

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA DE CAMPINAS  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUIMICA

CARACTERISTICAS HIDRODINAMICAS  
E DE TRANSFERENCIA DE MASSA  
EM CONTADORES "AIR-LIFT"

AGENOR FURIGO JUNIOR  
AUTOR

PROF. DR. JOAO A.F.R. PEREIRA  
ORIENTADOR

*Este exemplar corresponde  
a cada cópia linear  
de defesa por  
Agenor Furigo Junior  
e aprovada por comissão  
em 22/08/86  
Lupina*

CAMPINAS-SP-BRASIL

JULHO/86

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS  
FACULDADE DE ENGENHARIA DE CAMPINAS  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUIMICA

CARACTERISTICAS HIDRODINAMICAS  
E DE TRANSFERENCIA DE MASSA  
EM CONTADORES "AIR-LIFT"

AGENDR FURIGO JUNIOR  
Engenheiro Químico

ORIENTADOR:

Prof. Dr. João A.F.R. Pereira

Tese Submetida à Comissão de Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia de Campinas-UNICAMP como parte dos requisitos necessários para obtenção do Grau de MESTRE EM ENGENHARIA QUIMICA.

Campinas - SP - Brasil

JULHO - 1986

## AGRADECIMENTOS

Ao prof.Dr. João A.F.da R.Pereira pela orientação e estímulo prestados no desenvolvimento do trabalho.

Ao CNPq e CAPES pela ajuda financeira recebida.

A Universidade Federal de Santa Catarina, Departamento de Engenharia Química, que me permitiu a realização do trabalho.

Ao Departamento de Engenharia Química da UNICAMP, pelo apoio e condições recebidas.

Aos colegas do Departamento de Engenharia Química da UFSC e a todos que direta ou indiretamente contribuíram e tornaram possível a realização deste trabalho.

A meus pais,

Alba e

Agenor (em memória).

A minha esposa,

Neusa.

A meus irmãos,

Adilson, Augusto e Stella.

## RESUMO

Contatores "air-lift" vêm se tornando uma alternativa viável para processos fermentativos aeróbicos devido às altas taxas de transferência de massa e energia obtidos nesse tipo de fermentador.

O fermentador "air-lift" também pode ser aplicado em fermentações anaeróbicas, tendo a conveniência de funcionar ainda, como um separador. Em particular, na produção de álcool etílico via fermentação, onde o etanol pode ser retirado do fermentador à medida em que for produzido.

Devido a literatura a respeito ser carente, há a necessidade de se correlacionar propriedades hidrodinâmicas e de transferência de massa que auxiliarão na composição de modelos para sistemas "air-lift", necessários para a utilização em grande escala desse tipo de fermentador.

Realizou-se montagem experimental, onde foi promovida a separação etanol-água por meio de um separador "air-lift", usando ar como agente de desabsorção.

O "air-lift" foi caracterizado hidrodinamicamente através do estudo do comportamento do "gas hold-up" e da velocidade de circulação do líquido.

Foi estudada a influência de variáveis hidrodinâmicas e físicas na transferência de massa.

Foi mostrado que a velocidade intersticial do líquido depende unicamente da velocidade intersticial do gás e que o

coeficiente volumétrico de transferência de massa é basicamente dependente da vazão de gás.

Correlações para a predição do coeficiente volumétrico de transferência de massa, da velocidade de circulação do líquido, do "gas hold-up" e da eficiência na transferência de etanol foram propostas no trabalho.

## INDICE

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS	1
2. ASPECTOS TERMODINAMICOS DO SISTEMA ETANOL-ÁGUA-AIR	12
2.1 - Introdução	12
2.2 - Termodinâmica do equilíbrio líquido-vapor	13
2.3 - Cálculo do coeficiente de atividade para a mistura etanol-água	17
2.4 - Simulação do equilíbrio etanol-água-air	20
3. PARTE EXPERIMENTAL	23
3.1 - Introdução	23
3.2 - Montagem experimental	23
3.2.1 - Tanque "air-lift"	23
3.2.2 - Condensador	24
3.2.3 - Equipamentos de medidas	27
3.3 - Procedimentos experimentais	28
3.3.1 - Determinação de $K_{oy,ai}$	28
3.3.2 - Determinação do "gas hold-up"	33
3.3.3 - Determinação da velocidade de ascensão do líquido	35

4. ANALISE HIDRODINAMICA DA DISPERSAO GAS-LIQUIDO	36
4.1 - Introducao	36
4.2 - "Gas hold-up"	37
4.2.1 - Calculo do "gas hold-up"	38
4.2.2 - Correlacao dos resultados experimentais do "gas hold-up"	41
4.2.3 - Circulacao iminente	42
4.3 - Velocidade de ascensao do liquido no tubo central	50
4.3.1 - Determinacao teorica da velocidade de ascensao do liquido	50
4.3.2 - Correlacao dos resultados experimentais da velocidade de ascensao do liquido	58
4.4 - Conclusao	59
5. ANALISE DA TRANSFERENCIA DE MASSA	63
5.1 - Introducao	63
5.2 - Modelagem do "air-lift"	64
5.2.1 - Transferencia de massa em fase contínua	64
5.2.2 - Balanco de massa no "air-lift"	67
5.2.3 - Balanco de massa no condensador	71
5.3 - Produto $Koy_{ai}$	76
5.3.1 - Calculo de $Koy_{ai}$	76
5.3.2 - Correlacao para $Koy_{ai}$	77



6. ANÁLISE E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	87
6.1 - "Gas hold-up"	87
6.2 - Velocidade de ascensão do líquido	93
6.3 - Coeficiente volumétrico de transferência de massa	97
6.4 - Transferência de massa	99
7. CONCLUSÕES E SUGESTÕES	107
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	110
APÊNDICE A - Resultados experimentais dos testes de separação etanol-água	116
APÊNDICE B - Resultados experimentais do "gas hold-up"	122
APÊNDICE C - Resultados experimentais da velocidade superficial de ascensão do líquido	127
APÊNDICE D - Programas desenvolvidos	130
APÊNDICE E - Calibração de rotâmetros	141
APÊNDICE F - Calibração do refratômetro	144

APENDICE 6 - Previsão de propriedades

## 1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

O fermentador "air-lift" pode ser melhor explicado e definido se descrevermos, de antemão, uma forma primária desse equipamento, a coluna de bolhas, que está diretamente ligada ao seu desenvolvimento histórico. A coluna de bolhas consiste em um tanque que contém uma massa fluida ou um líquido, e através de um distribuidor na base do tanque é injetado gás, formando uma dispersão gás-fluido, onde bolhas de gás sobem através do fluido contido no tanque, contatando-o e deslocando-o. Colunas de bolhas são usadas como forma de agitador, absorvedor ou "stripper" e mais recentemente como reator e fermentador.

A agitação nesse tipo de equipamento é menos eficiente que a agitação mecânica, mas justifica-se seu uso pela ausência de partes móveis e baixo custo, em contrapartida ao misturador mecânico com acessórios e controles.

A agitação por injeção de gás tem aplicação real em líquidos corrosivos, fluidizando massa com alta porcentagem de sólidos, agitando vasos de altura pequena e em operações a altas temperaturas e pressões, ou mesmo para reduzir a potência da agitação mecânica.

O uso de tanques aerados para agitação é relativamente antigo. Desde o início do século já se usavam tanques "Pachuca" para lixiviamento de minérios. O tanque Pachuca é um vaso com fundo cônico (usualmente com um ângulo de 60 graus), sendo o ar

injetado no ápice do cone. O fundo cônico é pretendido para fixar a direção do movimento dos sólidos.

O que distingue um tanque "air-lift" de uma coluna de bolhas é a recirculação orientada do líquido através de um "downcomer". Este "downcomer" pode ser conseguido pela inserção de um tubo central na coluna de bolhas, que orientará o movimento do líquido.

A grande área interfacial e os altos coeficientes de transferência de massa e energia, obtidos em tanques "air-lift", viabilizam o seu uso na forma de contator.

Em fermentações aeróbicas esse contator tem vantagens de satisfazer uma alta demanda de oxigênio, com pequena energia colocada e ainda a possibilidade de fácil remoção do calor gerado no processo de fermentação utilizando-se "downcomers" externos, que podem funcionar como trocadores de calor.

Assim, o fermentador "air-lift" vem se tornando uma alternativa viável para o fermentador de tanque agitado clássico. Dentre as suas vantagens incluem-se a facilidade de construção em escala industrial, principalmente pela ausência de partes móveis, refletindo um custo de investimento relativamente baixo, e também baixo custo de operação, devido à baixa quantidade de energia requerida para sua operação.

O fermentador "air-lift" pertence a família dos "loop reactors", os quais são reatores (bio)químicos, no qual uma direção definida de circulação é produzida. As formas podem ser retangulares ou cilíndricas e com circulação interna ou externa.

No caso de reator com circulação interna, o gás pode ser injetado no tubo central ou no ânulo.

A despeito das vantagens que o reator bioquímico "air-lift" oferece, principalmente no manuseio de culturas aeróbicas, o mesmo não é largamente utilizado na indústria. Isto se deve, com algumas exceções, à falta do necessário "know-how" em seu projeto e operação. Uma razão a mais para o atraso da aplicação de biorreatores "air-lift", ou mesmo de coluna de bolhas, na indústria, é o aspecto econômico. A troca de biorreatores de tanque agitado por outro tipo de biorreator, mesmo mais econômico, é freqüentemente não atrativa, devido ao alto custo inicial e à longa durabilidade dos equipamentos existentes.

O uso do contator "air-lift" está dirigido para o campo de fermentações aeróbicas devido às vantagens já citadas anteriormente, nas altas taxas de transferência de oxigênio, e também nas possibilidades de remoção de calor gerado pela fermentação. Uma das aplicações muito citada na literatura é o uso do "air-lift" na produção de proteínas, "single-cell proteins".

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

Utilizando-se um fermentador "air-lift" o etanol poderá ser retirado do fermentador, à medida em que for produzido, por "stripping" em bolhas, usando o próprio gás carbônico produzido

na fermentação alcoólica, funcionando dessa forma, também, como um separador.

Esse processo apresentará clara vantagem sobre o processo convencional, pois a destilação será feita sobre uma quantidade menor de vinho, sendo este mais rico em etanol e livre de resíduos. Isso reduzirá a energia gasta para a concentração do etanol, pois a energia exigida numa coluna de destilação é elevada e, conseqüentemente, reduzirá as dimensões desse equipamento.

A retirada do etanol dar-se-á em circuito fechado, evitando também desperdícios de evaporação que ocorrem no processo convencional.

Estará sendo retirado o produto da reação, deslocando o equilíbrio desta na direção da formação do álcool, aumentando-se a velocidade de reação e conseguindo-se altas conversões. Com a retirada contínua de etanol estar-se-á mantendo uma concentração alcóolica suportável pelas leveduras. Isto facilitará uma fermentação contínua, que oferece vantagens sobre o processo convencional, como produção uniforme, melhor controle sobre a qualidade do produto, além de um aumento de produtividade, pois são evitadas as fases de limpeza e partida da coluna de destilação.

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

O "air-lift" também deverá promover uma agitação para a

necessária homogeneização do meio, além de poder fornecer oxigênio injetado na corrente de gás carbônico, à entrada do "air-lift", de acordo com as necessidades.

Estudos de fermentadores desse tipo são recentes, sendo grande a carência de literatura. No Brasil, em particular, não se tem conhecimento de estudos sobre fermentadores "air-lift".

Nota-se, em relação à literatura, uma fase mais antiga que trata da agitação de sistemas através da injeção de gás. Desta destacam-se:

Quillen<sup>21</sup> (1954) fez recomendações quanto ao volume de gás necessário para agitações com ar de vigos diferentes, apresentando correlações para o cálculo dessa vazão. Formulou, também, correlação que possibilita o cálculo do volume de ar necessário para elevar um volume de água ao longo de uma certa distância, o que ocorre em "air-lift" que tenha desnível entre a saída e a altura do líquido quando parado. O trabalho é bastante prático e visou soluções industriais, visto as proporções das grandezas.

Lamont<sup>10</sup> (1958) preocupou-se com a energia transferida do gás para o líquido na agitação por ar e relacionou, teoricamente, esta potência com a altura do fluido, sua massa específica, a pressão atmosférica e o volume de ar utilizado.

A literatura mais recente mostra a tendência de correlacionar propriedades hidrodinâmicas e de transferência de massa para, juntamente com as informações cinéticas, compor uma representação matemática de processos fermentativos em

reatores "air-lift". Tal modelo é necessário para projeto, otimização e controle de processos.

Calderbank e Moo-Young<sup>4</sup> (1961) correlacionaram o coeficiente de transferência de massa para o filme líquido em dispersões gasosas de fase contínua, através de grupos adimensionais e diâmetros de bolhas.

Schügerl e Lücke<sup>24</sup> (1977) estudaram o comportamento de biorreatores de coluna de bolhas com meio de cultura de leveduras, na ausência de células. Trataram das principais propriedades hidrodinâmicas e de transferência envolvidas e concluíram que estas propriedades são fortemente influenciadas pela composição do meio de cultura e do tipo de aerador. Foi mostrado que em biorreatores de coluna de bolhas, na ausência de anti-espumantes e com meios de cultura de baixa viscosidade, podem ser conseguidas altas taxas de transferência de oxigênio com pequena energia colocada. Concluíram que a coluna de bolhas é um reator econômico, especialmente para culturas aeróbicas.

Blenke<sup>3</sup> (1979) estudou, de maneira geral, a família dos "loop reactors", da qual o "air-lift" faz parte. Dentre os estudos estão a parte de dinâmica e hidrodinâmica de fluidos, e de fenômenos de transferência.

Moo-Yung e Blanch<sup>17</sup> (1981) trataram os reatores bioquímicos como reatores catalíticos heterogêneos, nos quais a taxa de transferência de massa controla completa ou significativamente a taxa global do processo, sendo promotora na reação. Preocuparam-se, especialmente, com a reologia do fluido



em operação e com o desempenho em diversos contatores.

Merchuk e Stein<sup>16</sup> (1981), utilizando um sistema "air-lift" de aproximadamente 4 metros de altura e "downcomer" externo, estudaram a variação do "gas hold-up" ao longo do "air-lift" através de uma técnica manométrica e a influência da velocidade superficial do gás na velocidade de circulação do líquido. A partir dos resultados experimentais mostraram que o "gas hold-up" varia apreciavelmente ao longo do sistema, tendo um máximo em muitos casos. Correlacionaram exponencialmente a velocidade do líquido em função da velocidade superficial do gás, concluindo que as constantes nessa correlação dependem da geometria do sistema e do regime do escoamento bifásico. Obtiveram, ainda, uma relação linear entre a velocidade local do gás e a velocidade superficial da mistura. Mostraram, também, que o valor médio do "gas hold-up" depende do tipo de distribuidor de gás e da resistência ao escoamento do fluido no circuito.

Gopal e Sharma<sup>17</sup> (1982) estudaram características hidrodinâmicas e de transferência de massa em reator "air-lift", o qual era constituído por tubos concêntricos de 0,11 e 0,2 m de diâmetro, com e sem recheio, onde o anulo atuava como "downcomer". Foram estudados os efeitos da viscosidade e da tensão superficial no regime de escoamento, na circulação do líquido, no "gas hold-up" e na queda de pressão. Valores da área interfacial e do coeficiente volumétrico de transferência de massa foram medidos por métodos químicos. Dentre suas conclusões destacam-se: uma descontinuidade no valor do "gas hold-up" para

certo valor da velocidade do gás, que é atribuída à mudança de regime de bolha para pulsante. A queda de pressão no "air-lift" é menor que em coluna de bolhas, enquanto que em recheio a queda de pressão é maior, devido à resistência oferecida por este. Os valores de coeficiente de transferência de massa são maiores que os obtidos em colunas de bolhas convencionais.

Utilizando um sistema "air-lift" de cilindros concêntricos de cerca de 15 dm<sup>3</sup> de capacidade, Dussap e Crosé (1982), estudaram o consumo de energia através de medidas de pressão, à entrada e à saída do sistema, confirmando que a energia consumida é sempre menor que a de um fermentador aerado e agitado clássico. Estudaram a área interfacial específica de transferência de massa pela técnica do sulfito de sódio e a relacionaram com a energia dissipada na agitação por unidade de volume e volume de líquido.

Bello, Robinson e Moo-Young<sup>2</sup> (1984) desenvolveram estudos de circulação e mistura de líquido em contadores "air-lifts" de tubos concêntricos e de "loops" externos, variando a velocidade superficial do gás e a razão entre as áreas do "downcomer" e do "riser". Nos dois tipos de contadores "air-lift" a velocidade de circulação de líquido foi encontrada ser dependente da raiz cúbica da velocidade superficial do gás no "riser", muito embora a relação entre as áreas do "downcomer" e do "riser" do "air-lift" seja o parâmetro que mais afeta a velocidade de circulação do líquido. Quanto ao tempo de mistura específico foi mostrado que este é ligeiramente maior para contadores "air-lift" de tubos concêntricos do que os de "loops"

externos, e que o tempo de mistura específico é somente dependente da relação entre a área do "downcomer" e do "riser", para um tipo específico de contator "air-lift".

Utilizando os mesmos contadores "air-lifts", Bello, Robinson e Moo-Young<sup>1</sup> (1985) estudaram características de "gas hold-up" e de transferência de oxigênio em água e em solução de cloreto de sódio. O "gas hold-up" no tubo central e o coeficiente volumétrico global de transferência de massa mostraram aumentar com o aumento da velocidade superficial do gás e da potência transferida pela injeção de gás. Para determinada potência específica, o "gas hold-up" e o coeficiente volumétrico de transferência de massa decresceram com o aumento da relação entre a área do "downcomer" e a do tubo central, devido ao aumento na velocidade de circulação de líquido. Afirmaram que a transferência de massa em contadores "air-lift" foi mais pobre que em colunas de bolhas, devido à alta velocidade de circulação do líquido no "riser", bem como à capacidade desprezível de transferência de massa na seção de "downcomer", embora esta conclusão contraste com a investigação de alguns autores.

A presente dissertação tem como objetivo fazer uma análise de um separador "air-lift" de geometria definida. Essa análise será especificamente em termos de conservação e transferência de massa e quantidade de movimento.

Pretende-se, com o trabalho, obter dados necessários para a modelagem do processo, possibilitando sua melhor visualização e, conseqüentemente, a aplicação em projeto, seu controle e

otimização.

O produto coeficiente de transferência de massa e área interfacial específica será obtido através da própria modelagem do processo, utilizando-se, quando necessário, correlações desenvolvidas e valores experimentais do trabalho.

O estudo da transferência de massa, parte principal do processo de separação, necessitará de estudos termodinâmicos (equilíbrio) e hidrodinâmicos (velocidade de circulação do líquido e "gas hold-up").

A abordagem de grandezas hidrodinâmicas será feita de maneira simples, de forma a permitir a obtenção de resultados com as condições e dados disponíveis. Esta abordagem difere completamente da existente na literatura, visto que será incluído o desnível entre a altura do líquido quando parado e a saída do tubo central como mais uma variável a influir no processo.

Os estudos foram desenvolvidos para um contator "air-lift" fixo, ou seja, de geometria definida. Variaram-se, então, grandezas hidrodinâmicas e físicas.

A mistura líquida utilizada foi etanol-água, principais componentes do mosto em uma fermentação alcoólica, e a temperatura fixada em 35°C, que normalmente é a temperatura ótima de fermentação.

Como gás de contato foi usado ar, devido à facilidade de manipulação, e à sua apolaridade, que o torna pouco solúvel em misturas polares, possibilitando simplificações no estudo do

equilíbrio termodinâmico.

Num objetivo mais amplo, pretende-se realizar trabalho experimental e obter-se parâmetros hidrodinâmicos e de transferência de massa, a fim de modelar um separador tipo "air-lift" e transmitir essa experiência para trabalhos futuros, em direção ao fermentador "air-lift".

## 2. ASPECTOS TERMODINAMICOS DO SISTEMA ETANOL-AGUA-AR

### 2.1 - INTRODUÇÃO

O estudo do equilíbrio termodinâmico do sistema bifásico etanol-água-ar se faz necessário, pois a teoria de transferência de massa em fase contínua apresenta equações para a taxa de transferência de massa, onde a concentração de equilíbrio faz parte da força motriz para a transferência de massa.

Visto que não se encontram dados de equilíbrio para esse sistema nas condições de operação e como uma medida de dados de equilíbrio não é o objeto de estudo da presente tese, usou-se dados de equilíbrio etanol-água existentes na literatura com simplificações que foram consideradas razoáveis, a fim de prever a pressão de equilíbrio do etanol-água em ar.

Utilizou-se, então, o conceito de umidificação, onde um líquido puro (volátil) e um gás insolúvel estão em contato. A saturação ou equilíbrio é alcançado quando a pressão parcial do líquido no gás for igual à sua pressão de vapor.

De acordo com Treybal<sup>(25)</sup>, para baixas pressões, essa pressão de equilíbrio será independente da natureza e da pressão do gás.

Considerou-se a mistura líquida etanol-água como um pseudo-líquido puro, e tendo-se em conta que o gás (ar) é pouco solúvel nesse pseudo-líquido, e que as pressões envolvidas também

são baixas, por analogia com a umidificação, o equilíbrio será atingido quando a pressão parcial dos vapores no gás for igual a pressão de vapor do pseudo-líquido. O ar não influenciará nessa pressão de vapor. Ela dependerá da temperatura, para o pseudo-líquido definido, isto é, uma composição definida.

Essa pressão parcial de equilíbrio ou pressão de vapor do pseudo-líquido (etanol-água) é a pressão total do equilíbrio líquido-vapor do etanol e água, a uma temperatura e composição definidas. Ela será obtida a partir de dados reais de equilíbrio líquido-vapor etanol-água à temperatura constante, obtidos na literatura. As frações de etanol e água na fase vapor também estão definidas no equilíbrio.

## 2.2 - TERMODINAMICA DO EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR

Em uma mistura de  $i$  componentes a condição de equilíbrio termodinâmico líquido-vapor é dado:

$$f_i^V = f_i^L \quad (2.1)$$

Onde,

$f_i^V$  = fugacidade do componente  $i$  na fase vapor.

$f_i^L$  = fugacidade do componente  $i$  na fase líquida.

A fugacidade de um componente em um mistura depende da

temperatura, pressão e composição dessa mistura.

Para relacionar  $f_i^V$  em função da temperatura, pressão e composição (normalmente fração molar) é útil a introdução do coeficiente de fugacidade ( $c_{fi}$ ).

$$c_{fi} = f_i^V / (y_i \cdot P) \quad (2.2)$$

Onde,

$y_i$  = fração molar do componente  $i$  na fase gasosa.

$P$  = pressão do sistema.

$c_{fi}$  = coeficiente de fugacidade do componente  $i$ .

O coeficiente de fugacidade depende da temperatura, pressão e em uma mistura multicomponente de todas as frações molares da fase vapor. Este, por definição, tende ao valor 1 para qualquer componente quando a pressão total tende a zero. A baixas pressões  $c_{fi} = 1$  é uma boa aproximação. Para gases ideais  $c_{fi} = 1$  e para gases não ideais o coeficiente de fugacidade pode ser calculado a partir de equações de estado.

Da mesma forma para a fase líquida, um coeficiente de atividade é definido para relacionar a fugacidade com grandezas mensuráveis (pressão, temperatura e composição).

$$c_{ai} = f_i^L / (x_i \cdot f_i^R) \quad (2.3)$$



Onde,

$a_i$  = coeficiente de atividade do componente  $i$ .

$x_i$  = fração molar do componente  $i$  na fase líquida.

$f_i^L$  = fugacidade do líquido  $i$  puro à pressão e temperatura do sistema.

$f_i^R$  = fugacidade em um estado de referência.

Nota-se que o coeficiente de atividade depende da fugacidade do estado de referência escolhido e este depende da conveniência. O estado de referência normalmente utilizado é o do líquido  $i$  puro à temperatura e pressão do sistema.

A fugacidade de um líquido puro ( $f_i^o$ ) à temperatura  $T$  e pressão  $P$  é dado por:

$$f_i^o = f_i^R =$$

$$= f_i^o \cdot \exp\left(\int_{P_i^v}^P v_i^L / (R \cdot T) \cdot dP\right) \quad (2.4)$$

Onde,

$f_i^o$  = fugacidade na saturação.

$v_i^L$  = volume molar do líquido  $i$ .

$R$  = constante universal dos gases.

$P_i^v$  = pressão de vapor do componente  $i$ .

O termo exponencial na equação (2.4) é chamado fator correção de Poyting (cP) e pode ser simplificado, tendo-se em conta que para temperaturas bem abaixo da crítica o líquido é considerado incompressível. Assim, como o volume independe da pressão:

$$c_p = \exp \left( \int_{P_i^v}^P v_i^L / (R.T) . dP \right) =$$

$$= \exp \left( v_i^L / (R.T) . (P - P_i^v) \right) \quad (2.5)$$

Na maioria dos casos o termo  $(P - P_i^v)$  e  $v_i^L$  são pequenos quando comparados a  $R.T$ , portanto o fator correção de Poyting é igual a 1.

Utilizando a definição de coeficiente de fugacidade, equação 2.2, para o componente i puro na saturação tem-se:

$$c_{f_i^s} = f_i^s / P_i^v \quad (2.6)$$

Onde,

$c_{f_i^s}$  = coeficiente de fugacidade do componente i  
puro na saturação.

$f_i^s$  = fugacidade do componente i puro na saturação.

Das equações (2.4), (2.5) e (2.6) chega-se à expressão da

fugacidade de um líquido i puro:

$$f_i^L = f_i^R = P_i^V \cdot c_{fi}^L \cdot c_P \quad (2.7)$$

Com a definição de coeficiente de atividade, equação 2.3, coeficiente de fugacidade, equação 2.2, e escolhido o estado padrão como sendo o do componente i puro à temperatura e pressão do sistema, equação 2.7, chega-se à expressão de equilíbrio:

$$c_{fi} \cdot y_i \cdot P = c_{ai} \cdot x_i \cdot P_i^V \cdot c_{fi}^L \cdot c_P \quad (2.8)$$

Como citado anteriormente, com poucas exceções,  $c_{fi}$  e  $c_P$  são próximos à unidade quando a pressão total  $P$  é suficientemente baixa (referência 23). Considerando que esta regra é válida para as condições do trabalho, já que as pressões envolvidas são baixas, chega-se à seguinte relação de equilíbrio:

$$c_{fi} \cdot y_i \cdot P = c_{ai} \cdot x_i \cdot P_i^V \quad (2.9)$$

### 2.3 - CALCULO DO COEFICIENTE DE ATIVIDADE PARA A MISTURA ETANOL-ÁGUA

A curva de equilíbrio em uma determinada temperatura só poderá ser caracterizada se valores do coeficiente de atividade ( $c_{ai}$ ) forem conhecidos, equação 2.9.

O coeficiente de atividade pode ser obtido através de dados experimentais, os quais servem para ajustar parâmetros para modelos de coeficiente de atividade em função da composição e temperatura.

Dados de equilíbrio etanol-água à temperatura constante foram obtidos através da referência (7), que é uma coletânea de diversas referências.

O modelo escolhido para ajustar o coeficiente de atividade em função da composição foi o UNIQUAC (Universal Quasi Chemical), devido a sua melhor base teórica e aplicabilidade em diferentes soluções, inclusive soluções contendo água e álcoois (referência 23).

O coeficiente de atividade se relaciona com a composição, para um sistema binário, no modelo UNIQUAC, pela equação:

$$\begin{aligned} \ln(a_i) = & \ln(c_{fi}/x_i) + z/2 \cdot q_i \cdot \ln(\theta_i/c_{fi}) + \\ & c_{fj} \cdot (l_i - r_i/r_j \cdot \ln(j)) - q_i \cdot \ln(\theta_i + \theta_j \cdot T_{ji}) + \\ & \theta_j \cdot q_i \cdot (T_{ji}/(\theta_i + \theta_j \cdot T_{ji}) - T_{ij}/(\theta_j + \theta_i \cdot T_{ij})) \end{aligned} \quad (2.10)$$

Para  $i=1, j=2$  e  $i=2, j=1$

Sendo que,

$$l_i = (z/2) \cdot (r_i - q_i) - (r_i - 1)$$

$$c_{fi} = x_i \cdot r_i / (x_i \cdot r_i + x_j \cdot r_j)$$

$$\theta_i = x_i \cdot q_i / (x_i \cdot q_i + x_j \cdot q_j)$$

$$\ln T_{ij} = - D_{ij} / (R \cdot T)$$

Onde,

$z = 10$  (número de coordenação).

$x_i$  = fração molar do componente  $i$ .

$r_i, q_i$  = parâmetros para componentes puros, respectivamente medidas do volume molecular de Van der Waals e área da superfície molecular.

$D_{ij}$  = parâmetros do modelo UNIQUAC, que devem ser ajustados pelos dados experimentais de equilíbrio.

$R$  = constante universal dos gases.

$T$  = temperatura absoluta.

Os valores dos parâmetros dos componentes puros  $r_i$  e  $q_i$  foram obtidos na referência (23) e são apresentados na tabela (2.1).

Os parâmetros  $D_{12}$  e  $D_{21}$  já foram ajustados pela referência (7) para o sistema etanol-água a temperatura constante e são apresentados na tabela (2.2).

Assim, com base nos parâmetros binários obtidos, tabela 2.2, obtém-se a variação do coeficiente de atividade com a composição para o sistema binário etanol-água, para as temperaturas 30, 40, 50 e 55 C.

Para faixas de temperaturas moderadas é sugerido, com base em resultados experimentais, pela referência (23), que o coeficiente de atividade, para composição constante, varie com a temperatura na forma da equação:

$$(\ln a_{ai})_{\text{composição constante}} = c + d/TK \quad (2.11)$$

Onde,

TK = temperatura em K.

$a_{ai}$  = coeficiente de atividade do componente i.

c, d = parâmetros ajustáveis.

Com as equações (2.10) e (2.11) pode-se obter o coeficiente de atividade para a mistura estudada em função da composição e temperatura.

#### 2.4 - SIMULAÇÃO DO EQUILÍBRIO ETANOL-ÁGUA-AIR

O programa SUBEQ, apêndice D, em linguagem BASIC, calcula o coeficiente de atividade para a solução etanol-água, em função da composição para temperaturas de 30, 40, 50 e 55 C, utilizando a equação (2.10), e com base nos parâmetros binários conseguidos, tabela (2.2).

O programa ajusta pelo método dos mínimos quadrados os coeficientes c e d da equação (2.11) e prediz a pressão de vapor

parâmetros	substância	
	água	etanol
ri	0,9200	2,1055
qi	1,4000	1,972

Tabela 2.1 - Parâmetros ri e qi de componentes puros.

temperatura (C)	Du12 (cal/mol)	Du21 (cal/mol)	referência dos dados de equilíbrio
30	291,8028	-27,7225	D'avila S.G. e Silva R.S.F. (1970)
40	179,9738	66,6984	Mertl I. (1972)
50	-70,4680	381,1778	Dulitskaya K.A. (1945)
55	39,0961	235,6714	Mertl I. (1972)

Tabela 2.2 - Parâmetro binário do UNIQUAC.

do etanol e da água pela equação de Antoine:

$$P_v(\text{etanol}) = \exp (18,9119 - 3803,98 / (TK - 41,68)) \quad (2.12)$$

$$P_v(\text{água}) = \exp (18,5849 - 3984,93 / (TK - 39,724)) \quad (2.13)$$

Onde,

$P_v$  = pressão de vapor em mmHg.

A expressão (2.12) foi obtida na referência (23) e é válida para a faixa de temperatura de -3 a 96 C e a expressão (2.13) foi obtida na referência (7) e é válida para a faixa de temperatura de 1 a 100 C.

Utilizando as equações (2.9) e (2.11) o programa SUBEQ calcula a pressão de saturação do etanol-água no gás, ou seja, o termo de pressão total (P) da equação (2.9), isso a uma determinada temperatura, e uma determinada composição da fase líquida. Calcula também a pressão exercida pelo etanol e pela água, com a hipótese de gás ideal.

Esse programa será utilizado como subrotina no programa para o cálculo do coeficiente de transferência de massa.



### 3. PARTE EXPERIMENTAL

#### 3.1 - INTRODUÇÃO

As necessidades experimentais levaram à montagem de um equipamento, com o qual, por diversos procedimentos experimentais, foram determinados parâmetros exigidos à realização do trabalho.

A finalidade principal da montagem é promover a separação etanol-água, por meio de um tanque "air-lift", usando-se ar como agente de desabsorção ("stripper"), mas ela também servirá para a determinação de parâmetros hidrodinâmicos, quais sejam, o "gas hold-up" e a velocidade de ascensão do líquido no tubo central.

Este capítulo tem o objetivo de descrever a montagem e os equipamentos utilizados nos procedimentos experimentais adotados no trabalho, bem como descrever tais procedimentos experimentais, necessários ao desenvolvimento da tese.

#### 3.2 - MONTAGEM EXPERIMENTAL

##### 3.2.1 - TANQUE "AIR-LIFT"

Construiu-se um tanque "air-lift" de acrílico, com seção reta quadrangular de lado 25 cm e altura 29,5 cm, sendo sua base uma pirâmide de altura 17,5 cm. A capacidade volumétrica do

tanque é 20 l. O tubo central, também de acrílico, tem diâmetro interno 7,2 cm e comprimento 36,9 cm. O injetor de gás consiste em um orifício simples de diâmetro 4 mm, situado no ápice da base do tanque "air-lift". No topo do tanque, à saída do tubo central, colocou-se uma placa defletora também de acrílico e quadrangular de lado 15,5 cm. Uma visualização do "air-lift" pode ser feita pelas figuras (3.1) e (3.2), e pelo esquema (3.5).

Para o controle da temperatura do tanque utilizou-se uma resistência elétrica blindada de potência 750 W, associada a um sistema de controle que consiste em um termômetro controlador de contato TWG, precisão 0,1 C, acoplado a um relê Schrack, de 10 A e 250 VCA, os quais também podem ser visualizados pelas figuras (3.1) e (3.2).

Para a coleta de amostras de líquido foram utilizadas quatro seringas de plástico de 2,5 cm<sup>3</sup>, dispostas ao longo do "air-lift" (figuras 3.1 e 3.2).

O ar era injetado no "air-lift" com o auxílio de um compressor IBRAM, de 1/2 CV e 3460 rpm, e sua vazão controlada por uma válvula globo (figura 3.3).

### 3.2.2 - CONDENSADOR

Utilizou-se um condensador de vidro, com área de troca térmica 1,5 m<sup>2</sup>, isolado termicamente do exterior por fibra de vidro (figura 3.4). Uma bomba centrífuga, SCHNEIDER de 1/3 CV e 3510 rpm, foi utilizada para a circulação da água de

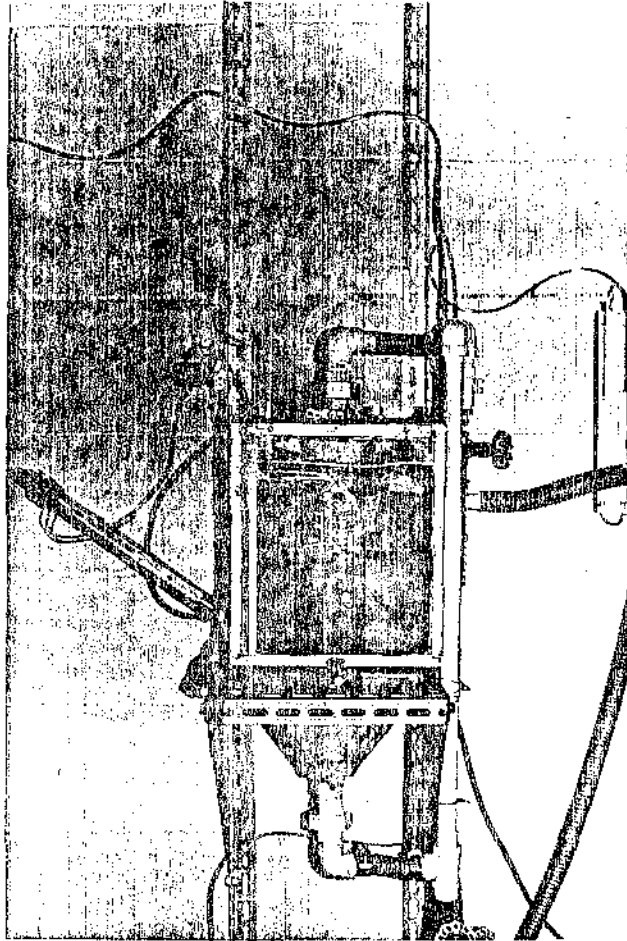


FIGURA 3.1 - "AIR-LIFT"

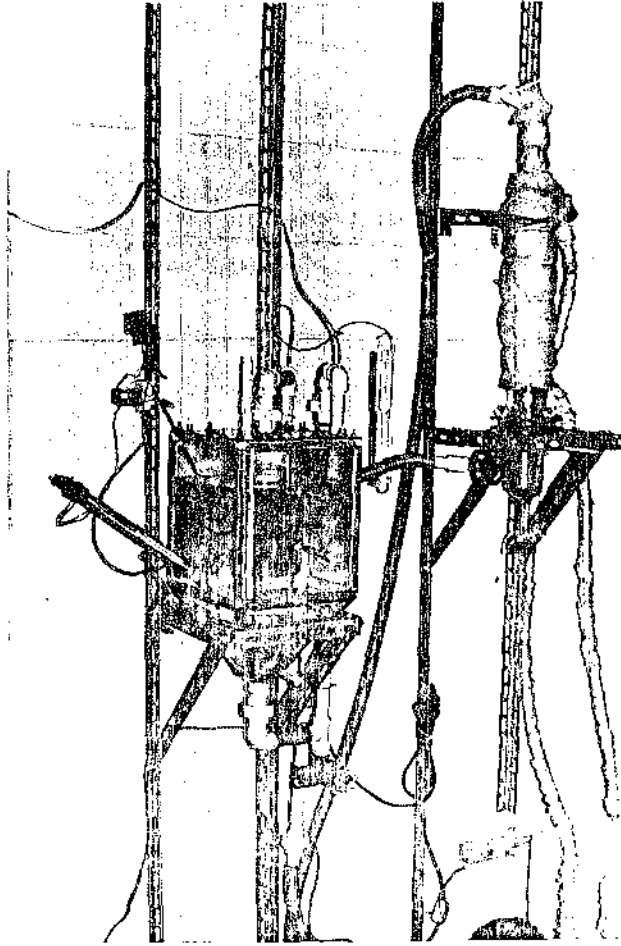


FIGURA 3.2- "AIR-LIFT" E CONDENSADOR

refrigeração, armazenada em um tanque de isopor (figura 3.3). A válvula na parte inferior do condensador permitia o armazenamento e a retirada de amostras líquidas para análise.

### 3.2.3 - EQUIPAMENTOS DE MEDIDAS

Para a medida da vazão de gás injetado no "air-lift" foram utilizados dois rotâmetros em tubo cônico de vidro (rotâmetro da OMEL), tendo-se construído flutuadores de PVC de tal forma que suas calibrações, apresentadas no apêndice E, permitissem utilizar vazões de ar de 4 a 80 l/min a 25 C e 1 atm (figura 3.3).

As pressões à entrada e saída do tanque foram medidas através de manômetros em formato de "U", tendo como líquido manométrico água (figura 3.3).

Colocou-se um manômetro diferencial simples entre a entrada e a saída do tubo central do "air-lift" para se medir a diferença de pressão estática (DP) entre esses dois pontos do tubo central. As tomadas de pressão foram adaptadas de tal forma a não sofrerem influências da velocidade de circulação da dispersão gás-líquido. A figura 3.6 mostra o referido manômetro diferencial.

O volume de líquido no "air-lift" era observado através de uma marcação de nível previamente calibrada e fixada no tanque (figuras 3.1 e 3.2).

Termômetros foram colocados no tanque "air-lift" (figura

3.1) e à entrada e saída do condensador (figura 3.4).

Para a determinação das concentrações das amostras de líquido empregou-se um refratômetro ABBE marca ATAGO, precisão 0,0001. Um banho ultra termostático refrigerado, de precisão 0,05 C, marca FANEM, foi utilizado para que o índice de refração fosse determinado à temperatura constante de 20 C. A curva de calibração da concentração de etanol pelo índice de refração é encontrado no apêndice F.

### 3.3 - PROCEDIMENTOS EXPERIMENTAIS

#### 3.3.1 - DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE MASSA X AREA INTERFACIAL ESPECIFICA (FASE GASOSA) PARA O ETANOL (Koy.ai)

O experimento que possibilita a determinação do Koy.ai é o mais complexo e importante pois, além de utilizar toda a montagem experimental, ele promove a separação etanol-água, que é o objetivo principal do "air-lift". Para tanto, seguiu-se a seguinte maneira experimental:

Um determinado volume de mistura líquida etanol-água, com uma determinada concentração de etanol, era colocado no tanque "air-lift" para dar início ao processo de separação. O sistema de controle de temperatura era ligado operando-se à temperatura de 35 C. Circulava-se no condensador a água de refrigeração a uma vazão fixa de 2,8 l/s. A água de refrigeração era mantida a 0 C

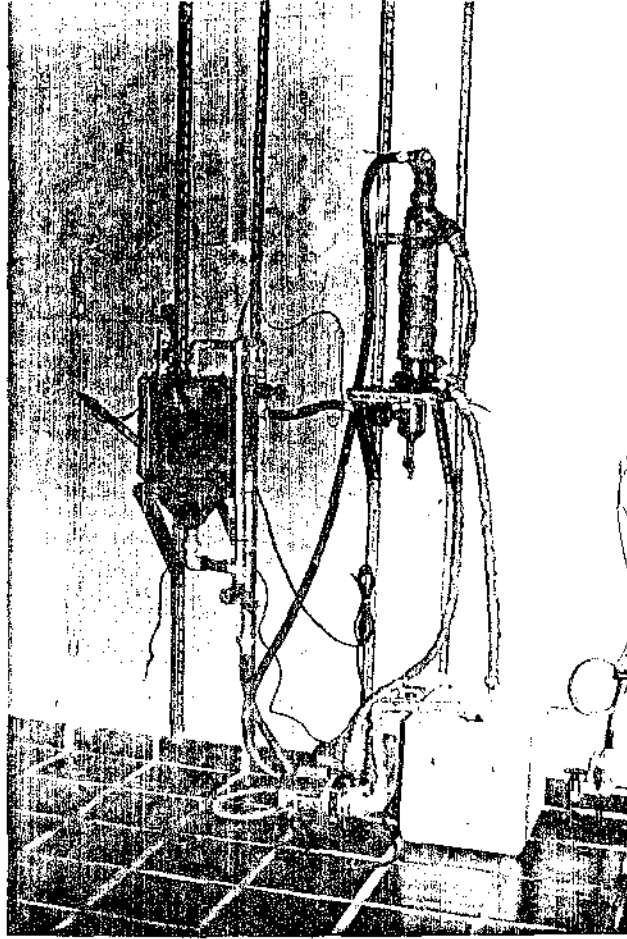


FIGURA 3.3 - Separação etanol-água por "air-lift"  
(Montagem experimental)

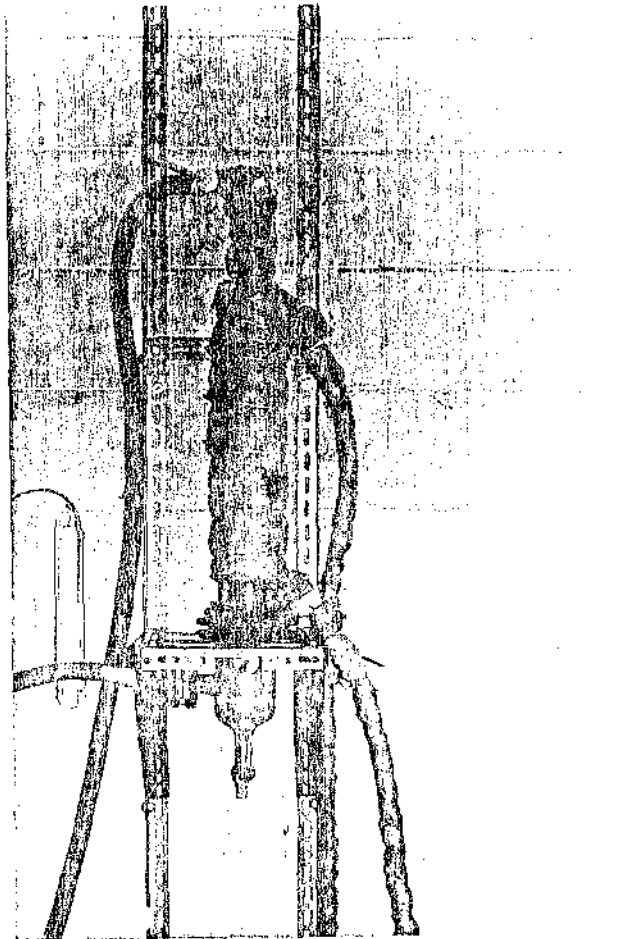


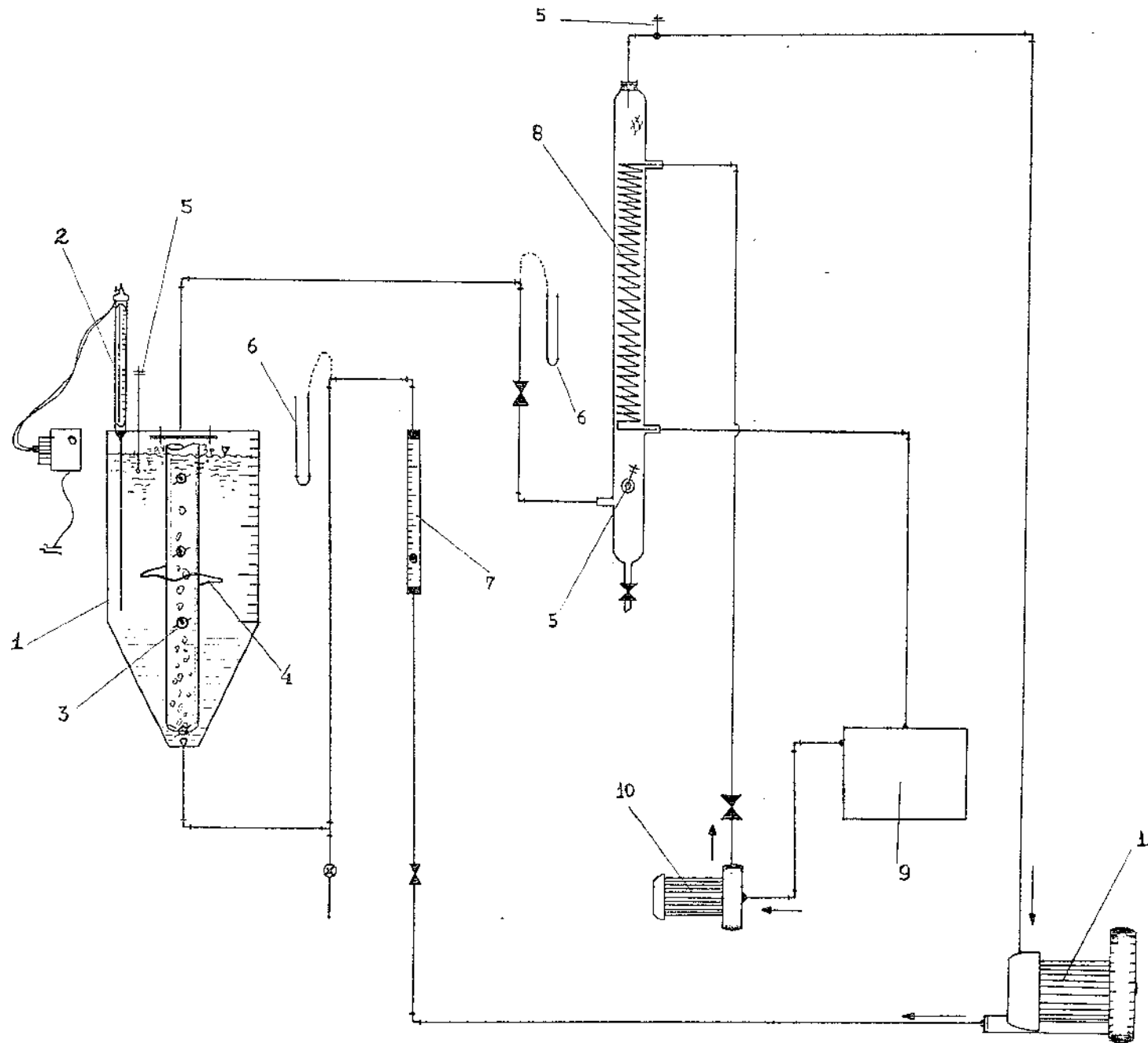
FIGURA 3.4 - CONDENSADOR



com o auxílio de gelo. O compressor também era ligado e a vazão de ar ajustada.

O ar era injetado na base do "air-lift", provocando um borbulhamento. O tubo central era totalmente tomado pela mistura gás-líquido formada, e tinha início uma circulação orientada do líquido em torno do tubo central. A placa defletora, instalada à saída do tubo central, impedia que líquido fosse transportado, por arraste, para fora do "air-lift". O ar deixava o "air-lift" pela parte superior do tanque enriquecido de etanol e água, devido à transferência de massa obtida pelo contato entre as bolhas de gás e o líquido. O ar enriquecido entrava pela parte inferior do condensador, onde havia a condensação do etanol e da água. Os componentes não condensáveis (ar) deixavam o condensador pela sua parte superior. O processo pode ser melhor visualizado pela figura (3.5).

Os medidores de temperatura e pressão indicavam o estabelecimento de um "estado estacionário" e iniciava-se a obtenção de dados experimentais. Em períodos de tempo eram observados a temperatura no "air-lift", da entrada e saída do condensador, a pressão à entrada e saída do "air-lift". Anotava-se o volume de condensado obtido num determinado tempo e procedia-se a retirada de quatro amostras de líquido do "air-lift" e também do condensado. As amostras eram analisadas a 20 C no refratômetro, a fim de se determinar suas concentrações. Deixava-se o processo em operação, e essa continuidade era responsável pelas variações na concentração do líquido no



- 1 - "AIR-LIFT"
- 2 - CONTROLE DE TEMPERATURA
- 3 - TOMADA DE AMOSTRA
- 4 - RESISTÊNCIA
- 5 - TERMÔMETRO
- 6 - MANÔMETRO
- 7 - ROTÂMETRO
- 8 - CONDENSADOR
- 9 - ÁGUA DE REFRIGERAÇÃO
- 10 - BOMBA
- 11 - COMPRESSOR

FIGURA 3.5 - SEPARAÇÃO ETANOL-ÁGUA POR "AIR-LIFT"

"air-lift" e o volume de líquido no "air-lift".

Dados experimentais foram obtidos para quatro vazões de ar: 64, 47, 20, 9 l/min. A faixa de concentração volumétrica de etanol no "air-lift" foi variada de 0,23 a 0,023 e o volume de líquido no "air-lift" foi variado de 19000 a 14000 cm<sup>3</sup>. Os resultados experimentais podem ser encontrados no apêndice A.

### 3.3.2 - DETERMINAÇÃO DO "GAS HOLD-UP"

A fim de se obter o "gas hold-up" para várias condições de funcionamento do sistema, adotou-se o seguinte procedimento experimental.

Operando à temperatura de 35 C; fixava-se uma altura inicial de líquido (água destilada) e variava-se a vazão de gás, desde que esta vazão provocasse uma circulação de líquido no "air-lift" e assim todo o tubo central do "air-lift" era tomado pela mistura gás-líquido. Desta maneira, tomava-se a leitura do manômetro diferencial (figura 3.6), a qual possibilitava o cálculo do "gas hold-up" para as condições do sistema.

A diferença de altura entre as tomadas de pressão estática (L) era de 36,9 cm, correspondendo ao comprimento do tubo central do "air-lift".

A altura de líquido parado era expressa através de DH que corresponde ao desnível entre o nível de líquido em repouso e a saída do tubo central do "air-lift". A figura (3.7) dá uma visão melhor de DH.

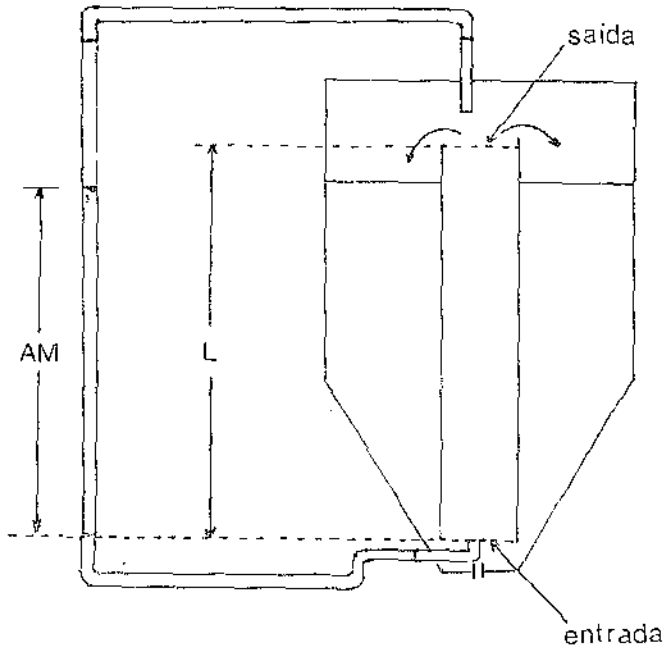


FIGURA 3.6 - Manômetro diferencial

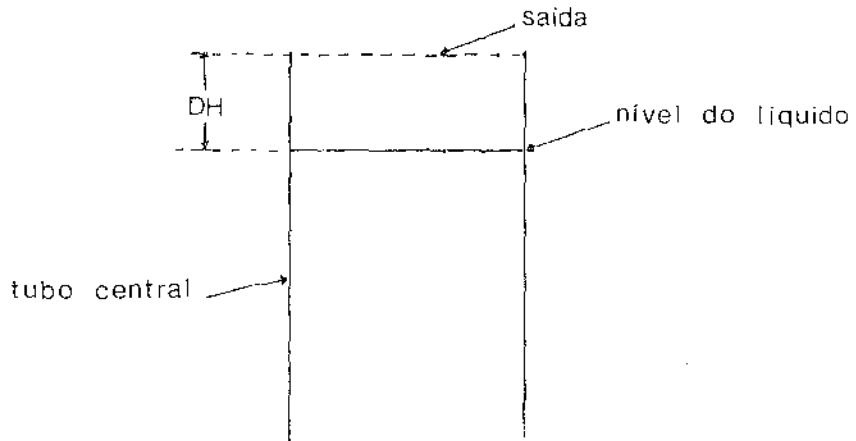


FIGURA 3.7 - DESNÍVEL (DH)

Os resultados experimentais relativos ao "gas hold-up" são apresentados no apêndice B.

### 3.3.3 - DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE ASCENSAO DO LIQUIDO NO TUBO CENTRAL DO "AIR-LIFT"

Para se determinar a velocidade de ascensão do líquido no tubo central em função da velocidade de ascensão do gás no tubo central e de valores de desníveis, foi adotado o seguinte procedimento experimental:

Lotava-se o "air-lift" com água até a altura desejada, e adicionava-se etanol (cerca de 300 ml). Colocava-se o sistema em funcionamento.

Era possível notar uma interface entre o etanol e a água, no ânulo do "air-lift", que descia lentamente. Como a área anular era grande e a turbulência pequena, era possível observar a descida dessa interface.

Assim, determinava-se o tempo necessário para que a interface percorresse um certo intervalo e determinava-se a velocidade do líquido no ânulo, e portanto a sua vazão para uma determinada vazão de gás.

Os resultados experimentais, correlacionando as velocidades superficiais do líquido e do gás, para três alturas diferentes, são apresentados no apêndice C.

## 4. ANÁLISE HIDRODINÂMICA DA DISPERSÃO GAS-LÍQUIDO

### 4.1 - INTRODUÇÃO

A análise de um processo, dentro do campo abrangido pela Engenharia Química, consiste em se desenvolver as equações de conservação e as equações que representem os fenômenos inerentes ao processo, de forma tal que permita a utilização dessas equações em projeto e "scale-up" do processo.

Para que isso ocorra é de importância que as equações representem bem o processo, isto é, as hipóteses consideradas devem ser tais que não interfiram na representatividade das equações.

Na análise de sistemas envolvendo transferências de momentum e massa é freqüente o aparecimento de variáveis hidrodinâmicas, como velocidades e "gas hold-up".

O objetivo do presente capítulo é o de através dos resultados experimentais, ou com a comprovação do resultados experimentais, descrever a velocidade de ascensão do líquido no tubo central e o "gas hold-up", em função de variáveis geométricas e físicas do sistema, pois estas duas variáveis determinam em última análise a eficiência de contato gás-líquido.

Especificamente, pretende-se desenvolver modelos, pelos quais se obtenha o "gas hold-up" e a velocidade de ascensão do líquido no tubo central, em função de variáveis do sistema. O

modelo desenvolvido para o "gas hold-up" será utilizado na medida experimental do próprio "gas hold-up" e a partir dos dados experimentais sugerir-se-á uma correlação para representá-lo. Pretende-se também obter um modelo para representar o "gas hold-up" na iminência da circulação do líquido, o qual será útil no desenvolvimento do balanço de energia, necessário ao modelo da velocidade de ascensão do líquido. Quanto à velocidade de ascensão do líquido no tubo central, pretende-se obter dados experimentais e utilizá-los para compor o modelo de velocidade de ascensão do líquido e assim ajustar seus coeficientes.

As correlações obtidas no presente capítulo serão utilizadas para representar o processo hidrodinâmico, quando se fizer necessário dentro da análise do sistema "air-lift".

#### 4.2 - "GAS HOLD-UP"

"Gas hold-up" ( $\phi$ ), em uma mistura gás-líquido, é definido como a fração volumétrica de gás na dispersão. Assim, se para um determinado volume (Vol) de dispersão gás-líquido, (Volg) for o volume ocupado pela fase gasosa, então, o "gas hold-up" ( $\phi$ ) é definido por:

$$\phi = \text{Volg} / \text{Vol} \quad (4.1)$$

Esta grandeza deve ser determinada pois é imprescindível no cálculo da velocidade intersticial do gás e do líquido.

necessárias para a modelagem do sistema e conseqüentemente para a obtenção do coeficiente de transferência de massa (capítulo 5).

A importância do "gas hold-up" na transferência de massa deve-se também ao fato de que ele está ligado à área interfacial, ou seja, o "gas hold-up" juntamente com o diâmetro das bolhas e dimensões do sistema definem a área de contato entre as fases, na qual ocorre a transferência de massa e que tem influência direta na taxa de transferência de massa.

#### 4.2.1 - CALCULO DO "GAS HOLD-UP"

Considerando o escoamento unidirecional e com perfil de velocidade constante na seção reta do tubo central do "air-lift", o balanço de momentum nesse tubo central nos leva a:

$$dP/dz = - \rho_d \cdot g \quad (4.2)$$

Onde,

$P$  = pressão estática (cmH<sub>2</sub>O).

$z$  = altura no "air-lift" (cm).

$\rho_d$  = massa específica da dispersão gás-líquido (g/cm<sup>3</sup>).

$g$  = aceleração da gravidade (cm/s<sup>2</sup>).

A massa específica da dispersão gás-líquido ( $\rho_d$ ) pode ser descrita como a média entre a massa específica do líquido e do



gás, ponderando-se o volume ocupado pelas fases através do "gas hold-up", como mostra a equação (4.3).

$$p_d = p_l \cdot (1 - \phi) + p_g \cdot \phi \quad (4.3)$$

Onde,

$p_l$  = massa específica da fase líquida (g/cm<sup>3</sup>).

$p_g$  = massa específica da fase gasosa (g/cm<sup>3</sup>).

Como a massa específica da fase gasosa é bem menor que a da fase líquida, pode-se desprezar o termo ( $p_g \cdot \phi$ ) frente a ( $p_l \cdot (1 - \phi)$ ). Assim a equação (4.3) torna-se:

$$p_d = p_l \cdot (1 - \phi) \quad (4.4)$$

Desta forma a equação (4.2) pode ser reescrita, utilizando-se a equação (4.4):

$$dP/dz = - p_l \cdot (1 - \phi) \cdot g \quad (4.5)$$

Considerando-se escoamento isotérmico e como a variação de pressão no percurso da bolha é pequena, pode-se supor que o volume da bolha seja praticamente constante durante o seu percurso, em regime permanente. Isso assumindo-se também que os

efeitos de transferência de massa são desprezíveis.

Essas hipóteses conduzem a assumir que o "gas hold-up" seja independente da altura, assim como da massa específica do líquido. Desta forma, integrando-se a expressão (4.5) ao longo de todo o comprimento do tubo central, chega-se:

$$DP = p_l \cdot g \cdot (1-\phi) \cdot L \quad (4.6)$$

Onde,

DP = variação da pressão estática entre a entrada e a saída do tubo central (cmH<sub>2</sub>O).

L = comprimento do tubo central do "air-lift" (cm).

Manipulando-se a equação (4.6), chega-se:

$$\phi = 1 - \frac{DP}{p_l \cdot g \cdot L} \quad (4.7)$$

#### 4.2.2 - CORRELAÇÃO DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS PARA A OBTENÇÃO DO "GAS HOLD-UP"

O procedimento experimental que leva a obtenção do "gas hold-up" para diversas condições de funcionamento do sistema, está descrito no capítulo 3 e os resultados experimentais estão no apêndice B.

Esses resultados foram conseguidos utilizando-se água destilada para os testes, implicando na consideração de que a densidade e a tensão superficial não influem significativamente nos resultados, pois o funcionamento do "air-lift", para medidas de transferência de massa, se dará utilizando uma mistura etanol-água, com baixas concentrações de etanol.

O líquido manométrico também era água. Isso simplificou a equação (4.7) para:

$$\phi = 1 - AM / L \quad (4.8)$$

Onde, AM é a diferença de altura do fluido manométrico em relação a posição de repouso, em cm.

Os resultados experimentais relativos ao "gas hold-up" estão representados no gráfico (4.1).

Através do método dos mínimos quadrados aproximou-se uma curva para representação dos dados experimentais (apêndice B), como resultado obteve-se:

$$\phi = 60,78 \cdot V_g^{0,138} \cdot (DH/L)^{0,719} \quad (4.9)$$

Onde,

$V_g$  = velocidade superficial do gas, em cm/s.

O erro médio calculado para a curva acima em relação aos pontos experimentais foi de 6%.

#### 4.2.3 - CIRCULACAO IMINENTE

O estudo da velocidade de ascensão do líquido no tubo central (item 4.3) requer como subsídio o estudo do "gas hold-up" na iminência da circulação do líquido contido no "air-lift".

O estado de circulação iminente será definido como o estado em que se observa a maior vazão de gás possível, sem que se precipite a circulação de líquido no "air-lift".

Nesse estado o sistema se comporta como se estivesse estático, assim pode-se dizer que a pressão em uma determinada seção reta do "air-lift" é constante. Ou seja, os pontos A e B da figura (4.1) estão submetidos a mesma pressão.

$$P_A = P_B \quad (4.10)$$

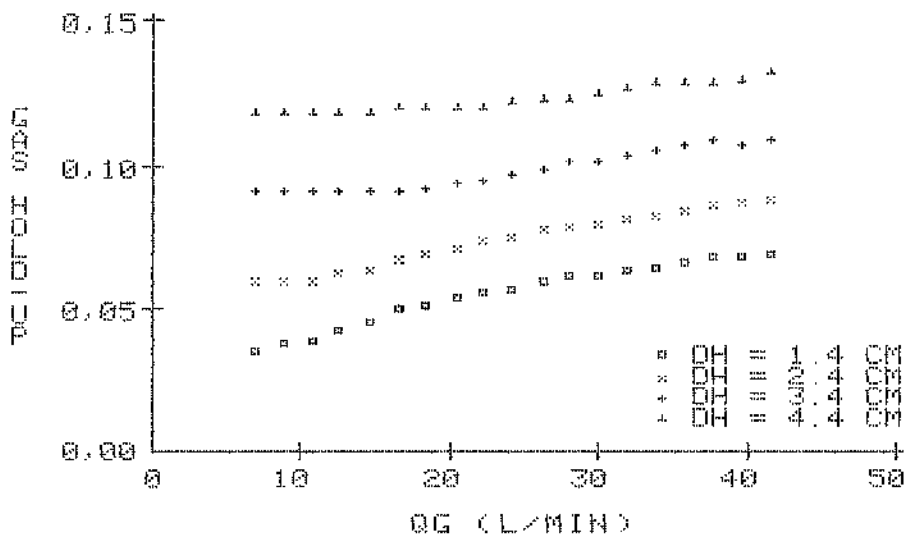


Gráfico 4.1 - Dependência do "gas hold-up" com a vazão de ar e o desnível.

Onde  $P_A$  e  $P_B$  são as pressões nos pontos A e B, respectivamente, quando no estado de circulação iminente.

A pressão no ponto B pode ser escrita como a pressão da coluna da dispersão gás-líquido somada à pressão no ponto C, também visualizado na figura (4.1). Assim,

$$P_B = \rho_d \cdot g \cdot L + P_C \quad (4.11)$$

Utilizando-se a equação (4.4), a equação (4.11) torna-se:

$$P_B = \rho_l \cdot (1-\phi_i) \cdot g \cdot L + P_C \quad (4.12)$$

Onde  $(\phi_i)$  é o "gas hold-up" na iminência da circulação.

Da mesma forma a pressão hidrostática no ponto A ( $P_A$ ) pode ser descrita pela pressão da coluna líquida no ânulo do "air-lift", somada à pressão no ponto C.

$$P_A = \rho_l \cdot g \cdot (H + DH_a) + P_C \quad (4.13)$$

Onde,

$H$  = nível do líquido no "air-lift" em repouso, em relação à entrada do tubo central, em cm.

$DH_a$  = desnível provocado no ânulo do "air-lift", na situação de iminência de circulação em relação ao estado de

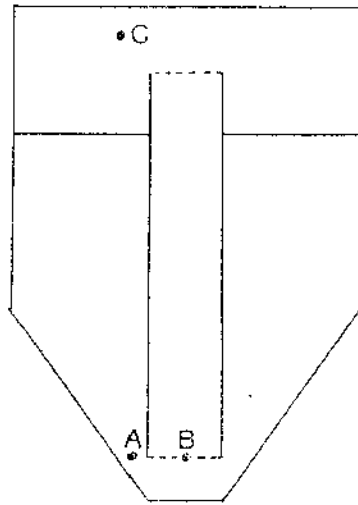


FIGURA 4.1 – Localização dos pontos A, B e C no "air-lift"

repouso, em cm.

O volume de líquido no ânulo do "air-lift", quando em circulação iminente, poderá ser diferente de seu volume quando em repouso. Este pode ser maior ou menor dependendo do "gas hold-up" e do desnível DH (figura 3.7). A variação desse volume é descrita da seguinte forma:

$$DV = V_i - V_r \quad (4.14)$$

Onde,

DV = variação do volume do ânulo no estado de iminente circulação, em relação ao estado de repouso, em cm<sup>3</sup>.

V<sub>i</sub> = volume ocupado pela fase gasosa no tubo central do "air-lift", na iminência da circulação, em cm<sup>3</sup>.

V<sub>r</sub> = volume livre do tubo central do "air-lift", na situação de repouso, em cm<sup>3</sup>.

A equação (4.14) pode ser reescrita na forma:

$$DV = \delta i \cdot A \cdot L - A \cdot DH \quad (4.15)$$

Sendo (A) a área do tubo central do "air-lift".

Como a área do ânulo, onde ocorre a variação de nível, é



constante, pode-se escrever a equação (4.15), na forma:

$$A_{ext} \cdot D_{Ha} = \rho_i \cdot A \cdot L - A \cdot D_H \quad (4.16)$$

Onde,

$A_{ext}$  = área do ânulo onde ocorre a variação do nível do líquido, em  $cm^2$ .

$D_{Ha}$  = variação do nível de líquido no ânulo quando da circulação iminente em relação ao repouso, em  $cm$ .

Assim, da equação (4.16),

$$D_{Ha} = E \cdot \rho_i \cdot L - E \cdot D_H \quad (4.17)$$

Sendo,

$$E = A / A_{ext} \quad (4.18)$$

Tendo-se a variação do nível de líquido no ânulo, pode-se escrever a pressão hidrostática no ponto A, equação (4.13), na forma:

$$P_A = \rho_l \cdot g \cdot (H + E \cdot \rho_i \cdot L - E \cdot D_H) + P_C \quad (4.19)$$

Substituindo-se as expressões (4.12) e (4.19) em (4.10) e

simplificando-se alguns termos, chega-se:

$$(1 - \phi_i) \cdot L = H + E \cdot \phi_i \cdot L - E \cdot DH \quad (4.20)$$

Desenvolvendo a equação (4.20) e isolando-se  $(\phi_i)$ , tem-se:

$$\phi_i = DH / L \quad (4.21)$$

A tabela 4.1 mostra a comparação entre o "gas hold-up" na circulação iminente experimental, obtido pelo gráfico 4.1, e o calculado pela expressão (4.21), para quatro valores do desnível.

O erro médio encontrado foi de 3,5% e o valor da constante L, para o equipamento estudado, foi 36,9 cm.

Conclui-se, assim, que a pressão estática nos pontos A e B, na situação de iminência de circulação, não se altera, ou seja, é igual à situação de repouso, pois não há variação de altura de líquido no ânulo do "air-lift". Isto pode ser observado substituindo-se a equação (4.21) na expressão de variação de volume do ânulo (equação 4.15), tendo-se como resultado  $DV = 0$ . Nota-se também que o fator geométrico E, que relaciona as áreas do tubo central e do ânulo do "air-lift", não tem importância no cálculo do "gas hold-up" na iminência da circulação.

desnível (DH) (cm)	ódi exp. (%) gráfico 4.1	ódi (%) eq. 4.21	erro (%)
1,4	3,5	3,8	8
2,4	6,1	6,5	6
3,4	9,2	9,2	0
4,4	11,9	11,9	0

Tabela 4.1 - Comparação entre ódi experimental (obtido pelo gráfico 4.1 e ódi teórico (obtido pela equação 4.21).

#### 4.3 - VELOCIDADE DE ASCENSAO DO LIQUIDO NO TUBO CENTRAL

A injeção de gás no sistema "air-lift" faz com que se consiga uma circulação do líquido contido no "air-lift". Esta circulação é ordenada pelo tubo central existente no "air-lift" e embora sendo moderada pode ser de importância para determinados processos. A vazão de circulação do líquido pode ser utilizada, então, para espelhar a potência na agitação do líquido.

Além disso, nota-se que a velocidade de ascensão do líquido é diferente da velocidade de ascensão do gás em contato com ele. Esta característica pode ser de importância para a determinação de parâmetros, no estudo dos fenômenos de transferência de massa, uma vez que um elemento de gás contata elementos diferentes de líquido durante sua permanência no "air-lift".

##### 4.3.1 - DETERMINAÇÃO TEORICA DA VELOCIDADE DE ASCENSAO DO LIQUIDO NO TUBO CENTRAL

A velocidade superficial de ascensão do líquido no tubo central será correlacionada com variáveis do sistema. Para tanto desenvolver-se-á um balanço de energia no "air-lift". Considerando-se a temperatura constante e o sistema isolado, um balanço de energia no "air-lift" pode ser escrito da seguinte forma:

$$E_t = E_p + E_f + E_c \quad (4.22)$$

Onde,

$E_t$  = energia total transferida para o "air-lift".

$E_p$  = energia potencial necessária para manter o líquido desnivelado em relação ao nível de repouso.

$E_f$  = energia perdida pelo impacto na placa defletora.

$E_c$  = energia cinética desenvolvida.

Outras formas de energia podem ser desprezadas frente aos termos da equação (4.22), como o atrito da mistura gás-líquido nas paredes do tubo central e o atrito do líquido com as paredes do ânulo, já que as paredes são lisas e de comprimento pequeno e as velocidades envolvidas baixas. A aceleração das bolhas também é baixa devido a pequena diferença de pressão a que estas estão submetidas.

A energia total transferida para o "air-lift" pode ser calculada considerando um equipamento hipotético com o comprimento do tubo central infinito, isto é, com o tubo central suficientemente grande para comportar a elevação de altura do líquido de tal forma que não haveria velocidade de circulação do líquido. Neste caso a energia perdida por atrito na placa defletora ( $E_f$ ) e a energia cinética desenvolvida ( $E_c$ ) serão nulas, já que a velocidade do líquido envolvido é nula. Assim, a equação (4.22) se torna:

$$E_t = E_p \quad (4.23)$$

A energia potencial colocada ( $E_p$ ) pode ser descrita como sendo a energia necessária para manter o líquido desnivelado em relação ao seu estado de repouso. Em termos de altura do desnível, essa energia total transferida ao "air-lift" assume a forma:

$$E_p = \rho_l \cdot g \cdot D / 2 \quad (4.24)$$

Onde,

$\rho_l$  = massa específica do líquido em g/cm<sup>3</sup>.

$g$  = aceleração da gravidade em cm/s<sup>2</sup>.

$D$  = altura da desnível da coluna líquida no tubo central do "air-lift", em relação ao seu estado de repouso, quando não há velocidade de líquido envolvida.

Obteve-se, assim, a energia total transferida ao sistema ( $E_t$ ) em função de outras variáveis do sistema (equação 4.24).

O balanço de energia descrito pela equação (4.22) será agora aplicado para o sistema em seu estado e funcionamento normal, ou seja, com o tubo central de comprimento definido ( $L$ ) e havendo circulação do líquido contido no "air-lift".

Um dos termos da equação (4.22) é a energia potencial necessária para manter o líquido desnivelado em relação ao nível

de repouso ( $E_p$ ). Esta pode ser escrita como na equação (4.24) e a energia potencial envolvida pode ser expressa na forma da equação (4.25):

$$E_p = \rho_l \cdot g \cdot DH / 2 \quad (4.25)$$

Onde DH é o desnível provocado na coluna de líquido do tubo central quando do funcionamento do sistema.

O termo da equação (4.22) de energia perdida no atrito com a placa defletora ( $E_f$ ) será considerado proporcional à velocidade do líquido e à área de impacto. Assim, pode-se escrever:

$$E_f = m \cdot (V_l / (1-\phi))^n \cdot (1-\phi)^q \quad (4.26)$$

Onde m, n e q são constantes e  $V_l$  é a velocidade superficial do líquido.

A energia cinética ( $E_c$ ) pode ser descrita pela expressão:

$$E_c = (1/2) \cdot \rho_l \cdot (V_l / (1-\phi))^2 \quad (4.27)$$

Substituindo-se as expressões (4.24), (4.25), (4.26), (4.27) em (4.22), tem-se:

$$p1.g.D = p1.g.DH + 2.m.(V1/(1-\phi))^n.(1-\phi)^q + p1.(V1/(1-\phi))^2 \quad (4.28)$$

Simplificando a expressão (4.28), chega-se:

$$D = DH + \frac{2.m.V1^n.(1-\phi)^q}{(1-\phi)^n.g.p1} + \frac{V1^2}{(1-\phi).g} \quad (4.29)$$

A equação (4.29), pode ainda ser escrita na forma:

$$g.p1.(1-\phi)^n.(D-DH) = 2.m.V1^n.(1-\phi)^q + p1.V1^2.(1-\phi)^{n-2} \quad (4.30)$$

O segundo termo da equação (4.30) é uma função que tem como variáveis  $V1$  e  $(1-\phi)$ . Supondo-se que essa função possa ser aproximada por uma função "exponencial", pode-se escrever:



$$2.m.V_1^n \cdot (1-\phi)^q + p_1.V_1^2 \cdot (1-\phi)^{n-2} = a.V_1^b \cdot (1-\phi)^c \quad (4.31)$$

Pelas equações (4.30) e (4.31) chega-se:

$$V_1 = k \cdot (1-\phi)^{(n-c)/b} \cdot (D-DH)^{1/b} \quad (4.32)$$

Sendo  $k = g.p/a$ , uma constante.

O termo de "gas hold-up", onde não há velocidade de líquido envolvida,  $(\phi_i)$ , foi determinado teoricamente, no presente capítulo, conforme equação (4.21).

Assim  $(1-\phi_i)$  pode ser escrito da seguinte forma:

$$1 - \phi_i = 1 - DH/L = H/L \quad (4.33)$$

Onde,

$L$  = comprimento do tubo central do "air-lift", em cm.

O termo  $(1-\phi)$  da expressão (4.32) não foi desenvolvido teoricamente, mas foi adotada a seguinte consideração:

$$(1 - \phi) = (1 - \phi_i) \quad (4.34)$$

Essa hipótese é razoável, pois observando-se os resultados

experimentais, pode-se verificar que o erro máximo foi da ordem de 3,5%, como mostra a tabela (4.2).

Admitindo esta consideração pode-se escrever a partir das expressões (4.32), (4.33) e (4.34), que:

$$V_l = k \cdot (D-DH)^{(1/b)} \cdot (H/L)^{(n-c)/b} \quad (4.35)$$

O valor do desnível quando não há velocidade de líquido envolvida (D) pode ser previsto através dos resultados experimentais para a iminência da circulação.

Observou-se uma relação constante entre a vazão de gás, o volume de líquido no tubo central do "air-lift" e o desnível que esta vazão de gás provocaria no líquido. Os resultados experimentais da iminência da circulação, onde o desnível provocado no líquido era melhor notado, são apresentados na tabela (4.3).

Observando-se estes resultados, foi definida uma constante, C, experimental como segue:

$$\frac{V_g}{H \cdot D} = C \quad (4.36)$$

Onde,

$V_g$  = velocidade superficial do gás no tubo central do "air-

lift" em cm/s.

H = altura do líquido no tubo central do "air-lift" , na situação de repouso, em cm.

Quillen<sup>(21)</sup>, já utilizava essa constante como parâmetro em seu trabalho e qualificava-a como sendo o volume de ar necessário para elevar certo volume de água a uma determinada distância.

Como a área do tubo central é constante pode-se redefinir a mesma constante C como sendo:

$$\frac{V_g}{H \cdot D} = C \quad (4.37)$$

Onde,

V<sub>g</sub> = velocidade superficial do gás no tubo central do "air-lift" em cm/s.

H = altura do líquido no tubo central do "air-lift" , na situação de repouso, em cm.

Utilizando-se a equação (4.27) a equação (4.35) torna-se:

$$V_l = k \cdot (V_g / (H \cdot C) - DH)^{1/b} \cdot (H/L)^{(n-c)/b} \quad (4.38)$$

A equação (4.38) é a expressão teórica proposta para se correlacionar a velocidade superficial do líquido ( $V_l$ ) em função da velocidade superficial do gás ( $V_g$ ), da altura de líquido ( $H$ ) e do desnível ( $DH$ ).

#### 4.3.2 - CORRELAÇÃO DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS PARA A VELOCIDADE DE ASCENSAO DO LÍQUIDO

O procedimento experimental adotado para o cálculo da velocidade do líquido no tubo central do "air-lift" foi descrito no capítulo 3.

Neste experimento está implícita a idéia que a velocidade não varia apreciavelmente com o aumento de teor de álcool, que foi considerada uma hipótese razoável, já que a densidade da mistura usada nos experimentos estava próxima à densidade da água.

Os resultados experimentais, correlacionando a velocidade superficial do líquido e a velocidade superficial do gás, para três alturas diferentes, estão apresentados no apêndice C, e são visualizados no gráfico (4.2).

Um trabalho de minimização de erros, pelo método dos mínimos quadrados, ajustou aos dados experimentais do apêndice C, a expressão (4.38), obtendo-se a equação:

$$Vl = 9,17 \cdot (18,1 \cdot Vg/H-DH)^{0,24} \cdot (H/36,9)^{4,14} \quad (4.39)$$

Para as condições do equipamento estudado a constante (C) utilizada foi:

$$C = 0,056 \text{ cm}^3 \text{ gas} / \text{cm}^3 \text{ liq} \cdot \text{cm} \cdot \text{s}$$

O erro médio da curva obtida em relação aos dados experimentais foi de 11,3%.

Pelo gráfico (4.3) pode-se visualizar melhor o ajustamento da equação (4.38) ao equipamento e aos dados experimentais conseguidos.

#### 4.4 - CONCLUSAO

O objetivo do presente capítulo, de se caracterizar o "air-lift" em seu aspecto hidrodinâmico, foi conseguido. Foram obtidos correlações para a determinação do "gas hold-up", do "gas hold-up" na iminência da circulação e da velocidade de ascensão do líquido no tubo central.

Isso feito, pode-se abordar a parte relativa à transferência de massa, pois tem-se subsídios hidrodinâmicos para tanto.

No capítulo seguinte serão estudados aspectos relativos à transferência de massa no "air-lift" que, juntamente com as características hidrodinâmicas do "air-lift", comporão o seu modelo.

DH (cm)	$\phi_i$	(1- $\phi_i$ )	$\phi_{max}$	(1- $\phi_{max}$ )	erro max.
1,4	0,035	0,965	0,069	0,931	3,7
2,4	0,061	0,939	0,089	0,911	3,1
3,4	0,092	0,908	0,110	0,890	2,0
4,4	0,119	0,889	0,133	0,867	1,6

Tabela 4.2 - Erros máximos observados experimentalmente em (1- $\phi$ ), com a consideração (1- $\phi$ )=(1- $\phi_i$ ).

$Q_g$ (l/min)	$Q_g$ (cm <sup>3</sup> /s)	H (cm)	Vol (cm <sup>3</sup> )	D (cm)	$Q_g / (Vol \cdot D)$ (1/(cm.s))
7	116,7	35,5	1445,4	1,4	0,058
10	166,7	34,5	1404,7	2,4	0,049
15	250,0	33,5	1364,0	3,4	0,054
22	366,7	32,5	1323,2	4,4	0,063

Tabela 4.3 - Resultados experimentais da iminência da circulação.

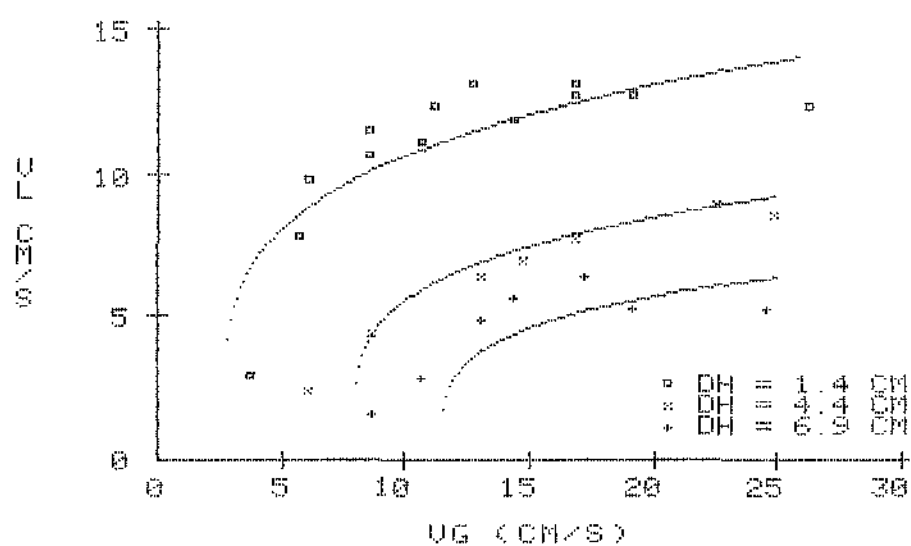


Gráfico 4.2 - Velocidade superficial do líquido no tubo central em função da velocidade superficial do gás no tubo central; para diversos valores de desnível.

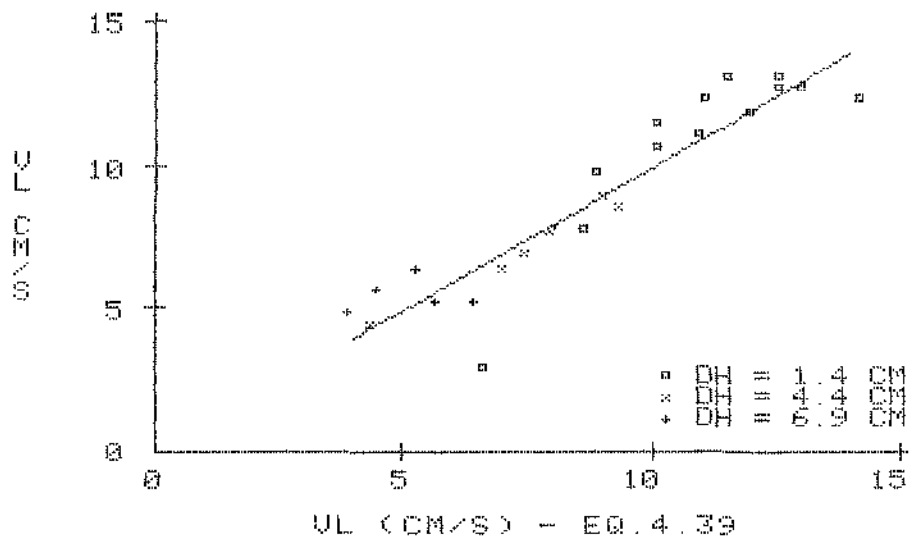


Gráfico 4.3 - Adaptação dos resultados experimentais de velocidade superficial do líquido à correlação 4.39.



## 5. ANÁLISE DA TRANSFERÊNCIA DE MASSA

### 5.1 - INTRODUÇÃO

Um dos objetivos do presente trabalho é o de se obter dados para a modelagem do separador "air-lift". Esta modelagem do "air-lift" é essencial para o seu projeto, controle e otimização. Para tal torna-se necessário que sejam conhecidas as características hidrodinâmicas e físicas do sistema. No caso de um fermentador "air-lift" será necessário também o conhecimento das características cinéticas das reações envolvidas.

O conhecimento do produto coeficiente de transferência de massa e área interfacial específica, bem como a sua dependência em relação a outras variáveis do sistema, são de importância para a determinação da taxa de transferência de massa e sua sensibilidade às condições do processo. O objetivo do presente capítulo será o desenvolvimento, a partir dos dados experimentais, de uma correlação para se obter esse produto, utilizando-se grandezas hidrodinâmicas e físicas primárias para o processo.

Para se obter essa correlação é necessário determinar experimentalmente o produto coeficiente de transferência de massa e área interfacial específica. Para tal desenvolveu-se um modelo para o processo, e a partir daí, conhecendo-se valores experimentais, reduziu-se as equações resultantes da modelagem a

uma incógnita: o produto físico-hidrodinâmico,  $K_{ox}.a_i$  ou  $K_{oy}.a_i$ , a ser determinado.

## 5.2 - MODELAGEM DO "AIR-LIFT"

### 5.2.1 - TRANSFERENCIA DE MASSA EM FASE CONTINUA

Quando duas fases estão em contato a taxa de transferência de massa em fase contínua é bem representada pela equação:

$$r = K_{ox}.A_i.(C_x - C_{x*}) = K_{oy}.A_i.(C_{y*} - C_y) \quad (5.1)$$

Os subscritos x e y são referências a diferentes fases, sendo que x se refere a fase líquida e y a fase gasosa.

$K_{ox}$  e  $K_{oy}$  são os coeficientes globais de transferência de massa (cm/s).

$A_i$  é a área de contato da interface das fases (cm<sup>2</sup>).

$C_x$  e  $C_y$  são as concentrações do soluto que se transfere (moles/cm<sup>3</sup>).

$C_{x*}$  e  $C_{y*}$  são as concentrações de soluto na fase do índice, a qual estaria em equilíbrio com a segunda fase.

$r$  é a variação do número de moles do soluto transferido (n) com o tempo (t), ou seja, a taxa de transferência de massa (moles/s).

$$r = -(dn/dt)_x = (dn/dt)_y \quad (5.2)$$

Aplicando-se a equação de transferência de massa (5.1) a um elemento diferencial de altura no "air-lift" (dH) e tendo-se em conta que o elemento diferencial de volume (dV), associado a esse elemento diferencial de altura pode ser expresso por:

$$dV = A \cdot dH \quad (5.3)$$

Onde,

A = área da seção reta do tubo central do "air-lift"

Então a equação de transferência de massa (5.1) pode ser escrita na forma:

$$\begin{aligned} dr &= k_{ox} \cdot a_i \cdot (C_x - C_x^*) \cdot A \cdot dH \\ &= k_{oy} \cdot a_i \cdot (C_y^* - C_y) \cdot A \cdot dH \end{aligned} \quad (5.4)$$

Sendo,

$a_i$  a área interfacial por unidade de volume da dispersão, no elemento diferencial de volume, como mostra a equação (5.5).

$$a_i = dA_i / dV \quad (5.5)$$

Poder-se-ia também utilizar a área interfacial por unidade

de volume de cada fase ( $a_x$  e  $a_y$ ), onde:

$$a_x = dA_i / dV_x \quad (5.6)$$

$$a_y = dA_i / dV_y \quad (5.7)$$

Em que  $dV_x$  e  $dV_y$  são respectivamente os elementos diferenciais de volume da fase líquida e da fase gasosa.

As relações entre ( $a_i$  e  $a_x$ ) e ( $a_i$  e  $a_y$ ) são simples e podem ser obtidas a partir da definição de "gas hold-up", equação (4.1), e das definições das áreas interfaciais, equações (5.5), (5.6) e (5.7), como as seguintes:

$$a_i = a_x \cdot (1-\phi) = a_y \cdot \phi \quad (5.8)$$

Pode-se escrever as concentrações em termos de fração molar, na forma:

$$C_x = p_x \cdot X \quad (5.9)$$

$$C_y = p_y \cdot Y \quad (5.10)$$

Onde,

$p_x$  e  $p_y$  são as massas específicas de cada uma das fases, em (moles/cm<sup>3</sup>).

X e Y são as frações molares do soluto nas fases x e y, respectivamente.

Como a pressão não varia apreciavelmente ao longo do tubo central do "air-lift", pode-se considerar como constante a massa específica do gás, mesmo que este atinja o equilíbrio em relação a um determinado soluto. Assim, pode-se também dizer que:

$$X^* = C_{x^*} / p_x \quad (5.11)$$

$$Y^* = C_{y^*} / p_y \quad (5.12)$$

Pode-se reescrever a equação (5.4), com o auxílio das equações (5.9), (5.10), (5.11) e (4.12), como:

$$\begin{aligned} dr &= K_{ox}.a_i.p_x.(X-X^*).A.dH \\ &= K_{oy}.a_i.p_y.(Y^*-Y).A.dH \end{aligned} \quad (5.13)$$

### 5.2.2 - BALANÇO DE MASSA NO "AIR-LIFT"

De outra maneira, estando as fases escoando com vazões molares L e G, respectivamente para as fases líquida e gasosa, um balanço diferencial de massa no soluto permite obter a taxa de transferência de massa na forma:

$$dr = -L \cdot dX = G \cdot dY \quad (5.14)$$

Na equação (5.14) considera-se que as vazões molares totais da fase líquida e gasosa são constantes. Esta consideração é razoável pois a taxa de transferência de massa é muito pequena em relação à vazão molar do solvente (ar).

Das equações (5.13) e (5.14), tem-se:

$$\begin{aligned} -L \cdot dX = G \cdot dY &= K_{ox} \cdot a_i \cdot p_x \cdot (X - X^*) \cdot A \cdot dH = \\ &= K_{oy} \cdot a_i \cdot p_y \cdot (Y^* - Y) \cdot A \cdot dH \end{aligned} \quad (5.15)$$

Sendo  $V_l$  e  $V_g$  as velocidades superficiais para as fases líquida e gasosa respectivamente, as vazões molares podem ser escritas como:

$$L = V_l \cdot A \cdot p_x \quad (5.16)$$

$$G = V_g \cdot A \cdot p_y \quad (5.17)$$

Das equações (5.15), (5.16) e (5.17), obtém-se:

$$-V_l \cdot dX = K_{ox} \cdot a_x \cdot (X - X^*) \cdot dH \quad (5.18)$$

$$V_g \cdot dY = K_{oy} \cdot a_y \cdot (Y^* - Y) \cdot dH \quad (5.19)$$

Ou melhor,

$$\frac{dX}{dH} = - \frac{K_{ox}.a_i.(X-X^*)}{V_l} \quad (5.20)$$

$$\frac{dY}{dH} = \frac{K_{oy}.a_i.(Y^*-Y)}{V_g} \quad (5.21)$$

O mesmo balanço de massa no soluto, equação (5.14), pode ser utilizado, em sua forma integrada, para substituir uma das equações diferenciais desenvolvidas, pois esse balanço nos dá a relação entre as frações molares do soluto nas fases. O balanço de massa tem a forma:

$$G.dY = -L.dX \quad (5.22)$$

Como a taxa de transferência de massa é pequena em relação às vazões molares das fases gasosa e líquida, considera-se essas vazões molares constantes. Integrando-se definitivamente a equação (5.22) entre a entrada e um ponto qualquer do tubo central do "air-lift", tem-se:

$$\frac{Y - Y_{en}}{X - X_{en}} = - \frac{L}{G} \quad (5.23)$$

Onde,

$Y_{en}$  = fração molar de etanol na fase gasosa à entrada do "air-lift".

$X_{en}$  = fração molar de etanol na fase líquida à entrada do "air-lift".

Ou melhor, sabendo que as vazões molares são o produto entre a massa específica (molar) e a vazão volumétrica das fases, tem-se:

$$\frac{Y - Y_{en}}{X - X_{en}} = - \frac{p_x \cdot Q_l}{p_y \cdot Q_g} \quad (5.24)$$

Onde,

$Q_l$  = vazão volumétrica da fase líquida (cm<sup>3</sup>/s).

$Q_g$  = vazão volumétrica da fase gasosa (cm<sup>3</sup>/s).

Sabendo-se que a vazão volumétrica é o produto entre a velocidade superficial e a área do tubo central do "air-lift", a equação (5.24) pode ser escrita na forma:

$$\frac{Y - Y_{en}}{X - X_{en}} = - \frac{p_x \cdot V_l}{p_y \cdot V_g} \quad (5.25)$$



Ou de outra forma,

$$X = X_{en} + \frac{p_y \cdot V_g \cdot (Y_{en} - Y)}{p_x \cdot V_l} \quad (5.26)$$

Analisando a equação (5.26), observa-se que o termo  $p_y \cdot V_g \cdot (Y_{en} - Y) / (p_x \cdot V_l)$  é desprezível em relação ao termo  $X_{en}$ , devido à diferença na ordem de grandeza da massa específica do líquido e do gás.

Assim, pode-se considerar a fração molar de soluto na fase líquida independente da altura no tubo central do "air-lift", ou seja:

$$X = X_{en} \quad (5.27)$$

### 5.2.3 - BALANÇO DE MASSA NO CONDENSADOR

As equações diferenciais (5.20) e (5.21) podem ser resolvidas analiticamente, desde que se considere o produto do coeficiente global de transferência de massa pela área interfacial específica ( $K_{oy} \cdot a_i$  ou  $K_{ox} \cdot a_i$ ) contante, em relação à altura no "air-lift". Essa hipótese é razoável, e será admitida, pois as concentrações de trabalho, do soluto em fase gasosa, são pequenas, o que torna a consideração aceitável.

No presente trabalho desenvolver-se-á a equação (5.20), portanto determinando-se uma correlação para o produto  $K_{oy} \cdot a_i$  em

função de variáveis hidrodinâmicas do sistema. Outros produtos de transferência de massa ( $K_{oy,ay}$ ,  $K_{ox,ai}$  e  $K_{ox,ax}$ ) também podem ser determinados e correlacionados através da resolução das equações (5.20) e (5.21) e pela relação (5.8). Estes produtos de transferência de massa podem ser obtidos de maneira análoga ao que será desenvolvido neste capítulo para a obtenção de  $K_{oy,ai}$ . Não haverá dificuldades na obtenção das variáveis hidrodinâmicas do sistema, visto que a velocidade superficial do líquido no tubo central do "air-lift" já foi desenvolvida experimentalmente no capítulo (4) e é função da velocidade do gás, do desnível e da altura do líquido em repouso, conforme equação (4.31). O "gas hold-up" ( $\theta$ ) foi determinado experimentalmente como função da velocidade superficial do gás e o desnível (DH) conforme equação (2.9).

A fração molar de soluto (etanol) na fase gasosa, a qual estaria em equilíbrio com a fase líquida, pode ser obtida com o auxílio da subrotina de equilíbrio etanol-água (SUBEQ), desenvolvida no capítulo (2), e é constante, isso devido a hipótese aceita e representada pela equação (5.27).

Assim como os termos ( $K_{oy,ay}$ ), ( $V_g$ ) e ( $Y^*$ ) são independentes da altura, pode-se integrar a equação (5.21) definitivamente entre a entrada (altura=0) e uma altura qualquer (H) do tubo central do "air-lift", obtendo-se:

$$Y = \text{EXP} \left( (-K_{oy,ai} / V_g) \cdot H \right) \cdot (Y_{en} - Y^*) + Y^* \quad (5.28)$$

Ou, em termos do produto  $K_{oy.ai}$ :

$$K_{oy.ai} = \frac{Vg}{H} \cdot ( \text{LN}(Y^*-Y_{en}) - \text{LN}(Y^*-Y) ) \quad (5.29)$$

A equação (5.29) pode ser aplicada à saída do tubo central do "air-lift" onde  $H = 36,9$  cm e  $Y = Y_s$ . Assim, tem-se:

$$K_{oy.ai} = \frac{Vg}{36,9} \cdot ( \text{LN}(Y^*-Y_{en}) - \text{LN}(Y^*-Y_s) ) \quad (5.30)$$

Para se resolver a equação (5.30) ainda é necessário saber a condição inicial (à entrada do "air-lift") e uma condição de contorno (à saída do "air-lift"). Para tal será feito um balanço de massa para o componente etanol, no condensador:

$$(dna/dt) = (dnc/dt) + (dnr/dt) \quad (5.31)$$

Onde,

$(dna/dt)$  = fluxo de etanol à entrada do condensador  
(moles/s).

$(dnc/dt)$  = fluxo de retirada de etanol pelo condensador  
(moles/s)

$(dnr/dt)$  = fluxo de etanol pelo reciclo (moles/s).

O fluxo molar de etanol à entrada do condensador  $(dna/dt)$  pode ser escrito na forma:

$$(dna/dt) = Y_s \cdot (dnta/dt) \quad (5.32)$$

Onde,

$Y_s$  = fração molar de etanol à entrada do condensador, ou à saída do "air-lift".

$(dnta/dt)$  = fluxo molar de etanol, água e ar à entrada do condensador ou à saída do "air-lift" (moles total/s).

Da mesma forma o fluxo molar de etanol pelo reciclo  $(dnr/dt)$  pode ser descrito por:

$$(dnr/dt) = Y_{sc} \cdot Q_{gc} \cdot p_{gc} \quad (5.33)$$

Onde,

$Y_{sc}$  = fração molar de etanol no gás à saída do condensador.

$Q_{gc}$  = vazão volumétrica do gás à saída do condensador (cm<sup>3</sup>/s).

$p_{gc}$  = massa específica do gás à saída do condensador (moles/cm<sup>3</sup>).

Substituindo-se as expressões (5.32) e (5.33) em (5.31) e

isolando-se  $Y_s$  tem-se:

$$Y_s = \frac{(dnc/dt) + Y_{sc} \cdot Q_{gc} \cdot p_{gc}}{(dnta/dt)} \quad (5.34)$$

O fluxo molar total à entrada do condensador  $(dnta/dt)$  pode ser escrito tendo em conta a contribuição do ar e dos solutos (etanol e água), na forma:

$$(dnta/dt) = Q_g \cdot p_g + (dntc/dt) + (dn_{sr}/dt) \quad (5.35)$$

Onde,

$(dntc/dt)$  = fluxo molar de etanol e água que é condensado (moles total/s).

$(dn_{sr}/dt)$  = fluxo molar de etanol e água que é recirculado (moles/s).

O termo de reciclo de etanol e água  $(dn_{sr}/dt)$  pode ser considerado desprezível frente aos termos de fluxo de solvente e de condensado. Assim a expressão (5.35) pode ser escrita como:

$$(dnta/dt) = Q_g \cdot p_g + (dntc/dt) \quad (5.36)$$

Utilizando-se da expressão (5.36) e tendo-se em conta que:

$$(dnc/dt) = Xc \cdot (dntc/dt) \quad (5.37)$$

Onde  $Xc$  é a fração molar de etanol no condensado, a expressão (5.34) torna-se:

$$Ys = \frac{Xc \cdot (dntc/dt) + Ysc \cdot Qgc \cdot pgc}{Qg \cdot pg + (dntc/dt)} \quad (5.38)$$

A hipótese de condensação total será considerada admitindo-se que a vazão, a temperatura da água de refrigeração e a área de troca térmica sejam suficientes para tal.

Com esta hipótese a equação (5.38) torna-se:

$$Ys = Xc \cdot \frac{(dntc/dt)}{Qg \cdot pg + (dntc/dt)} \quad (5.39)$$

A concentração do soluto (etanol) no ar à entrada do "air-lift" será considerada zero:

$$Yen = 0 \quad (5.40)$$

### 5.3 - PRODUTO $Koy.ai$

#### 5.3.1 - CALCULO DE $Koy.ai$

Com o auxílio das equações (5.39) e (5.40) e tendo-se em

conta que composições de equilíbrio são obtidas pelo programa "SUBEQ", desenvolvido no capítulo (3), obtém-se o produto coeficiente global de transferência de massa (fase gasosa) e área interfacial por unidade de volume da dispersão para o etanol ( $K_{oy.ai}$ ).

Valores de  $K_{oy.ai}$  foram obtidos através do programa "KOYA", apresentado no apêndice (D). Segue-se, pelas tabelas (5.1), (5.2), (5.3) e (5.4) os pontos experimentais utilizados e seus respectivos resultados.

### 5.3.2 - CORRELAÇÃO PARA $K_{oy.ai}$

Uma análise dimensional clássica de processos forçados de transferência de massa sugere que deva existir uma relação entre os seguintes grupos adimensionais:

$NSh$  = número de Sherwood

$NRe$  = número de Reynolds

$NSc$  = número de Schmidt

Sabe-se que,

$$NSh = \frac{k \cdot D_c}{DAB}, \quad NRe = \frac{D_c \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad e \quad NSc = \frac{\mu}{DAB \cdot \rho}$$

Onde,

$k$  = coeficiente convectivo de transferência de massa (1/s).

$D_c$  = diâmetro característico do sistema (cm).

$D_{AB}$  = coeficiente de difusão (cm/s).

$v$  = velocidade do fluido (cm/s).

$\rho$  = massa específica do fluido (g/cm<sup>3</sup>).

$\mu$  = viscosidade do fluido (g/cm/s).

O coeficiente de difusão ( $D_{AB}$ ) utilizado é o que representa a difusão do etanol em água na fase líquida, pois, para o processo "air-lift" em estudo, o filme de resistência da fase líquida controla o processo de transferência de massa, uma vez que o etanol é altamente solúvel nas duas fases e a difusão em gases é muito mais alta que em líquidos.

O coeficiente de difusão da fase líquida depende da concentração do soluto, no caso etanol, assim no apêndice B esta propriedade é prevista para baixas concentrações de etanol em água à temperatura de 35 C.

No apêndice G também são previstas a massa específica ( $\rho$ ) e viscosidade ( $\mu$ ) do fluido (etanol-água) a temperatura constante de 35 C, as quais serão utilizadas no cálculo dos grupos adimensionais já citados.

Como há velocidades envolvidas, tanto da fase líquida como da fase gasosa no "air-lift", então, a velocidade que influenciará na transferência de massa é a velocidade do gás em relação ao líquido. Esta velocidade relativa é a diferença entre a velocidade intersticial do gás e do líquido, ou seja:



DESNIVEL (cm)	GAS HOLD-UP	CONCENTR. VOL. A.L.	Koy.ai (cm/s)
1,4	0,071	0,210	0,1507
1,6	0,076	0,202	0,1383
1,9	0,087	0,200	0,1250
2,1	0,092	0,195	0,1167
2,4	0,102	0,190	0,1102
1,4	0,071	0,145	0,0874
1,6	0,076	0,140	0,0835
1,4	0,071	0,110	0,0983
1,6	0,076	0,110	0,0883
1,9	0,087	0,102	0,0865
2,1	0,092	0,100	0,0846
2,2	0,097	0,102	0,0863
2,4	0,102	0,098	0,0707
2,7	0,112	0,100	0,0774
1,8	0,082	0,070	0,0752
1,9	0,087	0,065	0,0803
2,1	0,092	0,062	0,0786

Tabela 5.1 - Resultados experimentais do Koy.ai para vazão de gás 9 l/min (25 C e 1 atm).

DESNIVEL (cm)	GAS HOLD-UP	CONCENTR. VOL. A.L.	Koy.ai (cm/s)
1,4	0,079	0,195	0,1835
1,8	0,091	0,185	0,1921
2,1	0,103	0,180	0,1676
2,7	0,125	0,165	0,1681
3,0	0,135	0,160	0,1839
3,4	0,145	0,155	0,1396
3,7	0,155	0,150	0,1369
4,0	0,164	0,140	0,1224
4,3	0,174	0,135	0,1159
1,4	0,079	0,088	0,1134
1,8	0,091	0,085	0,1020
1,9	0,097	0,082	0,1082
2,2	0,108	0,080	0,0956
2,4	0,114	0,080	0,0871
2,7	0,125	0,072	0,1024
2,9	0,130	0,070	0,0928
3,0	0,135	0,068	0,0957
3,4	0,145	0,065	0,0772
3,5	0,150	0,062	0,0974
3,8	0,160	0,060	0,0962
4,0	0,164	0,060	0,0883
4,3	0,174	0,052	0,1013

Tabela 5.2 - Resultados experimentais do Koy.ai para vazão de gás 20 l/min (25 C e 1 atm).

DESNIVEL (cm)	GAS HOLD-UP	CONCENTR. VOL. A.L.	Koy.ai (cm/s)
1,4	0,089	0,180	0,3767
1,8	0,103	0,175	0,2999
1,9	0,109	0,165	0,3612
2,2	0,122	0,160	0,3445
2,6	0,134	0,150	0,3377
2,7	0,140	0,150	0,3104
3,0	0,152	0,145	0,3232
3,2	0,158	0,142	0,2956
3,5	0,169	0,140	0,2676
3,7	0,174	0,132	0,2847
4,0	0,185	0,130	0,2714
4,2	0,190	0,128	0,2422
1,6	0,096	0,042	0,2262
1,9	0,109	0,040	0,2272
2,4	0,128	0,038	0,2290
2,7	0,140	0,032	0,2628
3,0	0,152	0,030	0,2780
3,5	0,169	0,030	0,2679
3,8	0,180	0,030	0,2451
4,2	0,190	0,028	0,2352

Tabela 5.3 - Resultados experimentais do Koy.ai para vazão de ar: 47 l/min (25 C e 1 atm).

DESNIVEL (cm)	GAS HOLD-UP	CONCENTR. VOL. A.L.	Koy.ai (cm/s)	82
1,6	0,100	0,200	0,3425	
1,9	0,114	0,190	0,4332	
2,2	0,127	0,190	0,4043	
2,6	0,140	0,185	0,3632	
2,9	0,152	0,180	0,4034	
3,2	0,164	0,175	0,2775	
3,5	0,176	0,170	0,3054	
3,8	0,187	0,165	0,3365	
4,2	0,199	0,160	0,3308	
1,6	0,100	0,034	0,3010	
1,8	0,107	0,034	0,2956	
1,9	0,114	0,034	0,2874	
2,1	0,121	0,030	0,3321	
2,2	0,127	0,028	0,3451	
2,6	0,140	0,028	0,3128	
3,0	0,158	0,024	0,3359	
3,2	0,164	0,024	0,3300	
3,5	0,176	0,024	0,3021	
3,7	0,182	0,022	0,3040	
3,8	0,187	0,022	0,3182	
4,0	0,193	0,022	0,2930	
4,2	0,199	0,020	0,3107	
1,4	0,093	0,068	0,2781	
1,6	0,100	0,065	0,2776	
1,9	0,114	0,063	0,2532	
1,9	0,114	0,060	0,1979	
2,1	0,121	0,058	0,2737	
2,4	0,134	0,060	0,2589	
2,6	0,140	0,055	0,2685	
2,7	0,146	0,055	0,2481	
2,9	0,152	0,052	0,2536	
3,0	0,158	0,051	0,2475	
3,2	0,164	0,050	0,2628	
3,4	0,170	0,048	0,2579	
3,7	0,182	0,045	0,2678	
3,8	0,187	0,045	0,2241	
4,0	0,193	0,042	0,2624	
4,2	0,199	0,042	0,2323	
1,9	0,114	0,122	0,3108	
2,1	0,121	0,120	0,3134	
2,4	0,134	0,115	0,2501	
2,7	0,146	0,112	0,2729	
2,9	0,152	0,108	0,2493	
3,2	0,164	0,105	0,2484	
3,5	0,176	0,100	0,2922	
3,7	0,182	0,095	0,2970	
4,3	0,204	0,088	0,2954	

Tabela 5.4 - Resultados experimentais do Koy.ai para vazão de ar: 64 l/min (25 C e 1 atm).

$$v = V_l / (1-\phi) - V_g / \phi \quad (5.41)$$

O diâmetro característico envolvido é o diâmetro das bolhas de gás no tubo central do "air-lift" (d).

Para o coeficiente de transferência de massa (K) utilizar-se-á o coeficiente global de transferência de massa da fase gasosa ( $K_{og}$ ), obtido experimentalmente juntamente com a área interfacial específica na forma  $K_{og} \cdot a_i$ , o qual se deseja correlacionar com variáveis do processo.

Para se obter  $K_{og}$  através dos dados experimentais de  $K_{og} \cdot a_i$  é necessário conhecer-se a área interfacial específica ( $a_i$ ), a qual será obtida a partir de sua definição, relações geométricas e considerações como segue:

Por definição  $a_i$  é a área de contato gás-líquido por unidade de volume da dispersão. Considerando que existem  $n$  bolhas no tubo central do "air-lift" e todas de mesmo tamanho com diâmetro (d), tem-se que:

$$a_i = \frac{A_c}{V_{ol}} = \frac{n \cdot \pi \cdot d^2}{A \cdot L} \quad (5.42)$$

Onde  $L$  é o comprimento do tubo central do "air-lift",  $A_c$  é a área total de contato gás-líquido e  $V_{ol}$  é o volume da dispersão.

De outra forma, o volume de gás no tubo central do

"air-lift" (Vog) pode ser escrito:

$$Vog = \phi \cdot A \cdot L = n \cdot (1/6) \cdot \pi \cdot d^3 \quad (5.43)$$

Das equações (5.42) e (5.43), obtém-se:

$$ai = \frac{\phi \cdot \phi}{d} \quad (5.44)$$

Davidson e Amick, segundo a referência (17), deduziram através da equação do movimento para a ascensão da bolha, que o volume da bolha no desligamento desta de um orifício (injetor), em um líquido não viscoso, depende da vazão do gás, da seguinte forma:

$$Vb = 1,138 \cdot Qg^{6/5} / g^{3/5} \quad (5.45)$$

Onde,

$Vb$  = volume da bolha (cm<sup>3</sup>).

$Qg$  = vazão de gás no orifício (cm<sup>3</sup>/s).

$g$  = aceleração da gravidade (cm/s<sup>2</sup>).

Em termos de diâmetro de bolhas (d) a equação (5.45) pode ser escrita:

$$d = 1,295 \cdot Qg^{2/5} / g^{1/5} \quad (5.46)$$

Wallis (17) compara essa equação com resultados experimentais de diversos autores, utilizando diversos diâmetros de orifícios (injetores) em água e os resultados são excelentes.

A equação (5.46) será utilizada para o cálculo do diâmetro das bolhas. Assim a equação (5.44) que representa a área interfacial específica pode ser escrita utilizando (5.46), na forma:

$$a_i = 4,633 \cdot \phi \cdot g^{1/5} / Qg^{2/5} \quad (5.47)$$

Com os resultados experimentais para  $Koy \cdot a_i$  e pela equação (5.47) que representa a área interfacial específica ( $a_i$ ), pode-se determinar  $Koy$  para qualquer ponto experimental. Assim, os grupos adimensionais apresentados podem ser escritos, agora adaptados ao sistema "air-lift", com variáveis que foram obtidas experimentalmente ou que podem ser previstas.

Várias teorias de transferência de massa levam à conclusão de que o número de Schmidt é elevado a  $1/2$ . Esta hipótese será admitida no presente trabalho, uma vez que o número de Schmidt não foi variado de maneira a permitir o seu correlacionamento.

Através do método dos mínimos quadrados correlacionou-se os dados experimentais das tabelas (5.1), (5.2), (5.3) e (5.4), através dos grupos adimensionais apresentados. Como resultado obteve-se:

$$NSh = 0,29 \cdot NRe^{1,00} \cdot NSc^{1/2} \quad (5.48)$$

O erro médio dos dados experimentais em relação à curva (5.48) foi de 21,9 %. A representação dos dados experimentais pela equação (5.48) está visualizado no gráfico (5.1).



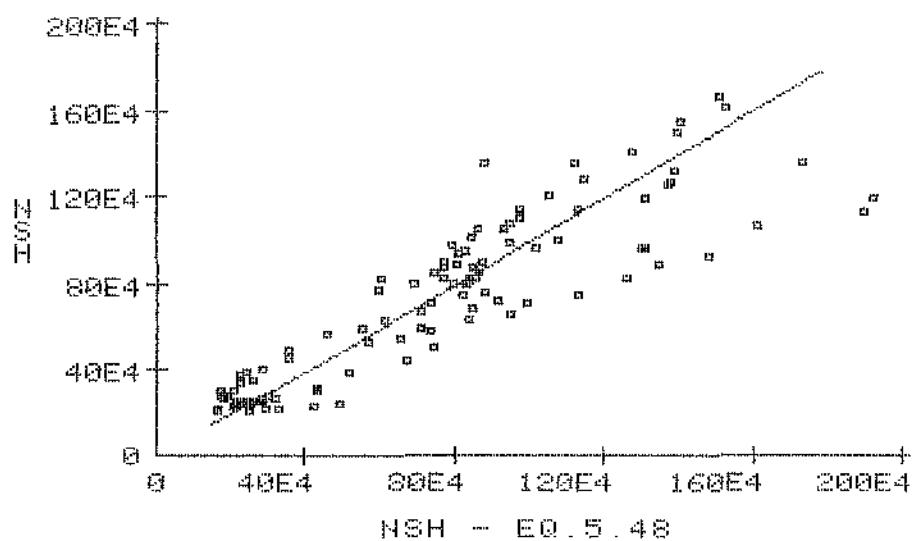


Gráfico 5.1 - Adaptação da correlação 5.48 aos resultados experimentais do número de Sherwood.

## 6. ANÁLISE E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

Com base na análise hidrodinâmica (capítulo 4) e análise da transferência de massa (capítulo 5) pretende-se, no presente capítulo, discutir os resultados experimentais obtidos. Esta discussão terá como objetivo uma melhor visualização da resposta experimental do processo "air-lift".

### 6.1 - "GAS HOLD-UP"

Os resultados experimentais para o "gas hold-up" sugerem que este é bem definido pela velocidade superficial do gás ( $V_g$ ) e pela relação entre o desnível e o comprimento do tubo central do "air-lift" ( $DH/L$ ). Esta dependência pode ser notada pelo gráfico (4.1).

Uma melhor análise dos resultados experimentais pode ser feita graficando o "gas hold-up" contra a velocidade intersticial do gás ( $J_g$ ), para diversos valores de desnível, como mostra o gráfico (6.1).

A velocidade intersticial do gás se relaciona com a velocidade superficial do gás na forma:

$$J_g = V_g / \phi \quad (6.1)$$

Nota-se que para baixos valores de  $J_g$  o "gas hold-up" é constante, ou seja, embora haja um aumento da velocidade

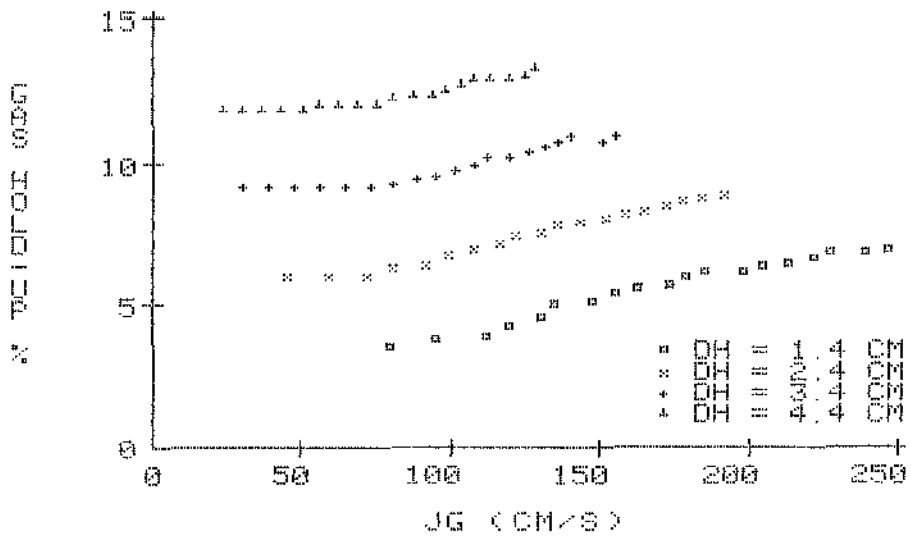


Gráfico 6.1 - "Gas hold-up" em função da velocidade intersticial do gás e do desnível.

intersticial do gás  $\phi$  permanece constante. O valor do "gas hold-up" neste patamar é aproximadamente igual ao da iminência da circulação ( $\phi_i$ ), para todos os valores de desnível, e pode ser obtido pela relação 4.21. O "gas hold-up" começa a ser incrementado, pela velocidade intersticial de gás, a um determinado valor de  $J_g$  ( $J_{gi}$ ), que é constante para todos os valores de desnível.

O gráfico (6.1) sugere ainda, devido a uniformidade das concavidades das curvas dos diversos valores de desnível, que o "gas hold-up" seja função apenas da velocidade intersticial do gás, levando-se em conta o "gas hold-up" da iminência da circulação ( $\phi_i$ ), que segundo equação (4.21) é igual a  $DH/L$ . No gráfico (6.2) é mostrado  $(\phi - DH/L)$  contra  $J_g$  para todos os resultados experimentais de "gas hold-up".

Seria interessante também a análise de como se comporta o termo de "gas hold-up" ( $\phi - DH/L$ ) frente à velocidade intersticial do líquido ( $J_l$ ), gráfico (6.3).

A velocidade intersticial do líquido, a exemplo da velocidade intersticial do gás, pode ser definida na forma:

$$J_l = V_l / (1 - \phi) \quad (6.2)$$

Nota-se neste gráfico o mesmo patamar de  $\phi$  até um valor de  $J_l$  ( $J_{li}$ ), a partir do qual  $\phi$  começa a crescer com  $J_l$ , numa razão que pode ser aproximada por uma relação linear.

Com base na análise do gráfico (6.3) é interessante a

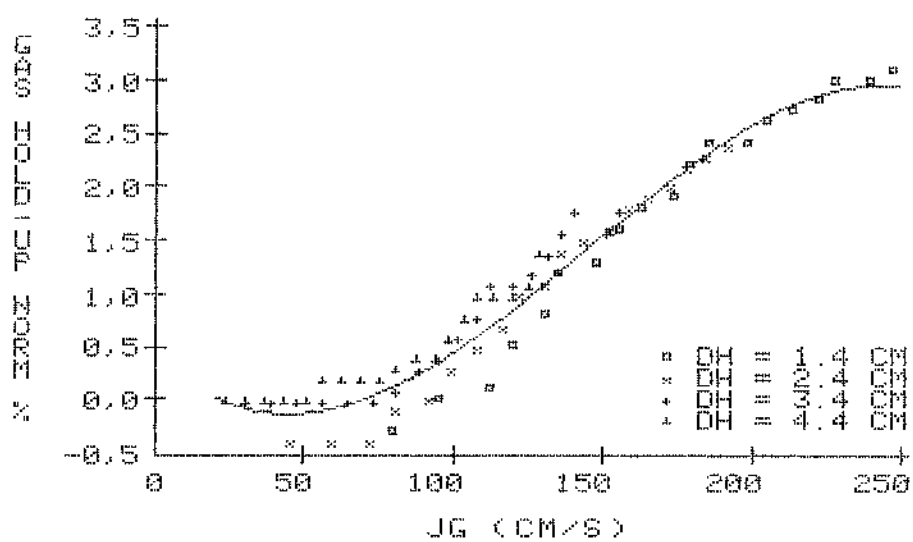


Gráfico 6.2 - "Gas hold-up" normalizado em função da velocidade superficial do gás.

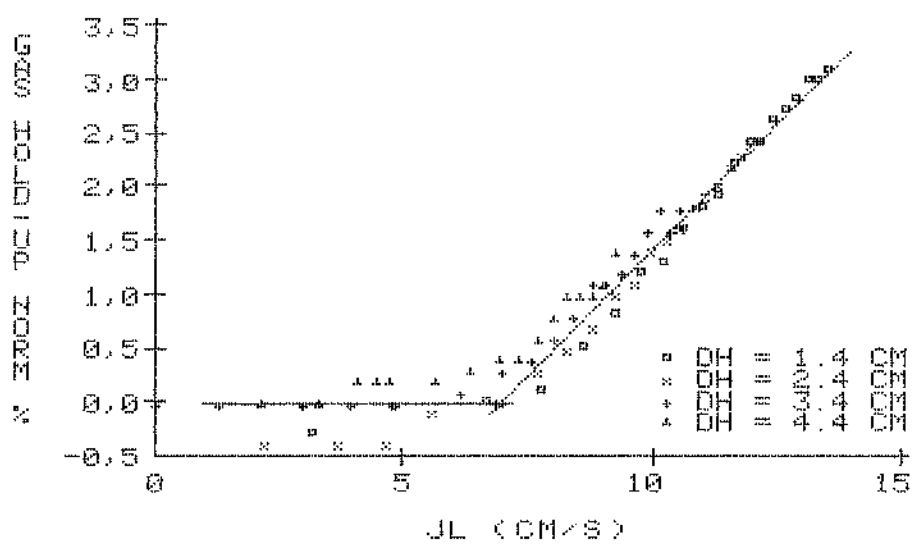


Gráfico 6.3 - "Gas hold-up" normalizado em função da velocidade intersticial do líquido.

proposição de uma nova correlação para representar o "gas hold-up", o qual varia linearmente com a velocidade intersticial do líquido ( $J_l$ ).

$$\phi = DH/L + c.J_l + d \quad (6.3)$$

Correlacionando-se os dados experimentais de "gas hold-up" pela relação (6.3) obtém-se, pelo método dos mínimos quadrados, o valor da constante  $c = 0,00466$  e a constante  $d = -0,0322$ . O erro médio apresentado foi de 1,6 %.

A equação (3.2) foi correlacionada e só é válida para valores de velocidades intersticiais de líquido maiores que  $J_{li}$ , que correspondem à grande maioria das velocidades experimentais utilizadas, especialmente para baixos valores de desnível. Para valores de velocidade de líquido menores que  $J_{li}$ ,  $\phi$  é constante e é obtido pela relação  $DH/L$ .

Esta proposta de correlação para o "gas hold-up" poderá ser utilizada também para o cálculo experimental da velocidade do líquido, uma vez que o "gas hold-up" é de fácil obtenção experimental.

O patamar inicial para o "gas hold-up" nos gráficos (6.1), (6.2) e (6.3) pode ser aceito devido ao fato das velocidades envolvidas serem baixas. As bolhas são formadas lentamente e o tempo de formação destas é suficiente para que seu volume se aproxime de um volume de equilíbrio, onde a força de empuxo se iguala às forças de tensão superficial, portanto o volume da

bolha deve ser independente da vazão.

## 6.2 - VELOCIDADE DE ASCENSAO DO LIQUIDO

O gráfico (4.2) mostra a influência do desnível (DH) e da velocidade superficial do gás ( $V_g$ ) na velocidade superficial de ascensão do líquido ( $V_l$ ). O valor do desnível tem grande influência na velocidade de circulação do líquido, e maiores velocidades de líquido são atingidas para baixos valores de desnível. Nota-se também que para valores de desnível baixos a concavidade da curva se acentua, implicando assim em baixas vazões de gás para se atingir maiores velocidades de líquido. Conclui-se, por este gráfico, que para se obter velocidades de circulação de líquido maiores, tem-se que trabalhar com baixos valores de desnível. Nota-se ainda que existem valores ótimos de  $V_g$ , a partir do qual  $V_l$  permanece constante.

A translação do gráfico (4.2) para a direita, quando do aumento de DH, é evidente, pois quanto maior DH maior vazão de gás é necessária para manter o líquido na iminência de circulação. Assim, a vazão de gás necessária para o início da circulação será maior quanto maior for o desnível.

O gráfico (6.4) mostra a velocidade intersticial do líquido ( $J_l$ ) em função da velocidade intersticial do gás ( $J_g$ ), para todos os resultados experimentais, portanto para todos os valores de desnível. Por este gráfico observa-se que a velocidade intersticial do líquido no tubo central é dependente apenas da



velocidade intersticial do gás.

O gráfico (6.4) sugere que exista uma relação entre  $J_l$  e  $J_g$  do tipo:

$$J_l = d \cdot (J_g - h)^f \quad (6.4)$$

Onde  $d$ ,  $f$  e  $h$  são constantes.

A relação (6.4) foi aplicada aos resultados experimentais encontrados e pelo método dos mínimos quadrados, determinou-se  $d = 2,0$ ,  $f = 0,38$  e  $h = 34$ . O erro médio dos resultados experimentais com relação à equação (6.4) foi de 10,7 %.

O gráfico (6.4) propõe que exista uma velocidade de gás necessária ( $J_n$ ) para provocar a circulação do líquido. Como o "gas hold-up" à iminência da circulação é conhecido e de valor  $DH/L$ , tem-se que:

$$\frac{V_g \cdot L}{DH} = J_n = \text{constante} \quad (6.5)$$

De acordo com a relação (6.4)  $J_n$ , para os valores experimentais existentes, mostrou ser igual a 34 cm/s.

O gráfico (6.4) mostra, ainda, que a um determinado valor de velocidade intersticial do gás a velocidade intersticial do líquido não mais se altera, ou seja tende a um valor máximo.

Outra grandeza hidrodinâmica importante para a transferência de massa é a velocidade relativa do gás com relação ao líquido,

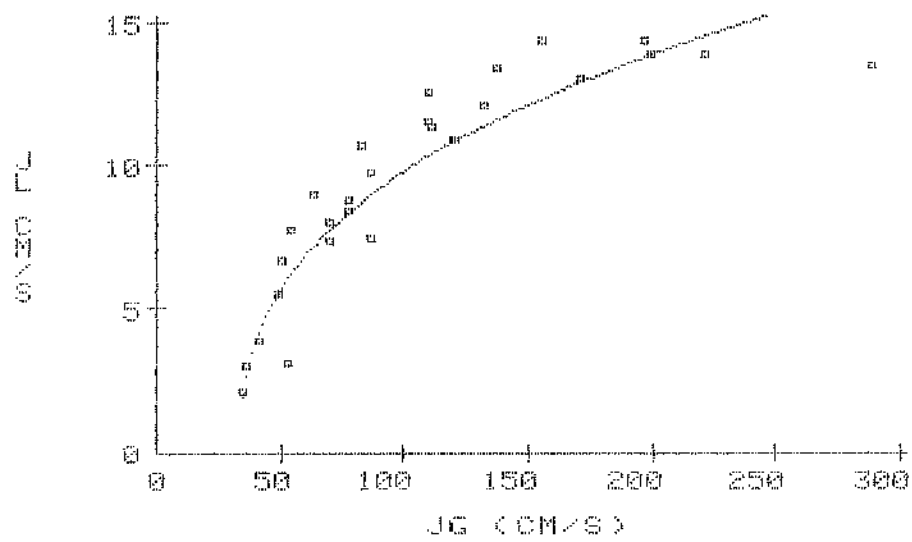


Gráfico 6.4 - Influência da velocidade intersticial do gás na velocidade intersticial do líquido.

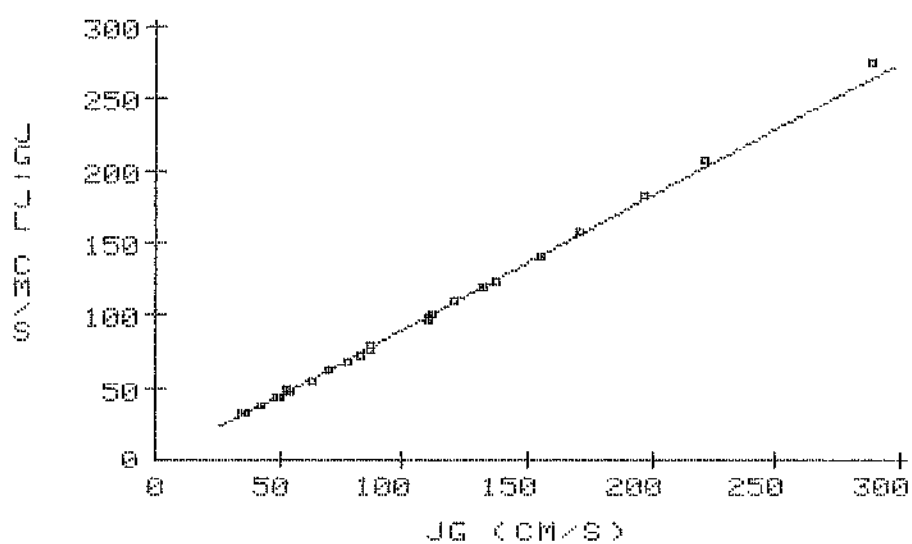


Gráfico 6.5 - Velocidade intersticial do gás relativa à velocidade intersticial do líquido em função da velocidade intersticial do gás.

que mostrou ter dependência linear com a vazão de gás, conforme gráfico (6.5). Pode-se aproximar os pontos experimentais a uma reta que passa pela origem dos eixos e como resultado se obtém:

$$J_g - J_l = 0,922 \cdot J_g \quad (6.6)$$

O erro médio dos dados experimentais, com relação à curva (6.6) é 2,8 %.

### 6.3 - COEFICIENTE VOLUMETRICO DE TRANSFERENCIA DE MASSA

A dependência do coeficiente volumétrico de transferência de massa, com relação às variáveis hidrodinâmicas e físicas do sistema, é de importância para o estudo das características de transferência de massa no separador "air-lift", já que este coeficiente é diretamente proporcional à taxa de transferência de massa.

Em uma primeira análise verificar-se-á a influência das variáveis hidrodinâmicas no coeficiente volumétrico de transferência de massa ( $K_{oy,ai}$ ).

Com base na correlação (5.48), obtida através de dados experimentais, verifica-se que para condições de concentração, que no caso reflete-se no coeficiente de difusão, densidade e viscosidade constantes, o coeficiente de transferência de massa ( $K_{oy}$ ) depende fundamentalmente da velocidade do gás em relação ao líquido ( $J_g - J_l$ ).

$$K_{oy} \sim (J_g - J_l)^{1,00} \quad (6.7)$$

Por outro lado, nota-se, pela equação (6.6), uma relação linear entre  $(J_g - J_l)$  e  $J_g$ . Desta forma pode-se escrever a seguinte relação de proporcionalidade:

$$K_{oy} \sim J_g^{1,00} \quad (6.8)$$

Ou melhor,

$$K_{oy} \sim Q_g^{1,00} \cdot \phi^{-1,00} \quad (6.9)$$

A área interfacial por unidade de volume da dispersão ( $a_i$ ) está também relacionada com o "gas hold-up" e a vazão de gás, conforme equação (5.47), na seguinte forma:

$$a_i \sim \phi^{-0,4} \cdot Q_g \quad (6.10)$$

Assim, pelas relações (6.8) e (6.9), observa-se a influência das variáveis hidrodinâmicas no coeficiente volumétrico de transferência de massa ( $K_{oy} \cdot a_i$ ):

$$K_{oy} \cdot a_i \sim Q_g^{0,6} \quad (6.11)$$

O "gas hold-up" influencia incrementando a área interfacial específica (relação 6.9), porém, influencia de maneira inversa o

coeficiente de transferência de massa (relação 6.8). A superposição destas influências é tal que os efeitos do "gas hold-up" para a transferência de massa são desprezíveis.

Conclui-se que o coeficiente volumétrico de transferência de massa, nas condições de propriedades físicas constantes, é influenciado basicamente pela vazão de gás, dentre as variáveis hidrodinâmicas envolvidas.

Para condições hidrodinâmicas constantes, o que significa área interfacial específica constante e número de Reynolds também constante, a correlação obtida (5.48) mostra que o coeficiente de transferência de massa depende fundamentalmente do coeficiente de difusão do soluto álcool em água na fase líquida.

#### 6.4 - TRANSFERENCIA DE MASSA

O coeficiente volumétrico de transferência de massa, como visto no item anterior, é influenciado basicamente pela vazão de gás no "air-lift" e pelas propriedades físicas do sistema.

A taxa de transferência de massa para o "air-lift" de geometria definida, é composta do coeficiente volumétrico de transferência de massa e da concentração do soluto (álcool) na fase líquida (equação 5.13), uma vez que esta concentração define a concentração de equilíbrio do soluto na fase vapor.

Conclui-se então que, para as condições de operação utilizadas, a transferência de álcool da fase líquida para a vapor depende da vazão de gás e da concentração do álcool na

fase líquida do "air-lift". Assim, pode-se estudar a transferência de massa com base nessas duas variáveis.

A taxa de retirada de etanol do "air-lift", obtida dos resultados experimentais da vazão e concentração do condensado (apêndice A), é graficada contra a concentração de etanol na fase líquida do "air-lift", para diversos valores de vazão de gás, gráfico (6.6).

Nota-se, pelo gráfico (6.6), que a retirada de etanol do "air-lift" para determinada composição da fase líquida, é proporcional à vazão de gás e, para uma vazão de gás constante, proporcional à concentração do álcool no "air-lift".

Para visualizar melhor o processo de transferência de álcool, pode-se graficar a eficiência de Murphree para a transferência de massa do etanol contra a concentração de álcool no "air-lift", para diversas vazões de gás (gráfico 6.7).

A eficiência de Murphree para os pontos experimentais foi obtida através da equação de balanço (5.28), que calcula a fração molar de etanol à saída do "air-lift", e do programa SUBEQ que calcula a fração molar de etanol de equilíbrio.

Pelo gráfico (6.7) observa-se que a eficiência na transferência de álcool é tanto maior quanto menor a vazão de gás, para concentrações no "air-lift" constantes. Observa-se, também, com vazões constantes que para baixas concentrações a eficiência é constante, e que para concentrações mais altas a eficiência é proporcional à concentração.

Com base nos gráficos (6.6) e (6.7) pode-se concluir que

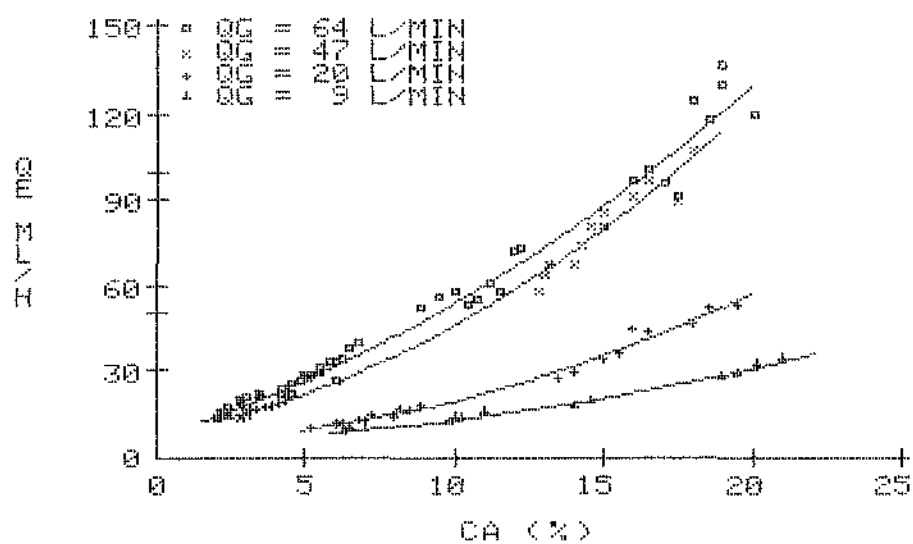


Gráfico 6.6 - Influência da concentração alcoólica no "air-lift" e da vazão de gás na vazão de etanol do condensado.



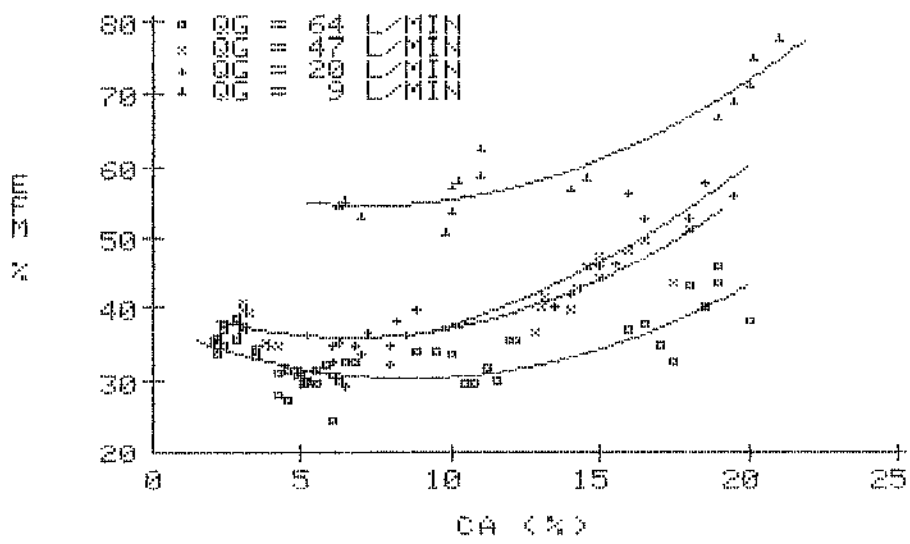


Gráfico 6.7 - Eficiência de Murphree na retirada de álcool em função da concentração alcóolica no "air-lift" e da vazão de gás.

para vazões altas há uma maior retirada de etanol do meio do "air-lift", mas que para baixas vazões essa retirada se dá com maior eficiência, ou seja, consegue-se concentrações de etanol mais próximas ao equilíbrio.

Pode-se, ainda, focar a transferência de massa como um processo de separação, onde o importante é o enriquecimento na concentração alcoólica do condensado em relação à concentração alcoólica no "air-lift".

O gráfico (6.8) apresenta a concentração de álcool no condensado contra a concentração de álcool no "air-lift", para diversas vazões de gás. Nota-se, que o enriquecimento na concentração alcoólica é proporcional à vazão de gás e que existe uma vazão ótima, acima da qual não há mais enriquecimento na concentração de álcool.

Observa-se ainda, pelo gráfico (6.8), uma relação linear entre a concentração alcoólica do condensado e do "air-lift", a qual mostra que a proporção do enriquecimento independe da concentração do álcool no "air-lift", mas depende apenas da vazão de gás.

Pode-se calcular a concentração de álcool no condensado na hipótese de o álcool e a água deixarem o "air-lift" nas condições de saturação. Assim, será definida uma eficiência para o enriquecimento na concentração volumétrica de álcool como sendo a razão entre a concentração de etanol no condensado e a concentração máxima de etanol que pode ser obtida (condições de saturação). Essa eficiência foi graficada (gráfico 6.9) e, como o

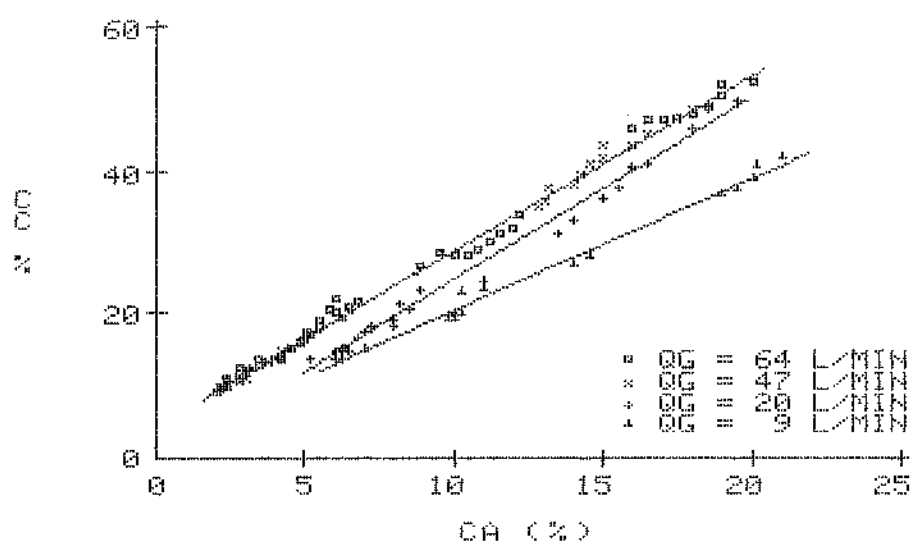


Gráfico 6.8 - Concentração alcoólica do condensado versus concentração alcoólica no "air-lift".

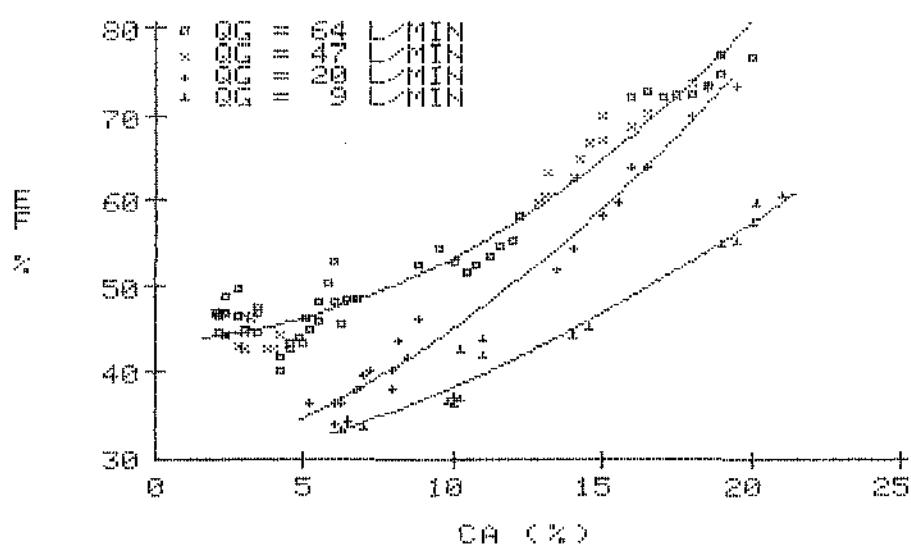


Gráfico 6.9 - Eficiência na retirada de álcool em função da concentração alcoólica no "air-lift" e da vazão de gás.

esperado, mostrou ser proporcional a vazão de gás e a concentração de álcool no "air-lift". O gráfico permite, ainda, verificar uma eficiência de enriquecimento máxima que pode ser obtida no equipamento estudado.

## 7. CONCLUSOES E SUGESTOES

No presente capítulo pretende-se apresentar as conclusões resultantes da análise e dos resultados experimentais, da hidrodinâmica e da transferência de massa, no tanque "air-lift" estudado, além de oferecer sugestões para trabalhos posteriores, visando uma melhor caracterização de fermentadores "air-lift".

O coeficiente volumétrico de transferência de massa para o álcool mostrou ser basicamente dependente da vazão de ar colocada no "air-lift" e independente do desnível utilizado. Isto é, para um aumento de desnível tem-se uma diminuição no valor do coeficiente de transferência de massa, mas em contrapartida, a área interfacial específica ( $a_i$ ) aumenta, resultando em uma influência desprezível do desnível na transferência de massa, para as condições do equipamento estudado.

Um aumento de vazão de gás tem influência positiva para o  $K_{OY}.a_i$ , muito embora esse aumento de vazão provoque um decréscimo da área interfacial específica.

A eficiência na retirada de etanol mostrou ser dependente apenas da vazão de gás para baixas concentrações alcóolicas (menores que 14 % em volume). Esta eficiência mostrou ser ainda maior a baixas vazões de gás, isso devido ao tempo de contato entre as fases. Assim, propõe-se que o comprimento do "air-lift" seja ajustado para se alcançar valores de concentração de álcool mais próximas ao equilíbrio. O comprimento do tubo central do "air-lift", para uma determinada eficiência de Murphree e

determinada vazão de gás, pode ser calculado pela expressão 5.28, uma vez que  $Y^*$  é obtido pelo programa "SUBEQ" e o produto  $K_{OY,ai}$  pode ser obtido pela relação 5.47 e pela correlação 5.48, sugeridas no capítulo 5.

Quanto à agitação da mistura líquida foi demonstrado que para obter maiores vazões na circulação do líquido, convém trabalhar-se com baixos valores de desnível ou nenhum, ficando demonstrado, também, que existem vazões de gás ótimas, a partir da qual um aumento de vazão de gás não reflete mais numa maior circulação de líquido.

Outra conclusão importante com respeito à circulação do líquido é que a velocidade intersticial do líquido depende unicamente da velocidade intersticial do gás, propondo-se a correlação 6.4 para representar esta dependência.

Correlações para a predição do coeficiente de transferência de massa, da velocidade de circulação de líquido e do "gas hold-up" foram propostas no trabalho, as quais auxiliarão no projeto e "scale-up" do equipamento "air-lift".

As correlações apresentadas para a velocidade do líquido em função da velocidade do gás também são úteis na aplicação do transporte de líquido por gás em sistema "air-lift". Tal é o caso do transporte de fluido altamente corrosivos onde são exigidas bombas especiais.

As vantagens da utilização de fermentadores "air-lift" em fermentações anaeróbicas é clara, pretendeu-se com o trabalho lançar a perspectiva de sua utilização também em fermentações

anaeróbicas, funcionando o "air-lift" também como um separador.

Em direção ao fermentador/separador "air-lift", sugere-se que seja estudado, em trabalhos futuros, o equilíbrio termodinâmico entre água-etanol-CO<sub>2</sub>, para temperaturas utilizadas em fermentações alcoólicas. Sugere-se, ainda, que estudos hidrodinâmicos, como formação de bolhas, "gas hold-up", velocidades, tempo de mistura e potência de agitação, sejam feitos para as condições físicas que imitem o mosto de uma fermentação alcoólica.

Estudos que envolvam variações de tipo e geometria de contadores "air-lift" devem ser realizados, deve-se, também, estudar as correlações existentes para a verificação da viabilidade das mesmas em projeto e "scale-up".



## 8 - REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. Bello, R.A.; Robinson, C.W.; Moo-Young, M.  
"Gas Holdup and Overall Volumetric Oxygen Transfer  
Coefficient in Airlift Contactors"  
Biotechnology and Bioengineering  
1985, Vol XXVII, 369-381  
John Wiley & Sons, Inc.
  
2. Bello, R.A.; Robinson, C.W.; Moo-Young, M.  
"Liquid Circulation and Mixing Characteristics of Airlift  
Contactors"  
The Canadian Journal of Chemical Engineering  
1984, Vol 62, October, 573-577
  
3. Blenke, H.  
"Loop Reactors"  
Advances in Biochemical Engineering  
1979, Vol 3, 121-214  
Springer-Verlag, New York
  
4. Calderbank, P.H.; Moo-Young, M.B.  
"The Continuous Phase Heat and Mass-Transfer Properties of  
Dispersions"  
Chemical Engineering Science

1961, Vol 16, 39-54

Pergamon Press Ltd, London

5. Carpani, R.E.; Roxburgh, J.M.

"Studies on Fermentation Aeration - I. The Oxygen Transfer Coefficient"

The Canadian Journal of Chemical Engineering

1958, April, 73-77

6. Dussap, G.; Cros J.B.

"Energy Consumption and Interfacial Mass Transfer Area in an Air-Lift Fermentor"

The Chemical Engineering Journal

1982, Vol 25, 151-162

7. Gmehling, J.; Onken, V.

"Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection"

Dechema Chemistry Data Series, Vol 1, Part 1, 1977

8. Gopal, J.S.; Sharma M.M.

"Hydrodynamic and Mass Transfer Characteristics of Bubble and Packed Bubble Columns with Downcomer"

The Canadian Journal of Chemical Engineering

1982, Vol 60, June, 353-362

9. Heiser, H.W.

"Air Lift Agitator for Varying Tank Levels and Coarse, Heavy Slurries"

Chemical Engineering

1948, January, 135

10. Lamont, A.B.W.

"Air Agitation and Pachuca Tanks"

The Canadian Journal of Chemical Engineering

1958, August, 153-160

11. Lehrer, L.H.

"Gas Agitation of Liquids"

I. & E.C Process Design and Development

1968, Vol 7, no.2, April, 226-239

12. Lima, V.A.

"Tecnologia das Fermentações"

Edgard Blücher, São Paulo, 1975

13. Litchfield, J.H.

"Single-Cell Proteins"

Science

1983, Vol 219, 740-746

14. McManamey, W.J.; Wase, D.A.J.; Raymahasay, S.

"Gas Holdup in an External-Loop Air-Lift Fermentor with a

Contaminated Gas Distributor"  
Biotechnology and Bioengineering  
1985, Vol XXVII, 1092-1094  
John Wiley & Sons, Inc.

15. Menezes, T.J.B.

"Etanol, O Combustível do Brasil"  
Agronômica Ceres, São Paulo, 1980

16. Merchuk J.C.; Stein Y.

"Local Hold-Up and Liquid Velocity in Air-Lift Reactors"  
AIChE Journal  
1981, Vol 27, May, 377-388

17. Moo-Young, M.; Blanch, H.W.

"Design of Biochemical Reactors Mass Transfer Criteria for  
Simple and Complex Systems"  
Advances in Biochemical Engineering  
1981, Vol 19, 1-69  
Springer-Verlag, New York

18. Nagata, S.

"Mixing - Principles and Application"  
Kodansha, Tokyo, 1975

19. Nassos, G.F.; Bankoff, S.G.

"Slip Velocity Ratios in an Air-Water System under Steady-State and Transiente Conditions"

Chemical Engineering Science

1967, Vol 22, 661-668

Pergamon Press Ltd, Oxiford

20. Perry, R.H.; Chilton, C.H.

"Chemical Engineers Handbook"

Mc Graw-Hill, 5th ed.

21. Quillen, C.S.

"Liquid Mixing"

Chemical Engineering

1954, Vol 61, June, 177-224

22. Raymahasay, S.; Wase, D.A.J.

"Sampling Thick Mycelial Suspensions from an Air-Lift Fermenter"

Biotechnology and Bioengineering

1984, Vol XXVII, 803-804

John Wiley & Sons, Inc.

23. Reid, R.C.; Prausnitz J.M.; Sherwood, T.K.

"The Properties of Gases and Liquids"

McGraw-Hill, 3rd ed., 1977

24. Schädler, K.; Lücke, J.  
"Bubble Column Bioreactors"  
Advances in Biochemical Engineering  
1977, Vol 7, 1-84  
Springer-Verlag, New York
  
25. Treybal, R.E.  
"Mass Transfer Operations"  
McGraw-Hill, 3rd ed., Tokyo, 1980
  
26. Uhl, V.W.; Gray, J.B.  
"Mixing Theory and Practice - Vol.II"  
Academic Press, London, 1967
  
27. Wallis, G.B.  
"One-Dimensional Two-Phase Flow"  
McGraw-Hill, USA, 1969

## APENDICE A

## RESULTADOS EXPERIMENTAIS DOS TESTES DE SEPARAÇÃO ETANOL-ÁGUA

As tabelas A.1, A.2, A.3 e A.4 apresentam os resultados obtidos nos testes de separação etanol-água, experimentos estes que possibilitaram a obtenção do coeficiente volumétrico de transferência de massa ( $K_{oy,ai}$ ).

Os dados experimentais foram obtidos para quatro valores de vazão de ar diferentes: 64, 47, 20 e 9 l/min (25 C e 1 atm). A faixa de concentração volumétrica de etanol no "air-lift" foi variada de 0,21 a 0,002 e variou-se o volume de líquido no "air-lift" de 17,6 a 15,8 l.

Os testes ainda foram efetuados à temperatura no "air-lift" de 35 C e a uma vazão de água para a refrigeração do condensador de 20 l/min a 0 C.

Segue-se a nomenclatura utilizada nas tabelas do presente apêndice:

Vol - Volume de líquido no "air-lift".

T1 - Temperatura do ar à entrada do condensador.

T2 - Temperatura do ar à saída do condensador.

P1 - Pressão à entrada do "air-lift".

P2 - Pressão à saída do "air-lift".

IRa - Índice de refração da mistura etanol-água no "air-lift".

- IRc - Índice de refração do condensado.
- Ca - Concentração volumétrica de álcool no "air-lift".
- Cc - Concentração volumétrica de álcool no condensado.
- dt - Intervalo de tempo utilizado para as medidas experimentais.
- Vc - Volume de condensado recolhido.



Vol (l)	T1 (C)	T2 (C)	P1 mmH2O	P2 mmH2O	IRa	Ca (%)	dt (h)	Vc (ml)	IRc	Cc (%)
17,6	28,7	8,0	38,9	-0,7	1,3443	21,0	0,5	50	1,3560	42,0
17,5	29,0	8,0	38,7	-0,7	1,3440	20,2	1,0	95	1,3555	41,0
17,3	29,0	8,0	38,5	-0,5	1,3438	20,0	1,0	94	1,3547	39,2
17,2	29,0	8,2	38,5	-0,6	1,3435	19,5	1,0	93	1,3540	37,5
17,0	28,2	8,2	38,3	-1,1	1,3432	19,0	1,0	89	1,3538	37,0
17,6	27,5	7,8	38,7	-0,2	1,3407	14,5	1,0	82	1,3490	28,0
17,5	28,0	8,0	38,7	-0,6	1,3404	14,0	1,0	80	1,3484	27,0
17,6	29,0	8,0	36,9	-0,6	1,3385	11,0	1,0	79	1,3465	24,5
17,5	28,7	8,0	36,8	-0,6	1,3384	11,0	1,0	77	1,3460	23,5
17,3	28,2	7,8	39,1	0,0	1,3380	10,2	1,0	72	1,3457	23,0
17,2	28,5	8,0	39,0	-0,6	1,3379	10,0	0,5	41	1,3440	20,0
17,1	29,0	8,0	39,0	-0,5	1,3380	10,2	1,0	85	1,3440	20,0
17,0	29,0	8,2	38,8	-0,5	1,3377	9,8	1,0	72	1,3437	19,5
16,8	29,0	8,2	38,8	-0,5	1,3378	10,0	1,0	79	1,3435	19,5
17,4	29,0	8,5	39,8	-0,4	1,3362	7,0	2,0	142	1,3411	15,2
17,3	30,0	9,0	39,7	-0,4	1,3361	6,5	1,0	70	1,3411	15,0
17,2	30,5	9,0	39,6	-0,4	1,3360	6,2	1,0	71	1,3403	14,0

Tabela A.1 - Resultados experimentais de separação etanol-água à vazão de gás de 9 l/min (25 C e 1 atm) e temperatura de 35 C.

V <sub>01</sub> (l)	T <sub>1</sub> (C)	T <sub>2</sub> (C)	P <sub>1</sub> mmH <sub>2</sub> O	P <sub>2</sub> mmH <sub>2</sub> O	IR <sub>a</sub>	Ca (%)	dt (h)	V <sub>c</sub> (l)	IR <sub>c</sub>	C <sub>c</sub> (%)
17,6	24,5	8,0	36,0	-1,6	1,3436	19,5	1,0	117	1,3589	50,0
17,4	25,8	8,0	37,0	-1,2	1,3431	18,5	1,0	118	1,3584	49,0
17,2	26,5	8,2	35,8	-1,0	1,3428	18,0	1,0	111	1,3576	46,5
17,0	28,7	8,0	37,5	-0,8	1,3418	16,5	1,0	117	1,3558	41,5
16,6	29,0	8,2	37,5	-0,8	1,3414	16,0	1,0	123	1,3556	41,0
16,4	29,0	9,0	35,5	-0,8	1,3412	15,5	1,0	106	1,3542	38,0
16,2	27,8	8,0	35,4	-0,3	1,3409	15,0	1,0	106	1,3535	36,5
16,0	27,5	8,2	34,8	-0,7	1,3403	14,0	1,0	100	1,3523	33,5
15,8	28,0	8,2	34,7	-0,7	1,3401	13,5	1,0	99	1,3512	31,5
17,6	29,0	8,0	37,8	-0,9	1,3372	8,8	1,5	134	1,3459	23,5
17,4	29,0	8,5	37,5	-0,8	1,3371	8,5	1,5	134	1,3445	21,0
17,3	29,2	8,5	37,3	-1,0	1,3370	8,2	1,0	88	1,3448	21,5
17,1	29,3	8,5	37,2	-0,8	1,3369	8,0	1,0	86	1,3436	19,5
17,0	29,8	11,5	37,1	-0,6	1,3368	8,0	1,0	84	1,3430	18,5
16,8	30,0	8,8	37,0	-0,1	1,3365	7,2	1,0	87	1,3430	18,5
16,7	29,6	8,3	36,6	-0,7	1,3363	7,0	1,0	80	1,3428	18,0
16,6	30,0	8,8	36,6	-0,6	1,3362	6,8	1,0	85	1,3420	17,0
16,4	29,0	9,8	36,4	-0,6	1,3361	6,5	1,0	77	1,3410	15,0
16,3	30,0	8,5	36,3	-0,4	1,3360	6,2	1,0	87	1,3412	15,5
16,1	29,8	8,7	36,2	-0,1	1,3359	6,0	1,0	85	1,3411	15,2
16,0	29,8	8,7	36,2	-0,1	1,3358	6,0	1,0	85	1,3405	14,2
15,8	29,7	8,5	35,7	-0,5	1,3355	5,2	1,0	84	1,3403	14,0

Tabela A.2 - Resultados experimentais de separação etanol-água à vazão de gás de 20 l/min (25 C e 1 atm) e temperatura de 35 C.

Vol (l)	T1 (C)	T2 (C)	P1 mmH2O	P2 mmH2O	IRa	Ca (%)	dt (h)	Vc (ml)	IRc	Cc (%)
17,6	31,3	11,0	48,0	-1,9	1,3426	18,0	0,5	119	1,3586	49,0
17,4	31,0	11,0	47,8	-1,8	1,3422	17,5	0,5	101	1,3580	47,5
17,3	30,0	11,0	47,7	-1,5	1,3417	16,5	0,5	116	1,3572	45,5
17,1	31,5	10,8	47,0	-1,7	1,3413	16,0	0,5	113	1,3567	44,0
16,9	31,2	10,8	46,7	-1,4	1,3410	15,0	0,5	105	1,3567	44,0
16,8	31,8	10,8	46,4	-1,4	1,3409	15,0	0,5	103	1,3561	42,2
16,6	31,7	10,8	46,3	-1,3	1,3407	14,5	0,5	105	1,3558	41,5
16,5	31,7	11,2	46,2	-1,5	1,3405	14,2	0,5	100	1,3550	40,0
16,3	31,5	11,5	45,7	-1,5	1,3403	14,0	0,5	95	1,3544	39,5
16,2	31,5	10,6	46,0	-1,3	1,3398	13,2	0,5	96	1,3542	38,0
16,0	31,5	10,6	46,0	-1,3	1,3396	13,0	0,5	96	1,3535	36,2
15,9	31,5	10,8	45,5	-1,3	1,3495	12,8	0,5	88	1,3532	35,5
17,5	31,2	10,2	47,8	-1,9	1,3350	4,2	1,0	146	1,3409	15,0
17,3	31,2	10,2	47,8	-1,9	1,3349	4,0	1,0	145	1,3404	14,0
17,0	31,6	11,0	47,8	-2,0	1,3348	3,8	1,0	144	1,3400	13,5
16,8	31,0	10,3	47,6	-1,5	1,3346	3,2	1,0	141	1,3396	13,0
16,6	31,2	10,5	47,5	-1,6	1,3345	3,0	1,0	144	1,3394	12,5
16,3	31,5	10,8	47,4	-1,3	1,3345	3,0	1,0	146	1,3490	12,0
16,1	31,5	10,8	47,2	-1,7	1,3344	3,0	1,0	142	1,3486	11,5
15,9	32,0	10,8	47,2	-1,7	1,3343	2,8	1,0	134	1,3484	11,0

Tabela A.3 - Resultados experimentais de separação etanol-água à vazão de gás de 47 l/min (25 C e 1 atm) e temperatura de 35 C.

Vol (l)	T1 (C)	T2 (C)	P1 mmH2O	P2 mmH2O	IRa	Ca (%)	dt (h)	Vc (ml)	IRc	Cc (%)
17,5	31,3	11,5	60,9	-4,6	1,3438	20,0	0,5	120	1,3598	52,5
17,3	31,7	11,6	60,8	-4,6	1,3433	19,0	0,5	140	1,3395	52,0
17,1	31,8	11,8	58,0	-4,8	1,3432	19,0	0,5	137	1,3591	50,5
16,9	31,8	11,7	59,2	-5,0	1,3429	18,5	0,5	127	1,3585	49,0
16,7	31,5	11,8	59,1	-4,6	1,3425	18,0	0,5	138	1,3583	48,0
16,5	31,6	12,2	60,0	-4,8	1,3423	17,5	0,5	100	1,3580	47,5
16,3	28,5	11,0	56,5	-4,8	1,3421	17,0	0,5	107	1,3577	47,0
16,1	31,0	10,9	56,2	-4,6	1,3418	16,5	0,5	113	1,3578	47,0
15,9	31,0	10,9	55,8	-4,6	1,3416	16,0	0,5	111	1,3574	46,0
17,5	31,0	11,0	60,5	-2,9	1,3348	3,4	0,5	83	1,3400	13,8
17,4	31,0	11,0	60,5	-2,9	1,3348	3,4	0,5	83	1,3399	13,6
17,3	31,0	11,8	60,5	-2,9	1,3348	3,4	0,5	85	1,3396	13,0
17,2	30,5	10,0	60,0	-2,9	1,3346	3,0	0,5	92	1,3391	12,0
17,1	30,7	10,2	59,8	-2,9	1,3345	2,8	0,5	84	1,3393	12,6
16,9	31,0	10,3	59,7	-2,9	1,3345	2,8	0,5	83	1,3390	11,8
16,6	30,7	10,5	59,9	-2,8	1,3343	2,4	1,5	243	1,3386	11,0
16,5	30,5	10,5	60,0	-2,9	1,3343	2,4	0,5	83	1,3384	10,6
16,3	30,3	11,5	60,0	-2,9	1,3343	2,4	0,5	82	1,3381	10,0
16,2	31,0	10,5	60,0	-2,9	1,3342	2,2	0,5	77	1,3380	9,8
16,1	30,7	10,5	59,5	-2,9	1,3342	2,2	0,5	80	1,3380	9,8
16,0	30,7	11,2	59,3	-3,0	1,3342	2,2	0,5	78	1,3378	9,4
15,9	31,0	13,8	59,3	-3,0	1,3341	2,0	0,5	76	1,3372	9,2
17,6	30,3	11,1	60,6	-2,6	1,3362	6,8	0,5	97	1,3449	21,5
17,5	30,7	11,3	60,5	-2,8	1,3361	6,5	0,5	95	1,3446	21,0
17,3	30,5	12,1	60,2	-2,7	1,3360	6,3	0,5	92	1,3435	19,5
17,3	32,0	11,2	59,4	-3,2	1,3359	6,0	0,5	62	1,3452	22,0
17,2	30,8	11,5	59,2	-3,1	1,3357	5,8	0,5	86	1,3440	20,5
17,0	32,2	11,5	59,0	-3,0	1,3357	6,0	0,5	87	1,3438	20,0
16,9	31,0	11,7	60,1	-2,9	1,3356	5,5	0,5	87	1,3432	19,0
16,8	30,8	12,2	58,6	-2,9	1,3356	5,5	0,5	85	1,3428	18,2
16,7	31,5	12,0	58,5	-2,8	1,3355	5,2	0,5	87	1,3422	17,2
16,6	31,0	10,8	58,6	-2,8	1,3354	5,1	0,5	82	1,3423	17,5
16,5	31,0	10,8	58,3	-2,7	1,3353	5,0	0,5	92	1,3416	16,2
16,4	31,3	10,9	58,4	-2,6	1,3352	4,8	0,5	88	1,3415	16,0
16,2	31,0	11,2	58,2	-2,8	1,3351	4,5	1,0	180	1,3410	15,2
16,1	31,5	11,2	58,1	-2,8	1,3351	4,5	0,5	78	1,3409	15,0
16,0	31,5	11,5	58,1	-2,8	1,3350	4,2	0,5	90	1,3404	14,0
15,9	31,0	12,1	57,8	-2,7	1,3350	4,2	0,5	84	1,3401	13,5
17,3	31,0	11,2	61,0	-2,2	1,3391	12,2	1,0	230	1,3523	33,8
17,2	31,2	11,0	61,0	-2,1	1,3389	12,0	0,5	121	1,3514	32,0
17,0	31,0	11,0	60,8	-2,1	1,3387	11,5	0,5	99	1,3508	31,0
16,8	31,0	11,5	60,9	-2,0	1,3385	11,2	0,5	108	1,3503	30,0
16,7	31,5	12,5	60,8	-2,1	1,3383	10,8	0,5	100	1,3496	29,0
16,5	31,8	12,0	60,5	-2,1	1,3382	10,5	0,5	100	1,3494	28,2
16,3	31,2	10,5	59,6	-1,5	1,3378	10,0	0,5	110	1,3492	28,2
16,2	31,0	10,5	59,6	-1,5	1,3376	9,5	0,5	105	1,3495	28,5
15,8	31,2	20,5	59,1	-1,7	1,3372	8,8	1,0	210	1,3482	26,5

Tabela A.4 - Resultados experimentais de separação etanol-água à vazão de gás de 64 l/min (25 C e 1 atm) e temperatura de 35 C.

**APENDICE B****RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO "GAS HOLD-UP"**

As tabelas B.1, B.2, B.3 e B.4 apresentam os resultados experimentais utilizados para a obtenção do "gas hold-up".

A temperatura do experimento foi fixada em 35 C. Variou-se a vazão de ar de 6,8 a 41,6 l/min (25 C e 1 atm) e foram obtidos resultados para quatro valores de desnível diferentes: 1,4 , 2,4 , 3,4 e 4,4 cm.

vazão de gás (l/min)	altura manométrica (cm)	"gas hold-up" $\phi$
6,8	35,6	0,035
8,8	35,55	0,038
10,7	35,45	0,039
12,6	35,3	0,043
14,6	35,2	0,046
16,5	35,05	0,050
18,4	35,0	0,051
20,4	34,9	0,054
22,3	34,85	0,056
24,2	34,8	0,057
26,2	34,7	0,060
28,1	34,6	0,062
30,0	34,6	0,062
32,0	34,55	0,064
33,9	34,5	0,065
35,8	34,45	0,066
37,7	34,4	0,068
39,7	34,4	0,068
41,6	34,35	0,069

Tabela B.1 - Resultados experimentais do "gas hold-up"  
para DH = 1,4 cm.

vazão de gás (l/min)	altura manométrica (cm)	"gas hold-up" $\phi$
6,8	34,65	0,061
8,8	34,65	0,061
10,7	34,65	0,061
12,6	34,55	0,064
14,6	34,5	0,065
16,5	34,4	0,068
18,4	34,3	0,070
20,4	34,25	0,072
22,3	34,15	0,075
24,2	34,1	0,076
26,2	34,0	0,079
28,1	33,95	0,080
30,0	33,9	0,081
32,0	33,85	0,083
33,9	33,8	0,084
35,8	33,75	0,085
37,7	33,7	0,087
39,7	33,65	0,088
41,6	33,6	0,089

Tabela B.2 - Resultados experimentais do "gas hold-up" para DH = 2,4 cm.

vazão de gás (l/min)	altura manométrica (cm)	"gas hold-up" $\phi$
6,8	33,5	0,092
8,8	33,5	0,092
10,7	33,5	0,092
12,6	33,5	0,092
14,6	33,5	0,092
16,5	33,5	0,092
18,4	33,45	0,093
20,4	33,4	0,095
22,3	33,35	0,096
24,2	33,3	0,098
26,2	33,2	0,100
28,1	33,1	0,103
30,0	33,1	0,103
32,0	33,05	0,104
33,9	33,0	0,106
35,8	32,9	0,108
37,7	32,85	0,110
39,6	32,9	0,108
41,6	32,85	0,110

Tabela B.3 - Resultados experimentais do "gas hold-up" para DH = 3,4 cm.



vazão de gás (l/min)	altura manométrica (cm)	"gas hold-up" $\phi$
6,8	32,5	0,119
8,8	32,5	0,119
10,7	32,5	0,119
12,6	32,5	0,119
14,6	32,5	0,119
16,5	32,45	0,121
18,4	32,45	0,121
20,4	32,45	0,121
22,3	32,45	0,121
24,2	32,4	0,122
26,2	32,35	0,123
28,1	32,35	0,123
30,0	32,3	0,125
32,0	32,2	0,127
33,9	32,15	0,129
35,6	32,15	0,129
37,7	32,15	0,129
39,7	32,1	0,130
41,6	32,0	0,133

Tabela B.4 - Resultados experimentais do "gas hold-up"  
para DH = 4,4 cm.

## APENDICE C

RESULTADOS EXPERIMENTAIS DA VELOCIDADE SUPERFICIAL  
DE ASCENSAO DO LIQUIDO NO TUBO CENTRAL

As tabelas C.1, C.2, e C.3 apresentam os resultados experimentais utilizados na obtenção da velocidade superficial de ascensão do líquido no tubo central.

Os resultados foram obtidos para três valores de desnível diferentes: 1,4 , 4,4 e 6,9 cm e as vazões de ar foram variadas de 9 a 64 l/min (25 C e 1 atm).

vazão de gás (l/min)	distância percor. (cm)	tempo (s)	vazão de liq. (l/min)	vel. sup. gás (Vg) (cm/s)	vel. sup. liq. (Vl) (cm/s)
9	12,8	42,16	7	3,7	2,9
14	9,6	17,69	19	5,7	7,8
15	9,6	13,94	24	6,1	9,8
21	12,8	16,19	28	8,5	11,5
21	11,2	15,31	26	8,5	10,6
26	9,6	12,34	27	10,6	11,1
27	12,8	14,91	30	11,1	12,3
31	8,0	8,80	32	12,7	13,1
35	9,6	11,59	29	14,3	11,9
41	11,2	12,67	31	16,8	12,7
41	9,6	10,49	32	16,8	13,1
47	11,2	12,54	31	19,2	12,7
64	11,2	13,15	30	26,2	12,3

Tabela C.1 - Resultados experimentais da velocidade superficial do líquido no tubo central para  $DH = 1,4$  cm.

vazão de gás (l/min)	distância percor. (cm)	tempo (s)	vazão de liq. (l/min)	vel. sup. gás (Vg) (cm/s)	vel. sup. liq. (Vl) (cm/s)
15	8,0	51,12	5,6	6,1	2,5
21	6,4	20,61	11	8,6	4,5
32	8,0	17,43	16	13,1	6,5
36	8,0	16,18	17	14,7	7,0
41	8,0	14,98	19	16,8	7,8
55	6,4	10,17	22	22,5	9,0
60,5	6,4	10,68	21	24,8	8,6

Tabela C.2 - Resultados experimentais da velocidade superficial do líquido no tubo central para  $DH = 4,4$  cm.

vazão de gás (l/min)	distância percor. (cm)	tempo (s)	vazão de liq. (l/min)	vel. sup. gás (Vg) (cm/s)	vel. sup. liq. (Vl) (cm/s)
21	4,8	41,52	4	8,6	1,6
26	9,6	45,58	7	10,6	2,9
32	8,0	23,85	12	13,1	4,9
35	9,6	24,49	14	14,3	5,7
42	9,6	20,51	16	17,2	6,5
47	4,8	12,98	13	19,2	5,3
60	3,2	8,50	13	24,6	5,3

Tabela C.3 - Resultados experimentais da velocidade superficial líquido no tubo central para  $DH = 6,9$  cm.

## APENDICE D

## PROGRAMAS DESENVOLVIDOS

O presente apêndice apresenta os principais programas de computador em linguagem BASIC desenvolvidos no trabalho de tese.

O programa SUBEQ calcula a pressão parcial exercida pelo etanol e pela água no ar à uma determinada temperatura e à uma determinada composição da fase líquida.

O programa EXP1 ajusta, para pontos experimentais, os coeficientes de uma função tipo "exponencial" utilizando o método dos mínimos quadrados para o logarítmo da função. A resolução das equações algébricas lineares é feito pelo método de Gauss.

O programa EXP2 ajusta, para pontos experimentais, os coeficientes de uma função tipo "exponencial" utilizando o método dos mínimos quadrados. A resolução das equações algébricas não lineares é feito pelo método de iterações sucessivas e as equações algébricas lineares são resolvidas pelo método de Gauss.

Os programas EXP1 e EXP2 calculam os erros dos pontos experimentais em relação à correlação encontrada.

O programa KOYA determina, através de equações desenvolvidas no capítulo 5 e de dados experimentais conseguidos, o coeficiente volumétrico de transferência de massa, fase gasosa, para o etanol (Koy.ai).

```

10000 REM  ** SUBROTINA DE EQUILIBRIO **
10100 REM  **  ETANOL-AGUA - SUBEQ  **
10200 REM  ****
10300 TK = 273.15 + TC
10400 L1 = 5 * (R1 - Q1) - (R1 - 1)
10500 L2 = 5 * (R2 - Q2) - (R2 - 1)
10600 F1 = EXP (18.9119 - 3803.98 / (TK - 41.68))
10700 F2 = 10 ^ (8.07131 - 1730.630 / (TC + 233.426))
10800 XA = 1 - X
10900 F1 = X * R1 / (X * R1 + XA * R2)
11000 F2 = XA * R2 / (XA * R2 + X * R1)
11100 E1 = X * Q1 / (X * Q1 + XA * Q2)
11200 E2 = XA * Q2 / (X * Q1 + XA * Q2)
11300 FOR I = 1 TO 4
11400 VTK(I) = 1 / T(I)
11500 T1(I) = EXP (- D1(I) / (R * T(I)))
11600 T2(I) = EXP (- D2(I) / (R * T(I)))
11700 A1(I) = LOG (F1 / X) + 5 * Q1 * LOG (E1 / F1) + F2 *
(L1 - (R1 / R2) * L2)
11800 W = - Q1 * LOG (E1 + E2 * T2(I)) + E2 * Q1 * (T2(I) /
(E1 + E2 * T2(I)) - T1(I) / (E2 + E1 * T1(I)))
11900 A1(I) = A1(I) + W
12000 A2(I) = LOG (F2 / XA) + 5 * Q2 * LOG (E2 / F2) +
F1 * (L2 - (R2 / R1) * L1)
12100 W = - Q2 * LOG (E2 + E1 * T1(I)) + E1 * Q2 * (T1(I) /
(E2 + E1 * T1(I)) - T2(I) / (E1 + E2 * T2(I)))
12200 A2(I) = A2(I) + W
12300 NEXT I
12400 FOR I = 1 TO 4
12500 XI(I) = VTK(I)
12600 YI(I) = A1(I)
12700 NEXT I
12800 GOSUB 14000
12900 Q1 = EXP (B + A / TK)
13000 FOR I = 1 TO 4
13100 YI(I) = A2(I)
13200 NEXT I
13300 GOSUB 14000
13400 Q2 = EXP (B + A / TK)
13500 YR = 1 / (1 + (Q2 * XA * F2) / (Q1 * X * F1))
13600 P = Q1 * X * F1 / YR
13700 PED = X * P
13800 RETURN
14000 K1 = 0:K2 = 0:K3 = 0:K4 = 0
14100 FOR I = 1 TO 4
14200 K1 = K1 + XI(I) ^ 2
14300 K2 = K2 + XI(I)
14400 K3 = K3 + XI(I) * YI(I)
14500 K4 = K4 + YI(I)
14600 NEXT I
14700 D = K1 * 4 - K2 ^ 2
14800 DA = K3 * 4 - K2 * K4

```

```
14900 DB = K1 * K4 - K2 * K3
15000 A = DA / D
15100 B = DB / D
15200 RETURN
```

```

10 REM *****
20 REM **      PROGRAMA EXP1      **
30 REM *****
40 DIM N(20,200),X(20),A(20,21),DX(20),G1(200)
50 INPUT "QUAL O NOME DO ARQUIVO QUE SERA' USADO? ";D$
60 PRINT CHR$(4);"OPEN";D$
70 PRINT CHR$(4);"READ";D$
80 INPUT NG,NFO
90 FOR J = 1 TO NFO
100 FOR I = 1 TO NG
110 INPUT N(I,J)
120 NEXT I
130 NEXT J
140 PRINT CHR$(4);"CLOSE";D$
150 FOR K = 1 TO NG
160 FOR J = 1 TO NG + 1
170 A(K,J) = 0
180 NEXT J
190 NEXT K
200 A(1,1) = NFO
210 FOR J = 2 TO NG + 1: FOR N = 1 TO NFO
220 A(1,J) = A(1,J) + LOG (N(J - 1,N))
230 NEXT N
240 IF J < NG + 1 THEN A(J,1) = A(1,J)
250 NEXT J
260 FOR I = 2 TO NG
270 FOR J = I TO NG + 1
280 FOR N = 1 TO NFO
290 A(I,J) = A(I,J) + LOG (N(J - 1,N)) * LOG (N(I - 1,N))
300 NEXT N
310 IF J < NG + 1 THEN A(J,I) = A(I,J)
320 NEXT J
330 NEXT I
340 GOSUB 10000
350 X(1) = EXP (DX(1))
360 PRINT X(1)
370 FOR AI = 2 TO NG
380 X(AI) = DX(AI)
390 PRINT X(AI);"  ";
400 NEXT AI
410 GOSUB 12000
420 END
10000 REM RESOLUCAO DE SISTEMA DE EQUACOES ALGEBRICAS LINEARES
10010 REM METODO DE GAUSS
10020 N = NG
10030 N1 = N + 1
10040 NM = N - 1
10050 FOR I = 1 TO NM
10060 I1 = I + 1
10070 FOR J = I1 TO N
10080 IF ABS (A(I,I)) < .000001 THEN GOSUB 14000
10090 R = A(J,I) / A(I,I)

```



```

10100 FOR K = I TO N1
10110 A(J,K) = A(J,K) - R * A(I,K)
10120 NEXT K
10130 NEXT J
10140 NEXT I
10150 FOR I = 1 TO N
10160 DX(I) = 0
10170 NEXT I
10180 FOR I = 1 TO N
10190 J = N + 1 - I
10200 DX(J) = A(J,N1) / A(J,J)
10210 IF J = N THEN GOTO 10260
10220 J1 = J + 1
10230 FOR K = J1 TO N
10240 DX(J) = DX(J) - A(J,K) / A(J,J) * DX(K)
10250 NEXT K
10260 NEXT I
10270 FOR I = 1 TO N
10280 PRINT DX(I)
10290 NEXT I
10300 RETURN
12000 REM SUB PARA CALCULO DOS ERROS
12010 FOR I = 1 TO NPO
12020 Z = X(1)
12030 FOR P = 1 TO NG - 1
12040 Z = Z * N(P,I) ^ X(P + 1)
12050 NEXT P
12060 ERRO = ABS (Z - N(NG,I)) / Z
12070 PRINT "ERRO = ";ERRO
12080 EM = EM + ERRO
12090 NEXT I
12100 EM = EM / NPO
12110 PRINT "ERRO MEDIO = ";EM
12120 RETURN
14000 REM SUBROTINA PARA TROCA DE LINHAS DA MATRIZ
14010 IF I + 1 < N THEN PRINT "SISTEMA IMPOSSIVEL OU
INDETERMINADO": END
14020 FOR K1 = 1 TO N1
14030 TA = A(I,K1)
14040 A(I,K1) = A(I + 1,K1)
14050 A(I + 1,K1) = TA
14060 NEXT K1
14070 RETURN

```

```

10 REM ** PROGRAMA EXP2 **
20 REM *****
30 DIM N(20,200),X(20),A(20,21),DX(20)
40 INPUT "QUAL O NOME DO ARQUIVO QUE SERA' USADO? ";D$
50 PRINT CHR$(4);"OPEN";D$
60 PRINT CHR$(4);"READ";D$
70 INPUT NG,NPO
80 FOR J = 1 TO NPO
90 FOR I = 1 TO NG
100 INPUT N(I,J)
110 NEXT I
120 NEXT J
130 PRINT CHR$(4);"CLOSE";D$
140 FOR I = 1 TO NG
150 INPUT "DE VALORES INICIAIS PARA AS CONSTANTES";X(I)
160 NEXT I
170 FOR K = 1 TO NG
180 FOR J = 1 TO NG + 1
190 A(K,J) = 0
200 NEXT J
210 NEXT K
220 FOR I = 1 TO NPO
230 U = 1
240 Z = 1
250 FOR K = 2 TO NG
260 U = U * N(K - 1,I) ^ (2 * X(K))
270 Z = Z * N(K - 1,I) ^ X(K)
280 NEXT K
290 Z = Z * N(NG,I)
300 V = U * X(1) * 2
310 T = V / Z - Z
320 A(1,1) = A(1,1) + U
330 FOR J = 2 TO NG
340 A(J,1) = A(J,1) + U * LOG (N(J - 1,I))
350 A(1,J) = A(1,J) + (V - Z) * LOG (N(J - 1,I))
360 NEXT J
370 A(1,NG + 1) = A(1,NG + 1) - T
380 FOR M = 2 TO NG
390 A(M,NG + 1) = A(M,NG + 1) - T * LOG (N(M - 1,I))
400 NEXT M
410 FOR K = 2 TO NG
420 FOR J = 2 TO NG
430 A(K,J) = A(K,J) + LOG (N(J - 1,I)) * LOG (N(K - 1,I)) * (V - Z)
440 NEXT J
450 NEXT K
460 NEXT I
470 GOSUB 10000
480 FOR AI = 1 TO NG
490 X(AI) = X(AI) + DX(AI)
500 PRINT X(AI);"  "
510 NEXT AI
520 FOR AI = 1 TO NG

```

```

530 IF ABS (DX(AI)) <= .001 THEN GOTO 170
540 NEXT AI
550 GOSUB 12000
560 END
10000 REM RESOLUCAO DE SISTEMA DE EQUACOES ALGEBRICAS LINEARES
10010 REM METODO DE GAUSS
10020 N = NG : N1 = N+1 : NM= M-1
10050 FOR I = 1 TO NM
10060 I1 = I + 1
10070 FOR J = I1 TO N
10080 IF ABS (A(I,I)) < .000001 THEN GOSUB 14000
10090 R = A(J,I) / A(I,I)
10100 FOR K = I TO N1
10110 A(J,K) = A(J,K) - R * A(I,K)
10120 NEXT K
10130 NEXT J
10140 NEXT I
10150 FOR I = 1 TO N
10160 DX(I) = 0
10170 NEXT I
10180 FOR I = 1 TO N
10190 J = N + 1 - I
10200 DX(J) = A(J,N1) / A(J,J)
10210 IF J = N THEN GOTO 10260
10220 J1 = J + 1
10230 FOR K = J1 TO N
10240 DX(J) = DX(J) - A(J,K) / A(J,J) * DX(K)
10250 NEXT K
10260 NEXT I
10270 FOR I = 1 TO N : PRINT DX(I) : NEXT I
10300 RETURN
12000 REM SUB PARA CALCULO DOS ERROS
12010 FOR I = 1 TO NPO
12020 Z = X(1)
12030 FOR P = 1 TO NG - 1
12040 Z = Z * N(P,I) ^ X(P + 1)
12050 NEXT P
12060 ERRO = ABS (Z - N(NG,I)) / Z
12070 PRINT "ERRO = ";ERRO
12080 EM = EM + ERRO
12090 NEXT I
12100 EM = EM / NPO
12110 PRINT "ERRO MEDIO = ";EM : RETURN
14000 REM SUBROTINA PARA TROCA DE LINHAS DA MATRIZ
14010 IF I + 1 < N THEN PRINT "SISTEMA IMPOSSIVEL OU
INDETERMINADO": END
14020 FOR K1 = 1 TO N1
14030 TA = A(I,K1)
14040 A(I,K1) = A(I + 1,K1)
14050 A(I + 1,K1) = TA
14060 NEXT K1
14070 RETURN

```

```

10 REM *****
20 REM ** PROGRAMA KOYA **
30 REM *****
40 REM
50 REM * DIMENSIONAMENTOS *
60 REM
70 DIM X(369),Y(369),H(369),D1(4),D2(4),T1(4),G1(4),G2(4),A1(4),
  A2(4),T(4),VTK(4),XI(4),YI(4)
80 REM
90 REM * CONSTANTES DA SUBROTINA *
100 REM
110 R1 = 2.1055:R2 = .92:Q1 = 1.9720:Q2 = 1.4:R = 1.98721:
  T(1) = 303.15:T(2) = 313.15:T(3) = 323.15:T(4) = 328.15:
  D1(1) = 291.8028:D2(1) = - 27.7225:D1(2) = 179.9738:
  D2(2) = 66.6984:D1(3) = - 70.4680:D2(3) = 381.1778:
  D1(4) = 39.0961:D2(4) = 235.6714
120 REM
130 REM * ENTRADA CONDICÕES OPERAÇÃO *
140 REM
150 INPUT "QUAL O NOME DO ARQUIVO QUE SERA' USADO? ";AR$
160 PRINT CHR$(4);"OPEN";D$
170 PRINT CHR$(4);"READ";D$
180 INPUT NU,QQ
190 FOR I = 1 TO NU
200 INPUT VA,CA,VC,CC
210 NEXT I
220 PRINT CHR$(4);"CLOSE";D$
230 CA = CA / 100:CC = CC / 100
240 REM
250 REM * TRANSFORMAÇÃO DE UNIDADES *
260 REM
270 X(0) = 1 / (1 + 3.268 * (1 - CA) / CA)
280 VB = QQ / 2.4432
290 QC = (1 / 3600) * VC * (0.055 - 0.038 * CC)
300 XC = 1 / (1 + 3.268 * (1 - CC) / CC)
310 DH = 1.6 * (18.5 - VA):H = 36.9 - DH
320 REM
330 REM * CÁLCULO DE FI,VL,RG,RL,RA *
340 REM
350 FI = 4.54 * VB ^ 0.138 * DH ^ 0.719
360 REM VL = 9.16 * (18.1 * VB / H - DH) ^ 0.241 * ((H / 36.9 +
  0.07 - .07 * DH / 36.9) / 1.07) ^ 4.14
370 RL = .01685 * XA + .0551 * (1 - XA):RG = 4E - 5
380 REM RA = RG * VB / (RL * VL)
390 REM
400 REM * CONDIÇÕES INICIAIS E CONTORNO *
410 REM
420 KOYA = 4.4
430 X = XC:TC = 11: GOSUB 10010:YEQ = PEQ / 760:Y(0) = 0
440 YS = Y(0) + (XC - Y(0)) * QC / (40.72 * VB * RG + QC):TC = 35

```

```

450 X = X(0): GOSUB 10010:YEQ = PED / 760: REM    PT=1 ATM.
460 REM
470 REM * IMPRESSAO DE DADOS DO SISTEMA *
480 REM
490 PR# 1: PRINT CHR$(9);"BON": PRINT CHR$(9);"10L"
500 PRINT : PRINT : PRINT "TESTE NUMERO: ";M: PRINT
510 Z = QG:N = 1: GOSUB 35010: PRINT "VAZAO DE GAS: ";IM#;
" L/MIN"
520 PRINT "VAZAO DE CONDENSADO: ";VC;" ML/H"
530 Z = CA:N = 4: GOSUB 35010: PRINT "CONC.VOL.ETANOL AIR-LIFT:
";IM#
540 Z = CC:N = 4: GOSUB 35010: PRINT "CONC.VOL.ETANOL CONDENSADO:
";IM#
550 Z = VA:N = 1: GOSUB 35010: PRINT "VOLUME DE LIQUIDO NO
AIR-LIFT: ";IM#;" L"
560 Z = H:N = 1: GOSUB 35010: PRINT : PRINT "ALTURA DE LIQUIDO NO
AIR-LIFT: ";IM#;" CM";:Z = DH:N = 1: GOSUB 35010: PRINT "
DESNIVEL: ";IM#;" CM"
570 Z = VG:N = 1: GOSUB 35010: PRINT "VELOCIDADE DO GAS: ";IM#;"
CM/S"
580 Z = VL:N = 1: GOSUB 35010: PRINT "VELOCIDADE DO LIQUIDO:
";IM#;" CM/S"
590 Z = FI:N = 1: GOSUB 35010: PRINT "GAS HOLD-UP: ";IM#;" %":
PRINT
600 Z = Y(0):N = 4: GOSUB 35010: PRINT "Y ENTRADA: ";IM#
610 Z = YS:N = 4: GOSUB 35010: PRINT "Y SAIDA: ";IM#
620 Z = YEQ:N = 4: GOSUB 35010: PRINT "Y EQUILIBRIO: ";IM#
630 IF YS < YEQ THEN PRINT : PRINT "INCOERENCIA NOS
RESULTADOS!": PR# 0: GOTO 740
640 PR# 0
650 HOME : FLASH : PRINT "PROCESSANDO PONTO NUMERO ";: PRINT M:
PRINT "AGUARDE...": NORMAL
660 REM
670 REM * CALCULO DE KOYA *
680 REM
690 KOYA = VG / (36.9) * ( LOG (YEQ - Y(0)) - LOG (YEQ - YS) )
700 REM
710 REM * IMPRESSAO DOS RESULTADOS *
720 REM
730 PR# 1: PRINT CHR$(9);"10L":Z = KOYA:N = 4: GOSUB 35010:
PRINT : PRINT "KOYA CALCULADO: ";IM#: PR# 0
740 NEXT M
750 HOME : FLASH : PRINT "TESTES COMPLETADOS"
760 END
770 REM
10000 REM
10010 REM    SUBROTINA DE EQUILIBRIO
10020 REM    ETANOL-AGUA - SUBEQ
10030 REM
10040 REM
10050 TK = 273.15 + TC
10060 L1 = 5 * (R1 - Q1) - (R1 - 1)

```

```

10070 L2 = 5 * (R2 - Q2) - (R2 - 1)
10080 P1 = EXP (18.9119 - 3803.98 / (TK - 41.68))
10090 P2 = 10 ^ (8.07131 - 1730.630 / (TC + 233.426))
10100 XA = 1 - X
10110 F1 = X * R1 / (X * R1 + XA * R2)
10120 F2 = XA * R2 / (XA * R2 + X * R1)
10130 E1 = X * Q1 / (X * Q1 + XA * Q2)
10140 E2 = XA * Q2 / (X * Q1 + XA * Q2)
10150 FOR I = 1 TO 4
10160 VTK(I) = 1 / T(I)
10170 T1(I) = EXP (- D1(I) / (R * T(I)))
10180 T2(I) = EXP (- D2(I) / (R * T(I)))
10190 A1(I) = LOG (F1 / X) + 5 * Q1 * LOG (E1 / F1) + F2 * (L1
- (R1 / R2) * L2)
10200 W = - Q1 * LOG (E1 + E2 * T2(I)) + E2 * Q1 * (T2(I) / (E1
+ E2 * T2(I)) - T1(I) / (E2 + E1 * T1(I)))
10210 A1(I) = A1(I) + W
10220 A2(I) = LOG (F2 / XA) + 5 * Q2 * LOG (E2 / F2) + F1 *
(L2 - (R2 / R1) * L1)
10230 W = - Q2 * LOG (E2 + E1 * T1(I)) + E1 * Q2 * (T1(I) / (E2
+ E1 * T1(I)) - T2(I) / (E1 + E2 * T2(I)))
10240 A2(I) = A2(I) + W
10250 NEXT I
10260 FOR I = 1 TO 4
10270 XI(I) = VTK(I)
10280 YI(I) = A1(I)
10290 NEXT I
10300 GOSUB 14000
10310 Q1 = EXP (B + A / TK)
10320 FOR I = 1 TO 4
10330 YI(I) = A2(I)
10340 NEXT I
10350 GOSUB 14000
10360 Q2 = EXP (B + A / TK)
10370 YR = 1 / (1 + (Q2 * XA * P2) / (Q1 * X * P1))
10380 P = Q1 * X * P1 / YR
10390 PEQ = YR * P
10400 RETURN
14000 K1 = 0:K2 = 0:K3 = 0:K4 = 0
14010 FOR I = 1 TO 4
14020 K1 = K1 + XI(I) ^ 2
14030 K2 = K2 + XI(I)
14040 K3 = K3 + XI(I) * YI(I)
14050 K4 = K4 + YI(I)
14060 NEXT I
14070 D = K1 * 4 - K2 ^ 2
14080 DA = K3 * 4 - K2 * K4
14090 DB = K1 * K4 - K2 * K3
14100 A = DA / D
14110 B = DB / D
14120 RETURN
35000 REM

```

```

35010 REM
35020 REM SUBROTINA DE FORMATAÇÃO
35030 REM
35040 REM
35050 D1 = N
35060 IF N < 10 THEN D1 = N - 10
35070 Q = 0
35080 A1$ = ""
35090 IF Z < 0 THEN A1$ = "-"
35100 Z = ABS (Z)
35110 IF N <= 10 THEN 35150
35120 FOR Q = 2 TO 37
35130 IF Z * 10 ^ Q <= 1 THEN Z = Z * 10 ^ Q: GOTO 35150
35140 NEXT
35150 ZA = INT (Z)
35160 X$ = STR$ (ZA)
35170 IF LEN (X$) < 9 THEN D1 = 0
35180 ZB = INT ((Z - ZA) * 10 ^ D1 + 0.5000005)
35190 Y$ = ""
35200 IF ZB <= INT (10 ^ D1) THEN 35270
35210 IF D1 = 0 THEN 35250
35220 FOR U = 1 TO D1
35230 Y$ = Y$ + "0"
35240 NEXT
35250 X$ = STR$ (ZA + 1)
35260 GOTO 35330
35270 IF D1 = 0 THEN 35330
35280 Y$ = STR$ (ZB)
35290 IF D1 = 1 THEN 35330
35300 FOR U = 1 TO D1 - 1
35310 IF ZB <= 10 ^ U - 1 THEN Y$ = "0" + Y$
35320 NEXT
35330 V$ = ",": IF D1 = 0 THEN V$ = " "
35340 IM$ = A1$ + X$ + V$ + Y$
35350 IF Q <= 0 THEN IM$ = A1$ + X$ + V$ + Y$ + " E-" +
STR$ (Q)
35360 RETURN

```

## APENDICE E

### CALIBRAÇÃO DOS ROTÂMETROS

Os rotâmetros utilizados foram calibrados através de um rotâmetro de calibração GILMONT com uma faixa de 2,000 a 75,000 l/min, calibrado para ar a 1 atm e 70 F (21,1 C). Nos experimentos, as condições de temperatura e pressão nos rotâmetros não foram determinadas, mas não diferem significativamente das condições padrões do rotâmetro de GILMONT.

Para cobrir a faixa de vazão de ar necessária ao trabalho foram calibrados dois rotâmetros (R1 e R2). O rotâmetro R1 cobre a faixa de vazão de 4 a 40 l/min (25 C e 1 atm) e o rotâmetro R2 a faixa de 30 a 80 l/min (25 C e 1 atm) e suas curvas de calibração são apresentadas nos gráficos E.1 e E.2.



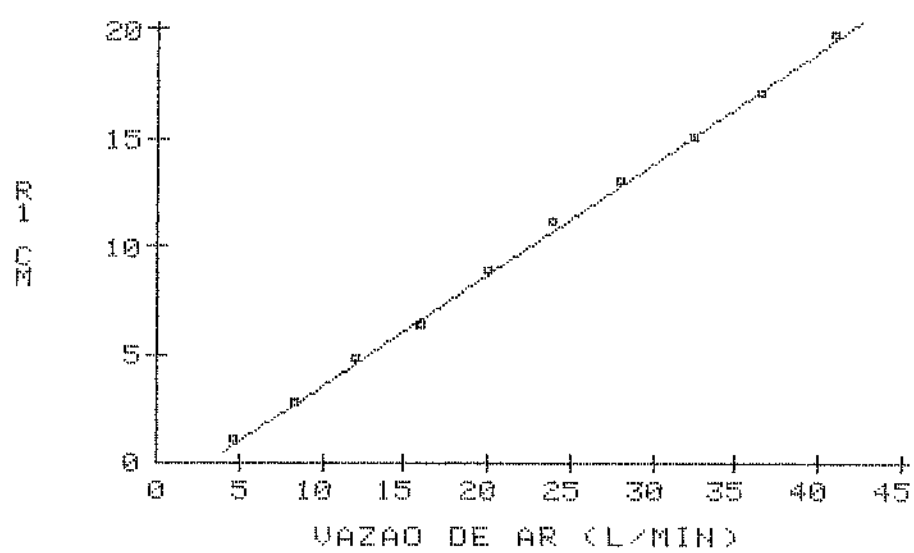


Gráfico E.1 - Calibração do rotâmetro R1.

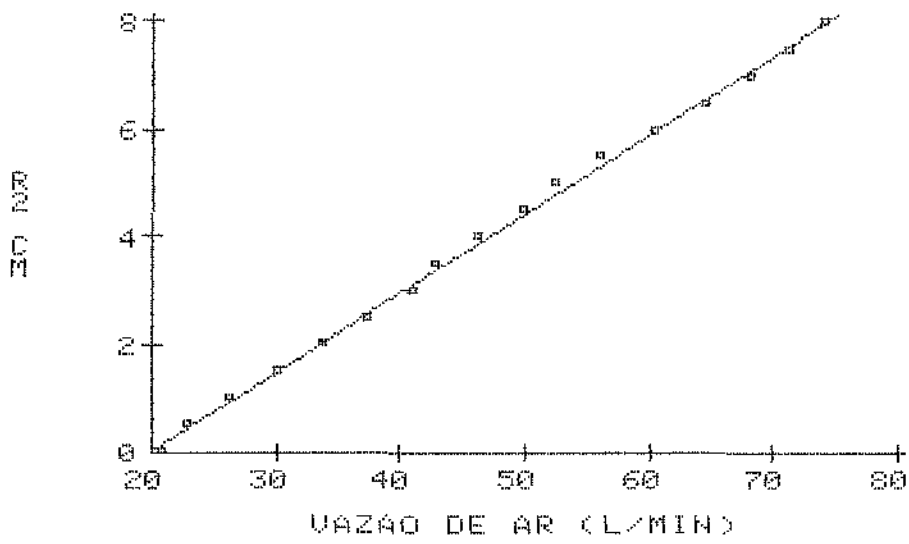


Gráfico E.2 - Calibração do rotâmetro R2.

## APENDICE F

### CALIBRAÇÃO DO REFRACTOMETRO

Para a determinação da concentração volumétrica de etanol em água utilizou-se um refratômetro ABBE, marca ATAGO.

A calibração foi realizada utilizando etanol absoluto e água destilada e pode ser observada pela tabela F.1 e pela curva de calibração F.1.

quantidade água dest. (ml)	quantidade etanol abs. (ml)	concentr. vol. etanol (%)	índice de refração 20 C
-	0	0	1,3332
0,1	1,8	5,3	1,3356
0,2	1,8	10,0	1,3384
0,5	3,0	14,3	1,3398
0,5	2,0	20,0	1,3441
0,5	1,5	25,0	1,3472
0,5	1,2	29,4	1,3499
0,5	0,9	35,7	1,3534
0,5	0,7	41,7	1,3562
0,5	0,6	45,5	1,3570
0,5	0,5	50,0	1,3587
0,7	0,5	58,3	1,3615
0,8	0,5	61,5	1,3625
1,0	0,5	66,7	1,3635
1,5	0,5	75,0	1,3648
2,0	0,5	80,0	1,3652
3,0	0,5	85,7	1,3652
1,8	0,2	90,0	1,3649
2,0	0,1	95,2	1,3639
0	-	100,0	1,3621

Tabela F.1 - Pontos experimentais para a calibração do refratômetro à 20 C.

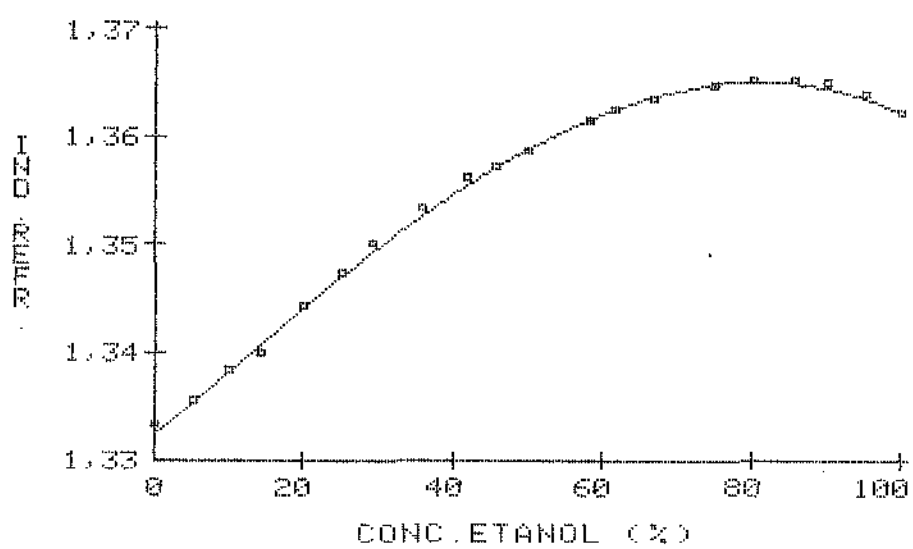


Gráfico F.1 - Calibração do refratômetro.

## APENDICE G

### PREVISAO DE PROPRIEDADES

No presente apêndice são apresentados os métodos de predição do coeficiente de difusão do etanol em água para baixas concentrações, da viscosidade e massa específica da mistura etanol-água.

#### G.1 - COEFICIENTE DE DIFUSAO

O coeficiente experimental de difusão líquida à diluição infinita de etanol em água e de água em etanol, à temperatura de 25 C, foi obtido, pela referência 15, como sendo:

$$DAB^{\circ}(25^{\circ} C) = DBA^{\circ}(25^{\circ} C) = 1,24 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s} \text{ E.1}$$

Onde,

$DAB^{\circ}(25^{\circ} C)$  e  $DBA^{\circ}(25^{\circ} C)$  são respectivamente o coeficiente de difusão de etanol em água e de água em etanol à diluição infinita e temperatura de 25 C.

O coeficiente de difusão à temperatura de 35 C pode ser previsto com a consideração que o grupo de Stokes-Einstein seja constante (ref. 12 e 15). Ou seja,

$$D \cdot u / T = \text{constante} \quad \text{E.2}$$

Onde, D é o coeficiente de difusão, u a viscosidade e T a temperatura absoluta.

As viscosidades da água e do etanol a temperatura de 25 C e 35 C foram obtidas pela ref. 12 como sendo:

$$\mu_{\text{água}} (25 \text{ C}) = 0,94 \text{ cp} \quad \text{E.3}$$

$$\mu_{\text{água}} (35 \text{ C}) = 0,78 \text{ cp} \quad \text{E.4}$$

$$\mu_{\text{etanol}} (25 \text{ C}) = 1,12 \text{ cp} \quad \text{E.5}$$

$$\mu_{\text{etanol}} (35 \text{ C}) = 0,94 \text{ cp} \quad \text{E.6}$$

Assim, pode-se calcular pela equação E.2 o coeficiente de difusão líquida à diluição infinita e temperatura de 35 C, e obtém-se:

$$DAB^{\circ} (35 \text{ C}) = 1,55 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s} \quad \text{E.7}$$

$$DBA^{\circ} (35 \text{ C}) = 1,53 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s} \quad \text{E.8}$$

Tendo-se  $DAB^{\circ}$  e  $DBA^{\circ}$ , a temperatura de 35 C, pode-se prever o coeficiente de difusão líquida de etanol em água, pelo método de Vigner, sugerido pela referência 23, o qual

seja:

$$DAB = DAB^0 \frac{(1-x)^x}{DBA^0} \cdot \left( \frac{\partial \ln (ca.x)}{\partial \ln x} \right)_{T,P} \quad 6.9$$

Onde,

$x$  é a fração molar de etanol,  $ca$  é o coeficiente de atividade da mistura etanol-água e  $DAB$  é o coeficiente de difusão líquida de etanol em água.

O coeficiente de atividade da mistura etanol-água para uma composição e temperatura definidas é calculado pelo programa "SUBEQ"; assim, pode-se construir a tabela 6.1, para baixas frações molares de etanol na mistura, menores que 0,1, concentrações estas utilizadas no trabalho.

Correlacionou-se os pontos da tabela 6.1 por uma relação linear, através do método dos mínimos quadrados e obteve-se:

$$\ln (ca.x) = 0,7676 + 0,8132 \cdot \ln x \quad 6.10$$

O erro médio da equação 6.10 em relação aos pontos da tabela 6.1 é de 1,9 %. Conclui-se que o termo de derivada da equação 6.9, para temperatura de 35 C e baixas concentrações alcólicas, é constante e igual a 0,8132.

Desta forma, e utilizando 6.7 e 6.8, a equação 6.9 torna-se:



x	$\ln x$	$\ln (ca.x)$
1	-4,61	-3,04
2	-3,91	-2,40
3	-3,51	-2,05
4	-3,22	-1,81
5	-3,00	-1,63
6	-2,81	-1,50
7	-2,66	-1,39
8	-2,53	-1,30
9	-2,41	-1,22
10	-2,30	-1,16

Tabela B.1 - Variação de  $\ln (ca.x)$  com  $\ln x$ .

$$DAB = 1,55^{(1-x)} \cdot 1,53^x \cdot 0,8132 \quad 6.11$$

Como as concentrações alcóolicas envolvidas são baixas a equação 6.11 pode ser escrita como uma constante, ou seja:

$$DAB = 1,26 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s} \quad 6.12$$

## 6.2 - VISCOSIDADE

Para prever a viscosidade da mistura etanol-água utilizaremos a relação Tamura-Kurata, sugerido pela referência 12, para compostos polares, o qual seja:

$$u = x \cdot C \cdot u_1 + (1-x) \cdot (1-C) \cdot u_2 + 2 \cdot u_{12} \cdot (x \cdot (1-x) \cdot C \cdot (1-C)) \quad 6.13$$

Onde,

$u$  = viscosidade da mistura etanol-água (cp) à 35 C.

$x$  = fração molar de etanol na mistura.

$C$  = fração volumétrica de etanol na mistura.

$u_1$  = viscosidade do etanol à 35 C (cp).

$u_2$  = viscosidade da água à 35 C (cp).

$u_{12}$  = parâmetro a ser determinado para 35 C (cp).

Conhecendo-se um ponto experimental, ou seja, que para uma fração molar de etanol de 0,88, a viscosidade é de 1,03 cp à

temperatura de 35 C (ref.12), determinou-se o parâmetro  $\mu_{12}$  como sendo 2,878 cp. Assim, pode-se prever a viscosidade da mistura etanol-água, à temperatura de 35 C, pela equação G.13.

### G.3 - MASSA ESPECÍFICA

Dados da massa específica da mistura etanol-água foram obtidos pela referência 12. A equação G.14 representa bem os dados experimentais encontrados, e foi conseguida por um programa de minimização de erros (mínimos quadrados).

$$p_m = 0,99327 - 0,06079 \cdot 10^{-2} \cdot p_p \quad \text{G.14}$$

Onde,  $p_m$  é a massa específica da mistura etanol-água à 35 C (g/cm<sup>3</sup>) e  $p_p$  é a percentagem em peso de etanol na mistura.