

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA  
CENTRO TECNOLÓGICO  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA E  
ENGENHARIA DE ALIMENTOS

DESENVOLVIMENTO E APLICAÇÕES DE UM  
BIORREATOR *AIRLIFT* COM CIRCULAÇÃO EXTERNA

MÁRCIA REGINA DA SILVA PEDRINI

Dissertação para obtenção do grau de  
Mestre em Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Agenor Furigo Jr  
Co-Orientador: Prof. Dr. José A. Ribeiro de Souza

FLORIANÓPOLIS  
1997

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA**  
**CENTRO TECNOLÓGICO**  
**DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA E**  
**ENGENHARIA DE ALIMENTOS**

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO**

**DESENVOLVIMENTO E APLICAÇÕES DE UM BIORREATOR**  
***AIRLIFT* COM CIRCULAÇÃO EXTERNA**

Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química do Centro Tecnológico da Universidade Federal de Santa Catarina, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Agenor Furigo Jr

Co-Orientador: Prof. Dr. José A. Ribeiro de Souza

**MÁRCIA REGINA DA SILVA PEDRINI**

**FLORIANÓPOLIS, 1997**

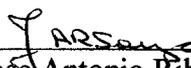
# DESENVOLVIMENTO E APLICAÇÕES DE UM BIORREATOR *AIRLIFT* COM CIRCULAÇÃO EXTERNA

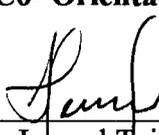
Por

**Márcia Regina da Silva Pedrini**

Essa dissertação foi julgada para a obtenção do título de  
**Mestre em Engenharia Química**  
Área de Concentração **Desenvolvimento de Processos Químicos e Biotecnológicos**  
e aprovada em sua forma final pelo curso de Pós- Graduação

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Agenor Furigo Junior  
**Orientador**

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Jose Antonio Ribeiro de Souza  
**Co- Orientador**

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Leonel Teixeira Pinto  
**Coordenador do Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química**

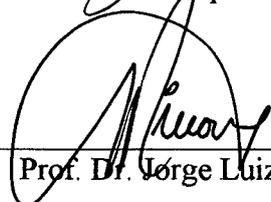
## Banca Examinadora:

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Agenor Furigo Junior

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Jose Antonio Ribeiro de Souza

  
\_\_\_\_\_  
Prof.ª. Dra. Gláucia M. Falcão de Aragão

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Joaquin Orejas

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Jorge Luiz Ninow

Florianópolis (SC), novembro de 1997

Ao meu pai e ao Aldomar, meus  
maiores incentivadores e colaboradores, com  
muito carinho e amor.

## **AGRADECIMENTOS**

Aos Professores Agenor Furigo Jr. e José Antonio Ribeiro de Souza pela orientação e amizade durante a realização deste trabalho.

Aos Professores e aos Funcionários do Departamento de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos da UFSC que sempre me receberam com muito carinho, em especial a Tia Eiza que “cuida de mim” desde a graduação e ao sempre prestativo Edvilson.

À Equipe de Professores do Laboratório de Engenharia Bioquímica, a qual eu tenho uma grande estima, pelos bons momentos e pela valorosa colaboração.

Aos colegas Ciumara, Denise, Rita, Júlio, Heloisa, Fabiane, SaSá, Rodrigo, Fernando e Fábio pela força e companheirismo.

A CAPES pelo apoio financeiro.

## RESUMO

Um reator *airlift* com circulação externa construído em vidro (volume 6,5 l, razão entre as áreas das seções transversais entre o *downcomer* e o *riser* 0,14 e comprimento da conexão entre o *riser* e o *downcomer* 0,20 m) foi desenvolvido utilizando relações geométricas sugeridas na literatura e dados obtidos através de estudos preliminares utilizando um biorreator de PVC.

O comportamento hidrodinâmico do sistema foi estudado através da determinação do *gas holdup* e da velocidade superficial do líquido. Foi proposto um modelo para a determinação do coeficiente volumétrico de transferência de massa neste tipo de reator. Os resultados tiveram uma boa concordância quando comparados com a literatura em relação ao valor do coeficiente de atrito encontrado experimentalmente ( $K_B=4,3$ ) e do comportamento do coeficiente volumétrico de transferência de massa. Entretanto, para o *gas holdup*, embora as correlações da literatura tenham representado bem este parâmetro para uma faixa de velocidade do gás de 0 a 0,08 m/s, não concordaram com os dados experimentais obtidos do *gas holdup* a uma faixa de velocidade superficial de 0 a 0,015 m/s.

Verificou-se que o *gas holdup* aumenta com o aumento da velocidade do gás e é influenciado pela velocidade superficial do líquido. Esta influência é diferenciada em relação ao regime de bolhas dominante. Quando o regime de bolhas é homogêneo, o aumento da velocidade do gás causa um aumento na velocidade do líquido e também um aumento no *gas holdup*. Quando o regime de bolhas é heterogêneo, o que coincide com a entrada de gás no *downcomer*, o aumento da velocidade do gás provoca uma diminuição na velocidade do líquido. Uma zona de transição entre os dois regimes de bolhas é verificada e identificada por um platô no gráfico da velocidade superficial do gás contra o *gas holdup*. Mesmo para baixas vazões de gás, a introdução de pequenas bolhas de gás no *downcomer* acarretou uma mudança de comportamento do sistema.

A velocidade de circulação do líquido mostrou ser influenciada, não só pela diferença de *gas holdup* do *riser* e do *downcomer*, mas também pelo *gas holdup* no *riser* e pela altura do biorreator.

O desempenho de um biorreator *airlift* foi avaliado através da realização de processos fermentativos em batelada com dois microrganismos: *Saccharomyces cerevisiae* e *Alcaligenes eutrophus*. Os resultados da velocidade específica máxima de crescimento ( $\mu_M$ ) e do fator de conversão do substrato em biomassa ( $Y_{x/s}$ ) obtidos foram de  $0,21 \text{ h}^{-1}$  e  $0,17 \text{ g/g}$  e de  $0,16 \text{ h}^{-1}$  e  $0,46 \text{ g/g}$  (em média) para a *Saccharomyces cerevisiae* e para o *Alcaligenes eutrophus*, respectivamente; o que correspondem aos valores encontrados em fermentadores agitados clássicos (STR) utilizando os mesmos microrganismos, meios de cultura e fatores físico-químicos.

Conclui-se que os fermentadores *airlift*, mesmo que em escala laboratorial, atende as necessidades de transferência de massa e de agitação para os processos estudados. Desta maneira, será vantajoso o uso de fermentadores *airlift* para esses processos em larga escala, onde os biorreatores clássicos perdem sua eficiência na agitação e homogeneização.

## ABSTRACT

An external loop airlift fermentor constructed by glass (volume 6.5 l, downcomer-to-riser cross-sectional area ratio 0.14 and length of connecting pipe between riser and downcomer 0.20 m) was developed using geometric relationships previously reported in the literature and data obtained through preliminary studies using a PVC airlift reactor.

The hydrodynamic behavior of the system was characterized by the determination of the gas holdup and the superficial liquid velocity. A model was proposed for the volumetric mass transfer coefficient determination for this kind of reactor.

The results for the volumetric mass transfer coefficient showed good agreement with literature relationships and the friction coefficient found experimentally ( $K_B=4.3$ ) agreed with the literature as well.

The gas holdup experimental results for low flow rate (0 to 0.015 m/s superficial gas velocity) are not well represented by the literature correlations, although for a wide range of flow rate results (0 to 0.08 m/s), these correlations describe well the experimental data. It was verified that the gas holdup increases with the augment of the gas velocity and it is influenced by the superficial liquid velocity. This influence changes according to the dominant bubble regime. When the heterogeneous bubble regime predominates, coinciding with the gas entrance into the downcomer, the augment of the gas velocity decreases the liquid velocity. A transition zone between the bubble regimes occurs over a range of gas flow rate studied. It can be identified by a plateau on the gas superficial velocity versus gas holdup plot. Even for low gas flow rate, the entrance of small gas bubbles into the downcomer changes the hydrodynamic behavior of the system.

The liquid circulation velocity showed to be influenced, not only by the gas holdup difference between the riser and the downcomer, but also by the gas holdup in the riser and the height of the bioreactor.

The performance of the airlift bioreactor was evaluated using batch fermentative processes with two microorganisms: *Saccharomyces cerevisiae* and *Alcaligenes eutrophus*. The results of the maximum specific growth rate ( $\mu_M$ ) and biomass yield ( $Y_{x/s}$ ) were  $0.21 \text{ h}^{-1}$  and  $0.17 \text{ g/g}$  for the *Saccharomyces cerevisiae*, respectively. Also, the maximum specific growth rate and biomass yield were  $0.16 \text{ h}^{-1}$  and  $0.46 \text{ g/g}$  for *Alcaligenes eutrophus*, respectively. These results agree with the ones found in the literature about classic agitated batch fermentors using the same microorganisms, culture broth and physical-chemical factors.

It was verified that airlift bioreactor, even in bench scale, supplies the mass transfer and mixing requirements for the studied processes. Thus, it will be advantageous the use of airlift fermentors in full scale processes, where the classic bioreactor loses its mixing efficiency.

# ÍNDICE

<b>NOMENCLATURA</b>	<b>i</b>
<b>1. INTRODUÇÃO E RELEVÂNCIA</b>	<b>1</b>
<b>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>4</b>
2.1. BIORREADORES	5
2.2. READORES <i>AIRLIFT</i>	6
2.2.1. Vantagens dos Reatores <i>Airlift</i>	8
2.2.2. Aplicações dos Reatores <i>Airlift</i>	10
2.2.3. Características de Projeto de Reatores <i>Airlift com circulação externa</i>	13
2.3. HIDRODINÂMICA DOS BIORREADORES <i>AIRLIFT</i>	17
2.3.1. <i>Gas Holdup</i>	17
2.3.2. Transferência de Massa	23
2.3.3. Velocidade de Circulação do Líquido	27
<b>3. MATERIAIS E MÉTODOS</b>	<b>30</b>
3.1. EQUIPAMENTOS	31
3.2. MEDIDAS HIDRODINÂMICAS	35
3.2.1 Determinação do <i>Gas Holdup</i>	35
3.2.1.1. <i>Testes Preliminares</i>	35
3.2.1.2. <i>Reator Airlift</i>	37
3.2.2. Determinação da Velocidade do Líquido	38

3.2.2.1. <i>Testes Preliminares</i>	38
3.2.2.2. <i>Reator Airlift</i>	38
3.2.3. Determinação do Coeficiente de Atrito	39
3.2.4. Determinação do Coeficiente Volumétrico de Transferência de Massa	40
3.3. MICRORGANISMOS	43
3.4. MEIOS DE CULTURA	43
3.4.1. <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	43
3.4.2. <i>Alcaligenes eutrophus</i>	43
3.5. MÉTODOS ANALÍTICOS	45
3.5.1. Amostragem	45
3.5.2. Determinação da concentração celular	45
3.5.3. Determinação da concentração da glicose	46
<b>4. RESULTADOS</b>	<b>48</b>
4.1. TESTES PRELIMINARES	51
4.2. REATOR <i>AIRLIFT</i>	62
4.3. APLICAÇÕES DO REATOR <i>AIRLIFT</i>	75
<b>5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES</b>	<b>88</b>
<b>6. BIBLIOGRAFIA</b>	<b>92</b>

## NOMENCLATURA

$A_b$	área da seção transversal da conexão entre o <i>riser</i> e <i>downcomer</i>	$m^2$
$A_d$	área da seção transversal do <i>downcomer</i>	$m^2$
$A_r$	área da seção transversal do <i>riser</i>	$m^2$
$C$	concentração de oxigênio no líquido	mmoles/l
$C^*$	concentração de saturação de oxigênio no líquido	mmoles/l
$C_c$	concentração de oxigênio no <i>downcomer</i>	mmoles/l
$C_s$	concentração de sólido no meio	$g/m^3$
$d_{cp}$	diâmetro do tubo que conecta o <i>riser</i> e o <i>downcomer</i>	m
$d_B$	diâmetro da bolha	m
$F_L$	vazão volumétrica de líquido	l/h
$g$	aceleração devido à gravidade	$m/s^2$
$H$	altura do fermentador	m
$H/D$	razão entre a altura e o diâmetro do reator	(-)
$He$	constante de Henry	mmoles/atm
$h_D$	altura da dispersão gás-líquido	m
$\Delta H$	diferença de altura entre os manômetros para determinação do <i>gas holdup</i>	m
$\Delta h_m$	diferença de altura manométrica	m

$K_B$	coeficiente de atrito na base do equipamento	(-)
$K_F$	coeficiente de atrito do fluxo	(-)
$K_T$	coeficiente de atrito no topo do equipamento	(-)
$k_{l,a}$	coeficiente volumétrico de transferência de massa	$s^{-1}$
$L_{cp}$	comprimento da seção horizontal que conecta o <i>riser</i> e o <i>downcomer</i>	m
$p$	pressão parcial de oxigênio na fase gasosa	atm
$P_G$	potência de entrada devido à injeção de gás	W
$t$	tempo	s
$t_d$	tempo gasto pelo líquido percorrer o <i>downcomer</i> .	s
$U_{Gr}$	velocidade superficial do gás no <i>riser</i>	m/s
$U_{l,d}$	velocidade superficial do líquido no <i>downcomer</i>	m/s
$U_{l,r}$	velocidade superficial do líquido no <i>riser</i>	m/s
$V$	volume do reator	l
$V_d$	volume do <i>downcomer</i>	l
$V_r$	volume do <i>riser</i>	l
$V_D$	volume da dispersão	$m^3$
$V_G$	volume de gás no reator	$m^3$
$V_L$	volume de líquido no reator	l
$V_{l,d}^d$	volume de líquido no <i>downcomer</i>	l

$V_{Lr}$	volume de líquido no <i>riser</i>	l
$V_{Lr}$	velocidade linear do líquido no <i>riser</i>	m/s
$Y_{x/s}$	conversão de substrato em biomassa	g/g
$\rho_G$	massa específica do gás	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_L$	massa específica do líquido	kg/m <sup>3</sup>
$\varepsilon$	<i>gas holdup</i>	(-)
$\varepsilon_d$	<i>gas holdup no downcomer</i>	(-)
$\varepsilon_r$	<i>gas holdup no riser</i>	(-)
$\mu$	velocidade específica de crescimento	h <sup>-1</sup>

## **1. INTRODUÇÃO E RELEVÂNCIA**

## 1. INTRODUÇÃO E RELEVÂNCIA

Muitos microrganismos aplicados industrialmente requerem oxigênio molecular para respiração. Bactérias e leveduras dependem da transferência de massa do oxigênio da fase gasosa para a fase líquida. Como resultado, processos multifásicos gás-sólido-líquido são comuns na indústria bioquímica. Um biorreator forma, invariavelmente, o núcleo de tais processos. O projeto de um biorreator envolve estudos de reações cinéticas, fenômenos de transporte e condições operacionais e estruturais.

Um biorreator precisa ter uma boa capacidade de mistura para se atingir uma distribuição homogênea do oxigênio transmitido, bem como de outros nutrientes, para o seio do fluido. A hidrodinâmica do reator também afeta a performance de parâmetros tais como a transferência de massa, calor e quantidade de movimento.

A natureza física dos fluidos afeta o transporte de oxigênio e o fenômeno de mistura. A maioria das bactérias e leveduras se desenvolvem em suspensões newtonianas com viscosidades próximas às da água. Porém, alguns sistemas fermentativos possuem elevada viscosidade e comportamento não-newtoniano. Isto ocorre devido a vários polímeros secretados pelas células no meio. Tais fluidos, normalmente, seguem o modelo de Ostwald-De Waele ou o modelo plástico de Bingham. Existem poucos trabalhos na literatura envolvendo processos fermentativos com fluidos não-newtonianos.

Tradicionalmente, o reator químico de tanque agitado tem sido aplicado como biorreator para fermentações aeróbicas. Entretanto este tipo de reator não é o mais adequado para o cultivo de microrganismos. Entre as razões para isto podemos destacar: o grau de agitação requerido para a transferência de oxigênio causa, em muitos casos, danos aos microrganismos, devido ao alto grau de cisalhamento do agitador; a energia mecânica necessária para realizar a transferência de massa é elevada e antieconômica, sendo também dissipada no fluido na forma de calor, que precisa ser removido para o controle da temperatura.

Uma das principais características de um fermentador aerado é que este promove a homogeneização necessária do meio fermentativo e, também, a transferência de massa entre as bolhas de gás e o meio de cultura líquido. Porém, alguns processos fermentativos, como os

processos de produção de biomassa protéica (SCP) são normalmente realizados em fermentadores de tamanho considerável (20-2000 m<sup>3</sup>), sendo portanto os custos de agitação importantes para a viabilidade do processo.

Os fermentadores agitados clássicos utilizados em estudos de processos de produção de proteínas em escala de laboratório são inadequadas em escala industrial de produção. Os agitadores mecânicos quando utilizados para fermentadores de grande porte perdem sua eficiência e não conseguem promover uma homogeneização satisfatória. A energia requerida para a promoção dessa agitação e para transferência de massa é elevada.

O fermentador *airlift* é uma torre com elevada relação altura/diâmetro e com ligação entre o líquido do topo e da base do equipamento. O gás é injetado pela base do equipamento através de um distribuidor formando uma dispersão gás-fluido. As bolhas de gás sobem através do líquido contido no tanque contatando-o e deslocando-o, provocando, assim, turbulência e uma auto-circulação dirigida. O gás é retirado no topo do equipamento. A turbulência gerada e a grande distância que as bolhas de gás devem atravessar em contato com o líquido promovem altos níveis de transferência de oxigênio que podem operar processos de produção de microrganismos em grande escala sem limitação de oxigênio local. A circulação em larga escala, então, é promovida por força hidrostática causada por diferença de densidade, enquanto as bolhas de gás promovem a mistura pontual.

O fermentador *airlift* é de construção e manutenção fácil e barata, especialmente pela ausência de partes móveis. Este pode ter circulação interna (inserindo-se, por exemplo, um tubo central separando as seções de subida e descida das correntes) ou externa (que pode facilitar a transferência de energia).

Os objetivos principais desse trabalho são o projeto e a montagem de um fermentador não convencional do tipo *airlift* de laboratório e a realização de estudos hidrodinâmicos nesse fermentador. A performance do equipamento é comparada com a de um fermentador agitado clássico através da produção de *Saccharomyces cerevisiae* e de *Alcaligenes eutrophus* (microrganismo produtor de poli-β-hidroxicaprolato). São comparadas as velocidades específicas de crescimento para cada fermentador, como também o seu fator de conversão em células em relação ao substrato utilizado.

## **2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1. BIORREATORES

Os biorreatores podem ser mais ou menos elaborados, conforme o tipo de cultura a que são destinados (LEVEAU & BOUIX, 1985). Num biorreator, a produção de biomassa ou de metabólitos deve ser realizada com ênfase máxima na segurança e confiabilidade do processo, com um custo mínimo de investimento e operação. Segurança é mais difícil de se conseguir em um processo microbiológico do que em um processo químico, desta forma, os biorreatores são mais caros de se projetar e construir do que os reatores químicos (HAMER, 1985).

A Microbiologia deve ser o foco das considerações concernentes à construção de um sistema fermentativo. Durante o planejamento do fermentador deve-se decidir se o fermentador será usado em um processo especial para um organismo específico ou para uma variedade de processos com diferentes microrganismos (HAMER, 1985).

Em geral, emprega-se o vidro na construção dos biorreatores menores usados para experimentos em laboratório, e o aço inoxidável em biorreatores de maior capacidade. Alguns cuidados devem ser tomados em relação a soldabilidade do aço inoxidável com alto teor de carbono, pois estes são de difícil soldadura. As soldaduras representam um risco potencialmente elevado em instalações de fermentação. As soldaduras de má qualidade podem ser porosas e ásperas, podendo dar origem a contaminações graves e difíceis de serem descobertas (LEVEAU & BOUIX, 1985).

O primeiro processo fermentativo em escala industrial na indústria farmacêutica, a produção da penicilina, foi desenvolvida em biorreator de tanque agitado, e o tanque agitado continua sendo o biorreator preferido por estas indústrias. Devido ao alto custo dos biorreatores, a indústria de fermentação prefere modificar os biorreatores existentes, como por exemplo, mudando o tipo de agitador, do que introduzir um biorreator completamente novo. Além disso, a aplicação de um mesmo biorreator para diferentes processos proporciona uma grande flexibilidade para o fabricante. Esta é a razão porque o tanque agitado é frequentemente a primeira escolha quando um novo processo é desenvolvido (LEVEAU & BOUIX, 1985). Porém, quando existe uma limitação do processo, como por exemplo a necessidade de uma maior

transferência de massa gás-líquido, outros tipos de biorreator, tais como os biorreatores *airlift*, são considerados (CHISTI, 1989).

## 2.2. REATORES AIRLIFT

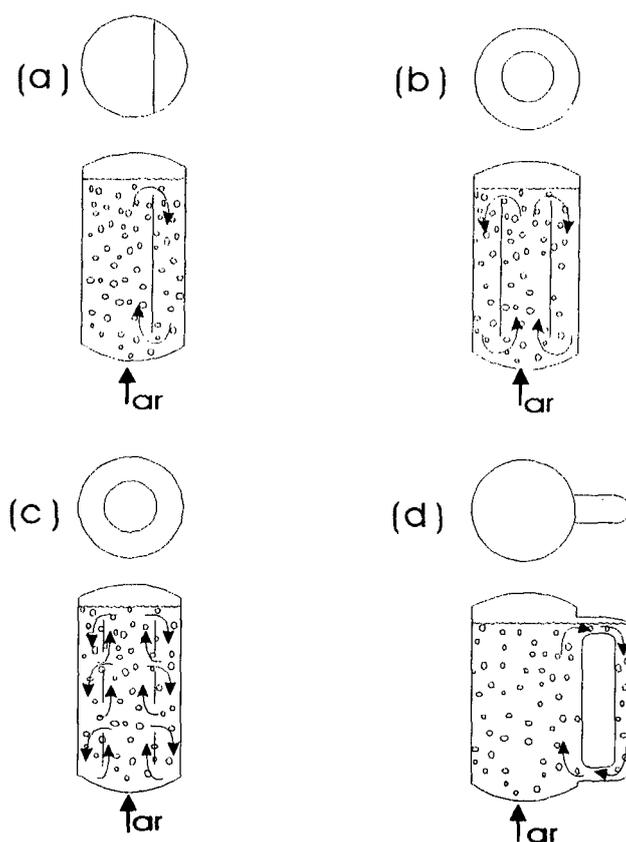
Reatores *airlift* são reatores pneumáticos, diferentes de outro tipo de reator pneumático normalmente usado, o de coluna de bolhas, sendo que estes reatores se dividem em duas zonas de escoamento (uma direcionada para cima e outra direcionada para baixo). As zonas ou canais possibilitam a circulação de líquido em grande escala ao redor do corpo do reator (SIEGEL & ROBINSON, 1992).

A primeira zona de expansão de gás é denominada *riser*, onde o gás é injetado pela base do equipamento através de um distribuidor formando uma dispersão gás-líquido. As bolhas de gás sobem através do líquido contido no tanque contatando-o e deslocando-o. Essa seção tem maior *gas holdup* (fração volumétrica de gás na dispersão) e é onde a transferência de massa é mais significativa. O líquido deixa o topo do *riser* e entra na zona de desprendimento do gás (separador de gás) onde, dependendo do seu desenho específico, maior ou menor quantidade de gás é removida. O líquido, com uma menor quantidade de gás, escoar através do *downcomer*, move-se para o fundo do reator até a base do mesmo e retorna ao *riser*. Assim, a fase líquida circula continuamente no reator (SIEGEL & ROBINSON, 1992).

.Apesar de manter algumas características das colunas de bolhas convencionais, a circulação do líquido em grande escala exibida por estes reatores possuem características únicas. A circulação é um efeito causado pela diferença de *gas holdup* entre o *riser* e o *downcomer*. Por sua vez, isto cria uma diferença de pressão entre a base do *riser* e a base do *downcomer* a qual atua como força motriz para a circulação do fluido (SIEGEL & ROBINSON, 1992).

Os *airlifts* são normalmente divididos em dois tipos de reatores, baseados em sua estrutura física (Figura 2.1). Os *airlift* com circulação interna são tanques divididos, sendo que estas divisões são colocadas dentro da coluna de bolhas para criar zonas de escoamento distintas. Isto pode ser conseguido mediante à inserção de um tubo central separando as zonas de subida e descida das correntes (*airlift* com tubos concêntricos). Nos *airlift* com circulação externa o *riser* e o *downcomer* são conectados por seções horizontais perto do topo e da base do reator para criar a recirculação de líquido (CHISTI, 1989).

A principal diferença entre o *airlift* de circulação interna e externa é o desenho do separador de gás. Nos de circulação interna o separador é normalmente uma extensão sem obstáculos sobre o *riser* e o *downcomer*, o que permite pouco desprendimento do gás. Nos de circulação externa, pode existir uma região de escoamento horizontal que permite o desprendimento total de gás, que segundo o seu grau de desprendimento de gás, tem grande influência no comportamento geral do reator (BELLO *et al.*, 1985).



**Figura 2.1- Tipos de fermentadores *airlift*: a)circulação interna com cilindro dividido; b)circulação interna com tubos concêntricos; c)circulação interna com tubo interno vertical dividido; d) circulação externa (CHISTI, 1989)**

Como a força motriz da circulação de líquido é a diferença de densidade média ou da pressão hidrostática entre as seções do *riser* e do *downcomer*, no caso da circulação externa, onde existe um desprendimento quase total do gás no separador horizontal, a velocidade de circulação do líquido é mais alta. Consequentemente, o *gas holdup* é menor devido à alta circulação de

líquido no *riser*, o que resulta numa menor transferência de massa (BELLO *et al.*, 1985; POPOVIC & ROBINSON, 1988).

### **2.2.1. Vantagens dos Reatores Airlift**

Tradicionalmente, o reator químico de tanque agitado (STR) tem sido aplicado como biorreator para fermentações aeróbias. Entretanto este tipo de reator não é o mais adequado para o cultivo de microrganismos. Os reatores pneumaticamente agitados, como o *airlift* e colunas de bolhas, oferecem muitas vantagens em relação ao tanque agitado clássico (POPOVIC & ROBINSON, 1988).

A primeira vantagem é a simples construção, pois a sua manutenção é fácil e barata. Como não há partes mecânicas móveis necessárias para agitação, há redução do perigo de contaminação, pois facilita a limpeza e esterilização. A injeção do gás serve para duas funções, aeração e agitação, eliminando o gasto adicional de energia para a agitação e promovendo um aumento na capacidade de transferência de massa e calor (SIEGEL & ROBINSON, 1992).

Em processos biológicos, uma outra vantagem dos *airlift* sobre a coluna de bolhas e os reatores de tanque agitado é relacionada à força de cisalhamento imposta pelo campo turbulento nas células ou “pellets” (no caso de fungos) suspensos no meio. O grau de agitação requerido para a transferência de oxigênio causa, em muitos casos, danos aos microrganismos devido ao alto grau de cisalhamento do agitador (STR) e aerador (coluna de bolhas). Uma região de alto cisalhamento existe perto do agitador ou aerador, o qual decresce com o aumento da distância dos mesmos. A falta de uniformidade na área de cisalhamento expõe os microrganismos à uma variação de meio ambiente e de áreas de *stress* o qual pode afetá-los adversamente. Numerosos estudos tem sido conduzidos investigando os efeitos do cisalhamento nos microrganismos e células no esforço de quantificar o nível de variação do grau de cisalhamento que os microrganismos poderão tolerar (MERCHUK, 1991). Além disso, a energia mecânica necessária para realizar a transferência de massa em STR é elevada e antieconômica, sendo também dissipada no fluido na forma de calor, que precisa ser removido para o controle de temperatura.

O campo de cisalhamento nos *airlift* é homogêneo, o qual é relativamente constante através do reator. Além do mais, há total direcionalidade do escoamento do líquido, mesmo que movimentos randômicos possam ser sobrepostos no mesmo (SIEGEL & ROBINSON, 1992).

Um fluxo menos turbulento parece ter um efeito positivo na produção de células sensíveis ao cisalhamento. Recentemente, um estudo feito por KESSLER *et al.* (1993) mostrou que, mesmo em meio altamente viscoso, pode ser vantajoso o processo em biorreatores *airlift*. Estes autores relataram que a produtividade em seus experimentos foi muito boa em comparação com valores publicados anteriormente, obtidos em outros tipos de biorreatores.

Uma característica desejada em um fermentador aerado é que este promova uma boa homogeneização do meio fermentativo e favoreça a transferência de massa entre as bolhas de gás e o meio de cultura líquido. Porém, alguns processos fermentativos, como os de produção de biomassa protéica (SCP) são normalmente realizados em fermentadores de tamanho considerável (20-2000m<sup>3</sup>), sendo portanto os custos de agitação importantes para a viabilidade do processo. MALFAIT *et al.* (1981) afirmaram um aumento superior a 18% (em peso) na produção do fungo *Monascus purpureus* em um *airlift* com circulação externa (0,055m<sup>3</sup>; diâmetro do *riser* de 0,15m, diâmetro do *downcomer* de 0,05m) em relação à produção em um reator de tanque agitado (0,100m<sup>3</sup> em volume, operado a um fluxo de ar de 1vvm, turbina 3-standard (6-bladed) operada a 300 rpm, com 3-4 kWm<sup>-3</sup> de potência de agitação). Esta melhora no rendimento foi obtida com a redução de 50% na energia colocada (*power input*) levando a uma redução superior a 50% no custo da produção da biomassa. O aumento da produtividade em reatores *airlift* em relação ao reator de tanque agitado foi associado ao alto coeficiente de transferência de massa obtido no *airlift* (MALFAIT *et al.*, 1981). Apesar de não ter sido mencionado, como foi dito anteriormente, possíveis danos nas células devido ao cisalhamento podem ter contribuído com a menor performance nos reatores de tanque agitado.

Os trabalhos realizados vêm confirmando que os fermentadores do tipo *airlift* (coluna de bolhas com recirculação) e suas variações (*loop reactors*) são os mais adequados para o processo de produção de proteínas, onde há a necessidade de uma alta eficiência na transferência de massa. Além da produção de proteína, o uso dos fermentadores do tipo *airlift* na produção de fungos filamentosos e outras células sensíveis ao cisalhamento tem obtido bons resultados (MALFAIT *et al.*, 1981; KOENIG *et al.*, 1981; MÄRKL *et al.*, 1987; ERIKSON *et al.*, 1983; KESSLER *et al.*, 1993).

### 2.2.2. Aplicações dos Reatores Airlift

No momento, a aplicação de *airlift* em escala de produção em indústrias bioquímicas é limitada, devido às questões relacionadas ao *scale-up* desses reatores. Além disso, os *airlift* são menos flexíveis às mudanças de processo do que os STR. Uma vez que os parâmetros geométricos do *airlift* foram selecionados para um determinado processo durante o projeto, a velocidade do fluxo de gás é, em princípio, o único parâmetro de ajuste durante a operação. Portanto, o *airlift* é menos adaptável a outros processos com necessidades muito diferentes de velocidades do líquido, distribuição de gás, intensidade de mistura e características de transferência de massa do que o STR convencionais onde a aeração e agitação podem ser independentemente controladas (CHISTI, 1989).

A aplicação dos *airlift* foi revisada previamente por ONKEN & WEILAND (1983), MARGARITIS & WALLACE (1984), SMART & FOWLER (1984) e SIEGEL *et al.* (1986). Recentemente, muitas aplicações em escala de bancada e em escala piloto têm sido estudadas para uma variedade de microrganismos e culturas celulares. Muitos desses estudos tem sido conduzidos em *airlift* de escala de bancada enfocando a cinética de crescimento em vez do fenômeno de transporte durante as fermentações reais. Consequentemente, pouca informação sobre a hidrodinâmica básica e sobre o transporte de massa é disponível para um projeto de reator ideal e para *scale-up* (SIEGEL & ROBINSON, 1992).

FRÖHLICH *et al.* (1991) examinaram o cultivo de *Saccharomyces cerevisiae* em uma planta piloto com *airlift* de tubos concêntricos com um volume de 4m<sup>3</sup> e outro em escala laboratorial de 0,08m<sup>3</sup> e usando, em ambos, processo de operação batelada e contínua. Examinaram a mistura axial global, o *gas holdup* local, o diâmetro de bolhas e a velocidade das bolhas, durante o cultivo da levedura num meio padrão. Este trabalho representa o primeiro relato de medidas de propriedades locais e dispersão da fase gasosa num reator em escala piloto durante uma fermentação real. Encontrou-se que o *gas holdup* local, o tamanho da bolha e a velocidade da bolha muda pouco ao longo do comprimento do *riser*.

Um reator *airlift* modificado foi proposto por WU & WU (1991) para o cultivo em batelada alimentada de *Saccharomyces cerevisiae*. O tubo interno do reator proposto é em forma de rede. Neste estudo foi obtida uma maior transferência de oxigênio quando comparada àquela

obtida em reator *airlift* convencional, e, como consequência, obteve-se também uma maior concentração de massa celular.

POLLARD *et al.* (1996) também conseguiram uma melhora na performance de um reator *airlift* de tubos concêntricos em escala piloto na produção de *Saccharomyces cerevisiae* utilizando um dispersor de gás no tubo central ao invés de colocá-lo no anulo do reator. Segundo os autores, este resultado teve influência da razão entre as áreas das seções transversais do *riser* e do *downcomer* ( $A_d/A_r$ ) em conjunto com o efeito da velocidade do líquido no *riser*.

SUH *et al.* (1992) conduziram um estudo comparativo de uma coluna de bolhas de  $0,05\text{m}^3$  e um *airlift* de tubos concêntricos de  $1,2\text{m}^3$  para a produção de goma xantana com *Xanthomonas campestris* num meio sintético. Eles estudaram a hidrodinâmica e a transferência de massa, como também a produtividade e qualidade da xantana durante a fermentação. A performance do *airlift* não foi tão boa quanto a de coluna de bolhas em termos tanto de transferência de massa como também da produtividade e qualidade da xantana. Isto foi atribuído à falta de suprimento de oxigênio no *downcomer*, acompanhado de um alto tempo de residência devido à baixa velocidade de circulação (especialmente em alta concentração de xantana). O *airlift* usado neste estudo tinha uma  $A_d/A_r$  (razão entre as áreas das seções transversais do *downcomer* e do *riser*) de aproximadamente 1. Melhores resultados poderiam ser obtidos utilizando um reator com  $A_d/A_r$  menores que 1, reduzindo, assim, o tempo de residência no *downcomer* (SIEGEL & ROBINSON, 1992). Estes resultados concordam com os obtidos por KESSLER *et al.* (1993) onde concluem que, para a produção de xantana em um fermentador *airlift* com circulação externa, a configuração ideal seria aquela onde  $A_d/A_r$  é relativamente baixa, porém com uma relação entre a altura e o diâmetro do reator ( $H/D$ ) relativamente alta. Nestas condições, pode-se esperar que a excelente condição de agitação e mistura proporcionada neste biorreator poderá compensar sua menor capacidade de transferência de massa quando comparada à coluna de bolhas para uma mesma velocidade superficial do gás e mesmas propriedades físico-químicas da fase líquida.

Alguns estudos também foram conduzidos examinando *airlift* como um reator potencial para o tratamento de vários resíduos. HÜPPE *et al.* (1990) usaram uma planta piloto de dois estágios para tratar biologicamente efluentes de refinaria de carvão. O primeiro estágio era um *airlift* de tubos concêntricos (volume  $1,5\text{m}^3$ ) onde o pó de carvão entrava no processo. O efluente

do primeiro estágio passava através das unidades de sedimentação e filtração antes de entrar no segundo estágio. O segundo estágio era um *airlift* de circulação externa de 0,160m<sup>3</sup> com biomassa imobilizada em partículas de areia. As substâncias aromáticas que passavam através do primeiro estágio eram subsequentemente eliminados pela biomassa imobilizada no segundo estágio.

TYAGI *et al.* (1990) usaram um *airlift* com circulação externa em escala laboratorial de 0,023m<sup>3</sup> e um *airlift* com circulação externa em escala piloto de 1,15m<sup>3</sup> para estudar a digestão aeróbica mesofílica e termofílica de lodos municipais primários e secundários. O *airlift* piloto, usando ar para aeração, obteve resultados comparáveis ao do sistema de digestão aeróbia de lodos convencionais que usam oxigênio puro para aeração. Também, o *airlift* piloto foi capaz de apresentar temperaturas termofílicas (53°C) significando um aquecimento autotermal. Uma análise de custo mostrou que o digester *airlift* auto aquecido pode representar uma ajuda significativa, tanto no capital como no custo de operação, quando comparado com um digester aeróbico convencional de dois estágios usando oxigênio puro.

Estudos recentes têm indicado que pode ocorrer danos nas células com uma alta sensibilidade ao cisalhamento (exemplo células de insetos e de mamíferos), devido à interação hidrodinâmica bolha-célula. (TRAMPER *et al.*, 1986, 1988; HANDA-CORRIGAN *et al.*, 1989; KUNAS & PAPOUTSAKIS, 1990; JÖBSES *et al.*, 1991; BAVARIAN *et al.*, 1991; PAPOUTSAKIS, 1991). O rompimento da bolha parece ser o principal responsável pela danificação das células, especialmente perto do distribuidor de gás. O efeito deste fenômeno não tem sido examinado em *airlift*, entretanto, estudos em colunas de bolhas (TRAMPER *et al.*, 1988; HANDA-CORRIGAN *et al.*, 1989) indicam que maiores relações entre a altura e o diâmetro do reator aumenta a viabilidade das células. Estudos futuros desse fenômeno são necessários para o *airlift*, a fim de minimizar as perdas associadas com as interações bolha-célula.

### 2.2.3. Características de Projeto de Reatores Airlift com Circulação Externa

Essencialmente, os fermentadores *airlift* com circulação externa consistem em duas colunas em paralelo as quais são conectadas no topo e no fundo. Usualmente as duas colunas possuem diferentes diâmetros; uma delas com maior diâmetro o qual será injetado o gás no fundo e serve como *riser*, e a outra será o *downcomer*. As propriedades características dos reatores *airlift* com circulação externa são: 1) retirada do gás dissolvido no topo do reator (isto impede a acumulação de CO<sub>2</sub> no meio de fermentação; 2) inexistência de zonas de fluxo irregular no topo e no fundo do fermentador; 3) fácil remoção de calor do fermentador através da instalação de um trocador de calor no *downcomer*; 4) fácil medida e controle da velocidade do líquido no *downcomer* sem as complicações devido a concentração de gás.

A influência da razão entre área transversal do *downcomer* e a área do *riser* ( $A_d/A_r$ ) tem recebido mais atenção como um parâmetro de projeto que afeta significativamente a performance do reator. Outros parâmetros geométricos também têm mostrado uma forte influência na performance do *airlift*, como por exemplo a configuração do separador de gás (SIEGEL & MERCHUK, 1991) e o comprimento da conexão horizontal entre o *riser* e o *downcomer*,  $L_{cp}$  (CHOI & LEE, 1993). Embora estes parâmetros tenham se mostrado como ajustáveis em reatores em escala laboratorial e em escala piloto usando sistemas ar-água e meios sintéticos, eles necessitam de um maior entendimento durante os processos reais de operação e em reatores em escala de produção (SIEGEL & ROBINSON, 1992).

A razão entre as áreas das seções transversais do *downcomer* e do *riser* em fermentadores com circulação externa varia mais do que aquelas empregadas em fermentadores de tubos concêntricos; ela varia de 0,03 a 1 (ONKEN & WEILAND, 1983). No entanto, uma razão de área de aproximadamente 1 não é favorável em relação ao suprimento de O<sub>2</sub> porque a transferência de massa gás-líquido ocorrerá somente no *riser*, a não ser que o *downcomer* seja aerado adicionalmente. Por outro lado, não se pode dizer que fermentadores tubulares com circulação externa com uma razão de área entre o *downcomer* e o *riser* muito baixa (próxima de 0.03) sejam considerados como reatores *airlift*, pois seu comportamento hidrodinâmico na verdade é de uma coluna de bolhas com recirculação. Os projetos de reatores *airlift* com uma circulação externa que apresentam aceitáveis valores de coeficiente de transferência de massa de

oxigênio em meios de fermentação viscosos e fluidos não newtonianos possuem uma  $A_d/A_r$  relativamente baixa, isto é,  $A_d/A_r$  entre 0,1 e 0,25 (POPOVIC & ROBINSON, 1988).

Um aumento em  $A_d/A_r$  causa um aumento na velocidade do líquido, o qual ocasiona uma diminuição no *gas holdup* e no coeficiente de transferência de massa (POPOVIC *et al.*, 1989; BELLO *et al.*, 1985, CHOI & LEE, 1993). Em contrapartida, o aumento da circulação de líquido em fermentadores *airlift* com circulação externa tem a vantagem de promover uma mistura da fase líquida mais eficiente, ocasionando uma maior uniformidade da concentração do substrato, pH, temperatura, etc. (CHISTI, 1989).

Outra importante característica dos reatores *airlift* é a razão entre a altura e o diâmetro do reator (H/D). Em fermentadores *airlift* industriais a razão H/D pode ser próxima de 10 (ONKEN & WEILAND, 1983, CHOI, 1990). Esta relação é necessária para que haja uma alta utilização do oxigênio, uma transferência de massa eficiente e uma velocidade de circulação grande, favorável à transferência de calor e agitação do líquido. Como a circulação no *airlift* é originada pela diferença da pressão hidrostática entre a seção aerada (*riser*) e o *downcomer*, a velocidade do líquido irá aumentar com a altura do reator porque o aumento da diferença pressão hidrostática como força motriz cresce mais fortemente do que a perda por atrito do líquido fluindo (ONKEN & WEILAND, 1983).

CHOI & LEE (1993) estudaram o efeito da razão entre o comprimento da seção horizontal que conecta o *riser* e o *downcomer* e a altura do fermentador ( $L_{cp}/H$ ) no *gas holdup* do *riser* ( $\epsilon_r$ ) e do *downcomer* ( $\epsilon_d$ ), no coeficiente volumétrico de transferência de massa ( $k_L a$ ) e na velocidade do líquido no *riser* ( $U_{Lr}$ ). Os resultados demonstraram que os valores de  $\epsilon_r$ ,  $\epsilon_d$  e do  $k_L a$  diminuem com o aumento de  $L_{cp}/H$ ; e a velocidade do líquido no *riser* ( $U_{Lr}$ ) aumenta quando  $L_{cp}/H$  também aumenta.

Os seguintes parâmetros:  $A_b/A_r$ ,  $A_b/A_d$  e  $L_{cp}/d_{cp}$  referentes à conexão entre o *riser* e o *downcomer* na parte inferior do reator (Figura 2.2) foram identificadas como possíveis influenciadores no coeficiente de atrito na base do equipamento ( $K_B$ ) (CHISTI, 1989). Porém, os valores de  $K_B$  foram calculados baseados nos resultados experimentais de vários trabalhos (MERCHUK & STEIN, 1981; VERLAAN *et al.*, 1986; ONKEN & WEILAND, 1980; BELLO, 1981) e os valores obtidos de  $K_B$  foram de  $5,1 \pm 1,8$  (desvio padrão) para as seguintes

configurações geométricas:  $A_b/A_r = 0,25$  a  $1,0$ ;  $A_b/A_d = 1,0$  a  $2,0$  e  $L_{cp}/d_{cp} = 2$  a  $7$ . Desta forma, um  $K_B$  de aproximadamente 5 pode ser assumido satisfatoriamente para reatores *airlift* com circulação externa, desde que a configuração geométrica do mesmo esteja entre os valores citados acima (CHISTI, 1989).

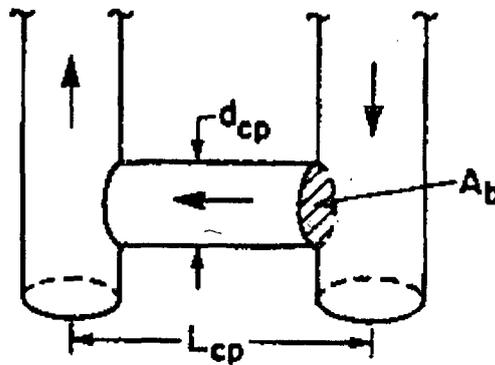


Figura 2.2-Configuração geométrica de reatores airlift de circulação externa (CHISTI, 1989).

O projeto do dispersor de bolhas (em particular o tamanho dos orifícios) pode influenciar na performance de um reator, pois determina o tamanho inicial das bolhas (SNAPE *et al.*, 1992). Quando a velocidade de fluxo de gás for baixa o suficiente para que as bolhas não interajam, pode-se determinar o tamanho e a velocidade de ascensão da bolha, o *gas holdup* e a circulação do líquido dentro do reator. Para altos valores de velocidade de fluxo de gás, as bolhas se rompem e a coalescência aumenta significativamente e estes processos são influenciados pelas propriedades de fase líquida, em particular pela tensão de superficial. Geralmente, são utilizados como distribuidor de bolhas placas perfuradas com uma seção de área livre entre 0,2 e 0,6 % (sendo que a seção de área livre é definida como a razão entre a área dos orifícios e a área total da placa e é expressa em porcentagem) (SNAPE *et al.*, 1992).

Geralmente, em coluna de bolhas e em reatores *airlift*, os dispersores de bolhas são localizados na base do *riser*. Porém, os estudos de visualização realizados por CHISTI (1989) demonstraram que esta não é a melhor localização para dispersor. A recirculação do fluido que vem do *downcomer* em direção ao gás de entrada causa uma má distribuição do gás fazendo com que ele se dirija à parede do *riser*, como pode ser visto na Figura 2.3 (a) e (b) para reatores *airlift* de circulação interna e externa, respectivamente. As melhores localizações, sugeridas pelo autor, são apresentadas na Figura 2.3 (c) e (d).

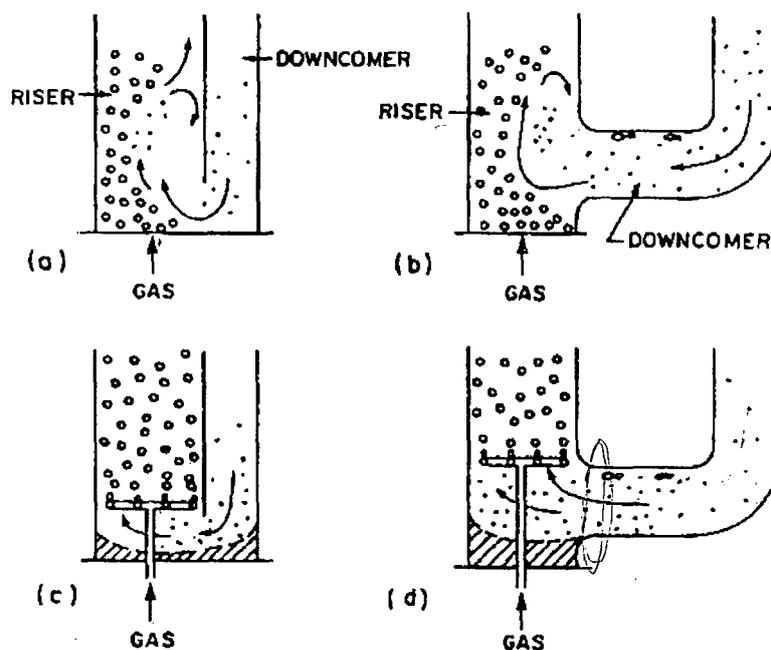


Figura 2.3- Influência da localização do distribuidor de gás em *airlifts*. Distribuição pobre em (a) circulação interna e (b) circulação externa. Posição apropriada (c e d) para melhorar a distribuição de gás .

Uma consideração comum em estudos sobre fermentadores *airlift* é a distribuição uniforme de sólidos e líquidos através dos tubos do reator. Porém, SIEGEL *et al.* (1986) anteciparam que a concentração de sólidos é diferente no *riser* e no *downcomer*, mas não apresentaram dados experimentais. SCRAGG *et al.* (1989) concluíram que a suspensão de biomassa no *riser* é sujeita a uma corrente de convecção turbulenta induzida pelo distribuidor de bolhas, e assim, mostra uma distribuição uniforme ao longo do *riser*. Uma menor concentração na parte superior dos vasos do *airlift* pode ser atribuída possivelmente à proximidade da zona de desengajamento das bolhas, onde um efeito de flotação induzida pelas bolhas ascendentes pode levar a um aumento da concentração de biomassa na superfície.

ASSA & BAR (1991) concluíram que a parte inferior de um tubo do fermentador *airlift* não é um bom local para a retirada de amostra de meio de cultura, e que o local de amostragem mais representativo em termos de concentração de sólidos deve ser próximo à parte central do tubo no *downcomer* e ou no *riser*.

## 2.3. HIDRODINÂMICA DOS BIORREADORES AIRLIFT

### 2.3.1. Gas Holdup

Considere um gás sendo introduzido na forma de pequenas bolhas de ar na base de uma coluna de líquido estagnado. As bolhas subindo fazem com que o líquido circule em torno da coluna por dois mecanismos diferentes. No primeiro mecanismo, o movimento do líquido é causado pelo contato das bolhas de gás fazendo com que o líquido se desloque provocando uma turbulência. No segundo mecanismo, a movimentação do líquido ocorre devido à “circulação natural”, como consequência da diferença de densidade da mistura no centro e perto da parede vertical da coluna. Numa coluna de bolhas, esta diferença de densidade está sempre presente porque as bolhas subindo tendem a se concentrar mais próximo do eixo central da coluna. Em um reator *airlift* com circulação externa, a presença de uma coluna não aerada (*downcomer*) aumenta a diferença de pressão entre as duas regiões do reator, o qual resulta num aumento da circulação do líquido.

O volume da fração de gás na dispersão é conhecida como *gas holdup*, e o *gas holdup* é dado por:

$$\varepsilon = \frac{V_G}{V_G + V_L} \quad (2.1)$$

onde  $V_G$  e  $V_L$  são, respectivamente, os volumes do gás e do líquido no reator.

Muitos aspectos da performance dos reatores *airlift* não dependem somente do *gas holdup*, mas também da distribuição do *gas holdup* entre o *riser* e o *downcomer*. Através de um balanço para a quantidade de gás no reator temos que:

$$\text{Volume total de gás} = \text{volume no } \textit{riser} + \text{volume no } \textit{downcomer}$$

ou

$$V_D \varepsilon = V_{Dr} \varepsilon_r + V_{Dd} \varepsilon_d \quad (2.2)$$

onde  $V_D$  é o volume da dispersão e os índices  $r$  e  $d$  referem-se ao *riser* e o *downcomer*, respectivamente.

Tipicamente, a altura da dispersão é a mesma para o *riser* e o *downcomer*, ou seja:

$$h_{Dr} = h_{Dd} = h_D \quad (2.3)$$

e para reatores com seções transversais uniformes para o *riser* e o *downcomer*, a Equação (2.3) pode ser escrita como:

$$h_D(A_r + A_d) \varepsilon = h_D A_r \varepsilon_r + h_D A_d \varepsilon_d \quad (2.4)$$

ou

$$\varepsilon = \frac{A_r \varepsilon_r + A_d \varepsilon_d}{A_r + A_d} \quad (2.5)$$

O *gas holdup* é de extrema importância para os reatores *airlift*, pois determina o tempo de residência para o gás e o líquido e, em conjunto com o tamanho das bolhas, influencia na área interfacial gás-líquido para a transferência de massa. Um aumento no *gas holdup* faz com que a área interfacial específica ( $a$ ) seja maior (Equação (2.6)), aumentando desta forma, a transferência de massa gás-líquido. Um *gas holdup* maior no *riser* em relação ao *downcomer* aumenta a circulação de líquido.

$$a = \frac{6\varepsilon}{d_R} \quad (2.6)$$

A variação típica do *gas holdup* em relação a velocidade do gás em reatores *airlift* é apresentada na Figura 2.4, ou seja, ocorre um aumento do valor do *gas holdup* ( $\varepsilon$ ) com o aumento da velocidade superficial de gás no riser ( $U_{Gr}$ ).

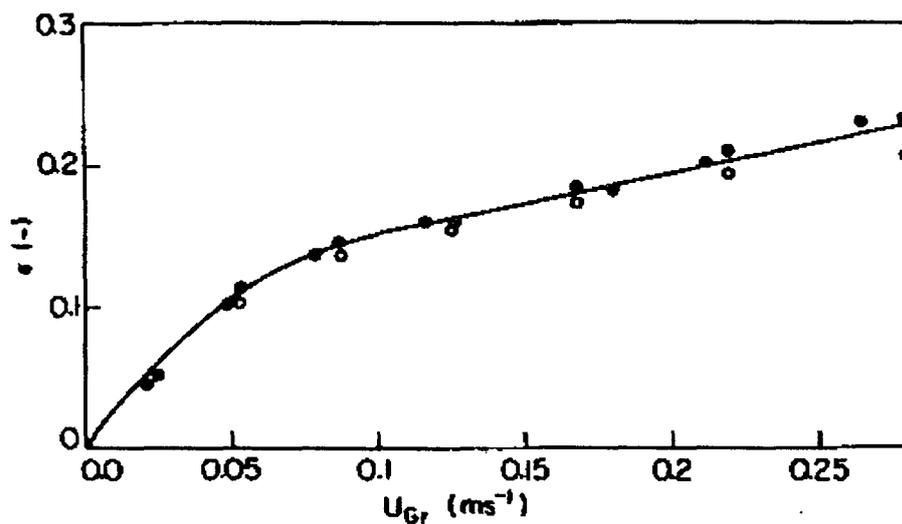


Figura 2.4 – Variação típica do *gas holdup* em reatores *airlift* (CHISTI, 1989).

Para descrever o comportamento do *gas holdup*, a Equação ( 2.7) foi desenvolvida por HILLS (1976) para valores de ( $U_{Gr} + U_{Lr}$ ) menores de 1,3 m/s:

$$\varepsilon_r = \frac{U_{Gr}}{0,24 + 1,35(U_{Gr} + U_{Lr})^{0,93}} \quad (2.7)$$

Como, para sistemas gás-líquido, o comportamento do *gas holdup* é incerto, as constantes na Equação ( 2.7) devem ser determinadas em experimentos em escala piloto. Desta forma, esta equação sozinha não pode ser utilizada como ferramenta para projetos de reatores, pois ela se

aplica somente para um fluxo vertical de duas fases e não considera qualquer efeito da geometria do reator (CHISTI, 1989).

A relação entre as velocidades ( $U_G/U_L$ ) e a relação entre as áreas das seções transversais ( $A_d/A_r$ ) também são usadas para descrever a variação do *gas holdup* nestes reatores (Figura 2.5), sendo utilizadas principalmente em trabalhos com fluxo em duas fases. BELLO *et al.* (1985), através de resultados experimentais obtidos utilizando água e soluções salinas, determinou a Equação ( 2.8) para representar o *gas holdup* no *riser*. Neste caso, como pode ser observado, a geometria do reator foi considerada.

$$\varepsilon_r = 0,16 \left( \frac{U_{Gir}}{U_{Lr}} \right)^{0,57} \left( 1 + \frac{A_d}{A_r} \right) \quad (2.8)$$

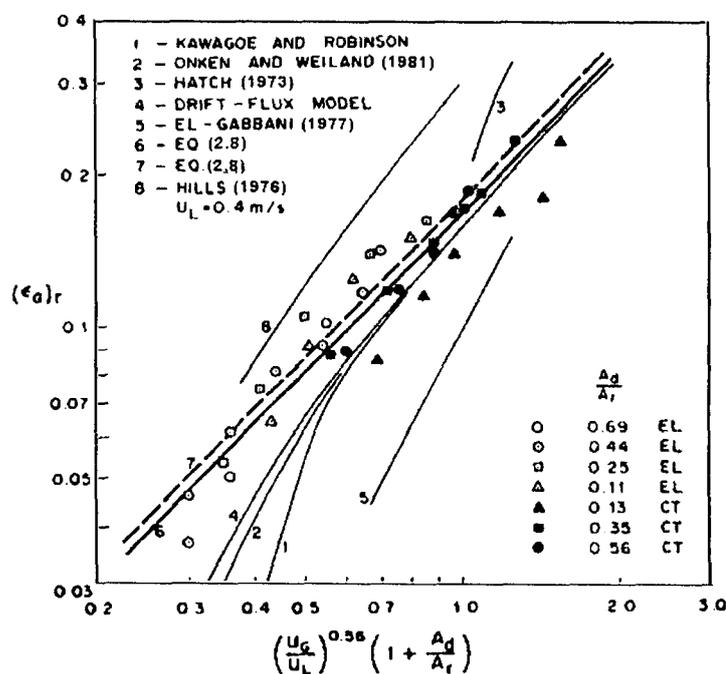


Figura 2.5 – Correlação para o *gas holdup* em reatores *airlift* (BELLO *et al.*, 1985).

A Equação ( 2.9) foi descrita por CHISTI *et al.* (1986) para determinar o *gas holdup* em reatores *airlift* com circulação externa. Nota-se que, neste caso, também foi considerada a geometria do reator.

$$\varepsilon_r = 0,65 \left( 1 + \frac{A_d}{A_r} \right)^{-0,258} U_{Gr}^{0,603+0,078C_s} \quad (2.9)$$

onde  $C_s$  é a concentração de sólidos em  $g/m^3$ .

A Figura 2.6 mostra a aplicação da correlação (2.9) para reatores de circulação externa utilizando várias concentrações de sais e duas relações entre as áreas das seções transversais do *downcomer* e do *riser* ( $A_d/A_r$ ).

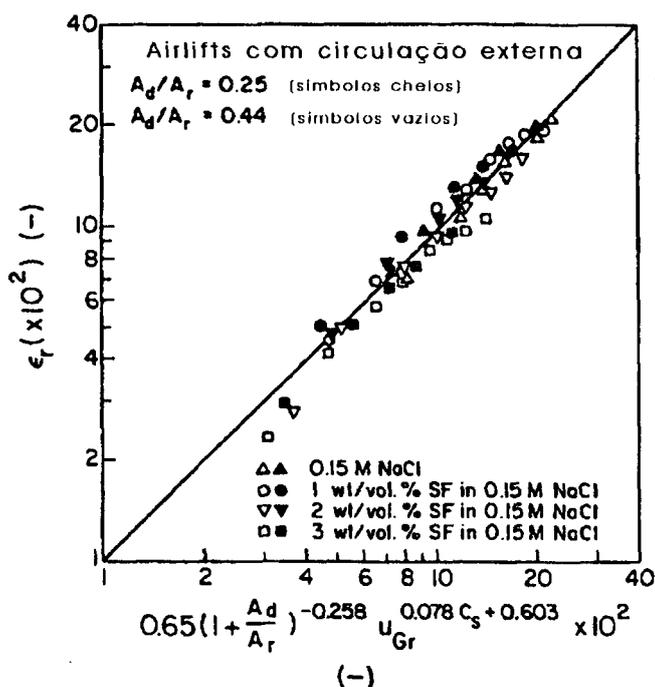


Figura 2.6- Determinação da correlação (2.9) para *gas holdup* no *riser* em reatores *airlift* com circulação externa (CHISTI, 1989).

CHOI & LEE (1993) consideram o comprimento da conexão horizontal ( $L_{cp}$ ) e a razão  $A_d/A_r$  como os parâmetros que mais afetam a performance dos reatores *airlift* com circulação externa. Desta forma, obtiveram correlações teóricas para o determinar o *gas holdup* no *riser* (Equação (2.10)) e no *downcomer* (Equação (2.11)) para este tipo de reator

$$\varepsilon_r = 0,288U_{Gi}^{0,504} \left(\frac{A_d}{A_r}\right)^{-0,098} \left(\frac{L_{cp}}{H}\right)^{-0,094} \tag{2.10}$$

$$\varepsilon_d = 0,049 \left(\frac{U_G}{U_{Lr}}\right)^{1,138} \left(\frac{A_d}{A_r}\right)^{0,885} \left(\frac{L_{cp}}{H}\right)^{-0,462} \tag{2.11}$$

A relação entre o *gas holdup* no riser e no *downcomer* foi determinada em vários trabalhos (Figura 2.7), tanto para reatores *airlift* de tubos concêntricos como para reatores com circulação externa. Nota-se que a diferença do *gas holdup* do riser e do *downcomer* em equipamentos com circulação externa é significativamente maior do que em contadores com circulação interna.

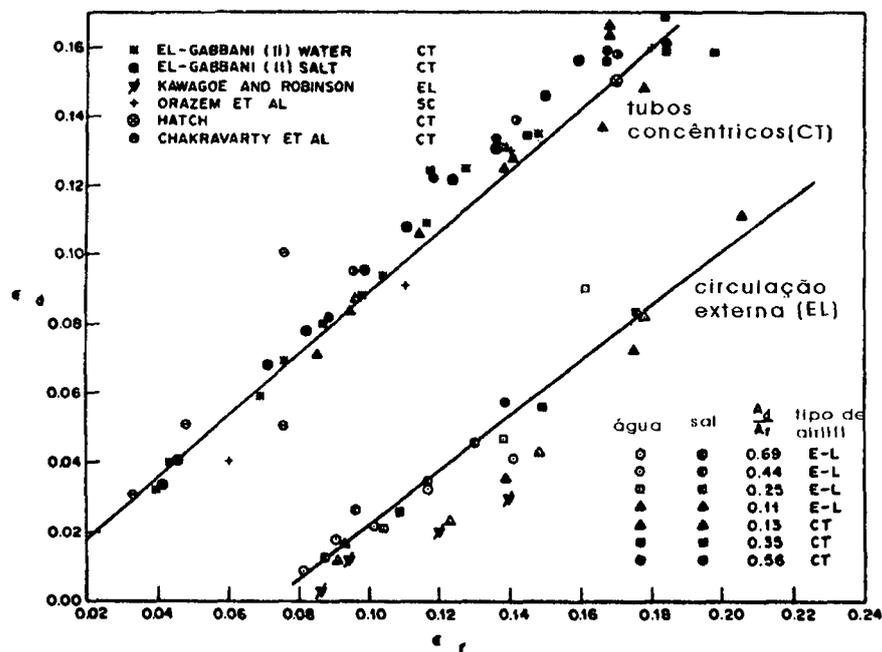


Figura 2.7 – Relação entre o *gas holdup* do riser e do *downcomer* (BELLO *et al.*, 1985).

Através destes trabalhos e de seus próprios resultados, BELLO *et al.* (1985) encontrou correlações lineares entre o *gas holdup* do riser e do *downcomer* para reatores de tubos concêntricos (2.12) e reatores com circulação externa (2.13).

$$\varepsilon_d = 0,89 \cdot \varepsilon_r \quad (2.12)$$

$$\varepsilon_d = 0,79 \cdot \varepsilon_r - 0,057 \quad (2.13)$$

A grande diferença nas características do *gas holdup* do *riser* em relação ao do *downcomer* nos dois tipos de contadores pode ser explicada em termos de sua geometria e outros parâmetros que podem influenciar o *gas holdup* no *downcomer*, como por exemplo: o *gas holdup* no *riser*, a velocidade do líquido no *downcomer*, o tamanho das bolhas no *downcomer* e a geometria da seção que precede o *downcomer* (BELLO *et al.*, 1985).

Os reatores *airlift* com circulação externa tem seções interconectadas (normalmente horizontais) entre o *riser* e o *downcomer*. Assim, apesar do fluxo de bolhas existentes no *riser*, uma velocidade de gás e de líquido muito mais alta do que em reatores *airlift* com circulação interna é requerida para manter o fluxo de bolhas na seção horizontal (BELLO *et al.*, 1985). Desta forma, somente uma pequena percentagem de bolhas do *riser* são transportadas para o *downcomer*. Como resultado tem-se um *gas holdup* menor no *downcomer* e, conseqüentemente, uma maior circulação de líquido.

### 2.3.2. Transferência de Massa

Muitas variáveis de processo podem afetar a transferência de oxigênio em biorreatores e as interações entre essas variáveis são complexas. O coeficiente volumétrico de transferência de massa volumétrica,  $k_L a$ , descreve a natureza da transferência de oxigênio no interior do reator e serve como um índice da performance de transferência de massa, definindo a característica de um fermentador (VADAR SUKAN, 1985).

A Figura 2.8 mostra os resultados obtidos por BELLO *et al.* (1985) para o coeficiente volumétrico de transferência de massa ( $k_L a$ ) em água para colunas de bolhas e reatores *airlift* com circulação externa. O valor de  $k_L a$  aumenta com o aumento da potência de entrada de gás por unidade de volume ( $P_G/V$ ) para vários reatores com diferentes razões entre a área transversal do *downcomer* e do *riser* ( $A_d/A_r$ ), como também em coluna de bolhas ( $A_d/A_r=0$ ). A valores relativamente altos de  $P_G/V$  a velocidade de aumento do  $k_L a$  com o aumento de  $P_G/V$  é menor e a

curva tende a um valor máximo. Segundo BELLO *et al.* (1985) isto é indicativo de mudança de fluxo: de um fluxo homogêneo para um fluxo heterogêneo. O mesmo resultado foi encontrado por CHOI & LEE (1993), que observaram uma mudança na linearidade da curva quando plotou o Log do  $k_L a$  versus a velocidade superficial do gás, próximo ao ponto onde ocorre uma mudança de fluxo.

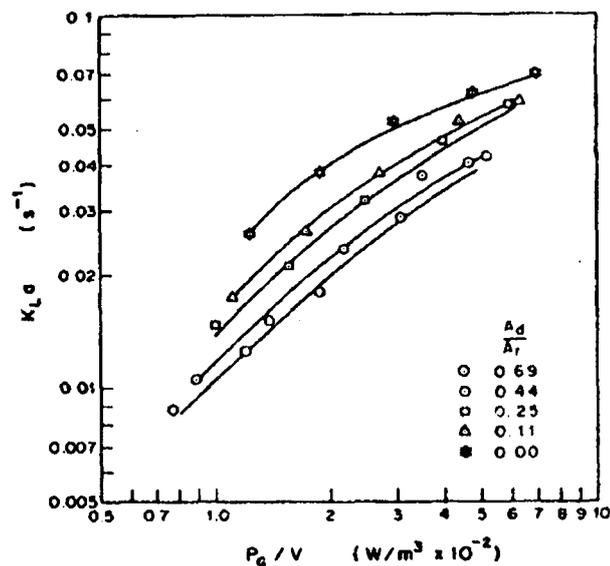


Figura 2.8- Coeficiente de transferência de massa em coluna de bolhas e em contadores *airlift* com circulação externa (BELLO *et al.*, 1985)

A Figura 2.8 também demonstra a influência da  $A_d/A_r$  nos valores de  $k_L a$  obtidos por BELLO *et al.* (1985). Um aumento de  $A_d/A_r$  diminui o  $k_L a$ . Esta variação pode ser explicada por: (1) efeito da variação da velocidade do líquido com  $A_d/A_r$ , e (2) a quantidade relativa de transferência de massa no *downcomer*. Ou seja, o volume do *downcomer* aumenta em relação ao volume do *riser* quando  $A_d/A_r$  aumenta. BELLO *et al.* (1985) e McMANAMEY & WASE (1986) demonstraram que a transferência de massa no *downcomer* em reatores *airlift* de circulação externa é desprezível. Portanto, na determinação do  $k_L a$ , o volume do *downcomer* deve ser considerado.

Os valores de  $k_L a$  obtidos em coluna de bolhas e reatores *airlift* com circulação interna são maiores do que aqueles obtidos em reatores com circulação externa (Figura 2.9). Os valores mais altos de  $k_L a$  encontrados em colunas de bolhas não são necessariamente uma grande vantagem comparada aos reatores *airlift* para todos os tipos de processo (BELLO *et al.*, 1985).

Para fermentações aeróbicas, uma mistura e remoção de calor efetivas, como também uma alta velocidade de transferência de massa devem ser consideradas. A circulação de líquido nos reatores *airlift* colabora na mistura e na remoção de calor dentro do reator. Desta forma, os reatores *airlift* podem ser preferíveis do que colunas de bolhas quando uma mistura efetiva e uma alta remoção de calor são requeridas. Em relação à  $A_d/A_r$ , um aumento em  $A_d/A_r$  não só diminui  $k_L a$  mas também aumenta a velocidade do líquido. O aumento da velocidade do líquido aumenta a mistura e a remoção de calor. Desta forma, não pode ser dito que existe uma simples relação de  $A_d/A_r$  ótima para todos os tipos de fermentação (CHOI & LEE, 1993).

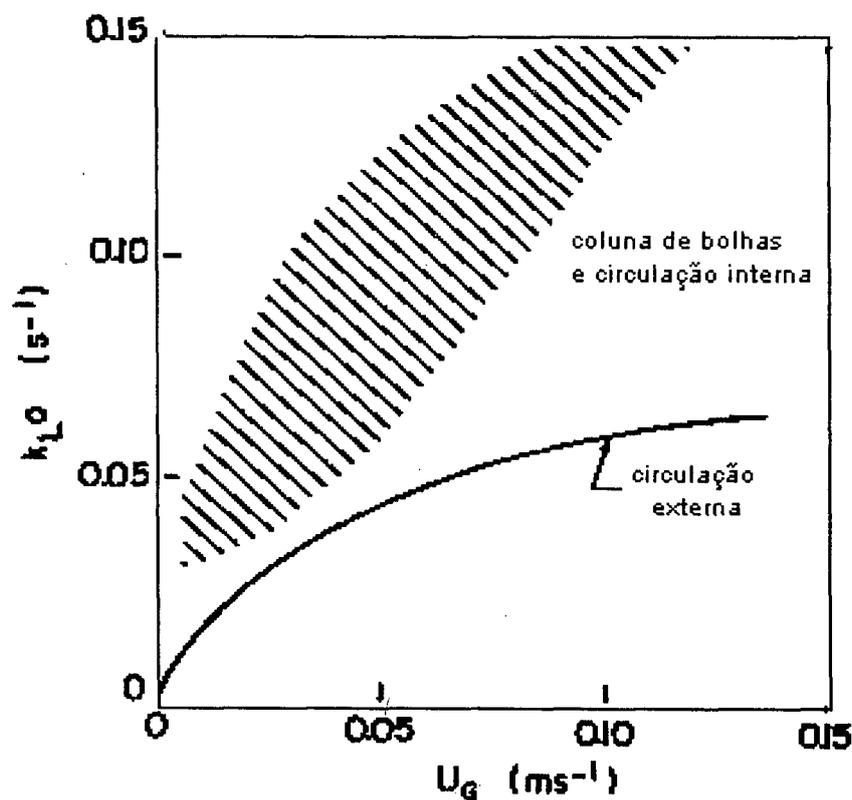


Figura 2.9. Coeficiente volumétrico de transferência de massa vs. velocidade do gás. O coeficiente de transferência de massa volumétrico em colunas de bolhas e reatores *airlift* com circulação interna (região rachurada) é comparado com aquele obtido em reatores *airlift* com circulação externa. Baseados nos dados obtidos por WEILAND & ONKEN (1981).

Algumas correlações empíricas para a determinação do  $k_L a$  foram estabelecidas por BELLO *et al.* (1985) (2.14) (2.15), CHISTI *et al.* (1986) (2.16) e por CHOI & LEE, (1993) (2.17):

*et al.*, 1986; LEE *et al.*, 1987; CHISTI *et al.*, 1988; CALVO, 1989; JOSHI *et al.*, 1990; MOO-YOUNG *et al.*, 1991). Estes modelos são derivados de um balanço de energia na entrada de gás devido a uma expansão isotérmica do gás injetado, e um balanço macroscópico da quantidade de movimento e/ou de um balanço de energia mecânica no estado estacionário, frequentemente em conjunto com o modelo *drift-flux* proposto por ZUBER & FINDLAY (1965).

Um parâmetro chave nestes modelos é a resistência total imposta ao escoamento do líquido devido ao atrito nas paredes, incluindo o fluxo reverso no topo e no fundo do reator. Para sistemas newtonianos, o coeficiente de atrito do fluxo ( $K_F$ ) foi estimado aplicando correlações padrões para fluxos em tubos e curvas em única fase (VERLAAN *et al.*, 1986) e para fluxos com duas fases (JOSHI *et al.*, 1990). Obtém-se, também, o parâmetro  $K_F$  através de ajuste de dados experimentais para uma determinada configuração de reator *airlift* (CHISTI *et al.*, 1988; CHOI & LEE, 1993).

BELLO *et al.* (1984) relacionaram, através de um balanço de energia, a velocidade intersticial do líquido no *riser* em função da velocidade superficial do gás ( $U_{Gr}$ ), altura da dispersão ( $h_D$ ) e da resistência imposta ao escoamento de líquido ( $K_F$ ) pelo atrito nas paredes do reator e por acidentes (válvulas, cotovelos, curvas, etc.):

$$V_{lr} = \left( \frac{2gh_D U_{Gr}}{K_F} \right)^{1/3} \quad (2.18)$$

sendo que:

$$V_{lr} = \frac{U_{lr}}{1 - \varepsilon_r} \quad (2.19)$$

onde  $g$  é a aceleração da gravidade .

Para correlacionar empiricamente os seus dados experimentais em sistema ar-água, BELLO *et al.* (1984) obtiveram a Equação (2.20), a qual indica a influência da geometria do reator e da velocidade do gás na velocidade do líquido.

$$k_{l,a} = 0,76 \cdot \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-2} U_{cir}^{0,8} \quad (2.14)$$

ou em termos de potência transferida pelo gás:

$$k_{l,a} = 5,5 \times 10^{-4} \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-1,2} \left(\frac{P_G}{V}\right)^{0,8} \quad (2.15)$$

$$k_{l,a} = \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-1} (0,349 - 0,102 C_s) \cdot U_{cir}^{0,837 \pm 0,062} \quad (2.16)$$

$$k_{l,a} = 0,176 \cdot U_G^{0,761} \left(\frac{A_d}{A_r}\right)^{-0,056} \left(\frac{L_{cp}}{H}\right)^{-0,168} \quad (2.17)$$

### 2.3.3. Velocidade de Circulação do Líquido

A velocidade de circulação de líquido é um dos principais parâmetros hidrodinâmicos dos reatores *airlift*. Ela depende basicamente do fluxo de gás, pois é exatamente originado por este fluxo. A magnitude da circulação influencia a fração de gás retida no reator e o regime de escoamento, que por sua vez dependem também das propriedades físicas da dispersão e da geometria do equipamento (BELLO *et al.*, 1985).

Numerosas investigações desenvolveram modelos da hidrodinâmica de fluido e demonstram relações teóricas entre o *gas holdup*, e a velocidade de circulação de líquido em diferentes tipos de reatores *airlift* (NEVERS, 1968; FREEDMAN & DAVIDSON, 1969; CHAKRAVARTY *et al.*, 1974; KUBOTA *et al.*, 1978; HSU & DUDUKOVIC, 1980; MERCHUK & STEIN, 1981; JONES, 1985; FAN *et al.*, 1984; KOIDE *et al.*, 1984; VERLAAN

$$V_{l,r} = \alpha \left( \frac{A_d}{A_r} \right)^\beta \cdot U_{Gr}^{1/3} \quad (2.20)$$

onde  $\beta=0,75$  tanto para *airlift* com circulação interna como para circulação externa. No caso de circulação externa,  $\alpha=1,55$  e para circulação interna  $\alpha=0,66$   $(m/s)^{2/3}$ . Uma comparação dos valores obtidos de  $\alpha$  para os dois diferentes tipos de reator mostra que a velocidade de circulação de líquido em contadores *airlift* de circulação externa é superior ao dobro do valor da velocidade do líquido para reatores de circulação interna (tubos concêntricos). Isto reflete o fato que o desengajamento das bolhas da dispersão gás-líquido no topo do *riser* no primeiro equipamento é consideravelmente maior, fazendo com que  $\epsilon_d$  (circulação externa) seja menor que  $\epsilon_d$  (circulação interna). O que também pode ser notado é que, no caso de reatores com circulação interna, uma fração considerável do *gas holdup* do *downcomer* é formado por bolhas imóveis ou quase imóveis, isto é, possuem uma força de flutuação igual a força de arraste exercida pelo líquido descendo. Na prática, estas bolhas estagnantes podem contribuir pouco ou até mesmo nada ao processo de transferência de oxigênio no reator como um todo, devido ao eventual esgotamento ou quase esgotamento do seu conteúdo de oxigênio (SIEGEL & ROBINSON, 1992).

O modelo de VERLAAN *et al.* (1986) foi desenvolvido para o caso onde  $\epsilon_r \leq 0,10$  e para  $\epsilon_d = 0$ . Nestas condições, estimou-se o valor de  $K_F$  usando correlações para fluxo de única fase (líquido), como foi previamente demonstrado por WALLIS (1969). Para a aplicação deste modelo foi necessário um procedimento de cálculo iterativo através do qual, para cada geometria específica de reator e de velocidade de entrada de gás, os parâmetros hidrodinâmicos  $U_{Lr}$ ,  $\epsilon_r$  e  $\epsilon_d$  puderam ser obtidos. O modelo de duas fases *drift-flux* de ZUBER & FINDLAY (1965) foi usado na estimativa do *gas holdup* para representar a velocidade efetiva de deslocamento entre as bolhas e o líquido a qual surge da não uniformidade do perfil do *holdup* e da velocidade na direção radial. Usando dois diferentes tamanhos de reatores *airlift*, eles obtiveram uma boa concordância entre os valores estimados e os valores experimentais da  $U_{Ld}$ . Para o reator menor ( $V=0,165$  m<sup>3</sup>,  $H=3,23$ ,  $K_F=1,8$ ) observou-se velocidades de líquido no *riser* ( $U_{Lr}$ ) entre 0,14 e 2,1 m/s para velocidades superficiais de gás no *riser* ( $U_{Gr}$ ) entre 0,005 e 0,17 m/s; no reator maior ( $V=0,6$  m<sup>3</sup>,  $H=10,5$ ,  $K_F=4,75$ ) eles observaram velocidades de líquido no *riser* entre 0,1 e 1,8 m/s para velocidades superficiais de gás entre 0,005 e 0,075 m/s.

CHISTI *et al.* (1988) simplificaram a modelagem feita por BELLO (1981) desprezando a pequena contribuição do atrito nas paredes e somente as perdas por atrito no topo e no fundo (onde ocorrem a mudança de direção do fluxo de líquido) foram consideradas. Esta simplificação foi realizada para o caso de líquidos newtonianos, com baixa viscosidade. Além disso, para o caso de circulação externa, as perdas por atrito no topo e no fundo do reator foram consideradas iguais. Para estes reatores, obteve-se:

$$U_{l,r} = \left[ \frac{2gh_p(\varepsilon_r - \varepsilon_d)}{K_B \left( \frac{1}{(1-\varepsilon_r)^2} + \left( \frac{A_r}{A_d} \right)^2 \cdot \frac{1}{(1-\varepsilon_d)^2} \right)} \right]^{0.5} \quad (2.21)$$

onde  $K_B$  é o coeficiente de atrito causado pela perda de energia nas conexões horizontais entre o *riser* e o *downcomer* no fundo do reator. Como já foi mencionado na seção 2.2.3, um valor para  $K_B$  de aproximadamente 5 é considerado satisfatório para reatores *airlift* com circulação externa.

### **3. MATERIAIS E MÉTODOS**

### 3.MATERIAIS E MÉTODOS

#### 3.1. EQUIPAMENTOS

Dois fermentadores foram construídos neste trabalho. Um reator de PVC (Testes Preliminares) foi utilizado para obter dados preliminares, os quais foram empregados posteriormente para a construção de um novo fermentador utilizando vidro (Reator *Airlift*).

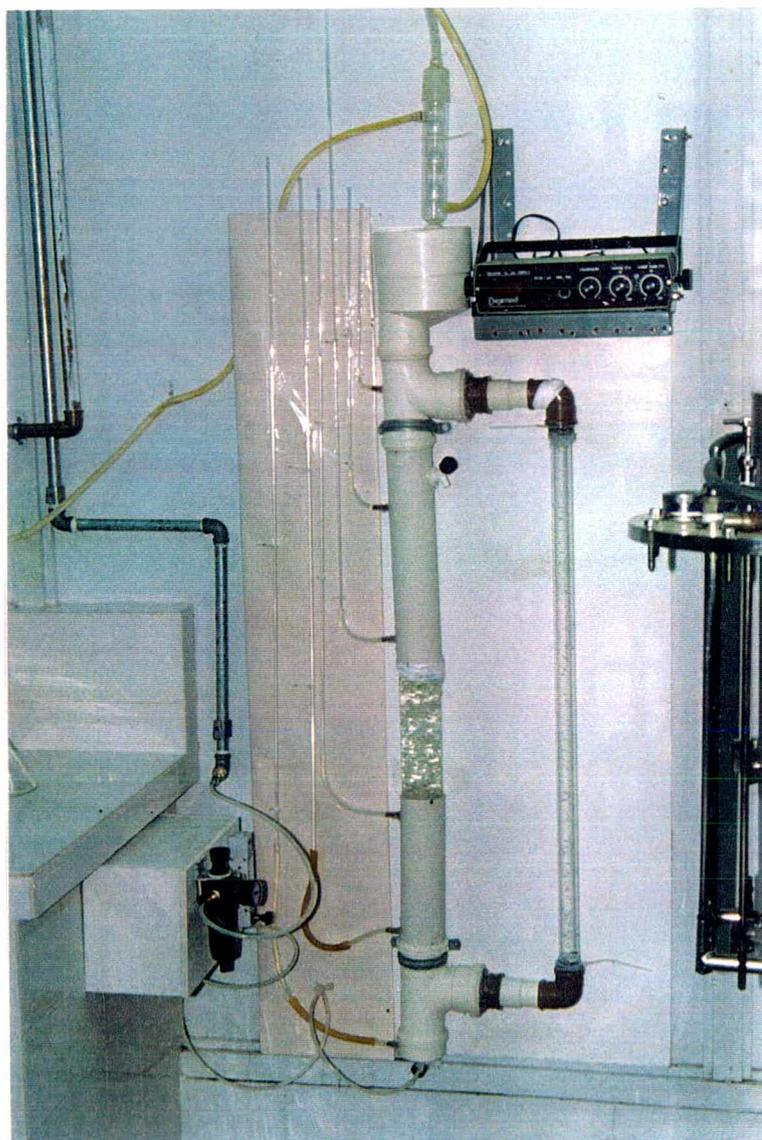
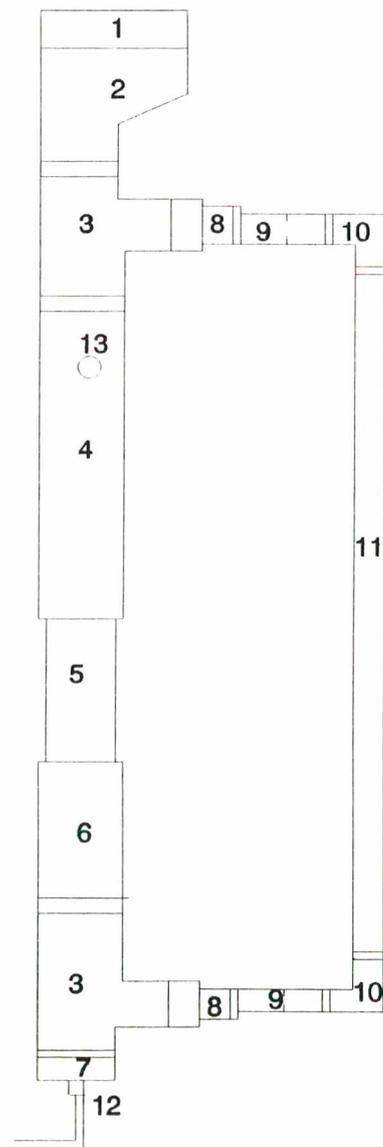


Figura 3.1- Reator *airlift* com circulação externa construído em PVC

A Tabela 3.1 abaixo fornece as dimensões utilizadas no projeto do *airlift* de PVC e a Figura 3.1 apresenta o esquema do fermentador montado no laboratório.

Tabela 3.1. Dimensões do reator *airlift* de circulação externa

	Diâmetro interno (m)	Altura (m)
<i>Riser</i>	0,07	1,13
<i>Downcomer</i>	0,03	1,13
Separador de gás	0,10	0,20
Razão entre a altura /diâmetro (H/D)	16	
Razão entre <i>riser</i> e <i>downcomer</i> ( $A_d/A_r$ )	0,18	



- 1- Tampão 150 mm
  - 2- Redução 150-75mm
  - 3- T 75 mm
  - 4- 40 cm, tubo de 75mm
  - 5- 24cm, tubo de vidro
  - 6- 26cm, tubo de 75mm
  - 7- Tampão de 75mm
  - 8- Redução 75-50mm
  - 9- Redução 50-40mm
  - 10- Joelho de 40mm
  - 11- Tubo de vidro 30mm  $\phi_I$
  - 12- Pedra porosa de aquário
  - 13- Septo de borracha para retirada de amostra.
- $\phi_I$ = diâmetro interno

OBS.: Para a adesão das partes do reator foi utilizado borracha de silicone.

Figura 3.2- Desenho esquemático do reator *airlift* construído em PVC

O dispersor de gás é uma pedra porosa convencionalmente utilizada como filtro em aquários domésticos. Inicialmente foram utilizadas 4 pedras, porém verificou-se que uma pedra seria suficiente para distribuição das bolhas.

Um rotâmetro de 0 à 10 l/min foi utilizado para medir a vazão de gás.

A Figura 3.3 mostra o reator *airlift* construído totalmente em vidro com resistência à temperaturas superiores a 800 °C.

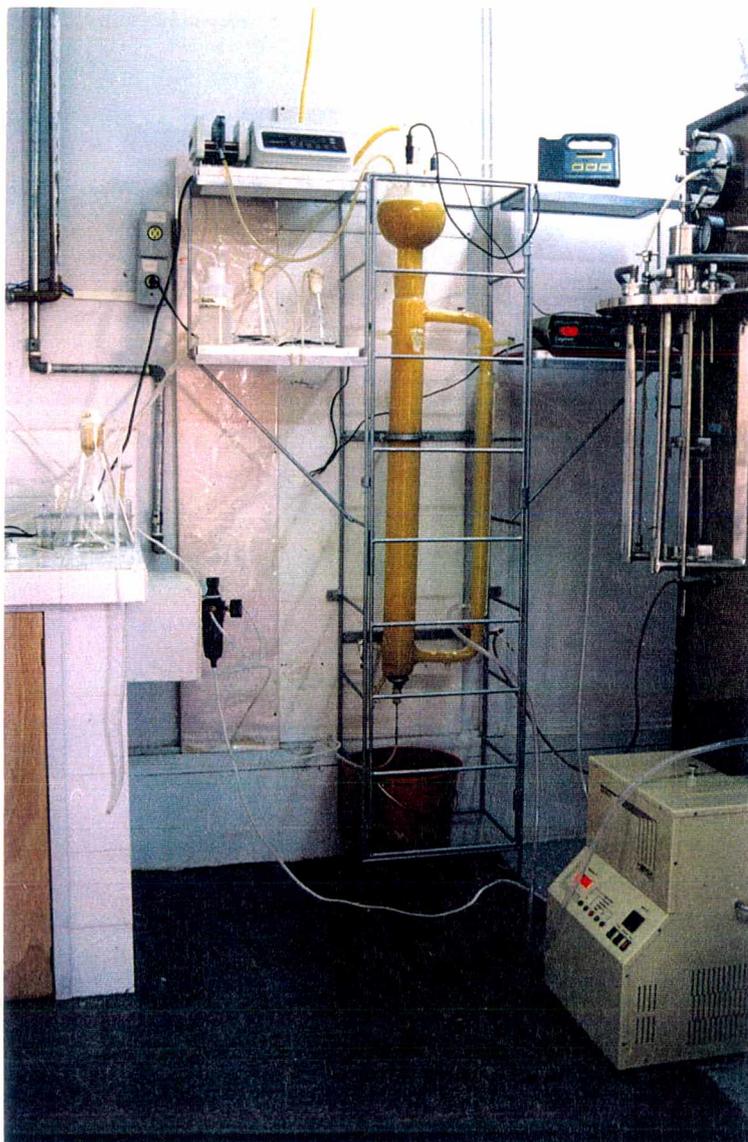


Figura 3.3- Reator *airlift* construído em vidro



## 3.2. MEDIDAS HIDRODINÂMICAS

### 3.2.1. Determinação do Gas Holdup

#### 3.2.1.1. Testes Preliminares

A determinação do *gas holdup* para os testes preliminares foi feita através da utilização de vários manômetros colocados ao longo do fermentador de PVC, com a determinação da diferença de pressão entre o ponto 1 e quatro diferentes pontos no reator (pontos 2, 3, 4 e 5, conforme a Figura 3.5) à diferentes vazões de gás.

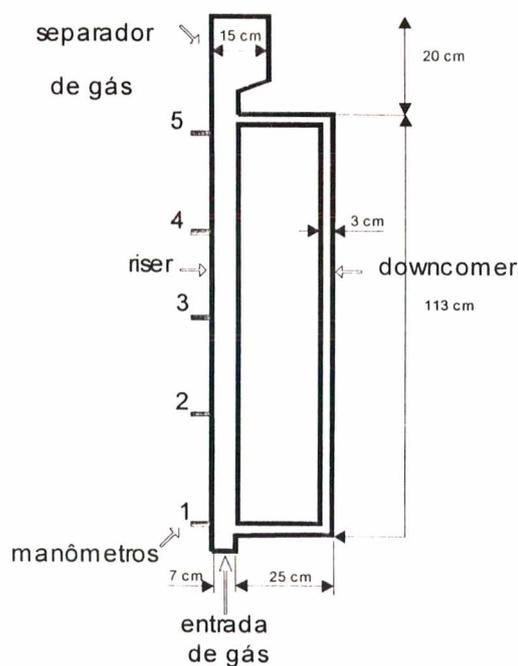


Figura 3.5. Esquema do reator *airlift* indicando os pontos onde foram colocados os manômetros para a determinação do *gas holdup*

A distâncias entre os manômetros são as seguintes:

$$\Delta H (1-2) = 21,0 \text{ cm}$$

$$\Delta H(2-3) = 20,3 \text{ cm}$$

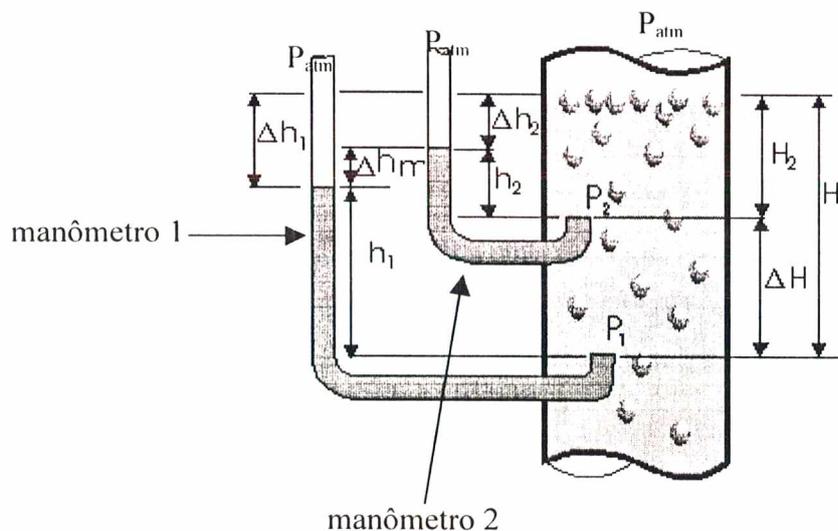
$$\Delta H (3-4) = 31,0 \text{ cm}$$

$$\Delta H (4-5) = 22,0 \text{ cm}$$

$$\Delta H (5-6) = 23,6 \text{ cm}$$

Para diminuir os efeitos causados pela flutuação da pressão, inerente ao regime de fluxo de bolhas, tubos capilares foram inseridos nos tubos utilizados como manômetros.

Para calcular o *gas holdup* entre dois pontos foram feitas as seguintes considerações:



**Figura 3.6-** Desenho esquemático dos manômetros utilizados para a determinação do *gas holdup* entre dois pontos de uma coluna de líquido.

As pressões nos pontos nos dois pontos do reator ( $P_1$  e  $P_2$ ) são dadas por:

$$P_1 = \rho_l g h_1 + P_{atm} = \rho_l g (1 - \varepsilon) H_1 + \rho_G g \varepsilon H_1 + P_{atm} \quad (3.1)$$

$$P_2 = \rho_l g h_2 + P_{atm} = \rho_l g (1 - \varepsilon) H_2 + \rho_G g \varepsilon H_2 + P_{atm} \quad (3.2)$$

onde  $\rho_l$  e  $\rho_G$  são as massas específicas do líquido e do gás, respectivamente;  $g$  é aceleração da gravidade,  $P_{atm}$  é a pressão atmosférica;  $\varepsilon$  é o *gas holdup* e as alturas  $h_1$ ,  $h_2$ ,  $H_1$  e  $H_2$  estão demonstradas na Figura 3.6.

Considerando a massa específica do gás ( $\rho_G$ ) desprezível em relação à massa específica do líquido ( $\rho_l$ ), das Equações (3.1) e (3.2), obtém-se:

$$h_1 = (1 - \varepsilon)H_1 \quad (3.3)$$

e

$$h_2 = (1 - \varepsilon)H_2 \quad (3.4)$$

Como mostra a Figura 3.6, foi definido a seguinte relação:

$$H_1 = \Delta H + H_2 \quad (3.5)$$

Combinando as Equações (3.3), (3.4) e (3.5), tem-se:

$$\varepsilon = \frac{\Delta h_m}{\Delta H} \quad (3.6)$$

onde  $\Delta h_m$  é a diferença de altura manométrica (Figura 3.6).

### 3.2.1.2. Reator airlift

A determinação do *gas holdup* no reator de vidro foi feita através da medida da diferença de pressão no *riser* e no *downcomer*, da mesma forma que foi utilizada nos testes preliminares

no *riser*. Porém, somente foi determinada a diferença da fração de gás no entre dois pontos do reator, pois considera-se que o *gas holdup* não varia significativamente ao longo do mesmo.

### 3.2.2. Determinação da Velocidade do Líquido

#### 3.2.2.1. Testes Preliminares

A velocidade do líquido para os testes preliminares foi medida com a ajuda de uma pequena esfera de plástico com massa específica de aproximadamente  $1 \text{ g/cm}^3$  suspensa livremente no líquido. A técnica foi utilizada anteriormente por KAWASE & MOO-YOUNG (1986). Foi medido o tempo requerido para a esfera percorrer uma distância pré-estabelecida no *downcomer*. A Equação ( 3.7), obtida por BLENKE (1979), foi utilizada para se obter a velocidade superficial do líquido no *riser*:

$$U_{Lr} \cdot A_r = U_{Ld} \cdot A_d \quad (3.7)$$

onde  $U_{Ld}$  é a velocidade superficial do líquido no *downcomer* em m/s.

#### 3.2.2.2. Reator Airlift

A velocidade do líquido foi obtida no *downcomer* através da medida da resistência elétrica do fluido utilizando um traçador, o ácido sulfúrico concentrado. Ao passar por duas sondas de fio de cobre (distanciadas de 0,65 m) há uma diminuição da resistência elétrica nas duas sondas. As distâncias entre os dois fios de cobre das sondas 1 e 2 não são as mesmas. Desta forma, as leituras das resistências elétricas também não são as mesmas. Através da medida do tempo que o traçador leva para passar entre as duas sondas e sabendo-se a distância entre elas, a velocidade do líquido pode ser calculada. Um método similar foi usado anteriormente por VERLAAN *et al.* (1986). A Figura 3.7 demonstra a bancada utilizada para determinar a velocidade do líquido no *downcomer*. Para medir a resistência elétrica foram utilizado dois

MULTIMETER 34401A) e a aquisição de dados foi realizada por um microcomputador a uma frequência de 400 aquisições por minuto.

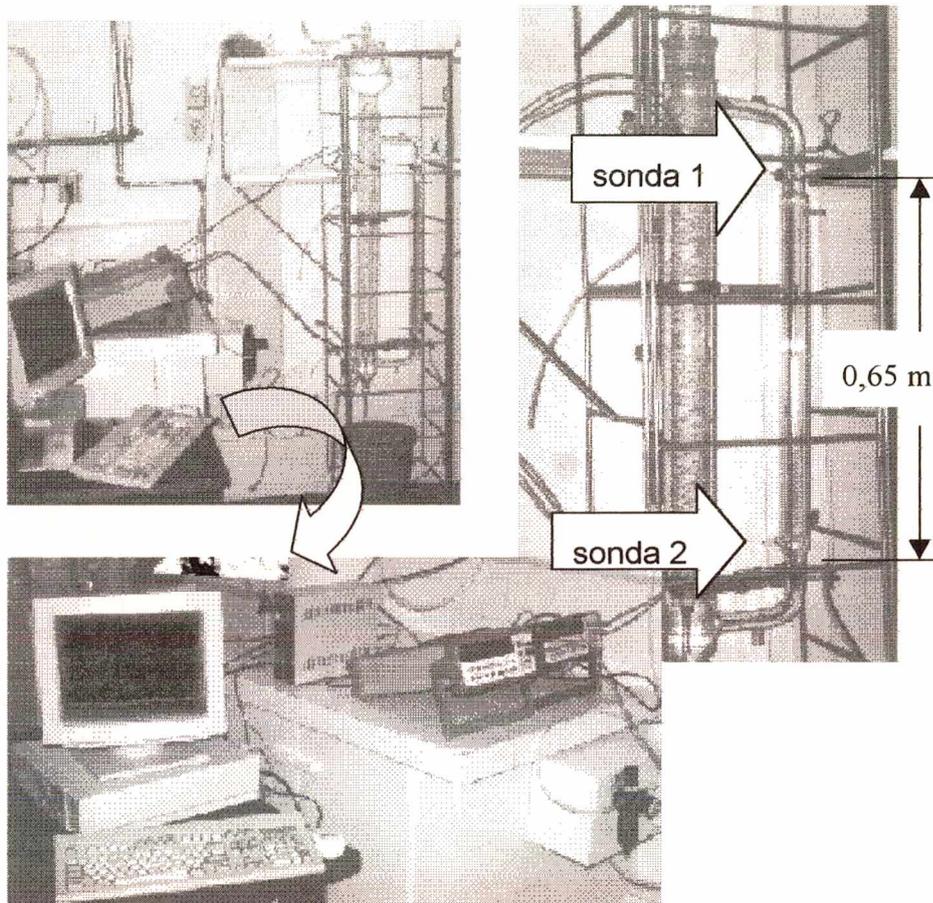


Figura 3.7. Bancada utilizada para a determinação da velocidade do líquido no *downcomer* do reator *airlift*.

### 3.2.3. Determinação do Coeficiente de Atrito

O coeficiente de atrito ( $K_B$ ) representa a perda de energia devido ao atrito nas conexões e devido às mudanças de direção do fluxo de líquido no *riser* e no *downcomer*. Sua determinação foi feita utilizando-se a Equação (2.21) e os resultados experimentais de velocidade do líquido e do *gas holdup*, através da obtenção do coeficiente angular representado por  $(1/K_B)^{0,5}$ .

### 3.2.4. Determinação do Coeficiente Volumétrico de Transferência de massa

O coeficiente volumétrico de transferência de massa,  $k_L a$ , foi determinado da seguinte forma: primeiramente, injeta-se nitrogênio no interior da coluna para remover o oxigênio dissolvido no líquido, e logo depois, inicia-se a injeção de ar nas condições a serem testadas. A concentração de oxigênio aumenta conforme a capacidade de transferência do biorreator. A mudança da concentração de oxigênio dissolvido no líquido foi obtida usando-se um medidor de oxigênio dissolvido DIGIMED DM4, sendo que a sonda foi colocada na região acima do *riser*

O coeficiente de transferência de massa é obtido através de um balanço de massa no sistema (Figura 3.8). Este balanço considera duas zonas distintas no fermentador: o *riser*, onde ocorre a injeção de gás e o contato gás líquido; e o *downcomer*, onde a presença da fase gasosa é desconsiderada. Considera-se, também, que há uma mistura perfeita na seção do *riser* e um escoamento *plug-flow* no *downcomer*.

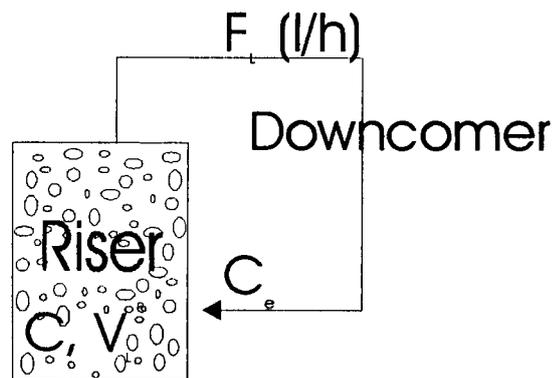


Figura 3.8 – Esquema para o balanço de massa de oxigênio na fase líquida

De acordo com as considerações realizadas, pode-se escrever a equação do balanço de massa para o oxigênio na fase líquida no *riser*. (Equação (3.8)).

$$\frac{d(C \cdot V_L)}{dt} = F_L \cdot C_e - F_L \cdot C + k_L a \cdot (C^* - C) \cdot V_L \quad (3.8)$$

onde  $C$  é a concentração de oxigênio no líquido (mmoles/l);  $C_e$  é a concentração de oxigênio no *downcomer* (mmoles/l);  $C^*$  é a concentração saturação de oxigênio (mmoles/l);  $V_L^r$  é o volume de líquido no *riser* (l),  $F_L$  é a vazão volumétrica de líquido (l/h);  $t$  é o tempo (s) e  $k_L a$  é o coeficiente volumétrico de transferência de massa ( $s^{-1}$ ).

Sendo que:

$$C_e(t) = C(t - t_d) \quad (3.9)$$

onde  $C(t)$  é a concentração de oxigênio no líquido a um instante  $t$  (mmoles/l), e  $t_d$  é o tempo gasto pelo líquido percorrer o *downcomer* (s).

Como o volume de líquido no *riser* ( $V_L^r$ ) é constante, uma vez que não se muda as condições hidrodinâmica, através das Equações (3.8) e (3.9), tem-se:

$$\frac{dC(t)}{dt} = \frac{F_L t_d}{V_L^r} \left( \frac{C(t - t_d) - C(t)}{t_d} \right) + k_L a (C^* - C) \quad (3.10)$$

Considerando que  $t_d$  seja pequeno o suficiente para que a diferença da Equação (3.10) possa ser aproximada pela sua derivada, pode-se escrever a Equação (3.11):

$$\frac{dC}{dt} \cong \frac{C(t) - C(t - t_d)}{t_d} \quad (3.11)$$

Rearranjando a Equação (3.10) levando em consideração a Equação (3.11), tem-se:

$$\frac{dC}{dt} \left( 1 + \frac{F_L}{V_L^r} \cdot t_d \right) = k_L a (C^* - C) \quad (3.12)$$

Integrando a Equação (3.12), obtém-se:

$$\int_0^C \frac{dC}{C^* - C} = \frac{k_L a}{\left(1 - \frac{F_L}{V_L^R} \cdot t_d\right)} \int_0^t dt \quad (3.13)$$

$$\ln\left(1 - \frac{C}{C^*}\right) = -\frac{k_L a}{\left(1 - \frac{F_L}{V_L^R} \cdot t_d\right)} \cdot t \quad (3.14)$$

A Equação (3.14) pode ser escrita na forma:

$$\ln\left(1 - \frac{C}{C^*}\right) = -\frac{k_L a}{\left(1 - \frac{V_d(1 - \varepsilon_d)}{V_r(1 - \varepsilon_r)}\right)} \cdot t \quad (3.15)$$

onde  $V_L^d$  é o volume de líquido no *downcomer*,  $V_d$  e  $V_r$  são os volumes do *downcomer* e do *riser*, respectivamente;  $\varepsilon_d$  é a fração de gás no *downcomer* e  $\varepsilon_r$  é a fração de gás no *riser*, sendo

$$\text{que: } F_L = \frac{V_L^d}{t_d} \quad ; \quad V_L^d = V_d(1 - \varepsilon_d) \quad \text{e} \quad V_L^r = V_r(1 - \varepsilon_r)$$

Desta forma, o  $k_L a$  é determinado através da inclinação da reta obtida da Equação (3.15).

### 3.3. MICRORGANISMOS

O microrganismos utilizados para a realização dos ensaios fermentativos foram a levedura *Saccharomyces cerevisiae* (levedura de panificação FLEISCHMANN) e a cepa de *Alcaligenes eutrophus* DSM 545, doada pelo Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT-SP).

### 3.4. MEIOS DE CULTURA

#### 3.4.1. *Saccharomyces cerevisiae*

A levedura de panificação seca (*Saccharomyces cerevisiae*) foi hidratada utilizando 600ml do meio YMA descrito na Tabela 3.2. Esta foi utilizada como inóculo, após um período de 24 h à temperatura ambiente e sob agitação fornecida por um agitador magnético.

Tabela 3.2 - Composição do meio de conservação

Componentes	Concentração (g/l)
Extrato de levedura	3,00
Extrato de malte	3,00
Bactopeptona	5,00
Glicose	10,00

O pH deste meio foi ajustado em 6,0 com solução de NaOH ou de HCl, conforme o caso. A esterilização do meio foi feita a 121 °C por 15 minutos.

Para a realização dos ensaios fermentativos foi utilizado o mesmo meio. O meio de cultura após esterilizado foi colocado assepticamente no fermentador através de uma bomba peristáltica (Masterflex® Modelo 7524-00) , sendo que o fermentador foi previamente esterilizado com vapor d'água a 150 °C durante 1 hora.

#### 3.4.2. *Alcaligenes eutrophus*

Para este microrganismo dois meios de cultura líquidos são utilizados:

1. Um caldo nutriente é usado para a hidratação das cepas, conservadas liofilizadas, tendo a seguinte composição:

peptona	5,0 g/l
extrato de carne	3,0 g/l

Este meio, adicionado com agar, foi utilizado para a conservação da cepa, sendo esta incubada a 30 °C durante 3 dias e após resfriada a uma temperatura de 4 à 7 °C.

2. O meio mineral (MM) utilizado por ARAGÃO (1996) foi usado para os inóculos e para os ensaios fermentativos. A Tabela 3.3 apresenta a composição deste meio:

**Tabela 3.3 Composição do meio MM**

		Concentração no meio de cultura (g/l)
SOLUÇÃO 1	Ac. Nitriloacético	0,19
	Citrato férrico de amônio	0,06
	MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	0,5
	CaCl <sub>2</sub> .2 H <sub>2</sub> O	0,01
	(NH <sub>4</sub> )SO <sub>4</sub>	5,0
	Solução de oligoelementos <sup>a</sup>	(1ml/l)
	Água <sup>b</sup>	
SOLUÇÃO 2	Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> . 12 H <sub>2</sub> O	8,95
	KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	1,5
SOLUÇÃO 3	glicose	40

<sup>a</sup>a composição da solução de oligoelementos é dada na Tabela 3.4

<sup>b</sup>o volume de água é calculado levando-se em conta o volume das soluções adicionadas (inclusive do inóculo).

As soluções 1, 2 e 3 são esterilizadas separadamente durante 20 minutos à 120°C. O pH final do meio é ajustado à 7,0 com KOH 5M. A temperatura de incubação é de 30°C. O volume de inóculo é sempre igual a 10% do volume final do meio.

**Tabela 3.4. Composição da solução concentrada em oligoelementos**

elemento	Conc. (g/l)	elemento	Conc. (g/l)
H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub>	0,3	Na <sub>2</sub> MoO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	0,03
CoCl <sub>2</sub> .6H <sub>2</sub> O	0,2	NiCl <sub>2</sub> .6 H <sub>2</sub> O	0,02
ZnSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	0,1	CuSO <sub>4</sub> .5 H <sub>2</sub> O	0,01
MnCl <sub>2</sub> .4H <sub>2</sub> O	0,03		

O pré-inóculo foi feito com duas frações de 30 ml deste meio colocados em erlenmeyer de 500 ml. Este foi inoculado com duas alçadas da cultura conservada em meio sólido e incubada em *shaker* com agitação constante e temperatura de 30 °C por 24 ± 2 horas. No final desta etapa foram transferidos assepticamente para o frasco da segunda fase do inóculo. Na segunda fase o

volume de inóculo é de 600 ml (10% do volume do reator) e este foi agitado através de um agitador magnético e deixado a temperatura ambiente durante  $30 \pm 2$  horas.

Para a realização dos ensaios fermentativos foi utilizado meio mineral (MM). O meio de cultura após esterilizado em autoclave a 121 °C por 15 minutos, foi transferido assepticamente ao fermentador através de uma bomba peristáltica (Masterflex® Modelo 7524-00), sendo que o fermentador foi previamente esterilizado com vapor d'água a 150 °C durante 1 hora.

### **3.5. MÉTODOS ANALÍTICOS**

#### **3.5.1. Amostragem**

Durante os ensaios de fermentação, o intervalo de amostragem foi de 1 hora. Após a inoculação, as amostras foram retiradas do fermentador, e devidamente preparadas para a determinação de biomassa e glicose. O volume de amostra retirado era de aproximadamente 5 ml.

#### **3.5.2. Determinação da concentração celular**

A concentração celular durante as fermentações foram determinadas por 2 métodos: indiretamente pela medida de absorvância e diretamente por peso da massa seca.

As medidas de absorvância foram realizadas à 610 nm (*Saccharomyces cerevisiae*) e à 600 nm (*Alcaligenes eutrophus*) em espectrofotômetro (modelo E225D-CELM) e convertidas em concentração celular (massa de matéria seca por unidade de volume) através do uso de uma curva de calibração (absorvância *versus* massa seca).

O procedimento para a construção desta curva para a *Saccharomyces cerevisiae* foi o seguinte:

- a. 50 ml da cultura de *Saccharomyces cerevisiae* são coletados no final da fermentação, filtrados em filtro Millipore com membrana de 0,45  $\mu\text{m}$  (previamente seca e pesada) e secos em estufa até peso constante.

- b. Outra porção do meio de fermentação é retirada e são realizadas diluições, lendo-se a absorbância (ABS) em espectofotômetro.
- c. O peso de amostra obtido após a pesagem da membrana dividido pelo volume de filtrado fornece a concentração do número de células. Este valor dividido por cada diluição realizada é a massa seca.
- d. Plota-se uma curva da absorbância pela massa seca correspondente obtendo-se a curva de calibração da biomassa
- e. Para o cálculo da concentração celular utiliza-se a equação obtida por regressão linear da curva ; no entanto, deve-se considerar a diluição utilizada em cada leitura, mantendo a absorbância sempre no limite de linearidade. A equação obtida por regressão linear foi a seguinte:

$$MS = ABS \cdot 1,249 - 0,0899$$

onde MS corresponde a massa de células secas em g/l e ABS é a leitura da absorbância lida em espectofotômetro.

O procedimento para a construção da curva utilizada para o *Alcaligenes eutrophus* foi o seguinte: foram coletados 2 ml da cultura de *Alcaligenes eutrophus* durante a fermentação, filtrados em filtro Millipore com membrana de 0,2  $\mu\text{m}$  (previamente seca e pesada) e secos em estufa até peso constante. Após este procedimento seguiu-se os itens c à e, utilizados para a *Saccharomyces cerevisiae*. A equação obtida por regressão linear foi a seguinte:

$$MS = ABS \cdot 0,924 + 0,364$$

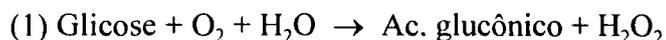
### **3.5.3. Determinação da concentração de glicose**

Para a determinação da glicose foi utilizado o kit de teste enzimático colorimétrico ENZ-COLOR da Biodiagnóstica.

O método se fundamenta na oxidação da glicose pela gluco-oxidase (GOD) transformando-a em ácido glucônico e água oxigenada. Esta catalisa a oxidação do fenol com a

4-aminofenazona (4 AF), formando um composto chamado quinonimina, de coloração vermelha, cuja intensidade de cor é proporcional à concentração de glicose presente na solução analisada.

A sequência de reações que ocorre é a seguinte:



Para análise das amostras, o seguinte procedimento foi realizado:

- a. Prepara-se um tubo de ensaio com 2 ml de reagente de cor e 20  $\mu\text{l}$  de amostra;
- b. prepara-se o branco apenas com 2 ml de reagente de cor;
- c. um terceiro tubo é preparado com a solução padrão;
- d. incuba-se os três tubos em banho-maria 37°C por 10 min.;
- e. a leitura foi feita em espectrofotômetro à 500 nm;
- f. para absorbância lidas até o valor de 0,8, a curva mostrou-se linear, sendo que acima deste valor é necessário fazer diluições da amostra e ser lida;
- g. o cálculo para a determinação da glicose é realizado dividindo-se a absorbância da amostra pelo padrão e multiplicando-se pela diluição, quando esta for necessária.

## **4. RESULTADOS E DISCUSSÕES**

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Após ter feito uma revisão bibliográfica e a descrição dos materiais e metodologias aplicadas neste trabalho, são apresentados os resultados obtidos nos estudos hidrodinâmicos dos biorreatores desenvolvidos no Laboratório de Engenharia Bioquímica (ENGEBIO/UFSC) e dos processos fermentativos realizados no biorreator *airlift* com circulação externa construído em vidro. Esta apresentação é realizada através de três artigos.

O primeiro artigo descreve o estudo hidrodinâmico do reator *airlift* com circulação externa construído em PVC. Este fermentador foi utilizado como parte de testes preliminares, para obter dados sobre o funcionamento e a hidrodinâmica deste tipo de biorreator. A decisão em se fazer primeiramente um fermentador utilizando PVC foi devido ao baixo custo do mesmo, a facilidade de manipulação e a utilização de materiais já existentes no Laboratório de Engenharia Bioquímica. Desta forma, foi possível fazer pequenas modificações do projeto inicial para melhorar a performance do reator e usá-lo como modelo para construção de um biorreator em vidro. O vidro, além do maior custo, não oferece tal versatilidade; porém facilita a visualização do processo e é mais adequado a processos fermentativos no que se refere a esterilização do reator.

No segundo artigo são abordados aspectos hidrodinâmicos e de transferência de massa do reator *airlift* construído em vidro. Foi determinado o comportamento dos principais parâmetros hidrodinâmicos dos reatores *airlift* (*gas holdup* e velocidade de circulação do líquido) e o coeficiente volumétrico de transferência de massa em relação à velocidade superficial do gás.

As dimensões do reator em vidro não foram as mesmas do reator em PVC. As principais modificações foram: (i) o diâmetro do *riser* aumentou de 0,70 m para 0,80 m devido às dimensões dos tubos de PVC e de vidro encontradas no mercado serem diferentes; (ii) a altura do fermentador foi diminuída, devido à impossibilidade de se colocar no forno (etapa do processo que confere a resistência ao vidro) peças maiores do que 1 m.

Em relação à determinação dos parâmetros hidrodinâmicos no reator em vidro (*gas holdup* e velocidade do líquido) houve algumas modificações. Além do *gas holdup* no *riser*, o *gas holdup* do *downcomer* também foi determinado. A metodologia aplicada para a determinação da velocidade do

líquido no reator em vidro foi melhorada em relação àquela utilizada no reator em PVC. No reator em PVC a medida da velocidade do líquido foi feita por um método visual utilizando uma esfera de plástico e cronômetro. Para a determinação deste parâmetro no reator em vidro foi montada uma bancada composta por dois multímetros, duas sondas para determinação da resistência elétrica e um computador. A passagem de um traçador (ácido concentrado) entre dois pontos do reator foi determinada pela medida da resistência elétrica e os dados foram coletados no computador.

Durante os testes preliminares, realizados no reator em PVC, verificou-se a presença de dois regimes de bolhas distintos, homogêneo e heterogêneo; havendo uma zona de transição entre eles. As velocidades superficiais de gás utilizadas no reator em vidro foram menores do que as velocidades utilizadas no reator em PVC, abrangendo somente a faixa de escoamento homogêneo.

Foi proposta uma correlação para a determinação do coeficiente volumétrico de transferência de massa. Esta correlação foi obtida através de um balanço de massa no sistema. Este balanço considera duas zonas distintas no fermentador: o *riser*, onde ocorre a injeção de gás e o contato gás líquido; e o *downcomer*, onde a presença da fase gasosa é desconsiderada.

A aplicação do reator *airlift* é apresentada no terceiro artigo. Foram realizados processos fermentativos utilizando uma levedura (*Saccharomyces cerevisiae*) e uma bactéria (*Alcaligenes eutrophus*). O desempenho do reator foi comparado ao desempenho de reatores convencionais de tanque agitado.

#### **4.1. TESTES PRELIMINARES**

##### **ARTIGO 1:**

**“CONSTRUÇÃO E ESTUDOS HIDRODINÂMICOS DE UM FERMENTADOR AIRLIFT  
COM CIRCULAÇÃO EXTERNA”**

# CONSTRUÇÃO E ESTUDOS HIDRODINÂMICOS DE UM FERMENTADOR *AIRLIFT* COM CIRCULAÇÃO EXTERNA

Márcia R. S. Pedrini, José A. Ribeiro de Souza e Agenor Furigo Jr  
Departamento de Engenharia Química, UFSC  
Caixa Postal 476 - 88040-900 Florianópolis, SC  
e-mail: [agenor@enq.ufsc.br](mailto:agenor@enq.ufsc.br)

## RESUMO

Um fermentador *airlift* com circulação externa foi construído utilizando relações geométricas sugeridas na literatura. O *gas holdup* e a velocidade superficial do líquido foram determinados para caracterizar hidrodinamicamente este reator. Os resultados tiveram uma boa concordância quando comparados com a literatura em relação ao comportamento do *gas holdup* e ao valor do coeficiente de atrito na base do equipamento encontrado experimentalmente ( $K_B=4,3$ ). Verificou-se que o *gas holdup* aumenta com o aumento da velocidade do gás e é influenciado pela velocidade superficial do líquido. Esta influência é diferenciada em relação ao regime de bolhas dominante. Quando o regime de bolhas é homogêneo, o aumento da velocidade do gás causa um aumento na velocidade do líquido e também um aumento no *gas holdup*. Quando o regime de bolhas é heterogêneo, o que coincide com a entrada de gás no *downcomer*, o aumento da velocidade do gás provoca uma diminuição na velocidade do líquido. Uma zona de transição entre os dois regimes de bolhas é verificada e identificada por um platô no gráfico da velocidade superficial do gás contra o *gas holdup*.

**PALAVRAS CHAVE:** biorreator, fermentador, *airlift*, *gas holdup*, hidrodinâmica

## ABSTRACT

An external loop airlift fermentor was built up based on geometric relation previously reported in the literature. The gas holdup and liquid superficial velocity were studied in order to characterise the hydrodynamic of this reactor. The results for de gas holdup showed good agreement with the literature correlation and the friction coefficient found experimentally ( $K_B=4,3$ ) agreed with the literature as well. It was noticed that the gas holdup increases with the augment of

the gas velocity and it is influenced by the liquid superficial velocity. This influence changes according to the dominant bubble regime. When the heterogeneous bubble regime preponderates, coinciding with the gas entrance into the downcomer, the augment of the gas velocity decreases the liquid velocity. A transition zone between both the bubble regimes occurs over a range of gas flow rate. It can be identified by a plateau on the gas superficial velocity versus gas holdup plot.

**KEY WORDS:** bioreactor, fermentor, airlift, *gas holdup*, hydrodynamics

## 1. INTRODUÇÃO

Os reatores mecanicamente agitados têm sido o principal tipo de fermentador usado para fermentações submersas aeróbias desde o advento da indústria moderna de fermentação em 1940. No entanto, existem várias desvantagens neste tipo de fermentador: alto requerimento de energia para a agitação, dificuldade na manutenção da assepsia, custo alto de operação e homogeneização insatisfatória do líquido, particularmente no caso de fermentações em larga escala (POPOVIC & ROBINSON, 1988).

Os reatores *airlift* vem sendo cada vez mais usados em processos biotecnológicos devido à suas características hidrodinâmicas, as quais os tornam mais adequados do que os sistemas convencionais para muitos processos (SIEGEL *et al.*, 1988).

O objetivo deste trabalho é a construção de um *airlift* com circulação externa, baseado em dados de projeto encontrados na literatura. Também é realizado um estudo da influência da vazão do gás no *gas holdup* (fração de gás retida no reator) e na velocidade superficial do líquido. Estes parâmetros hidrodinâmicos caracterizam este tipo de reator e são importantes nos processos de transporte de calor e massa que ocorrem na coluna (AYAZI SHAMLOU *et al.*, 1994).

### 1.1. Correlações hidrodinâmicas para reatores *airlift* com circulação externa

Uma das mais importantes características de um fermentador é a quantidade da fase gasosa por unidade de volume do meio de fermentação. Esta característica é expressa frequentemente

como *gas holdup*. Para um reator *airlift* de circulação externa, BELLO *et al.* (1985) e CHISTI *et al.* (1986) apresentaram, respectivamente, as Equações. 1 e 2 para o *gas holdup* no *riser*.

$$\varepsilon_r = 0,16 \left[ \frac{U_{Gr}}{U_{Lr}} \right]^{0,56} \left[ 1 + \frac{A_d}{A_r} \right] \quad (1)$$

$$\varepsilon_r = 0,65 \left[ 1 + \frac{A_d}{A_r} \right]^{-0,258} U_{Gr}^{0,603+0,078C_s} \quad (2)$$

onde  $\varepsilon_r$  é o *gas holdup* no *riser*;  $U_{Gr}$  é a velocidade superficial do gás no *riser* em m/s;  $U_{Lr}$  é a velocidade superficial do líquido no *riser* em m/s;  $A_d/A_r$  é a razão entre as áreas das seções transversais do *downcomer* e do *riser* e  $C_s$  representa a concentração de sólido no meio em g/m<sup>3</sup>.

CHISTI *et al.* (1988) através de um balanço de energia no reator, apresentaram um modelo para prever a velocidade do líquido, sendo que para reatores *airlift* com circulação externa foi obtida a Equação 3. Os autores consideraram no desenvolvimento dessa equação, devido à semelhança geométrica, que o coeficiente de atrito no topo ( $K_T$ ) é aproximadamente igual ao coeficiente de atrito na base do equipamento ( $K_B$ ).

$$U_{Lr} = \left[ \frac{2gh_D(\varepsilon_r - \varepsilon_d)}{K_B \left( \frac{1}{(1-\varepsilon_r)^2} + \left( \frac{A_r}{A_d} \right)^2 \cdot \frac{1}{(1-\varepsilon_d)^2} \right)} \right]^{0,5} \quad (3)$$

onde  $\varepsilon_d$  é o *gas holdup* no *downcomer*;  $h_D$  é a altura da dispersão em m;  $g$  é a aceleração devido à gravidade em m/s<sup>2</sup>.

## 1.2. Características de projeto de reatores *airlift* com circulação externa

Duas características importantes em relação a geometria do reator devem ser consideradas no projeto de reatores *airlift* com circulação externa:  $A_d/A_r$  (razão entre a área da seção transversal do

*downcomer* e do *riser* ) e a H/D (razão entre a altura e o diâmetro do reator) (ONKEN & WEILAND, 1983; POPOVIC & ROBINSON, 1988; CHOI, 1990).

Em fermentadores *airlift* com circulação externa, valores aceitáveis de coeficiente de transferência de oxigênio em meios de cultura (viscosos ou não-newtonianos) são atingidos quando esses reatores possuem uma relação  $A_d/A_r$  relativamente baixa, ou seja,  $0,1 < A_r/A_d < 0,25$  (POPOVIC & ROBINSON, 1988).

No que se refere à relação H/D em fermentadores *airlift* industriais, esta deve ser próxima ou maior do que 10 (ONKEN & WEILAND, 1983, CHOI, 1990). Esta relação é necessária para que haja uma boa utilização do oxigênio, uma transferência de massa eficiente e uma velocidade de circulação adequada, favorável à transferência de calor e agitação do líquido. Embora exista um aumento na perda de carga com o aumento da altura do *airlift* , a velocidade de circulação do líquido também aumenta com a altura do reator. Isto ocorre porque o aumento da diferença de pressão hidrostática (que age como força motriz) é superior à perda por atrito do líquido fluindo (ONKEN & WEILAND, 1983).

## 2. MATERIAIS E MÉTODOS

A Figura 1 mostra o esquema do reator *airlift* de volume igual a 6,5 L, que foi projetado e construído usando vidro (*downcomer*) e plástico PVC (demais partes do reator).

O *gas holdup* foi obtido através do método manométrico, com a determinação da diferença de pressão entre o ponto 1 e quatro diferentes pontos no reator (pontos 2, 3, 4 e 5, conforme a Figura 1) a diferentes vazões de gás. O cálculo foi feito através da Equação 4 obtida levando-se em conta que as pressões estáticas em uma mesma altura no *riser* e no manômetro são iguais. Considera-se também que a massa específica do gás é desprezível em relação a massa do líquido.

$$\varepsilon = \frac{\Delta h_m}{\Delta H} \quad (4)$$

onde  $\Delta h_m$  é a diferença de altura manométrica e  $\Delta H$  é a diferença de altura entre os pontos.

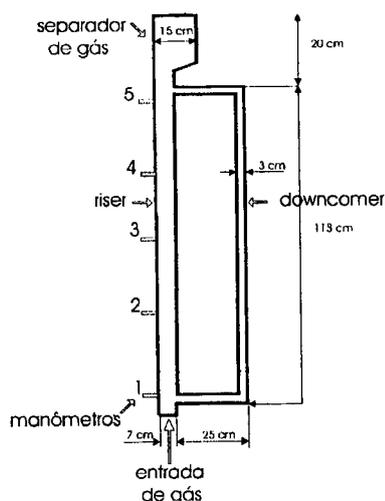


Figura 1. Esquema do reator *airlift*,  $A_d/A_r = 0,184$  e  $H/D=16$

A velocidade do líquido foi medida com a ajuda de uma esfera com diâmetro igual a 0,8 mm e densidade de aproximadamente  $1 \text{ g/cm}^3$  suspensa livremente no líquido. Foi medido o tempo gasto pela esfera para percorrer a distância entre dois pontos do *downcomer*. A Equação 5 desenvolvida por BLENKE (1979) foi utilizada para se obter a velocidade superficial do líquido no *riser*:

$$U_{Lr} \cdot A_r = U_{Ld} \cdot A_d \quad (5)$$

onde  $U_{Ld}$  é a velocidade superficial do líquido no *downcomer* em m/s.

### 3. RESULTADOS E DISCUSSÃO

A Figura 2 mostra o *gas holdup* aumenta com o aumento da velocidade do gás. Embora o *gas holdup* possa variar continuamente ao longo do *riser* e conseqüentemente ser referido como “*local holdup*” (LUBBERT *et al.*, 1988), devido à pequena altura do reator utilizado neste experimento, não houve diferença significativa do *gas holdup* ao longo do mesmo. Uma mudança na inclinação da curva e a existência de quase um platô observado entre a velocidade superficial do gás entre 0.0285 e 0.0423 m/s, pode ser explicada pela mudança do regime de bolhas de homogêneo para heterogêneo, já reportado para reatores de colunas de bolhas por JOSHI & LALI

(1984) e KASTANEK *et al.* (1993) e encontrado por SNAPE *et al.* (1995) para um reator *airlift* com circulação externa.

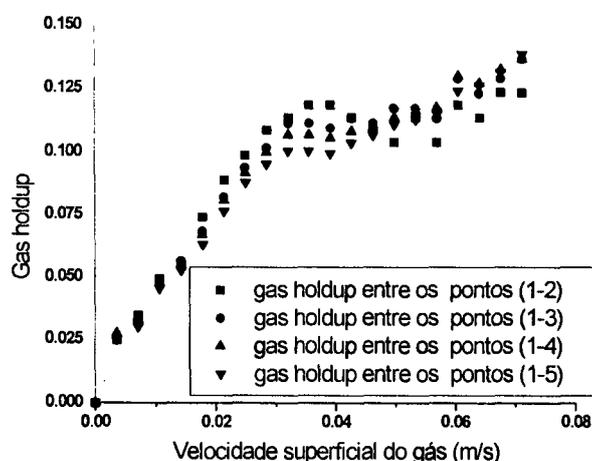


Figura 2. Variação do *gas holdup* em relação a velocidade superficial do gás a diferentes pontos do reator

Os dados experimentais foram comparados com as correlações de BELLO *et al.* (1985) (Equação 1) e de CHISTI *et al.* (1986) (Equação 2) para reatores de circulação externa (Figura 3). Apesar da dificuldade em se obter correlações generalizadas que descrevam o comportamento hidrodinâmico do *airlift* (SIEGEL *et al.*, 1988) as correlações teóricas se aproximam dos dados obtidos experimentalmente.

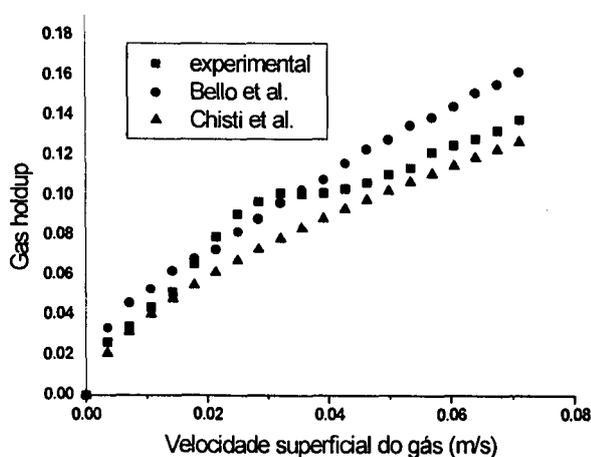


Figura 3. Comparação entre o *gas holdup* teórico e experimental

A Figura 4 apresenta a velocidade do líquido em relação à velocidade superficial do gás. Pode-se observar que, mesmo com o aumento da velocidade superficial do gás, há uma diminuição da velocidade do líquido, que coincide com o ponto onde ocorre um aumento da quantidade de gás no *downcomer*, diminuindo a diferença de pressão hidrostática entre esta região e o *riser* (onde é injetado o gás) e, conseqüentemente diminuindo a circulação do líquido.

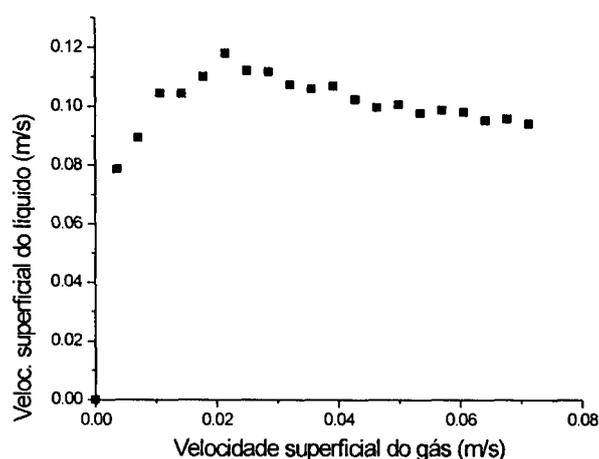


Figura 4. Velocidade do líquido em relação a velocidade superficial do gás

A influência da velocidade do líquido no *gas holdup* pode ser verificada na Figura 5, onde ocorre uma mudança do comportamento da curva quando a velocidade do líquido começa a diminuir devido à diminuição da pressão hidrostática entre o *riser* e o *downcomer*. A diminuição da velocidade do líquido causa um aumento no *gas holdup*. Isto pode ser explicado devido ao aumento do tempo de residência das bolhas causada pela diminuição da velocidade do líquido (BELLO *et al.*, 1985).

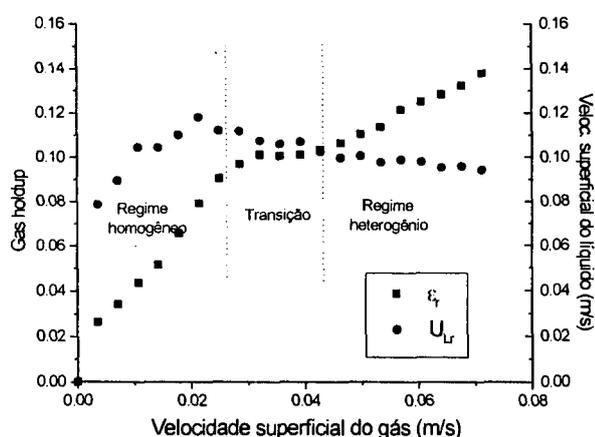


Figura 5. Efeito da velocidade superficial do líquido no *gas holdup*

O coeficiente de atrito,  $K_B$  foi calculado através da Equação 3 substituindo-se os valores medidos das variáveis independentes, tendo como coeficiente angular  $(1/K_B)^{0.5}$ . O valor encontrado foi de 4,3. De acordo com a literatura, para um reator *airlift* com circulação externa,  $K_B$  próximo de 5 pode ser considerado um valor satisfatório devido à sua geometria (CHISTI, 1989). Substituindo o valor de  $K_B$  na Equação 3 e usando a Equação 1 e/ou 2 para calcular o *gas holdup* pode-se prever a velocidade do líquido no *riser*, sendo uma ferramenta importante no que se refere ao *scale up* de um reator *airlift*.

#### 4. CONCLUSÕES

O fermentador *airlift*, projetado e construído no Laboratório de Engenharia Bioquímica da UFSC a partir de relações geométricas aconselhadas pela literatura, apresentou características hidrodinâmicas que podem ser previstas de forma razoável pelas correlações existentes na literatura.

O *gas holdup* não apresentou variação significativa ao longo do *riser*, o que foi atribuído à pequena altura do fermentador.

Verificou-se a presença de dois regimes de bolhas distintos, homogêneo e heterogêneo; havendo uma zona de transição entre eles.

Durante o regime de bolhas homogêneo, o *gas holdup* e a velocidade do líquido aumentam com o aumento da velocidade superficial do gás. Neste regime o *gas holdup* no *downcomer* pode ser considerado desprezível, pois a quantidade de gás nesta região é muito pequena.

No regime de bolhas heterogêneo verificou-se uma maior entrada de gás no *downcomer*, que acarretou uma mudança na hidrodinâmica do reator. A velocidade superficial do líquido diminui com a velocidade superficial do gás e o *gas holdup* apresenta um platô na região entre os dois regimes. Essa mudança de comportamento não é comumente reportada na literatura, fazendo com que a maioria das correlações considerem o *gas holdup* no *downcomer* desprezível. Desta forma, estas correlações não conseguem representar o platô observado.

A velocidade do líquido mostrou ter influência sobre o *gas holdup*, principalmente no regime de bolhas heterogêneo, onde uma diminuição da velocidade do líquido causa um aumento no *gas holdup*.

## 5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AYAZI SHANLOU,P., POLLARD,D.J, ISON, A.P. LILLY, M.D. (1994). *Gas holdup an Liquid Circulation Rate in Concentric -Tube Airlift Bioreactors*, *Chem. Engng Sci.*49,303-312
- BELLO, R.A.,C.W. ROBISON & M. MOO-YOUNG. (1985). *Gas holdup and Overall Vol.umatic Oxygen Transfer Coefficient in Airlift Contactors*, *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. XXVII, Pp. 369-381
- BLENKE, H. (1979), "Loop Reactors", *Advances in Biochemical Engineering*, Vol. 13, Pp. 121-214
- CHISTI, M. Y., FUJIMOTO, K. and MOO-YOUNG, M (1986), "Hydrodynamic and Oxygen Mass Transfer Studies in Bubble Columns and Airlift Bioreactors", *AICHE Annual Meeting*, Miami Beach, 2-7 November.
- CHISTI, M.Y.; HALARD & MOO-YOUNG, M. (1988) "*Liquid Circulation in Airlift Reactors*, *Chem. Engng Sci.*43,451-457.
- CHISTI, M. Y.(1989), "*Airlift Bioreactors*", Elsevier Applied Science, London.
- CHOI, P. B. (1990). "*Designing Airlift Loop Fermeenters*" *Chemical Engineering Progress*, December, Pp 32-36.
- JOSHI, J. B. & LALI, A M. (1984)., *Velocity-hold up Relationship in Multiphase Contactors- A Unified Approach*, in *Frontiers in Chemical Reaction Engineering*, Vol. 1 (Edited by L. K. Doaiswamy and R. <sup>a</sup> Mashelkar), pp. 314-329. Wiley Eastern Ltd., New Delhi
- LUBERT, A.; FROLICH, S; LARSON, B. & SCHUGERL (1988)., *K.Fluid Dynamics in Airlift Loop Bioreactors as Measured During Real Cultivation Processes*, in *Prociedings of the 2nd International Conference Bioreactor Fluid Dynamics* (Edited by R. King), Cambridge, England, Paper H1

- ONKEN, U. & WEILAND, P. (1983) *Airlift Fermenters: Constrction, Behavior, and Usen*, in *Advaces in Biotechnological Processes 1*, Alan R. Liss, Inc., New York
- POPOVIC, M.& C.W. ROBISON (1988)., *External-Circulation-Loop Airlift Bioreactors: Study of the Liquid Circulating Velocity in Highly Viscous Non-Newtonian Liquids*, *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 32, Pp 301-312
- SIEGEL,M. ; M. HALLAILE & J.C. MERCHUCK. (1988). *Air lift Fermenters: Principles and Applications*, , *Advances in Biotechnological Processes* , A. Mizrahi,ed., Vol. 7, A. R. Liss, Inc., New York, p. 80
- KASTANEK, F.; ZAHRADNIK, J.; KRATOCHVIL, J. & CERMAK, J. (1993). *Chemical Reactors for Gas-Liquid Systems*, Ellis Horwood, New York
- SNAPE, J.B., M. FIALOVA, J. ZAHRADNIK & N.H. THOMAS (1995)., *Liquid-phase Properties and Sparger Design Effects in an External Loop Airlift Reactor*, *Chemical Engineering Science*, Vol. 47, Pp 3387-3394.

## **4.2. REATOR AIRLIFT**

### **ARTIGO 2:**

**“DETERMINAÇÃO DO GAS *HOLDUP*, DA VELOCIDADE DE CIRCULAÇÃO DO LÍQUIDO E DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM REATOR *AIRLIFT* COM CIRCULAÇÃO EXTERNA”**

# DETERMINAÇÃO DO *GAS HOLDUP*, DA VELOCIDADE DE CIRCULAÇÃO DO LÍQUIDO E DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM REATOR *AIRLIFT* COM CIRCULAÇÃO EXTERNA

Márcia R. S. Pedrini, José A. Ribeiro de Souza e Agenor Furigo Jr  
Departamento de Engenharia Química, UFSC  
Caixa Postal 476 - 88040-900 Florianópolis, SC  
e-mail: [agenor@enq.ufsc.br](mailto:agenor@enq.ufsc.br)

## RESUMO

Para caracterizar hidrodinamicamente um reator *airlift* com circulação externa construído em vidro (volume igual a 6,5 litros, razão entre as áreas das seções transversais entre o *downcomer* e o *riser* igual a 0,14 e comprimento da conexão entre o *riser* e o *downcomer* igual a 0,20m); determinou-se a velocidade de circulação do líquido, o *gas holdup* e o coeficiente volumétrico de transferência de massa para uma faixa de velocidade superficial do gás entre 0 e 0,015 m/s. As medidas foram feitas em um sistema de duas fases (ar-água) e comparadas com as correlações da literatura. A introdução de pequenas bolhas de gás no *downcomer* acarretou uma mudança de comportamento do sistema. As correlações da literatura para o *gas holdup*, embora representem bem este parâmetro para uma faixa de vazão maior do que a utilizada neste estudo, não concordaram com os dados experimentais obtidos. Ao contrário, para o  $k_{La}$ , os dados experimentais obtiveram uma boa concordância com as mesmas. A velocidade de circulação do líquido mostrou ser influenciada não só pela diferença de *gas holdup* do *riser* e do *downcomer*, mas também pelo *gas holdup* no *riser* e pela altura do biorreator.

**PALAVRAS CHAVE:** biorreator, *airlift*, hidrodinâmica

## 1. INTRODUÇÃO

Recentemente, muitos pesquisadores têm tido um crescente interesse em reatores *airlift*, os quais possuem um grande potencial de aplicação e várias vantagens quando comparado a reatores convencionais (SIEGEL *et al.*, 1988; KOCHBECK *et al.*, 1992; SIEGEL & ROBINSON, 1992; RUSSEL *et al.*, 1994; FRAZER & HILL, 1993; AYAZI SHAMLOU *et al.*, 1994; SNAPE *et al.*,

1995; CHISTI *et al.*, 1995; MERCHUCK & BERZIN, 1995) . Um reator *airlift* consiste numa coluna de líquido dividida em duas seções interconectadas. Uma dessas seções, o *riser*, é o local onde se injeta o gás, geralmente ar comprimido. A segunda seção, o *downcomer*, ou não é injetado gás, ou recebe uma pequena quantidade de gás em relação ao *riser*. Isto causa uma diferença de densidade entre as duas seções do equipamento que ocasiona uma circulação do líquido com fluxo ascendente no *riser* e descendente no *downcomer*. A presença desta circulação de líquido no reator proporciona uma melhor transferência de calor e uma maior mistura quando comparada com a coluna de bolhas (CHISTI & MOO YOUNG, 1993).

A velocidade de circulação do líquido e a fração de gás retida no reator (*gas holdup*) são os principais parâmetros hidrodinâmicos dos reatores *airlift* (AYAZI SHAMLOU *et al.*, 1994; CHISTI & MOO YOUNG, 1995). Eles dependem basicamente do fluxo de gás, pois são originados por este fluxo. A magnitude deste fluxo influencia o *gas holdup*, o coeficiente volumétrico de transferência de massa e o regime de escoamento, que por sua vez dependem também das propriedades físicas da dispersão e da geometria do equipamento (CHISTI, 1989).

Para caracterizar hidrodinamicamente um reator *airlift* com circulação externa construído em vidro no Laboratório de Engenharia Bioquímica da UFSC, foi verificada a influência da velocidade superficial do gás na velocidade de circulação do líquido, no *gas holdup* e no coeficiente volumétrico de transferência de massa. As medidas foram feitas em um sistema de duas fases (ar-água) e comparadas com correlações da literatura.

## **2.MATERIAIS E MÉTODOS**

### **2.1. Equipamentos**

O reator construído em vidro, utilizado neste estudo, possui um volume de 6,5 litros e suas dimensões estão descritas na Figura 1. Um compressor foi utilizado para o fornecimento ar comprimido, sendo que a vazão de gás foi medida através de um rotâmetro.

### **2.2. Medida do *gas holdup***

O *gas holdup* no *riser* e no *downcomer* foi obtido através do método manométrico, com a determinação da diferença de pressão entre dois pontos no reator, a diferentes vazões de gás. O cálculo



### 2.3. Medida da velocidade de circulação do líquido

A velocidade do líquido foi obtida no *downcomer* através da medida da resistência elétrica do fluido utilizando um traçador, o ácido sulfúrico concentrado. Ao passar por duas sondas (distanciadas de 0,65 m) de fio de cobre há uma diminuição da resistência elétrica nas duas sondas. Através da medida do tempo que o traçador leva para passar entre as duas sondas e sabendo-se a distância entre elas, a velocidade do líquido pode ser calculada. A Equação 2, desenvolvida por BLENKE (1979), foi utilizada para se obter a velocidade superficial do líquido no *riser* ( $U_{Lr}$ ):

$$U_{Lr} \cdot A_r = U_{Ld} \cdot A_d \quad (2)$$

onde  $U_{Ld}$  é a velocidade superficial do líquido no *downcomer* em m/s.

### 2.4. Medida do coeficiente volumétrico de transferência de massa

O coeficiente volumétrico de transferência de massa,  $k_L a$ , foi determinado utilizando-se o procedimento seguinte: injeta-se nitrogênio no interior da coluna para remover o oxigênio dissolvido no líquido, e logo depois, inicia-se a injeção de ar nas condições a serem testadas. A concentração de oxigênio aumenta conforme a capacidade de transferência de massa do biorreator. A mudança da concentração de oxigênio dissolvido no líquido foi medida usando um medidor de oxigênio dissolvido DIGIMED DM4, sendo que a sonda foi colocada na região acima do *riser*.

O coeficiente de transferência de massa é obtido através de um balanço de massa no sistema. Este balanço considera duas zonas distintas no fermentador: o *riser*, onde ocorre a injeção de gás e o contato gás líquido; e o *downcomer*, onde a presença da fase gasosa é desconsiderada. Considera-se, também, que há uma mistura perfeita na seção do *riser* e um escoamento *plug-flow* no *downcomer*. A equação obtida foi a seguinte:

$$\ln\left(1 - \frac{C}{C^*}\right) = -\frac{k_L a}{\left(1 + \frac{V_d(1 - \varepsilon_d)}{V_r(1 - \varepsilon_r)}\right)} \cdot t \quad (3)$$

onde  $C$  é a concentração de oxigênio no líquido (mmoles/l);  $C^*$  é a concentração de saturação de oxigênio,  $\varepsilon_d$  e  $\varepsilon_r$  são os valores do *gas holdup* no *downcomer* e no *riser*,  $V_d$  e  $V_r$  são os volumes do *downcomer* e do *riser*, respectivamente.

### 3.RESULTADOS E DISCUSSÕES

#### 3.1. Gas holdup

A Figura 2 mostra os resultados obtidos para o *gas holdup* no *riser* e no *downcomer* para diferentes vazões de gás. Como era de se esperar, com o aumento da velocidade superficial do gás no *riser* ( $U_{Gr}$ ), o *gas holdup* também aumenta. Porém, verifica-se uma mudança no comportamento da curva à partir de uma velocidade superficial do gás ( $U_{Gr}$ ) de aproximadamente 0,007 m/s. A partir deste ponto, há um acréscimo da diferença de *gas holdup* entre as duas zonas do reator (*riser* e *downcomer*). Esta diferença é causada principalmente pelo aumento do *gas holdup* no *riser*, pois os valores do *gas holdup* no *downcomer* tendem a um valor máximo e são bem inferiores àqueles encontrados para o *gas holdup* no *riser*. Durante os experimentos, notou-se a entrada de pequenas bolhas de gás no *downcomer* para velocidades superficiais de gás superiores a 0,007 m/s, o que pode ter gerado a mudança de comportamento da curva.

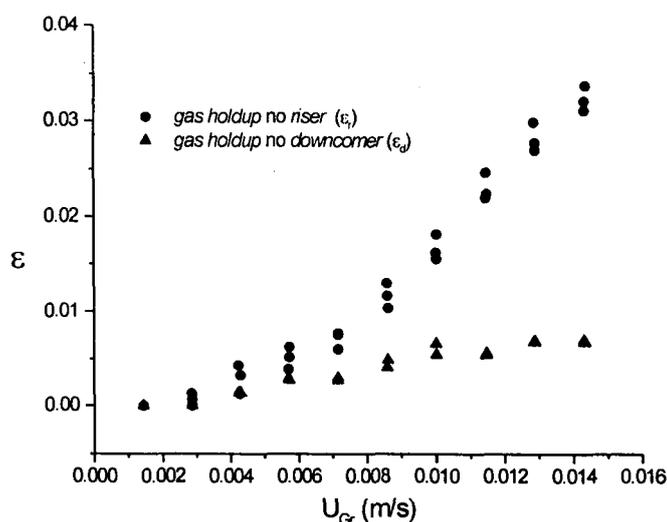


Figura 2 – *Gas holdup* do *riser* e do *downcomer* a diferentes velocidades de gás.

Os valores do *gas holdup* no *riser* obtidos experimentalmente foram comparados com algumas correlações da literatura obtidas por CHISTI *et al.* (1986) (Equação 4), CHOI & LEE, (1993) (Equação 5) e BELLO *et al.* (1985) (Equação 6). Esta comparação é apresentada na Figura 3.

$$\varepsilon_r = 0,65 \left( 1 + \frac{A_d}{A_r} \right)^{-0,258} U_{Gr}^{0,603+0,078C_s} \quad (4)$$

$$\varepsilon_r = 0,288 U_G^{0,504} \left( \frac{A_d}{A_r} \right)^{-0,098} \left( \frac{L_{cp}}{H} \right)^{-0,094} \quad (5)$$

$$\varepsilon_r = 0,16 \left[ \frac{U_{Gr}}{U_{lr}} \right]^{0,56} \left[ 1 + \frac{A_d}{A_r} \right] \quad (6)$$

As correlações acima citadas não representam bem os pontos experimentais obtidos (Figura 3). Porém, em um estudo anterior, realizado em um biorreator com geometria semelhante (PEDRINI *et al.*, 1996), as correlações apresentadas concordaram com os dados experimentais. Como a faixa de velocidade de gás utilizada por PEDRINI *et al.* (1996) ( $U_{Gr}$  entre 0 e 0,08 m/s) era superior à utilizada neste trabalho ( $U_{Gr}$  entre 0 e 0,015 m/s), acredita-se que as correlações apresentadas não conseguem representar o comportamento do *gas holdup* para baixas velocidades de gás.

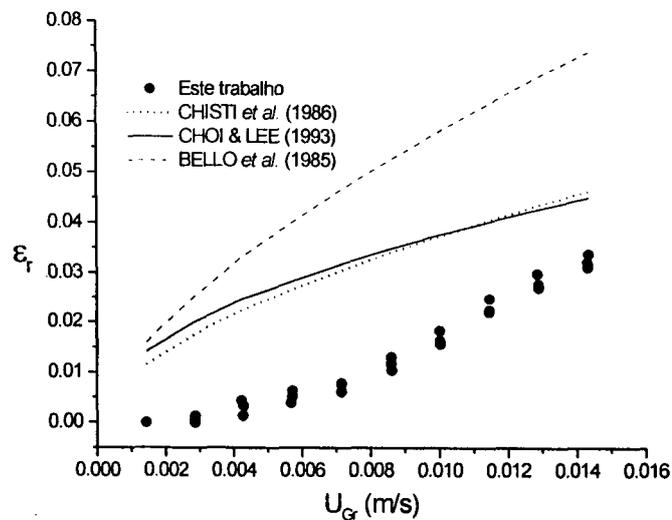


Figura 3- Correlações entre o *gas holdup* do *downcomer* ( $\varepsilon_d$ ) e do *riser* ( $\varepsilon_r$ ).

### 3.2. Velocidade de circulação do líquido

A Figura 4 mostra um exemplo de uma curva obtida para a determinação da velocidade do líquido. Nota-se que a resistência elétrica diminui com a passagem do ácido (traçador) pelas sondas. Os valores das resistências elétricas não são as mesmas devido à diferença na distância entre os fios de cobre que compõem as sondas.

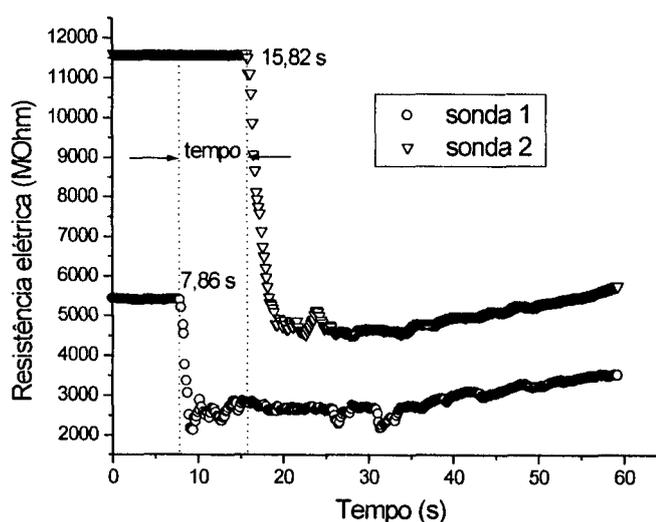


Figura 4 – Medida da resistência elétrica para a determinação da velocidade do líquido

A entrada de gás no *downcomer* também afeta a velocidade superficial do líquido no *riser* ( $U_{Lr}$ ) (SNAPE *et al.*, 1995, PEDRINI *et al.*, 1996). Isto pode ser verificado na Figura 5 onde, a uma velocidade superficial do líquido próxima à 0,007 m/s, existe uma descontinuidade na curva. Apesar da descontinuidade atribuída ao início da entrada de gás no *downcomer*, a dependência da velocidade do líquido ( $U_{Lr}$ ) concorda com a literatura, ou seja, um aumento da velocidade do gás causa um aumento da velocidade do líquido (BELLO *et al.* 1985; CHISTI *et al.* 1986; CHOI & LEE, 1993).

Como o aumento na velocidade do líquido é causado pela diferença de *gas holdup* entre o *riser* e o *downcomer* (CHISTI, 1989) um aumento mais acelerado era esperado para velocidades superficiais de gás à partir de  $U_{Gr} = 0,007$  m/s, onde esta diferença também aumenta (Figura 2). Porém, conforme a correlação proposta por CHISTI *et al.* (1988) (Equação 7), o acréscimo do *gas*

*holdup* no *riser* ( $\varepsilon_r$ ) também tem efeito sobre a velocidade do líquido; no entanto esta influência é negativa.

$$U_{lr} = \left[ \frac{2gh_D(\varepsilon_r - \varepsilon_d)}{K_B \left( \frac{1}{(1-\varepsilon_r)^2} + \left( \frac{A_r}{A_d} \right)^2 \cdot \frac{1}{(1-\varepsilon_d)^2} \right)} \right]^{0.5} \quad (7)$$

A altura do reator mostrou ter uma grande influência na hidrodinâmica do biorreator. Para um biorreator com geometria bastante semelhante, porém com altura do *riser/downcomer* aproximadamente 30% maior (PEDRINI *et al.*, 1996), os valores encontrados para a  $U_{lr}$  são duas vezes superiores aos encontrados para a mesma faixa de  $U_{Gr}$  em relação ao reator utilizado neste trabalho. Embora exista um aumento na perda de carga com o aumento da altura do *airlift*, a velocidade de circulação do líquido também aumenta com a altura do reator. Isto ocorre porque o aumento do efeito da diferença de pressão entre o *riser* e o *downcomer* (que age como força motriz) é superior ao efeito da perda de carga por atrito na velocidade de circulação do líquido (ONKEN & WEILAND, 1983).

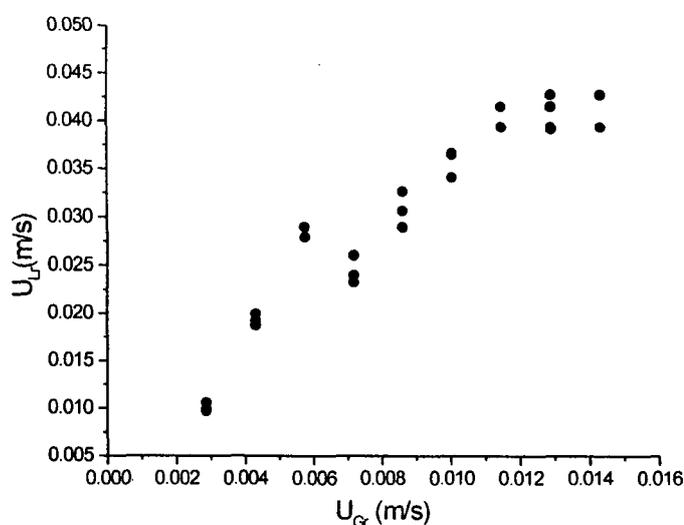


Figura 5. Variação da velocidade superficial do líquido ( $U_{lr}$ ) em função da velocidade superficial do gás ( $U_{Gr}$ ).

### 3.3. Coeficiente volumétrico de transferência de massa

O comportamento do coeficiente de transferência de massa ( $k_L a$ ) é semelhante àquele observado para a velocidade do líquido (Figura 6), ou seja, o valor do  $k_L a$  é dependente da velocidade de gás. A valores relativamente altos da velocidade de gás,  $k_L a$  tende a um valor máximo. Observa-se, também, uma mudança de comportamento na região próxima à velocidade superficial o gás igual à 0,007 m/s, atribuída à entrada de pequenas bolhas de gás no *downcomer*.

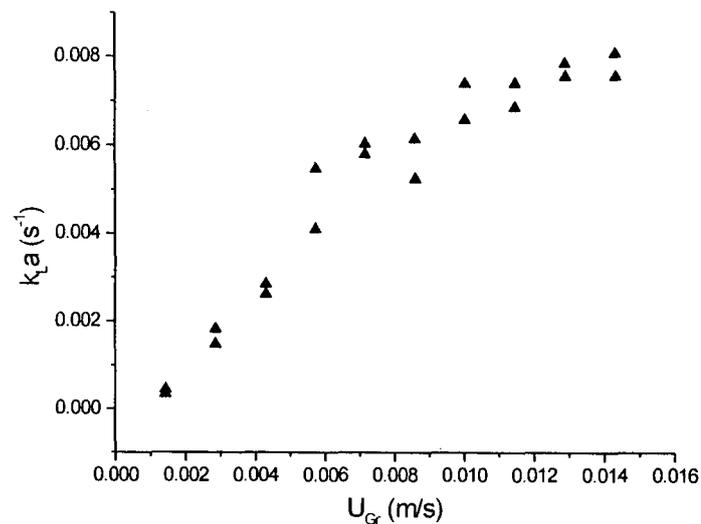


Figura 6 – Variação do  $k_L a$  em relação a velocidade superficial do gás ( $U_{Gr}$ )

Os valores de  $k_L a$  obtidos experimentalmente foram comparados a algumas correlações empíricas para o  $k_L a$  determinadas por BELLO *et al.* (1985) (Equação 8), CHISTI *et al.* (1986) (Equação 9) e por CHOI & LEE, (1993) (Equação 10).

$$k_L a = 0,76 \cdot \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-2} U_{Gr}^{0,8} \quad (8)$$

$$k_L a = \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-1} (0,349 - 0,102) \cdot U_{Gr}^{0,837} \quad (9)$$

$$k_L a = 0,176 \cdot U_G^{0,761} \left(\frac{A_d}{A_r}\right)^{-0,056} \left(\frac{L_{cp}}{H}\right)^{-0,168} \quad (10)$$

onde  $U_G$  é a velocidade superficial do gás e m/s,  $A_d/A_r$  é a razão entre as áreas das seções transversais do *riser* e do *downcomer*,  $L_{cp}$  é o comprimento da conexão que liga o *riser* e o *downcomer* em m e  $H$  é a altura do reator.

Os valores obtidos experimentalmente para o  $k_L a$  se aproximam dos valores obtidos através das correlações propostas por CHISTI *et al.*, (1986) e de CHOI & LEE, (1993). No entanto, os valores encontrados utilizando-se a correlação proposta por BELLO *et al.*, (1985) são um pouco superiores em relação aos valores obtidos experimentalmente (Figura 7).

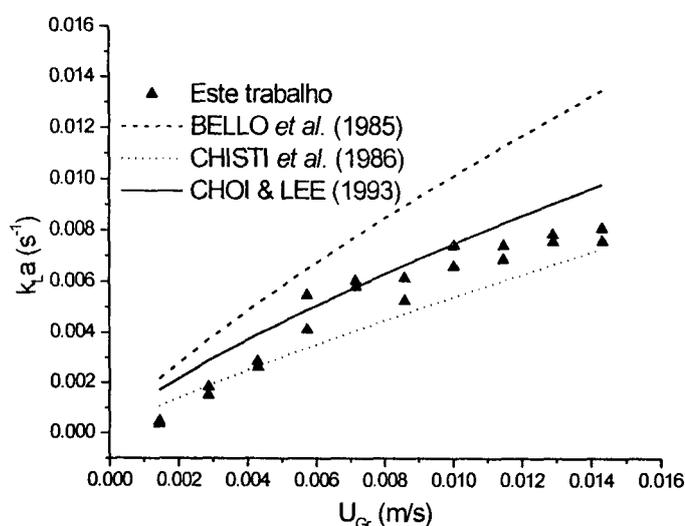


Figura 7- Comparação entre os valores de  $k_L a$  obtidos experimentalmente e os valores de  $k_L a$  obtidos através de correlações teóricas para diferentes velocidades superficiais de gás ( $U_G$ )

#### 4. CONCLUSÕES

Apesar deste estudo ser realizado utilizando baixas vazões de gás, compreendida no regime de bolhas homogêneo, ocorreu uma mudança no comportamento dos parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa. Esta mudança de comportamento do sistema é atribuída à introdução de pequenas bolhas de gás no *downcomer*.

Foi proposto um modelo para a determinação do coeficiente volumétrico de transferência de massa, onde considera-se duas zonas distintas no fermentador: o *riser*, onde ocorre a injeção de gás e o contato gás líquido; e o *downcomer*, onde a presença da fase gasosa é desconsiderada.

Considera-se, também, que há uma mistura perfeita na seção do *riser* e um escoamento *plug-flow* no *downcomer*.

As correlações da literatura para o *gas holdup*, embora representem bem este parâmetro para uma faixa de vazão maior do que a utilizada neste estudo, não concordaram com os dados experimentais obtidos. Ao contrário, para o  $k_L a$ , apesar da simplicidade de como a geometria é representada nas correlações (sem levar em consideração, por exemplo, o tipo do dispersor de gás ou o projeto do separador de gás), os dados experimentais do  $k_L a$  obtiveram uma boa concordância com as mesmas.

A velocidade de circulação do líquido mostrou ser influenciada não só pela diferença de *gas holdup* entre o *riser* e o *downcomer*, mas também pelo *gas holdup* no *riser* e pela altura do biorreator.

## 5.REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AYAZI SHANLOU,P., POLLARD,D.J, ISON, A.P. LILLY, M.D. (1994). *Gas holdup an Liquid Circulation Rate in Concentric -Tube Airlift Bioreactors*, *Chem. Engng Sci.*49,303-312
- BELLO, R.A., ROBISON, C.W., MOO-YOUNG M. (1985). "Gas holdup and Overall Vol.umetric Oxygen Transfer Coefficient in Airlift Contactors", *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. XXVII, Pp. 369-381
- BLENKE, H. (1979), "Loop Reactors", *Advances in Biochemical Engineering*, Vol. 13, Pp. 121-214
- CHISTI, M. Y., FUJIMOTO, K., MOO-YOUNG, M (1986), "Hydrodynamic and Oxygen Mass Transfer Studies in Bubble Columns and Airlift Bioreactors", *AIChE Annual Meeting*, Miami Beach, 2-7 November.
- CHISTI, M.Y.; HALARD, B., MOO-YOUNG, M. (1988). "Liquid Circulation in Airlift Reactors", *Chem. Engng Sci.*43,451-457.
- CHISTI, M. Y.(1989). "Airlift Bioreactors", Elsevier Applied Science, London.
- CHISTI, M.Y.; WENGE, F., MOO-YOUNG, M. (1995). "Relationship Between Riser and Downcomer Gas Hold-up in Internal-Loop Airlift Reactors Without Gas-Liquid Separator", *Chemical Engineering Journal*. Vol. 57 , Pp. B7-B13.
- CHOI, P. B. (1990). "Designing Airlift Loop Fermenters" *Chemical Engineering Progress*, December, Pp 32-36.
- CHOI, K. H., LEE, W. K. (1993). "Circulation Velocity, Gas Holdup and Vlumetric Oxygen Transfer Coefficient in External-Loop Airlift Reactors". *J. Chem. Biotechnol.*, Vol. 56, Pp. 51-58.

- FRASER, R. D., HILL, G. A. (1993). "Hydrodynamic Characteristics of Spinning Sparger, External Loop Airlift Biorreactor", *Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 71, Pp 419-425.
- MERCHUK, J. C., BERZIN, I. (1995). "Distribution of Energy Dissipation in Airlift Reactors", *Chemical Engineering Science*, Vol. 50, N<sup>o</sup> 14, Pp 2225-2233.
- ONKEN, U., WEILAND, P. (1983). "Airlift Fermenters: Construction, Behavior and Usen", in *Advaces in Biotechnological Processes I*. Alan R. Liss, Inc., New York
- PEDRINI, M. R. S.; RIBEIRO DE SOUZA, J. A. & FURIGO Jr, A. (1996). "Construção e Estudos Hidrodinâmicos em um Reator *Airlift* com Circulação Externa", V SHEB, Maringá-PR, Brasil.
- POPOVIC, M., ROBISON, C.W. (1988). "External-Circulation-Loop Airlift Bioreactors: Study of the Liquid Circulating Velocity in Highly Viscous Non-Newtonian Liquids", *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 32, Pp 301-312
- RUSSEL, A. B., THOMAS, C.R., LILLY, M.D. (1994). "The Influence of Vessel Height and Top-section Size on the Hydrodynamic Characteristics of Airlift Fermenters". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 43, Pp 69-76.
- SIEGEL, M.; HALLAILE, M, MERCHUCK, C. J (1988). "Air lift Fermenters: Principles and Applications", *Advances in Biotechnological Processes* (A. Mizrahi, Eds)., Vol. 7, A. R. Liss, Inc., New York, Pp. 80
- SIEGEL, M. H., ROBINSON, C. W. (1992). "Application of Airlift Gas-Liquid-Solid Reactors in Biotechnology". *Chemical Engineering Science*, Vol. 47, N<sup>o</sup> 13/14, Pp 3387-3394.
- SNAPE, J.B., FIALOVA M., ZAHRADNIK, J. THOMAS, N.H. (1995), "Liquid-phase Properties and Sparger Design Effects in an External Loop Airlift Reactor". *Chemical Engineering Science*, Vol. 50, No 20, Pp 3175-3186.

### **4.3. APLICAÇÃO DO REATOR AIRLIFT**

#### **ARTIGO 3**

**“APLICAÇÕES DE UM BIORREATOR AIRLIFT COM CIRCULAÇÃO EXTERNA ATRAVÉS DE FERMENTAÇÕES COM *Saccharomyces cerevisiae* E *Alcaligenes eutrophus*”**

**APLICAÇÕES DE UM BIORREATOR *AIRLIFT* COM CIRCULAÇÃO EXTERNA  
ATRAVÉS DE FERMENTAÇÕES COM *Saccharomyces cerevisiae* E *Alcaligenes  
eutrophus***

Márcia R. S. Pedrini, José A. Ribeiro de Souza e Agenor Furigo Jr  
Departamento de Engenharia Química, UFSC  
Caixa Postal 476 - 88040-900 Florianópolis, SC  
e-mail: [agenor@enq.ufsc.br](mailto:agenor@enq.ufsc.br)

**RESUMO**

O desempenho de um biorreator *airlift* foi avaliado através da realização de processos fermentativos em batelada com dois microrganismos: *Saccharomyces cerevisiae* e *Alcaligenes eutrophus*, utilizando glicose como substrato. Os resultados da velocidade específica máxima de crescimento ( $\mu_M$ ) e do fator de conversão da glicose em biomassa ( $Y_{x/s}$ ) obtidos foram de 0,21 h<sup>-1</sup> e 0,17 g/g e de 0,16 h<sup>-1</sup> e 0,46 g/g (em média) para a *Saccharomyces cerevisiae* e para o *Alcaligenes eutrophus*, respectivamente; o que correspondem ao valores encontrados em fermentadores agitados clássicos utilizando os mesmos microrganismos, meios de cultura e condições físico-químicas. Portanto, o uso de fermentadores *airlift* torna-se vantajoso, principalmente para processos em grande escala, onde os agitadores mecânicos perdem sua eficiência, não conseguem promover uma homogeneização satisfatória e a energia requerida para a promoção da agitação e para a transferência de massa é elevada.

**PALAVRAS CHAVE:** *airlift*, *Saccharomyces cerevisiae*, *Alcaligenes eutrophus*.

## 1. INTRODUÇÃO

As companhias que manufacturam produtos através de processos biotecnológicos estão interessadas na utilização de reatores tecnicamente e economicamente cada vez melhores (HAMER, 1985). A simples construção, o baixo requerimento de energia, a baixa tensão de cisalhamento oferecida às células e as características hidrodinâmicas dos reatores *airlift* tem difundido o uso desses reatores para diversas aplicações nas indústrias químicas e biotecnológicas (CHISTI, 1989; SIEGEL & ROBINSON, 1992; FRAZER & HILL, 1993; RUSSEL *et al.*, 1994).

O *Alcaligenes eutrophus* é utilizado para a produção de poli- $\beta$ -hidroxialcanoatos (PHA), que são substâncias de reserva de carbono e energia acumuladas no interior das células de diferentes microrganismos em condições de limitação nutricional. Estes polímeros apresentam propriedades termoplásticas próximas às apresentadas pelo propileno com a vantagem de serem biodegradáveis (ARAGÃO, 1996).

A produção industrial de PHA, na forma de polixibutirato (PHB) e do copolímero poli-(3-hidroxi-butirato-co-3-hidroxi-valerato (poli-(3-HB-co-HV)) já é realizada em nível industrial desde o começo dos anos 80. Como a produção do polímero é favorecida pela limitação do crescimento, as culturas para a sua produção são realizadas em duas fases: fase de crescimento não limitado para o acúmulo de biomassa e fase de crescimento limitado para favorecer o acúmulo do polímero (ARAGÃO, 1996).

O uso de fermentadores agitados clássicos não é o mais indicado para a produção do PHB. A agitação nos fermentadores convencionais faz com que as células dos microrganismos se rompam, liberando o PHB intracelular para o meio de cultura, dificultando a recuperação do produto. Os danos causados pelo atrito do PHB com os dispositivos de agitação do fermentador agitado clássico inviabiliza a sua produção industrial neste tipo de biorreator. Outro fator importante é que, segundo ARAGÃO (1996), a otimização do processo produtivo do PHB passa pela realização de culturas de alta concentração celular, onde é necessário manter uma elevada transferência de oxigênio. Nos fermentadores *airlift*, a injeção do gás serve para a aeração e agitação, eliminando o gasto adicional de energia para a agitação e promovendo um aumento da capacidade de transferência de massa e calor. Além disso, a ausência de partes móveis,

necessárias para a agitação de reatores convencionais, reduzem o perigo da contaminação, pois facilita a limpeza e esterilização.

A *Saccharomyces cerevisiae* é uma levedura bastante conhecida e estudada, e é o microrganismo mais produzido mundialmente. A produção mundial, para utilização como levedura de panificação, é estimada em 2 milhões de toneladas de levedura prensada por ano (BOZE *et al.*, 1995). No Laboratório de Engenharia Bioquímica-UFSC, ela é empregada na produção de bebidas fermentadas e em estudos visando a valorização de resíduos agro-industriais (produção de *Single Cell Protein*).

Em processos biotecnológicos comerciais, os fatores microbiológicos com grande influência no processo são: coeficientes de conversão substrato/produto; velocidade de crescimento celular ou de formação de produto; afinidade da cultura produzida ao substrato (fonte de carbono) e estabilidade e cuidados com a cultura produzida (ex. facilidade ou não de contaminação da cultura) (HAMER, 1985).

Desta forma, a velocidade específica máxima de crescimento ( $\mu_M$ ) e a conversão do substrato em biomassa ( $Y_{x/s}$ ), foram usados para avaliar o desempenho de um biorreator *airlift* com circulação externa, utilizando dois microrganismos: a *Saccharomyces cerevisiae* e o *Alcaligenes eutrophus* (somente para a fase de acúmulo de biomassa).

Os resultados deste trabalho para a *Saccharomyces cerevisiae* foram comparados com dados obtidos em um estudo realizado por OLIVEIRA (1995) no Laboratório de Engenharia Bioquímica da UFSC em um fermentador agitado clássico. Para o *Alcaligenes eutrophus*, a comparação entre a performance do biorreator *airlift* e do biorreator agitado clássico, foi feita através de dados obtidos por ARAGÃO (1996) no Laboratório de Biotecnologia-Bioprocessos do INSA de Toulouse.

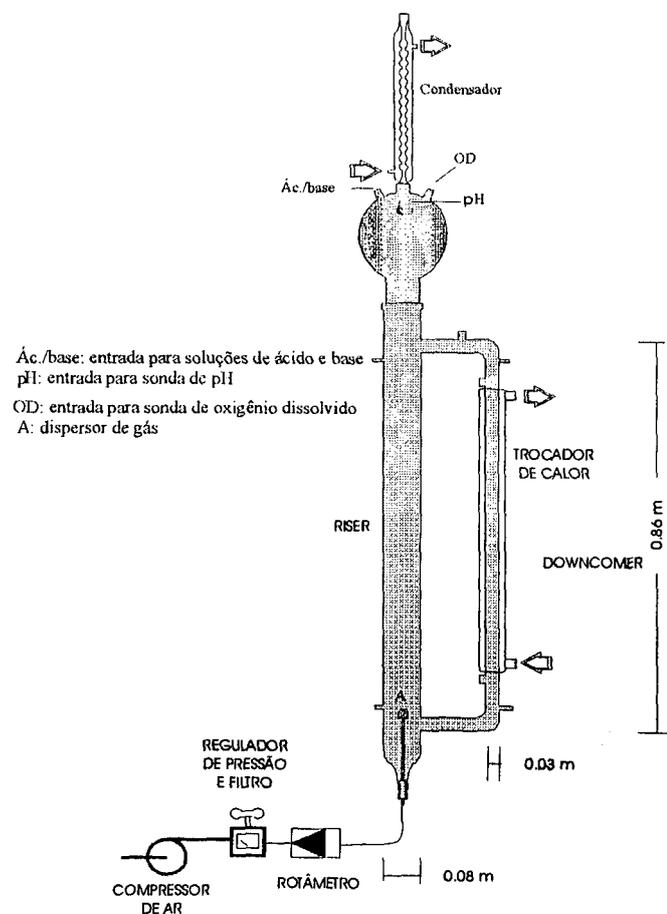
## **2. MATERIAIS E MÉTODOS**

### **2.1. Equipamento**

O biorreator *airlift* de circulação externa construído em vidro utilizado neste estudo foi desenvolvido no laboratório de Engenharia Bioquímica. O mesmo possui um trocador de calor,

um condensador (para condensação de produtos voláteis produzidos durante as fermentações), entradas para adição de inóculo, de soluções de ácido/base para o controle de pH e de antiespumante. Estão acoplado ao biorreator sondas para a medida de pH, de oxigênio dissolvido e de temperatura (Figura 1).

O controle da temperatura, do pH e do oxigênio dissolvido foi realizado manualmente. Foi mantido um pH igual a 5,00 para a *Saccharomyces cerevisiae* e a 7,00 para o *Alcaligenes eutrophus*. A temperatura foi controlada a 30°C para ambos microrganismos. A entrada de velocidade de gás no reator foi ajustada para que a quantidade de oxigênio dissolvido no interior do reator não fosse inferior a 20% em saturação, para não ocorrer limitação deste substrato no meio de cultura.



**Figura 1. Biorreator airlift com circulação externa**

## 2.2. Microrganismos

Os microrganismos utilizados para a realização dos ensaios de fermentação foram a levedura *Saccharomyces cerevisiae* (levedura de panificação FLEISCHMANN) e a cepa de *Alcaligenes eutrophus* DSM 545, doada pelo Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT-SP).

## 2.3. Meios de cultura

A composição do meio de cultura usado para a fermentação da *Saccharomyces cerevisiae* foi a seguinte: 3 g/l de extrato de levedura; 3 g/l de extrato de malte, 5 g/l de bactopectona e 10 g/l de glicose. O pH inicial deste meio foi ajustado em 6,0 com solução de NaOH ou de HCl, conforme o caso.

Para o *Alcaligenes eutrophus*, a composição do meio de cultura utilizado (meio MM) é demonstrada nas Tabelas 1 e 2.

**Tabela 1- Composição do meio MM**

	Concentração no meio de cultura (g/l)
Ác. Nitriloacético	0,19
Citrato férrico de amônio	0,06
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	0,5
CaCl <sub>2</sub> .2 H <sub>2</sub> O	0,01
(NH <sub>4</sub> )SO <sub>4</sub>	5,0
Solução de oligoelementos <sup>a</sup>	(1ml/l)
Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> . 12 H <sub>2</sub> O	8,95
KH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	1,5
glicose	40

<sup>a</sup>a composição da solução de oligoelementos é dada na Tabela 2.

As soluções para o preparo do meio de cultura são esterilizadas durante 20 minutos a 120°C. O pH final do meio é ajustado a um valor igual a 7,0 com KOH 5M. A temperatura de incubação é de 30°C. O volume de inóculo é sempre igual a 10% do volume final do meio.

**Tabela 2. Composição da solução concentrada em oligoelementos**

elemento	Conc. (g/l)	elemento	Conc. (g/l)
H <sub>3</sub> BO <sub>3</sub>	0,3	Na <sub>2</sub> MoO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	0,03
CoCl <sub>2</sub> .6H <sub>2</sub> O	0,2	NiCl <sub>2</sub> .6 H <sub>2</sub> O	0,02
ZnSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	0,1	CuSO <sub>4</sub> .5 H <sub>2</sub> O	0,01
MnCl <sub>2</sub> .4H <sub>2</sub> O	0,03		

#### **2.4. Experimentos**

A esterilização do meio de cultura é realizado à 121 °C por 15 minutos. O meio de cultura (após esterilizado) e o inóculo são adicionados assepticamente ao fermentador através de uma bomba peristáltica (Masterflex® Modelo 7524-00), sendo que o fermentador é previamente esterilizado com vapor d'água a 150 °C durante 1 hora.

O volume de inóculo é de 600 ml (10% do volume do reator) e a agitação foi feita através de um agitador magnético e deixado a temperatura ambiente durante 30 ± 2 horas.

Durante os ensaios de fermentação, o intervalo de amostragem foi de 1 hora. Após a inoculação, as amostras são retiradas do fermentador, e devidamente preparadas para a determinação de biomassa e glicose. O volume de amostra retirado era de aproximadamente 10 ml.

A concentração celular durante as fermentações é determinada por 2 métodos: indiretamente pela medida de absorbância e diretamente por peso da massa seca. As medidas de absorbância foram realizadas a 610 nm (*Saccharomyces cerevisiae*) e a 600 nm (*Alcaligenes eutrophus*) em espectrofotômetro (modelo E225D-CELM) e convertidas em concentração celular (massa de matéria seca por unidade de volume) através do uso de uma curva de calibração. Para a determinação da glicose foi utilizado o *kit* de teste enzimático colorimétrico ENZ-COLOR da Biodiagnóstica.

### 3.RESULTADOS E DISCUSSÕES

#### 3.1. *Saccharomyces cerevisiae*

Os resultados obtidos para a velocidade máxima específica de crescimento da *Saccharomyces cerevisiae* em duas repetições foram de  $0,23 \text{ h}^{-1}$  e  $0,19 \text{ h}^{-1}$  os quais são apresentados pelas Figuras 2 (a) e (b).

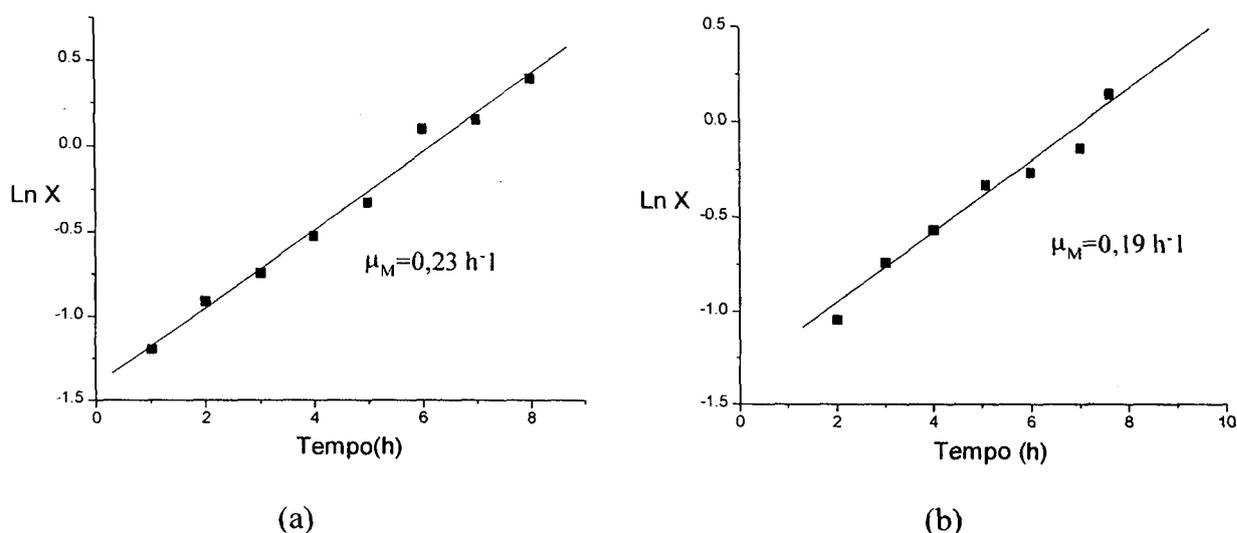


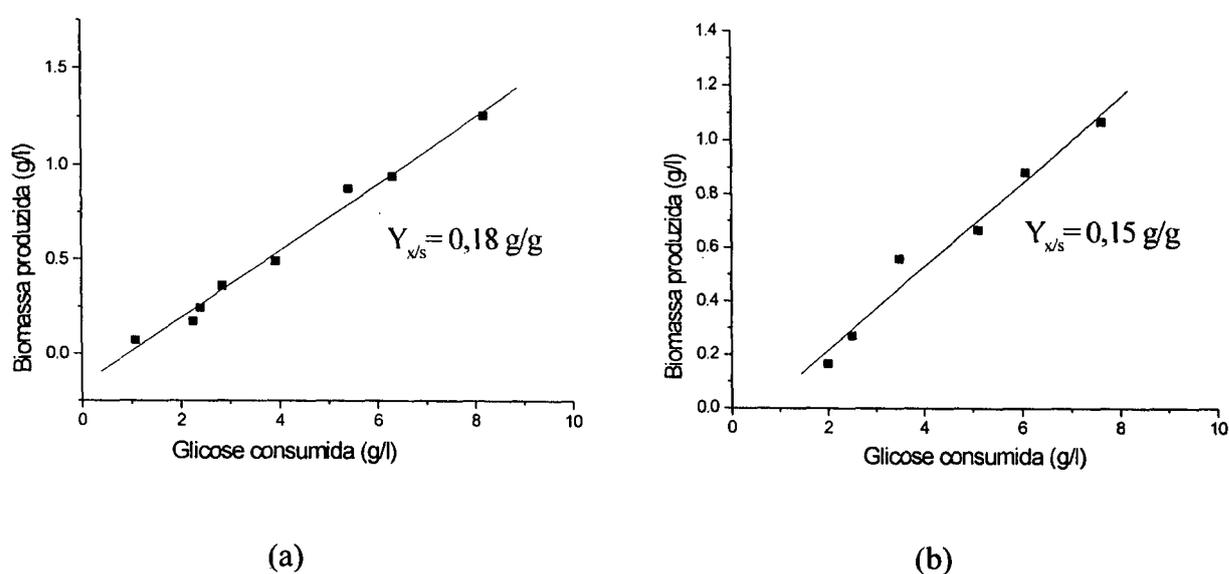
Figura 2 – Determinação da velocidade específica de crescimento sobre a glicose em fermentação de *Saccharomyces cerevisiae* em batelada, onde onde X é a concentração de biomassa em g/l.

No estudo realizado por OLIVEIRA (1995), utilizando concentrações de substrato entre 5 e 15 g/l, a velocidade específica de crescimento encontrada foi de  $0,22 \text{ h}^{-1}$ , em média. Portanto, os resultados encontrados neste estudo correspondem aos obtidos em fermentadores clássicos.

A mesma concordância com os resultados obtidos por OLIVEIRA (1995), foram encontradas para o fator de conversão do substrato em biomassa. Os resultados experimentais são apresentados através das Figuras 3 (a) e (b), sendo que OLIVEIRA (1995) obteve  $Y_{x/s}$  de 0,16 g/g. Nos dois estudos, o fator de conversão de substrato em biomassa é baixo para a *Saccharomyces cerevisiae*, sendo que estes podem chegar a valores superiores a 0,5 g/g. Este resultado era esperado pois, em cultivo de levedura em batelada, a alta concentração de açúcar inicial resulta na repressão catabólica pelo substrato (Efeito Crabtree), o qual inibe as enzimas

respiratórias e aumenta a produção de etanol. Este problema pode ser superado através do cultivo em batelada alimentada (*fed-batch*) onde o substrato pode ser adicionado ao biorreator, de acordo com a necessidade, durante a fermentação (FATIMAH *et al.*, 1992; OLIVEIRA, 1995; WIN *et al.*, 1996).

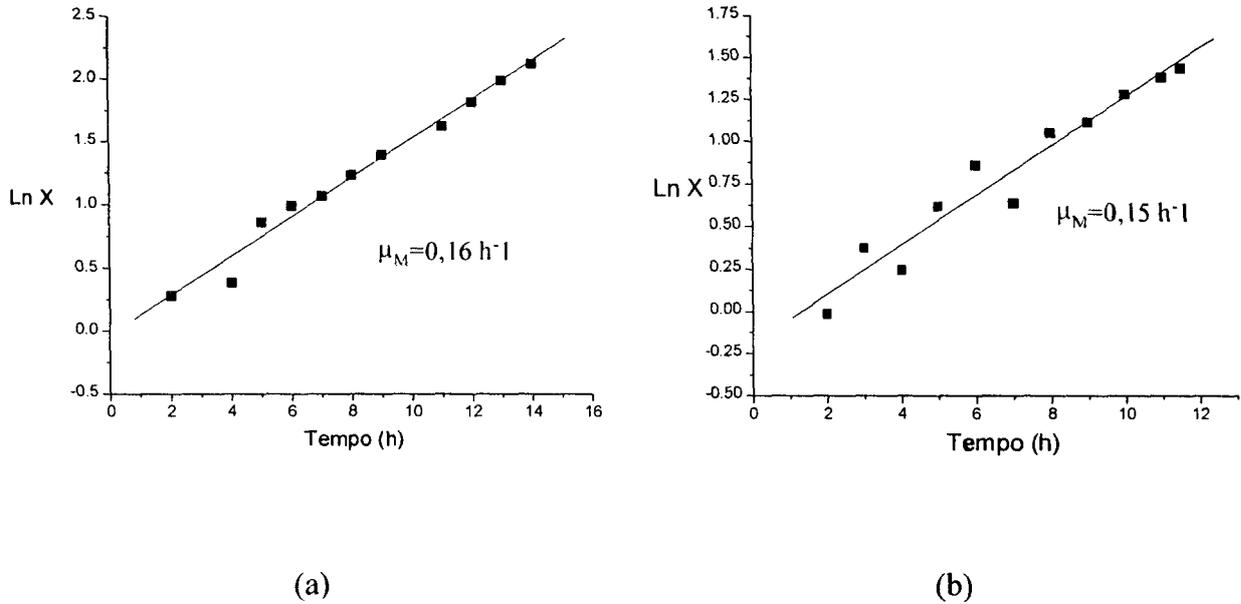
Como a intenção deste estudo não foi propriamente otimizar a produção da levedura, e sim fazer uma comparação entre um mesmo tipo de processo, porém com biorreatores diferentes, os resultados obtidos foram considerados satisfatórios. Neste caso, como o processo é anaeróbio (devido à alta concentração de glicose), foram avaliadas somente as condições de homogeneização do meio de cultura, sendo que as condições de transferência de massa foram avaliadas com a produção o *Alcaligenes eutrophus*.



**Figura 3- Determinação do fator de conversão de glicose em biomassa ( $Y_{x/s}$ ) para fermentação de *Saccharomyces cerevisiae* em batelada utilizando um fermentador airlift.**

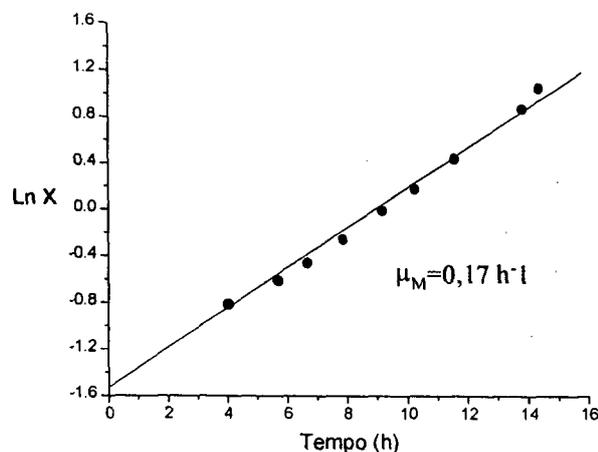
### 3.2. *Alcaligenes eutrophus*

O valor encontrado neste trabalho para a velocidade específica máxima de crescimento foi de  $0,16 \text{ h}^{-1}$  e  $0,15 \text{ h}^{-1}$  (Figuras 4 (a) e (b)).



**Figura 4. Determinação da velocidade específica de crescimento sobre a glicose em fermentação com *Alcaligenes eutrophus* em biorreator airlift.**

Os resultados obtidos por ARAGÃO (1996) em fermentação em batelada para o microrganismo *Alcaligenes eutrophus* utilizando um fermentador agitado clássico é apresentado na Figura 5. Nota-se que a inclinação da reta obtida pelo logaritmo da biomassa versus tempo, durante a fase exponencial de crescimento do microrganismo, é bastante semelhante para os dois trabalhos.



**Figura 5. Velocidade específica de crescimento sobre a glicose em fermentação de *Alcaligenes eutrophus* em biorreator convencional**

Da mesma maneira que os resultados apresentados anteriormente neste estudo, o fator de conversão de glicose em biomassa para o *Alcaligenes eutrophus*, também foi semelhante ao encontrado para o fermentador agitado clássico (STR), sendo que o valor obtido neste estudo foi de 0,46 g de biomassa/ g de substrato (Figura 6) e o obtido por ARAGÃO (1996) foi de 0,49 g de biomassa/ g de glicose.

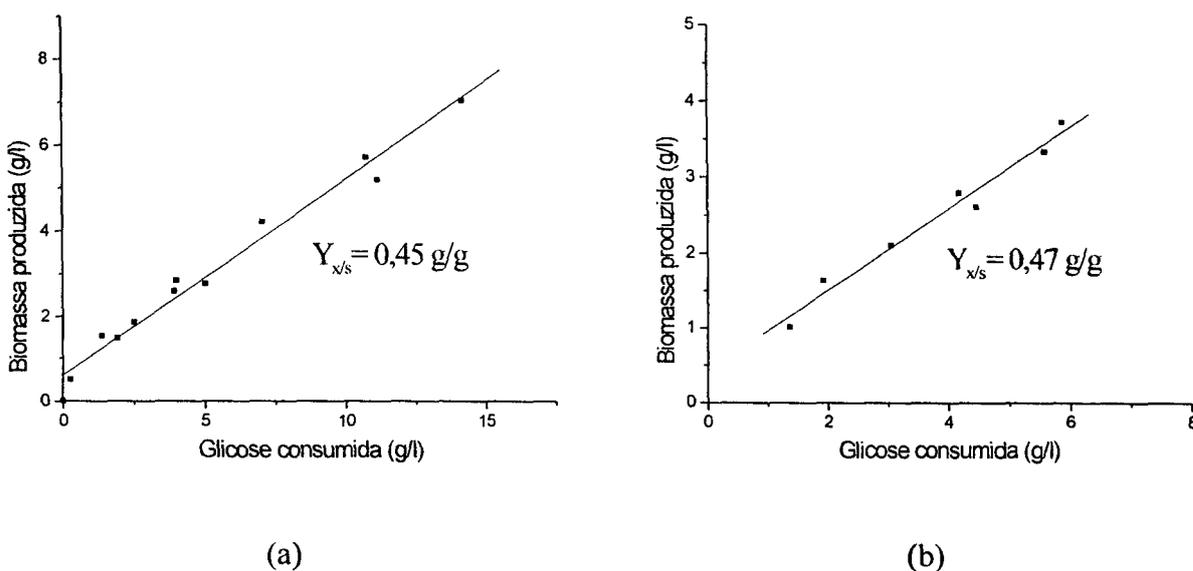


Figura 6 -Determinação do fator de conversão de glicose em biomassa ( $Y_{x/s}$ ) para fermentação de *Alcaligenes eutrophus* em baltelada em fermentador *airlift*

Apesar de se estar comparando biorreatores de pequeno porte, pelos resultados obtidos, verifica-se que o biorreator *airlift* conseguiu a mesma eficiência na produção de células que o biorreator convencional. Este fato será ressaltado em fermentadores de grande porte, onde é sabido que os agitadores mecânicos perdem a sua eficiência. Assim, constata-se que a produção industrial do PHB, por ser um produto de baixo valor agregado, deve ser feita em fermentadores *airlift*.

## 4. CONCLUSÕES

O biorreator *airlift* com circulação externa utilizado neste estudo demonstrou um bom desempenho para a produção de *Saccharomyces cerevisiae* e de *Alcaligenes eutrophus*. Os resultados obtidos em biorreatores em escala laboratorial foram semelhantes àqueles encontrados em biorreatores convencionais, também em escala de laboratório.

Para a fermentação em batelada de *Saccharomyces cerevisiae* utilizando glicose como substrato, os resultados semelhantes aos valores de velocidade específica máxima de crescimento e de fator de conversão de glicose em biomassa encontrados nos fermentadores agitados clássicos indicam que as condições de homogeneização do meio de cultivo são adequadas, mesmo para biorreator *airlift* de escala laboratorial.

No caso do *Alcaligenes eutrophus*, os resultados semelhantes indicam que, além de uma boa homogeneização do meio de cultivo, não houve limitação do crescimento do microrganismo em relação ao fornecimento de oxigênio. Conclui-se, então, que as condições de transferência de massa foram adequadas mesmo em fermentador *airlift* em escala laboratorial, onde as condições de agitação são inferiores às encontradas em fermentadores agitados (STR) de pequeno porte.

## 5. BIBLIOGRAFIA

- ARAGÃO, G. M. F. (1996). "Production de Poly- $\beta$ -hydroxyalcanoates par *Alcaligenes eutrophus*: Caractérisation Cinétique et Contribution à L'Optimisation de la Mise en Oeuvre des Cultures". *Thèse de Doctorat*, INSA, Toulouse, France.
- BOZE, H.; MOULIN, G. & GALZY, P. (1995). "Production of Microbial Biomass", in: *Biotechnology: Enzymes, Biomass, Food and Feed* (Rehm, H. J.; Reed, G.; Pühler, A. & Stadler, P. Eds.). Vol. 9, Pp. 170-216. New York:CH.
- CHISTI, M. Y. (1989). "Airlift Bioreactors", Elsevier Applied Science, London.
- FATMAH, B., ARBAKARIYA, A, FADZILLA, A.B. (1992). "Growth Kinetics Study of Bakers' Yeast" (*Saccharomyces cerevisiae*). *ASEAN Food J7*, Pp. 205-206.
- FRASER, R. D., HILL, G. A. (1993). "Hydrodynamic Characteristics of Spinning Sparger, External Loop Airlift Biorreactor", *Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 71, Pp 419-425.
- HAMER, G. (1985). "Chemical Engineering and Biotechnology, in: *Biotechnology: Principles and Applications* (Higgins, I. J; Best, D. J & Jones, J., Eds.) Pp. 346-414. Great Britain: Blackwell Scientific Publications.

- OLIVEIRA, D. (1995). "Uso de um Sensor de Compostos Voláteis para o Controle de uma Fermentação em Batelada Alimentada de *Saccharomyces cerevisiae*". Dissertação de Mestrado, UFSC, Florianópolis, Brasil.
- RUSSEL, A. B., THOMAS, C.R., LILLY, M.D. (1994). "The Influence of Vessel Height and Top-section Size on the Hydrodynamic Characteristics of Airlift Fermentors". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 43, Pp 69-76.
- SIEGEL, M. H., ROBINSON, C. W. (1992). "Application of Airlift Gas-Liquid-Solid Reactors in Biotechnology". *Chemical Engineering Science*, Vol. 47, N ° 13/14, Pp 3387-3394.
- WIN, S. S., IMPOOLSUP,A., NOOMHORM, A. (1996). "Growth Kinetics of *Saccharomyces cerevisiae* in Batch and Fed-Batch cultivation Using Surcane Molasses and Glucose Syrup from Cassava Starch". *Journal of Industrial Microbiology*, Vol. 16, Pp. 117-123.

## **5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES**

## 5. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Os objetivos do trabalho referentes ao projeto e montagem de um fermentador *airlift* de circulação externa foram satisfatoriamente atingidos. Construiu-se um fermentador em PVC com dados de projeto disponíveis na literatura. Os testes e as modificações foram realizadas nesse fermentador em PVC e um fermentador mais adequado para processos fermentativos, em vidro, foi construído.

Foram estudados os aspectos hidrodinâmicos (*gas holdup* e velocidade superficial do líquido) e de transferência de massa do reator. Os resultados tiveram uma boa concordância quando comparados com a literatura em relação ao coeficiente volumétrico de transferência de massa e ao valor do coeficiente de atrito encontrado experimentalmente ( $K_B=4,3$ ). As correlações da literatura para o *gas holdup*, embora tenham representado bem este parâmetro para uma faixa de vazão de gás mais ampla (0 a 0,08m/s), não concordaram com os dados experimentais obtidos em uma faixa menor (0 a 0,015 m/s)

Verificou-se que o *gas holdup* aumenta com o aumento da velocidade do gás e é influenciado pela velocidade superficial do líquido. Esta influência é diferenciada em relação ao regime de bolhas dominante. Quando o regime de bolhas é homogêneo, o aumento da velocidade do gás causa um aumento na velocidade do líquido e também um aumento no *gas holdup*. Quando o regime de bolhas é heterogêneo, o que coincide com a entrada de gás no *downcomer*, o aumento da velocidade do gás provoca uma diminuição na velocidade do líquido, aumentando o *gas holdup*. Uma zona de transição entre os dois regimes de bolhas é verificada e identificada por um platô na curva do gráfico da velocidade superficial do gás versus o *gas holdup*.

A velocidade de circulação do líquido mostrou ser influenciada pela diferença entre o *gas holdup* do *riser* e do *downcomer*, pelo *gas holdup* no *riser* e pela altura do biorreator.

Conclui-se, também, que a coalescência das bolhas e a presença de bolhas no *downcomer*, diminuem a velocidade de circulação do líquido e dificultam a transferência de massa, pois há uma diminuição da área de contato gás-líquido no *riser*.

Mesmo a baixas vazões de gás, compreendida no regime de bolhas homogêneo, ocorre uma mudança no comportamento dos parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa.

Esta mudança de comportamento do sistema é atribuída à introdução de pequenas bolhas de gás no *downcomer*.

Realizaram-se fermentações utilizando *Saccharomyces cerevisiae* e *Alcaligenes eutrophus* em meio de cultura utilizando glicose como substrato. Os resultados de produção de biomassa foram satisfatórios, semelhantes aos encontrados em fermentadores agitados clássicos.

Para a fermentação em batelada de *Saccharomyces cerevisiae*, os resultados semelhantes dos valores da velocidade específica máxima de crescimento e do fator de conversão de glicose em biomassa encontrados nos fermentadores agitados clássicos indicam que as condições de homogeneização do meio de cultivo são adequadas, mesmo para biorreator *airlift* de escala laboratorial.

No caso do *Alcaligenes eutrophus*, os resultados semelhantes indicam que, além de uma boa homogeneização do meio de cultivo, não houve limitação do crescimento do microrganismo em relação ao fornecimento de oxigênio. Conclui-se, então, que as condições de transferência de massa foram adequadas mesmo em fermentador *airlift* em escala laboratorial, onde as condições de agitação são inferiores às encontradas em fermentadores agitados (STR) de pequeno porte.

Através destes ensaios de fermentação, conclui-se que o uso do reator *airlift* como fermentador é promissor. Nessa linha, pretende-se automatizar os controles necessários ao bom desenvolvimento de uma fermentação, podendo desta forma, melhorar ainda mais o desempenho do mesmo.

A realização deste estudo e, conseqüente, construção do fermentador *airlift* permitiu iniciar no Laboratório de Engenharia Bioquímica do Departamento de Engenharia Química uma linha de pesquisa na área de Desenvolvimento de Biorreatores. Outros trabalhos já estão sendo desenvolvidos envolvendo o biorreator *airlift*, tais como a modelagem do mesmo e a produção de antibióticos à partir de fungos filamentosos (*Picnoporus sanguineus*).

Como sugestões para trabalhos para trabalhos futuros, propõe-se:

- Desenvolver um modelo que descreva o comportamento do *gas holdup* utilizando baixas vazões de gás.
- Estabelecer uma base para o *scale-up* do reator *airlift*.

- Aprofundar o estudo da produção de biopolímeros utilizando reatores *airlift* a partir do *Alcaligenes eutrophus*, envolvendo as duas fases de crescimento do microrganismo.

## **6. BIBLIOGRAFIA**

## 6. BIBLIOGRAFIA

- ARAGÃO, G. M. F. (1996). "Production de Poly- $\beta$ -hydroxyalcanoates par *Alcaligenes eutrophus*. Caractérisation Cinétique et Contribution à L'Optimisation de la Mise en Oeuvre des Cultures". *Thèse de Doctorat*, INSA, Toulouse, France.
- ASSA, A., BAR, R. (1991). "Biomass Axial Distribution in Airlift Bioreactor with Yeast and Plant Cells". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 38, Pp 1325-1330.
- AYAZI SHANLOU, P., POLLARD, D.J., ISON, A.P., LILLY, M. D (1994). "Gas Holdup and Liquid Circulation Rate in Concentric-Tube Airlift Bioreactors". *Chemical Engineering Science*, Vol.49 N° 3, Pp 303-312.
- BAVARIAN, F., FAN, L. S., CHALMERS, J. J. (1991). "Microscopic Visualisation of Insect Cell-Bubble Interaction I: Rising Bubbles, Air-Medium Interface and Foam Layer". *Biotechnol. Prog.*, Vol. 7, Pp. 140-150.
- BELLO, R.A. (1981). "A Characterisation Study of Airlift Contactors for Application to Fermentations". *PhD Thesis*, University of Waterloo, Ontario, Canada.
- BELLO, R.A., ROBINSON, C. W., MOO-YOUNG, M. (1984). "Liquid Circulation and Mixing Characteristics of Airlift Contactors", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol.62, Pp.573-577.
- BELLO, R.A., ROBINSON, C. W., MOO-YOUNG, M. (1985). "Gas Holdup and Overall Volumetric Oxygen Transfer Coefficient in Airlift Contactors", *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 27, Pp. 369-381.
- BLENKE, H. (1979), "Loop Reactors", *Advances in Biochemical Engineering*, Vol. 13, Pp. 121-214.
- CALVO, E. G. (1989). "A Fluid Dynamic Model for Airlift Loop Reactors". *Chemical Engineering Science*, Vol. 44, Pp. 321-323.
- CHAKRAVARTY, M. , SIGNH, H. D., BARUAH, J. N., IYENGAR, M.S. (1974). "Liquid Velocity in a Gas- Lift Column". *Indian. Chem. Engng.*, Vol. 16, Pp. 17-22.

- CHEN, N.Y., KONDIS, E.F., SRINIVASAN E S. (1987). "Low-Pressure Airlift Fermenter for Single Cell Protein Production: I. Design and Oxygen Transfer Studies", *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 29, Pp. 414-420.
- CHISTI, M. Y., FUJIMOTO, K., MOO-YOUNG, M (1986). "Hydrodynamic and Oxygen Mass Transfer Studies in Bubble Columns and Airlift Bioreactors", *AIChE Annual Meeting*, Miami Beach, 2-7 November.
- CHISTI, M.Y., HALARDE, B., MOO-YOUNG, M. (1988). "Liquid Circulation in Airlift Reactors". *Chemical Engineering Science*, Vol.43, no.3, Pp. 451-457.
- CHISTI, M. Y.(1989), *Airlift Bioreactors*, Elsevier Applied Science, London.
- CHOI, P. B. (1990). "Designing Airlift Loop Fermenters" *Chemical Engineering Progress*, December, Pp 32-36.
- CHOI, K. H., LEE, W. K. (1993). "Circulation Velocity, Gas Holdup and Volumetric Oxygen Transfer Coefficient in External-Loop Airlift Reactors". *J. Chem. Biotechnol.*, Vol. 56, Pp. 51-58.
- EL-GABBANI, D. E. D. H. (1977). "Hydrodynamic an Mass Transfer Characteristics of an Airlift Contactor". M.A.Sc., Thesis, University of Waterloo, Ontario, Canada.
- ERICKSON, L. E., PATEL, S. A., GLASGOW, L. A. LEE (1983), "Effects of Viscosity and Small Bubble Segregation on Mass Transfer in Airlift Fermenters". *Process Biochemistry*, Vol.18(3), Pp.16.
- FAN, L. S., HWANG, S. J., MATSUURA, A. (1984). "Hydrodynamic Behaviour of a Draft Tube Gas-Liquid-Solid Spouted Bed". *Chemical Engineering Science*, Vol. 39, Pp 1677-1688.
- FREEDMAN, W., DAVIDSON, F. (1969). "Holdup and Liquid Circulation in Bubble Columns. *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, Vol. 47, T251-T262.

- FRÖHLICH, S., LOTZ, M., KORTE, T., LÜBBERT, A., SCHÜGERL, K., SEEKAMP, M. (1991). "Characterisation of a Pilot Plant Airlift Tower Loop Bioreactor. I": *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 38, Pp 43-55.
- HAMER, G. (1985). "Chemical Engineering and Biotechnology, in: *Biotechnology: Principles and Applications* (Higgins, I. J; Best, D. J & Jones, J., Eds.) Pp. 346-414. Great Britain: Blackwell Scientific Publications
- HANDA-CORRIGAN, A., EMERY, A.N., SPIER, R. (1989). "Effect of Gas Liquid Interfaces on the Growth of Suspended Mammalian Cells: Mechanisms of Cell Damage by Bubbles". *Enzyme Microb. Technol.*, Vol.11, Pp. 230-235.
- HATCH, R. T. (1973). "Experimental and Theoretical Studies of Oxygen Transfer in Airlift Fermentor". Doctoral Thesis, MIT, Cambridge, Mass.
- HILLS, J. H. (1976). "The Operation of Bubble Column at High Throughputs I. Gas Holdup Measurements", *Chemical Engineering Journal*. Vol. 12, Pp. 89-99.
- HSU, Y. C., DUDUKOVIC, M. P. (1980). "Gas Holdup and Liquid Recirculation in Gas-Lift Reactors". *Chemical Engineering Science*, Vol. 35, Pp. 289-294.
- HÜPPE, P., HÖKE, H., HEMPEL, D. C. (1990). "Biological Treatment of Effluents from Coal Tar Refinery Using immobilised Biomass". *Chemical Engineering Technology*, Vol. 13, Pp. 73-79.
- JÖBSES, I., MARTENS, D., TRAMPER, J. (1991). "Lethal Events During Gas Sparging in Animal Cell Culture". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 37, Pp. 484-490.
- JONES, A. G. (1985). "Liquid Circulation in a Draft-Tubes Bubble Column". *Chemical Engineering Science*, Vol. 40, Pp. 449-462.
- JOSHI, J.B., RANADE, V.V., GHARAT, S.D., LELE, S.S. (1990). "Sparged Loop Reactors". *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol.68, Pp 705-741.
- KAWAGOE, M. and ROBINSON, C. W. "Characteristics of Airlift Column with External Liquid Circulation". In: "*Airlift Bioreactors*", Elsevier Applied Science, London (1989).

- KAWASE, W. (1990). "Liquid Circulation in External-Loop Airlift Reactors". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 35, Pp 540-546.
- KAWASE, W., MOO-YOUNG, M. (1986). "Liquid Phase Mixing in Bubble Columnss with Newtonian and Non- Newtonian Fluids". *Chemical Engineering Science*, Vol.41, Pp. 1969-1977.
- KESSLER, W.R., POPOVIC, M.K., ROBISON, C.W. (1993). "Xanthan Production in an External-Circulation-Loop Airlift Reactors", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 71, Pp. 101-106.
- KIM, D., PEDERSON, H., CHEE-KOK CHIN (1991),"Cultivation of *Thalictrum rugosum* Cell Suspension in an Improved Airlift Bioreactor: Stimulatory Effect of Carbon Dioxide and Ethylene on Alkaoid Production". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol.38, Pp. 331-339.
- KOCHBECK, B., LINDERT, M., HEMPEL, D.C (1992). "Hydrodynamics and Local Parameters in Three-Phase-Flow in Airlift-Loop Reactors of Different Scale". *Chemical Engineering Science*, Vol. 47, Pp. 3443-3450.
- KOENIG, B., SEEWALD, C., SHÜGERL, K. (1981). "Penicillin Production in a Bubble Column Air Lift Loop Reactor". *Advances in Biotechnology*, Vol.1, Pp. 573-579.
- KOIDE, K. IWAMOTO, S., TAKASAK, Y. , MATSUURA, S., TAKASAK, E. KIMURA, M. (1984). "Liquid Circulation, Gas Holdup and Pressure Drop in Bubble Column with Draught Tube". *Journal Chemical Engineering of Japan*, Vol. 11, Pp 319-325.
- KUBOTA, H., HOSONO, Y., FUJIE, K. (1978). "Characteristic Evaluations of ICI Air-Lift Type Deep Shaft Aerator". *Journal Chemical Engineering of Japan*, Vol. 17, Pp 611-618.
- KUNAS, K. T., PAPOUTSAKIS, E. T. (1990). "Damage mechanisms of Suspended Animal Cells In Agitated Bioreactors With e Without Bubble Entrainment". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 36, Pp. 476-483.
- LEE, C.H., PATEL, A. S., GLASGOW, L. A., ERICKSON, L.E. (1987). "Liquid Circulation in Airlift Fermentors". In: *Biotechnology Processes: Scale-up and Mixing*, (Ho, C. S. and Oldschue, J. Y., Eds.), Pp. 50-59, AIChE Press, New York.

- LEVEAU, J.Y., BOUIX, M. (1985). "Bioengenharia, in: *Biotechnologia*" (Rene Scriban, Coordenador), Capítulo IV, Pp. 124-175. Editora Manole
- McMANAMEY, W. J., WASE, S. A. J. (1986). "Relationships Between the Volumetric mass Transfer Coefficient and Gas Holdup in Airlift Fermentors". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 28, Pp. 1446-1448.
- MALFAIT, J. L., WILCOX, D. J., MERCER, D. G., BARKER, L. D. (1981). "Cultivation of a Filamentous Mould in a Glass Pilot Scale Fermentor". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 23, Pp. 863-877.
- MARGARITIS, A., WALLACE, J. B. (1984). "Novel Bioreactor Systems and Their Applications". *Biotechnology*, may, 447.
- MÄRKL, H., BRONNENMEIER, R, WITTEK, B. (1987). "Hydrodynamic Stress Resistance of Microorganisms". *Chem. -Ing. -Tech*, Vol.59, Pp. 907-917.
- MERCHUK, J.C. (1991). "Shear Effects on Suspended Cells". *Advances in Biochemical Engineering*, Vol. 44, Pp. 65-95.
- MERCHUK, J.C., STEIN (1981). "Local Hold-up and Liquid Velocity in Air-Lift Reactors". *AIChE Journal*, Vol. 27, Pp. 377-388.
- MERCHUK, J.C., LADWA N., CAMERON A., BULMER, M. PICKETT, A. (1994). "Concentric-Tube Airlift Reactors: Effects of Geometrical Design on Performance". *AIChE Journal*, Vol. 40, Pp. 1105-1117.
- MERCHUK, J.C., BERZIN, I. (1995), "Distribution of Energy Dissipation in Airlift Reactors". *Chemical Engineering Science*, Vol. 50, Pp.225-2233.
- MOO-YOUNG, A., CARBONELL, R.G. , OLLIS, D. F. (1991), "Airlift Bioreactors: Analysis of Local Two-Phase Hydrodynamics". *AIChE Journal*, Vol. 37 No 3, pP 403-428.
- MORESI, M., GIANTURCO, G. B, SEBASTIANI, E. (1983). "The Ejector-Loop Fermenter: Description and Performance of the Apparatus", *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 25, Pp. 2889-2904.

- NEVERS, N. (1968). "Bubble Driven Fluid Circulation". *AIChE Journal*, Vol. 14, Pp. 222-226.
- OKADA, K., SHIBANO, S. AKAGI, Y. (1993). "Turbulent Properties in Bubble-Flow Region in External-Loop Airlift Bubble column". *Journal Chemical Engineering of Japan*, Vol. 26 N° 6, Pp 637-643.
- ONKEN, U., WEILAND, P. (1980). "Hydrodynamics and Mass Transfer in Airlift Loop Fermentor. *Eur. J. Appl. Microbiol. Biotechnol.* Vol. 10, Pp. 31-40.
- ONKEN, U., WEILAND, P. (1983). "Airlift Fermenters: Construction, Behaviour, and Uses". *in: Advances Biotechnological Processes* (. Mizrahi, A and Van Werzel, L., Eds.), Vol. 1, Pp. 67-95, Alan R. Liss, New York.
- ORAZEM, E. M., FAN, L. T., ERICKSON, L. E. (1979). *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 21, Pp 1579.
- PAPOUTSAKIS, E. T. (1991). "Media Additives for Protecting Freely Suspend Animal Cells Against Agitation and Aeration Damage". *TIBTECH*, Vol. 9, Pp. 316-324.
- POLLARD, D. J., AYAZI SHANLOU, P., LILLY, M. D., ISON, A. P. (1996). "*Saccharomyces cerevisiae* Fermentations in a Pilot Scale Airlift Bioreactor: Comparison of Air Sparger Configurations". *Bioprocess Engineering*. Vol. 15(5). Pp. 279-290.
- POPOVIC, M., ROBISON, C.W. (1988). "External-Circulation-Loop Airlift Bioreactors: Study of the Liquid Circulating Velocity in Highly Viscous Non-Newtonian Liquids". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 32, Pp 301-312.
- POPOVIC, M., ROBISON, C.W. (1989). "Mass Transfer Studies of External Loop Airlifts and Bubble Column". *AIChE Journal*, Vol. 35, no.3, Pp393-405.
- PROKOP, A., JANÍK, P., SOBOTKA, M., KRUMPHANZL, V. (1983). "Hydrodynamics, Mass Transfer and Yeast Culture Performance of a Column Bioreactor with Ejector". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 25, Pp. 1147-1160.
- ROUSSEAU, I., BU'LOCCK, J. D. (1980). "Mixing Characteristics of a Simple Airlift". *Biotechnology Letters*, Vol. 2 No 11, Pp. 475-480.

- RUSSEL, A. B., THOMAS, C.R., LILLY, M.D. (1994). "The Influence of Vessel Height and Top-section Size on the Hydrodynamic Characteristics of Airlift Fermentors". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 43, Pp 69-76.
- SANG YO BYUN, HENRIK PEDERSEN (1994). "Two-Phase Airlift Fermentor Operation with Elicitation for the enhanced Production of Benzophenanthridine Alkaloidas in Cell Suspensions of *Escherichia californica*". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 44, Pp 14-20.
- SCRAGG, A. H., CRESSWELL, R. C., ASHTON,S., YALE, A., BOND, P. A., FOWLER, M. W. (1989). *Enz. Microb. Technol.*, Vol. 11, Pp. 329-333.
- SMART, N. J., FOWLER, M. W. (1984). "An Airlift Column Bioreactor Suitable for Large-scale Cultivation of Plant Cell Suspensions". *Journal of Experimental Botany*, Vol. 35, Pp. 531-537.
- SNAPE, J.B., FIALOVA, M., ZAHRADNIK J., THOMAS, N.H (1992). "Hydrodynamic Studies in an External Loop Airlift Reactor Containing Aqueous Electrolyte and Sugar solutions". *Chemical Engineering Science*, Vol. 47, Pp 3387-3394.
- SNAPE, J.B., FIALOVA M., ZAHRADNIK, J. THOMAS, N.H. (1995), "Liquid-phase Properties and Sparger Design Effects in an External Loop Airlift Reactor". *Chemical Engineering Science*, Vol. 50, No 20, Pp 3175-3186.
- SIEGEL, M. H., MERCHUK, J.C., SCHÜGERL, K. (1986). "Air-Lift Reactor Analysis: Interrelationships Between Riser, Downcomer, and Gas-Liquid Separator Behaviour, Including Gas Recirculation Effects", *AIChE Journal*, Vol. 32, no.10, Pp1585-1596.
- SIEGEL, M. H., MERCHUK, J.C. (1991). "Hydrodynamics in Rectangular Air-Lift Reactors: Scale-up and the Influence of Gas Liquid Separator Design". *Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 69, Pp 465-473.
- SIEGEL, M. H., ROBINSON, C. W. (1992). "Application of Airlift Gas-Liquid-Solid Reactors in Biotechnology". *Chemical Engineering Science*, Vol. 47, N° 13/14, Pp 3387-3394.

- SONSBEEK, H. M., VERDURMEN, R.E.M. VERLAAN, P TRAMPER, J. (1990). "Hydrodynamic Model for Liquid-Impelled Loop Reactors". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol.36, Pp 940-946.
- SUH, I.S., SHUMPE, A., DECKWER, W. R. (1992). "Xanthan Production in Bubble Column and Air-Lift Reactors", *Biotechnology and Bioengineering*, Vol.39, Pp 85-94.
- SUN, Y., NOZAWA , T., FURUSAKI, S. (1988). "Gas Holdup and Volumetric Oxygen Transfer Coefficient in a Three-Phase Fluidised Bed Bioreactor". *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol. 21, no.1, Pp. 15-24.
- TRAMPER, J. , WILLIAMS, J. B., JOUSTRA, D. (1986). "Shear Sensitivity of Insect Cells in Suspension". *Enzyme Microb. Tecnol.*, Vol. 8, Pp. 33-36.
- TRAMPER, J., SMIT, D. , STRATMAN, J., VLAK, J. M. (1988). "Bubble-column Design for Grown of Fragile Insect Cells". *Bioprocess Engineering*, Vol. 3, Pp.37-41.
- TYAGI, ZR. D., TRAN, F. T., AGBEBAVI, T. J. (1990). "Mesophilic e Themophilic Digestion of Municipal Sludge in an Airlift U-Shape Bioreactor". *Biological Wastes*, Vol. 31, Pp. 251-266.
- VADAR SUKAN, F. (1985). "Dynamics of Oxygen Mass Transfer in Bioreactors. Part I: Operating Variables Affecting Mass Transfer". *Process Biochemistry*, December.
- VERLAAN, P., TRAMPER, J., VAN'T RIET, K., LUYBEN, K. Ch. A.. M. (1986). "A Hydrodynamic Model for Airlift-Loop with External Loop". *Chemical Engineering Journal*, Vol. 33, Pp B43-B53.
- WALLIS, G. B. (1969). *One Dimensional Two Phase Flow*, McGraw-Hill, New York.
- WEILAND, P., ONKEN, U. (1981). "Differences in the Behaviour of Bubble Columns and Airlift Loop Reactors". *Germ. Chem. Eng.* Vol. 4, Pp. 174-181.
- WEN-JANG LU, SHYH-JYE HWANG, CHUN-MIN CHANG (1994). "Liquid Mixing in Internal Loop Airlift Reactors". *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 33, Pp 2180-2186.

WU, J.Y. , WU, W. T. (1991). "Fed-Batch Culture of *Saccharomyces cerevisiae* in an Airlift Reactor with Net Draft Tube". *Biotechnol. Prog.*, Vol. 2, Pp. 230-233.

ZUBER, N., FINDLAY, J. A. (1965). "Average Volumetric Concentration in Two phase Systems. *Trans. A.S.M.E. J. Heat Transfer*, 87c, 453-468.