

Universidade Estadual de Campinas
Faculdade de Engenharia Química
Área de Concentração Sistemas de Processos Químicos
e Informática

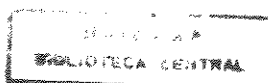
Hidrodinâmica de Bioreatores do Tipo Airlift

Autor : Ronaldo Perez

Orientadora : Prof^a Dr^a Sandra Lúcia da Cruz

Dissertação submetida à Comissão de Pós -
Graduação da Faculdade de Engenharia Química da
Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP)
como parte dos requisitos necessários para obtenção
do Título de Mestre em Engenharia Química

Campinas
Agosto de 1995



UNIDADE	BC
N.º CHAMADA	
T/UNICAMP	
P415R	
V.	
11/25828	
F. 433/95	
C <input type="checkbox"/> D <input checked="" type="checkbox"/>	
PREÇO R\$ 11,00	
DATA 05/10/95	
N.º CPD	

CM-00077478-0

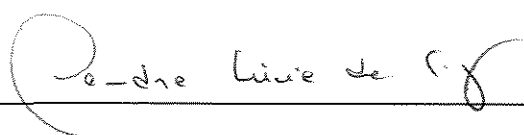
FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

P415h Perez, Ronaldo
Hidrodinâmica de bioreatores do tipo airlift. /
Ronaldo Perez. -- Campinas, SP: [s.n.], 1995.

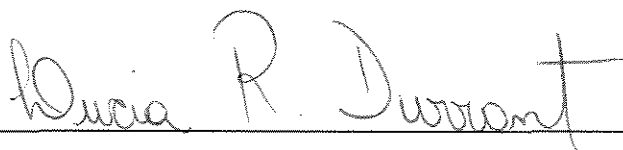
Orientador: Sandra Lúcia da Cruz.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Hidrodinâmica. 2. Escoamento bifásico.
3. Dinâmica dos fluidos. I. Cruz, Sandra Lúcia. II.
Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de
Engenharia Química. III. Título.

Dissertação de mestrado defendida e aprovada em 25 de Agosto de 1995
pela Banca Examinadora constituída pelos Professores:

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Sandra Lúcia da Cruz', written over a horizontal line.

Prof^a Dr^a Sandra Lúcia da Cruz

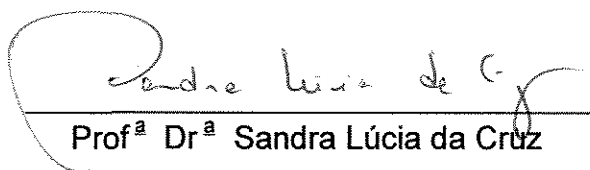
A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Lúcia R. Durrant', written over a horizontal line.

Prof^a Dr^a Lúcia Regina Durrant

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'S. P. Ravagnani', written over a horizontal line.

Prof. Dr. Sergio Persio Ravagnani

Esta versão corresponde à redação final da Dissertação de Mestrado defendida por Ronaldo Perez e aprovada pela banca examinadora em 25 de agosto de 1995.


Prof^a Dr^a Sandra Lúcia da Cruz

A Deus.

aos meus pais, Zemildo e Edna

aos meus irmãos, Marcos e Sheila

a minha cunhada, Neide

e a minha esposa, Eliane

AGRADECIMENTOS

A Professora Sandra Lúcia da Cruz, pela orientação e apoio prestado durante a realização deste trabalho.

Ao Professor João A. F. R. Pereira e aos Professores do Departamento de Engenharia de Sistemas Químicos da Faculdade de Engenharia Química, que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho.

A todos os colegas que tornaram possível a realização deste trabalho.

A CAPES pelo apoio financeiro concedido.

RESUMO

Estudos de reatores bioquímicos do tipo airlift são recentes e pouco encontrado na literatura. O presente trabalho estuda as características hidrodinâmicas destes reatores, operando com líquidos característicos de sistemas fermentativos em função das condições de escoamento e geometria do equipamento.

A circulação de líquidos altamente viscosos realizada em reatores airlift foram investigadas para diferentes condições de fluxo de gás, altura de líquido, viscosidade de líquido e diâmetros do distribuidor de gás e do duto de transporte. Medidas de fração de gás retido e observações dos regimes de fluxo bifásico foram realizados. Tais observações forneceram subsídios para a obtenção da correlação empírica que descreve a circulação de líquido no reator, em função das variáveis experimentais. O sistema gás líquido foi ar-água e ar-soluções aquosas de poli acril amida (0,13% e 0,3% em peso). Os dutos de transporte utilizados eram de acrílico com diâmetros de 27 e 53 mm e 2 metros de altura. Os injetores de gás utilizados foram de 2,5, 5 e 10 mm de diâmetro.

Os resultados obtidos mostram que o regime de escoamento predominante na maioria dos experimentos é o pistonado. A fração de gás retido depende do tempo de aeração. A circulação de líquido e a retenção de gás são fortemente influenciados pela vazão de gás. A fração de gás retido aumenta e a circulação de líquido decresce com o aumento da viscosidade de líquido.

Sumário

Agradecimentos.....	V
Resumo.....	VI
Nomenclatura.....	IX
Capítulo 1. - Introdução	
1.1 Introdução.....	1
1.2 Configuração Geométricas de Reatores Airlift.....	1
1.3 Aplicações de Reatores Airlift.....	4
1.4 Objetivos.....	7
Capítulo 2. - Revisão Bibliográfica	
2.1 Introdução.....	8
2.2 Velocidade de Circulação de Líquido.....	8
2.3 Regimes de Escoamento Gás - Líquido.....	12
2.4 Fração de Gás no Reator Airlift.....	18
2.5 Hidrodinâmica de Airlifts Operando com Líquidos	
Altamente Viscosos.....	24
2.6 Conclusão.....	26
Capítulo 3. - Trabalho Experimental	
3.1 Introdução.....	27
3.2 Montagem Experimental.....	27
3.3 Condições de Operação.....	29
3.4 Medidas Experimentais.....	30
3.5 Procedimento Experimental.....	33
3.6 Tratamento dos Dados.....	34

Capítulo 4. - Análise dos Resultados

4.1 Introdução.....	35
4.2 Regimes de Escoamento.....	35
4.3 Velocidade de Circulação de Líquido.....	46
4.4 Retenção de Gás em Reatores Airlift.....	56
4.5 Influência da Viscosidade.....	66
4.6 Velocidade de Iminência de Circulação.....	68
4.7 Conclusões.....	69

Capítulo 5. - Modelagem Matemática

5.1 Introdução.....	70
5.2 Modelo Semi-Empírico.....	68
5.3 Modelo Empírico.....	74

Capítulo 6. - Conclusões e Sugestões

6.1 Conclusões.....	82
6.2 Sugestões.....	84

Referências Bibliográficas.....	85
---------------------------------	----

Apêndice A - Curvas de Calibração.....	89
--	----

Apêndice B - Programas Desenvolvidos.....	96
---	----

Apêndice C - Dados Experimentais.....	107
---------------------------------------	-----

Apêndice D - Obtenção do Modelo Empírico.....	151
---	-----

Nomenclatura

a	área interfacial específica
A_r	área da seção transversal do duto de recirculação [cm^2]
A_t	área da seção transversal do duto de transporte [cm^2]
C_1	coeficiente da equação 4.1
C_2	coeficiente da equação 4.1
D_c	diâmetro da coluna de bolhas [m]
D_r	diâmetro do duto de recirculação [cm]
D_t	diâmetro do duto de transporte [cm]
d	diâmetro dos injetores [cm]
d_B	diâmetro médio de bolhas [cm]
g	aceleração da gravidade [cm/s^2]
H	altura inicial de líquido [cm]
h_d	altura de dispersão [cm]
H_L	altura de líquido [cm]
K	coeficiente da equação 3.6
K_f	coeficiente de fricção total
L	comprimento do duto de transporte [cm]
L_e	comprimento equivalente [cm]
L_E	comprimento de entrada [cm]
m	coeficiente da equação 3.6
n	fator de fricção
Q_G	vazão volumétrica de gás [cm^3/s]
Q_L	vazão volumétrica de líquido [cm^3/s]
R_G	leitura de escala do rotâmetro de gás
R_L	leitura de escala do rotâmetro de líquido
U_b	velocidade de ascensão das bolhas [cm/s]
U_G	velocidade superficial de gás [cm/s]
U_L	velocidade superficial de líquido [cm/s]
V_{lt}	velocidade linear de gás [cm/s]

V	volume de dispresão de gás-líquido [cm^3]
V_G	volume de gás [cm^3]
V_L	volume de líquido [cm^3]
V_T	volume total [cm^3]
x	coeficiente das equações 3.4 e 3.5
y	coeficiente das equações 3.4 e 3.5

letras gregas

α	coeficiente das equações 2.2, 2.3 e 2.4
β	coeficiente da equação 2.2
ϵ	fração de gás retido
τ	tensão de cisalhamento [dyn/cm^2]
δ	gradiente de cisalhamento [$1/\text{s}$]
μ_r	viscosidade real da solução não newtoniana [cp]
μ_r	viscosidade real média da solução não newtoniana [cp]
μ_a	viscosidade da água [cp]
μ_L	viscosidade da solução newtoniana [cp]
ρ_L	massa específica da solução [g/cm^3]
ρ_a	massa específica da água [g/cm^3]

subscritos

LB	grandes bolhas
SB	pequenas bolhas
r	duto de recirculação
t	duto de transporte

CAPÍTULO 1. - INTRODUÇÃO

1.1 Introdução

Reatores airlift são equipamentos de contato gás-líquido pertencentes a família da coluna de bolhas, isto é, são vasos cilíndricos de elevada altura e diâmetro, providos de agitação pneumática. De fato, o reator airlift é originário de uma modificação sofrida pela coluna de bolhas com a introdução de um tubo vertical central, o que proporcionou um aumento da taxa de transferência de massa além do estabelecimento de um fluxo padrão de líquido no reator.

Reatores airlift constituem-se basicamente de dois dutos verticais interconectados. O primeiro duto, o duto de transporte, serve para promover o contato e o transporte gás-líquido ascendente. O segundo duto, o duto de recirculação (ou vertedor) permite o reciclo da fase líquida para a base do reator. Em operação, gás é injetado e distribuído na base do duto de transporte, proporcionando uma mistura das duas fases. As bolhas de gás induzem o líquido a fluir verticalmente no duto. No topo do reator as duas fases se separam e grande parte do gás deixa o equipamento. Dependendo do fluxo da fase líquida, pequenas bolhas podem ser arrastadas pelo líquido para a base do reator, através do duto de recirculação. O líquido que reentra no duto de transporte é novamente arrastado pelo gás, fechando assim o ciclo.

A circulação induzida de líquido é uma característica dos reatores airlift garantindo eficiente mistura e homogeneização das fases no reator, bem como altos coeficientes de transferência de massa e calor. A “força motriz” dessa circulação é a diferença entre a densidade do líquido no duto de recirculação e a densidade da mistura gás-líquido no duto de transporte.

1.2 Configurações geométricas de reatores airlift

De um modo geral, reatores airlift se apresentam em uma das seguintes configurações geométricas:

a) com recirculação interna (Figura 1.1). Nesta configuração os dutos de transporte e de recirculação podem simplesmente estar divididos por uma chicana, ou se constituírem de dois cilindros concêntricos. Nesta última configuração a injeção de gás pode ser tanto no tubo central quanto na região anular.

b) com recirculação externa (Figura 1.2). Neste caso os dutos de transporte e de recirculação constituem-se de tubos distintos e separados, interconectados na base e no topo do reator. Uma vantagem desta configuração é que o duto de recirculação pode ser utilizado, se necessário, como trocador de calor.

Os desempenhos característicos de reatores airlift com recirculação interna e externa são comparados na Tabela 1 (Chisti (1989)).

Tabela 1. Desempenho relativo de bioreatores com recirculação externa e interna			
		Recirculação	
Parâmetros	Externa	Interna	
transferência de massa	baixo	alto	
fração total de gás retido	baixo	alto	
fração de gás retido no duto de transporte	baixo	alto	
fração de gás retido no duto de recirculação	baixo	alto	
circulação de líquido	alto	baixo	
tempo de circulação	baixo	alto	
turbulência no líquido (Re)	alto	baixo	
coeficiente de transferência de calor	alto	baixo	

A seleção preliminar entre recirculação externa e interna pode ser feita com base nos dados da Tabela 1, de acordo com a aplicação desejada. Para o tratamento de efluentes, por exemplo, de acordo com uma menor demanda de oxigênio requerida e uma melhor definição do tempo de residência, o reator que melhor atende a estes requisitos é o de recirculação externa.

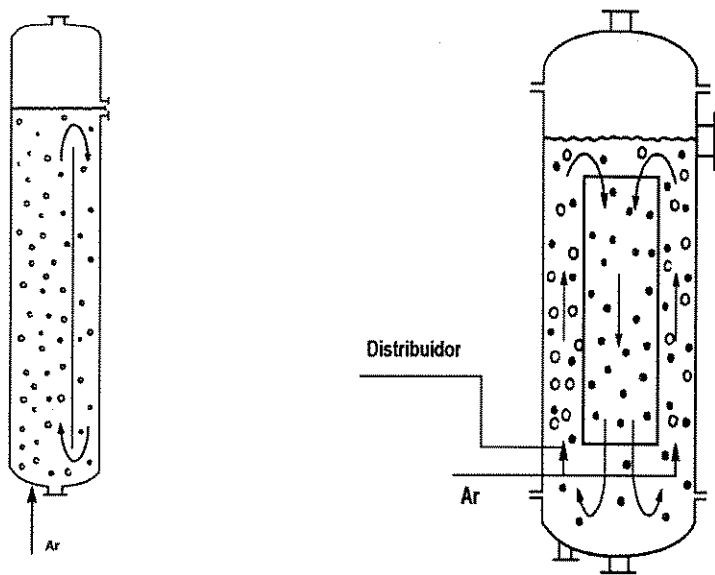


Figura 1.1 - Reator airlift com recirculação interna

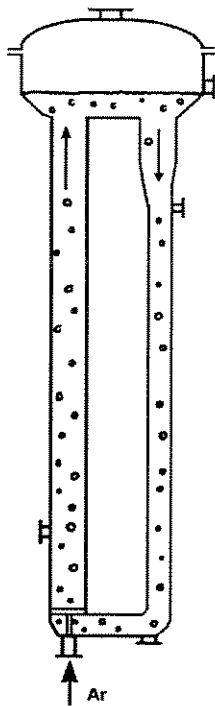


Figura 1.2 - Reator airlift com recirculação externa.

1.3 Aplicações de reatores airlift

Reatores airlift têm encontrado grande aplicação em processos fermentativos. Nos últimos 40 anos a indústria de fermentação fez uso basicamente de fermentadores em batelada mecanicamente agitados. No entanto, é a utilização de fermentadores do tipo airlift que mais tem crescido nos últimos anos, por apresentar maior economia de capital e reduzido custo de operação.

Em processos de fermentação aeróbica as vantagens de reatores airlift estão relacionadas com a geometria e com o padrão de circulação do líquido. São equipamentos de construção relativamente simples e de fácil manutenção devido a ausência de partes móveis. Por não utilizar agitação mecânica, contam apenas com o gás injetado para proporcionar a energia global requerida, necessária para agitação e mistura do meio fermentativo. A ausência de partes móveis também reduz grandemente os possíveis problemas com contaminação no fermentador.

Um número significativo de processos de produção baseados na biotecnologia dependem de uma alta demanda de oxigênio, sendo os reatores airlift adequados para este uso. Um exemplo de reator airlift utilizado em processos biotecnológicos, na produção de proteínas "single-cell-protein", é mostrado na Figura 1.3. Este foi construído pela ICI em Billingham, Inglaterra, tendo 61 metros de altura.

O reator airlift também pode ser aplicado em fermentações anaeróbicas. Uma idéia de aplicação desse tipo de fermentador no Brasil é na indústria de produção de álcool etílico por fermentação.

Utilizando-se um reator airlift o etanol poderá ser retirado do fermentador, a medida em que for produzido, por "stripping" em bolhas, utilizando o próprio gás carbônico produzido na fermentação alcoólica, funcionando dessa forma, também, como um separador.

Esse processo apresentará clara vantagem sobre o processo convencional, pois a destilação será feita sobre uma quantidade menor de vinho, sendo este mais rico em etanol e livre de resíduos. Isso reduzirá a energia gasta

para a concentração do etanol, consequentemente reduzirá as dimensões da coluna de destilação.

A retirada do etanol se realizará em circuito fechado, evitando também desperdícios de evaporação que ocorrem no processo convencional. Com a retirada do produto da reação, o equilíbrio deste é deslocado na direção da formação do álcool, aumentando-se a velocidade de reação e conseguindo-se altas conversões.

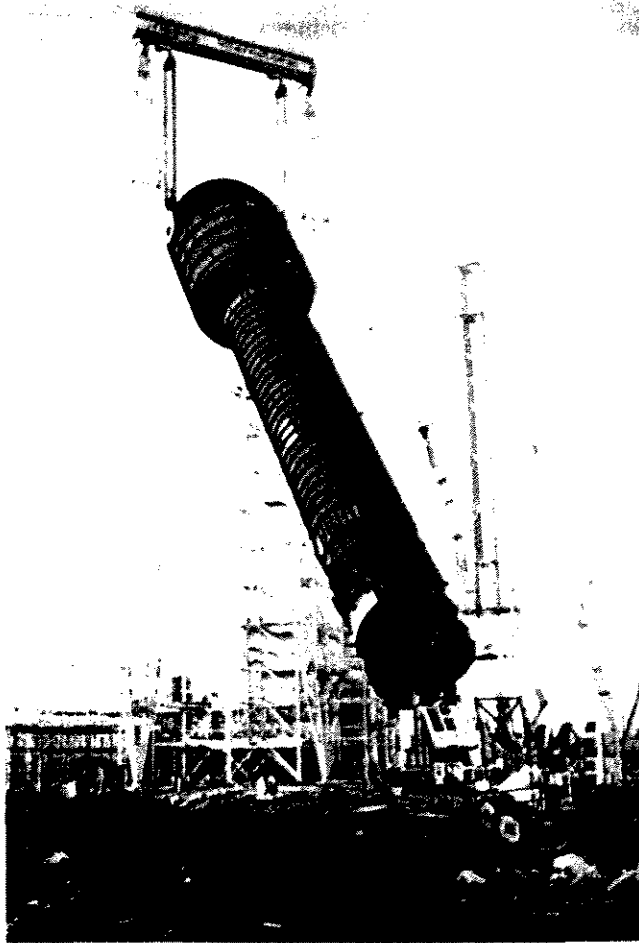


Figura 1.3 - Um dos maiores reatores airlift em uso no mundo

A retirada contínua de etanol também permitirá manter uma concentração alcoólica suportável pelas leveduras. Isto facilitará uma fermentação contínua, que oferece vantagens sobre o processo convencional, com produção uniforme, melhor controle sobre a qualidade do produto, além de um aumento de

produtividade, pois são evitadas as fases de limpeza e partida da coluna de destilação.

Como a reação de fermentação libera grande quantidade de gás carbônico, o mosto fermentante deverá estar saturado do mesmo, não havendo então, transferência de gás carbônico para o meio.

O reator airlift também deverá promover a agitação necessária para a homogeneização do meio, além de poder fornecer oxigênio injetado na corrente de gás carbônico à entrada do reator, de acordo com a necessidade.

Embora o reator bioquímico do tipo airlift apresente vantagens, em relação ao fermentador clássico, principalmente no manuseio de culturas aeróbias não é largamente utilizado na indústria, devido a falta da tecnologia necessária para o seu projeto e operação.

O uso comercial de equipamentos airlift não é exclusivo da fermentação, estes são utilizados também como absorvedores, em operações a altas temperaturas e pressões, e no bombeamento de líquidos corrosivos.

1.4 Objetivos

Reatores airlift são do ponto de vista mecânico equipamentos de construção relativamente simples, sendo a principal dificuldade na representação matemática do reator justamente a definição da hidrodinâmica do sistema. Estudos de reatores bioquímicos do tipo airlift são recentes, sendo grande a carência de literatura. No Brasil, em particular, pouco se têm notícia sobre reatores airlift.

Visando a utilização de reatores airlift em processos de fermentação e considerando a escassez de dados encontrados na literatura sobre a operação destes reatores com líquidos viscosos, característicos de sistemas fermentativos, o presente trabalho tem por objetivo o estudo das características hidrodinâmicas desse tipo de reator.

A taxa de circulação de líquido, os regimes de escoamento desenvolvidos e a fração de gás retido no reator serão estudadas em função das condições de fluxo e geometria do equipamento. O objetivo final é analisar o desempenho do reator airlift e obter correlações para o cálculo da taxa de circulação de líquido.

CAPÍTULO 2. - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Introdução

Uma das principais dificuldades na representação matemática de reatores airlift é a definição da hidrodinâmica do sistema.

Os principais parâmetros hidrodinâmicos de reatores airlift são a velocidade de circulação de líquido e a fração de gás retido no reator. O reconhecimento do regime de escoamento, que se desenvolve durante o fluxo vertical das duas fases no duto de transporte, também é de grande importância para a caracterização hidrodinâmica do reator. Todos estes parâmetros são interdependentes e influenciam uns aos outros.

A velocidade de circulação de líquido depende basicamente do fluxo de gás, pois é exatamente originada por este fluxo. A magnitude da circulação influencia a fração de gás retida no reator e o regime de escoamento bifásico, que por sua vez dependem também das propriedades físicas das duas fases e da geometria do equipamento.

Deste modo, a modelagem e o projeto do reator airlift passa necessariamente pelo estabelecimento das relações entre velocidade de circulação de gás, retenção de gás e o fluxo de gás, propriedades físicas das fases e geometria do equipamento.

2.2 Velocidade de Circulação de Líquido

A magnitude da circulação de líquido é determinada pela diferença entre a densidade do líquido no duto de recirculação e a densidade da mistura gás-líquido no duto de transporte, influenciando direta e indiretamente em todos os principais parâmetros de desempenho de reatores airlift. A habilidade de prever a magnitude da circulação de líquido é um requisito essencial de projeto.

Vários modelos tem sido propostos para o cálculo da velocidade de líquido em reatores airlift, sendo a maioria desses modelos fundamentados em balanço de energia ou da quantidade de momento, testados na maioria para a água e soluções de sais.

Bello et al (1984) relacionam através de balanço de energia, a velocidade linear de líquido no duto de transporte em função velocidade de gás, altura de dispersão e da resistência (n) imposta ao escoamento de líquido pelo atrito nas paredes do reator e por acidentes (válvulas, cotovelos, curvas, etc.):

$$V_{lt} = \left(\frac{2 g h_d U_G}{n} \right)^{1/3} \quad (2.1)$$

Para correlacionar outros dados Bello et al (1984) relata apenas a forte influência da geometria e velocidade de gás,

$$V_{lt} = \alpha \left(\frac{A_r}{A_t} \right)^\beta U_G^{1/3} \quad (2.2)$$

onde o valor de β é 0,75. O valor de α depende da configuração geométrica do airlift sendo 1,55 para reator com recirculação externa e 0,66 para reator com tubos concêntricos.

A expressão de Bello mostra no entanto que a relação entre V_{lt} e U_G deve ser do tipo :

$$V_{lt} = \alpha (U_G)^b \quad (2.3)$$

Chakravarty et al (1974), e Hsu e Dudukovic (1980) apresentam correlações para a predição da velocidade de líquido obtidas a partir de balanços da quantidade de movimento aplicados ao circuito de fluxo no reator. No entanto, essas expressões são de natureza complexa, além de não serem funções explícitas da velocidade de gás e de parâmetros geométricos, o que torna difícil sua utilização na prática.

Popovic e Robinson (1984), (1988), (1993) trabalhando com reatores airlift e soluções com as mesmas características que aquelas utilizadas por Bello et al (1984), correlacionam a velocidade superficial de líquido em termos da velocidade de gás, viscosidade do líquido e geometria do equipamento.

$$U_L = \alpha U_G^{0,322} \left(\frac{A_r}{A_t} \right)^{0,794} \mu_r^{0,395} \quad (2.4)$$

onde α depende basicamente da altura da dispersão gás-líquido.

2.2.1 Medida da velocidade de líquido

Além do estudo da influência dos vários parâmetros sobre a velocidade de líquido vários autores tem-se dedicado ao desenvolvimento de técnicas para medir a velocidade de líquido em reatores airlift.

Vários métodos de medidas e vários estudos sobre a circulação de líquido são descritos na literatura, mas estes não são concordantes entre si. Esta discordância em parte se deve às diferentes técnicas experimentais utilizadas. Deve se ter cuidado com o método utilizado, pois este pode alterar as propriedades físico-químicas do líquido.

Alguns dos métodos mais utilizados são descritos a seguir :

(a) *medidor de orifício*

O medidor de orifício é um dos métodos mais simples e mais utilizados para medir a velocidade de circulação de líquido, sendo a calibração do medidor realizada com o auxílio de um traçador.

(b) *medidor ultra-sônico*

É um método novo e ainda pouco utilizado, sendo no entanto considerado um método muito rápido e preciso [Popovic e Robinson (1987), (1993)].

Durante a calibração do medidor o líquido deve ser aerado para que reflita o sistema em operação, garantindo assim a similaridade. A calibração deve ser feita para condições específicas de viscosidade e razão entre os diâmetros dos dutos de recirculação e transporte (D_r/D_t).

(c) medida com pulso de calor

Neste método a medida de velocidade de líquido utiliza dois termopares e um cronômetro controlado por um computador. Um pulso de calor é injetado no reator. A velocidade de circulação de líquido é calculada a partir da medida do tempo que o líquido aquecido demora para percorrer a distância entre os dois termopares. Este medidor é descrito por Koide et al (1988).

(d) medidor contínuo

Neste tipo de medidor, descrito por Philip et al (1990), dois detetores de metal, conectados a um computador, são instalados em pontos distintos no duto de recirculação. Os detetores são acionados por uma pílula de polietileno revestida por uma lamina de alumínio. A medida do tempo gasto pela pílula para percorrer a distância entre os detetores permite que a velocidade seja rapidamente calculada.

2.2.2 Influência da Resistência ao Escoamento de Líquido

A variação da resistência ao escoamento de líquido no duto de recirculação influencia a circulação de líquido no airlift. Quanto maior a resistência menor a circulação de líquido, chegando a zero quando o duto de recirculação esta completamente fechado. A grande importância deste fator é que se pode manipular a velocidade de líquido, sem alterar a configuração do reator, apenas variando a resistência ao escoamento de líquido no duto de recirculação.

2.2.3 Influência da Razão D_r / D_t

O efeito da razão D_r / D_t sobre a velocidade de líquido foi estudada por Jones (1985) e Koide et al (1984), (1988).

Para a mesma velocidade de gás, um valor máximo de circulação de líquido é obtido com a variação da razão D_r / D_t . A razão ótima, isto é a razão (D_r / D_t) para a qual a circulação é máxima é $D_r / D_t = 0,5$ segundo Jones (1985) e $D_r / D_t = 0,6$ segundo Koide e Kubota (1984). Os dados apresentados por Koide et al (1988) (Figura 2.1) mostram que para uma faixa de velocidade de gás entre 0,20 e 14,7 cm/s o valor da razão ótima (D_r / D_t) varia entre 0,50 e 0,60.

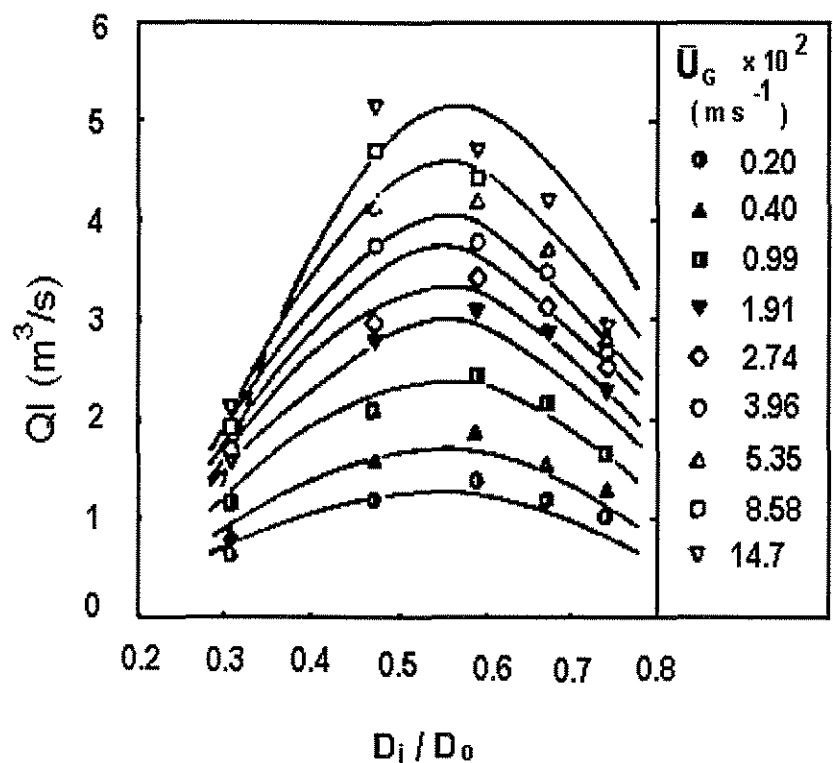


Figura 2.1 - Efeito da razão D_r / D_l e da velocidade de gás sobre a vazão de líquido (Koide et al (1988)).

2.3 Regimes de Escoamento Gás-Líquido

Quando gás e líquido fluem juntos em um duto vertical, diferentes regimes de escoamento, caracterizando a distribuição radial e/ou axial do líquido e do gás, podem ser observados dependendo das velocidades das fases, da geometria do duto e das propriedades físicas dos fluídos (Govier (1965)).

A caracterização do padrão de escoamento em geral é realizada através de observações *visuais* e *fotográficas*, mas não é adequada para definir completamente os regimes de escoamento devido a critérios adicionais, tais como escoamento laminar ou turbulento e a importância relativa de varias forças (inerciais, viscosas, etc.).

Na literatura encontram-se diferentes classificações de regimes de escoamento. Em trabalhos clássicos sobre escoamento gás-líquido Wallis (1969) e Govier e Aziz (1972) apresentam definições para os padrões de fluxo bifásico em dutos verticais.

Wallis (1969), classifica o padrão de escoamento bifásico em:

- borbulhamento;
- pistonado;
- anular;
- névoa.

Wallis (1969) define ainda alguns regimes de transição entre escoamentos. Estes regimes podem ser observados na Figura (2.2), que mostra os regimes de escoamento para um evaporador a medida que o líquido é convertido em vapor.

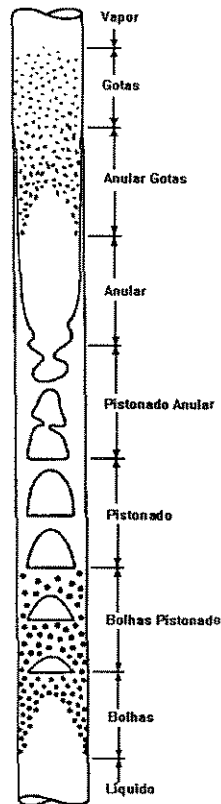


Figura 2.2 - Sequência do padrão de escoamento em um evaporador (Wallis (1969))

Govier e Aziz (1972), classificam o escoamento gás-líquido em seis regimes:

- borbulhamento;
- pistonado;
- turbulento;
- semi-anular;
- anular;
- névoa.

Os escoamentos ocorrem sucessivamente a medida que se aumenta a velocidade de gás, no entanto em seu estudo Govier tratou os três últimos regimes de escoamento como sendo um único: o anular-névoa (Figura 2.3):

A descrição básica para os regimes observados por Wallis (1969) e Govier (1972) é a seguinte:

Regime de Borbulhamento

Este regime é caracterizado por uma suspensão de pequenas bolhas em uma fase líquida contínua. O tamanho e a velocidade de ascensão das bolhas aumentam com o aumento da quantidade de gás injetado no duto. Para a mesma velocidade de gás, praticamente quase não ocorre interação e coalescência entre bolhas durante o fluxo vertical, mantendo-se o seu tamanho. As bolhas são pequenas comparadas com o diâmetro do duto de transporte, de modo que sua forma não é influenciada pela parede do tubo.

Com o aumento da velocidade de gás grandes bolhas são formadas por colisão, aderência e coalescência. O diâmetro dessas bolhas se aproximam do diâmetro do duto de transporte. Isso marca o final do regime de escoamento de borbulhamento e o início do regime de escoamento pistonado.

Regime Pistonado

As grandes bolhas têm inicialmente a forma de uma campânula. Com o aumento da velocidade de gás essas bolhas se alongam, adquirindo formato cilíndrico ao longo do corpo e aproximadamente esférico na ponta, forma esta

mais parecida com a de um projétil. Estas grandes bolhas tem um diâmetro praticamente igual ao diâmetro do duto e ascendem com velocidade uniforme, intercaladas por uma massa líquida contendo uma dispersão de pequenas bolhas. Entre as bolhas e a parede do duto existe um filme líquido relativamente fino, que escoar descendemente a uma velocidade menor do que as das porções líquidas entre as bolhas.

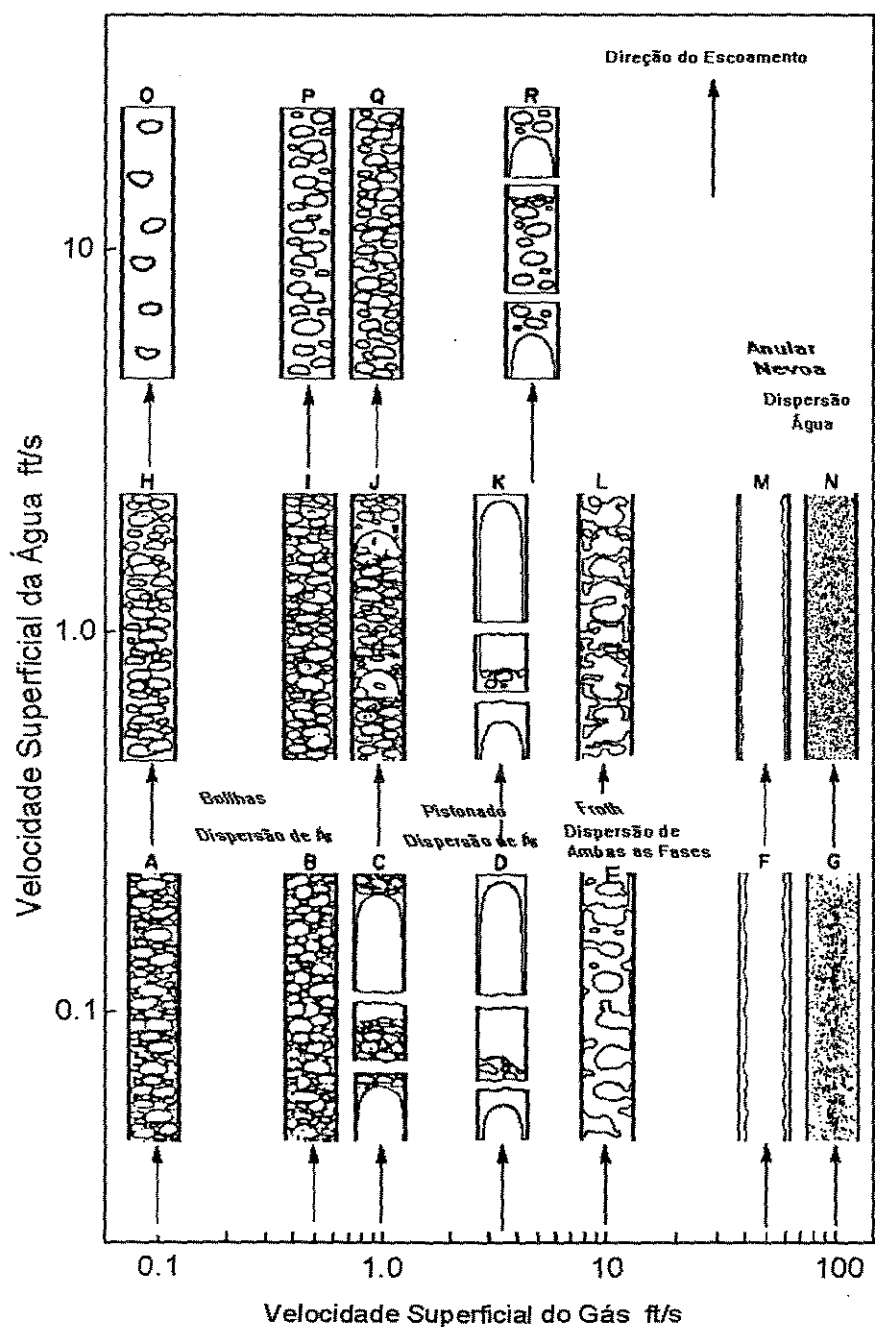


Figura 2.3 - Padrões de escoamento de uma mistura ar-água em tubo de 1 " (Govier (1957)).

Regime Turbulento

Com o aumento da velocidade de gás, a partir do regime de escoamento pistonado, ocorre um crescimento das bolhas ao mesmo tempo que surgem ondas e instabilidade no filme líquido. Essa instabilidade inicialmente causa distorção da bolha, e a seguir a penetração de líquido na bolha destruindo a forma característica desta. A continuidade da massa líquida, escoando entre bolhas, é repentinamente destruída pela alta concentração de gás no líquido. Quando isso acontece a massa líquida flue descendentemente no duto até readquirir sua continuidade, quando é novamente transportada pelo gás. Taitel et al (1980) enfatizam que o movimento oscilatório do líquido é típico do regime turbulento.

Regime Anular-Névoa

Sob altas velocidades de gás, o líquido é levado a escoar junto a parede do duto, com um movimento ondulado ascendente. O centro do duto contém unicamente gás como fase continua. Este escoamento é definido como o início do anular-névoa.

Com o aumento da velocidade de gás o filme de líquido se torna relativamente liso, resultado do atrito do líquido com o rápido escoamento de gás, e uma grande fração de líquido é arrastada na forma de gotas, pelo gás.

Para velocidades de gás maiores do que 21 metros/ s, um número significativo de gotas é arrancada do filme de líquido, formando uma névoa, originando o regime de escoamento de névoa pura.

No caso de reatores airlift e colunas de bolhas, Shah et al (1982) e Schumpe e Deckwer (1982), classificam como apenas três os regimes mais comumente observados nesses equipamentos.

- homogêneo :
 - borbulhamento;
- heterogêneo :
 - pistonado;
 - turbulento.

Estes regimes estão representados nas Figuras 2.4 e 2.5. Os regimes de escoamento não dependem unicamente da velocidade de gás, mas também do tipo de distribuidor de gás, das propriedades físico-químicas do líquido e da velocidade de líquido.

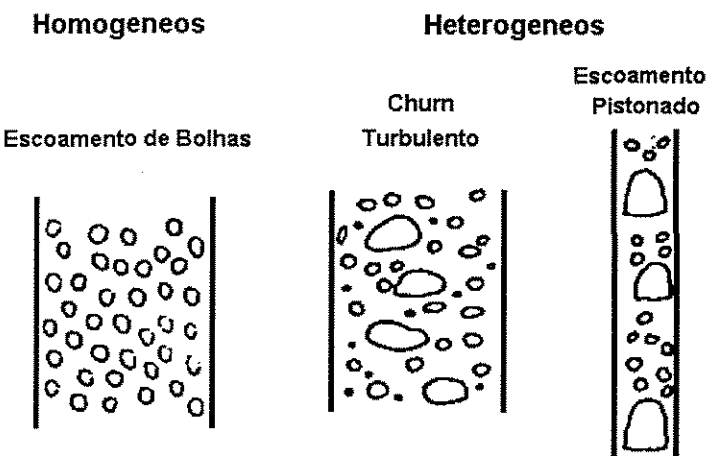


Figura 2.4 - Regimes de escoamento em coluna de bolhas (Shah et al (1982))

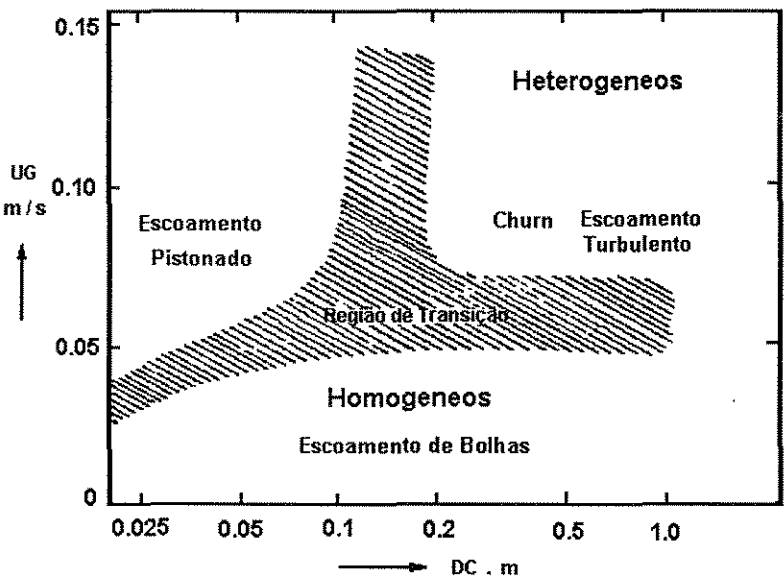


Figura 2.5 - Regimes de escoamento em função da velocidade de gás e diâmetro da coluna de bolhas, para ar-água (Shah et al (1982)).

O **Regime de Borbulhamento** tem a mesma definição apresentada por Wallis (1969) e Govier e Aziz (1972) e Taitel et al (1980).

Regimes Heterogêneo

Sob altas velocidades de gás não é possível manter a dispersão gás-líquido homogênea e a partir daí surge um escoamento não muito estável. Grandes bolhas ascendem predominantemente no centro do duto, co-existindo com uma dispersão de pequenas bolhas. Este regime nada mais é do que um regime de transição, para dutos com diâmetros inferiores a 20 cm, onde o regime de escoamento é o pistonado e para os de diâmetros superiores onde o regime de escoamento é o turbulento. No restante do duto o regime de escoamento de bolhas predomina quase que exclusivamente.

2.4 Fração de Gás Retido no Reator Airlift (ϵ)

A fração de gás ("gás holdup") é um fator importante para caracterizar o desempenho de reatores airlift. Quanto menor for a fração de gás maior será o volume de líquido no qual a reação de fermentação ocorre, proporcionando uma melhor utilização do volume total do reator. Além do mais, ϵ é de fundamental importância para a área interfacial gás-líquido disponível para transferência de massa. A fração ϵ está diretamente associada à área interfacial específica a pela equação:-

$$a = \frac{6\epsilon}{d_B} \quad (2.5)$$

onde d_B é o diâmetro médio de bolhas.

Entre os fatores que influenciam a fração volumétrica estão: diâmetro do duto, geometria do injetor, velocidade de gás, viscosidade, densidade e tensão superficial da fase líquida.

A fração de gás é definida como :

$$\varepsilon = \frac{\text{Volume de gas no reator}}{\text{volume do reator}}$$

A definição de fração de gás em geral é aplicada para as diferentes regiões do reator :

fração volumétrica no duto de transporte

$$\varepsilon_t = \frac{V_{Gt}}{V_{Rt}} = \left[1 - \frac{V_{Lt}}{V_{Rt}} \right] \quad (2.6)$$

fração volumétrica no duto de recirculação

$$\varepsilon_r = \frac{V_{Gr}}{V_{Rr}} = \left[1 - \frac{V_{Lr}}{V_{Rr}} \right] \quad (2.7)$$

onde V_G é a volume de gás, V_T volume total, V_L volume de líquido (os subscritos indicam, t duto de transporte e r duto de recirculação).

2.4.1 Influência da Velocidade de Gás e do Regime de Escoamento

As influências do regime de escoamento e das velocidades de gás e líquido sobre a fração de gás retido durante escoamento bifásico, foram estudadas por Govier e Aziz (1972) e Schumpe e Deckwer (1982).

Govier e Aziz (1972), estudaram a retenção das fases gasosa e líquida para sistemas ar-água. A Figura (2.6) mostra o quão rápido o gás "desliza" pela fase líquida durante o fluxo ascendente. A razão de velocidades apresenta um máximo quando o regime de escoamento é do tipo turbulento

Schumpe e Deckwer (1982), estudaram o efeito do regime de escoamento e da velocidade de gás sobre a fração de gás retido para várias concentrações de carboxi metil celulose (C.M.C) (Figura (2.7)). Para baixas velocidades de gás e para o regime de escoamento homogêneo a fração de gás aumenta com o aumento da velocidade de gás e concentração de C.M.C. Na transição entre o regime de escoamento homogêneo e o regime pistonado, a fração de gás se mantém constante, podendo ocorrer um ligeiro decréscimo com o aumento da velocidade de gás. Sob o regime pistonado a fração de gás retido volta a crescer com o aumento da velocidade de gás, no entanto os dados para diferentes concentrações de C.M.C. estão bem mais agrupados, mostrando que a fração de gás é pouco influenciada pela viscosidade.

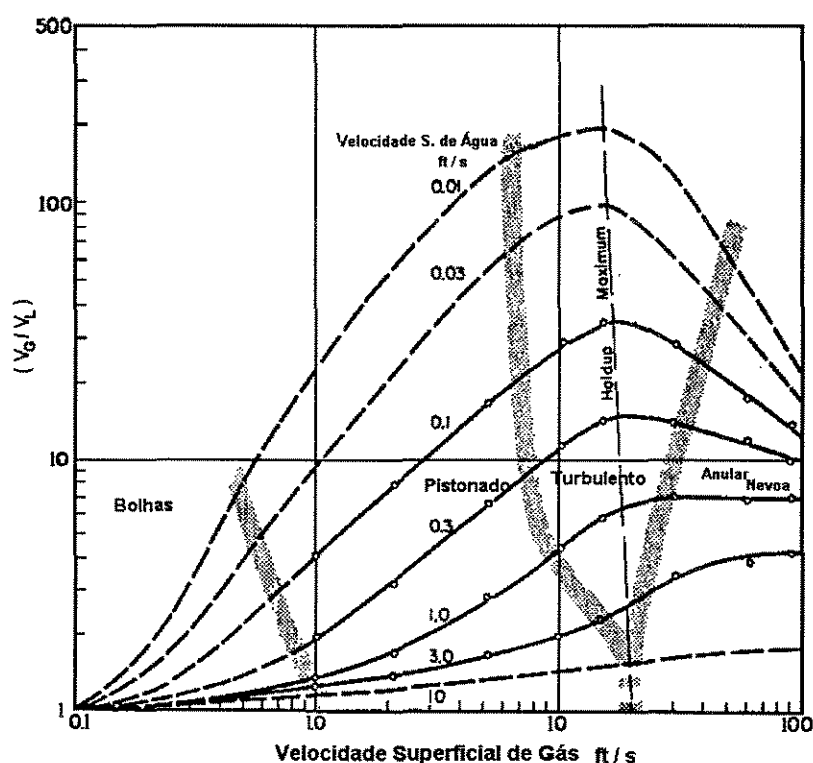


Figura 2.6 -Razão entre as velocidades lineares V_G e V_L (sistema ar-água) em tubo de 1" (Govier et al (1957)).

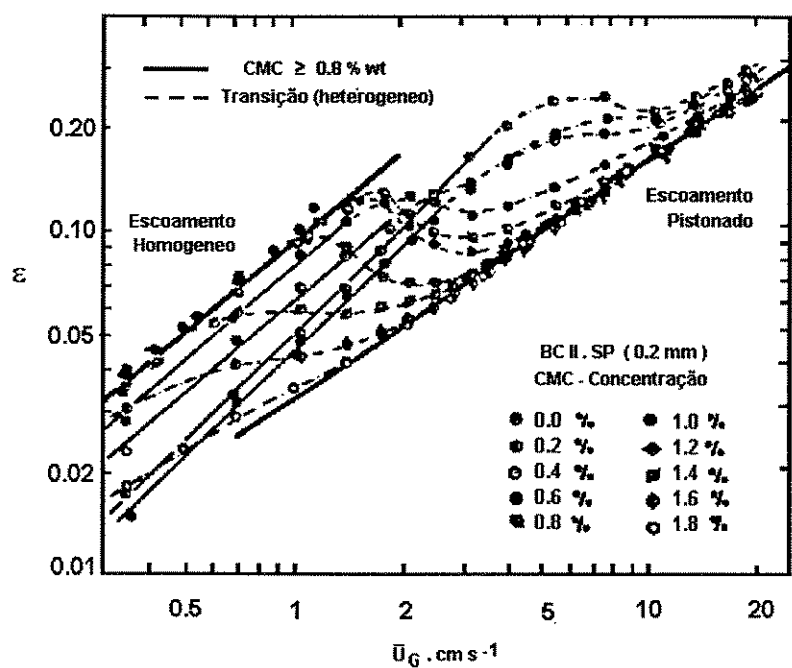


Figura 2.7 - Fração de gás retido em função da concentração de C.M.C. e da velocidade de gás (Schumpe e Deckwer (1982))

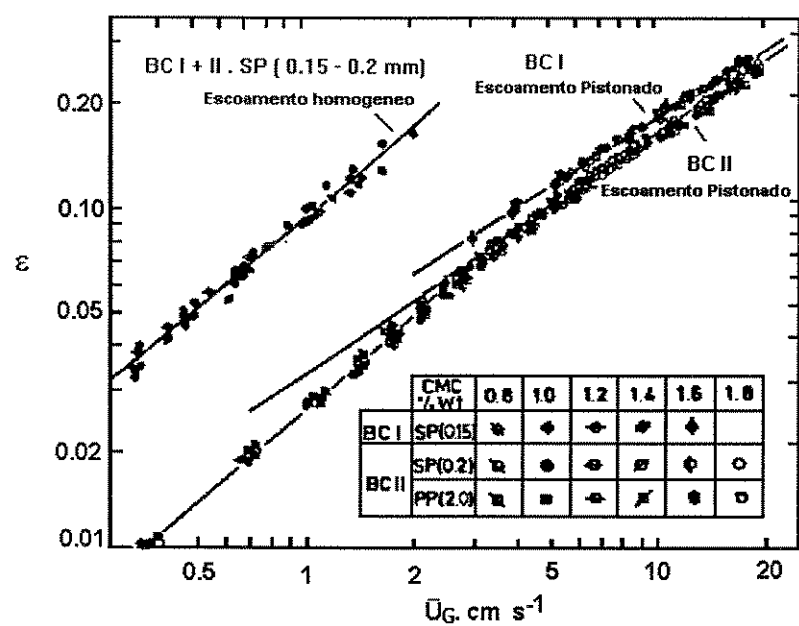


Figura 2.8 - Correlações para a fração de gás retido (concentração C.M.C. $\geq 0,8\%$) (Schumpe e Deckwer (1982)).

2.4.2 Medida de Fração de Gás

O método mais utilizado para determinar a fração de gás retido no duto de transporte (ε) faz uso de medidas da altura da dispersão gás-líquido (H_d) e da altura de líquido (H_L). Deste modo:-

$$\varepsilon = \frac{V - V_L}{V} = \frac{H_d - H_L}{H_d} \quad (2.8)$$

onde V = volume da dispersão gás-líquido ;

V_L = volume de líquido;

H_L = altura de líquido.

Para determinar ε em um reator airlift com recirculação externa, Popovic e Robinson (1988) utilizaram um sistema de válvulas para interromper o escoamento, no topo e no fundo do reator, na conexão entre os dutos de transporte e de recirculação. Depois de medir a altura da dispersão (H_d) as válvulas são fechadas e a entrada de gás é interrompida. Dez minutos depois a altura de líquido (H_L) é medida.

Philip et al (1990), trabalhando com fluidos altamente viscosos em um reator airlift com recirculação interna determina a fração total de gás retido (ε_T) e também a fração de gás retido devido às pequenas (ε_{SB}) e grandes bolhas (ε_{LB}) .

Durante o experimento, a primeira medida é a altura de líquido não aerado (H_0). Alguns segundos após o início do escoamento de gás a altura da dispersão aumenta de H_0 para H_{LB} , aumento este devido a presença de grandes bolhas na dispersão. Um aumento gradual ocorre devido ao acúmulo de pequenas bolhas até atingir o equilíbrio, e a altura é H_e . Neste momento o fluxo de gás é interrompido e as grandes bolhas deixam o reator. A nova altura da dispersão, H_{SB} , é devida unicamente as pequenas bolhas.

$$\varepsilon_T = \frac{H_e - H_o}{H_e - (V_L / A_C)} \quad (2.9)$$

$$\varepsilon_{LB} = \frac{H_{LB} - H_o}{H_e - (V_L / A_C)} \quad (2.10)$$

$$\varepsilon_{SB} = \frac{H_{SB} - H_o}{H_e - (V_L / A_C)} \quad (2.11)$$

onde A_C = área da seção transversal do reator;

V_L = volume de líquido no reator.

Sendo que:-

$$\varepsilon_T = \varepsilon_{LB} + \varepsilon_{SB} \quad (2.12)$$

Com relação a fração de gás o que ocorre é o seguinte:

Quando o escoamento de gás é iniciado ocorre um aumento imediato da altura de líquido, correspondente a fração de gás retido na forma de grandes bolhas (ε_{LB}). Com o aumento do tempo de aeração, ocorre um aumento progressivo na concentração de pequenas bolhas até atingir o equilíbrio e a fração total de gás retido se tornar ε_T . Com a interrupção do escoamento de gás, as grandes bolhas deixam o sistema e a altura da dispersão cai para um nível correspondente a fração de gás retido nas pequenas bolhas (ε_{SB}).

2.4.3 Resistência ao Escoamento de Líquido

De acordo com Merchuk e Stein (1981) a retenção de gás varia ao longo do reator airlift, sofrendo influência da resistência ao escoamento de líquido. O aumento da fração de gás retido, a medida que se afasta do distribuidor de gás, pode atingir um valor 80 % maior do que o observado próximo à base do reator.

O aumento da resistência ao escoamento de líquido no duto de recirculação provoca um aumento na circulação interna no duto de transporte, elevando deste modo os valores da fração de gás retido no duto, este aumento

atinge um máximo quando o duto de recirculação está completamente fechado, isto é quando o reator airlift com circulação externa é transformado em uma coluna de bolhas.

2.4.4 Influência do distribuidor de gás

Estudos sobre a influência do tipo e das dimensões do distribuidor de gás sobre a fração de gás retido são quase inexistentes na literatura. Os poucos dados encontrados tratam da comparação entre distribuidores do tipo placa perfurada e tubo injetor (Merchuk e Stein (1981)). Em geral o perfil da fração de gás retido ao longo do duto de transporte quando o distribuidor é apenas um tubo tem valores ligeiramente maiores do que aqueles observados com placas perfuradas. Uma comparação entre distribuidores do tipo placa perfurada mostra que o aumento do diâmetro dos orifícios na placa faz diminuir a retenção de gás no reator (figura 2.8).

Nenhum estudo foi encontrado sobre a influência do diâmetro do tubo injetor sobre a retenção de gás.

2.5 Hidrodinâmica de Airlifts Operando com Líquidos Altamente Viscosos

Quando o reator airlift opera com líquidos altamente viscosos a “população” de bolhas é bimodal.

Segundo Joshi et al (1990) o reator pode ser dividido internamente em duas regiões de acordo com o tipo de bolhas. Na primeira região próxima ao fundo do reator, o escoamento de líquido e o tamanho de bolhas é governado pelo tipo de distribuidor de gás. No restante do reator o tamanho das bolhas independe do tipo de distribuidor, sendo governado pelo escoamento de líquido.

Em líquidos altamente viscosos dois tipos de bolhas são observadas :

- grandes bolhas;
- pequenas bolhas.

Observações visuais, suportadas por fotografias (Philip et al (1990)), sugerem dois mecanismos de formação de pequenas bolhas :

1. Durante o processo de coalescência próximo ao distribuidor de gás, as bolhas arrastadas se alongam e se quebram em pequenas bolhas;

2. As grandes bolhas se quebram na superfície do líquido gerando pequenas bolhas que são arrastadas descendentemente pelo escoamento de líquido. Sob baixas velocidades de gás, a velocidade de circulação de líquido não é alta o suficiente para arrastar as pequenas bolhas formadas próximo ao distribuidor de gás até a superfície da fase líquida.

As pequenas bolhas respondem por apenas 0,3 % a 0,5 % do escoamento de gás, porem de acordo com Philip et al (1990) elas podem representar até metade do gás retido em líquidos newtonianos, mas muito menos em líquidos não newtonianos.

Dados publicados por Schürgel (1981) mostram que a distribuição das bolhas varia ao longo do reator, além do que o diâmetro das bolhas aumenta a medida que se distanciam do distribuidor de gás.

Influência do Tempo de Aeração

Diferente do que ocorre no sistema ar-água em líquidos altamente viscosos, a fração de gás retido varia com o tempo de aeração. Isto pode ser observado na Figura 2.9 (Philip et al (1990)).

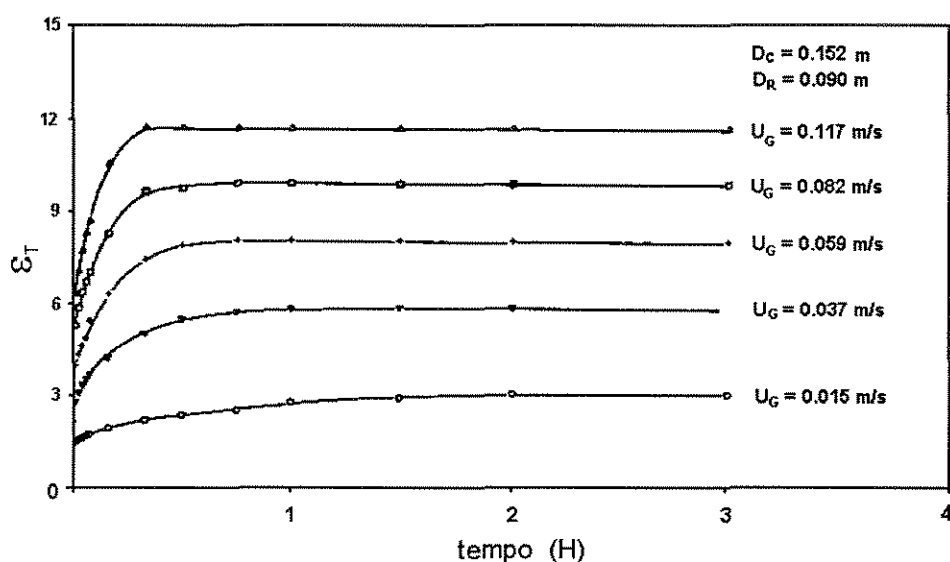


Figura 2.9 - Variação da fração de gás com o tempo de aeração (Philip et al (1990)).

Influência da Viscosidade do Líquido

O comportamento das bolhas e da dispersão gás-líquido em líquidos altamente viscosos é bem diferente daquela para líquidos de baixa viscosidade. Sob altas viscosidades, ocorre uma inibição da quebra das bolhas de gás, com o consequente aumento no tamanho destas bolhas. A diminuição da quantidade de pequenas bolhas, devido ao aumento da viscosidade e do número de grandes bolhas, ocasiona também uma diminuição da fração de gás retido. Este comportamento é relatado por Philip et al (1990) e Joshi et al (1990), e é mais pronunciado no regime de borbulhamento. Com o regime pistonado o efeito da viscosidade menos pronunciante. Este comportamento pode ser observado nos dados publicados por Schumpe e Deckwer (1982) (Figuras 2.7 e 2.8).

2.6 Conclusão

No presente capítulo foram analisados os principais parâmetros hidrodinâmicos que influenciam no comportamento de reatores airlift. É possível perceber que a determinação e estudo de parâmetros como a velocidade de líquido, a retenção de gás, bem como o reconhecimento dos regimes de escoamento desenvolvidos, são de fundamental importância para a caracterização hidrodinâmica do reator. As relações de dependência entre estes parâmetros também são de extrema importância para a caracterização pretendida.

CAPÍTULO 3. - TRABALHO EXPERIMENTAL

3.1 Introdução

No presente trabalho utilizou-se um reator airlift com o objetivo de estudar suas características hidrodinâmicas, quando operando com líquidos newtonianos e não newtonianos altamente viscosos.

Medidas da taxa de circulação de líquido, da fração de gás retido no reator e observações dos regime de escoamento bifásico foram realizadas para diferentes vazões de gás, volumes de líquido e geometria do equipamento.

3.2 Montagem experimental

A Figura 3.1 mostra um esquema da montagem experimental. O equipamento utilizado tem a configuração geométrica básica de um reator airlift com recirculação externa.

Um duto vertical, o duto de transporte [1], é utilizado para promover o contato e elevação da mistura gás-líquido, enquanto que um segundo duto, o duto de recirculação [2], permite o reciclo de líquido de volta ao duto de transporte. Os dois dutos estão interconectados na base e no topo do reator.

A base do reator [5] consiste de um cubo de acrílico com 160 mm de lado. No topo do reator o separador gás-líquido [4] consiste de uma caixa em acrílico de seção quadrada, com 250 mm de lado, aberta para a atmosfera.

O duto de transporte [1] é constituído de um tubo de acrílico, o que permite a visualização dos regimes de escoamento gás-líquido. As conexões que ligam o duto de transporte à base do airlift são de tal modo que permitem a utilização de tubos de diferentes diâmetros.

Um reservatório de líquido [3], de 64 mm de diâmetro e 2,3 m de altura, está conectado com a base do airlift permitindo alimentação direta de líquido ao equipamento. Deste modo o equipamento opera como se não houvesse resistência ao fluxo de líquido na linha de recirculação. Um medidor de nível, acoplado ao reservatório de líquido, permite a leitura da altura de líquido neste reservatório, bem como a determinação da altura manométrica de líquido na base do duto de transporte.

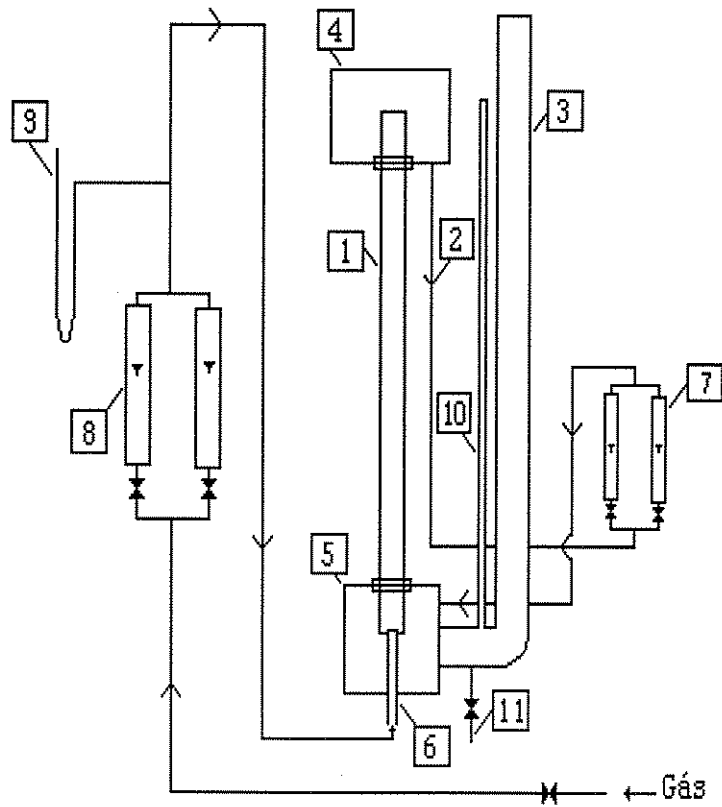


Figura 3.1. Esquema da montagem experimental

- | | |
|-----------------------------|---------------------------|
| [1] duto de transporte | [7] rotômetros de líquido |
| [2] duto de recirculação | [8] rotômetros de gás |
| [3] reservatório de líquido | [9] manômetro de mercúrio |
| [4] separador gás-líquido | [10] indicador de nível |
| [5] base do reator | [11] dreno |
| [6] injetor de gás | |

Dois rotâmetros [7], cobrindo diferentes faixas de vazões, estão instalados na linha de recirculação [2] permitindo medidas da quantidade de líquido arrastado pelo gás no duto de transporte [1].

Ar comprimido é introduzido no duto de transporte por meio de um injetor [6] situado na base do airlift. As conexões que ligam o injetor à base do equipamento são de tal modo que permitem: (a) variação da altura de injeção no interior do duto de transporte e (b) variação da geometria (diâmetro e/ou tipo) do injetor. Dois rotâmetros [8] e um manômetro de mercúrio [9] permitem medidas da vazão e da pressão do ar na linha de gás.

3.3 Condições de operação

No presente trabalho foram utilizados os seguintes sistemas gás-líquido:- (a) ar-água; (b) ar-soluções aquosas de poli acril amida 0,13 % e 0,30 % em peso.

Como duto de transporte foram utilizados tubos de acrílico de 2 metros de altura e diâmetros de 2,7 cm e 5,3 cm.

Como injetor de ar foram utilizados tubos de PVC com diâmetros internos de 0,25 cm, 0,5 cm e 1,0 cm.

As vazões de ar utilizadas estiveram na faixa de 1 a 75 litros / min.

Os volumes das cargas líquidas adicionadas ao reator corresponderam à alturas iniciais de líquido na faixa entre 80 cm e 180 cm.

3.4 Medidas experimentais

Para diferentes condições de:

1. vazão de ar;
2. volume de líquido adicionado ao airlift;
3. diâmetro do duto de transporte;
4. diâmetro do injetor;
5. viscosidade do líquido.

o trabalho experimental consistiu em:

(a) medir a taxa de recirculação de líquido e a fração volumétrica de gás retido no airlift

(b) identificar visualmente os regimes de fluxo gás-líquido desenvolvidos durante escoamento bifásico no duto de transporte.

Medidas da vazão de líquido

As medidas da quantidade de líquido arrastado pelo gás foram realizada por meio de dois rotâmetros localizados na linha de recirculação. Os dois rotâmetros foram calibrados de acordo com recomendações da literatura (Popovic (1987), (1993)), onde as soluções são aeradas anteriormente para assegurar similaridade na operação. A calibração foi realizada para todas as soluções por meio de proveta e cronômetro e as cartas de calibração encontram-se no Apêndice A.

Ao longo do presente trabalho, a quantidade de líquido arrastada pelo gás é expressa em termos da velocidade superficial de líquido no duto de transporte. Esta velocidade é dada por:

$$U_L = Q_L / A_t \quad (3.1)$$

onde Q_L é a vazão volumétrica de líquido e A_t é a área da seção transversal do duto de transporte.

Medidas da vazão de gás

As medidas da vazão de gás foram realizadas por meio de dois rotâmetros localizados na linha de gás. Os rotâmetros foram previamente calibrados por meio de um aparelho "went gas meter", sendo a vazão de gás corrigida para efeitos de pressão. As cartas de calibração encontram-se no Apêndice A.

A influência do fluxo de gás foi estudada em termos da velocidade superficial de gás, dada por:

$$U_G = Q_G / A_t \quad (3.2)$$

onde Q_G é a vazão volumétrica de gás.

Medidas da fração de gás retido no reator

As medidas da fração de gás retido (ε) foram realizadas utilizando-se o método de expansão de volume. Deste modo,

$$\varepsilon = [1 - (H_L / H_d)] \quad (3.3)$$

Com o airlift em operação, a altura da dispersão gás-líquido (H_d) é constante e igual a altura do duto de transporte, isto é $H = 200$ cm. A altura de líquido (H_L) corresponde a altura manométrica de líquido na base do reator, medida pelo indicador de nível de líquido acoplado ao reservatório de líquido.

Medidas da viscosidade do líquido

Medidas das viscosidades das soluções de poli acril amida 0,13% e 0,30% foram feitas através de um viscosímetro de torque - Rheotest 2.1.

A relação entre tensão de cisalhamento (τ) e gradiente de cisalhamento (δ) obtidas para as soluções de poli acril amida é do tipo:

$$\tau = y \delta^x \quad (3.4)$$

onde y e x são as constantes que descrevem o comportamento do escoamento.

A viscosidade, μ , é dada por:

$$\mu = \tau / \dot{\gamma} = y (\dot{\gamma})^{x-1} \tag{3.5}$$

Estimativas da viscosidade real, μ_r no reator foram obtidas através da correlação proposta por Nishikawa (1977), aqui modificada para atender as soluções e regimes estudados. Para as soluções de poli acril amida, na presença de regime de escoamento pistonado, utilizou-se a seguinte equação:

$$\mu_r = k (5 U_G)^{m-1} \qquad (U_G \geq 4 \text{ cm /s}) \tag{3.6}$$

Tabela 3.1. Valores das constantes y , x (equação (3.4)) e das viscosidades medidas.

	solução 0,13 %	solução 0,30 %
y ,	466,6	1663,7
x ,	0,3288	0,4490
faixa de $\dot{\gamma}$, (dyn/cm ²)	2,9 a 215,0	
viscosidade μ ($= 1/ \dot{\gamma}$), cP	8 a 802	13 a 3388

Tabela 3.2. Valores das constantes k , m (equação (3.6)) e das viscosidades estimadas.

	solução 0,13 %	solução 0,30 %
k ,	466,6	1663,7
m ,	0,3288	0,4490
faixa de μ_r (cP)	18 a 127	33 a 342

3.5 Procedimento experimental

Uma dada carga líquida, de volume pré-estabelecido, é adicionada ao equipamento no início de cada experiência. O medidor de nível acoplado ao reservatório de líquido indica a altura de líquido no equipamento, correspondente ao volume adicionado.

O injetor de ar é ajustado na posição previamente escolhida, iniciando-se então a alimentação de ar, a uma vazão pré-estabelecida para a experiência.

Os rotâmetros de líquido tem seus registros totalmente abertos, de modo que a indicar a quantidade de líquido arrastado pelo gás no duto de transporte.

Sob vazão constante de ar, leituras finais da vazão de líquido e da altura manométrica de líquido no duto de transporte, são feitas após estabelecimento do estado estacionário no airlift. Realizadas estas leituras, a vazão de gás é aumentada e o procedimento é repetido, até cobrir a faixa de vazões estabelecida.

Com as soluções de poli acril amida, um segundo tipo de experiência foi realizada com o objetivo de analisar a influência do tempo de aeração sobre a retenção de gás no duto de transporte. Neste caso para uma dada altura de líquido e vazão de gás, acompanhou-se a variação, com o tempo, da altura manométrica de líquido no duto de transporte. Esta experiência foi repetida para diferentes condições de operação, sempre partindo de uma solução líquida completamente desgaseificada.

3.6 Tratamento dos Dados

Os dados experimentais obtidos no presente trabalho estão listados nas tabelas das seções C.1 a C.3 do Apêndice C. Como descrito anteriormente, as experiências listadas no Apêndice C foram realizadas de maneira “dinâmica”, isto é, para uma dada altura inicial de líquido no airlift mediu-se a variação da vazão de líquido e da altura manométrica de líquido a medida que a velocidade de gás era aumentada, até cobrir a faixa de vazões estabelecida.

Deste modo, para realizar a análise dos resultados que será descrita no Capítulo 4, os dados experimentais foram tratados da seguinte maneira: para cada experiência listada no Apêndice C, foram construídos dois gráficos: 1) altura manométrica de líquido (H_L) versus velocidade de gás (U_G) e 2) altura manométrica de líquido (H_L) versus velocidade de líquido (U_L). Para cada curva construída buscou-se o melhor ajuste dos dados, em geral, um ajuste polinomial. A partir destes gráficos é que foram obtidos, para a mesma altura de líquido (H_L), os pares de velocidade de gás (U_G) e velocidade de líquido (U_L) utilizados na construção dos gráficos apresentados no Capítulo 4.

CAPÍTULO 4. - ANÁLISE DOS RESULTADOS

4.1 Introdução

No presente capítulo são apresentados os resultados obtidos experimentalmente, bem como a análise dos mesmos visando um melhor entendimento do funcionamento do reator airlift. Serão descritos os regimes de escoamento observados, bem como as influências da velocidade de gás, altura de líquido e diâmetro do injetor de gás sobre a velocidade de circulação de líquido e a fração de gás retido no airlift.

4.2 Regimes de escoamento

Os regimes de escoamento observados estão resumidos na Tabela 4.1, de acordo com as faixas experimentais de velocidade superficial de gás, altura de líquido e velocidade de circulação de líquido no airlift.

Para o duto de transporte de 2,7 cm de diâmetro o regime de escoamento predominante é o regime *pistonado*. A maior parte do gás flui na forma de grandes bolhas em forma de um projétil, cujo diâmetro é quase igual ao diâmetro do duto (Figura 4.1(a)). Estas bolhas ascendem no duto, separadas por massas de líquido contínuo contendo uma dispersão de pequenas bolhas (Figura 4.2(a)).

Para a mesma altura de líquido (H), o aumento da velocidade de gás leva à coalescência das bolhas em forma de projétil, que deste modo, aumentam de tamanho a medida que ascendem no duto. Como consequência dessa coalescência a porção de líquido entre bolhas se desintegra e cai no duto até que a continuidade da porção seja restaurada e a bolha seguinte consiga enfim transportá-la. Este comportamento resulta em um fluxo pulsado do líquido, definido por Taitel et al (1980) como regime *turbulento* (Figura 4.1(b)).

No caso do duto de 2,7 cm e para o sistema ar - água, o regime é *pistonado* com uma leve oscilação da fase líquida apenas no topo do duto, quando se utiliza os injetores de 0,25 e 1,0 cm. Neste caso, a oscilação é resultado da quebra das grandes bolhas na superfície do líquido, na seção de

topo do duto de transporte. Com o injetor de 0,5 cm, enquanto que para alturas de líquido $H < 100$ cm o regime é *pistonado*, para $H > 100$ cm o regime é *turbulento* e a fase líquida escoava de forma pulsada praticamente ao longo de todo o duto.

Tabela 4.1. Regimes de escoamento.

(a) Sistema: ar-água; D = 2,7 cm; d = 0,5 cm;		
faixa de U_G	faixa de $U_L = 0$ a 17 cm/s	
	80 < H < 100 cm	100 < H < 124 cm
10 a 80 cm/s	<i>pistonado</i>	<i>turbulento</i>
(b) Sistema: ar-água; D = 2,7 cm; d = 0,25; 1,0 cm;		
faixa de U_G	faixa de $U_L = 0$ a 19 cm/s	
	70 < H < 130 cm	
10 a 180 cm/s	<i>pistonado</i> , com leve oscilação no topo do duto	
(c) Sistema: ar-água; D = 5,3 cm; d = 0,25; 0,5; 1,0 cm;		
faixa de U_G	faixa de $U_L = 0$ a 5 cm/s	
	90 < H < 160 cm	
10 a 110 cm/s	<i>turbulento</i>	
(d) Sistema: ar-p.a.a.; D = 2,7 cm; d = 0,25; 0,5; 1,0 cm;		
faixa de U_G	faixa de $U_L = 0$ a 8 cm/s	
	80 < H < 140 cm	140 < H < 180 cm
5 a 60 cm/s	<i>turbulento</i>	<i>pistonado</i>

Os regimes de escoamento observados no duto de 2,7 cm com as soluções mais viscosas são os mesmos que aqueles para a água. No entanto, alguns aspectos são distintos:

- Com as soluções mais viscosas, para a mesma faixa de altura de líquido e velocidade superficial de gás, a ocorrência dos regimes de fluxo independe do diâmetro do injetor;
- Escoamento pulsado da fase líquida (regime *turbulento*) é observado ao longo de todo o duto de transporte, apenas a baixas alturas de líquido ($H < 140$ cm). Em algumas partes do duto as bolhas formadas, são tão longas (Figura 4.1(c)) que o regime de escoamento é muito semelhante ao regime *anular*, embora a velocidade superficial de gás não seja suficiente para o desenvolvimento deste regime, relatada na literatura como sendo superior a 21 m/s. Para as maiores alturas de líquido ($H > 140$ cm) o regime é *pistonado*, bem comportado, para toda a faixa de velocidade superficial de gás.

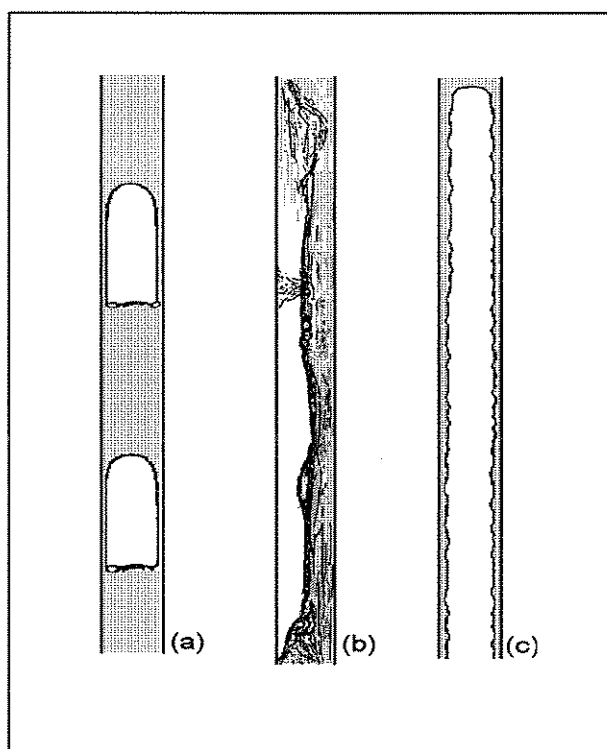


Figura 4.1. Regimes de escoamento

No caso do duto de 5,3 cm, o regime *pistonado* só é observado sob velocidades de gás inferiores a velocidade de iminência de circulação (velocidade de gás sob a qual tem início a circulação padrão de líquido no airlift).

Para a maior parte das condições estudadas o regime de escoamento é desordenado, com muita coalescência e circulação interna de líquido no duto de transporte (Figura 4.2(b)). Não foram observadas oscilações por parte da fase líquida. Merchuk e Stein (1981), consideram que o aumento da coalescência e circulação interna no duto de transporte está associada ao aumento da resistência ao fluxo de líquido no vertedor. No presente trabalho, o diâmetro do vertedor (2,5 cm) é de fato menor do que o diâmetro do duto de transporte (5,3 cm), fato que poderia explicar a coalescência e maior circulação interna de líquido. No entanto, o reservatório acoplado ao airlift permite alimentação direta de líquido para o equipamento, compensando qualquer resistência ao fluxo de líquido no vertedor.

O regime de escoamento observado no duto de 5,3 cm não pode ser classificado como “turbulento”, pois não existe oscilação da fase líquida no duto. Nesse caso a melhor definição seria regime do tipo “espuma” (“froth”), para designar uma dispersão gás-líquido com muita agitação, coalescência e circulação de líquido entre bolhas.

Geração de Bolhas

A distribuição de bolhas no contator é bimodal.

Grandes bolhas se formam junto ao distribuidor de gás a partir da rápida coalescência de pequenas bolhas, e aumentam de tamanho a medida que ascendem no duto, por coalescência com outra grande bolha. Este fenômeno é atribuído ao aumento da velocidade de ascensão da bolha posterior, causando uma diminuição da tensão superficial da bolha resultante. Isto ocorre a baixas velocidades de gás e na metade superior do duto de transporte, mas a medida que a velocidade de gás aumenta este fenômeno passa a ocorrer ao longo de todo o duto, com um aumento considerável da turbulência.

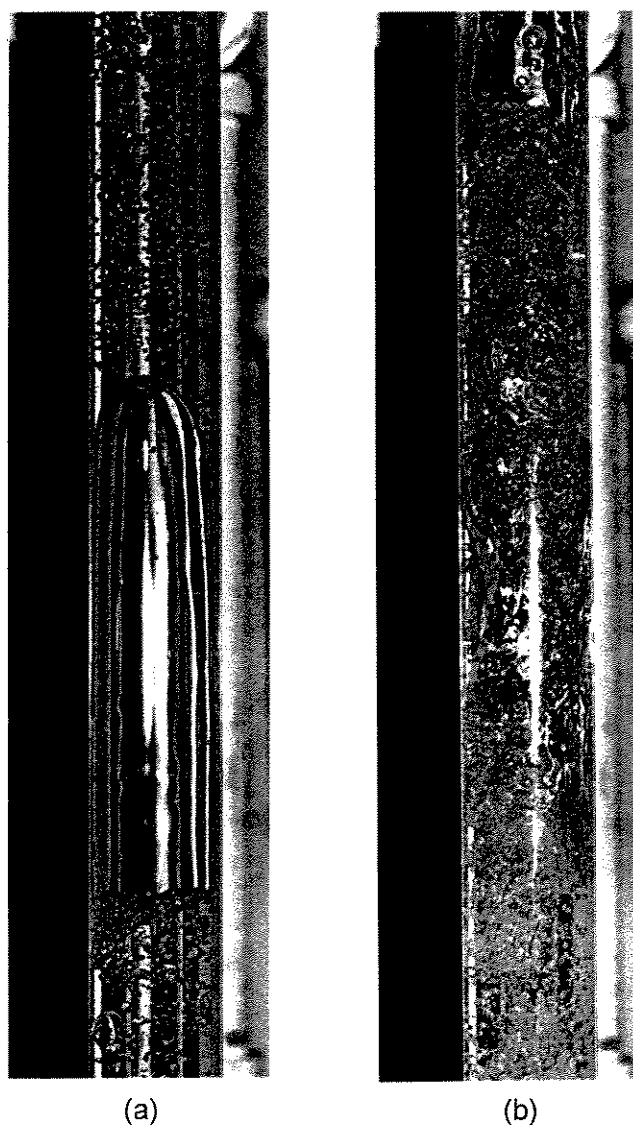


Figura 4.2. Regimes de escoamento

As *pequenas bolhas* se formam em parte junto ao distribuidor de gás e na grande maioria na superfície do líquido no topo do duto de transporte, a partir da quebra das *grandes bolhas*.

Apesar da utilização de um separador gás-líquido na seção de topo do airlift, o aumento da viscosidade da fase líquida causa um aumento na concentração de pequenas bolhas, decorrente de um maior tempo de residência destas no reator. Como as pequenas bolhas praticamente não sofrem coalescência, a medida que escoam ascendente elas conservam seu tamanho inicial, contribuindo desta maneira também para um aumento da retenção de gás com o tempo de aeração.

Em alguns casos, o período necessário para uma completa desgaseificação da solução em estudo, após o término de cada experimento, chegou a 7 horas, dependendo da viscosidade e da altura de líquido no duto de transporte.

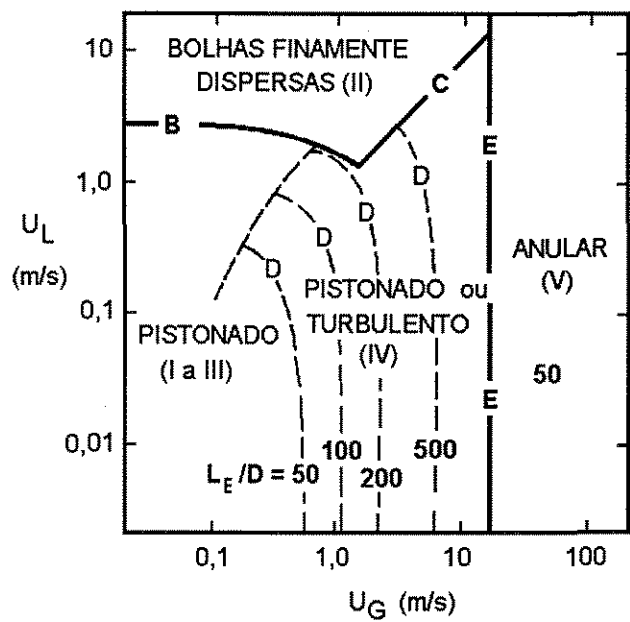
Com o objetivo de compreender melhor a ocorrência dos regimes desenvolvidos nos dutos de 2,7 e 5,3 cm, os resultados obtidos no presente trabalho são comparados com os resultados obtidos por Taitel et al (1980), mostrados na Figura 4.3.

Taitel et al (1980) estudaram os regimes de escoamento bifásico, bem como o comprimento mínimo necessário para o desenvolvimento de um regime *pistonado* estável (*comprimento de entrada*, L_E), em dutos verticais de 2,5 cm e 5,0 cm de diâmetro. Os comprimentos dos dutos utilizados não são informados pelos autores mas apenas classificados como “muitos longos”. Desde que valores de *comprimento de entrada* (L_E) da ordem de $500.D$ (onde D é o diâmetro do duto), são relatados, acreditamos que os dutos utilizados chegaram a ter pelo menos 12,5 metros de comprimento no caso do duto de 2,5 cm e 25 metros no caso do duto de 5,0 cm.

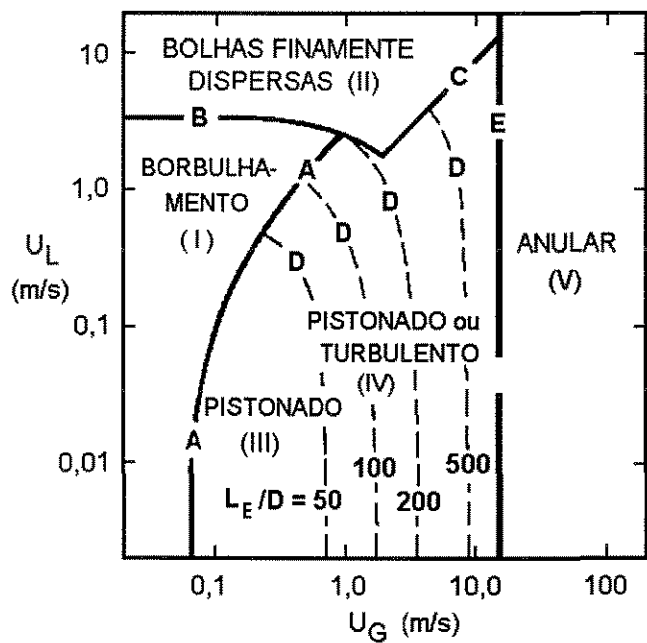
Desenvolvimento do regime pistonado

Segundo Taitel et al (1980) o regime *pistonado* se desenvolve a partir de um padrão de *borbulhamento*, quando a vazão de gás aumenta a uma extensão tal que força as bolhas a se aglomerarem e coalescerem. Se o processo de coalescência é contínuo, grandes bolhas (bolhas de “Taylor”), que ocupam a maior parte da área transversal do duto, são formadas e ascendem no duto, separadas axialmente por uma porção líquido na qual estão dispersas pequenas bolhas. Experimentos sugerem que a transição para o regime *pistonado* ocorre quando a porcentagem de gás retido no duto é cerca de 30 % do volume da mistura gás - líquido no duto.

Como será observado na seção 4.4, os valores mínimos da retenção de gás no duto de transporte, determinados no presente trabalho, estiveram entre 25% e 30 % do volume total.



(a)



(b)

Figura 4.3. Mapas de regimes de escoamento bifásico observados em duto com diâmetros de (a) 2,5 cm; (b) 5,0 cm. (Taitel et al (1980));

Velocidade de ascensão das bolhas

A velocidade da bolha de “Taylor” é dada pela relação:

$$U_b = C_1 (U_G + U_L) + C_2 \sqrt{gD} \quad (4.1)$$

Na equação (4.1) o termo $(U_G + U_L)$ representa a velocidade média da mistura gás - líquido no duto. C_1 é um fator que depende do perfil de velocidade do líquido acima da bolha de “Taylor” e C_2 é uma constante que depende das propriedades do líquido. A Tabela 4.2 mostra valores típicos das constantes C_1 e C_2 , em função da viscosidade do líquido.

Para efeito de comparação, valores da velocidade de ascensão das bolhas de “Taylor” foram calculados utilizando-se a equação (4.1). Os valores utilizados para as constantes C_1 e C_2 foram aqueles da Tabela 4.2. Para as soluções de poli acril amida 0,13 e 0,30 %, os valores das constantes C_1 foram 1,5 e 1,62, respectivamente.

Os valores da velocidade obtidos através da equação (4.1) são comparados na Figura 4.4 com os valores experimentais da velocidade da bolha. Desde que, no regime pistonado a maior parte do gás escoar na forma das bolhas de “Taylor” a velocidade de ascensão é dada por:

$$U_b = U_G / \varepsilon \quad (4.2)$$

Da Figura 4.4 observa-se que para velocidades média $(U_G + U_L)$ menores do que 40 cm/s, os valores experimentais da velocidade da bolha estão em concordância com aqueles calculados pela equação (4.1). Para valores de velocidade média > 40 cm/s a velocidade experimental foi sempre menor do aquela dada pela equação (4.1).

Tabela 4.2. Valores das constantes na equação (4.1)

Líquido	C ₁	C ₂	Referência
baixa viscosidade	1,2	0,35	Wallis (1969); Taitel et al (1980)
altamente viscoso (0,115 a 2,850 Pa.s)	1,2 a 2,0	0,24 a 0,33	Philip et al (1990)
não newtoniano	(3m + 1) / (m+1)*	0,35	Philip et al (1990)

(* m é o expoente na equação: $\tau = k \delta^m$)

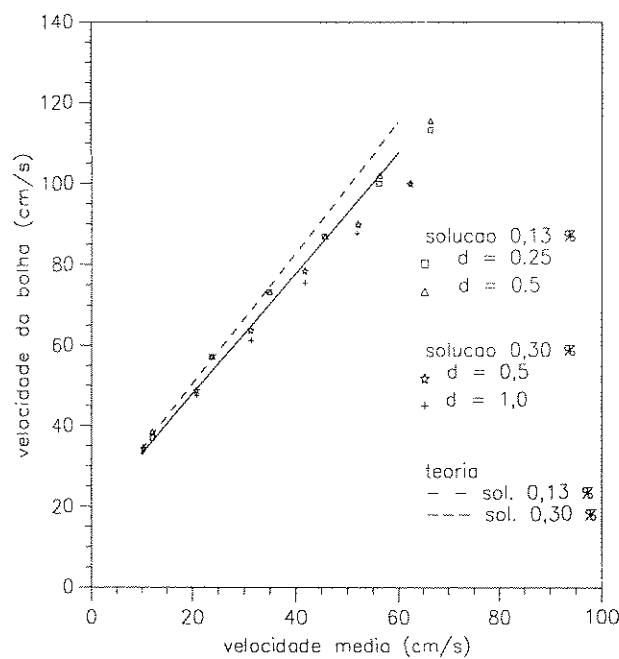


Figura 4.4. Velocidade de ascensão da bolha de “Taylor”.

O regime turbulento como “efeito de entrada”

Taitel caracteriza o padrão *turbulento* como aquela condição onde movimento oscilatório do líquido é observado. No regime *pistonado*, o líquido entre duas bolhas move-se a velocidade constante. No regime *turbulento*, a porção líquida entre bolhas é muito pequena para suportar uma ponte estável de líquido entre duas bolhas consecutivas. O filme líquido que flui descendente em volta da bolha penetra profundamente na porção líquida, criando uma mistura aerada altamente agitada, até que a porção líquida se desintegra e cai no duto. O líquido re-acumula na próxima porção, a um nível mais baixo, onde a continuidade líquida é restaurada e a porção retoma seu movimento ascendente. Este comportamento resulta em movimento oscilatório do líquido, considerado uma característica do regime *turbulento*.

Observações do processo de desenvolvimento de um regime *pistonado* levaram Taitel et al (1980) a classificar o regime *turbulento* como um fenômeno de “região de entrada” associado à existência de escoamento *pistonado* ao longo do restante do tubo. Isto é, sempre que regime *pistonado* é observado, a condição próxima da entrada parece ser “turbulenta”. Além do mais, o comprimento de entrada, ou a distância ao longo da qual “turbulência” é observada antes que regime *pistonado* estável tenha lugar, depende das vazões e tamanho do duto.

O processo de desenvolvimento de um regime *pistonado* estável, próximo da seção de entrada é assim descrito: na entrada o gás e o líquido introduzidos formam curtas porções de líquido e curtas bolhas de Taylor. Porções líquidas “curtas” são instáveis e caem no duto, misturando-se com a porção posterior, fazendo com que esta praticamente dobre de tamanho. Nesse processo, a bolha de “Taylor” seguindo a porção líquida aproxima-se da bolha anterior e coalescem enquanto a porção entre bolhas colapsa. Este processo se repete e o comprimento da porção líquida bem como o comprimento das bolhas de “Taylor” aumenta a medida que ascendem no tubo, até que a porção líquida seja longa o suficiente para ser estável e formar uma ponte competente entre duas bolhas consecutivas.

Entre a entrada e a posição na qual uma porção líquida estável é formada, a porção líquida sobe e desce alternadamente e isto é precisamente a condição do fluxo *turbulento*. A medida que a vazão de gás aumenta o comprimento desta região de entrada aumenta a uma extensão que pode ocupar o comprimento total do duto. Desta maneira, o fluxo *turbulento* é também caracterizado como um fenômeno de entrada.

Desde que, na prática, todos os tubos são de comprimento finito, Taitel et al (1980) desenvolveram um método para calcular o “comprimento de entrada” (L_E) requerido para desenvolver regime *pistonado* estável. A distancia da entrada até aquele comprimento o regime observado é o *turbulento*. Referindo-se à Figura 4.3(b), assumir que o ponto de observação está a 200 diâmetros acima da entrada do duto. Para as condições de fluxo situadas à esquerda da curva (L_E/D) = 200 e à direita da curva A, o regime é *pistonado*. Para as condições de fluxo à direita da curva D, o regime será *turbulento*, desde que a vazão de gás não seja tão alta para levar ao desenvolvimento do regime *anular*. Embora turbulência seja observada como um fenômeno de região de entrada, condições de fluxo para as quais escoamento *turbulento* existe ao longo de todo o duto também podem ocorrer. Por exemplo, na Figura 4.3(b), para um tubo cujo comprimento é menor do que 200.D, os valores de U_G e U_L localizados à direita da curva (L_E/D) = 200 irão resultar em fluxo *turbulento* ao longo de todo o duto. Em outras palavras, o duto todo se consistirá de uma região de entrada com o propósito de desenvolver regime *pistonado*.

Deste modo, comparando-se os dados de Taitel et al (1980) obtidos em dutos “muito longos”, de 2,5 e 5,0 cm de diâmetro, com aqueles obtidos neste trabalho em dutos de 2,7 e 5,3 cm e 200 cm de comprimento, concluímos que as condições de fluxo (Tabela 4.1) onde se observou um regime diferente do regime *pistonado* constituíram-se em situações onde os 200 cm do duto eram apenas uma “região de entrada” de um regime *pistonado*. Com dutos mais longos a tendência seria o desenvolvimento do regime *pistonado*, ao longo de todo o duto, como observado nos dados de Taitel et al (1980).

4.3. Velocidade de circulação de líquido

Os resultados obtidos para a velocidade de líquido estão representados nas Figuras 4.5 a 4.7 para o sistema ar-água e Figuras 4.8 a 4.10 para o sistema ar- solução de poli acril amida.

4.3.1 Sistema ar - água

As Figuras 4.5 a 4.7 mostram o efeito da velocidade do gás, da altura de líquido (H) e do diâmetro do injetor sobre a velocidade de líquido para o sistema ar-água, utilizando os dutos de 2,7 e 5,3 cm de diâmetro.

De um modo geral, para a faixa experimental estudada, a velocidade de líquido aumenta com o aumento da velocidade de gás. Este fato se deve ao aumento da “ força motriz ” para a circulação, isto é da diferença entre a densidade do líquido no vertedor e a densidade da mistura gás - líquido no duto de transporte, à medida que a velocidade de gás aumenta. No entanto, sabe-se que a velocidade de ascensão das bolhas aumenta com o aumento da velocidade de líquido (Philip et al (1990)). Deste modo a tendência da circulação é atingir um valor constante, e até diminuir, com o aumento da velocidade de gás, na medida em que o gás passa mais rapidamente pelo duto de transporte, diminuindo a “força motriz” para circulação.

Para a faixa experimental estudada com o duto de 2,7 cm de diâmetro, maiores circulações de líquido são obtidas com o injetor de 0,5 cm. (Figura 4.5(a)). Neste caso, para alturas de líquido $H \leq 100$ cm as grandes bolhas em forma de projétil (“bolhas de Taylor”) escoam de forma ordenada e contínua, coalescendo e aumentando de tamanho enquanto ascendem no duto (regime *pistonado*). Nessa região a velocidade de líquido aumenta com o aumento da velocidade de gás e altura de líquido

Para alturas $H > 100$ cm o fluxo de líquido ocorre de forma pulsada (regime *turbulento*). Neste caso, sob bbaixas velocidades de gás (< 15 cm/s) a velocidade de líquido independe da altura de líquido (H). O comportamento está bem caracterizado na Figura 4.6(a) onde se observa que pequenas variações na

velocidade de gás podem alterar bruscamente a velocidade superficial de líquido no duto de transporte.

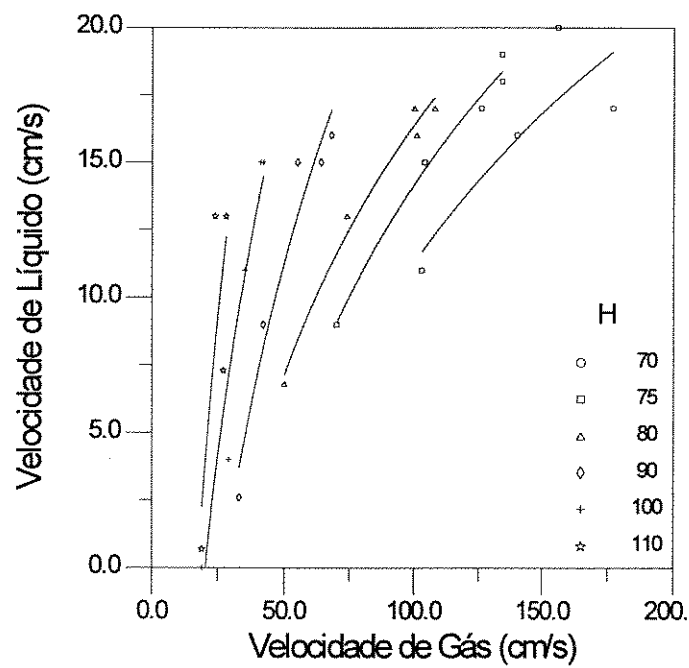
Com os injetores de 0,25 cm e 1,0 cm (Figuras 4.5(a) e 4.7(a)) as “bolhas de Taylor” são maiores e coalescem mais rapidamente. Na seção de topo observa-se uma leve oscilação no fluxo de líquido, em consequência da quebra das grandes bolhas quando estas atingem o topo do duto de transporte. Os padrões de escoamento desenvolvidos com os dois injetores são praticamente os mesmos, muito embora a turbulência e agitação gerada pelo injetor de 0,25 cm seja muito maior. Deste modo, sob o mesmo regime de escoamento, as circulações de líquido obtidas com os injetores de 0,25 e 1,0 cm são praticamente da mesma ordem de magnitude, exceto para as menores alturas de líquido ($H < 80$ cm) onde velocidades de líquido ligeiramente maiores são obtidas com o injetor de 1,0 cm.

No caso do duto de 5,3 cm de diâmetro (Figuras 4.5(b) a 4.7(b)) os regimes de escoamento desenvolvidos com os três injetores são praticamente do mesmo tipo: uma dispersão gás-líquido, com muita agitação, coalescência e circulação de líquido entre bolhas. Como veremos na seção 4.4, a retenção total de gás no duto de transporte também independe do diâmetro do injetor. Deste modo, seria de se esperar que as dependências da velocidade de líquido (U_L) em relação a velocidade de gás (U_G) e a altura de líquido (H) também fossem semelhantes para os três injetores. No entanto, isto não aconteceu.

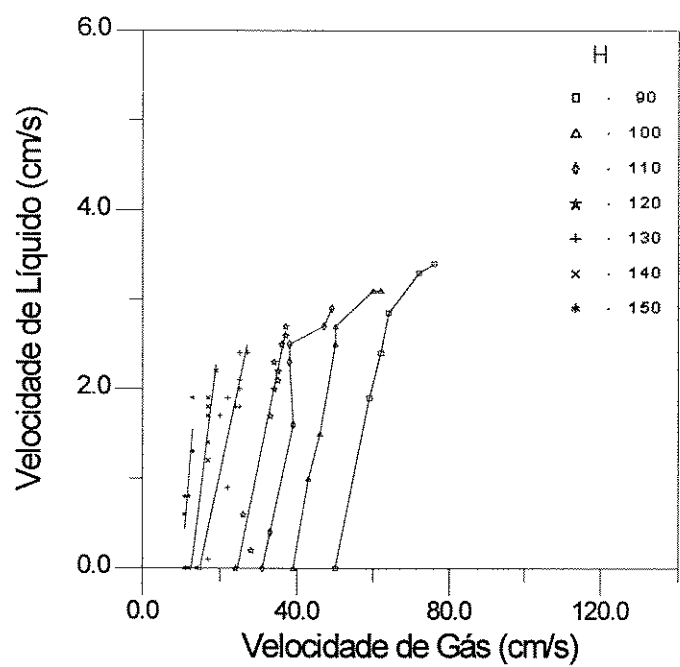
Com o injetor de 0,5 cm e particularmente a baixas alturas de líquido (por exemplo $H = 90$ cm) observa-se que aumentar a velocidade de gás acima de 65 cm/s não aumenta a circulação de líquido. Este caso em particular está de acordo com o fato de que a fração de gás no duto também permanece constante, em torno de 0,55, quando a velocidade de gás aumenta acima de 70 cm/s, independentemente do injetor. Isto é se com o aumento da velocidade de gás a fração de gás permanece constante, a “força motriz” para circulação não se altera, bem como a circulação de líquido. Isto no entanto não ocorre com os injetores de 0,25 e 1,0 cm, na faixa experimental estudada.

No duto de 5,3 cm maiores circulações são obtidas com o injetor de 1,0 cm, provavelmente por gerar bolhas maiores, cujas velocidades de ascensão são maiores do que quando se utiliza os injetores de 0,25 e 0,5 cm. Deste modo, embora sob o mesmo regime de escoamento, uma combinação adequada entre turbulência e tamanho de bolhas propicia um transporte de líquido mais eficiente com o injetor de 1,0 cm.

Uma comparação das situações onde o transporte de líquido é mais eficiente nos dois dutos mostra que estas situações aconteceram quando a razão entre diâmetro do duto e diâmetro do injetor foi cerca de 5,4. Jones (1985) analisa a existência de uma combinação ótima entre parâmetros geométricos no airlift de modo a proporcionar maiores circulações de líquido.

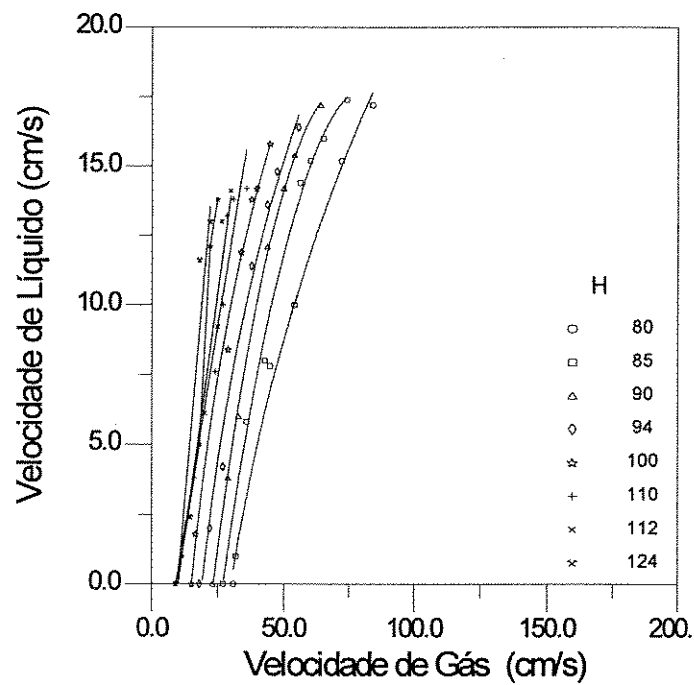


(a)

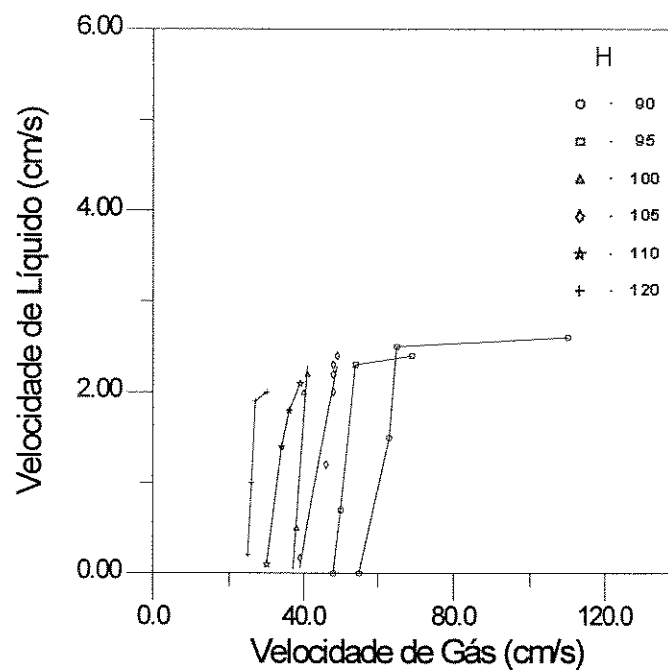


(b)

Figura 4.5. Efeito da velocidade de gás e altura de líquido sobre a velocidade de líquido (ar-água); $d = 0,25$ cm; (a) $D = 2,7$ cm; (b) $D = 5,3$ cm.



(a)



(b)

Figura 4.6. Efeito da velocidade de gás e altura de líquido sobre a velocidade de líquido (ar-água); $d = 0,5\text{ cm}$; (a) $D = 2,7\text{ cm}$; (b) $D = 5,3\text{ cm}$.

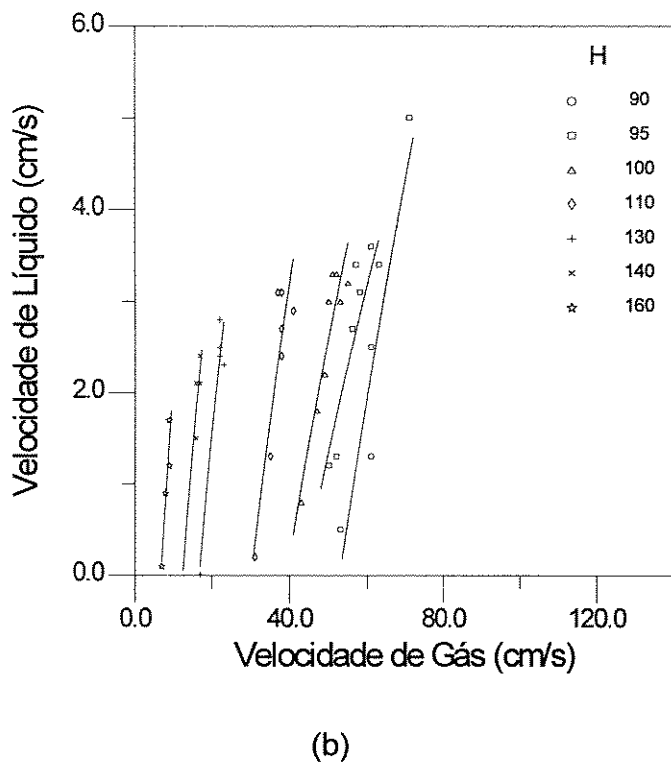
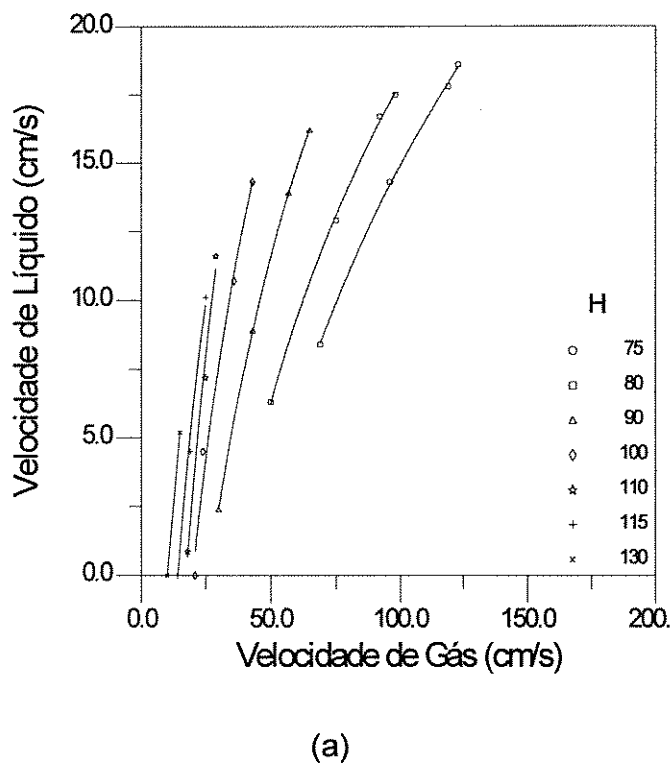


Figura 4.7. Efeito da velocidade de gás e altura de líquido sobre a velocidade de líquido (ar-água); $d = 1,0\text{ cm}$; (a) $D = 2,7\text{ cm}$; (b) $D = 5,3\text{ cm}$.

4.3.2 Sistema ar - solução de poli acril amida

As Figuras 4.8 a 4.10 mostram o efeito da velocidade de gás, da altura de líquido (H) e do diâmetro do injetor sobre a velocidade superficial de líquido no duto de transporte de 2,7 cm de diâmetro. Da mesma maneira que para o sistema ar-água, a velocidade de líquido aumenta com o aumento da velocidade de gás.

Para a faixa experimental estudada, os injetores de 0,5 e 1,0 cm proporcionaram circulações ligeiramente maiores do que o injetor de 0,25 cm. No entanto, de um modo geral, a mudança do injetor pouco influenciou no regime de escoamento, bem como na circulação de líquido, principalmente quando a altura de líquido (H) se aproximou da altura do duto (200 cm).

Independente do injetor, quando $H > 140$ cm, o regime de escoamento é *pistonado* e deste modo as velocidades de líquido foram da mesma ordem. Um aumento da altura H, nesta faixa pouco influenciou a velocidade de líquido. Quando $H < 140$ cm, o regime é *turbulento*, com muita oscilação e neste caso circulações ligeiramente maiores foram obtidas com os injetores de 0,5 e 1,0 cm. Nesta faixa a velocidade de líquido foi maior para maiores alturas de líquido(H).

A influência da altura H sobre a velocidade de líquido foi ligeiramente menor com a solução de poli acril amida 0,30 %, particularmente a altas velocidades de gás.

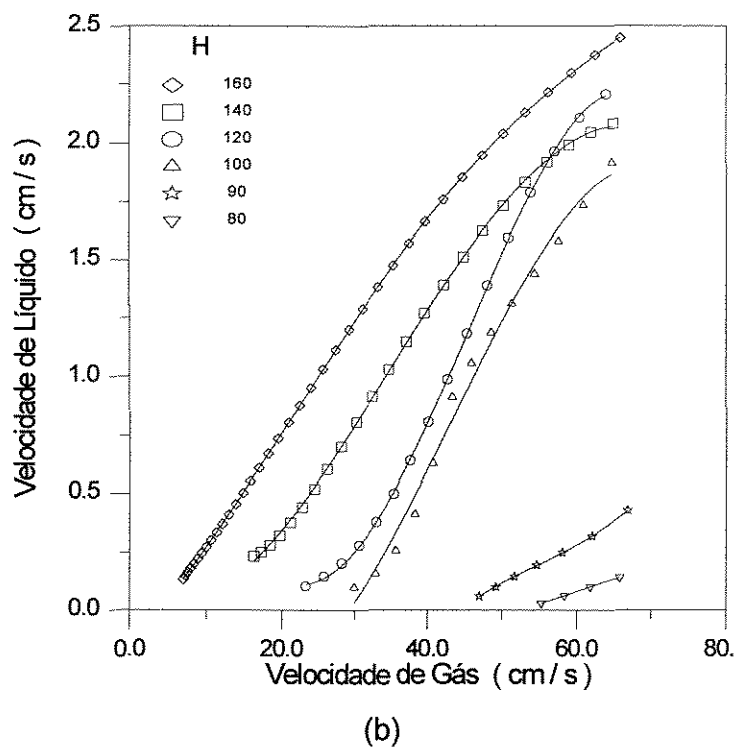
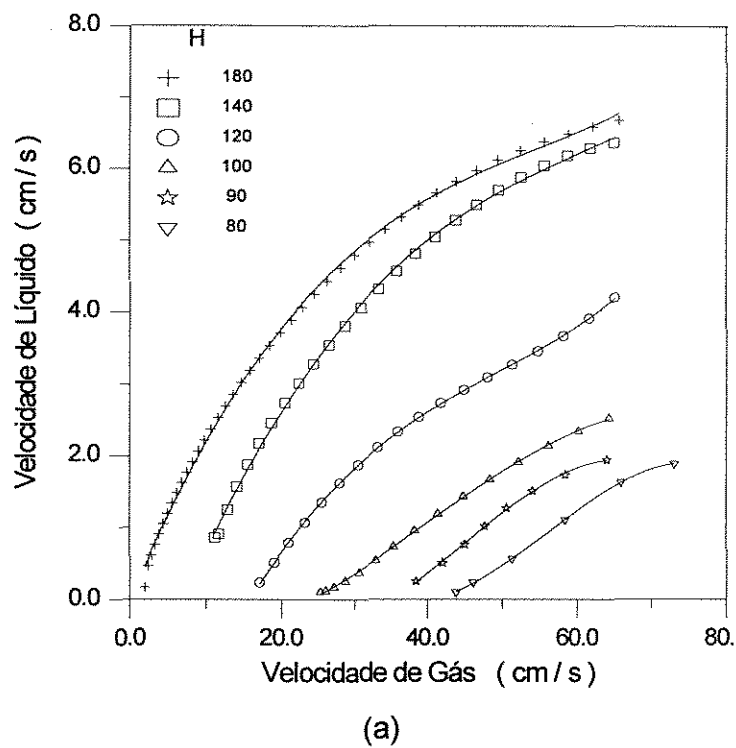


Figura 4.7 - Efeito da velocidade de gás e altura de líquido sobre a velocidade de líquido (ar - poli acril amida); $d = 0,25$ cm; (a) solução 0,13 %; (b) solução 0,30 %.

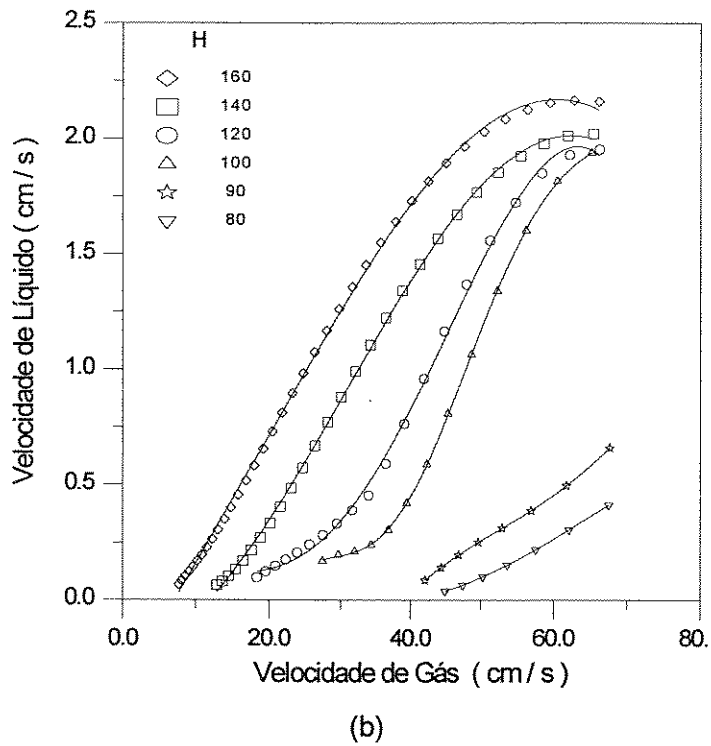
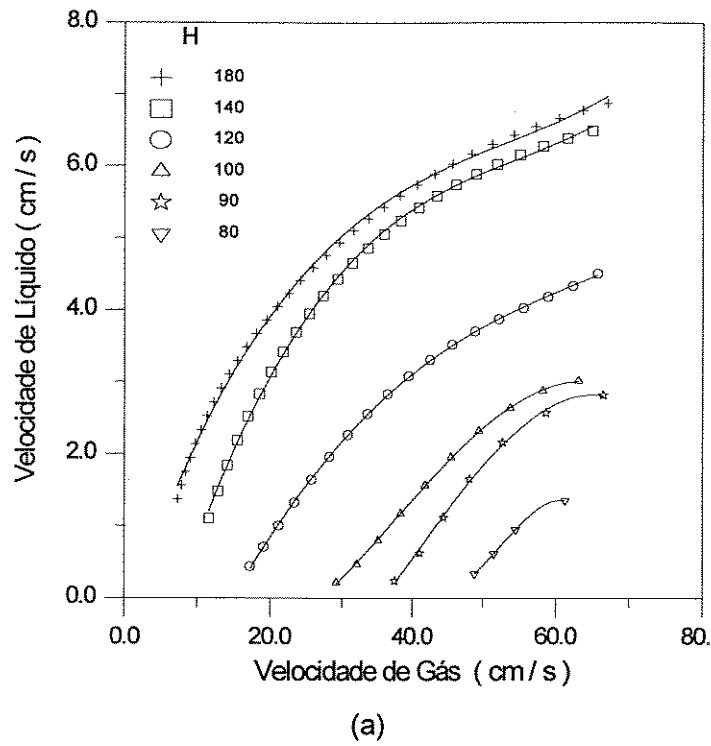


Figura 4.9. Efeito da velocidade de gás e altura de líquido sobre a velocidade de líquido (ar - poli acril amida); $d = 0,5$ cm; (a) solução 0,13 %; (b) solução 0,30 %.

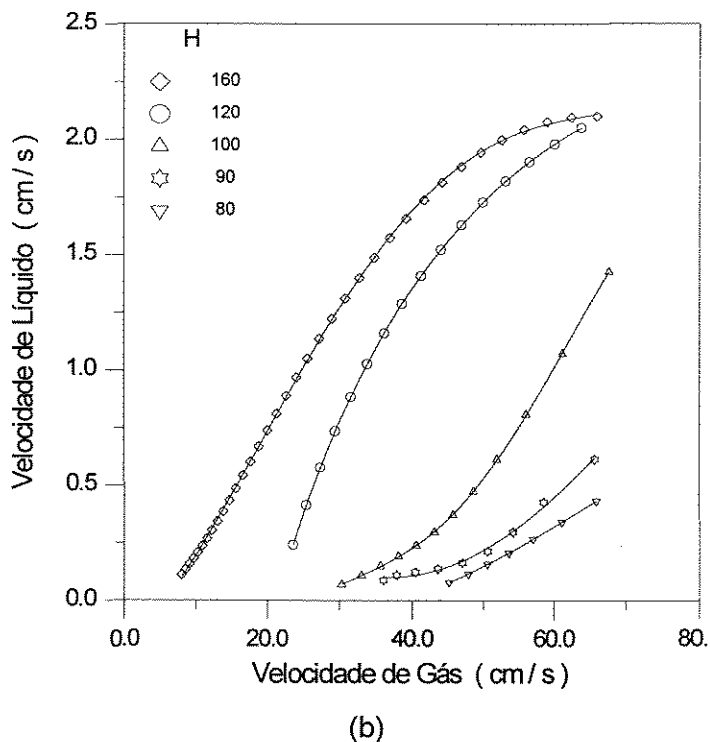
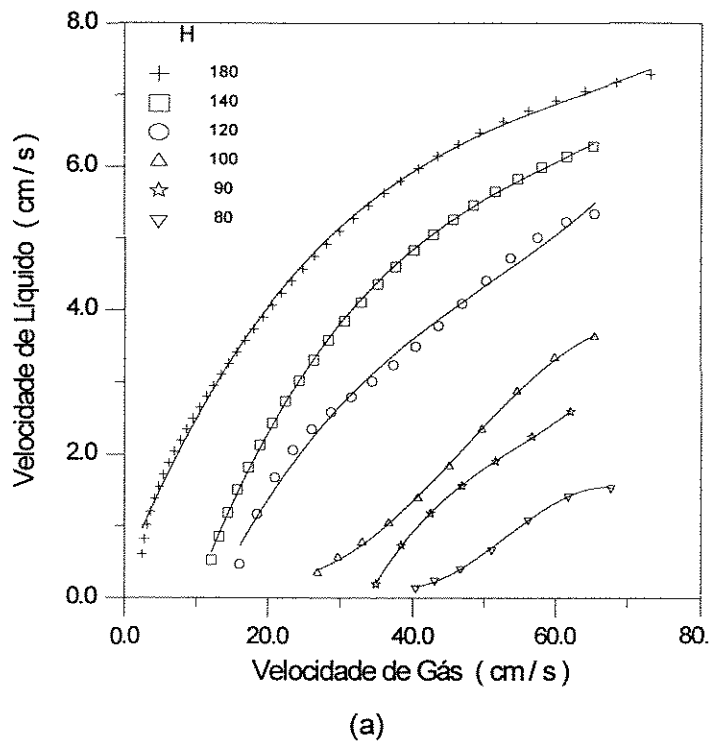


Figura 4.10 Efeito da velocidade de gás e altura de líquido sobre a velocidade de líquido (ar - poli acril amida); $d = 1,0$ cm; (a) solução 0,13 %; (b) solução 0,30 %.

4.4. Retenção de gás em reatores airlift

Os resultados obtidos para a fração de gás retido no airlift estão representados na Figura 4.11 para o sistema ar-água e Figuras 4.12 a 4.14 para o sistema ar- solução de poli acril amida.

4.4.1 Sistema ar -água

A Figura 4.11 mostra a influência da velocidade de gás e do diâmetro do duto de transporte sobre a fração de gás retido no reator, para o sistema ar-água.

Os valores mínimos observados para a fração de gás (ϵ) estão entre 0,25 e 0,30, condição indispensável para o desenvolvimento de regimes como *pistonado* e *turbulento* (Taitel et al (1980).

Independentemente do diâmetro do injetor, a fração de gás retido (ϵ) foi ligeiramente maior no duto de 2,7 cm. O aumento da velocidade de gás aumenta a fração de gás no duto, no entanto as curvas na Figura 4.11 indicam, para a faixa experimental estudada ($10 < U_G < 150$ cm/s), um limite máximo de retenção de cerca de 55 % do volume do duto de transporte para o duto de 5,3 cm e 62 % para o duto de 2,7 cm.

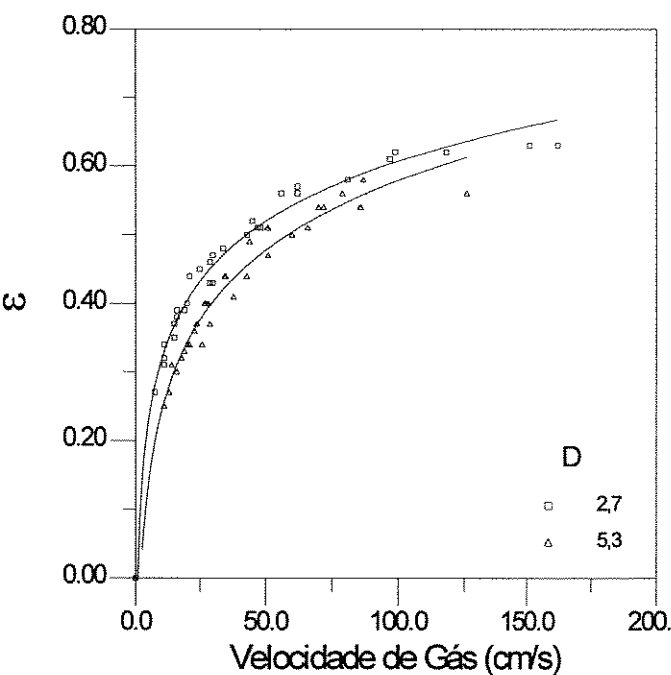


Figura 4.11. Fração de gás retido (sistema ar-água)

4.4.2 Sistema ar - solução de poli acril amida

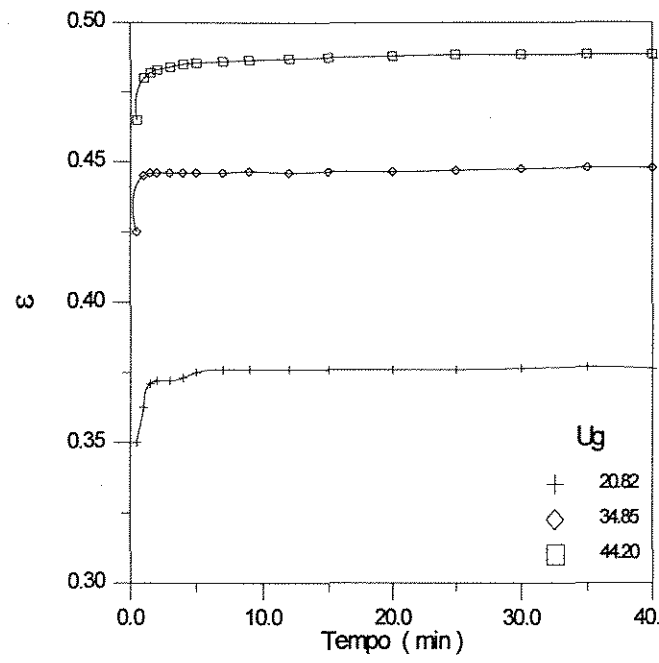
As Figuras 4.12 a 4.14 mostram a influência do tempo de aeração sobre a retenção de gás nas soluções de poli acril amida.

Em fluidos viscosos a retenção de gás no contator aumenta nos primeiros instantes de aeração, até atingir um valor constante (equilíbrio), dependendo da velocidade do gás. Instantes após o fluxo de gás ser iniciado a retenção de gás se deve unicamente às grandes bolhas presentes no sistema. Com o progresso da aeração a concentração de pequenas bolhas aumenta, bem como a fração de gás retido, até que o equilíbrio seja atingido.

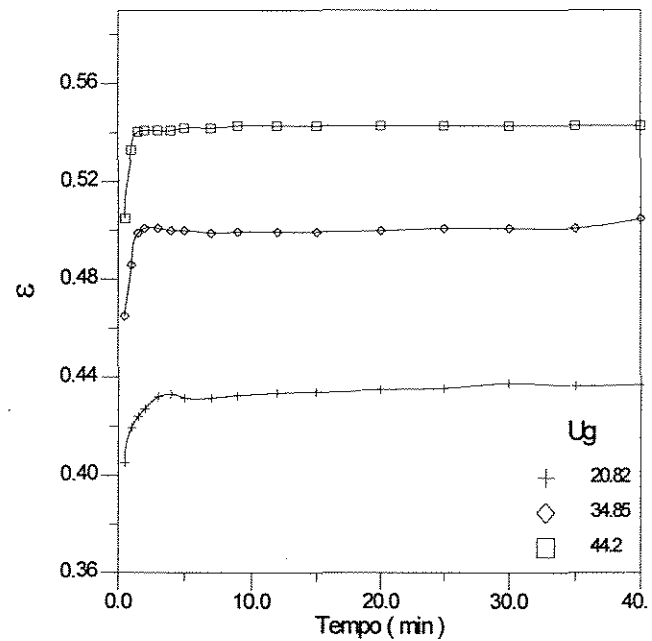
Verifica-se também que um estado de pseudo - equilíbrio (uma condição muito próxima ao equilíbrio) é atingido mais rapidamente quanto maior é a velocidade de gás. Para velocidades de gás acima de 30 cm/s o pseudo-equilíbrio foi atingido em torno de 4 minutos depois de iniciada a aeração, e por volta de 7 minutos para as velocidades < 30 cm/s.

O efeito da altura de líquido (H) e da velocidade de gás, sobre a fração de gás nas soluções poli acril amida pode ser observado nas Figuras 4.16 a 4.19. A fração de gás retido aumentou com o aumento da velocidade de gás e, como esperado, diminuiu com o aumento da altura de líquido. A influência da H foi menor na solução mais viscosa (0,30 %).

Verifica-se também que a fração de gás é muito pouco influenciada pela variação do diâmetro do injetor, desde que o regime de escoamento foi praticamente o mesmo, independente do injetor.

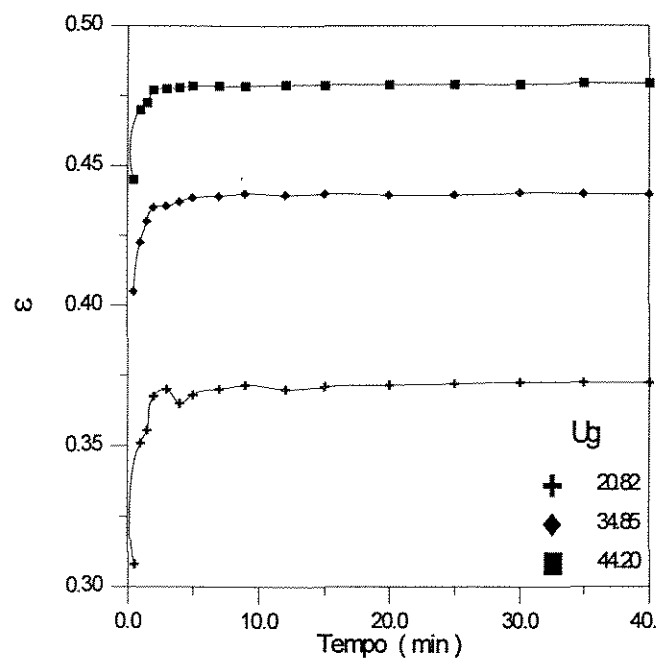


(a)

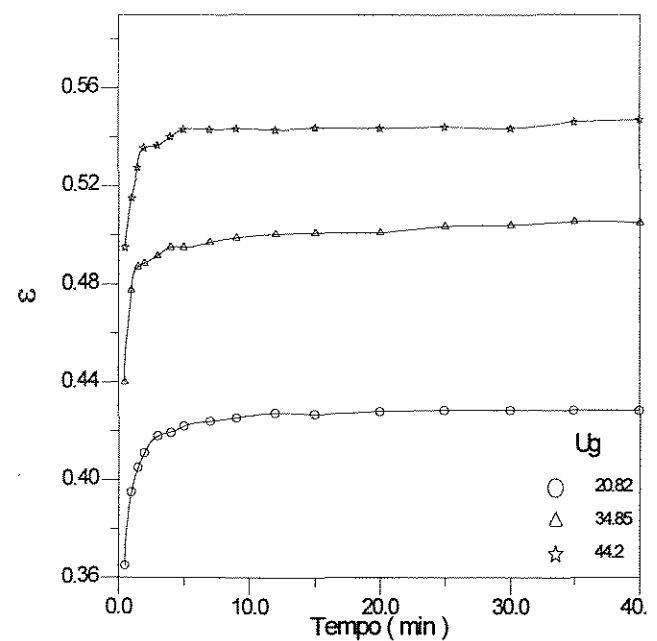


(b)

Figura 4.12. Variação da fração de gás com o tempo de aeração; $d = 0,25$ cm; $H = 150$ cm; (a) solução 0,13 %; (b) solução 0,30 %;

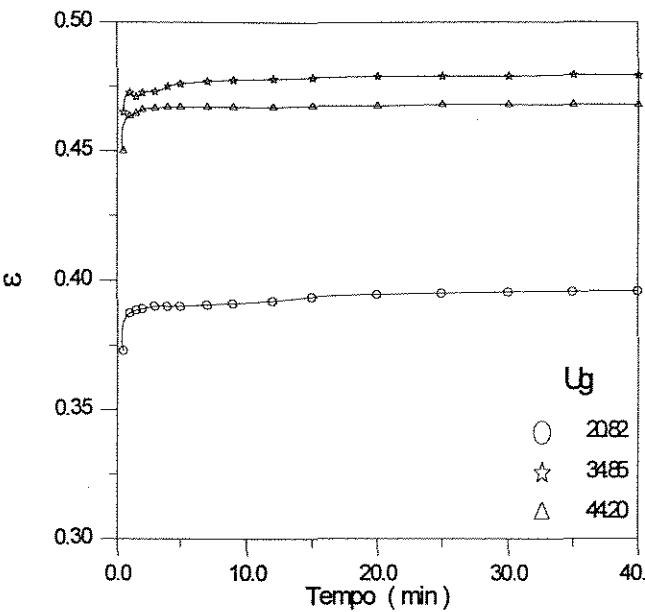


(a)

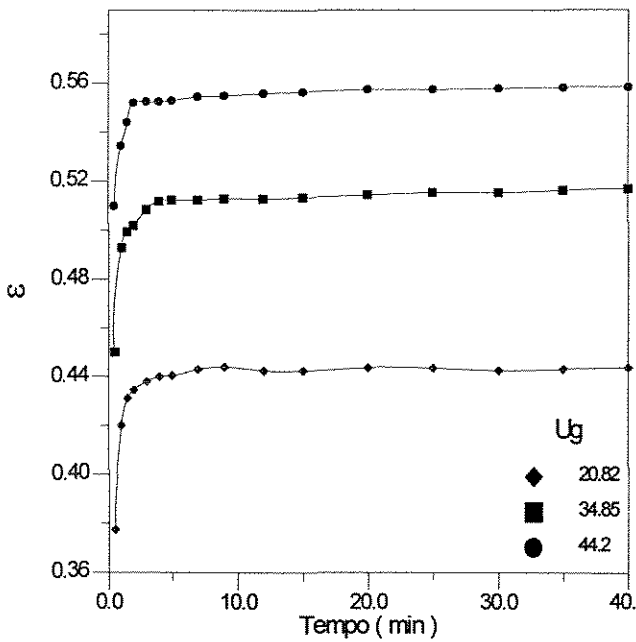


(b)

Figura 4.13. Variação da fração de gás com o tempo de aeração; $d = 0,5\text{ cm}$; $H = 150\text{ cm}$; (a) solução 0,13 %; (b) solução 0,30 %;



(a)



(b)

Figura 4.14. Variação da fração de gás com o tempo de aeração; $d = 1,0$ cm; $H = 150$ cm; (a) solução 0,13 %; (b) solução 0,30 %;

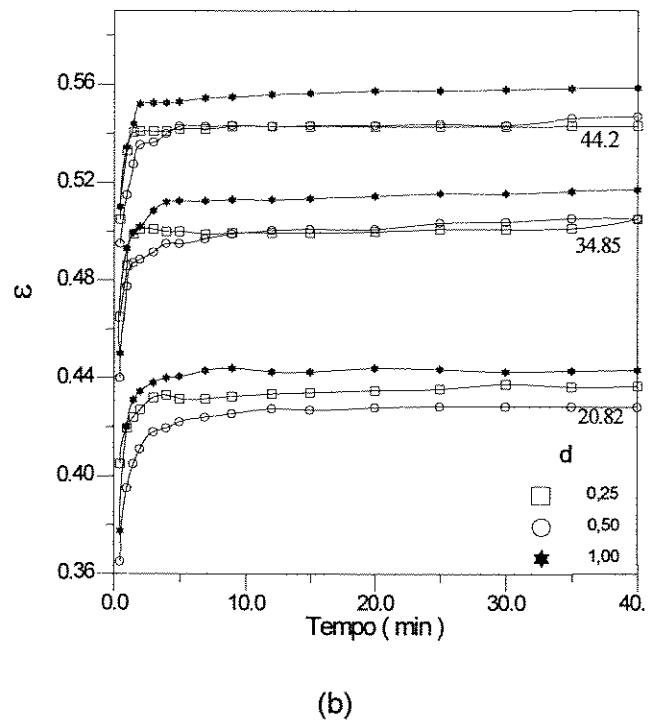
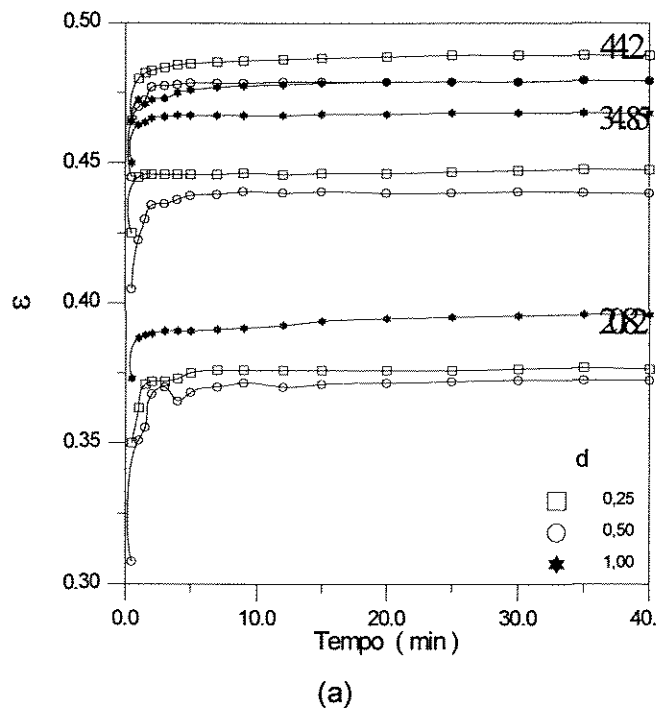


Figura 4.15. Variação da fração de gás com o tempo de aeração; $H = 150$ cm;
(a) solução 0,13 %; (b) solução 0,30 %;

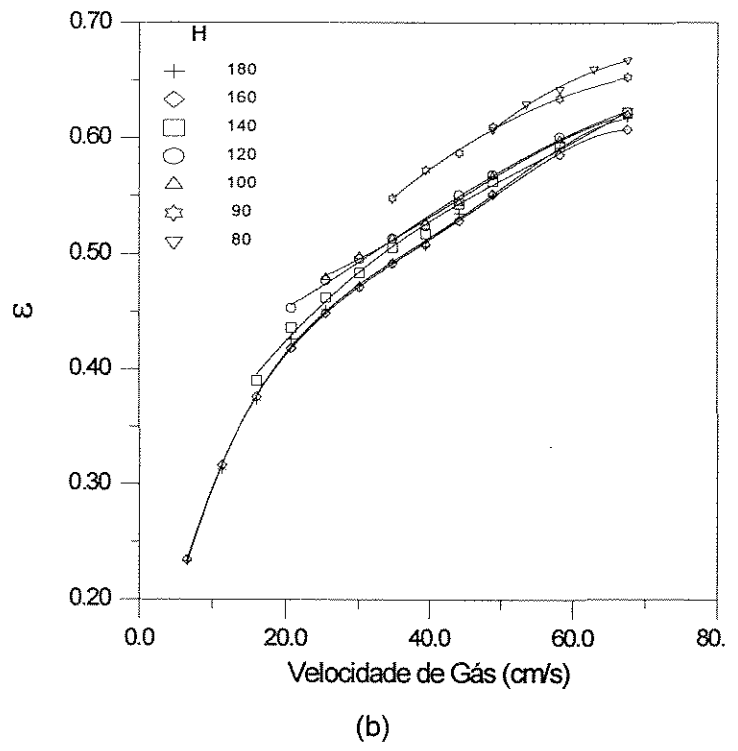
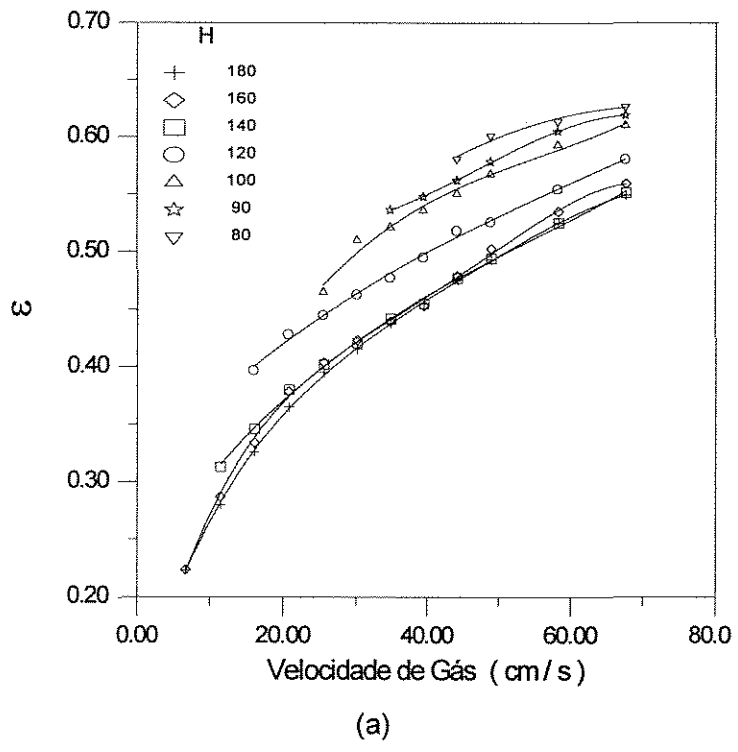


Figura 4.16 Efeito da velocidade de gás e altura de líquido sobre a fração de gás $d = 0,25\text{ cm}$; (a) solução 0,13 %; (b) solução 0,30 %.

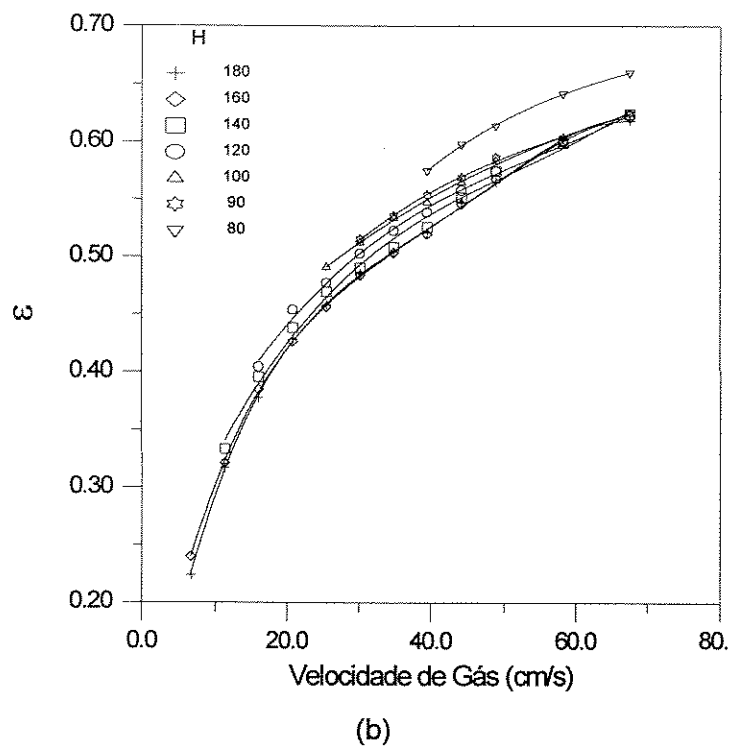
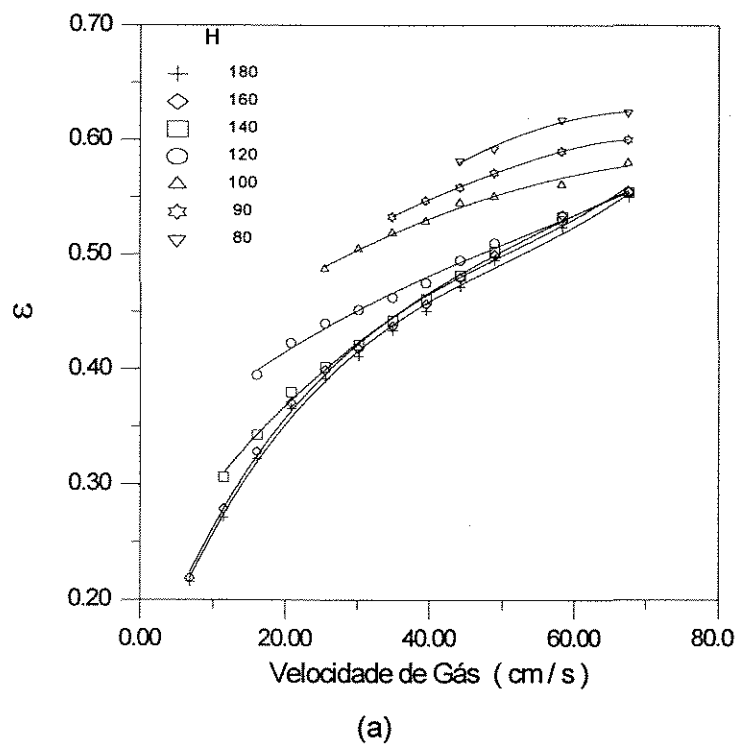


Figura 4.17 Efeito da velocidade de gás e altura de líquido sobre a fração de gás $d = 0,5$ cm; (a) solução 0,13 %; (b) solução 0,30 %.

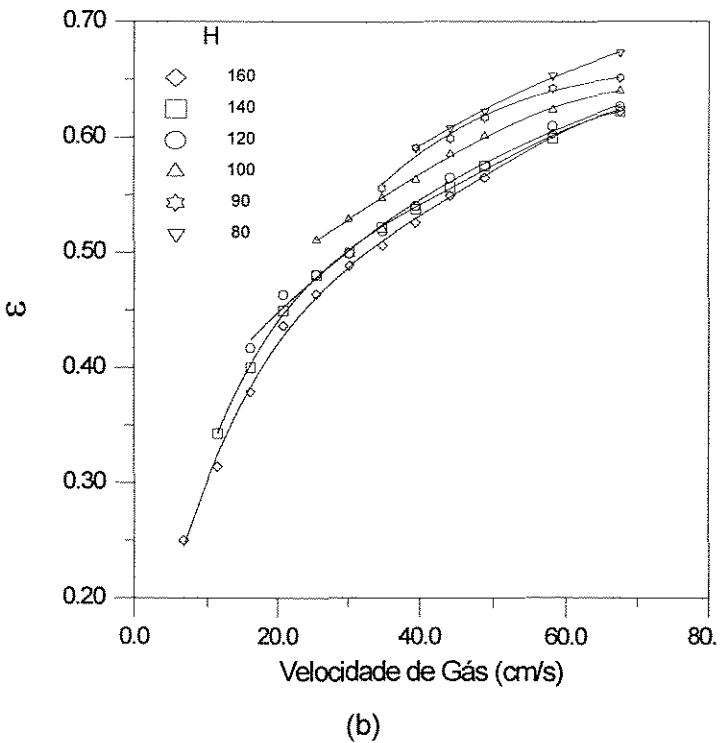
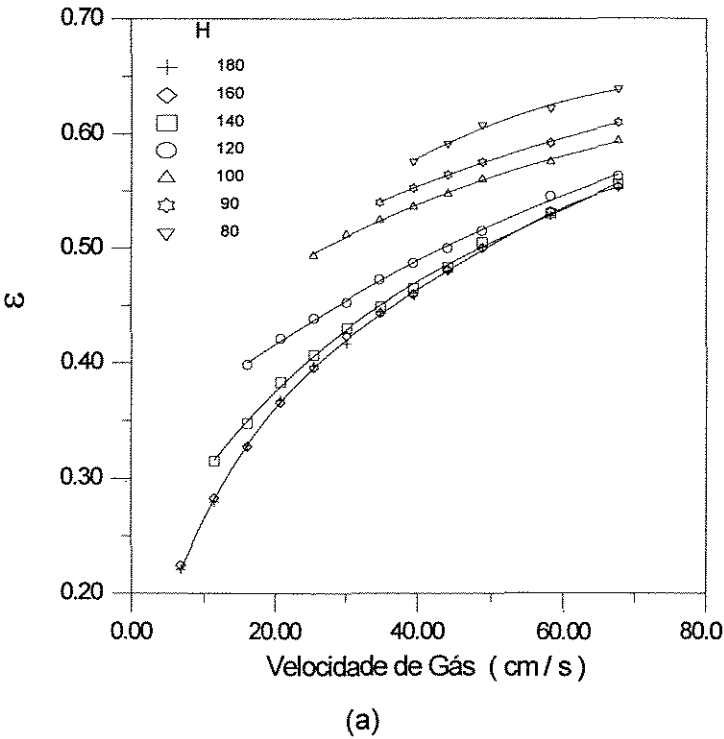


Figura 4.18. Efeito da velocidade de gás e altura de líquido sobre a fração de gás $d = 1,0\text{ cm}$; (a) solução 0,13 %; (b) solução 0,30 %.

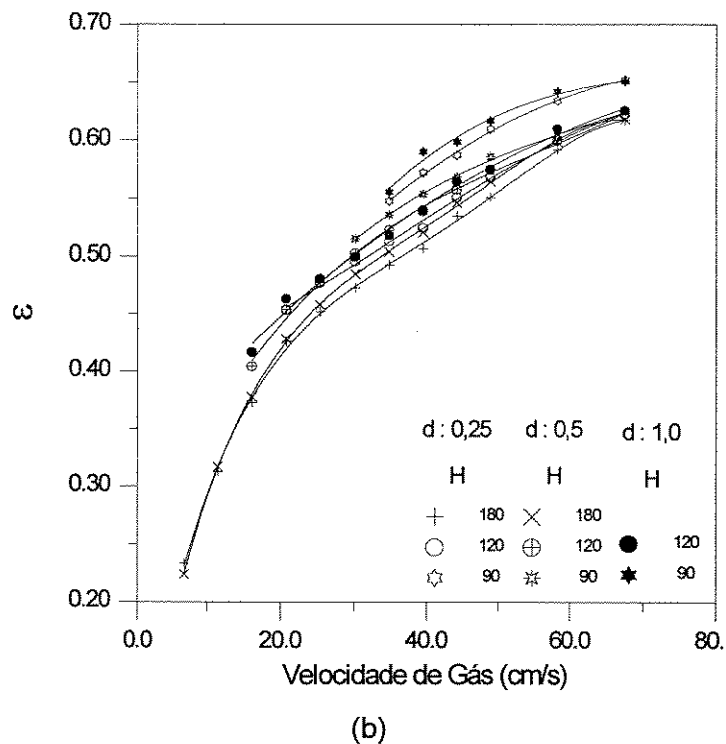
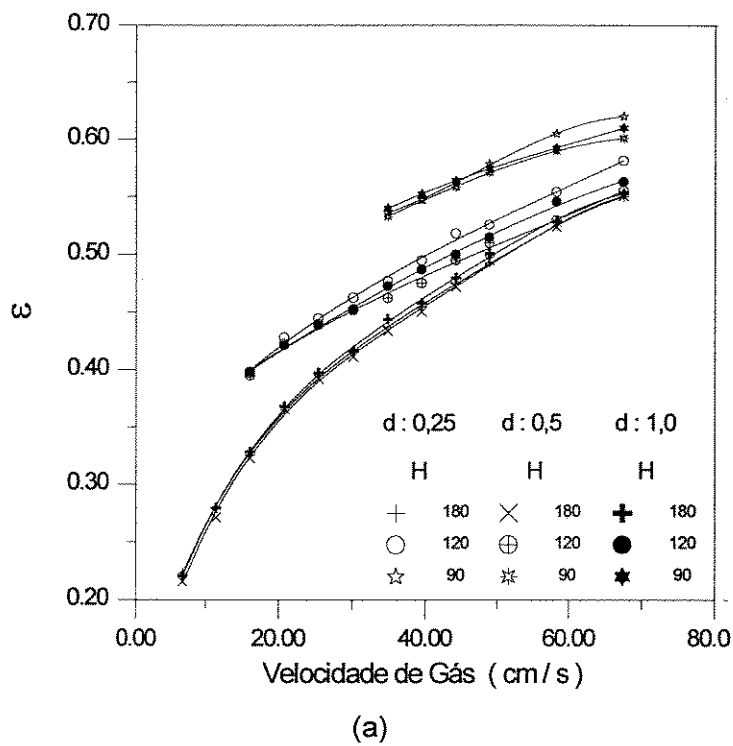


Figura 4.19. Efeito do diâmetro do injetor sobre a velocidade de líquido;
(a) solução 0,13 %; (b) solução 0,30 %.

4.5 Influência da viscosidade

Na Figura 4.20 é mostrado o efeito da viscosidade sobre a velocidade de líquido. Nesta encontra-se uma comparação entre os dados experimentais das soluções de poli acril amida 0,13% e poli acril amida 0,3%. Como era esperado a velocidade de líquido diminuiu consideravelmente com o aumento da viscosidade, devido ao aumento da força de arraste nas paredes do duto. Este efeito é muito mais pronunciado para as maiores alturas de líquido H.

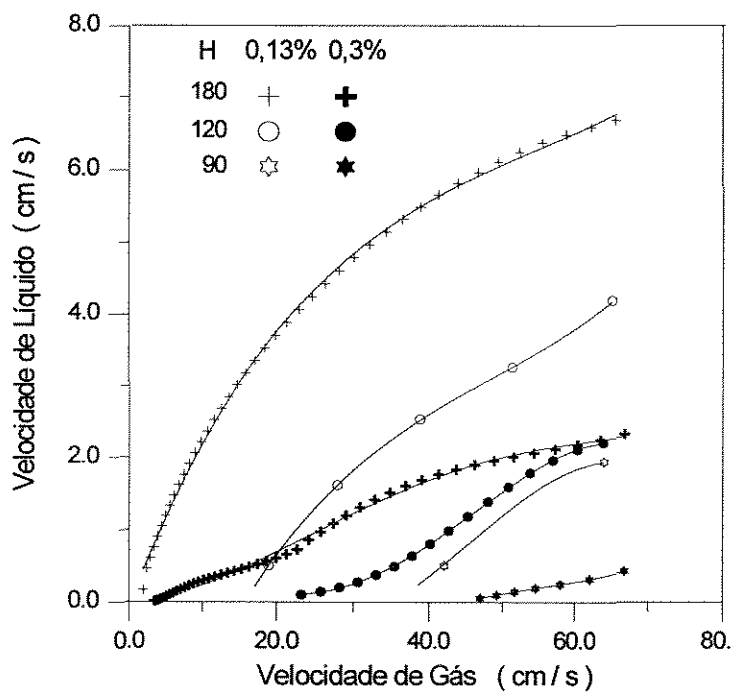


Figura 4.20. Efeito da viscosidade sobre a velocidade de líquido.

A Figura 4.21 mostra a influência da viscosidade sobre a fração de gás retido, ($d = 0,25\text{ cm}$). O aumento da viscosidade do líquido aumenta consideravelmente a fração de gás retido, como consequência da diminuição da coalescência entre as bolhas.

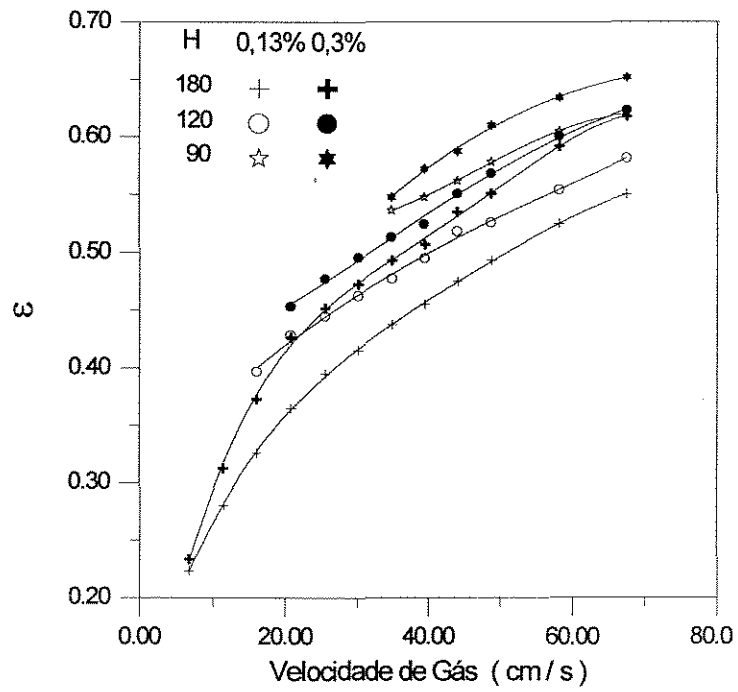


Figura 4.21. Efeito da viscosidade sobre a fração de gás retido.

4.6 Velocidade de iminência de circulação

A Figura 4.22 mostra a velocidade de iminência de circulação (velocidade de gás sob a qual tem início a circulação padrão de líquido no airlift) em função da altura de líquido, nos dutos de 2,7 e 5,3 cm.

Para ambos os sistemas ar-água e ar- poli acril amida (0,13 % e 0,3%, (em negrito)) a velocidade é independente do diâmetro do tubo injetor. Para o sistema ar-água, a uma mesma altura de líquido a velocidade de gás necessária para iniciar a circulação de líquido no duto de 5,3 cm deve ser de 2,2 vezes maior do que aquela no duto de 2,7 cm. Este efeito de aumento da velocidade de iminência de circulação também é sentido com o aumento da viscosidade porem a um nível menor.

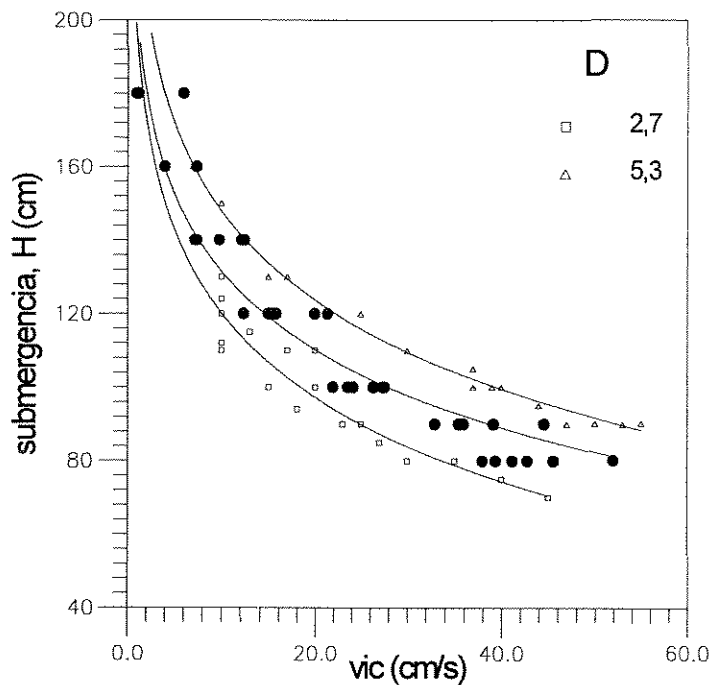


Figura 4.22. Velocidade de iminência de circulação em função da submergencia e do diâmetro do duto de transporte (sistema ar-água e poli acril amida ($D = 2,7$ cm)).

4.7 Conclusões

As influências dos regimes de escoamento, velocidade de gás, altura de líquido e diâmetro do injetor de gás sobre a velocidade de circulação de líquido e a fração de gás retido em reatores airlift foram estudadas no presente Capítulo.

Os regime de escoamento predominantes no airlift foram o regime *pistonado* e o regime *turbulento*. Para as condições experimentais utilizadas o regime *turbulento* pode ser classificado como um efeito de entrada de um regime *pistonado*.

A fração de gás retido e a velocidade de líquido, aumentam com o aumento de velocidade de gás. Em geral esta influência torna-se menor a medida que a velocidade de gás se aproxima do limite de operação.

Os resultados obtidos no presente trabalho mostraram que o acúmulo de pequenas bolhas em líquidos altamente viscosos causa uma variação na retenção de gás, com o tempo de aeração.

Verificou-se um aumento da circulação de líquido e um decréscimo da retenção de gás com o aumento da altura inicial de líquido, no entanto, a intensidade desta influência diminui a medida que a altura de líquido se aproxima da altura do duto de transporte (200 cm).

A variação do diâmetro do tubo injetor praticamente não influencia a retenção de gás. As circulações de líquido foram ligeiramente maiores com os injetores de 0,5 e 1,0 cm.

Finalmente, verificou-se que o aumento da viscosidade da fase líquida provoca um aumento da retenção de gás no contator. A circulação de líquido, como era esperado, diminui com o aumento da viscosidade. Estas influências da viscosidade são causadas pela diminuição da velocidade de ascendência das grandes bolhas e reduzida coalescência entre bolhas de um modo geral.

CAPÍTULO 5. - MODELAGEM MATEMÁTICA

5.1 Introdução

Dada a importância da velocidade de circulação de líquido para o projeto de reatores airlift, buscou-se no presente capítulo a modelagem matemática que melhor representasse os dados experimentais obtidos. Dois modelos serão apresentados: um Modelo Semi-Empírico, descrito originalmente por Chisti et al (1988) e um Modelo Empírico, desenvolvido com base em análise adimensional das variáveis importantes para a caracterização hidrodinâmica de reatores airlift.

Qualquer que seja o modelo apresentado, a comparação entre a variável medida experimentalmente e a que o modelo prevê, nos mostra com exatidão a aproximação do modelo com relação a realidade do processo. Este procedimento nos fornece argumentos necessários para a aceitação do modelo.

5.2 Modelo Semi-Empírico

O modelo semi-empírico apresentado neste capítulo para a predição de circulação de líquido tem como base o modelo teórico descrito por Chisti et al (1988), onde utilizou-se a equação reduzida para o reator airlift com recirculação externa, apresentada abaixo.

$$U_{Lt} = \left[\frac{2 g h_d (\epsilon_t - \epsilon_r)}{K_f \left[\frac{1}{(1 - \epsilon_t)^2} + \frac{1}{(1 - \epsilon_r)^2} \left(\frac{A_t}{A_r} \right)^2 \right]} \right]^{1/2} \quad (5.1)$$

Para a utilização desta equação é necessária a predição do coeficiente de fricção total (K_f) e da fração de gás retido no duto de recirculação (ϵ_r).

Para o cálculo do coeficiente de fricção total utilizamos da correlação apresentada por Garcia Calvo (1991b), onde introduzimos algumas alterações para atender ao sistema em estudo.

Deste modo:

$$K_f = \frac{64 \mu_L (H_t + L_{et})}{V_{Lt} D_t^2 \rho_L} \left(\frac{A_r}{A_t} \right)^2 + \frac{64 \mu_L (H_r + L_{er})}{V_{Lr} D_r^2 \rho_L} \quad (5.2)$$

O termo de viscosidade aparente de líquido (μ_L), que representa a influência da viscosidade para líquidos newtonianos, foi alterado e em seu lugar introduzimos o termo de viscosidade real para líquidos não newtonianos (μ_r), já apresentado no capítulo 3 e calculado através da equação (3.6).

$$K_f = \frac{64 \mu_r (H_t + L_{et})}{V_{Lt} D_t^2 \rho_L} \left(\frac{A_r}{A_t} \right)^2 + \frac{64 \mu_r (H_r + L_{er})}{V_{Lr} D_r^2 \rho_L} \quad (5.3)$$

Outra modificação necessária foi a do comprimento equivalente do duto de recirculação (L_{er}) que vai ser considerado como sendo $200 D_r$.

Para o cálculo da fração de gás retido no duto de recirculação utilizamos a correlação apresentada por Chisti et al (1986), dada por:

$$\varepsilon_r = 0,46 \varepsilon_t - 0,024 \quad (5.4)$$

Mesmo utilizando-se de um modelo base inicialmente proposto para água e líquidos de baixa viscosidade para a predição da velocidade de circulação, as modificações introduzidas junto ao cálculo do coeficiente de fricção surtiram os efeitos esperados. Como pode ser observado a seguir, a predição da velocidade de circulação de líquido pelo modelo semi-empírico, mostra que mais de 68% do valores calculados apresentam um desvio menor que 35%.

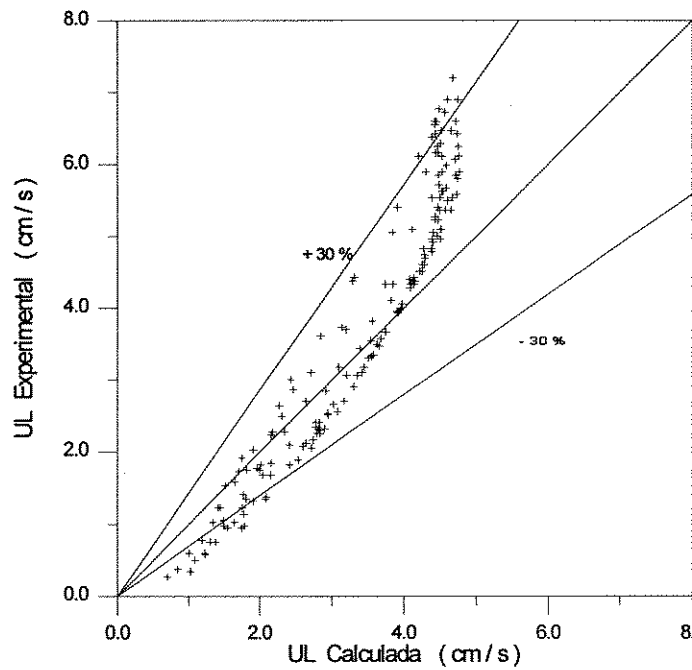


Figura 5.1. Velocidade de líquido experimental versus velocidade de líquido calculada utilizando o modelo empírico para a solução de poli acril amida 0.13%, onde a faixa de altura de submergencia é 80 a 180 cm, tendo como diâmetro do duto de transporte 2,7 cm, e diâmetros de tubo injetor 0,25, 0,5 e 1,0 cm.

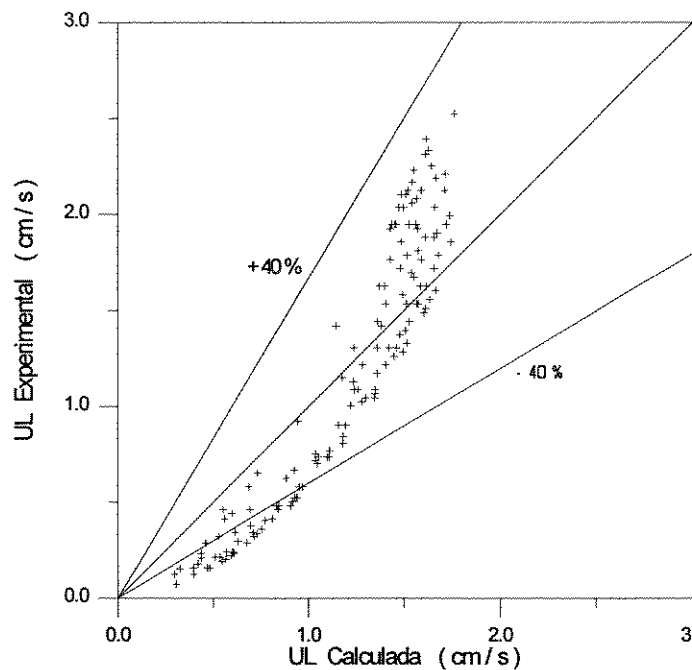


Figura 5.2. Velocidade de líquido experimental versus velocidade de líquido calculada utilizando o modelo empírico para a solução de poli acril amida 0.3%, onde a faixa de altura de submergencia é 80 a 180 cm, tendo como diâmetro do duto de transporte 2,7 cm, e diâmetros de tubo injetor 0,25, 0,5 e 1,0 cm.

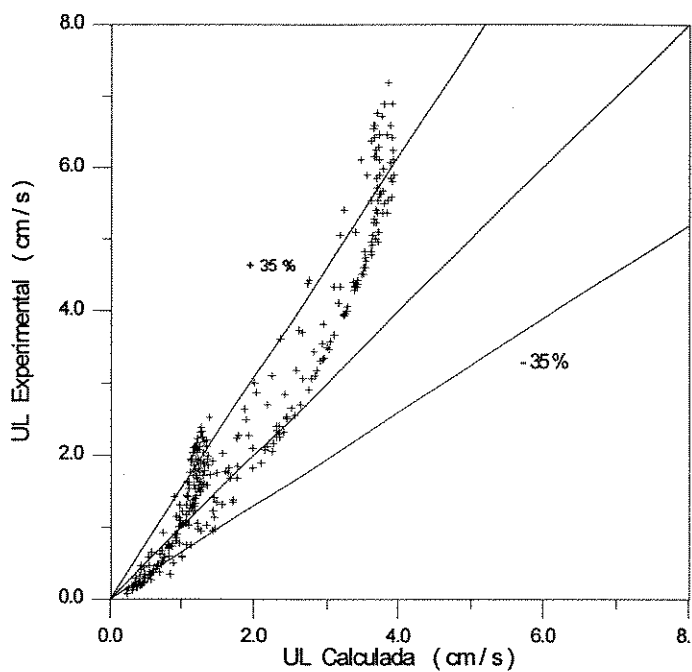


Figura 5.3. Velocidade de líquido experimental versus velocidade de líquido calculada utilizando o modelo empírico para as soluções de poli acril amida 0.13% e 0,3%, onde a faixa de altura de submergencia é 80 a 180 cm, tendo como diâmetro do duto de transporte 2,7 cm, e diâmetros de tubo injetor 0,25, 0,5 e 1,0 cm.

5.3 Modelo Empírico

No desenvolvimento do modelo empírico para o cálculo de velocidade de líquido utilizamos a técnica de análise dimensional. Esta técnica se caracteriza pela combinação das variáveis que afetam o fenômeno, através da obtenção de grupos adimensionais que descrevem este fenômeno.

Uma situação mais geral na qual a análise dimensional pode ser utilizada com sucesso, é aquela na qual não existe uma equação diferencial que governe claramente o fenômeno. Em tal situação utilizamos um procedimento geral, conhecido como Teorema Pi de Buckingham, teorema este que permite que o fenômeno a ser estudado possa ser expresso em termos de grupos adimensionais $(\pi_1, \pi_2, \pi_3, \dots, \pi_n)$, assegurando ainda que o grupo adimensional de interesse possa ser determinado como uma função dos outros grupos adimensionais, e sustentados por parâmetros operacionais e geométricos.

$$\pi_1 = F(\pi_2, \pi_3, \pi_4, \dots, \pi_n) \quad (5.5)$$

Aplicação do Teorema Pi de Buckingham

A primeira etapa deste teorema consiste na listagem de todos os n parâmetros que influenciam significativamente a variável em estudo. Em seguida escolhe-se o conjunto de dimensões fundamentais adequada ao problema, podem ser expressa em termos do sistema de unidades MLT ou FLT, sendo considerado o sistema MLT no estudo. E após, descrevendo as dimensões de todos os parâmetros em termos dessas dimensões fundamentais.

Tabela 5.1 Listagem dos Parâmetros Físicos		
Descrição dos Parâmetros	Símbolo	Dimensões
Altura do Reator	L	L
Altura de líquido	H_L	L
Diâmetro do Duto de Transp.	D_t	L
Diâmetro do Tubo Injetor	d	L
Massa Específica da Solução	ρ_L	ML^{-3}
Massa Específica da Água	ρ_a	ML^{-3}
Viscosidade média da Solução	μ_r	$ML^{-1}T^{-1}$
Viscosidade da Água	μ_a	$ML^{-1}T^{-1}$
Velocidade de Gás	U_G	LT^{-1}
Velocidade de Líquido	U_L	LT^{-1}

Matriz Dimensional										
	L	H_L	D_t	d	ρ_L	ρ_a	μ_r	μ_a	U_G	U_L
M	0	0	0	0	1	1	1	1	0	0
L	1	1	1	1	-3	-3	-1	-1	1	1
T	0	0	0	0	0	0	-1	-1	-1	-1

Na tabela (5.1) observamos que o número de variáveis geométricas e operacionais é igual a 10, e na matriz dimensional, pela visualização dos expoentes das variáveis com relação as dimensões básicas sabemos que o maior determinante não nulo é igual a 3. Este é portanto, o número de variáveis básicas ou repetidas.

A escolha das variáveis básicas, que serão repetidas na formulação dos grupos adimensionais, não deve ser de forma aleatória. A técnica mais utilizada é a da escolha de um conjunto de variáveis que envolvam grandezas de caráter cinemático, massa ou força e geométrico. As variáveis básicas escolhidas foram

a altura de líquido (H_L), a velocidade de gás (U_G) e a viscosidade média da solução (μ_r).

A formulação das equações dimencionais inicia-se pela determinação do número de grupos adimensionais, que no caso são 7 grupos, grupos estes determinados pela subtração entre o número de parâmetros que influencia a variável (n) e a ordem do maior determinante não nulo (m). O resultado são 7 grupos adimensionais determinados.

$$\pi = U_G^a H_L^b \mu_r^c U_L \quad (5.6)$$

$$\pi_2 = U_G^a H_L^b \mu_r^c D_t \quad (5.7)$$

$$\pi_3 = U_G^a H_L^b \mu_r^c d \quad (5.8)$$

$$\pi_4 = U_G^a H_L^b \mu_r^c \rho_L \quad (5.9)$$

$$\pi_5 = U_G^a H_L^b \mu_r^c \rho_a \quad (5.10)$$

$$\pi_6 = U_G^a H_L^b \mu_r^c \mu_a \quad (5.11)$$

$$\pi_7 = U_G^a H_L^b \mu_r^c L \quad (5.12)$$

A solução das equações 5.6 a 5.12, como também as simplificações para a obtenção das correlações empíricas estão apresentadas no Apêndice D.

$$U_L = w_1 U_G^{w_2} \left(\frac{H_L}{L} \right)^{w_3} \left(\frac{d}{D_t} \right)^{w_4} \left(\frac{\mu_a}{\mu_r} \right)^{w_5} \quad (5.13)$$

a equação (5.13) é a correlação para soluções de poli acril amida e

$$U_L = w_1 U_G^{w_2} \left(\frac{H_L}{L} \right)^{w_3} \left(\frac{d}{D_t} \right)^{w_4} \quad (5.14)$$

a equação (5.14) para a água.

O desenvolvimento para o cálculo dos coeficientes das equações (5.13) e (5.14) estão descritos também no Apêndice D.

O ajuste obtido para os dados da solução de poli acril amida 0,13% com viscosidade média de 43 cP tem como constantes as apresentadas abaixo :

$$\begin{aligned} w_1 &= 0,0010158 & w_2 &= 3,0067 \\ w_3 &= 8,7539 & w_4 &= 0,0385 \\ w_5 &= -1,1105 \end{aligned}$$

Para a solução de poli acril amida 0,3% com viscosidade média de 95 cP e obtemos :

$$\begin{aligned} w_1 &= 9,8453E-85 & w_2 &= 5,5918 \\ w_3 &= 13,4682 & w_4 &= 0,2325 \\ w_5 &= -51,4083 \end{aligned}$$

Para ambas as soluções, poli acril amida 0,13% e 0,3% obtemos :

$$\begin{aligned} w_1 &= 0,019979 & w_2 &= 3,5294 \\ w_3 &= 9,0756 & w_4 &= 0,1111 \\ w_5 &= 0,5182 \end{aligned}$$

Substituindo as constantes obtidas na equação (5.13) obtemos a correlação para o ajuste dos dados de poli acril amida.

$$U_L = 0,019979 U_G^{3,5294} \left(\frac{H_L}{L} \right)^{9,0756} \left(\frac{d}{D_t} \right)^{0,1111} \left(\frac{\mu_a}{\mu_r} \right)^{0,5182} \quad (5.15)$$

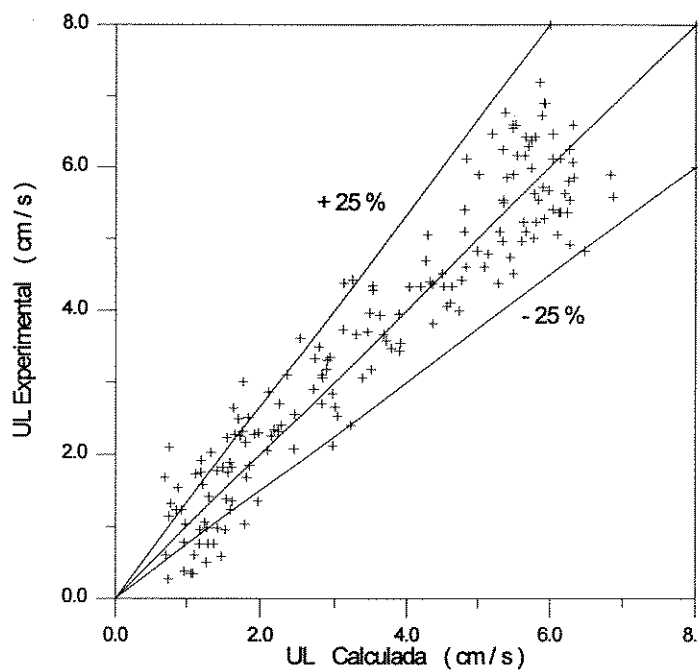


Figura 5.4. Velocidade de líquido experimental versus velocidade de líquido calculada utilizando o modelo empírico para a solução de poli acril amida 0.13%, onde a faixa de altura de submergencia é 80 a 180 cm, tendo como diâmetro do duto de transporte 2,7 cm, e diâmetros de tubo injetor 0,25, 0,5 e 1,0 cm.

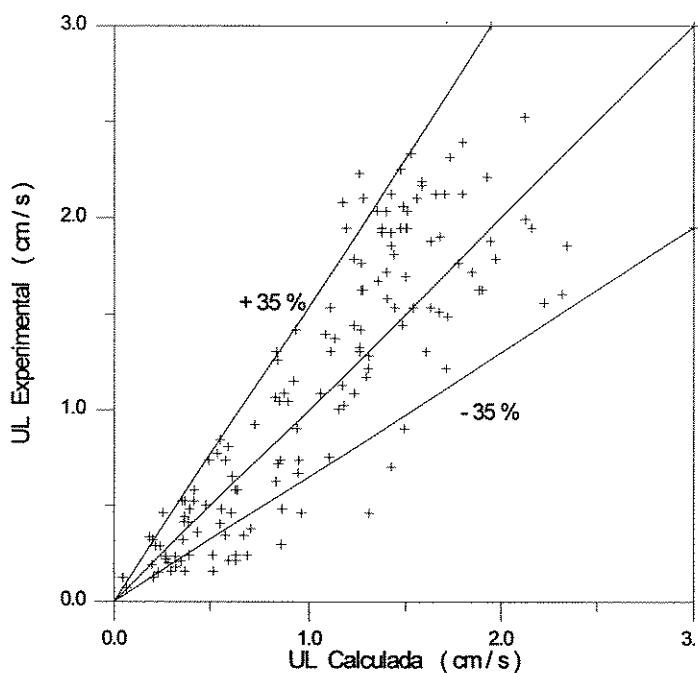


Figura 5.5. Velocidade de líquido experimental versus velocidade de líquido calculada utilizando o modelo empírico para a solução de poli acril amida 0.3%, onde a faixa de altura de submergencia é 80 a 180 cm, tendo como diâmetro do duto de transporte 2,7 cm, e diâmetros de tubo injetor 0,25, 0,5 e 1,0 cm.

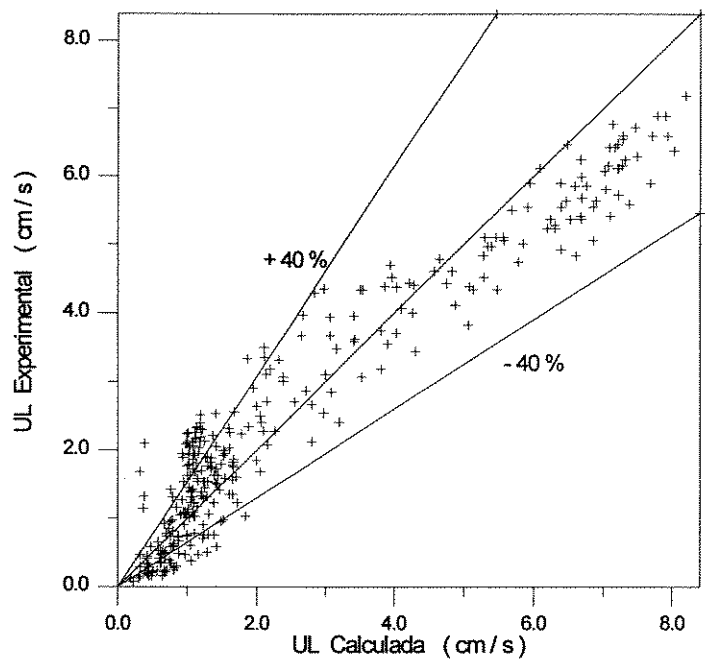


Figura 5.6. Velocidade de líquido experimental versus velocidade de líquido calculada utilizando o modelo empírico para as soluções de poli acril amida 0.13% e 0,3%, onde a faixa de altura de submergencia é 80 a 180 cm, tendo como diâmetro do duto de transporte 2,7 cm, e diâmetros de tubo injetor 0,25, 0,5 e 1,0 cm.

A Figura (5.6) mostra a comparação entre os valores experimentais de velocidade de líquido e os valores calculados apartir do modelo empírico apresentado, mais exatamente calculados pela equação (5.15). A diferença entre os valores calculados e experimentais tanto nesta Figura como nas outras, se mostram mais próximos dos valores experimentais do que aqueles apresentados pelo modelo semi-empírico, mais 72% dos valores tem desvio menor que 35%. Além disso, em ambos modelos os valores da solução de poli acril amida 0,13% apresentam melhor predição.

As constantes obtidas para a água e reator com duto de transporte de 2,7 cm estão apresentadas abaixo :

$w_1 = 0,20119$	$w_2 = 1,8513$
$w_3 = 4,0927$	$w_4 = 0,04432$

Substituindo as constantes obtidas na equação (5.14) obtemos a correlação para o ajuste dos dados de água para o diâmetro de 2,7.

$$U_L = 0,20119 U_G^{1,8513} \left(\frac{H_L}{L} \right)^{4,0927} \left(\frac{d}{D_t} \right)^{0,04432} \quad (5.16)$$

Para a água e reator com duto de transporte de 5,3 cm obtemos :

$$w_1 = 0,05943$$

$$w_2 = 1,7964$$

$$w_3 = 5,3741$$

$$w_4 = -0,07505$$

Substituindo as constantes obtidas na equação (5.14) obtemos a correlação para o ajuste dos dados de água para o diâmetro de 5,3.

$$U_L = 0,05943 U_G^{1,7964} \left(\frac{H_L}{L} \right)^{5,3741} \left(\frac{d}{D_t} \right)^{-0,07505} \quad (5.18)$$

Observando as Figuras (5.7) e (5.8) pode se verificar que dos modelos empiricos propostos para correlacionar os dados de água o que obtem melhor resultado é aquele proposto para o duto de transporte de menor diâmetro, e onde o regime de escoamento é pistonado.

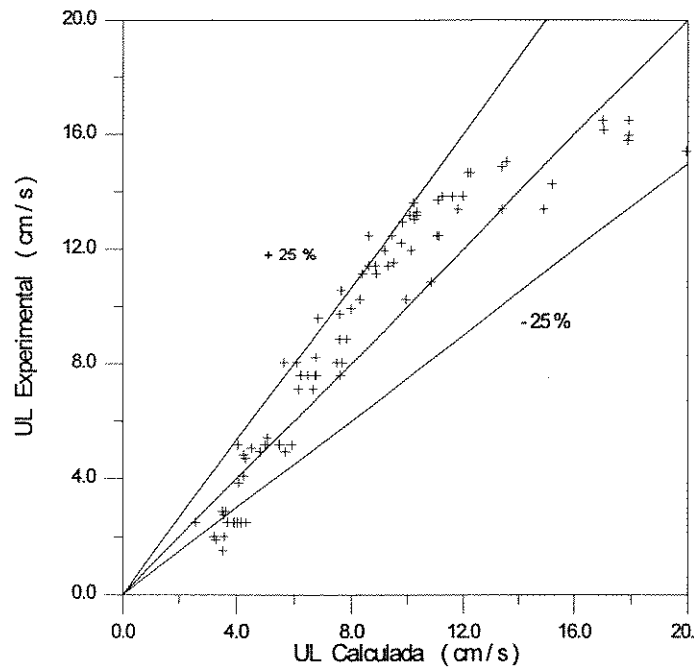


Figura 5.7. Velocidade de líquido experimental versus velocidade de líquido calculada utilizando o modelo empírico para a água, onde a faixa de altura de submergencia é 85 a 167 cm, tendo como diâmetro do duto de transporte 2,7 cm, e diâmetros de tubo injetor 0,25, 0,5 e 1,0 cm.

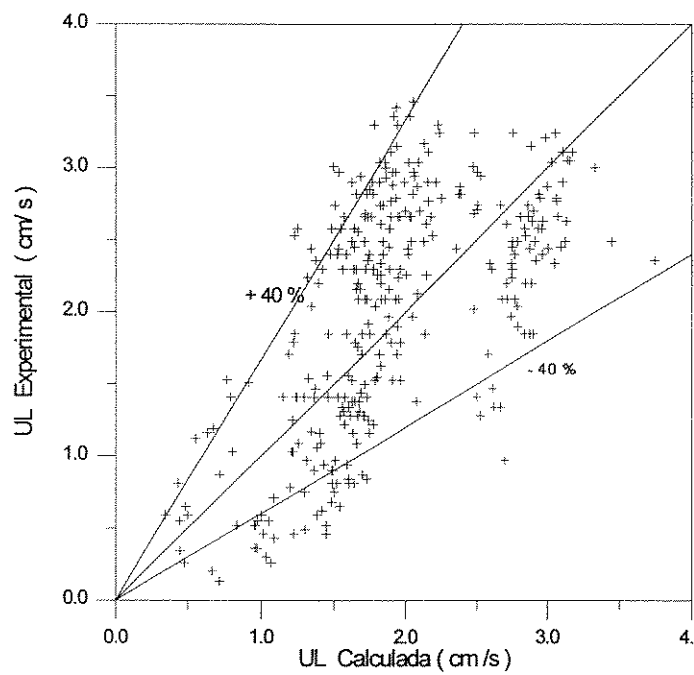


Figura 5.8. Velocidade de líquido experimental versus velocidade de líquido calculada utilizando o modelo empírico para a água, onde a faixa de altura de submergencia é 89 a 185 cm, tendo como diâmetro do duto de transporte 5,3 cm, e diâmetros de tubo injetor 0,25, 0,5 e 1,0 cm.

CAPÍTULO 6. - CONCLUSÕES E SUGESTÕES

6.1 Conclusões

No presente trabalho desenvolveu-se um reator airlift com o objetivo de estudar o comportamento hidrodinâmico desse tipo de reator, visando sua utilização em processos fermentativos.

Um reator airlift pode ser definido como um equipamento de contato gás-líquido onde o contato entre as fases é seguido de recirculação orientada da fase líquida.

O reator no presente trabalho desenvolvido tem a configuração básica de um reator com recirculação externa. Dutos de acrílico de 2,7 cm e 5,3 cm de diâmetro e 200 cm de comprimento foram utilizados para promover o contato e o transporte vertical da mistura gás-líquido no reator. Como sistemas gás-líquido foram utilizados:- ar-água e ar soluções de poli acril amida 0,13 % e 0,30 % em massa.

O trabalho experimental concentrou-se no estudo das influências dos regimes de escoamento, da vazão de gás, da altura de líquido, da viscosidade da fase líquida e do diâmetro do injetor de gás sobre os dois mais importantes parâmetros hidrodinâmicos do reator airlift :- a velocidade de circulação de líquido e fração de gás retido no reator.

Os regimes de escoamento predominantes no airlift foram o regime *pistonado*, particularmente no duto de 2,7 cm e o regime *turbulento*, no duto de 5,3 cm. Para a faixa de condições experimentais utilizadas, a ocorrência do regime *turbulento* pode ser classificada como um “efeito de entrada” de um regime *pistonado*.

Para a maior parte da faixa de vazões de gás a velocidade de circulação líquido e a retenção de gás foram observadas, aumentando com o aumento desta vazão. Sob altas velocidades de gás a tendência destes parâmetros é atingir um valor constante e até mesmo diminuir com o aumento da vazão de gás, desde o gás passa mais rápido pelo duto, diminuindo a quantidade retida, bem como a velocidade de circulação de líquido.

Verificou-se também que um aumento da altura inicial de líquido aumenta a circulação de líquido e como esperado, diminui a retenção de gás no reator. De

um modo geral, para as soluções de poli acril amida a intensidade desta influência diminuiu a medida que a altura de líquido se aproximou da altura do duto de transporte (200 cm).

Os resultados obtidos mostraram também que o acúmulo de pequenas bolhas em líquidos altamente viscosos causa uma variação na retenção de gás, com o tempo de aeração. Valores da retenção de gás nas soluções estabilizaram depois de 4 a 8 minutos após o início da aeração.

Para o sistema ar-água maiores circulações foram obtidas quando a razão entre o diâmetro do duto de transporte e o diâmetro do injetor de gás foi cerca de 5,4. O injetores de 0,5 cm e 1,0 cm de diâmetro proporcionaram maiores circulações nos dutos de 2,7 cm e 5,3 cm, respectivamente. Com as soluções de poli acril amida a variação do diâmetro do injetor pouco influenciou quer no desenvolvimento dos regimes de escoamento, quer a velocidade de circulação de líquido e a retenção de gás, no entanto circulações ligeiramente maiores foram obtidas com os injetores de 0,5 e 1,0 cm. Em todos os casos, certamente maior turbulência foi gerada com o injetor de 0,25 cm de diâmetro e isto é um fator a ser considerado quando da utilização do reator airlift como equipamento de transferência de massa.

Finalmente, verificou-se que o aumento da viscosidade da fase líquida provoca um aumento da retenção de gás no contator, dada a diminuição da coalescência entre bolhas. A circulação de líquido, como era esperado, diminuiu com o aumento da viscosidade em face ao aumento da força de arraste na parede do duto. A observação das influências das condições de fluxo e geometria do equipamento sobre o comportamento hidrodinâmico do reator airlift, operando com soluções de alta viscosidade e sob o regime *pistonado* são de grande importância para o propósito de utilizar este reator em processos fermentativos, pois em soluções altamente viscosas este o regime de escoamento se desenvolve em dutos de até 60 cm de diâmetro.

Estudados os fatores que mais influenciam a circulação de líquido no reator, propomos um modelo empírico para descrever a velocidade de circulação de líquido. Este modelo aproximou-se mais da realidade do sistema do que o modelo semi-empírico proposto na literatura.

6.2 Sugestões

Como sugestões para futuros trabalhos, propomos:

- Realização de trabalho experimental para medir a área interfacial de contato gás-líquido e o transferência de massa, para diferentes condições de operação do equipamento;
- Estudar a influencia do comprimento e do diâmetro do reator sobre as variáveis mencionadas neste trabalho, de modo a estabelecer uma base para o “scale-up” do reator airlift.
- realizar estudos com sólidos suspensos, para uma possível comparação com sistemas fermentativos heterogêneos;
- Ampliar os estudos realizados com líquidos altamente viscosos, tipos de fermentação, para soluções fermentativas.

O estudo realizado no presente trabalho, somado aos que podem ser desenvolvidos, permitira o conhecimento da hidrodinâmica do reator airlift, possibilitando seu uso em escala industrial.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Referências Bibliográficas

- Bello, R. A., Robinson, C. W., Moo-Yong, M., " Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors", *Biotechnol. Bioengng.*, vol. 27, pp 369 a 381, 1985.
- Bello, R. A., Robinson, C. W., Moo-Yong, M., " Liquid circulation and mixing characteristics of airlift contactors ", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 62, Outubro, pp 573 a 577, 1984.
- Chakravarty, M., Singh, H. D., Baruah, J. N., Iyengar, M. S., "Liquid velocity in gas-lift column ", *Indian Chemical Engineer*, XVI (3), pp 17 a 22, 1974.
- Chisti, M. Y., " Airlif reactors-design diversity ", *The Chemical Engineer*, Fevereiro, pp 41 a 43, 1989.
- Chisti, M. Y., Halard, B., Moo-Yong, M., " Liquid circulation in airlift reactors ", *Chemical Engineering Science*, vol. 43, no. 3, pp 451 a 457, 1988.
- Chisti, M. Y., Fujimoto, K. , Moo-Yong, M., " Hydrodynamic and oxygen mass transfer studies in bubble columns and airlif bioreactors ", *Paper 117a presented at the A.I.Ch.E. Anual Meeting*, Miami Beach, 2 a 7 November, 1986.
- Garcia Calvo, E., Letón, P., " A fluid dynamic model for bubble columns and airlif reactors ", *Chemical Engineering Science*, vol. 46, no. 11, pp 2947 a 2951, 1991a.
- Garcia Calvo, E., Letón, P., Arranz, M. A., " Prediction of gas hold up and liquid velocity in airlift loop reactors containing highly viscous newtonian liquids ", *Chemical Engineering Science*, vol. 46, no. 11, pp 2951 a 2954, 1991b.
- Govier, G. W., Shook, C. A., Lilge, E. O., *Trans. Can. Inst. Mining Met.*, vol 60, pp 147, 1957.
- Govier, G. W, " Developments in the understanding of the vertical flow of two fluid phases ", *The Can. J. of Chem. Eng.*, February, 1965.
- Govier, G. W., Aziz, K., *The Flow of Complex Mixtures in Pipes* , Van Nostrand Reinhold Company, New York, 1972, pp 322 a 416.

- Hsu, Y. C., Dudukovic, M. P., " Gas holdup and liquid recirculation in gas-lift reactors ", *Chemical Engineering Science*, vol. 35, pp 135 a 141, 1980.
- Jones, A. G., " Liquid circulation in a draft-tube bubble column ", *Chemical Engineering Science*, vol. 40, no. 3, pp 449 a 462, 1985.
- Joshi, J. B. , Ranade, V. V., Gharat, S. D., e Lele, S. S., " Sparged loop reactors ", *The Canadian Journal Of Chemical Engineering*, vol. 68, Outubro, pp 705 a 741, 1990.
- Koide, K. , Kimura, M., Nitta, H., e Kawabata, H., " Liquid circulation in bubble column with draught tube ", *Jornal of Chemical Engineering of Japan*, vol. 21, no. 4, pp 393 a 399, 1988.
- Koide, K., Iwamoto, S., Takasaka, S., Matsuura, E., Takahashi, E., Kimura, M., e Kubota, H., " Liquid circulation, gas holpup in bubble column with draught tube ", *Jornal of Chemical Engineering of Japan*, vol. 17, no. 6, pp 611 a 618, 1984.
- Koide, K., Kurematsu, K., Iwamoto, S., Iwata, Y., e Koride, K., " Gas holdup and volumetric liquid-phase mass transfer coefficient in bubble column with draught tube and with gas dispersion into tube ", *Jornal of Chemical Engineering of Japan*, vol. 16, no. 5, pp 413 a 419, 1983.
- Merchuk, J. C., Siegel, M. H., " Air-lift reactors in chemical and biological technology ", *J. Chem. Tech. Biotechnol.* , vol. 41, pp 105 a 120, 1988.
- Merchuk, J. C., Stein, Y., " Local hold-up and velocity in air-lift reactors ", *AIChE Jornal*, vol. 27, no. 3, pp 377 a 388, 1981.
- Nishikawa, M., Kato, H., " Heat transfer in aerated Tower filled non-Newtonian liquid ", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* , vol. 16, no. 1, pp 133 a 137, 1977.
- Philip, J., Proctor, J. M., Niranjana, K., e Davidson, J. F., " Gas hold-up and liquid circulation in internal loop reactors containing highly viscous newtonian and non-newtonian liquids ", *Chemical Engineer Science*, vol. 45, no. 3, pp 651 a 664, 1990.
- Popovic, M. K., Robinson, C. W., " Mixing characteristics of external-loop airlifts: non-newtonian systems ", *Chemical Engineer Science*, vol. 48, no. 8, pp 1405 a 1413, 1993.

- Popovic, M. K., Robinson, C. W., " Mass Transfer studies of external-loop airlifts and bubble column ", *AIChE Journal*, vol. 35, no. 3, pp 393 a 405, 1989.
- Popovic, M. K., Robinson, C. W., " External-Circulation-Loop airlift bioreactors: studys of the liquid circulating velocity in highly viscous non-newtonian liquids ", *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 32, pp 301 a 312, 1988.
- Popovic, M. K., Robinson, C. W., " The specific interfacial area external-circulation-loop airlifts and bubble column - I. Aqueous sodium sulphite solution ", *Chemical Engineer Science*, vol. 42, no. 12, pp 2811a 2824, 1987.
- Popovic, M. K., Robinson, C. W , " Estimation of some important design parameters for non- Newtonian liquids in pneumatically agitated fermenters ", *In Proceedings of 34th Canadian Chemical Engineering Congress*, 30th September- 3rd October, Quebec City, 1984, pp 258 a 263.
- Schügerl, K., " Oxygem transfer into highly viscous media ", *Adv. Biochem. Eng.* , vol. 19, pp 72 a 174, 1981.
- Schumpe, A., Deckwer, W.-D., (1982), " Gas holdups, specific interfacial areas, and mass transfer coefficients of aerated carboxymethyl cellulose solutions in a bubble column ", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* , vol. 21, no. 4, pp 705 a 711.
- Shah, Y. T., Kelkar, B. G., Godbole, S. P., e Deckwer, W.-D., " Design parameters estimations for bubble column reactors ", *AIChE J.*, vol. 28, no. 3, pp 353 a 379, 1982.
- Siegel, M. H., Merchuk, J. C., Schugerl, K., " Air-Lift reactors analysis: interrelationships between riser, downcomer, and gas-liquid separator behavior, including gas recirculation effects ", *AIChE Journal*, vol. 32, no. 10, pp 1585 a 1596, 1986.
- Taitel, Y., Bornea, D., Dukler, A. E., " Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes ", *AIChE Journal*, vol. 26, no. 3, pp 345 a 354, 1980.

Verlaan, P., Tramper, J., Van'Triet, K., Luyben, K. Ch. A. M., " A hydrodynamic model for an air-lift bioreactor with external loop ", *The Chemical Engineering Journal*, vol. 33, pp B43 a B53, 1986.

Wallis, G. B., *One-dimensional Two-Phase Flow*, McGraw-Hill, New York, 1969, pp 6 a 10.

APÊNDICE A - CURVAS DE CALIBRAÇÃO

Calibração dos Rotâmetros

A calibração dos rotâmetros é um procedimento necessário, para adequar os valores visualizados no rotâmetro com o real valor de vazão das soluções e gases em utilização.

Gás

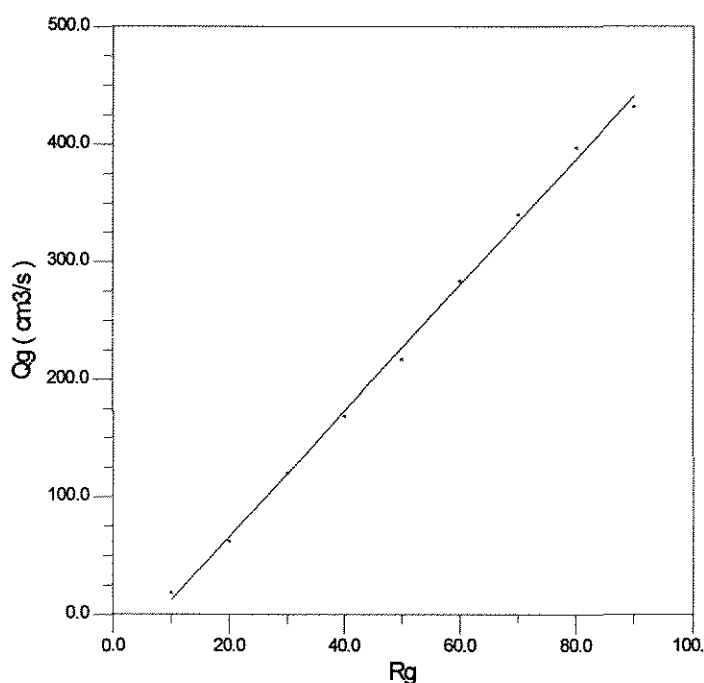


Figura A.1 Curva de calibração. Valor observado no menor rotâmetro versus vazão de gás medida, para o ar comprimido.

A equação de ajuste dos dados de ar para a obtenção da vazão de gás é apresentada pela equação A.1.

$$Q_G = 5,35556 R_G - 41,4817$$

$$18 < R_L < 430 \quad (A.1)$$

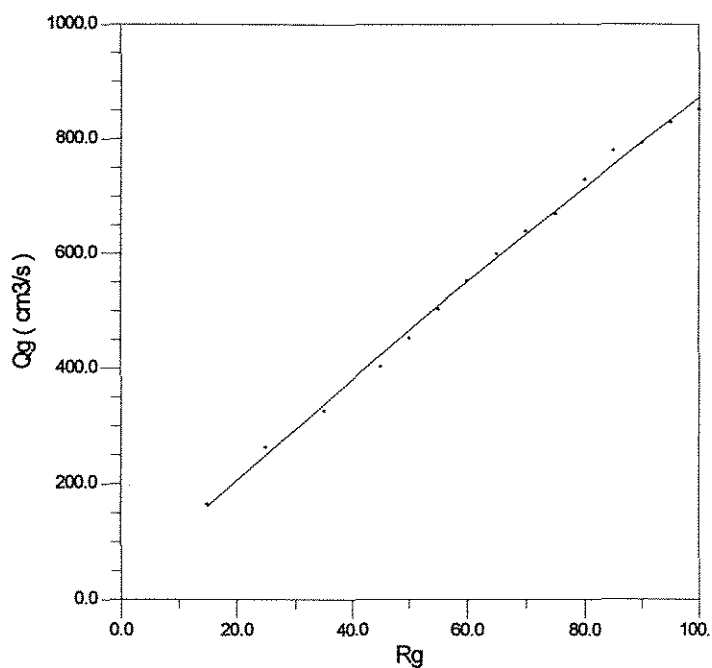


Figura A.2 Curva de calibração. Valor observado no maior rotâmetro versus vazão de gás medida, para o ar comprimido.

$$Q_L = - 0,00727736 R_L^2 + 9,2284 R_L + 22,9519$$

$$165 < R_L < 850$$

(A.2)

Líquido

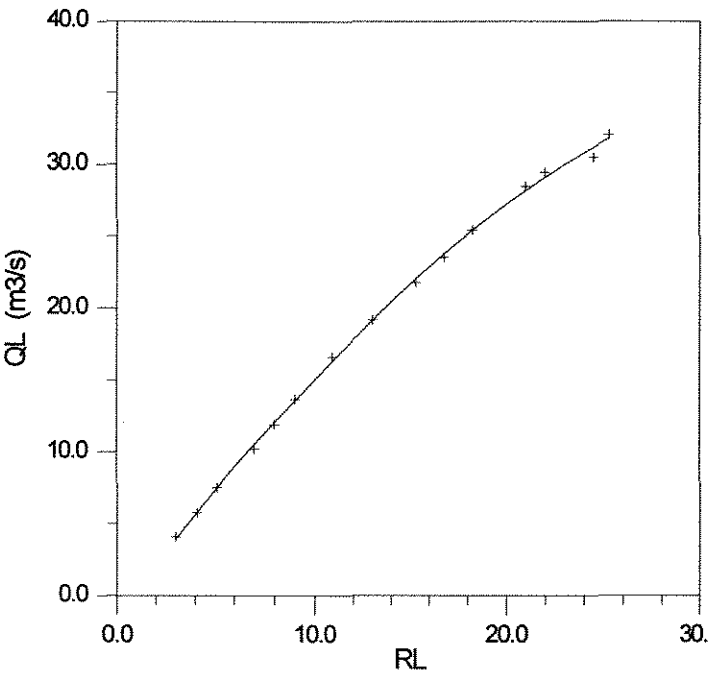


Figura A.3. Curva de calibração. Valor observado no menor rotâmetro versus vazão de líquido medida, para água.

$$Q_L = - 0,021866 R_L^2 + 1,8692 R_L - 1,50927$$
$$4 < R_L < 33$$

(A.3)

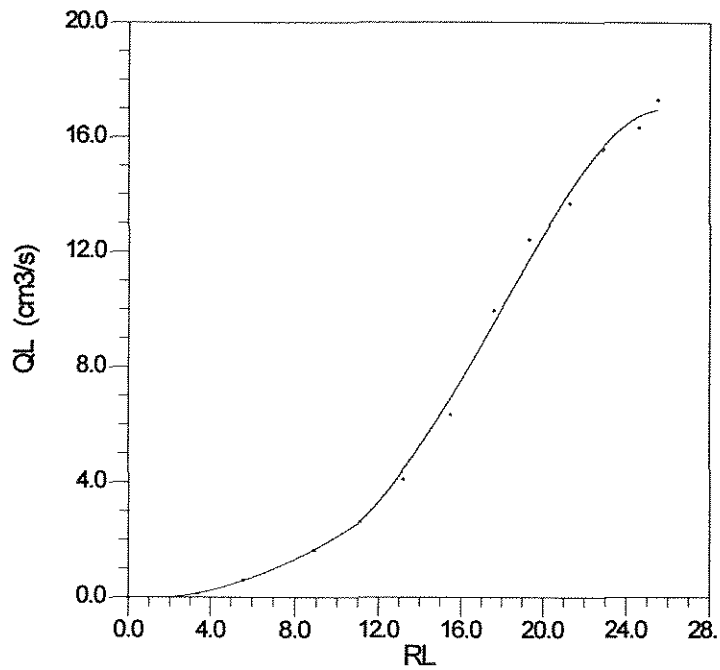


Figura A.4 Curva de calibração. Valor observado no menor rotâmetro versus vazão de líquido medida, para a solução de poli acril amida 0,3%.

A equação de ajuste dos dados de poli acril amida 0,3% para a obtenção da vazão de líquido é apresentada pelas equações A.4 a A.6.

$$Q_L = 0,0382353 R_L - 2,45301E^{-18}$$

$$0 < R_L < 3,4 \quad (A.4)$$

$$Q_L = 0,00070597 R_L^3 + 0,0140482 R_L^2 + 0,00191783 R_L - 0,0123198$$

$$3,4 < R_L < 13,2 \quad (A.5)$$

$$Q_L = - 0,00592399 R_L^3 + 0,310216 R_L^2 - 4,09135 R_L + 17,7965$$

$$13,20 < R_L < 25,5 \quad (A.6)$$

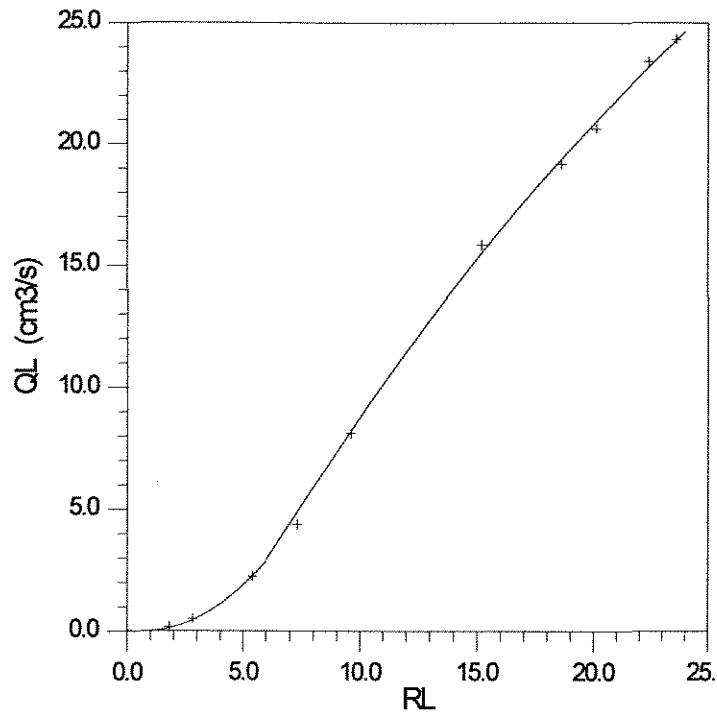


Figura A.5 Curva de calibração. Valor observado no menor rotâmetro versus vazão de líquido medida, para a solução de poli acril amida 0,13%.

A equação de ajuste dos dados de poli acril amida 0,13% para a obtenção da vazão de líquido é apresentada pelas equações A.7 e A.8.

$$Q_L = 0,102022 R_L^2 - 0,142982 R_L + 0,0482938$$

$$0 < R_L < 9,6 \quad (A.7)$$

$$Q_L = - 0,019358 R_L^2 + 1,76316 R_L - 6,6195$$

$$9,6 < R_L < 23,6 \quad (A.8)$$

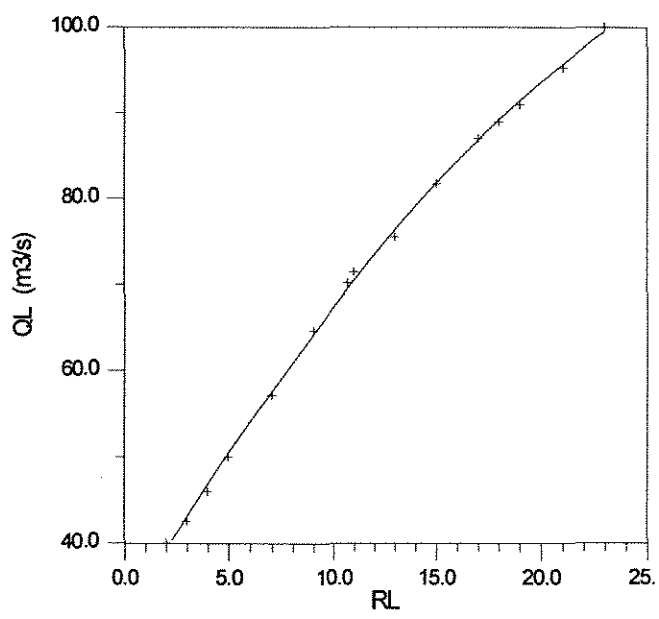


Figura A.6 Curva de calibração. Valor observado no maior rotâmetro versus vazão de líquido medida, para a água.

$$Q_L = - 0,050655 R_L^2 + 4,14134 R_L + 30.983$$

$40 < R_L < 100$

(A.9)

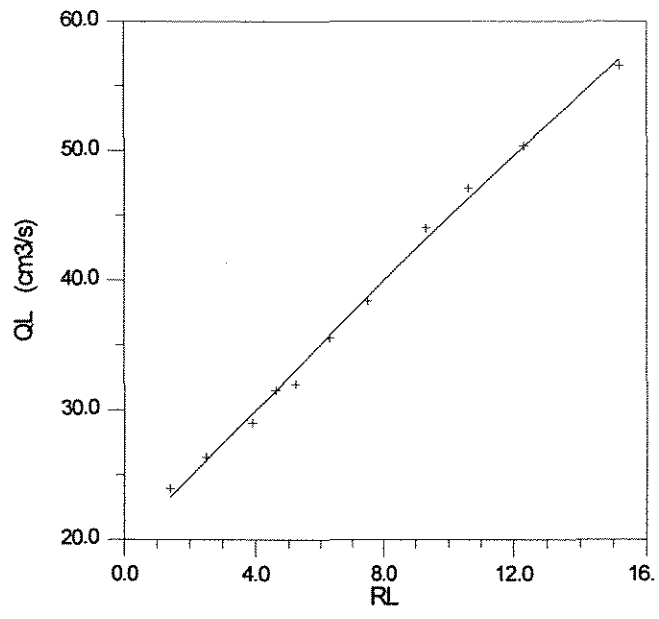


Figura A.7 Curva de calibração. Valor observado no maior rotâmetro versus vazão de líquido medida, para a solução de poli acril amida 0,13%.

$$Q_L = - 0,0115419 R_L^2 + 2,64004 R_L + 19,57$$

$24 < R_L < 56$

(A.10)

Viscosidade

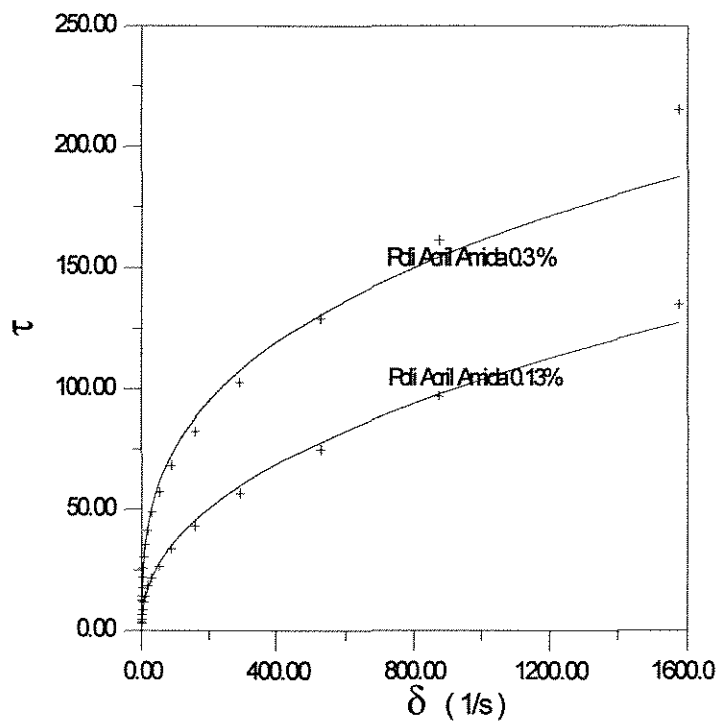


Figura A.8 Variação da tensão de cisalhamento (τ) com o gradiente de cisalhamento ($\dot{\delta}$), para as soluções de poli acril amida 0,13% e 0,3%.

Utilizando o ajuste da lei de potência para correlacionar os dados de poli acril amida 0,13% e 0,3% para a obtenção da tensão de cisalhamento e viscosidade, apresentados pelas equações A.11 a A.15.

para poli acril amida 0,3%

$$\tau = 1663,66 \dot{\delta}^{0,32882} \quad (A.11)$$

Por analogia com líquidos newtonianos, a viscosidade é definida como :

$$\mu = \tau / \dot{\delta} = K \dot{\delta}^{n-1} \quad (A.12)$$

$$\mu = 1663,66 \dot{\delta}^{-0,67118} \quad (A.13)$$

e para poli acril amida 0,13%

$$\tau = 466,583 \dot{\delta}^{0,449029} \quad (A.14)$$

$$\mu = 466,583 \dot{\delta}^{-0,5510} \quad (A.15)$$

APÊNDICE B - PROGRAMAS DESENVOLVIDOS

B 1. - Programa de Entrada de Dados

Este programa é necessário para a transferência de dados entrada de extensão **.dat** para a extensão **.reg**, extensão esta de utilização dos programas de linguagem pascal para entrada de dados.

```

program rwarq;
  type
    arraytd = array[1..1,1..412,1..6] of real;
    arrayibd = array[1..10,1..2] of integer;
    str30 = string[40];
    str13 = string[13];
    REGISTRO = RECORD
      UL : REAL;
      UG : REAL;
      HI : REAL;
      L : REAL;
      MIA : REAL;
      MIL : REAL;
      D : REAL;
      DT : REAL;
    END;
    ARQUIVO = FILE OF REGISTRO;

  var
    t : arraytd;
    arq : str30;
    npi : arrayibd;
    nst,i : integer;
    Reg : REGISTRO;
    ArqReg : ARQUIVO;
    nomearq : str13;
    indarq : char;
    s : array[1..412,1..6] of string[15];

  procedure learquivo(var tt : arraytd;var nome : str30;
    var npi : arrayibd; var nst : integer);

  var
    f : text;
    ch,cha : char;
    ncs : string[4];
    i,j,k,e,k1,k2,n,kn,sum,san : integer;

    teste : boolean;

  begin
    for i := 1 to 412 do
      for j := 1 to 6 do

```

```
s[i,j] := "";
ncs := "";
assign(f,nome);
reset(f);
i := 0;
j := 0;
k := 0;
while not eof(f) do
begin
  read(f,ch);
  if (k <> 3)and(ch<>#13) then
  begin
    K := K+1;
    ncs := ncs+ch;
    val(ncs,n,e);
    cha := ch;
  end
  else
  begin
    if ch=#13 then
    begin
      i := i+1;
      j := 0;
      cha := ch;
    end
    else
    if (ch<>#10)and(ch<>#32) then
    begin
      if (cha=#10)or(cha=' ')or(cha=#13) then j := j+1;
      s[i,j] := s[i,j]+ch;
      cha := ch;
    end
    else cha := ch;
  end;
end;
val(s[1,1],nst,e);
k1 := 0; k2 := 0;
for i := 2 to 2*trunc(nst)+1 do
begin
  if (i mod 2) = 0 then
  begin
    k1 := k1+1;
    val(s[1,i],npi[k1,1],e);
  end
  else
  begin
    k2 := k2+1;
    val(s[1,i],npi[k2,2],e);
  end
end;
```

```

        end;
    end;
    sum := 0;
    for kn := 1 to trunc(nst) do
    begin
        san := sum;
        sum := sum+np[kn,1];
        for i := sum-np[kn,1]+2 to sum+1 do
            for j := 1 to np[kn,2] do
            begin
                val(s[i,j],tt[kn,(i-san-1),j],e);
            end;
        end;
    end;
end;
begin
    write('Entre com o nome do arquivo de dados : ');
    readln(arq);
    learquivo(t,arq,np,nst);
    write(' :5,'Nome do Arquivo de Dados Tipo Registro a ser Criado = ');
    READLN(NomeArq);
    WRITELN;
    WRITE(' :5,'Arquivo de Dados Tipo Registro ja Existente (S/N) = ');
    READLN(INDARQ);
    WRITELN;
    WRITELN;
    ASSIGN(ArqReg,NomeArq);
    IF (INDARQ = 'N') OR (INDARQ = 'n') THEN
    BEGIN
        { Abertura de um Arquivo de Dados Tipo Registro nao Existente }
        REWRITE(ArqReg);
    END
    ELSE
    BEGIN
        { Abertura de um Arquivo de Dados Tipo Registro Existente }
        RESET(ArqReg);
        SEEK(ArqReg,FILESIZE(ArqReg));
    END;
    for i:= 1 to np[1,1] do
    begin
        Reg. UL := t[1,i,1];
        Reg. UG := t[1,i,2];
        Reg. HI := t[1,i,3];
        Reg. L :=200;
        Reg. MIA :=1.0;
        Reg. MIL := t[1,i,4];
        Reg. D := t[1,i,5];
        Reg. DT := t[1,i,6];
    end;
end;

```

```
{ Gravação dos Dados Digitados no Arquivo Tipo Registro }  
WRITE(ArqReg,REG);  
writeln(reg.vl,reg.vg,reg.h,reg.mil,reg.di,reg.dt);  
end;  
close(ArqReg);  
end.
```

B 2. - Programa de Decomposição LU

Programa para resolver o sistema de equações lineares pelo método de decomposição lu, calculando os parâmetros de uma correlação empírica, e determinando o coeficiente de correlação e o erro relativo médio.

```
{ $N+ }
{ $E+ }
PROGRAM LUMOD;
uses crt,printer;
const
  np=10;
  n=5;
  g=980;
type
  REGISTRO = RECORD UL  : REAL;
                    UG  : REAL;
                    HI  : REAL;
                    L   : REAL;
                    MIA : REAL;
                    MIL : REAL;
                    D   : REAL;
                    DT  : REAL;
  END;
arquivodados = file of real;
arquivo = file of registro;
glnbypnp = array [1..np,1..np] of double;
glnarray = array [1..n] of double;
glindx = array [1..n] of integer;

var
  i, j                : integer;
  sx, sy, sxy, sx2, sy2, cc, erroimp      : double;
  erroma, errome, erroparc, erel, aux1     : double;
  t1, t2, t3, t4, t5, t6, ecalc, aux2, erroaux : double;
  b                                         : glnarray;
  m                                         : glnbypnp;
  indx                                     : glindx;
  nomeger, nomeaux, arqdados               : string[13];
  texto                                    : text;
  reg                                       : registro;
  regis                                    : arquivo;
  dados                                   : text;
  da,GR2,GR3,GR4,GR5,GR6                  : real;
```


Subrotina para formação da matriz lu

```
PROCEDURE LU(var a:glnpbynp; n,np:integer;
              var indx: glindx; var da: real);
const
  tiny = 1.0e-20;
var
  k,j,imax,i: integer;
  sum,dum,big: real;
  vv: glnarray;
begin
  da:=1.0;
  for i := 1 to n do
    begin
      big := 0.0;
      for j := 1 to n do
        if (abs(a[i,j]) > big) then
          big := abs(a[i,j]);
        if (big = 0.0) then
          begin
            writeln ('pausa em LU - matriz singular');
            readln
          end;
        vv[i] := 1.0/big
      end;
      for j := 1 to n do
        begin
          for i := 1 to j-1 do
            begin
              sum := a[i,j];
              for k := 1 to i-1 do
                begin
                  sum := sum-a[i,k]*a[k,j]
                end;
              a[i,j] := sum
            end;
            big := 0.0;
            for i := j to n do
              begin
                sum := a[i,j];
                for k:= 1 to j-1 do
                  begin
                    sum := sum-a[i,k]*a[k,j]
                  end;
                a[i,j] := sum;
                dum := vv[i]*abs(sum);
                if (dum >= big) then
                  begin
```

```

        big := dum;
        imax := i
    end
end;
if (j <> imax) then
begin
    for k := 1 to n do
    begin
        dum := a[imax,k];
        a[imax,k] := a[j,k];
        a[j,k] := dum
    end;
    da := -da;
    vv[imax] := vv[j]
end;
indx[j] := imax;
if (a[j,j] = 0.0) then
a[j,j] := tiny;
if (j<>n) then
begin
    dum := 1.0/a[j,j];
    for i := j+1 to n do
    begin
        a[i,j] := a[i,j]*dum
    end
end
end;
end;
end;

```

Subrotina de decomposição lu para resolução do sistema

```

PROCEDURE lull(a: glnpbynp; n,np: integer; indx: glindx;
               var b: glnarray);

```

```

var
    j,ip,ii,i : integer;
    sum : real;
begin
    ii := 0;
    for i := 1 to n do
    begin
        ip := indx[i];
        sum := b[ip];
        b[ip] := b[i];
        if (ii <> 0) then
        begin
            for j := ii to i-1 do
            begin
                sum := sum-a[i,j]*b[j]
            end
        end
    end

```

```

        end
    end
    else if (sum <> 0.0) then
    begin
        ii := i
    end;
    b[i] := sum
end;
for i := n downto 1 do
begin
    sum := b[i];
    if (i<n) then
    begin
        for j := i+1 to n do
        begin
            sum := sum-a[i,j]*b[j]
        end
    end;
    b[i] := sum/a[i,i]
end
end;
end;

```

Ínicio do programa principal

```

begin
    clrscr;
    writeln; writeln;

```

Abertura dos arquivos

```

CLRSCR;
WRITELN;
WRITELN;
WRITELN(' :20,'DIGITE OS NOMES DOS ARQUIVOS');
WRITELN;
WRITELN;
WRITE(' :5,'Nome do Arquivo Basico Tipo Registro  = ');
READLN(NOMEGER);
WRITELN;
WRITE(' :5,'Nome do Arquivo Tipo Texto a ser Criado = ');
READLN(NOMEAUX);
WRITELN;
WRITELN;
ASSIGN(REGIS,NOMEGER);
ASSIGN(TEXT0,NOMEAUX);
{ Abertura dos Arquivos }
RESET(REGIS);

```

```

REWRITE(TEXT0);
{ Inicializacao das Variaveis }
sx := 0;
sy := 0;
sxy := 0;
sx2 := 0;
sy2 := 0;
cc := 0;
erroma := -9999;
errome := 9999;
erroparc := 0;
erroimp := 0;
erel := 0;
for i := 1 to n do
begin
  for j := 1 to (n + 1) do
    m[i,j] := 0;
  b[i] := 0;
end;

```

Calculos iniciais - formação da matriz

```

m[1,1] := filesize(regis);
repeat
begin
  read(regis,reg);
  gr2 := LN(REG.UG);
  gr3 := LN(REG.HI/REG.L);
  gr4 := LN(REG.D/REG.DT);
  gr5 := LN(REG.MIA/REG.MIL);
  m[1,2] := m[1,2] + gr2;
  m[1,3] := m[1,3] + gr3;
  m[1,4] := m[1,4] + gr4;
  m[1,5] := m[1,5] + gr5;
  b[1] := b[1] + LN(REG.UL);
  m[2,2] := m[2,2] + gr2 * gr2;
  m[2,3] := m[2,3] + gr2 * gr3;
  m[2,4] := m[2,4] + gr2 * gr4;
  m[2,5] := m[2,5] + gr2 * gr5;
  b[2] := b[2] + gr2 * ln(reg.UL);
  m[3,3] := m[3,3] + gr3 * gr3;
  m[3,4] := m[3,4] + gr3 * gr4;
  m[3,5] := m[3,5] + gr3 * gr5;
  b[3] := b[3] + gr3 * ln(reg.UL);
  m[4,4] := m[4,4] + gr4 * gr4;
  m[4,5] := m[4,5] + gr4 * gr5;
  b[4] := b[4] + gr4 * ln(reg.UL);
  m[5,5] := m[5,5] + gr5 * gr5;

```

```
    b[5] := b[5] + gr5 * ln(reg.UL);
end;
until eof(regis);
close(regis);
for i := 1 to n do
begin
    for j:= i to n do
        m[j,i] := m[i,j];
    end;
end;
```

Resolução da matriz

```
lu(m,n,np,indx,da);
lull(m,n,np,indx,b);
```

Impressão dos coeficientes

```
clrscr;
writeln(' :20,'Parâmetros da correlação');
writeln;
writeln(' :25,'W[1] = ', EXP(b[1]));
writeln;
writeln(' :25,'W[2] = ', (b[2]):7:5);
writeln;
writeln(' :25,'W[3] = ', (b[3]):7:5);
writeln;
writeln(' :25,'W[4] = ', (b[4]):7:5);
writeln;
writeln(' :25,'W[5] = ', (b[5]):7:5);
writeln;
```

Impressão no arquivo tipo texto

```
writeln(texto,'experim', 'ecalc', '','errp %',' ',
' T1  T2  T3  T4  T5 ');
writeln(texto);
```

Calculos estatisticos

```
reset(regis);
repeat
begin
    read(regis,reg);
    t1 := exp(b[1]);
    t2 := exp(b[2] * LN(REG.UG));
    t3 := exp(b[3] * LN(REG.HI/REG.L));
    t4 := exp(b[4] * LN(REG.MIA/REG.MIL));
    t5 := exp(b[5] * LN(REG.D/REG.DT));
```

```

ECALC := (t1 * t2 * t3 * t4 * t5);
sx := sx + REG.UL;
sy := sy + ecalc;
sxy := sxy + REG.UL * ecalc;
sx2 := sx2 + sqr(REG.UL);
sy2 := sy2 + sqr(ecalc);
erroaux := ((ecalc - REG.UL)/REG.UL);
if erroaux > erroma then
    erroma := erroaux
else
    if erroaux < errome then
        errome := erroaux;
    erroparc := erroparc + abs((ecalc - REG.UL)/REG.UL);
    erroimp := 100 * (ecalc - REG.UL)/REG.UL;
    writeln(texto, REG.UL:7:5, ' ', ecalc:7:5, ' ',
        erroimp:6:2, ' ', t1:6:4, ' ', t2:6:4,
        ' ', t3:6:4, ' ', t4:6:4, ' ', t5:6:4);
end;
until eof(regis);

```

Calculo do coeficiente de correlação

```

aux1 := sxy - ((sx * sy)/filesize(regis));
aux2 := (sx2 - (sqr(sx)/filesize(regis))) *
    (sy2 - (sqr(sy)/filesize(regis)));
cc := aux1 / sqrt(aux2);

```

Calculo do erro relativo

```

erel := (100 * erroparc)/filesize(regis);
close(regis);
close(texto);

```

Impressão dos resultados estatísticos

```

writeln; writeln;
writeln(' ':20,'Coeficiente de correlação = ',CC:7:5);
writeln(' ':20,'Erro relativo médio (%) = ',EREL:9:4);
writeln(' ':20,'Maior erro (%) = ', 100*ERROMA:9:4);
writeln(' ':20,'Menor erro (%) = ', 100*ERROME:9:4);
repeat until keypressed;
end.

```

APÊNDICE C - DADOS EXPERIMENTAIS

C.1 Dados da solução de Poli acril amida 0,3%

Tabela (1) :

altura da coluna = 200 cm

altura inicial de líquido = 180 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

diâmetro do injetor = 0,25 cm

temperatura = 24,5 ° C

data = 23/03/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
140,00	10,00	12,07	2,109	0,1530	1,50	0,06	0,010	169,40
125,00	15,00	38,85	6,786	0,2335	6,20	0,71	0,124	153,30
111,00	20,00	65,63	11,463	0,3125	9,40	1,83	0,320	137,50
105,00	25,00	92,41	16,139	0,3730	11,20	2,76	0,483	125,40
97,00	30,00	119,19	20,816	0,4265	13,20	4,22	0,737	114,70
96,00	35,00	145,96	25,493	0,4520	14,90	6,11	1,067	109,60
95,00	40,00	172,74	30,170	0,4730	16,10	7,61	1,330	105,40
94,00	45,00	199,52	34,847	0,4930	16,90	8,66	1,512	101,40
94,00	50,00	226,30	39,524	0,5070	17,30	9,19	1,605	98,60
94,00	55,00	253,07	44,201	0,5350	18,10	10,25	1,789	93,00
96,00	60,00	279,85	48,878	0,5510	18,80	11,16	1,949	89,80
104,00	70,00	333,41	58,232	0,5920	19,90	12,54	2,191	81,60
115,00	80,00	386,96	67,585	0,6175	20,60	13,37	2,335	76,50

Tabela (2) :

altura da coluna = 200 cm

altura inicial de líquido = 160 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

diâmetro do injetor = 0,25 cm

temperatura = 25,0 ° C

data = 21/03/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
126,00	15,00	38,85	6,786	0,2345	6,20	0,71	0,124	153,10
115,00	20,00	65,63	11,463	0,3165	9,60	1,93	0,336	136,70
106,00	25,00	92,41	16,139	0,3760	11,60	3,00	0,524	124,80
100,00	30,00	119,19	20,816	0,4185	13,60	4,63	0,809	116,30
97,00	35,00	145,96	25,493	0,4490	14,80	5,99	1,046	110,20
94,00	40,00	172,74	30,170	0,4715	15,90	7,36	1,285	105,70
93,00	45,00	199,52	34,847	0,4920	16,80	8,53	1,489	101,60
92,00	50,00	226,30	39,524	0,5085	17,10	8,92	1,559	98,30
94,00	55,00	253,07	44,201	0,5290	18,40	10,64	1,858	94,20
97,00	60,00	279,85	48,878	0,5515	19,00	11,42	1,994	89,70
106,00	70,00	333,41	58,232	0,5860	20,00	12,66	2,212	82,80
114,00	80,00	386,96	67,585	0,6080	21,60	14,46	2,525	78,40

Tabela (3) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 140 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
temperatura = 27,0 ° C data = 24/03/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
104,00	25,00	92,41	16,139	0,3900	8,00	1,26	0,221	122,00
95,00	30,00	119,19	20,816	0,4365	10,50	2,37	0,415	112,70
93,00	35,00	145,96	25,493	0,4625	12,10	3,32	0,580	107,50
92,00	40,00	172,74	30,170	0,4840	13,20	4,22	0,737	103,20
92,00	45,00	199,52	34,847	0,5060	14,70	5,87	1,025	98,80
92,00	50,00	226,30	39,524	0,5180	15,60	6,98	1,218	96,40
94,00	55,00	253,07	44,201	0,5435	17,00	8,79	1,535	91,30
97,00	60,00	279,85	48,878	0,5630	17,70	9,72	1,697	87,40
104,00	70,00	333,41	58,232	0,5935	18,80	11,16	1,949	81,30
113,00	80,00	386,96	67,585	0,6225	19,50	12,05	2,104	75,50

Tabela (4) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 120 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
temperatura = 24,0 ° C data = 26/03/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
96,00	30,00	119,19	20,816	0,4535	4,60	0,36	0,063	109,30
92,00	35,00	145,96	25,493	0,4775	7,20	0,99	0,173	104,50
91,00	40,00	172,74	30,170	0,4960	8,30	1,38	0,240	100,80
90,00	45,00	199,52	34,847	0,5135	11,00	2,65	0,463	97,30
91,00	50,00	226,30	39,524	0,5245	13,00	4,02	0,702	95,10
92,00	55,00	253,07	44,201	0,5510	15,00	6,23	1,088	89,80
95,00	60,00	279,85	48,878	0,5685	16,50	8,13	1,421	86,30
106,00	70,00	333,41	58,232	0,6010	19,40	11,92	2,083	79,80
112,00	80,00	386,96	67,585	0,6230	20,10	12,78	2,233	75,40

Tabela (5) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 100 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
temperatura = 23,0 ° C data = 28/03/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
94,00	35,00	145,96	25,493	0,4800	4,50	0,35	0,060	104,00
91,00	40,00	172,74	30,170	0,4985	6,10	0,68	0,119	100,30
90,00	45,00	199,52	34,847	0,5140	8,40	1,41	0,247	97,20
89,00	50,00	226,30	39,524	0,5275	11,00	2,65	0,463	94,50
90,00	55,00	253,07	44,201	0,5445	14,10	5,18	0,904	91,10
94,00	60,00	279,85	48,878	0,5675	15,60	6,98	1,218	86,50
98,00	70,00	333,41	58,232	0,5985	17,40	9,32	1,628	80,30
112,00	80,00	386,96	67,585	0,6210	19,20	11,67	2,038	75,80

Tabela (6) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 90 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
temperatura = 23,0 ° C data = 29/03/94

dp	Rg	Qg	Ug	ϵ	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
84,00	45,00	199,52	34,847	0,5480	2,5	0,10	0,017	90,40
85,00	50,00	226,30	39,524	0,5725	3,70	0,22	0,039	85,50
87,00	55,00	253,07	44,201	0,5875	5,10	0,46	0,080	82,50
90,00	60,00	279,85	48,878	0,6100	7,30	1,02	0,179	78,00
93,00	70,00	333,41	58,232	0,6345	9,40	1,83	0,320	73,10
108,00	80,00	386,96	67,585	0,6525	12,10	3,32	0,580	69,50

Tabela (7) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 80 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
temperatura = 23,0 ° C data = 29/03/94

dp	Rg	Qg	Ug	ϵ	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
86,00	60,00	279,85	48,878	0,6075	1,90	0,073	0,0127	78,50
88,00	65,00	306,63	53,555	0,6300	2,50	0,096	0,0167	74,00
94,00	70,00	333,41	58,232	0,6425	4,20	0,296	0,0517	71,50
99,00	75,00	360,19	62,908	0,6605	6,20	0,708	0,1236	67,90
104,00	80,00	386,96	67,585	0,6675	6,80	0,872	0,1524	66,50

Tabela (8) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 180 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
temperatura = 27,5 ° C data = 12/04/94

dp	Rg	Qg	Ug	ϵ	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
117,00	15,00	38,85	6,786	0,2240	4,90	0,42	0,073	155,20
106,00	20,00	65,63	11,463	0,3170	9,00	1,66	0,289	136,60
96,00	25,00	92,41	16,139	0,3780	11,60	3,00	0,524	124,40
91,00	30,00	119,19	20,816	0,4285	13,80	4,84	0,846	114,30
88,00	35,00	145,96	25,493	0,4580	15,80	7,23	1,263	108,40
86,00	40,00	172,74	30,170	0,4850	16,40	8,00	1,398	103,00
82,00	45,00	199,52	34,847	0,5045	17,00	8,79	1,535	99,10
79,00	50,00	226,30	39,524	0,5210	17,80	9,85	1,720	95,80
77,00	55,00	253,07	44,201	0,5470	18,50	10,77	1,881	90,60
75,00	60,00	279,85	48,878	0,5650	19,60	12,17	2,126	87,00
75,00	70,00	333,41	58,232	0,5990	20,20	12,90	2,254	80,20
74,00	80,00	386,96	67,585	0,6185	20,50	13,26	2,315	76,30

Tabela (9) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 24,0 ° C

altura inicial de líquido = 160 cm

diâmetro do injetor = 0,50 cm

data = 13/04/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
116,00	15,00	38,85	6,786	0,2400	3,40	0,18	0,032	152,00
107,00	20,00	65,63	11,463	0,3215	7,50	1,09	0,190	135,70
97,00	25,00	92,41	16,139	0,3850	11,60	3,00	0,524	123,00
92,00	30,00	119,19	20,816	0,4265	13,20	4,22	0,737	114,70
88,00	35,00	145,96	25,493	0,4565	15,00	6,23	1,088	108,70
85,00	40,00	172,74	30,170	0,4840	16,00	7,49	1,307	103,20
82,00	45,00	199,52	34,847	0,5035	16,60	8,27	1,444	99,30
80,00	50,00	226,30	39,524	0,5200	17,40	9,32	1,628	96,00
77,00	55,00	253,07	44,201	0,5460	18,60	10,90	1,904	90,80
73,00	60,00	279,85	48,878	0,5680	19,20	11,67	2,038	86,40
70,00	70,00	333,41	58,232	0,6000	19,60	12,17	2,126	80,00
68,00	80,00	386,96	67,585	0,6210	19,80	12,42	2,169	75,80

Tabela (10) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 22,0 ° C

altura inicial de líquido = 140 cm

diâmetro do injetor = 0,50 cm

data = 14/04/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
104,00	20,00	65,63	11,463	0,3335	3,40	0,18	0,032	133,30
97,00	25,00	92,41	16,139	0,3955	7,70	1,16	0,202	120,90
90,00	30,00	119,19	20,816	0,4385	9,90	2,07	0,361	112,30
85,00	35,00	145,96	25,493	0,4695	12,10	3,32	0,580	106,10
82,00	40,00	172,74	30,170	0,4905	14,10	5,18	0,904	101,90
81,00	45,00	199,52	34,847	0,5085	15,40	6,72	1,174	98,30
79,00	50,00	226,30	39,524	0,5260	16,00	7,49	1,307	94,80
77,00	55,00	253,07	44,201	0,5520	17,20	9,06	1,582	89,60
75,00	60,00	279,85	48,878	0,5745	18,10	10,25	1,789	85,10
74,00	70,00	333,41	58,232	0,5990	18,80	11,16	1,949	80,20
73,00	80,00	386,96	67,585	0,6245	19,20	11,67	2,038	75,10

Tabela (11) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 23,0 ° C

altura inicial de líquido = 120 cm

diâmetro do injetor = 0,50 cm

data = 14/04/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
94,00	25,00	92,41	16,139	0,4045	3,10	0,15	0,026	119,10
89,00	30,00	119,19	20,816	0,4540	6,90	0,90	0,157	109,20
85,00	35,00	145,96	25,493	0,4775	8,30	1,38	0,240	104,50
81,00	40,00	172,74	30,170	0,5030	9,70	1,97	0,344	99,40
78,00	45,00	199,52	34,847	0,5230	11,20	2,76	0,483	95,40
75,00	50,00	226,30	39,524	0,5390	13,30	4,32	0,754	92,20
74,00	55,00	253,07	44,201	0,5580	15,20	6,48	1,131	88,40
73,00	60,00	279,85	48,878	0,5745	16,60	8,27	1,444	85,10
71,00	70,00	333,41	58,232	0,6000	18,40	10,64	1,858	80,00
69,00	80,00	386,96	67,585	0,6225	18,80	11,16	1,949	75,50

Tabela (12) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 22,0 ° C

altura inicial de líquido = 100 cm

diâmetro do injetor = 0,50 cm

data = 19/04/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
84,00	35,00	145,96	25,493	0,4910	4,00	0,27	0,046	101,80
81,00	40,00	172,74	30,170	0,5125	6,90	0,90	0,157	97,50
79,00	45,00	199,52	34,847	0,5340	8,30	1,38	0,240	93,20
77,00	50,00	226,30	39,524	0,5475	9,10	1,70	0,297	90,50
75,00	55,00	253,07	44,201	0,5650	12,80	3,83	0,669	87,00
73,00	60,00	279,85	48,878	0,5835	15,30	6,60	1,153	83,30
72,00	70,00	333,41	58,232	0,6035	17,40	9,32	1,628	79,30
71,00	80,00	386,96	67,585	0,6250	18,70	11,03	1,926	75,00

Tabela (13) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 25,0 ° C

altura inicial de líquido = 90 cm

diâmetro do injetor = 0,50 cm

data = 18/04/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
79,00	40,00	172,74	30,170	0,5155	4,70	0,38	0,066	96,90
77,00	45,00	199,52	34,847	0,5360	7,90	1,23	0,214	92,80
75,00	50,00	226,30	39,524	0,5540	10,10	2,17	0,379	89,20
74,00	55,00	253,07	44,201	0,5690	12,50	3,59	0,626	86,20
73,00	60,00	279,85	48,878	0,5865	16,00	7,49	1,307	82,70
71,00	70,00	333,41	58,232	0,6035	18,00	10,11	1,766	79,30
70,00	80,00	386,96	67,585	0,6250	18,80	11,16	1,949	75,00

Tabela (14) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 80 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 temperatura = 25,0 °C data = 19/04/94

dp	Rg	Qg	Ug	ϵ	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s			cm ³ /s	cm/s	cm
74,00	50,00	226,30	39,524	0,5750	2,30	0,09	0,015	85,00
72,00	55,00	253,07	44,201	0,5980	3,40	0,18	0,032	80,40
71,00	60,00	279,85	48,878	0,6140	5,20	0,48	0,083	77,20
69,00	70,00	333,41	58,232	0,6420	8,20	1,34	0,234	71,60
68,00	80,00	386,96	67,585	0,6600	10,50	2,37	0,415	68,00

Tabela (15) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 160 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 temperatura = 25,0 °C data = 27/04/94

dp	Rg	Qg	Ug	ϵ	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s			cm ³ /s	cm/s	cm
121,00	15,00	38,85	6,786	0,2500	4,50	0,35	0,060	150,00
102,00	20,00	65,63	11,463	0,3140	8,20	1,34	0,234	137,20
101,00	25,00	92,41	16,139	0,3790	11,40	2,88	0,503	124,20
92,00	30,00	119,19	20,816	0,4365	13,40	4,42	0,772	112,70
88,00	35,00	145,96	25,493	0,4640	14,80	5,99	1,046	107,20
83,00	40,00	172,74	30,170	0,4895	16,30	7,87	1,375	102,10
80,00	45,00	199,52	34,847	0,5060	17,00	8,79	1,535	98,80
77,00	50,00	226,30	39,524	0,5260	17,40	9,32	1,628	94,80
73,00	55,00	253,07	44,201	0,5495	18,00	10,11	1,766	90,10
71,00	60,00	279,85	48,878	0,5650	18,50	10,77	1,881	87,00
68,00	70,00	333,41	58,232	0,6035	19,30	11,80	2,061	79,30
65,00	80,00	386,96	67,585	0,6220	19,60	12,17	2,126	75,60

Tabela (16) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 140 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 temperatura = 23,0 °C data = 04/05/94

dp	Rg	Qg	Ug	ϵ	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s			cm ³ /s	cm/s	cm
107,00	20,00	65,63	11,463	0,3430	2,00	0,08	0,013	131,40
98,00	25,00	92,41	16,139	0,4000	5,30	0,50	0,087	120,00
92,00	30,00	119,19	20,816	0,4495	8,30	1,38	0,240	110,10
85,00	35,00	145,96	25,493	0,4805	11,20	2,76	0,483	103,90
82,00	40,00	172,74	30,170	0,5005	13,10	4,12	0,719	99,90
79,00	45,00	199,52	34,847	0,5215	15,00	6,23	1,088	95,70
77,00	50,00	226,30	39,524	0,5375	17,60	9,58	1,674	92,50
74,00	55,00	253,07	44,201	0,5565	18,20	10,38	1,812	88,70
72,00	60,00	279,85	48,878	0,5750	18,70	11,03	1,926	85,00
68,00	70,00	333,41	58,232	0,5995	19,60	12,17	2,126	80,10
63,00	80,00	386,96	67,585	0,6220	20,90	13,71	2,395	75,60

Tabela (17) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 120 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 temperatura = 25,0 ° C data = 05/05/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s			cm ³ /s	cm/s	cm
97,00	25,00	92,41	16,139	0,4170	2,90	0,13	0,022	116,60
89,00	30,00	119,19	20,816	0,4635	6,60	0,82	0,142	107,30
85,00	35,00	145,96	25,493	0,4810	10,40	2,32	0,405	103,80
82,00	40,00	172,74	30,170	0,5000	13,20	4,22	0,737	100,00
79,00	45,00	199,52	34,847	0,5185	14,60	5,75	1,005	96,30
76,00	50,00	226,30	39,524	0,5400	16,00	7,49	1,307	92,00
74,00	55,00	253,07	44,201	0,5650	17,00	8,79	1,535	87,00
71,00	60,00	279,85	48,878	0,5755	17,80	9,85	1,720	84,90
68,00	70,00	333,41	58,232	0,6100	18,80	11,16	1,949	78,00
63,00	80,00	386,96	67,585	0,6260	19,50	12,05	2,104	74,80

Tabela (18) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 100 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 temperatura = 22,0 ° C data = 05/05/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s			cm ³ /s	cm/s	cm
82,00	35,00	145,96	25,493	0,5110	2,70	0,11	0,019	97,80
78,00	40,00	172,74	30,170	0,5295	4,40	0,33	0,057	94,10
75,00	45,00	199,52	34,847	0,5470	6,70	0,84	0,147	90,60
72,00	50,00	226,30	39,524	0,5630	7,90	1,23	0,214	87,40
69,00	55,00	253,07	44,201	0,5855	9,70	1,97	0,344	82,90
67,00	60,00	279,85	48,878	0,6010	11,00	2,65	0,463	79,80
64,00	70,00	333,41	58,232	0,6240	14,20	5,29	0,924	75,20
62,00	80,00	386,96	67,585	0,6400	16,50	8,13	1,421	72,00

Tabela (19) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 90 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 temperatura = 24,0 ° C data = 06/05/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s			cm ³ /s	cm/s	cm
73,00	45,00	199,52	34,847	0,5560	2,80	0,12	0,021	88,80
68,00	50,00	226,30	39,524	0,5905	5,70	0,59	0,102	81,90
65,00	55,00	253,07	44,201	0,5990	6,90	0,90	0,157	80,20
63,00	60,00	279,85	48,878	0,6170	7,80	1,19	0,208	76,60
61,00	70,00	333,41	58,232	0,6425	10,80	2,54	0,443	71,50
59,00	80,00	386,96	67,585	0,6510	12,70	3,74	0,653	69,80

Tabela (20) :

altura da coluna = 200 cm

altura inicial de líquido = 80 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

diâmetro do injetor = 1,0 cm

temperatura = 26,0 ° C

data = 09/05/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
68,00	50,00	226,30	39,524	0,5910	2,80	0,12	0,021	81,80
65,00	55,00	253,07	44,201	0,6080	4,80	0,40	0,070	78,40
63,00	60,00	279,85	48,878	0,6225	6,20	0,71	0,124	75,50
61,00	70,00	333,41	58,232	0,6535	9,00	1,66	0,289	69,30
59,00	80,00	386,96	67,585	0,6730	11,00	2,65	0,463	65,40

C.2 Dados da solução de Poli acril amida 0,13%

Tabela (21) :

altura da coluna = 200 cm

altura inicial de líquido = 180 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

diâmetro do injetor = 0,25 cm

temperatura = 22,0 ° C

data = 17/08/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s				cm3/s	cm/s	cm
143,00	10,00	12,07	2,109	0,1410	5,40		2,25	0,393	171,80
134,00	15,00	38,85	6,786	0,2235	10,40		9,62	1,681	155,30
119,00	20,00	65,63	11,463	0,2800	12,90		12,90	2,254	144,00
115,00	25,00	92,41	16,139	0,3260	18,20		19,06	3,329	134,80
109,00	30,00	119,19	20,816	0,3650	21,90		22,71	3,966	127,00
107,00	35,00	145,96	25,493	0,3950		2,00	24,81	4,334	121,00
105,00	40,00	172,74	30,170	0,4155		3,00	27,39	4,785	116,90
104,00	45,00	199,52	34,847	0,4375		3,70	29,19	5,098	112,50
104,00	50,00	226,30	39,524	0,4550		4,70	31,73	5,542	109,00
104,00	55,00	253,07	44,201	0,4750		5,40	33,50	5,851	105,00
107,00	60,00	279,85	48,878	0,4930		5,90	34,75	6,070	101,40
114,00	70,00	333,41	58,232	0,5250		6,80	37,00	6,462	95,00
121,00	80,00	386,96	67,585	0,5500		7,40	38,48	6,721	90,00

Tabela (22) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 23,0 ° C

altura inicial de líquido = 160 cm

diâmetro do injetor = 0,25 cm

data = 19/07/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s				cm3/s	cm/s	cm
133,00	15,00	38,85	6,786	0,2240	8,10		5,58	0,975	155,20
118,00	20,00	65,63	11,463	0,2870	11,30		10,83	1,892	142,60
113,00	25,00	92,41	16,139	0,3340	14,30		14,64	2,556	133,20
107,00	30,00	119,19	20,816	0,3785	17,40		18,20	3,178	124,30
105,00	35,00	145,96	25,493	0,4040	20,10		21,00	3,668	119,20
104,00	40,00	172,74	30,170	0,4235	22,50		23,25	4,061	115,30
104,00	45,00	199,52	34,847	0,4395		2,40	25,85	4,515	112,10
103,00	50,00	226,30	39,524	0,4530		3,10	27,65	4,830	109,40
103,00	55,00	253,07	44,201	0,4790		4,10	30,21	5,276	104,20
106,00	60,00	279,85	48,878	0,5025		4,70	31,73	5,542	99,50
113,00	70,00	333,41	58,232	0,5350		5,50	33,75	5,895	93,00
123,00	80,00	386,96	67,585	0,5600		6,00	35,00	6,114	88,00

Tabela (23) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 22,0 ° C

altura inicial de líquido = 140 cm

diâmetro do injetor = 0,25 cm

data = 18/08/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s				cm3/s	cm/s	cm
114,00	20,00	65,63	11,463	0,3130	7,4		4,58	0,799	137,40
112,00	25,00	92,41	16,139	0,3460	12,00		11,75	2,052	130,80
106,00	30,00	119,19	20,816	0,3800	15,00		15,47	2,702	124,00
105,00	35,00	145,96	25,493	0,4020	19,00		19,89	3,474	119,60
104,00	40,00	172,74	30,170	0,4210	22,10		22,89	3,998	115,80
104,00	45,00	199,52	34,847	0,4420		2,10	25,07	4,379	111,60
104,00	50,00	226,30	39,524	0,4550		3,30	28,17	4,919	109,00
105,00	55,00	253,07	44,201	0,4770		4,30	30,72	5,365	104,60
107,00	60,00	279,85	48,878	0,4940		4,90	32,24	5,630	101,20
112,00	70,00	333,41	58,232	0,5250		6,00	35,00	6,114	95,00
122,00	80,00	386,96	67,585	0,5520		6,70	36,75	6,418	89,60

Tabela (24) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 18,5 ° C

altura inicial de líquido = 120 cm

diâmetro do injetor = 0,25 cm

data = 21/07/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s				cm3/s	cm/s	cm
102,00	25,00	92,41	16,139	0,3970	2,6		0,37	0,064	120,6
101,00	30,00	119,19	20,816	0,4285	7,10		4,18	0,729	114,30
100,00	35,00	145,96	25,493	0,4450	9,40		7,72	1,348	111,00
98,00	40,00	172,74	30,170	0,4630	12,10		11,88	2,075	107,40
98,00	45,00	199,52	34,847	0,4775	12,30		12,14	2,120	104,50
98,00	50,00	226,30	39,524	0,4950	13,60		13,78	2,407	101,00
99,00	55,00	253,07	44,201	0,5185	15,70		16,29	2,845	96,30
103,00	60,00	279,85	48,878	0,5260	17,40		18,20	3,178	94,80
111,00	70,00	333,41	58,232	0,5545	20,30		21,20	3,702	89,10
119,00	80,00	386,96	67,585	0,5815		2,10	25,07	4,379	83,70

Tabela (25) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 25,0 ° C

altura inicial de líquido = 100 cm

diâmetro do injetor = 0,25 cm

data = 21/03/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
92,00	35,00	145,96	25,493	0,4650	3,20	0,64	0,111	107,0 0
92,00	40,00	172,74	30,170	0,5100	5,30	2,16	0,377	98,00
92,00	45,00	199,52	34,847	0,5215	7,10	4,18	0,729	95,70
92,00	50,00	226,30	39,524	0,5360	8,00	5,43	0,949	92,80
93,00	55,00	253,07	44,201	0,5505	9,40	7,72	1,348	89,90
96,00	60,00	279,85	48,878	0,5675	10,70	10,03	1,752	86,50
107,00	70,00	333,41	58,232	0,5930	12,80	12,78	2,232	81,40
114,00	80,00	386,96	67,585	0,6110	14,70	15,12	2,640	77,80

Tabela (26) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 23,0 ° C

altura inicial de líquido = 90 cm

diâmetro do injetor = 0,25 cm

data = 29/03/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
88,00	45,00	199,52	34,847	0,5365	2,4	0,29	0,051	92,70
89,00	50,00	226,30	39,524	0,5480	4,70	1,63	0,285	90,40
92,00	55,00	253,07	44,201	0,5620	7,20	4,31	0,752	87,60
93,00	60,00	279,85	48,878	0,5785	8,40	6,05	1,056	84,30
101,00	70,00	333,41	58,232	0,6050	10,70	10,03	1,752	79,00
114,00	80,00	386,96	67,585	0,6200	11,90	11,62	2,030	76,00

Tabela (27) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 19,5 ° C

altura inicial de líquido = 80 cm

diâmetro do injetor = 0,25 cm

data = 23/07/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
87,00	55,00	253,07	44,201	0,5810	3,10	0,586	0,1023	83,80
90,00	60,00	279,85	48,878	0,6010	5,50	2,348	0,4102	79,80
99,00	70,00	333,41	58,232	0,6140	8,30	5,890	1,0288	77,20
110,00	80,00	386,96	67,585	0,6275	10,60	9,895	1,7282	74,50
116,00	90,00	440,52	76,939	0,6410	11,40	10,965	1,9151	71,80

Tabela (28) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 23,0 ° C

altura inicial de líquido = 180 cm

diâmetro do injetor = 0,50 cm

data = 24/08/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s				cm3/s	cm/s	cm
126,00	15,00	38,85	6,786	0,2160	9,30		7,54	1,317	156,80
116,00	20,00	65,63	11,463	0,2715	13,10		13,16	2,298	145,70
108,00	25,00	92,41	16,139	0,3225	18,30		19,16	3,347	135,50
102,00	30,00	119,19	20,816	0,3660	24,00		24,55	4,287	126,80
99,00	35,00	145,96	25,493	0,3920		2,40	25,85	4,515	121,60
95,00	40,00	172,74	30,170	0,4115		3,40	28,42	4,964	117,70
93,00	45,00	199,52	34,847	0,4340		4,30	30,72	5,365	113,20
90,00	50,00	226,30	39,524	0,4510		4,80	31,98	5,586	109,80
87,00	55,00	253,07	44,201	0,4720		5,50	33,75	5,895	105,60
85,00	60,00	279,85	48,878	0,4950		6,30	35,75	6,244	101,00
82,00	70,00	333,41	58,232	0,5240		7,10	37,74	6,592	95,20
80,00	80,00	386,96	67,585	0,5510		7,80	39,47	6,893	89,80

Tabela (29) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 160 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 temperatura = 17,5 °C data = 19/08/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s				cm ³ /s	cm/s	cm
123,00	15,00	38,85	6,786	0,2190	8,70		6,53	1,140	156,20
114,00	20,00	65,63	11,463	0,2790	12,50		12,40	2,165	144,20
108,00	25,00	92,41	16,139	0,3285	16,00		16,64	2,905	134,30
100,00	30,00	119,19	20,816	0,3710	20,10		21,00	3,668	125,80
97,00	35,00	145,96	25,493	0,3995	24,30		24,79	4,331	120,10
94,00	40,00	172,74	30,170	0,4180		2,60	26,36	4,605	116,40
92,00	45,00	199,52	34,847	0,4380		3,50	28,68	5,009	112,40
90,00	50,00	226,30	39,524	0,4570		4,30	30,72	5,365	108,60
88,00	55,00	253,07	44,201	0,4800		5,00	32,49	5,675	104,00
85,00	60,00	279,85	48,878	0,5000		5,70	34,25	5,982	100,00
81,00	70,00	333,41	58,232	0,5345		6,80	37,00	6,462	93,10
79,00	80,00	386,96	67,585	0,5560		7,50	38,73	6,764	88,80

Tabela (30) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 140 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 temperatura = 24,0 °C data = 18/08/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s				cm ³ /s	cm/s	cm
111,00	20,00	65,63	11,463	0,3065	8,10		5,58	0,975	138,70
108,00	25,00	92,41	16,139	0,3430	13,20		13,28	2,320	131,40
99,00	30,00	119,19	20,816	0,3800	18,10		18,95	3,310	124,00
97,00	35,00	145,96	25,493	0,4020	21,80		22,62	3,950	119,60
94,00	40,00	172,74	30,170	0,4215		2,60	26,36	4,605	115,70
92,00	45,00	199,52	34,847	0,4430		3,40	28,42	4,964	111,40
88,00	50,00	226,30	39,524	0,4615		4,00	29,95	5,232	107,70
86,00	55,00	253,07	44,201	0,4820		4,90	32,24	5,630	103,60
84,00	60,00	279,85	48,878	0,5025		5,50	33,75	5,895	99,50
81,00	70,00	333,41	58,232	0,5330		6,30	35,75	6,244	93,40
79,00	80,00	386,96	67,585	0,5550		7,10	37,74	6,592	89,00

Tabela (31) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 120 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 temperatura = 17,0 °C data = 04/08/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s				cm ³ /s	cm/s	cm
97,00	25,00	92,41	16,139	0,3895	4,20		1,25	0,218	122,10
92,00	30,00	119,19	20,816	0,4240	8,20		5,74	1,002	115,20
90,00	35,00	145,96	25,493	0,4405	11,00		10,43	1,822	111,90
88,00	40,00	172,74	30,170	0,4570	12,50		12,40	2,165	108,60
86,00	45,00	199,52	34,847	0,4710	14,50		14,88	2,598	105,80
84,00	50,00	226,30	39,524	0,4875	16,10		16,75	2,925	102,50
82,00	55,00	253,07	44,201	0,5055	18,60		19,48	3,402	98,90
81,00	60,00	279,85	48,878	0,5200	20,80		21,68	3,786	96,00
78,00	70,00	333,41	58,232	0,5525		1,70	24,03	4,198	89,50
76,00	80,00	386,96	67,585	0,5725		2,50	26,11	4,560	85,50

Tabela (32) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 100 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 temperatura = 15,0 °C data = 05/08/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s			cm ³ /s	cm/s	cm
85,00	35,00	145,96	25,493	0,4755	2,50	0,33	0,057	104,90
83,00	40,00	172,74	30,170	0,4945	4,10	1,18	0,206	101,10
81,00	45,00	199,52	34,847	0,5110	7,60	4,85	0,848	97,80
79,00	50,00	226,30	39,524	0,5210	9,40	7,72	1,348	95,80
78,00	55,00	253,07	44,201	0,5350	10,70	10,03	1,752	93,00
77,00	60,00	279,85	48,878	0,5500	13,00	13,03	2,276	90,00
76,00	70,00	333,41	58,232	0,5700	15,80	16,41	2,865	86,00
74,00	80,00	386,96	67,585	0,5885	16,80	17,54	3,063	82,30

Tabela (33) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 90 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 temperatura = 17,0 °C data = 05/07/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s			cm ³ /s	cm/s	cm
78,00	45,00	199,52	34,847	0,5330	2,90	0,49	0,086	93,40
77,00	50,00	226,30	39,524	0,5470	6,00	2,86	0,500	90,60
76,00	55,00	253,07	44,201	0,5585	8,10	5,58	0,975	88,30
75,00	60,00	279,85	48,878	0,5710	11,00	10,43	1,822	85,80
73,00	70,00	333,41	58,232	0,5900	14,00	14,27	2,492	82,00
72,00	80,00	386,96	67,585	0,6010	15,80	16,41	2,865	79,80

Tabela (34) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 17,0 ° C

altura inicial de líquido = 80 cm

diâmetro do injetor = 0,50 cm

data = 06/08/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
74,00	55,00	253,07	44,201	0,5815	3,40	0,74	0,130	83,70
72,00	60,00	279,85	48,878	0,5920	5,30	2,16	0,377	81,60
71,00	65,00	306,63	53,555	0,6045	7,30	4,44	0,776	79,10
69,00	70,00	333,41	58,232	0,6175	9,00	7,03	1,227	76,50
68,00	80,00	386,96	67,585	0,6250	10,00	9,08	1,585	75,00

Tabela (35) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 2,7 cm

temperatura = 19,0 ° C

altura inicial de líquido = 180 cm

diâmetro do injetor = 1,0 cm

data = 15/08/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s				cm3/s	cm/s	cm
154,00	10,00	12,07	2,109	0,1410	5,30		2,16	0,377	171,80
134,00	15,00	38,85	6,786	0,2210	12,20		12,01	2,098	155,80
121,00	20,00	65,63	11,463	0,2795	14,10		14,39	2,514	144,10
111,00	25,00	92,41	16,139	0,3285	19,10		19,99	3,492	134,30
101,00	30,00	119,19	20,816	0,3680	24,40		24,88	4,345	126,40
98,00	35,00	145,96	25,493	0,3975		2,80	26,88	4,695	120,50
94,00	40,00	172,74	30,170	0,4170		3,70	29,19	5,098	116,60
92,00	45,00	199,52	34,847	0,4445		4,60	31,48	5,498	111,10
89,00	50,00	226,30	39,524	0,4585		5,30	33,25	5,807	108,30
85,00	55,00	253,07	44,201	0,4800		6,00	35,00	6,114	104,00
81,00	60,00	279,85	48,878	0,5010		6,70	36,75	6,418	99,80
77,00	70,00	333,41	58,232	0,5290		7,80	39,47	6,893	94,20
73,00	80,00	386,96	67,585	0,5530		8,50	41,19	7,193	89,40

Tabela (36) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 160 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
temperatura = 21,0 °C data = 01/08/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s				cm3/s	cm/s	cm
133,00	15,00	38,85	6,786	0,2245	10,00		9,08	1,585	155,10
120,00	20,00	65,63	11,463	0,2830	13,20		13,28	2,320	143,40
110,00	25,00	92,41	16,139	0,3275	17,00		17,76	3,102	134,50
105,00	30,00	119,19	20,816	0,3660	21,70		22,53	3,934	126,80
100,00	35,00	145,96	25,493	0,3960	24,60		25,04	4,373	120,80
94,00	40,00	172,74	30,170	0,4240		2,20	25,33	4,424	115,20
90,00	45,00	199,52	34,847	0,4435		2,90	27,14	4,740	111,30
87,00	50,00	226,30	39,524	0,4600		3,60	28,93	5,053	108,00
84,00	55,00	253,07	44,201	0,4810		4,40	30,97	5,409	103,80
80,00	60,00	279,85	48,878	0,5000		5,10	32,74	5,719	100,00
75,00	70,00	333,41	58,232	0,5325		6,10	35,25	6,157	93,50
73,00	80,00	386,96	67,585	0,5540		6,60	36,50	6,375	89,20

Tabela (37) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 140 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
temperatura = 20,0 °C data = 27/07/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s				cm3/s	cm/s	cm
116,00	20,00	65,63	11,463	0,3150	8,00		5,43	0,949	137,00
108,00	25,00	92,41	16,139	0,3480	12,90		12,90	2,254	130,40
102,00	30,00	119,19	20,816	0,3835	16,80		17,54	3,063	123,30
97,00	35,00	145,96	25,493	0,4070	19,60		20,50	3,581	118,60
93,00	40,00	172,74	30,170	0,4305	24,80		25,20	4,401	113,90
91,00	45,00	199,52	34,847	0,4490		3,10	27,65	4,830	110,20
88,00	50,00	226,30	39,524	0,4650		4,00	29,95	5,232	107,00
84,00	55,00	253,07	44,201	0,4830		4,70	31,73	5,542	103,40
81,00	60,00	279,85	48,878	0,5050		5,40	33,50	5,851	99,00
77,00	70,00	333,41	58,232	0,5310		6,40	36,00	6,288	93,80
74,00	80,00	386,96	67,585	0,5560		7,10	37,74	6,592	88,80

Tabela (38) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 120 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 temperatura = 25,0 °C data = 28/07/94

dp	Rg	Qg	Ug	ϵ	RI1	RI2	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s				cm ³ /s	cm/s	cm
101,00	25,00	92,41	16,139	0,3985	5,10		1,97	0,345	120,30
95,00	30,00	119,19	20,816	0,4215	11,00		10,43	1,822	115,70
91,00	35,00	145,96	25,493	0,4390	13,60		13,78	2,407	112,20
89,00	40,00	172,74	30,170	0,4530	14,20		14,51	2,535	109,40
88,00	45,00	199,52	34,847	0,4730	16,80		17,54	3,063	105,40
87,00	50,00	226,30	39,524	0,4870	18,80		19,69	3,438	102,60
86,00	55,00	253,07	44,201	0,5000	21,00		21,87	3,820	100,00
85,00	60,00	279,85	48,878	0,5150		2,00	24,81	4,334	97,00
76,00	70,00	333,41	58,232	0,5460		3,60	28,93	5,053	90,80
74,00	80,00	386,96	67,585	0,5630		4,40	30,97	5,409	87,40

Tabela (39) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 100 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 temperatura = 24,0 °C data = 27/07/94

dp	Rg	Qg	Ug	ϵ	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s			cm ³ /s	cm/s	cm
84,00	35,00	145,96	25,493	0,4935	3,10	0,59	0,102	101,30
82,00	40,00	172,74	30,170	0,5125	6,50	3,43	0,599	97,50
79,00	45,00	199,52	34,847	0,5245	7,20	4,31	0,752	95,10
77,00	50,00	226,30	39,524	0,5365	9,00	7,03	1,227	92,70
75,00	55,00	253,07	44,201	0,5475	10,40	9,62	1,681	90,50
73,00	60,00	279,85	48,878	0,5600	13,00	13,03	2,276	88,00
70,00	70,00	333,41	58,232	0,5760	17,00	17,76	3,102	84,80
67,00	80,00	386,96	67,585	0,5940	19,80	20,70	3,616	81,20

Tabela (40) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 90 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 temperatura = 25,0 °C data = 28/07/94

dp	Rg	Qg	Ug	ϵ	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm ³ /s	cm/s			cm ³ /s	cm/s	cm
78,00	45,00	199,52	34,847	0,5400	4,30	1,32	0,231	92,00
75,00	50,00	226,30	39,524	0,5525	7,20	4,31	0,752	89,50
72,00	55,00	253,07	44,201	0,5640	9,60	8,08	1,411	87,20
70,00	60,00	279,85	48,878	0,5750	10,80	10,16	1,775	85,00
67,00	70,00	333,41	58,232	0,5925	13,00	13,03	2,276	81,50
64,00	80,00	386,96	67,585	0,6100	16,50	17,20	3,005	78,00

Tabela (41) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 80 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
temperatura = 21,0 ° C data = 28/07/94

dp	Rg	Qg	Ug	ε	RI	QI	UI	H _L
mmHg		cm3/s	cm/s			cm3/s	cm/s	cm
73,00	50,00	226,30	39,524	0,5760	3,20	0,64	0,111	84,80
70,00	55,00	253,07	44,201	0,5915	4,60	1,55	0,271	81,70
66,00	60,00	279,85	48,878	0,6075	6,50	3,43	0,599	78,50
64,00	70,00	333,41	58,232	0,6225	9,00	7,03	1,227	75,50
62,00	80,00	386,96	67,585	0,6400	9,80	8,80	1,537	72,00

C.3 Dados de Água

Tabela (42) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 150 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 29/01/92

dp	Qg	QI	H _L	Ug	UI	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
135,0	0,97	0,00	166,0	2,82	0,00	0,17	16,59	0,00
120,0	2,55	14,33	154,5	7,42	2,50	0,23	32,61	3,24
115,0	3,81	29,65	144,0	11,10	5,18	0,28	39,63	7,20
104,0	5,70	46,10	130,0	16,61	8,05	0,35	47,46	12,39
101,0	8,55	71,39	120,0	24,89	12,48	0,40	62,22	20,79
99,0	15,49	83,95	100,0	45,12	14,67	0,50	90,23	29,34
132,0	30,32	92,46	80,0	88,29	16,60	0,60	147,15	40,39
188,0	50,94	107,57	75,0	148,36	18,80	0,62	237,37	50,13

Tabela (43) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 130 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 29/01/92

dp	Qg	QI	H _L	Ug	UI	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
115,0	2,55	0,00	146,0	7,42	0,00	0,27	27,47	0,00
109,0	3,81	11,52	136,0	11,10	2,01	0,32	34,67	2,96
100,0	5,39	26,88	125,0	15,69	4,70	0,38	41,85	7,51
100,0	6,97	46,10	121,0	20,29	8,05	0,40	51,37	13,31
98,0	9,81	68,51	114,5	28,57	11,97	0,43	66,82	20,91
99,0	16,12	83,95	98,0	46,95	14,67	0,51	92,07	29,94
137,0	33,92	94,43	76,0	98,77	16,50	0,62	159,31	43,43
188,0	51,74	105,48	74,0	150,69	18,43	0,63	239,20	49,82

Tabela (44) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 115 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 29/01/92

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
105,0	3,81	0,00	131,0	11,10	0,00	0,34	32,16	0,00
99,0	5,39	14,33	122,0	15,69	2,50	0,39	40,24	4,11
94,0	7,28	29,65	113,0	21,21	5,18	0,44	48,76	9,17
93,0	9,81	46,10	109,0	28,57	8,05	0,46	62,78	14,78
93,0	14,86	71,39	99,5	43,28	12,48	0,50	86,12	25,08
102,0	21,17	86,19	89,0	61,67	15,06	0,56	111,11	33,84
146,0	33,40	94,43	77,5	97,28	16,50	0,61	158,82	42,58
220,0	55,75	105,48	73,0	162,38	18,43	0,63	255,71	50,50

Tabela (45) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 100 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 29/01/92

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
92,0	5,39	0,00	113,5	15,69	0,00	0,43	36,28	0,00
87,0	7,28	14,33	105,0	21,21	2,50	0,47	44,65	4,77
85,0	10,76	29,65	97,0	31,32	5,18	0,51	60,82	10,68
86,0	15,18	46,10	90,0	44,20	8,05	0,55	80,36	17,90
100,0	22,12	71,39	83,0	64,42	12,48	0,58	110,13	30,06
140,0	32,89	81,64	75,0	95,78	14,27	0,62	153,25	38,04
235,0	58,96	90,43	67,0	171,72	15,80	0,67	258,23	47,17

Tabela (46) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 85 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 29/01/92

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
83,0	6,65	0,00	98,0	19,37	0,00	0,51	37,98	0,00
81,0	10,76	14,33	90,0	31,32	2,50	0,55	56,95	5,57
82,0	14,54	29,65	84,5	42,36	5,18	0,58	73,35	12,26
87,0	19,28	40,70	78,0	56,15	7,11	0,61	92,05	18,24
110,0	27,74	58,72	73,0	80,80	10,26	0,63	127,25	28,11
200,0	53,35	74,13	65,0	155,37	12,95	0,68	230,17	39,86

Tabela (47) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 139 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 data = 24/05/93

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
105,0	3,81	8,69	138,0	11,10	1,52	0,31	35,79	2,20
100,0	5,07	23,41	127,0	14,77	4,09	0,37	40,48	6,44
85,0	8,55	43,51	110,0	24,89	7,60	0,45	55,31	13,82
85,0	10,12	55,72	107,0	29,48	9,74	0,47	63,41	18,20
85,0	11,70	65,46	104,0	34,08	11,44	0,48	71,00	22,00
75,0	15,49	74,66	95,0	45,12	13,05	0,52	85,93	27,47
75,0	19,28	79,24	88,0	56,15	13,85	0,56	100,27	31,47
70,0	21,17	79,24	85,0	61,67	13,85	0,57	107,24	32,58

Tabela (48) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 120 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 data = 24/05/93

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
95,0	5,39	10,81	116,0	15,69	1,89	0,42	37,36	3,26
85,0	6,97	27,57	110,0	20,29	4,82	0,45	45,09	8,76
80,0	10,12	43,51	102,0	29,48	7,60	0,49	60,17	14,91
75,0	12,02	50,77	99,0	35,00	8,87	0,50	69,31	17,92
75,0	16,75	66,08	90,0	48,79	11,55	0,55	88,71	25,66
70,0	19,28	75,45	86,0	56,15	13,18	0,57	98,51	30,66
70,0	21,80	78,50	83,0	63,50	13,72	0,58	108,55	33,06

Tabela (49) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 109,5 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 data = 24/05/93

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
85,0	6,97	16,44	105,0	20,29	2,87	0,47	42,72	5,47
76,0	10,12	31,03	97,0	29,48	5,42	0,51	57,25	11,18
73,0	13,28	43,51	92,0	38,68	7,60	0,54	71,63	16,53
70,0	16,44	56,87	87,0	47,87	9,94	0,56	84,73	22,84
70,0	18,02	65,46	85,0	52,47	11,44	0,57	91,25	26,91
70,0	20,23	71,39	82,5	58,91	12,48	0,59	100,27	30,24
68,0	22,75	75,45	80,0	66,26	13,18	0,60	110,44	32,96

Tabela (50) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 100 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 data = 28/05/93

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
75,0	8,86	15,74	94,5	25,81	2,75	0,53	48,92	5,82
73,0	10,12	22,02	92,0	29,48	3,85	0,54	54,60	8,36
67,0	14,86	43,51	86,5	43,28	7,60	0,57	76,26	17,58
65,0	16,44	47,08	83,5	47,87	8,23	0,58	82,19	19,70
64,0	17,70	54,93	81,0	51,55	9,60	0,60	86,64	23,70
63,0	19,59	60,50	79,5	57,07	10,57	0,60	94,72	26,59
65,0	21,17	63,86	78,5	61,67	11,16	0,61	101,51	28,43
63,0	22,75	65,46	77,0	66,26	11,44	0,62	107,74	29,71
64,0	26,22	69,97	74,0	76,38	12,23	0,63	121,23	33,05

Tabela (51) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 167 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 data = 28/05/93

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
94,0	5,39	16,44	119,0	15,69	2,87	0,41	38,75	4,83
87,0	7,28	28,95	109,5	21,21	5,06	0,45	46,87	9,24
80,0	12,33	58,72	100,0	35,92	10,26	0,50	71,84	20,52
75,0	14,86	65,46	94,5	43,28	11,44	0,53	82,04	24,21
70,0	18,65	75,45	87,0	54,31	13,18	0,56	96,12	30,31
71,0	17,70	74,13	88,5	51,55	12,95	0,56	92,47	29,28
68,0	19,91	76,10	85,0	57,99	13,30	0,57	100,85	31,29
68,0	24,65	79,24	80,0	71,78	13,85	0,60	119,63	34,62
68,0	20,86	78,01	83,0	60,75	13,63	0,58	103,84	32,85

Tabela (52) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 130 cm
 diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 data = 28/01/92

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
115,0	2,55	0,00	146,0	7,42	0,00	0,27	27,47	0,00
110,0	3,81	11,52	137,5	11,10	2,01	0,31	35,51	2,93
105,0	5,07	28,26	130,0	14,77	4,94	0,35	42,21	7,60
100,0	6,65	40,70	122,0	19,37	7,11	0,39	49,67	11,66
95,0	10,12	68,51	114,0	29,48	11,97	0,43	68,57	21,00
85,0	16,44	85,08	98,0	47,87	14,87	0,51	93,87	30,34
70,0	27,74	90,43	83,0	80,80	15,80	0,58	138,12	38,08
67,0	40,60	106,53	76,0	118,24	18,62	0,62	190,72	48,99

Tabela (53) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 115 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
data = 28/01/92

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
105,0	3,81	0,00	130,0	11,10	0,00	0,35	31,70	0,00
97,0	5,70	14,33	119,0	16,61	2,50	0,41	41,02	4,21
93,0	6,97	29,65	114,0	20,29	5,18	0,43	47,19	9,09
90,0	10,12	50,77	107,0	29,48	8,87	0,47	63,41	16,58
80,0	16,44	76,74	95,0	47,87	13,41	0,52	91,19	28,23
68,0	31,86	91,45	78,0	92,78	15,98	0,61	152,10	40,98
65,0	42,14	106,53	75,0	122,74	18,62	0,62	196,38	49,64

Tabela (54) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 100 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
data = 28/01/92

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
92,0	5,39	0,00	113,5	15,69	0,00	0,43	36,28	0,00
87,0	7,28	14,33	105,0	21,21	2,50	0,47	44,65	4,77
83,0	10,12	28,26	99,0	29,48	4,94	0,50	58,39	9,98
80,0	13,60	43,51	93,0	39,60	7,60	0,54	74,02	16,35
75,0	18,02	63,86	85,0	52,47	11,16	0,57	91,25	26,26
68,0	27,23	76,74	78,0	79,30	13,41	0,61	130,01	34,39
62,0	45,74	88,34	68,0	133,22	15,44	0,66	201,85	45,40

Tabela (55) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 85,0 cm
diâmetro do reator = 2,7 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
data = 28/01/92

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
83,0	6,97	0,00	97,0	20,29	0,00	0,51	39,40	0,00
78,0	11,07	14,33	89,0	32,24	2,50	0,56	58,10	5,63
73,0	14,86	29,65	84,0	43,28	5,18	0,58	74,61	12,33
67,0	19,59	43,51	76,5	57,07	7,60	0,62	92,42	19,88
62,0	31,86	62,21	69,0	92,78	10,87	0,65	141,65	31,51
58,0	43,17	76,74	65,0	125,73	13,41	0,68	186,27	41,26

Tabela (56) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 125,5 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
 data = 15/05/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
119,0	14,23	0,00	132,0	10,75	0,00	0,34	31,63	0,00
137,0	22,12	0,00	130,5	16,72	0,00	0,35	48,11	0,00
170,0	38,10	12,23	125,0	28,80	0,55	0,38	76,80	0,89
185,0	42,12	19,93	122,0	31,83	0,90	0,39	81,62	1,48
203,0	46,93	29,65	118,0	35,47	1,34	0,41	86,51	2,28
227,0	51,74	40,70	116,0	39,11	1,85	0,42	93,12	3,18
275,0	59,76	52,90	111,0	45,17	2,40	0,44	101,51	4,32
315,0	66,18	58,72	108,0	50,02	2,66	0,46	108,75	4,93

Tabela (57) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 135,3 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
 data = 23/05/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
138,0	17,39	0,00	140,5	13,14	0,00	0,30	44,17	0,00
150,0	25,50	10,39	134,5	19,28	0,47	0,33	58,86	0,70
157,0	30,43	17,14	132,0	23,00	0,78	0,34	67,64	1,18
162,0	35,35	21,32	130,0	26,72	0,97	0,35	76,35	1,49
175,0	36,50	28,26	127,0	27,59	1,28	0,37	75,58	2,02
195,0	41,31	46,10	124,0	31,23	2,09	0,38	82,17	3,37
220,0	46,13	57,99	120,5	34,86	2,63	0,40	87,71	4,36
246,0	50,14	62,21	117,5	37,90	2,82	0,41	91,87	4,80
299,0	57,36	67,01	113,0	43,35	3,04	0,44	99,66	5,38
330,0	62,17	69,39	109,0	46,99	3,15	0,46	103,28	5,77
355,0	66,98	70,83	107,0	50,63	3,21	0,47	108,88	6,00
390,0	71,80	71,39	105,0	54,27	3,24	0,47	114,25	6,17

Tabela (58) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 155 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
 data = 29/05/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
147,0	25,91	49,88	136,5	19,58	2,26	0,32	61,68	3,31
162,0	37,30	54,13	131,0	28,19	2,45	0,34	81,72	3,75
194,0	45,32	57,99	123,0	34,26	2,63	0,38	88,98	4,28
235,0	53,35	61,19	116,0	40,32	2,77	0,42	96,00	4,78
285,0	45,32	63,86	110,5	34,26	2,90	0,45	76,55	5,24
360,0	74,96	67,31	104,0	56,66	3,05	0,48	118,04	5,87
450,0	83,84	68,51	100,0	63,37	3,11	0,50	126,74	6,21
640,0	97,47	71,39	93,0	73,67	3,24	0,54	137,70	6,96

Tabela (59) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 165 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 05/06/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
135,0	6,34	0,00	172,0	4,79	0,00	0,14	34,20	0,00
134,0	8,55	11,52	168,0	6,46	0,52	0,16	40,37	0,62
133,0	11,07	31,03	163,5	8,37	1,41	0,18	45,85	1,72
135,0	18,02	39,51	148,5	13,62	1,79	0,26	52,88	2,41
138,0	21,17	46,10	142,0	16,00	2,09	0,29	55,18	2,94
145,0	24,65	49,42	138,0	18,63	2,24	0,31	60,09	3,25
151,0	35,35	51,63	133,0	26,72	2,34	0,34	79,76	3,52
167,0	37,30	54,93	129,5	28,19	2,49	0,35	79,98	3,85
185,0	42,92	57,99	124,0	32,44	2,63	0,38	85,37	4,24
230,0	53,35	61,53	116,0	40,32	2,79	0,42	96,00	4,81
275,0	61,37	63,86	111,0	46,38	2,90	0,44	104,24	5,22
355,0	75,33	66,08	105,0	56,94	3,00	0,47	119,87	5,71
397,0	79,71	67,31	102,0	60,24	3,05	0,49	122,95	5,99
480,0	88,77	68,51	98,5	67,09	3,11	0,51	132,21	6,31
650,0	98,03	71,39	91,0	74,09	3,24	0,55	135,95	7,12

Tabela (60) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 115,3 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 19/06/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
104,0	10,12	0,00	122,5	7,65	0,00	0,39	19,75	0,00
155,0	35,70	0,00	122,0	26,98	0,00	0,39	69,18	0,00
175,0	42,92	6,56	118,0	32,44	0,30	0,41	79,12	0,50
204,0	49,34	15,74	115,0	37,29	0,71	0,43	87,74	1,24
235,0	55,75	29,65	111,0	42,14	1,34	0,44	94,70	2,42
315,0	69,39	40,70	105,0	52,45	1,85	0,47	110,42	3,52
350,0	75,22	48,50	102,0	56,85	2,20	0,49	116,02	4,31
387,0	78,61	52,06	101,0	59,42	2,36	0,50	120,03	4,68
433,0	82,00	54,93	98,5	61,98	2,49	0,51	122,13	5,06
494,0	87,00	60,50	96,0	65,76	2,74	0,52	126,45	5,72
540,0	89,59	62,21	93,0	67,71	2,82	0,54	126,57	6,07
605,0	94,27	63,21	91,5	71,25	2,87	0,54	131,34	6,27

Tabela (61) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 140,5 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 26/06/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
130,0	14,54	0,00	149,0	10,99	0,00	0,25	43,11	0,00
129,0	17,39	12,93	145,5	13,14	0,59	0,27	48,22	0,81
135,0	21,17	29,65	140,0	16,00	1,34	0,30	53,35	1,92
151,0	34,09	43,51	132,0	25,77	1,97	0,34	75,79	2,99
168,0	38,91	48,50	126,0	29,41	2,20	0,37	79,48	3,49
212,0	50,14	53,73	118,0	37,90	2,44	0,41	92,43	4,13
256,0	57,36	56,87	112,5	43,35	2,58	0,44	99,09	4,58
313,0	67,79	59,44	106,0	51,24	2,70	0,47	109,01	5,09
393,0	79,03	61,53	101,0	59,73	2,79	0,50	120,67	5,53
470,0	87,29	63,21	98,0	65,98	2,87	0,51	129,37	5,85
556,0	92,78	64,83	93,0	70,13	2,94	0,54	131,08	6,32
581,0	95,37	65,46	92,0	72,08	2,97	0,54	133,49	6,45
728,0	104,56	66,39	89,0	79,03	3,01	0,56	142,40	6,77
883,0	115,35	68,51	84,0	87,19	3,11	0,58	150,32	7,40

Tabela (62) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 130 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 10/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
130,0	18,02	0,00	138,0	13,62	0,00	0,31	43,93	0,00
142,0	24,33	11,52	132,0	18,39	0,52	0,34	54,09	0,79
152,0	33,29	21,32	128,5	25,16	0,97	0,36	70,38	1,51
166,0	38,10	32,41	126,0	28,80	1,47	0,37	77,84	2,33
211,0	49,34	45,08	117,0	37,29	2,04	0,41	89,85	3,49
250,0	55,75	51,63	112,0	42,14	2,34	0,44	95,77	4,18
292,0	63,78	53,73	108,0	48,20	2,44	0,46	104,79	4,51
330,0	71,00	55,72	104,0	53,66	2,53	0,48	111,79	4,86
394,0	77,70	57,62	100,0	58,72	2,61	0,50	117,45	5,23
508,0	86,58	59,79	95,0	65,44	2,71	0,52	124,64	5,71
604,0	92,87	61,53	91,0	70,19	2,79	0,55	128,79	6,13
757,0	105,31	63,21	86,0	79,59	2,87	0,57	139,64	6,67
855,0	114,24	63,86	83,0	86,35	2,90	0,58	147,60	6,98

Tabela (63) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 120 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 11/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
136,0	22,44	0,00	127,0	16,96	0,00	0,37	46,46	0,00
160,0	37,30	11,52	119,0	28,19	0,52	0,41	69,62	0,88
180,0	42,92	19,93	115,0	32,44	0,90	0,43	76,33	1,57
200,0	47,73	30,34	112,0	36,08	1,38	0,44	81,99	2,46
275,0	60,57	47,08	103,5	45,78	2,13	0,48	94,88	4,13
332,0	71,80	53,73	100,0	54,27	2,44	0,50	108,53	4,87
383,0	75,56	55,72	97,0	57,11	2,53	0,51	110,89	5,21
470,0	86,10	57,62	92,5	65,08	2,61	0,54	121,07	5,65
570,0	93,92	59,44	89,5	70,99	2,70	0,55	128,49	6,02
680,0	99,96	61,19	86,0	75,55	2,77	0,57	132,55	6,45
775,0	106,18	62,88	83,0	80,25	2,85	0,58	137,19	6,87
865,0	114,55	63,86	81,5	86,58	2,90	0,59	146,13	7,11

Tabela (64) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 110 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 11/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
153,0	36,50	0,00	116,0	27,59	0,00	0,42	65,69	0,00
173,0	42,92	6,56	110,0	32,44	0,30	0,45	72,09	0,54
202,0	49,34	17,14	106,0	37,29	0,78	0,47	79,34	1,47
238,0	54,95	28,26	103,0	41,53	1,28	0,49	85,64	2,49
345,0	71,73	45,08	95,0	54,22	2,04	0,52	103,27	4,30
400,0	77,27	50,77	92,0	58,41	2,30	0,54	108,16	5,00
494,0	86,08	52,90	89,0	65,06	2,40	0,56	117,23	5,39
540,0	90,09	54,93	86,5	68,10	2,49	0,57	119,99	5,76
610,0	93,54	56,87	84,0	70,70	2,58	0,58	121,90	6,14
730,0	101,86	58,72	82,5	76,99	2,66	0,59	131,04	6,46
805,0	109,19	60,50	80,0	82,53	2,74	0,60	137,55	6,86

Tabela (65) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 160 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
 data = 11/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
135,0	7,28	0,00	168,5	5,50	0,00	0,16	34,95	0,00
135,0	10,12	12,23	163,5	7,65	0,55	0,18	41,93	0,68
135,0	12,65	22,71	158,0	9,56	1,03	0,21	45,53	1,30
133,0	13,60	31,03	156,0	10,28	1,41	0,22	46,71	1,80
146,0	26,54	39,51	134,0	20,06	1,79	0,33	60,79	2,67
155,0	34,90	44,57	128,5	26,38	2,02	0,36	73,78	3,15
184,0	43,72	49,42	121,5	33,05	2,24	0,39	84,19	3,69
222,0	51,74	52,90	115,0	39,11	2,40	0,43	92,02	4,17
310,0	66,98	56,87	106,0	50,63	2,58	0,47	107,72	4,87
412,0	79,24	58,72	100,0	59,90	2,66	0,50	119,79	5,33
493,0	86,65	60,50	95,0	65,49	2,74	0,52	124,74	5,78
598,0	92,61	62,21	92,0	70,00	2,82	0,54	129,63	6,13
723,0	101,73	63,86	88,0	76,89	2,90	0,56	137,31	6,58
855,0	112,45	64,83	84,0	85,00	2,94	0,58	146,55	7,00

Tabela (66) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 150 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
 data = 12/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
131,0	10,76	0,00	158,5	8,13	0,00	0,21	39,18	0,00
131,0	14,86	10,11	150,0	11,23	0,46	0,25	44,93	0,61
131,0	17,07	21,32	145,0	12,90	0,97	0,28	46,91	1,33
131,0	18,96	31,03	141,0	14,33	1,41	0,29	48,59	2,00
150,0	34,09	43,51	125,0	25,77	1,97	0,38	68,72	3,16
175,0	42,12	49,88	117,5	31,83	2,26	0,41	77,17	3,85
213,0	50,94	53,73	109,0	38,50	2,44	0,46	84,62	4,47
260,0	58,16	56,87	103,0	43,96	2,58	0,49	90,64	5,01
320,0	68,59	58,72	98,0	51,84	2,66	0,51	101,65	5,43
388,0	77,27	60,50	93,0	58,41	2,74	0,54	109,17	5,90
484,0	86,77	62,21	89,0	65,59	2,82	0,56	118,17	6,34
575,0	91,63	63,86	86,0	69,26	2,90	0,57	121,50	6,74
725,0	102,42	65,46	82,0	77,41	2,97	0,59	131,21	7,24
860,0	112,95	66,39	79,0	85,37	3,01	0,61	141,11	7,62

Tabela (67) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 105 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
 data = 12/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
160,0	38,91	0,00	110,5	29,41	0,00	0,45	65,71	0,00
203,0	50,14	10,81	103,0	37,90	0,49	0,49	78,14	0,95
250,0	57,36	19,93	99,5	43,35	0,90	0,50	86,27	1,82
280,0	62,17	31,03	96,0	46,99	1,41	0,52	90,37	2,93
425,0	80,36	42,42	91,0	60,74	1,92	0,55	111,44	4,23
478,0	86,46	47,56	88,0	65,35	2,16	0,56	116,70	4,90
540,0	89,66	52,06	84,0	67,77	2,36	0,58	116,84	5,62
625,0	95,02	53,73	82,0	71,82	2,44	0,59	121,73	5,94
717,0	101,18	55,72	79,0	76,48	2,53	0,61	126,41	6,40
806,0	110,36	56,87	77,0	83,41	2,58	0,62	135,63	6,70

Tabela (68) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 175 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
 data = 15/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
143,0	3,49	0,00	185,0	2,64	0,00	0,08	35,21	0,00
140,0	5,07	12,23	178,0	3,83	0,55	0,11	34,86	0,62
137,0	8,23	22,71	169,0	6,22	1,03	0,16	40,13	1,22
134,0	12,33	31,03	160,0	9,32	1,41	0,20	46,61	1,76
144,0	23,07	38,89	137,0	20,78	1,90	0,34	62,02	2,85
162,0	37,30	46,10	127,5	28,19	2,09	0,36	77,78	3,28
203,0	47,73	50,77	118,0	36,08	2,30	0,41	87,99	3,90
255,0	56,56	54,13	111,5	42,75	2,45	0,44	96,60	4,40
330,0	70,19	56,87	105,0	53,05	2,58	0,47	111,69	4,91
414,0	81,37	58,72	99,5	61,50	2,66	0,50	122,39	5,35
500,0	91,91	60,50	95,5	69,47	2,74	0,52	132,95	5,75
598,0	94,38	62,21	91,5	71,34	2,82	0,54	131,50	6,17
733,0	103,70	63,86	87,0	78,38	2,90	0,56	138,73	6,66
895,0	116,34	65,46	83,0	87,93	2,97	0,58	150,31	7,15

Tabela (69) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 165 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
 data = 16/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
135,0	3,49	0,00	174,0	2,64	0,00	0,13	20,32	0,00
136,0	6,34	0,00	173,8	4,79	0,00	0,13	36,55	0,00
135,0	9,81	11,52	164,5	7,41	0,52	0,18	41,77	0,64
133,0	12,97	22,71	156,5	9,80	1,03	0,22	45,06	1,32
133,0	15,81	32,41	150,0	11,95	1,47	0,25	47,79	1,96
152,0	34,09	40,70	126,0	25,77	1,85	0,37	69,65	2,93
268,0	58,96	54,93	104,0	44,57	2,49	0,48	92,85	4,79
390,0	77,33	58,72	95,0	58,45	2,66	0,52	111,33	5,61
565,0	92,63	62,21	86,0	70,01	2,82	0,57	122,83	6,56
885,0	116,16	64,83	80,0	87,79	2,94	0,60	146,32	7,35

Tabela (70) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 150 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
 data = 17/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
125,0	3,81	0,00	159,5	2,88	0,00	0,20	14,22	0,00
131,0	10,76	0,00	159,2	8,13	0,00	0,20	46,82	0,69
133,0	17,70	21,32	147,0	13,38	0,97	0,26	50,49	1,32
135,0	19,28	31,03	144,0	14,57	1,41	0,28	52,04	1,95
152,0	33,29	37,62	131,5	25,16	1,71	0,34	73,47	2,59
184,0	42,92	46,10	122,0	32,44	2,09	0,39	83,18	3,43
238,0	54,15	50,77	112,0	40,93	2,30	0,44	93,02	4,11
330,0	70,19	54,93	104,0	53,05	2,49	0,48	110,53	4,79
518,0	87,50	59,08	94,5	66,14	2,68	0,53	125,38	5,67
655,0	96,99	61,19	89,0	73,31	2,77	0,56	132,09	6,24
795,0	107,59	63,54	84,0	81,32	2,88	0,58	140,20	6,86

Tabela (71) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 115 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
 data = 18/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
143,0	28,43	0,00	120,5	21,49	0,00	0,40	54,07	0,00
194,0	46,93	7,98	115,0	35,47	0,36	0,43	83,46	0,63
246,0	54,15	21,32	111,0	40,93	0,97	0,44	91,97	1,74
268,0	58,96	31,03	108,0	44,57	1,41	0,46	96,88	2,61
362,0	75,11	40,70	102,0	56,77	1,85	0,49	115,85	3,62
490,0	85,59	51,63	96,0	64,69	2,34	0,52	124,41	4,88
652,0	96,24	54,93	89,0	72,74	2,49	0,56	131,07	5,60
880,0	113,38	58,72	83,5	85,70	2,66	0,58	147,12	6,38

Tabela (72) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 150 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,25 cm
data = 23/08/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
130,0	12,33	0,00	158,5	9,32	0,00	0,21	44,93	0,00
130,0	16,44	13,63	149,0	12,42	0,62	0,25	48,72	0,83
133,0	20,23	31,72	143,5	15,29	1,44	0,28	54,12	2,00
190,0	46,93	41,85	119,0	35,47	1,90	0,41	87,58	3,19
256,0	57,36	48,50	112,0	43,35	2,20	0,44	98,53	3,93
380,0	84,10	54,93	100,0	63,56	2,49	0,50	127,13	4,98

Tabela (73) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 155 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
data = 20/03/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
130,0	8,86	0,00	164,0	6,70	0,00	0,18	37,21	0,00
122,0	12,33	4,41	156,5	9,32	0,20	0,22	42,86	0,26
120,0	14,23	17,14	153,0	10,75	0,78	0,23	45,76	1,02
117,0	15,18	24,10	151,0	11,47	1,09	0,25	46,82	1,45
116,0	16,44	32,41	149,5	12,42	1,47	0,25	49,21	1,97
114,0	18,65	40,70	145,0	14,09	1,85	0,28	51,25	2,55
110,0	21,49	50,77	140,0	16,24	2,30	0,30	54,14	3,29
109,0	24,65	54,93	136,0	18,63	2,49	0,32	58,21	3,66
109,0	27,80	58,72	134,0	21,01	2,66	0,33	63,68	3,97

Tabela (74) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 171 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
data = 20/03/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
142,0	4,44	0,00	180,0	3,36	0,00	0,10	33,57	0,00
138,0	5,70	5,84	175,0	4,31	0,26	0,12	34,49	0,30
135,0	7,28	25,49	170,0	5,50	1,16	0,15	36,70	1,36
130,0	8,86	31,03	166,0	6,70	1,41	0,17	39,40	1,70
122,0	13,60	40,70	156,0	10,28	1,85	0,22	46,71	2,37
117,0	16,75	48,50	149,0	12,66	2,20	0,25	49,66	2,95
111,0	19,91	52,90	143,0	15,05	2,40	0,28	52,80	3,36
110,0	23,07	56,87	138,0	17,44	2,58	0,31	56,24	3,74
108,0	28,12	59,44	134,0	21,25	2,70	0,33	64,40	4,02

Tabela (75) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 99 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 data = 31/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
105,0	44,20	0,00	103,5	33,41	0,00	0,48	69,24	0,00
115,0	41,03	3,69	100,0	31,01	0,17	0,50	62,02	0,30
120,0	58,94	9,40	99,0	44,55	0,43	0,50	88,22	0,86
120,0	63,69	10,11	96,0	48,14	0,46	0,52	92,57	0,96
125,0	68,12	16,44	94,5	51,49	0,75	0,53	97,60	1,58
130,0	69,53	18,53	95,0	52,56	0,84	0,52	100,11	1,77
140,0	72,49	24,10	91,5	54,79	1,09	0,54	101,00	2,39
140,0	79,37	28,26	91,0	59,99	1,28	0,55	110,07	2,82
145,0	82,52	31,03	91,0	62,37	1,41	0,55	114,45	3,09

Tabela (76) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 110 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 data = 31/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
100,0	35,46	0,00	113,5	26,80	0,00	0,43	61,97	0,00
103,0	40,09	2,96	111,0	30,30	0,13	0,44	68,09	0,24
107,0	44,71	7,27	106,0	33,80	0,33	0,47	71,91	0,62
110,0	50,37	10,11	105,0	38,07	0,46	0,47	80,15	0,87
115,0	53,46	14,33	103,0	40,40	0,65	0,49	83,31	1,26
120,0	57,07	17,84	101,5	43,14	0,81	0,49	87,59	1,59
121,0	60,79	24,10	100,0	45,95	1,09	0,50	91,90	2,19
128,0	63,80	33,10	99,0	48,22	1,50	0,50	95,48	3,03
130,0	66,48	34,16	98,5	50,25	1,55	0,51	99,02	3,15
139,0	71,74	40,70	95,0	54,23	1,85	0,52	103,29	3,89
142,0	77,15	46,10	95,0	58,31	2,09	0,52	111,07	4,40

Tabela (77) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 125,5 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 data = 31/07/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
105,0	26,20	0,00	128,0	19,80	0,00	0,36	55,01	0,00
105,0	30,32	5,84	125,0	22,91	0,26	0,38	61,10	0,42
105,0	31,86	12,23	124,0	24,08	0,55	0,38	63,37	0,89
105,0	34,43	20,63	120,0	26,02	0,94	0,40	65,06	1,56
106,0	38,03	27,57	118,0	28,74	1,25	0,41	70,11	2,12
107,0	39,06	33,79	115,0	29,52	1,53	0,42	69,87	2,65
115,0	51,52	40,70	108,0	38,94	1,85	0,46	84,65	3,42
120,0	55,95	46,10	106,0	42,29	2,09	0,47	89,97	3,94
120,0	59,47	47,56	101,0	44,95	2,16	0,50	90,80	4,27
130,0	63,36	47,56	101,5	47,89	2,16	0,50	96,75	4,27
135,0	66,05	48,50	99,0	49,92	2,20	0,50	98,86	4,44
140,0	72,65	50,77	94,0	54,91	2,30	0,53	103,61	4,90
150,0	115,17	52,06	94,0	87,05	2,36	0,53	164,25	5,02

Tabela (78) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 118 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 0,50 cm
 data = 07/08/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
101,0	28,77	0,00	123,0	21,75	0,00	0,38	56,49	0,00
101,0	35,46	5,13	119,0	26,80	0,23	0,41	66,17	0,39
101,0	39,06	12,93	116,5	29,52	0,59	0,42	70,71	1,01
102,0	41,63	19,23	114,0	31,46	0,87	0,43	73,17	1,53
103,0	45,23	30,34	110,0	34,19	1,38	0,45	75,97	2,50
112,0	58,67	33,79	104,0	44,20	1,53	0,48	92,08	2,95
112,0	63,00	39,51	102,0	47,62	1,79	0,49	97,18	3,51
112,0	64,78	48,50	98,0	48,96	2,20	0,51	96,00	4,49
117,0	69,13	50,77	97,0	52,25	2,30	0,51	101,45	4,75
125,0	78,65	52,90	91,0	59,45	2,40	0,55	109,08	5,27

Tabela (79) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 5,3 cm

data = 01/08/91

altura inicial de líquido = 135,5 cm

diâmetro do injetor = 0,50 cm

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
109,0	19,00	0,00	138,0	14,36	0,00	0,31	46,33	0,00
109,0	23,63	5,13	135,0	17,86	0,23	0,32	54,96	0,34
108,0	25,17	10,11	133,5	19,03	0,46	0,33	57,22	0,69
108,0	26,20	12,93	133,0	19,80	0,59	0,34	59,12	0,88
108,0	27,74	18,53	131,0	20,97	0,84	0,34	60,78	1,28
107,0	29,80	26,88	128,5	22,52	1,22	0,36	63,01	1,90
107,0	31,34	33,79	126,5	23,69	1,53	0,37	64,46	2,42
107,0	35,97	34,16	121,0	27,19	1,55	0,40	68,83	2,56
107,0	37,51	37,62	119,5	28,36	1,71	0,40	70,45	2,86
110,0	45,74	46,10	112,0	34,57	2,09	0,44	78,58	3,73
120,0	58,25	49,88	103,0	44,03	2,26	0,49	90,78	4,39
130,0	67,08	52,06	98,0	50,70	2,36	0,51	99,41	4,82
150,0	113,57	54,93	93,0	85,84	2,49	0,54	160,44	5,36

Tabela (80) :

altura da coluna = 200 cm

diâmetro do reator = 5,3 cm

data = 01/08/91

altura inicial de líquido = 147 cm

diâmetro do injetor = 0,50 cm

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
115,0	14,37	0,00	147,0	10,86	0,00	0,26	41,00	0,00
113,0	17,46	5,13	145,0	13,20	0,23	0,28	47,99	0,32
115,0	19,52	7,98	143,0	14,75	0,36	0,28	51,76	0,51
112,0	22,09	17,84	140,0	16,69	0,81	0,30	55,65	1,16
111,0	24,66	30,34	135,0	18,64	1,38	0,32	57,35	2,04
109,0	26,72	35,86	134,0	20,19	1,63	0,33	61,19	2,43
109,0	33,92	37,62	122,0	25,63	1,71	0,39	65,73	2,80
109,0	45,23	46,10	110,5	34,19	2,09	0,45	76,39	3,78
120,0	57,00	49,88	104,0	43,08	2,26	0,48	89,76	4,35
132,0	64,44	52,90	100,0	48,70	2,40	0,50	97,41	4,80
140,0	70,48	54,13	95,0	53,27	2,45	0,52	10147	5,17
150,0	80,03	54,93	93,0	60,49	2,49	0,54	113,07	5,36

Tabela (81) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 155 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 data = 24/04/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
130,0	9,18	0,00	162,0	6,94	0,00	0,19	36,51	0,00
128,0	11,07	3,54	158,0	8,37	0,16	0,21	39,85	0,20
120,0	15,81	31,03	150,0	11,95	1,41	0,25	47,79	1,88
115,0	18,33	45,08	145,0	13,86	2,04	0,28	50,39	2,82
112,0	19,91	50,77	142,5	15,05	2,30	0,29	52,34	3,23
110,0	22,12	53,73	139,5	16,72	2,44	0,30	55,27	3,49
107,0	25,28	56,49	135,5	19,11	2,56	0,32	59,24	3,78
105,0	28,12	57,62	133,0	21,25	2,61	0,34	63,44	3,93
124,0	13,60	14,33	155,0	10,28	0,65	0,22	45,67	0,84

Tabela (82) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 171 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 data = 24/04/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
141,0	4,44	0,00	180,0	3,36	0,00	0,10	33,57	0,00
136,0	6,02	12,93	175,0	4,55	0,59	0,12	36,40	0,67
133,0	7,91	26,19	169,0	5,98	1,19	0,16	38,59	1,41
129,0	10,44	33,24	163,0	7,89	1,51	0,19	42,65	1,85
124,0	14,23	39,51	155,0	10,75	1,79	0,22	47,80	2,31
118,0	17,39	49,42	147,0	13,14	2,24	0,26	49,59	3,05
113,0	19,91	52,90	143,5	15,05	2,40	0,28	53,27	3,34
108,0	24,01	56,87	136,0	18,15	2,58	0,32	56,72	3,79
106,0	27,17	59,08	133,0	20,54	2,68	0,34	61,31	4,03

Tabela (83) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 101 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 data = 13/05/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
83,0	40,60	0,00	101,0	30,69	0,00	0,50	61,99	0,00
83,0	43,17	3,69	100,0	32,63	0,17	0,50	65,26	0,33
83,0	48,31	7,98	98,5	36,52	0,36	0,51	71,96	0,73
83,0	50,89	12,23	98,5	38,46	0,55	0,51	75,79	1,13
83,0	62,47	19,93	96,5	47,21	0,90	0,52	91,24	1,87
82,0	63,94	23,41	96,0	48,33	1,06	0,52	92,94	2,21
82,0	66,51	25,49	95,0	50,27	1,16	0,52	95,75	2,43
83,0	72,40	28,26	94,0	54,72	1,28	0,53	103,25	2,73
82,0	75,80	28,95	94,0	57,29	1,31	0,53	108,10	2,79
83,0	80,55	28,95	91,0	60,88	1,31	0,55	111,71	2,89

Tabela (84) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 130 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 data = 15/05/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
105,0	22,44	0,00	130,0	16,96	0,00	0,35	48,45	0,00
100,0	28,77	6,56	128,0	21,75	0,30	0,36	60,41	0,46
97,0	32,89	20,63	124,0	24,86	0,94	0,38	65,41	1,51
97,0	35,97	28,26	121,0	27,19	1,28	0,40	68,83	2,12
96,0	39,57	37,62	120,0	29,91	1,71	0,40	74,77	2,84
94,0	43,69	52,90	117,0	33,02	2,40	0,41	79,56	4,10
94,0	46,77	58,72	113,0	35,35	2,66	0,44	81,27	4,71
93,0	51,91	58,72	112,0	39,24	2,66	0,44	89,18	4,76
93,0	59,82	67,01	106,0	45,22	3,04	0,47	96,21	5,73
90,0	65,91	69,97	103,0	49,82	3,17	0,49	102,72	6,16
90,0	71,80	71,39	101,0	54,27	3,24	0,50	109,64	6,41
89,0	80,86	72,78	97,0	61,12	3,30	0,51	118,68	6,81

Tabela (85) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 171 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 data = 16/05/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
140,0	3,81	0,00	180,0	2,88	0,00	0,10	28,80	0,00
138,0	6,02	14,33	174,0	4,55	0,65	0,13	35,00	0,75
132,0	8,55	19,23	166,5	6,46	0,87	0,17	38,56	1,05
125,0	13,91	27,57	156,0	10,52	1,25	0,22	47,80	1,60
117,0	16,75	34,06	149,0	12,66	1,54	0,25	49,66	2,07
110,0	25,17	51,63	138,0	19,03	2,34	0,31	61,38	3,39
100,0	32,37	58,72	126,0	24,47	2,66	0,37	66,13	4,23
96,0	38,03	62,21	119,0	28,74	2,82	0,41	70,97	4,74
93,0	45,74	65,46	114,0	34,57	2,97	0,43	80,40	5,21
91,0	56,67	68,51	106,0	42,83	3,11	0,47	91,13	5,86
90,0	67,07	72,78	99,0	50,69	3,30	0,50	100,38	6,67
90,0	76,64	74,13	96,0	57,93	3,36	0,52	111,40	7,00
140,0	5,39	7,56	178,0	4,07	0,34	0,11	37,02	0,38

Tabela (86) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 110 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 data = 05/06/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
95,0	15,81	0,00	117,8	11,95	0,00	0,41	29,07	0,00
92,0	34,43	0,00	115,7	26,02	0,00	0,42	61,74	0,00
92,0	39,06	8,69	114,0	29,52	0,39	0,43	68,65	0,69
91,0	42,14	17,84	112,3	31,85	0,81	0,44	72,64	1,44
90,0	43,69	19,93	110,5	33,02	0,90	0,45	73,79	1,64
90,0	47,29	30,34	110,0	35,74	1,38	0,45	79,42	2,50
87,0	60,51	43,51	103,5	45,74	1,97	0,48	94,79	3,81
87,0	67,23	50,77	100,0	50,82	2,30	0,50	101,63	4,60
86,0	74,30	58,72	95,0	56,16	2,66	0,52	106,98	5,61
90,0	45,74	26,88	110,0	34,57	1,22	0,45	76,83	2,22
90,0	48,83	31,03	107,0	36,91	1,41	0,47	79,37	2,63

Tabela (87) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 124 cm
 diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
 data = 05/06/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
103,0	9,23	0,00	132,0	6,98	0,00	0,34	20,52	0,00
102,0	24,66	0,00	132,0	18,64	0,00	0,34	54,82	0,00
101,0	27,74	4,41	128,5	20,97	0,20	0,36	58,66	0,31
100,0	29,29	10,11	127,0	22,14	0,46	0,37	60,65	0,72
100,0	32,37	18,53	126,0	24,47	0,84	0,37	66,13	1,33
98,0	33,40	25,49	124,5	25,25	1,16	0,38	66,88	1,86
97,0	35,46	28,26	121,0	26,80	1,28	0,40	67,85	2,12
90,0	44,71	40,70	113,0	33,80	1,85	0,44	77,69	3,27
90,0	48,31	50,77	112,5	36,52	2,30	0,44	83,47	4,09
90,0	59,20	62,21	106,0	44,75	2,82	0,47	95,21	5,32
90,0	66,64	66,08	100,0	50,37	3,00	0,50	100,73	5,99
90,0	74,30	67,01	98,0	56,16	3,04	0,51	110,12	6,20

Tabela (88) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 89,5 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
data = 10/06/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
79,0	24,66	0,00	96,5	18,64	0,00	0,52	36,02	0,00
77,0	47,80	0,00	93,0	36,13	0,00	0,54	67,53	0,00
76,0	54,66	2,96	89,5	41,31	0,13	0,55	74,78	0,30
76,0	68,27	7,98	88,0	51,60	0,36	0,56	92,14	0,82
77,0	72,26	10,11	87,0	54,61	0,46	0,56	96,66	1,05
80,0	75,18	11,52	85,0	56,82	0,52	0,57	98,82	1,23
80,0	78,34	12,93	84,5	59,21	0,59	0,58	102,53	1,39
80,0	81,89	15,74	84,5	61,90	0,71	0,58	107,18	1,69

Tabela (89) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 185 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
data = 10/06/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
145,0	3,49	5,13	185,0	2,64	0,23	0,08	35,21	0,25
145,0	3,81	7,98	183,5	2,88	0,36	0,08	34,90	0,39
140,0	4,44	12,93	181,0	3,36	0,59	0,09	35,34	0,65
138,0	5,39	17,84	177,0	4,07	0,81	0,12	35,42	0,91
138,0	6,65	24,80	172,5	5,03	1,12	0,14	36,56	1,30
133,0	8,86	33,79	166,5	6,70	1,53	0,17	39,99	1,84
120,0	16,75	37,62	146,0	12,66	1,71	0,27	46,90	2,34
110,0	24,33	46,10	138,0	18,39	2,09	0,31	59,32	3,03
95,0	38,03	56,87	121,0	28,74	2,58	0,40	72,77	4,26
90,0	49,86	60,50	110,0	37,68	2,74	0,45	83,74	4,99
90,0	64,75	64,67	101,0	48,94	2,93	0,50	98,87	5,81
90,0	75,25	67,01	96,0	56,88	3,04	0,52	109,38	6,33

Tabela (90) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 107 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
data = 12/06/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
92,0	11,39	0,00	103,5	8,61	0,00	0,48	17,84	0,00
92,0	35,46	0,00	102,5	26,80	0,00	0,49	54,98	0,00
89,0	41,63	3,69	109,5	31,46	0,17	0,45	69,54	0,31
88,0	45,23	7,27	108,0	34,19	0,33	0,46	74,32	0,61
88,0	47,80	11,52	106,0	36,13	0,52	0,47	76,87	0,99
87,0	52,43	17,84	104,0	39,63	0,81	0,48	82,56	1,56
86,0	51,31	20,63	104,0	38,78	0,94	0,48	80,80	1,80
86,0	55,14	25,49	104,0	41,68	1,16	0,48	86,83	2,22
86,0	57,83	34,48	102,0	43,71	1,56	0,49	89,21	3,07
86,0	66,95	40,70	97,0	50,60	1,85	0,51	98,26	3,81
86,0	72,96	46,10	97,0	55,15	2,09	0,51	107,08	4,31
88,0	80,86	53,93	94,0	61,12	2,45	0,53	115,32	5,20

Tabela (91) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 150 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
data = 12/06/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
88,0	19,59	0,00	108,5	14,81	0,00	0,46	32,37	0,00
88,0	40,09	0,00	108,0	30,30	0,00	0,46	65,87	0,00
88,0	48,83	7,98	105,0	36,91	0,36	0,47	77,70	0,69
86,0	55,42	15,04	102,0	41,89	0,68	0,49	85,49	1,34
85,0	57,28	19,93	101,0	43,30	0,90	0,50	87,47	1,79
85,0	68,32	29,65	96,0	51,64	1,34	0,52	99,30	2,80
85,0	73,05	33,79	98,0	55,21	1,53	0,51	108,26	3,13
86,0	35,46	4,41	102,0	26,80	0,20	0,49	54,69	0,39
85,0	58,02	11,52	100,0	43,85	0,52	0,50	87,71	1,04

Tabela (92) :

altura da coluna = 200 cm altura inicial de líquido = 89,5 cm
diâmetro do reator = 5,3 cm diâmetro do injetor = 1,0 cm
data = 19/06/91

dp	Qg	Ql	H _L	Ug	Ul	ε	Jg	Jl
mmHg	l/min	ml/s	cm	cm/s	cm/s			
83,0	63,42	0,00	92,5	47,93	0,00	0,54	89,18	0,00
82,0	61,74	2,96	92,0	46,66	0,13	0,54	86,41	0,29
81,0	64,94	5,84	91,0	49,08	0,26	0,55	90,06	0,58
81,0	65,97	6,56	90,0	49,86	0,30	0,55	90,66	0,66
81,0	67,94	9,40	90,0	51,36	0,43	0,55	93,37	0,95
81,0	72,37	10,11	90,0	54,70	0,46	0,55	99,46	1,02
81,0	74,94	10,81	90,0	56,64	0,49	0,55	102,98	1,09
81,0	77,43	16,44	89,0	58,52	0,75	0,56	105,44	1,68

C.4 Dados do teste de Fração de Gás Retido com o Tempo

Altura da coluna = 200 cm Diâmetro da Coluna = 2,7 cm
Altura de dispersão = 150 cm

solução de Poli acril amida 0,13%

Tabela (93) :

- (1) velocidade de gás = 20,82 cm/s diâmetro do injetor = 0,25 cm
 velocidade de líquido = 3,26 cm/s temperatura = 22 ° C
 queda de pressão = 10,6 mmHg data = 24/07/94
- (2) velocidade de gás = 34,85 cm/s diâmetro do injetor = 0,25 cm
 velocidade de líquido = 3,86 cm/s temperatura = 14 ° C
 queda de pressão = 10,3mmHg data = 25/07/94
- (3) velocidade de gás = 44,20 cm/s diâmetro do injetor = 0,25 cm
 velocidade de líquido = 4,53 cm/s temperatura = 22 ° C
 queda de pressão = 10,1 mmHg data = 25/07/94

⁽¹⁾ H _L	t	ε	⁽²⁾ H _L	t	ε	⁽³⁾ H _L	t	ε
(cm)	(min)		(cm)	(min)		(cm)	(min)	
130,00	0,50	0,3500	115,00	0,50	0,4250	107,00	0,50	0,4650
127,50	1,00	0,3625	111,00	1,00	0,4450	104,00	1,00	0,4800
125,80	1,50	0,3710	110,80	1,50	0,4460	103,60	1,50	0,4820
125,60	2,00	0,3720	110,80	2,00	0,4460	103,40	2,00	0,4830
125,60	3,00	0,3720	110,80	3,00	0,4460	103,20	3,00	0,4840
125,40	4,00	0,3730	110,80	4,00	0,4460	103,00	4,00	0,4850
125,00	5,00	0,3750	110,80	5,00	0,4460	102,90	5,00	0,4855
124,80	7,00	0,3760	110,80	7,00	0,4460	102,80	7,00	0,4860
124,80	9,00	0,3760	110,70	9,00	0,4465	102,70	9,00	0,4865
124,80	12,00	0,3760	110,80	12,00	0,4460	102,60	12,00	0,4870
124,80	15,00	0,3760	110,70	15,00	0,4465	102,50	15,00	0,4875
124,80	20,00	0,3760	110,70	20,00	0,4465	102,40	20,00	0,4880
124,80	25,00	0,3760	110,60	25,00	0,4470	102,30	25,00	0,4885
124,70	30,00	0,3765	110,50	30,00	0,4475	102,30	30,00	0,4885
124,60	35,00	0,3770	110,40	35,00	0,4480	102,30	35,00	0,4885
124,70	40,00	0,3765	110,40	40,00	0,4480	102,30	40,00	0,4885

Tabela (94) :

(4)	velocidade de gás = 20,82 cm/s	diâmetro do injetor = 0,50 cm
	velocidade de líquido = 3,58 cm/s	temperatura = 23 ° C
	queda de pressão = 10,6 mmHg	data = 01/08/94
(5)	velocidade de gás = 34,85 cm/s	diâmetro do injetor = 0,50 cm
	velocidade de líquido = 4,48 cm/s	temperatura = 18 ° C
	queda de pressão = 9,1 mmHg	data = 02/08/94
(6)	velocidade de gás = 44,20 cm/s	diâmetro do injetor = 0,50 cm
	velocidade de líquido = 5,42 cm/s	temperatura = 25 ° C
	queda de pressão = 8,5 mmHg	data = 02/08/94

(4) H_L	t	ϵ	(5) H_L	t	ϵ	(6) H_L	t	ϵ
(cm)	(min)		(cm)	(min)		(cm)	(min)	
138,40	0,50	0,3080	119,00	0,50	0,4050	111,00	0,50	0,4450
129,80	1,00	0,3510	115,50	1,00	0,4225	106,00	1,00	0,4700
128,90	1,50	0,3555	114,00	1,50	0,4300	105,50	1,50	0,4725
126,50	2,00	0,3675	113,00	2,00	0,4350	104,60	2,00	0,4770
126,00	3,00	0,3700	112,90	3,00	0,4355	104,50	3,00	0,4775
127,00	4,00	0,3650	112,60	4,00	0,4370	104,40	4,00	0,4780
126,40	5,00	0,3680	112,30	5,00	0,4385	104,30	5,00	0,4785
126,00	7,00	0,3700	112,20	7,00	0,4390	104,30	7,00	0,4785
125,70	9,00	0,3715	112,00	9,00	0,4400	104,30	9,00	0,4785
126,00	12,00	0,3700	112,10	12,00	0,4395	104,20	12,00	0,4790
125,80	15,00	0,3710	112,00	15,00	0,4400	104,20	15,00	0,4790
125,70	20,00	0,3715	112,10	20,00	0,4395	104,20	20,00	0,4790
125,60	25,00	0,3720	112,10	25,00	0,4395	104,20	25,00	0,4790
125,50	30,00	0,3725	112,00	30,00	0,4400	104,20	30,00	0,4790
125,50	35,00	0,3725	112,00	35,00	0,4400	104,10	35,00	0,4795
125,50	40,00	0,3725	112,00	40,00	0,4400	104,10	40,00	0,4795

Tabela (95) :

(7)	velocidade de gás	= 20,82 cm/s	diâmetro do injetor	= 1,0 cm
	velocidade de líquido	= 2,45 cm/s	temperatura	= 23 ° C
	queda de pressão	= 9,9 mmHg	data = 26/07/94	
(8)	velocidade de gás	= 34,85 cm/s	diâmetro do injetor	= 1,0 cm
	velocidade de líquido	= 3,37 cm/s	temperatura	= 22 ° C
	queda de pressão	= 8,7 mmHg	data = 26/07/94	
(9)	velocidade de gás	= 44,20 cm/s	diâmetro do injetor	= 1,0 cm
	velocidade de líquido	= 5,57 cm/s	temperatura	= 21 ° C
	queda de pressão	= 8,2 mmHg	data = 26/07/94	

⁽⁷⁾ H _L	t	ε	⁽⁸⁾ H _L	t	ε	⁽⁹⁾ H _L	t	ε
(cm)	(min)		(cm)	(min)		(cm)	(min)	
125,40	0,50	0,3730	110,00	0,50	0,4500	107,00	0,50	0,4650
122,50	1,00	0,3875	107,30	1,00	0,4635	105,50	1,00	0,4725
122,30	1,50	0,3885	107,10	1,50	0,4645	105,80	1,50	0,4710
122,20	2,00	0,3890	106,80	2,00	0,4660	105,50	2,00	0,4725
122,00	3,00	0,3900	106,70	3,00	0,4665	105,40	3,00	0,4730
122,00	4,00	0,3900	106,60	4,00	0,4670	105,00	4,00	0,4750
122,00	5,00	0,3900	106,60	5,00	0,4670	104,80	5,00	0,4760
121,90	7,00	0,3905	106,60	7,00	0,4670	104,60	7,00	0,4770
121,80	9,00	0,3910	106,60	9,00	0,4670	104,50	9,00	0,4775
121,60	12,00	0,3920	106,60	12,00	0,4670	104,40	12,00	0,4780
121,30	15,00	0,3935	106,50	15,00	0,4675	104,30	15,00	0,4785
121,10	20,00	0,3945	106,50	20,00	0,4675	104,20	20,00	0,4790
121,00	25,00	0,3950	106,40	25,00	0,4680	104,20	25,00	0,4790
120,90	30,00	0,3955	106,40	30,00	0,4680	104,20	30,00	0,4790
120,80	35,00	0,3960	106,40	35,00	0,4680	104,10	35,00	0,4795
120,80	40,00	0,3960	106,40	40,00	0,4680	104,10	40,00	0,4795

solução de Poli acril amida 0,3%

Tabela (96) :

(1)	velocidade de gás = 20,82 cm/s	diâmetro do injetor = 0,25 cm
	velocidade de líquido = 0,56 cm/s	temperatura = 29 ° C
	queda de pressão = 9,8 mmHg	data = 29/03/94
(2)	velocidade de gás = 34,85 cm/s	diâmetro do injetor = 0,25 cm
	velocidade de líquido = 0,98 cm/s	temperatura = 25 ° C
	queda de pressão = 9,2 mmHg	data = 30/03/94
(3)	velocidade de gás = 44,20 cm/s	diâmetro do injetor = 0,25 cm
	velocidade de líquido = 1,42 cm/s	temperatura = 28 ° C
	queda de pressão = 9,2 mmHg	data = 30/03/94

⁽¹⁾ H _L	t	ε	⁽²⁾ H _L	t	ε	⁽³⁾ H _L	t	ε
(cm)	(min)		(cm)	(min)		(cm)	(min)	
119,00	0,50	0,4050	107,00	0,50	0,4650	99,00	0,50	0,5050
116,10	1,00	0,4195	102,80	1,00	0,4860	93,40	1,00	0,5330
115,20	1,50	0,4240	100,20	1,50	0,4990	91,90	1,50	0,5405
114,60	2,00	0,4270	99,80	2,00	0,5010	91,80	2,00	0,5410
113,60	3,00	0,4320	99,80	3,00	0,5010	91,80	3,00	0,5410
113,40	4,00	0,4330	100,00	4,00	0,5000	91,80	4,00	0,5410
113,70	5,00	0,4315	100,00	5,00	0,5000	91,60	5,00	0,5420
113,70	7,00	0,4315	100,20	7,00	0,4990	91,60	7,00	0,5420
113,50	9,00	0,4325	100,10	9,00	0,4995	91,40	9,00	0,5430
113,30	12,00	0,4335	100,10	12,00	0,4995	91,40	12,00	0,5430
113,20	15,00	0,4340	100,10	15,00	0,4995	91,40	15,00	0,5430
113,00	20,00	0,4350	100,00	20,00	0,5000	91,40	20,00	0,5430
112,90	25,00	0,4355	99,80	25,00	0,5010	91,40	25,00	0,5430
112,50	30,00	0,4375	99,80	30,00	0,5010	91,40	30,00	0,5430
112,70	35,00	0,4365	99,80	35,00	0,5010	91,40	35,00	0,5430
112,60	40,00	0,4370	99,00	40,00	0,5050	91,40	40,00	0,5430

Tabela (97) :

(4)	velocidade de gás	= 20,82 cm/s	diâmetro do injetor	= 0,50 cm
	velocidade de líquido	= 0,73 cm/s	temperatura	= 20 ° C
	queda de pressão	= 9,1 mmHg	data = 08/04/94	
(5)	velocidade de gás	= 34,85 cm/s	diâmetro do injetor	= 0,50 cm
	velocidade de líquido	= 1,47 cm/s	temperatura	= 27 ° C
	queda de pressão	= 8,3 mmHg	data = 11/04/94	
(6)	velocidade de gás	= 44,20 cm/s	diâmetro do injetor	= 0,50 cm
	velocidade de líquido	= 1,78 cm/s	temperatura	= 25 ° C
	queda de pressão	= 7,7 mmHg	data = 11/04/94	

⁽⁴⁾ H _L	t	ε	⁽⁵⁾ H _L	t	ε	⁽⁶⁾ H _L	t	ε
(cm)	(min)		(cm)	(min)		(cm)	(min)	
127,00	0,50	0,3650	112,00	0,50	0,4400	101,00	0,50	0,4950
121,00	1,00	0,3950	104,50	1,00	0,4775	97,00	1,00	0,5150
119,00	1,50	0,4050	102,60	1,50	0,4870	94,50	1,50	0,5275
117,80	2,00	0,4110	102,30	2,00	0,4885	92,90	2,00	0,5355
116,40	3,00	0,4180	101,70	3,00	0,4915	92,70	3,00	0,5365
116,10	4,00	0,4195	101,00	4,00	0,4950	92,00	4,00	0,5400
115,60	5,00	0,4220	101,00	5,00	0,4950	91,40	5,00	0,5430
115,20	7,00	0,4240	100,60	7,00	0,4970	91,40	7,00	0,5430
114,90	9,00	0,4255	100,20	9,00	0,4990	91,30	9,00	0,5435
114,50	12,00	0,4275	99,90	12,00	0,5005	91,40	12,00	0,5430
114,60	15,00	0,4270	99,80	15,00	0,5010	91,30	15,00	0,5435
114,40	20,00	0,4280	99,80	20,00	0,5010	91,30	20,00	0,5435
114,30	25,00	0,4285	99,30	25,00	0,5035	91,20	25,00	0,5440
114,30	30,00	0,4285	99,20	30,00	0,5040	91,30	30,00	0,5435
114,30	35,00	0,4285	98,90	35,00	0,5055	90,80	35,00	0,5460
114,30	40,00	0,4285	99,00	40,00	0,5050	90,60	40,00	0,5470

Tabela (98) :

(7)	velocidade de gás = 20,82 cm/s	diâmetro do injetor = 1,0 cm
	velocidade de líquido = 0,55 cm/s	temperatura = 24 ° C
	queda de pressão = 9,0 mmHg	data = 28/04/94
(8)	velocidade de gás = 34,85 cm/s	diâmetro do injetor = 1,0 cm
	velocidade de líquido = 1,63 cm/s	temperatura = 24 ° C
	queda de pressão = 8,4 mmHg	data = 02/05/94
(9)	velocidade de gás = 44,20 cm/s	diâmetro do injetor = 1,0 cm
	velocidade de líquido = 1,86 cm/s	temperatura = 22 ° C
	queda de pressão = 7,3 mmHg	data = 03/05/94

⁽⁷⁾ H _L	t	ε	⁽⁸⁾ H _L	t	ε	⁽⁹⁾ H _L	t	ε
(cm)	(min)		(cm)	(min)		(cm)	(min)	
124,50	0,50	0,3775	110,00	0,50	0,4500	98,00	0,50	0,5100
116,00	1,00	0,4200	101,40	1,00	0,4930	93,10	1,00	0,5345
113,80	1,50	0,4310	100,10	1,50	0,4995	91,20	1,50	0,5440
113,10	2,00	0,4345	99,60	2,00	0,5020	89,60	2,00	0,5520
112,40	3,00	0,4380	98,30	3,00	0,5085	89,50	3,00	0,5525
112,00	4,00	0,4400	97,60	4,00	0,5120	89,50	4,00	0,5525
111,90	5,00	0,4405	97,50	5,00	0,5125	89,40	5,00	0,5530
111,40	7,00	0,4430	97,50	7,00	0,5125	89,10	7,00	0,5545
111,20	9,00	0,4440	97,40	9,00	0,5130	89,00	9,00	0,5550
111,50	12,00	0,4425	97,40	12,00	0,5130	88,80	12,00	0,5560
111,50	15,00	0,4425	97,30	15,00	0,5135	88,70	15,00	0,5565
111,20	20,00	0,4440	97,10	20,00	0,5145	88,50	20,00	0,5575
111,30	25,00	0,4435	96,90	25,00	0,5155	88,50	25,00	0,5575
111,50	30,00	0,4425	96,90	30,00	0,5155	88,40	30,00	0,5580
111,40	35,00	0,4430	96,70	35,00	0,5165	88,30	35,00	0,5585
111,30	40,00	0,4435	96,60	40,00	0,5170	88,30	40,00	0,5585

APÊNDICE D - OBTENÇÃO DO MODELO EMPÍRICO

Apêndice D

Obtenção de uma correlação genérica

Partindo-se dos grupos adimensionais genéricos, mostrados no Capítulo 5, obteremos as respectivas soluções destes e a correlação empírica, que envolve todos estes grupos.

Para a resolução do primeiro grupo (π), devemos colocar a equação (D.1) em função das dimensões fundamentais, equação (D.2), e resolver o sistema de equações formado pelos expoentes, equações (D.3) a (D.5), encontrando assim o grupo adimensional π .

$$\pi = U_G^a H_L^b \mu_r^c U_L \quad (D.1)$$

$$M^0 L^0 T^0 = \left(\frac{L}{T}\right)^a L^b \left(\frac{M}{L T}\right)^c \left(\frac{L}{T}\right) \quad (D.2)$$

$$M \longrightarrow c = 0 \quad (D.3)$$

$$L \longrightarrow a + b - c + 1 = 0 \Rightarrow b = 0 \quad (D.4)$$

$$T \longrightarrow -a - c - 1 = 0 \Rightarrow a = -1 \quad (D.5)$$

$$\pi = \frac{U_L}{U_G} \quad (D.6)$$

Pela mesma técnica utilizada para obter o grupo adimensional π , encontramos os outros grupos.

$$\pi_2 = \frac{D_t}{H_L} \quad (D.7)$$

$$\pi_3 = \frac{d}{H_L} \quad (D.8)$$

$$\pi_4 = \frac{U_G H_L \rho_L}{\mu_r} \quad (D.9)$$

$$\pi_5 = \frac{U_G H_L \rho_a}{\mu_r} \quad (D.10)$$

$$\pi_6 = \frac{\mu_a}{\mu_r} \quad (D.11)$$

$$\pi_7 = \frac{L}{H_L} \quad (D.12)$$

O procedimento utilizado é genérico, mas para as condições específicas do experimento devemos fazer algumas simplificações. A solução em estudo (Poli Acril Amida), tem densidade praticamente igual à da água, com isso retiraremos os grupos adimensionais π_4 e π_5 , e para a água retiraremos também o grupo π_6 .

Trabalhando com os grupos adimensionais restantes obtemos as correlações que descrevem a variável de interesse em função dos outros grupos.

$$U_L = w_1 U_G^{w_2} \left(\frac{H_L}{L} \right)^{w_3} \left(\frac{d}{D_t} \right)^{w_4} \left(\frac{\mu_a}{\mu_r} \right)^{w_5} \quad (D.13)$$

sendo a equação (D.13) a correlação obtida para soluções de poli acril amida e

$$U_L = w_1 U_G^{w_2} \left(\frac{H_L}{L} \right)^{w_3} \left(\frac{d}{D_t} \right)^{w_4} \quad (D.14)$$

a equação (D.14) para a água.

Determinação dos coeficientes das correlações

O cálculo dos coeficientes das correlações (D.13) e (D.14) foi efetuado de forma que o ajuste destas, descreve-se o comportamento experimental mediante o conhecimento das condições operacionais e características geométricas do equipamento. Este ajuste foi realizado utilizando o método de otimização dos mínimos quadrados.

$$f = \sum_{j=1}^n (U_{L\text{exp}} - U_{L\text{calc}})^2 \quad (\text{D.15})$$

De forma a obter e resolver as equações (D.13) e (D.14) na forma linearizada, aplicaremos a logaritmo neperiano nestas e na equação (D.15),

$$f = \sum_{j=1}^n \left(\ln(U_{L\text{exp}}) - \ln(U_{L\text{calc}}) \right)^2 \quad (\text{D.16})$$

a resolução apresenta é apenas para a equação (D.13), sendo da (D.14) similar.

$$\begin{aligned} \ln(U_L) = \ln(w_1) + w_2 \ln(U_G) + w_3 \ln\left(\frac{H_L}{L}\right) + w_4 \ln\left(\frac{d}{D_t}\right) + \\ w_5 \ln\left(\frac{\mu_a}{\mu_r}\right) \end{aligned} \quad (\text{D.17})$$

$$\ln(U_{L\text{calc}}) = \ln(U_L) \quad (\text{D.18})$$

substituindo (D.18) em (D.16)

$$f = \sum_{j=1}^n \left(\ln(U_{L\text{exp}}) - \ln(w_1) - w_2 \ln(U_G) - w_3 \ln\left(\frac{H_L}{L}\right) - w_4 \ln\left(\frac{d}{D_t}\right) - w_5 \ln\left(\frac{\mu_a}{\mu_r}\right) \right)^2 \quad (\text{D.19})$$

Pela teoria, para a determinação do ponto mínimo de uma função, é necessário que a derivada primeira da função objeto a ser minimizada em relação a uma dada variável seja nula. Assim, efetuando-se os cálculos com a finalidade

de se determinar a derivada da equação (D.19) em relação as constantes empíricas desta (w_1 a w_5), obtemos um conjunto de equações lineares.

$$\frac{\partial f}{\partial (\ln(w_1))} = 0 \rightarrow \sum_{j=1}^n \ln(U_{Lcal})_j = \sum_{j=1}^n \ln(U_{Lexp})_j \quad (D.20)$$

$$\frac{\partial f}{\partial w_2} = 0 \rightarrow \sum_{j=1}^n [\ln(U_{Lcal})_j \ln(U_G)] = \sum_{j=1}^n [\ln(U_{Lexp})_j \ln(U_G)] \quad (D.21)$$

$$\frac{\partial f}{\partial w_3} = 0 \rightarrow \sum_{j=1}^n [\ln(U_{Lcal})_j \ln\left(\frac{H_L}{L}\right)] = \sum_{j=1}^n [\ln(U_{Lexp})_j \ln\left(\frac{H_L}{L}\right)] \quad (D.22)$$

$$\frac{\partial f}{\partial w_4} = 0 \rightarrow \sum_{j=1}^n [\ln(U_{Lcal})_j \ln\left(\frac{d}{D_t}\right)] = \sum_{j=1}^n [\ln(U_{Lexp})_j \ln\left(\frac{d}{D_t}\right)] \quad (D.23)$$

$$\frac{\partial f}{\partial w_5} = 0 \rightarrow \sum_{j=1}^n [\ln(U_{Lcal})_j \ln\left(\frac{\mu_a}{\mu_r}\right)] = \sum_{j=1}^n [\ln(U_{Lexp})_j \ln\left(\frac{\mu_a}{\mu_r}\right)] \quad (D.24)$$

A solução deste sistema de equações pelo o método de Decomposição LU, é realizada por meio de programa desenvolvido que está apresentado no Apêndice B e nos dá como resultado os valores das constantes da função (w_1 a w_2).