

VICTOR SANTANA RAMOS

Projeto, Montagem e Instrumentação de um Reator "Airlift" para "Stripping" de Etanol

CAMPINAS 2014



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS Faculdade de Engenharia Química

VICTOR SANTANA RAMOS

PROJETO, MONTAGEM E INSTRUMENTAÇÃO DE UM REATOR "AIRLIFT" PARA "STRIPPING" DE ETANOL

Orientador: Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva

Dissertação de Mestrado Apresentada ao Programa de Pós Graduação em Engenharia Química da Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas para Obtenção do Título de Mestre em Engenharia Química.

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE À VERSÃO FINAL DA TESE DEFENDIDA PELO ALUNO VICTOR SANTANA RAMOS E ORIENTADO PELO PROF. DR. FLÁVIO VASCONCELOS DA SILVA

Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva

CAMPINAS

2014

Ficha catalográfica Universidade Estadual de Campinas Biblioteca da Área de Engenharia e Arquitetura Rose Meire da Silva - CRB 8/5974

 Ramos, Victor Santana, 1981-Projeto, montagem e instrumentação de um reator "Airlift" para "Stripping" de etanol / Victor Santana Ramos. – Campinas, SP : [s.n.], 2014.
Orientador: Flávio Vasconcelos da Silva. Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.
Bioreator airlift. 2. Instrumentação. 3. Etanol. I. Silva, Flávio Vanconcelos,1971-. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de

Engenharia Química. III. Título.

Informações para Biblioteca Digital

Título em outro idioma: Design, mouting and instrumentation of a airlift reactor to ethanol stripping Palavras-chave em inglês: Airlift bioreactor Instrumentation Ethanol Área de concentração: Sistemas de Processos Químicos e Informática Titulação: Mestre em Engenharia Química Banca examinadora: Flávio Vasconcelos da Silva [Orientador] Flávio Vasconcelos da Silva Claudio Kiyoshi Umezu Jones Erni Schmitz Data de defesa: 31-07-2014 Programa de Pós-Graduação: Engenharia Química Dissertação de Mestrado defendida por Victor Santana Ramos e aprovada em 31 de Julho de 2014 pela banca examinadora constituída pelos doutores:

Prof. Dr. Flávio Vasconcelos da Silva – Orientador FEQ/UNICAMP

land

Prof. Dr. Claudio Kiyoshi Umezu FEAGRI/UNICAMP

m one Prof. Dr. Jones Erni Schmitz

ICAQF/UNIFESP

vi

RESUMO

O desenvolvimento da biotecnologia tem proporcionado um crescimento em pesquisas acadêmicas, nas quais desenvolveram-se reatores conhecidos como airlifts, que são aplicados em bioprocessos diversos, tais como a fermentação alcóolica e o tratamento de efluentes. Assim, este trabalho possui como principais objetivos o projeto, a montagem e a instrumentação de um reator *airlift* de tubos concêntricos, de modo a obter em tempo real a fração de gás retido e a velocidade de circulação do líquido, e ainda estimar o coeficiente volumétrico de transferência de massa no sistema composto por solução aquosa de etanol e ar, aonde separa-se o etanol do meio através do arraste pelo gás carbônico presente no ar injetado (gas stripping). Os resultados obtidos no presente trabalho permitem concluir que o volume total do reator projetado e o design com as dimensões consideradas permitiram operar o airlift no regime hidrodinâmico de recirculação de gás, e capaz de promover a separação do etanol do meio através do arraste pelo ar comprimido alimentado. Os resultados mostraram que os parâmetros hidrodinâmicos, velocidade de circulação de líquido e fração de gás retido, são dependentes da velocidade superficial do gás alimentado e do volume de solução alcoólica presente na coluna (desnível), mostraram também que o coeficiente volumétrico de transferência de massa sofreu influências da concentração de etanol no meio, do desnível, da velocidade superficial de gás e da temperatura, sendo esta última a variável de maior influência entre as consideradas.

Palavras Chave: bioreator *airlift*, instrumentação, gas stripping, etanol.

ABSTRACT

The development of biotechnology has provided an increase in academic research, which evolved reactors known as airlifts, which are applied in several bioprocesses, such as alcoholic fermentation and wastewater treatment. Thus, this work has as main objectives the design, assembly and automation of a concentric tube airlift reactor, in order to obtain in real time the gas hold-up and liquid circulation velocity, and still estimate the volumetric mass transfer coefficient in a system composed of air and aqueous ethanol, the latter was recovered from the carbon dioxide stripping gas in a refrigerated condenser. The results obtained in this study allow is possible to conclude that the airlift designed behaved satisfactorily and as expected, the total volume of the reactor and designed with the dimensions considered design allowed us to operate the reactor in the gas recirculation regime, and capable of promoting the separation of the ethanol by stripping. The results showed that the hydrodynamic parameters, liquid circulation velocity and gas hold-up, are dependent on the superficial gas velocity and the volume of alcohol solution on the column (dispersion height), also showed that the volumetric mass transfer coefficient was influenced by ethanol concentration, dispersion height, superficial gas velocity and temperature, the latter being the most influential among the considered variable.

Key Words: airlift bioreactor, instrumentation, gas stripping, ethanol.

Х

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
1.1. OBJETIVOS	2
2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	3
2.1. REATOR AIRLIFT	3
2.1.1. Velocidade de Circulação do Líquido e Fração de Gás Retido (Gas Hold-Up)	5
2.1.2. Regimes de Circulação Gás-Líquido em Airlifts	6
2.1.3. Região de Separação	7
2.1.4. Distribuidores de Ar (Spargers)	9
2.2. POTENCIAL DO AIRLIFT PARA PRODUÇÃO DE ÁLCOOL	11
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	12
3.1. CONCLUSÕES	17
4. MATERIAIS E MÉTODOS	19
4.1. PROJETO, MONTAGEM E INSTRUMENTAÇÃO DO AIRLIFT	19
4.1.1. Dimensionamento do protótipo experimental	19
4.1.2. Diagrama de engenharia do aparato experimental	21
4.2. INSTRUMENTAÇÃO E MONITORAMENTO	23
4.2.1 Aquisição de Dados	23
4.2.2 Tubulações	24
4.2.3 Sensores de Temperatura	24
4.2.4 Transdutores de Pressão	24
4.2.5 Resistência Interna e Variador de Potência	25
4.2.6 Compressor	26
4.2.7 Válvula de Controle	26

	4.2.8 Válvulas de bloqueio e válvula de retenção	27
	4.2.9 Banho de Refrigeração	27
	4.2.10 Bomba do Fluido de Refrigeração	27
	4.2.11 Condensador	27
	4.2.12 Refratômetro	28
	4.3 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	28
	4.4 FRAÇÃO DE GÁS RETIDO (GAS HOLD-UP)	29
	4.5 VELOCIDADE DE CIRCULAÇÃO DO LÍQUIDO	30
	4.6 COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA	32
5.	. RESULTADOS E DISCUSSÃO	35
	5.1 PROGRAMA SUPERVISÓRIO	35
	5.2 HIDRODINÂMICA	44
	5.3 TRANSFERÊNCIA DE MASSA	52
6.	. CONCLUSÕES	60
7.	. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	62

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer, em primeiro lugar a Deus, e agradecer especialmente, meus pais Raul Barbosa Ramos e Valdete Santana Ramos, e meu irmão Tarcísio Santana Ramos, pelos anos de amor, carinho, apoio incondicional e sacrifícios que realizaram por mim.

Agradeço aos professores da FEQ (Faculdade de Engenharia Química) pelos conhecimentos adquiridos ao longo de minha graduação e deste trabalho, agradeço também os técnicos Daniel e Marcos Estevom do DESQ (Departamento de Engenharia de Sistemas Químicos) pelo auxílio no desenvolvimento do trabalho e agradeço em especial ao meu orientador Flávio Vasconcelos da Silva pela oportunidade que me foi dada.

Aos meus amigos e parceiros de graduação, Bruno Lopes, Felipe M. Simionato, Fernando Hirakawa e Ricardo M. Cruz pela amizade e companheirismo durante e após os anos que estudamos juntos.

Agradeço também aos meus amigos e companheiros de trabalho Brunno Ferreira, Bruno Guzzo, Débora Gorri, Elmo S. Júnior, Filipe Coelho, Hugo Valença, Juliana Pereira, Raphael Ribeiro, Rejane Barbosa, Rodrigo Amaral (Chef), Saulo Vidal e Tarcísio S.S. Dantas, pertencentes ao LESQ (Laboratório de Engenharia de Sistemas Químicos), LCAP (Laboratório de Controle Avançado de Processos) e outros, pelos momentos de apoio, companheirismo e descontração.

Aos meus mais que amigos, meus irmãos Diego Gimenes, Bruno Valente, Gabriel C. Teixeira e Rafael Barbosa, pela grande amizade, lealdade e ótimos momentos que vivemos juntos nos últimos anos.

E por último as amizades recentes Daniel Soeiro, Flávio Cardozo, Rodrigo Ignatti, e a quem eu não tenha citado anteriormente e tenha contribuído de maneira direta ou indireta para o desenvolvimento deste trabalho.

LISTA DE FIGURAS/Ilustrações

Figura 2.1 – Coluna de bolhas e *airlifts* de circulação interna e externa (Sales Jr., 2002).

Figura 2.2 – Regimes de circulação gás-líquido observados visualmente em *airlifts* de circulação interna (Blazej *et al.*, 2004).

Figura 2.3 – Exemplos de separadores gás/líquido para airlifts de circulação interna.

Figura 2.4 – Exemplos de separadores gás/líquido para *airlifts* de circulação externa.

Figura 2.5 – Exemplos de distribuidores estáticos (Carvalho, 2001).

Figura 2.6 – Exemplos de localização dos distribuidores segundo Chisti (1989).

Figura 4.1 – Aparato Experimental.

Figura 4.2 – Curvas de respostas típicas obtidas com o método do traçador aquecido (Sijacki *et al.*, 2010).

Figura 4.3 – Curva de calibração do refratômetro utilizado.

Figura 5.1 – Diagrama de blocos do sistema experimental desenvolvido no software LabVIEW2011[®], parte 1.

Figura 5.2 – Configuração do bloco DAQ Assistant.

Figura 5.3 – Configuração do bloco DAQ Assistant 2.

Figura 5.4 – Configuração do bloco **Formula**.

Figura 5.5 – Diagrama de blocos do sistema experimental desenvolvido no software LabVIEW2011[®], parte 2.

Figura 5.6 – Configuração do bloco Write to Measurement File.

Figura 5.7 – Arquivo gerado pelo programa de aquisição de dados (formato lvm).

Figura 5.8 – Monitoramento e comando do sistema experimental desenvolvido no software LabVIEW2011[®], parte 1.

Figura 5.9 – Monitoramento e comando do sistema experimental desenvolvido no software LabVIEW2011[®], parte 2.

Figura 5.10 – Resultados experimentais correspondentes da velocidade de circulação do líquido.

Figura 5.11 – Resultados experimentais obtidos da fração de gás retido.

Figura 5.12 – Variação da temperatura do sensor superior com o tempo (Vsgás = 31,6 cm/s; desnível = 3 mm).

Figura 5.13 – Variação da temperatura do sensor inferior com o tempo (Vsgás = 31,6 cm/s; desnível = 3 mm).

Figura 5.14 – Variação da temperatura do sensor superior com o tempo (Vsgás = 45,17 cm/s; desnível = 3 mm).

Figura 5.15 – Variação da temperatura do sensor inferior com o tempo (Vsgás = 45,17 cm/s; desnível = 3 mm).

Figura 5.16 – Variação da temperatura do sensor superior com o tempo (Vsgás = 31,6 cm/s; desnível = 3,5cm).

Figura 5.17 – Variação da temperatura do sensor inferior com o tempo (Vsgás = 31,6 cm/s; desnível = 3,5 cm).

Figura 5.18 – Variação da temperatura do sensor superior com o tempo (Vsgás = 40,26 cm/s; desnível = 9 cm).

Figura 5.19 – Variação da temperatura do sensor inferior com o tempo (Vsgás = 40,26 cm/s; desnível = 9 cm).

Figura 5.20 – Influência da temperatura no coeficiente de transferência de massa.

Figura 5.21 – Influência da temperatura no coeficiente de transferência de massa.

Figura 5.22 – Influência da concentração mássica no coeficiente de transferência de massa.

Figura 5.23 – Influência da concentração mássica no coeficiente de transferência de massa.

Figura 5.24 – Influência da velocidade superficial no coeficiente de transferência de massa.

Figura 5.25 – Influência da velocidade superficial no coeficiente de transferência de massa.

Figura 5.26 – Influência do desnível no coeficiente de transferência de massa.

Figura 5.27 – Influência do desnível no coeficiente de transferência de massa.

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 – Dimensões de projeto do airlift.

Tabela 4.2 – Descrição dos sensores utilizados neste trabalho.

Tabela 5.1 – Influência da velocidade do gás na taxa de aeração e na velocidade de circulação (32,64 l; desnível 3 mm).

Tabela 5.2 – Influência da velocidade do gás na taxa de aeração e na velocidade de circulação (31,64 l; desnível 1,75 cm).

Tabela 5.3 – Influência da velocidade do gás na taxa de aeração e na velocidade de circulação (30,64 l; desnível 3,5 cm).

Tabela 5.4 – Influência da velocidade do gás na taxa de aeração e na velocidade de circulação (28,44 l; desnível 9 cm).

Tabela 5.5 – Experimentos realizados.

LISTA DE SÍMBOLOS

- A área de contato da interface entre as fases (m^2) .
- A_D área do *downcomer* (m²).
- A_R área do *riser* (m²).
- D_R diâmetro do duto de transporte (m).
- D_S diâmetro do separador (m).
- D_T diâmetro da coluna (m).
- G vazão molar da fase gasosa (kmol/s).
- H_T altura total do *airlift* (m).
- K_G coeficiente global de transferência de massa na fase gasosa (m/s).
- K_Ga coeficiente volumétrico de transferência de massa (m³/s).
- L distância considerada na tomada de pressão diferencial (m).
- L_{S} comprimento do separador (m).
- L_{ST} distância entre os sensores de temperatura (m).
- L_{TC} comprimento do tubo concêntrico (m).
- P pressão estática (Pa).
- V_{LD} velocidade de circulação do líquido no downcomer (cm/s).
- a área de transferência de massa por volume de dispersão (m^2) .
- dA elemento diferencial da área de contato da interface entre as fases (m²).
- dL elemento diferencial de comprimento do duto de transporte (m).
- dr elemento diferencial da taxa de transferência de massa (kmol/s).
- dV elemento diferencial de volume (m³).
- g aceleração da gravidade (m/s^2) .
- r taxa de transferência de massa (kmol/s).
- t_1 instante de tempo de passagem do traçador pelo sensor de temperatura superior (s).
- t₂- instante de tempo de passagem do traçador pelo sensor de temperatura inferior(s).
- v_G velocidade superficial do gás (m/s).
- y_G fração molar de etanol na fase gasosa.

y* – fração molar de etanol no equilíbrio entre as fases. z – altura no *airlift* (m).

 ΔP_D – pressão diferencial do *downcomer* (Pa).

 ΔP_R – pressão diferencial do *riser* (Pa).

- Δt atraso entre os sinais gerados pelos sensores (s).
- ε fração de gás retido global.
- ε_D fração de gás retido no *downcomer*.
- ε_R fração de gás retido no *riser*.
- ρ_D massa específica da dispersão gás-líquido (kg/m³).
- ρ_G- massa específica da fase gasosa (kg/m³).
- ρ_L massa específica da fase líquida (kg/m³).

1. INTRODUÇÃO

O desenvolvimento da biotecnologia tem causado um impulso na implantação de diversos bioprocessos na indústria e também um notável crescimento de pesquisas acadêmicas neste ramo. Entretanto, os processos fermentativos tradicionais realizados em reatores tanque agitados resultavam em perdas consideráveis de biomassa, devidas principalmente ao alto cisalhamento provocado pela hélice. Outro problema observado era a presença de impurezas acumuladas em tal componente, que proporcionava assim produtos de baixa qualidade como consequência da contaminação, ocasionando assim a necessidade do surgimento de processos alternativos mais eficientes. (Heijnen *et al.*, 1997)

Diante desta dificuldade desenvolveram-se equipamentos conhecidos como colunas de bolhas, nos quais uma coluna preenchida com líquido é alimentada por uma corrente gasosa em sua base, proporcionando assim um intenso contato entre gás e líquido com elevadas taxa de transferência de massa e calor, podendo ser um reator e separador, operando sem a necessidade da presença de um agitador mecânico. Tais equipamentos tornaram-se uma alternativa interessante para os processos fermentativos aeróbios tradicionais, estes reatores podem ainda possuir a presença de partículas sólidas no meio reacional atuando como catalisadoras da reação. As colunas de bolhas possuem também uma maior facilidade de limpeza, de construção e consequentemente menor custo em comparação aos reatores de tanque agitado. A ausência de agitador mecânico proporcionou ainda uma menor demanda energética do que os processos tradicionais.

Uma classe particular deste tipo de equipamento é estudada com maior ênfase neste trabalho, trata-se dos *airlifts*, que se diferenciam das colunas de bolhas pela presença de uma recirculação induzida do líquido presente no interior do mesmo, esta é uma consequência direta da inserção de um tubo concêntrico no interior da coluna, que provoca uma diferença de densidade entre a região alimentada pelo ar, duto de transporte (*riser*), e o duto de recirculação (*downcomer*). Esta recirculação intensificou as transferências de massa e calor, maiores do que as encontradas anteriormente nos reatores de tanque agitado e coluna de bolhas, esta recirculação pode ainda ser originada através de outras modificações no design original das colunas de bolhas.

Os *airlifts* possuem grande potencial de utilização na indústria, pois possuem construção simples e custo relativamente baixo, e podem ser utilizados em processos fermentativos, tanto aeróbios quanto anaeróbios, produção de antibióticos, foto reações, no tratamento de efluentes e também em processos químicos de oxidação, cloração e hidrogenação.

1.1. OBJETIVOS

• Dimensionar, montar e instrumentar um separador *airlift* de tubos concêntricos.

• Desenvolver um programa supervisório para a aquisição de dados através do software LabVIEW2011[®].

• Obter os parâmetros hidrodinâmicos fração de gás retido (*gas hold-up*) e velocidade de circulação do líquido em tempo real, e através destes obter uma estimativa do coeficiente volumétrico de transferência para um meio composto por uma solução alcoólica (fase líquida) e ar (fase gasosa).

2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1. REATOR AIRLIFT

Os *airlifts* podem ser definidos de maneira bem simples. Consistem de dois dutos verticais interligados, o duto de transporte (*riser*) é onde ocorre alimentação do gás, ou seja, é a região de maior importância do equipamento, pois nesta ocorre o primeiro contato da fase gasosa com a fase líquida e, consequentemente, onde ocorrem os fenômenos de absorção/dessorção de forma física ou com reação química dependendo da composição das fases. Nesta região ocorre ainda o transporte ascendente da dispersão gás-líquido. O outro duto é o de recirculação (*downcomer*), que é o responsável pela circulação do líquido de maneira interna ou externa à coluna. Esta circulação é consequência da força motriz originada através da diferença de densidade entre as regiões citadas anteriormente e diferenciam os *airlifts* das colunas de bolhas, equipamentos que eram utilizados anteriormente para promover o contato entre a fase líquida e a gasosa mediante ausência de agitador mecânico.

Por último, na região superior da coluna ocorre separação do gás da dispersão gás/líquido e grande parte do gás deixa a coluna nesta região. Dependendo da intensidade da velocidade de circulação do líquido pode-se observar o arraste de bolhas de gás para o duto de recirculação. O ciclo é reiniciado quando o líquido atinge novamente o duto de transporte (Chisti, 1989; Chisti e Moo-Young, 1993; Perez, 1995; Sales Jr., 2002). Podem-se compreender melhor as regiões dos *airlifts* e algumas de suas possíveis configurações através da visualização da Figura 2.1 a seguir:



Figura 2.1 – Coluna de bolhas e *airlifts* de circulação interna e externa (Sales Jr., 2002).

Podem notar-se através da Figura 2.1 as modificações nas colunas de bolhas que promoveram a recirculação do líquido, ocorre de maneira interna ao inserir-se uma chicana vertical, sendo o *airlift* denominado assim de *split-cylinder*, ou ao inserir-se um tubo de seção retangular ou circular de forma concêntrica à coluna, sendo o *airlift* conhecido como *draft-tube* nesta configuração (Chisti *et al.*, 1995). Observa-se na Figura 2.1 que o ar está sendo alimentado diretamente no tubo central da coluna, mas encontram-se casos em que ar é alimentado também na região anular (entre o tubo interno e externo) da coluna. A circulação do líquido é classificada como externa quando ocorre uma separação entre os dutos de transporte e de recirculação (Chisti e Moo-Young, 1993). Através da Tabela 2.1 podem-se observar algumas das diferenças no desempenho dos *airlifts* de acordo com o tipo da circulação do líquido.

	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

Tabela 2.1 - Comparação de algumas características dos airlifts de circulação interna e externa

(adaptado de Chisti, 1989).

2.1.1. Velocidade de Circulação do Líquido e Fração de Gás Retido (*Gas Hold-Up*)

O conhecimento do valor da velocidade de circulação do líquido observada nos *airlifts* é muito importante, pois tal parâmetro é determinante para o tempo de residência do líquido nas diversas regiões do equipamento e também altera o desempenho deste último, influenciando a transferência de calor, transferência de massa e ainda o tempo de mistura (Chisti e Moo-Young, 1993). Outro parâmetro hidrodinâmico importante dos *airlifts* é a fração de gás retido (*gas hold-up*), esta é definida como a fração de gás presente na dispersão gás/líquido, podendo ser medida na coluna de forma global, ou individualmente nos dutos de transporte e recirculação. Este é também um parâmetro necessário para o desenvolvimento da modelagem do sistema e que também influencia no desempenho do *airlift*.

2.1.2. Regimes de Circulação Gás-Líquido em Airlifts

Chisti (1989) observou três regimes de circulação no fluxo da dispersão gás-líquido baseados na observação visual da presença de bolhas de gás no *downcomer* nos *airlifts* de circulação interna.

Regime I: Este regime é caracterizado pela ausência de gás no duto de recirculação. Esta situação ocorre quando o gás injetado no *riser* possui baixas velocidades superficiais, ou seja, quando a velocidade de circulação do líquido induzida não é alta o suficiente para arrastar bolhas de gás para o *downcomer*.

Regime II: Este regime é caracterizado pela presença de bolhas estagnadas no duto de recirculação, ou seja, a velocidade superficial do gás alimentado proporciona uma circulação induzida do líquido grande o suficiente para o arraste de bolhas de gás para o *downcomer*, entretanto esta possui um valor suficiente apenas para igualar a velocidade terminal de subida das bolhas de gás, ocasionando o efeito visual de estagnação das bolhas no duto de recirculação.

Regime III: Tal regime pode ser caracterizado pela observação da recirculação de bolhas de gás, ocorrendo a altas velocidades superficiais do gás alimentado, ou seja, a velocidade de circulação induzida do líquido é alta o suficiente para proporcionar o arraste de bolhas para o duto de recirculação e ainda para vencer a velocidade terminal de subida das bolhas, proporcionando assim a recirculação de bolhas de gás para o duto de transporte.

Na Figura 2.2 podem-se verificar os regimes de circulação observados visualmente nos *airlifts*, na qual a extensão das setas corresponde à intensidade da vazão de gás alimentado e consequentemente à velocidade de circulação do líquido.



Figura 2.2 – Regimes de circulação gás-líquido observados visualmente em *airlifts* de circulação interna (Blazej *et al.*, 2004).

Segundo Chisti (1989) a transição do regime II para o seguinte, regime de recirculação de gás, ocorre de maneira gradual, sendo assim difícil a determinação de maneira visual do ponto exato em que ocorre esta transição.

Quando o *airlift* é operado de maneira trifásica, ou seja, com a presença de partículas sólidas, geralmente observa-se suspensão dos sólidos de maneira completa nos regimes II e III, entretanto há casos em que esta ocorre de maneira parcial. A importância dos regimes I e II é reduzida com o aumento de escala dos *airlifts*, pois é difícil alcançar-se o regime III em escalas de laboratório, sendo esta a razão de encontrarem-se poucos trabalhos na literatura referindo-se ao regime de recirculação de gás, que é o regime mais encontrado em operações em escala industrial (Heijnen *et al.*, 1997).

2.1.3. Região de Separação

Os *airlifts* exemplificados na Figura 2.1 são classificados como *airlifts* sem separador, pois existem *airlifts* que são projetados com um prolongamento em sua região superior na direção radial, sendo esta região denominada de separador. Existem alguns tipos de projeto de separador, que levam em conta o tipo de *airlift* a serem utilizados, estes podem ser visualizados e melhor

compreendidos através das Figuras 2.3 e 2.4.



Figura 2.3 – Exemplos de separadores gás/líquido para *airlifts* de circulação interna: (a) *split-cylinder*; (b) tubos concêntricos; (c) tubos concêntricos com alimentação de gás na região anular; (d) e (e) utilização de chicanas para a separação gás-líquido (Chisti e Moo-Young, 1993).



Figura 2.4 – Exemplos de separadores gás/líquido para *airlifts* de circulação externa (Chisti e Moo-Young, 1993).

O emprego de tais modificações nos projetos de *airlifts* surgiu da observação de que a velocidade de circulação do líquido, importante parâmetro hidrodinâmico do reator, pode ser aumentada consideravelmente com a presença de um separador no *airlift* (Chisti e Moo-Young, 1993). Esta observação pode ser explicada pelo fato de tal prolongamento proporcionar uma maior eficiência na separação do gás da dispersão gás/líquido, com isso uma menor quantidade de bolhas de gás é arrastada para o *downcomer*, consequentemente a diferença de densidade entre os dutos de transporte e recirculação é aumentada, e assim sendo a força motriz responsável pela circulação do líquido também. Com isso, aumenta-se a transferência de massa entre o líquido circulante e o gás alimentado, e reduz-se a demanda energética do compressor, pois o valor da vazão de ar fornecida para promover a recirculação do líquido torna-se menor do que a necessária em *airlifts* projetados sem separador.

2.1.4. Distribuidores de Ar (*Spargers*)

Os distribuidores de ar podem ser classificados como mostrado em Carvalho (2001) e Sales Jr. (2002) em duas categorias, estáticos ou dinâmicos. Os estáticos são aqueles que fornecem bolhas cujo diâmetro e distribuição são altamente dependentes dos poros, pois quanto menor o diâmetro dos poros, maior será a perda de carga e consequentemente maior a demanda energética do compressor. Estes são os mais utilizados na indústria e podem ser de orifício único, pratos perfurados ou ainda do tipo espinha de peixe, entretanto este tipo de distribuidor possui a desvantagem de entupir facilmente. Os distribuidores dinâmicos são mais complexos que os estáticos, pois utilizam-se da energia cinética do fluido para promover a distribuição do ar e ainda geralmente necessitam de uma bomba para promover a recirculação do líquido. Como vantagem estes distribuidores promovem uma maior área interfacial e com isso uma maior transferência de massa do que os distribuidores estáticos, no entanto ainda não são amplamente utilizados na indústria. Podem-se observar na Figura 2.5 alguns exemplos de distribuidores estáticos:



Figura 2.5 – Exemplos de distribuidores estáticos (Carvalho, 2001).

A distribuição do gás e o escoamento deste no líquido são características largamente influenciadas pela posição do distribuidor, este não deve estar posicionado no fundo da coluna, pois neste caso pode-se observar a ocorrência de alguns vórtices em virtude do encontro do liquido proveniente do *downcomer* com o gás injetado, assim este deve estar localizado a certa distância do fundo da coluna (Chisti, 1989). Pode-se visualizar na Figura 2.6 a localização correta ou incorreta da posição do distribuidor de gás em *airlifts* de circulação interna ou externa.



Figura 2.6 – Exemplos de localização dos distribuidores segundo Chisti (1989): localização incorreta (a,b); localização correta (c,d).

Os distribuidores ainda influenciam o comportamento hidrodinâmico dos *airlifts* de forma significativa, pois as frações de gás retido encontradas no duto de recirculação são maiores nos *airlifts* operados com distribuidores do tipo espinha de peixe, seguidas pelas encontradas com pratos perfurados e com distribuidor de orifício único, que mostra-se o mais ineficiente destes distribuidores estáticos segundo a literatura (Sijacki *et al.*, 2011).

2.2. POTENCIAL DO AIRLIFT PARA PRODUÇÃO DE ÁLCOOL

Um dos principais problemas encontrados na conversão de carboidratos para produção de etanol através de reatores em batelada ou fermentadores contínuos é a limitação causada pela toxidade do etanol no meio, pois sabe-se que os microrganismos utilizados para a fermentação, geralmente *Saccharomyces cerevisiae*, não suportam concentrações de etanol maiores do que 12% em volume em água. Além disso, sabe-se também que para obter-se esta reação com conversão completa em um tempo razoável devem-se utilizar soluções de glicose com frações mássicas menores do que 16% (Taylor *et al.*, 1995).

Com isso, nos processos fermentativos tradicionais o etanol produzido possui uma elevada quantidade de água, encarecendo assim o custo dos equipamentos utilizados devido ao alto volume necessário e também ao alto custo energético para a realização da separação dos componentes através da destilação. Em virtude dos problemas relatados anteriormente desenvolveram-se muitos trabalhos de forma a obterem-se alternativas de produção de etanol de maneira mais rentável, pois podem-se obter maiores conversões de glicose removendo-se o etanol diretamente do meio, através do deslocamento do equilíbrio da reação, ou através do reciclo dos componentes não convertidos. Existem estudos sobre separação de etanol do meio fermentativo através da utilização de vácuo, extração através do uso de solventes, através de absorção em dois estágios, pervaporação, através do arraste (*stripping*) do etanol pelo CO_2 injetado em colunas de recheio e coluna de bolhas, etc. (Pham *et al.*, 1989; Taylor *et al.*, 1995).

Assim, conclui-se que os *airlifts*, por proporcionarem um intenso contato gás-líquido, tornam-se uma alternativa interessante para remoção do etanol diretamente do meio através do arraste pelo gás carbônico (CO2).

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Estudos sobre a circulação de líquido e tempo de mistura foram realizados por Bello *et al.* (1984) utilizando *airlifts* de circulação externa e interna através de mudanças nos valores da razão entre a área da seção transversal do *downcomer* e a área da seção transversal do *riser* (A_D/A_R) . Tais autores concluíram em seus estudos que a velocidade linear do líquido no *riser* é proporcional ao valor da raiz cúbica da velocidade superficial do gás e que tal velocidade é fortemente dependente do valor da razão A_D/A_R , observou-se também que os *airlifts* de circulação interna eram melhores misturadores do que os de circulação externa.

Furigo (1986) propôs correlações para a predição do coeficiente volumétrico de transferência de massa, da hidrodinâmica e também da eficiência na transferência de etanol em meio formado por etanol-água e ar como fase gasosa para a realização do *stripping* de etanol em *airlifts*, tal autor encontrou concordância satisfatória com dados obtidos experimentalmente.

Siegel *et al.* (1986) propuseram correlações relacionando a velocidade superficial do gás com a fração de gás retido em um *airlift* com separador, os autores também calcularam a influência do design do separador e condições de operação na recirculação do gás, estes concluíram que um aumento do tempo de residência no separador diminui a taxa de recirculação do gás.

Chisti *et al.* (1988) obtiveram um modelo de predição da velocidade de circulação do líquido baseado no balanço de energia global de reatores *airlift* de circulação interna e externa, os autores concluíram que a velocidade de circulação do líquido aumenta proporcionalmente à raiz quadrada da altura do reator, observaram também que a perda de energia relacionada ao atrito ocorrente entre a dispersão gás/líquido é desprezível quando comparada as perdas ocorrentes no topo e no fundo do reator, pois nestas regiões ocorre uma mudança brusca de direção do fluxo gás/líquido, outra perda significante de energia deve-se ao choque do fluxo de líquido com as ondas geradas após as bolhas de gás ascendentes. O modelo proposto mostrou-se adequado, pois concordou com dados obtidos experimentalmente pelo autor e também com dados disponíveis na literatura para reatores com ampla faixa de geometria e escala.

Ouyoung *et al.* (1989) estudaram a influência da velocidade superficial do gás e também da razão A_D/A_R no coeficiente global e local de transferência de calor em um reator *airlift* de tubos concêntricos. Os resultados mostraram que os coeficientes de transferência de calor aumentam quando aumenta-se a velocidade superficial do gás e que dependendo das condições fluidodinâmicas a taxa de transferência pode ser influenciada positivamente ou negativamente pela presença de partículas sólidas de fibras de celulose, usadas para simular sistemas de fermentação.

Philip *et al.* (1990) realizaram estudos sobre a velocidade de circulação de líquido e fração de gás retido (*gas hold-up*) em reatores *airlift* de circulação interna utilizando fluidos newtonianos e não-newtonianos altamente viscosos. Os resultados obtidos permitiram concluir que a velocidade de circulação do líquido reduzia e a taxa de aeração aumentava com o aumento da viscosidade do líquido.

Perez (1995) realizou a caracterização da hidrodinâmica de um bioreator *airlift* operando com líquidos característicos de processos fermentativos variando-se o fluxo de gás alimentado, altura do líquido, viscosidade do líquido, diâmetro do distribuidor e diâmetro do duto de transporte. O autor realizou medidas da fração de gás retido e observação dos regimes de fluxo bifásico, através destas o autor propôs uma correlação empírica para a determinação da velocidade de circulação do líquido através de análise dimensional.

Taylor *et al.* (1995) realizaram experimentos de fermentação contínua e utilizaram-se de uma coluna de recheio para promover o arraste do etanol produzido pelo ar (*stripping*) de modo a reduzir a inibição da reação pela presença do álcool e reduzir-se o custo da produção de etanol. Os dados experimentais obtidos foram fornecidos a um simulador de processo e as análises de custo permitiram concluir que através da realização de uma integração energética, de modo a reduzirem-se os custos de aquecimento e resfriamento, que se podia considerar o fermentador contínuo como uma alternativa interessante para os processos tradicionais de fermentação e a destilação.

Heijnen *et al.* (1997) obtiveram um modelo de previsão da velocidade de circulação do líquido em reatores *airlift* de tubos concêntricos através da realização de um balanço de

momento, sendo que os *airlifts* operavam escala industrial e possuíam a presença de sólidos. A previsão da vazão mínima de gás para suspensão completa dos sólidos também fez parte dos estudos realizados, e para efeito de comparação e validação do modelo tais autores utilizaram-se também de reatores em escala laboratorial, concluindo assim que o modelo proposto mostrou-se adequado.

Carvalho (2001) desenvolveu um modelo baseado no balanço de quantidade de movimento e energia e outro baseado em correlações obtidas através dos dados experimentais para predizerse a hidrodinâmica de um reator *airlift* de circulação externa e sua relação com a recirculação de líquido e velocidade superficial do gás, o reator foi preenchido para esta finalidade por sistemas compostos de ar/água, ar/água-butanol e N₂/líquido industrial. O autor também aplicou e comparou diferentes formas de tratamento do sinal de pressão de modo a identificar-se com precisão o ponto de mudança de regime hidrodinâmico, e realizou ainda medidas dos diâmetros das bolhas com o objetivo de propor correlações para a determinação do diâmetro das bolhas de ar em água e água-butanol. O autor concluiu que os resultados fornecidos pelos modelos foram satisfatórios, pois foram condizentes com os dados experimentais.

Klein *et al.* (2001) estudaram as influências da presença de um separador na hidrodinâmica e nos regimes de circulação em reatores *airlift* de circulação interna, tais autores chegaram a conclusão de quando o reator é operado com baixas vazões de gás não há influência na taxa de aeração, velocidade de circulação e intensidade da turbulência no separador e no *downcomer*, entretanto, notou-se que com o reator operando a altas vazões de ar o design do separador influenciava de maneira significativa o comportamento hidrodinâmico no próprio separador e também no duto de recirculação, os autores concluíram ainda que a presença de separador possui influência reduzida nos parâmetros hidrodinâmicos no duto de transporte (*riser*) independentemente da vazão de gás fornecida.

Sales Jr. (2002) desenvolveu três modelos computacionais que correlacionam hidrodinâmica e transferência de massa em um reator *airlift* de loop externo. Tratam-se do Modelo de Equações Empíricas (MEE) fundamentado em uma combinação de equações diferenciais ordinárias e algébricas, este é dependente de uma metodologia de otimização

integrada com estas equações, Modelo Determinístico Dinâmico (MDD) fundamentado nas equações de Navier-Stokes e Fick e adaptado para sistemas bifásicos, tal modelo é dependente de condições iniciais bem definidas e Modelo Híbrido Neural (MHN) que utiliza-se de redes neurais associadas com as equações determinísticas desenvolvidas, este modelo depende de uma rede neural bem treinada e elevado número de dados de entrada. O autor chegou à conclusão de os modelos desenvolvidos são satisfatórios, pois as respostas fornecidas por tais modelos concordam com os dados experimentais provenientes da planta piloto.

Estudos sobre a influência da escala em parâmetros hidrodinâmicos em reatores *airlift* também foram realizados por Blazej *et al.* (2004), os autores chegaram a conclusão de que a força motriz (ε_{R} - ε_{D}) é um fator relevante para a circulação de líquido apenas para baixos valores da vazão de gás alimentado, pois para altos valores de tal vazão o atrito demonstrou possuir uma influência mais significativa na hidrodinâmica do reator.

Moraveji *et al.* (2011) também estudaram a influência do aumento do número de átomos de carbono de soluções alcoólicas (CnH₂n+1OH, n = 1,2,3,4) e da variação da concentração destas na hidrodinâmica e no valor do coeficiente volumétrico de transferência de massa gás-líquido oxigênio em um reator *airlift* de circulação interna via presença de chicana (*split cylinder*). Os autores propuseram ainda duas correlações baseadas no método dos números adimensionais para predição da fração de gás retido e para o coeficiente volumétrico de transferência de massa, tais autores observaram que os dados experimentais e os preditos pelas correlações tiveram uma concordância satisfatória.

Sijacki *et al.* (2011) estudaram a influência dos tipos de distribuidores na hidrodinâmica de reatores *airlift*, estes últimos eram alimentados com soluções alcoólicas diluídas do metanol ao noctanol de modo a avaliar-se também a influência do tamanho da cadeia carbônica, ar era fornecido ao reator como fase carbônica. Tais autores propuseram ainda correlações para o cálculo da velocidade de circulação do líquido no *downcomer* e para a taxa de aeração com base no gradiente de tensão superficial, área da seção transversal do duto de transporte, diâmetro do orifício do distribuidor e taxa da área total de abertura dos distribuidores.

Lestinsky *et al.* (2012) estudaram os efeitos de parâmetros geométricos na hidrodinâmica de um reator *airlift* de tubos concêntricos através da realização de experimentos em três geometrias diferentes e também através de simulação de modelo implementado em CFD. Os autores concluíram que o modelo CFD utilizado foi capaz de predizer a fração de gás retido e a velocidade de circulação do líquido com boa concordância com os dados experimentais, podendo assim ser utilizado para resolução de problemas complexos quase em tempo real.

Moraveji et al. (2012) estudaram a influência da adição dos agentes surfactantes na fração de gás retido e na transferência de massa entre gás e liquido em meio composto por ar-água em um *airlift* de tubos concêntricos. Chegaram à conclusão de que a presença de um agente surfactante no meio aumenta fortemente a fração de gás retido, explicada pelo fato de tais agentes provocaram uma diminuição do tamanho das bolhas de gás, implicando assim um aumento da área da interface gás-líquido, entretanto ocorreu uma diminuição do valor do coeficiente global volumétrico de transferência de massa, os autores concluem que este fenômeno é consequência de uma diminuição da transferência de massa no filme de líquido, que é mais significativa que o aumento da área da interface. Os autores concluíram ainda que a adição de surfactantes não influencia a circulação induzida de líquido de maneira significativa.

Colombet *et al.* (2013) realizaram experimentos em um *airlift* de tubos concêntricos operando em altas vazões de gás para obter a modelagem da hidrodinâmica, considerando o aumento da fração volumétrica de gás e a circulação de líquido no *riser*, e também experimentos para avaliar a transferência de massa. Chegaram à conclusão de que o coeficiente volumétrico de transferência de massa é fortemente influenciado pela velocidade superficial de gás, assim como observado em colunas de bolhas, e também concluíram que a transferência de massa que ocorre na escala de bolhas é fracamente influenciada pela fração volumétrica de gás.

Jemaat *et al.* (2013) avaliaram o desempenho de um reator *airlift* para remoção simultânea dos resíduos industrias $N-NH_4^+$ e p-nitrofenol, um tratamento difícil de ser realizado devido aos efeitos inibidores provocados por compostos fenólicos, utilizando-se da bactéria *Acinetobacter genus* como agente oxidante da amônia e degradantes do p-nitrofenol. Como resultado os autores obtiveram uma oxidação de 85% da amônia e encontraram no efluente menos 0,3 % do nitrato
alimentado inicialmente no reator, estes resultados foram justificados pela instabilidade no processo de biodegradação do p-nitrofenol e pela quantidade de oxigênio dissolvido no meio. Com um aumento significativo da concentração de oxigênio dissolvido os autores conseguiram obter uma remoção completa do p-nitrofenol do meio e comprovaram a eficácia do reator *airlift* para esta finalidade.

3.1. CONCLUSÕES

Através da revisão da literatura pode-se concluir que a fração de gás retido e a velocidade de circulação do líquido possuem relação direta com a vazão de gás alimentado no reator, ou seja, um aumento na vazão de gás proporciona também um aumento dos parâmetros citados e como consequência um aumento da transferência de massa entre os fluidos. Notou-se também que tais parâmetros são influenciados de maneira significante pela geometria do equipamento, pelas propriedades físicas do líquido, desnível da altura de líquido em relação ao comprimento do duto de transporte, concentração, coalescência, adição de surfactantes e interatividade gás-líquido.

O distribuidor de gás e a presença de um separador gás-líquido possuem também grande influência nos parâmetros hidrodinâmicos, na literatura observou-se que o tipo mais eficiente para a alimentação do gás era o distribuidor denominado de espinha de peixe, em comparação com a utilização de pratos perfurados ou orifício único, que são distribuidores também amplamente utilizados nos trabalhos analisados para o fornecimento de gás, e a presença de um separador ocasiona menor fração de gás retido no duto de recirculação, aumentando com isso à velocidade de circulação do líquido e consequentemente a taxa de transferência de massa.

Observou-se também que através da análise dos sinais de flutuação de pressão pode-se obter os pontos de transição entre os regimes hidrodinâmicos via espectros de potência, isto torna-se uma ferramenta importante para operações em escala industrial, onde não é possível a visualização dos regimes devido à utilização de metais como material de construção do reator. Pode-se também utilizar-se de modelos do processo implementados em CFD para obter uma solução rápida para problemas complexos, estratégias de controle e otimização, e desenvolvimento de projetos.

Notou-se ainda que a transferência de calor também possui relação direta com a vazão de gás alimentado e aumenta também à medida que aumenta-se tal vazão, logo pode-se realizar a construção de um *airlift* com tubo de transporte encamisado para a realização de troca térmica, pois de acordo com a literatura esta é a região do reator que proporciona taxas de transferência de calor de maneira mais eficiente. A literatura enfatiza ainda que os *airlifts* proporcionam maiores coeficientes de transferência de calor em relação aos reatores de tanque agitado e colunas de bolhas.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. PROJETO, MONTAGEM E INSTRUMENTAÇÃO DO AIRLIFT

4.1.1. Dimensionamento do protótipo experimental

Em operações realizadas em escala laboratorial ocorre a predominância dos regimes hidrodinâmicos I e II sendo difícil alcançar o regime III, onde ocorre a recirculação completa de gás pelo *airlift*. Como em operações em escala industrial somente o regime de completa circulação de gás possui importância (Heijnen *et al.*, 1997) primeiramente optou-se em dimensionar um reator *airlift* com volume de aproximadamente 33 l, superior aos geralmente adotados em laboratório e capaz de proporcionar a operação do reator no regime III.

De forma a aumentar-se a circulação de líquido no reator optou-se também pela presença de uma região de separação na região superior do *airlift*. Esta modificação é de construção relativamente simples e aumenta o desempenho do reator, em comparação ao equipamento operando nas mesmas condições e sem a presença de um separador, pois tal modificação no *design* do reator proporcionou uma separação mais eficiente do gás do meio, fazendo com que uma menor quantidade de gás fosse arrastada para o duto de recirculação. Como consequência de uma menor quantidade de gás arrastado aumentou-se a força motriz responsável pela circulação do líquido, aumentando com isso a turbulência e a transferência de massa entre o líquido e o gás alimentado no duto de transporte, conforme observado em Chisti *et al.*, 1993.

Na Tabela 4.1 são apresentadas as dimensões de projeto *airlift* que foi utilizado no desenvolvimento deste trabalho. A altura total do reator (H_T) e o diâmetro total da coluna (D_T) foram adotados conforme a observação de que a razão H_T/D_T se encontrava na faixa entre 18,87 e 3,5 para operações no regime hidrodinâmico de recirculação de gás de acordo com a literatura, assim neste trabalho adotou-se um razão de H_T/D_T com valor de aproximadamente 12, próximo ao valor médio da faixa. Encontrou-se também na literatura trabalhos com a razão D_R/D_T na faixa de 0,51 a 0,76, logo, adotou-se projetar o *airlift* com a razão D_R/D_T no valor de aproximadamente 0,69, valor um pouco superior ao médio da faixa encontrada. O valor da razão entre a área do

duto de transporte e a área do duto de recirculação A_R/A_D é uma consequência direta do valor da razão D_R/D_T considerada, sendo assim a razão A_R/A_D possui o valor de 0,896.

O comprimento do duto de transporte (L_{TC}) foi considerado de forma a obter-se uma distância de aproximadamente 5 cm da base do *airlift*, suficiente para proporcionar a passagem da dispersão gás/líquido do duto de recirculação (*downcomer*) para o duto de transporte (*riser*), e também para obter uma distância máxima de aproximadamente 9 cm entre o topo do duto de transporte e a base da região de separação (desnível), de forma a obter-se uma passagem da dispersão gás/líquido do *riser* para o *downcomer* na região de separação com formação de pouco volume morto.

O comprimento da região de separação (L_S) e seu respectivo diâmetro (D_S) foram considerados com base em cálculos resultantes da metodologia proposta pelo trabalho de Chisti *et al.*, 1993.

$H_{T}(m)$	$L_{TC}(m)$	$L_{S}(m)$	$D_{T}(m)$	$D_{R}(m)$	$D_{S}(m)$	A_R/A_D
1,90	1,60	0,24	0,16	0,11	0,30	0,896

Tabela 4.1 – Dimensões de projeto do airlift.

4.1.2. Diagrama de engenharia do aparato experimental

A Figura 4.1 apresenta o diagrama do aparato experimental que foi desenvolvido conforme os objetivos propostos para a realização deste trabalho.



Figura 4.1 – Diagrama de Engenharia do Aparato Experimental.

Os sensores na Figura 4.1 utilizados são descritos na Tabela 4.2.

Sensor	Descrição
COMP101	Computador com sistema de aquisição e envio de dados
FI101	Rotâmetro para leitura da vazão de ar
PV101	Válvula de controle proporcional reguladora da pressão de ar
PDT101	Transdutor de pressão diferencial
PT101	Transdutor de pressão absoluta
PT102	Transdutor de pressão absoluta
TT101	Sensor de temperatura
TT102	Sensor de temperatura
TT103	Sensor de temperatura
TT104	Sensor de temperatura

Tabela 4.2 - Descrição dos sensores utilizados neste trabalho.

4.2. INSTRUMENTAÇÃO E MONITORAMENTO

4.2.1 Aquisição de Dados

Neste trabalho foi utilizado para o gerenciamento do sistema o software LabVIEW2011[®]. Este podia comunicar-se com uma rede inteligente de equipamentos e sensores através de módulos de entrada ou saída analógica da National Instruments[®]. O módulo de entrada analógica NI 9203 utilizado para monitoramento possui oito canais de entrada capaz de receber correntes na faixa de 0 a 20 mA, possui resolução de 16 bits e taxa máxima de amostragem de 200 kS/s. O módulo de saída analógica NI 9265 utilizado para manipulação e controle possui 4 canais de saída enviando sinais de corrente na faixa de 0 a 20 mA, com taxa de amostragem de 100 kS/s e resolução de 16 bits.

Com isso, pode-se através desse software receber informações sobre o processo, e como consequência monitorar o mesmo e ainda realizar-se o controle através do envio de comandos via computador. Entre os instrumentos e equipamentos que possuíam comunicação com o software LabVIEW2011[®] estão sensores de temperatura, transmissores de pressão absoluta e diferenciais, válvula reguladora de pressão de ar e variador de potência. As telas correspondentes ao monitoramento do sistema, tela de comandos, e gravação de dados encontram-se mais adiante neste trabalho na seção Resultados (seção 5.1).

No projeto inicial o sistema ainda possuiria um sensor de vazão volumétrica localizado na linha de alimentação de ar (utilizou-se um rotâmetro para esta finalidade), sensor de pressão diferencial localizado no duto de recirculação e sensor de pH localizado no interior do reator. Entretanto, o emprego de tais sensores foi descartado devido ao custo elevado de aquisição e por isso superar as expectativas do custo total do projeto, pela ausência do tempo suficiente para a aquisição e instalação destes sensores e também pelo fato de tais sensores não serem cruciais para o desenvolvimento e conclusão deste trabalho, assim tais sensores serão empregados em trabalhos futuros.

4.2.2 Tubulações

Na maior parte da tubulação empregada para a realização deste trabalho optou-se pela utilização de uma tubulação flexível (mangueira) de borracha do fabricante Himaflex[®] com diâmetro de ¹/₂", tal tubulação suporta pressões de até 2068,43 kPa quando é alimentada com água ou ar, a utilização de mangueira flexível é justificada pela facilidade e rapidez de instalação e também pelo fato de o LESQ (Laboratório de Engenharia de Sistemas Químicos), local de instalação do aparato experimental, ter passado por processos de reforma no ano de 2013, ou seja, necessitava-se de uma planta que pudesse ser transferida para outros locais com facilidade. Utilizaram-se também tubos e conexões rígidas de PVC de diâmetro ¹/₂" da Tigre[®], capaz de suportar pressões de 7354,99 kPa. Utilizou-se de tubos e conexões rígidas para a instalação correta dos sensores, transdutores de pressão, válvula de controle, rotâmetro, válvulas de retenção, e válvulas esfera, instrumentos que são geralmente rosqueados.

4.2.3 Sensores de Temperatura

Os sensores de temperatura que foram utilizados no desenvolvimento deste trabalho possuem termo resistência do tipo Pt-100, sendo a platina utilizada como matéria-prima, tal resistência possui o valor corresponde a 100 Ω quando a temperatura do meio é de 0 °C. A haste do sensor possui 2 fios que são ligados em um transmissor de temperatura do tipo TxMiniBlock do fabricante Novus[®], tal sensor forneceu um sinal de saída de corrente com valor na faixa de 4 a 20 mA, que foi fornecido a placa de entrada NI 9203 da National Instruments[®], esta corrente possui comportamento linear em relação a temperatura medida pelo sensor, sendo que tal sensor é calibrado para utilização na faixa de temperatura de 0 °C a 100 °C.

4.2.4 Transdutores de Pressão

Os transdutores que foram utilizados neste trabalho foram do tipo capacitivo e piezoeléctrico. Transdutores capacitivos baseiam-se na deformação mecânica de um diafragma sensor gerada em função da pressão aplicada, tal deformação provoca uma variação de capacitância que é medida e convertida em circuito eletrônico para uma diferença de potencial ou corrente equivalente, e através de uma relação destas últimas com a pressão chega-se ao valor de

pressão correspondente. Os transdutores do tipo piezoeléctrico medem a pressão utilizando-se da piezeletricidade, que é a capacidade de geração de eletricidade que alguns cristais possuem após sofrer deformação provocada por uma tensão ou pressão mecânica, ou seja, o sinal elétrico gerado fornece um valor de pressão correspondente, assim como ocorre nos sensores capacitivos.

Utilizou-se neste trabalho os seguintes transdutores piezoeléctricos:

• Transdutor de pressão absoluta modelo NP-430-D do fabricante Novus[®], cuja faixa de operação é de 0 a 2000 kPa com precisão de ± 1 % do fundo de escala, sinal de saída 4 a 20 mA.

• Transdutor de pressão absoluta modelo K1 do fabricante Cole Parmer[®], com faixa de operação de 0 a 413,69 kPa e precisão de $\pm 2,76$ kPa, sinal de saída de 0 a 10 V.

• Transdutor de pressão absoluta modelo PSI 420 do fabricante $Incon^{\ensuremath{\mathbb{R}}}$, com faixa de operação de 0 a 100 kPa e precisão de $\pm 2,76$ kPa, sinal de saída de 0 a 10 V.

O transdutor de pressão do tipo capacitivo utilizado é o de medição de pressão diferencial modelo LD 300 D2 do fabricante Smar[®], com faixa de operação de 0 a 160 kPa e precisão de \pm 0,04% do fundo de escala, sinal de saída de 4 a 20 mA.

4.2.5 Resistência Interna e Variador de Potência

Neste trabalho operou-se o reator entre as temperaturas de 25° C e 35° C, temperatura média ambiente e temperatura ótima no processo de fermentação alcoólica respectivamente (Taylor *et al.*, 1995). Para realizar esta tarefa optou-se por aquecer o fluido presente no interior do reator através da utilização de uma resistência de imersão localizada no duto de transporte do reator, pois sua utilização possui montagem simples e também seu custo de aquisição é baixo. Assim, através da realização de um balanço de energia chegou-se a conclusão de que uma resistência de aproximadamente 2000 W possuía potência suficiente para aquecer os fluidos presentes no interior do reator à temperatura de operação desejada, tal resistência é utilizada em redes com tensão de 220 V, é do tipo tubular com 5 voltas e confeccionada por aço inox, do fabricante Thermo Soluções Montagens Industriais Ltda..

Para o acionamento e variação da carga térmica liberada pela resistência tornou-se

necessária à utilização de um variador de potência, equipamento que torna possível a variação sobre uma carga resistiva ou indutiva em gradiente de 0 a 100 %. A utilização de um variador de potência permite que se possa utilizar a resistência como um elemento final de controle futuramente, já que a estratégia de controle automático do sistema não fazia parte dos objetivos deste trabalho. O variador de potência utilizado é do modelo MTPS-1242-20A do fabricante Loti Lorando Tecnologia Industrial Ltda., é projetado para utilização em cargas resistivas, com tensão de carga de 220 V e corrente nominal de 20 A, e recebeu sinais de entrada de magnitude 4 a 20 mA, que eram provenientes da placa de saída NI 9265 da National Instruments[®]. A magnitude do sinal que era fornecido ao variador de potência foi manipulada através do programa supervisório desenvolvido no software LabVIEW2011[®] que encontra-se em anexo neste trabalho.

4.2.6 Compressor

A linha de ar comprimido utilizado no laboratório provém de um compressor do tipo pistão modelo MSV 40 do fabricante Schulz[®], com volume total de 0,35 m³, capaz de operar com pressão máxima de 1205,95 kPa, fornecendo uma vazão volumétrica máxima na linha de 67,96 m³/h.

4.2.7 Válvula de Controle

Para a regulagem da pressão de ar comprimido que era alimentado ao reator utilizou-se uma válvula reguladora de pressão proporcional, que forneceu em sua saída uma pressão proporcional ao sinal elétrico alimentado em sua entrada. A válvula utilizada é do modelo VPPE-3-1-1/8-2-010-E1, do fabricante Festo[®], e foi capaz de fornecer em sua saída ar comprimido com valores de pressão entre 2 e 200 kPa, feita de alumínio e com vazão nominal padrão de 18,6 m³/h e sinal de entrada entre 0 e 10 V. Tal sinal de entrada possuía magnitude manipulada através do programa supervisório desenvolvido, que encontra-se em anexo neste trabalho, e é proveniente da placa de saída NI 9265 da National Instruments[®].

4.2.8 Válvulas de bloqueio e válvula de retenção

Por medida de segurança e manutenção adotou-se implantar na linha de ar comprimido válvulas de bloqueio do tipo esfera, capazes de suportar pressões de gás ou liquido de até 5600 kPa, estas válvulas são fabricadas utilizando-se aço inox como matéria-prima e possuem diâmetro de ¹/₂", sendo dos fabricantes MGA[®], IVM[®] e Sfera[®].

Necessitou-se também adquirir uma válvula do tipo retenção, esta foi instalada próxima à entrada do reator na linha de alimentação de ar comprimido, pois tal válvula impedia a passagem do líquido presente no interior do reator para a linha, protegendo assim a válvula de controle utilizada para o controle da pressão e também os outros instrumentos, tal válvula possui diâmetro de ½" e é feita de bronze e pertence à classe 125/200, do fabricante Mipel[®] e suporta pressões de até 1400 kPa.

4.2.9 Banho de Refrigeração

Para condensar-se o álcool retirado do reator necessitou-se passar a mistura gasosa arálcool através de um condensador, utilizou-se então como fluido de refrigeração no condensador uma mistura composta por água e propilenoglicol na razão de 50% em volume, à temperatura do fluido de refrigeração fornecido era mantida entre -1 °C e -3 °C através da utilização do banho termostático modelo III do fabricante Fanem[®] Ltda..

4.2.10 Bomba do Fluido de Refrigeração

Para bombear o fluido de refrigeração para o condensador utilizou-se uma bomba centrífuga do fabricante March Mfg. Inc.[®], cujo modelo é AC-2CP-MD, tal bomba possui 18 W de potência e era capaz de fornecer uma vazão máxima de 1,11 m³/h, com carga de 2,7 m.

4.2.11 Condensador

Utilizou-se para condensar o vapor composto por água e álcool proveniente da linha de saída do reator um condensador Friedrich da marca Tec Labor[®], neste tipo de condensador o vapor era alimentado no bocal superior e entrava em contato com a serpentina interna aonde

ocorria à circulação do fluido de refrigeração, após a realização da troca térmica o vapor se condensava e escorria pela parede interna do condensador, sendo recolhido no bocal inferior.

4.2.12 Refratômetro

O refratômetro utilizado para obtenção da fração mássica de etanol é do fabricante PZO WARSZAWA[®], modelo RL-2.

4.3 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

Inicialmente alimentou-se o airlift com soluções etanol/água com concentração de cerca de 8% a 16% em massa de etanol de modo a determinar-se a hidrodinâmica do airlift e consequentemente a eficiência deste equipamento para a realização da transferência de massa do etanol para o ar, os valores anteriores de concentração de etanol adotados foram baseados com base nos trabalhos de Furigo (1986) e Taylor et. al. (1995), que utilizaram soluções alcoólicas diluídas para o desenvolvimento de seus trabalhos. O ar utilizado foi fornecido através de uma linha de ar comprimido disponível no LESQ (Laboratório de Engenharia de Sistemas Químicos) da FEQ (Faculdade de Engenharia Química) e teve sua vazão controlada através de uma válvula reguladora de pressão, capaz de regular a pressão do tubo de ar alimentado para o airlift de 0 a 200 kPa, optou-se em operar o *airlift* nas velocidades superficiais com os valores de 31,6 cm/s, 40,26 cm/s e 45,17 cm/s, sendo que o valor de 31,6 cm/s correspondia a um valor de vazão de ar próximo ao mínimo necessário para atingir-se o regime de circulação de bolhas de gás, e o valor de 45,17 cm/s correspondia a um valor próximo ao máximo de vazão de gás que a válvula de controle podia fornecer, por último adotou-se um valor intermediário de vazão entre estes de 40,26 cm/s. O distribuidor de ar que foi utilizado possui orifício único de 5 mm de diâmetro e estava localizado na base do tubo central.

A temperatura do *airlift* foi mantida entre 25 °C e 35 °C, pois adotou-se operar na temperatura ambiente e na temperatura ótima no processo de fermentação alcoólica conforme visto em Taylor *et al.* (1995), controlou-se a temperatura através da utilização de uma resistência blindada imersa no duto de transporte (*riser*) do *airlift*, conectada a um variador de potência capaz de variar a corrente que percorre a resistência de 0 a 10 A. O ar enriquecido com etanol

que saía do *airlift* era alimentado a um condensador de modo a separar-se o etanol do ar. Por fim recolheu-se no fundo do condensador amostras de etanol e estas foram analisadas em um refratômetro de modo a determinar-se a concentração do álcool (curva de calibração do refratômetro encontra-se na seção 4.6).

4.4 FRAÇÃO DE GÁS RETIDO (GAS HOLD-UP)

O método que foi utilizado para a obtenção da fração de gás retido (*gas hold-up*) no *airlift* desenvolvido foi utilizado previamente por Furigo (1986) e também por Carvalho (2001). Tal método baseia-se na realização de um balanço de momento no duto de transporte ou no duto de recirculação. Assim, primeiramente ao considerar-se escoamento unidimensional e com perfil de velocidade constante na seção reta do *airlift*, em uma das regiões consideradas anteriormente, pode-se obter através da realização do balanço de momento a Equação 4.1:

$$\frac{dP}{dz} = -\rho_D \cdot g \tag{4.1}$$

No entanto, a massa específica da dispersão gás-líquido pode ser reescrita na Equação 4.1 em termos da média entre as massas específicas do líquido e do gás presentes no interior do reator através do volume ocupado por tais fases, sendo este último ponderado pelo *gas hold-up*, logo, pode-se representar a massa específica da dispersão conforme a Equação 4.2:

$$\rho_{\scriptscriptstyle D} = \rho_{\scriptscriptstyle L} (1 - \varepsilon) + \rho_{\scriptscriptstyle G} \cdot \varepsilon \tag{4.2}$$

Entretanto, a massa específica da fase gasosa é muito menor que a massa específica da fase líquida, logo, pode-se desprezar o termo referente à fase gasosa na Equação 4.2 obtendo-se a Equação 4.3:

$$\rho_D = \rho_L (1 - \varepsilon) \tag{4.3}$$

Assim, pode-se substituir esta última equação na Equação 4.2 chegando-se a Equação 4.4:

$$\frac{dP}{dz} = -\rho_L \cdot g \cdot (1 - \varepsilon) \tag{4.4}$$

Assumindo-se que o *gas hold-up* e a massa específica do líquido sejam independentes da altura pode-se integrar a Equação 4.4 ao longo dos comprimentos do duto central ou de recirculação correspondentes às tomadas de pressão diferencial, o resultado é apresentado na Equação 4.5:

$$\Delta P_{D,R} = -\rho_L \cdot g \cdot L \cdot (1 - \varepsilon) \tag{4.5}$$

Manipulando-se a Equação 4.5 chegou-se a Equação 4.6, que foi utilizada para o cálculo da fração de gás retido:

$$\varepsilon_{D,R} = 1 - \frac{\Delta P_{D,R}}{\rho_L \cdot g \cdot L} \tag{4.6}$$

4.5 VELOCIDADE DE CIRCULAÇÃO DO LÍQUIDO

Para obter-se o valor da velocidade de circulação do líquido que percorre o *downcomer* do *airlift* foi utilizado o método do traçador aquecido (*hot tracer method*) desenvolvido por Sijacki *et al.* (2010). Para tal foi injetada uma solução previamente aquecida de cerca de 400 cm³ de água proveniente da rede, a temperatura da solução era cerca de 95 °C. A injeção do traçador era detectada através de sinais gerados após a passagem deste por dois sensores de temperatura. Tais sensores estavam inseridos no duto de recirculação do reator e estavam separados por uma distância de 1,2 m, que era suficiente para a detecção da passagem do traçador em ambos os sensores, os sinais gerados eram finalmente fornecidos a um computador que possui como sistema de aquisição de dados o software LabVIEW2011[®].

Assim, eram obtidos dados de temperatura em função do tempo, e através destes dados podia-se construir gráficos com picos característicos de modo a obter-se a diferença de tempo entre os sinais gerados. Pode-se compreender melhor tais gráficos que foram gerados através da Figura 4.2, que corresponde a resultados obtidos em estudos realizados por Sijacki *et al.* (2010).



Figura 4.2 – Curvas de respostas típicas obtidas com o método do traçador aquecido (Sijacki *et al.*, 2010).

Através da Figura 4.2 pode-se compreender o instante de tempo que é considerado na passagem do traçador aquecido, este corresponde ao valor do ponto médio entre os instantes de tempo em que a temperatura do meio é alterada em virtude da presença do traçador no *downcomer*, identificada pela presença de picos gerados no sinal de saída, e de quando tal sinal retorna ao valor prévio à injeção. Sijacki *et al.* (2010) encontraram um atraso de tempo nos sinais gerados pelos transmissores de temperatura e assim este foi levado em conta no cálculo da velocidade de circulação, que foi calculada então com base na Equação 4.7, proposta no trabalho realizado previamente pelos autores citados:

$$V_{LD} = \frac{L_{ST}}{(t_2 - t_1) \cdot \varDelta t} \tag{4.7}$$

4.6 COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

De forma a obter-se o coeficiente volumétrico de transferência de massa, conforme os objetivos deste trabalho, optou-se por seguir a metodologia proposta por Araujo *et al.* (2010). Assim, primeiramente pode expressar-se a taxa de transferência de massa do etanol no processo de *stripping* no *airlift* através da Equação 4.8:

$$r = K_G \cdot A \cdot \rho_G (y^* - y_G) \tag{4.8}$$

Considerando-se agora um elemento diferencial de volume localizado no *riser* do *airlift* pode-se escrever a Equação 4.9 a seguir:

$$dV = A_R \cdot dL \tag{4.9}$$

Diferenciando a Equação 4.8 em relação à área da interface chega-se à Equação 4.10:

$$dr = K_{\rm g} \cdot \rho_{\rm g} (y^* - y_{\rm g}) \cdot dA \tag{4.10}$$

Sabe-se, no entanto que:

$$a = \frac{dA}{dV} \tag{4.11}$$

Assim, ao substituírem-se as Equações 4.9 e 4.11 na Eq. 4.10 chega-se a Eq. 4.12:

$$dr = K_{g} a \cdot \rho_{g} \cdot A_{R} (y^{*} - y_{g}) \cdot dL$$
(4.12)

Entretanto como a fase gasosa está escoando com uma vazão molar conhecida pode-se obter também, através da realização de um balanço material para o etanol, a taxa de transferência de massa da seguinte forma:

$$dr = G \cdot dy \tag{4.13}$$

Pode-se ainda reescrever a vazão molar conforme a equação 4.14:

$$G = \rho_G \cdot v_G \cdot A_R \tag{4.14}$$

Assim:

$$dr = \rho_G \cdot v_G \cdot A_R \cdot dy \tag{4.15}$$

Logo, ao igualarem-se as Equações 4.12 e 4.15 se obtêm a Eq. 4.16 em seguida:

$$\frac{dy}{(y^* - y_G)} = \frac{K_G a}{v_G} \cdot dL$$
(4.16)

No entanto, a taxa de transferência de massa pode ser considerada pequena em relação à vazão molar da fase gasosa, assim, pode-se admitir a hipótese de que tal vazão possui valor constante, com isso pode-se realizar a integração da Equação 4.16 entre a entrada e um ponto qualquer do *riser*. Adotou-se que tal ponto corresponde à saída do duto de transporte e assim chegou-se a Equação 4.17. Tal equação era a utilizada para o cálculo do coeficiente volumétrico de transferência de massa a partir de dados experimentais do processo considerado.

$$K_{G}a = \frac{v_{G}}{L} \cdot \ln \frac{(y^{*} - y_{ER})}{(y^{*} - y_{SR})}$$
(4.17)

Para a resolução da equação acima foi considerado o procedimento adotado por Furigo (1986), admitindo-se que a fração do soluto no ar alimentado na entrada do *riser* (posição do distribuidor) possui valor nulo, a concentração de saída do *riser* do *airlift* era considerada igual à fração de etanol na entrada do condensador, sendo esta última obtida com base na fração de soluto no condensado, que foi obtida através da utilização de um refratômetro. Realizaram-se previamente experimentos para obtenção de curva de calibração, que consistiam em observar no refratômetro o valor do índice de refração correspondente às soluções alcoólicas de concentrações conhecidas, todos realizados na temperatura de 20 °C. Assim, podem-se visualizar a curva de calibração obtida experimentalmente e a retirada da literatura na Figura 4.3.



Figura 4.3 – Curva de calibração do refratômetro utilizado na temperatura de 20 °C.

Observa-se que a curva de calibração do refratômetro obtida dos experimentos obteve boa concordância com a encontrada na literatura, apesar dos poucos pontos experimentais, logo, utilizou-se da mesma para obtenção da fração mássica da solução alimentada inicialmente no reator e também para obtenção da fração mássica do volume de condensado recolhido.

Os dados de equilíbrio necessários para resolução da Eq. 4.17 eram calculados com base no modelo de energia livre de Gibbs em excesso NRTL (*non-randon two-liquid model*), a expressão deste modelo e os parâmetros necessários para resolução deste foram retirados de Gmehling e Onken (1981).

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 PROGRAMA SUPERVISÓRIO

Para o monitoramento do sistema foi utilizado o software LabVIEW2011[®], que possui lógica de programação baseada em diagrama de blocos, na Figuras 5.1 pode-se visualizar o programa desenvolvido, que contêm os blocos necessários para aquisição e envio de dados.



Figura 5.1 – Diagrama de blocos do sistema experimental desenvolvido no software LabVIEW2011[®], parte 1.

Na Figura 5.1, correspondente a primeira parte do diagrama de blocos, pode observar-se com destaque os blocos **DAQ** Assistant e **DAQ** Assistant 2, o primeiro é responsável pela aquisição dos dados provenientes dos sensores instalados no sistema experimental, visualiza-se

também na Figura 5.1 que o seu sinal é desmembrado para cada um dos sensores, o segundo bloco é responsável para o envio de dados para a válvula de controle e a potência de variador, de modo a controlar-se manualmente a vazão de ar alimentado no reator e a potência da resistência, visualiza-se ainda na Figura 5.1 o bloco **Stop**, que interrompe a aquisição dos dados. Na Figura 5.2 pode-se visualizar a configuração do bloco de aquisição de dados **DAQ Assistant.**

Indo Redo Run Add Channels	Kide He	lp
ğ Express Task 🔏 Connection Diagram	Back	^
g 1- Q - Configuration Triggering Advanced Timing Logging Channel Settings	Measuring Current Most measurement devices can measure voltages within a certain range. With a resistor, you also can measure the current through an analog input connector. To do so, you must place a known resistance in parallel with the input connector and current source. You can measure voltage dropped across the resistor and convert it to current using Ohm's Law: $I_{(A)} = V_{(V)} / R_{(B)}$ where I is the current, V is the voltage, and R is Shunt Resistor specifies the location of the shunt resistor. Some devices	
Acquisition Mode Samples to Read Rate (Hz) Continuous Samples	resistor, in which case you should specify the location as Internal . For devices that do not have built-in shunt resistors, you must attach an external one and	- -

Figura 5.2 – Configuração do bloco DAQ Assistant.

Na Figura-se 5.2 destaca-se os canais correspondentes a cada um dos sensores utilizados (*Channel Settings*) e também a amostragem da aquisição de dados (Timing Settings), adotou-se a leitura de 2048 amostras na frequência de 512 Hz, ou seja, a amostragem ocorre a cada 4s. Definiu-se o número de amostras em 2048 para possibilitar-se no futuro a realização de uma análise espectral gaussiana via Transformada Rápida de Fourier (FFT), que para ser utilizada de maneira correta necessita ter uma potência de 2 como valor do número de amostras (2048=2¹¹),

de modo a identificar-se as transições entre os regimes hidrodinâmicos através da avaliação dos espectros de potência, conforme observou-se no trabalho de Silva (2009).

A amostragem ainda teve um ajuste fino realizado através de metodologia tentativa e erro, pois dependendo dos valores do número de amostras e da frequência não conseguia-se utilizar a válvula de controle (envio de dados) corretamente, ocorria presença de pulsos na alimentação de ar ou ainda ausência de fornecimento de ar.

Na Figura 5.3 pode-se visualizar a configuração do bloco de envio de dados DAQ Assistant 2.

do Redo Run Add Channels Remove Channels	Kide H
0 Apply Value to All	Back
Configuration Triggering Advanced Timing Channel Settings Image: Current Output Setup Valvula_Controle_Ar Image: Current Output Range Variador_Potência Signal Output Range Signal Output Range Caled Units Max 20m Min 0 Click the Add Channels button (+) to add more channels to the task. Custom Scaling	Generating Current or Voltage You can generate two main kinds of signals for channels: • Single samples, including DC signals— When generating single samples, you can use software or hardware timing (if available) to control when your device generates a signal. • Multiple samples— Use multiple samples— Use multiple samples to generate an AC signal, such as a sine wave. Also called buffered analog output, generating
Timing Settings Generation Mode Samples to Write Rate (Hz) 1 Sample (On Demand) Image: Comparison of the sample set of t	This is the list of virtual channels. Right-click a virtual channel to change the physical channel associated with it. If an exclamation point (!) appears next to a global virtual channel, the channel has been deleted.

Figura 5.3 – Configuração do bloco DAQ Assistant 2.

Na Figura-se 5.2 destaca-se os canais correspondentes a cada um dos sensores utilizados

(*Channel Settings*) e também a amostragem do envio de dados (Timing Settings), a válvula funciona adequadamente ao selecionar-se o envio de uma amostra (1 Sample).

Na Figura 5.1 visualiza-se ainda o bloco **Formula** (calculadora), utilizado para realização de cálculos no sinal que é previamente alimentado ao bloco, na Figura 5.4 pode-se visualizar um exemplo de utilização do bloco para conversão do sinal que alimentado (corrente com valor na faixa entre 4 a 20 mA) em uma variável de interesse (pressão, temperatura) conforme o range de utilização do sensor.

(101.3/0.0	1469)*X1						
Input	Label	Home	Ba	ackspace	Clear		End
X1] X1						
X2) X2	e	**	log	In	mod	min
X3) X3	Pi	sqrt	log2	exp	rem	max
X4	X4	7	8	9		sin	abs
X5) X5	4	5	6	*	cos	int
X6	X6	1	2	3	-	tan	sign
X7	X7	0		E	+)
X8	X8	More	Functions				-

Figura 5.4 – Configuração do bloco Formula.

Na Figura 5.5, que corresponde à continuação da parte 1, pode-se observar-se com destaque os blocos que geram gráficos das variáveis monitoradas, cujos sinais são provenientes do desdobramento do sinal de saída originado do bloco **DAQ Assistant**, pode visualizar-se também com destaque o bloco **Write to Measurement File**, responsável pela gravação dos dados coletados.



Figura 5.5 – Diagrama de blocos do sistema experimental desenvolvido no software LabVIEW2011[®], parte 2.

Na Figura 5.6 mostra-se a configuração utilizada no bloco **Write to Measurement File**, pode notar-se entre as opções consideradas que os dados são gravados em arquivos do tipo bloco de notas (formato .lmv), dos quais pode-se transferir os dados para outros softwares como o software Microsoft Excel[®] ou similar para realização de cálculos e geração de gráficos.

Filename	File Format
C:\Users\Rejane\Documents\Dados_Victor\	Text (LVM)
Dados_Airlift.lvm	Binary (TDMS)
	Binary with XML Header (TDM)
	V Lock file for faster access
Action	
Q Save to one file	Segment Headers
Active to one me	🔘 One header per segment
Ask user to choose me	One header only
Ask only once	No headers
Ask each iteration	
If a file already exists	X Value (Time) Columns
Rename existing file	😁 One column per channel
🖱 Use next available filename	One column only
Append to file	Empty time column
Overwrite file	
0.2.7.	Delimiter
Save to series of files (multiple files)	Tabulator
J save to selles of mes (multiple mes)	🔵 Comma
Settings	
File Description	
	Advanced

Figura 5.6 – Configuração do bloco Write to Measurement File.

Na Figura 5.7 nota-se o exemplo de um arquivo gerado pelo programa de aquisição de dados em formato de bloco de notas (.lvm) correspondente a um experimento realizado deste trabalho.

Applie Datar Formatar Eabir Ajuda Labytar Mazurement writer-yversion 2 Separator Tab Separator Tab Detrial_Segarator Tab Separator Tab Detrial_Segarator Tab Separator Tab Sepa	Corrida1	_28042014_Sup	erv - Bloco de no	tas	·	0	- · · · · · · · · ·	00	and the second s	0.000	_ 0	x
LabyEx Wessurement witer_version 2 Reader_version 2 Reade	Arquivo I	Editar Formata	r Exibir Ajuda	1								
Notes X values guaranteed valid only for Temperatura_Saida (Formula Result) Charmels 9 Samples 2014 /04/28 2014/04/28 2010/04/28 200000000000000000000000000000000000	LabVIEW Writer_V Reader_V Separato Decimal_ Multi_He X_Column Time_Pre Operator Date Time ***End_O	Measuremen version 2 version 2 Separator adings No is On if Abb v Re 2014/04/28 15:23:18,84 of_Header**	t solute jane \$61490750581	.512659								
Chamels 9 Samples 2048 2048 2048 64 2048 64 2048 2014/04/28 200031 20.00036 25.209391 1.00043 1.92552 1.34428 2.75156 2.	Notes	x values o	Jaranteed va	lid only for Ter	nperatura Saíd	a (Formula Result	.)					
Commentation Time	Channels Samples Date Time Y_Unit_L	2048 20 2014/04/28 15:23:18,8 abel Am	48 2048 2014/0 461490750581 55 Amps	64 2048 04/28 2014/0 .512659 15:23 Amps Amps Timo Timo	2048 64 04/28 201 18,8461640747 Amps Amp Timo Tim	2048 2048 4/04/28 2014 067073791 15:2 5 Amps Amps) /04/28 2014/ /3:18,846179074355 Amps Timo	/04/28 2014/ 52634924 15:23	04/28 2014/04 :18,90674114227294	4/28 2014 92188 15:2	/04/28 3:18,846209073	652
X_value remperatura_Saida (Formula Result) Temp_Interna_Inferrior (Formula Result) Pressa Saida (Mean) Press 0,000000 25,107196 31,627458 31,72448 33,372149 2,735569 24,267775 847,114163 42,676062 2,735569 0,003906 25,2193290 31,771740 31,925450 3,344482 2,771515 24,139317 859,519100 41,825266 2,771518 0,003896 25,27086 31,660265 3,3444259 2,809391 23,972344 867,477492 41,768697 2,803931 0,007812 25,279385 31,602853 31,941856 3,477683 2,820971 24,177504 841,904730 42,909126 2,820971 0,00766 25,174841 31,602803 31,941856 3,477683 2,820971 24,177504 841,904730 42,909126 2,820971 0,007769 25,146143 31,502381 31,765497 3,452917 2,744495 24,234949 844,971666 41,908988 2,744495 0,013672 25,117445 31,432666 31,496857 3,430159 2,80184 23,966190 843,598469 42,528983 2,808184 0,013672 25,117445 31,432666 31,946857 3,430159 2,811321 24,177504 844,110052 42,307233 2,811321 0,017578 25,082597 31,508532 31,783953 3,356307 2,771515 24,007222 851,509421 42,230293 2,808184 20,017578 25,08248 31,600802 31,994160 3,43721 2,743530 2,415904 848,607884 42,209227 1,274350 0,023477 25,135894 31,590550 32,009529 3,369017 2,792866 24,01841 888,481352 42,411320 2,751250 0,02347 25,135894 31,590550 32,009529 3,369017 2,792866 24,01841 881,4137191 41,81478 2,792866 0,025391 25,217889 31,725879 32,167432 3,382412 2,792866 24,01841 881,4137191 41,8178 2,792866 0,02347 25,135894 31,590550 32,009529 3,369017 2,792866 24,01841 881,4137191 41,8178 2,792866 0,02337 25,185091 31,643862 31,927501 3,406062 2,806013 24,10318 858,997259 44,947868 2,806013 0,027294 25,224038 31,643862 31,927501 3,406062 2,806013 24,10318 858,997259 44,947868 2,806013 0,02324 25,125645 31,488028 31,927501 3,406062 2,806013 24,10318 854,91572 44,9475 849,86953 59,995197 2,744916 0,03203 25,080547 31,58338 31,56327 3,444193 2,86536 2,778511 24,10318 854,91572 44,9475 849,86953 59,995190 2,86533 6,03012 25,072348 31,582348 31,472939 3,395022 2,778511 24,130318 854,915679 66,429297 2,764865 0,04292 25,125645 31,488028 31,58727 3,436027 2,678511 24,130318 854,150679 66,12592	X0 Delta_X ***End o	0,00000000 0,001953 of Header**	00000000E+0 0,0019	0,000000000000000000000000000000000000	00000E+0 0,0 953 0,0	00000000000000000000000000000000000000	0 0,0000000000000000000000000000000000	000000E+0 0,000 0,062	00000000000000000000000000000000000000	0,000000000 3 0,00	000000E+0 0,0 01953	000
	X_value 0,000000 0,001953 0,003906 0,005859 0,007812 0,009762 0,017719 0,013672 0,017578 0,017578 0,017578 0,017578 0,027344 0,0223437 0,027344 0,0223437 0,031250 0,037109 0,033203 0,035156 0,037109 0,039062 0,04016 0,042965 0,044922 0,0468528 0,0468528	Temperatur: 255 255 255 255 255 255 255 255 255 25	a_saida (For 107196 2193290 219939 267086 279385 174841 117445 014952 082597 068248 113495 1138994 224038 224038 224038 2244337 185091 080547 125645 072348 006752 072348 125645 2240437 176891 213789 23238	mu la Result) 31,627458 31,777140 31,777140 31,701274 31,602853 31,602803 31,602803 31,422666 31,471624 31,508532 31,600802 31,725879 31,643862 31,709476 31,533138 31,488028 31,506482 31,506482 31,5085164 31,57210 31,670517 31,6705	Temp_Intern 1,724483 31,790105 31,925450 31,925450 31,92552 31,765497 31,496857 32,09529 31,765497 31,496857 32,09529 31,783953 31,954160 32,04430 32,04529 31,67594 31,556327 31,87271 31,576327 31,87271 31,742939 31,710128	a_Superior (Form 3,372149 3,4415879 3,344482 3,3444259 3,447583 3,389105 3,452917 3,430159 3,366347 3,356307 3,431721 3,359208 3,369917 3,369917 3,369917 3,359208 3,369917 3,359208 3,369917 3,350506 3,350506 3,350506 3,350506 3,350506 3,350506 3,35628 3,3748264 3,55538 3,3748264 3,55538 3,3748266 3,55538 3,3748266 3,55538 3,3748266 3,55538 3,3748266 3,55538 3,3748266 3,55538 3,3748266 3,55538 3,3748266 3,55538 3,3748266 3,55538 3,3748266 3,55538 3,3748266 3,55538 3,3748266 3,55538 3,3748266 3,355538 3,3748266 3,355538 3,3748266 3,355538 3,3748266 3,355538 3,374856 3,3	la Result) Temp. 2,735188 2,771515 2,800391 2,820971 2,820971 2,808184 2,744495 2,811321 2,793468 2,771515 2,743530 2,751250 2,792986 2,792986 2,792986 2,792986 2,792986 2,79294016 2,845336 2,778511 2,703966 2,697935 2,769344 2,805772 2,805772 2,805772	Interna_Inferior 24,267775 24,247259 24,193917 23,972344 24,177504 23,966190 24,234949 24,177504 24,007222 24,159040 24,159040 24,163143 24,031841 24,031841 24,031841 24,03184 24,204175 24,130318 24,204175 24,130318 24,204175 24,259568 24,163143 24,159040 24,087234 24,087234 24,087234	(Formula Result) 847,114163 862,823237 859,519100 867,477492 841,904730 843,598469 844,971666 844,971666 844,971666 844,971666 844,911052 868,157039 851,509421 848,607884 838,481352 861,137191 845,607844 838,481352 866,050444 851,867642 849,869533 854,150679 856,262911 850,351627 856,248299 850,829874 851,857718	Pressão_Sai(42,676062 41,847894 41,825266 42,909126 42,909126 42,909126 42,909126 42,909126 42,320809 42,00528 42,320809 42,002271 42,411320 41,818478 43,336786 44,947868 49,999312 56,929157 59,995190 60,137743 61,269121 65,122593 66,489297 67,324254 70,200741 73,178001 74,040111 53,07228	la (Mean) PPT 2,735569 2,735569 2,735569 2,73518 2,771515 2,809391 2,809391 2,80971 2,808184 2,744495 2,811321 2,793468 2,774515 2,743530 2,751250 2,792986 2,798293 2,806013 2,807219 2,794916 2,845336 2,778511 2,703966 2,697935 2,761865 2,769344 2,805772 2,8	255
	•							•				+

Figura 5.7 – Arquivo gerado pelo programa de aquisição de dados (formato lvm).

Nas Figuras 5.8 e 5.9 podem-se visualizar as telas de monitoramento e comando, geradas pelo diagrama de bloco elaborado, que são responsáveis pela visualização dos gráficos gerados e também pelo envio de dados de comando para a válvula de controle e para o variador de potência através da utilização dos botões.



Figura 5.8 – Monitoramento e comando do sistema experimental desenvolvido no software LabVIEW2011[®], parte 1.

Na Figura 5.8 podem visualizar-se os botões utilizados para o controle de abertura da válvula e do variador de potência, assim como gráficos utilizados para o monitoramento da temperatura.



Figura 5.9 – Monitoramento e comando do sistema experimental desenvolvido no software LabVIEW2011[®], parte 2.

Na Figura 5.9 pode visualizar-se o monitoramento de outras variáveis de interesse do sistema experimental, a pressão da linha de ar comprimido, pressão da linha de entrada do *airlift*, temperatura da linha de saída do *airlift* e pressão diferencial do duto de transporte (*riser*).

5.2 HIDRODINÂMICA

45,17

Os experimentos necessários para a obtenção dos parâmetros hidrodinâmicos (fração de gás retido e velocidade de circulação de líquido) foram realizados através da utilização do meio composto por água proveniente da rede de distribuição como fase líquida e ar para fase gasosa, ambas as fases encontravam-se na temperatura ambiente (25 °C) ao serem inseridas na coluna. Utilizou-se de meio composto por ar/água para obter-se os parâmetros hidrodinâmicos conforme o procedimento observado no trabalho de Furigo (1986), no trabalho citado afirma-se que ao se trabalhar com soluções de baixa concentração de etanol pode-se considerar que a densidade da solução e a tensão superficial possuem influência desprezível nos parâmetros avaliados, assim como ocorre quando a fase líquida é composta por água somente.

Da literatura concluiu-se que os parâmetros que possuem influência relevante nos parâmetros hidrodinâmicos do *airlift* eram a velocidade superficial do gás alimentado e também o desnível entre o topo do duto central e a altura do líquido na coluna. Assim, realizou-se experimentos obtendo-se a fração de gás retido e a velocidade de circulação de líquido ao variar-se a velocidade superficial do gás alimentado com os valores de 31,6 cm/s, 40,26 cm/s e 45,17 cm/s nos desníveis de 3 mm, 1,75 cm, 3,5 cm e 9 cm.

Nas Tabelas 5.1 a 5.4 encontram-se os resultados dos experimentos realizados para a obtenção dos parâmetros hidrodinâmicos.

(32,64 l; desnível 3 mm).						
Vsgás (cm/s)	ε (adimensional)	Vlíq (cm/s)				
31,6	0,009	1,71				
40,26	0,0013	2,0				

0,0014

Tabela 5.1 – Influência da velocidade do gás na taxa de aeração e na velocidade de circulação

2,14

Tabela 5.2 – Influência da velocidade do gás na taxa de aeração e na velocidade de circulação (31,64 l; desnível 1,75 cm).

Vsgás (cm/s)	ε (adimensional)	Vlíq (cm/s)
31,6	0,0013	2,4
40,26	0,0014	3,0
45,17	0,0016	3,43

Tabela 5.3 – Influência da velocidade do gás na taxa de aeração e na velocidade de circulação (30,64 l; desnível 3,5 cm).

Vsgás (cm/s)	ε (adimensional)	Vlíq (cm/s)
31,6	0,0019	2,4
40,26	0,0021	5,0
45,17	0,0025	6,0

Tabela 5.4 – Influência da velocidade do gás na taxa de aeração e na velocidade de circulação (28,44 l; desnível 9 cm).

Vsgás (cm/s)	ε (adimensional)	Vlíq (cm/s)
31,6	0,0035	2,67
40,26	0,0038	5,45
45,17	0,0042	8,00

Podem-se compreender melhor os resultados obtidos nos ensaios realizados para a obtenção da velocidade de circulação do líquido através da visualização da Figura 5.10.



Figura 5.10 – Resultados experimentais correspondentes da velocidade de circulação do líquido.

Uma análise da Figura 5.10 permite a conclusão de que a velocidade de circulação do líquido sempre aumenta com o aumento da velocidade superficial do gás para um mesmo valor de desnível, concordando ao observado no trabalho de Furigo (1986), pois neste último notou-se que a velocidade de circulação do líquido aumentava com o aumento da velocidade de gás, para uma faixa de baixos valores desta, até um valor máximo, a partir do qual decaia até permanecer em um valor constante quando aumentava-se a velocidade do gás alimentado na coluna. Observa-se ainda na Figura 5.10 que para um mesmo valor de velocidade superficial do gás a velocidade de circulação possui uma tendência a aumentar conforme se aumenta o desnível, no trabalho de Furigo (1986) observou-se o contrário, a velocidade aumentava com a redução do desnível.

Os primeiros resultados obtidos para a obtenção da fração de gás retido conforme o método adotado neste trabalho não foram satisfatórios, pois notou-se que o valor deste parâmetro permanecia constante ao modificar-se a velocidade superficial do gás e desnível, comportamento distinto ao previsto pela literatura, ou seja, o sensor de pressão utilizado para tal finalidade podia estar com defeito, ou ainda mal instalado no sistema experimental montado. Devido a falta de tempo disponível para a compra, entrega e posterior instalação de um novo sensor de pressão no sistema e também pela dificuldade da leitura da pressão em um manômetro preenchido com água, devido a ocorrência de pulsos, adotou-se outro método para a obtenção da fração de gás retido, este corresponde a técnica de expansão do volume, retirada do trabalho de Chisti (1989), que mostrou-se adequada para a obtenção da fração de gás retido neste trabalho, obteve-se assim a Figura 5.11.



Figura 5.11 – Resultados experimentais obtidos da fração de gás retido.

Da Figura 5.11 pode concluir-se que a fração de gás retido sempre aumenta ligeiramente ao aumentar-se o valor da velocidade superficial do gás em todos os desníveis considerados, tendência observada também na literatura, e com o valor da velocidade superficial do gás fixado notou-se que a fração de gás retido aumenta consideravelmente com o aumento do desnível, divergindo assim do encontrado no trabalho proposto por Furigo (1986), em que não observou-se influência do desnível no volume de gás retido no *airlift*, no entanto, há de ressaltar que os *airlifts* utilizados divergem em relação ao volume total e também em relação ao projeto, pois no reator utilizado no trabalho de Furigo (1986) a região de separação tratava-se apenas de uma extensão da coluna, neste trabalho projetou-se uma região de separação conforme o procedimento visto em Chisti e Moo-Young (1993).

Nas Figuras 5.12 a 5.19 podem-se visualizar alguns dos gráficos obtidos através da metodologia considerada para a obtenção da velocidade de circulação do líquido.



Figura 5.12 – Variação da temperatura do sensor superior com o tempo (Vsgás = 31,6 cm/s; desnível = 3 mm).



Figura 5.13 – Variação da temperatura do sensor inferior com o tempo (Vsgás = 31,6 cm/s; desnível = 3 mm).

Das Figuras 5.12 e 5.13 obtiveram-se os instantes de passagem do traçador t_2 (sensor inferior) e t_1 (sensor superior), que são 29,4 s e 25,9 s respectivamente, para velocidade superficial do gás de 31,6 cm/s e desnível de 3 mm.



Figura 5.14 – Variação da temperatura do sensor superior com o tempo (Vsgás = 45,17 cm/s; desnível = 3 mm).



Figura 5.15 – Variação da temperatura do sensor inferior com o tempo (Vsgás = 45,17 cm/s; desnível = 3 mm).

Das Figuras 5.14 e 5.15 obtiveram-se os instantes de passagem do traçador t_2 e t_1 , que são 20,3 s e 17,5 s respectivamente, para velocidade superficial de 45,17 cm/s e desnível de 3 mm.



Figura 5.16 – Variação da temperatura do sensor superior com o tempo (Vsgás = 31,6 cm/s; desnível = 3,5cm).



Figura 5.17 – Variação da temperatura do sensor inferior com o tempo (Vsgás = 31,6 cm/s; desnível = 3,5 cm).

Das Figuras 5.16 e 5.17 obtiveram-se os instantes de passagem do traçador t_2 (sensor inferior) e t_1 (sensor superior), que são 17,4 s e 14,6 s respectivamente, para velocidade superficial do gás de 31,6 cm/s e desnível de 3,5 cm.



Figura 5.18 – Variação da temperatura do sensor superior com o tempo (Vsgás = 40,26 cm/s; desnível = 9 cm).



Figura 5.19 – Variação da temperatura do sensor inferior com o tempo (Vsgás = 40,26 cm/s; desnível = 9 cm).

Das Figuras 5.18 e 5.19 obtiveram-se os instantes de passagem do traçador t_2 (sensor inferior) e t_1 (sensor superior), que são 13,6 s e 12,5 s respectivamente, para velocidade superficial do gás de 40,26 cm/s e desnível de 9 cm. Nota-se ainda através das Figuras 5.12 a 5.19 que nem sempre foi fácil a obtenção do instante de detecção de passagem do traçador conforme a metodologia adotada, tais problemas podem ser ocasionados devido a faixa de calibração dos sensores de temperatura utilizados, estes possuem calibração de fábrica para

utilização na faixa de 0 °C a 100 °C, sendo que a adição do traçador causou variações de no máximo 0,7 °C, ou seja, mudança de temperatura muito pequena em comparação com a faixa na qual os sensores estão calibrados. Em todos os ensaios realizados adicionou-se também sempre a mesma quantidade de água (400 ml) com temperatura de aproximadamente 95 °C como traçador, ou seja, tal padrão de adição do traçador pode ser conveniente para metodologia utilizada somente em algumas das condições de operação do *airlift* adotadas e não para todas as consideradas neste trabalho.

Chega-se a conclusão de que poderia adotar-se outro método para a obtenção da velocidade de circulação do líquido, pois como observado anteriormente, pode-se ter dependendo do caso dificuldades em se localizar nos gráficos gerados os pontos de detecção do traçador, carregando assim erros para os cálculos posteriores, pela literatura um método que poderia ser utilizado no *airlift* projetado seria o do traçador magnético, que foi utilizado no trabalho de Blazej *et al.* (2004).

5.3 TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Através de uma análise da literatura chegou-se a conclusão que os parâmetros que podem possuir influência relevante na transferência de massa do etanol da solução líquida para o ar são a concentração de etanol no meio, temperatura do reator, vazão de ar alimentado e desnível entre o topo do duto central e a altura do líquido presente no *airlift*. Deste modo planejou-se experimentos com a variação de três valores selecionados destes parâmetros a fim de verificar suas influências. Assim, chegou-se a Tabela 5.5, com as condições experimentais adotadas e os respectivos resultados.
	g etanol/g total no airlift (%)	Treator (°C)	Vlíquido (l)	Vsgás (cm/s)	g etanol/g total no condensa do (%)	Qconden sado (ml/s)	K _G a (ml/s)
E-01	7,5	25	30,64	31,6	9,5	0,013	0,00106
E-02	16	25	30,64	31,6	25	0,017	0,00154
E-03	8	35	30,64	31,6	19	0,028	0,0039
E-04	16	35	30,64	31,6	48	0,05	0,00897
E-05	7,2	25	32,64	31,6	11	0,012	0,0012
E-06	16	25	32,64	31,6	21	0,014	0,00109
E-07	7,5	35	32,64	31,6	12	0,028	0,00275
E-08	15	35	32,64	31,6	40	0,039	0,00627
E-09	8,6	25	30,64	45,17	13,8	0,024	0,00171
E-10	16	25	30,64	45,17	22	0,019	0,00111
E-11	8	35	30,64	45,17	13,5	0,033	0,00257
E-12	16	35	30,64	45,17	27	0,043	0,00296
E-13	7	25	32,64	45,17	10	0,024	0,00152
E-14	15	25	32,64	45,17	21	0,027	0,00154
E-15	8	35	32,64	45,17	13	0,038	0,00263
E-16	15	35	32,64	45,17	32	0,058	0,0051

Tabela 5.5 – Experimentos realizados.

Primeiramente optou-se avaliar a influência da temperatura no valor do coeficiente volumétrico de transferência de massa, para tal finalidade realizou-se uma comparação na Tabela 5.5 entre o par de experimentos 1-3, pois estes experimentos foram realizados com solução alcoólica de concentração na mesma faixa (7 a 8 % em fração mássica), com mesmo volume de líquido (mesmo desnível), e mesma vazão de gás alimentado, só diferindo no valor da temperatura do meio, o experimento 1 foi realizado com a temperatura do meio em 25 °C em média, enquanto que o experimento 3 foi efetuado com a temperatura mantida na média de 35° C. Pode-se realizar também uma análise da influência da temperatura nos pares de experimentos 2-

4, 5-7, 6-8, 9-11, 10-12, 13-15 e ainda no par 14-16, que assim como no par de experimentos 1-3 só diferem no valor das temperaturas do meio, com a concentração da solução, velocidade superficial de gás e o desnível do leito sendo mantidos fixos. Logo, uma análise da Tabela 5.6 permite a conclusão de que o coeficiente de transferência de massa sempre aumenta com o aumento da temperatura, pois na temperatura de 35° C encontrou-se um valor de K_Ga maior do que o encontrado a temperatura de 25° C em todos os pares de experimentos avaliados, tal comportamento pode ser devido ao fato de a temperatura influenciar diretamente o equilíbrio liquido vapor no sistema etanol/água, não encontrou-se na literatura análises da influência da temperatura na transferência de massa do álcool para o ar. Pode-se visualizar melhor a influência da temperatura na transferência de massa através das Figuras 5.20 e 5.21.



Figura 5.20 – Influência da temperatura no coeficiente de transferência de massa.



Figura 5.21 – Influência da temperatura no coeficiente de transferência de massa.

Para avaliar-se a influência da concentração de álcool no meio realizou-se uma análise semelhante ao da temperatura, pois da Tabela 5.6 observou-se através de uma comparação entre o par de experimentos 1-2 que o K_Ga aumenta com o aumento da concentração, mantendo fixas a temperatura do meio, velocidade superficial do gás e também o volume de solução alimentada, este comportamento repetiu-se nos pares 3-4, 7-8, 11-12, 13-14, 15-16, comportamento também observado no trabalho de Furigo (1986), entretanto observou-se que nos pares 5-6 e 9-10 o valor de K_Ga diminuiu com o aumento da concentração, tal divergência no comportamento pode ser devido aos efeitos da tensão superficial e coalescência, e também não permite concluir de maneira segura como o valor do coeficiente de transferência de massa reagirá conforme se aumenta ou se diminui a concentração do álcool no meio. O efeito da concentração pode ser visualizado nas Figuras 5.22 e 5.23.



Figura 5.22 – Influência da concentração mássica no coeficiente de transferência de massa.



Figura 5.23 – Influência da concentração mássica no coeficiente de transferência de massa.

Mantendo-se fixos a temperatura do meio, volume do reator e concentração pode-se avaliar o efeito da velocidade superficial do gás ao comparar-se os pares de experimentos 1-9, 2-10, 3-11, 4-12, 5-13, 6-14, 7-15 e ainda 8-16, da Tabela 5.6 conclui-se que o K_Ga aumentou nos pares 1-9, 5-13 e em 6-14, e diminuiu em 2-10, 3-11, 4-12, 7-15 e em 8-16. Tal efeito pode ser visualizado nas Figuras 5.24 e 5.25.



Figura 5.24 – Influência da velocidade superficial no coeficiente de transferência de massa.



Figura 5.25 – Influência da velocidade superficial no coeficiente de transferência de massa.

Assim como observado na análise da influência da concentração, um aumento da velocidade superficial do gás pode tanto aumentar a transferência de massa como também pode diminuí-la. No trabalho de Furigo (1986) notou-se que maiores valores de transferência de massa ocorriam para os menores valores de velocidade superficial do gás, comportamento observado somente nos pares de experimentos 2-10, 3-11, 4-12, 7-15 e 8-16 deste trabalho.

A influência do desnível foi verificada na Tabela 5.6 nos pares de experimentos 1-5, 2-6, 3-

7, 4-8, 9-13, 10-14, 11-15 e 12-16, conforme os procedimentos adotados na avaliação da concentração, da temperatura e da velocidade superficial, ou seja, estas últimas foram mantidas em valores fixos. Notou-se através da Tabela 5.6 que a transferência de massa aumentou nos pares 1-5, 10-14, 11-15 e em 12-16, pode-se observar tal comportamento na Figura 5.26, e diminuiu em 2-6, 3-7, 4-8, e ainda em 9-13, nota-se esta tendência na Figura 5.27.



Figura 5.26 – Influência do desnível no coeficiente de transferência de massa.



Figura 5.27 – Influência do desnível no coeficiente de transferência de massa.

Na literatura não encontrou-se análises da influência do desnível na transferência de massa entre ar e álcool, e no trabalho de Furigo (1986) o autor não realizou este tipo de análise, pois considerou que a transferência de massa é independente do desnível, depende apenas da concentração do meio e da velocidade superficial, divergindo dos resultados encontrados neste trabalho, que mostrou que a transferência de massa possui sim dependência do desnível.

Pode-se chegar a conclusão ainda de acordo com a Tabela 5.6 que o experimento que proporcionou a maior transferência de massa é o experimento 4, evidenciada pelos maiores valores da fração mássica de etanol no condensado e do $K_{G}a$ entre todos os experimentos realizados, no experimento 4 o *airlift* foi alimentado com 30,64 l de solução 16% de etanol em fração mássica, temperatura de 35° C, e velocidade superficial de gás de 31,6 cm/s, ou seja, operou-se o reator nos maiores valores considerados de concentração, temperatura do meio e desnível (menor volume), e no menor valor de velocidade superficial do gás. Assim como o observado no experimento 4 encontrou-se nos experimentos 8 e 16 também um valor superior de fração mássica de etanol e coeficiente de transferência de massa em relação aos demais experimentos, sendo que no experimento 8 nota-se apenas uma diferença em comparação com as condições adotadas no experimento 4, ocorreu uma redução do desnível e também aumentouse a velocidade superficial do gás em comparação ao experimento 4.

6. CONCLUSÕES

Os resultados obtidos no presente trabalho permitem concluir que o *airlift* projetado comportou-se de acordo com o esperado, o volume total do reator projetado e o design com as dimensões consideradas permitiram operar o *airlift* no regime hidrodinâmico de recirculação de gás, e foi capaz de promover a separação do etanol do meio via arraste pelo ar comprimido alimentado.

A instrumentação não atingiu totalmente os objetivos iniciais propostos neste trabalho, pois o transdutor de pressão diferencial utilizado apresentou defeitos e teve-se que recorrer a métodos pouco precisos, pois dependiam do olho humano, para obtenção da fração de gás retido. Encontrou-se também problemas na metodologia proposta para obtenção da velocidade de circulação do líquido, ocasionados provavelmente pela faixa de utilização ser muito pequena em comparação com a faixa na qual o sensor é calibrado em sua fabricação. O programa supervisório para coleta e envio de dados desenvolvido no software LabVIEW2011[®] atingiu os objetivos esperados, pois foi capaz de coletar e gravar os dados experimentais obtidos do *airlift* e também foi capaz de proporcionar corretamente o envio de dados de comando tanto para válvula de controle quanto para o variador de potência.

Os parâmetros hidrodinâmicos, velocidade de circulação de líquido e fração de gás retido, mostraram ser fortemente dependentes da velocidade superficial do gás alimentado e do volume de solução alcoólica presente na coluna (desnível). O coeficiente volumétrico de transferência de massa de acordo com os resultados sofreu influência da concentração de etanol no meio, desnível, velocidade superficial de gás e temperatura, sendo que esta última mostrou-se a variável de maior influência nos resultados encontrados. Logo, o comportamento hidrodinâmico dos *airlifts* é de natureza complexa e de difícil formulação matemática, assim através dos dados experimentais pode-se desenvolver um modelo empírico do sistema e também obter uma base de dados que pode ser utilizada para a realização de uma futura estratégia de controle deste tipo de equipamento. Pode-se ainda utilizar os dados para criação de um sensor virtual, evitando-se assim a aquisição de novos instrumentos, e também como base para projetos em escala industrial.

Conclui-se ainda que o *airlift* tem potencial para ser utilizado principalmente em processos que requerem uma maior quantidade de gás dissolvido no meio, e também na realização de tratamento de efluentes, sendo a estratégia de controle destes últimos casos uma sugestão para trabalhos futuros. Sugere-se também a continuação da automação do protótipo desenvolvido, com a adição de um sensor de oxigênio dissolvido no meio, sensor de nível, analisador de pH, e ainda bombas e tanques de modo a proporcionar alimentação de líquido de forma contínua na coluna.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ARAUJO, L. M. L.; CRUZ, S. L.; SILVA, F. V. Hidrodinâmica e transferência de massa em reatores airlift. *XVIII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA*, Foz do Iguaçu, Brasil, 19-22 setembro 2010.

BELLO, R. A.; ROBINSON, C. W.; MOO-YOUNG, M. Liquid circulation and mixing characteristics of airlift contactors. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, v.62, p.573-577, 1984.

BLAZEJ, M.; KISA, M.; MARKOS, J. Scale influence on the hydrodynamics of an internal loop airlift reactor. *Chemical Engineering and Processing*, v.43, p.1519-1527, 2004.

CARVALHO, E. Desenvolvimento de modelo hidrodinâmico para reatores air-lift. *Dissertação de Mestrado*. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas (Unicamp), Campinas, 2001.

CHISTI, M. Y. Airlift bioreactors. Elsevier, London, 1989.

CHISTI, M. Y.,; HALARD, B.; MOO-YOUNG, M. Liquid circulation in airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, v.43(3), p.451-457, 1988.

CHISTI, Y.; MOO-YOUNG, M. Improve the performance of airlift reactors. *Chemical Engineering Progress*, v.89(3), p.38-45, 1993.

COLOMBET, D.; COCKX, A.; GUIRAUD, P.; LEGENDRE, D. Experiments and modelling of a draft tube airlift reactor operated at high gas throughputs. *Chemical Engineering Science*, v.104, p.32-43, 2013.

FURIGO JR., A. Características hidrodinâmicas e de transferência de massa em contadores "airlift". *Tese de Mestrado*. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas (Unicamp), Campinas, 1986.

GMEHLING, J.; ONKEN, U. Vapor-liquid equilibrium data collection. DECHEMA Chemistry

Data Series, Frankfurt, 1981.

HEIJNEN, J. J.; HOLS, J.; LANS, H. L. J. M.; LEEUWEN, H. L. J. M. A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two-and-three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime. *Chemical Engineering Science*, v.52(15), p.2527-2540, 1997.

JEMAAT, Z.; SUÁREZ-OJEDA, M. E.; PEREZ, J.; CARRERA, J. Simultaneous nitration and p-nitrophenol removal using aerobic granular biomass in a continuous airlift reactor. *Bioresource Technology*, v.150, p.307-313, 2013.

KLEIN, J.; GODO, S.; DOLGOS, O.; MARKOS, J. Effect of a gas-liquid separator on the hydrodynamics and circulation flow regimes in internal-loop airlift reactors. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, v.76, p.516-524, 2001.

LESTINSKY, P.; VAYRYNEN, P.; VECER, M.; WICHTERLE, K. Hydrodinamics of airlift reactor with internal circulation loop: Experiment vs. CFD Simulation. *Procedia Engineering*, v.42, p.892-907, 2012.

MORAVEJI, M.K.; PASANDI, M. M.; DAVARNEJAD, R.; CHISTY, Y. Effects of surfactants on hydrodynamics and mass transfer in a split-cylinder airlift reactor. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, v.90, p.93-99, 2012.

MORAVEJI, M. K.; SAJJADI, B.; DAVARNEJAD, R. Gas-liquid hydrodynamics and mass transfer in aqueous alcohol solutions in split-cylinder airlift reactor. *Chemical Engineering Technology*, v.34(3), p.465-474, 2011.

OUYOUNG, P. K.; CHISTI, M.Y.; MOO-YOUNG, M. Heat transfer in airlift reactors. *Chemical Engineering Research and Design*, v.67(5), p.451-456, 1989.

PEREZ, R. Hidrodinâmica de bioreatores do tipo airlift. *Dissertação de Mestrado*. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas (Unicamp), Campinas, 1995.

PHAM, C. B.; MOTOKI, M.; MATSUMURA, M.; KATAOKA, H. Simultaneous Ethanol

Fermentation and Stripping Process Coupled with Rectification. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, v.68(1), p.25-31, 1989.

PHILIP, J.; PROCTOR, J. M.; NIRANJAN, K.; DAVIDSON, J. F. Gas hold-up and liquid circulation in internal loop reactors containing highly viscous newtonian and non-newtonian liquids. *Chemical Engineering Science*, v.45(3), p.651-664, 1990.

SALES JR., A. Desenvolvimento de modelos determinístico dinâmico e híbrido neural para reatores multifásicos "air-lift". *Dissertação de Mestrado*. Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas (Unicamp), Campinas, 2002.

SIEGEL, M. H.; MERCHUK, J. C.; SCHUGERL, K. Air-lift reactor analysis: interrelationship between riser, downcomer, and gas-liquid separator behavior, including gas recirculation effects. *AIChE Journal*, v.50, p.3580-3591, 1986.

SIJACKI, I. M.; TOKIC, M. S.; KOJIC, P. S.; PETROVIC, D. L.; TEKIC, M. N.; DJURIC, M. S.; MILOVANCEV, S. S. Sparger type influence on the hydrodynamics of the draft tube airlift reactor with diluted alcohol solutions . *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.50, p.3580-3591, 2011.

TAYLOR, F.; KURANTZ, M. J.; GOLDBERG, N.; CRAIG JR., J. C. Continuous Fermentation and Stripping of Ethanol. *Biotechnology Progress*, v.11, p.693-698, 1995.