

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**  
**ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: SISTEMAS DE PROCESSOS**  
**QUÍMICOS E INFORMÁTICA**

***DISTRIBUIÇÃO AXIAL DA BIOMASSA EM UM***  
***BIORREATOR DE LEITO FLUIDIZADO TRIFÁSICO***

**Autora: Eliane Cardoso de Vasconcelos**

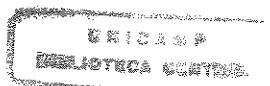
**Orientador: Prof. Dr. João Alexandre F. R. Pereira**

**Co-Orientador: Prof. Dr. Valdemir Alexandre dos Santos**

**Tese de Doutorado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Química**

**Campinas - São Paulo**

**Novembro/2000**



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

UNIDADE BE  
N.º CHAMADA:  
T/ UNi CAMP  
V441d  
V. 464.22  
TOMBO BC: 464.22  
PROC. 16-392101  
C  D   
PREÇO R\$ 11,00  
DATA 15/09/01  
N.º CPD

CM00159635-5

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

V441d Vasconcelos, Eliane Cardoso de  
Distribuição axial da biomassa em um biorreator de  
leito fluidizado trifásico / Eliane Cardoso de  
Vasconcelos.--Campinas, SP: [s.n.], 2000.

Orientadores: João Alexandre F. R. Pereira, Valdemir  
Alexandre dos Santos.

Tese (doutorado) - Universidade Estadual de  
Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Bioreatores. 2. Fluidização. 3. Modelos  
matemáticos. 4. Simulação (Computadores). I. Pereira,  
João Alexandre F. R. II. Santos, Valdemir Alexandre dos  
III. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de  
Engenharia Química. IV. Título.

Tese de Doutorado defendida por Eliane Cardoso de Vasconcelos e aprovada em 30 de novembro de 2000 pela banca examinadora constituída pelos Professores Doutores:



---

Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira  
Orientador



---

Prof. Dr. Carlos Costa Dantas



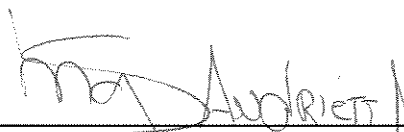
---

Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi



---

Profª. Drª. Terese Massako Kakuta Ravagnani



---

Profª. Drª. Maria da Graça Stupiello Andrietta

Este exemplar corresponde a redação final da Tese de Doutorado em Engenharia Química defendida por Eliane Cardoso de Vasconcelos e aprovada pela Comissão Julgadora em 30/11/2000.



---

Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira

**À meus pais Edmundo e Dilma  
Ao grande amigo Valdemir Alexandre dos Santos**

## **AGRADECIMENTOS**

A Deus, pela oportunidade de inúmeras existências.

A Jesus, nosso Irmão Maior, pelo exemplo deixado.

À Doutrina Espírita, pelo aprendizado de uma fé raciocinada, na busca incessante de aprimoramentos para todos.

Aos Benfeitores Espirituais pelas valiosas intuições recebidas, envolvidas por um amparo fraternal.

À meus pais, Edmundo e Dilma, pela compreensão, paciência e carinho, dedicados a mim, não só durante a realização deste trabalho, mas em todos os momentos da minha vida.

A minhas irmãs, Elida, Eglina e Érika pelo enorme carinho e estímulo.

Ao amigo de sempre, Prof. Dr. Valdemir Alexandre dos Santos, pela paciência, companheirismo, dedicação, compreensão e valiosa orientação.

Ao Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira, pela oportunidade, compreensão e orientação.

A amiga Elaine Pimentel de Andrade, pela colaboração e incentivo.

À Universidade Católica de Pernambuco, pelo apoio, incentivo e oportunidade, através dos seguintes representantes:

Pe. Theodoro Paulo Severino Peters, S. J - Magnífico Reitor;

Prof. Erhard Cholewa - Pro-Reitor Acadêmico;

Prof. Reginaldo Lourenço da Silva - Decano do CCT;

Prof. Antônio Hélder Parente - Chefe do Departamento de Química;

Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Galba Maria de Campos Takaki - Assessora de Pesquisa e Iniciação Científicas;

Prof<sup>a</sup>. Evânia Pincovsky - Coordenadora Geral de Pesquisa e Pós-Graduação e;

Prof<sup>a</sup>. Clarice Travassos - Assessora da Coordenação Geral de Pesquisa e Pós-Graduação.

À CAPES - Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, pela bolsa concedida.

A todos que, direta ou indiretamente, contribuíram com seus ensinamentos, críticas e sugestões, para a realização deste trabalho.

***“Se a verdade e a justiça não se incorporarem profundamente em nosso íntimo, jamais haverá caridade em nossas ações, o bem em nossos discursos, o amor em nossa energia mental”***

***Espírito Emmanuel***



## RESUMO

Os biorreatores de leito fluidizado trifásico (Tree-Phase Fluidized-Bed-Bioreactor – 3PFBB) apresentam vantagens como simplicidade de construção e elevados coeficientes de transferências de calor e massa. Entretanto, tem sido constatada a falta de modelos matemáticos adequados para descrever a fluidodinâmica dos mesmos, em função da complexidade do escoamento; restringindo sua utilização industrial. Uma das principais deficiências na elaboração dos modelos existentes tem sido a adoção de uma distribuição homogênea de biomassa.

O presente trabalho tem como objetivo demonstrar a existência de uma distribuição não homogênea do perfil axial da fração volumétrica de biomassa, em um 3PFBB, através da modelagem e simulação desse perfil em diferentes condições operacionais.

A técnica de atenuação de um feixe de luz visível foi adaptada para permitir a realização de medidas diretas da fração volumétrica de biomassa e foi aplicada a várias seções transversais do escoamento de um 3PFBB, desenvolvido para produzir etanol com auxílio de leveduras floculantes, em escala de laboratório. Um modelo semi-empírico elaborado com auxílio da análise dimensional ajustou-se satisfatoriamente aos dados experimentais.

Os resultados da simulação demonstram uma grande dependência do perfil axial da fração volumétrica de biomassa com a altura relativa, ou distância da base do leito, para diferentes vazões da fase líquida. Os perfis simulados também demonstraram uma importante dependência com este parâmetro do processo e a redução do gradiente de concentração com o aumento desta vazão.

Os dados experimentais também foram utilizados para obtenção de correlações utilizadas na previsão de regimes de fluxo, responsáveis por diferentes perfis de distribuição axial da biomassa: distribuição heterogênea, homogênea e/ou de transição.

**Palavras-chave:** Fração volumétrica de biomassa; trifásico; biorreator de leito fluidizado; modelo semi-empírico.

## ABSTRACT

The Three-Phase Fluidized-Bed-Bioreactor–3PFBB have advantages as construction simplicity and high mass and heat transfers coefficients. However, has been verified a lack of mathematical models adapted to describe the fluid dynamics of the same; restricting its industrial use. One of the main deficiencies in the elaboration of the existent models is the adoption of a homogeneous biomass distribution.

The present work has a objective to demonstrate the existence of a non homogeneous distribution in the axial profile of the biomass holdup, in a 3PFBB, through the modeling and simulation of that profile in different operational conditions.

The technique of attenuation of a visible light beam was adapted to allow the accomplishment of direct measures of the biomass holdup and it was applied to several traverse sections of the 3PFBB flow, developed to produce ethanol with aid of flocculent yeasts, in laboratory scale. A semi-empiric model elaborated with aid of the dimensional analysis was adjusted satisfactorily to the experimental data.

The results of the simulation demonstrate a great dependence of the axial profile of the biomass holdup with the relative height, or distance of the bed base, for different liquid flow rate. The simulate profiles also demonstrated an important dependence with this parameter of the process and the reduction of the concentration gradient with the increase of the liquid flow rate.

The experimental data were also used for obtaining of correlations used in the forecast of flow regimes, responsible for different profiles of the biomass holdup: distribution heterogeneous, homogeneous and/or transition.

**Word key:** Biomass holdup; three-phase; fluidized-bed bioreactor; semi-empiric model.

## SUMÁRIO

<b>RESUMO</b> .....	<b>xv</b>
<b>ABSTRACT</b> .....	<b>xvii</b>
<b>LISTA DE FIGURAS</b> .....	<b>xxiii</b>
<b>LISTA DE TABELAS</b> .....	<b>xxxiii</b>
<b>NOMENCLATURA</b> .....	<b>xxxvii</b>
<b>CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO</b> .....	<b>1</b>
<b>CAPÍTULO 2: REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>7</b>
<b>2.1 Preliminares</b> .....	<b>9</b>
<b>2.2 Regimes de Fluxo</b> .....	<b>10</b>
<b>2.3 Efeitos das Vazões das Fases Gasosa e Líquida</b> .....	<b>11</b>
<b>2.4 Influência das Propriedades da Fase Sólida</b> .....	<b>14</b>
<b>2.5 Influência dos Parâmetros de Projeto</b> .....	<b>15</b>
<b>2.6 Modelos Fluidodinâmicos</b> .....	<b>15</b>
<b>2.7 Métodos de Medidas da Fração Volumétrica de Sólidos</b> .....	<b>24</b>
<b>2.8 Conclusões</b> .....	<b>33</b>
<b>CAPÍTULO 3: APARELHAGEM E PROCEDIMENTOS</b>	
<b>EXPERIMENTAIS</b> .....	<b>35</b>
<b>3.1 Introdução</b> .....	<b>37</b>
<b>3.2 Descrição Geral da Montagem</b> .....	<b>38</b>
<b>3.3 Aparelhagem de Processo</b> .....	<b>39</b>
<b>3.3.1 Biorreator</b> .....	<b>39</b>
<b>3.3.2 Sistema de alimentação de substrato</b> .....	<b>42</b>
<b>3.4 Instrumental de Medidas da Fração Volumétrica de</b>	
<b>Biomassa</b> .....	<b>45</b>
<b>3.5 Procedimentos Experimentais</b> .....	<b>50</b>
<b>3.5.1 Biomassa</b> .....	<b>50</b>
<b>3.5.2 Esterilização das instalações</b> .....	<b>52</b>
<b>3.5.3 Condições operacionais</b> .....	<b>54</b>
<b>3.5.4 Monitoração da concentração de etanol</b> .....	<b>55</b>
<b>3.5.5 Medida da fração volumétrica de biomassa por meio de</b>	
<b>amostragens</b> .....	<b>58</b>
<b>CAPÍTULO 4: MODELAGEM</b> .....	<b>61</b>
<b>4.1 Introdução</b> .....	<b>63</b>
<b>4.2 Definição das Variáveis Relevantes do Modelo</b>	
<b>Fluidodinâmico</b> .....	<b>65</b>
<b>4.3 Grupos Adimensionais Característicos</b> .....	<b>67</b>
<b>4.4 Fração Volumétrica de Biomassa e Intensidade Luminosa</b> .....	<b>70</b>
<b>4.5 Modelos de Calibração Propostos pela Literatura</b> .....	<b>73</b>

<b>4.6 Curva de Calibração do Método .....</b>	<b>76</b>
<b>4.7 Erro na Medida.....</b>	<b>79</b>
<b>4.8 Limites de Detecção.....</b>	<b>80</b>
<b>4.9 Ajuste do Modelo da Fração Volumétrica de Biomassa.....</b>	<b>82</b>
<b>CAPÍTULO 5: ESTUDO DA SENSIBILIDADE PARAMÉTRICA.....</b>	<b>87</b>
<b>5.1 Introdução .....</b>	<b>89</b>
<b>5.2 Sensibilidade Paramétrica.....</b>	<b>90</b>
<b>CAPÍTULO 6: RESULTADOS E DISCUSSÕES.....</b>	<b>101</b>
<b>6.1 Perfil da Fração Volumétrica de Biomassa.....</b>	<b>103</b>
<b>6.2 Regimes de Fluxo e Distribuição de Biomassa.....</b>	<b>106</b>
<b>CAPÍTULO 7: CONCLUSÕES E SUGESTÕES .....</b>	<b>113</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>117</b>
<b>APÊNDICES.....</b>	<b>127</b>

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 - Fluxograma de um processo biotecnológico genérico.....	3
Figura 2.1 - Comparação de dados experimentais e correlações para dispersão axial em leito fluidizado trifásico com partículas de baixa densidade (DAVISON, 1989).....	12
Figura 3.1 - Esquema com componentes do biorreator utilizado na produção de etanol em leito fluidizado com levedura floculante.....	40
Figura 3.2 - Fotografia do biorreator de leito fluidizado trifásico.....	41
Figura 3.3 - Esquema da aparelhagem mostrando o sistema de alimentação de substrato.....	43
Figura 3.4 - Fotografia da aparelhagem utilizada no processo de produção de etanol com leveduras floculantes.....	44
Figura 3.5 - Esquema com detalhes da construção do suporte de sustentação do conjunto fonte-detector de intensidade luminosa.....	46
Figura 3.6 - Fotografia mostrando detalhes dos suportes para o conjunto fonte-detector de intensidade luminosa.....	47
Figura 3.7 - Fotografia mostrando o conjunto fonte-detector de intensidade luminosa acoplado à secção de medidas no biorreator.....	48

Figura 3.8 - Fotografia do arranjo instrumental durante as medidas de intensidade luminosa sem a presença de biomassa no biorreator.....	49
Figura 3.9 - Fotografia do arranjo instrumental durante as medidas de intensidade luminosa com a presença de biomassa no biorreator.....	49
Figura 3.10 - Vista mostrando corte transversal do coletor de biomassa do fermentador.....	60
Figura 4.1 - Diagrama ilustrativo do estabelecimento de critérios para aplicação da análise dimensional.....	64
Figura 4.2 – Esquema com a trajetória da radiação através de um meio trifásico.....	71
Figura 4.3 - Curva de calibração do método para transformação de valores de intensidade luminosa em fração volumétrica da biomassa.....	79
Figura 4.4 - Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 5mL/min.....	84
Figura 4.5 - Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 10mL/min.....	84

Figura 4.6 - Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 15mL/min.....	85
Figura 4.7 - Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 20mL/min.....	85
Figura 4.8 - Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 25mL/min.....	86
Figura 4.9 - Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 30mL/min.....	86
Figura 5.1- Efeito das variações individuais de + 10% nos valores dos parâmetros selecionados sobre o valor da fração volumétrica de sólidos em termos de variação percentual.....	92
Figura 5.2- Efeito das variações individuais de - 10% nos valores dos parâmetros selecionados sobre o valor da fração volumétrica de sólidos em termos de variação percentual.....	93
Figura 5.3 - Efeito das variações de 10% no parâmetro $(\frac{d}{D})$ sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa.....	95

Figura 5.4 - Efeito das variações de 10% no parâmetro $\left(\frac{H}{D}\right)$ sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa.....	95
Figura 5.5 - Efeito das variações de 10% no parâmetro $\left(\frac{h}{H}\right)$ sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa.....	96
Figura 5.6 - Efeito das variações de 10% no parâmetro $\left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)$ sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa.....	96
Figura 5.7 - Efeito das variações de 10% no parâmetro $\left(\frac{q_g}{q_l}\right)$ sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa.....	97
Figura 5.8 - Efeito das variações de 10% no parâmetro $\left(\frac{\rho_l}{\rho_s}\right)$ sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa.....	97
Figura 5.9 - Efeito das variações de 10% no parâmetro $Re$ sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa.....	98
Figura 5.10 - Efeito das variações de 10% no parâmetro $We$ sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa.....	98
Figura 5.11 - Efeito das variações de 10% no parâmetro $Fr^*$ sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa.....	99
Figura 6.1 - Perfil experimental da fração volumétrica de biomassa em função da altura relativa no biorreator .....	104



Figura 6.2 - Simulação computacional do perfil axial da fração volumétrica de biomassa no biorreator para diferentes vazões do substrato.....	104
Figura 6.3 - Perfil da fração volumétrica de biomassa em função da altura relativa e da vazão de substrato.....	105
Figura 6.4 - Valores experimentais da fração volumétrica de biomassa próximos à base e ao topo do biorreator como funções da vazão do substrato.....	108
Figura 6.5 - Gradiente da fração volumétrica de biomassa entre pontos de medidas próximos às extremidades do biorreator como função da vazão de substrato.....	109
Figura 6.6 - Identificação gráfica das faixas de vazões da fase líquida no biorreator e correspondentes regimes de fluxo de distribuição axial da biomassa.....	110

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Parâmetros de ajustes do modelo para cálculo da fração volumétrica do gás (CHEN et al, 1995).....	19
Tabela 2.2 - Parâmetros de regressão para correlação da fração volumétrica de sólidos (CHEN et al, 1995).....	22
Tabela 3.1- Composição do meio de conservação da <i>Saccharomyces cerevisiae</i> 1016.....	50
Tabela 3.2 - Valores de concentração e respectivos rendimentos médios em etanol.....	56
Tabela 3.3 - Valores de concentração e respectivas conversões médias de sacarose.....	57
Tabela 4.1 - Variáveis utilizadas para a modelagem matemática do holdup de sólidos em biorreator de leito fluidizado trifásico.....	68
Tabela 4.2 - Modelos ajustados aos dados experimentais obtidos pelo método de amostragens.....	78
Tabela 4.3 - Valores médios e respectivos desvios padrões das constantes de regressão do modelo da Equação 4.12.....	83
Tabela 5.1 - Valores base dos parâmetros do modelo empregados na análise de sensibilidade.....	91

Tabela 6.1 – Comparação entre os valores calculados por diferentes modelos de eficiência de coleta e resultados experimentais.....	105
--	-----

## NOMENCLATURA

$A$	área da seção transversal do leito, $m^2$
$a_i (i = 1, 2, \dots, 8)$	parâmetros de ajuste do modelo aos dados experimentais, relativos ao tipo de fluxo
$Ar$	número de Arquimedes
$Bo$	número de Bond
$C$	velocidade do som, $m/s$
$D$	diâmetro do biorreator, $cm$
$d$	diâmetro, $m$
$e$	erro
$F$	função
$Fr$	número de Froude
$Fr^*$	número de Froude modificado
$G$	fator de correção para o comprimento do caminho do ultrassom
$g$	aceleração gravitacional, $cm/s^2$
$H$	altura total do leito, $cm$
$h$	posição axial em relação à base do leito, $m$
$I$	intensidade do feixe luminoso, $lux$
$k$	compressibilidade, $dina/cm^2$
$K'$	parâmetro de regressão
$K$	condutância, $mS$
$K_{La}$	coeficiente volumétrico de transferência de massa, $s^{-1}$
$M$	massa total de sólidos, $Kg$
$N$	número de partículas no leito
$n$	parâmetros de regressão do modelo
$q$	vazão, $cm^3 / s$

$R^2$	variância explicada
$Re$	número de Reynolds
$S$	sensibilidade paramétrica percentual, %
$t$	tempo, s
$u$	velocidade superficial, $m/s$
$V$	volume, $m^3$
$We$	número de Weber
$W$	vazão mássica, $kg/h$
$x$	espessura, $cm$
$\bar{x}$	média amostral
$z$	distância entre transmissor e receptor, $m$

### Letras gregas

$\alpha$ e $\beta$	constantes de regressão do modelo
$\varepsilon$	fração volumétrica da fase
$\lambda$	coeficiente de absorção linear, $cm^{-1}$
$\mu$	viscosidade, <i>Poise</i>
$\nu$	viscosidade cinemática, $cm^2 / s$
$\pi$	grupo adimensional genérico
$\sigma$	tensão superficial, <i>dina/cm</i>
$\tau$	tempo de residência, $h$
$\Delta$	variação
$\rho$	massa específica, $g/cm^3$

$\psi$	fator de calibração
$\xi$	parâmetro do modelo
$\bar{\xi}$	parâmetro base do modelo

### Subscrito

<i>a</i>	ar
<i>b</i>	biomassa
<i>c</i>	suporte
<i>dis</i>	contendo bolhas ou sólidos dispersos
<i>e</i>	equivalente
<i>g</i>	fase gasosa
<i>gl</i>	gás-líquido
<i>l</i>	fase líquida
<i>L</i>	condição limite
<i>LI</i>	limite inferior
<i>LS</i>	limite superior
<i>mfi</i>	mínima fluidização em sistema trifásico
<i>mfi0</i>	mínima fluidização em sistema bifásico
<i>o</i>	pureza de 100 %
<i>p</i>	partícula
<i>s</i>	fase sólida
<i>t</i>	terminal6.
<i>tot</i>	total
<i>v</i>	ausência da fase sólida
<i>0</i>	incidente

# **CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO**

Denomina-se biorreator ao equipamento utilizado para promover a transformação de uma substância pela ação de microrganismos. Os biorreatores são empregados em muitas aplicações industriais conforme revisão realizada por SCHUGERL (1989) e HEIJENEN et al. (1989). Na maioria das vezes tais equipamentos são, invariavelmente, o coração do processo biotecnológico como esquematizado pela fluxograma abaixo (Figura 1.1).

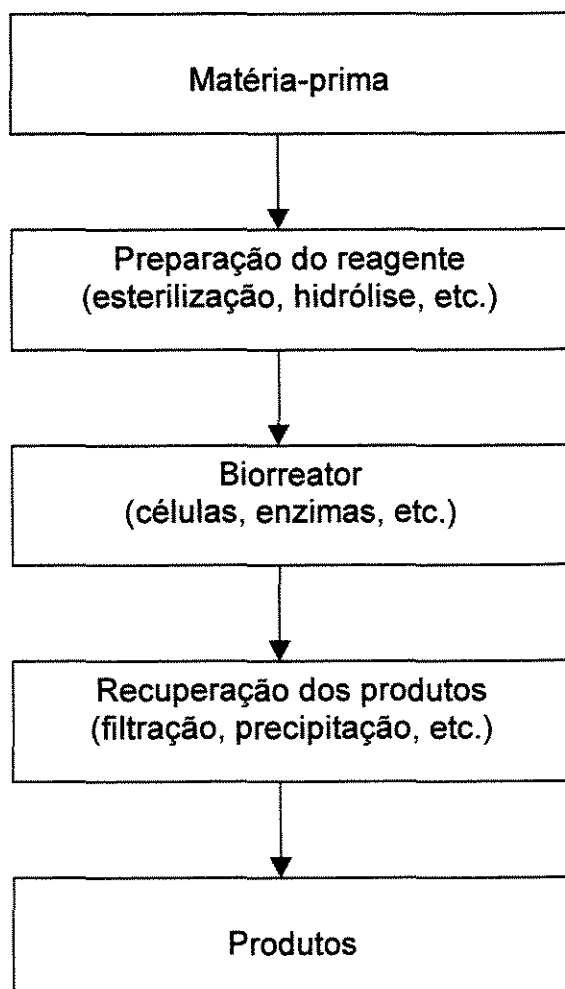


Figura 1.1 - Fluxograma de um processo biotecnológico genérico

Em geral, todos os biorreatores de importância tecnológica lida com sistemas heterogêneos. Assim, para serem realizadas com eficácia, mudanças bioquímicas e de transferências de massa e calor devem ocorrer na interface desses sistemas. Dependendo do contato requerido na interface primária, existem



dois tipos básicos de biorreatores: fluido-sólido e fluido-fluido (ARCURI, 1986). Várias subdivisões dessa classificação são então possíveis, tais como: coluna de borbulhamento, tanque agitado, leito fluidizado, leito de gotejamento, torre "air lift", etc.

Os biorreatores de leito fluidizado trifásico (3PFBB - Three-Phase Fluidized Bed Bioreactor) têm recebido atenção especial devido a um número razoável de vantagens associadas ao seu emprego (WRIGHT & RAPER, 1996), tais como:

- Permite altas cargas e densidade de biomassa e, conseqüentemente, maiores taxas de reação;
- grande área de contato entre as fases;
- dificuldade de colmatação;
- separação das fases relativamente fácil;
- estrutura compacta, sem necessidade de partes móveis dentro do reator;
- operação dentro de uma única unidade e estrutura relativamente simples e;
- baixo consumo de energia, principalmente em relação aos biorreatores tipo mistura perfeita (CSTB).

Os leitos fluidizados gás-líquido-sólido têm sido considerados nos recentes anos como um dos mais promissores equipamentos de operação trifásica. São largamente utilizados em processos químico, petroquímico e bioquímico pelos seus altos coeficientes de transferência de calor e massa. Esses biorreatores têm sido desenvolvidos e empregados em processos tecnológicos, tais como: hidrogenação e desulfurização de óleos residuais, hidrogenação para liquefação de carvão, bio-oxidação para tratamento de águas residuais, produção de fármacos, produção contínua de etanol, etc. (BAINS, 1993).

Os biorreatores de leito fluidizado trifásicos fazem uso de microrganismos como biocatalisadores. Comumente a fase líquida ascende continuamente. A fase sólida consiste geralmente de células imobilizadas ou de microrganismos agregados, sendo esta última forma devido à característica de algumas linhagens em formar flocos. A fase gasosa presente é justificada, ou por causa da aeração

requerida pelos microrganismos, ou como o produto do metabolismo dos mesmos. Contudo, a completa utilização deste tipo de biorreator em escala industrial tem sido limitada a processos de tratamento de efluentes biológicos; provavelmente por causa da grande urgência de desenvolvimentos de processos para tratamento de rejeitos e pela complexidade associada ao comportamento fluidodinâmico desses biorreatores (GÒDIA & SOLÀ, 1995).

O desempenho de um leito fluidizado trifásico como um biorreator está intrinsecamente ligado às suas propriedades fluidodinâmicas. Os mecanismos pelos quais as partículas estão suspensas no leito são diferentes para diferentes modos de operação e diferentes regimes de fluxo, o que resulta em diferentes características fluidodinâmicas. A relevância de um trabalho como este, de determinação experimental da distribuição axial da biomassa em um biorreator de leito fluidizado trifásico com levedura floculante, para dar suportes a um modelo fluidodinâmico mais precisos e elaborado com auxílio de análise dimensional, apoiou-se nas seguintes justificativas:

1) Tem sido constatado que a distribuição de biomassa não é uniforme ao longo do comprimento axial do reator, e que um modelo que leve este fato em consideração é necessário.

2) A maioria dos experimentos têm sido realizados com sólidos inertes não se levando em consideração, por isto, o movimento próprio possuído pelos biocatalisadores. Entretanto, o movimento das biopartículas ocorre mesmo sem o estabelecimento de qualquer tipo de fluxo das demais fases do sistema, tornando muito complexa a elaboração de um modelo puramente fenomenológico.

3) Como neste caso, a distribuição de biomassa ao longo do biorreator possui uma forte dependência com a vazão da fase líquida, esta distribuição deverá ser bastante conhecida em razão de:

- dar ao projetista o conhecimento das dimensões físicas requeridas para uma particular bioconversão;

- estimar de forma mais precisa parâmetros importantes como, potências de possíveis bombas e sopradores a serem instalados no sistema e;
- conhecimento das condições fluidodinâmicas para uma operação estável.

Foi então estabelecido como objetivos deste trabalho uma contribuição para a elaboração de modelo fluidodinâmico que descreva com fidelidade o comportamento de um biorreator de leito fluidizado trifásico. Para alcançar tal objetivo foram necessários:

- Obter um modelo semi-empírico para o perfil axial da fração volumétrica de biomassa;
- realizar medidas experimentais da fração volumétrica de biomassa, utilizando um método direto e que não introduza perturbações no regime de fluxo;
- ajustar o modelo aos dados experimentais para obtenção das constantes de regressão do modelo e análise da sensibilidade do valor calculado pelo modelo com variações dos parâmetros associados e;
- aplicar o modelo proposto na elaboração de correlações a serem utilizadas na previsão de condições operacionais para o biorreator.

A técnica de atenuação de luz visível foi adaptada e adotada para permitir a realização de medidas "on-line" da fração volumétrica de biomassa. O modelo semi-empírico elaborado foi ajustado a dados experimentais, obtidos em um biorreator em escala de laboratório. Após uma análise de sensibilidade paramétrica o modelo final foi utilizado para obtenção de correlações sobre a previsão de regimes de fluxo responsáveis por diferentes perfis axiais de biomassa: heterogêneo, de transição e/ou homogêneo.

## **CAPÍTULO 2: REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**



## 2.1 Preliminares

Em comparação com biorreatores mecanicamente agitados, convencionais, os biorreatores de leito fluidizado trifásico promovem um baixo atrito entre as partículas sólidas. A concentração de biocatalisador pode ser significativamente alta quando se usa suportes, ou com células agregadas, uma vez que as perdas encontradas neste último caso são desprezíveis. Adicionalmente, dependendo das condições operacionais, o fluxo de líquido num 3PFBB pode aproximar-se de um pistão, sendo isto uma vantagem para a cinética com relação aos sistemas de mistura perfeita (TONG & FAN, 1988).

Em relação aos biorreatores de leito fixo, os de leito fluidizado podem ser operados com partículas de tamanhos reduzidos sem as desvantagens de: colmatção, alta queda de pressão na fase líquida, formação de fluxos preferenciais e compressão de partículas devido ao peso do leito (ANDREWS, 1982). O tamanho reduzido da partícula minimiza as resistências à difusão interna, ao maior nível de mistura da massa externa e a transferência de calor do líquido para a fase sólida. Por outro lado, o atrito entre os sólidos é mais alto em leito fluidizado que em reatores de leito fixo.

Outra vantagem dos biorreatores de leito fluidizado é a facilidade para a separação do gás produzido pelas células ou proveniente de uma fonte de produção externa com propósitos de aeração. Nesses biorreatores também se consegue facilmente a complementação ou reposição de biocatalisadores (retirada de partículas com enzimas desativadas ou remoção do excesso de biomassa dos biofilmes), sem a necessidade de descontinuidade da operação. Ainda do ponto de vista relativo à transferência de massa num 3PFBB, é possível obter níveis mais altos de produtividade quando são comparadas as frações de biopartículas em ambos os sistemas (KLEIN & KRESSDORF, 1983).

Uma característica intrínseca que torna o biorreator de leito fluidizado mais complexo que um biorreator de leito fixo é o tipo de estabilidade fluidodinâmica,

especialmente quando se leva em consideração que as propriedades do biocatalisador variam durante o período de operação. Segundo ANDREWS & PRZEZDZIECKI (1986), as características das partículas (densidade, tamanho, crescimento com o tempo, etc.), os fluxos de gás e líquido empregados e o tipo de cinética da reação, tanto quanto a cinética de crescimento das células ou desativação das enzimas, são fatores que influenciam-se mutuamente e têm efeitos diretos no projeto e no desempenho do reator.

## 2.2 Regimes de Fluxo

A identificação do regime de fluxo é vista por um bom número de pesquisadores como um pré-requisito para uma interpretação adequada do comportamento fluidodinâmico de um biorreator de leito fluidizado trifásico (DARTON & HARRISON, 1975; KARA, KELKAR, SHAH, CARR 1982; JIM et al., 1986; ZHENG, 1988). Sob condições de operação específicas e com base em observações visuais durante experimentos, (KÖLBEL et al., 1982; DECKWER, 1980; MUROYAMA & FAN, 1985; SABERIAN-BROUNDJENNI, WILD, CHAPENTIER, 1987) estudaram os regimes de fluxos de leitos fluidizados trifásicos. O comportamento do fluxo da fase líquida em um biorreator de leito fluidizado trifásico é diretamente influenciado pelo grau de mistura associado com os diferentes regimes, tanto quanto por outros fatores semelhantes a: geração interna de gás, distribuição de tamanhos das biopartículas e recirculação externa do líquido. Uma condição preponderante para a aproximação de um fluxo tipo pistão é a alta velocidade da fase líquida (CHING & HO, 1984; KIM, 1972).

As influências da fase gasosa nas fases líquida e sólida, foram estudadas por GOMMERS et al. (1986) em duas situações extremas: um reator operando sem gás e um outro operando com o gás introduzido artificialmente pela base. Eles mostraram que a fase gasosa tem grande influência no grau de mistura do líquido no reator, e que este efeito também aumenta com o diâmetro do leito. Entretanto, BEGOVICH & WATSON (1978) não encontraram qualquer efeito na

altura do leito ou do diâmetro da coluna na fluidodinâmica de um leito fluidizado com esferas de vidro. Com respeito às partículas sólidas, eles concluíram que as mesmas seguem a aerodinâmica do fluxo de líquido no biorreator e este efeito será mais pronunciado tanto quanto as partículas sejam muito grandes ou muito pesadas.

As possíveis distribuições dos regimes de fluxo em uma coluna de 28,5 cm de diâmetro interno e 410 cm de altura, operando com ar, água e esferas de vidro, foram recentemente estudadas por CHEN et al. (1995). Conforme os resultados obtidos foi constatado que ao longo do comprimento axial de um leito fluidizado trifásico pode-se identificar três diferentes regimes de fluxo. Dependendo das condições de operação, foram identificados três regimes: Regime de Bolhas Totalmente Homogêneo (HBR), Regime de Transição (TR) e Regime de Bolhas Totalmente Turbulento (TBR); podendo-se constatar a ocorrência de um único, de dois, ou de todos esses regimes ocorrendo simultaneamente, dependendo da velocidade do gás.

### **2.3 Efeitos das Vazões das Fases Gasosa e Líquida**

Um trabalho realizado por GOMMERS et al (1986) permitiu visualizar que em um biorreator de leito fluidizado, com um certo comportamento de pistão para a fase líquida, a fração volumétrica aumentará com a distância axial, em proporção ao consumo de substrato em uma dada posição no reator bioquímico. DAVISON (1989) também observou experimentalmente essa situação por meio de medidas de condutividade elétrica realizadas a diferentes alturas em um fermentador de leito fluidizado trifásico contendo *Zymomonas mobilis* imobilizadas, convertendo glicose em etanol. Foi observado que a dispersão axial aumenta com a altura do leito e que a mesma era mais pronunciada a altas vazões de gás. As medidas no citado trabalho foram realizadas em duas situações distintas: com injeção de gás na base e com geração de gás pelas próprias células imobilizadas. A vazão de gás teve influência crítica no tipo de regime de fluxo



observado: fluxo de bolhas dispersas a baixa vazão de gás e aglomeração de bolhas a alta vazão de gás. O efeito da vazão de gás na dispersão, a qual é inversamente proporcional ao número de Peclet, é mostrado com auxílio de dados experimentais e as curvas geradas, correspondem a correlações obtidas anteriormente em sistemas não-biológicos. Pode-se observar com auxílio da Figura 2.1 que, embora a tendência geral seja similar, as correlações não prevêem com precisão os dados experimentais.

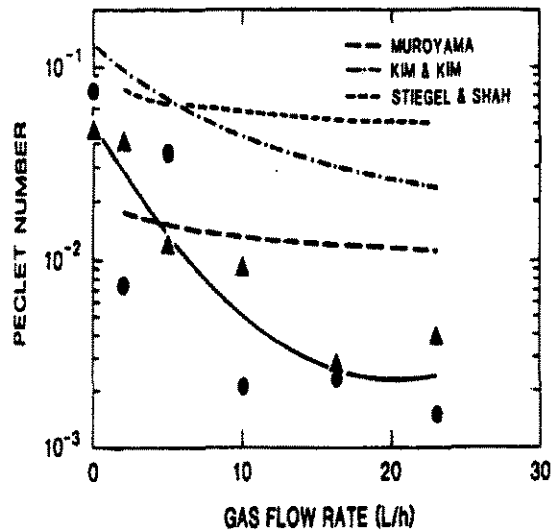


Figura 2.1 - Comparação de dados experimentais e correlações para dispersão axial em leito fluidizado trifásico com partículas de baixa densidade (DAVISON, 1989)

As influências da vazão da fase gasosa nos comportamentos fluidodinâmicos de biorreatores de leito fluidizado trifásico, em escalas de bancada e piloto, também foi estudada por SANT'ANNA & TAVARES (1995). Para isto determinaram as retenções ou frações volumétricas das fases sólida, líquida e gasosa, com auxílio da técnica de fechamento total simultâneo das válvulas que controlam as alimentações das fases líquida e gasosa (CAMPOS & SILVA, 1996). Como fase líquida foi utilizado um meio sintético à base de glicose e glicerol e como fase sólida partículas de poliestireno e OSBG ("Optimized Support for Biological Growth"). Os resultados obtidos permitiram observar que apesar da marcante diferença de escala, os sistemas apresentaram características

fluidodinâmicas bastante semelhantes. Pode-se notar uma ligeira diminuição na retenção gasosa com o aumento da velocidade superficial do líquido. Experimentos sobre a transferência de oxigênio em ambos os biorreatores mostrou que houve um aumento do coeficiente de transferência de massa volumétrico,  $K_{La}$ , com a velocidade superficial do gás. Para o biorreator de bancada, verificou-se que os valores obtidos para  $K_{La}$  nos sistemas trifásicos foram inferiores aqueles obtidos na coluna gás-líquido; o que evidencia que em sistemas trifásicos pode ocorrer importante coalescência das bolhas formadas, sobretudo se o sistema de distribuição do gás não for adequadamente projetado.

O efeito da velocidade superficial do líquido foi estudado por BROHAM & McLOUGHLIN (1984) em um biorreator de leito fluidizado usando três diferentes sistemas: bolas de vidro, flocos desativados e flocos metabolicamente ativos de *Saccharomyces carlsbergensis*. O grau de dispersão que o fermentador exibiu com o aumento da velocidade da fase líquida foi marcadamente maior no último caso, indicando que o gás produzido na fermentação ( $CO_2$ ) tinha uma importante contribuição crítica para o grau de mistura no biorreator. Quando a recirculação do líquido é utilizada para promover a fluidização, porque a velocidade de reação é baixa e um tempo de residência maior para o líquido é requerido, o regime de fluxo em forma de pistão é abandonado e um regime de mistura completa é alcançado.

Com relação às propriedades do líquido, a densidade, a viscosidade e a tensão superficial influenciam na fluidização. A influência da densidade é quase direta uma vez que afetará a velocidade de sedimentação das partículas. A viscosidade tem uma significativa influência na coalescência das bolhas de gás. Líquidos com alta viscosidade promovem maior aglomeração mesmo que a baixas vazões (SHAH et al., 1982); como líquidos de baixa viscosidade aumentam a quebra das bolhas (SCHUMPE & DECKWER, 1987). Líquidos de baixa tensão superficial evitam coalescência das bolhas de gás (SHAH et al., 1985).

## 2.4 Influência das Propriedades da Fase Sólida

Existem fatores adicionais que devem ser considerados para a realização de uma análise da fluidodinâmica de um 3PFBB que são basicamente as propriedades das partículas sólidas e as propriedades da fase líquida. Em termos gerais, o peso e o tamanho das partículas sólidas influenciam nas vazões da fase líquida e da fase gasosa requeridas para a fluidização do leito. Foi observado por LEE & BUCKLEY (1981) que partículas densas podem penetrar e dividir as bolhas de gás, causando assim um fenômeno oposto à coalescência. O tamanho das partículas também pode ter influência direta na coalescência e na divisão das bolhas de gás. Pequenas partículas podem, em geral, favorecerem à coalescência, como partículas grandes podem facilmente quebrar as bolhas maiores em menores.

A influência da forma de partículas de PVC, utilizadas comumente como suportes para biofilmes, foi investigada na caracterização do comportamento fluidodinâmico de um leito fluidizado trifásico por RIEDEL & GIMENES (1995). Trabalhou-se com leitos constituídos por partículas em forma de esfera, cubo ou de formato irregular. A velocidade do líquido variou entre 0,19 e 6,26 cm/s, para velocidades do gás de até 38,5 cm<sup>3</sup>/s. Os resultados obtidos mostraram haver um comportamento distinto para as partículas testadas. As partículas cúbicas apresentaram maior expansão de leito seguindo as cilíndricas e, por último as irregulares. A queda de pressão das partículas cúbicas é intermediária à das partículas cilíndricas e irregulares, sendo esta última a que apresenta menor queda de pressão. A altura estática não influencia a velocidade de mínima fluidização. As partículas de formato irregular apresentaram maior velocidade de mínima fluidização em comparação às partículas cúbicas e cilíndricas, as quais possuem velocidades de mínima fluidização próximas. A retenção gasosa obtida nos diferentes leitos foi praticamente da mesma ordem. A transferência de oxigênio não foi prejudicada pela presença das partículas, visto que os valores de  $K_{La}$  na coluna de borbulhamento serem bastante próximos e muitas vezes menor que o do leito fluidizado. Os maiores valores de  $K_{La}$ , correspondentes ao leito

constituído por partículas de formato irregular levou a concluir que essas partículas apresentam um efeito mais acentuado de quebra ou de não coalescência das bolhas.

## **2.5 Influência dos Parâmetros de Projeto**

Os efeitos do distribuidor de gás na fluidodinâmica do leito foram mostrados por ASIF, KALOGERAKIS, BEHIE (1991) em um sistema experimental baseado em água como meio fluidizante e esferas de poliestireno como fase sólida. Um pulso típico obtido através da injeção de um traçador e o modelo da dispersão foram utilizados para quantificar o efeito de diferentes propriedades do distribuidor. Os resultados mostraram pronunciados efeitos devido à formação de zonas mortas na região do distribuidor quando a queda de pressão e a densidade do sistema eram baixas, e também para baixas velocidades superficiais do líquido. A quantificação desses efeitos permitiram obter diretrizes para uma correta operação do distribuidor.

Os efeitos da inclinação da coluna no desempenho de leitos fluidizados trifásicos foram estudados por DEL POZO, BRIENS, WILD (1992). Os autores observaram que uma pequena variação no ângulo de inclinação, da ordem de  $1,5^\circ$ , pode ter uma influência significativa nos coeficientes de transferência de massa no biorreator, o qual pode ser elevado até 30 %, ou reduzido até 20 %.

## **2.6 Modelos Fluidodinâmicos**

Em biorreatores de leito fluidizado trifásico a composição em termos de frações volumétricas das fases é de grande importância para o entendimento da cinética e da fluidodinâmica do processo. Uma estimativa das frações volumétricas das três fases requer o estabelecimento de três equações independentes, as quais convencionalmente têm sido obtidas através de balanços de massa/volume

e de medidas da pressão fluidoestática em duas ou mais posições ao longo do comprimento axial do biorreator (BEGOVITH & WATSON, 1978; KATO et al., 1981; MUROYAMA & FAN, 1985; FAN, 1989).

A primeira equação deriva de um balanço global do volume:

$$\varepsilon_s + \varepsilon_l + \varepsilon_g = 1 \quad (2.1)$$

A segunda equação considera que, sob condições de estado estacionário, o gradiente axial de pressão,  $(-dp/dh)$ , em qualquer seção reta do biorreator representa o peso total do sistema trifásico por unidade de volume, ou seja:

$$\frac{-dp}{dh} = (\varepsilon_s \rho_s + \varepsilon_l \rho_l + \varepsilon_g \rho_g) \cdot g \quad (2.2)$$

A fração volumétrica da fase sólida pode ser deduzida do volume total de sólidos presente no sistema dividido pelo volume do sistema, para dar:

$$\varepsilon_s = \frac{M}{\rho_s \cdot A \cdot H} \quad (2.3)$$

Existe, entretanto, uma característica intrínseca aos biorreatores de leito fluidizado, operando geralmente em regime contínuo que torna a Equação 2.3 pouco representativa dos fenômenos que ocorrem em seu comportamento fluidodinâmico. É que essa equação prevê uma distribuição homogênea de sólidos ao longo do comprimento axial do leito. Desta forma, o desenvolvimento de um modelo fluidodinâmico adequado para um 3PFBB é de grande importância para as etapas de projeto, "scale-up", operação e controle do equipamento devido à complexidade e ao grande número de fenômenos que devem ser corretamente descritos a partir do referido modelo.

Baseados em resultados obtidos com a análise de valores de sinais de flutuações de pressão em relação a uma dada posição de referência, CHEN, ZHENG, FENG (1994) e CHEN et al. (1995) obtiveram a seguinte relação adimensional para a fração volumétrica da fase gasosa:

$$\varepsilon_g = a_1 \cdot Ar^{a_2} Bo^{a_3} \cdot Fr^{a_4} \cdot \left( \frac{u_l}{u_g} \right)^{a_5} \cdot (1 - \bar{\varepsilon}_s)^{a_6} (1 + a_7 \cdot x)^{a_8} \quad (2.4)$$

onde:

$$Ar = \frac{d_p^3 \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_l) \cdot \rho_l}{\mu^2}$$

$$Bo = \frac{g \cdot d_p^2 \cdot \rho_l}{\sigma}$$

$$Fr = \frac{u_l^2}{d_p \cdot g}$$

Com auxílio dos conjuntos de dados para os  $a_i$ 's, dados pela Tabela 2.1, os seguintes critérios foram usados para identificação dos tipos de fluxos:

$u_g < u_{gt1}$ ou $x < x_1$	fluxo tipo HBR
$u_g = u_{gt1}$ ou $x = x_1$	fluxo tipo transição entre HBR e TR
$u_{gt1} < u_g < u_{gt2}$ ou $x_1 < x < x_2$	fluxo tipo TR
$u_g = u_{gt2}$ ou $x = x_2$	fluxo tipo transição entre TR e TBR
$u_g > u_{gt2}$ ou $x > x_2$	fluxo tipo TBR

onde:

$$u_{gt1} = 2,219 \cdot Ar^{-0,20} \cdot Bo^{-0,12} \cdot Fr_g^{-0,45} \cdot (1 - \bar{\varepsilon}_s)^{0,55} \cdot \left( \frac{1 + 0,56 \cdot x}{1 + 0,91 \cdot x} \right)^{2,66} \cdot u_l$$

$$u_{gt2} = 2,21 \cdot Ar^{-0,12} \cdot Bo^{-0,23} \cdot Fr_g^{-0,46} \cdot (1 - \bar{\varepsilon}_s)^{0,34} \cdot \left( \frac{1 + 0,36 \cdot x}{1 + 0,56 \cdot x} \right)^{7,23} \cdot u_l$$

$$x_1 = \frac{G_1 - 1}{0,91 - 0,56 \cdot G_1}$$

$$x_2 = \frac{G_2 - 1}{0,56 - 0,36 \cdot G_2}$$

$$G_1 = 1,34 \cdot Ar^{-0,074} \cdot Bo^{-0,046} \cdot Fr_1^{-0,17} \cdot \left( \frac{u_l}{u_g} \right)^{0,55} \cdot (1 - \bar{\varepsilon}_s)^{0,21}$$

$$G_2 = 1,12 \cdot Ar^{-0,016} \cdot Bo^{-0,032} \cdot Fr_1^{-0,063} \cdot \left( \frac{u_l}{u_g} \right)^{0,14} \cdot (1 - \bar{\varepsilon}_s)^{0,047}$$

A fração volumétrica de líquido é uma função das características físicas do sistema e da velocidade superficial do fluido. No caso de sistemas com partículas esféricas rígidas, a dependência da fração volumétrica de líquido com a vazão foi descrita pelo modelo empírico proposto por RICHARDSON & ZAKI (1954):

$$u_l = u_t \cdot \varepsilon_l^\eta \tag{2.5}$$

Tabela 2.1 - Parâmetros de ajustes do modelo para cálculo da fração volumétrica do gás (CHEN et al., 1995)

Parâmetros	Regime de Fluxo		
	HBR	TR	TBR
$a_1$	12,00	19,22	22,94
$a_2$	-0,23	-0,35	-0,37
$a_3$	0,81	0,74	0,69
$a_4$	0,51	0,24	0,14
$a_5$	-0,19	-0,13	-0,11
$a_6$	1,47	1,80	1,87
$a_7$	0,91	0,58	0,36
$a_8$	1,59	1,60	1,63
Erro médio (%)	9,48	8,75	7,38

A Equação 2.5 retrata uma relação linear entre a fração volumétrica e a velocidade superficial do fluido em coordenadas logarítmicas. O parâmetro  $n$  é função apenas do regime de fluxo. Para materiais rígidos o conhecimento das dimensões, da densidade dos sólidos e da viscosidade e da densidade do fluido é suficiente para quantificação e validade dessa equação.

Para estender a Equação 2.5 a um leito fluidizado trifásico, necessita-se que  $u_f$  seja substituída por uma velocidade equivalente em um sistema bifásico,  $u'_{ij}$ , que  $u_t$  seja substituído por  $u_{tj}$  e  $\varepsilon_f$  seja substituída pela porosidade das fases gasosa e líquida combinadas,  $\varepsilon_j$  (JEAN & FAN, 1985). Assim, de um sistema bifásico (líquido-sólido) para um sistema trifásico equivalente (gás-líquido-sólido), tem-se:

$$u'_{ij} = u_{tj} \cdot (\varepsilon_j)^n \quad (2.6)$$



Contudo, tem-se encontrado que  $u'_{ij}$  pode ser simples e empiricamente obtida por uma correlação entre a velocidade superficial do líquido em um sistema trifásico,  $u_l$ , a velocidade de mínima fluidização em um sistema trifásico,  $u_{mfi}$ , e a velocidade de mínima fluidização em um sistema bifásico,  $u_{mfi0}$ , de acordo com:

$$u'_{ij} = u_l \cdot \left( \frac{u_{mfi}}{u_{mfi0}} \right)^{y_i} \quad (2.7)$$

onde  $y_i$  é uma constante da correlação. Deve-se notar que  $u'_{ij}$  na Equação 2.7 é função da velocidade do gás e das propriedades do fluido e da partícula. Para uma dada velocidade do líquido e propriedades do líquido e da partícula,  $u'_{ij}$  varia somente com a velocidade do gás.

Para um leito fluidizado trifásico contendo partículas grandes ou densas, BERGOVICH & WATSON (1978) obtiveram a seguinte correlação:

$$\frac{u_{mfi}}{u_{mfi0}} = 1 - u_g^{0,436} \cdot \mu_l^{0,227} \cdot d_p^{0,598} \cdot (\rho_s - \rho_l)^{-0,305} \quad (2.8)$$

Substituindo a Equação 2.6 na Equação 2.7 e tomando o logaritmo de ambos os lados, tem-se:

$$\ln(u_{ti} \cdot \varepsilon_i^{n_i}) = y_i \cdot \ln\left(\frac{u_{mfi}}{u_{mfi0}}\right) + \ln(u_l) \quad (2.9)$$

Um gráfico de  $\ln(u_{ti} \cdot \varepsilon_i^{n_i})$  em função de  $\ln(u_{mfi}/u_{mfi0})$  resultará em uma linha reta com  $y_i$  sendo o coeficiente angular da reta e  $\ln(u_l)$  como coeficiente linear da mesma. Assim, as equações de 2.6 a 2.9 podem ser usadas para determinar as frações volumétricas das fases se o valor de  $y_i$  for conhecido.

Um modelo para a fração volumétrica da fase sólida, constituída por partículas de alta densidade e, considerando a não homogeneidade da distribuição desta fase, foi proposto por CHEN et al. (1988) e CHEN (1989):

$$\varepsilon_s = \varepsilon_{sb} \cdot e^{-mx} \quad (2.10)$$

onde:

$$\varepsilon_{sb} = \frac{m \cdot W_s}{\rho_s \cdot A \cdot (1 - e^{-m}) \cdot h} \quad (2.11)$$

em que  $m$  é função dos parâmetros do sistema e variáveis de operação, e tem sido obtido por meio de análise dimensional e expresso como:

$$m = a \cdot \left[ \frac{(u_l + u_g)^2}{d_p \cdot g} \right]^b \cdot \left( 1 + \frac{u_l}{u_g} \right)^c \cdot (1 - \bar{\varepsilon}_s)^d \quad (2.12)$$

cujos valores de  $a$ ,  $b$ ,  $c$  e  $d$  estão na Tabela 2.2.

Até a presente data, nota-se dificuldades de extrapolação dos resultados obtidos para representar comportamentos de biorreatores. AKAPO (1989) apresentou um modelo empírico para determinação da densidade equivalente de sólidos utilizando dados experimentais de expansão de leitos fluidizados. Para o referido autor a porosidade total é dada por:

$$\varepsilon_l = 1 - \frac{M}{\rho_e \cdot A \cdot H} \quad (2.13)$$

Tabela 2.2 - Parâmetros de regressão para a correlação da fração volumétrica de sólidos (CHEN et al., 1995)

Parâmetros	Regimes de Fluxo		
	HBR	TR	TBR
<i>a</i>	287	3,05	3,61
<i>b</i>	-0,27	-0,37	-0,41
<i>c</i>	-0,56	-0,55	-0,52
<i>d</i>	-1,70	-1,72	-0,88
Erro médio %	11,5	11,3	7,97

Das Equações 2.5 e 2.13, após rearranjo, a seguinte relação foi obtida:

$$\frac{1}{H} = \frac{\rho_e \cdot A}{M} - \frac{\rho_e \cdot A}{M \cdot u_t^{(1/n)}} \cdot u_l^{(1/n)} \quad (2.14)$$

a qual pode ser reescrita como:

$$\frac{1}{H} = k_1 - k_2 \cdot u_l^{(1/n)} \quad (2.15)$$

com

$$k_1 = \frac{\rho_e \cdot A}{M} \quad (2.16)$$

e

$$k_2 = \frac{k_1}{u_t^{(1/n)}} \quad (2.17)$$

Foram estimados os três parâmetros,  $k_1, k_2$  e  $n$ , por meio de um método numérico de otimização por minimização de erro, para sistemas não-lineares, utilizando dados experimentais sobre a altura total do leito e fazendo variar a velocidade superficial do fluido. A densidade equivalente foi então determinada da Equação 2.16, uma vez que  $A$  e  $M$  puderam ser facilmente medidos. Utilizaram ainda tais aproximações para fluidização de sólidos porosos por um gás e obtiveram uma boa concordância entre os valores estimados para a densidade dos sólidos e os valores medidos por várias técnicas alternativas.

A extensão do que foi apresentado por AKAPO (1989) para um 3PFBB não é direta. Para estimar os valores da altura do leito em função da velocidade superficial do fluido, NICOLELLA et al. (1995) adotaram a Equação 2.15, obtendo os parâmetros  $k_1, k_2$  e  $n$ . Para isso, entretanto, o cálculo da massa  $M$ , sendo o somatório da biomassa e da massa do suporte para biocatalisadores suportados, necessitou de um roteiro particular de deduções. Desta forma o parâmetro  $k_1$  foi expresso como:

$$k_1 = \frac{A}{V_{tot}} \quad (2.18)$$

onde:

$$V_{tot} = V_b + V_c \quad (2.19)$$

$V_c$  é o volume do suporte ( dado por  $M_c/\rho_c$  ). Isto significa que o volume total de biomassa agregada ao suporte pode ser estimado, uma vez que o valor de  $k_1$  pode ser determinado. Ficou então fácil mostrar que a densidade equivalente do conjunto suporte-biomassa pode ser dada por:

$$\rho_e = \frac{M_c + V_b \cdot \rho_b}{V_{tot}} \quad (2.20)$$

Este valor não difere substancialmente do valor da densidade da água; foi medido experimentalmente por NGIAN & MARTIN (1980) e foi encontrado ser igual a  $1100 \text{ kg/m}^3$ .

Uma boa aproximação para a forma da partícula tem sido a esférica, cujo diâmetro equivalente pode ser calculado, também de acordo com NGIAN & MARTIN (1980):

$$d_e = \frac{\left(\frac{6 \cdot V_{tot}}{\pi}\right)^{0,33}}{N} \quad (2.21)$$

onde:

$$N = \frac{6 \cdot M_c}{\pi \cdot d_c^3 \cdot \rho_c} \quad (2.22)$$

## 2.7 Métodos de Medidas da Fração Volumétrica de Sólidos

Um grande esforço vem sendo desenvolvido para elaborar e otimizar métodos de medidas de fração volumétrica (holdup) das fases em biorreatores do tipo 3PFBB. Alguns dos métodos utilizados em trabalhos experimentais são comentados a seguir:

### Contador de Partículas

É um método que tem sido utilizado na determinação de concentração de células numa faixa entre  $10^3$  e  $10^6$  células / mL, KUBITSCHK (1969) utilizou um contador de partículas para reduzir perturbações devido ao envolvimento de consideráveis quantidades da biomassa. Neste método, um fluxo de dimensões laminares de biomassa foi desviado para uma câmara de medidas, sobre a qual é

aplicada uma voltagem elétrica. A resistência elétrica do meio é medida, registrada e correlacionada com o número de células. Entretanto o método fica limitado a uma dada faixa de concentração de células e as medidas são realizadas fora e em condições diferentes a do biorreator.

### Método da Fluorescência

Este método faz uso da fluorescência da biomassa ativada, a qual é causada por certos componentes inerentes a mesma. Segundo ZABRISKIE & HUMPHREY (1978) e ZABRISKIE (1979), a substância ativada, sob efeitos da radiação UV, emite fluorescência. A concentração desta substância está diretamente relacionada com a densidade da biomassa. O arranjo instrumental utilizado por este método é composto basicamente de uma fonte de luz UV, um fotomultiplicador e um sistema de filtros. A luz emitida é registrada via sistema de filtros e ampliada pelo fotomultiplicador. Em geral, as medidas podem ser diretamente monitoradas por estágios de reações bioquímicas no fermentador. Apesar de ser um método de medida direta, apresenta grandes limitações, pois o referido efeito também pode ser observado em outras substâncias presentes no sistema, tais como: oxigênio e substratos orgânicos. Quando estas substâncias não podem ter as suas quantidades determinadas exatamente, a aplicação deste método se torna inviável, pois as informações obtidas sofrem interferências destes componentes.

### Método da Propagação de Ondas Ultra-Sônicas

Medidas da distribuição longitudinal de sólidos em leitos fluidizados trifásicos através da análise da diferença de fase de ondas ultra-sônicas foram realizadas por OKAMURA et al. (1989) e UCHIDA et al (1989). O método baseia-se no fato de que a velocidade do som propagando-se em um líquido varia devido a existência de bolhas de gás ou partículas sólidas dispersas no meio. Se as relações entre as concentrações volumétricas das fases dispersas e as variações da velocidade do som são conhecidas, pode-se medir as concentrações volumétricas a partir das velocidades ou tempos de transmissões do som. A

diferença de velocidade em termos de tempo de transmissão pode ser expressa como:

$$\Delta t = \frac{z}{C_O} - \frac{z}{C_{dis}} \quad (2.23)$$

A velocidade do som em uma dispersão depende do mecanismo de transmissão do ultra-som através da dispersão. Em suspensões sólido-líquido o mecanismo varia com o diâmetro dos sólidos. Para partículas de diâmetros relativamente menores que o do comprimento de onda (caso 1), admite-se que o meio é homogêneo e a velocidade de propagação é dada por:

$$C_{ls} = (\rho_{ls} k_{ls})^{-0,5} \quad (2.24)$$

onde:

$$\rho_{ls} = (1 - \varepsilon_s) \cdot \rho_l + \varepsilon_s \cdot \rho_s$$

e

$$k_{ls} = (1 - \varepsilon_s) \cdot k_l + \varepsilon_s \cdot k_s$$

No caso dos diâmetros das partículas serem relativamente maiores que o comprimento de onda (caso 2), as refrações e reflexões das ondas ultra-sônicas devem ocorrer nas interfaces entre os sólidos suspensos e a fase contínua. Neste caso, um segundo termo da Equação 2.25 foi proposto por WARSITO et al (1995) como:

$$\frac{z}{C_{dis}} = \frac{z(1 - \varepsilon_s \cdot G_s)}{C_O} + \frac{z \cdot \varepsilon_s \cdot G_s}{C_s} \quad (2.25)$$

onde:

$$G_s = \frac{1}{\gamma^2}$$

$$G_I = 1 + \frac{2}{5 \cdot \gamma^3} - \gamma^2 \cdot \left[ 1 - \left( 1 - \frac{1}{\gamma^2} \right)^{2/3} \right] + \frac{3}{5} \cdot \gamma^2 \cdot \left[ 1 - \left( 1 - \frac{1}{\gamma^2} \right)^{5/2} \right]$$

$$\gamma = C_s / C_0$$

Substituindo-se a Equação 2.25 na Equação 2.23 e rearranjando, tem-se:

$$\varepsilon_s = k_s \cdot \left( \frac{\Delta t}{z} \right) \quad (2.26)$$

onde:

$$k_s = \frac{C_s \cdot C_0}{G_I \cdot C_s - G_s \cdot C_0}$$

Na Equação 2.26 fica claro que se a temperatura for constante, a fração volumétrica de sólidos dependerá linearmente da variação do tempo de transmissão por unidade de comprimento.

Se o diâmetro das partículas sólidas não é muito diferente do comprimento de onda, oscilações das partículas sólidas em suspensão ocorrerão juntamente com refrações e reflexões devido a periódicas variações da pressão; simultaneamente a velocidade do som varia. Contudo, a velocidade ou tempo de transmissão, ao lado da temperatura, também depende da frequência do ultrassom, podendo-se assumir que a relação entre a fração volumétrica e a variação no tempo de transmissão, sob frequência constante, variará do caso 1 para o caso 2 com aumento do diâmetro do sólido e, de frequência, para valores constantes do diâmetro da partícula.

Transmissor e receptor são colocados diametralmente opostos em relação à seção reta do leito. As ondas ultra-sônicas são geradas como pulsos de sinais elétricos por um transmissor. Os pulsos do transmissor ultra-sônico são detectados por um receptor e convertidos em sinais elétricos. Após serem



amplificados os sinais são analisados por um osciloscópio digital e os tempos de transmissões são medidos.

Além da relativa complexidade do instrumental utilizado, uma significativa limitação para o presente método é quando o mesmo é aplicado a um meio de características atenuadoras consideráveis. Neste último caso, são exemplos: meios de viscosidade considerável, meios com frações volumétricas de sólidos acima de 1,0%, e meios com altas concentrações de gás. Nestes casos a potência do ultra-som sofrerá forte atenuação, dificultando a identificação da mesma frente a sinais de ruídos.

### Método da Condutividade Elétrica

A condutividade elétrica de dispersões tem sido determinada com auxílio de medidas da condutividade efetiva (NAELE & NADER, 1973). Em estudos mais recentes, URIBE-SALAS, GOMEZ, FINCH (1994) usaram a condutividade efetiva. Esta técnica baseia-se apenas nas medidas das condutividades efetivas da dispersão e da fase contínua isolada. Os modelos para sistemas trifásicos são empíricos e foram determinados, entre outros autores por BEGOVICH & WATSON (1978):

$$\frac{K_{l-s-g}}{K_l} = \varepsilon_l \quad (2.27)$$

O arranjo de medidas consiste numa célula de condutividade com dois eletrodos em forma de grade, cobrindo duas áreas da seção transversal do leito, separadas por uma certa distância. Quando adequadamente confeccionadas estas células permitem um movimento relativamente livre das fases e formação de um campo elétrico relativamente uniforme entre os eletrodos. A possibilidade de interferência do instrumental utilizado no comportamento fluidodinâmico do escoamento das fases é a grande desvantagem do presente método.

### Método das Flutuações de Pressão

A análise das flutuações de pressão tem sido usada com sucesso para estudar a qualidade da fluidização, natureza destas flutuações em sistemas gás-líquido-sólido e determinação de frações volumétricas das fases em sistemas di- e trifásicos. FAN et al. (1986) foram os primeiros a adotarem esta técnica para estudar as flutuações de pressão e os regimes de transição de fluxo em um leito fluidizado e concluíram que esta técnica também pode ser utilizada para estudar o comportamento do regime de fluxo. Encontraram que as funções da densidade do espectro de potência (PSDFs) comportam-se de modos distintos para diferentes regimes de fluxo. Também deduziram que a média da raiz quadrada das flutuações de pressão apresentam dependências distintas com as velocidades superficiais das fases líquida e gasosa em cada regime. Este comportamento indicou que as variações nas médias (RMS) das flutuações com a velocidade também podem ser utilizadas com o objetivo de caracterizar a transição de um regime de fluxo para outro (FAN, 1989).

Os sensores de pressão estática são distribuídos ao longo do comprimento axial do leito e os sinais das flutuações de pressão são transmitidos por transdutores, confeccionados em materiais semi-condutores, para um conversor A/D de 16 canais conectado a um microcomputador. As frequências dos sinais e o tempo dessas amostragens são transmitidos durante o estudo. O método baseia-se no fato de que os sinais de flutuação de pressão em uma dada posição são estatisticamente estacionários e únicos para uma certa condição de operação.

Os sinais de flutuação de pressão foram estudados por ZHENG, YAO, FENG (1988) em um leito fluidizado ar-água-bolas de vidro, tendo os autores observado que as características do RMS e das PSDFs dos sinais das flutuações de pressão variam com as condições de operação do sistema. Obtiveram critérios para identificação do regime de fluxo e mostraram que a fração volumétrica da referida fase não é idêntica em diferentes posições axiais do leito.

Duas desvantagens são marcantes no presente método. Os transdutores de pressão semicondutores devem ser calibrados imediatamente após cada medida, para assegurar consistência correta às medidas posteriores e, somente em leitos construídos com colunas de considerável comprimento, com um mínimo de 2,7 m permitem a identificação de consideráveis flutuações de pressão.

### Método do Fechamento Simultâneo das Alimentações de Gás e Líquido

As frações volumétricas das fases líquida e gasosa podem ser determinadas pela técnica do fechamento simultâneo das entradas das fases gasosa e líquida conforme o trabalho de CAMPOS & SILVA (1996). As linhas de alimentação são fechadas simultaneamente e o gás contido no leito trifásico é liberado para a atmosfera. Quando isto acontece o nível de líquido diminui de altura  $\Delta h$ , correspondente ao volume de gás contido no leito trifásico. Sendo assim,  $\varepsilon_g$  é dado por:

$$\varepsilon_g = \frac{\Delta h}{H} \quad (2.28)$$

A fração volumétrica de sólidos é obtida por diferença, com auxílio da Equação 2.3 e a retenção da fase líquida é estimada com aplicação da Equação 2.1. As desvantagens associadas ao referido método são: as interrupções dos fluxos das fases, com conseqüentemente modificações na fluidodinâmica do reator e; a dificuldade de ser aplicado quando a fase gasosa é originada pelo próprio sistema, como produto de reações químicas (liberação de  $\text{CO}_2$  na fermentação da glicose para obtenção de etanol).

### Método da Intensidade de Luz Transmitida ou Espalhada

Com o aumento da concentração de biomassa, a transparência óptica do meio de cultura diminui e, assim, a turbidez aumenta. Em consequência, a intensidade de um feixe luminoso emergente diminui e, a quantidade de luz espalhada aumenta. Preocupados com a interferência das bolhas de gás que são produzidas durante processos fermentativos, MELZER & JAENICKE (1980) não utilizaram medidas diretas da turbidez ao longo do comprimento de seus biorreatores de pesquisa. Neste caso utilizaram uma câmara para degasagem e parte do fluxo da suspensão de biomassa foi desviado por bombeamento contínuo para um compartimento de medidas instalado em paralelo ao reator. Entretanto, este procedimento provoca danos aos flocos e as medidas não representam a distribuição real dos mesmos no biorreator.

Em um fermentador batelada GUILLOU et al. (1996) acompanharam o crescimento do número de biocatalisadores através de medidas diretas da luminosidade refletida pelo meio. O fermentador utilizado continha células em suspensão de *Saccharomyces cerevisiae*, em meio sintético a base de glicose. Desta forma, a suspensão foi bombeada e o espalhamento da luz pela mesma foi medido fora do fermentador por um espectrofotômetro. Um certo volume da suspensão equivalente a 1,5 % do volume do reator foi desviado para uma seção de medidas. Os dados relativos às medidas foram enviados para um microcomputador para registro e análise. Os resultados do presente método foram comparados com resultados obtidos por técnica de amostragem, obtendo-se boa convergência. Entretanto, as condições do reator não foram fielmente reproduzidas.

Medidas diretas da fração volumétrica de biomassa ao longo do comprimento axial de um 3PFBB, contendo como biocatalisadores leveduras flocculantes, foram realizadas por VASCONCELOS (1995), utilizando valores da intensidade de um feixe de luz emergente do leito. Neste caso as medidas podem ser realizadas de modo direto devido ao desenvolvimento de um modelo matemático obtido por adaptação de lei de Lambert-Beer para este tipo de

sistema. O citado modelo matemático considerou que o efeito das bolhas de gás sobre o feixe luminoso pode ser desprezado. O instrumental utilizado consta basicamente de uma lâmpada de filamento incandescente, como fonte de luz, e um luxímetro como detector do feixe de luz emergente VASCONCELOS et al (1996). As intensidades de luz e a fração volumétrica da fase sólida (flocos de biomassa) são correlacionados pela expressão:

$$\varepsilon_s = \frac{\ln\left(\frac{I_v}{I}\right)}{\mu_{g-l-s}} \quad (2.29)$$

Os resultados obtidos pelo emprego da Equação 2.29 foram comparados com valores obtidos por técnica de amostragem, obtendo-se excelente convergência entre os valores.

O espalhamento da intensidade de um feixe de luz visível foi utilizado por VASCONCELOS, SANTOS, PEREIRA (1997), para determinar a fração volumétrica de partículas de aveia no topo de um leito fluidizado gás-líquido-sólido, onde a fração volumétrica de sólidos é considerada relativamente pequena. As partículas de aveia simularam flocos de levedura. A fase líquida foi a água contendo corante e, em lugar de CO<sub>2</sub>, a fase gasosa foi simulada pela injeção de ar. A fração volumétrica de sólido foi correlacionada com a intensidade de luz espalhada pela equação:

$$\varepsilon_s = k' \cdot (I - I_v) \quad (2.30)$$

Também neste caso, os resultados convergiram com dados obtidos pela aplicação da técnica de amostragem.

## 2.8 Conclusões

A elaboração de uma modelagem adequada para biorreatores de leito fluidizado trifásico requer ainda um minucioso estudo e determinações de importantes parâmetros, tais como:

Tipo de Regime de Fluxo – Até o presente momento, tem-se estudado e identificado três tipos distintos de regimes de fluxo através do controle da intensidade da velocidade da fase gasosa: HBR, TR e TBR. Entretanto, em alguns biorreatores, a fase gasosa encontra-se presente apenas como produto da biorreação, não se prestando como meio de controle para as condições operacionais do leito.

Fração Volumétrica da Biomassa - Têm-se mostrado que as partículas sólidas não estão distribuídas de maneira uniforme ao longo do comprimento axial do biorreator, e por isto deve-se considerar que uma aproximação de um perfil homogêneo para um modelo fluidodinâmico, pode levar o mesmo a um grande desvio da realidade.

Densidade das Biopartículas – Deve ser observado por aqueles que trabalham com biocatalisadores, de que tais partículas possuem densidades muito próximas as da fase líquida, geralmente da ordem de 1,03 a 1,2 g/cm<sup>3</sup>. A relevância desta observação prende-se ao fato de que a maioria dos trabalhos realizados até a presente data oferece dificuldades de extrapolação de seus resultados, para explicar o comportamento de um biorreator com microrganismos floculantes, uma vez que muitos deles foram realizados com materiais de consideráveis diferenças de densidades entre as fases sólida e líquida, ou seja, utilizaram materiais inertes não biológicos ou biopartículas imobilizadas.

Entre os métodos de medidas da fração volumétrica da biomassa, os de atenuação e espalhamento da luz visível parecem ser os mais adequados para serem adaptados e utilizados num trabalho de medidas diretas da fração

volumétrica de biomassa. A justificativa para tal opção baseia-se no fato de que o biorreator utilizado encontra-se em escala de laboratório, e de que o mesmo é confeccionado em material transparente; permitindo o uso desses métodos, os quais não causam perturbações no regime de escoamento. Esses métodos oferecem vantagens adicionais, que são a simplicidade e o baixo custo dos equipamentos utilizados.

## **CAPÍTULO 3: APARELHAGEM E PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS**





### 3.1 Introdução

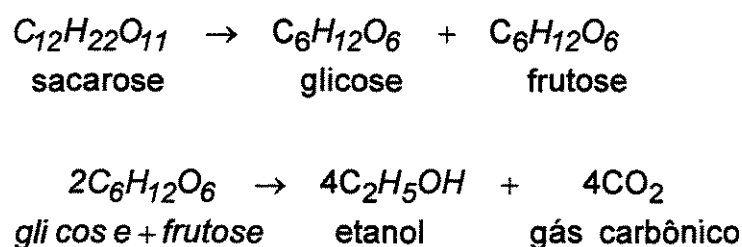
Quando se deseja realizar medidas da fração volumétrica de sólidos em um leito fluidizado trifásico, uma das principais preocupações é a eliminação de possíveis perturbações no escoamento. A utilização de métodos diretos de medidas, semelhantes aos de atenuação de radiações nucleares ou luminosas possibilita a ausência dessas perturbações.

Foi desenvolvido um método para realização de medidas diretas da fração volumétrica da biomassa em leito fluidizado trifásico e aplicado nesta etapa do trabalho. A técnica básica empregada foi a da turbidimetria, ou seja, a medida do teor de sólidos em suspensão no leito, como função da variação de intensidade de um feixe luminoso que atravessa o biorreator. Para estabelecer uma correlação adequada entre a fração volumétrica de biomassa e a intensidade luminosa, foram testados modelos matemáticos existentes na literatura, os quais são empregados para descrever as variações das intensidades de radiações em função de respectivas variações nas concentrações de constituintes do meio. Para facilitar a aplicação de técnicas turbidimétricas o biorreator foi confeccionado em material transparente, de forma a permitir medidas em diferentes posições ao longo de seu comprimento axial. As variações radiais da fração volumétrica de biomassa em qualquer seção transversal do biorreator são consideradas desprezíveis.

A necessidade de confecção de uma curva de calibração, para interpretação de medidas de fração volumétrica de biomassa a partir da variação de intensidade de um feixe de luz, requer geralmente a utilização de métodos convencionais como o de amostragens, o qual caracteriza-se por promoverem perturbações ao escoamento. No caso dos experimentos realizados neste trabalho, as amostras foram retiradas no final do período de operação do biorreator, utilizando-se aparelhagem especialmente elaborada para retiradas de amostras com um mínimo de perturbação no fluxo possível.

### 3.2 Descrição Geral da Montagem

Os experimentos para determinação da distribuição axial da fração volumétrica de biomassa em um biorreator de leito fluidizado trifásico foram realizados com auxílio do processo de produção de etanol a partir de leveduras floculantes (DOMINGUES et al., 1999). O leito fluidizado trifásico ocorre com a passagem de um fluxo ascendente de substrato (fase líquida) através dos flocos de biomassa (fase sólida). A presença de uma fase gasosa neste processo (essencialmente  $\text{CO}_2$ ) é devido à produção desse gás como produto da seguinte reação:



O biorreator propriamente dito tem formato cilíndrico. No topo do biorreator existe um alargamento gradual do diâmetro do sistema até a formação de uma câmara de seção cilíndrica de diâmetro igual à extremidade superior deste alargamento; dando origem à obtenção de um processo de separação do tipo "flash", no qual o sólido é forçado a se separar do líquido em virtude de considerável redução na velocidade desta última fase. O substrato é alimentado continuamente pela base do biorreator e retirado do sistema com auxílio de um selo hidráulico, o qual regula o nível do substrato constante no sistema e evita a saída conjunta de gás e líquido por uma única passagem. O gás produzido no sistema pela reação de fermentação sai pelo topo da câmara de separação e pode ter sua vazão medida separadamente. A biomassa permanece no sistema em regime de batelada, enquanto que a fase líquida entra e sai do sistema continuamente.

Para uma melhor descrição da aparelhagem utilizada, a mesma foi dividida em: de processo e instrumental. A aparelhagem de processo é constituída do biorreator propriamente dito e do sistema de alimentação de substrato. A aparelhagem instrumental compreende uma fonte luminosa, um sistema de colimação do feixe de luz, um detector para intensidade de radiação luminosa e um registrador dessa intensidade.

### **3.3 Aparelhagem de Processo**

#### **3.3.1 Biorreator**

Conforme as características básicas de um fermentador do tipo torre, o biorreator utilizado neste trabalho compõe-se basicamente de uma coluna cilíndrica de 5 cm de diâmetro interno por 150 cm de altura (Figura 3.1), mantendo uma razão diâmetro/altura da ordem de 30. Conforme recomendação da literatura (MORITZ, VAQUEIRO, MASCOTT, 1981) a obediência a razões acima de 20 auxilia a eliminar efeitos de parede sobre os flocos e permitir a observação dos trajetos e efeitos de mistura, causados pela ascensão de bolhas de gás desprendidas durante a fermentação. A coluna foi confeccionada em vidro (Pyrex) para favorecer a observação de fenômenos visíveis no escoamento multifásico, semelhante à coalescência das bolhas, formação de sedimentos, etc. No topo da coluna de vidro existe uma coluna de maior diâmetro de 15 cm, cujo corpo cilíndrico foi confeccionado em aço inoxidável e cuja base cônica foi confeccionada em vidro. A altura desta câmara de separação de fases é de 25 cm.

A separação dos sólidos dos fluxos das fases líquida e gasosa é obtida por redução da velocidade do líquido a valores abaixo da velocidade de fluidização com o aumento da área de escoamento. A separação das fases líquida e gasosa é obtida com auxílio de um selo de líquido (selo hidráulico). O selo de líquido mantém um nível constante de substrato na câmara de separação. O selo também induz, por diferença de pressão, aos gases formados saírem pelo topo da câmara

de separação, facilitando as medidas da vazão da fase gasosa, as quais podem ser realizadas com auxílio de um rotâmetro ou bolhômetro.

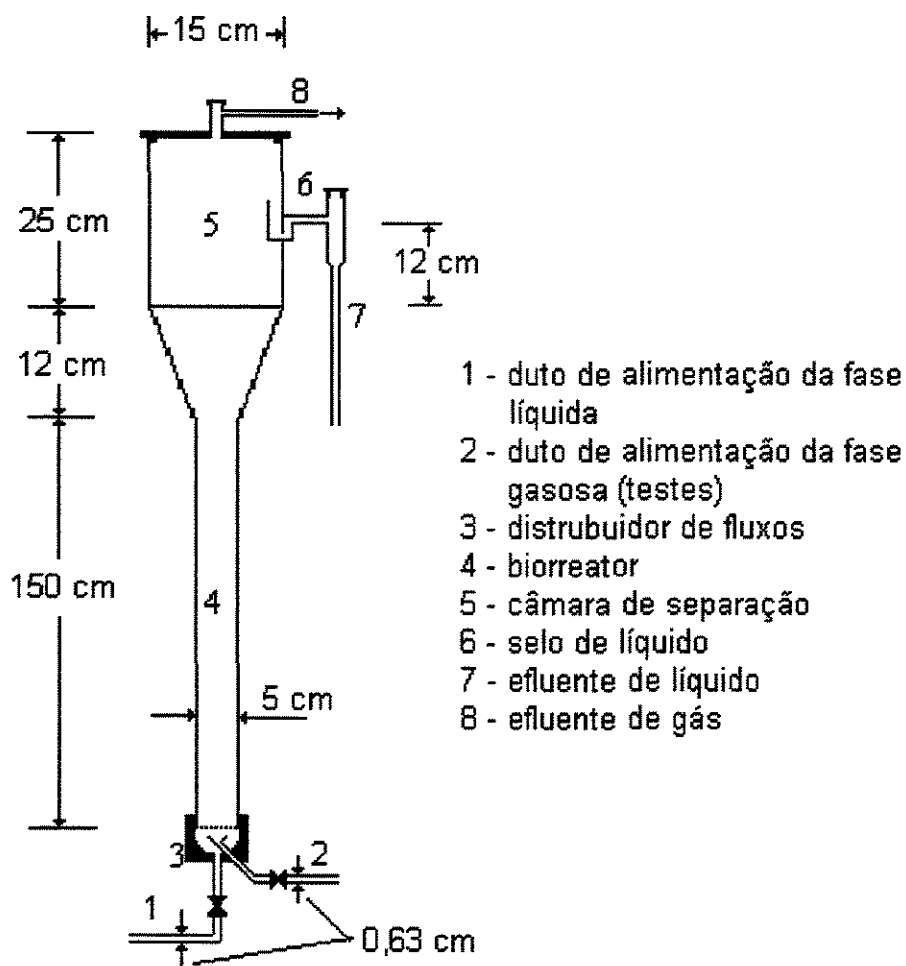


Figura 3.1 - Esquema mostrando componentes do biorreator utilizado na produção de etanol em leito fluidizado com levedura floculante

Na base da coluna que compreende o biorreator existe uma placa porosa apoiada por uma base de PVC, ligada ao biorreator por meio de rosca. A placa serve como distribuidor para a fase líquida e suporte para o leito. É confeccionada em vidro sinterizado, semelhante às que são encontradas em cadinhos de Gush. Com isto, procurou-se também eliminar possíveis interferências do material de confecção da placa distribuidora na cinética da fermentação, por inibição da atividade dos microrganismos em presença de certos materiais metálicos (Cobre, por exemplo). A Figura 3.2 apresenta uma fotografia do biorreator.

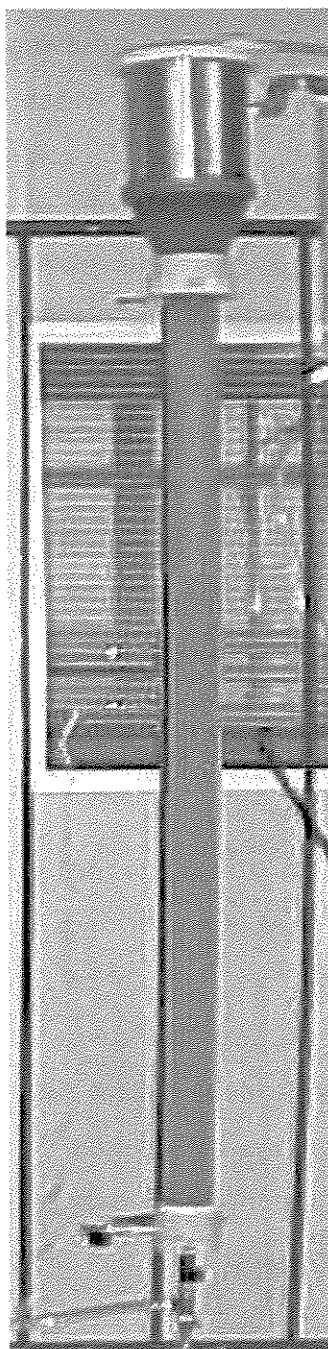


Figura 3.2 – Fotografia do biorreator de leito fluidizado trifásico

### 3.3.2 Sistema de alimentação de substrato

Os biorreatores que operam em regime contínuo necessitam de alimentação contínua de reagentes que, neste trabalho, é a fase líquida, ou substrato, ou o meio de cultivo. Em geral, o recipiente ou tanque de armazenagem de substrato deve possuir capacidade tal que assegure funcionamento ininterrupto do biorreator. Volumes inadequados, disponíveis para uma alimentação contínua, podem causar paradas indesejáveis no sistema, provocando sedimentação de todo o leito por falta de fluxo da fase responsável pela fluidização dos sólidos. Por outro lado, em experimentos de fermentação contínua, em escala de laboratório, deve-se ter o cuidado de não armazenar uma grande quantidade de substrato, o qual poderá ficar sujeito à contaminação. Como o volume do biorreator é de cerca de 6,7 litros, o recipiente de armazenagem e alimentação de substrato foi confeccionado com capacidade de 60 litros, estimado para garantir a operação por cerca de 10 tempos de residência, de forma a permitir o reabastecimento do sistema de alimentação sem prejudicar a continuidade do processo.

Abaixo do recipiente de armazenagem foi instalada uma bomba dosadora do tipo diafragma, de fabricação da Metering Pumps Ltda., com capacidade para transportar 1,0 L/min. Como as vazões necessárias aos experimentos foram menores (0,03 a 0,08 L/min), parte do líquido recalado pela bomba foi desviado para o próprio recipiente de armazenagem de substrato, por meio uma linha de retorno. As linhas de condução dos fluxos de substrato foram montadas com auxílio de mangueiras plásticas do tipo cristal. As vazões para o biorreator e para a linha de retorno foram controladas com auxílio de válvulas apropriadas, do tipo agulha. A Figura 3.3 ilustra um esquema com a disposição dos componentes utilizados na alimentação de substrato.

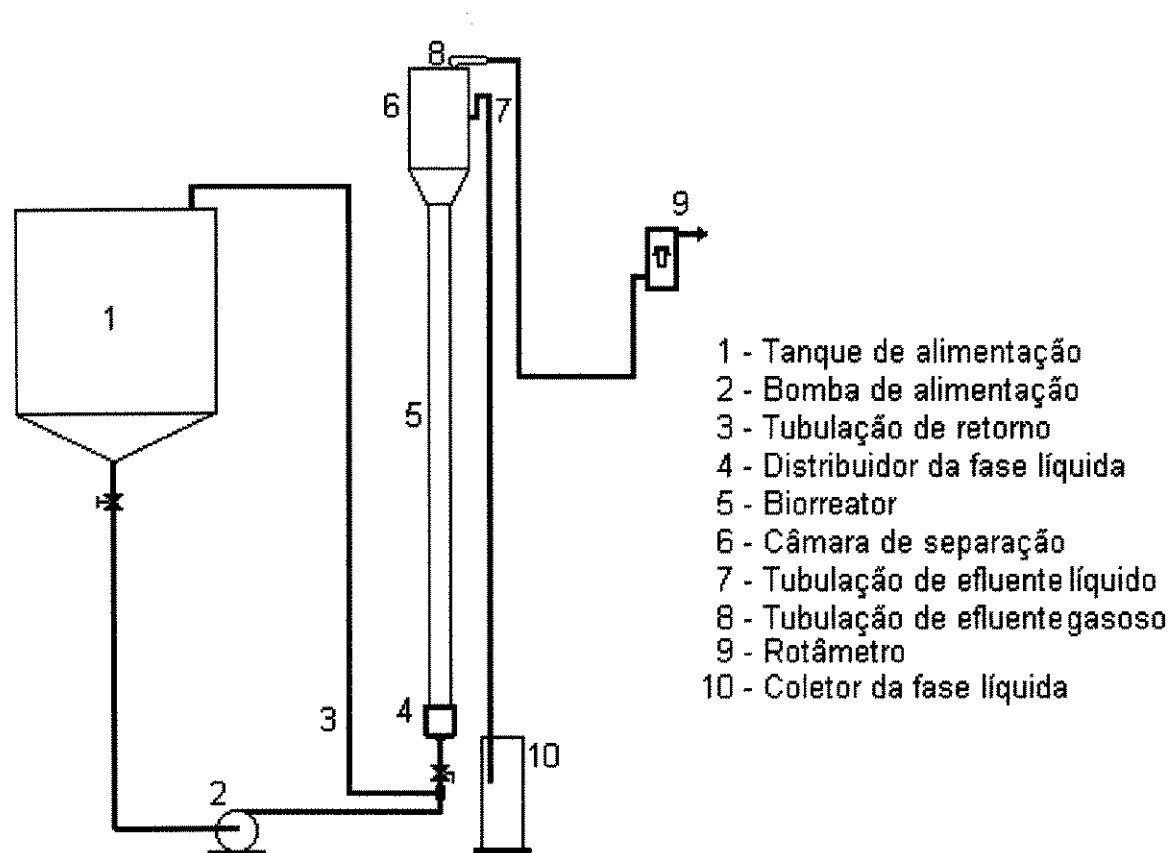


Figura 3.3 – Esquema da aparelhagem mostrando o sistema de alimentação de substrato

Para impedir a contaminação do substrato retido pelo tanque de armazenagem, a tampa de vedação foi substituída por um tampão de algodão hidrófilo e estéril que funcionou como filtro de ar. Também não foi necessária a instalação de uma saída para respiração da parte interna deste tanque, uma vez que a função de respiro foi realizada pelo tampão de algodão. Este recipiente foi instalado a uma altura de cerca de 1,5 m, acima do piso do laboratório. A Figura 3.4 apresenta uma fotografia do arranjo experimental utilizado.



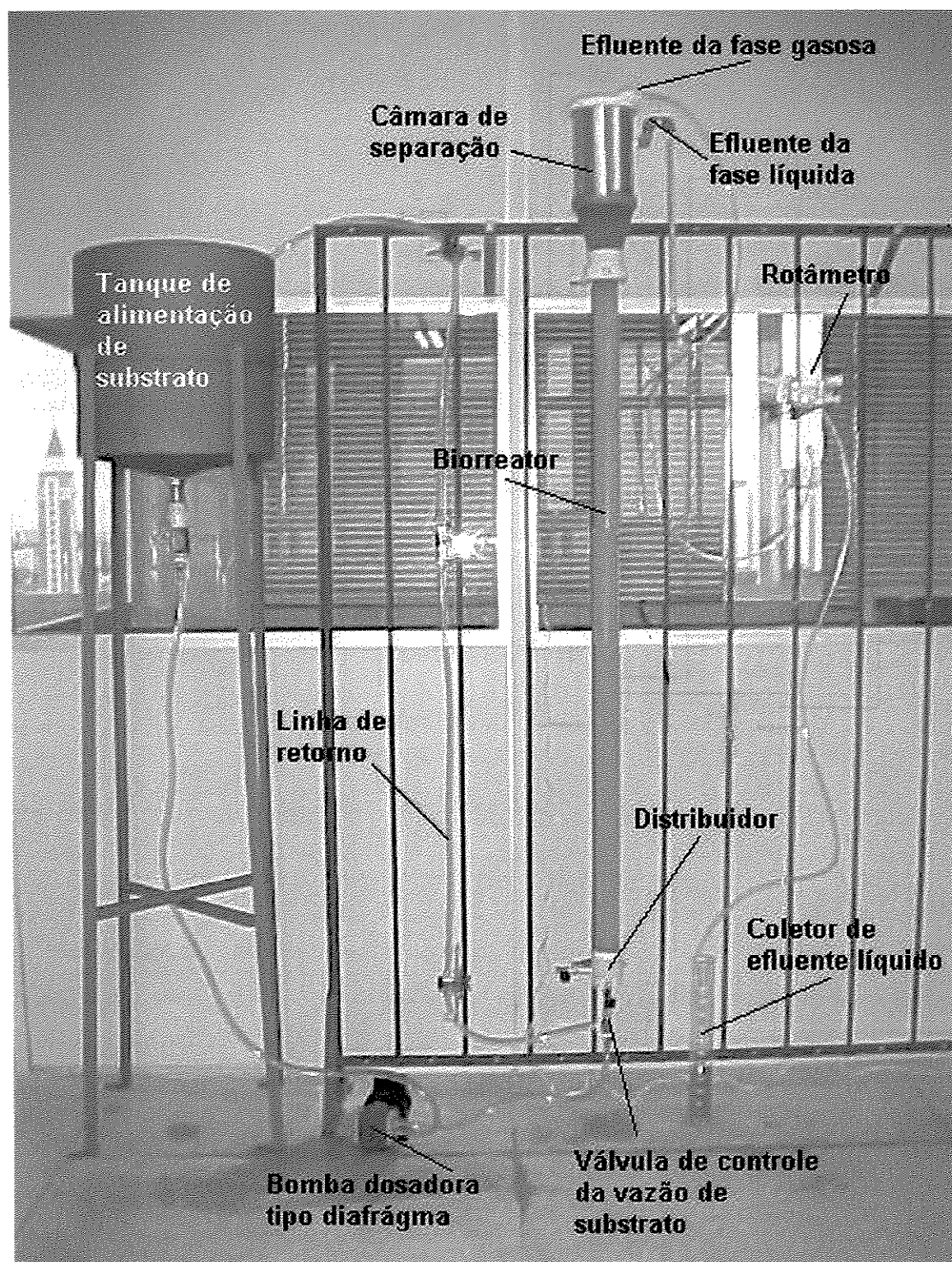


Figura 3.4 – Fotografia da aparelhagem utilizada no processo de produção de etanol com leveduras floculantes

### 3.4 Instrumental de Medidas da Fração Volumétrica de Biomassa

A determinação da fração volumétrica de sólidos em um meio heterogêneo gás-líquido-sólido, por meio do espalhamento de luz visível, baseia-se na variação da turbidez do meio, provocada por um aumento ou redução da concentração de sólidos em suspensão. Neste caso, uma fonte luminosa colocada diametralmente oposta em relação a um detector, em uma seção reta qualquer de um biorreator, tem a intensidade do feixe luminoso emergente atenuada por meio das fases presentes. Como se espera que o coeficiente linear de espalhamento da biomassa seja maior que os das fases líquida e gasosa, atribui-se uma grande parte da atenuação do feixe luminoso à biomassa.

Para determinação experimental da fração volumétrica de biomassa, o feixe produzido pela fonte precisa estar colimado com o detector para evitar interferências de outras fontes presentes nas proximidades do ponto de medidas. Além da colimação do feixe luminoso e do detector, outra providência a ser tomada para aplicação deste método é evitar ao máximo a detecção de luz proveniente de retroespalhamento; o que pode causar interferências destrutiva nos resultados obtidos.

Como fonte luminosa foi utilizada uma lâmpada de filamento incandescente de 45 Watts e, como detector, uma fotocélula de um luxímetro digital de fabricação Minipa, modelo MLM-1332, munido de seletor para operar em faixas de intensidades máximas correspondentes a: 200 lux, 2000 lux, 20000 lux e 200000 lux. Este medidor de intensidade luminosa sofreu modificações em seu circuito eletrônico para melhorar sua estabilidade de registro dessa intensidade, em função das constantes variações durante os experimentos.

Os suportes dos componentes fonte e detector de intensidade luminosa foram acoplados entre si por meio de parafusos e posicionada em torno da seção transversal do biorreator. Este sistema foi confeccionado também com os objetivos de colimar o feixe luminoso (Figura 3.5).

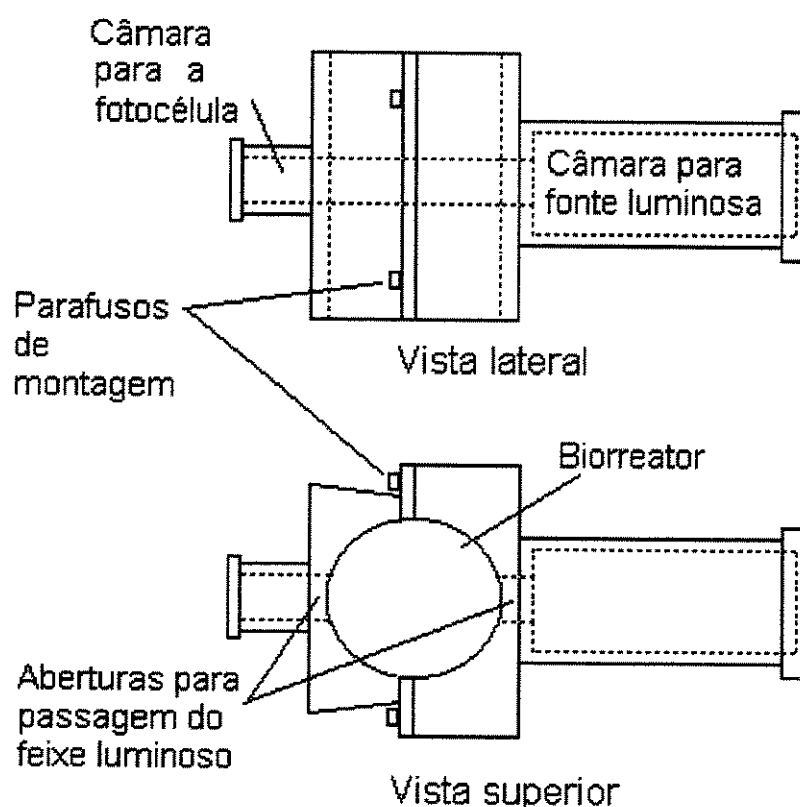


Figura 3.5 – Esquema com detalhes da construção do suporte de sustentação do conjunto fonte-detector de intensidade luminosa

A câmara de localização da fonte luminosa tem formato cilíndrico com 4,6 cm de diâmetro interno e 10,0 cm de comprimento. Sua abertura de colimação do feixe luminoso tem 2,0 cm de diâmetro. Esta câmara é vedada através de uma tampa por meio de rosca. Uma abertura no corpo cilíndrico, próxima à tampa, permite a passagem dos fios elétricos de ligação do soquete da lâmpada à fonte de energia elétrica. A câmara de localização da fotocélula para detecção do feixe luminoso foi adaptada com a conexão do próprio detector do luxímetro ao conjunto. As duas câmaras quando acopladas formam uma aparelhagem que permite ao conjunto ajustar-se externamente ao biorreator, além de permitir também o deslocamento axial do conjunto.

Para obter uma melhor dissipação do calor gerado pela fonte de luz e menor peso, o conjunto foi confeccionado em alumínio. Foi ainda revestido na região de acoplamento à seção de medidas com uma pintura preto-fosca, para não permitir que a luz desviada pelas partículas em suspensão fosse retroespalhada para o detector (Figura 3.6).

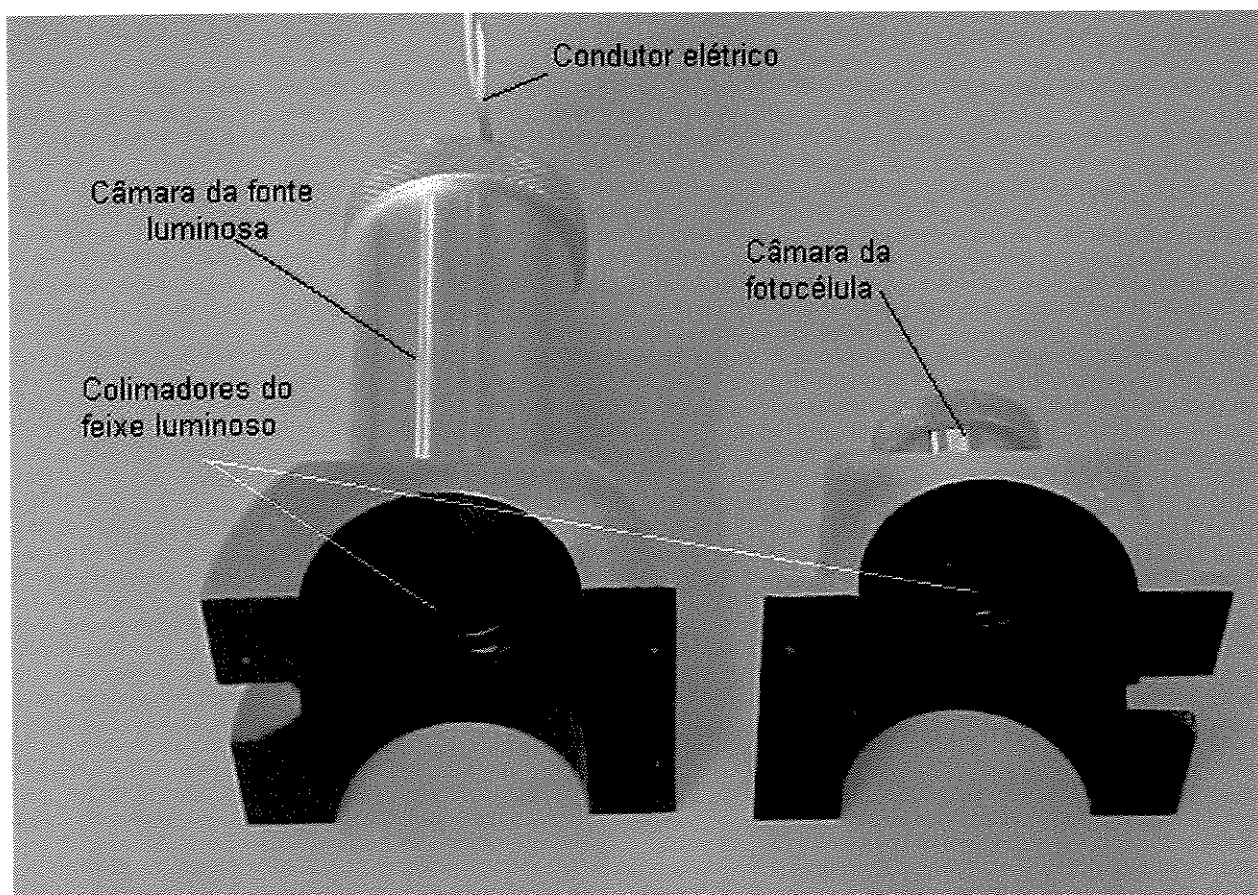


Figura 3.6 - Fotografia mostrando detalhes dos suportes para o conjunto fonte-detector de intensidade luminosa

Com o sistema acoplado ao biorreator (Figura 3.7) e ligado a uma fonte de energia elétrica, obtém-se um feixe luminoso partindo da fonte, atravessando uma dada seção transversal do biorreator e atingindo o detector. Esta intensidade luminosa pode ser medida sem a presença de biomassa (Figura 3.8) e com a presença da biomassa (Figura 3.9); permitindo que se possa correlacionar

diferentes intensidades de luz para diferentes intensidades de concentração de sólidos em suspensão.

Para fazer corresponder essas intensidades de luz obtidas com as respectivas frações volumétricas de biomassa, as diferentes medidas em presença da biomassa são correlacionadas com a intensidade média de luminosidade correspondente às medidas realizadas com a ausência da fase sólida. A análise e correlação dos dados experimentais permitem obter uma curva de calibração por ajuste de modelos matemáticos propostos para fenômenos semelhantes a este envolvendo o espalhamento de radiações ao atravessarem meios de diferentes constituições.

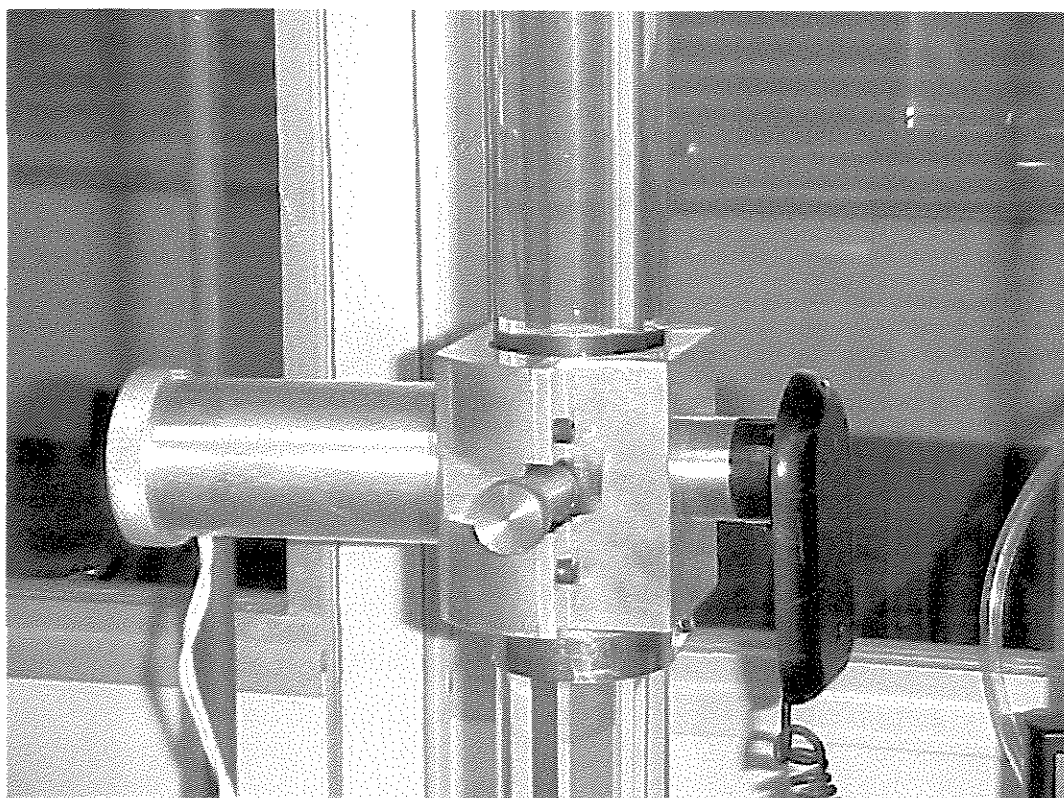


Figura 3.7 – Fotografia mostrando o conjunto fonte-detector de intensidade luminosa acoplado à seção de medidas no biorreator

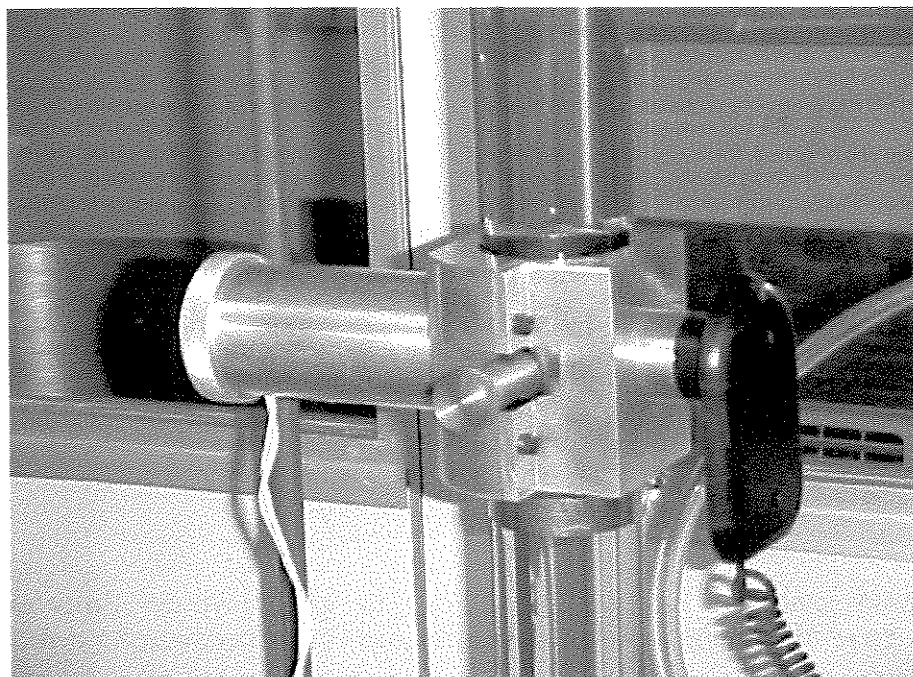


Figura 3.8 – Fotografia do arranjo instrumental durante as medidas de intensidade luminosa sem a presença de biomassa no biorreator

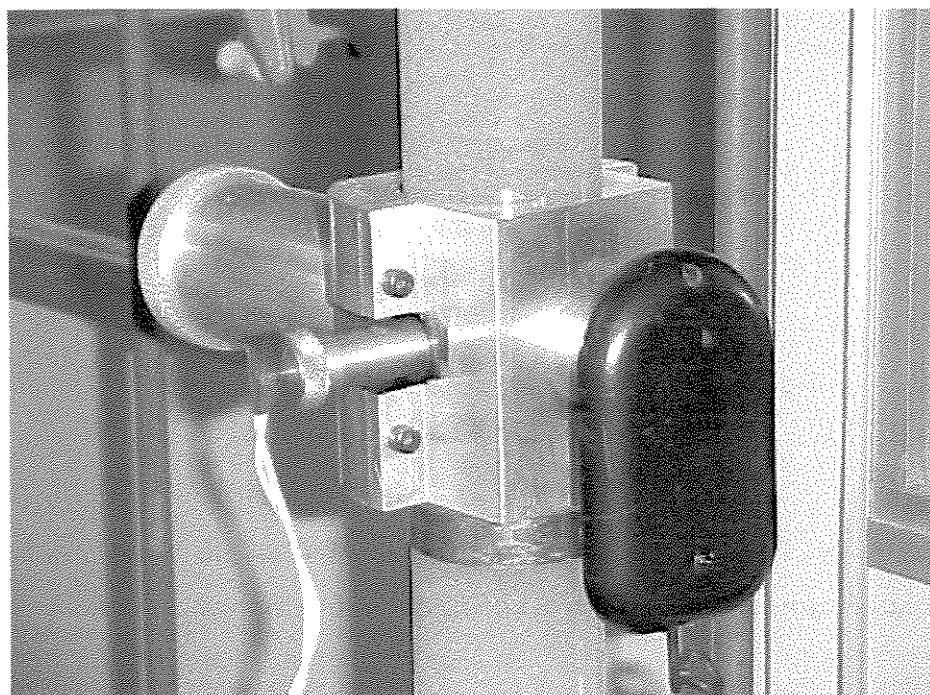


Figura 3.9 – Fotografia do arranjo instrumental durante as medidas de intensidade luminosa com a presença de biomassa no biorreator

### 3.5 Procedimentos Experimentais

#### 3.5.1 Biomassa

O microrganismo selecionado na execução deste trabalho foi a levedura *Saccharomyces cerevisiae* **UFPEDA 1016**, pertencente à coleção de microrganismos do Departamento de Antibióticos da UFPE. A escolha desta linhagem foi devido à mesma apresentar boas características de floculação (VASCONCELOS, 1995).

O meio utilizado para conservação da linhagem de *Saccharomyces cerevisiae* **1016** foi o meio sólido de **Sabouraud** cuja composição é mostrada na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Composição do meio de conservação da *Saccharomyces cerevisiae* **1016**.

Componente	Quantidade
Glicose	20 g
Peptona	10 g
Ágar	20 g
Água destilada	1000 mL

As condições de esterilização do meio de conservação foram obtidas pela permanência em autoclave durante 20 minutos, sob temperatura média de 120 °C.

O meio utilizado para o crescimento e fermentação da biomassa foi à base de sacarose (açúcar cristal) - 20,0 g/L, sendo suplementado com peptona de caseína - 3,0 g/L, extrato de levedura - 3,0 g/L e água destilada. O pH do meio

foi ajustado para 5,5, utilizando-se uma solução 4N de  $H_2SO_4$ . A utilização da peptona de caseína foi devido à necessidade de se produzir um meio de cultura o mais claro possível, para facilitar a utilização do método de medida da fração volumétrica de sólidos por meio de radiação luminosa. A esterilização deste tipo de meio foi realizada em autoclave a  $120^{\circ}C$  durante 30 minutos.

Como forma de proteção contra contaminações por microrganismos indesejáveis foi adicionada ao meio de fermentação a conjugação de dois antibióticos, Virginiamicina e Tetraciclina, nas concentrações de 10 mL/L e 20 mL/L, respectivamente. Os referidos antibióticos antes de serem adicionados ao mosto de alimentação do biorreator, foram devidamente esterilizados com éter etílico (VASCONCELOS, 1995) e, só então, suas soluções foram preparadas, com água estéril, em cabine de fluxo laminar e, posteriormente, adicionados ao meio.

Inoculou-se a levedura *Saccharomyces cerevisiae* **UFPEDA 1016**, partindo-se da linhagem pura em meio sólido, em tubo contendo 10 mL do meio de propagação (crescimento) e, se deixou à temperatura ambiente ( $30 \pm 2^{\circ}C$ ) por 24 horas. Posteriormente, este tubo serviu para inocular um frasco de Erlenmeyer contendo 40 mL do meio. Após 24 horas a temperatura ambiente, transferiu-se todo o conteúdo para outro frasco de Erlenmeyer contendo 200 mL de meio e, transcorrido o período de 24 horas, todo o conteúdo foi transferido para um balão contendo 750 mL de meio. Ao final de 24 horas, todo o material do balão serviu para inocular o fermentador tubular do arranjo experimental, que já continha 5,0 litros de meio, também estéril. O biorreator foi mantido em regime de batelada por 24 horas com a finalidade de promover a propagação da biomassa necessária à realização dos ensaios. Transcorrido esse período de tempo, a válvula de controle da vazão do biorreator foi aberta, iniciando-se a operação em regime contínuo.

As transferências de todos os inóculos foram realizadas segundo técnicas assépticas e todos os cultivos foram mantidos à temperatura ambiente ( $30 \pm 2^{\circ}C$ ). Foi introduzido no biorreator um inóculo de volume inicial 1,0 litro, contendo cerca de 6,45 g de biomassa, considerado adequado para a realização desse trabalho.



Durante a etapa de inoculação foram realizadas medidas de diâmetros dos flóculos com auxílio de uma câmara fotográfica digital Mavica, marca SONY, modelo MVC-FD73. A medida em que os flóculos iam sendo introduzidos no biorreator, pelo topo do leito, as fotografias dos mesmos iam sendo realizadas com a câmara ajustada para obtenção de uma ampliação da imagem por um fator de 10 e qualidade fina, trabalhando no modo Bitmap. Foram realizadas estimativas dos diâmetros equivalentes dos flocos, confinados a uma determinada região do leito, com auxílio de comparações dessas dimensões a medidas conhecidas e traçadas nas paredes de vidro da referida região. Um diâmetro representativo para as partículas de biomassa foi calculado de correlações utilizadas em análises granulométricas (MASSSARANI, 1977), tendo-se obtido um diâmetro médio equivalente a 0,0335 cm.

### **3.5.2 Esterilização das instalações**

Os processos empregados para esterilização podem ser físicos ou químicos. Nos processos físicos, pode-se utilizar calor, radiações, vibrações sônicas, como formas mais comuns. Os processos químicos se classificam em dois grupos: desinfetantes e agentes quimioterápicos. Os desinfetantes são as substâncias que agem diretamente sobre a estrutura microbiana, causando a morte do microrganismo. As substâncias quimioterápicas são aquelas que interrompem, na maioria dos casos, as vias metabólicas dos microrganismos. Tanto os desinfetantes como os quimioterápicos podem ser microbicidas, causando a morte do microrganismo ou microbiostático, impedindo apenas sua proliferação. Na maioria dos casos essa distinção não é nítida e a mesma substância, dependendo da dose empregada, poderá agir de uma ou de outra forma.

No arranjo experimental, devido à conformação espacial e a natureza do material de confecção, a utilização de agentes físicos não foi recomendável. Não havia possibilidades do uso de calor, pois partes das instalações eram de PVC. A

utilização de radiação também foi impraticável uma vez que haviam espaços físicos distintos, com ocorrência de locais de difícil acesso, exigindo a utilização de diferentes fontes de radiação; o que oneraria bastante esse tipo de processo de esterilização. Optou-se então, pelo uso de agentes químicos desinfetantes dissolvidos em água, por ser uma forma menos dispendiosa e por se adequar à conformação física do próprio sistema que foi construído para permitir um fluxo contínuo de líquido através de todos os seus espaços internos. Utilizou-se então uma solução de hipoclorito de sódio a 5% v / v.

Antes da realização dos experimentos, todo o sistema foi desinfetado, conforme adotado em procedimentos práticos e processos industriais. A solução desinfetante foi utilizada de modo a promover uma purga no sistema, ou seja, preenchia-se cada componente do sistema até transbordamento da solução, expulsando-se assim todos os gases ambientais. Todo o sistema foi mantido com solução de hipoclorito durante um tempo de 5 horas, após o qual a solução foi descarregada. Em seguida, procedeu-se várias lavagens, fazendo-se passar água destilada por todo o sistema, até que as águas residuais dessas lavagens não apresentassem mais reação alcalina, sendo verificada com auxílio de papel indicador de pH na faixa de 1 - 10 de fabricação da MERCK, deixando-se o sistema com pH em torno da neutralidade.

Na etapa final do processo de esterilização por desinfecção, o sistema foi preenchido com água destilada, até transbordar todos os componentes como forma de purga final. No tanque de alimentação foi então colocado um tampão confeccionado de algodão hidrófilo estéril e a água de purga foi descarregada desse recipiente. O mesmo procedimento foi adotado para as linhas de condução de substrato e biorreator. As descargas das águas de lavagem da solução de hipoclorito foram feitas através de uma válvula de drenagem, instalada na parte mais baixa do sistema, garantindo, com isso, uma operação bastante eficiente. O ar admitido no sistema passava então, pelos filtros colocados nas entradas de cada componente, o que possibilitou baixos níveis de contaminação nos ensaios com o biorreator.

### 3.5.3 Condições operacionais

O trabalho com a aparelhagem montada para realização dos experimentos foi direcionado basicamente em duas etapas. A primeira etapa foi a elaboração e construção de um arranjo experimental, com o objetivo de fornecer condições para a condução de um processo contínuo de produção de etanol em biorreator de leito fluidizado trifásico com levedura floculante. A segunda etapa foi a utilização dessa aparelhagem para a realização das seguintes tarefas:

- i) Realizar experimentos com o biorreator em condições de operação bem definidas, como a manutenção da vazão do substrato durante períodos definidos de tempo e;
- ii) realizar medidas diretas da fração volumétrica de biomassa ao longo do comprimento axial do leito, para as condições operacionais em estado estacionário.

Foram então estabelecidas condições operacionais na aparelhagem para que o sistema operasse dentro de seis condições bem definidas com relação à vazão do substrato. Com seis diferentes valores de vazões foram obtidas condições de operação correspondentes a seis diferentes tempos de residência :  $q_1 = 5,00 \text{ mL / min} - \tau_1 = 22,17 \text{ h}$  ;  $q_2 = 10,0 \text{ mL / min} - \tau_2 = 11,08 \text{ h}$  ;  $q_3 = 15,00 \text{ mL / min} - \tau_3 = 7,39 \text{ h}$  ;  $q_4 = 20,00 \text{ mL / min} - \tau_4 = 5,54 \text{ h}$  ;  $q_5 = 25,00 \text{ mL / min} - \tau_5 = 4,43 \text{ h}$  e  $q_6 = 30,00 \text{ mL / min} - \tau_6 = 3,69 \text{ h}$ . As condições operacionais de estado estacionário para cada valor de vazão só foram estabelecidas após um período de tempo aproximadamente equivalente ao processamento de um volume de substrato correspondente a 3 vezes o volume do biorreator (BISCHOF & FROMENT, 1990), ou seja, 3 tempos de residência – monitorado com auxílio de técnicas ebulliométrica.

### 3.5.4 Monitoração da concentração de etanol

A concentração de etanol no efluente do biorreator foi monitorada com auxílio da técnica analítica da ebulliometria. O equipamento utilizado foi um ebuliômetro, de fabricação da Metalúrgica Leonardo – Modelo 3300, cujo princípio de funcionamento baseia-se nas diferenças entre os pontos de ebulição do substrato e do etanol produzido. Para isto, a temperatura de vapor da solução alcoólica obtida é medida e correlacionada com a temperatura de ebulição da água. As temperaturas de ebulição da solução alcoólica e da água estão correlacionadas em duas escalas, impressas em uma régua semelhante às antigas réguas de cálculo. De posse dos dois diferentes pontos de ebulição, pode-se, obter a concentração alcoólica da solução.

Foram utilizadas amostras de 50 mL do líquido sobrenadante do efluente do biorreator, separado da biomassa por centrifugação. Os valores das temperaturas de ebulição da água, utilizada para produzir o substrato, e do líquido sobrenadante foram determinadas, levadas à régua ebulliométrica e transformadas em teores alcoólicos (Gay Lussac) correspondentes. Dentro de determinada condição operacional, as monitorações da concentração de etanol foram iniciadas a partir do tempo correspondente à metade do segundo tempo de residência. O estado estacionário foi considerado estabelecido a partir da obtenção de medidas do teor alcoólico com valores muito próximos. A Tabela 3.2 apresenta os resultados da monitoração do teor de etanol no efluente da fase líquida do biorreator.

Paralelamente a concentração de sacarose no efluente do biorreator permitiu o cálculo da conversão do processo fermentativo. Para auxiliar na quantificação da conversão da sacarose, comparou-se os teores de sacarose na entrada e na saída do biorreator, a fim de se obter por diferença a quantidade de sacarose convertida no processo. Sabe-se, entretanto, que nem todo o açúcar consumido é transformado em etanol, uma vez que o próprio trabalho dos microrganismos consome energia, a qual é suprida por uma parcela de açúcar presente no substrato e, além disso, há a formação de sub-produtos. Utilizou-se,

então a medida do açúcar consumido como indicativo da produção de etanol, principalmente em fermentações bem conduzidas, onde a quantidade de subprodutos indesejáveis é baixa, e o consumo de açúcar para outras funções metabólicas é em torno de 5% do açúcar disponível.

Figura 3.2 - Valores de concentração e respectivo rendimento médio em etanol

Tempo de residência (h)	Concentração de etanol a 30° C (° GL)					Concentração média (° GL)	Rendimento (%)
22,17	1,10	1,10	1,10	1,00	1,00	1,06 ± 0,02	83
11,08	1,00	1,00	1,00	0,90	0,90	0,96 ± 0,02	75
7,39	0,90	0,90	0,90	0,90	0,80	0,88 ± 0,02	70
5,54	0,90	0,90	0,90	0,80	0,80	0,86 ± 0,02	67
4,43	0,90	0,90	0,90	0,80	0,80	0,86 ± 0,01	67
3,69	0,90	0,90	0,80	0,80	0,80	0,84 ± 0,02	66

A determinação do teor de sacarose foi realizada com auxílio de um sacarímetro de fabricação da SCHMIDT HAENSCH, tipo RR11 e modelo 12081. De cada 100 ml do líquido sobrenadante separado por centrifugação da biomassa contida no efluente, 50 ml era utilizado para medida do teor alcoólico e os 50 ml restantes eram utilizados para determinação da sacarose. Em cada análise, foram utilizadas algumas gotas da solução, colocadas diretamente sobre a lente do sacarímetro e feitas medidas com o campo de leitura do equipamento direcionado para um foco de luz intensa. A mesma intensidade de luz foi utilizada com todas as amostras, com auxílio de uma lâmpada incandescente de bulbo branco semi-

opaco. O equipamento foi inicialmente testado com soluções açucaradas cujas concentrações de sacarose eram conhecidas e em faixas de concentrações semelhantes àsquelas previstas no efluente do biorreator. A Tabela 3.3 apresenta os teores de sacarose no efluente do biorreator, simultaneamente aos teores de etanol.

Tabela 3.3 – Valores de concentração e respectivas conversões médias de sacarose

Tempo de residência (h)	Concentração de sacarose (g / 100 mL)					Concentração Média (g / 100 mL)	Conversão (%)
22,17	0,30	0,31	0,31	0,34	0,32	0,32 ± 0,01	84
11, 08	0,44	0,46	0,44	0,48	0,50	0,46 ± 0,01	77
7,39	0,56	0,55	0,55	0,57	0,57	0,56 ± 0,01	72
5,54	0,59	0,58	0,58	0,61	0,60	0,59 ± 0,01	70
4,43	0,60	0,63	0,61	0,65	0,68	0,63 ± 0,01	68
3,69	0,63	0,64	0,68	0,66	0,67	0,66 ± 0,01	68

### **3.5.5 Medida da fração volumétrica de biomassa por meio de amostragens**

A calibração é um procedimento importante porque permite a comparação entre parâmetros de valores desconhecidos e parâmetros de valores previamente conhecidos; com conseqüente auxílio na redução de erros relativos à exatidão das medidas. Os procedimentos para a calibração de um instrumento de medidas envolvem a comparação desse instrumento em particular com: a) um padrão primário; b) um padrão secundário com melhor exatidão que a do instrumento a ser calibrado ou; c) uma fonte conhecida. Por exemplo, um medidor de fluxo pode ser calibrado por: comparação com um medidor de fluxo padrão fornecido pelo Instituto Nacional de Pesos e Medidas (INPM), comparação com outro medidor de fluxo de exatidão conhecida ou, calibração direta com medidas preliminares da quantidade de fluido que passa através do próprio medidor, acumulada em um recipiente com a cronometragem e registro do respectivo tempo.

No caso particular deste trabalho, escolheu-se o último dos procedimentos de calibração citado no parágrafo anterior – método de amostragens. Esta opção foi adotada devido à própria condição pouco utilizada desse método, que não favorece à existência de instrumentos padrões (INPM) e, conseqüentemente, à disponibilidade de instrumentos semelhantes. Para que as condições operacionais pudessem ser totalmente reproduzidas, as medidas de calibração foram realizadas no próprio biorreator.

Em cada período de trabalho, correspondentes a um mesmo tempo de residência, foram realizadas coletas de amostras para determinações dos teores de etanol no efluente do biorreator, como medida da condição de estado estacionário alcançado. Simultaneamente, dentro de cada condição operacional fixada por determinado tempo de residência, também foram realizadas medidas de frações volumétricas de biomassa. Em cada condição operacional fixa, dividiu-se o tempo de residência correspondente em cinco intervalos iguais e cada série de

medidas foi realizada no início dos tempos correspondentes a cada um destes intervalos.

Para a obtenção de amostras representativas da concentração de biomassa nas secções de testes do fermentador foi elaborado um dispositivo com a finalidade de evitar grandes perturbações no interior do biorreator. O referido coletor de amostras consta de uma seringa plástica de 10 mL, adaptada para ser acionada à distância, com auxílio de um tubo de PVC de parede delgada, de 200 cm de comprimento e 1,27 cm de diâmetro interno, com perfurações laterais para evitar a expulsão de considerável volume de mosto durante sua introdução no biorreator. A seringa foi conectada numa das extremidades do tubo, de forma que seu êmbolo pudesse ser acionado, aspirando suspensão microbiana, através de um fio de nylon puxado na outra extremidade da haste (Figura 3.10).

Para a calibração do instrumental de medida, foram coletadas amostras da suspensão microbiana de diferentes pontos localizados ao longo do comprimento axial do biorreator. As medidas das intensidades dos feixes luminosos que atravessavam as respectivas secções transversais do biorreator nestes pontos, foram realizadas antes e depois de cada retirada de amostra. Uma alíquota de 10,0 mL de cada amostra foi centrifugada a 4000 rpm durante 15 minutos em centrífuga de fabricação JANETZKI modelo T 23, em tubos de ensaios graduados. O volume ocupado pela biomassa foi relacionado com o volume total da suspensão, para determinação da concentração volumétrica correspondente. Em seguida a biomassa, de cada amostra foi separada do sobrenadante, lavada com água destilada, centrifugada nas mesmas condições anteriores e, determinado o seu peso seco através de secagem em estufa a 100 ° C por 24 horas.



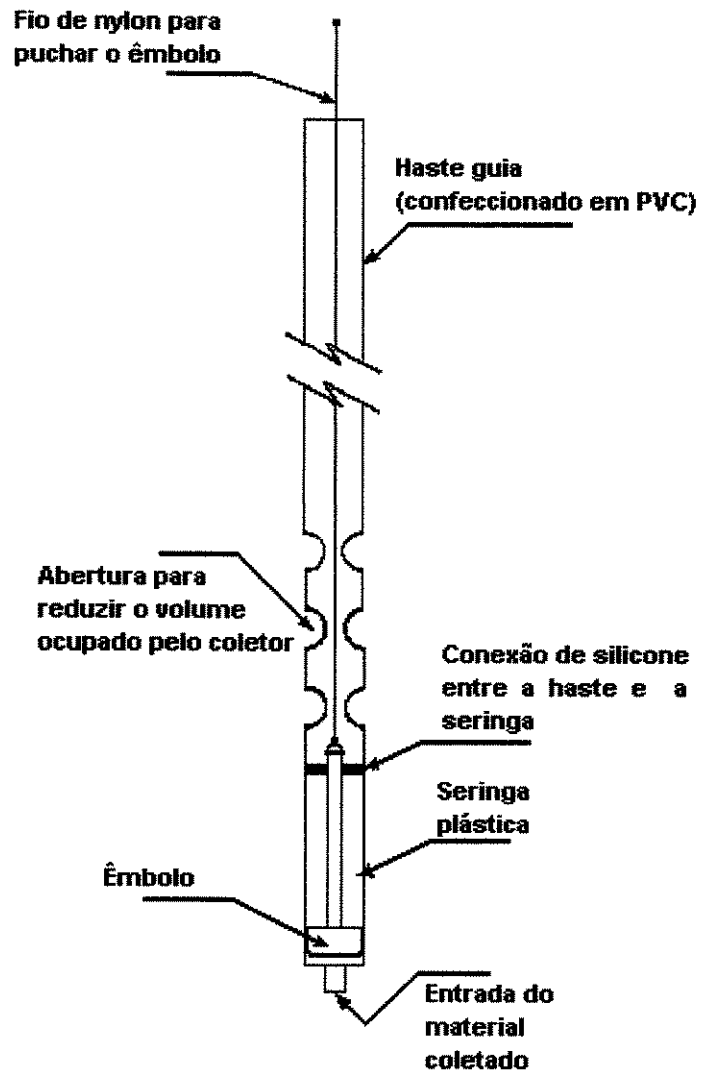


Figura 3.10 – Vista mostrando corte transversal do coletor de biomassa do fermentador

## **CAPÍTULO 4: MODELAGEM**

## 4.1 Introdução

A Engenharia Química depara-se com muitas questões de pesquisa e projeto de equipamentos, as quais são tão complexas, que não se consegue resolvê-las por matemática numérica. Um exemplo de semelhantes situações são os processos envolvendo fluidos com propriedades físicas dependentes da temperatura, ou fluidodinâmica de materiais heterogêneos exibindo fenômenos de coalescência ou formação de espuma. Desta forma, o “scale-up” de equipamentos que manuseiam esses tipos de materiais apresentam-se como sérios problemas, os quais na maioria das vezes só conseguem ser resolvidos com auxílio de similaridade parcial. A análise dimensional facilita a aplicação da teoria da similaridade e de scale-up, sendo portanto, recomendada quando se deseja não só a modelagem de fenômenos de comportamento relativamente complexo, mas a utilização do modelo obtido para extrapolação dos dados experimentais de laboratório.

O resultado de uma análise dimensional é um conjunto de números adimensionais que descrevem um processo e que podem determinar condições sob as quais o processo apresenta similaridade entre experimentos realizados em diferentes escalas. A análise dimensional é a base dos métodos de scale-up (ZLOKARNIK, 1991). Contudo, a aplicação da análise dimensional depende fortemente de condições a seguir:

- i) A física básica do fenômeno não é conhecida.
  - ✓ A análise dimensional não pode ser aplicada.
- ii) Conhece-se apenas o suficiente sobre os fenômenos físicos básicos para listar, como uma primeira tentativa, os parâmetros relevantes.
  - ✓ O grupo adimensional resultante não é confiável.
- iii) Todas as variáveis físicas relevantes que descrevem o problema são conhecidas.
  - ✓ A aplicação da análise dimensional não oferece problemas.

- iv) O problema pode ser expresso em termos de uma equação matemática.
- ✓ Um cuidadoso estudo sobre os grupos dimensionais obtidos pode facilitar a redução do número desses mesmos grupos.
- v) Existe a uma solução matemática para o problema.
- ✓ A aplicação da análise dimensional é considerada supérflua.

A ilustração dos conceitos acima citados, e suas conseqüentes implicações na aplicação da análise dimensional pode ser observada na Figura 4.1.

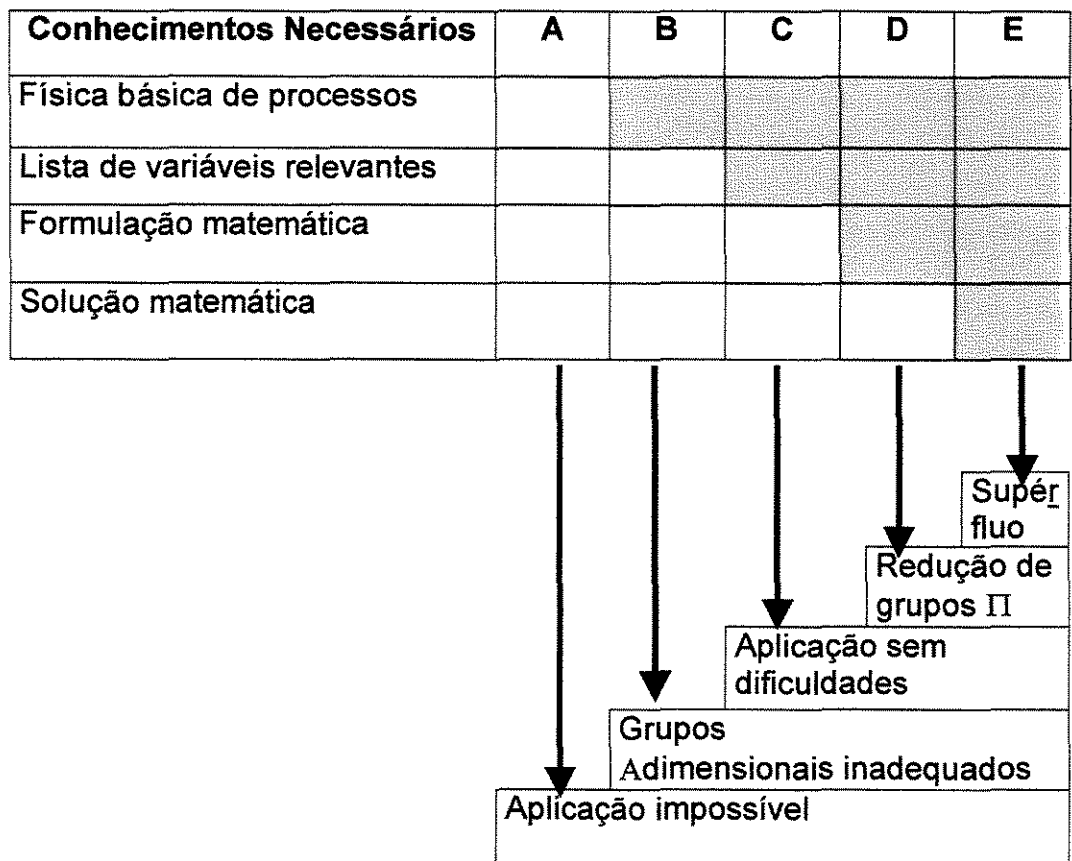


Figura 4.1 – Diagrama ilustrativo do estabelecimento de critérios para aplicação da análise dimensional

## 4.2 Definição das Variáveis Relevantes do Modelo Fluidodinâmico

A lista de variáveis físicas relevantes compreende uma lista de variáveis objetivo, que também pode ser de função objetivo (por exemplo, distribuição de tempo de residência). Estes parâmetros podem ser divididos em três categorias:

**Variáveis geométricas** – São todas as medidas de comprimento, raios de curvatura, ângulos, etc., os quais definem a geometria do problema em questão. Contudo, quando se usa análise dimensional, necessita-se apenas de uma medida característica de comprimento na lista de variáveis relevantes. Isto também se aplica para todos os outros parâmetros geométricos. O comprimento característico escolhido de ter um particular significado para o processo.

**Propriedades físicas** – Incluem não apenas as propriedades físicas do sistema (viscosidades, densidades, concentrações, etc.), mas também valores de porosidades ou frações volumétricas. Ambas as duas últimas variáveis são adimensionais por definição. Deve-se notar ainda que variáveis como a viscosidade cinética não pode ser incluída numa lista de variáveis relevantes quando a viscosidade absoluta e a massa específica estiveram presentes.

**Variáveis de processo** – Como variáveis de processo preferencialmente devem ser escolhidas aquelas as quais podem ser medidas diretamente e não derivadas de outras. Por exemplo, a vazão de um líquido,  $q$ , em lugar de sua velocidade,  $v \approx q/A$ .

A lista de parâmetros relevantes deve também incluir constantes físicas universais semelhantes a constante dos gases,  $R$ , a velocidade da luz no vácuo,  $c$ , a aceleração gravitacional,  $g$ , no caso das mesmas influenciarem no processo em estudo.

Em alguns casos uma revisão sobre a lista de variáveis relevantes pode facilitar a redução do número dessas variáveis. Isto acontece quando algumas

variáveis relevantes afetam o processo por meio das chamadas variáveis intermediárias. Admitindo que tais variáveis possam ser medidas experimentalmente, deverão ser incluídas na lista de variáveis relevantes, uma vez que isto facilitará posteriormente na remoção de mais de algumas variáveis da lista. Por exemplo, na lista de variáveis relevantes de sistemas de processo de mistura líquido-líquido e gás-líquido as variáveis diâmetro do agitador,  $d$ , e sua respectiva velocidade de rotação podem ser substituídos por uma única variável que é  $P/V$ , razão entre a potência do misturador e o volume do líquido.

As frações volumétricas das fases sólida ( $\varepsilon_s$ ), líquida ( $\varepsilon_l$ ) e gasosa ( $\varepsilon_g$ ), em um leito fluidizado trifásico, além da constante gravitacional, envolvem de modo geral as seguintes variáveis:

Variáveis geométricas: diâmetro da biomassa ( $d_b$ ), altura do leito ( $H$ ) e diâmetro do leito ( $D$ ).

Propriedades físicas: massa específica da biomassa ( $\rho_b$ ), massa específica do líquido ( $\rho_l$ ), viscosidade absoluta do líquido ( $\mu_l$ ), viscosidade absoluta do gás ( $\mu_g$ ) e tensão superficial do líquido ( $\sigma_l$ ).

Variáveis de processo: Vazão do gás ( $q_g$ ), vazão do líquido ( $q_l$ ) e diferença de pesos específicos  $g(\rho_b - \rho_l)$ .

Uma revisão na lista de variáveis envolvidas numa possível descrição do perfil da fração volumétrica de sólidos leva a adotar relações triviais que fornecem, de pronto, alguns grupos adimensionais característicos deste tipo de sistema (ZLOKARNIK, 1991), como por exemplo:  $H/D$ ,  $d/D$ ,  $\rho_l/\rho_b$ ,  $\mu_g/\mu_l$  e  $q_g/q_l$ . Desta forma, a lista de variáveis relevantes, para a elaboração dos demais grupos torna-se:

$$f(D; \rho_b, \mu_l, \sigma_l; q_l, g(\rho_b - \rho_l)) = 0 \quad (4.1)$$

### 4.3 Grupos Adimensionais Característicos

A partir da relação das seis variáveis relevantes que entram no problema e do sistema de dimensões fundamentais: MLT , chega-se, provavelmente a três grupos adimensionais  $\pi$ . Diz-se “provavelmente” porque a regra, algumas vezes, dá um número diferente do calculado acima, tendo em vista a insuficiência de dimensões ou a consideração de algumas dimensões derivadas como se fossem fundamentais.

Elabora-se uma equação dimensional do tipo:

$$\Phi(\pi_1, \pi_2, \pi_3) = 0 \quad (4.2)$$

onde qualquer grupo adimensional  $\pi$ , independentes entre si, depende não mais do que o número de dimensões fundamentais mais uma. A Tabela 4.1, lista as variáveis juntamente com as respectivas simbologia e dimensões.

Tabela 4.1 – Variáveis utilizadas para a modelagem matemática do holdup de sólidos em biorreator de leito fluidizado trifásico

Variável	Símbolo	Dimensões
Diâmetro do leito	D	L
Massa específica do líquido	$\rho_l$	$ML^{-3}$
Viscosidade dinâmica	$\mu_l$	$ML^{-1}T^{-1}$
Tensão superficial do líquido	$\sigma_l$	$MT^{-2}$
Vazão do líquido	$q_l$	$L^3T^{-1}$
Diferença entre pesos específicos	$g(\rho_b - \rho_l)$	$ML^{-2}T^{-2}$

A análise dimensional produziu três números adimensionais ( $\pi_1$ ,  $\pi_2$  e  $\pi_3$ ) os quais precisam ser identificados junto àqueles grupos considerados de grande importância, presentes na maioria dos modelos relacionados à descrição de fenômenos de escoamento. Ou seja:

i) O grupo  $\pi_1$  envolve variáveis presentes na descrição do número de Reynolds,  $Re = v \cdot D / \nu$ . Reescrevendo-se a vazão em função da velocidade,

$$\pi_1 = \frac{\rho_l \cdot q_l}{D \cdot \mu_l} = \frac{\rho_l \cdot \frac{\pi}{4} (D)^2 \cdot v}{D \cdot \mu_l} = \frac{\pi v \cdot D}{4 \nu} = \frac{\pi}{4} (Re) \quad (4.3)$$



ii) O grupo  $\pi_2$  envolve variáveis presentes na descrição do número de Weber,  $We = \rho \cdot v^2 \cdot D / \sigma$ . Substituindo mais uma vez a vazão pelo produto da velocidade pela área,

$$\pi_2 = \frac{\rho_l \cdot q_l^2}{D^3 \cdot \sigma} = \frac{\rho_l \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right)^2 \cdot D^4 \cdot v^2}{D^3 \cdot \sigma} = \left(\frac{\pi}{4}\right)^2 \left(\frac{\rho_l \cdot D \cdot v^2}{\sigma}\right) = \left(\frac{\pi}{4}\right)^2 \cdot (We)$$

(4.4)

iii) O grupo  $\pi_3$  envolve variáveis que auxiliam na descrição do número de Froude modificado,  $Fr^* = v^2 \cdot \rho / [D \cdot g \cdot (\rho_b - \rho_l)]$ . Desta forma,

$$\pi_3 = \frac{\rho_l \cdot q_l^2}{D^5 \cdot g \cdot (\rho_b - \rho_l)} = \frac{\rho_l \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right)^2 \cdot D^4 \cdot v^2}{D^5 \cdot g \cdot (\rho_b - \rho_l)} = \left(\frac{\pi}{4}\right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_l \cdot v^2}{D \cdot g \cdot (\rho_b - \rho_l)}\right) = \left(\frac{\pi}{4}\right)^2 \cdot (Fr^*)$$

(4.5)

Desta forma, o modelo proposto obtido pela análise dimensional dos parâmetros relevantes, para descrever o perfil de fração volumétrica de biomassa, é dado por:

$$\varepsilon_S = c_1 \cdot \left(\frac{d_b}{D}\right)^{c_2} \cdot \left(\frac{H}{D}\right)^{c_3} \cdot \left(\frac{h}{H}\right)^{c_4} \cdot \left(\frac{q_g}{q_l}\right)^{c_5} \cdot \left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)^{c_6} \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_b}\right)^{c_7} \cdot (Re)^{c_8} \cdot (We)^{c_9} \cdot (Fr^*)^{c_{10}}$$

(4.6)

#### 4.4 Fração Volumétrica de Biomassa e Intensidade Luminosa

Quando um feixe de radiação incide sobre um meio, ele pode ser refletido, espalhado, absorvido, ou atravessar o mesmo sem sofrer alterações. A forma de interação depende das naturezas da radiação e do meio, da distância que o feixe percorre no meio, do comprimento de onda dos fótons e da composição do meio.

A lei de Beer resume a afirmativa anterior para radiações monoenergéticas, correlacionando os parâmetros envolvidos no fenômeno através da expressão:

$$I = I_0 e^{-\lambda \cdot x} \quad (4.7)$$

Quando o meio é homogêneo, a espessura  $x$  do mesmo pode levar à estimativa do coeficiente de absorção linear do material,  $\lambda$ , ou vice-versa, através de leituras das intensidades incidente,  $I_0$ , e emergente,  $I$ , do feixe da radiação. Quando o meio absorvedor é heterogêneo, isto é, composto de uma mistura contendo substâncias de diferentes coeficientes de absorção (Figura 4.1), a equação (4.7) pode ser rescrita como:

$$I = I_0 e^{-\sum \lambda_i \cdot x_i} \quad (4.8)$$

Para o caso particular de um sistema, como um biorreator de leito fluidizado trifásico, coexistem no meio três fases distintas, a biomassa (fase sólida), o substrato (fase líquida) e o gás produzido ou introduzido no sistema (fase gasosa).

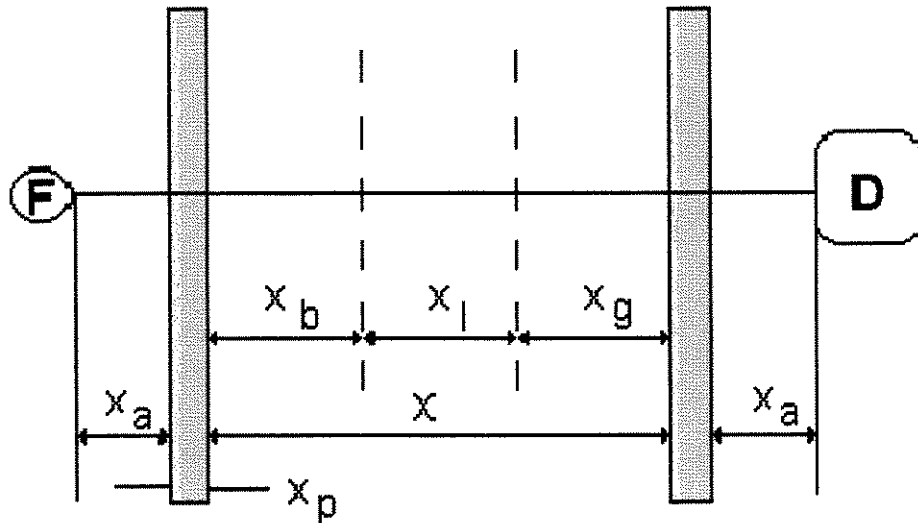


Figura 4.2 - Esquema com a trajetória da radiação através de um meio trifásico

De acordo com o esquema apresentado pela Figura 4.2, a Equação 4.8, para o biorreator pode ser escrita como:

$$I = I_0 \cdot e^{-[\lambda_b x_b + \lambda_l x_l + \lambda_g x_g + 2(\lambda_p x_p) + 2 \cdot x_a \lambda_a]} \quad (4.9)$$

Na ausência das fases sólida e gasosa, a Equação (4.9), torna-se:

$$I_v = I_0 \cdot e^{-[\lambda_l x_l^* + 2(\lambda_p x_p) + 2 \cdot x_a \lambda_a]} \quad (4.10)$$

Dividindo-se então (4.10) por (4.9), obtém-se:

$$\frac{I_v}{I} = e^{-[\lambda_b x_b + \lambda_l (x_l - x_l^*) + \lambda_g x_g]} \quad (4.11)$$

Duas considerações importantes podem ser feitas para simplificar a Equação 4.11. São elas:

- Espera-se que o coeficiente de absorção linear da biomassa seja muito maior que os coeficientes de absorção linear do substrato e do gás e;
- os termos  $x_l$  e  $x_l^*$  possuem valores muito próximos.

Desse modo reescreve-se a Equação 4.11 da seguinte forma:

$$\frac{I_V}{I} = e^{\lambda_b x_b} \quad (4.12)$$

ou

$$\ln\left(\frac{I_V}{I}\right) = \lambda_b \cdot x_b \quad (4.13)$$

A Equação 4.13 leva a uma expressão bem parecida com a Equação 4.7 e, conseqüentemente, de aplicações semelhantes. Entretanto, o trabalho com a Equação 4.13 permite a vantagem de se utilizar apenas medidas da intensidade dos feixes luminosos emergentes, nas condições de ausência e presença das partículas sólidas, neste caso, de biomassa.

A Figura 4.2 permite observar a existência da seguinte correlação:

$$x_b = \varepsilon_b \cdot X \quad (4.14)$$

O que permite introduzir a Equação 4.14 na 4.13 e obter:

$$\ln\left(\frac{I_V}{I}\right) = \lambda_b \cdot \varepsilon_b \cdot X \quad (4.15)$$

ou ainda,

$$\varepsilon_b = \frac{\ln\left(\frac{I_v}{I}\right)}{\lambda_b \cdot X} \quad (4.16)$$

Tem-se observado experimentalmente que a interação de um feixe de luz visível com um meio heterogêneo provoca uma atenuação da intensidade deste feixe. Desta forma, foram necessárias realizações de testes experimentais para verificação da convergência entre a Equação 4.16 e alguns modelos matemáticos propostos na literatura com dados experimentais de intensidade luminosa, obtidos ao longo do comprimento axial do biorreator, sem e com a presença de biomassa no leito.

#### 4.5 Modelos de Calibração Propostos pela Literatura

Toda técnica instrumental para análise quantitativa envolve a determinação de um ou mais fatores que convertem o sinal de intensidade em composição ou concentração, através de um processo denominado calibração. Assim, a calibração correlaciona as intensidades das medidas a serem realizadas e a concentração de um dos componentes de um sistema de composição conhecida. Embora em muitos métodos instrumentais o fator de calibração seja dado simplesmente pela razão entre a concentração e a intensidade,  $\psi_i = \varepsilon_i / I_i$ , a qual implica em uma relação linear entre a intensidade e a concentração, uma análise mais cuidadosa de qualquer fenômeno de turbidimetria leva a admitir uma constante de calibração expressa por:

$$\psi_i = \left( \frac{\varepsilon_i}{I_i \cdot M_i} \right) \quad (4.17)$$

onde  $\psi_i$  deve ser considerada como uma quantificação da sensibilidade, isto é, concentração por unidade do sinal corrigido. Se o termo  $M_i$  não é incluído no denominador, quando  $\psi_i$  é uma variável, isto implica que  $\psi_i$  varia de sistema para sistema. Observe-se ainda na Equação 4.17 que, para condições experimentais fixas, quanto menor o valor da constante  $\psi_i$ , maior a sensibilidade do método, isto é, maior a correspondência entre a medida de intensidade e concentração.

Uma revisão na literatura sobre procedimentos de calibração para métodos semelhantes ao de determinação de transmitância (LANCHANCE and CLAISSE, 1995), indica claramente a necessidade de se analisar a equação:

$$\varepsilon_i = \psi_i \cdot I_i \cdot M_i \quad (4.18)$$

a qual possibilita a elaboração de modelos matemáticos com comportamentos diferenciados, tais como:

**a) linear, passando pela origem**

Com base em que as intensidades medidas são funções lineares das concentrações e que o fator de calibração pode ser calculado dos dados obtidos para um simples material de referência.

$$\psi_i = \left( \frac{\varepsilon_i}{I_i} \right)_r \quad (4.19)$$

Se a concentração é colocada sobre o eixo das ordenadas e a intensidade sobre o eixo das abscissas, a curva passa pela origem e pode-se estimar com auxílio do método dos Mínimos Quadrados que (SILVA, 1995):

$$\psi_i = \left( \frac{\sum \varepsilon_i^2}{\sum \varepsilon_i \cdot I_i} \right)_r \quad (4.20)$$

**b) linear, não passando pela origem**

Quando existe a possibilidade de um pequeno resíduo de intensidades (background), fatalmente a reta de calibração não passará pela origem, sendo preferível usar a expressão geral para uma reta teste

$$\varepsilon_i = a + b \cdot I_i \quad (4.21)$$

onde,

$$b = \frac{\sum \varepsilon_i \cdot I_i - \frac{\sum \varepsilon_i \cdot \sum I_i}{n}}{\sum I_i^2 - \frac{(\sum I_i)^2}{n}}$$

e

$$a = \frac{\sum \varepsilon_i}{n} - b \frac{\sum I_i}{n}$$

A Equação 4.21 admite que as intensidades não estão sujeitas a erros mas que as concentrações estão. Quando se admite que ambas estão sujeitas a erros o valor de b é dado por:

$$b = \frac{\left[ \frac{\sum \varepsilon_i^2 - \frac{(\sum \varepsilon_i)^2}{n}}{n-1} \right]^{1/2}}{\left[ \frac{\sum I_i^2 - \frac{(\sum I_i)^2}{n}}{n-1} \right]^{1/2}}$$

**c) não linear, interceptando a ordenada**

Neste caso, três modelos envolvendo três coeficientes podem ser considerados:

$$\varepsilon_i = a + b \cdot I_i + c \cdot I_i^2 \quad (4.22)$$

$$\varepsilon_i = a + \frac{b \cdot I_i}{(1 + c \cdot I_i)} \quad (4.23)$$

$$\varepsilon_i = a + b[1 - \exp(-cI_i)] \quad (4.24)$$

quando se admite relações quadrática, hiperbólica ou exponencial entre  $\varepsilon_i$  e  $I_i$ , respectivamente.

#### **4.6 Curva de Calibração do Método**

Para a elaboração de uma curva de calibração, os modelos propostos pela Equação 4.16 e pelas Equações 4.19 a 4.24 foram ajustados aos dados experimentais obtidos por amostragens (Apêndice C). Uma análise estatística dos respectivos ajustes forneceu valores das variâncias explicadas, utilizadas como parâmetro de escolha do melhor modelo. A Tabela 4.2 relaciona os modelos obtidos e respectivas variâncias explicadas.

De acordo com os valores obtidos de variância explicada dos modelos testados e constantes na Tabela 4.2, a correlação denominada de atenuação exponencial foi a que apresentou melhor ajuste aos dados experimentais. Desta forma, tal modelo matemático foi utilizado para a confecção da curva de calibração do método da atenuação de um feixe de luz visível. A Figura 4.3 ilustra a curva de calibração obtida com auxílio da Equação 4.16.



Os valores gerados pelo modelo matemático da curva de calibração foram utilizados, tanto para interpretação dos valores de intensidade luminosa que atravessava o leito, quanto para planejamento dos experimentos em função de valores mínimos e máximos das frações volumétricas medidas (limites de detecção) e escolha da escala de operação mais adequada para o luxímetro.

Os limites de detecção ou as concentrações que podem ser detectadas sob condições apropriadas, foram considerados como concentrações de biomassa a partir das quais a medida não seria mais considerada como tendo uma precisão satisfatória. Do ponto de vista prático, nossas dificuldades seriam maiores com a ocorrência de altas concentrações de biomassa, onde o valor de  $I$  pudesse ser confundido com a própria imprecisão do equipamento.

Tabela 4.2 - Modelos ajustados a dados experimentais obtidos pelo método de amostragens

Denominação	Modelo	$R^2$ (%)
Linear, passando pela origem	$\varepsilon_j = 0,000001 \cdot I_j$	-
Linear, não passando pela origem	$\varepsilon_j = 0,038 + 0,00003 \cdot I_j$	80,47
Não linear quadrático	$\varepsilon_j = +b \cdot I_j + c \cdot I_j^2$	-
Não linear hiperbólico	$\varepsilon_j = 0,055 + \frac{0,00003 \cdot I_j}{(1 + 0,01 \cdot I_j)}$	87,30
Não linear exponencial	$\varepsilon_j = 0,05 - 0,04[1 - \exp(-0,006I_j)]$	97,57
Atenuação exponencial (Lambert-Beer)	$\varepsilon_j = -\frac{\ln\left(\frac{I_j}{1822}\right)}{101,5}$	99,92

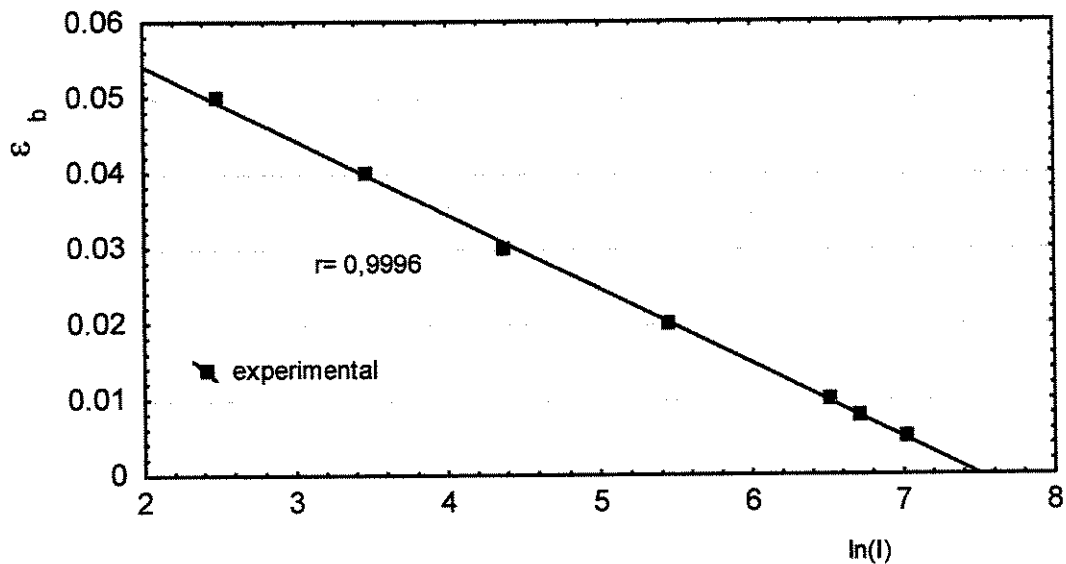


Figura 4.3 – Curva de calibração do método para transformação de valores de intensidade luminosa em fração volumétrica da biomassa

#### 4.7 Erro na Medida

Da lei de Beer,

$$I = I_0 e^{-(\lambda_b \varepsilon_b x)} \quad (4.25)$$

a variação fracional da intensidade,  $dI/I$ , é dada por:

$$\frac{dI}{I} = -\lambda_b d(\varepsilon_b \cdot x) \quad (4.26)$$

e para  $x$  constante, fica:

$$d\varepsilon_b = -\frac{1}{\lambda_b x} \cdot \frac{dI}{I} \quad (4.27)$$

ou para  $\varepsilon_b$  constante,

$$dx = -\frac{1}{\lambda_b \varepsilon_b} \cdot \frac{dI}{I} \quad (4.28)$$

A literatura (FERRAZ, 1974) tem adotado como imprecisão de uma medida de quantificação para este tipo de medida:

$$\frac{dl}{l} = \frac{1}{\sqrt{l_v e^{-\lambda_b \varepsilon_b x}}} \quad (4.29)$$

Substituindo a Equação 4.35 na 4.32,

$$-\lambda_b d(\varepsilon_b x) = \frac{1}{\sqrt{l_v e^{-\lambda_b \varepsilon_b x}}} \quad (4.30)$$

ou

$$-\frac{d(\varepsilon_b x)}{\varepsilon_b x} = \frac{1}{\lambda_b \varepsilon_b x \sqrt{l_v e^{-\lambda_b \varepsilon_b x}}} \quad (4.31)$$

ou ainda:

$$-\frac{d(\varepsilon_b x)}{\varepsilon_b x} = \frac{e^{-\frac{\lambda_b \varepsilon_b x}{2}}}{\lambda_b \varepsilon_b x \sqrt{l_v}} \quad (4.32)$$

E esta variação relativa pode ser considerada como o erro na determinação da fração volumétrica ou holdup de sólidos:

$$\delta \varepsilon_b = \frac{e^{-\frac{\lambda_b \varepsilon_b x}{2}}}{\lambda_b \varepsilon_b x \sqrt{l_v}} \quad (4.33)$$

uma vez que  $x$  é uma constante nos experimentos em questão.

## 4.8 Limites de Detecção

Uma expressão para o limite superior de detecção foi obtida com base na premissa de que uma medida teria validade apenas quando sua incerteza

alcançasse valores menores que metade do seu valor. Reescrevendo a equação 4.16 em termos de valores limites, tem-se:

$$\varepsilon_{bL} = \frac{\ln\left(\frac{I_V}{I_L}\right)}{\lambda_b \cdot x} \quad (4.34)$$

Neste caso, para as medidas de frações de biomassa consideradas elevadas, o luxímetro foi ajustado para trabalhar na faixa de  $I \pm 0,1 \text{ lux}$ . Teríamos então, para uma concentração limite superior,  $\varepsilon_{bLS}$ , onde a imprecisão era considerada como metade do valor da medida:

$$0,5 I_{LS} = 0,1 \text{ lux} \quad (4.35)$$

ou seja,

$$I_{LS} = 0,2 \text{ lux} \quad (4.36)$$

que introduzindo na Equação 4.34 e substituindo os valores dos demais componentes pelos valores utilizados nesse trabalho, obteve-se:

$$\varepsilon_{bLS} = \frac{\ln\left(\frac{1822}{0,2}\right)}{101,5} = 0,09 \quad (4.37)$$

No caso onde as medidas de fração volumétrica de biomassa fossem consideradas mínimas, teríamos então uma concentração limite inferior,  $\varepsilon_{bLI}$ , estimada pela intensidade medida sem a presença da biomassa menos o erro máximo da medida, conforme a Equação 4.38.

$$I_{LI} = I_V - ERRO_{m\acute{a}x} = I_V - 0,069 \cdot I_V = 0,93 \cdot I_V \quad (4.38)$$

Introduzindo o valor da Equação 4.38 na Equação 4.34 e substituindo os valores dos demais componentes pelos valores utilizados nesse trabalho, tem-se:

$$\varepsilon_{bLS} = \frac{\ln\left(\frac{1822}{1696}\right)}{101,5} = 0,0007 \quad (4.39)$$

Desta forma, as frações volumétricas de biomassa máxima e mínima, previstas com auxílio das condições operacionais do arranjo instrumental utilizado, dentro desses critérios de avaliações, seriam de 9,0% e 0,07%, respectivamente .

#### 4.9 Ajuste do Modelo da Fração Volumétrica de Biomassa

A Equação 4.12, a qual explicita a fração volumétrica de biomassa,  $\varepsilon_b$ , em função de grupos adimensionais característicos, sugere uma constante de proporcionalidade e nove outras constantes como expoentes dos grupos adimensionais que compõem o modelo obtido. Preliminarmente foram realizados ajustes do modelo a dados experimentais (Apêndices A e B), para diferentes vazões do substrato (5,0 mL/min, 10,0 mL/min, 15,0 mL/min, 20,0 mL/min, 25,0 mL/min e 30,0 mL/min). As Figuras de 4.4 a 4.9 apresentam gráficos comparando os valores experimentais de  $\varepsilon_b$  aos valores calculados para

diferentes posições axiais no biorreator:  $\left(\frac{h}{H}\right)_1 = 0,07$ ;  $\left(\frac{h}{H}\right)_2 = 0,20$ ;  
 $\left(\frac{h}{H}\right)_3 = 0,33$ ;  $\left(\frac{h}{H}\right)_4 = 0,47$ ;  $\left(\frac{h}{H}\right)_5 = 0,60$ ;  $\left(\frac{h}{H}\right)_6 = 0,73$ ;  $\left(\frac{h}{H}\right)_7 = 0,87$  e;  
 $\left(\frac{h}{H}\right)_8 = 0,97$ .

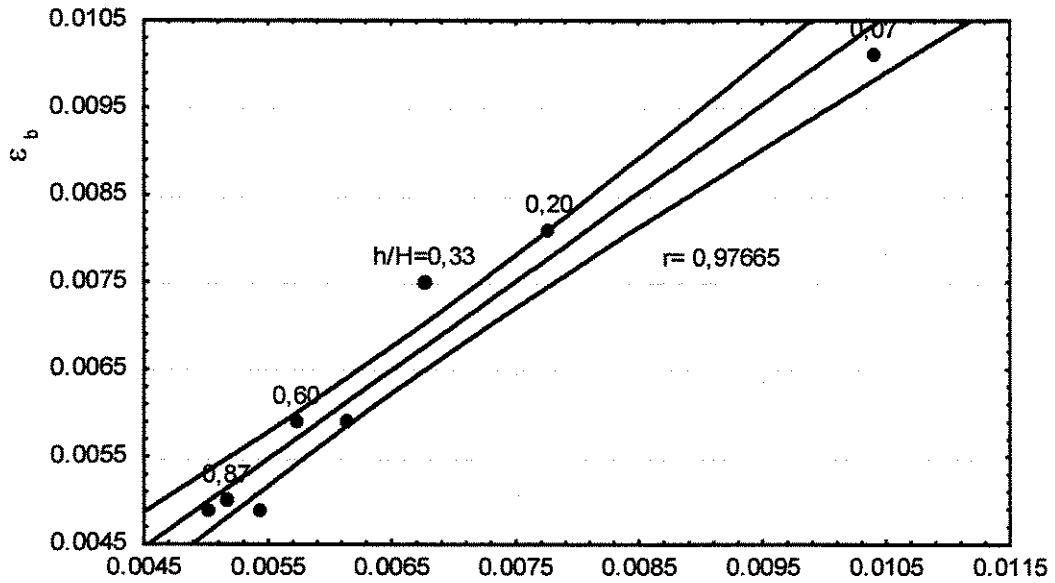
Para determinação dos valores numéricos das constantes do modelo da fração volumétrica de biomassa, foi utilizado um método numérico do tipo Quase-Newton (DENNIS and SCHNABEL, 1983), cujo algoritmo foi programado

para fornecer os valores das constantes dentro de um intervalo de confiança de 95%.

Em todos os gráficos dos valores calculados e experimentais de  $\varepsilon_b$ , observou-se valores satisfatórios para os coeficientes de correlação obtidos. As constantes associadas ao modelo global de previsão para  $\varepsilon_b$ , na faixa de vazão de substrato entre 5,0 mL/min e 30,0 mL/min, foram obtidas através de médias aritméticas dos coeficientes obtidos em cada vazão. Os valores médios das constantes de regressão do modelo e respectivos desvios padrões percentuais estão listados na Tabela 4.3.

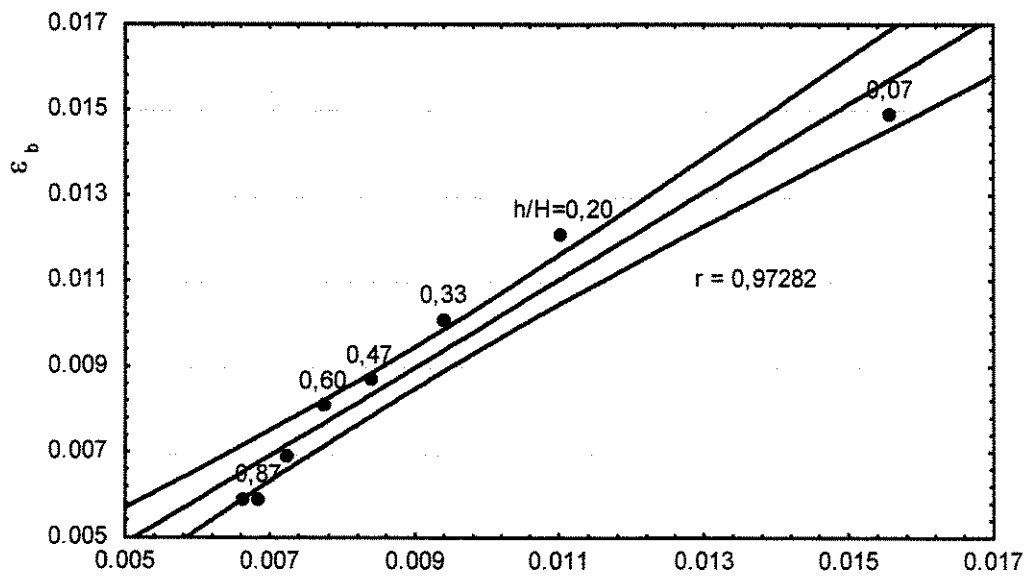
Tabela 4.3 – Valores médios e respectivos desvios padrões das constantes de regressão do modelo da Equação 4.12

Constante	Valor médio	Desvio Padrão (%)
$c_1$	0,11615	3,6
$c_2$	0,08983	2,6
$c_3$	0,10500	1,5
$c_4$	-0,31600	8,4
$c_5$	0,08800	4,7
$c_6$	0,09100	1,7
$c_7$	0,10000	0,0
$c_8$	0,10250	1,0
$c_9$	0,04667	6,6
$c_{10}$	0,06767	6,6



$$0,1126 \cdot \left(\frac{d_s}{D}\right)^{0,092} \left(\frac{H}{D}\right)^{0,104} \left(\frac{h}{H}\right)^{-0,278} \left(\frac{q_g}{q_l}\right)^{0,093} \left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)^{0,093} \left(\frac{\rho_l}{\rho_s}\right)^{0,100} (Re)^{0,101} (We)^{0,049} (Fr)^{0,071}$$

Figura 4.4 – Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 5 mL/min



$$0,1155 \left(\frac{d_s}{D}\right)^{0,091} \left(\frac{H}{D}\right)^{0,104} \left(\frac{h}{H}\right)^{-0,326} \left(\frac{q_g}{q_l}\right)^{0,090} \left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)^{0,092} \left(\frac{\rho_l}{\rho_s}\right)^{0,100} (Re)^{0,102} (We)^{0,047} (Fr)^{0,071}$$

Figura 4.5 – Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 10 mL/min



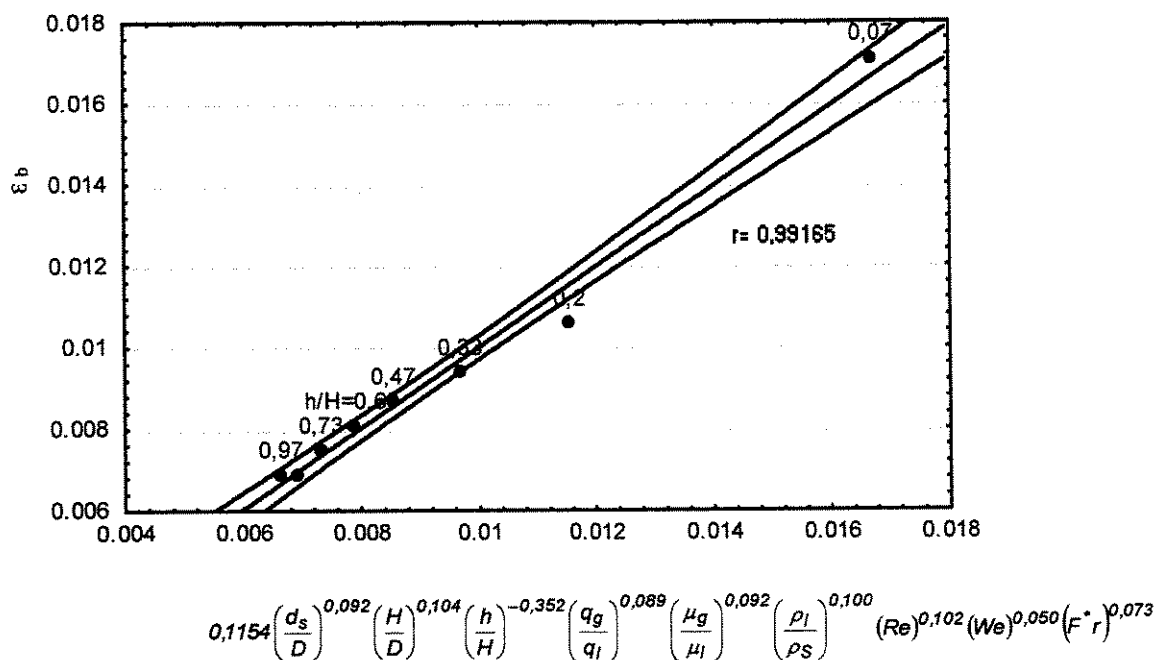


Figura 4.6 – Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 15 mL/min

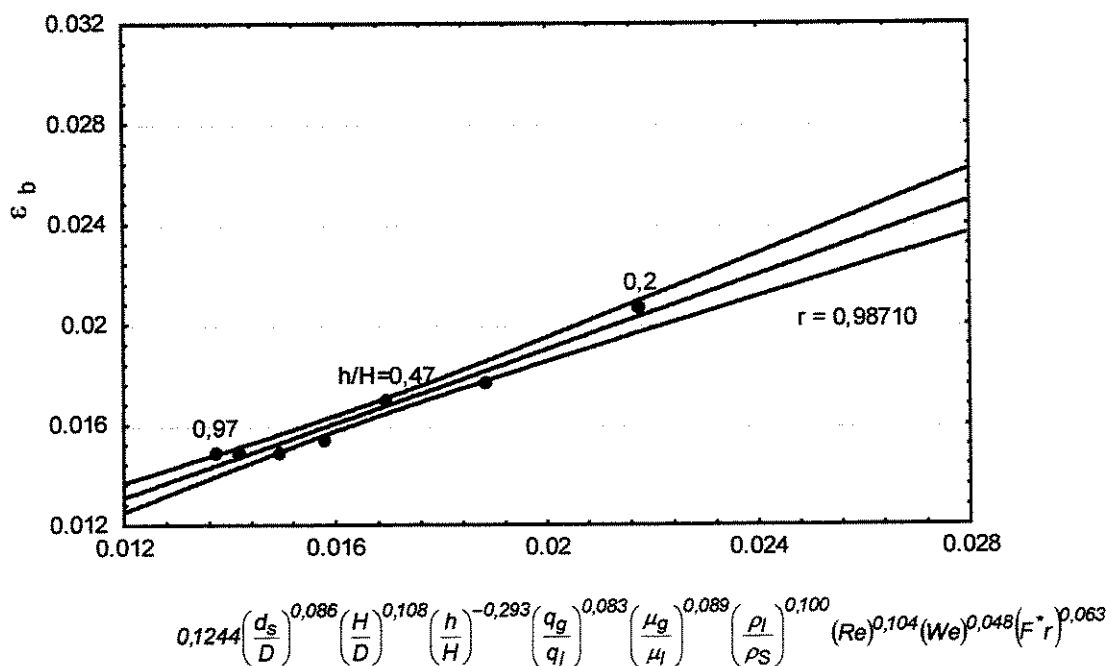


Figura 4.7 – Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 20 mL/min

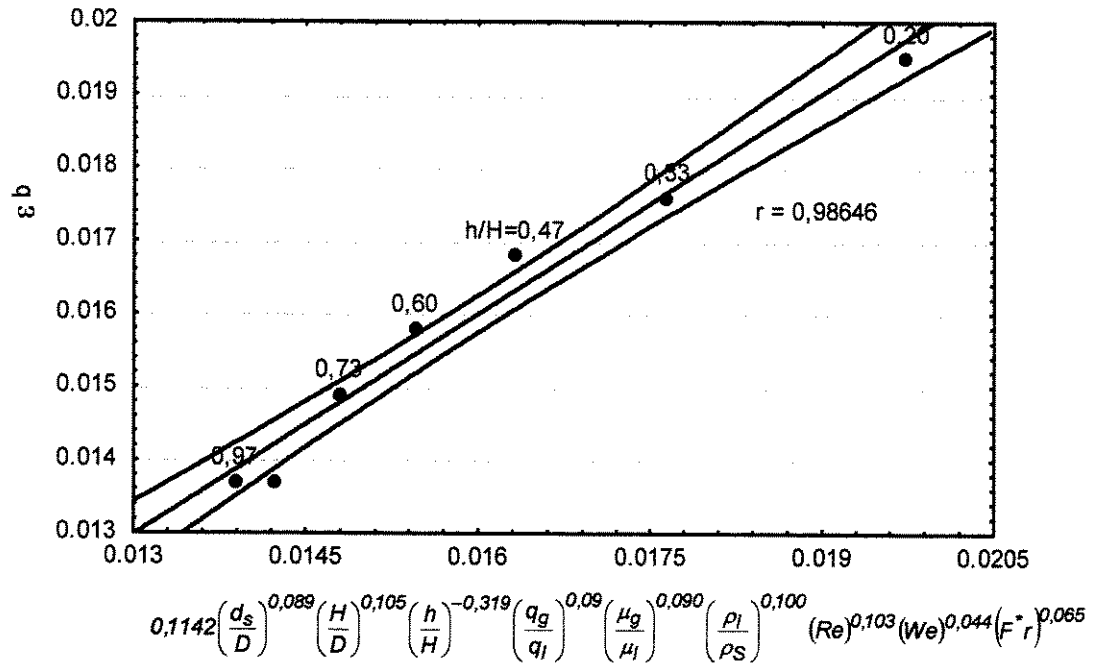


Figura 4.8 – Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 25 mL/min

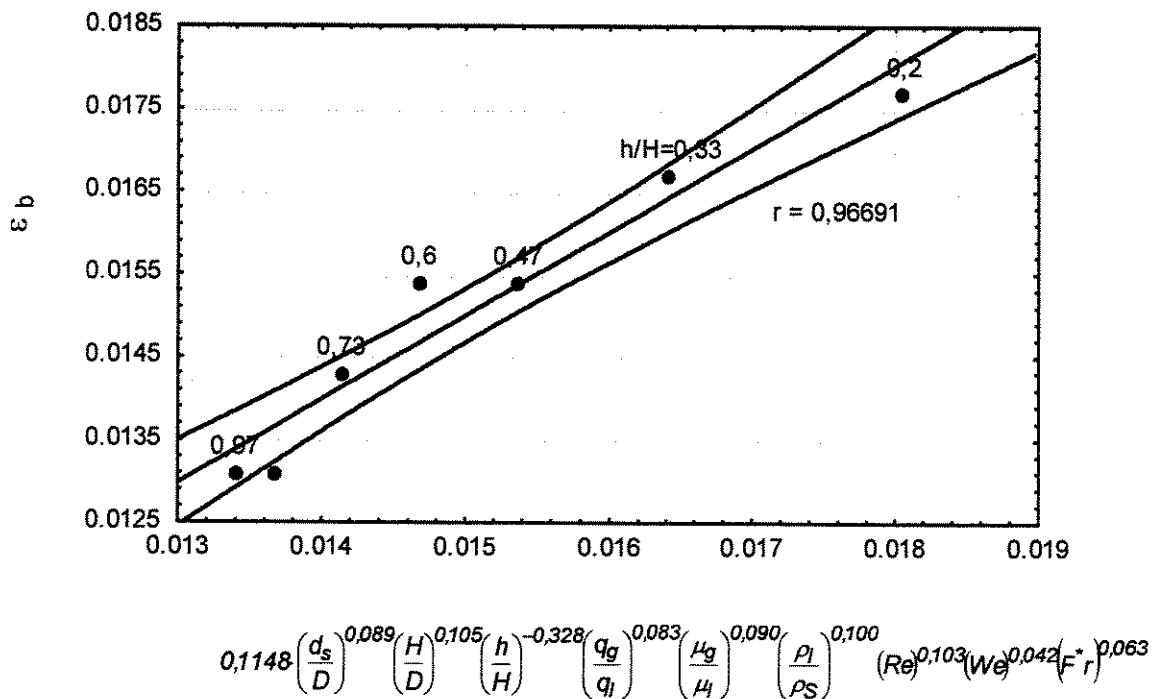


Figura 4.9 – Valores experimentais e calculados da fração volumétrica de biomassa para uma vazão de substrato de 30 mL/min

## **CAPÍTULO 5: ESTUDO DA SENSIBILIDADE PARAMÉTRICA**

## 5.1 Introdução

A modelagem matemática é um requisito fundamental para o projeto, operação, otimização e controle de bioprocessos. Entretanto, os modelos matemáticos são fontes de incerteza porque nem sempre representam, com precisão suficiente, os fenômenos que se passam no interior dos equipamentos e dos fluxos entre estes. Por exemplo, no caso de um biorreator, o emprego da distribuição radial de fases constante constitui uma aproximação.

Os valores dos parâmetros de ajustes dos modelos são incertos, pelos seguintes motivos principais:

- Os valores de alguns parâmetros físicos são obtidos sob condições de erro experimental, ou são estimados a partir de dados conhecidos para condições que não aquelas previstas durante os experimentos e;
- além de imprecisos, os valores desses parâmetros físicos variam durante a operação do processo, devido a modificações na estrutura dos equipamentos e a influências de outros equipamentos a montante e a jusante (perturbações nas condições de fronteira). Esses são os casos, por exemplo, das vazões, concentrações e temperaturas de entrada.

Desta forma, uma importante etapa na elaboração de um modelo é a estimativa precisa de seus parâmetros, sem a qual, por mais realista, sofisticado e abrangente que seja o modelo, o mesmo não terá aplicação prática satisfatória.

Os modelos matemáticos de bioprocessos geralmente contêm um elevado número de parâmetros, sendo uma tarefa difícil a estimativa simultânea de todos eles. Assim, a análise de sensibilidade paramétrica pode identificar quais parâmetros têm maior influência sobre as previsões do modelo. Os parâmetros que provocam uma maior sensibilidade nas previsões do modelo devem ser estimados com maior precisão por técnicas clássicas de regressão não linear, enquanto que os demais parâmetros podem ser obtidos a partir de dados da literatura (STREMEL et al., 1996).

## 5.2 Sensibilidade Paramétrica

A sensibilidade de um modelo com relação a um parâmetro é definida como sendo a variação no valor da previsão feita pelo modelo, causada por uma pequena mudança no valor do parâmetro (HIMMELBLAU, 1970). O efeito da incerteza a um parâmetro  $\xi$  sobre uma previsão do modelo,  $F$ , é medido pela derivada  $\partial F(\xi)/\partial \xi$  calculada no ponto – base  $\bar{\xi}$ , ou seja, com todos os parâmetros e variáveis especificadas em seus valores – base. No entanto, para que o resultado se torne independente das dimensões de  $F$  e de  $\xi$ , utilizam-se os valores de  $F$  e de  $\xi$  relativos aos seus valores – base  $F(\bar{\xi})$  e  $\bar{\xi}$ . Define-se, então, a função sensibilidade de  $F$  em relação ao parâmetro  $\xi$  como:

$$S_{\xi}^F(\bar{\xi}) = \left[ \frac{\partial [F(\xi)/F(\bar{\xi})]}{\partial \left( \frac{\xi}{\bar{\xi}} \right)} \right]_{\bar{\xi}} = \left[ \frac{\partial F(\xi)}{\partial \xi} \right]_{\bar{\xi}} \cdot \frac{\bar{\xi}}{F(\bar{\xi})} \quad (5.1)$$

Em algumas situações muito especiais, a derivada  $\partial F(\xi)/\partial \xi$  pode ser obtida analiticamente, permitindo o cálculo exato da sensibilidade. Entretanto, na maioria dos casos, isso se mostra impraticável, tendo-se que se recorrer a sua aproximação numérica (PERLINGEIRO, 2000):

$$\frac{\partial F(\xi)}{\partial \xi} = \frac{F(\bar{\xi} + \Delta\xi) - F(\bar{\xi})}{\Delta\xi} \quad (5.2)$$

onde  $\Delta\xi$  é um incremento tomado a partir do ponto base. Nesse caso, a sensibilidade pode ser estimada como:

$$S_{\xi}^F(\bar{\xi}) = \frac{F(\bar{\xi} + \Delta\xi) - F(\bar{\xi})}{\Delta\xi} \cdot \frac{\bar{\xi}}{F(\bar{\xi})} = \frac{F(\bar{\xi} + \Delta\xi)}{F(\bar{\xi})} \cdot \frac{\bar{\xi}}{\Delta\xi} \quad (5.3)$$

Por exemplo, tomando-se um incremento de 1%, ou seja,  $\frac{\Delta \bar{\xi}}{\bar{\xi}} = 0,01$

$$S_{\bar{\xi}}^F(\bar{\xi}) = \frac{F(1,01 \cdot \bar{\xi}) - F(\bar{\xi})}{F(\bar{\xi})} \cdot 100\% \quad (5.4)$$

Os valores-base dos parâmetros do modelo empregados nesta análise são mostrados na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Valores-base dos parâmetros do modelo empregados na análise de sensibilidade

Parâmetro	Valor-base
d/D	0,0067
H/D	30
h/H	0,5
q <sub>g</sub> /q <sub>l</sub>	0,0022
μ <sub>g</sub> /μ <sub>l</sub>	0,0136
ρ <sub>l</sub> /ρ <sub>s</sub>	1,0079
Re	5,3360
We	1,03 · 10 <sup>-9</sup>
Fr*	3,47 · 10 <sup>-6</sup>

As sensibilidades paramétricas foram calculadas nas posições correspondentes aos oito pontos de medidas experimentais da fração volumétrica de biomassa. As Figuras 5.1 e 5.2 ilustram os efeitos de uma variação de +10% e -10%, respectivamente, nos valores dos parâmetros selecionados sobre o valor da fração volumétrica de biomassa, em termos de variações percentuais. O objetivo deste tipo de apresentação gráfica é o de facilitar a visualização simultânea de todos os efeitos.

Varição de +10% nos parâmetros selecionados

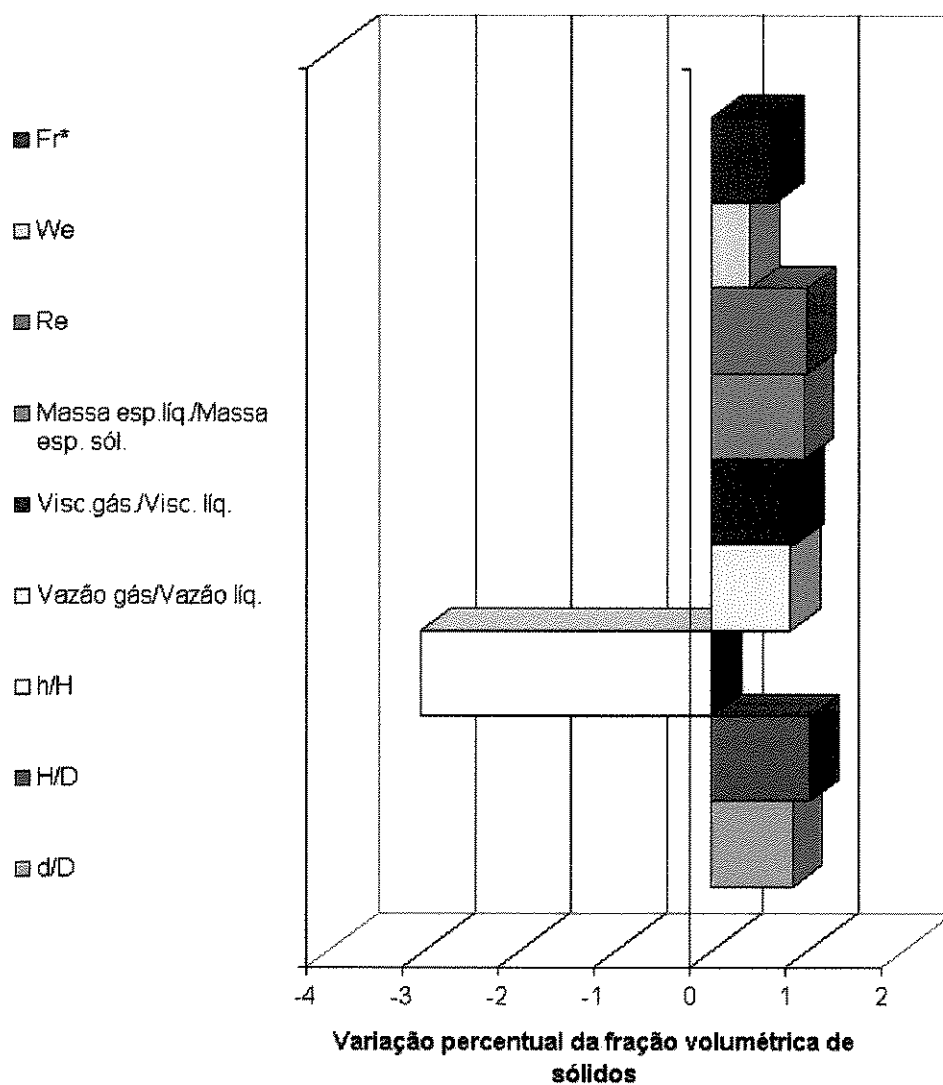


Figura 5.1 - Efeitos das variações individuais de + 10% nos valores dos parâmetros selecionados sobre o valor da fração volumétrica de sólidos em termos de variação percentual

Variação de -10% nos parâmetros selecionados

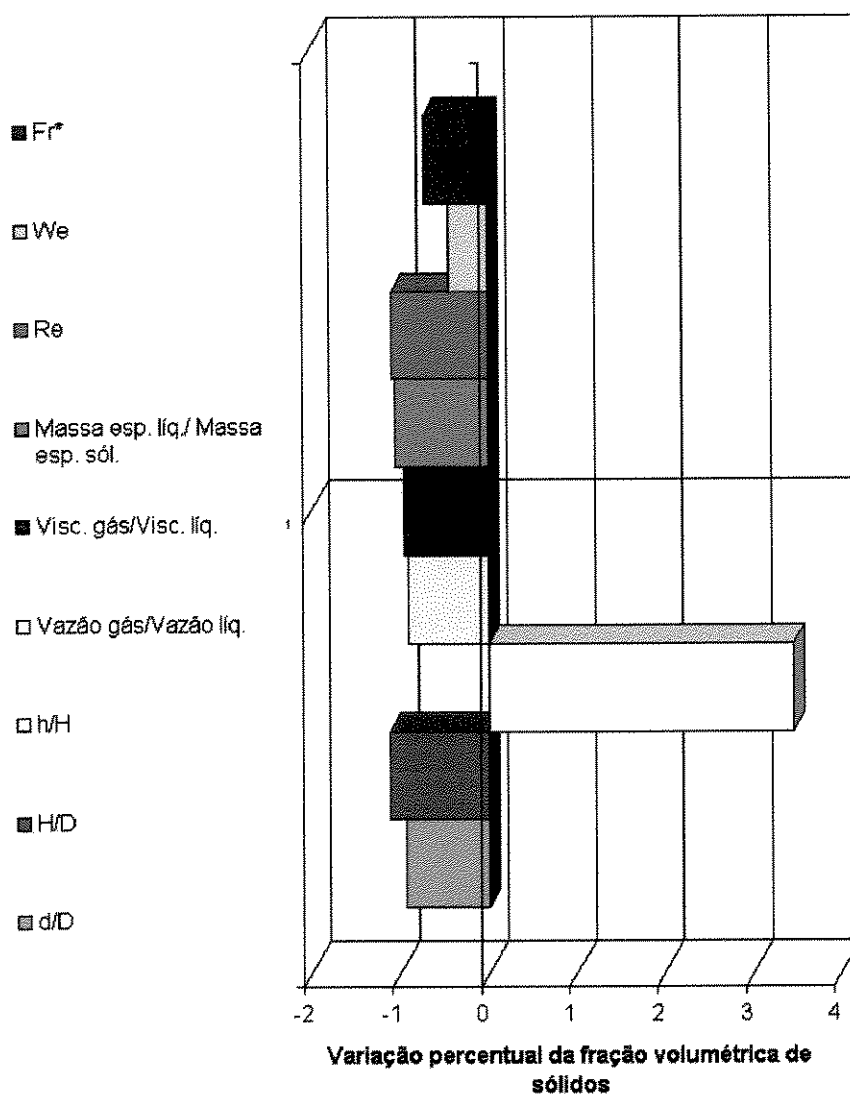


Figura 5.2 - Efeitos das variações individuais de - 10% nos valores dos parâmetros selecionados sobre o valor da a fração volumétrica de sólidos em termos de variação percentual

Os resultados apresentados devido às variações de +10% e -10% nos valores selecionados, permite o estabelecimento de apenas dois grupos distintos de parâmetros. O primeiro grupo, composto apenas por um único parâmetro,  $h/H$ , cuja variação provocou um efeito muito significativo sobre o valor da fração volumétrica, acima de 3,0 %. No segundo grupo, encontra-se os demais



parâmetros:  $d/D$ ,  $H/D$ ,  $q_g/q_l$ ,  $\mu_g/\mu_l$ ,  $\rho_l/\rho_s$ ,  $Re$ ,  $We$  e  $Fr^*$ , cujas variações provocam efeitos relativamente moderados, em torno de 1,0 %.

As constatações foram coerentes com o resultado esperado para o modelo proposto, onde um dos principais objetivos de sua elaboração foi a de mostrar a importância de um perfil axial não homogêneo para a concentração da biomassa, em biorreatores deste tipo.

Devido a maioria e parâmetros presentes no modelo pertencer ao grupo considerado de variações provocadoras de efeitos moderados, maiores informações acerca desses efeitos tornaram-se de interesse para maiores esclarecimentos sobre as características do modelo, principalmente sobre os efeitos das variações de seus parâmetros ao longo do comprimento axial do biorreator. As Figuras de 5.3 a 5.11 ilustram os resultados desses efeitos, novamente para variações de +10% e -10%.

Nas figuras citadas acima ficou novamente clara a semelhança de comportamento para todos os parâmetros considerada pertencentes ao segundo grupo – efeitos moderados. São parâmetros cujos efeitos provocam variações homoganeamente distribuídas por todo comprimento axial do biorreator. Divergem do parâmetro  $h/H$ , apenas pela intensidade desses efeitos, mas conserva as intensidades entre si razoavelmente próximas.

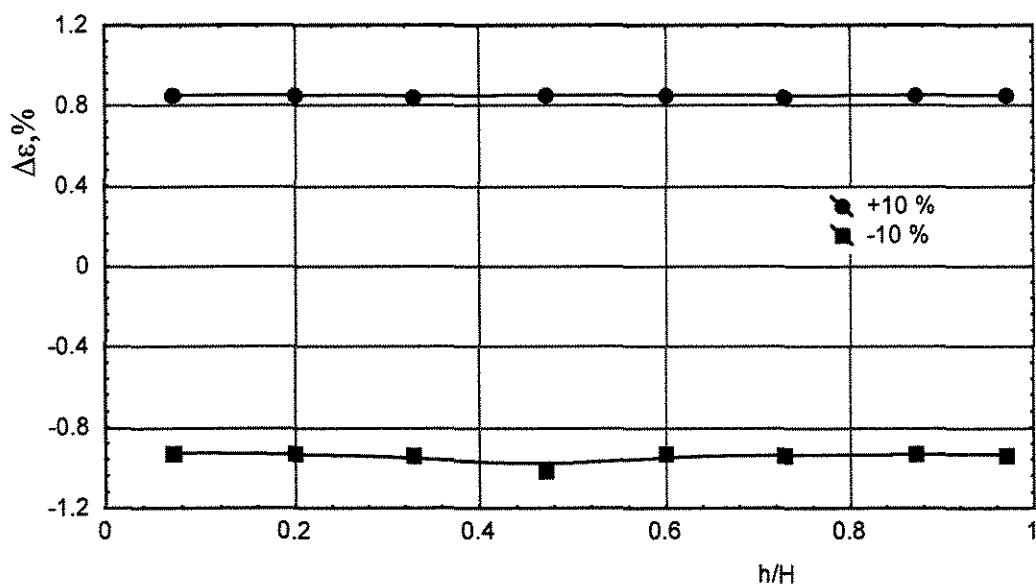


Figura 5.3 - Efeito das variações de 10% no parâmetro  $(d/D)$  sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa

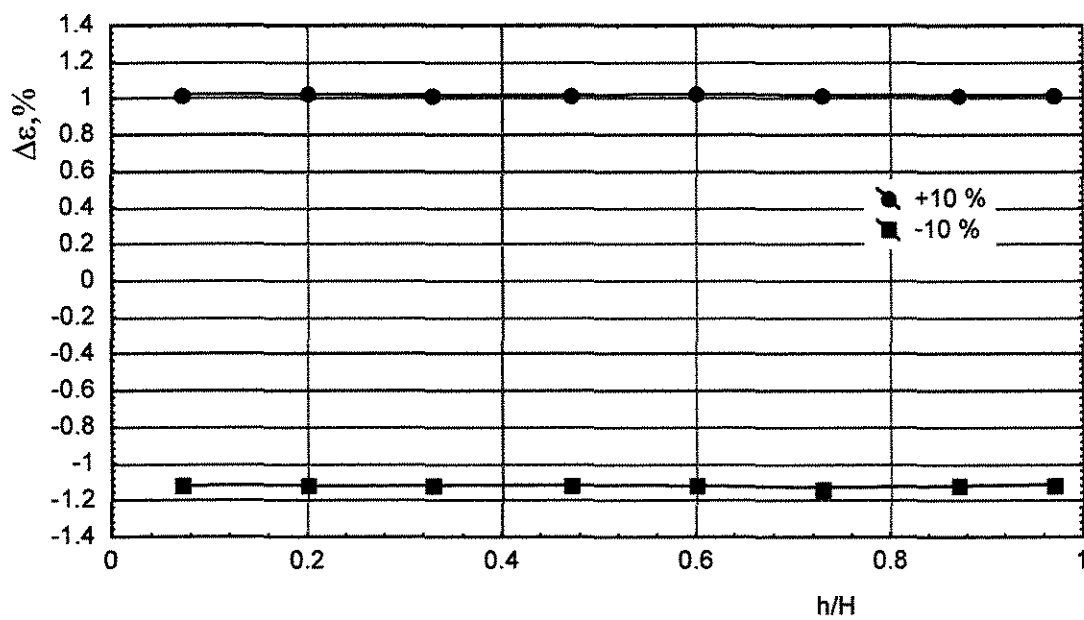


Figura 5.4 - Efeito das variações de 10% no parâmetro  $(H/D)$  sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa

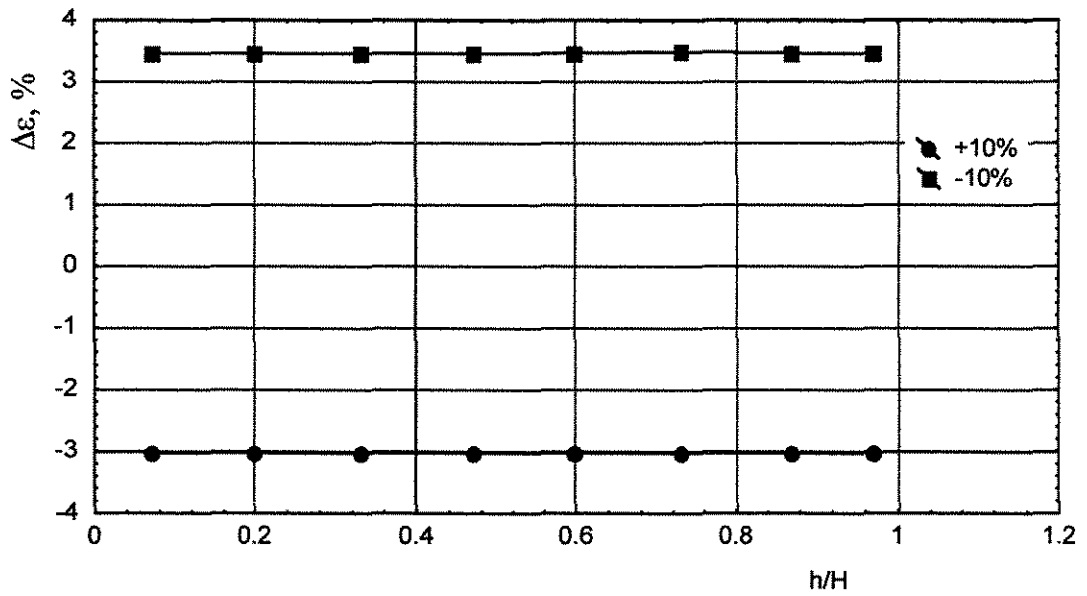


Figura 5.5 - Efeito das variações de 10% no parâmetro  $\left(\frac{h}{H}\right)$  sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa

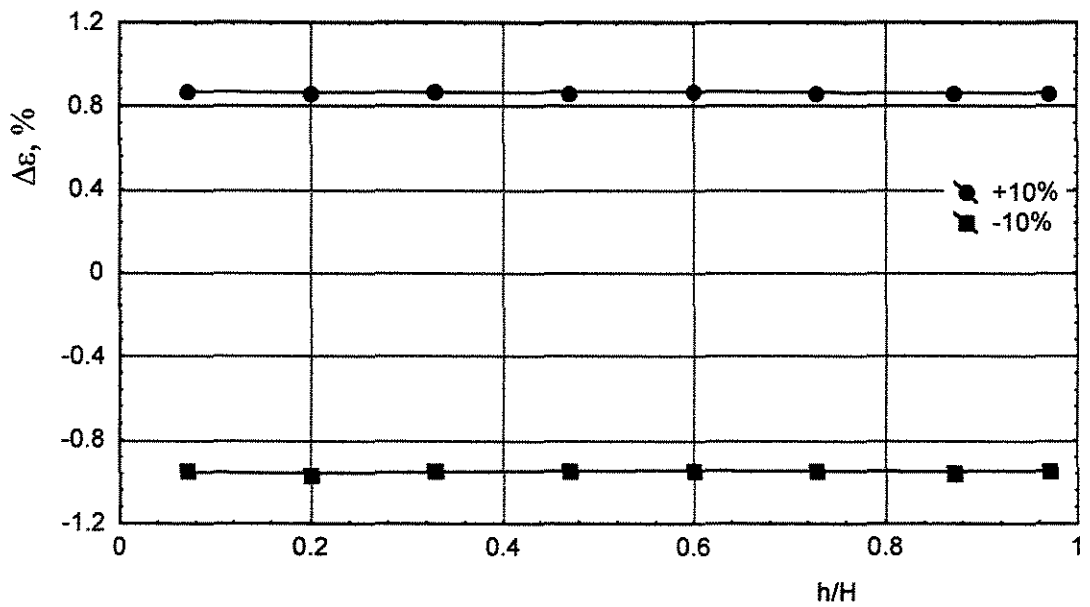


Figura 5.6 - Efeito das variações de 10% no parâmetro  $\left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)$  sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa

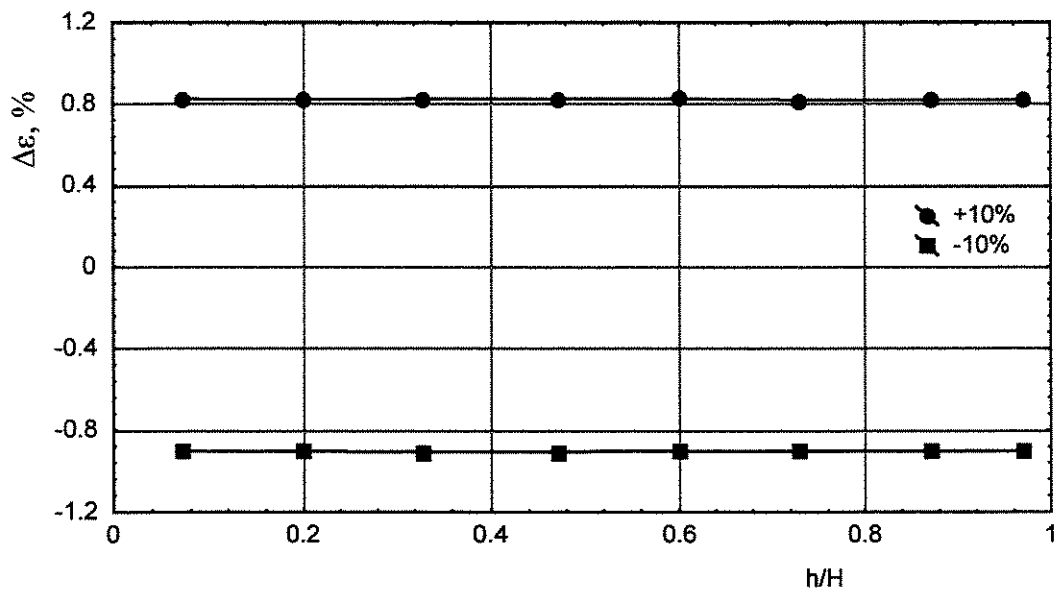


Figura 5.7 - Efeito das variações de 10% no parâmetro  $\left(\frac{q_g}{q_l}\right)$  sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa

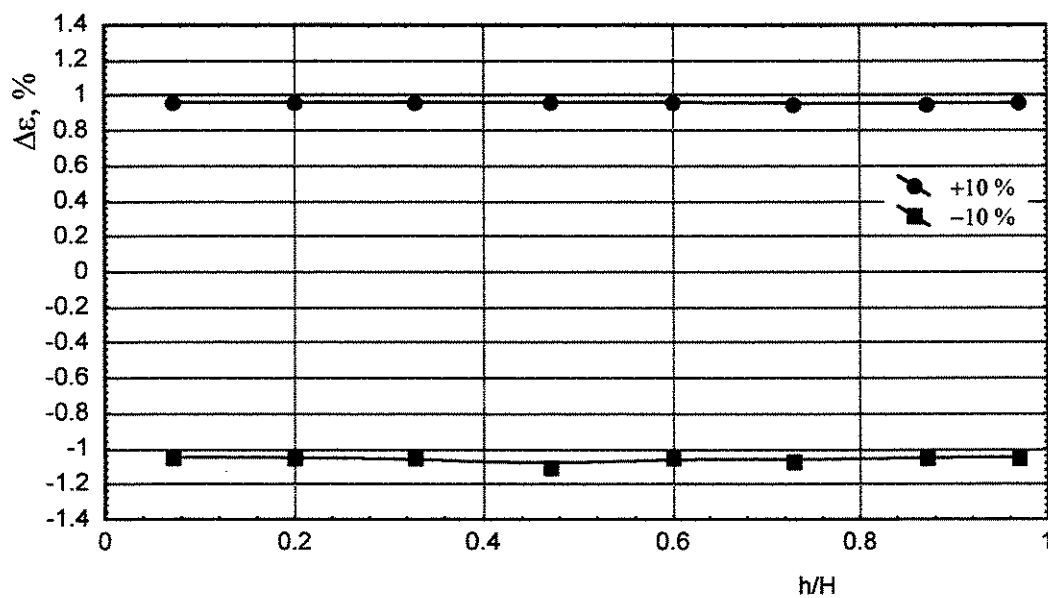


Figura 5.8 - Efeito das variações de 10% no parâmetro  $\left(\frac{\rho_l}{\rho_s}\right)$  sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa

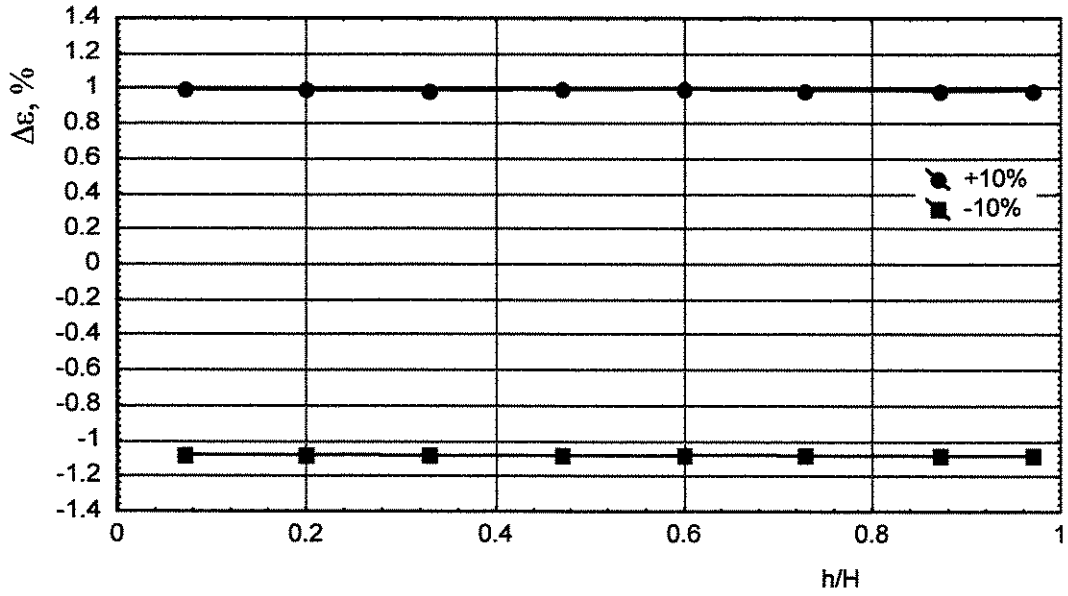


Figura 5.9 - Efeito das variações de 10% no parâmetro  $Re$  sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa

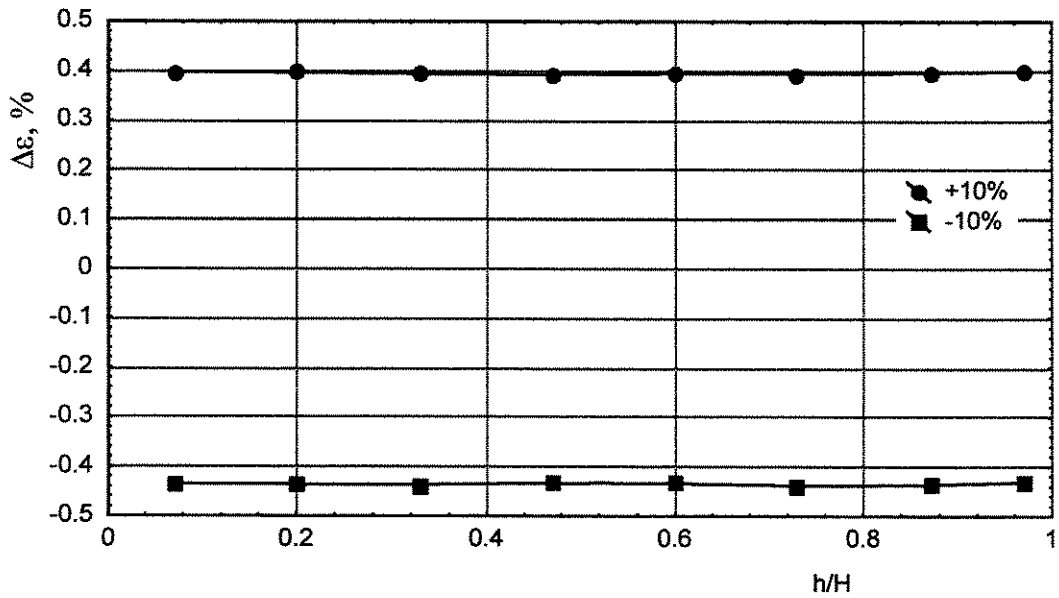


Figura 5.10 - Efeito das variações de 10% no parâmetro  $We$  sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa

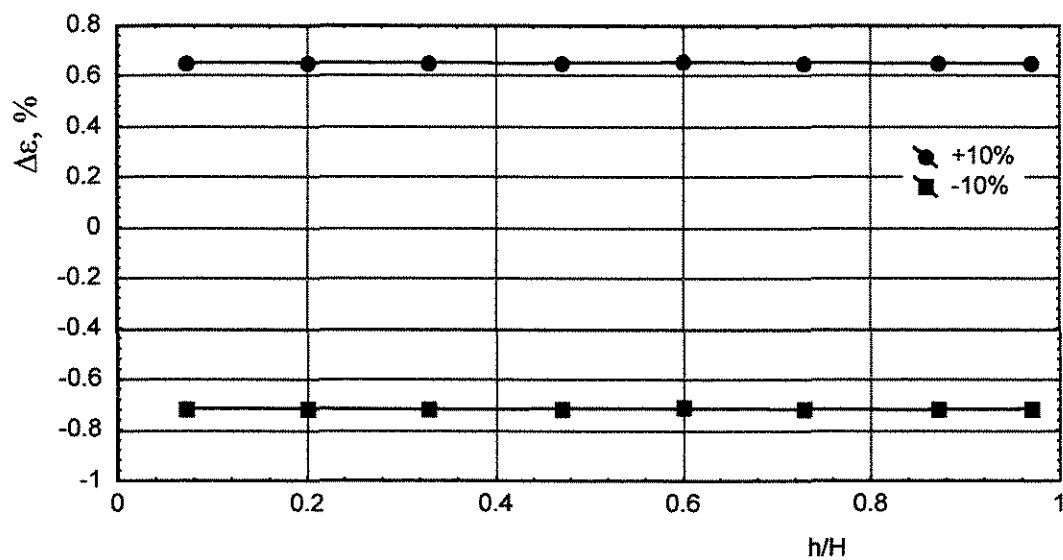


Figura 5.11 - Efeito das variações de 10% no parâmetro  $Fr^*$  sobre o perfil da fração volumétrica de biomassa

## **CAPÍTULO 6: RESULTADOS E DISCUSSÕES**

## 6.1 Perfil da Fração Volumétrica de Biomassa

Com a indicação da análise de sensibilidade paramétrica, sobre a existência de características semelhantes entre oito dos nove grupos adimensionais existentes no modelo proposto, todos os grupos que compõem o referido modelo foram mantidos na composição do modelo final. Entretanto, em virtude das condições operacionais utilizadas permitirem a manutenção de valores constantes para alguns desses grupos adimensionais, pode-se rescrever o modelo proposto como:

$$\varepsilon_b = 0,071686 \cdot \left(\frac{h}{H}\right)^{-0,316} \cdot \left(\frac{q_g}{q_l}\right)^{0,088} \cdot (Re)^{0,10250} \cdot (We)^{0,04667} \cdot (Fr^*)^{0,06767} \quad (6.1)$$

A Figura 6.1 apresenta gráficos dos perfis experimentais de distribuição axial da biomassa, confeccionados com auxílio dos dados experimentais. As curvas que descrevem tais perfis para diferentes vazões, ou tempos de residência distintos, mostram uma redução do "holdup" de biomassa em função da distância do distribuidor da fase líquida na base do leito. Percebe-se ainda que o aumento da vazão provoca uma redução na diferença de concentração volumétrica entre as extremidades do biorreator ao mesmo tempo em que ocorre um aumento em valores absolutos dessa concentração.

Como aplicação para o modelo matemático obtido pela Equação 6.1 foi elaborado um programa de simulação computacional em Matlab - Versão 5.3 (Apêndice F). Para isto foi necessário o desenvolvimento de uma correlação entre as vazões das fases gasosa e líquida, levando-se em consideração dados sobre a conversão do processo fermentativo. Foram obtidos seis diferentes perfis, correspondentes às vazões que caracterizaram os seis diferentes valores de tempo de residência utilizados neste trabalho. A Figura 6.2 apresenta os perfis com valores calculados pela simulação.



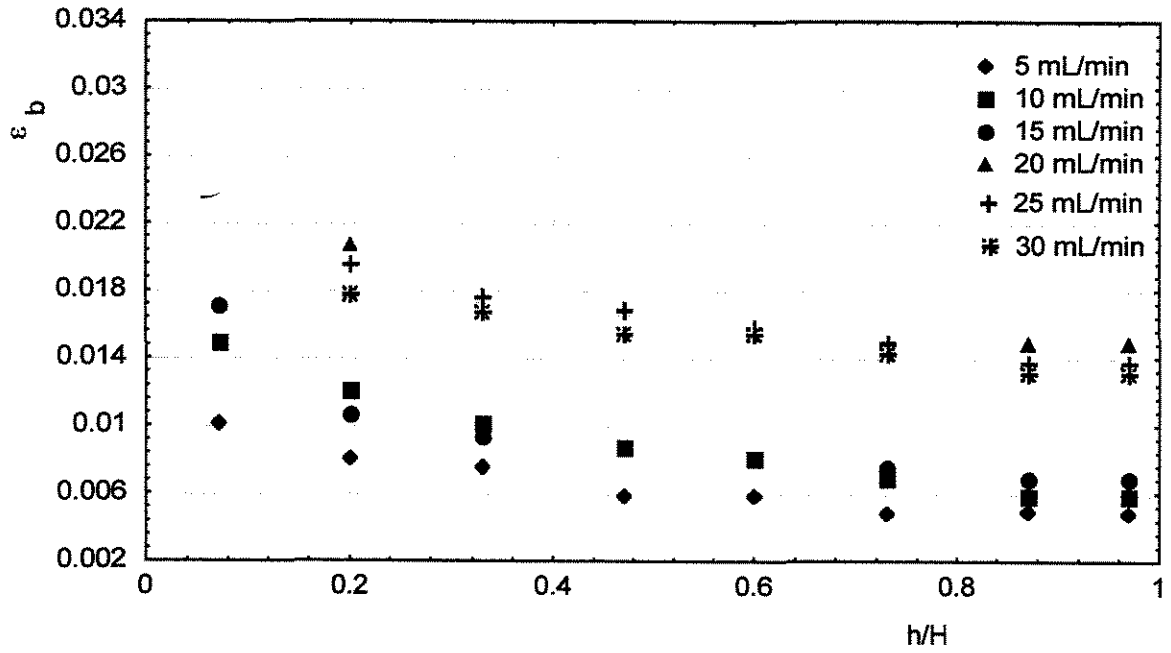


Figura 6.1 – Perfil experimental da fração volumétrica de biomassa em função da altura relativa no biorreator

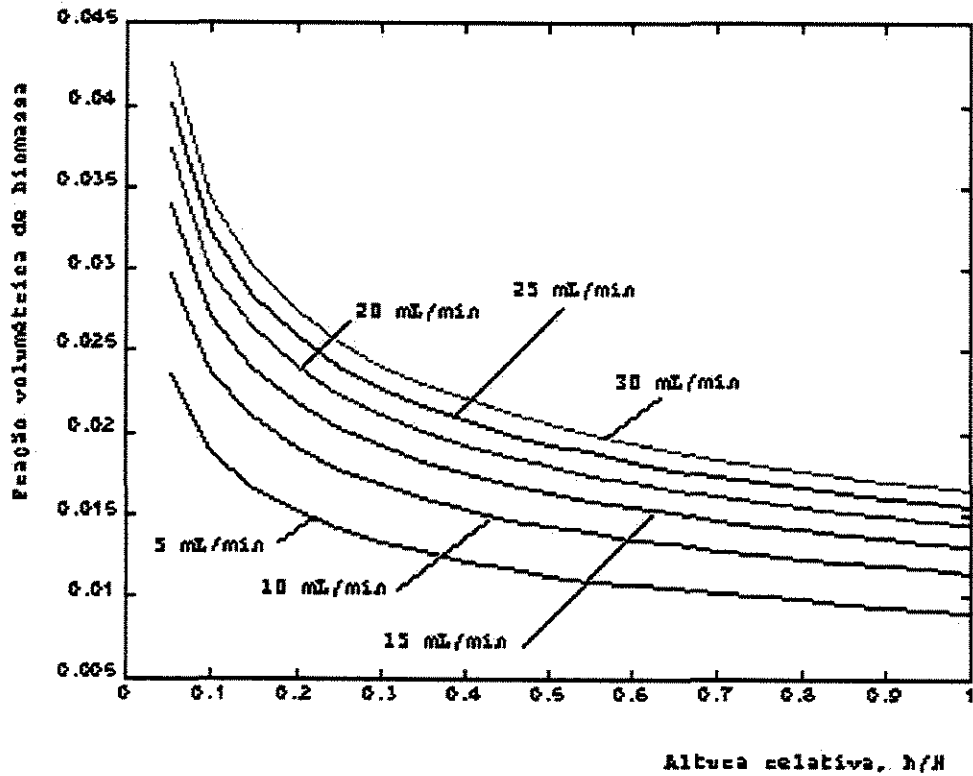


Figura 6.2 – Simulação computacional do perfil axial da fração volumétrica de biomassa no biorreator para diferentes vazões do substrato

O programa de simulação permitiu ainda a confecção de um gráfico tridimensional, onde valores da fração volumétrica de biomassa são colocados como função simultânea da altura relativa e da vazão de substrato (Figura 6.3); permitindo uma melhor visualização sobre a dependência simultânea da distribuição de biomassa com esses importantes parâmetros do modelo.

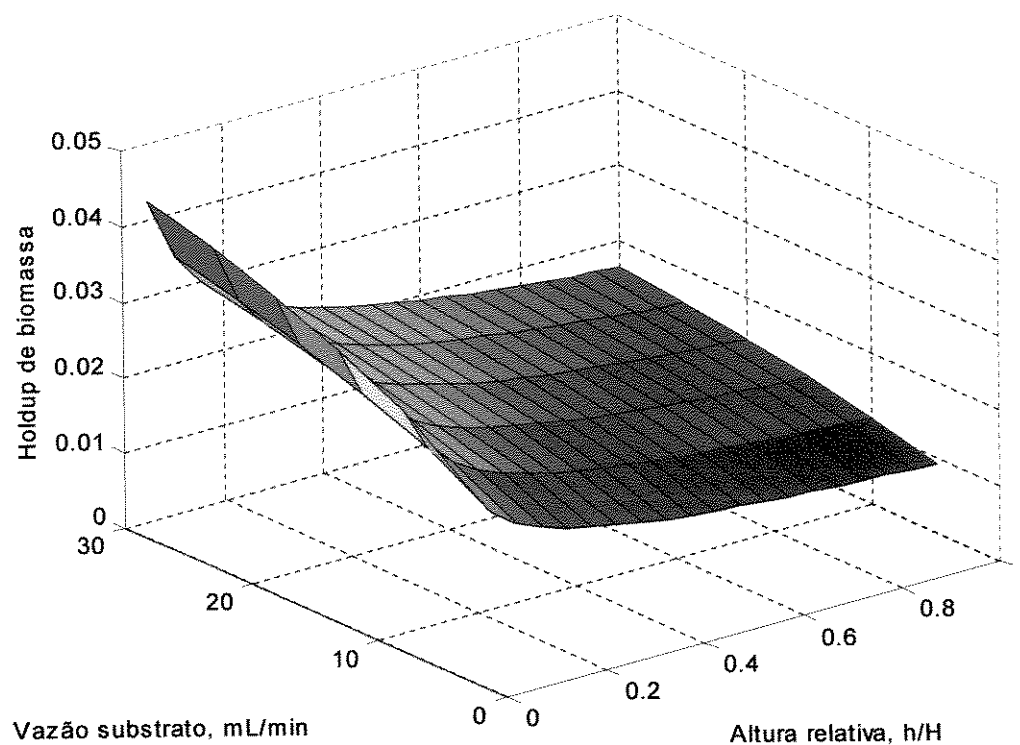


Figura 6.3 – Perfil da fração volumétrica de biomassa em função da altura relativa e da vazão de substrato

O modelo proposto demonstrou considerável concordância com os dados experimentais, obtendo-se uma correlação mínima de 0,96691 (Figuras 4.4 a 4.9). Uma análise comparativa dos resultados obtidos pela simulação (Figura 6.2) com os resultados experimentais (Figura 6.1) mostra haver uma pequena divergência com relação aos espaçamentos entre as curvas traçadas. Para as vazões entre 15 e 30 mL/min essas diferenças são facilmente notadas, havendo uma maior regularidade de espaçamentos apresentadas pelos resultados da simulação e superposições de pontos experimentais nestas mesmas condições operacionais.

Isto, contudo, pode ser utilizado como um indicativo da necessidade de medidas experimentais de fração volumétrica de sólidos a partir de intervalos maiores de vazão da fase líquida. Por outro lado, uma grande vantagem apresentada pelo modelo proposto, observada a partir da simulação, foram os altos valores de fração volumétrica de biomassa para a região próxima à base do biorreator. Experimentalmente, estes resultados encontram dificuldades de serem obtidos com auxílio da técnica de medida da atenuação de luz visível (vazões de 20 a 30 mL/min na Figura 6.1), devido ao fenômeno de sedimentação dos flóculos. Isto pode ocorrer em processos onde a vazão da fase gasosa é relativamente baixa, ou seja, introduzida em pequenas quantidades ou quando a concentração do substrato não permitir uma grande produção de gás por parte da biomassa.

## **6.2 Regimes de Fluxo e Distribuição de Biomassa**

Em um leito fluidizado trifásico podem existir diferentes regimes de fluxo e, a determinação destes regimes está relacionada às buscas de condições ótimas para a operação dos equipamentos. Um, dois, ou três regimes de fluxo podem coexistir em um mesmo leito. O aparecimento de diferentes regimes de fluxo, com a variação da velocidade do gás, pode ser observado visualmente com auxílio de um leito de paredes transparentes. A distância axial onde os regimes de fluxo variam e a velocidade de transição do gás em uma dada posição axial do leito podem ser determinadas por modelos matemáticos (CHEN, ZHENG, FENG, 1994). Para isso entretanto, as condições operacionais do leito devem permitir um determinado controle sobre a vazão da fase gasosa, uma vez que é à intensidade deste parâmetro que se atribui as possíveis variações do fluxo: Regime Homogêneo, Regime de Transição e Regime Turbulento.

Em certos tipos de bioprocessos, quando a fase gasosa está presente no sistema, mas originada da própria biorreação, o controle do regime de fluxo a partir da intensidade da fase gasosa não é mais recomendado. Neste caso, a definição de condições operacionais, a partir de possíveis regimes de fluxo, fica a

cargo das intensidades das demais fases. Apresenta-se então como uma opção de controle das condições operacionais, as variações das frações volumétricas das fases sólida e líquida.

Observou-se visualmente, dentro das condições operacionais do arranjo experimental deste trabalho, diferentes distribuições da biomassa em função de variações na vazão da fase líquida. Desta forma, investigou-se as condições para o estabelecimento de diferentes regimes de fluxo, com base na distribuição da fase sólida. Essa investigação foi a determinação da fração volumétrica de sólidos em diferentes pontos do biorreator, em curtos espaços de tempo. O fator pequenos intervalos de tempo foi considerado importante para evitar que o crescimento do número de células viesse a dificultar as observações relacionadas à influência da variação da vazão de substrato sobre a distribuição de biomassa.

Foram realizadas medidas simultâneas das frações volumétricas de biomassa no topo e na base do biorreator, mais precisamente nos pontos de comprimentos relativos correspondentes a 0,02 e 0,89 (Apêndices C, D e E). Evitou-se realizar medidas em pontos mais próximos à base e ao topo do biorreator, devido às ocorrências de altíssimas e baixíssimas frações volumétricas de biomassa nestes locais, respectivamente, durante a manutenção das vazões menores dentro da faixa dos valores estudados; evitando-se assim maiores dificuldades de identificação das condições de fluxo.

A Figura 6.4 ilustra o gradiente de fração volumétrica entre os pontos de medidas em função da vazão da fase líquida. Observa-se que com o aumento da vazão da fase líquida, as frações volumétricas de sólidos nos dois pontos próximos das extremidades do biorreator tendem para valores muito próximos, reduzindo consideravelmente este gradiente de concentração.

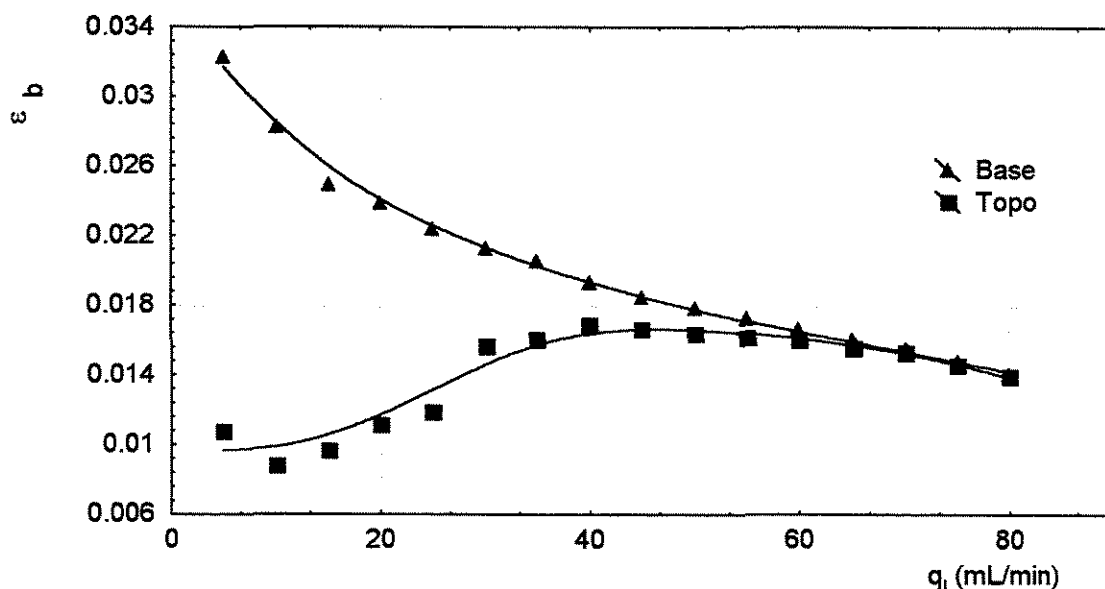


Figura 6.4 – Valores experimentais da fração volumétrica de biomassa próximos à base e ao topo do biorreator como funções da vazão do substrato

Na Figura 6.5 o valor do gradiente de fração volumétrica entre pontos de medidas próximos às extremidades do biorreator encontra-se como função da vazão de substrato. A existência de várias regiões de diferentes condições de fluxo, que podem ser identificadas por métodos gráficos como o traçado de tangentes à curva ou linha de tendência, resultante da união dos pontos experimentais obtidos. Nos pontos mais alto e mais baixo da curva, observa-se que as tangentes à linha de tendência coincidem com trechos desta linha, definindo nas faixas de vazões correspondentes duas espécies de regimes de fluxo. Mais ao centro da curva obtida são necessários traçados de várias tangentes à linha de tendência para acompanhar as freqüentes variações no gradiente de fração volumétrica. Desta forma, parece haver nesta região central um número grande de mudanças no gradiente de concentração volumétrica de biomassa, estabelecendo a existência de uma espécie de regime de transição de fluxo entre os dois regimes observados nas condições operacionais correspondentes às extremidades da linha de tendência.

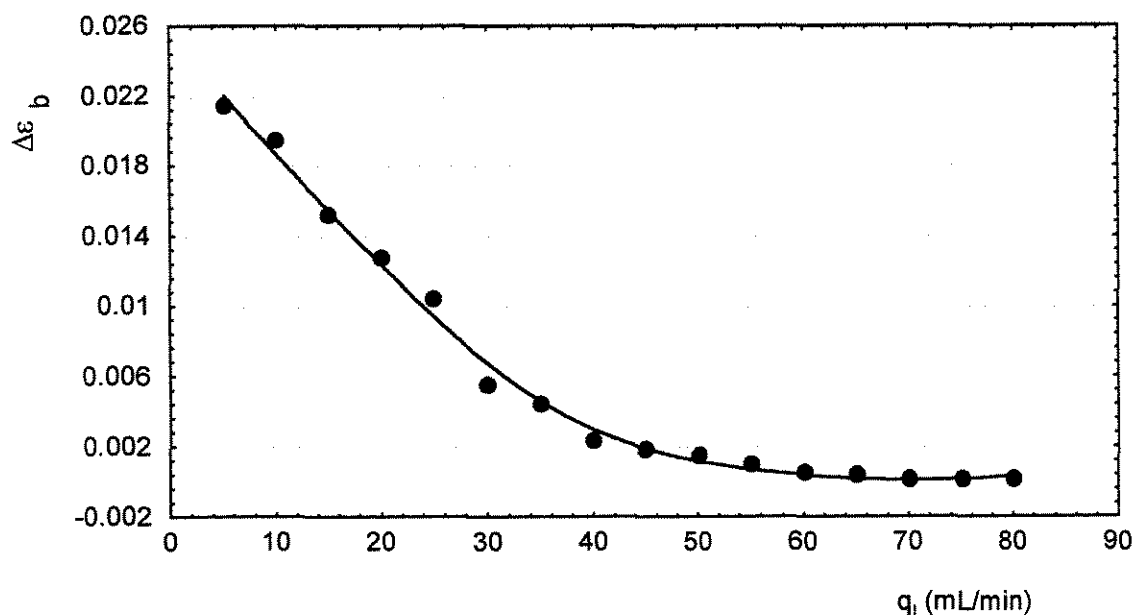


Figura 6.5 - Gradiente da fração volumétrica de biomassa entre pontos de medidas próximos às extremidades do biorreator como função da vazão de substrato

A suposição de três distintos regimes de fluxo a partir de observações do gradiente de fração volumétrica de biomassa, entre posições axiais próximas às extremidades do biorreator, sugere a possibilidade de ocorrência de três denominações para os regimes de fluxo estabelecidos: a) Regime de Distribuição Heterogênea de Biomassa (RDHEB), b) Regime de Distribuição Transitória de Biomassa (RDTB) e, c) Regime de Distribuição Homogênea de Biomassa (RDHOB). A Figura 6.6 ilustra a determinação gráfica desses diferentes regimes.

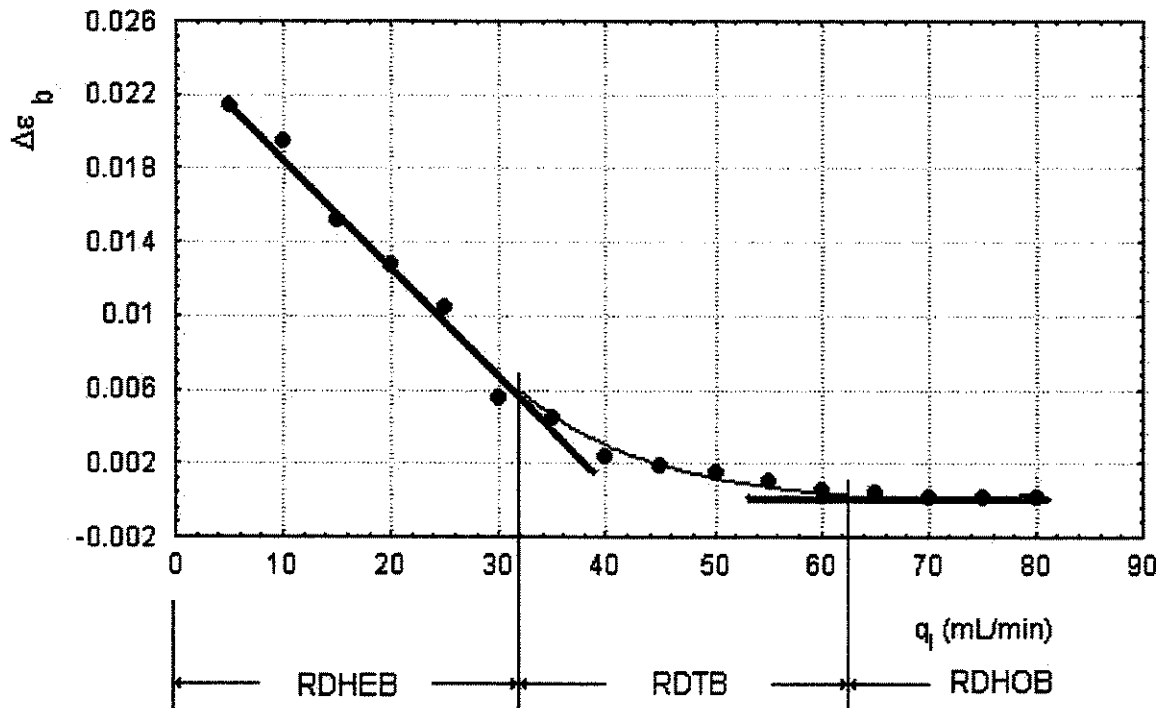


Figura 6.6 - Identificação gráfica das faixas de vazões da fase líquida no biorreator e correspondentes regimes de fluxo de distribuição axial da biomassa

Para estabelecer de forma quantitativa os diferentes regimes de fluxo que definem diferentes distribuições axiais de biomassa, foram propostas correlações baseadas no número adimensional de Reynolds. Os modelos matemáticos propostos, seguem em princípio as bases utilizadas para a investigação deste tipo de fenômeno, sendo obtido da correlação:

$$\Delta\epsilon_b = \alpha(Re_p)^\beta \quad (6.2)$$

onde:

$$Re_p = \frac{\rho_l \cdot v_l \cdot d_p}{\mu_l}$$

Os três modelos obtidos por ajustes aos dados experimentais foram:

para RDHEB:

$$\Delta\varepsilon_b = 0,00282(Re_p)^{-0,486473} \quad (6.3)$$

para RDTB:

$$\Delta\varepsilon_b = 0,00001(Re_p)^{-3,38451} \quad (6.4)$$

e RDHOB:

$$\Delta\varepsilon_b = 0,000734(Re_p)^{-0,818691} \quad (6.5)$$

As comparações entre os valores experimentais e calculados do gradiente da fração volumétrica de biomassa, utilizando-se os modelos das Equações de 6.3 a 6.5, foram realizadas com auxílio das expressões estatísticas (TANNOUS, HEMATI, LAGUERIE, 1996):

Desvio relativo,

$$E_1 = \left[ \frac{1}{n} \sum_i^n \frac{(x_{exp} - x_{cal})}{x_{exp}} \right] \cdot 100 \quad (6.6)$$

Desvio relativo absoluto,

$$E_2 = \left[ \frac{1}{n} \sum_i^n \frac{|x_{exp} - x_{cal}|}{x_{exp}} \right] \cdot 100 \quad (6.7)$$

e Desvio padrão,

$$E_3 = \left[ \sum_i^n \frac{(x_{exp} - x_{cal})^2}{n-1} \right]^{1/2} \quad (6.8)$$



Nas Equações de 6.6 a 6.8,  $x_{exp}$  representa valores experimentais,  $x_{cal}$ , valores calculados nas mesmas condições para ambas as correlações e  $n$  o número de experimentos. A Tabela 6.1 relaciona os valores de desvios estatísticos obtidos para os três modelos:

Tabela 6.1 – Comparação entre os valores calculados por diferentes modelos de eficiência de coleta e os resultados experimentais

Modelo de Regime Fluxo	Desvios		
	$E_1(\%)$	$E_2(\%)$	$E_3$
RDHEB	-23,68	34,78	0,0031
RDTB	21,53	21,53	0,0004
RDHOB	-213,39	213,39	0,0020

## **CAPÍTULO 7: CONCLUSÕES E SUGESTÕES**

Por meio de adaptações e posterior aplicação da técnica de atenuação de luz visível, foi possível determinar, o perfil da fração volumétrica de biomassa em um biorreator de leito fluidizado trifásico, de 5,0 cm de diâmetro por 150 cm de altura, utilizado na produção de etanol e tendo como biocatalisador leveduras floculantes. O método desenvolvido permitiu medidas diretas, as quais caracterizaram-se por não produzir perturbações ao regime de escoamento, dando origem a dados experimentais adequados ao ajuste de modelos matemáticos.

A curva de calibração da aparelhagem instrumental utilizada na medida da fração volumétrica da biomassa, foi obtida de adaptações da lei de Lambert-beer, para atenuação de radiações monoenergéticas, desprezando-se os efeitos dos pseudos coeficientes de atenuação das demais fases.

Para determinar condições estacionárias de operação no biorreator, monitorou-se a concentração de etanol no efluente do sistema, tendo-se estabelecido um período de aproximadamente três tempos de residência para se alcançar tais condições.

O modelo matemático obtido com auxílio de grupos adimensionais para descrever o perfil axial da biomassa, ajustou-se satisfatoriamente aos dados experimentais, dando origem a um modelo semi-empírico, cuja característica demonstra uma grande dependência entre o perfil de distribuição de biomassa e a altura relativa ou distância da base do leito. O referido perfil também mostrou importante dependência com a vazão da fase líquida, o que ficou demonstrado claramente com auxílio de gráficos obtidos com a simulação computacional do modelo.

Aproveitou-se a dependência entre a distribuição de biomassa e a vazão da fase líquida para definir condições operacionais indicativas dessa forma de distribuição. Foram então definidas as existências de três regimes de fluxo, RDHEB, RDTB e RDHOB, como identificadores da forma do perfil estabelecido.

A realização de experimentos semelhantes aos realizados neste trabalho, utilizando métodos nucleares de medidas para a fração volumétrica das fases, pode dar origem a uma importante ferramenta de controle das condições operacionais para este tipo de biorreatores. É que, em escalas maiores, a construção desse tipo de estrutura exige o uso de paredes metálicas e conseqüente impossibilidade de aplicação do método de atenuação de luz visível.

## **REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

- AKAPO, S. A Novel Method for Determining the Particle Density of Porous Aeratable Powders. *Powder Technol.* 58, 237-242, 1989.
- ANDREWS, G. F. Fluidized-Bed Fermenters: A Steady-State Anal *Biotechnol. Bioeng.* 24, 2013 - 2030, 1982.
- ANDREWS, G. F., PRZEZDZIECKI, J. Desing of Fluidized-Bed Fermenteres. *Biotechnol. Bioeng.* 28, 802 - 810, 1986.
- ARCURI, E. J., SLAFF, G., GREASHAM, R. Continuous Production of Thienamycin in immobilized cell systems. *Biotechnol. Bioeng.* 28, 842 – 849, 1986.
- ASIF, M., KALOGERAKIS, N., BEHIE, L. A Distributor Effects in Liquid Fluidized Beds of Low-Density Particles. *AIChE J.* 37, 1825 -1832, 1991.
- BAINS, W. Biotechnology – From A to Z. Oxford University Press, NewYork, 1993.
- BEGOVICH, J. M., WATSON, J. S. Hydridynamic Characteristics of Three-Phase Fluidized Beds. *AIChE J.* 24, 351 - 354, 1978.
- BISCHOF, B., FROMENT, G. F. *Chemical Reactor Analsi and Design.* 2<sup>nd</sup> Ed. John Wiley & Sonsn, New York, 1990.
- BROHAN, B., MCLOUGHLIN, A. J. The Influence of Yeast Metabolism on Dispersion in a Fluidized Yeast Bed. *Appl. Microbiol Biotechnol.* 20, 146 - 149, 1984.
- CAMPOS, J. R., SILVA, E. L. Determinação de Parâmetros Fluidodinâmicos em Reator de Leito Fluidizado Trifásico. *Anais do XXIV Congresso Brasileiro de Sistema Particulados.* Vol. II, 441 - 442, Uberlândia MG, 1996.

- CHEN, Z., ZHENG, C., FENG, Y., HOFMAN, H. Modeling of Three-Phase Fluidized Beds Based on Local Bubble Characteristics Measurements. *Chemical Engineering Science*. 2,231-236, 1995.
- CHEN, Z., FENG, Y., ZHENG, C. Paper presented at *the 3rd National Symposium on the Dynamics of Multiphase Flow*, China, 1988.
- CHEN, Z. Master's thesis, Beijing Inst. Of Chem. Tech. Beijing, China, 1989.
- CHEN, Z., ZHENG, C., FENG, Y., HOFMAN, H. Distributions of Flow Regimes and Holdups in Three - Phase Fluidized Beds. *Chemical Engineering Science*, Vol. 50 , No. 13, 2153-2159, 1994.
- CHING, C. B., HO, Y.Y. Flow Dynamics of Immobilized Enzyme Reactors. *Appl. Microbiol Biotechnol.* 20, 303 - 309, 1984.
- DARTON, R. C.; HARRISON, D. Gas and Liquid Holdup in Three - Phase Fluidization. *Chem Engng. Sci.* 30, 581-586, 1975.
- DAVISON, B. H. Dispersion and holdup in a three-phase fluidized-bed bioreactor. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 20 / 21, 449 - 460, 1989.
- DECKWER, W. D. *Ind. Engng. Chem. Preprocess Des.Dev.* 19, 699, 1980.
- DEL POZO, M., BRIENS, C. L., WILD, G. Effect of column inclination on the performance of three-phase fluidized beds. *AIChE J.* 38 1206 - 1212, 1992.
- DOMINGUES, L., DANTAS, M. M., LIMA, N., TEXEIRA, J. A. Continuous Ethanol Fermentation of lactose by recombinant flocculating *Saccharomyces Cerevisiae* Strain. *Biotechnology and Bioeng.*, 64 , n° 6, 692 -697, 1999.
- FAN, L. S. *Gas-liquid-solid Fluidization Engineering*. Butterworths, Boston, MA. 1989.

FAN, L. S. et al. *A. I.Ch. E.J.* **32**, 338, 1986.

FERRAZ, E. S. B. **Determinação simultânea de densidade e umidade de solos Por atenuação de raios GAMA do  $^{137}\text{Cs}$  e  $^{241}\text{Am}$ .** Tese de Livre Docência, 1974, Escola Superior de Agricultura "Luiz de Queiroz", Piracicaba – São Paulo.

GÒDIA, F., SOLÀ, C. Fluidized-bed bioreactors, *Biotechnol. Prog.*, **11**, 479- 497, 1995.

GOMMERS, P. J. F., CHRISTOFELS, L. P., KUENEN, J. G., LUYBEN, K. Ch. A. M. Gas-phase influence on the mixing in a fluidized bed bio-reactor. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* **25**, 1 -7, 1986.

GUILLOU, V., QUEINNEC, I., URIBELARREA, J. L., PAREILLEUX, A. On – line sensitive lightness measurement of cell mass in *Sacchromyces cerevisiae* culture. *Biotechnology Technique*, V. 10, 1, 19-24, 1996.

HEIJENEN, J. J., MULDER, A., ENGER, W., HOEKS, F. Review on the application of anaerobic fluidized bed reactor in waste water treatment. *Chem. Engng. J.* **41** B37-B50, 1989.

HIMMELBLAU, D. M. *Process Analysis by Statistical Methods*. Ed McGraw-Hill. 1970.

JEAN, R., FAN, L.. A simple correlation for solids holdup in a gas – liquid - Solid fluidized bed *Chemical Engineering Science*. vol. 11, No. 41, pp 2823-2828, 1985.

JIM, G. T., KIM, S. D., CHOI, I. S.. *3rd World Congress of Chem. Engng.* Tokyo, 1986.



- KARA, S.; KELKAR, B.G.; SHAH, Y.T.; CARR, N.L. *Ind. Engng. Chem Process Des. Dev.* **21**, 584, 1982.
- KATO, Y., UCHIDA, K., KATO, T., MOROOKA, S. Liquid holdup and heat transfer coefficient between bed and wall in liquid-solid and gas-liquid fluidized beds *Power Technol.* **28**, 357-358, 1981.
- KIM, S. D., BAKER, C. G. J., BERGOUGNOU, M. A. Hold-up and axial mixing characteristics of two and three phase fluidized beds. *Can. J. Chem. Eng.* **50**, 695- 701, 1972.
- KLEIN, J., KRESSDORF, B. Improvement of productivity and efficiency In ethanol production with Ca-alginate immobilized *Zymomonas mobilis*. *Biotechno. Lett.* **5**, 497 - 502, 1983.
- KÖLBEL, H. et al. *Cat. Ver. Sci. Engng.* **21**, 225, 1982.
- KUBITSCHKEK, H. E.. *Countingc and sizingv microorganismns with the coulter counte r in methods in microbiology*. Academic Press, London, 1969.
- LANCHANCE, R. G.; CLAISSE, F. *Quantitative X- ray fluorescence*. John Wiley & Sons Ltd, New York., 1995.
- LEE, J. C ., BUCKLEY, P. S. Fluid mechanics aeration characteristics of fluidized beds. In: *Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater*, Cooper, P. F., Atkinson, B., Eds.; Ellis Horwood : Chichester, U. K., 1981.
- MELZER, W., JAENICKE, D. *Prozess – analytik in Ullmanns Encyklopaedie der technis chen Chemie*. Ed 4th., **5**, 891-944. Verlag Chemie, Weinheim-Deerfield Beach, Florida besel, 1980.

- MORITZ, V., VAQUEIRO, M. L. R., MASCOTT, N. V. Fermentação alcoólica Contínua de melação em fermentador tubular. In: **Congresso Brasileiro de Alcoolquímica**. São Paulo, 1981.
- MUROYAMA, K., FAN, L.S. Fundamentals of gas-liquid-solid fluidization. **AIChE J.** **31**,1-34, 1985.
- NAELE, G. H., NADER, W. K. Prediction of transport processes within porous media: diffusive flow processes within a homogeneous swarm of spherical particles. **A. I. Ch. E. J.** **19**, 112-119, 1973.
- NGIAN, K. F., MARTIN, W. R. B. Bed expansion characteristics of liquid Fluidized with attached microbial growth. **Biotechnol. Bioeng.** **22**, 1843-1856, 1980.
- NICOLELLA, C., CONVERT, A., FELICE, R., ROVATTI, M. The estimation of solid size and density in liquid fluidized-bed biological reactors. **Chemical Engineering Science**. Vol. 50, 6, 1059-1062, 1995.
- OKAMURA, S.; UCHIDA, S.; KATSUMATA, T.; JIDA, K. Measurement of gas hold-up in three-phase system by ultrasonic technique, **Chem. Eng. Technol.** **16**, 260-262, 1989.
- PERLINGEIRO, C. A. G. **Notas de Aulas de Engenharia de Processos**. FUJB, Rio de Janeiro, 2000.
- RICHARDSON, J. F., ZAKI, W. N. Sedimentation and Fluidization. Part I. **Trans. Instn. Chem. Engrs.** **32**, 35-53, 1954.
- RIEDEL, Y.M. Z., GIMENES, M. L.. Transferência de Oxigênio e Parâmetros Hidrodinâmicos em Reator de Leito Fluidizado Trifásico para Tratamento de Efluentes. **Anais do XXIII Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados**. V. 1105-115. Maringa, 1995.

- SABERIAN-BROUDJENNI; WILD, M. G.; CHAPENTIER, J. C.. *Int. Chem. Engng.* **27**, 423, 1987.
- SANT'ANNA JR, G. L., TAVARES, C.R.G, Influência da Velocidade do Gás no Comportamento Hidrodinâmico e na Transferência de Oxigênio em Reatores de Leito Fluidizado Trifásico. *Anais do XXIV Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados*. Vol. II, 644-653, Uberlândia, MG. 1995
- SCHUGERL, K. Biofluidization: application o the fluidization technique in biotechnology *Can. J. Chem. Engng.* **67**, 178-184, 1989.
- SCHUMPE, A., DECKWER, W. D. Viscous media in tower bioreactor: Hydrodynamic characteristics and mass transfer properties. *Bioprocess Eng.* **2**, 79 - 94, 1987.
- SHAH, Y. T., KELKAR, B. G., GODBOLE, S. P., DECKWER, W. D. Desing parameters estimations for bubble column reactor. *AIChE J.* **28**, 353 - 379, 1982.
- SHAH, Y. T., JOSEPH, S., SMITH, D. N., RUETHER, J. A. On the behaviour of the gas phase in a bubble column with ethanol-water mixtures. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* **24**, 1140 - 1148, 1985.
- SILVA, W. P., SILVA, C. M. D. P. S., NASCIMENTO, M. S. *Tratamento de Dados Experimentais*. Ed. UFPB, 1995.
- STREMEL, D. P; DECHECHI, E. C.; OLIVEIRA, S. C.; SUAZO, C. A. T.; MACIEL FILHO, R. Análise da Sensibilidade Paramétrica do Processo de Fermentação Etanólica em Biorreator Tipo Torre com Células Imobilizadas. *Anais d o 11º Congresso Brasileiro de Engenharia Química*. São Paulo, 1996.

- TANNOUS, K., HEMATI, M. and LAGUERIE, C., Identification of Flow Regime Transitions In Fluidized Beds of Large Particles by Pressure Drop Fluctuation Measurements. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. Vol.13, N° 03, pp. 168-181, 1996.
- TONG, C. C.; FAN, L. S. Concentration multiplicity in a draft tube fluidized bed bioreactor involving two limiting substrates. *Biotechnol. Bioeng.* 31, 24 - 34, 1988.
- UCHIDA, S.; OKAMURA, S.; KATSUMATA, F. Measurement of longitudinal solids hold-up in three-phase fluidized bed by ultrasonic technique. *Can J. Chem. Eng.* 67, 166- 169. 1985.
- URIBE-SALAS, A., GOMEZ, C. O., FINCH, J. A. A conductivity technique for gas and solid holdup determination in three-phase reactors. *Chem. Eng. Sci.* 49, 1 -10, 1994.
- VASCONCELOS, E. C. **Determinação do perfil de concentração da biomassa em biorreatores tipo torre com levedura floculante para aplicação na produção de fármacos.**, Dissertação de Mestrado, 1995, UFPE - Recife.
- VASCONCELOS, E. C.; SANTOS, V. A.; SOUSA, M. F. V. Q.; LOPES, C. E. Desenvolvimento de uma técnica para determinação "on line" da fração volumétrica de sólidos em Biorreator a leito fluidizado, *Anais do XXI ENEMP* v. II, 423-428, Uberlândia, outubro de 1996
- VASCONCELOS, E. C., PEREIRA, J. A. F. R., SANTOS V. A. Medida da fração Volumétrica de sólidos no topo de um 3PFBB por meio do espalhamento de um feixe luminoso. Trabalho apresentado no *XXV ENEMP*, São Carlos, SP. 1997.

WARSITO,A; MAEZAWA, A.; UCHIDA, S.; OKAMURA, S. A model for simultaneous measurement of gas solid holdup in Bubble column using ultrasonic method. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. 73, 734-743, 1995.

WRIGHT, P. C., RAPER, J. A. A review of some parameters involved in fluidized bed bioreactor. *Chem. Eng. Technol.* 19, 50-64, 1996.

ZABRISKIE, D. W., HUMPHREY, A. E. *Appl. Environ. Microbiol.* 35, 337, 1978.

ZABRISKIE, D. W. *Biotechnol. Bioeng. Symp.* 9, 117, 1979.

ZHENG, C., YAO, B.; FENG, Y. Flow regime identification and gas holdup of three-phase fluidized systems. *Chem. Eng. Sci.* 43,2195 - 2200, 1988.

ZKOKARNIK, M. *Dimensional Analysis and Scale-up in Chemical Engineering*. Springer-Verlag, Berlim. 1991.

## **APÊNDICES**

**APÊNDICE A: VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA  
PARA DIFERENTES CONDIÇÕES OPERACIONAIS DO BIORREATOR**

**TABELA A1 - VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA  
A UMA VAZÃO DE 5 mL / min**

Altura Relativa (h / H)	Intensidade Luminosa, lux				
	1°	2°	3°	4°	5°
0,07	652	654	704	702	804
0,20	802	803	805	902	952
0,33	854	901	904	1002	1003
0,47	1004	1003	1053	1054	1106
0,60	1005	1055	1053	1004	1002
0,73	1104	1102	1106	1103	1152
0,87	1102	1104	1107	1156	1154
0,97	1103	1104	1108	1157	1154

TABELA A2 - VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA  
A UMA VAZÃO DE 10 mL / min

Altura Relativa (h / H)	Intensidade Luminosa, lux				
	1°	2°	3°	4°	5°
0,07	403	402	405	406	404
0,20	534	532	564	604	602
0,33	653	656	704	702	754
0,47	752	754	802	804	805
0,60	803	806	854	904	902
0,73	902	903	952	1004	1002
0,87	1002	1004	1006	1007	1003
0,97	1003	1005	1004	1007	1002



TABELA A3 - VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA  
A UMA VAZÃO DE 15 mL/ min

Altura Relativa (h / H)	Intensidade Luminosa, lux				
	1°	2°	3°	4°	5°
0,07	322	324	325	354	352
0,20	623	625	654	653	654
0,33	704	705	754	752	751
0,47	753	804	805	802	806
0,60	802	805	807	809	855
0,73	854	856	904	905	907
0,87	903	902	904	901	906
0,97	904	903	905	900	904

TABELA A4 - VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA  
A UMA VAZÃO DE 20 mL / min

Altura Relativa (h / H)	Intensidade Luminosa, lux				
	1°	2°	3°	4°	5°
0,07	83	82	84	86	81
0,20	222	224	254	283	301
0,33	302	304	302	322	383
0,47	324	352	353	384	401
0,60	382	385	404	402	451
0,73	401	405	402	452	483
0,87	403	402	455	453	502
0,97	403	404	456	454	501

TABELA A5 - VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA  
A UMA VAZÃO DE 25 mL / min

Altura Relativa (h / H)	Intensidade Luminosa, lux				
	1°	2°	3°	4°	5°
0,07	-	-	-	-	-
0,20	252	251	252	253	254
0,33	304	306	324	322	325
0,47	332	354	353	364	362
0,60	365	382	403	404	401
0,73	402	403	405	454	456
0,87	452	457	455	503	506
0,97	452	456	455	502	507

TABELA A6 - VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA  
A UMA VAZÃO DE 30 mL / min

Altura Relativa (h / H)	Intensidade Luminosa, lux				
	1°	2°	3°	4°	5°
0,07	-	-	-	-	-
0,20	302	306	324	322	325
0,33	334	352	384	382	385
0,47	381	383	403	405	402
0,60	383	403	404	406	401
0,73	425	453	456	452	455
0,87	481	504	502	507	505
0,97	482	504	503	507	504

**APÊNDICE B: TABELAS COM VALORES EXPERIMENTAIS DE FRAÇÃO  
VOLUMÉTRICA DA BIOMASSA PARA DIFERENTES CONDIÇÕES  
OPERACIONAIS DO BIORREATOR**

**TABELA B1 - VALORES EXPERIMENTAIS DE FRAÇÃO VOLUMÉTRICA  
DE BIOMASSA A UMA VAZÃO DE 5 mL / min**

Altura Relativa (h / H)	Fração Volumétrica					
	1°	2°	3°	4°	5°	$\bar{\epsilon}_s \pm \sigma$
0,07	0,0101	0,0102	0,0101	0,0099	0,0102	0,0101±0,0001
0,20	0,0082	0,0081	0,0081	0,0079	0,0082	0,0081±0,0001
0,33	0,0076	0,0075	0,0075	0,0073	0,0076	0,0075±0,0001
0,47	0,0061	0,0059	0,0059	0,0058	0,0058	0,0059±0,0001
0,60	0,0061	0,0059	0,0059	0,0058	0,0058	0,0059±0,0001
0,73	0,0049	0,0050	0,0049	0,0049	0,0048	0,0049±0,0001
0,87	0,0051	0,0050	0,0050	0,0049	0,0050	0,0050±0,0001
0,97	0,0049	0,0050	0,0047	0,0049	0,0050	0,0049±0,0001

TABELA B2 - VALORES EXPERIMENTAIS DE FRAÇÃO VOLUMÉTRICA  
DE BIOMASSA A UMA VAZÃO DE 10 mL / min

Altura Relativa (h / H)	Fração Volumétrica					
	1°	2°	3°	4°	5°	$\bar{\epsilon}_s \pm \sigma$
0,07	0,0149	0,0148	0,0149	0,0150	0,0149	0,0149±0,0001
0,20	0,0121	0,0122	0,0121	0,0120	0,0121	0,0121±0,0001
0,33	0,0103	0,0101	0,0099	0,0101	0,0101	0,0101±0,0001
0,47	0,0088	0,0086	0,0088	0,0085	0,0088	0,0087±0,0001
0,60	0,0082	0,0082	0,0081	0,0079	0,0081	0,0081±0,0001
0,73	0,0071	0,0070	0,0069	0,0068	0,0067	0,0069±0,0001
0,87	0,0060	0,0059	0,0059	0,0058	0,0059	0,0059±0,0001
0,97	0,0060	0,0059	0,0059	0,0058	0,0059	0,0059±0,0001

TABELA B3 - VALORES EXPERIMENTAIS DE FRAÇÃO VOLUMÉTRICA  
DE BIOMASSA A UMA VAZÃO DE 15 mL / min

Altura Relativa (h / H)	Fração Volumétrica					
	1°	2°	3°	4°	5°	$\bar{\epsilon}_s \pm \sigma$
0,07	0,0169	0,0171	0,0168	0,0173	0,0174	0,0171±0,0002
0,20	0,0108	0,0107	0,0105	0,0103	0,0107	0,0106±0,0002
0,33	0,0093	0,0091	0,0094	0,0096	0,0096	0,0094±0,0002
0,47	0,0089	0,0087	0,0085	0,0086	0,0088	0,0087±0,0002
0,60	0,0083	0,0081	0,0082	0,0079	0,0080	0,0081±0,0002
0,73	0,0077	0,0074	0,0076	0,0073	0,0075	0,0075±0,0002
0,87	0,0067	0,0068	0,0070	0,0069	0,0071	0,0069±0,0002
0,97	0,0070	0,0069	0,0069	0,0065	0,0072	0,0069±0,0002

TABELA B4 - VALORES EXPERIMENTAIS DE FRAÇÃO VOLUMÉTRICA  
DE BIOMASSA A UMA VAZÃO DE 20 mL / min

Altura Relativa (h / H)	Fração Volumétrica					
	1°	2°	3°	4°	5°	$\bar{\varepsilon}_s \pm \sigma$
0,07	-	-	-	-	-	-
0,20	0,0209	0,0207	0,0208	0,0206	0,0205	0,0207±0,0002
0,33	0,0181	0,0178	0,0175	0,0177	0,0174	0,0177±0,0002
0,47	0,0169	0,0169	0,0171	0,0169	0,0172	0,0170±0,0001
0,60	0,0157	0,0151	0,0154	0,0153	0,0155	0,0154±0,0002
0,73	0,0148	0,0151	0,0148	0,0150	0,0148	0,0149±0,0001
0,87	0,0147	0,0149	0,0151	0,0150	0,0148	0,0149±0,0002
0,97	0,0151	0,0146	0,0149	0,0147	0,0152	0,0149±0,0002



TABELA B5 - VALORES EXPERIMENTAIS DE FRAÇÃO VOLUMÉTRICA  
DE BIOMASSA A UMA VAZÃO DE 25 mL / min

Altura Relativa (h / H)	Fração Volumétrica					
	1°	2°	3°	4°	5°	$\bar{\varepsilon}_s \pm \sigma$
0,07	-	-	-	-	-	-
0,20	0,0192	0,0194	0,0196	0,0198	0,0195	0,0195±0,0002
0,33	0,0178	0,0174	0,0175	0,0176	0,0177	0,0176±0,0001
0,47	0,0171	0,0169	0,0165	0,0167	0,0168	0,0168±0,0002
0,60	0,0161	0,0156	0,0158	0,0155	0,0160	0,0158±0,0002
0,73	0,0148	0,0149	0,0148	0,0152	0,0148	0,0149±0,0002
0,87	0,0139	0,0138	0,0137	0,0136	0,0135	0,0137±0,0002
0,97	0,0138	0,0135	0,0139	0,0136	0,0137	0,0137±0,0002

TABELA B6 - VALORES EXPERIMENTAIS DE FRAÇÃO VOLUMÉTRICA  
DE BIOMASSA A UMA VAZÃO DE 30 mL / min

Altura Relativa (h / H)	Fração Volumétrica					
	1°	2°	3°	4°	5°	$\bar{\epsilon}_s \pm \sigma$
0,07	-	-	-	-	-	-
0,20	0,0179	0,0176	0,0175	0,0177	0,0178	0,0177±0,0002
0,33	0,0171	0,0167	0,0168	0,0164	0,0165	0,0167±0,0002
0,47	0,0156	0,0154	0,0153	0,0155	0,0152	0,0154±0,0002
0,60	0,0151	0,0153	0,0158	0,0152	0,0156	0,0154±0,0003
0,73	0,0145	0,0147	0,0143	0,0141	0,0139	0,0143±0,0003
0,87	0,0129	0,0131	0,0133	0,0130	0,0132	0,0131±0,0002
0,97	0,0133	0,0132	0,0129	0,0133	0,0128	0,0131±0,0002

**APÊNDICE C: TABELA COM VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA UTILIZADOS NA CONFECÇÃO DA CURVA DE CALIBRAÇÃO**

**TABELA C - VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA E RESPECTIVOS VALORES MÉDIOS DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE BIOMASSA OBTIDOS POR AMOSTRAGEM**

Intensidade Luminosa, lux			Intensidade Média, lux	$\varepsilon_s$ obtido por Amostragem	Erro da Medida (%)
1	2	3			
1817	1825	1824	1822	0,0000	-
1208	1196	1203	1202	0,0041	6,93
1126	1131	1125	1127	0,0053	5,70
826	825	828	826	0,0082	4,27
674	679	679	677	0,0113	3,62
232	133	231	232	0,0198	3,18
79	78	80	79	0,0312	3,60
31	31	33	32	0,0433	4,80
12	11	13	12	0,0514	6,10

**APÊNDICE D: TABELAS COM VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA UTILIZADOS NA IDENTIFICAÇÃO DO REGIME DE FLUXO**

**TABELA D1 - VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA NA BASE DO BIORREATOR PARA DIFERENTES VAZÕES DE SUBSTRATO**

Vazão mL/min	Intensidade Luminosa, lux			Valor Médio lux
	1	2	3	
5	69	71	67	69
10	101	105	103	103
15	142	145	145	144
20	158	159	164	161
25	190	189	184	188
30	210	211	209	210
35	228	230	226	228
40	256	258	258	257
45	279	279	279	279
50	296	295	297	296
55	318	318	318	318
60	337	338	339	338
65	359	359	359	359
70	377	377	377	378
75	406	407	405	406
80	437	437	435	436

TABELA D2 - VALORES EXPERIMENTAIS DE INTENSIDADE LUMINOSA NO TOPO DO BIORREATOR PARA DIFERENTES VAZÕES DE SUBSTRATO

Vazão mL/min	Intensidade Luminosa, lux			Valor Médio lux
	1	2	3	
5	612	608	610	610
10	746	746	748	747
15	678	680	682	680
20	590	588	592	590
25	545	543	543	544
30	371	372	369	370
35	358	360	359	359
40	329	328	327	328
45	338	337	339	338
50	344	345	343	344
55	355	353	356	355
60	360	358	359	359
65	375	375	375	375
70	388	389	387	388
75	412	413	414	413
80	444	444	444	444

**APÊNDICE E: TABELA COM VALORES EXPERIMENTAIS DAS FRAÇÕES VOLUMÉTRICAS DE BIOMASSA NA BASE, NO TOPO E GRADIENTE ENTRE AS EXTREMIDADES DO BIORREATOR**

**TABELA E - VALORES EXPERIMENTAIS DE GRADIENTE DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE BIOMASSA PARA DIFERENTES NÚMEROS DE REYNOLDS**

Re	Fração volumétrica de biomassa		$\Delta\varepsilon_b$
	Base	Topo	
0,01308	0,03230	0,01080	0,02150
0,026161	0,02830	0,00880	0,01950
0,039241	0,02500	0,00970	0,01530
0,052322	0,02390	0,01110	0,01280
0,065402	0,02240	0,01190	0,01050
0,078482	0,02130	0,01570	0,00560
0,091563	0,02050	0,01600	0,00450
0,104643	0,01930	0,01690	0,00240
0,117723	0,01850	0,01660	0,00190
0,130804	0,01790	0,01640	0,00150
0,143884	0,01720	0,01610	0,00110
0,156965	0,01660	0,01600	0,00060
0,170045	0,01600	0,01557	0,00043
0,183125	0,01550	0,01525	0,00025
0,196206	0,01480	0,01461	0,00019
0,209286	0,01410	0,01390	0,00020

## APÊNDICE F: PROGRAMA COMPUTACIONAL PARA SIMULAÇÃO DO PERFIL AXIAL DE BIOMASSA NO BIORREATOR – MATLAB VERSÃO 5.3

```

clear
% Programa "S3PFBB" de Simulação do Perfil da fração volumétrica de biomassa % em
um Biorreator de Leito Fluidizado Trifásico - 3PFBB
% Sistema de unidades utilizado: cgs
% Entrada de dados:
db=0.0335;           % diâmetro médio dos flocos de biomassa, cm
D=5.0;              % diâmetro interno do biorreator, cm
L=150.0;            % comprimento do biorreator, cm
V=6700;             % volume do biorreator, cm3
rob=1.02;           % massa específica da biomassa, g/cm3
rosub=1.012;        % massa específica do substrato, g/cm3
mig=0.00015;        % viscosidade do gás produzido (CO2), Poise
misub=0.011;        % viscosidade do substrato, g/cm.s
sigma=663000;       % tensão superficial do substrato, dina/cm
g=980;              % aceleração da gravidade, cm/s2
% Definição das faixas para a vazão do substrato (qsub) e altura relativa (h=l/L):
qsub=5:5:30; h=0.05:0.05:1.0; [Q,H]=meshgrid(qsub,h);
% Vazão da fase gasosa (CO2)
Es=0.00376;         % litros de etanol / litros de substrato
CO2E=426.8;         % volume de CO2 / volume de etanol
tau=V./(1000*Q.*60); % tempo de residência, h
alfa=(-0.0233*(tau.^2)+1.5492*tau+60.155)./100;
qg=Es.*(Q./60000).*CO2E.*alfa;
% Composição de Re, We e Fr*;
Re=(Q./60).*rosub/(D*misub);
We=rosub*((Q./60).^2)/(D^3*sigma);
Fr((((Q./60).^2)*rosub)/((D^5)*g*(rob-rosub)));
% Gráfico tridimensional da simulação
eponb=0.071686*(H.^(-
0.316)).*((qg/(Q/60000)).^0.088).*(Re.^0.1025).*(We.^0.04667).*(Fr.^0.06767);

```

```
surf(H,Q,epsonb), xlabel('Altura relativa, h/H'), ylabel('Vazão substrato, mL/min'),  
zlabel('Holdup de biomassa')  
plot(H,epsonb), xlabel('Altura relativa, h/H'), ylabel('Fração volumétrica de biomassa')
```