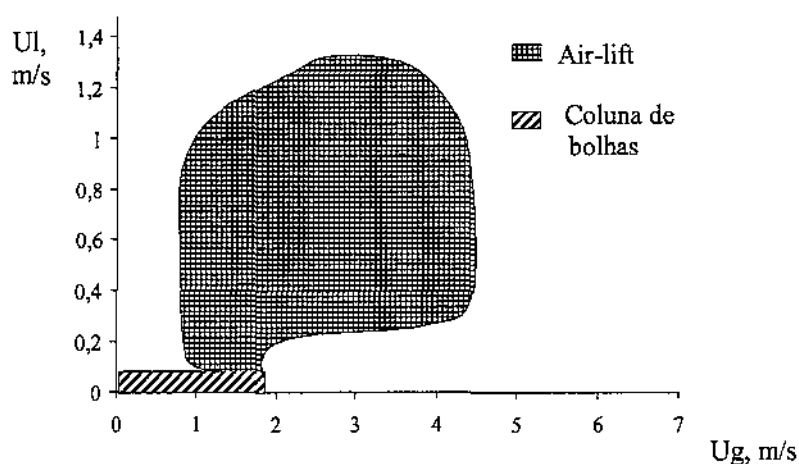


Figura 2.2: Domínios de utilização dos reatores “air-lift” e das colunas de bolhas.  $U_g$  é a velocidade superficial de gás e  $U_l$  a velocidade superficial de líquido. MERCHUK (1986).

## 2.2 Os regimes hidrodinâmicos

Segundo a natureza da dispersão gás-líquido, é possível identificar três principais regimes de escoamento de bolhas, identificados por WALLIS (1969), os quais interferem na taxa de aeração. O primeiro regime é o chamado de regime homogêneo (“ideal bubbly flow” ou “homogeneous flow”), no qual se observa uma baixa velocidade de gás (menos de 5 cm/s). O regime homogêneo se caracteriza por apresentar diâmetro de bolhas uniforme e taxa de aeração radialmente uniforme. Os fenômenos de coalescência e quebra de bolhas podem ser desprezados. Assim, o diâmetro das bolhas e a taxa de aeração dependem muito do distribuidor de gás e das propriedades físico-químicas do sistema gás-líquido. Quando se aumenta a vazão de gás, o escoamento homogêneo não se mantém e surge um escoamento instável, que é chamado de regime heterogêneo (“churn turbulent” ou “heterogeneous flow”). Neste regime, a distribuição do diâmetro de bolhas é maior e existe um perfil radial de retenção de gás. Grandes bolhas com velocidade alta se formam ao longo da coluna. As diferenças visuais entre os regimes estão esquematizadas na Figura 2.3.



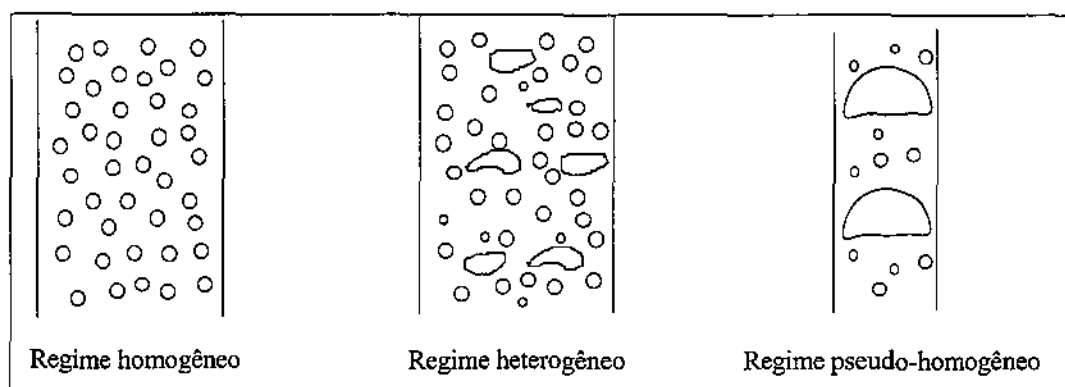


Figura 2.3: Regimes de escoamento em colunas de bolhas.

Essas bolhas têm a tendência de se locomoverem ao longo do centro da coluna, causando uma distribuição radial não-uniforme das velocidades de gás e da taxa de aeração. Este fenômeno causa uma circulação interna local de líquido na coluna. Em colunas de bolhas convencionais, a transição entre os dois regimes é muito ampla, se estendendo em uma grande faixa de vazão de gás, conforme MARUYAMA e YOSHIDA (1981).

Em colunas de bolhas convencionais, o limite do regime de transição corresponde desde o início até o desenvolvimento completo da circulação interna local de líquido. O máximo da curva de taxa de aeração em função da velocidade de gás corresponde ao efeito negativo da circulação local de líquido nos valores de taxa de aeração. Nos reatores “air-lift”, devido ao efeito estabilizador da recirculação global de líquido, a diferença entre os regimes é menos evidenciada, conforme ZAHRADNÍK *et al.* (1997) e SNAPE *et al.* (1995) e indicado na Figura 2.4.

Em colunas de pequenos diâmetros e com alta vazão de gás, ocorre a formação de “slugs”, que são como rolhas de ar que sobem pela coluna. Este fenômeno não se observa em reatores industriais, exceto naqueles cujo líquido seja muito viscoso. A dependência dos regimes em função do diâmetro da coluna e da vazão de gás é apresentado na Figura 2.5, mostrada por DECKWER (1992).

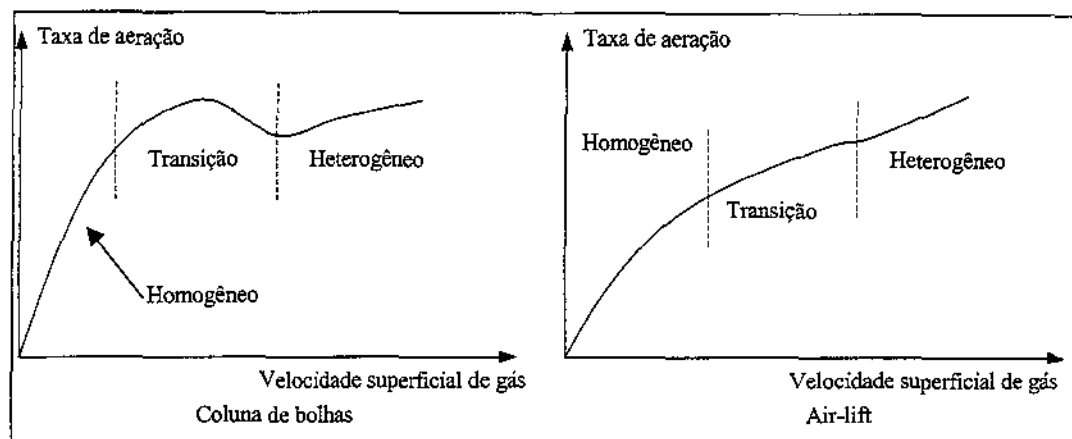


Figura 2.4: Comportamento típico da taxa de aeração em colunas de bolhas e em reatores “air-lift” em função da velocidade superficial de gás. SNAPE *et al.* (1995).

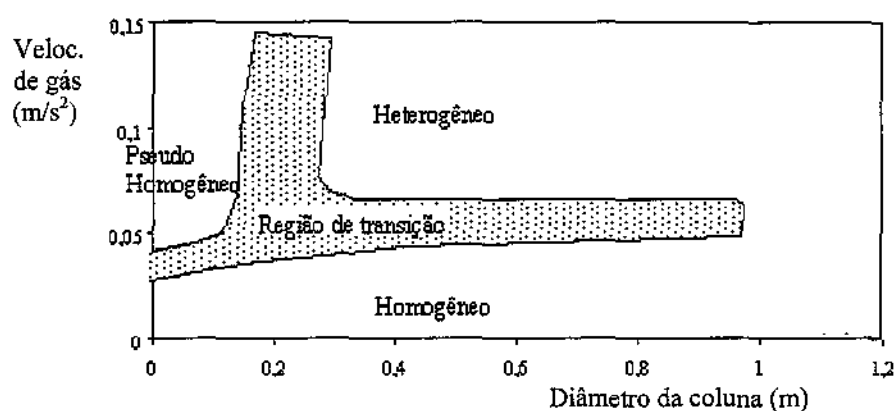


Figura 2.5: Dependência aproximada do regime de escoamento em função do diâmetro do reator e da velocidade de gás. DECKWER (1992).

Devido às grandes diferenças entre o comportamento de regime de escoamento de bolhas, é importante conhecer qual é o regime predominante na coluna, bem como a determinação dos limites dos regimes, para que a modelagem matemática seja adequada a cada regime hidrodinâmico. Essa determinação pode ser feita com o conceito do “drift-flux” de WALLIS (1969), que se baseia na mudança de curva de fluxo de dispersão contra taxa de aeração, como mostrado na Fig. 2.6. Outra abordagem é estudar a flutuação de sinais de pressão ou qualquer outro sinal relacionado ao escoamento gás-líquido. Nesta abordagem, pode-se utilizar a análise estatística apresentada por DRAHOŠ e CERMÁK (1989), ou a análise freqüencial (DRAHOŠ *et al.*, 1991), ou fractal (DRAHOŠ, BRADKA e PUNCOCHÁR, 1992), ou utilizando o movimento browniano (SCHEFFER E MACIEL FILHO, 2001) ou

ainda a análise caótica (LETZEL, 1997). Um estudo sobre o comportamento hidrodinâmico em reatores “air-lift” através da análise de flutuação de sinal de pressão foi realizado por VIAL *et al.* (2000).

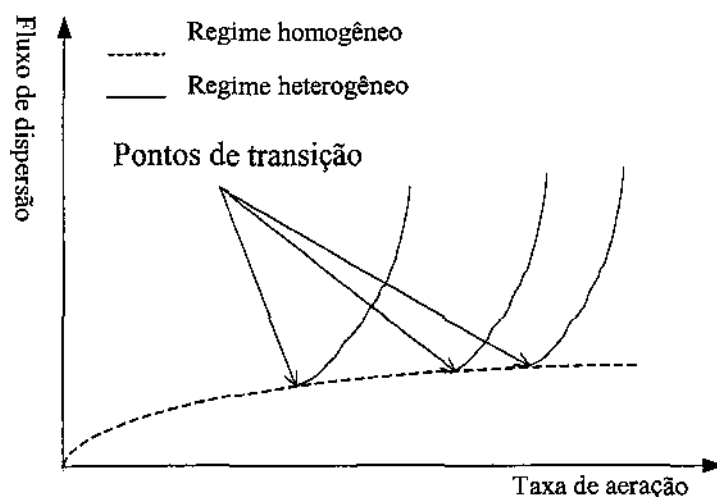


Figura 2.6: Identificação do regime de escoamento pelo conceito de “drift-flux”.

### 2.3 Os regimes de formação de bolhas

A formação de bolhas é função do diâmetro do orifício do distribuidor, tensão superficial do líquido e velocidade superficial de gás, podendo-se identificar três regimes de formação de bolhas, com um regime de transição entre dois deles (HEIJNEN e VAN’T RIET, 1984).

- Regime de bolhas separadas: ocorre em líquido estagnado e a baixa velocidade superficial de gás. O diâmetro das bolhas é bastante dependente da tensão superficial do líquido;
- Regime de bolhas contínuas ou regime homogêneo: ocorre ao se aumentar a velocidade de bolhas e as bolhas ainda se formam individualmente. Encontra-se em literatura muitas correlações para estimativa do diâmetro das bolhas neste regime (GADDIS e VOGELPOHL, 1986, TSUGE, 1986, TAN e HARRIS, 1986, WILKINSON e VAN DIERENDONCK, 1992). Elas não são precisas, visto a grande dificuldade de se calcular devido o número de variáveis

que interferem no diâmetro, como diâmetro do orifício, pressão de gás, vazão de gás, geometria e material do distribuidor e propriedades do líquido (PONTER e SURATI, 1997);

- Regime de jato ou regime heterogêneo: ocorre quando há altas velocidades de gás e as bolhas não se formam individualmente, mas a partir de um jato que se quebra em pequenas bolhas. Neste regime, o diâmetro das bolhas é função apenas da vazão de gás. Entre este regime e o regime de bolhas contínuas aparece um regime de transição.

BHAVARAJU *et al.* (1978) propõem para a mudança de regimes:

- regime de bolhas contínuas para  $Re_0 < 2.000$ ;
- regime de transição para  $1.000 < Re_0 < 2.000$ ;
- regime de jato para  $Re_0 > 10.000$ ;

sendo  $Re_0$  o número adimensional de Reynolds no orifício do distribuidor, definido como (Eq. 2.3):

$$Re_0 = \frac{\rho_G v_0 d_0}{\mu_G} \quad (2.3)$$

Na Figura 2.7 está esboçada a aparência de cada regime de formação de bolhas.

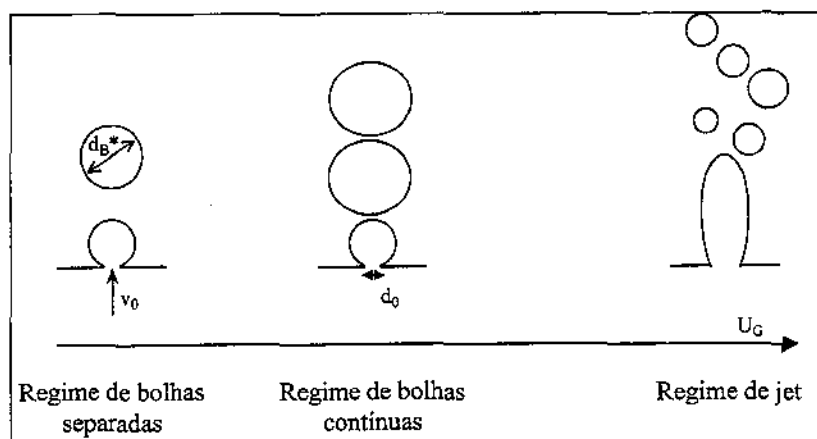


Figura 2.7: Tipos de regimes de formação de bolhas.  $U_G$  é a velocidade superficial de gás,  $v_0$  a velocidade de gás no distribuidor e  $d_0$  o diâmetro do orifício do distribuidor.

A Figura 2.8 mostra os domínios obtidos de correlações teóricas para cada regime. Essas correlações são apropriadas para distribuidores de orifício único, mas ajudam na compreensão dos regimes de formação de bolhas para distribuidores de múltiplos orifícios, como o espinha de peixe. O diâmetro das bolhas é função de muitas variáveis, tais como diâmetro do orifício, material e rugosidade do distribuidor e pressão, dificultando em muito uma predição adequada.

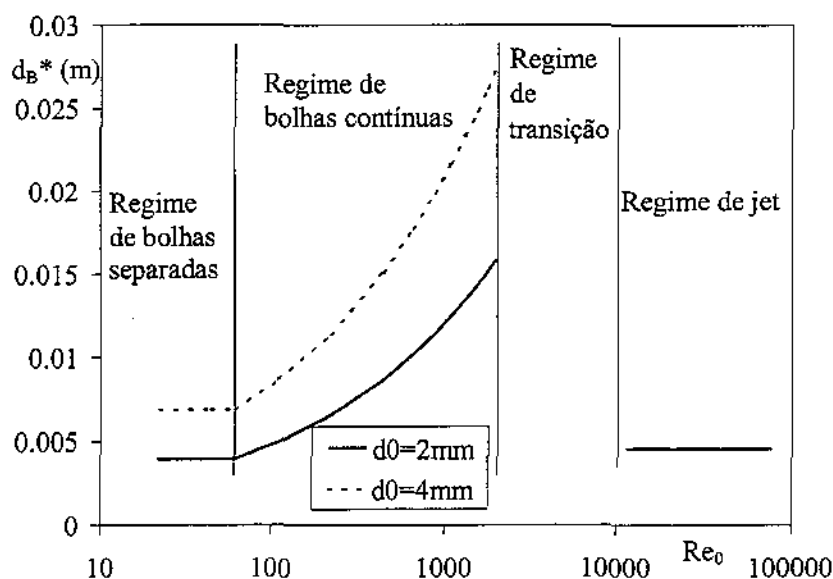


Figura 2.8: Domínios de cada regime de formação de bolhas.  $d_0$  é o diâmetro do orifício e  $d_b^*$  é o diâmetro das bolhas formadas. HEIJNEN e VAN'T RIET (1984).

O diâmetro das bolhas é definido pelo regime de formação de bolhas nas regiões próximas do distribuidor, mas, ao longo da coluna, fatores como coalescência e ruptura das bolhas irão definir o diâmetro médio das bolhas. Estes fenômenos dependem das propriedades físico-químicas do sistema, em especial da tensão superficial (LIN *et al.*, 1998). De forma geral, líquidos puros são coalescentes, formando-se então bolhas relativamente grandes ao longo do reator. Já as misturas, principalmente as orgânicas, apresentam comportamento não-coalescente. Nas misturas, a diferença entre as tensões superficiais de cada componente têm papel importante no comportamento (BHAGA *et al.*, 1971). Quanto maior essa diferença, mais não-coalescente será o sistema.

Dentre as várias técnicas para medidas de tamanhos de bolhas (técnica química, sonda óptica ou resistiva), a que possui menor complexidade segundo BUCHHOLZ *et al.* (1981) é a técnica de fotografias. A dificuldade está na escolha de equipamento adequado e do tipo de iluminação. Cuidados necessários são descritos por JOSHI *et al.* (1990).

## 2.4 Os distribuidores de gás

Existem duas classes de distribuidores de gás: os distribuidores estáticos e os dinâmicos (DECKWER, 1992). Os distribuidores de orifício único, os de múltiplos orifícios (também conhecidos como distribuidores espinha de peixe) e os distribuidores de placas perfuradas são exemplos típicos dos distribuidores estáticos (Fig. 2.9), que são mais utilizados na indústria. Os distribuidores dinâmicos utilizam-se da energia cinética do líquido para melhorar a distribuição de gás.

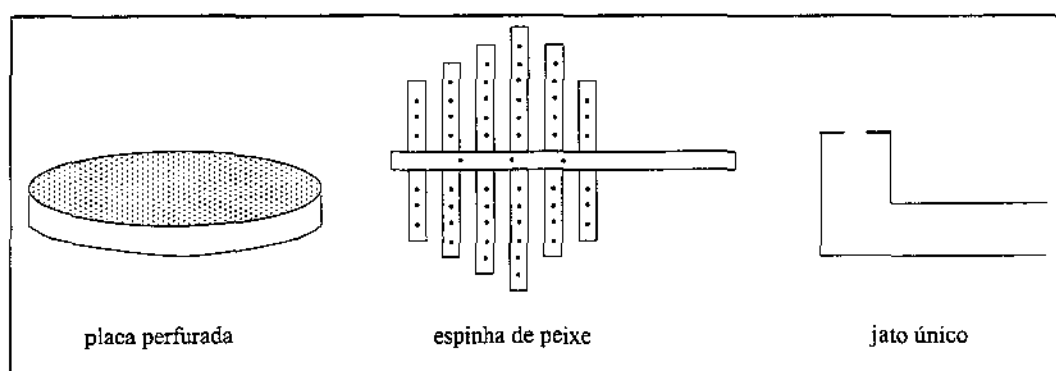


Figura 2.9: Exemplos de distribuidores estáticos.

A escolha do tipo de distribuidor depende de vários fatores. Em geral, aqueles de placas perfuradas e os de placas sinterizadas formam bolhas pequenas e uniformes, mas apresentam maior perda de carga tanto na fase gás quanto na fase líquida e entopem os orifícios com maior facilidade. Os dinâmicos produzem bolhas menores, mas apresentam maior complexidade, necessitando em geral de uma bomba para promover a recirculação de líquido. Estes são utilizados quando as reações químicas são rápidas e necessitam de grande área interfacial, ou seja, melhor transferência de massa.

O posicionamento do distribuidor possui grande influência sobre o escoamento e principalmente sobre a dispersão do gás. Na Figura 2.10 podem ser

observados diferentes configurações de posicionamento de distribuidor. No caso da esquerda um exemplo de colocação inadequada de distribuidor, pois não favorece uma boa distribuição de gás. O outro caso da Figura 2.10 mostra um bom posicionamento. (CHISTI e MOO-YOUNG, 1987).

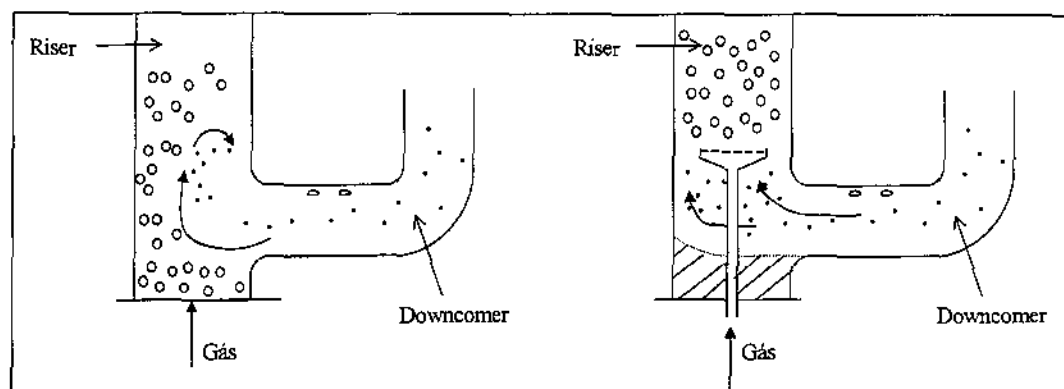


Figura 2.10: Exemplos de posicionamento do distribuidor.

Outro aspecto referente ao tipo de distribuidor é referente à influência sobre o tipo de regime hidrodinâmico. Para os distribuidores de jato único, não se observa o comportamento de regime homogêneo, mas apenas o regime heterogêneo para todas as velocidades de gás. Mas através da análise de flutuação de sinal, ocorre um ponto de transição que corresponde à mudança de regime de baixa interação de borbulhamento (“low interaction bubbling regime”) para o regime de alta interação (“high interaction bubbling regime”).

## 2.5 Velocidade das bolhas

A velocidade das bolhas é um parâmetro muito importante nos reatores “air-lift”. Quanto maior a velocidade de subida das bolhas, menor será a taxa de aeração. É influenciada pela velocidade de líquido, diâmetro das bolhas, além da própria taxa de aeração.

Em colunas de bolhas convencionais, a velocidade de subida de bolhas no regime homogêneo varia entre 3 e 20  $\text{cm.s}^{-1}$  (OELS *et al.*, 1978; SHAH *et al.*, 1982). No regime heterogêneo, a velocidade de subida das bolhas é consideravelmente maior, sendo maior que 80  $\text{cm.s}^{-1}$  e a velocidade superficial de gás apresenta grande aumento também na transição de regimes.

A velocidade terminal de subida de bolhas no líquido estagnado é utilizada em muitas correlações para velocidade de subida de bolhas, podendo ser estimada através de correlações que consideram o diâmetro das bolhas em líquido estagnado (GRACE, 1973, GRACE *et al.*, 1976, GRACE e WAIREGI, 1986, CLIFT *et al.*, 1978, ABOU-EL-HASSAN, 1983, JAMIALHAMADI *et al.*, 1994).

## 2.6 Modelagem hidrodinâmica

A principal dificuldade na modelagem hidrodinâmica do reator “air-lift” consiste em descrever a taxa de aeração como função da velocidade de recirculação de líquido e da velocidade de gás. O problema é que essas variáveis são interdependentes, pois a velocidade de gás determina também a velocidade de líquido, havendo portanto duas variáveis, a taxa de aeração e a velocidade de líquido, o que leva à necessidade de um sistema de duas equações a ser resolvido de forma iterativa.

As etapas propostas então para desenvolver o modelo hidrodinâmico do sistema são:

- obter a primeira equação pelo equilíbrio entre a força resistiva (perda de carga total do reator) e a força motriz (diferença de pressão hidrostática entre o “riser” e o “downcomer” devido à diferença de taxa de aeração entre essas duas partes do reator). Esta equação contém um parâmetro empírico (o fator de atrito) que depende da geometria do reator. (KUBOTA *et al.*, 1978, HSU e DUDOKOVIC, 1980, VERLAAN *et al.*, 1986, GLENNON *et al.*, 1993, LEE *et al.*, 1986, CHISTI *et al.*, 1988, GARCIA-CALVO, 1989 e 1992, GARCIA-CALVO e LETÓN, 1991 e 1996);
- obter a segunda equação, que é empírica, relacionando a taxa de aeração às velocidades de gás e de líquido e propriedades físico-químicas do sistema.

ÖZTÜRK (1987) apresenta correlações para a taxa de aeração com uma abordagem adimensional, relacionando a taxa de aeração global à velocidade superficial global de gás, tensão superficial, densidade e viscosidade da mistura



líquida, além da altura e diâmetro do “riser”, como indicado na Eq. 2.4. A relação entre a taxa de aeração e a velocidade superficial de gás em geral é dada pela Eq. 2.5, na qual  $n$  é o fator que considera as propriedades físico-químicas, além do regime de escoamento e tipo de distribuidor.

$$\langle \varepsilon_G \rangle = f(\langle U_G \rangle, H_R, D_R, \sigma, \rho_L, \mu_L) \quad (2.4)$$

$$\varepsilon_G \propto U_G^n \quad (2.5)$$

O fator  $n$  assume valores entre 0,7 e 1,2 para o regime homogêneo e entre 0,4 e 0,7 para o regime heterogêneo. As correlações possuem grande divergência entre valores e em geral se aplicam a apenas colunas de bolhas em escala de bancada. Correlações puramente empíricas possuem também a desvantagem de não se poder extrapolá-las com margem de erro aceitável, além de problemas decorrentes com diferentes alturas de colunas de líquido.

Outra possibilidade é a utilização de correlações que contenham relações matemáticas advindas de equações de balanço e com parâmetros ajustados experimentalmente. Para tanto, uma correlação adequada depende do tipo de regime hidrodinâmico em que a coluna esteja operando.

**Regime Homogêneo:** a taxa de aeração pode ser estimada a partir da velocidade relativa ( $v_{GL}$ ) entre as fases (Eq. 2.6):

$$v_{GL} = \frac{U_G}{\varepsilon_G} - \frac{U_L}{1 - \varepsilon_G} = v_{B\infty} (1 - \varepsilon_G)^{n-1} \quad (2.6)$$

na qual  $v_{B\infty}$  é a velocidade terminal de subida das bolhas no meio sem outras bolhas e  $(1 - \varepsilon_G)^{n-1}$  é o efeito de obstáculos (RICHARDSON e ZAKI, 1954), causados pela presença de outras bolhas, o que diminui a velocidade de subida. O expoente  $n$  depende das características das bolhas, as quais são função das propriedades físico-químicas do sistema e do distribuidor de gás.

**Regime Heterogêneo:** é necessário obter um valor médio para as a taxa de aeração e velocidades. Foi utilizado o modelo do “Drift-flux” (ZUBER e FINDLAY, 1965) para relacionar a taxa de aeração com a velocidade de líquido (Eq. 2.7):

$$\frac{U_G}{\varepsilon_G} = C_0(U_G + U_L) + C_I \quad (2.7)$$

na qual  $C_0$  é o parâmetro de distribuição. Quando os perfis de velocidade são achatados,  $C_0$  se aproxima da unidade. Ele é definido como a razão entre a média do produto entre a taxa de aeração e a velocidade global, e o produto entre a média da taxa de aeração e a média da velocidade global, ou seja (Eq. 2.8):

$$C_0 = \frac{\langle \varepsilon_G (U_L + U_G) \rangle}{\langle \varepsilon_G \rangle \langle U_L + U_G \rangle} \quad (2.8)$$

$C_0$  depende do diâmetro do “riser”, das propriedades físico-químicas do sistema e da velocidade de líquido.  $C_I$  é uma constante que representa a velocidade relativa da mistura. Depende do tipo de distribuidor e seu regime de operação, além das propriedades do sistema líquido. É definido como (Eq. 2.9):

$$C_I = \frac{\langle \varepsilon_G (1 - \varepsilon_G) v_{GL} \rangle}{\langle \varepsilon_G \rangle} \quad (2.9)$$

## 2.7 Conclusões

As colunas de bolhas têm sido bastante estudadas. Destaca-se o livro de DECKWER (1992), que é uma ótima referência para o estudo de colunas de bolhas. Observa-se que em geral os reatores utilizados em experimentos são de volume reduzido (até 20 L), o que dificulta a extrapolação para os industriais.

Outra questão refere-se ao fato de que as correlações existentes em literatura são apropriadas para sistemas coalescentes e para pequenas faixas de operação, em geral dentro ainda do regime homogêneo.

## 3 MATERIAIS E MÉTODOS

*“Pois uma coisa é ver a terra da paz de um cume coberto de matas... e outra trilhar o caminho que a ela conduz.”*

*Santo Agostinho, Confissões, VII, xxi*

### 3.1 Introdução

Foram realizados experimentos em um reator em escala piloto, que foram conduzidos para se determinar parâmetros hidrodinâmicos e se observar o comportamento do reator “air-lift” sob várias condições, como tipo de sistema líquido e temperatura.

Mais especificamente, os experimentos foram realizados visando:

- determinar parâmetros hidrodinâmicos para correlações que relacionem a taxa de aeração com a velocidade de líquido;
- determinar parâmetros para correlações de diâmetro de bolhas, para se obter a área interfacial.

Paralelamente, outros fatores foram analisados por possuírem relação direta com os objetivos acima:

- determinar formas adequadas de identificação de tipo de regime hidrodinâmico;
- verificar qual tipo de distribuidor mais adequado;
- verificar a influência da geometria do sistema;
- verificar a influência da temperatura;
- investigar se o sistema orgânico industrial poderia ser bem representado por outro sistema inibidor de coalescência;
- comparar um sistema inibidor de coalescência com o comportamento da água, que é coalescente;
- observar o comportamento do reator operando como coluna de bolhas.

## 3.2 A planta piloto

### 3.2.1 O reator “air-lift”

O reator “air-lift” em escala piloto é composto por um “riser” de 23 cm de diâmetro interno, com 4 m de altura. O “downcomer” tem diâmetro interno de 15 cm e ambos são constituídos de vidro temperado. O aquecimento do fluido é feito por um trocador de calor instalado na perna de descida, enquanto na saída superior do “riser” está acoplado o separador de bolhas. A Figura 3.1 apresenta um esquema simplificado do reator em escala piloto. Uma descrição mais detalhada das características dos equipamentos estão descritas em “8 Anexo”.

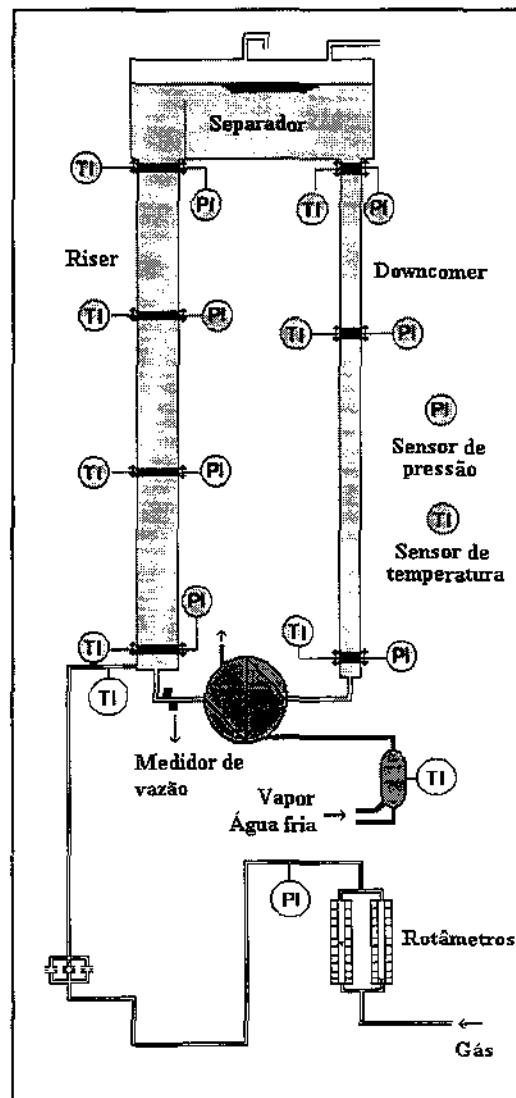


Figura 3.1: Desenho esquemático do reator em escala piloto.

### 3.2.2 Os distribuidores

Foram utilizados três distribuidores diferentes, buscando-se aqueles de aplicação industrial mais comum: dois de múltiplos orifícios, também conhecidos como espinha de peixe, e um de orifício único.

O primeiro distribuidor de múltiplos orifícios utilizado, que será denominado espinha de peixe 1, possui 12 furos, com diâmetro de 2 mm, permitindo uma velocidade de gás de  $0,04 \text{ m.s}^{-1}$ . Este distribuidor é o mais representativo do distribuidor industrial. O outro distribuidor, que será designado por espinha de peixe 2, possui 72 furos e tem as mesmas características do anterior. A abertura do distribuidor de orifício único é de 10 mm.

### 3.2.3 Os sistemas líquidos utilizados

Os sistemas líquidos utilizados foram água, solução de água com 0,01% em volume de butanol e uma mistura orgânica de uso industrial.

Foram feitos os experimentos com água para se travar um primeiro contato com a planta piloto, comparar dados com existentes em literatura e ter um sistema como referência.

A mistura água/butanol é um sistema inibidor de coalescência e os experimentos foram realizados como modelo do sistema industrial. Para estes dois sistemas líquidos já descritos, o gás utilizado foi o ar.

No caso da mistura orgânica, o gás injetado foi o nitrogênio, para se preservar as características da solução.

## 3.3 As medidas realizadas

As medidas diretas realizadas durante os experimentos são: pressão, flutuação de pressão, vazão de líquido, temperatura e altura de líquido. Durante os experimentos também são realizadas as fotografias. Medidas indiretas são a taxa de aeração e dimensões de bolhas. A temperatura foi obtida através de termopares instalados na coluna e a altura de líquido por uma escala milimetrada.

Todas as medidas foram realizadas em estado estacionário.

### 3.3.1 Pressão (taxa de aeração)

Utiliza-se o método manométrico para cálculo da taxa de aeração. São utilizados seis sensores de pressão piezoresistivos, esquematizados pela Fig. 3.2, de faixa de operação de 0 a 500 mbar. Foram instalados quatro na coluna do “riser” e dois no “downcomer”, fornecendo um sinal elétrico de 0 a 10 V.

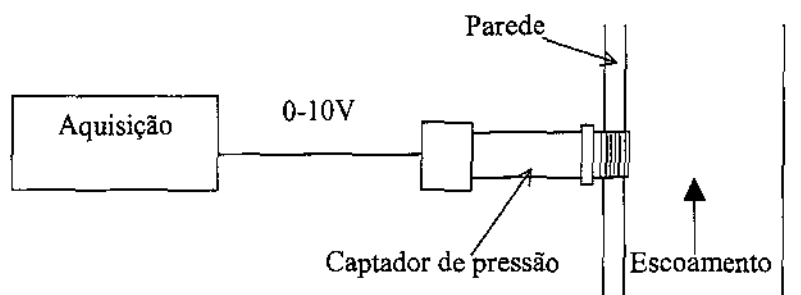


Figura 3.2: Medidas de pressão.

A taxa de aeração ( $\varepsilon_G$ ) entre dois sensores de pressão é dada pela Eq. 3.1, que é obtida pelo balanço de massa, considerando desprezível a perda de carga e sem reação química.

$$\varepsilon_G = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_l g \Delta h} \quad (3.1)$$

na qual  $\Delta P$  é a diferença entre os valores médios dos sensores. O tempo total de aquisição é geralmente de 5 min a 1 Hz .

Para análises de flutuação de pressão, a frequência de aquisição é maior ( $\sim 50\text{Hz}$ ) para um número total de pontos de 10.000, apresentando tempo total de aquisição de aproximadamente 3 min. A aquisição é feita através do software “Labview”, cuja “tela” pode ser visualizada na Fig. 3.3.

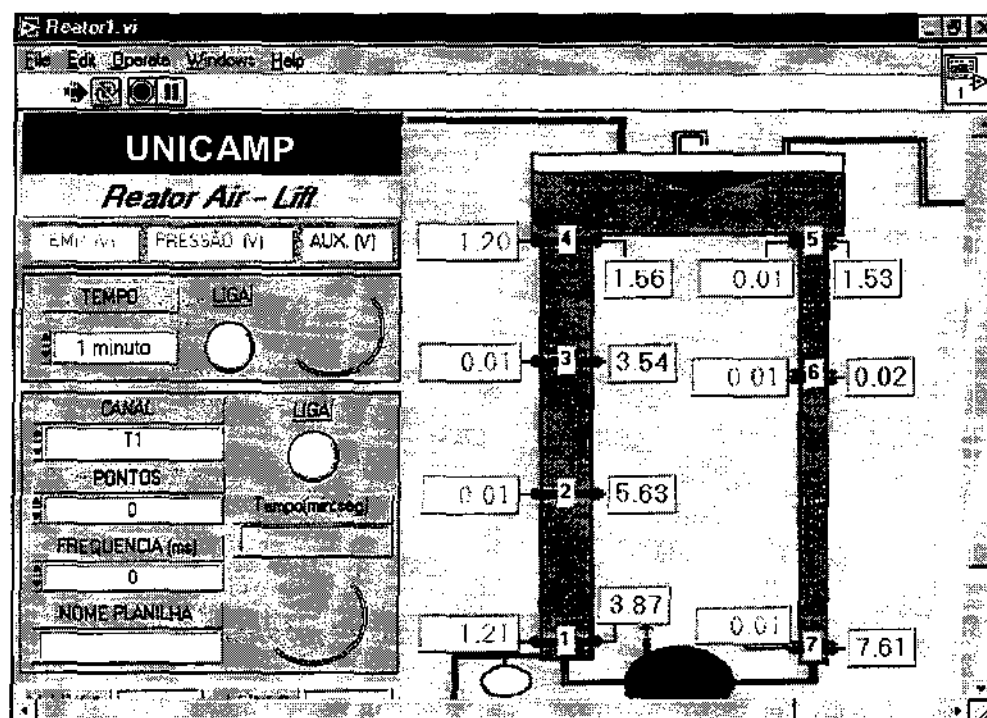


Figura 3.3: Tela do programa de aquisição de dados “Labview”.

### 3.3.2 Vazão de líquido

As medidas de vazão de líquido são feitas com o uso de um medidor de vazão ultra-sônico, que opera acoplado à parede de aço inox da tubulação que liga o trocador de calor na saída do “downcomer” e trabalha baseado no tempo de trânsito. Este aparelho se mostrou bastante confiável em seus resultados, além de apresentar boa reprodutibilidade de resultados sob as mesmas condições de operação do reator “air-lift”. A Figura 3.4 mostra um esboço do funcionamento do medidor ultra-sônico. A partir da vazão e da área da seção do “riser” se obteve a velocidade superficial de líquido.

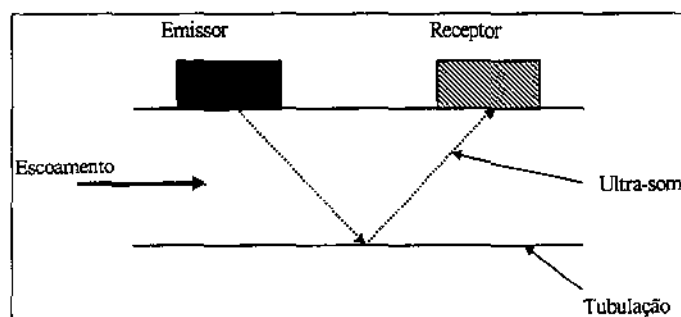


Figura 3.4: Esquema de funcionamento do medidor de vazão ultra-sônico.

### 3.3.3 Parâmetros de bolhas por fotografias e análise de imagens

No presente trabalho, as fotografias foram realizadas em contra-luz, como ilustra a Figura 3.5, para aumentar o contraste de bolhas, facilitando a posterior análise de imagens. Utilizou-se uma câmara Nikon F90, com um objetiva AF Micro Nikkor 60 mm 1:2.8. O filme utilizado é tipo ISO 800, sensível o suficiente para registrar as bolhas. Uma lâmpada halogênea de 1000W foi usada na iluminação. A velocidade de obturação utilizada foi de 1/1000 s para baixa vazão de gás e de 1/2000 s para altas vazões. Posteriormente, as fotografias foram digitalizadas com o uso de um scanner de mesa (Hewlett Packard ScanJet 6100C).

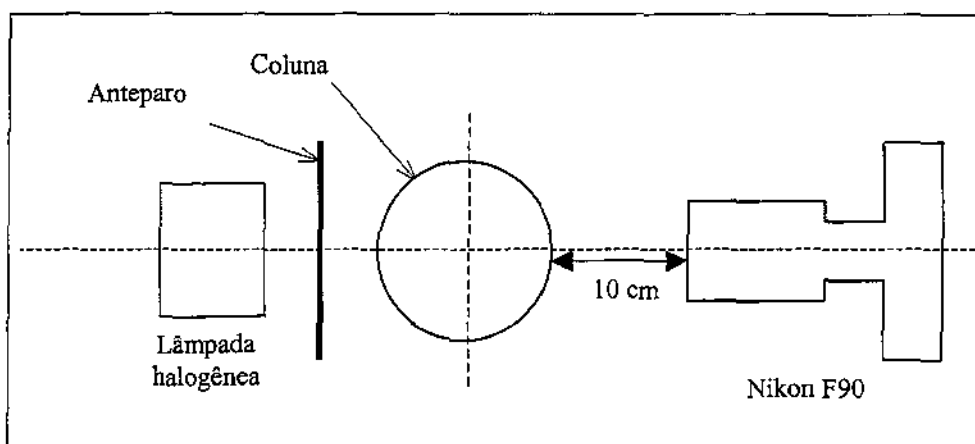


Figura 3.5: Ilustração esquemática do modo que serão feitas as fotografias.

A análise de imagens foi realizada com um software desenvolvido no laboratório LSGC/CNRS/ENSIC (Nancy, França), que permite medir parâmetros de tamanho e de forma, tendo como motivação de desenvolvimento o acompanhamento de crescimento de cristais. Primeiramente, cada imagem é tratada no software PaintShop Pro 4.11 de forma que as bolhas são realçadas, garantindo que a leitura feita pelo software de análise seja correta.

Os passos que o programa de análise de imagens percorre é o seguinte:

- Leitura das imagens em 256 níveis de cinza em formato TIF (Tagged Image File);
- Normalização do histograma;
- Transformação da imagem original em uma outra imagem de duas cores apenas: branco e preto;



- Preenchimento do interior dos objetos;
- Eliminação do objetos em contato com os limites da imagem;
- Identificação da imagem;
- Obtenção de informações acerca do diâmetro e forma das bolhas.

Os parâmetros de diâmetro de bolha (Fig. 3.6) são:

- A partir da área preenchida no interior de cada bolha, obtém-se um número de pixels e então uma área métrica correspondente. Então é calculado que diâmetro teria um círculo de mesma área. Esse é o diâmetro equivalente.
- Diâmetros de Fèret máximo e mínimo, que correspondem respectivamente à máxima e à mínima distância entre duas tangentes à bolha perpendiculares e com a mesma inclinação (Fig. 3.7).

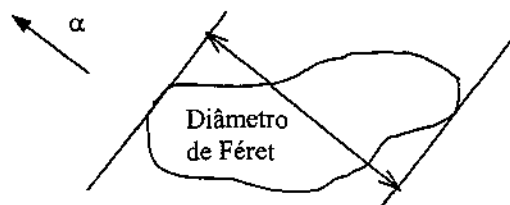
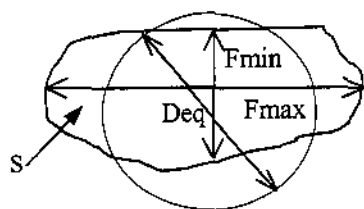


Figura 3.6: Parâmetros de diâmetro.      Figura 3.7: Obtenção dos diâmetros de Fèret.

Os parâmetros de forma:

- A razão  $F_{\max}/D_{eq}$  indica a circularidade da bolha. Caso o objeto seja circular, assume o valor de 1,  $\sqrt{\pi/2}$  se o objeto for quadrado e superior a  $\sqrt{\pi/2}$  se for retangular.
- A razão  $F_{\max}/F_{\min}$  traduz o alongamento do objeto. Tem o valor de 1 se for circular,  $\sqrt{2}$  se quadrado e maior que  $\sqrt{2}$  para objetos retangulares.

### 3.4 Experimentos realizados

A Tabela 3.1 apresenta os experimentos realizados com o água e os com água/butanol, bem como características e observações de cada experimento.

Tabela 3.1: Experimentos realizados com água e água/butanol.

Data	Características	Fotografias	Observações
08/04	Água Espinha de peixe 1 $P_{\text{gás}} = 6 \text{ bar}$	Não	Primeiro ensaio. Familiarização com o piloto.
29/04	Água Espinha de peixe 1 $P_{\text{gás}} = 6 \text{ bar}$	Não	Erros de medida de vazão de gás, pois a linha não mantinha a pressão de 6 bar.
30/04	Água e butanol Espinha de peixe 1 $P_{\text{gás}} = 6 \text{ bar}$	Não	
04/05	Água Espinha de peixe 1	Sim 37 poses	Pressão do gás = 5,5 bar
05/05	Água e butanol Espinha de peixe 1	Sim 37 poses	
27/05	Água Espinha de peixe 2	Sim 37 poses	Rotâmetros recalibrados para $P_{\text{gás}} = 5,5 \text{ bar}$
28/05	Água e butanol Espinha de peixe 2	Sim 37 poses	Varição da vazão de gás de 1.000 até 20.000 L/h
21/06	Água Espinha de peixe 2 Válvula 50% fechada	Não	
19/07	Água Jato único	Não	
20/07	Água e butanol Jato único	Não	

Todos experimentos da segunda etapa foram realizados com o líquido industrial.

Em todos experimentos da segunda etapa foi injetado  $N_2$  para que não ocorresse a reação de oxidação da mistura. A pressão utilizada na injeção do gás foi sempre de 4 bar.

O aquecimento do líquido foi realizado com um trocador de calor localizado entre a saída da perna de recirculação e o distribuidor de gás. Vapores provenientes da evaporação do solução foram condensados em outro trocador de calor acima do separador e retornados de volta ao tanque de armazenamento.

Há uma observação importante a se fazer quanto à abertura da válvula esférica localizada na perna de recirculação, anterior ao “riser” e após o trocador de calor. Foram realizados experimentos com esta válvula em várias posições a fim de ser observar a influência da velocidade de recirculação de líquido. Como esta válvula não possui graduação para controle da vazão, ela era ajustada, por exemplo, a aproximadamente 50% de sua abertura total, e então para se poder reproduzir corretamente esta posição, verificava-se qual era a vazão de líquido, indicada no medidor de vazão ultra-sônico, a uma determinada vazão de gás. Dessa forma, ao se colocar a válvula na posição desejada novamente, fixava-se a vazão de gás e ajustava-se a abertura da válvula até se obter o valor correspondente de vazão de líquido.

A Tabela 3.2 apresenta os experimentos realizados com o sistema orgânico, de forma similar à Tabela 3.1.

Tabela 3.2: Experimentos realizados com o sistema industrial.

Data	Características	Fotografias	Observações
22/11	Espinha de peixe 1 Válvula aberta 50%	Não	T = 28 °C
23/11	Espinha de peixe 1 Válvula aberta 100%	Sim 20 poses	T = 26 °C
24/11	Espinha de peixe 1 Válvula aberta 100%	Não	T = 28 °C
	Espinha de peixe 1 Válvula fechada – Coluna de bolhas	Sim 16 poses	T = 34 °C
25/11	Espinha de peixe 1 Válvula aberta 100%	Sim 36 poses	T = 68 °C
	Espinha de peixe 1 Válvula aberta 25%	Não	T = 70 °C
26/11	Espinha de peixe 1 Válvula aberta 25%	Sim 18 poses	T = 50 °C
	Espinha de peixe 1 Válvula aberta 25%	Sim 18 poses	T = 30 °C
07/12	Espinha de peixe 2 Válvula aberta 25%	Não	T = 30 °C
08/12	Espinha de peixe 2 Válvula aberta 100%	Sim 18 poses	T = 25 °C
	Espinha de peixe 2 Válvula fechada – Coluna de bolhas	Sim 16 poses	T = 30 °C

### 3.5 Tratamento de dados

#### 3.5.1 Altura do líquido

Os experimentos foram realizados a diferentes alturas de líquido, sempre pelo menos 10 cm acima da placa do separador. Nessas condições, a influência da altura de líquido é desprezível.

### 3.5.2 Velocidade de gás

Os parâmetros hidrodinâmicos são apresentados em função da velocidade superficial de gás ( $U_G$ ) no “riser”, que é calculada segundo a expressão (Eq. 3.2):

$$U_G = \frac{Q_G}{\pi D^2/4} \cdot \frac{T}{T_n} \cdot \frac{P_n}{P} \cdot \frac{1}{1 - x_L P_L^{sat}/P} \quad (3.2)$$

na qual  $Q_G$  é a vazão volumétrica do líquido obtido pelo medidor de vazão ultrassônico, calibrado para a temperatura  $T_n$  (298,15 K) e pressão  $P_n$  ( $1,01325 \cdot 10^5$  Pa) normais,  $D$  o diâmetro interno do “riser” (0,23 m),  $T$  a temperatura da coluna e  $P$  a pressão no meio da coluna. O último termo relaciona a influência da evaporação do líquido, a partir de sua fração molar ( $x_L$ ) e pressão de saturação ( $P_L^{sat}$ ). Cálculos desconsiderando a evaporação apresentam 6% de diferença para o calculado conforme a equação acima (ZOU *et al.* 1988; WILKINSON e VAN DIERENDONCK, 1990).

### 3.5.3 Flutuação de sinal

Como descrito na revisão bibliográfica, existem várias formas de identificação do regime hidrodinâmico através da análise de dados de flutuação de sinal. Neste trabalho foram utilizadas a análise estatística, a fractal e a de densidade espectral energética.

Na análise estatística de flutuação de sinal são calculados o segundo, terceiro e quarto momentos da Função Densidade de Probabilidade (Probability Density Function - PDF), respectivamente o desvio padrão, a distorção e a curtose.

O desvio padrão é uma medida do grau de dispersão de valores em torno de uma média. É calculado de acordo com a Eq. 3.3, considerando a população toda.

$$DP[\{x_i\}_{i \leq n}] = \sqrt{\frac{n \sum x_i^2 - (\sum x_i)^2}{n^2}} \quad (3.3)$$

A distorção (Skewness) caracteriza o grau de assimetria de uma distribuição em torno de sua média. Um valor enviesado positivo indica uma distribuição com uma ponta assimétrica que se estende em direção a valores mais positivos. Um valor

enviesado negativo indica uma distribuição com uma ponta assimétrica que se estende em direção a valores mais negativos. É definida como (Eq. 3.4):

$$Skewness[\{x_i\}_{1 \leq i \leq n}] = \frac{n}{(n-1) \cdot (n-2)} \sum_i \left( \frac{x_i - \bar{x}}{\sigma} \right)^3 \quad (3.4)$$

A curtose (Kurtosis) caracteriza uma distribuição em cume ou plana se comparada à distribuição normal. A curtose positiva indica uma distribuição relativamente em cume, indicando o ponto de transição entre os regimes. A curtose negativa indica uma distribuição relativamente plana. É definida como (Eq. 3.5):

$$Kurtosis[\{x_i\}_{1 \leq i \leq n}] = \frac{n \cdot (n+1)}{(n-1) \cdot (n-2) \cdot (n-3)} \sum_i \left( \frac{x_i - \bar{x}}{\sigma} \right)^4 - \frac{3 \cdot (n-1)^2}{(n-2) \cdot (n-3)} \quad (3.5)$$

A análise fractal é feita calculando-se o coeficiente de Hurst.

A escala normalizada de Hurst (R/S) pode ser calculada através dos seguintes passos (BRIENS *et al.*, 1997):

1. Dividir a série em N intervalos de comprimento  $\tau$  chamados de subperíodos.

2. Para cada subperíodo k:

(i) Calcular o sinal médio (Eq. 3.3.6):

$$\overline{x_k} = \frac{1}{\tau} \int_k^{k+\tau} x(t) dt \quad (3.6)$$

(ii) Calcular o desvio padrão do sinal (Eq. 3.7):

$$S_k = \left[ \frac{1}{\tau} \int_k^{k+\tau} (x(t) - \overline{x_k}) dt \right]^{1/2} \quad (3.7)$$

(iii) Calcular o acúmulo do desvio em relação à média (Eq. 3.8):

$$X_k(t) = \int_k^{k+\tau} (x(u) - \overline{x_k}) du \quad (3.8)$$

(iv) Calcular a escala  $R_k$  (Eq. 3.9):

$$R_k = \max_{0 \leq t \leq \tau} X_k(t) - \min_{0 \leq t \leq \tau} X_k(t) \quad (3.9)$$

(v) Fazer a normalização da escala  $(R/S)_k$  (Eq. 3.10):

$$(R/S)_k = R_k/S_k \quad (3.10)$$

3. Obter a média da escala normalizada  $(R/S)_k$  para os  $N$  subperíodos (Eq. 3.11):

$$(R/S)_\tau = \frac{1}{N} \sum_{k=1}^N (R/S)_k \quad (3.11)$$

Repetindo este procedimento para diferentes subperíodos, obtém-se a variação de  $(R/S)_\tau$  com  $\tau$ . Então o coeficiente de Hurst é obtido pela Eq. 3.3.12:

$$(R/S)_\tau \propto \tau^H \quad (3.12)$$

Outra forma de determinação do regime pelos dados de flutuação de pressão é através das transformadas de Fourier. Essa forma de identificação não precisa de valores de flutuação de pressão a várias vazões diferentes, como nos casos anteriores, podendo a determinação ser feita a partir de uma única vazão. De forma simplificada, para o regime homogêneo aparece um pico em uma frequência menor que 1 Hz e para o turbulento, aparece um pico em 3 Hz, que é visível no gráfico da Densidade Espectral Energética (DSE), que matematicamente corresponde ao quadrado da transformada de Fourier da flutuação de pressão. A flutuação de pressão é o valor do sinal menos o valor da média (DRAHOŠ *et al.*, 1991). Têm-se então (Eq. 3.13):

$$\begin{aligned} DSE &= (F(x))^2 \\ F(x) &= \int_{-\infty}^{+\infty} x(t) \cdot \exp(-j \cdot 2\pi f \cdot t) dt \end{aligned} \quad (3.13)$$

### 3.6 Considerações

Os experimentos planejados foram executados adequadamente e os instrumentos apresentação boa precisão e exatidão.

O tratamento dos dados previsto foi realizada, permitindo a análise e interpretação dos dados.



## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

*“Duvidar de tudo ou crer em tudo. São duas soluções igualmente cômodas, que nos dispensam, ambas, de refletir.”*

*Henri Poincaré*

### 4.1 Introdução

Os resultados obtidos serão apresentados buscando-se uma forma didática, para se facilitar a compreensão e busca mais objetiva por parte do leitor: começando pelos parâmetros hidrodinâmicos, são apresentados os resultados diretos dos experimentos, que são a taxa de aeração, velocidade de líquido e diâmetro de bolhas. A seguir, é feito um parêntese no qual são apresentados os resultados da identificação de regime e de transição de regime hidrodinâmico. De posse desses dados, parte-se então para a modelagem hidrodinâmica e seus resultados, propriamente ditos.

### 4.2 Parâmetros hidrodinâmicos

#### 4.2.1 Taxa de aeração e Velocidade de líquido

Como a taxa de aeração está estreitamente relacionada à velocidade de líquido, os resultados obtidos nos experimentos serão apresentados conjuntamente, facilitando a compreensão dos fenômenos.

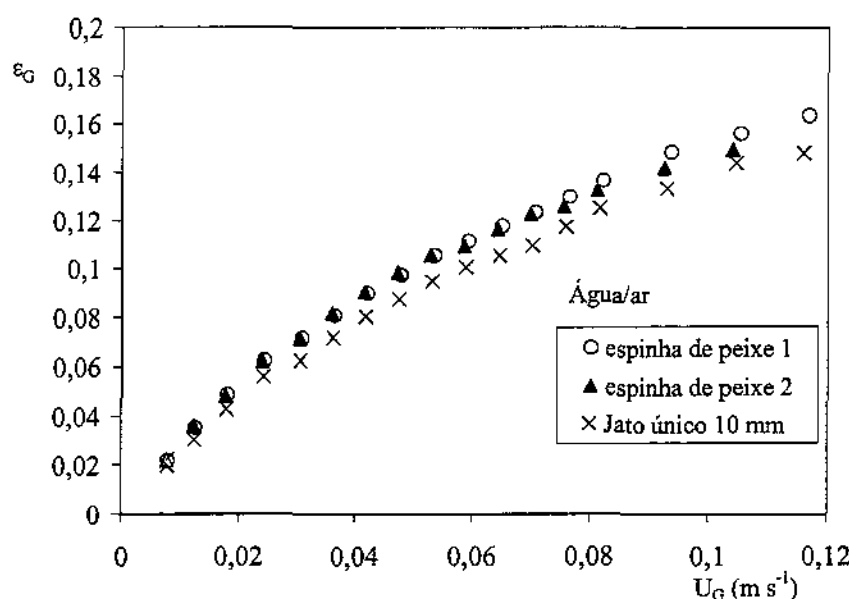
*Sistema ar/água*

Figura 4.1: Taxa de aeração para diferentes distribuidores para o sistema ar/água.

Observa-se na Fig. 4.1 que, para o sistema ar/água, há pouca diferença entre os distribuidores espinha de peixe e que a diferença entre os tipos de distribuidor (espinha de peixe e jato único) também não é muito acentuada, devido a recirculação de líquido. Para o jato único, a taxa de aeração é menor, pois a distribuição de ar na coluna não é boa como quando se utiliza os outros distribuidores. De fato, verifica-se que existe diferença entre os distribuidores mesmo que pequena, sendo os resultados coerentes com a velocidade de líquido obtida nos ensaios. Esses resultados apresentaram muito boa reprodutibilidade, e erros de medidas são consideráveis apenas para as velocidades de líquido muito altas, nos quais o erro de leitura dos rotâmetros é maior. Os erros de medidas de pressão são desprezíveis. Essas considerações sobre erros de medida se aplicam para todos as medidas de velocidade de gás e de pressão.

Através da Figura 4.2, verifica-se uma boa conformidade entre o observado e o esperado. A primeira seção corresponde a um terço do comprimento total do reator, a partir de sua base, e assim por diante.

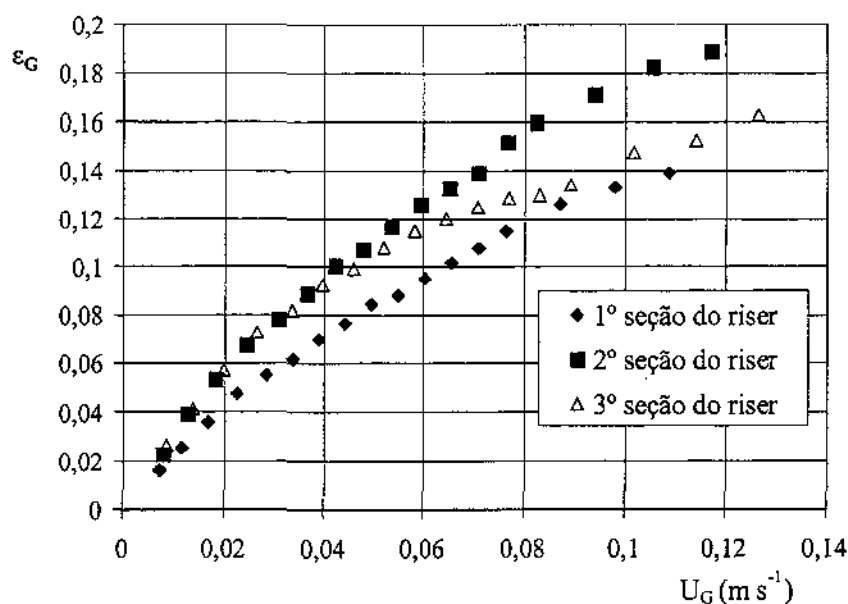


Figura 4.2: Taxa de aeração em função da velocidade de gás nas diferentes seções do “riser” para o distribuidor espinha de peixe 1 para o sistema ar/água.

Conforme se aumenta a altura de um ponto de referência no “riser”, verifica-se que há um aumento na taxa de aeração devido aos efeitos da diminuição da pressão, o que provoca a expansão do volume das bolhas, aumentando assim a taxa de aeração. Para a terceira região do “riser”, esse efeito é minimizado devido ao efeito de coalescência das bolhas na região de desengate das bolhas no separador, principalmente a altas vazões, situação em que a energia das bolhas é maior.

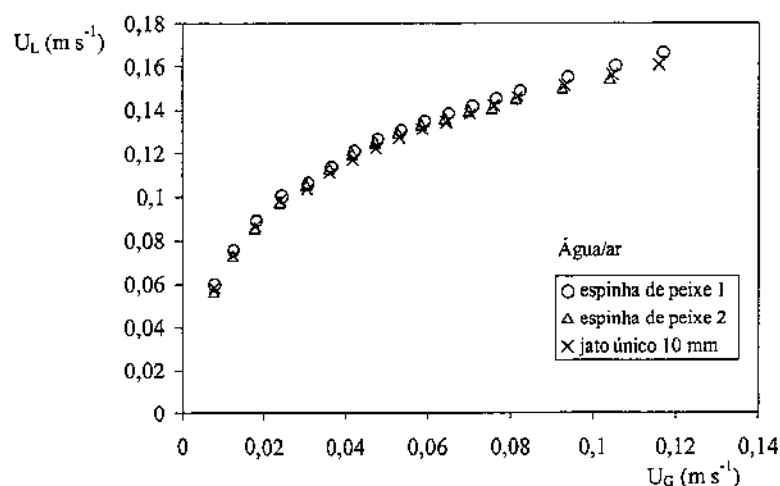


Figura 4.3: Velocidade de recirculação de líquido em função da velocidade de gás para o distribuidor espinha de peixe 1 para o sistema ar/água.

Observa-se na Fig. 4.3 que para os diferentes distribuidores obtém-se a mesma velocidade de líquido em função da velocidade de gás, apresentando comportamento similar à taxa de aeração, como se esperava.

#### *Sistema ar/água-butanol*

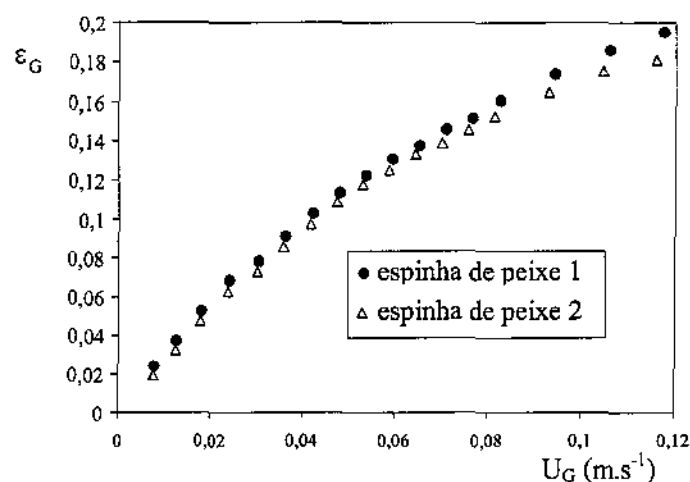


Figura 4.4: Taxa de aeração para diferentes distribuidores para o sistema ar/água-butanol.

A partir da Fig. 4.4 pode observar que em um sistema inibidor de coalescência os efeitos da diferença de distribuidores são maiores, pois o distribuidor espinha de peixe 1 provoca uma maior taxa de aeração.

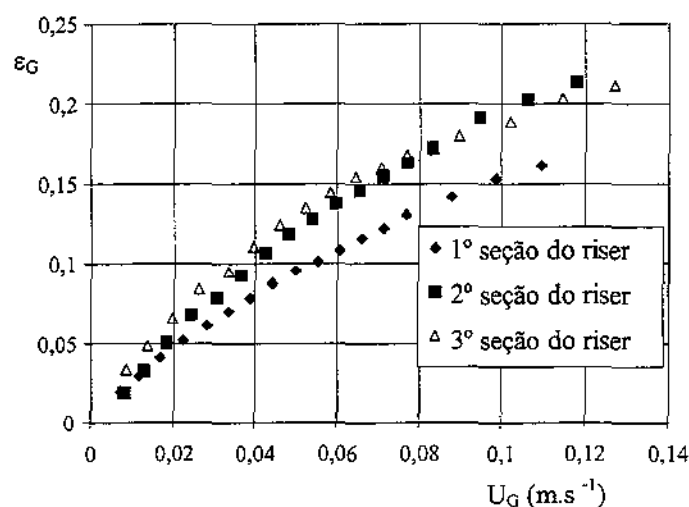


Figura 4.5: Taxa de aeração em função da velocidade de líquido nas diferentes seções do "riser" para o distribuidor espinha de peixe 1 para o sistema ar/água-butanol.

Pode-se notar que o efeito observado na terceira região do “riser” do outro sistema é bem menos evidenciado no caso de um sistema inibidor de coalescência, a partir da observação da Fig. 4.5.

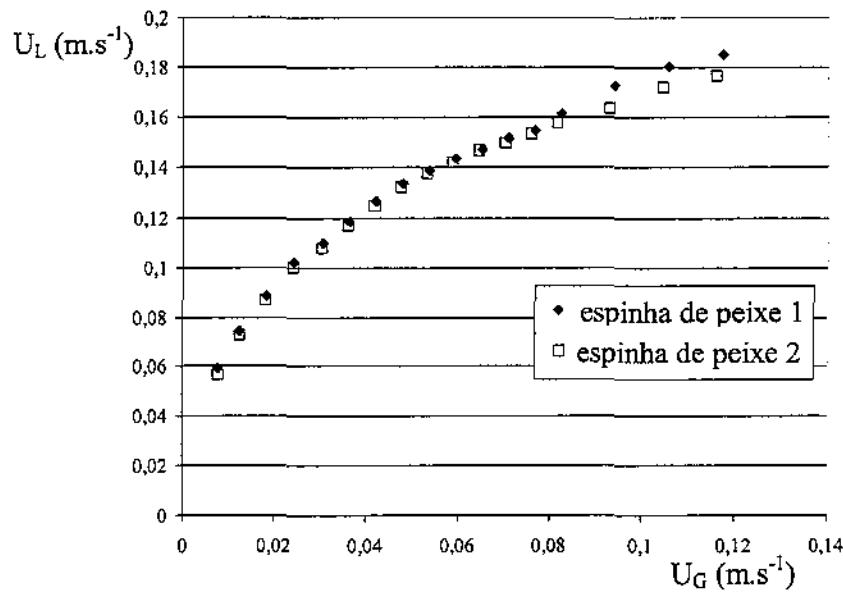


Figura 4.6: Velocidade de recirculação de líquido em função da velocidade de gás para o distribuidor espinha de peixe 1 para o sistema ar/água-butanol.

De forma semelhante à Fig. 4.4, observa-se na Fig. 4.6 que os dois distribuidores espinha de peixe não apresentam diferenças significativas na velocidade de líquido.

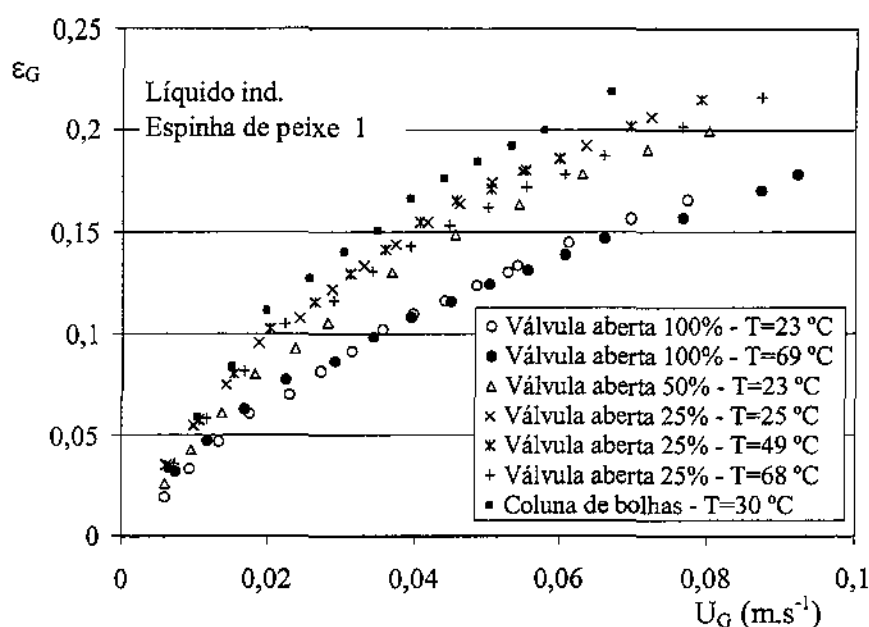
Sistema  $N_2$ /líquido industrial

Figura 4.7: Taxa de aeração para diferentes configurações de abertura de válvula. Sistema  $N_2$ /líquido industrial.

Quando a velocidade de recirculação de líquido é menor devido à maior restrição na válvula, observa-se uma maior taxa de aeração, como era de se esperar e se comprova ao observar a Fig. 4.7, pois dessa forma a velocidade de subida das bolhas é relativamente menor. Uma maior recirculação de líquido arrasta as bolhas com maior velocidade causando a diminuição do tempo de permanência das bolhas na coluna e consequentemente a diminuição da taxa de aeração. Verifica-se que quando a coluna não possui recirculação de líquido, ou seja, quando opera como uma coluna convencional, a taxa de aeração é maior, pois não há o efeito de arraste das bolhas, que então passam um tempo maior dentro da coluna. A partir da Fig. 4.7 também pode-se concluir que a variação de temperatura pode ser desconsiderada quando a vazão de líquido é maior, pois a taxa de aeração é equilibrada pela velocidade de líquido. Porém, quando é maior a perda de carga e a vazão de recirculação de líquido é menor, as temperaturas mais altas causam uma menor taxa de aeração. Este fenômeno se deve ao fato das bolhas serem maiores, provavelmente devido à evaporação do líquido. Sendo as bolhas maiores, sua velocidade de subida é maior, fazendo com que elas permaneçam por um

intervalo de tempo menor dentro da coluna. A hipótese de aumento do diâmetro das bolhas ser maior devido à evaporação do líquido é reforçada ao se observar a variação da pressão de saturação líquido industrial em função da temperatura, como é mostrado na Fig. 4.8. Verifica-se que a influência da temperatura é bem maior ao se variar de 50 °C para 70 °C do que quando se varia de 30 °C para 50 °C. E é no primeiro caso que se observa maior diferença de taxa de aeração (BHAGA *et al.*, 1971, WILKINSON *et al.*, 1992, OTAKE *et al.* 1977).

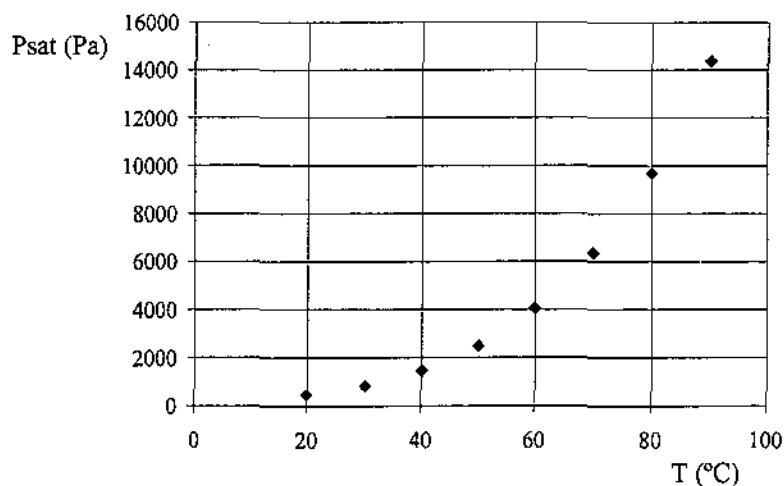


Figura 4.8: Pressão de saturação do componente principal da mistura líquida industrial em função da temperatura.

Outra hipótese seria que com o aumento de temperatura, o sistema passaria a não apresentar comportamento não-coalescente. Ao se aumentar a temperatura, modifica-se a tensão superficial ( $\theta$ ) de cada componente. Na Figura 4.9 é apresentado um gráfico que mostra que a relação entre a tensão superficial e a temperatura é linear, apontando para taxas de aeração maiores, pois favoreceria o comportamento não-coalescente. Mas este não é o comportamento da variação da taxa de aeração com a temperatura, pois a taxa de aeração é menor, o que indica que o sistema já é perfeitamente não-coalescente e que a diferença de tensão superficial neste caso, com uma mistura de baixa viscosidade, não interfere. Os dados foram calculados a partir da teoria de contribuição de grupos e apresentam erro de no máximo 3%.

Existe ainda a contribuição devido à expansão causada pela temperatura.

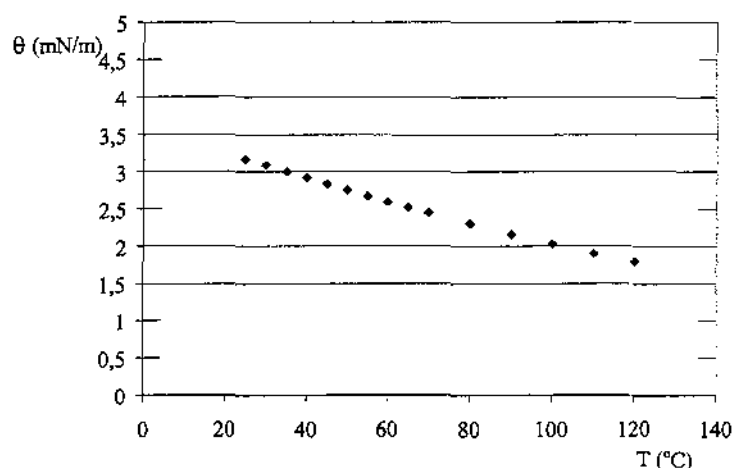


Figura 4.9: Variação entre a tensão superficial do componente principal da mistura líquida industrial e a do componente secundário com a temperatura.

A variação da taxa de aeração é apresentada na Fig. 4.10 em função do tipo de distribuidor, abertura da válvula e modo de operação (reator “air-lift” ou coluna de bolhas), sob a mesma condição de temperatura.

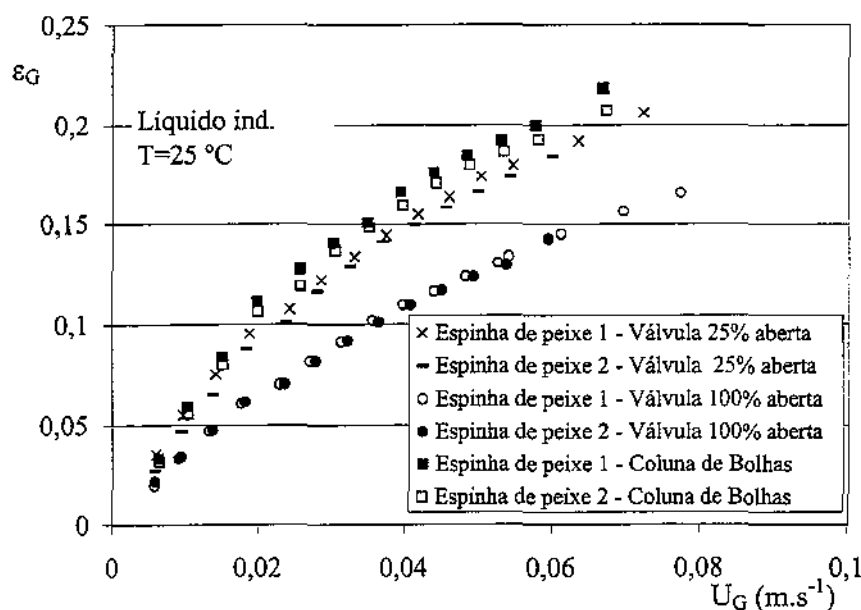


Figura 4.10: Comparação entre as taxas de aeração obtidas sob várias condições na mesma temperatura. Sistema N<sub>2</sub>/líquido industrial.

Observa-se que o tipo de distribuidor possui maior influência no caso de se operar como uma coluna de bolhas, pois a recirculação de líquido no reator “air-lift” minimiza as diferenças entre os distribuidores.



A velocidade de líquido para este sistema é mostrada na Fig. 4.11.

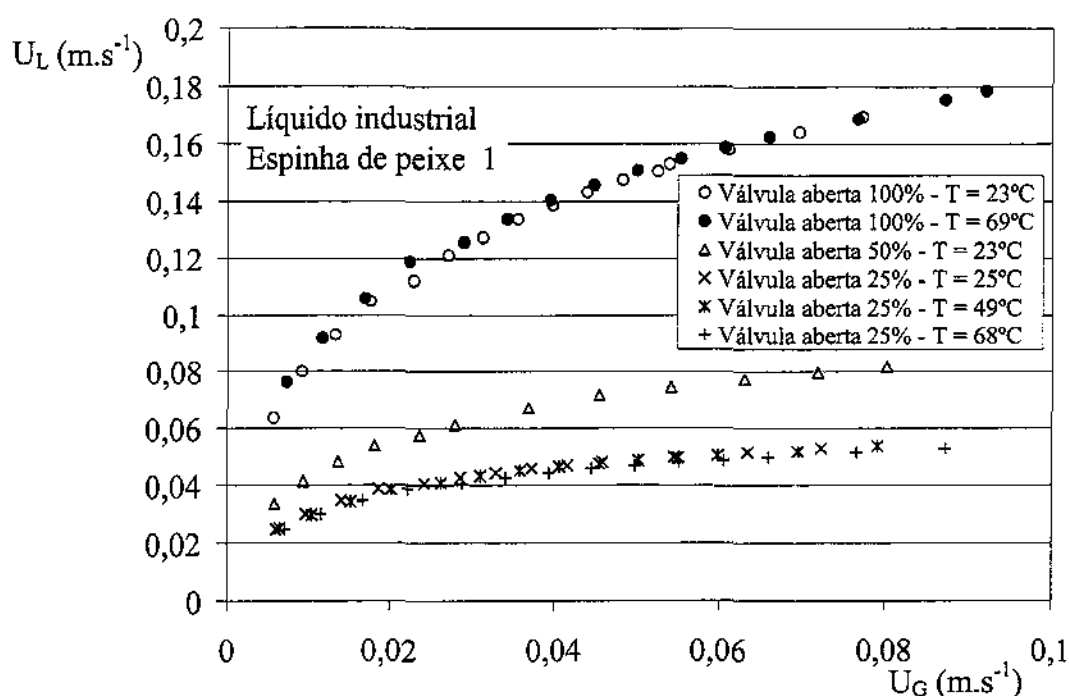


Figura 4.11: Velocidade de líquido em função da velocidade de gás para várias temperaturas e configurações de abertura de válvula. Sistema  $N_2$ /líquido industrial.

#### *Comparação entre os sistemas*

Verifica-se na Fig. 4.12 que a taxa de aeração para o líquido industrial, que é totalmente inibidor de coalescência, é maior que para os outros sistemas, que apresentam coalescência. A velocidade de líquido, como é estreitamente relacionada, segue o mesmo padrão.

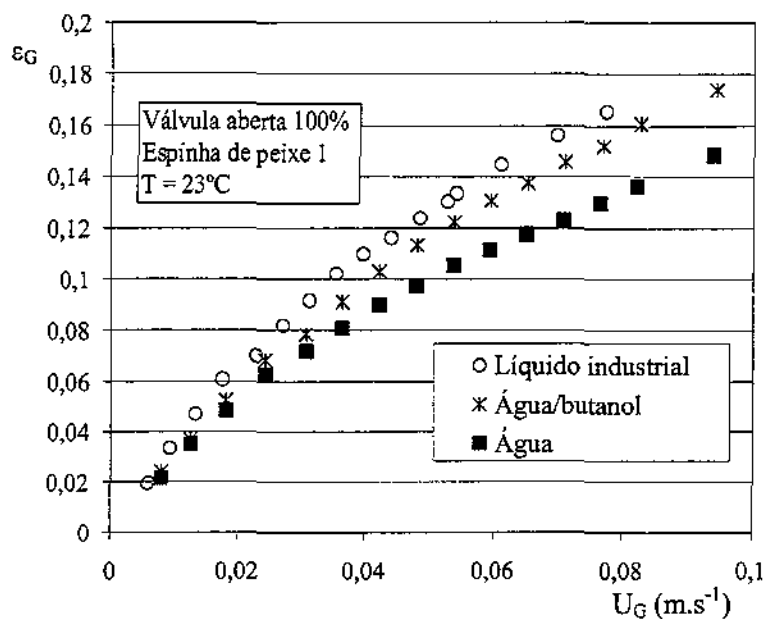


Figura 4.12: Comparação entre a taxa de aeração dos diferentes sistemas líquidos.

Uma comparação entre as velocidades de líquido dos diferentes sistemas pode ser vista na Fig. 4.13. É de fato coerente com a Fig. 4.12, pois para uma maior taxa de aeração, espera-se uma maior taxa de recirculação de líquido, pois a diferença de densidade entre o “riser” e o “downcomer” é maior.

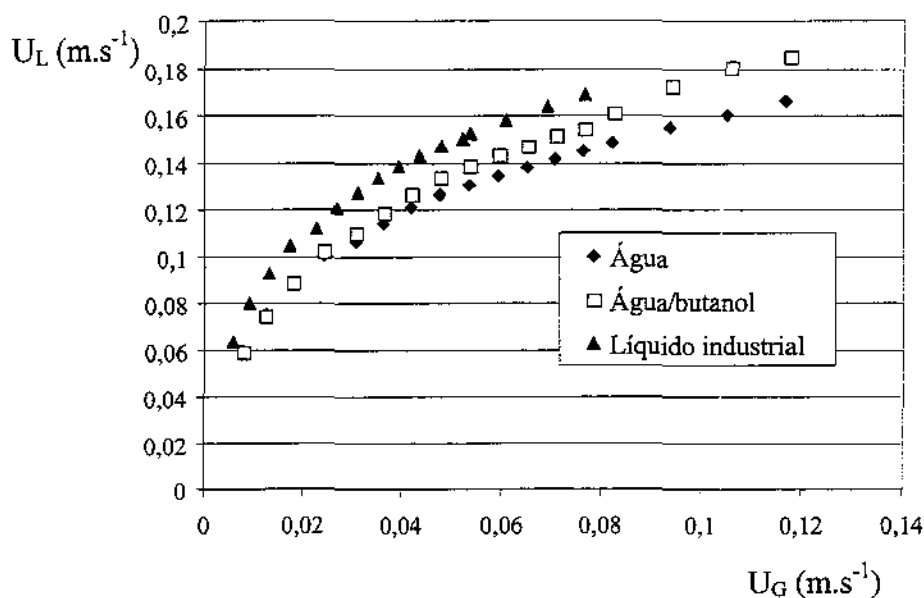


Figura 4.13: Comparação entre a velocidade de líquido dos diferentes sistemas líquidos.

### 4.2.2 Diâmetro de bolhas

O diâmetro das bolhas interfere na taxa de aeração, pois a velocidade de subida das bolhas é diretamente proporcional ao diâmetro, ou seja, maior o diâmetro, maior a velocidade de subida das bolhas e menor a taxa de aeração.

Tem-se na Figura 4.14 um exemplo de fotografia de bolhas antes e a mesma fotografia após o tratamento para a análise. No canto esquerdo de cada fotografia há uma escala milimetrada, com marcas mais grossas a cada 5 mm. É importante lembrar que as fotos são representativas dos fenômenos na parede do “riser”.

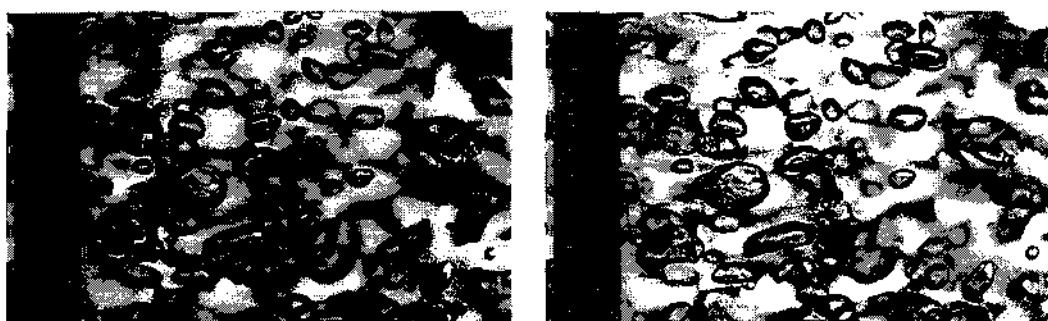


Figura 4.14: Imagens de bolhas antes (da esquerda) e após tratamento (as bolhas foram circuladas no programa Paint Shop Pro 4.11. Sistema ar/água-butanol.

#### Sistema ar/água

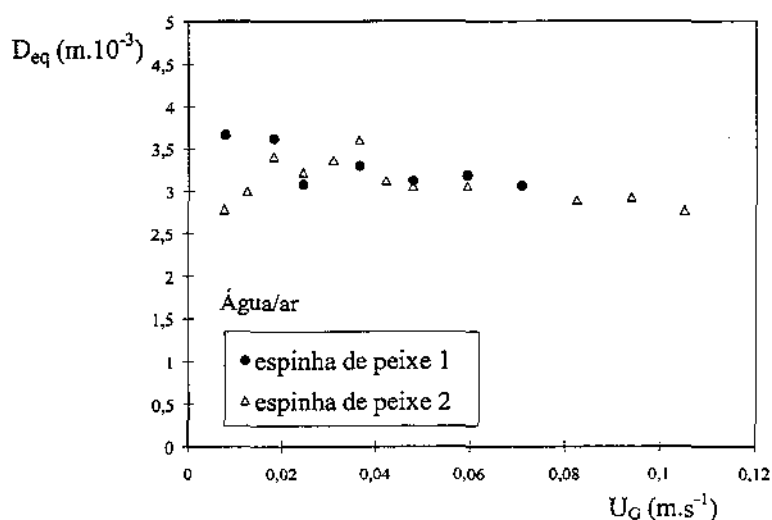


Figura 4.15: Diâmetros equivalentes de bolhas em função da velocidade de gás para diferentes distribuidores. Sistema ar/água.

Pela Figura 4.15 observa-se que no caso do distribuidor de menor número de furos (espinha de peixe 1) tem-se um valor médio para o diâmetro equivalente. No caso do distribuidor de maior número de furos, a energia de entrada de gás é melhor distribuída e assim, em uma pequena faixa de vazão de gás, verifica-se um aumento linear no diâmetro em relação à velocidade de gás, caracterizando um regime de formação de bolhas contínuas. Para maiores velocidades, passa-se ao regime de jato, como no distribuidor anterior, provocando uma diminuição no diâmetro das bolhas, tendendo a um diâmetro médio.

Na Fig. 4.16 é apresentada uma comparação entre os diâmetros de Fèret e diâmetros equivalentes, mostrando que é pequena a diferença entre os diâmetros calculados pelo programa de análise de imagens, podendo-se então aceitar os diâmetros como sendo iguais.

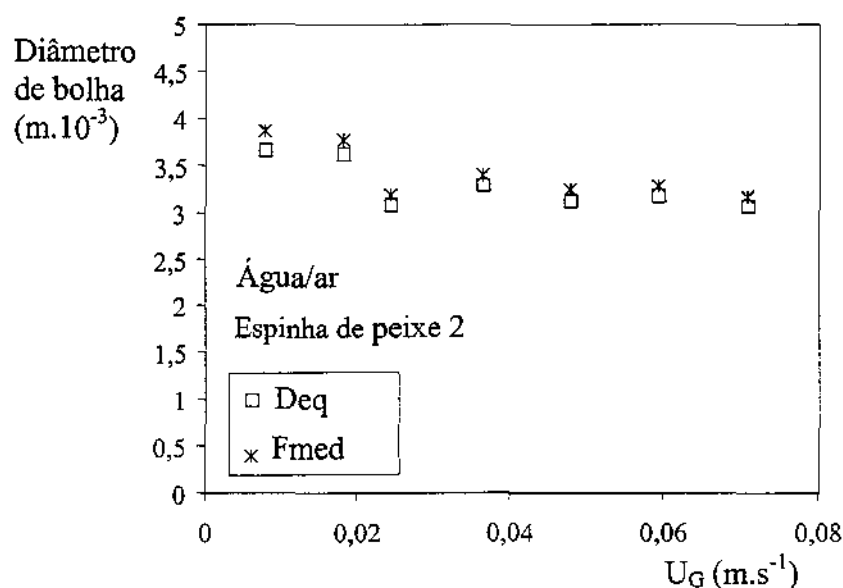


Figura 4.16: Comparação entre os diâmetros de Fèret e diâmetros equivalentes de bolhas em função da velocidade de gás para diferentes distribuidores. Sistema ar/água.

Um exemplo de distribuição percentual do tamanho de bolhas para algumas vazões de ar pode ser observado na Figura 4.17. Os tamanhos de bolhas estão agrupados em grupos de variação de tamanho de 1 mm, indo de 1,5 a 9,5 mm, havendo portanto oito grupos. Assim, ao se ler no gráfico no eixo x o valor 4, corresponde ao grupo com variação de tamanho de 4,5 a 5,5 mm. Pode-se notar que

para uma baixa vazão, obtém-se uma curva tipo a bimodal e que aumentando-se a vazão de ar, tende-se a apresentar bolhas com tamanho mais uniforme.

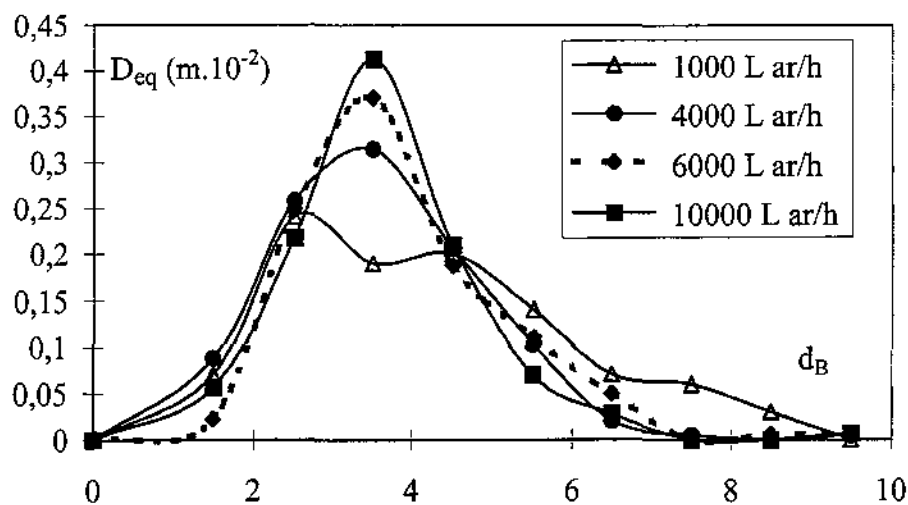


Figura 4.17: Distribuição de tamanho de bolhas. Sistema ar/água.

#### *Sistema ar/água-butanol*

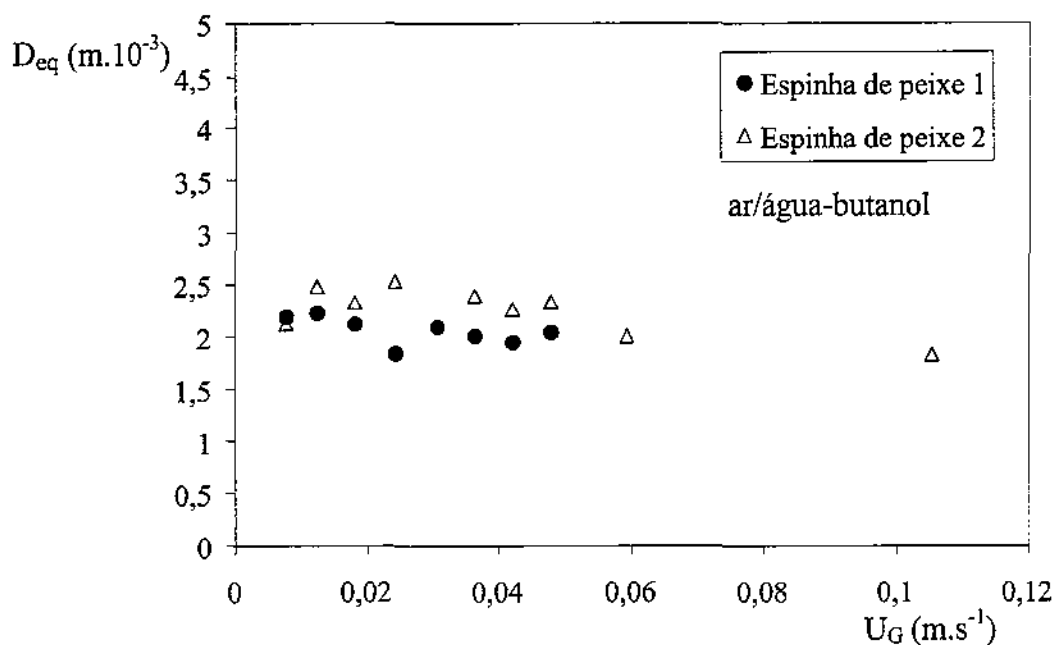


Figura 4.18: Diâmetro equivalentes de bolhas em função da velocidade de gás para diferentes distribuidores. Sistema ar/água-butanol.

Na Figura 4.18 são apresentados os diâmetros equivalentes médios para o sistema ar/água-butanol, verificando-se que estes são menores que para o sistema ar/água, devido ao comportamento não-coalescente da mistura.

Na Figura 4.19 são mostradas algumas distribuições de tamanho de bolhas para o sistema ar/água-butanol. As distribuições neste caso são mais uniformes que para o sistema ar/água. Da mesma forma que na Fig. 4.17, os tamanhos de bolhas estão agrupados em grupos de variação de tamanho de 1 mm, indo de 1,5 a 9,5 mm, havendo então oito grupos. Assim, ao se ler no gráfico no eixo x o valor 4, corresponde ao grupo com variação de tamanho de 4,5 a 5,5 mm.

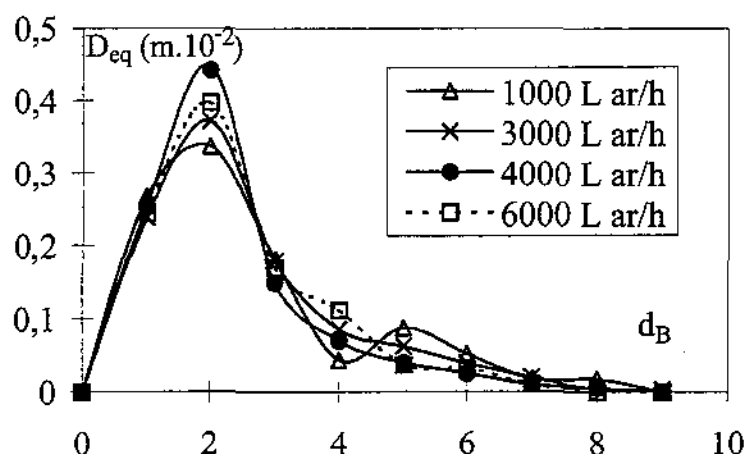


Figura 4.19: Distribuição de tamanho de bolhas. Distribuidor espinha de peixe 1 e sistema ar/água-butanol.

#### *Sistema $N_2$ /líquido industrial*

É apresentada na Figura 4.20 a influência da velocidade de líquido sobre o diâmetro das bolhas para o sistema  $N_2$ /líquido industrial, utilizando-se o distribuidor espinha de peixe 1. Observa-se que, quanto maior a velocidade de líquido (válvula totalmente aberta), maior o diâmetro de bolhas. Esta observação concorda com a taxa de aeração correspondente, pois sendo menores o diâmetro de bolhas e a velocidade de líquido, maior a taxa de aeração.

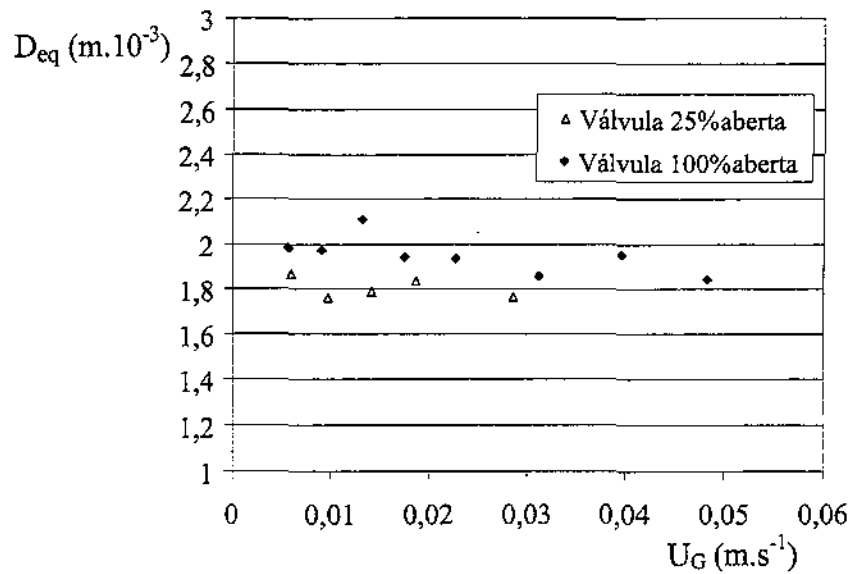


Figura 4.20: Diâmetro equivalente de bolhas em função da velocidade de gás para diferentes aberturas de válvula. Sistema N<sub>2</sub>/líquido industrial e distribuidor espinha de peixe 1.

A Figura 4.21 mostra a influência da temperatura sobre o diâmetro das bolhas. Além do efeito de expansão do gás, o efeito de evaporação é o que possui maior contribuição, como anteriormente mencionado e mostrada a variação da pressão de vapor (Fig. 4.8).

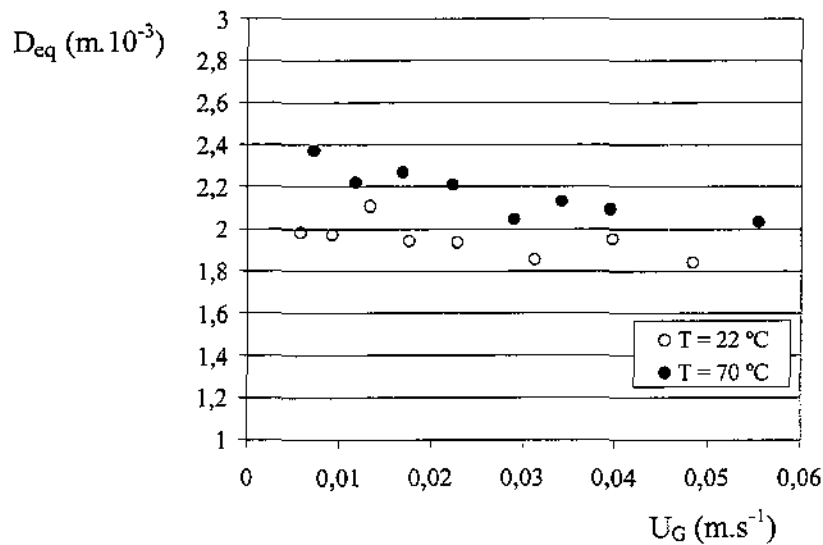


Figura 4.21: Diâmetro equivalentes de bolhas em função da velocidade de gás para diferentes temperaturas. Sistema N<sub>2</sub>/líquido industrial e distribuidor espinha de peixe 1.

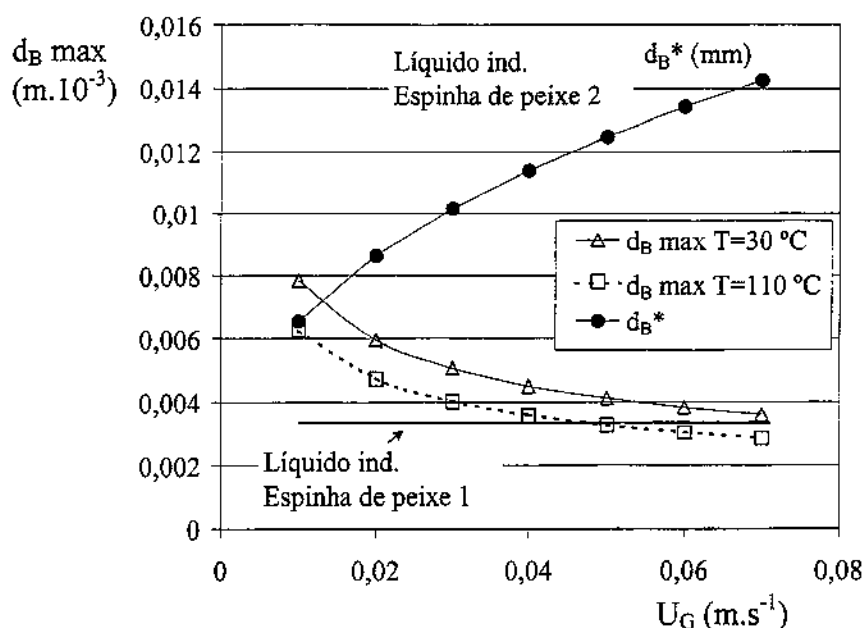


Figura 4.22: Diâmetros teóricos formados ( $d_B^*$ ) e diâmetros máximos estáveis ( $d_{B\max}$ ) para distribuidor espinha de peixe e diâmetro médio para o distribuidor espinha de peixe 1.

O diâmetro de bolhas pode ser calculado por uma correlação que tem a forma apresentada na Eq. 4.1, válida para  $Re_0 > 5000$ , apresentando um erro médio de 5%. Os parâmetros  $a$ ,  $b$  e  $c$  são constantes reais.

$$d_B = a \cdot \varepsilon_G^{-b} \left( \frac{P(l)}{P} \cdot \frac{T}{T_n} \cdot \frac{l}{1 - x_{li} P_{li}^{sat} / P} \right)^c \quad (4.1)$$

O distribuidor espinha de peixe 1, que possui menor número de orifícios, opera em regime de transição e de jato, apresentando assim uma distribuição de tamanho de bolhas menor. O outro distribuidor, espinha de peixe 2, opera em regime de formação contínua de bolhas, formando assim muitas bolhas relativamente grandes, o que provoca diminuição da taxa de aeração, mas que possuem grande energia cinética e por isso são instáveis na coluna, quebrando-se e formando também bolhas muito pequenas. Dessa forma, a distribuição de tamanho de bolhas é maior. A Figura 4.22 apresenta curvas que mostram a evolução do diâmetro de bolhas no sistema líquido formadas no distribuidor ( $d_B^*$ ) espinha de peixe 2 e os diâmetros máximos estáveis ( $d_{B\max}$ ) na coluna a duas diferentes temperaturas



(LIN, TSUCHIYA e FAN, 1998). A linha inferior indica aproximadamente o diâmetro médio das bolhas dentro da coluna formadas com o distribuidor espinha de peixe 1 observados experimentalmente. Essas primeiras curvas são teóricas, mas são condizentes com o observado, ou seja, realmente se verifica para o distribuidor espinha de peixe 2 uma maior distribuição de tamanho de bolhas e que ele opera em regime de bolhas contínuas, não possuindo também uma distribuição de energia igual em todos os furos. Essas diferenças reforçam a preferência por se utilizar industrialmente um distribuidor que opera em regime de jato.

### 4.3 Identificação do regime hidrodinâmico

Para a análise estatística, fractal e espectral, foram utilizadas séries de 10.000 pontos da flutuação de sinal de pressão.

A partir das observações preliminares dos resultados, observou-se que a identificação do regime pela variância é o de mais fácil aplicação, devido a sua simplicidade de cálculo e fácil identificação de regime.

#### 4.3.1 Modelo do “drift-flux”

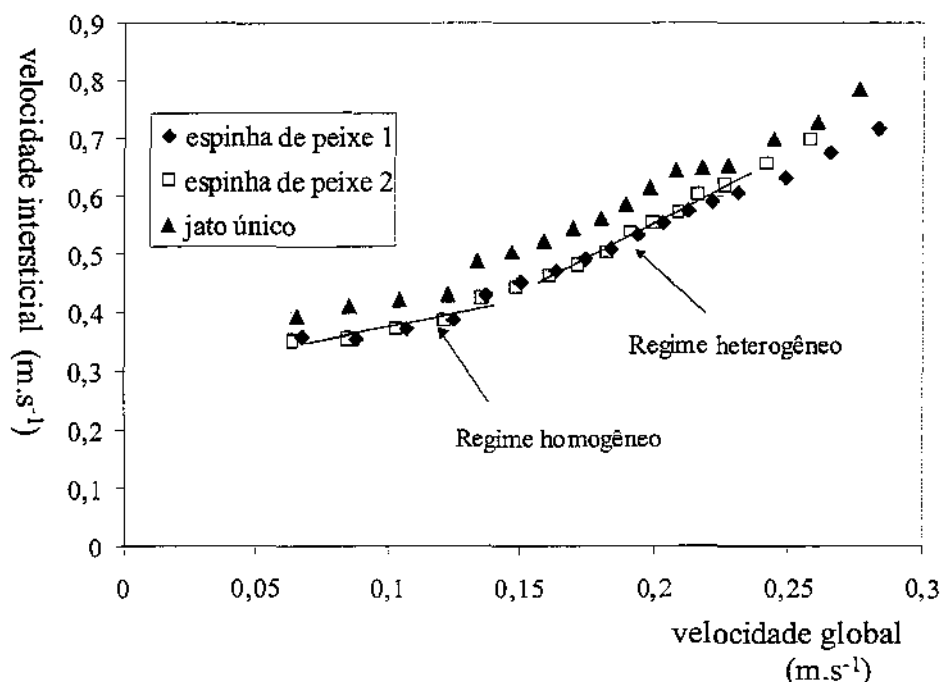


Figura 4.23: Gráfico do “drift-flux”, mostrando a mudança de regime hidrodinâmico. Sistema ar/água.

Na Figura 4.23 os resultados obtidos aplicando-se o conceito de “drift-flux” para o sistema ar/água podem ser vistos e para o sistema ar/água-butanol na Fig. 4.24. Este conceito permite identificar o regime hidrodinâmico a partir da mudança na inclinação da reta do gráfico obtido ao se plotar a velocidade intersticial ( $U_G/\epsilon_G$ ) contra a velocidade global ( $U_G + U_L$ ).

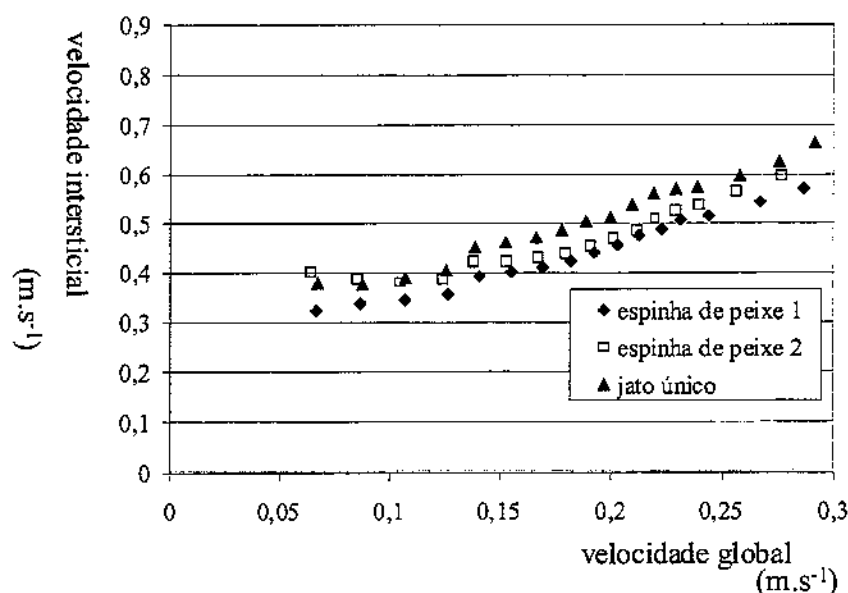


Figura 4.24: Gráfico do “drift-flux”, mostrando a mudança de regime hidrodinâmico. Sistema ar/água-butanol.

#### 4.3.2 Análise estatística

##### Variância

Um exemplo pode ser observado na Figura 4.25, na qual se verifica uma nítida mudança no comportamento da curva, apresentando um ponto de mínimo, que corresponde à mudança de regime hidrodinâmico. No sistema ar/água-butanol, os valores da variância são menores e a transição acontece com velocidades de gás maiores que no sistema ar/água. Ao se utilizar o distribuidor de jato único, observa-se que os valores da variância obtidos são maiores e que a diferença entre valores a baixas velocidades de gás e altas velocidades é menor que para os distribuidores espinha de peixe.

A distorção e a curtose, respectivamente o terceiro e quarto momento da PDF, raramente são calculados porque eles são menos robustos que a variância e exigem grande quantia de dados para se obter algum significado.

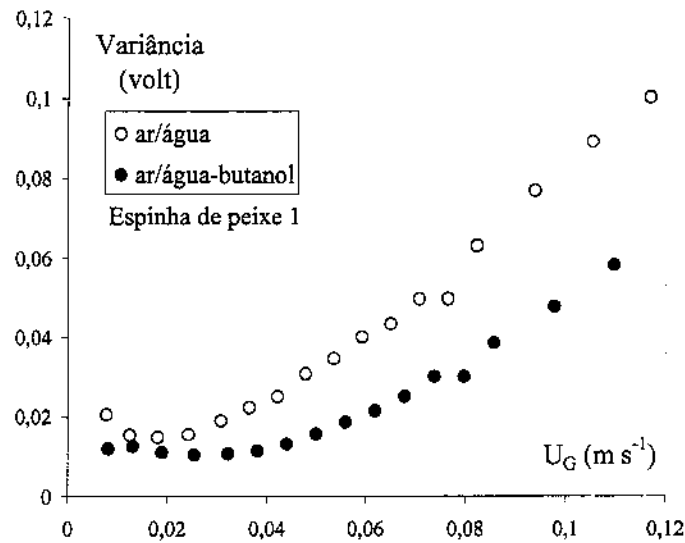


Figura 4.25: Variância da flutuação de pressão em função da vazão de gás.

#### Curtose

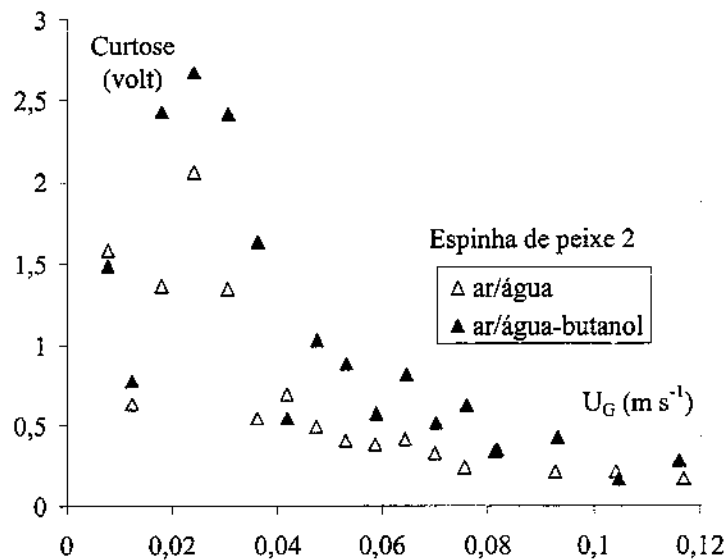


Figura 4.26: Curtose da flutuação de pressão em função da vazão de gás.

Na Fig. 4.26 são apresentados os valores para a curtose para dois sistemas diferentes para o distribuidor espinha de peixe 2. Pode-se observar um pico, que corresponde à mudança de regime hidrodinâmico.

### Distorção

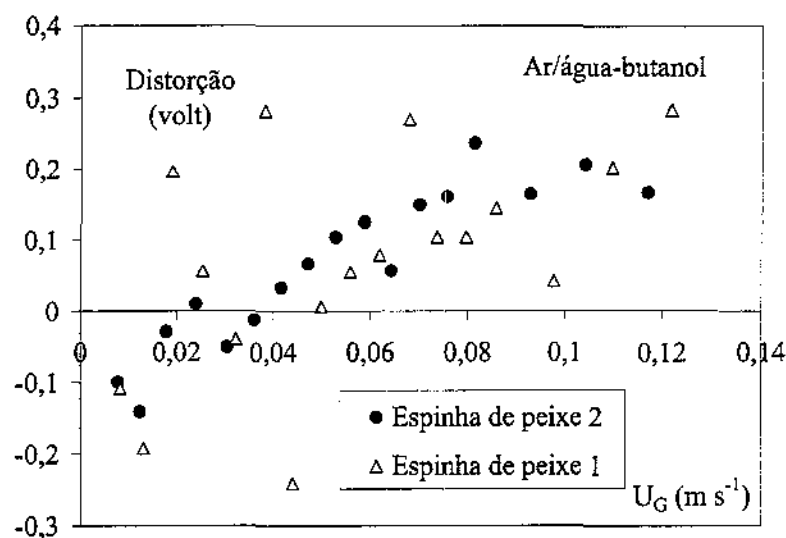


Figura 4.27: Distorção da flutuação de pressão em função da vazão de gás.

Pode-se observar pela Fig. 4.27 que a utilização da distorção não é adequada para a identificação do regime hidrodinâmico, sendo os resultados de difícil interpretação.

### 4.3.3 Coeficiente de Hurst ( $H$ )

Para  $H > 0,5$ , os processos são persistentes, ou seja, exibem tendências a longo prazo: o futuro de uma série de tempo tende a ser semelhante a seu passado. Para  $H < 0,5$  os processos são anti-persistentes, apresentam uma memória de curto prazo: o futuro de uma série de tempo tende a se opor ao seu passado). Nas situações em que  $H = 0,5$ , processos correspondem ao ruído branco, com características gaussianas.

O ponto de transição é caracterizado por um máximo nas curvas. A posição destes máximos está de acordo com os resultados da análise estatística. Com o distribuidor de orifício único, o máximo da curva é menos pronunciado

e é difícil de determinar transições de regime. Com os distribuidores espinha de peixe,  $H$  alcança valores tão alto quanto 0,8 – 0,85, ao passo que com o distribuidor de orifício único,  $H$  nunca passa de 0,7. Isso indica que a taxa de fluxo de gás pequenas, o caráter do fluxo com o distribuidor de orifício único é menos persistente que com os distribuidores espinha de peixe.

Verifica-se na Fig. 4.28 que por este método é de simples identificação a região de mudança de sinal.

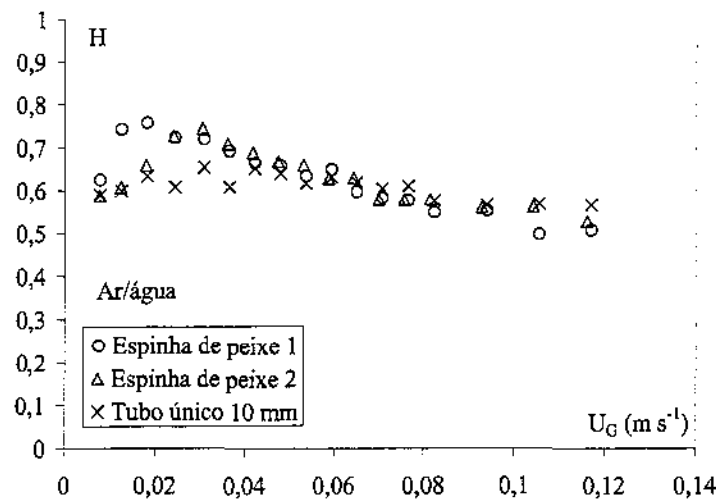


Figura 4.28: Coeficiente de Hurst da flutuação de pressão em função da vazão de gás. Sistema ar/água.

#### 4.3.4 Análise Espectral

Pela análise de flutuação de pressão pela densidade espectral energética pode-se identificar o regime hidrodinâmico. Na Fig. 4.29 é mostrada qual a faixa de eventos causam os picos de frequência.

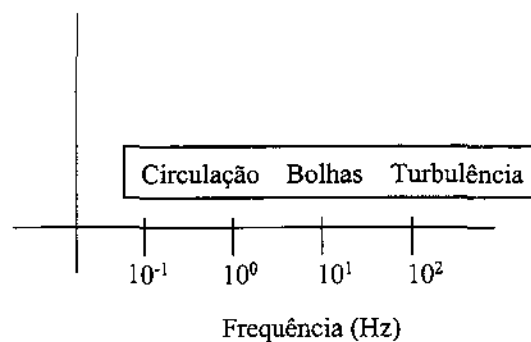


Figura 4.29: Regiões de tipos de causas de pico de frequência.

Exemplos de DSE obtidas são apresentadas na Fig. 4.30.

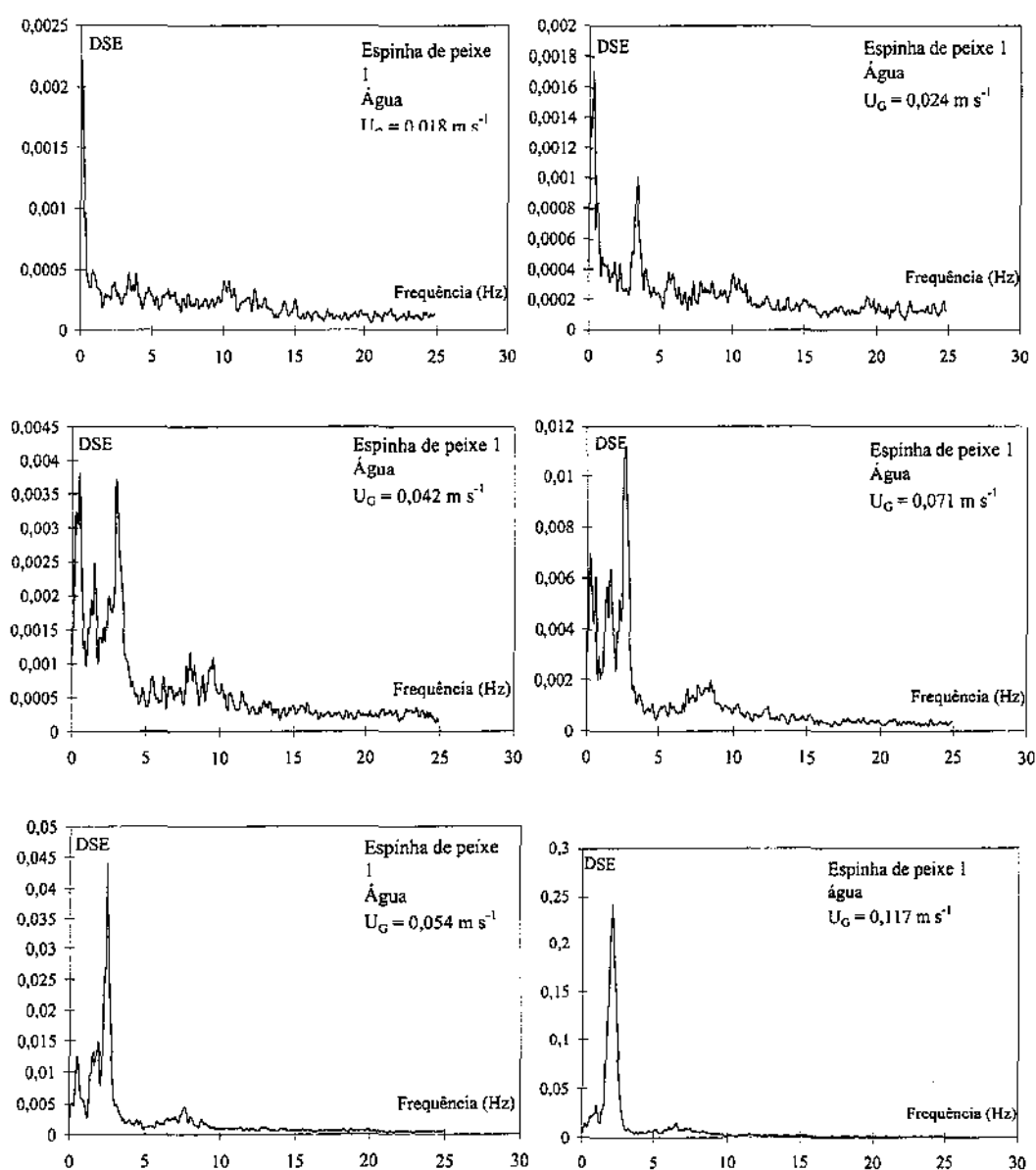


Figura 4.30: Densidade espectral energética para diferentes velocidades de gás.

#### 4.3.5 Resultados e comparação entre as formas de identificação

Dos vários métodos e maneiras de se identificar o regime hidrodinâmico, deve-se destacar a análise estatística pelo cálculo da variância e a análise espectral.

A variância permite que se faça uma fácil identificação do regime pela mudança de inclinação evidente. Também é o parâmetro de cálculo mais rápido.

A densidade espectral energética é de cálculo mais complexo, mas não necessita que se obtenha dados para várias velocidades de gás para a identificação do regime, podendo ser realizada mesmo para uma única velocidade de gás. Portanto, em um reator industrial pode se conhecer o regime sem necessidade de mudança no processo.

Para os sistemas ar/água e ar/água-butanol, foi determinado visualmente o ponto de transição entre os regimes homogêneo e heterogêneo para os distribuidores tipo espinha de peixe e um ponto de transição entre o tipo de interação ao se utilizar o distribuidor de orifício único. Este ponto foi determinado pela comparação do ponto mínimo da curva de variância obtida pela análise estatística com o máximo da análise fractal. Dessa forma, o erro na determinação é de  $0,001 \text{ m.s}^{-1}$  na velocidade de gás injetado. Este valor, apesar de aproximado, fornece um ponto de transição mais confiável do que o método do “drift-flux”, que é mais utilizado.

O ponto de transição é diferente para cada sistema. Para os sistemas ar/água e ar/água-butanol, este ponto está indicado na Tabela 4.1.

Tabela 4.1: Valores de  $U_G$  ( $\text{m.s}^{-1}$ ) de transição de regime hidrodinâmico.

Distribuidor	Tipo de transição	Ar/água	Ar/água-butanol
Esp. de peixe 1	Homogêneo/Heterogêneo	0.020	0.035
Esp. de peixe 2	Homogêneo/Heterogêneo	0.030	0.039
Orifício único	Baixa interação/Alta interação	0.035	0.040

Para o sistema  $\text{N}_2$ /líquido industrial, obteve-se para cada distribuidor espinha de peixe, que são de fato os usados industrialmente, uma correlação para a determinação da velocidade de gás de transição do regime homogêneo para o heterogêneo que corresponde às curvas apresentadas na Fig. 4.31

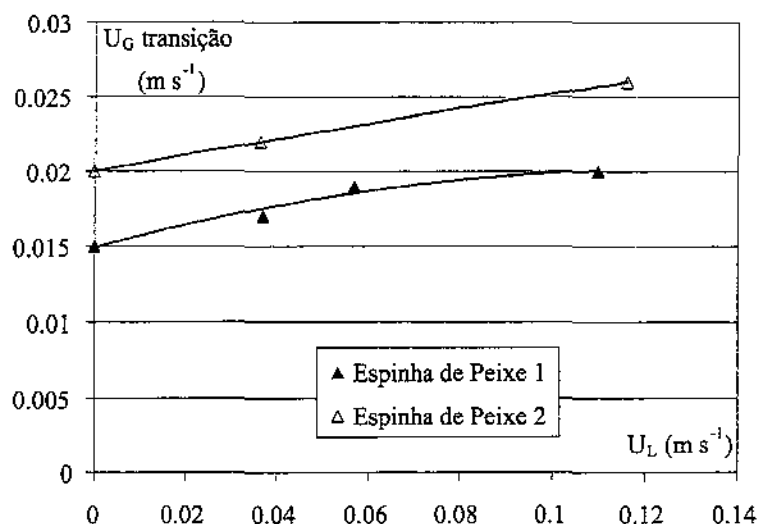


Figura 4.31: Correlações para a determinação da velocidade de gás de transição para diferentes distribuidores.

#### 4.4 Modelagem hidrodinâmica

O modelo hidrodinâmico unidimensional é composto por dois tipos de equações: as baseadas em balanços de quantidade de movimento e energia, que estão aqui apresentadas, e as correlações baseadas no modelo do “drift-flux”, com os parâmetros ajustados, apresentadas no item “4.5 Resultados do modelo”.

##### 4.4.1 Balanço de quantidade de movimento no “riser”

A equação de conservação de quantidade de movimento em um sistema bifásico, considerando as forças de pressão, de atrito e de gravidade, fica (Fig. 4.32 e Eq. 4.2):

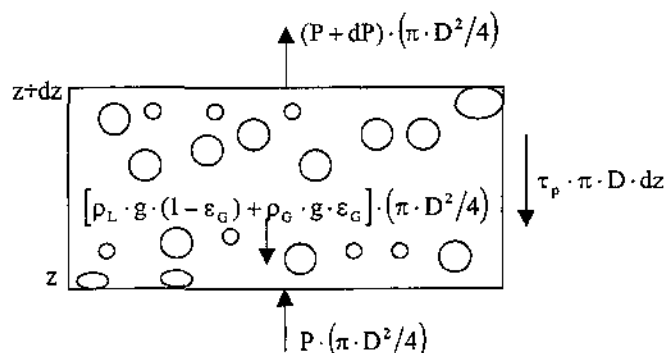


Figura 4.32: Forças agindo no reator.



$$\left(\pi \cdot D^2/4\right) \cdot d\left(\rho_L \cdot (1-\varepsilon_G) \cdot v_L^2 + \rho_G \cdot \varepsilon_G \cdot v_G^2\right) = -dP \cdot \left(\pi \cdot D^2/4\right) - \tau_p \cdot \pi \cdot D \cdot dz - \left[\rho_L \cdot g \cdot (1-\varepsilon_G) + \rho_G \cdot \varepsilon_G\right] \cdot \left(\pi \cdot D^2/4\right) \cdot dz \quad (4.2)$$

com (Eq. 4.3)

$$\tau_p = \frac{f \cdot \rho_L \cdot U_L^2}{2} \cdot \Phi_L^2 \quad (4.3)$$

sendo  $f$  o fator de atrito em uma fase e  $\Phi_L^2$  é o multiplicador difásico, definido como a razão entre a perda de pressão por atrito em monofásico e a perda de pressão por atrito em difásico. WALLIS (1969) propôs uma expressão simples para o multiplicador difásico (Eq. 4.4):

$$\Phi_L^2 = \frac{1}{\varepsilon_L^n} \quad (4.4)$$

com  $n$  variando entre 1,8 e 2,4.

O coeficiente de atrito  $f$  pode ser estimado com a relação de Churchill utilizando o  $Re$  e  $e/D$  (MIDOUX, 1985) (Eq. 4.5):

$$f = 2 \cdot \left( \left( \frac{8}{Re} \right)^{12} + \frac{1}{(A+B)^{3/2}} \right)^{1/12}$$

$$A = \left\{ 2,457 \cdot \ln \left( \left( \frac{7}{Re} \right)^{0,9} + 0,27 \cdot \frac{e}{D} \right)^{-1} \right\}^{16} \quad (4.5)$$

$$B = \left( \frac{37530}{Re} \right)^{16}$$

*Termo de gravidade* (Eq. 4.6)

$$\rho_L \cdot g \cdot (1-\varepsilon_G) = 1000 \times 9,81 \times (1-0,21) = 7750 \text{ Pa.m}^{-1} \quad (4.6)$$

*Termo de atrito (Eq. 4.7)*

$$\begin{aligned} \frac{2 \cdot f \cdot \rho_L \cdot U_L^2}{D} \cdot \Phi_L^2 &= \\ &= \frac{2 \times 0,0047 \times 0,45^2}{0,1} \times \frac{1}{(1 - 0,21)^2} = 30,7 \text{ Pa.m}^{-1} \end{aligned} \quad (4.7)$$

*Termo inercial (Eq. 4.8)*

$$\begin{aligned} \rho_L \cdot U_L^2 \cdot \frac{d}{dz} \left( \frac{1}{1 - \varepsilon_G} \right) &\cong \rho_L \cdot U_L^2 \cdot \frac{d\varepsilon_G}{dz} = \\ &= 1000 \times 0,45^2 \times 0,03 = 6,1 \text{ Pa.m}^{-1} \end{aligned} \quad (4.8)$$

*Perfil de pressão no “riser” (Eq. 4.9)*

$$P(z) = P^* + \int_z^{H_R} \rho_L \cdot g \cdot (1 - \varepsilon_G) \cdot dz + \int_z^{H_R} \frac{2 \cdot f \cdot \rho_L \cdot U_L^2}{D} \cdot \Phi_L^2 \cdot dz \quad (4.9)$$

na qual  $P^*$  é a pressão agindo sobre o separador. O perfil de pressão é função da taxa de aeração e da perda de carga por atrito.

#### 4.4.2 Perda de carga na perna de recirculação

A perda de carga deve-se a duas categorias de problemas associados ao escoamento no reator: a perda por atrito com a parede, chamada de perda linear e a perda por acidentes, como cotovelos e válvulas. A diferença de pressão entre um ponto depois do distribuidor e um ponto antes do distribuidor é dada por (Eq. 4.10):

$$\Delta P_d = P_{dist} - P(1) = \rho_L \cdot g \cdot H_R - K \cdot \rho_L \cdot (Q_L^C)^2 \quad (4.10)$$

na qual  $K$  é o coeficiente global de perda de carga, definido como (Eq. 4.11):

$$K = \sum K_{lin} + \sum K_{sing} \quad (4.11)$$

com (Eq. 4.12)

$$K_{lin} = \frac{32 \cdot f \cdot L}{\pi^2 \cdot D^5} \quad (4.12)$$

e (Eq. 4.13)

$$K_{sing} = \frac{8 \cdot \xi}{\pi^2 \cdot D^4} \quad (4.13)$$

sendo  $\xi$  o coeficiente de perda de carga de acidente (Eq. 4.14):

$$\xi = \frac{\Delta P}{\left( \rho_L \cdot U_L^2 / 2 \right)} \quad (4.14)$$

#### 4.4.3 Balanço energético no distribuidor (Eq. 4.15 e Fig. 4.33)

$$\Delta P_{dist} = P(1) - P_{dist} = \frac{1}{2} \cdot \rho_L \cdot \left[ \left( \frac{U_L(1)}{1 - \varepsilon_G(1)} \right)^2 - v_{Ldist}^2 \right] \quad (4.15)$$

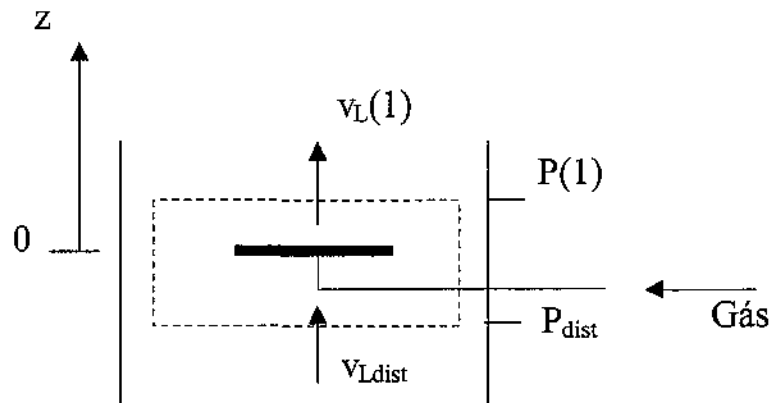


Figura 4.33: Balanço energético no distribuidor.

#### 4.4.4 Forma de resolução do modelo hidrodinâmico

Sendo a taxa de aeração e a velocidade de líquido interdependentes, foi utilizado um método iterativo. As etapas são:

1. Supor um valor para a vazão de recirculação de líquido  $Q_L^C$ .
2. Calcular os perfis de pressão, velocidade de gás e taxa de aeração (Eq. 4.9, Eq. 4.10, Eq. 4.15 e a equação adequada com parâmetros ajustados experimentalmente dentre as apresentada no item “4.5 Resultados do modelo”).

3. Calcular a pressão  $P_{dist} = P^* + \Delta P_d$
4. Calcular a pressão  $P_{dist} + \Delta P_{dist}$
5. Comparar a pressão  $P(1)$  no nível do distribuidor com a pressão  $P_{dist} + \Delta P_{dist}$ . Caso o erro não seja aceitável, retornar à etapa 2, utilizando outro valor de  $Q_L^C$ .

## 4.5 Resultados do modelo

### 4.5.1 Sistema ar/água-butanol

A partir dos dados experimentais foram ajustados parâmetros para as correlações de taxa de aeração para cada regime hidrodinâmico e tipo de distribuidor de ar para o sistema ar/água-butanol. Estes parâmetros estão listados na Tabela 4.2.

Tabela 4.2. Correlações de taxa de aeração para o sistema ar/água-butanol.

Distribuidor	Regime Homogêneo	Regime Heterogêneo
Esp. de peixe 1	$U_G/\varepsilon_G - U_L/(1-\varepsilon_G) = 0.26(1-\varepsilon_G)^{0.93}$	$U_G/\varepsilon_G = 1.38(U_G + U_L) + 0.17$
Esp. de peixe 2	$U_G/\varepsilon_G - U_L/(1-\varepsilon_G) = 0.32(1-\varepsilon_G)^{1.02}$	$U_G/\varepsilon_G = 1.36(U_G + U_L) + 0.18$
Orifício único	$U_G/\varepsilon_G = 1.44(U_G + U_L) + 0.22$	

O ajuste foi realizado pelo método dos mínimos quadrados. A diferença entre os parâmetros se deve principalmente às diferenças entre as características das bolhas, que são função do tipo de regime de operação do distribuidor. Para o distribuidor de orifício único, apenas a correlação de regime heterogêneo é aplicada.

Foi obtida uma boa concordância entre o modelo e os dados experimentais, com erro de 3% na predição da taxa de aeração e 5% na predição da velocidade de líquido. Uma comparação é apresentada nas Figuras 4.34 e 4.35, respectivamente.

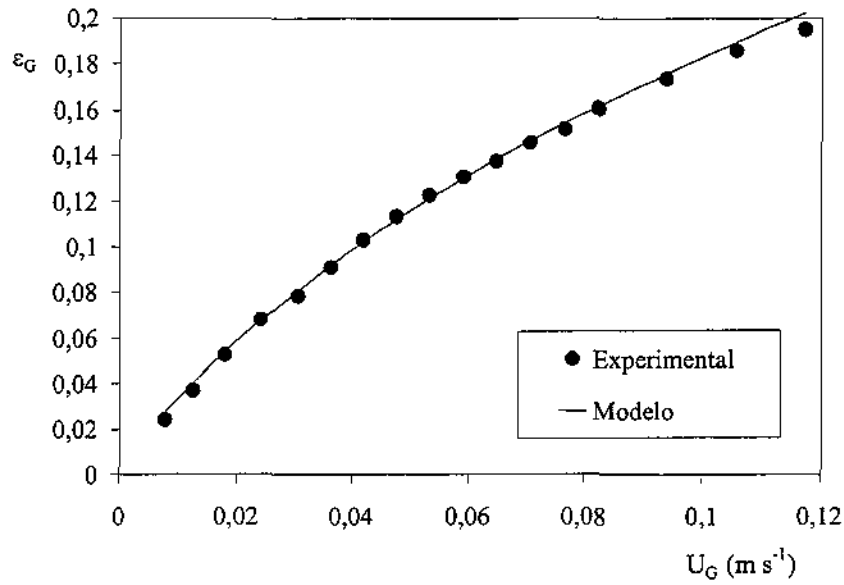


Figura 4.34: Comparação entre a predição do modelo e dados experimentais para a taxa de aeração para o sistema ar/água-butanol e distribuidor espinha de peixe 1.

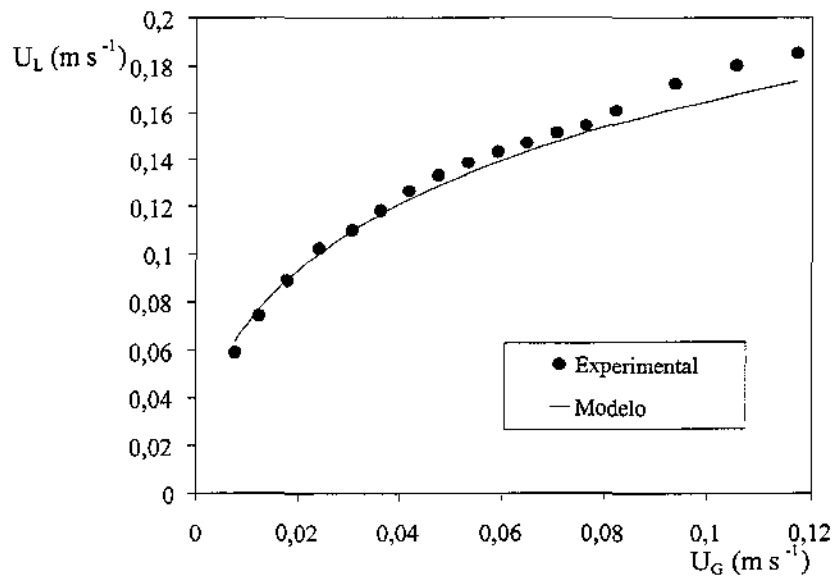


Figura 4.35: Comparação entre a predição do modelo e dados experimentais para a velocidade de líquido para o sistema ar/água-butanol e distribuidor espinha de peixe 1.

4.5.2 Sistema  $N_2$ /líquido industrial

## Regime homogêneo

Na Figura 4.36 é apresentado o gráfico de pontos experimentais e o modelo com parâmetros obtidos.

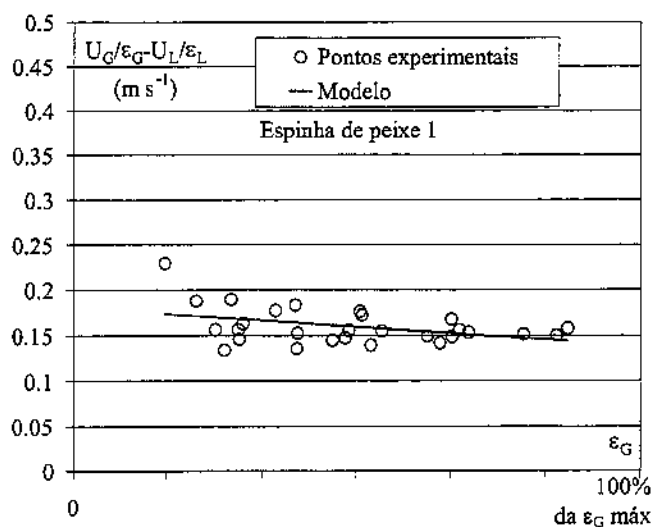


Figura 4.36: Obtenção dos parâmetros  $n$  e  $v_{B\infty}$  para a correlação do "drift-flux" no regime homogêneo.

Na Figura 4.37 é apresentada uma comparação entre a taxa de aeração predita para o regime homogêneo e a obtida experimentalmente, sendo o erro médio de 6%.

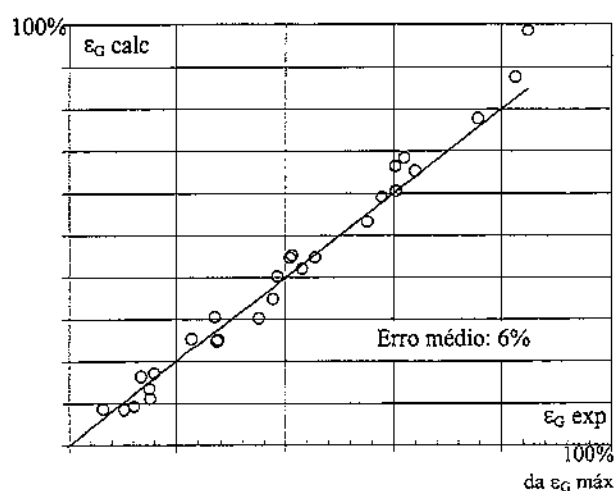


Figura 4.37: Comparação entre a taxa de aeração experimental e a predita para regime homogêneo.

*Regime heterogêneo*

Na Figura 4.38 são apresentados dados experimentais e do modelo com os parâmetros obtidos, podendo-se observar que a temperatura não afeta a inclinação da reta, no caso o parâmetro  $C_0$ , mas apenas o  $C_1$ . Foram obtidas correlações para cada um dos parâmetros, que têm as formas mostradas respectivamente pela Eq. 4.16 e pela Eq. 4.17, nas quais  $a$ ,  $b$ ,  $c$ ,  $d$ ,  $e$ ,  $j$  e  $m$  são números reais. Na Figura 4.39 são mostrados os pontos experimentais e a curva obtida para  $C_0$ .

$$C_0 = a + \frac{b}{1 + \left(\frac{U_L}{c}\right)^d} \quad (4.16)$$

$$C_1 = (eU_L + j) \cdot \left( \frac{T}{T_n} \cdot \frac{P(I)}{P(1 - x_{li} P_{li}^{sat}/P)} \right)^m \quad (4.17)$$

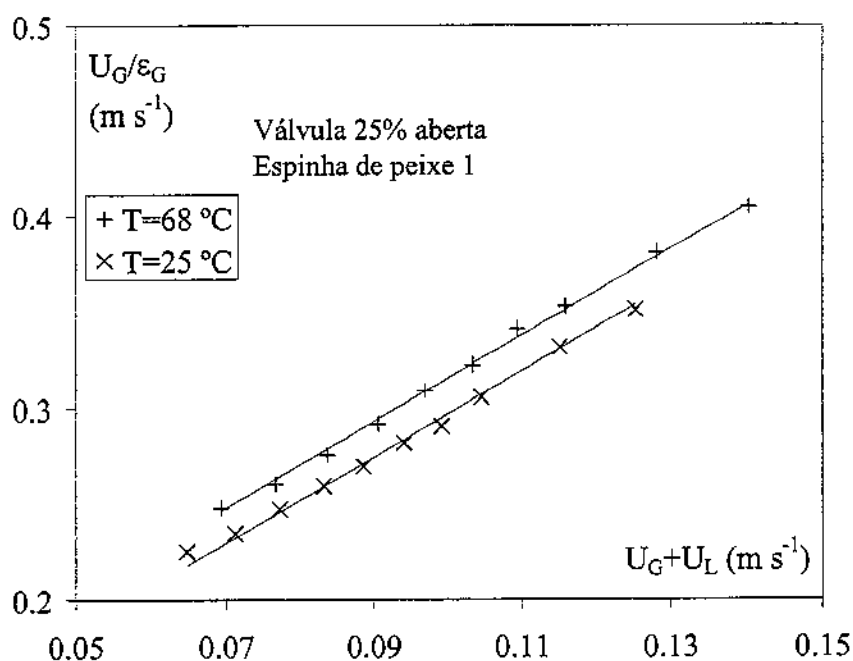


Figura 4.38 Obtenção dos parâmetros  $C_0$  e  $C_1$  do modelo do “drif-flux” para o regime heterogêneo.

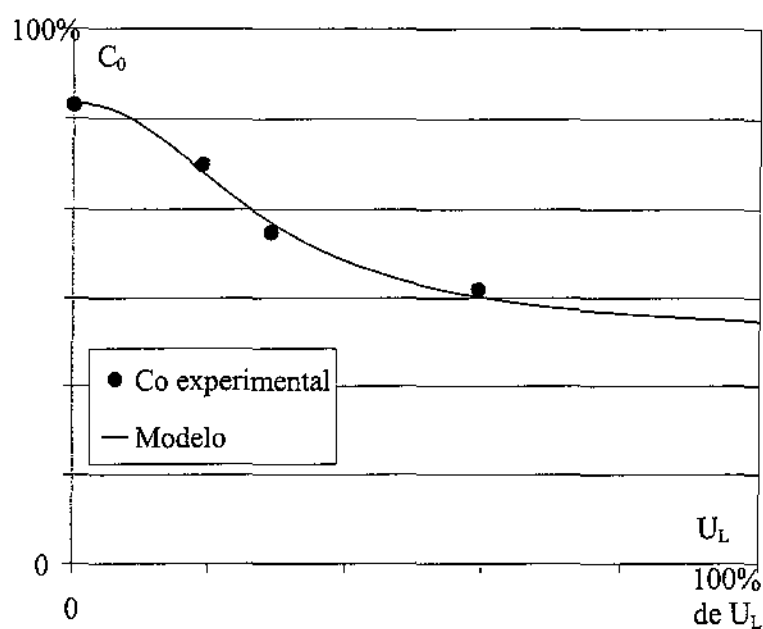


Figura 4.39: Variação de  $C_0$  com a variação da velocidade de líquido.

Na Figura 4.40 é mostrada uma comparação entre o modelo e a taxa de aeração experimental, sendo o erro médio de 2,6%.

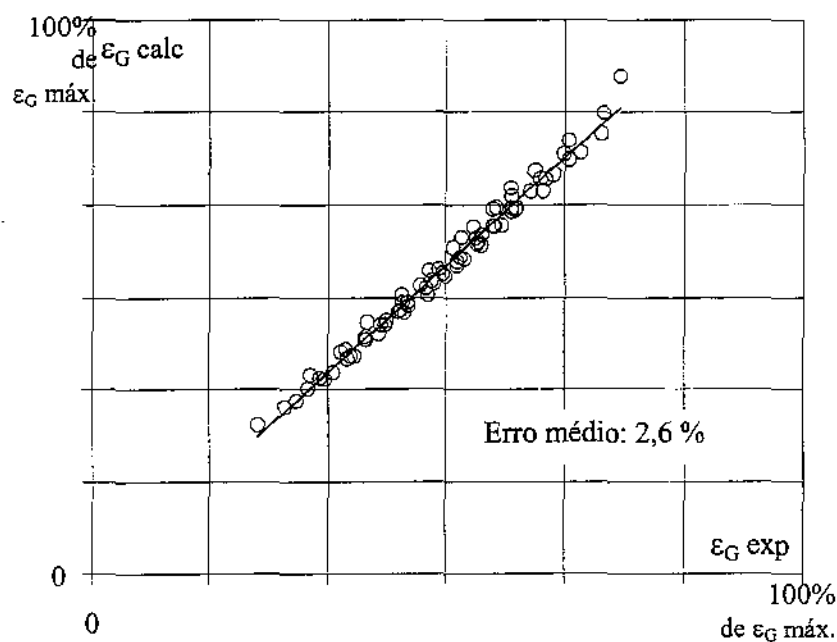


Figura 4.40: Comparação entre a taxa de aeração experimental e a predita pela correlação.



Pode-se concluir que o modelo desenvolvido apresenta ótima concordância com os pontos experimentais.

#### **4.6 Conclusões**

As principais conclusões deste capítulo estão apresentadas no capítulo “5 Conclusões”.

## 5 CONCLUSÕES

*“Os campos, as águas, os céus, em acordo isento  
Pareciam, sim, me sorrir e favorecer meu intento”*

*Spencer*

Pode ser observado que a velocidade de transição de regime hidrodinâmico para os sistemas Ar/Água e Ar/Água-butanol é determinada com precisão maior que o sistema tradicional (“drift-flux”).

O regime de operação indicado para o distribuidor é o regime de jato, que favorece uma maior área superficial de contato entre as fases líquida e gasosa, bem como uma maior taxa de aeração. Observou-se que o tipo de distribuidor possui maior influência no caso de se operar como uma coluna de bolhas, pois a recirculação de líquido no reator “air-lift” minimiza as diferenças entre os distribuidores.

Obteve-se os parâmetros das correlações hidrodinâmicas para o sistema Ar/Água-butanol e os ajustes apresentaram boa concordância com dados experimentais.

Verificou-se que o sistema  $N_2$ /Líquido industrial é um sistema completamente não-coalescente e que portanto não se deve utilizar sistemas coalescentes para tentar representá-lo, pois os resultados de experimentos são discrepantes, como a taxa de aeração e velocidade de líquido, que apresentaram valores maiores para uma mesma velocidade gás no sistema  $N_2$ /Líquido industrial.

Verificou-se que o modelo hidrodinâmico desenvolvido é capaz de prever a taxa de aeração e a velocidade de líquido com ótima precisão.

A forma de abordagem, separando as equações baseadas em balanços de momento e de energia daquelas equações que consideram as propriedades do sistema líquido com ajustes de parâmetros a partir de experimentos, permite a extrapolação para reatores de quaisquer geometrias, desde que utilizando o mesmo sistema líquido.

Este trabalho também serve de referência de como ajustar os parâmetros para a utilização de outros sistema líquidos.

## **6 SUGESTÕES DE TRABALHOS**

### **FUTUROS**

Os seguintes trabalhos podem ser propostos:

- Pode-se verificar o comportamento com sistemas de maior viscosidade;
- Estudo verificando-se o comportamento para sistemas trifásicos;
- Estudo da formação de vórtices e influência da presença de chicanas;
- Estudo utilizando-se a fluido-dinâmica computacional para simular o comportamento do sistema.

## 7 BIBLIOGRAFIA

- ABOU-EL-HASSAN M. E. A Generalized Bubble Rise Velocity Correlation. *Chemical Engineering Communications*, v.22, p.243-250, 1983.
- BHAGA, D., PRUDEN, B. B., WEBER, M. E. Gas holdup in a Bubble Column Containing Organic Liquid Mixtures. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, v.49, p.417-420, 1971.
- BHAVARAJU, S. M., RUSSEL, T. W. F., BLANCH, H. W. The Design of Gas Sparged Devices for Viscous Liquid Systems. *AIChE Journal*, v.24, p.454-466, 1978.
- BRIENS, L.A., BRIENS, C. L., HAY, J., HUDSON, C., MARGARITIS, A. Hurst's Analysis to Detect Minimum Fluidization and Gas Maldistribution in Fluidized Beds. *AIChE J.*, v.43, p.1904-1908, 1997.
- BUCHHOLZ, R., ZAKRZEWSKI, W., SCHÜGERL, K. Techniques for Determining the Properties of Bubbles in Bubble Columns. *Int. Chem. Eng.*, v.21, p.180-187, 1981.
- CHISTI, M. Y., MOO-YOUNG, M. Air-lift Reactors : Characteristics, Applications and Design Considerations. *Chemical Engineering Communications*, v.60, p.195-242, 1987.
- DECKWER, W. -D. *Bubble Column Reactors*. J. Wiley & Son Ltd, Chichester (GB). 1992.
- DRAHOŠ, J., CERMÁK, J. Diagnostics of gas-Liquid flow patterns in chemical engineering systems. *Chemical Engineering Processing*, v.26, p.147-164, 1989.
- DRAHOŠ, J., ZAHRADNÍK, J., PUNCOCHÁR, M., FIALOVÁ, M., BRADKA, F. Effect of Operating Conditions on the Characteristics of Pressure Fluctuations in a Bubble Column. *Chemical Engineering Processing*, v.29, p.107-115, 1991.
- DRAHOŠ, J., BRADKA, F., PUNCOCHÁR, M. Fractal Behaviour of Pressure Fluctuations in a Bubble Column. *Chemical Engineering Science*, v.47, p.4069-4075, 1992.

- GADDIS, E. S., VOGELPOHL, A. Bubble Formation in Quiescent Liquids under Constant Flow Conditions. *Chemical Engineering Science*, v.41, p.97-105, 1986.
- GARCIA CALVO, E., "A Fluid Dynamic Model for Airlift Reactors", *Chem. Eng. Commun.*, v.44, pp.321-323, 1989.
- GARCIA CALVO, E., LETÓN, P. "A Fluid Dynamic Model for Bubble Columns and Airlift Reactors". *Chem. Eng. Sci.*, v.46, pp.2947-2951, 1991.
- GARCIA CALVO, E., "Fluid Dynamics of Airlift Reactors". *AIChE J.*, v.38, pp.1662-1666, 1992.
- GARCIA CALVO, E., LETÓN, P. "Prediction of Gas Hold-up and Liquid Velocity in Airlift Reactors using Two-Phase Flow Friction Coefficients". *J. Chem. Tech. Biotech.*, v.67, pp.388-396, 1996.
- GLENNON, B., AL-MASRY, W. MACLOUGHLIN, P.F., MALONE, D. M. "Hydrodynamic Modelling in an Air-Lift Loop Reactor". *Chem. Eng. Commun.*, v.121, pp.181-192, 1993.
- GRACE, J. R. Shapes and Velocities of Bubbles Rising in Infinite Liquids. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, v.51, p.116-120, 1973.
- GRACE, J. R., WAIREGI, T., NGUYEN, T. H. Shapes and Velocities of Single Drops and Bubbles Moving Freely Through Immiscible Liquids. *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, v.54, p.116-120, 1976.
- GRACE, J. R., WAIREGI T., "Properties and Characteristics of Drops and Bubbles", Cheremisinoff N., *Encyclopaedia of Fluid Mechanics: vol. 3, Advances in Multiphase Flow*, Gulf publishing Company, 42-57, 1986.
- HEIJNEN, J. J., VAN'T RIET, K. Mass Transfer, Mixing and Heat Transfer Phenomena in Low Viscosity Bubble Columns Reactors. *The Chemical Engineering Journal*, v.28, p.B21-B42, 1984.
- HSU, Y. C., DUDOKOVIC, M. "Gas-Holdup and Liquid Circulation in Gas-Liquid Reactors". *Chem. Eng. Sci.*, v.35, pp.135-141, 1980.
- JOSHI, J. B., RANADE, V. V., GHARAT, S. D., LELE, S. S. Sparged Loop Reactors. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, v.68, p.705-741, 1990.
- KUBOTA H., HOSONO, Y. FUJIE, K. "Characteristics Evaluations of ICI Air-Lift Type Deep Shaft Aerator". *J. Chem. Eng. Japan*, v.11, pp.319-325, 1978.

- LETZEL, H. M., SCHOUTEN, J. C., KRISHNA, R., VAN DEN BEEK, C. M. Characterization of Regimes and Regime Transitions in Bubble Columns by Chaos Analysis of Pressure Fluctuations. *Chemical Engineering Science*, v.52, p.4447-4459, 1997.
- LIN, T. J., TSUCHIYA, K., FAN, L. S. Bubble Flow Characteristics in Bubble Columns at Elevated Temperatures. *AIChE Journal*, v.44, p.545-559, 1998.
- MARUYAMA, T., YOSHIDA, S. The Flow Transition in a Bubble Column. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, v.14, p.352-357, 1981.
- MERCHUK, J. C. Hydrodynamics and Hold-up of Air-Lift Reactors. Cheremisinoff N., *Encyclopaedia of Fluid Mechanics*: vol. 3. Advances in Multiphase Flow, Gulf Publishing Company, p.1485-1510, 1986.
- NOTTENKÄMPER, R., STEIFF, A., WEINSPACH, P.-M. Experimental Investigation of Hydrodynamics of Bubble Columns. *Ger. Chem. Eng.*, v.6, p.147-155, 1983.
- ÖZTÜRK, S. S., SCHUMPE, A., DECKWER, W.-D. Organic Liquids in a Bubble Column : Hold-ups and Mass Transfer Coefficients. *AIChE Journal*, v.33, p.1473-1480, 1987.
- OELS, U., LÜCKE, J., BUCHHOLZ, R., SCHÜGERL, K. Influence of Gas Distributor Type and Composition of Liquid on the Behaviour of Bubble Column Bioreactor. *German Chemical Engineering*, v.1, p.115-129, 1978.
- OTAKE, T., TONE, S., NAKAO, K., MITSUHASHI, Y. Coalescence and Breakup of Bubbles in Liquids". *Chemical Engineering Science*, v.32, p.377-383, 1977.
- PONTER, A. B., SURATI, A. I. Bubble Emissions from Submerged Orifices – a Critical Review. *Chemical Engineering Technology*, v.20, p.85-89, 1997.
- RICHARDSON, J. P., ZAKI, W. N. "Sedimentation and Fluidisation, Part I". *Transactions of the Institution of Chemical Engineers*, v.32, pp.35-53, 1954.
- SHAH, Y. T., KELKAR, B. G., GODBOLE, S. P., DECKWER, W.-D. Design Parameters Estimations for Bubble Columns Reactors. *AIChE Journal*, v.28, p.353-379, 1982.
- SIEGEL, M. H., BRENNER, A., MERCHUK, J. C. Gas hold-up, mass transfer, and treatment efficiency of up flow sludge blanket sequencing batch air-lift reactor for the treatment of high strength domestic wastewaters. *Trans. I Chem*, 72 B. 1994.

- SCHEFFER, R., MACIEL FILHO, R. The fractional Brownian motion as a model for an industrial airlift reactor. *Chemical Engineering Science*. v.56, p.707-711. 2001.
- SNAPE, J. B., ZAHRADNÍK, J., FIALOVA, M., THOMAS, N. H. Liquid-Phase Properties and Sparger Design Effects in an External-Loop Airlift Reactor. *Chemical Engineering Science*. v.50, p.3175-3186, 1995.
- TAN, R. B. H., HARRIS, I. J. A Model for Non-Spherical Bubble Growth at a Single Orifice. *Chemical Engineering Science*, v.41, p.3175-3182, 1986.
- TSUGE, H. Hydrodynamics of Bubble Formation from Submerged Orifices. Cheremisinoff N., *Encyclopedia of Fluid Mechanics*: vol. 3, Advances in Multiphase Flow, Gulf Publishing Company, 190-232. 1986.
- VERLAAN, P., TRAMPER, J., VAN'T RIET, K. "A Hydrodynamic Model for an Airlift-Loop Reactor". *Chem. Eng. J.*, v.33, B43-B53, 1986.
- VIAL, C., CAMARASA, E., PONCIN, S., WILD, G., MIDOUX, N., BOUILLARD, J. Study of Hydrodynamic Behaviour in Bubble Columns and External Loop Airlift Reactors through Analysis of Pressure Fluctuations. *Chemical Engineering Science*, v.60, p.2957-2973, 2000.
- WALLIS, G.B. *One Dimensional Two-Phase Flow*. McGraw-Hill, 1969.
- WILKINSON, P. M., SPEK, A. P., VAN DIERENDONCK, L. L. "Design Parameters Estimation for Scale-up of High-Pressure Bubble Columns", *AIChE Journal*, v.38, p.544-554, 1992.
- WILKINSON, P. M., VAN DIERENDONCK, L. L. Comments on "Studies on Gas Holdup in a Bubble Column Operated at Elevated Temperatures", *Industrial and Engineering Chemistry : Research*, 29, 927-928, 1990.
- ZOU, R., XINZHEN, J., BAOZHANG, L., YONG, Z., LAIQI, Z. Studies on Gas Holdup in a Bubble Column Operated at Elevated Temperatures. *Industrial and Engineering Chemistry : Research*, v.27, p.1910-1916, 1988.
- ZUBER, N., FINDLAY, J. A. "Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems". *J. Heat Transfer, Trans. ASME*, v.87, pp.453-468, 1965.



## 8 ANEXO

### 8.1 O Piloto

A Figura A.1 abaixo mostra uma descrição mais detalhada do reator em escala piloto. Os equipamentos estão especificados na Tabela A.1 e os equipamentos de medida estão especificados na Tabela A.2.

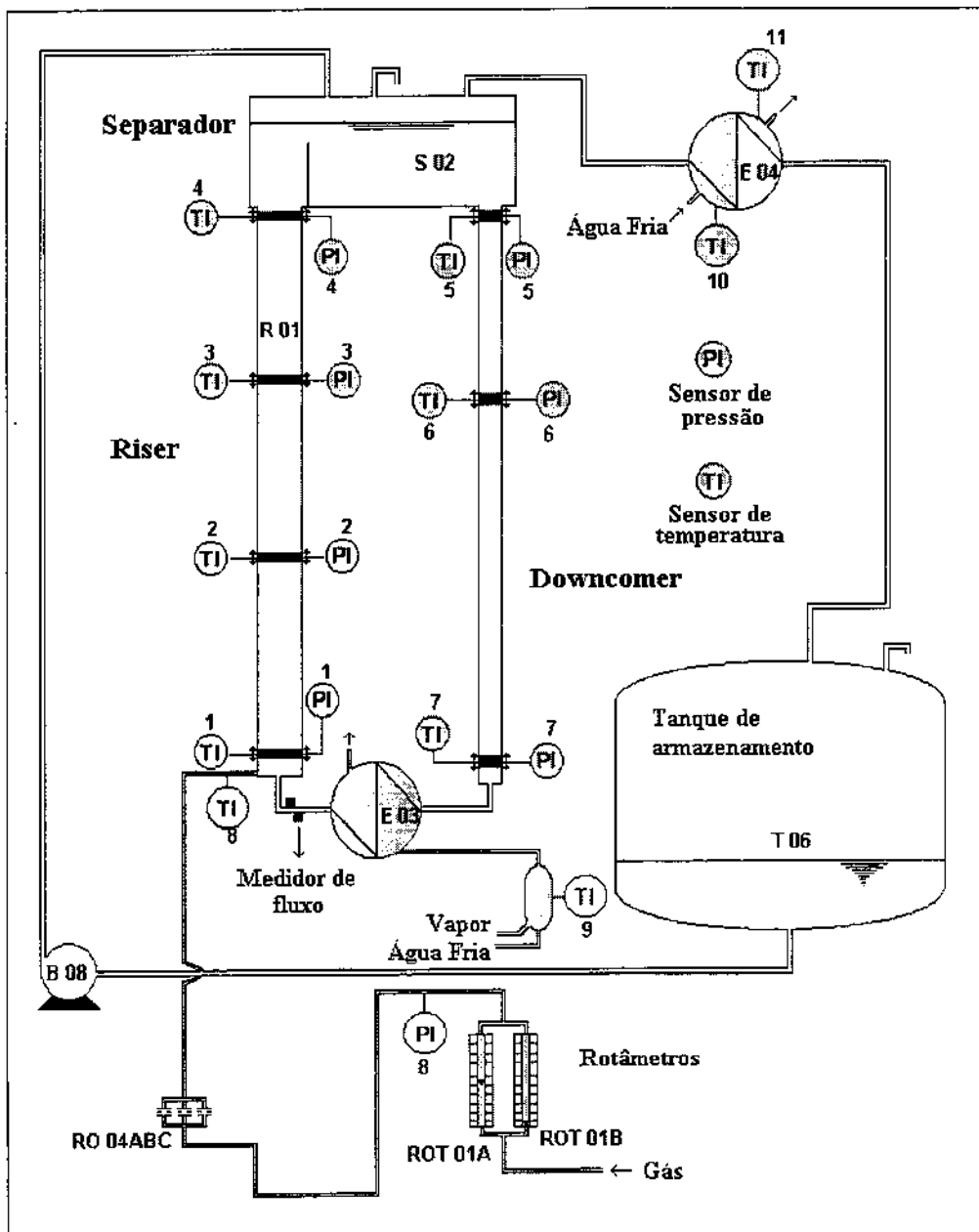


Figura A.1: Desenho esquemático do reator em escala piloto.

Tabela A.1: Descrição dos equipamentos.

Equipamento	Característica	Dimensão
“riser” (R-01)	altura	3 m
	diâmetro	0,23 m
	material	Vidro
“downcomer”	diâmetro (tubo de vidro)	0,152 m
	comprimento (idem)	2 m
	redução	de 0,152 m p/ 0,076 m
Troc. de calor (E-03)	tipo casco-tubo 1-1	
	número de tubos	73
	área de troca térmica	5,5 m <sup>2</sup>
	diâmetro interno dos tubos	0,152 m
	diâmetro externo dos tubos	1,88 m <sup>2</sup>
	diâmetro interno da carcaça	0,27 m
	arranjo dos tubos	triangular
	“pitch”	0,025 m
Condensador (E-04)	tipo casco-tubo 1-1	
	área de troca térmica	5,54 m <sup>2</sup>
	número de tubos	24
	diâmetro interno dos tubos	0,26 m
	diâmetro externo dos tubos	0,30 m <sup>2</sup>
	diâmetro interno da carcaça	0,27 m
	arranjo dos tubos	triangular
	“pitch”	0,0425 m

Tabela A.1: Descrição dos equipamentos. (Continuação)

Equipamento	Característica	Dimensão
Separador gás-líquido (S-02)	volume	1.000
	diâmetro	1,2 m
	altura	0,90 m
	altura da barreira	0,42 m
	distância barreira-circulação	0,668 m
	material	aço AISI-316
Reservatório (T-06)	altura	1,2 m
	diâmetro	1,2 m
	volume	1100 L
	material	AISI-316
Bomba centrífuga (B-08)	material	AISI-316
	velocidade	3450 rpm
	carga com vazão zero	0,76 kgf/cm <sup>2</sup>
	vazão máxima medida	200 L/h
	carga correspondente	0,6 kgf/cm <sup>2</sup>

Tabela A.2: Descrição dos equipamentos de medidas.

Equipamento	Característica	Dimensão
Transmissão do Sensor de temperatura (TI1 a TI7)	“input”: termo-resistência PT1000	
aquisição feita pelo Labview	saída	0-10 V
	modelo Consistec TT 9503	
	range	0-150 °C
termopar	tipo J	
	diâmetro	3 mm
	comprimento	200 mm
Transmissor de pressão (aquisição com Labview)	modelo Hytronic H10	
	“input”	0-1 bar (PI1)
		0-500 mbar (outros)
	saída	0-10 V
manômetro	tipo Bourbon	
medidor de vazão	ultra-sônico	Controlotron <sup>®</sup> , System 1010P UNIFLOW

## 8.2 Procedimento de operação do reator “air-lift”

### Partida do reator

1. Purgar a coluna e o tanque com  $N_2$  caso for operar com sistema orgânico
2. Encher o tanque T-06 com líquido
3. Abrir válvulas V1 e V2 para a entrada de  $N_2$  dentro do tanque (quando operar com produto orgânico)

4. Encher a coluna :

- Abrir válvulas V8 e V10
- Ligar a bomba B-08

\* Quando a coluna estiver cheia, desligar a bomba B-08 e fechar as válvulas V10 e V8

3. Abrir o gás :

- Abrir válvula V4 (ar) ou V5 ( $N_2$ )
- Abrir válvula V16 até a pressão desejada (5,5 bar). Obs: esta pressão é controlada com o PI situado entre a válvula V6 e os rotâmetros.

- Abrir V19 (para uso do rotâmetro Rot1) ou V18 (para uso do rotâmetro Rot2)

- Abrir válvula V6
- Regular a vazão de gás com as válvulas V20 a V22
- Abrir válvula V3

### Em funcionamento

1. Para regular a vazão de recirculação de líquido, usar válvula V12
2. Aquecer o reator com o trocador E-03
3. Medir pressões (PI 1 a 7), temperaturas (TI 1 a 7), vazão de líquido (FIR) e altura de líquido com o nível LI no separador
4. O trocador E-04 condensa os vapores orgânicos que voltam ao tanque através da válvula V15.
5. Possibilidade de tirar uma amostragem do condensado do vapor com válvula V14.

6. Possibilidade de tirar uma amostragem do líquido do reator com válvula V25

#### **Final de ensaio**

1. Fechar o gás :

- Fechar a válvula V3
- Fechar a válvula V6
- Fechar as válvulas V18 e V19
- Fechar a válvula V4
- Fechar a válvula V16

2. Esvaziar a coluna :

- Abrir a válvula V13 e V9

\* Quando a coluna estiver vazia, fechar as válvulas V13 e V9

\* Manter sempre uma pequena vazão de  $N_2$  dentro do tanque através das válvulas V1 e V2

3. Possibilidade de misturar o líquido do tanque abrindo válvulas V8 e V11 e ligando a bomba B-08

#### **Parada de Emergência**

1. Retornar o líquido para o tanque: abrir as válvulas V13 e V9
2. Fechar o gás