

**Oxigenação em borbulhadores
verticais e inclinados**

Volume 1 de 2

Valdemar Raul Ramos Garcia

Tese de Doutoramento em Engenharia Química apresentada à
Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto

2005

À Ana Catarina e Ana Patricia

À Beatriz

A meus pais

AGRADECIMENTOS

A realização deste trabalho teve o apoio e a colaboração de várias pessoas e instituições a quem desejo expressar os meus agradecimentos.

A maior dívida de gratidão é para com os meus orientadores, o Prof. Doutor João Alberto Sobrinho Teixeira da Escola Superior Agrária do Instituto Politécnico de Bragança e o Professor Doutor João Rui Guedes de Carvalho da Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, pela orientação científica desta tese, pela ideia original, pelo apoio e disponibilidade sempre concedidos e pelos muitos ensinamentos transmitidos. O que mais me impressionou é a sua forma de encarar a ciência tornando simples o que à partida parece complicado. Muito obrigado.

A João Augusto Pires da Escola Superior de Tecnologia e de Gestão de Bragança o meu muito obrigado, pela preciosa ajuda na montagem da instalação experimental e na realização de todas as experiências. A sua colaboração foi imprescindível e quero testemunhar o grau de profissionalismo posto em todas as tarefas e a disponibilidade sempre demonstrada, trabalhando muitas vezes para além do seu horário normal de trabalho.

Expresso também o meu obrigado ao Prof. Doutor Adriano Carvalho e ao Doutor João Delgado da Faculdade de Engenharia do Porto pela construção e cedência do condutivímetro. Agradeço aos técnicos superiores, José Alberto Ferro da Escola Superior de Educação e José Baptista da Escola Superior de Tecnologia e de Gestão a preciosa ajuda na instalação do referido equipamento e na resolução de problemas surgidos na área da electrónica.

Ao meu colega Rolando Dias manifesto o meu reconhecimento pela preciosa ajuda na elaboração de programas informáticos utilizados. A sua disponibilidade para a procurar soluções, fazendo-o em tempo útil, é de enaltecer. A sua postura serve de exemplo para todos nós.

A Simão Geraldês do Laboratório de Construções Mecânicas, agradeço a construção de várias peças de equipamento. Ao Pedro Monteiro agradeço as fotografias e a amizade bem como ao Octávio Pereira ao Victor Fernandes e à Hermínia Morais.

Aos meus colegas do Departamento de Mecânica Aplicada manifesto também, o meu reconhecimento pela dispensa de serviço docente durante um semestre lectivo.

Expresso também, a minha simpatia ao Luís Filipe Fernandes, ao Mário Escudeiro Aguiar, ao João Oliveira Nunes, ao Manuel Minhoto, à Conceição Martins, ao João Sérgio e ao António Peres, pela amizade e apoios concedidos e a todos os que de algum modo contribuíram para a realização deste trabalho.

Aos Conselhos Directivo e Científico da Escola Superior de Tecnologia e de Gestão e à direcção do Instituto Politécnico de Bragança quero agradecer todas as facilidades e apoios concedidos.

Agradeço a ajuda financeira obtida no âmbito do programa PRODEP, concurso nº 4/5.3/PRODEP/2000 que me permitiu a dispensa de serviço docente durante três anos lectivos e o pagamento de propinas.

A terminar uma palavra à minha família pelo incentivo, em especial à Beatriz, às minhas filhas Ana Catarina e Ana Patrícia e aos meus pais, por todo o apoio manifestado.

RESUMO

Neste trabalho efectuou-se um estudo teórico e experimental sobre a transferência do oxigénio para a água, em três equipamentos: um designado por *tubo em U* em que a instalação tem um alinhamento vertical, outro que, para permitir a operação numa coluna de absorção inclinada, utiliza um sistema de anteparos perfurados instalados ao longo desta, analisando-se ainda a transferência ao longo de uma caleira inclinada, um equipamento simples, com escoamento em superfície livre, tipo canal aberto.

O *tubo em U* utilizado era constituído por duas colunas verticais unidas na base. Os fluidos eram introduzidos no topo de uma das colunas, percorrendo o *tubo em U* em co-corrente e regime *bubble*, primeiro de modo descendente (ramo descendente) e depois de modo ascendente (ramo ascendente). O diâmetro interno das colunas era de 0.032 m, sendo a altura da coluna descendente de 5.37 m e de 5.35 m na ascendente. Foram usados valores entre 0.3 e 0.8 m/s para a velocidade superficial do líquido e entre 0.015 e 0.25 para a razão de caudais volumétricos gás/líquido. O objectivo principal deste trabalho era avaliar a influência da dispersão axial na transferência de massa nesse dispositivo. A conclusão obtida foi que, nas condições experimentais usadas, a dispersão axial não tem praticamente nenhuma influência na transferência de massa.

A metodologia de transferência que permite disposições inclinadas foi analisada em três colunas com diâmetro interno de 0.032 m e 0.96 m de comprimento, constituídas por 16, 8 e 0 anteparos perfurados. A razão entre diâmetros furo/coluna foi de 0.5. Usaram-se as seguintes gamas de valores de caudal volumétrico: 5.6×10^{-6} - 14.3×10^{-6} m³/s para o líquido e 3.3×10^{-6} - 13.3×10^{-6} m³/s para o gás. O ângulo de inclinação da coluna variou entre 0° (vertical) e 60°. Desenvolveu-se um modelo simples de transferência que considerou a coluna como uma série de “tanques” perfeitamente agitados, correspondentes ao volume entre anteparos, os quais se encontram igualmente espaçados ao longo da coluna. Este modelo, aplicável a colunas com reduzida variação de pressão, permitiu prever o perfil de concentrações de oxigénio dissolvido ao longo da coluna e calcular o valor do parâmetro $K_L A$ (coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial). Desenvolveu-se depois uma metodologia que permite prever o perfil de concentrações numa coluna “real” (com qualquer número de células) e em que a variação da pressão é significativa, a partir dos

valores de $K_L A$ obtidos na coluna laboratorial. O funcionamento deste tipo de equipamento foi também testado em iguais condições hidrodinâmicas, numa coluna de maiores dimensões (100 mm de diâmetro) mas geometricamente semelhante à coluna de 16 anteparos.

Analisou-se ainda a transferência ao longo de duas caleiras inclinadas de secção recta rectangular, com 6 m de comprimento e larguras de 30 e 90 mm. Ensaíram-se inclinações entre 15° e 60° em relação à vertical e caudais de água a variar entre 54.7×10^{-6} e 419×10^{-6} m³/s. Desenvolveu-se também um modelo teórico simplificado que permite obter os valores do coeficiente de transferência de massa K_L e da concentração em oxigénio dissolvido na água.

Efectuou-se uma extensa pesquisa bibliográfica sobre escoamentos gás-líquido em condutas verticais e inclinadas.

ABSTRACT

In this work a theoretical and experimental study, concerning oxygen transference into water, has been made, using three equipments: one designated by *U tube* where the installation has a vertical alignment and another one where in order to allow the operation in an inclined absorption column, a system with perforated disks is used. The transference along an inclined gutter pipe was also analyzed, a simple equipment, with free surface flow, like open channel.

Two vertical columns joined at the bottom constituted the *U tube*. The fluids were introduced at the top of one of the columns covering the *U tube* in co-current and in bubbling regime, first in descending sense (descending branch) and after in ascending way (ascending branch). The internal diameter of the columns was 0.032 m, being the descending and ascending heights of 5.37 m and 5.35 m. The liquid superficial velocity varied between 0.3 and 0.8 m/s and the volumetric gas/liquid flow ratio varied between 0.015 and 0.25. The objective of this part of the work was to evaluate the influence of the axial dispersion in the mass transfer in this kind of equipment. Therefore, a theoretical model, based on that proposed by Teixeira (1998), was developed including the above-mentioned parameter. The main conclusion was that, for the experimental conditions studied, the axial dispersion does not influence the mass transfer.

Three columns with a 0.032 m of internal diameter and with 0.96 m of height constituted the analysed transfer methodology that allows inclined setups. In each column 16, 8 and 0 perforated disks were used, respectively, being the ratio between the diameters hole/column of 0.5. The volumetric flows were: 5.6×10^{-6} - 14.3×10^{-6} m³/s for the liquid and 3.3×10^{-6} - 13.3×10^{-6} m³/s for the gas. The inclination angle of the column varied between 0° (vertical) and 60°. A simple transfer model was developed that considered the column as a series of “tanks” perfectly stirred, corresponding to the space between disks that are equally distributed along each column. This model, applicable to columns with low-pressure variation, allowed to predict the dissolved oxygen concentration profile along the column and to calculate the $K_L A$ parameter (mass transfer coefficient plus interface area). After, a methodology was developed in order to predict the concentration profile in a “real” column (independently of the cell number) and where the pressure variation is significant, based on the $K_L A$ values obtained with the laboratorial column. This equipment was also tested in the same

hydrodynamic conditions in a bigger column (with 0.1 m of internal diameter) but geometrically equivalent to the column with 16 perforated disks.

The transference along two inclined gutter pipe with rectangular section with 6 m of height and 0.03 and 0.09 m of large, was also analyzed. Inclinations of 15° and 60° in relation to the vertical were studied, being the water volumetric flows from 54.7×10^{-6} to 419×10^{-6} m³/s. A simplified theoretical model was developed allowing the calculation of the K_L mass transfer coefficient values as well as the dissolved oxygen concentrations in water.

A extensive bibliographic research was also done concerning the gas-liquid flow in vertical and inclined columns.

RÉSUMÉ

Dans ce travail nous avons mis en place une étude théorique et expérimentale sur le transfert de l'oxygène vers l'eau sur trois équipements, l'un désigné *tube en U*, où l'installation présente un alignement vertical et un autre sur lequel pour permettre l'opération dans une colonne d'absorption inclinée, nous employons un système de remparts perforés installés tout au long de celle-ci, tout en analysant le transfert au long d'une gouttière inclinée, un équipement simple, d'écoulement en surface libre, de type canal ouvert.

Le *tube en U* utilisé était constitué par deux colonnes verticales unies par la base. Les fluides étaient introduits par le haut de une des colonnes, en parcourant le *tube en U* en co-courant e régime *bubble*, d'abor sur le mode descendant (branche descendante), après sus le mode ascendant (branche ascendante). Le diamètre intérieur des colonnes était de 32 mm la hauteur da la colonnes descendante étant de 5.37 m e de 5.35 m celle de l'ascendante. Nous avons utilisé des valeurs compris entre 0.3 et 0.8 m/s pour la vitesse superficielle du liquide et entre 0.015 et 0.25 par le ratio des débits volumétriques gaz/liquide. L'objectif principal de cette partie du travail était d'évaluer l'influence de la dispersion axiale dans le transfert de masse dans ce dispositif, d'ou l'élaboration d'un modèle théorique incluant ce paramètre à partir d'un modèle auparavant présenté par Teixeira (1998). La principale conclusion obtenue a été que, dans les conditions expérimentales utilisées, la dispersion axiale ne présente aucune influence pratique dans le transfert de la masse.

La méthodologie de transfert qui permet des dispositions inclinées a été analysée sur trois colonnes de diamètre interne de 32 mm et 1.08 m de longueur dans laquelle des remparts perforés étaient installés, le ratio entre les diamètres perforation/colonne de 0.5. Nous avons utilisé les gammes de valeurs suivantes de débit volumétrique: 5.6×10^{-6} - 14.3×10^{-6} m³/s pour le liquide et 3.3×10^{-6} - 13.3×10^{-6} m³/s pour le gaz. L'angle d'inclinaison de la colonne a varié entre 0° (vertical) et 60°. Nous avons développé un modèle simple de transfert qui a considéré la colonne comme une série de «réservoirs» parfaitement agités, correspondant à l'espace entre remparts, lesquels se trouvaient également distribués le long de la colonne. Ce modèle, applicable à des colonnes de réduite variation de pression, a permis de prévoir le profil de la concentration d'oxygène dissout le long de la colonne et de calculer la valeur du paramètre $K_L A$ (coefficient de

transfert de masse fois l'aire interfaciale). Nous avons ensuite développé une méthodologie permettant de prévoir le profil de concentrations dans une colonne réelle (avec n'importe quel nombre de cellules) ou la variation de pression soit significative, à partir des valeurs de $K_L A$ obtenus dans la colonne de laboratoire. Le fonctionnement de ce type d'équipement a aussi été testé dans les mêmes conditions hydrodynamiques, sur une colonne de plus grandes dimensions (100 mm de diamètre) mais géométriquement semblable à la colonne de 16 cloisons étanches.

Nous avons aussi analysé le transfert tout au long de deux gouttières inclinées de section directe rectangulaire, de 6 m de long et largeurs de 30 et 90 mm. Des inclinaisons de entre 15° et 60° par rapport à la verticale et des débits d'eau variant entre 54.7×10^{-6} et 419×10^{-6} m³/s. Nous avons aussi développé un modèle théorique simplifié qui permet d'obtenir les valeurs du coefficient de transfert de mass K_L et de la concentration en oxygène dissout dans l'eau.

Nous avons encore effectué une extensive recherche bibliographique sur des écoulements gaz-liquide dans des colonnes verticales et inclinées.

ÍNDICE

1- INTRODUÇÃO	1
2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA SOBRE ESCOAMENTO GÁS-LÍQUIDO EM CONDUTAS VERTICAIS E INCLINADAS	4
3- BORBULHADOR DE ANTEPAROS PERFURADOS	5
3.1-INTRODUÇÃO	5
3.2-EXPERIÊNCIAS EFECTUADAS NA COLUNA 1	7
3.2.1-INTALAÇÃO EXPERIMENTAL	7
3.2.1.1-Modo de operação	17
3.2.2-RESULTADOS EXPERIMENTAIS E SUA DISCUSSÃO	19
3.2.2.1- Influência do modo de introdução do gás na coluna	19
3.2.2.2- Variação da pressão	21
3.2.2.3- Retenção de gás	24
3.2.2.4- Concentração	32
3.3- INFLUÊNCIA DO ESPAÇAMENTO ENTRE ANTEPAROS	39
3.3.1- INTRODUÇÃO	39
3.3.2- RESULTADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS NA COLUNA 2	41
3.3.2.1- Retenção de gás	41
3.3.2.2- Concentração	43
3.3.3- RESULTADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS NA COLUNA 3	46
3.3.3.1- Retenção de gás	47
3.3.3.2- Concentração	48
3.3.4- COMPARAÇÃO DE RESULTADOS DAS TRÊS COLUNAS	49
3.3.4.1- Retenção	49
3.3.4.2- Concentração	52

3.4-MODELO TEÓRICO	56
3.4.1-INTRODUÇÃO	56
3.4.2- MODELO 1	58
3.4.2.1-Obtenção do coeficiente global de transferência de massa	59
3.4.2.2- Coeficiente β -coluna 2	69
3.4.3- MODELO 2	75
3.4.4- MODELO 3	86
3.5-APLICAÇÃO DA METODOLOGIA AO ESTUDO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA A UMA COLUNA DE MAIORES DIMENSÕES	93
3.5.1-INTRODUÇÃO	93
3.5.2-EXPERIÊNCIAS	93
3.5.3- RESULTADOS E SUA DISCUSSÃO	96
3.5.3.1-Resultados experimentais	96
3.5-CONCLUSÕES	100
4-TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM CALEIRAS INCLINADAS	104
4.1- INTRODUÇÃO	104
4.2-EXPERIÊNCIAS	105
4.3-OBTENÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA A PARTIR DOS DADOS DE UM ENSAIO	109
4.4- RESULTADOS E SUA DISCUSSÃO	112
4.4.1-RESULTADOS EXPERIMENTAIS	112
4.4.2-CORRELAÇÃO DE DADOS EXPERIMENTAIS	116
4.4.3-COMPARAÇÃO COM RESULTADOS OBTIDOS POR OUTROS AUTORES	118
4.5- CONCLUSÕES	122
5- DISPERSÃO NO TUBO EM U	123

5.1- INTRODUÇÃO	123
5.2- TUBO EM U	124
5.3- EXPERIÊNCIAS	129
5.3.1-ESTUDO DA VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO NO LÍQUIDO	130
5.3.1.1- Instalação experimental	130
5.3.1.2- Modo de operação	131
5.3.1.3- Resultados experimentais	132
5.3.2-DETERMINAÇÃO DOS COEFICIENTES DE DISPERSÃO AXIAL	138
5.3.2.1- Método e instalação experimental	138
5.3.2.2- Modelo de dispersão axial	141
5.4-MODELOS TEÓRICOS DE TRANSFERÊNCIA NO TUBO EM U	152
5.4.1- MODELO SEM DISPERSÃO	152
5.4.1.1- Ramo descendente	154
5.4.1.2- Ramo ascendente	160
5.4.2- MODELO COM DISPERSÃO	164
5.4.3- VALIDAÇÃO DOS MODELOS	168
5.4.3.1- Ramo descendente	168
5.4.3.2- Ramos descendente e ascendente do <i>tubo em U</i>	174
5.5- CONCLUSÕES	178
6-CONCLUSÕES GERAIS	180
APÊNDICES	185
NOMENCLATURA	202
BIBLIOGRAFIA	207
ÍNDICE DE FIGURAS	211
ÍNDICE DE TABELAS	218

1- INTRODUÇÃO

Neste trabalho abordar-se-á o estudo da transferência de oxigénio para água em tubos de borbulhamento, o qual tem uma importância relevante para a aquicultura e para o tratamento de águas residuais.

Com efeito, a qualidade da água é o principal factor condicionante em pisciculturas e para a avaliação dessa qualidade a concentração em oxigénio dissolvido é claramente a variável mais crítica. No nosso país é vulgar, nos meses de verão, haver uma paragem no crescimento dos peixes cultivados em viveiro, uma vez que os baixos teores de oxigénio dissolvido na água não permitem a alimentação dos animais durante dias consecutivos. Estes factores agravam-se numa área tradicional da nossa aquicultura, a produção de trutas, dado que esta espécie é dos peixes mais exigentes em oxigénio.

Sendo hoje a aquicultura uma das indústrias em mais franco crescimento por todo o mundo, uma vez que as capturas estão a atingir o máximo sustentável, parece-nos que o estudo que nos propomos desenvolver terá toda a actualidade.

Neste trabalho analisaram-se três equipamentos de transferência oxigénio/água: um designado por *tubo em U*, em que a instalação tem um alinhamento vertical, outro que para permitir a operação com o tubo de absorção inclinado, utiliza um sistema de anteparos perfurados e que designaremos por *borbulhador de anteparos perfurados* e por último estudou-se a transferência de massa em caleiras inclinadas (escoamento em canal aberto), um equipamento simples, também utilizado em aquicultura.

No perfil típico das truticulturas portuguesas a água que alimenta os tanques de engorda de peixe é provisoriamente desviada do leito de um rio, pelo que existe, normalmente, uma diferença de alturas assinalável entre esse leito e os tanques de produção piscícola. A implementação de um dispositivo, designado por *tubo em U*, cujos pressupostos teóricos básicos se encontram já desenvolvidos (Teixeira, 1998) aparece como uma metodologia aconselhável para essas situações, uma vez que vai de encontro a dois requisitos importantes: concentração em oxigénio dissolvido elevada com custos atractivos.

No entanto, o *tubo em U* necessita para o seu bom funcionamento de um perfil vertical, o que, tendo em conta a topografia de algumas das nossas pisciculturas, nem sempre é viável, pelo que é também desenvolvida uma metodologia que permita disposições inclinadas de modo a acompanhar o declive do terreno. Para evitar a acumulação da fase gasosa nesse tubo de absorção e consequente redução da área interfacial que esta disposição iria originar, deverão colocar-se anteparos que promovam uma boa interacção entre as duas fases fluidas. Procedeu-se assim à construção e montagem do dispositivo inclinado, tendo-se estudado a influência do caudal de líquido e de gás, da inclinação da coluna e do espaçamento dos anteparos, na taxa de transferência de oxigénio. A modelação do processo permitiu concluir que é possível prever o perfil de concentrações de oxigénio dissolvido ao longo da coluna, para um dispositivo com n anteparos, a partir do valor do parâmetro K_LA (coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial) obtido numa coluna de comprimento reduzido.

O trabalho está estruturado em seis capítulos.

No capítulo 2 faz-se uma revisão bibliográfica sobre escoamentos gás-líquido em colunas inclinadas que pode ajudar a uma melhor compreensão dos assuntos que serão tratados em capítulos subsequentes. São revistos conceitos e definições básicas assim como vários aspectos importantes da hidrodinâmica destes escoamentos que, globalmente, têm implicações sobre a transferência de massa gás-líquido: regimes de escoamento e transição entre eles, velocidade de bolhas, retenção de gás, variação de pressão, *flooding* e dispersão axial. Dado que a grande maioria dos estudos realizados se debruçou sobre escoamento gás-líquido em colunas verticais, é concerteza interessante uma revisão mais alargada sobre a investigação efectuada para colunas inclinadas.

No capítulo 3 estuda-se a transferência do oxigénio para a água num equipamento destinado a funcionar em situações inclinadas designado por borbulhador de anteparos perfurados. Desenvolve-se um modelo teórico simples para descrever o processo de transferência de massa neste equipamento e uma metodologia de análise que permite prever o perfil de concentrações de uma coluna com qualquer número de anteparos, a partir dos valores de K_LA obtidos na coluna com um número reduzido de anteparos, com o mesmo espaçamento entre eles.

No capítulo 4 analisa-se a transferência de massa em caleiras inclinadas. Trata-se de um equipamento que funciona com escoamento em superfície livre em que os ganhos de concentração são conseguidos a partir da absorção do oxigénio existente no ar atmosférico. O modelo teórico desenvolvido permite obter os valores do coeficiente de transferência de massa, K_L , bem como prever a concentração de oxigénio dissolvido na água.

No capítulo 5 faz-se uma descrição breve do *tubo em U* e das técnicas usadas na realização das experiências efectuadas com vista à obtenção da concentração em oxigénio dissolvido na água e à determinação do coeficiente de dispersão axial da fase líquida. Apresentam-se e discutem-se os dados experimentais obtidos quer de concentração quer da dispersão axial. Analisa-se a influência desta no processo de transferência, tendo-se também desenvolvido um modelo teórico consentâneo.

No capítulo 6 apresentam-se as conclusões gerais desta dissertação e as perspectivas de desenvolvimento futuro.

2-REVISÃO BIBLIOGRÁFICA SOBRE ESCOAMENTO GÁS-LÍQUIDO EM CONDUTAS VERTICAIS E INCLINADAS

O capítulo 2 encontra-se transcrito num volume autónomo que é parte integrante desta tese.

Dado que os trabalhos realizados sobre escoamento gás/líquido em condutas inclinadas são escassos e se encontram dispersos, o autor efectuou uma exaustiva pesquisa bibliográfica sobre o tema.

Apesar da proporção relativamente volumosa que este capítulo assume no contexto da tese, achou-se que seria de toda a utilidade efectuar uma compilação dos dados recolhidos, no sentido de se disponibilizar à comunidade científica um trabalho que permita uma rápida consulta sobre as publicações existentes numa área pouco estudada. Assim, e também para evitar que a tese tenha um tamanho exagerado, resolveu-se apresentá-la em dois volumes.

3-BORBULHADOR DE ANTEPAROS PERFURADOS

3.1-INTRODUÇÃO

Neste capítulo apresenta-se o estudo da transferência de massa gás-líquido num borbulhador com anteparos, concebido para operar com inclinação em relação à vertical. Esse estudo tem interesse pelos dados concretos que fornece e também porque permite estabelecer uma metodologia de “scale-up” para este tipo de equipamento.

Se numa coluna comprida e inclinada se fizer circular gás e líquido a velocidades superficiais moderadas, o gás terá tendência a separar-se naturalmente do líquido, devido à acção da gravidade, estabelecendo-se um escoamento estratificado, como se indica na Figura 3.1.

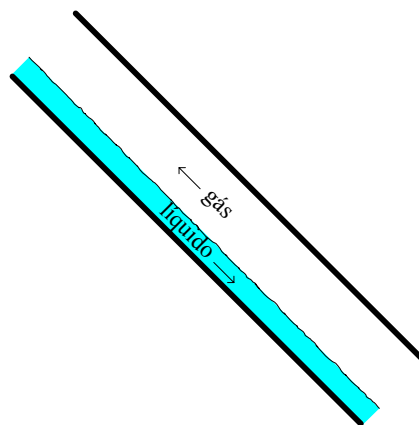


Figura 3.1- Representação esquemática de escoamento estratificado num tubo inclinado.

A colocação de anteparos ao longo do tubo, como na Figura 3.2, impede a acumulação de gás no lado superior da coluna (situação que levaria a reduzidas taxas de transferência) e promove uma maior interação entre os fluidos, com a constante formação de bolhas.

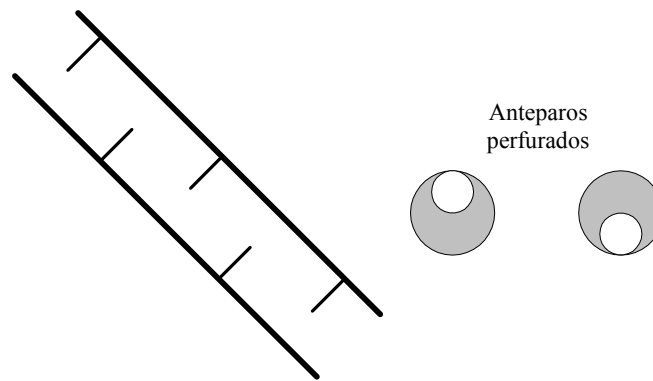


Figura 3.2- Representação esquemática de um tubo inclinado com anteparos perfurados. A coluna está representada em corte (por um plano vertical contendo o eixo) e os anteparos por vistas segundo o eixo do tubo.

No estudo descrito neste capítulo, faz-se inicialmente a caracterização de um borbulhador de anteparos, com diâmetro interno $D=32$ mm. Estudou-se para isso a influência no processo de transferência de massa (oxigênio-água) de variáveis como, inclinação do borbulhador em relação à vertical, caudais de gás e líquido, espaçamento entre anteparos e número total destes. Foi desenvolvido um modelo matemático simples, de “cascata de células de borbulhamento”, que traduz bem o funcionamento do borbulhador.

Para testar a metodologia desenvolvida, fizeram-se a seguir ensaios com um borbulhador geometricamente semelhante ao anteriormente testado, mas com diâmetro superior ($D=100$ mm). Esses estudos permitem fazer um primeiro teste à possibilidade de “scale-up” dos resultados laboratoriais, quer do ponto de vista do funcionamento do equipamento, quer do próprio modelo matemático adotado.

No estudo realizado são testadas diversas situações no que toca a diâmetro de coluna (D), número de anteparos (N) e espaçamento entre anteparos (E). Apesar de haver inúmeras possibilidades de variação, no presente estudo utilizaram-se quatro colunas (ou borbulhadores) assim designadas:

- Coluna 1, com $D=32$ mm, $N=16$ e $E=60$ mm
- Coluna 2, com $D=32$ mm, $N=8$ e $E=120$ mm
- Coluna 3, com $D=32$ mm e $N=0$
- Coluna de 100 mm, com $D=100$ mm, $N=6$ e $E=183$ mm

3.2-EXPERIÊNCIAS EFECTUADAS NA COLUNA 1

3.2.1-INTALAÇÃO EXPERIMENTAL

A coluna laboratorial foi construída em tubo de vidro acrílico transparente com diâmetro interno de 32 mm. Os anteparos eram feitos em chapa de alumínio, com espessura de 0.1 mm, com um furo de cerca de 16 mm de diâmetro e espaçados de 60 mm entre si. Os anteparos eram fixados entre flanges existentes nos segmentos de coluna, com os furos nos anteparos feitos de modo a ficarem tangentes à parede interior do tubo, alternadamente para um e outro extremo do “diâmetro comum”. À porção de coluna entre anteparos consecutivos chama-se um compartimento e cada dois compartimentos consecutivos formam uma célula (como se mostra na Figura 3.3), já que é esse o elemento repetitivo.



Figura 3.3- Fotografia de dois compartimentos da coluna.

A coluna era constituída por 9 células, conforme o desenho apresentado na Figura 3.4 e estava acoplada a uma barra de ferro que permitia obter qualquer inclinação, desde a vertical até à horizontal.

A coluna era inclinada de forma a ter-se todos os “diâmetros comuns” de todos os anteparos no plano vertical que passasse pelo eixo da coluna.

O escoamento na coluna era em contra-corrente, com o líquido a descer por gravidade.

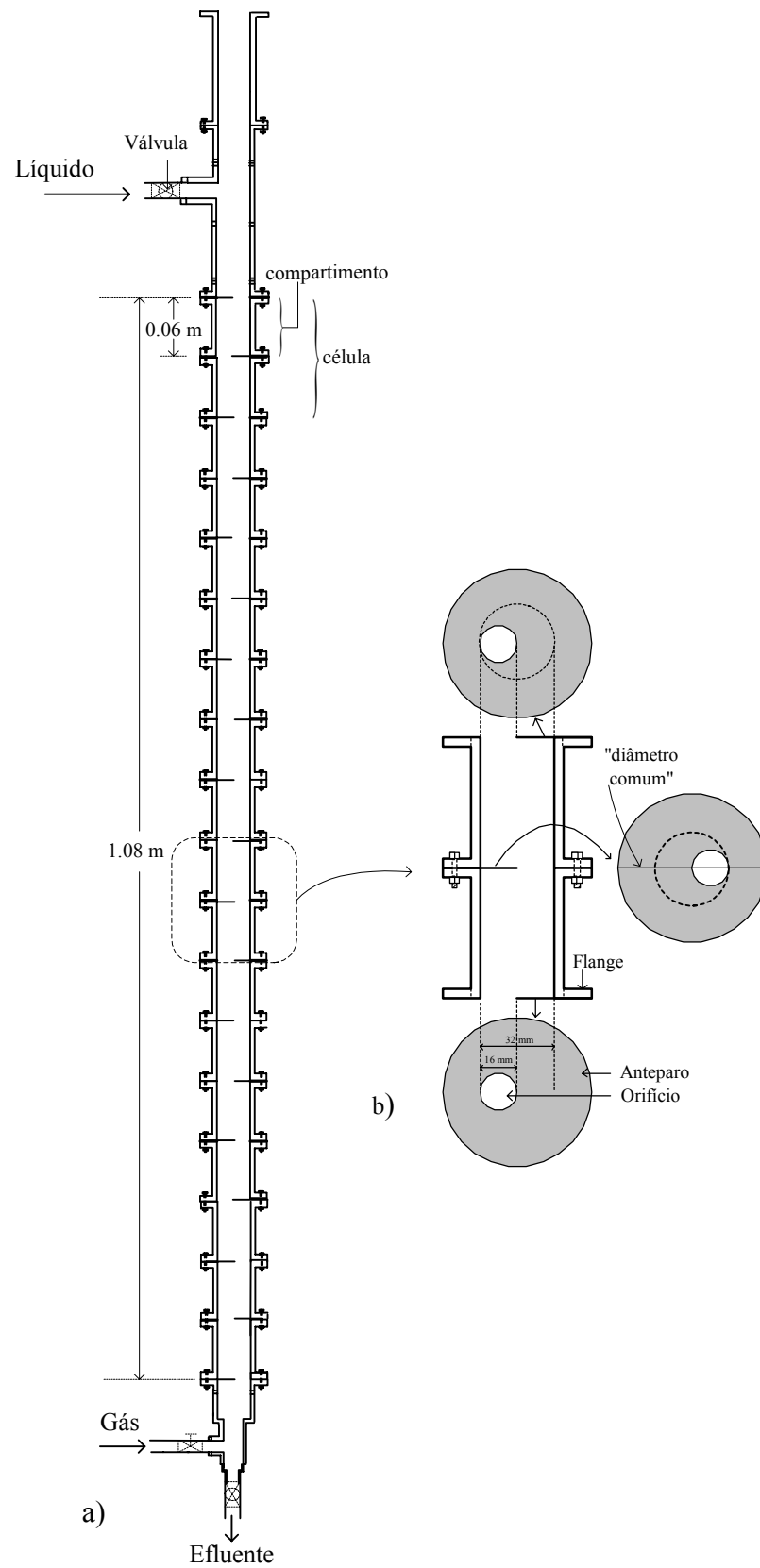


Figura 3.4—Representação esquemática: a) da coluna inicialmente construída, b) de dois compartimentos formando uma célula e dos anteparos perfurados.

Para se fazer o estudo do sistema, é necessário conhecer as seguintes variáveis: caudal volumétrico de líquido (Q_L), caudal volumétrico de gás à entrada (Q_G), temperatura do sistema (T), pressão à entrada (no topo) da coluna (P_0), concentração em oxigénio dissolvido no líquido à entrada (C_0) e os parâmetros retenção de gás (E_G) e diferença de pressão entre a base e o topo da coluna (ΔP).

O líquido usado foi a água da rede proveniente de um furo. O valor do caudal da água era obtido a partir de um rotâmetro previamente calibrado.

A forma como o gás podia ser introduzido na coluna foi previamente estudada. Inicialmente a introdução era feita através de um orifício lateral de 3 mm de diâmetro efectuado na base. Depois analisaram-se duas alternativas: uma delas consistiu igualmente num orifício lateral na coluna com 9 mm de diâmetro e a outra em dispersar o gás através de uma placa porosa colocada perpendicularmente ao eixo da coluna. O gás usado foi oxigénio comercial, com um grau de pureza de 99.5% que provinha de uma garrafa. Trabalhou-se com uma pressão de 2 bar à saída do redutor, suficiente para assegurar a introdução do oxigénio na coluna. O caudal de gás era estabelecido por um *medidor-controlador* (Figura 3.5) sendo o seu valor introduzido através de uma instrução dada a um computador, onde estava instalada uma placa de aquisição de dados, operada pelo programa informático *Labteck Notebook*. O valor real do caudal volumétrico que passava pelo aparelho era visualizado no écran do computador.



Figura 3.5- Visualização dos medidores-controladores do caudal de gás.

O valor da pressão à entrada da coluna, P_0 , era obtido através de um sensor de pressão previamente calibrado para cada inclinação da coluna, ligado também à placa de aquisição de dados.

A concentração de oxigénio dissolvido na água em vários pontos da coluna era obtida através de medidores de oxigénio ligados à placa de aquisição de dados. O valor da temperatura era também medido pelos oxímetros.

O primeiro ponto de medida estava situado no compartimento superior da primeira célula, numerada como célula 0 (as 9 células da coluna foram numeradas, do topo para a base, de 0 a 8).

As experiências foram realizadas à temperatura ambiente ($T = 19 \pm 2.4^\circ C$).

Na Figura 3.6 faz-se uma representação da coluna e da localização dos instrumentos de medida e controlo.

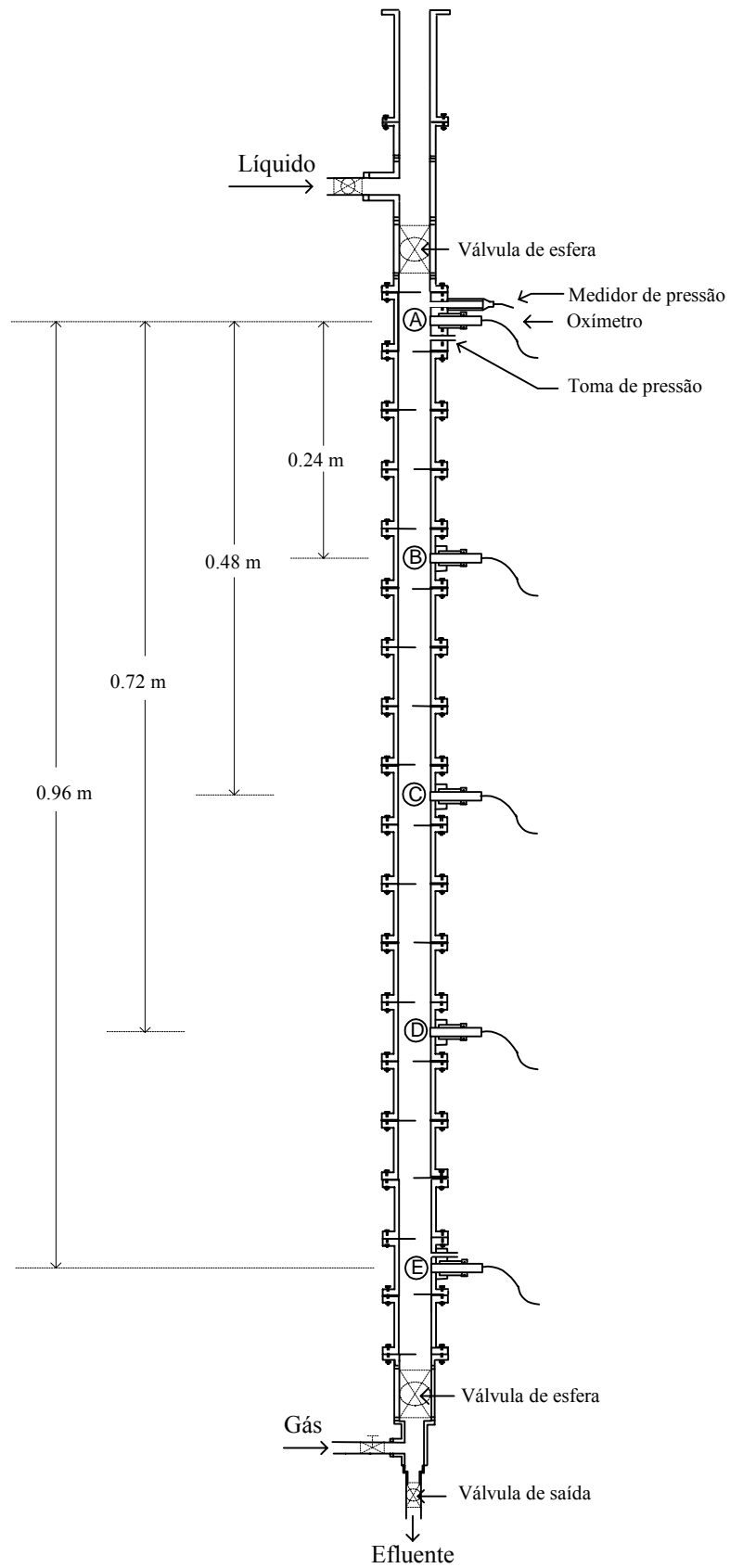


Figura 3.6- Representação esquemática dos cinco pontos de medida usados nas experiências efectuadas na coluna 1, A, B, C, D e E.

A determinação da diferença de pressão foi feita por intermédio de um manómetro diferencial, conforme indicado na Figura 3.7. Se não havia circulação de fluidos, com a coluna cheia de líquido e para qualquer inclinação, os níveis apresentados pelos dois ramos eram iguais. Quando havia circulação de líquido havia diferença de nível nos dois ramos que era maior quando o caudal aumentava. Com a introdução simultânea de líquido e gás a diferença de nível aumentava ainda mais, sendo que para cada par de caudais de líquido e gás, esta diminuía com o aumento da inclinação da coluna em relação à vertical. A Figura 3.7 mostra o princípio de funcionamento do manómetro.

Com o sistema em funcionamento, para uma coluna com inclinação α , em relação à vertical, a diferença de pressão verificada entre a base e o topo da coluna pode ser calculada sabendo-se a diferença de nível nos dois ramos do manómetro, Δh , e a distância entre as duas tomas de pressão, Δl (ver Figura 3.7)

$$\Delta P = P_{base} - P_{topo} = \rho_L g \Delta l \cos \alpha - \rho_L g \Delta h \quad (3.1)$$

em que ρ_L representa a massa volúmica do líquido e g a aceleração da gravidade.

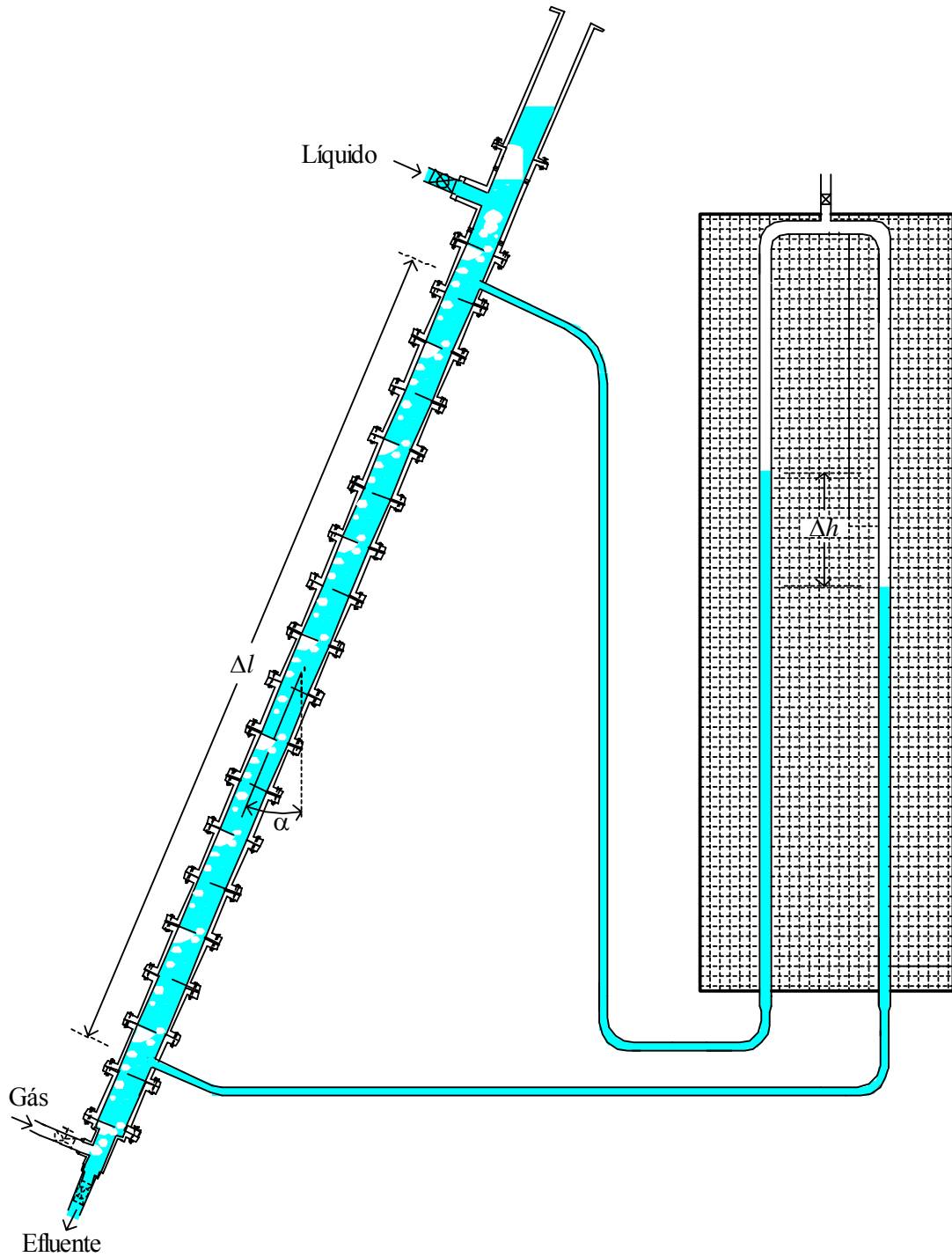


Figura 3.7–Princípio de funcionamento do manômetro diferencial.

A retenção de gás, E_G , que representa a fração volumétrica ocupada por gás numa determinada porção da coluna, é um parâmetro fundamental no estudo de transferência de massa em colunas de borbulhamento. Foi estimada por medição dos

volumes de gás e de líquido. Para tal, introduziram-se duas válvulas de esfera com o mesmo diâmetro da coluna separadas por uma distância de cerca de 1.20 m. De modo a não alterar a disposição e tamanho das células e a não interferirem com o escoamento, uma das válvulas foi colocada no topo, acima da primeira célula, e outra na base, abaixo da última célula. Com a coluna em funcionamento segundo as condições desejadas as duas válvulas eram fechadas simultaneamente (ver Figura 3.8). O quociente entre o volume ocupado pelo gás e o volume da porção de coluna entre as duas válvulas dava-nos o valor da retenção média. Uma vez que o diâmetro da coluna é constante e que os anteparos têm uma espessura muito reduzida, os volumes ocupados por gás e por líquido podem ser substituídos pelos comprimentos de coluna respectivos. Deste modo, a retenção média de gás (E_G) pode calcular-se a partir da expressão

$$E_G = \frac{l_G}{l_G + l_L} \quad (3.2)$$

em que l_G e l_L representam, respectivamente, o comprimento da coluna ocupado por gás e por líquido.

Há no entanto que referir que quando a coluna operava com inclinação se verificava que após o fecho das válvulas parte do gás presente ficava retido sob os anteparos e parte subia ocupando a parte superior da coluna, conforme se esquematiza na Figura 3.9. Constatou-se ainda que o gás que ficava retido sob os anteparos não dependia do caudal, mas apenas da inclinação. Por isso, definimos dois tipos de retenção: a *retenção total* em que todo o gás presente subia e ocupava o topo da coluna e a retenção que designaremos por *retenção de gás circulante* que não contabiliza o gás retido nos anteparos, tendo em conta apenas o gás que circulava na coluna. Quando esta se encontrava na vertical, o valor da retenção de gás circulante era igual ao valor da retenção total. A Figura 3.8 ilustra o modo de obtenção das duas retenções. A retenção de gás circulante era obtida com a coluna inclinada conforme se mostra na Figura 3.8b). Para obter a retenção total a coluna era posicionada na vertical fazendo com que todo o gás retido sob os anteparos subisse (Figura 3.8c). O cálculo dos dois tipos de retenção é feito através da equação (3.2). Para a retenção de gás circulante, E_{GC} , a partir da Figura 3.8b) tem-se

$$E_{GC} = \frac{l_{GC}}{l_{GC} + l_{LC}} \quad (3.3)$$

em que l_{GC} e l_{LC} representam o comprimento de coluna ocupada por gás e por líquido, respectivamente, conforme se mostra na Figura 3.8b). Para a retenção total, E_{GT} , a partir da Figura 3.8c), tem-se

$$E_{GT} = \frac{l_{GT}}{l_{GT} + l_{LT}} \quad (3.4)$$

em que l_{GT} e l_{LT} representam o comprimento de coluna ocupada por gás e por líquido, respectivamente.

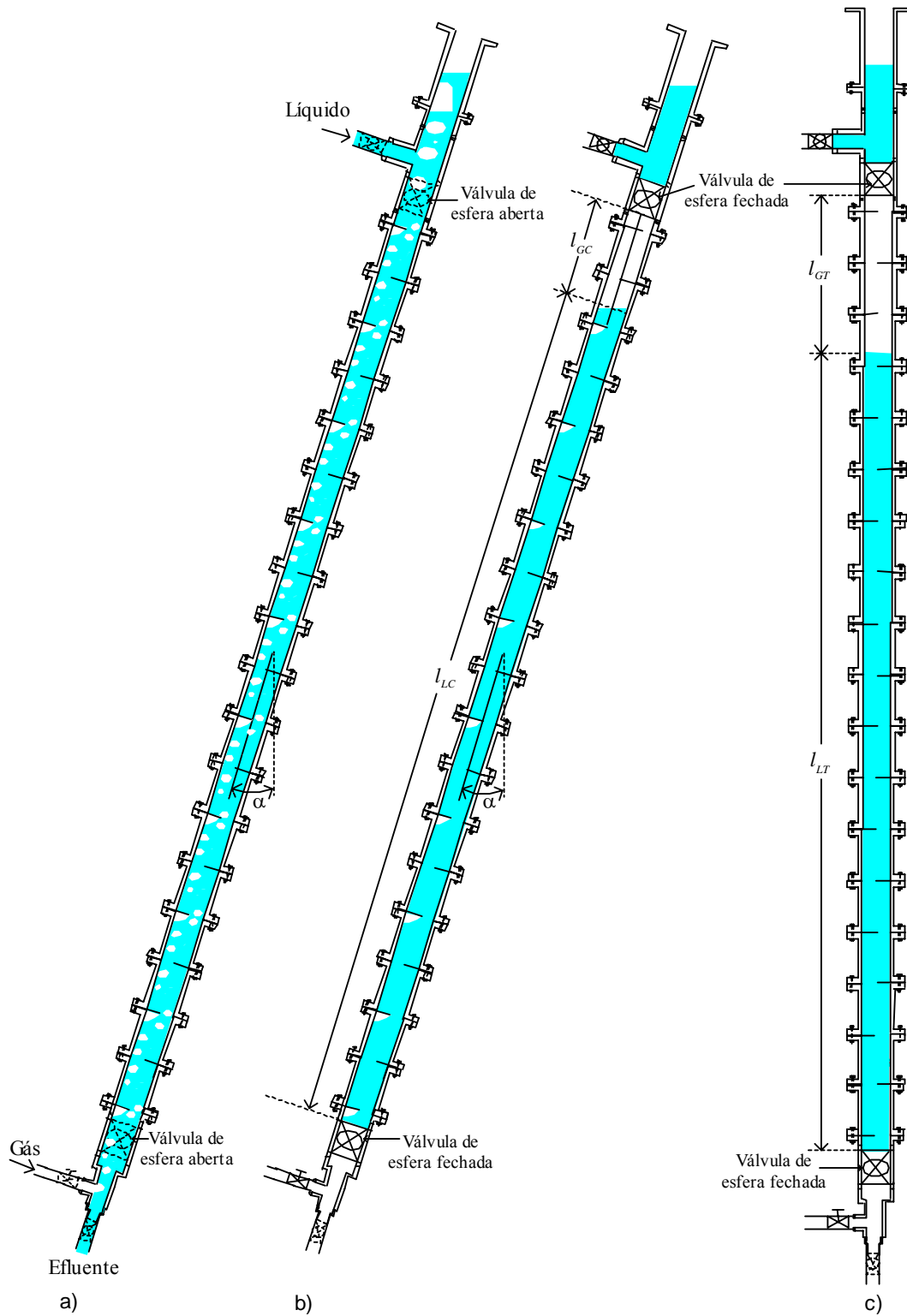


Figura 3.8– Representação esquemática do modo como era feita a medição da retenção de gás: a) coluna em funcionamento; b) fecho simultâneo das válvulas e medição da retenção circulante e c) coluna rodada até à vertical e medição da retenção total.

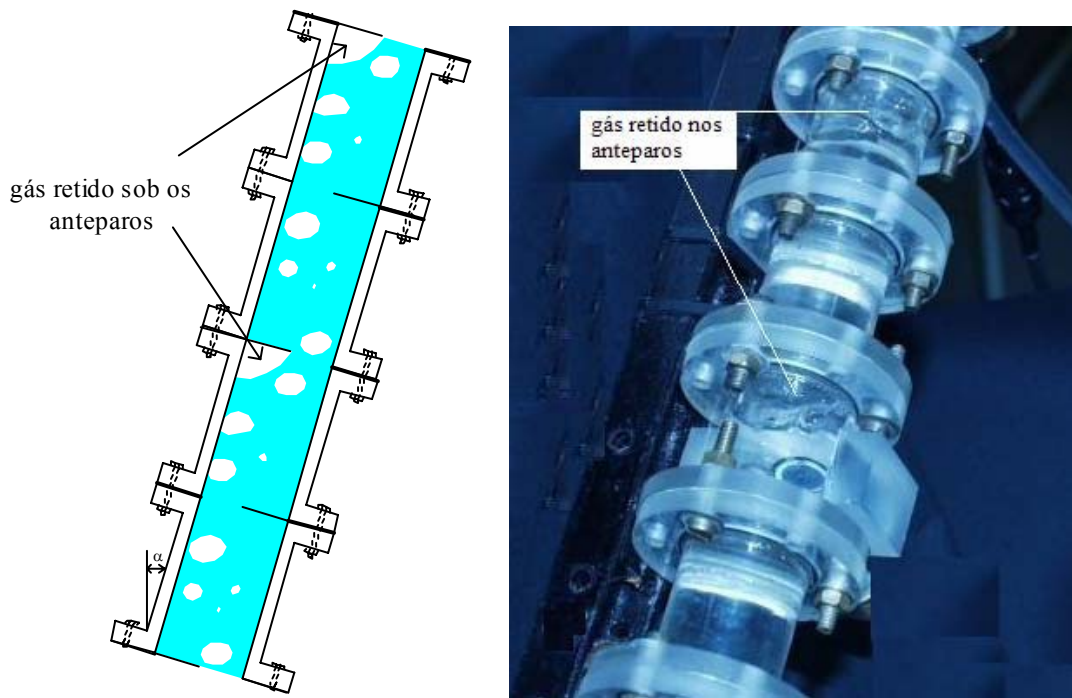


Figura 3.9– Representação esquemática e visualização do gás retido sob os anteparos em duas células adjacentes quando a coluna era operada inclinada.

3.2.1.1-Modo de operação

Inicialmente procedia-se ao enchimento da coluna com líquido, retirando-se todo o ar da coluna, após o que, com uma válvula, se estabelecia no rotâmetro o valor do caudal de líquido a usar, que poderia ser diferente para cada experiência. Regulava-se a posição da válvula de saída da coluna, colocada na sua extremidade inferior, de modo a manter a constância do caudal.

Posteriormente, era introduzido o caudal de gás, e aguardava-se que fosse atingido o estado estacionário, situação que se admitia que acontecesse quando a flutuação no tempo dos valores da concentração fornecidos por cada oxímetro fosse inferior a 0.5 g/m^3 . Procedia-se então à leitura dos valores de temperatura e concentrações de oxigénio dissolvido na água em cada oxímetro. No decorrer de cada experiência obtinham-se também o valor da pressão à entrada e dos níveis de água nos dois ramos do manómetro. O ensaio terminava com o fecho simultâneo das duas válvulas de esfera tendo em vista a obtenção dos valores da retenção média de gás.

Um esquema global da instalação experimental está representado na Figura 3.10.

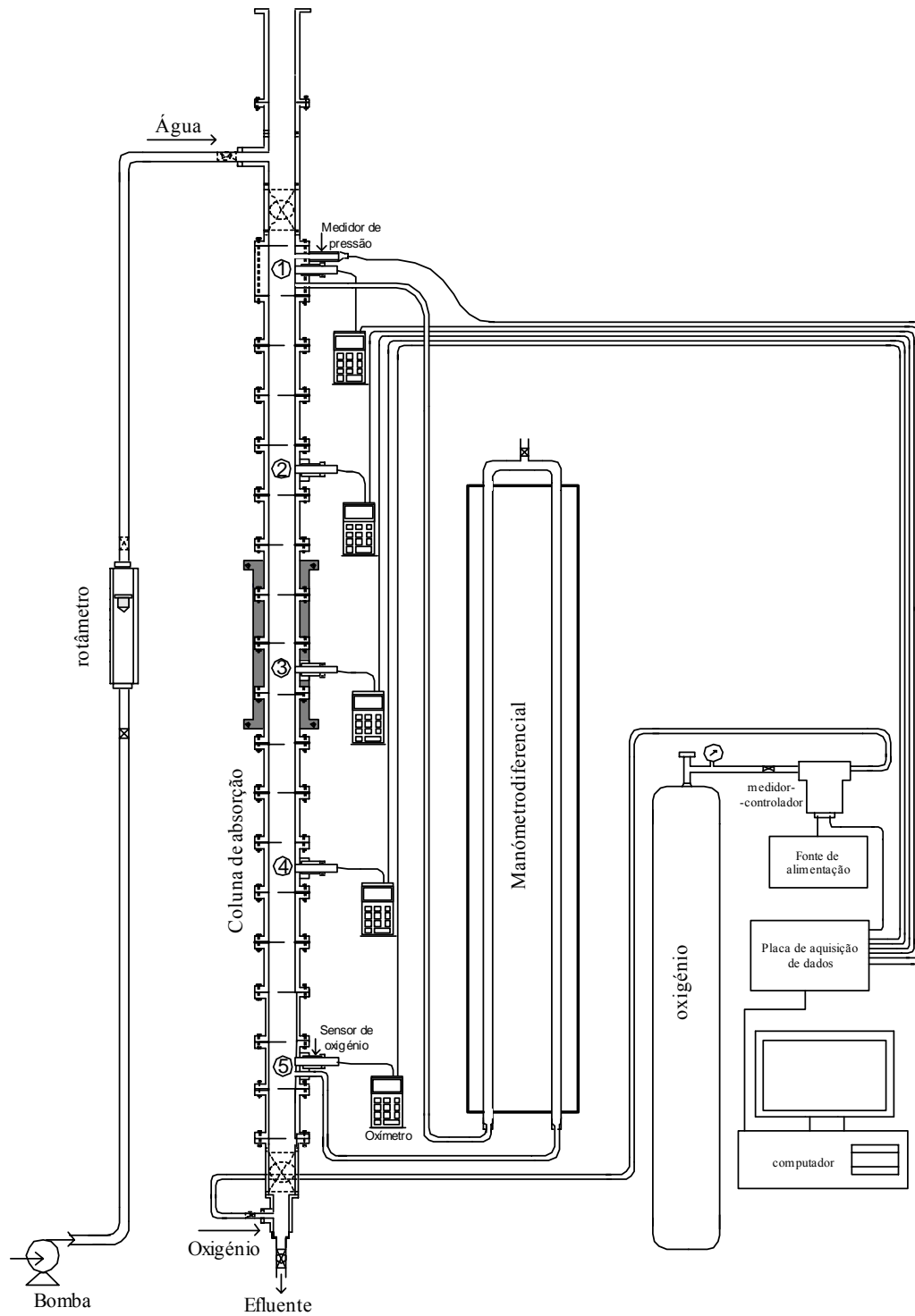


Figura 3.10- Esquema global da instalação experimental utilizada.

3.2.2-RESULTADOS EXPERIMENTAIS E SUA DISCUSSÃO

Ensaíram-se quatro caudais de líquido (5.6×10^{-6} , 8.5×10^{-6} , 11.4×10^{-6} e 14.3×10^{-6} m³/s) com sete caudais de gás (3.3×10^{-6} , 5.0×10^{-6} , 6.7×10^{-6} , 8.3×10^{-6} , 10.0×10^{-6} , 11.7×10^{-6} e 13.3×10^{-6} m³/s). Para todos os pares de caudais de gás e líquido foram testados cinco ângulos de inclinação da coluna, incluindo a vertical (0°, 15°, 30°, 45° e 60°). Não foram ensaiados caudais de líquido superiores a 14.3×10^{-6} m³/s pelo facto de para valores superiores se alterar com facilidade o padrão de escoamento na coluna: o líquido deixava de ser uma fase contínua surgindo células da coluna totalmente ocupadas por gás. Valores do caudal de gás superiores a 13.3×10^{-6} m³/s dificultavam a obtenção de valores da concentração em oxigénio dissolvido (OD) no líquido porque a presença de muito gás na coluna tornava frequente a “colagem” de bolhas de oxigénio nas membranas dos oxímetros o que falseava os resultados. Por outro lado, não foram ensaiados ângulos de inclinação em relação à vertical superiores a 60° por dificuldades de operação, nomeadamente no estabelecimento correcto do caudal de líquido.

Os resultados experimentais obtidos encontram-se no Apêndice A2 para todas as experiências efectuadas.

Neste trabalho, os valores de concentração são apresentados na forma adimensional, $W = \frac{C - C_0}{C^* - C_0}$, em que C é a concentração de gás dissolvido no líquido numa determinada célula da coluna, C_0 é a concentração na célula de entrada, no topo da coluna e C^* é a concentração de saturação.

3.2.2.1- Influência do modo de introdução do gás na coluna

Num conjunto inicial de experiências, foram testadas três situações para introduzir o gás na coluna: através de um orifício de 3 ou 9 mm de diâmetro, d_o , na parede da coluna ou de uma placa porosa na base da coluna, na perpendicular ao seu eixo.

Com a placa porosa as experiências eram mais difíceis de realizar no que toca à estabilização do caudal e os ensaios efectuados contemplaram apenas a observação visual do padrão de escoamento. Os testes com os orifícios de 3 e 9 mm, mostraram

diferenças pouco significativas nos ganhos de concentração ao longo da coluna em praticamente todas as condições de operação. Este facto pode comprovar-se, a título de exemplo, por observação da Figura 3.11, para um caudal de líquido intermédio usado ($Q_L = 11.4 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$), valores extremos do caudal de gás ($Q_G = 3.3 \times 10^{-6}$ e $Q_G = 13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$) e de inclinação da coluna (0 e 60°). Os resultados experimentais obtidos para estes e outros valores das variáveis de operação e inclinações encontram-se no Apêndice A1.

Como o padrão de escoamento que se estabelecia na coluna era semelhante para os três tipos de entrada de gás, devido à sucessão de passos de coalescência e fragmentação das bolhas devido aos anteparos, optou-se por fazer a introdução do gás através do orifício de 3 mm de diâmetro.

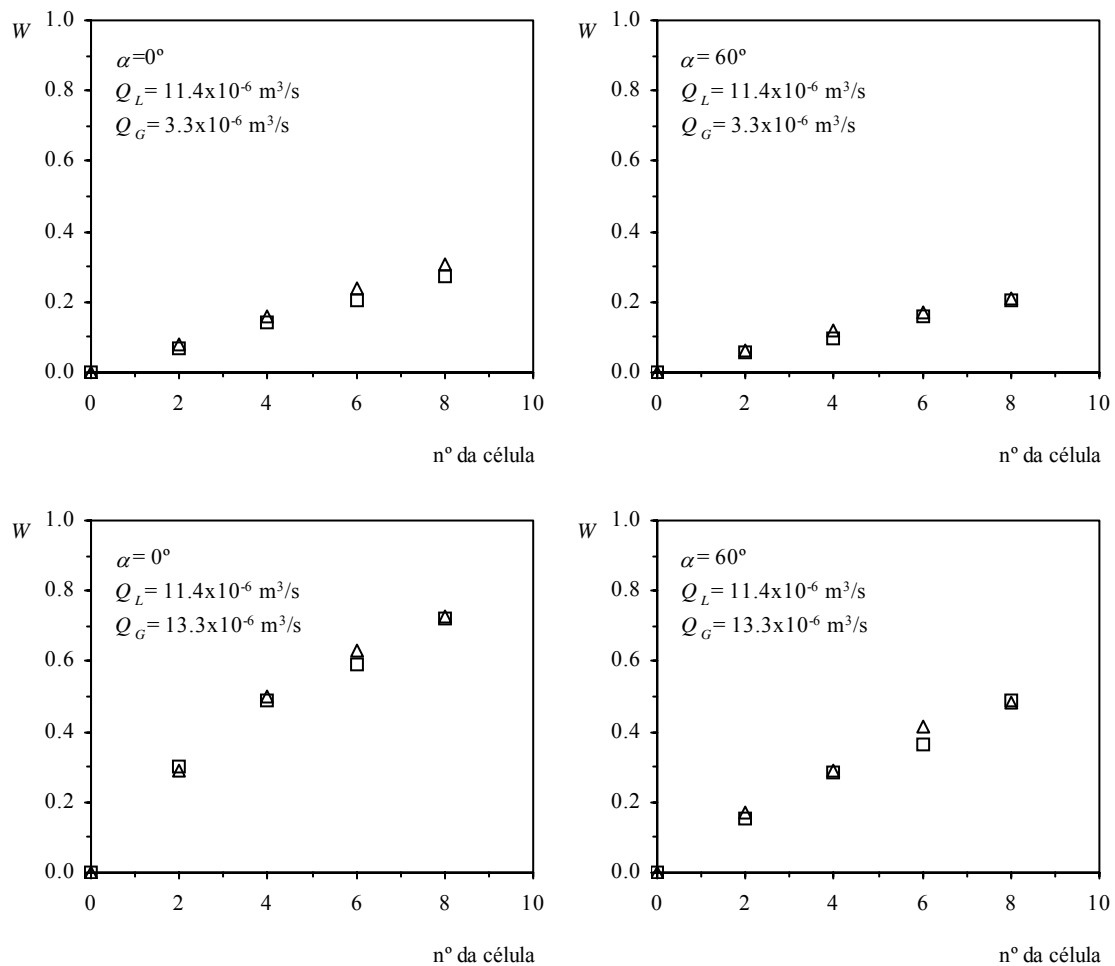


Figura 3.11- Valores experimentais de W em função do número da célula, obtidos nas experiências com $Q_L = 11.4 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, três valores de Q_G e dois valores de α , para dois valores de d_o (Δ 3 mm; \square 9 mm).

3.2.2.2- Variação da pressão

A diferença de pressão entre a base e o topo da coluna, ΔP , foi obtida para todas as condições de operação ensaiadas, recorrendo à equação (3.1), $\Delta P = \rho_L g (\Delta l \cos \alpha - \Delta h)$, com Δh lido no manómetro diferencial.

Tem interesse começar por considerar a componente de ΔP associada ao desnível no manómetro diferencial, $\Delta P^* = \rho_L g \Delta h$, para melhor compreender as variações de ΔP . Os valores de ΔP^* estão representados nas Figuras 3.12 e 3.13 para valores distintos de Q_L em função da inclinação da coluna, para os vários caudais de gás ensaiados. Pode constatar-se que ΔP^* (ou Δh) diminui sempre com a inclinação e aumenta com o caudal de gás e com o caudal de líquido.

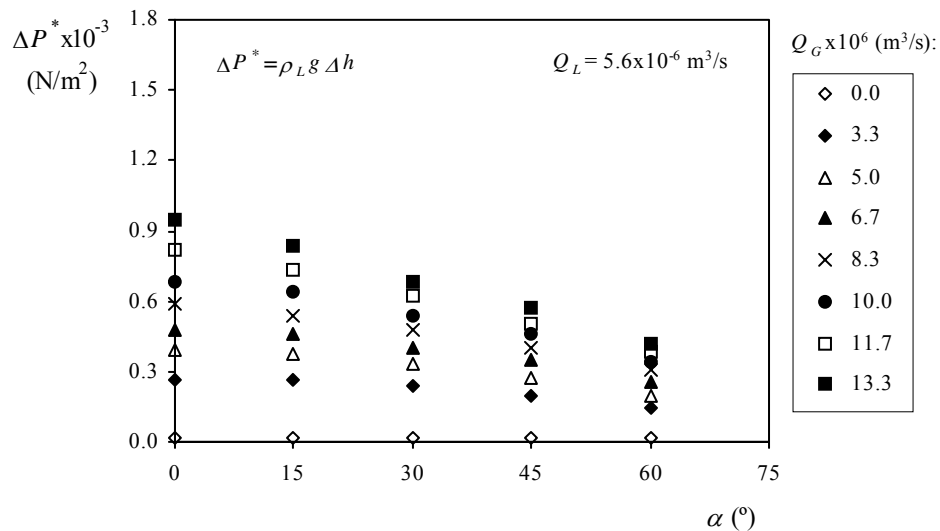


Figura 3.12- Valores de ΔP^* para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

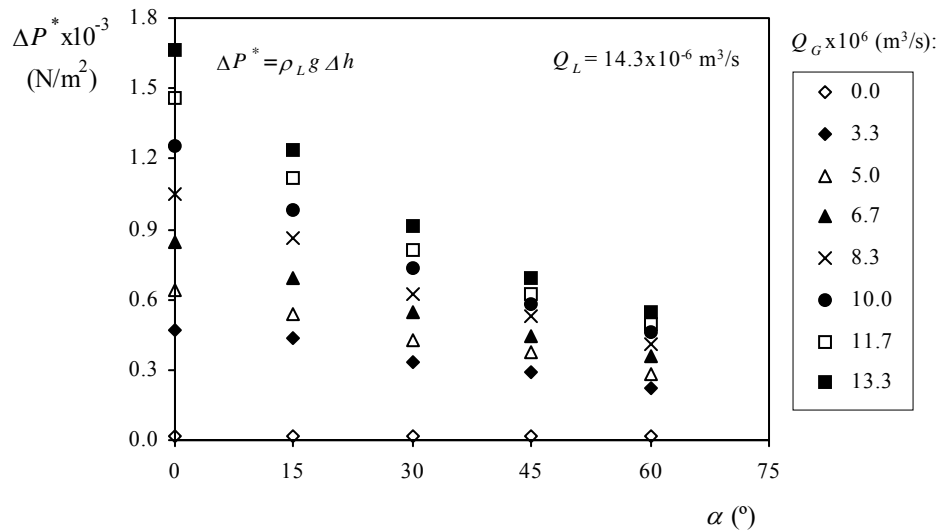


Figura 3.13- Valores de ΔP^* para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Quando era introduzido apenas líquido, o valor de Δh para cada caudal não variava com a inclinação da coluna, comprovando o facto de as perdas de carga não variarem com a inclinação, em escoamento monofásico. Com o escoamento simultâneo de gás e líquido ΔP^* representa a perda de carga acrescida (ou subtraída) do “défice” de variação de pressão hidrostática devido à existência de gás na coluna. Isto “vê-se” igualando ΔP obtido pela equação (3.1) a ΔP obtido aplicando a equação de Bernoulli

$$\Delta P = \rho_M g \Delta l \cos \alpha - F \quad (3.5)$$

em que ρ_M e F representam, respectivamente, a massa volúmica da mistura gás-líquido e as perdas de pressão por fricção. Obtém-se então

$$\Delta h = \left(\frac{\rho_L - \rho_M}{\rho_L} \right) \Delta l \cos \alpha + \frac{F}{\rho_L g} \quad (3.6)$$

ou

$$\Delta P^* = \rho_L g \Delta h = (\rho_L - \rho_M) g \Delta l \cos \alpha + F \quad (3.7)$$

Para uma dada inclinação da coluna, o aumento de ΔP^* (ou de Δh) com os caudais de líquido e de gás deve-se por um lado ao aumento da fricção e por outro à diminuição da densidade da mistura. A diminuição com a inclinação da coluna, fixados

os caudais de gás e de líquido, pode explicar-se com a diminuição da fricção, e a diminuição da componente hidrostática, porque diminui a diferença de nível entre as tomas de pressão. A título de exemplo, na Figura 3.14 pode constatar-se que, para valores fixos das outras variáveis, F geralmente diminui com α , aumentando sempre com Q_G e com Q_L . O cálculo de F foi efectuado através da equação (3.7) considerando $\rho_M = \rho_L(1 - E_{GC})$, equação apresentada na Secção 3.2.2.3.

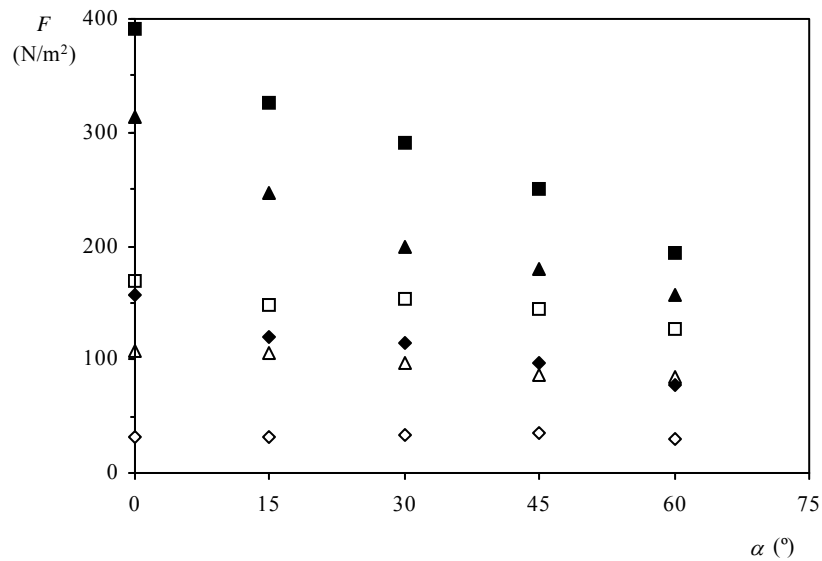


Figura 3.14-Variação de F com α para diferentes valores de Q_L e Q_G , em m^3/s :

(\diamond $Q_L=5.6 \times 10^{-6}$, $Q_G=3.3 \times 10^{-6}$; \blacklozenge $Q_L=14.3 \times 10^{-6}$, $Q_G=3.3 \times 10^{-6}$; \triangle $Q_L=5.6 \times 10^{-6}$, $Q_G=8.3 \times 10^{-6}$;
 \blacktriangle $Q_L=14.3 \times 10^{-6}$, $Q_G=8.3 \times 10^{-6}$; \square $Q_L=5.6 \times 10^{-6}$, $Q_G=13.3 \times 10^{-6}$; \blacksquare $Q_L=14.3 \times 10^{-6}$, $Q_G=13.3 \times 10^{-6}$)

Considerando agora a diferença de pressão, ΔP , entre a base e o topo da coluna para cada inclinação, o valor máximo de ΔP era obtido na ausência de alimentação de gás e líquido à coluna, estando esta cheia de líquido. Passando a alimentar continuamente líquido o valor de ΔP diminuía com Q_L (aumentava o desnível nos dois ramos do manómetro diferencial) pois aumentavam as perdas por fricção. Com a alimentação simultânea de gás e líquido Δh aumentava para qualquer inclinação devido ao aumento das perdas de carga por fricção e à diminuição da densidade da mistura gás-líquido.

Como seria de esperar, ΔP diminui com a inclinação da coluna, por diminuir a componente hidrostática com o decréscimo da diferença de nível entre as duas tomas de pressão e também por diminuir a fricção. Como exemplo, pode ver-se nas Figuras 3.15

e 3.16, a variação de ΔP com a inclinação da coluna para três dos valores de caudal de gás ensaiados. A listagem completa dos valores de ΔP obtidos é dada no Apêndice A2.

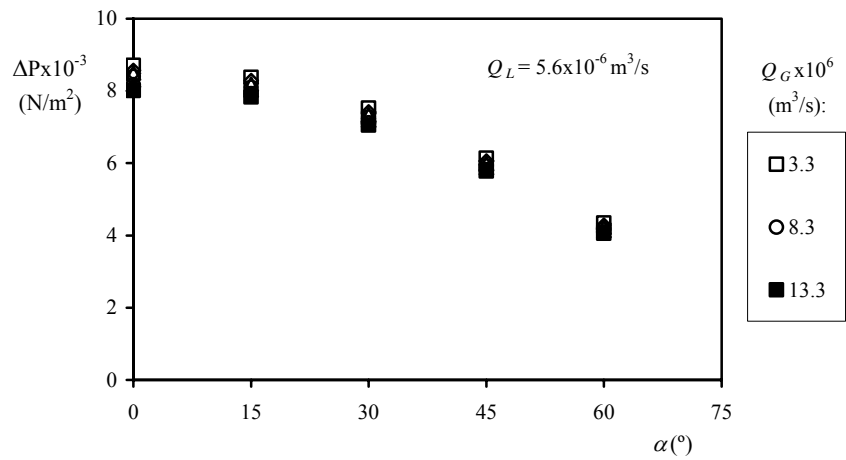


Figura 3.15-Diferença de pressão na coluna em função da inclinação para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

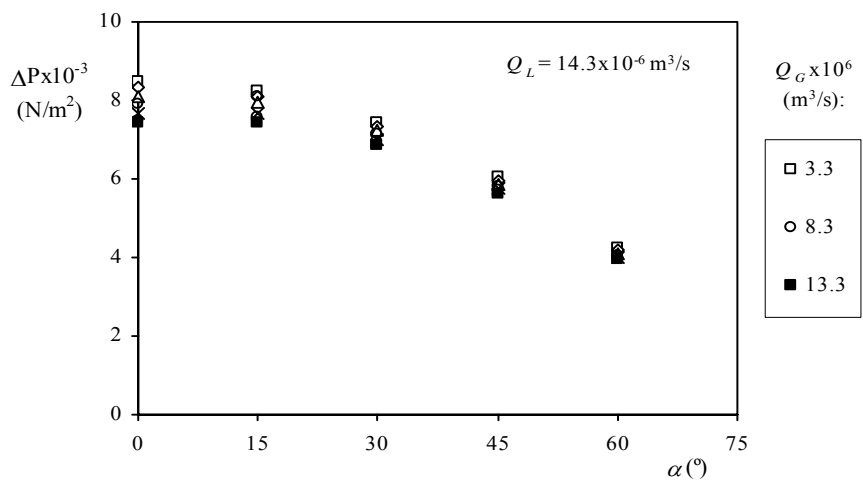


Figura 3.16- Diferença de pressão na coluna em função da inclinação para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

3.2.2.3- Retenção de gás

Relativamente à retenção de gás, obtiveram-se resultados quer para a retenção total, E_{GT} , quer para a retenção de gás circulante, E_{GC} , referidas na Secção 3.2.1. Para cada uma das retenções analisamos a sua variação com os caudais de gás (Q_G) e de

líquido (Q_L) e com a inclinação da coluna (α). Nesta Secção apresentam-se apenas os resultados necessários para se fazer essa análise. A listagem completa dos resultados obtidos encontra-se no Apêndice A2 (Tabelas A2.1, A2.2, A2.3 e A2.4).

Consideram-se em seguida separadamente os resultados para os dois tipos de retenção.

i) Retenção total de gás

A retenção total tem duas contribuições: o gás que sobe na coluna e o gás retido sob os anteparos. A variação de E_{GT} com Q_G é dada nas Figuras 3.17 e 3.18, respectivamente, para os valores extremos da inclinação de 0° e 60° . Como seria de esperar, E_{GT} aumenta sempre com Q_G uma vez que aumenta a quantidade de gás presente na coluna.

A influência de Q_L sobre E_{GT} pode ser também avaliada a partir das Figuras 3.17 e 3.18. Qualquer que seja α (só estão representadas as inclinações extremas estudadas) e Q_G , E_{GT} aumenta com Q_L . Tratando-se de um escoamento em contracorrente, o aumento de Q_L diminui a velocidade de subida das “bolhas” gasosas, aumentando deste modo a retenção.

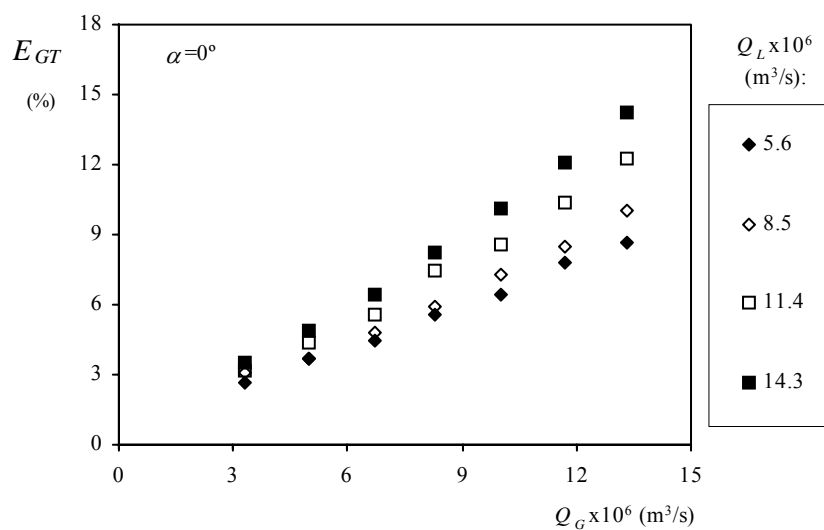


Figura 3.17- Valores de E_{GT} em função de Q_G para coluna vertical.

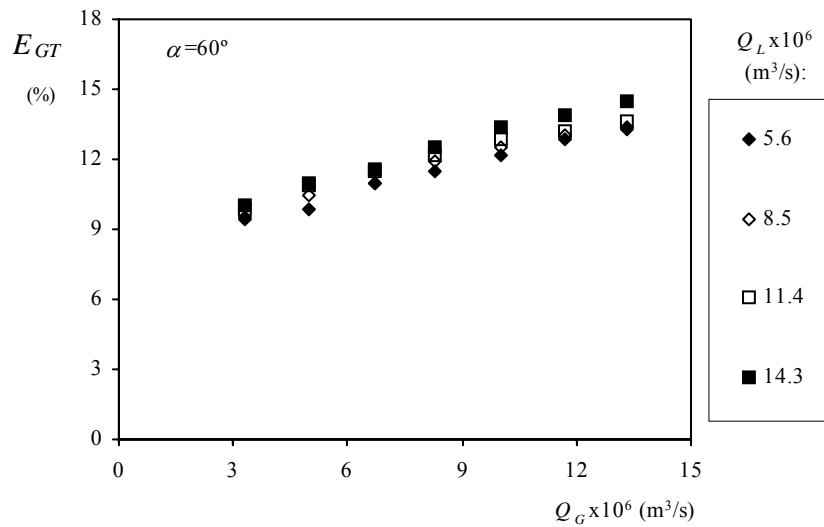


Figura 3.18- Valores de E_{GT} em função de Q_G para coluna inclinada 60° .

Quando a coluna é operada na vertical, pode observar-se que aumenta a diferença entre os valores de E_{GT} com o aumento de Q_G , situação que não se verifica no caso da coluna operar inclinada. Por exemplo, para o menor caudal de gás ensaiado E_{GT} passou de 0.027 para 0.035 quando Q_L variou de 5.6×10^{-6} para $14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$. Como Q_G é baixo, são poucas as “bolhas” em circulação e embora a retenção aumente com o caudal de líquido, que funciona como um retardador da subida das bolhas, esse aumento é reduzido. Já para $Q_G = 13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, o mesmo aumento em Q_L faz E_{GT} passar de 0.087 para 0.142.

Com a coluna inclinada, o gás presente na coluna circula preferencialmente junto à parte superior da coluna, nos troços entre anteparos, havendo menor interacção entre o gás e o líquido. O efeito retardador deste sobre o gás torna-se então menos importante. A título de exemplo considere-se, na Figura 3.18, que quando Q_L passou de 5.6×10^{-6} para $14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, E_{GT} passou de 0.094 para 0.10 para $Q_G = 3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$. Já para $Q_G = 13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, E_{GT} passou de 0.133 para 0.145 para uma variação de Q_L de 5.6×10^{-6} para $14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

A variação de E_{GT} com α é dada na Figura 3.19, para todos os ensaios efectuados.

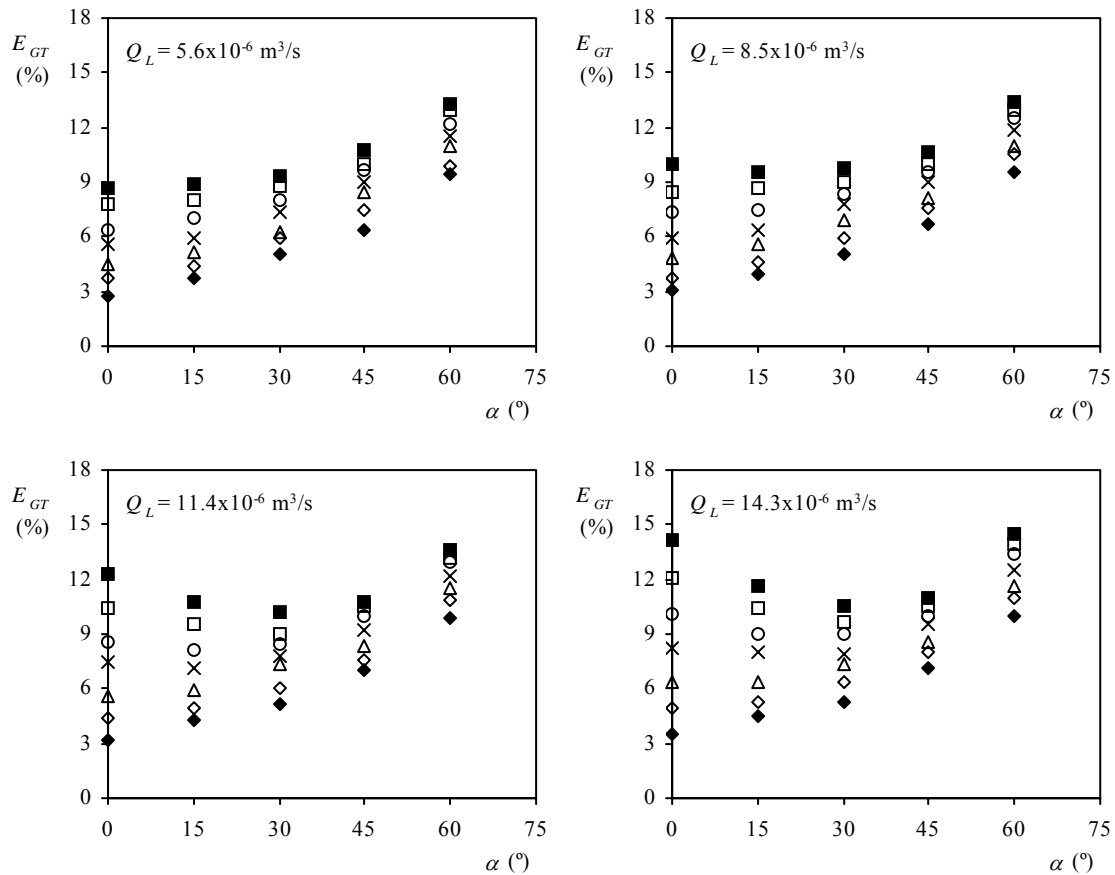


Figura 3.19- Valores de E_{GT} em função de α , obtidos experimentalmente para diferentes valores de Q_G ($\blacklozenge 3.3 \times 10^{-6}$; $\diamond 5.0 \times 10^{-6}$; $\blacktriangle 6.7 \times 10^{-6}$; $\times 8.3 \times 10^{-6}$; $\circ 10.0 \times 10^{-6}$; $\square 11.7 \times 10^{-6}$; $\blacksquare 13.3 \times 10^{-6}$ m^3/s).

A variação de E_{GT} com α está sujeita a duas influências: por um lado, quando aumenta α aumenta o tamanho das bolhas devido à coalescência o que aumentaria a velocidade do gás; por outro, a fracção de gás retido sob os anteparos aumenta.

Como se pode observar da Figura 3.19, para baixos caudais de gás E_{GT} aumenta com α . À medida que Q_G aumenta e há mais bolhas presentes na coluna, o processo de coalescência e aumento da velocidade das bolhas torna-se mais importante do que o gás retido sob os anteparos, a valores reduzidos de α . Para inclinações elevadas, a retenção nos anteparos aumenta significativamente com a inclinação e este efeito torna-se dominante.

A Figura 3.19 mostra que o aumento de caudal de líquido acentua o efeito da diminuição da retenção para pequenas inclinações e o aumento para inclinações elevadas.

ii) Retenção de gás circulante

As Figuras 3.20 e 3.21 apresentam os valores da retenção de gás circulante, E_{GC} , em função de Q_G para diferentes valores de Q_L e dois valores de α (0° e 60°). Constatase que E_{GC} aumenta com Q_G e com Q_L , como seria de esperar, para funcionamento em contra-corrente.

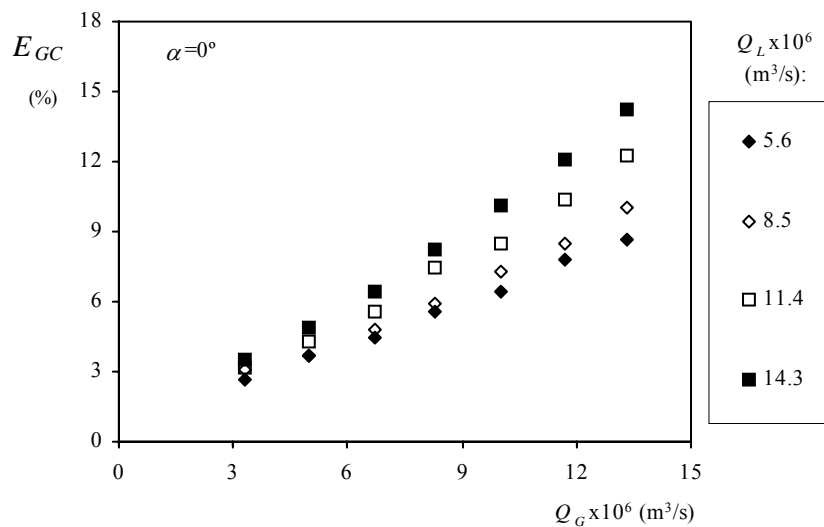


Figura 3.20- Valores de E_{GC} em função de Q_G para coluna vertical.

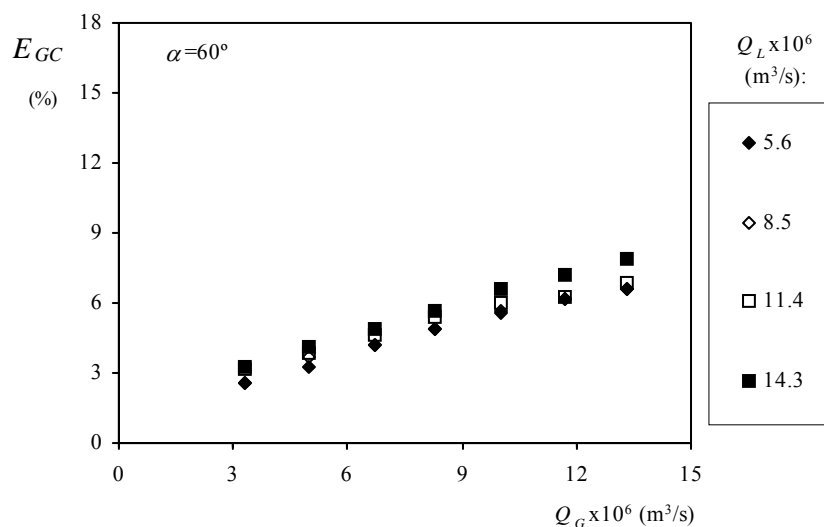


Figura 3.21- Valores de E_{GC} em função de Q_G para coluna inclinada 60° .

Para $\alpha = 0$ é $E_{GC} = E_{GT}$ e os gráficos das Figuras 3.17 e 3.20 são coincidentes.

A variação de E_{GC} com α é dada na Figura 3.22, para os diferentes valores de Q_L com Q_G .

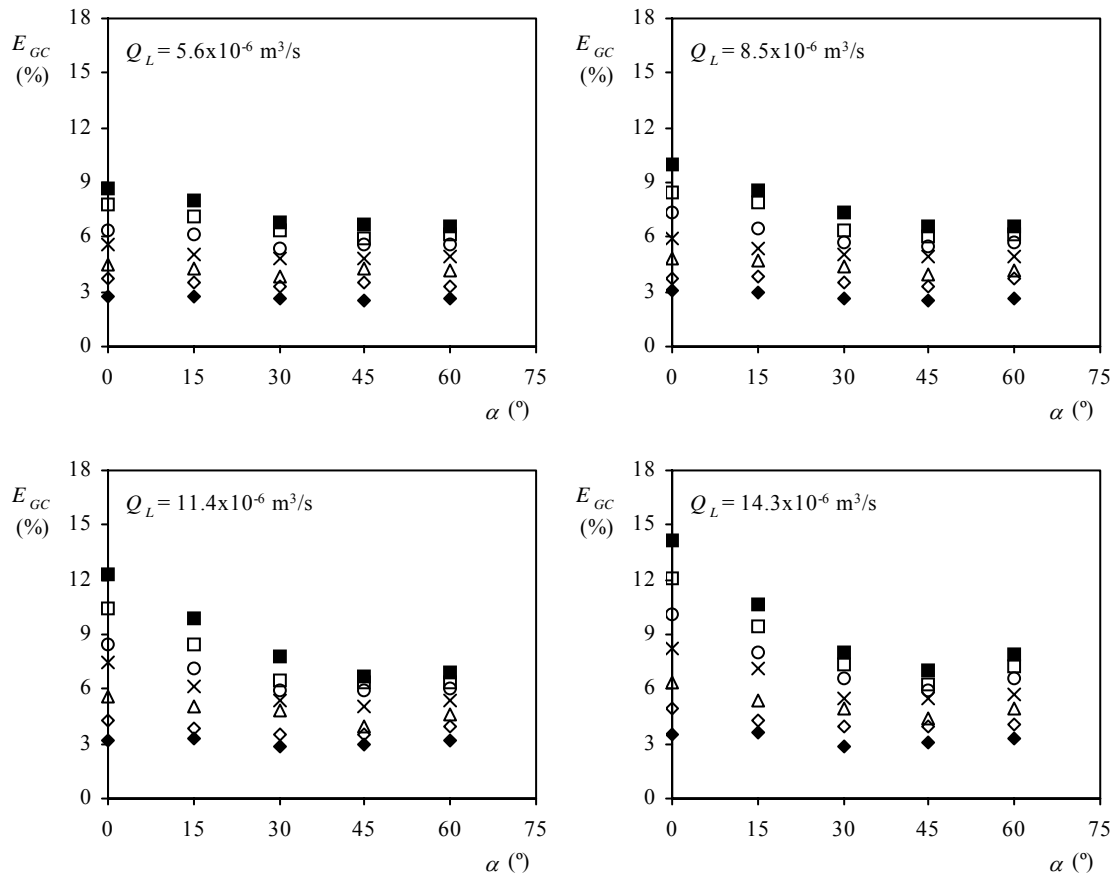


Figura 3.22- Valores de E_{GC} em função de α , obtidos experimentalmente para diferentes valores de Q_G (\blacklozenge 3.3×10^{-6} ; \blacklozenge 5.0×10^{-6} ; \blacktriangle 6.7×10^{-6} ; \times 8.3×10^{-6} ; \circ 10.0×10^{-6} ; \square 11.7×10^{-6} ; \blacksquare 13.3×10^{-6} m³/s).

O facto da variação de E_{GC} com α apresentar um mínimo resulta da conjugação de dois factores. Se por um lado, a maior inclinação faz aumentar a coalescência, é sabido que o aumento da inclinação acaba por fazer diminuir a velocidade das bolhas, já que só parte da impulsão contribui para o movimento da bolha.

Conforme referido no Capítulo 2, a velocidade de subida das bolhas aumenta com a inclinação até ângulos de cerca de 45° e depois diminui para inclinações superiores (Zukoski, 1966; Bendiksen, 1984; van Hout *et al.*, 2002; entre outros).

Apesar de no nosso estudo não se trabalhar propriamente com bolhas de gás que sobem livremente numa coluna, mas com aglomerados de bolhas que se partem nos anteparos e depois coalescem formando bolsas de gás de geometria incaracterística, tentámos perceber como é que estas bolsas de gás subiam ao longo da coluna com anteparos a operar com várias inclinações. O método consistiu em cortar simultaneamente a alimentação de gás e de líquido à coluna, formando-se na base desta uma fronteira separadora entre o gás e o líquido, que subia ao longo da coluna com uma determinada velocidade, normalmente representada por U_0 . O cálculo desta velocidade foi efectuado medindo o tempo que essa fronteira levava a percorrer uma distância previamente definida na coluna. Esta operação foi realizada para várias inclinações em relação à vertical. Os resultados, que se apresentam no Apêndice B, vão de encontro ao publicado na literatura.

iii) Comparação das retenções

Nas Figuras 3.23 e 3.24 são comparados os valores de E_{GT} e E_{GC} . Constata-se que a diferença entre E_{GT} e E_{GC} aumenta com α , como seria de esperar, sendo $E_{GC}=E_{GT}$ para $\alpha = 0$.

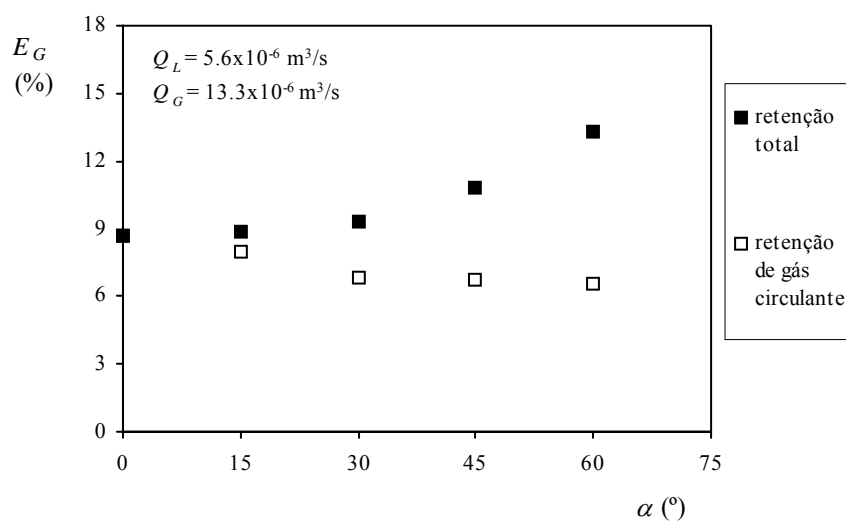


Figura 3.23- Valores de E_{GT} e E_{GC} em função da inclinação para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

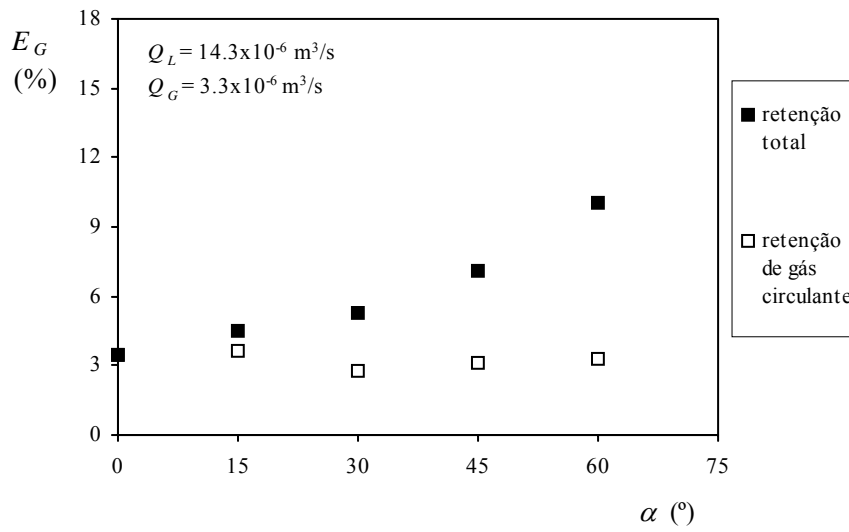


Figura 3.24- Valores de E_{GT} e E_{GC} em função da inclinação para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

As Figuras 3.25 e 3.26 mostram que a fracção de gás retido sob os anteparos (dada por $E_{GT} - E_{GC}$) depende quase exclusivamente de α .

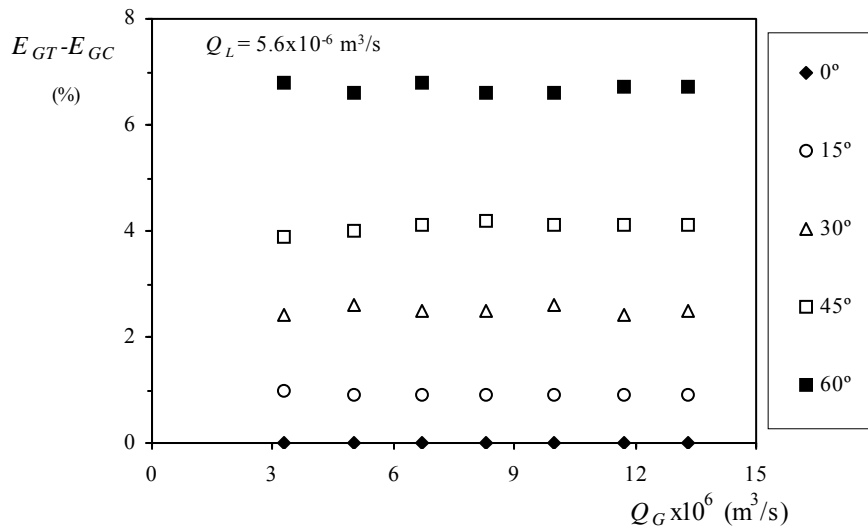


Figura 3.25-Diferença entre E_{GT} e E_{GC} em função de Q_G para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

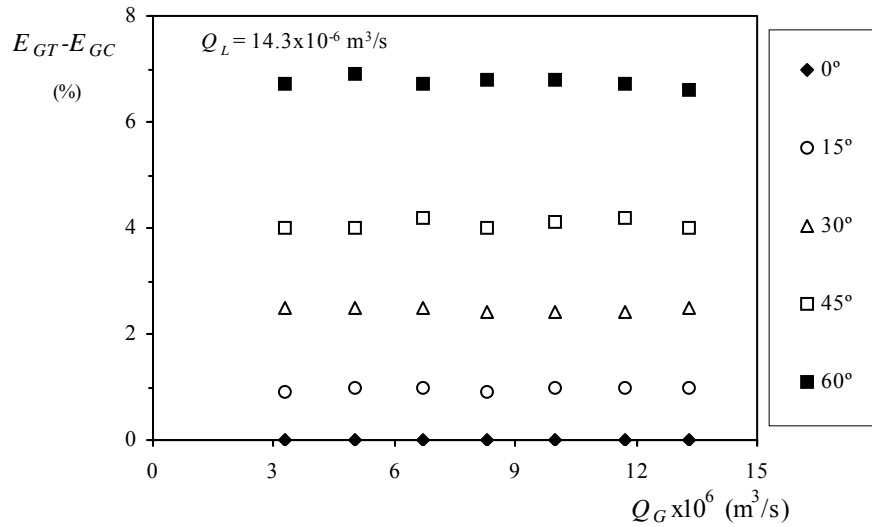


Figura 3.26- Diferença entre E_{GT} e E_{GC} em função de Q_G para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

O gás retido sob os anteparos, ao não interagir com o líquido, funciona como um volume “morto”, pelo que a retenção que de facto contribui para a densidade da mistura gás-líquido na coluna é a retenção de gás circulante. Deste modo, o valor da massa volúmica da mistura, considerando desprezável o peso do gás no balanço das massas volúmicas, será dado por

$$\rho_M = \rho_L(1 - E_{GC}) \quad (3.8)$$

em que ρ_M , ρ_L são, respectivamente, as massas volúmicas da mistura e do líquido e E_{GC} é a retenção de gás circulante.

3.2.2.4- Concentração

Os valores de concentração de oxigénio dissolvido na água em qualquer ponto da coluna são representados na forma adimensional, por $W = \frac{C - C_0}{C^* - C_0}$.

No presente estudo, como o gás era oxigénio puro pode escrever-se a lei de Henry na forma

$$P = HC^* \quad (3.9)$$

em que P é a pressão total e C^* a concentração de oxigênio dissolvido na saturação.

Os valores de H para o sistema oxigênio-água são apresentados no Apêndice A (Tabela A.1).

Como no presente trabalho a queda de pressão na coluna é uma pequena fracção da pressão total, $\frac{\Delta P}{P_0} < 0.1$, considerou-se C^* constante ao longo da coluna.

Os valores das concentrações absolutas, da temperatura do sistema e da pressão P_0 , obtidos experimentalmente, constam das tabelas do Apêndice A2. Nestas tabelas também se apresentam os valores obtidos para ΔP calculados com base na equação (3.1).

Os “perfis de concentração” medidos ao longo da coluna, para todas as experiências, são apresentados na forma de tabela, no Apêndice A2. As concentrações são apresentadas em função do número da célula na coluna, para cada inclinação e par de caudais de gás e líquido.

As Figuras 3.27 a 3.30 mostram alguns dos resultados.

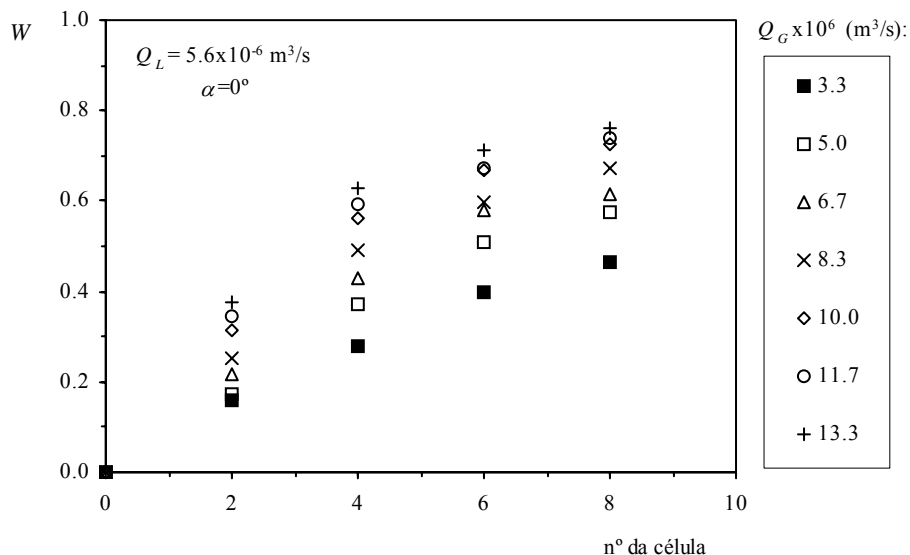


Figura 3.27- Perfis de concentração na coluna 1 para $\alpha = 0^\circ$ e $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} m^3/s$.

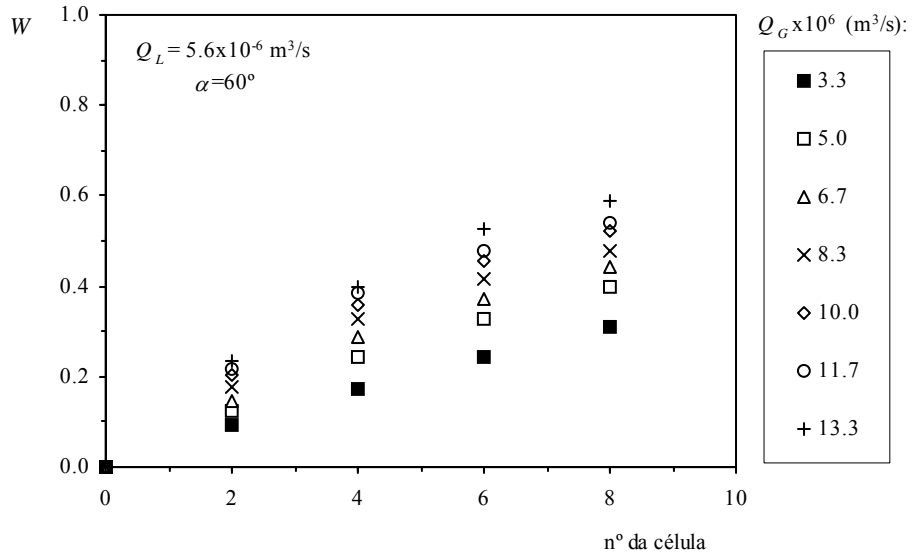


Figura 3.28- Perfis de concentração na coluna 1 para $\alpha = 60^\circ$ e $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

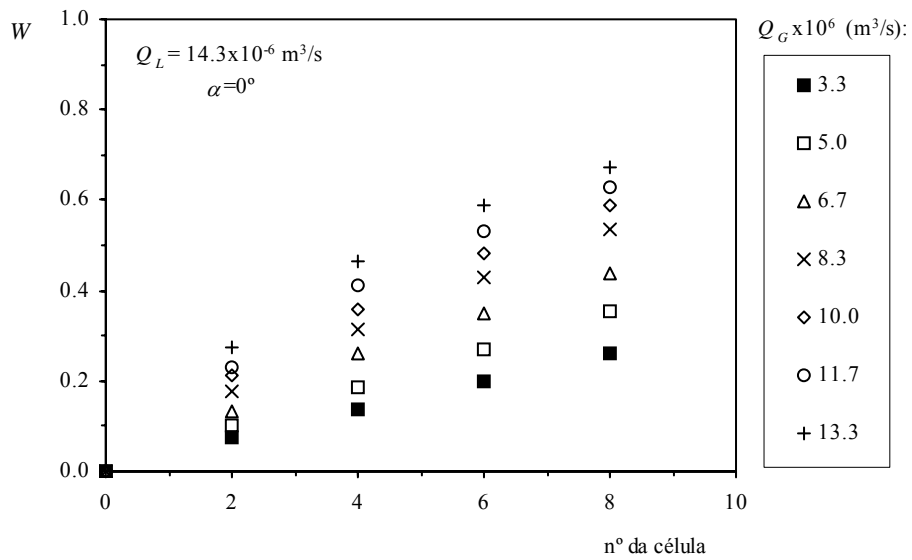


Figura 3.29- Perfis de concentração na coluna 1 para $\alpha = 0^\circ$ e $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

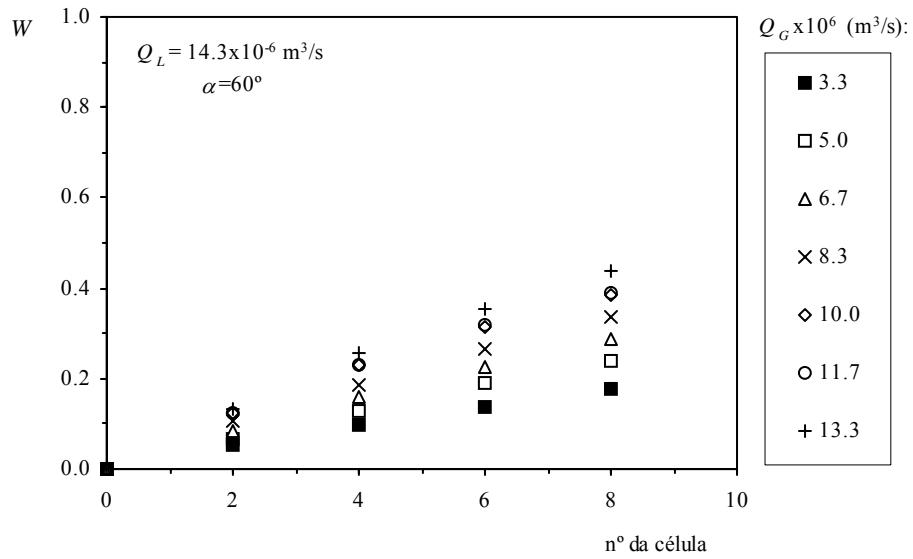


Figura 3.30- Perfis de concentração na coluna 1 para $\alpha = 60^\circ$ e $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

As figuras mostram que W aumenta com o caudal de gás, diminui com o caudal de líquido e com a inclinação. Isto mesmo pode constatar-se nas Figuras 3.31 e 3.32, representativas, respectivamente, de: caudal de líquido baixo e de gás alto e caudal de líquido alto e de gás baixo.

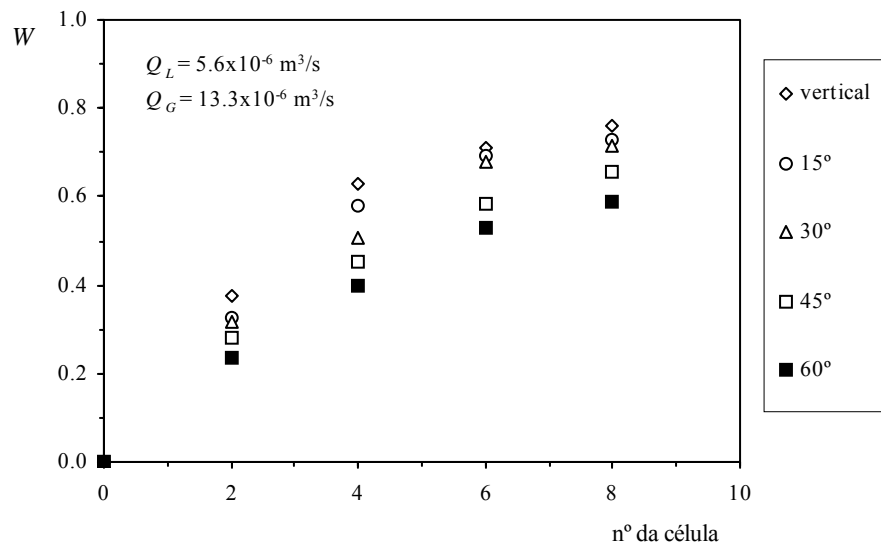


Figura 3.31- Perfis de concentração na coluna 1 para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G = 13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

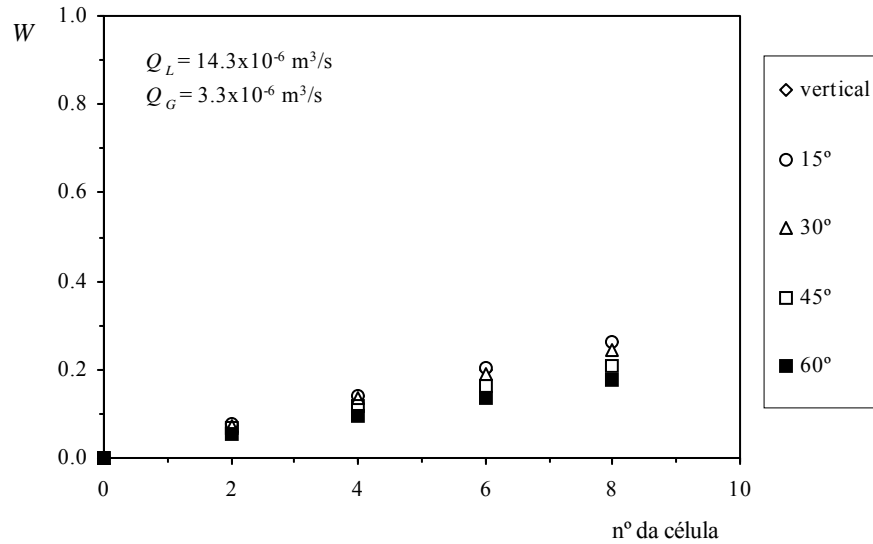


Figura 3.32- Perfis de concentração na coluna 1 para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Pode obter-se uma percepção do desempenho da coluna, considerando apenas a concentração à *saída* da coluna (na célula 8), que representamos por W_8 , na forma adimensional. Nas Figuras 3.33 e 3.34 verifica-se que um aumento de Q_G acarreta um aumento de W_8 , qualquer que seja α e Q_L .

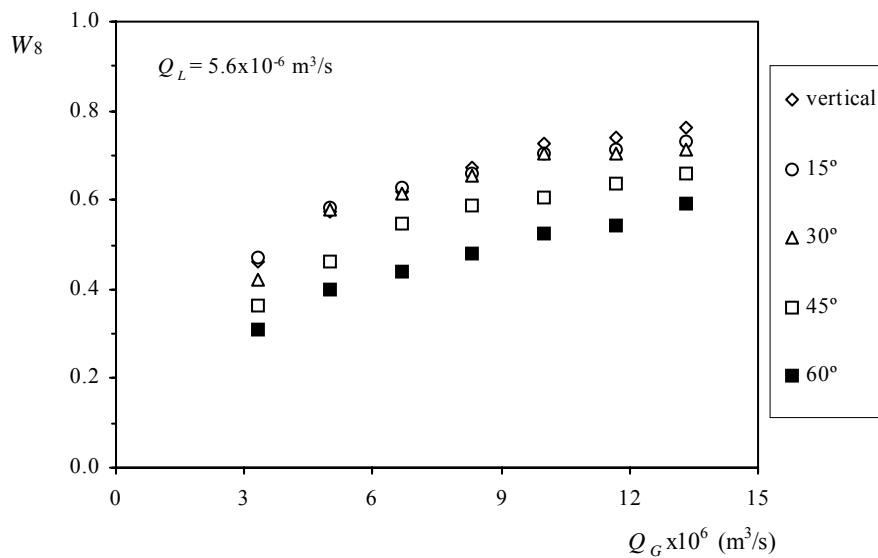


Figura 3.33- Variação de W_8 com Q_G para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ a várias inclinações.

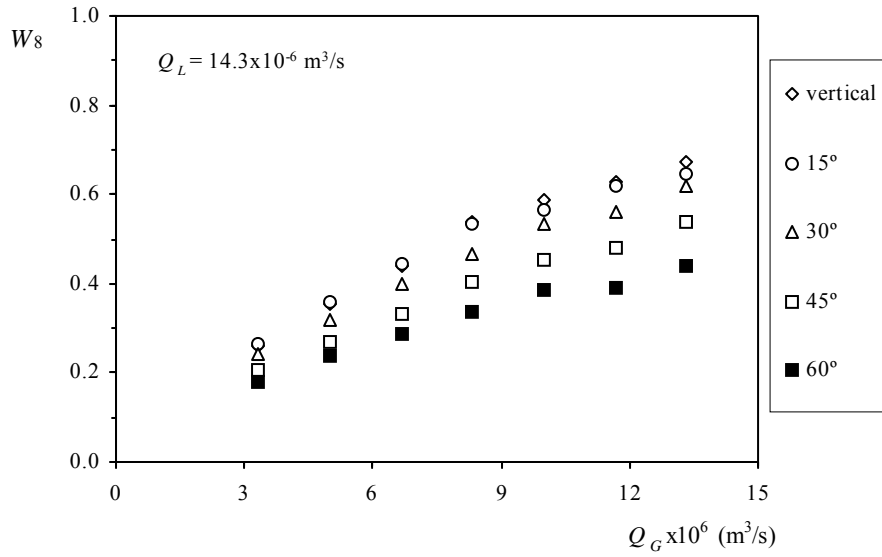


Figura 3.34- Variação de W_8 com Q_G para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ a várias inclinações.

Nas Figuras 3.35 e 3.36 representa-se a variação de W_8 com Q_L , constatando-se que W_8 diminui com o aumento de Q_L .

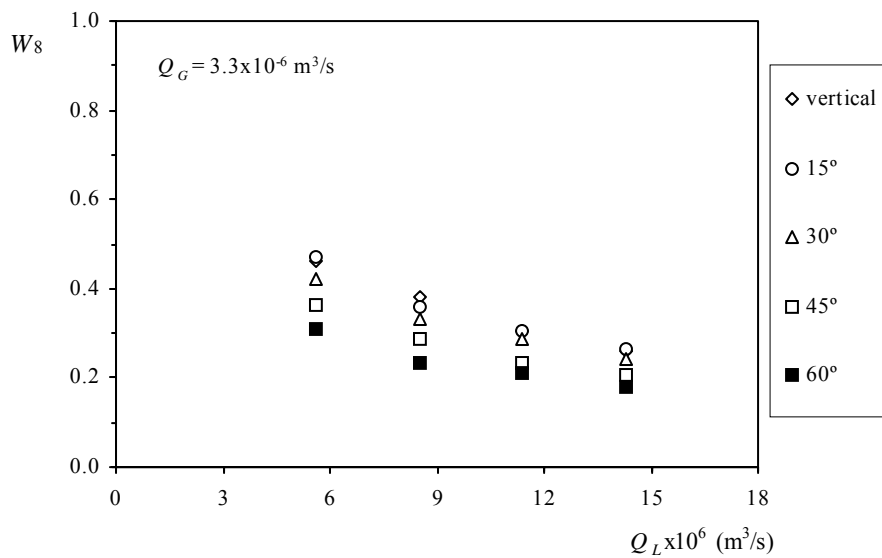


Figura 3.35- Variação de W_8 com Q_L para $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ a várias inclinações.

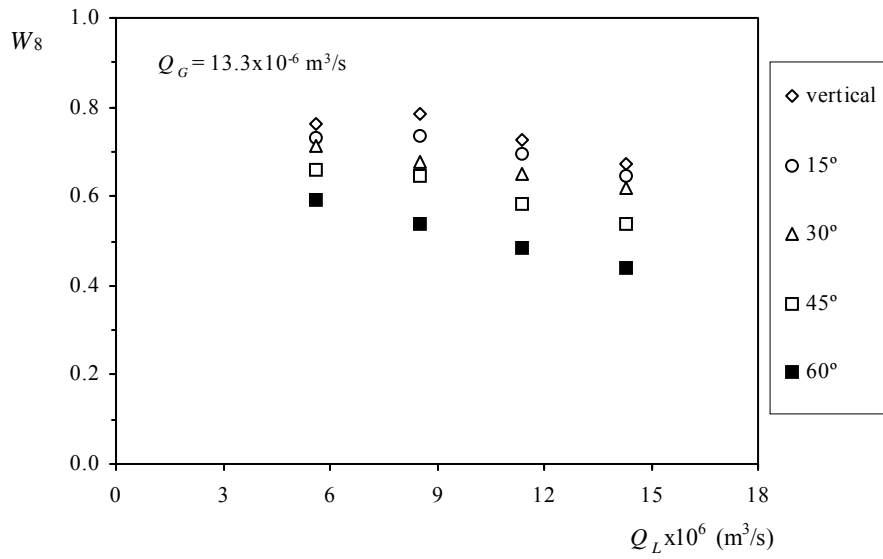


Figura 3.36- Variação de W_8 com Q_L para $Q_G=13.3 \times 10^{-6}$ m³/s a várias inclinações.

Nas Figuras 3.37 e 3.38 os mesmos resultados são apresentados na forma W_8 vs α .

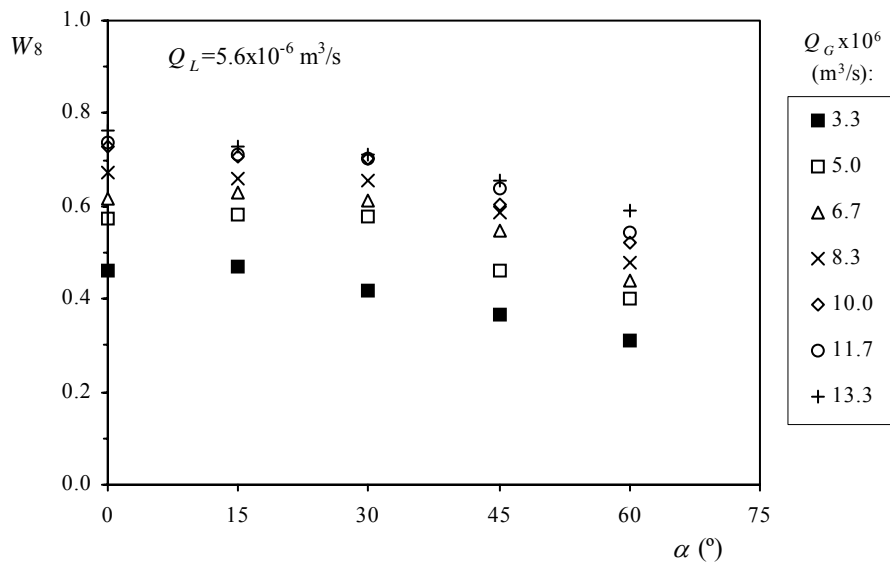


Figura 3.37- Variação de W_8 com α para $Q_L=5.6 \times 10^{-6}$ m³/s.

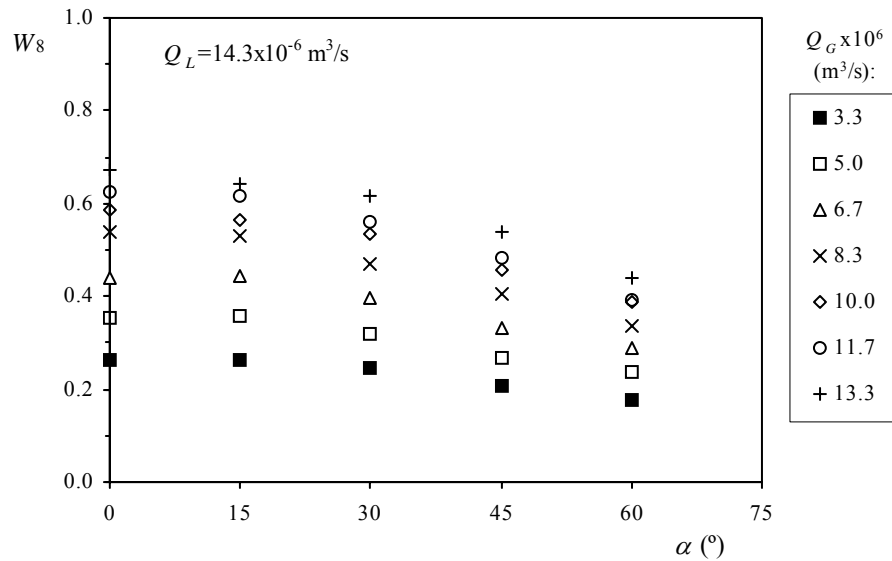


Figura 3.38- Variação de W_8 com α para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Como se pode verificar para cada par de caudais de líquido e gás, o aumento de α acarreta uma diminuição de W_8 .

3.3- INFLUÊNCIA DO ESPAÇAMENTO ENTRE ANTEPAROS

3.3.1- INTRODUÇÃO

O estudo da influência do espaçamento entre anteparos foi feito repetindo os ensaios de oxigenação em duas outras colunas.

Na Figura 3.39 estão representadas esquematicamente as três colunas e os vários pontos de amostragem, tendo havido o cuidado de manter inalteradas as entradas e saídas de gás e líquido. Na Tabela 3.1 estão resumidas as suas características.

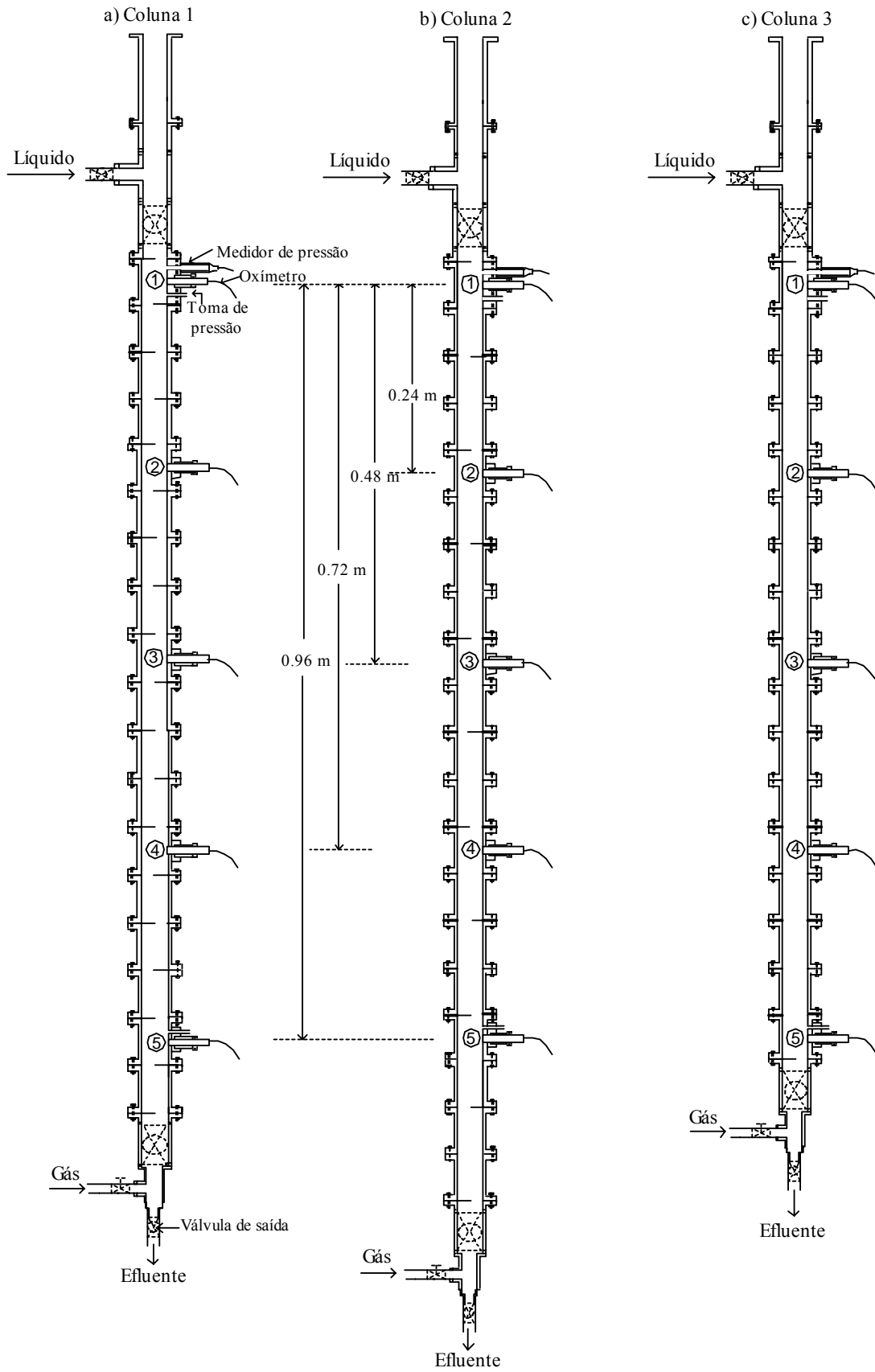


Figura 3.39- Representação esquemática das colunas utilizadas no estudo.

Tabela 3.1- Resumo das características de três colunas de anteparos perfurados.

	Coluna 1	Coluna 2	Coluna 3
Nº de compartimentos	18	10	1
Nº de células	9	5	-
Nº total de anteparos	19	11	2
Distância entre anteparos (m)	0.06	0.12	1.02
Espessura dos anteparos (mm)	0.1	0.1	0.1
Diâmetro interno da coluna (mm)	32	32	32
Diâmetro do furo nos anteparos (mm)	16	16	-
Nº de pontos de amostragem	5	5	5
Nº de anteparos entre o 1º e o 5º ponto	16	8	0
Distância entre oxímetros consecutivos (m)	0.24	0.24	0.24
Distância entre o 1º e o 5º oxímetro (m)	0.96	0.96	0.96
Distância entre tomas de pressão (m)	0.915	0.915	0.915
Distância entre válvulas de esfera (retenção) (m)	1.195	1.315	1.075

3.3.2- RESULTADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS NA COLUNA 2

3.3.2.1- Retenção de gás

Os valores de E_{GT} obtidos na coluna 2 estão representados nas Figuras 3.40 e 3.41, que mostram que nesta coluna, embora com valores absolutos inferiores, E_{GT} tem uma evolução semelhante à observada na coluna 1.

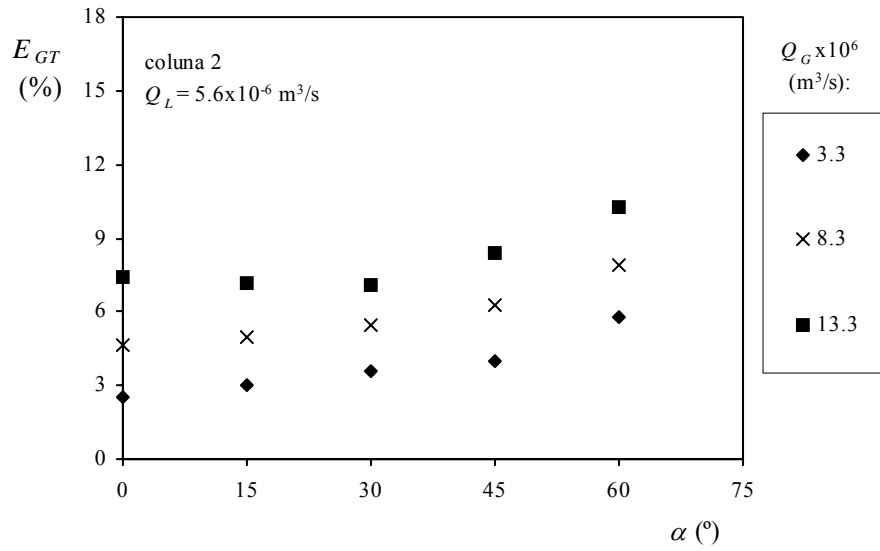


Figura 3.40- Variação de E_{GT} com α na coluna 2 para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

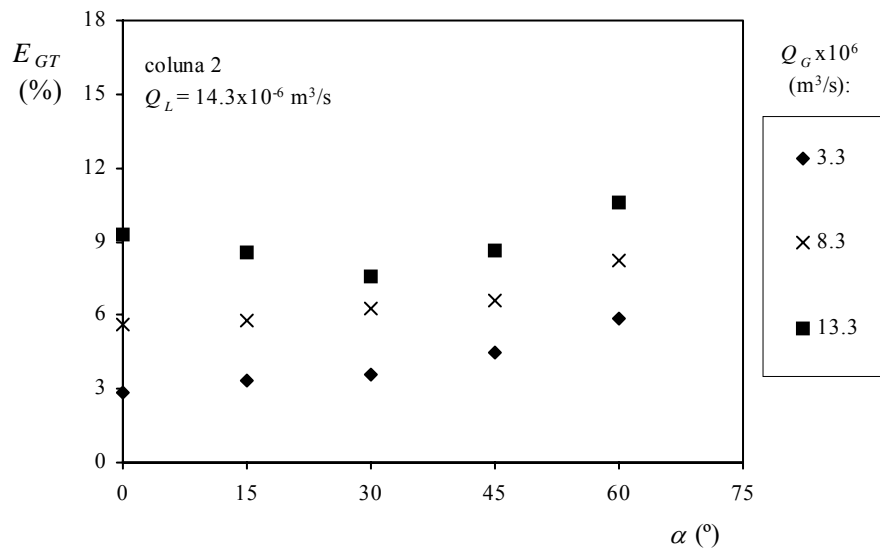


Figura 3.41- Variação de E_{GT} com α na coluna 2 para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Os valores de E_{GC} para a coluna 2, constam das Figuras 3.42 e 3.43, respectivamente, para os caudais de líquido de 5.6×10^{-6} e $14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e a semelhança com os valores obtidos na coluna 1 é notória.

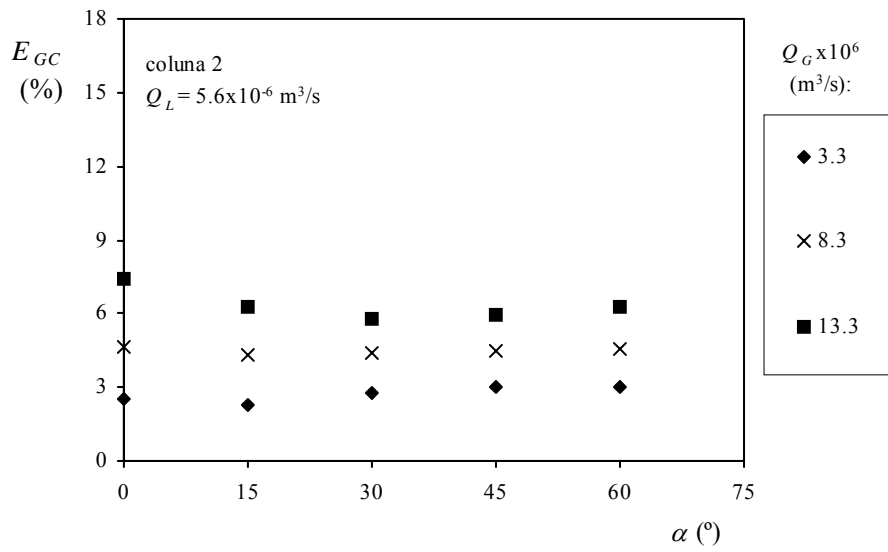


Figura 3.42- Variação de E_{GC} com α na coluna 2 para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

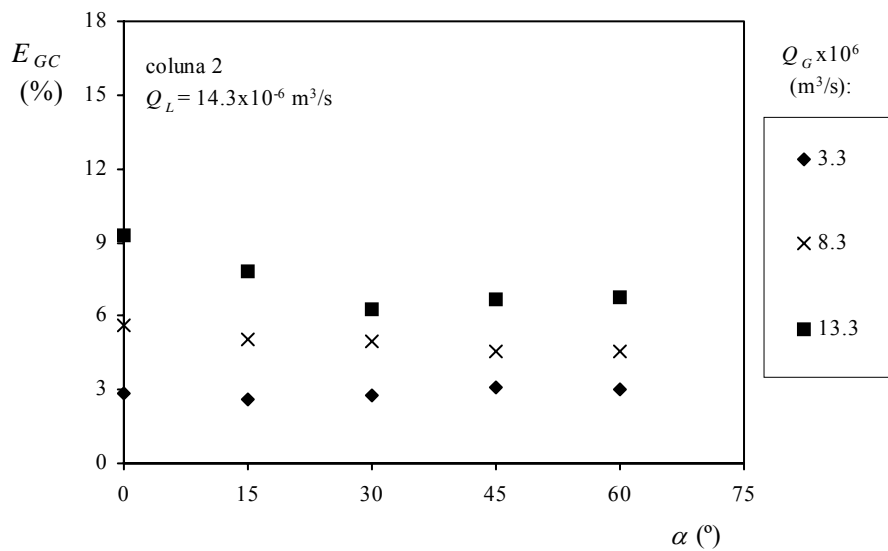


Figura 3.43- Variação de E_{GC} com α na coluna 2 para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

3.3.2.2- Concentração

As concentrações obtidas ao longo da coluna 2, são apresentadas também na forma $W = \frac{C - C_0}{C^* - C_0}$. Na Figura 3.44 está representado W em função da célula para

alguns ensaios efectuados. A totalidade dos resultados experimentais obtidos nesta coluna constam do Apêndice A2 (Secção A2.2).

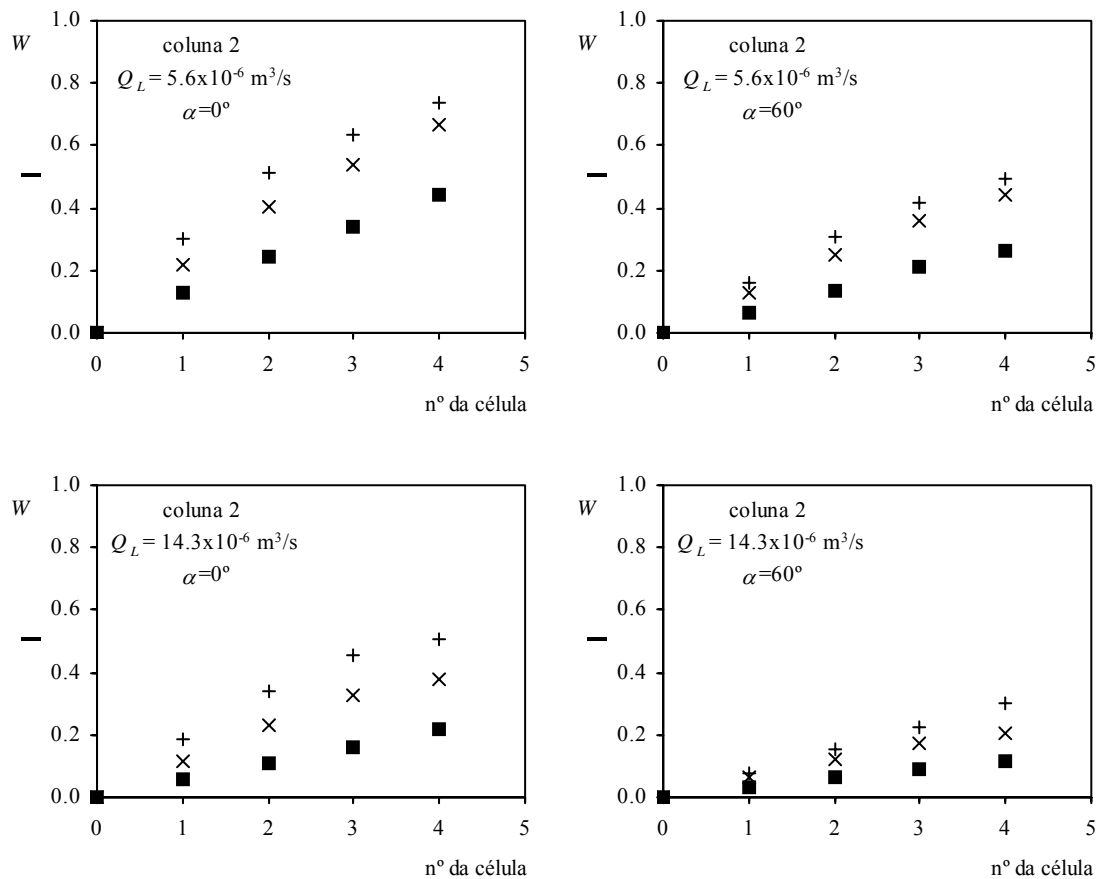


Figura 3.44- Perfis de concentração na coluna 2 para dois valores de α (0° e 60°), dois de Q_L (5.6×10^{-6} e $14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$) e três valores de Q_G ensaiados (■ 3.3×10^{-6} ; × 8.3×10^{-6} ; + $13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$).

A análise da Figura 3.44 mostra que a concentração para cada célula aumenta com o caudal de gás e diminui com o caudal de líquido e com a inclinação. As explicações para isto são idênticas às que anteriormente se escreveram para a coluna 1.

Os mesmos factos podem ser apreciados de um modo alternativo nas Figuras 3.45 e 3.46, para o conjunto das células e nas Figuras 3.47 e 3.48 para a célula de saída.

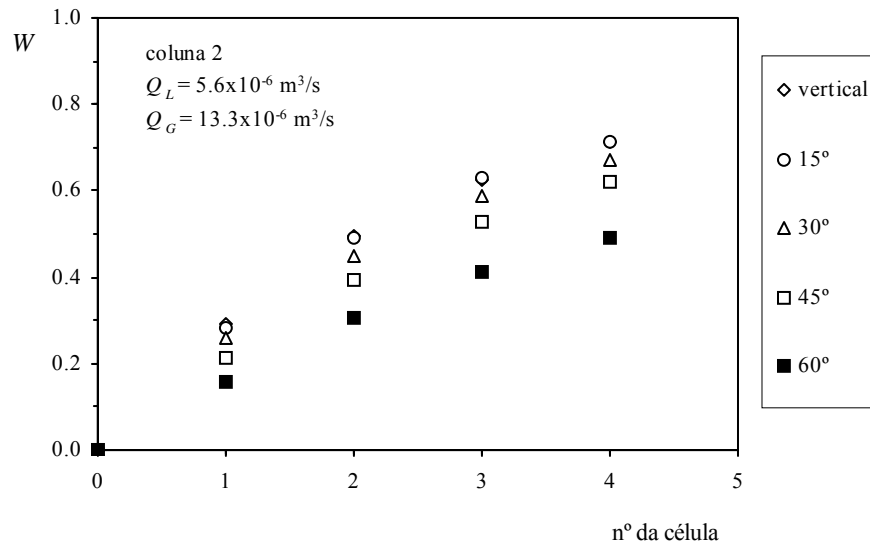


Figura 3.45- Perfis de concentração na coluna 2 para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

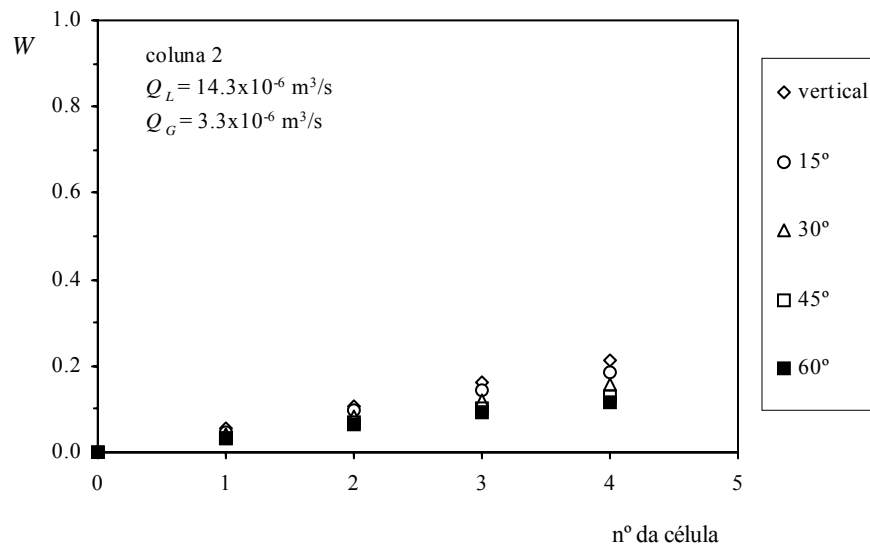


Figura 3.46- Perfis de concentração na coluna 2 para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

A concentração à saída da coluna (na célula 4), que representamos por W_4 , em função do caudal de gás de alimentação para um determinado caudal de líquido e para várias inclinações está representada nas Figuras 3.47 e 3.48, respectivamente, para os caudais de líquido de 5.6×10^{-6} e $14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

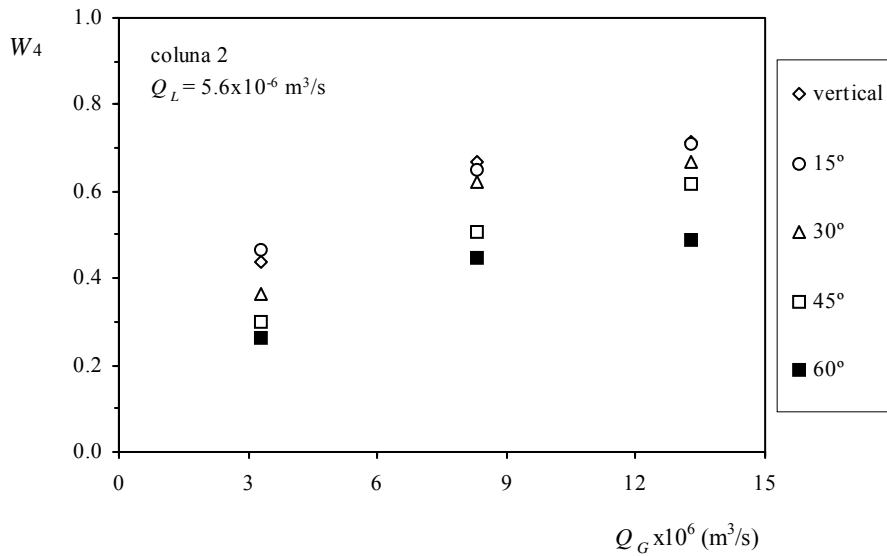


Figura 3.47- Variação de W_4 com Q_G para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ na coluna 2.

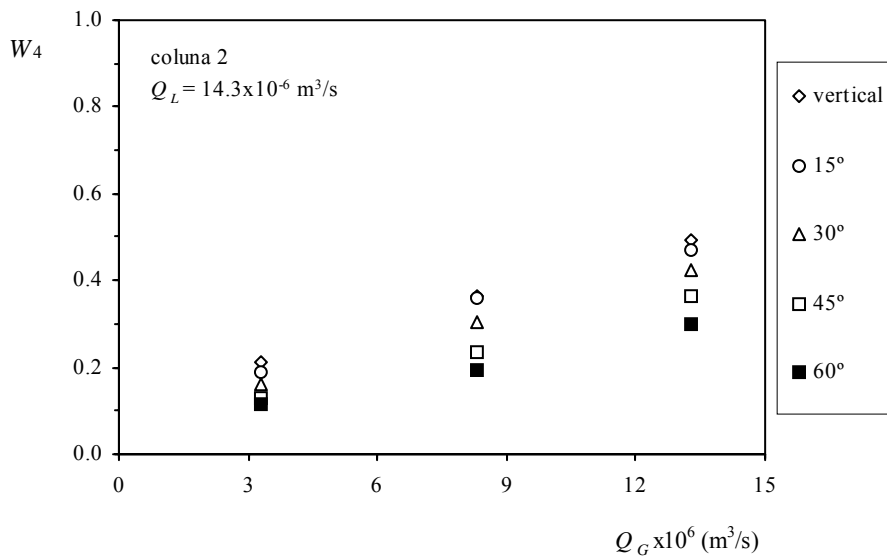


Figura 3.48- Variação de W_4 com Q_G para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ na coluna 2.

3.3.3- RESULTADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS NA COLUNA 3

A coluna 3 não tem anteparos. A totalidade dos resultados experimentais obtidos nesta coluna constam do Apêndice A2 (Secção A2.3).

Dos vários resultados experimentais, apresentam-se a seguir alguns relativos à retenção de gás e à concentração de oxigênio dissolvido na água.

3.3.3.1- Retenção de gás

Não havendo anteparos nesta coluna, não havia os dois tipos de retenção, apenas a relativa ao gás em circulação. Nas Figuras 3.49 e 3.50 estão representados os valores de E_{GC} em função de α .

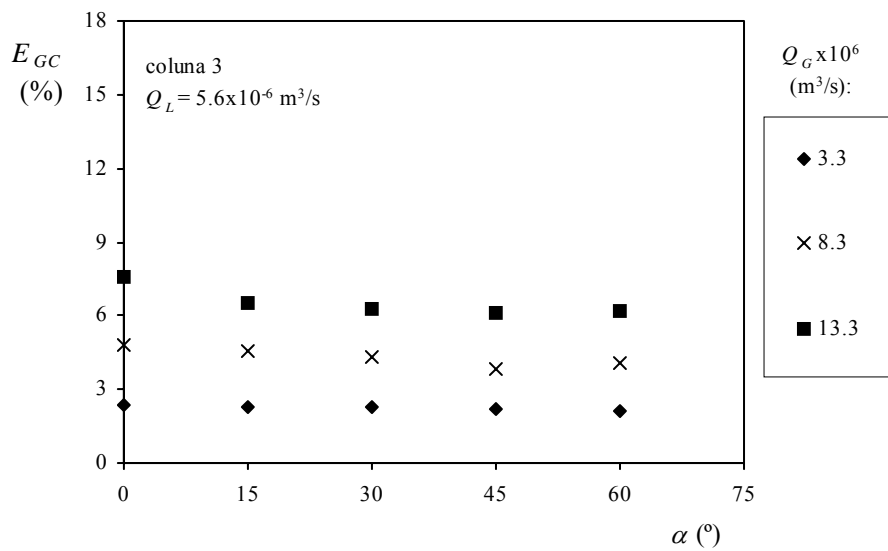


Figura 3.49- Variação de E_{GC} com α , para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ na coluna 3.

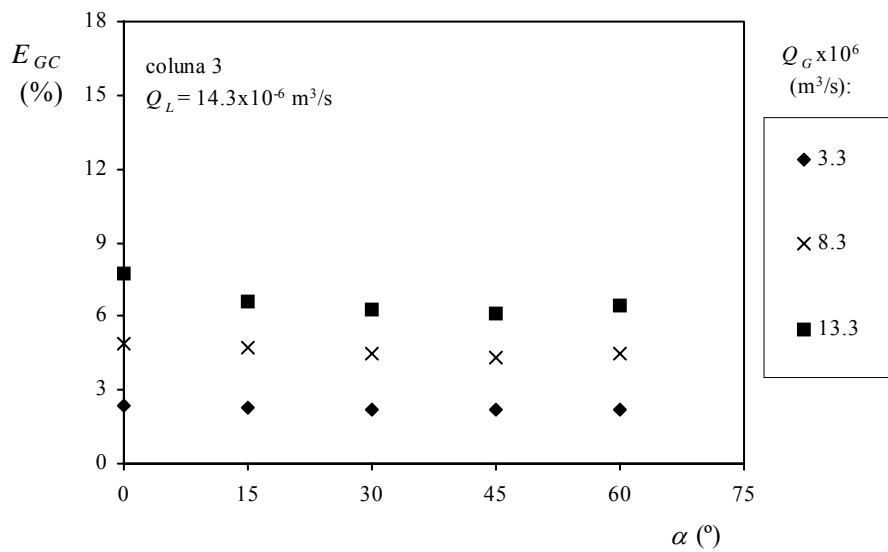


Figura 3.50- Variação de E_{GC} com α , para $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ na coluna 3.

As Figuras 3.49 e 3.50 mostram um comportamento semelhante ao da retenção circulante da coluna 2 (Figuras 3.42 e 3.43) para iguais condições de operação, embora com valores absolutos inferiores, como seria de esperar.

3.3.3.2- Concentração

Os resultados experimentais, para duas condições extremas estão representados nas Figuras 3.51 e 3.52, em função da distância em relação ao ponto à entrada.

No decorrer das experiências efectuadas na coluna 3 observou-se que, à excepção do caso de operação com o caudal de gás mais baixo e na vertical, o escoamento se fazia em regime *slug*. Neste regime, as bolhas são de grandes dimensões, disponibilizando áreas interfaciais por unidade de volume de coluna reduzidas, o que se traduz em baixas taxas de transferência de massa e concentrações do gás dissolvido no líquido.

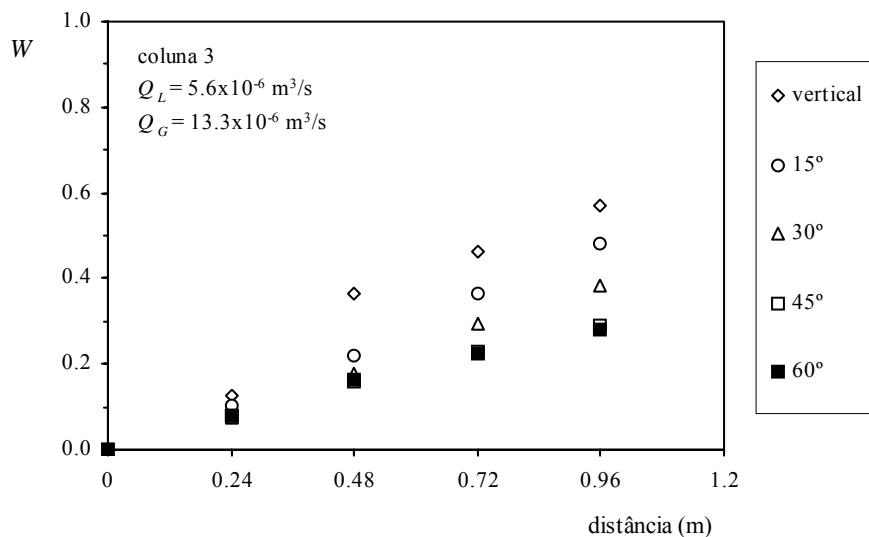


Figura 3.51- Perfis de concentração na coluna 3 para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

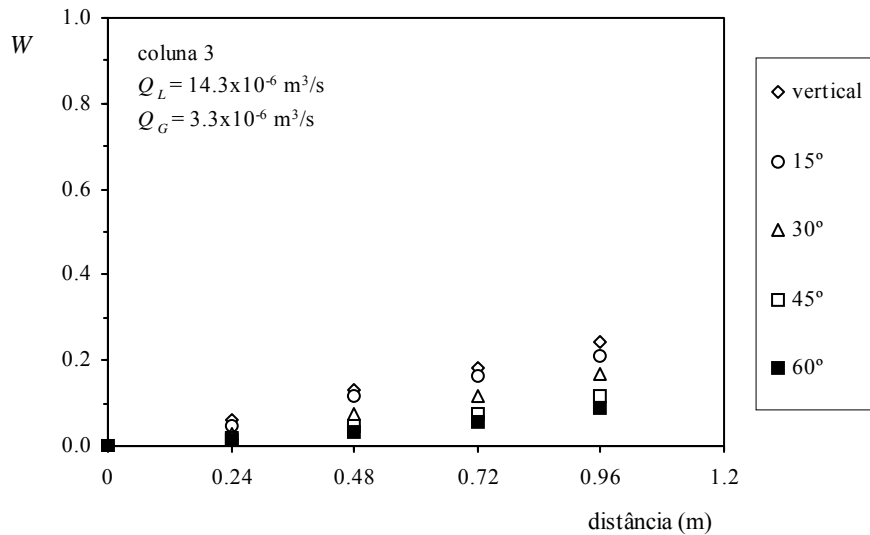


Figura 3.52- Perfis de concentração na coluna 3 para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

3.3.4- COMPARAÇÃO DE RESULTADOS DAS TRÊS COLUNAS

Nesta secção são comparados os valores de retenção de gás e os valores de concentração de oxigénio dissolvido na água obtidos nas colunas 1, 2 e 3.

3.3.4.1- Retenção

Na Figura 3.53 estão representados os valores de E_{GT} em função de α para as três colunas e na Figura 3.54 a correspondente variação de E_{GC} com α , para alguns dos ensaios efectuados.

3- Borbulhador de anteparos perfurados

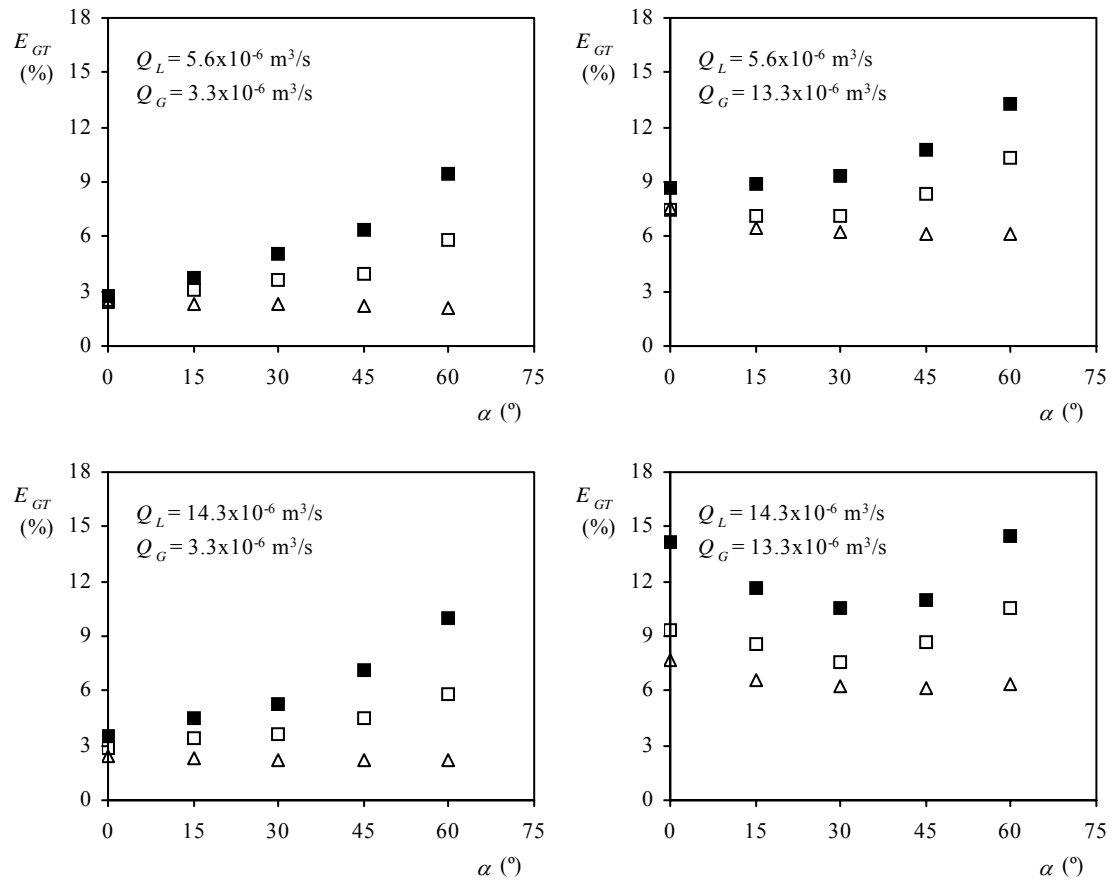


Figura 3.53- Variação de E_{GT} com α nas colunas 1, 2 e 3 (■ coluna 1; □ coluna 2; △ coluna 3).

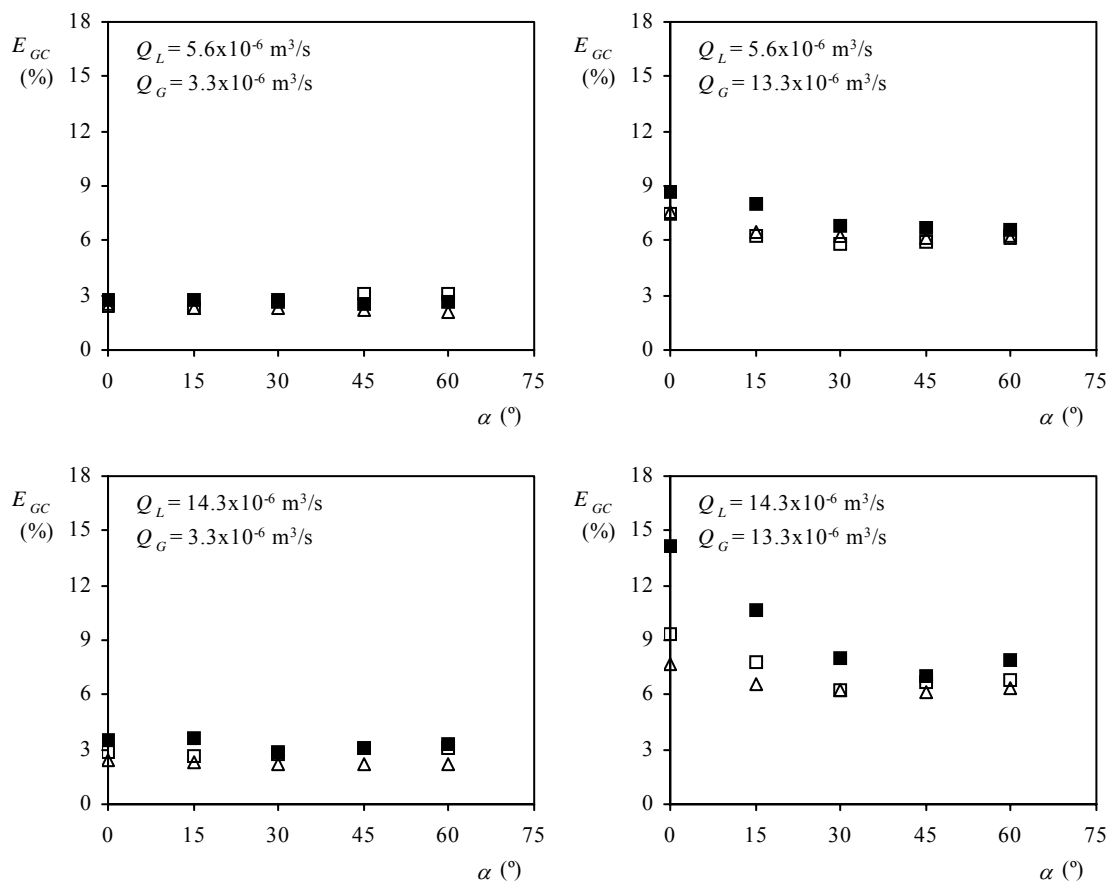


Figura 3.54- Variação de E_{GC} com α nas colunas 1, 2 e 3 (■ coluna 1; □ coluna 2; △ coluna 3).

Constata-se das Figuras 3.53 e 3.54 que, como seria de esperar, a retenção é maior na coluna 1 e menor na coluna 3, com os valores da coluna 1 significativamente maiores do que nas colunas 2 e 3, sendo a diferença mais acentuada para a retenção total. Para valores baixos de Q_G ($3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$), a diferença entre os valores de E_{GT} das três colunas aumenta nitidamente com a inclinação devido ao aumento da quantidade de gás retido nos anteparos.

Quando o caudal de gás é elevado ($13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$), a diferença entre os valores de E_{GT} para as colunas 1 e 2 não varia tanto com a inclinação, constatando-se um aumento da diferença para as colunas 1 e 3 (esta última não tem anteparos e portanto $E_{GT} = E_{GC}$).

Já para E_{GC} , a diferença entre os valores das três colunas praticamente não varia com a inclinação, para valores baixos de Q_G ($3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$). Para valores elevados deste

parâmetro, a diferença entre os valores de E_{GC} para a coluna 1 e as colunas 2 e 3 diminui com α , sendo esta diminuição mais pronunciada para Q_L elevado ($14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$).

3.3.4.2- Concentração

Na Figura 3.55, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e na Figura 3.56, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, estão representados os valores de W em função da distância percorrida desde o ponto à entrada, representada por x , nas três colunas (usa-se x em vez do número da célula, porque a coluna 3 não tem células). Constata-se dessas figuras que, para todas as condições de operação e para qualquer ponto da coluna, os valores mais elevados da concentração são obtidos na coluna 1. Pelo contrário, os valores mais baixos foram obtidos na coluna 3, como seria de esperar. Para igual distância relativamente à entrada, as diferenças entre os valores de W da coluna 1 e da coluna 2 são significativas, o mesmo sucedendo com as colunas 2 e 3. Estas diferenças acentuam-se para valores de Q_G mais elevados, como seria de esperar, podendo explicar-se com o facto de a transferência de massa do gás para o líquido aumentar com a retenção de gás (tendo esta os valores mais elevados na coluna 1 e os mais baixos na coluna 3) e com a presença de anteparos os quais promovem maior interacção entre os fluidos, com maior agitação e turbulência junto da interface gás-líquido.

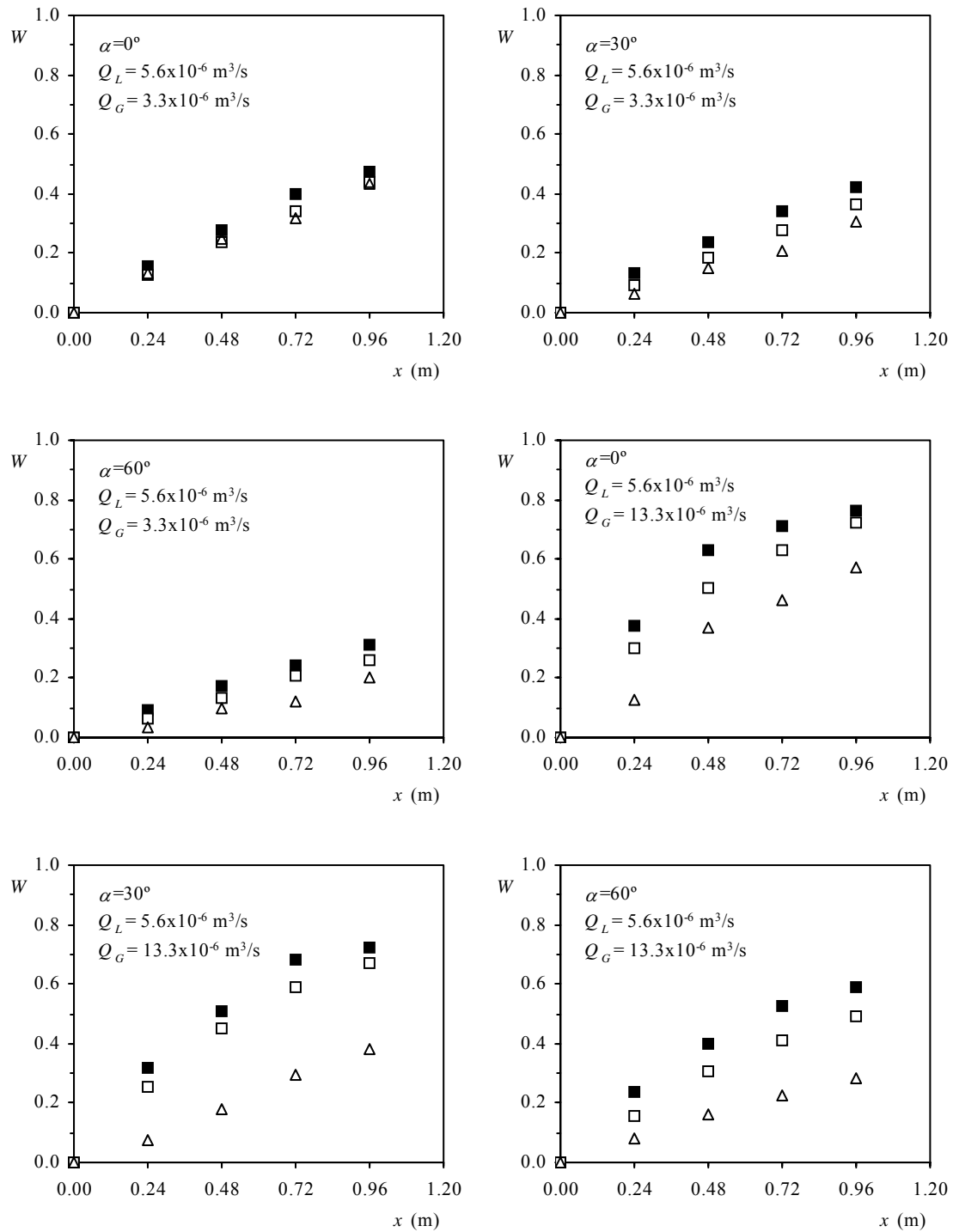


Figura 3.55- Perfis de concentração nas três colunas, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, com dois valores de Q_G (3.3×10^{-6} e $13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$) e três valores de α (0° , 30° e 60°), (■ coluna 1; □ coluna 2; Δ coluna 3).

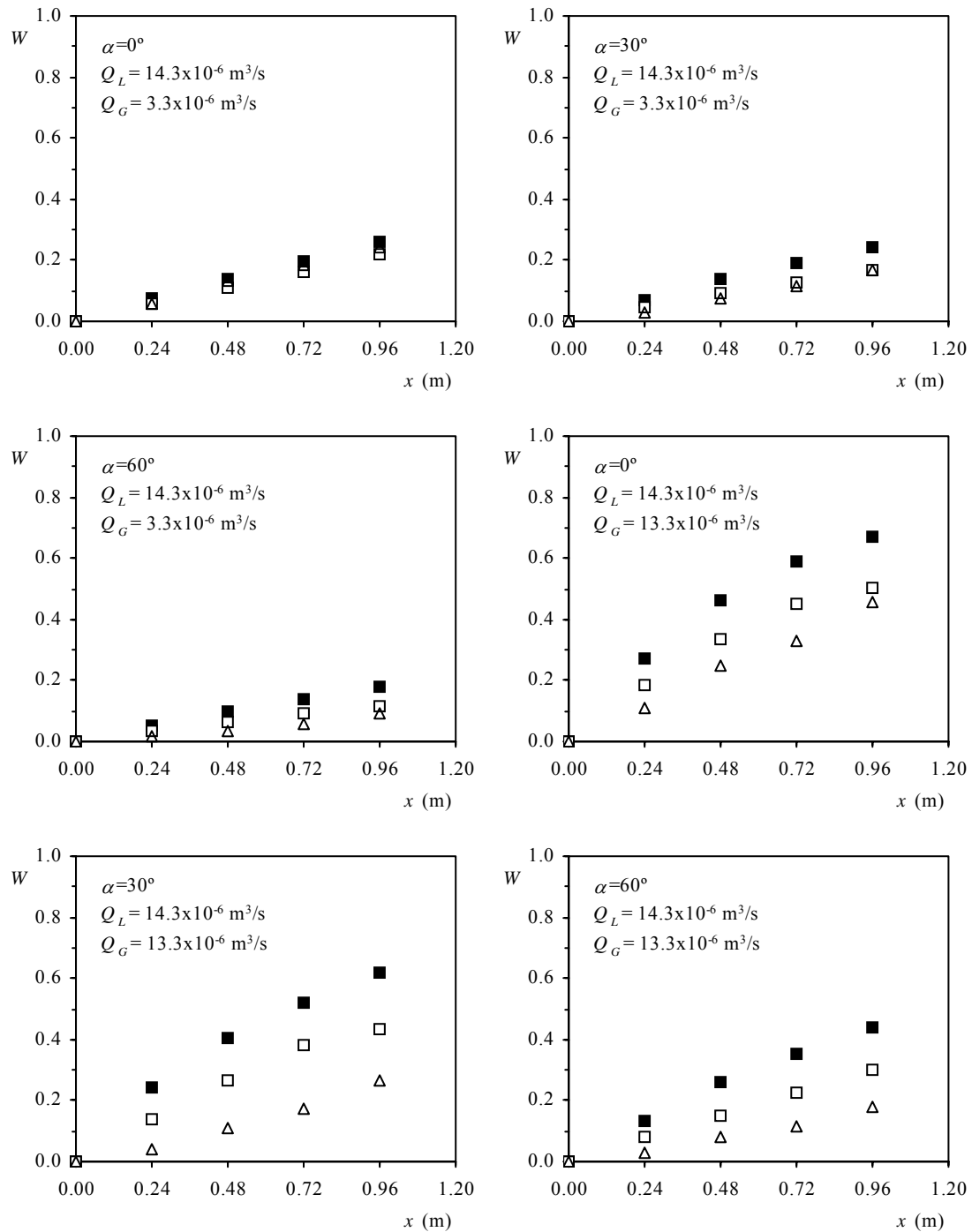


Figura 3.56- Perfis de concentração nas três colunas, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, com dois valores de Q_G (3.3×10^{-6} e $13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$) e três valores de α (0° , 30° e 60°), (■ coluna 1; □ coluna 2; Δ coluna 3).

Pode comparar-se o desempenho das três colunas considerando apenas a concentração à saída, que representamos por W_s , na forma adimensional. As Figuras 3.57 e 3.58 mostram W_s em função de α , podendo constatar-se que W_s diminui

sempre com α qualquer que seja a coluna e que a diferença entre os valores de W_s se acentua para Q_L baixo e Q_G alto.

Na Figura 3.57 constata-se que, mesmo para $\alpha = 0$, onde são menores as diferenças no escoamento dos fluidos, os valores mais elevados de W_s obtêm-se na coluna 1. A título de exemplo, refira-se que para $\alpha = 0$, o valor de W_s da coluna 1 é superior em 5% ao da coluna 2 e em 33% ao da coluna 3, sendo estas diferenças, respectivamente, de 8% e 89% para $\alpha = 30^\circ$ e de 20% e 108% para $\alpha = 60^\circ$.

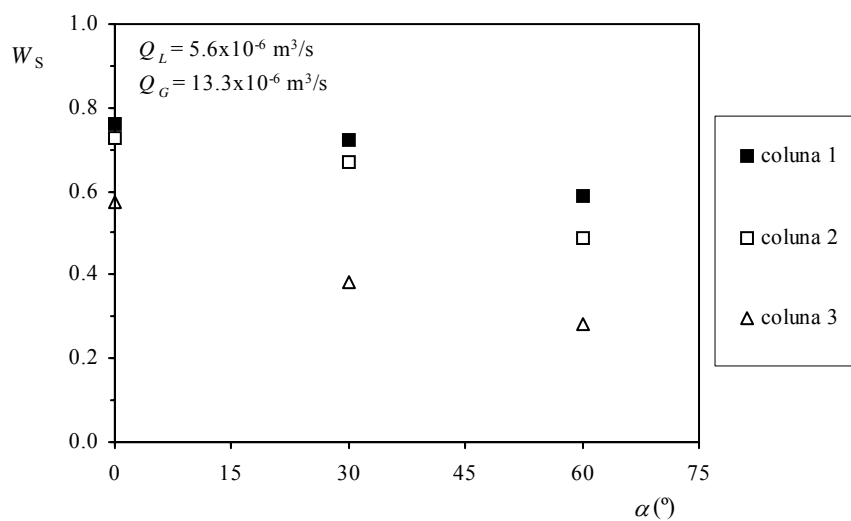


Figura 3.57- Variação de W_s com α nas três colunas, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

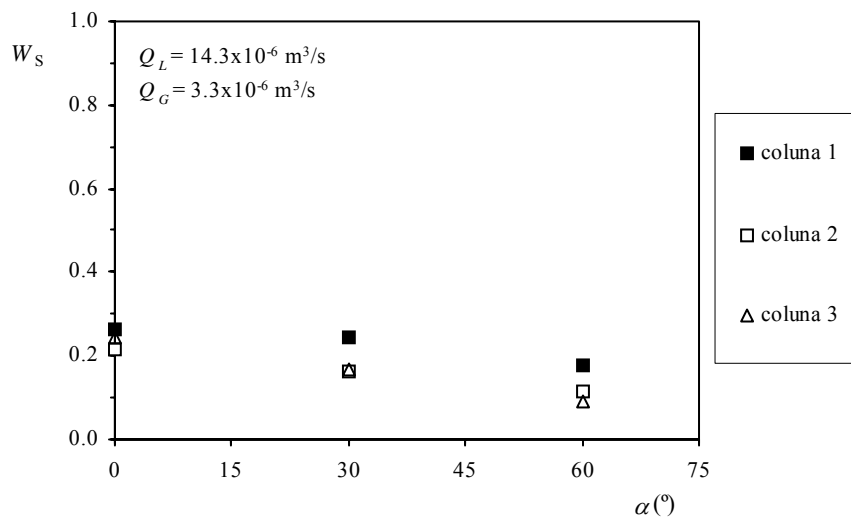


Figura 3.58- Variação de W_s com α nas três colunas, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

3.4-MODELO TEÓRICO

3.4.1-INTRODUÇÃO

O sistema gás-líquido opera em contra-corrente e a observação mostra que a fase líquida é contínua e o gás constitui a fase dispersa. O padrão de escoamento repete-se aproximadamente em todas as células que podem ser consideradas bem agitadas, do ponto de vista do líquido.

A coluna foi por isso modelada como uma série de tanques perfeitamente agitados, no que toca ao líquido, sendo cada célula aproximada a um tanque, conforme esquematizado na Figura 3.59.

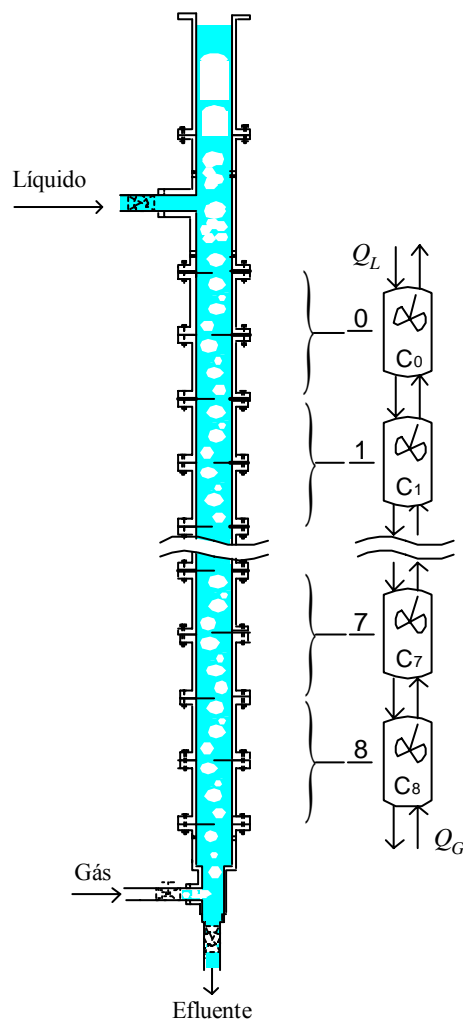


Figura 3.59- Modelo para a transferência de massa na coluna com anteparos: exemplo da coluna 1 que com 18 compartimentos e 9 células é modelada como uma série de 9 “tanques perfeitamente agitados”.

O gás é considerado como tendo composição constante ao longo de todas as células, admitindo-se que o coeficiente de transferência de massa e a área interfacial são os mesmos para todas as células.

Não sendo fácil separar o coeficiente de transferência de massa, K_L , da área de transferência, A , optou-se por usar um coeficiente global que é o produto do coeficiente de transferência de massa pela área de transferência, $\beta = K_L A$, médio para cada célula.

Considere-se uma célula que é percorrida pelo caudal Q_L , sendo a concentração de oxigénio dissolvido à entrada C_0 e à saída C (igual ao interior da célula). Vamos efectuar um balanço mássico ao soluto na fase líquida. O caudal mássico, m , de soluto transferido em cada instante, da fase gasosa para a fase líquida na célula é dado por:

$$m = Q_L (C - C_0) \quad (3.10)$$

Por outro lado, a transferência de soluto pode também ser obtida pela lei da convecção:

$$m = K_L A (C^* - C) \quad (3.11)$$

O balanço ao oxigénio na fase líquida, com $\beta = K_L A$ dá

$$Q_L (C - C_0) = \beta (C^* - C) \quad (3.12)$$

e esta equação pode ser resolvida em ordem a C , obtendo-se

$$C = \frac{C_0 + b C^*}{1 + b} \quad (3.13)$$

em que $b = \frac{\beta}{Q_L}$ é o coeficiente de transferência adimensional. Quanto maior for o valor de b , mais a concentração de saída se aproxima do equilíbrio.

Para uma célula n , com concentração C_{n-1} à entrada e à saída C_n , vem:

$$C_n = \frac{C_{n-1} + b C_n^*}{1+b} \quad (3.14)$$

Vamos agora considerar alguns modelos para a coluna como um todo.

3.4.2- MODELO 1

Neste modelo considera-se

- 1) A pressão é constante em toda a coluna, o que implica que C^* é também constante.
- 2) O caudal volumétrico de gás, Q_G , é constante.
- 3) O coeficiente $\beta = K_L A$, tem o mesmo valor para todas as células.

Tem-se então

$$C_1 = \frac{C_0 + b C_0^*}{1+b} \quad (3.15)$$

$$C_2 = \frac{C_1 + b C_0^*}{1+b} = \frac{C_0 + b C_0^*}{(1+b)^2} + \frac{b C_0^*}{(1+b)} = \frac{C_0}{(1+b)^2} + \frac{b C_0^*}{(1+b)^2} + \frac{b C_0^*}{(1+b)} \quad (3.16)$$

$$C_N = \frac{C_0}{(1+b)^N} + \frac{b C_0^*}{(1+b)^N} + \frac{b C_0^*}{(1+b)^{N-1}} + \dots + \frac{b C_0^*}{(1+b)} \quad (3.17)$$

ou

$$C_N = \frac{C_0}{(1+b)^N} + b C_0^* \sum_{i=1}^N \left(\frac{1}{1+b} \right)^i \quad (3.18)$$

e recorrendo à lei de Henry

$$C_N = \frac{C_0}{(1+b)^N} + b \frac{P_0}{H} \sum_{i=1}^N \left(\frac{1}{1+b} \right)^i \quad (3.19)$$

3.4.2.1-Obtenção do coeficiente global de transferência de massa

Na equação (3.19), b é um parâmetro de ajuste. O seu cálculo para as 9 células da coluna 1 (ver Figura 3.59), conhecidos os valores experimentais das concentrações à entrada (C_0) e à saída (C_8), permitiria determinar o valor de β para as células da coluna, em cada condição de operação (Q_L , Q_G e α), pois $\beta = bQ_L$. Contudo, uma vez que se dispunha de uma série de pontos de medida que permitiam conhecer o valor da concentração em várias células, optou-se por otimizar o parâmetro b (e portanto β) tendo-se utilizado para tal a subrotina de Levenberg-Marquardt. A título de exemplo, na Figura 3.60 mostra-se o critério de optimização para a $\alpha = 0^\circ$, com $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G = 8.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$. Estão representados os pontos experimentais e as curvas teóricas para alguns valores de b . Constata-se que para $b=0.1$ todos os pontos estão acima da linha teórica e para $b=0.2$ estão todos abaixo. À medida que aumenta o valor de b em relação a 0.1 e diminui em relação a 0.2, as curvas teóricas situam-se mais próximo dos pontos experimentais. A curva correspondente a $b=0.163$ é aquela que melhor aproxima os pontos experimentais.

Os valores (otimizados) de β , para todos os ensaios efectuados na coluna 1, constam da Tabela 3.2 e representam-se nas Figuras 3.65 a 3.70.

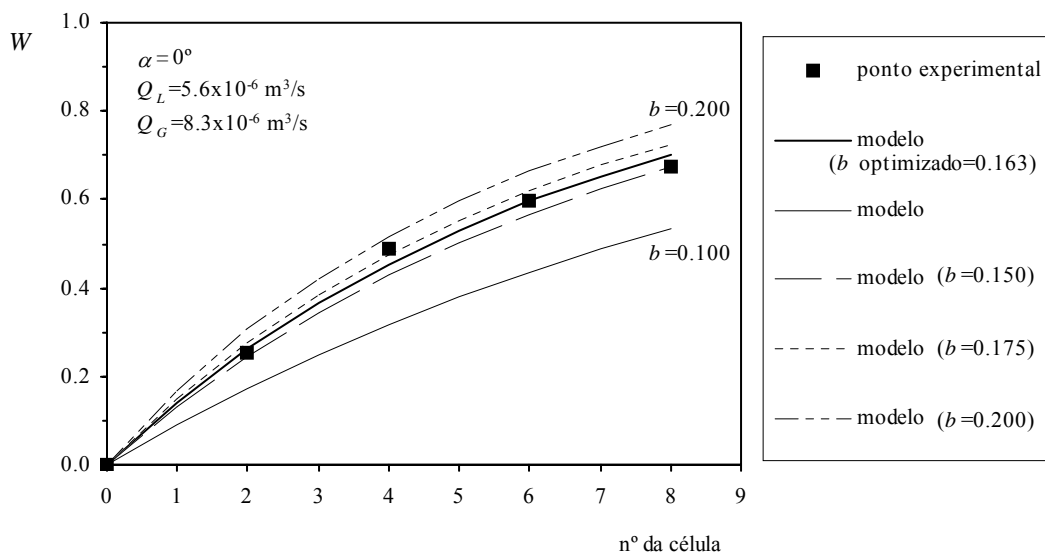


Figura 3.60- Critério de optimização do parâmetro b , para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G = 8.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 0^\circ$.

Tabela 3.2- Valores do coeficiente global de transferência de massa, $\beta = K_L A$, obtidos a partir do modelo1, para a coluna 1 e para todos os ensaios efectuados.

α (°)	$Q_L \times 10^6$ (m ³ /s)	$\beta \times 10^6$ (m ³ /s)						
		$Q_G \times 10^6$ (m ³ /s)						
		3.3	5.0	6.7	8.3	10.0	11.7	13.3
0 (vertical)	5.6	0.475	0.663	0.796	0.913	1.137	1.208	1.357
	8.5	0.509	0.733	0.975	1.171	1.466	1.614	1.919
	11.4	0.526	0.733	0.991	1.266	1.612	1.824	2.080
	14.3	0.547	0.783	1.080	1.428	1.680	1.940	2.283
15	5.6	0.481	0.685	0.805	0.895	1.045	1.100	1.187
	8.5	0.469	0.710	0.923	1.108	1.336	1.428	1.581
	11.4	0.531	0.753	0.956	1.253	1.488	1.696	1.947
	14.3	0.555	0.804	1.082	1.399	1.598	1.898	2.079
30	5.6	0.398	0.634	0.726	0.852	0.981	1.043	1.082
	8.5	0.444	0.587	0.819	0.985	1.173	1.275	1.393
	11.4	0.502	0.724	0.895	1.054	1.300	1.533	1.728
	14.3	0.516	0.692	0.934	1.183	1.459	1.636	1.899
45	5.6	0.331	0.462	0.602	0.702	0.724	0.825	0.875
	8.5	0.370	0.512	0.660	0.775	0.972	1.145	1.262
	11.4	0.383	0.549	0.710	0.897	1.055	1.212	1.345
	14.3	0.433	0.567	0.745	0.955	1.163	1.262	1.484
60	5.6	0.269	0.383	0.447	0.518	0.594	0.642	0.723
	8.5	0.291	0.431	0.519	0.688	0.798	0.850	0.900
	11.4	0.352	0.501	0.629	0.753	0.850	0.927	1.022
	14.3	0.359	0.499	0.623	0.756	0.926	0.940	1.080

Antes de se proceder à análise da variação de β com as variáveis de operação importa testar o modelo com os valores experimentais da concentração, o que se mostra nas Figuras 3.61 a 3.66.

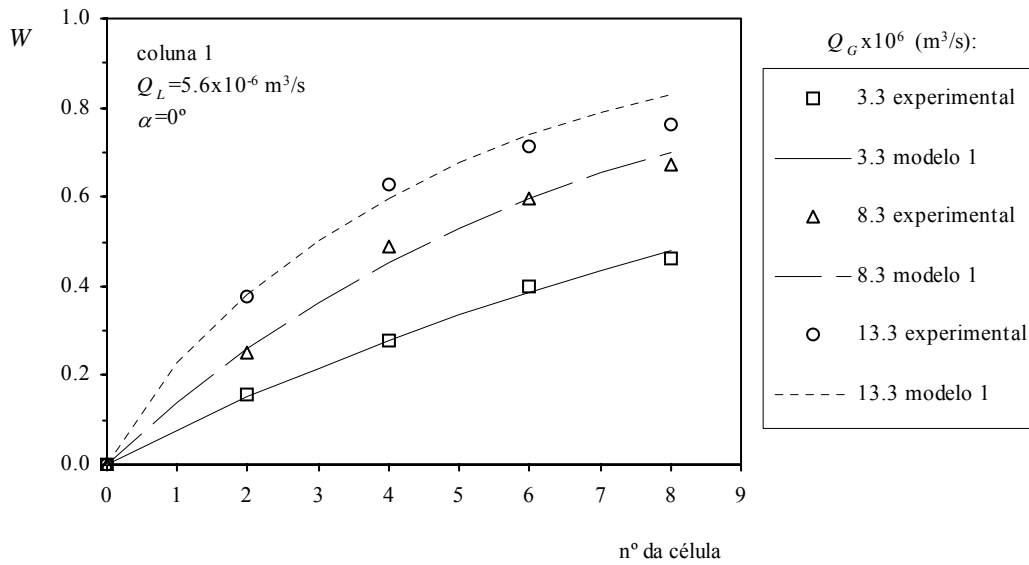


Figura 3.61- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 0^\circ$.

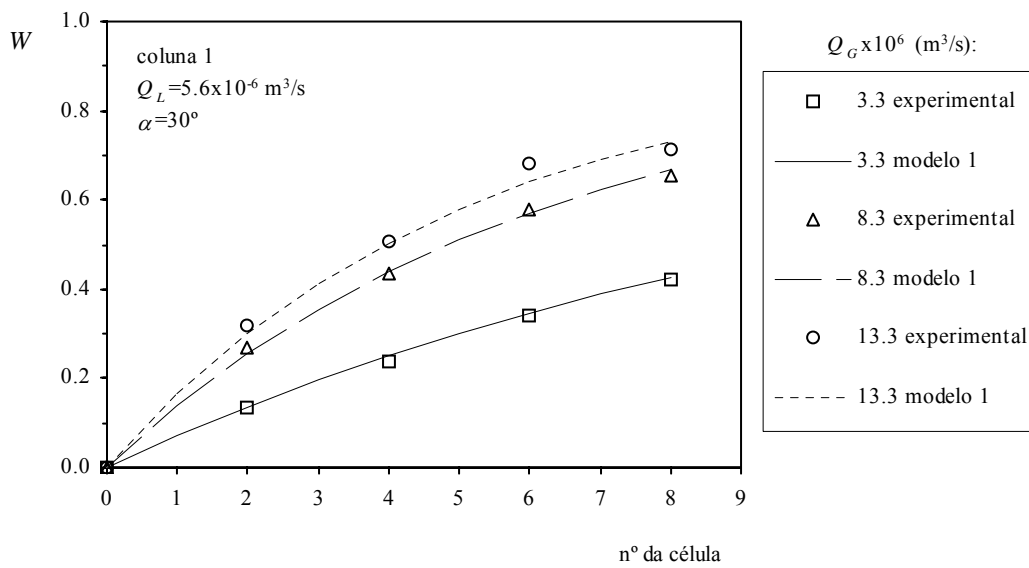


Figura 3.62- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 30^\circ$.

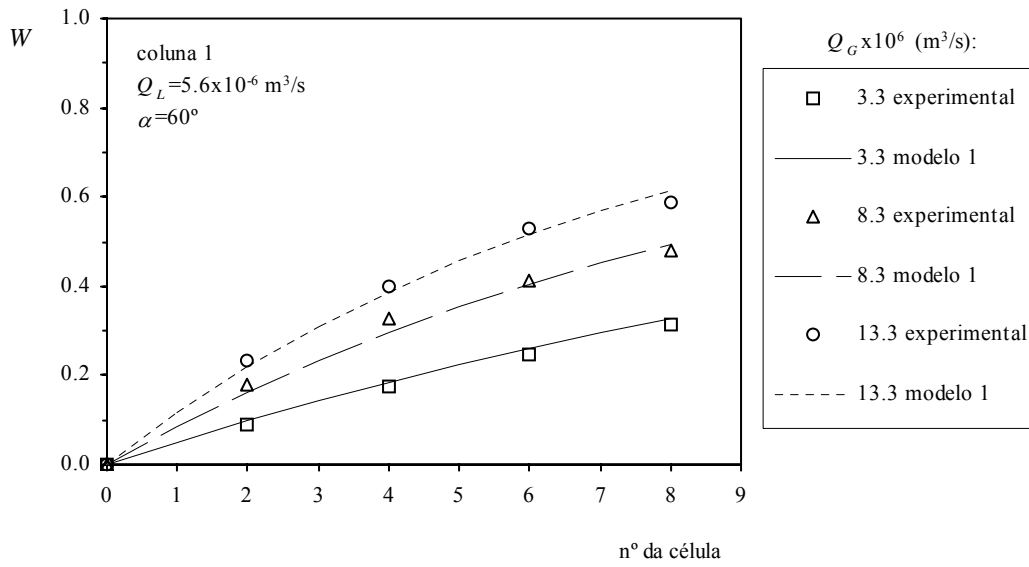


Figura 3.63- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 60^\circ$.

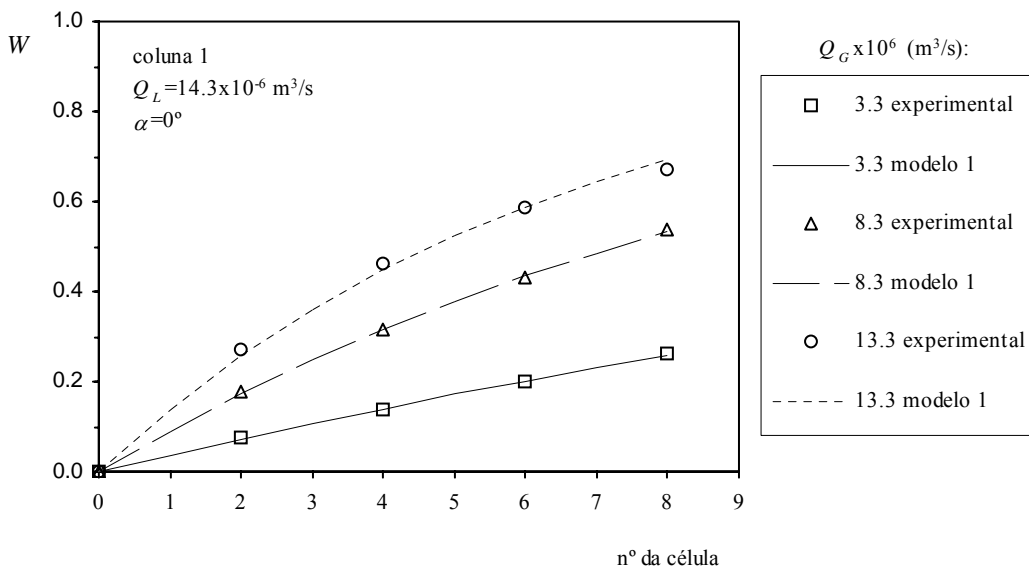


Figura 3.64- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 0^\circ$.

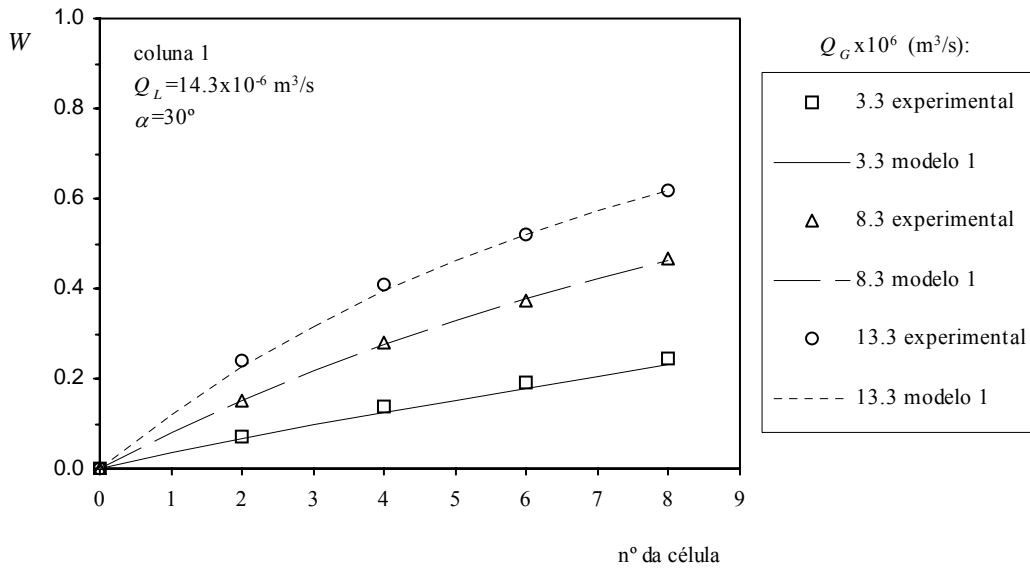


Figura 3.65- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 30^\circ$.

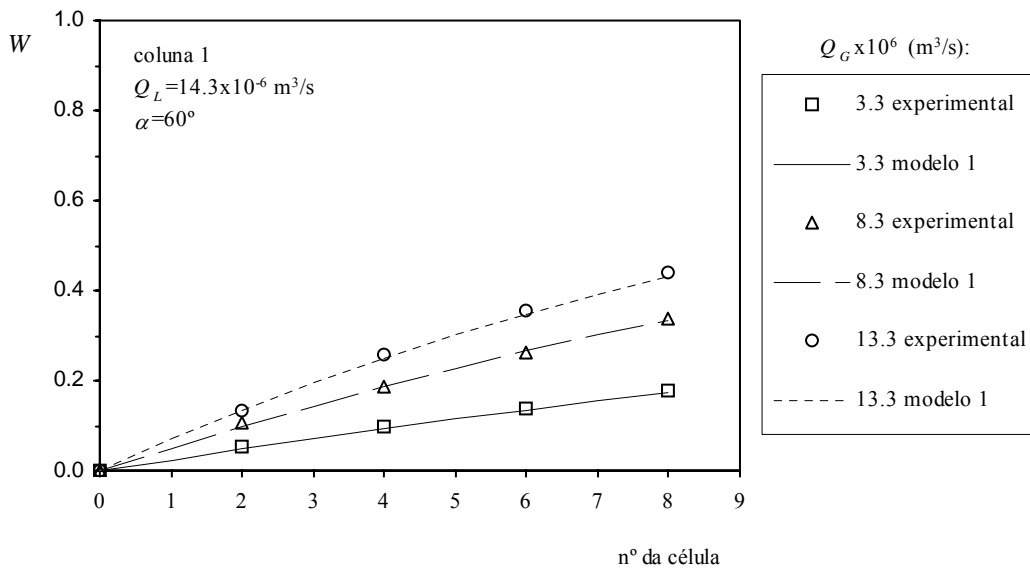


Figura 3.66- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 60^\circ$.

Das Figuras 3.61 a 3.66 constata-se que para todas as situações há uma boa concordância entre os valores experimentais e o modelo 1.

Nas Figuras 3.67 e 3.68, β está representado em função de Q_G para vários valores de α e valores extremos de Q_L ensaiados.

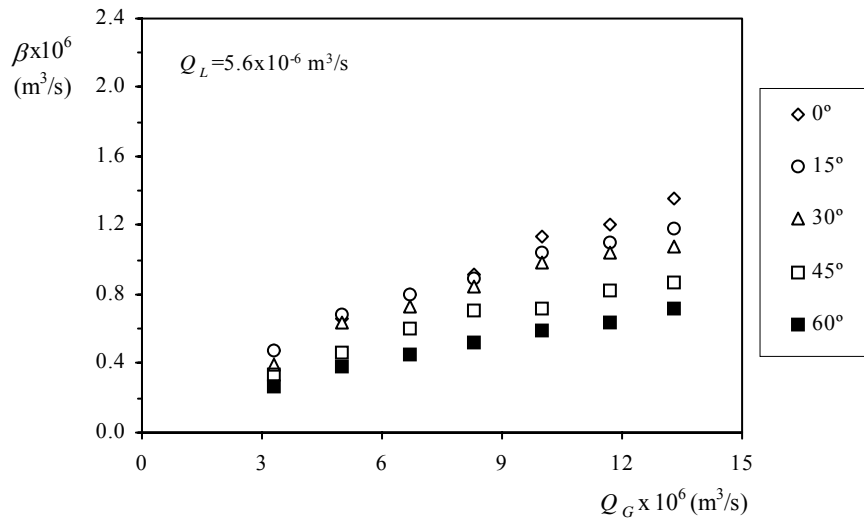


Figura 3.67- Variação de β com Q_G , para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

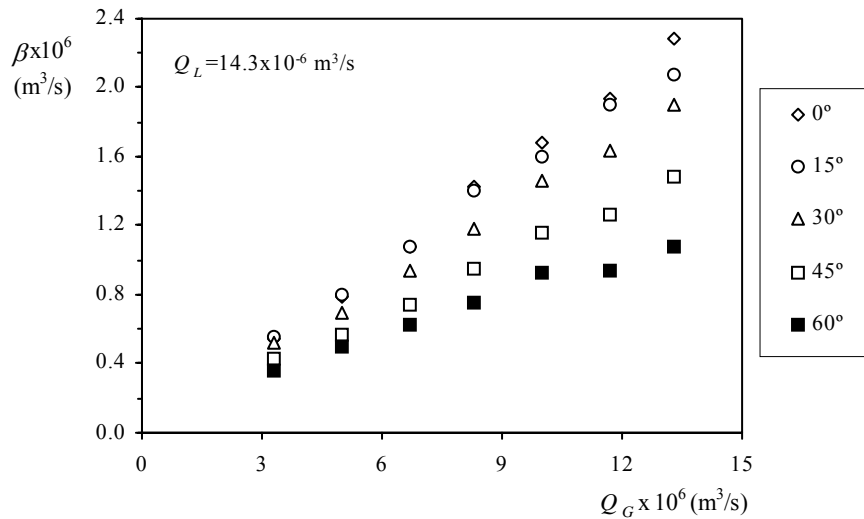


Figura 3.68- Variação de β com Q_G , para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

As Figuras 3.67 e 3.68 mostram que β aumenta sempre com o caudal de gás, qualquer que seja o caudal de líquido e a inclinação da coluna.

O efeito de Q_L é evidenciado nas Figuras 3.69 e 3.70, onde β está representado em função de α , para vários valores de Q_L .

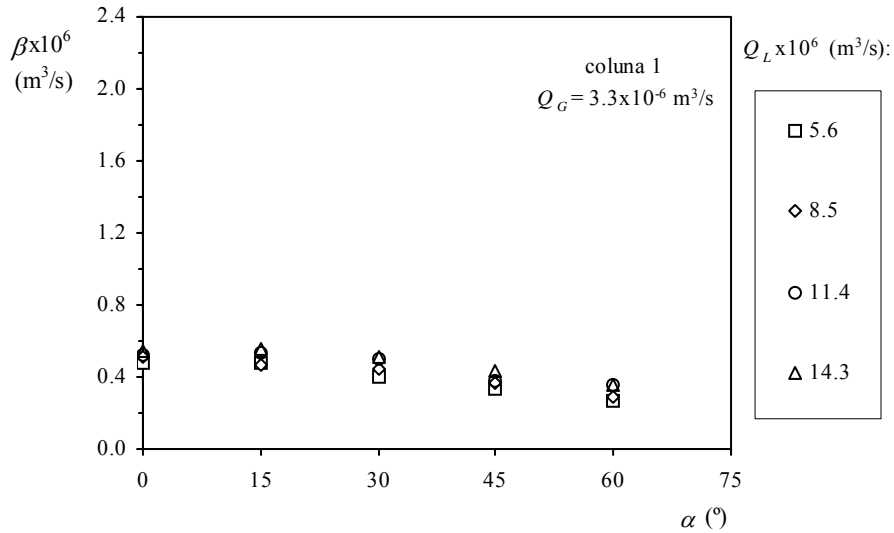


Figura 3.69- Variação de β com α , para $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e vários valores de Q_L .

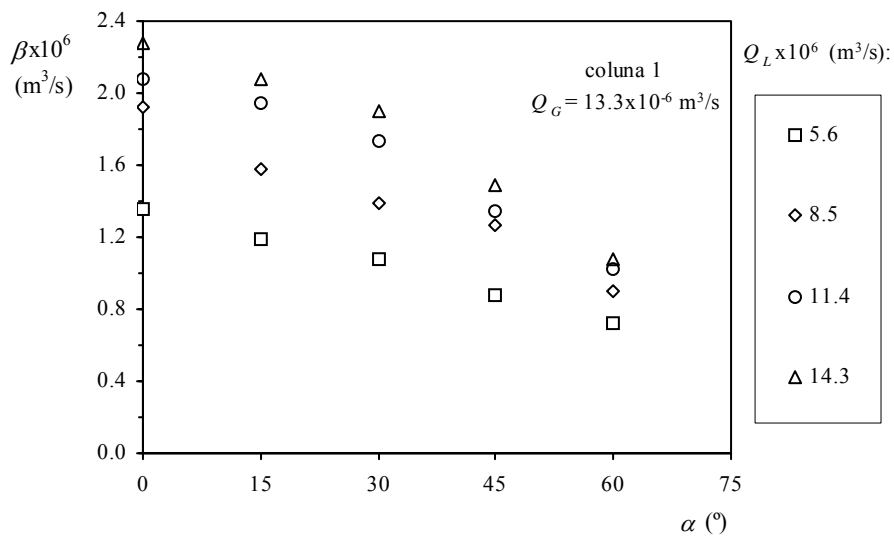


Figura 3.70- Variação de β com α , para $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e vários valores de Q_L .

Estas figuras mostram que para valores fixos de Q_G e α , β aumenta com Q_L em virtude de, por um lado, aumentar a velocidade junto da interface gás-líquido, o que faz

aumentar K_L , e por outro, aumentar a retenção e consequentemente a área A , tendência que se acentua quando há mais gás na coluna.

O efeito da inclinação em β é melhor evidenciado nas Figuras 3.71 e 3.72. Constata-se que β diminui sempre com α , qualquer que seja o valor de Q_L e Q_G .

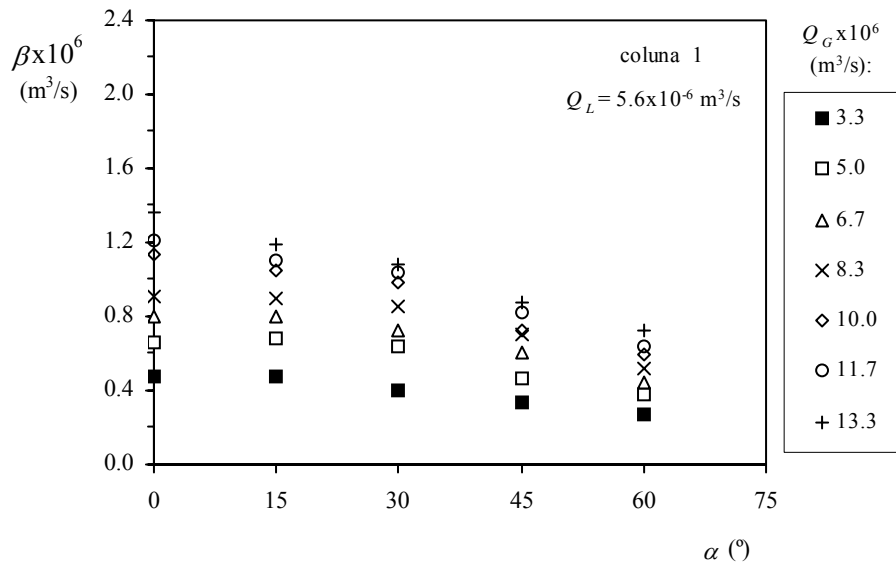


Figura 3.71- Variação de β com α , para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

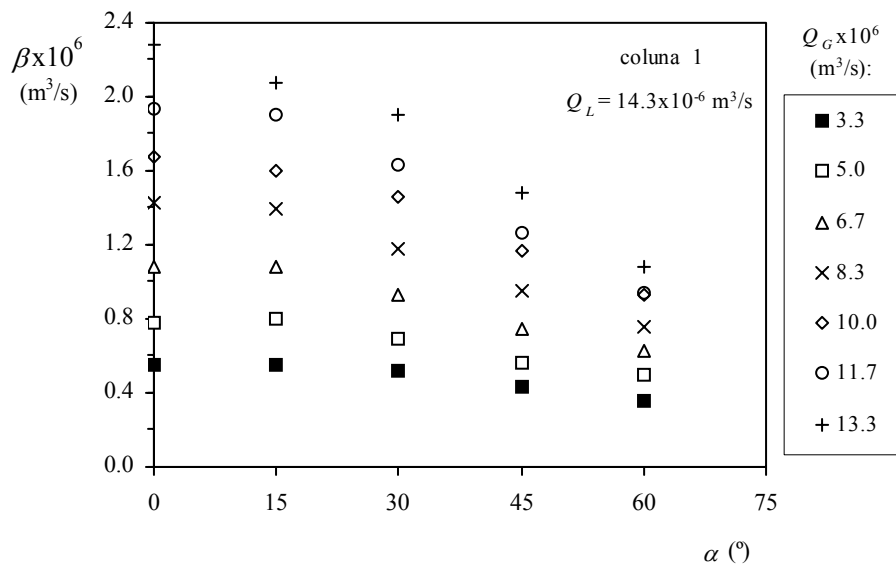


Figura 3.72- Variação de β com α , para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Para tentar quantificar a influência sobre β de cada uma das variáveis, Q_G , Q_L e α , os valores de β (apresentados na Tabela 3.2) foram correlacionados com os dessas variáveis. Atendendo à forma das expressões com que o coeficiente de transferência de massa é normalmente correlacionado com as variáveis e ao facto de neste trabalho uma das variáveis ser a inclinação da coluna, ajustou-se a seguinte função aos dados

$$\beta = c_0 Q_G^{c_1} Q_L^{c_2} \left[\sin\left(\frac{\pi}{2} - \alpha\right) \right]^{c_3} \quad (3.20)$$

em que c_0 , c_1 , c_2 e c_3 são constantes a determinar.

Obteve-se a seguinte expressão, válida para as condições experimentais ensaiadas ($5.6 \times 10^{-6} \leq Q_L \leq 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $3.3 \times 10^{-6} \leq Q_G \leq 13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $0 \leq \alpha \leq \pi/3 \text{ rad}$), sendo o ajuste efectuado por regressão múltipla pelo método dos mínimos quadrados, através da aplicação informática STATGRAPHICS

$$\beta = 1.939 \times (Q_G)^{0.852} (Q_L)^{0.377} \left[\sin\left(\frac{\pi}{2} - \alpha\right) \right]^{0.845} \quad (\text{m}^3/\text{s}) \quad (3.21)$$

Um teste à precisão da correlação é apresentado na Figura 3.73, onde os valores de β obtidos com a equação (3.21) são representados por β_{corr} e os obtidos por optimização, apresentados na Tabela 3.2, por β_{exp} .

A equação (3.21), embora de aplicabilidade restrita às condições experimentais, permite verificar que o produto do coeficiente de transferência de massa pela área de transferência, $\beta = K_L A$, é mais influenciado pelo caudal de gás que pelo de líquido, sendo a influência da inclinação também significativa. Permite também concluir facilmente que β aumenta com Q_G e com Q_L e diminui com α , confirmando as tendências anteriormente analisadas.

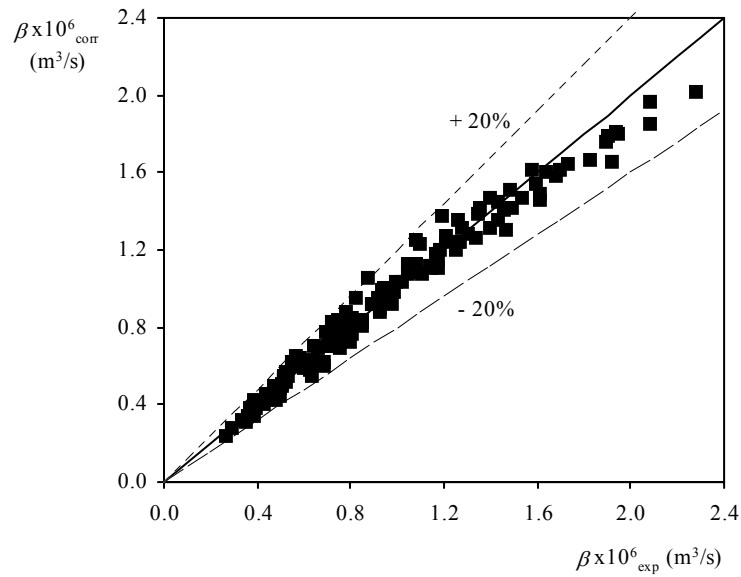


Figura 3.73- Comparação entre os valores dos coeficientes β obtidos através da correlação e os experimentais, para a coluna 1.

Outra análise que importa efectuar, é a de saber como é que o coeficiente β varia com a retenção de gás circulante, E_{GC} , que será aquela que mais directamente estará relacionada com a transferência de massa. Esta variação está representada nas Figuras 3.74 e 3.75, constatando-se que há uma relação de quase proporcionalidade entre aqueles dois parâmetros.

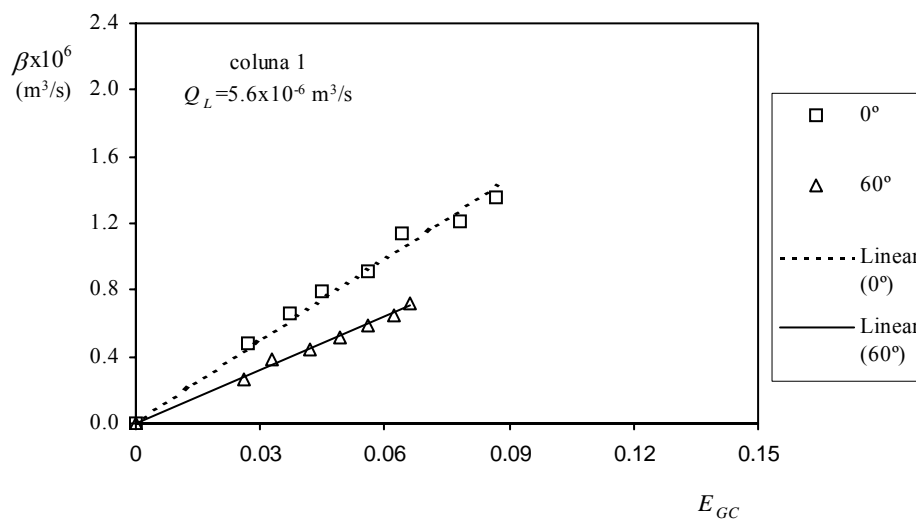


Figura 3.74- Relação entre β e E_{GC} , para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

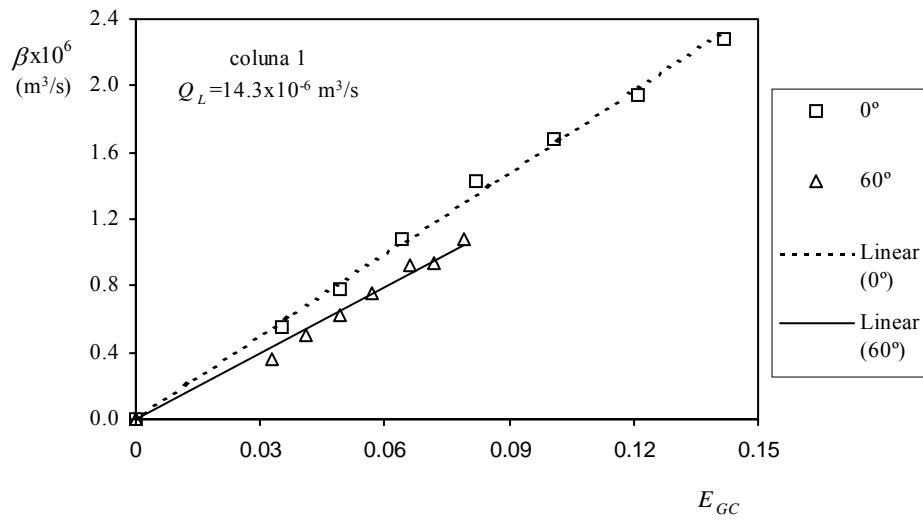


Figura 3.75- Relação entre β e E_{GC} , para $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

3.4.2.2- Coeficiente β -coluna 2

Para a coluna 2 os valores experimentais conduzem aos valores de β apresentados na Tabela 3.3 e representados nas Figuras 3.77 e 3.78.

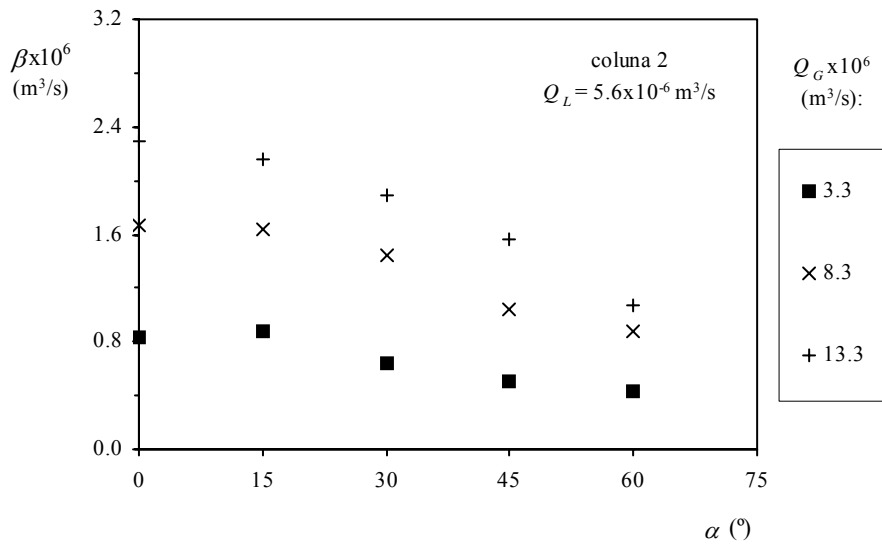


Figura 3.76- Variação de β com α na coluna 2, para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

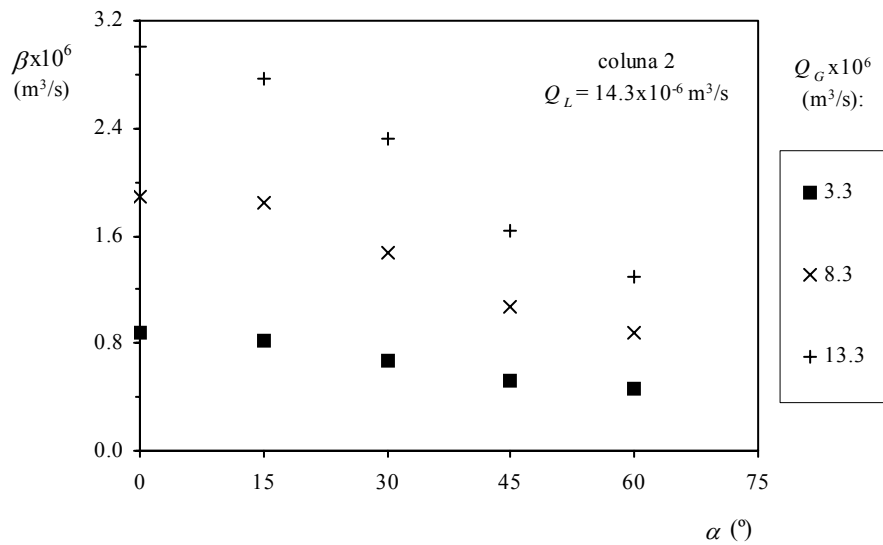


Figura 3.77- Variação de β com α na coluna 2, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Continua a observar-se que β aumenta com os caudais de gás e de líquido e diminui com a inclinação da coluna.

Na Tabela 3.3 constam também os valores da razão β_2/β_1 entre o parâmetro de transferência de massa para as células da coluna 2 e coluna 1, respectivamente. Como na coluna 2 o espaçamento entre anteparos é duplo da coluna 1, se β_2/β_1 tiver valor próximo de dois, pode presumir-se que a transferência de massa se dá predominantemente durante a subida do gás, entre anteparos. Se o valor de β_2/β_1 for próximo de um, é razoável concluir que a transferência de massa ocorra predominantemente na passagem pelos anteparos.

Tabela 3.3 - Coeficientes de transferência de massa para as colunas 1 e 2 obtidos com o modelo1.

Coeficiente de transferência, $\beta \times 10^6$ (m^3/s) para as colunas 1 e 2															
	$Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$					$Q_G=8.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$					$Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$				
inclinação da coluna	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
	$Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$														
Coluna 1	0.475	0.481	0.398	0.331	0.269	0.913	0.895	0.852	0.702	0.518	1.357	1.187	1.082	0.875	0.723
Coluna 2	0.840	0.881	0.645	0.500	0.439	1.672	1.635	1.441	1.043	0.877	2.298	2.164	1.889	1.566	1.065
β_2/β_1	1.8	1.8	1.6	1.5	1.6	1.8	1.8	1.7	1.5	1.7	1.7	1.8	1.7	1.8	1.5
	$Q_L=11.4 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$														
Coluna 1	0.526	0.531	0.502	0.383	0.352	1.266	1.253	1.054	0.897	0.753	2.080	1.947	1.728	1.345	1.022
Coluna 2	0.857	0.842	0.656	0.508	0.448	1.869	1.775	1.450	1.055	0.872	2.819	2.693	2.273	1.620	1.137
β_2/β_1	1.6	1.6	1.3	1.3	1.3	1.5	1.4	1.4	1.2	1.2	1.4	1.4	1.3	1.2	1.1
	$Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$														
Coluna 1	0.547	0.555	0.516	0.433	0.359	1.428	1.399	1.183	0.955	0.756	2.283	2.079	1.899	1.484	1.080
Coluna 2	0.882	0.816	0.668	0.516	0.460	1.896	1.852	1.475	1.078	0.878	3.007	2.774	2.319	1.632	1.289
β_2/β_1	1.6	1.5	1.3	1.2	1.3	1.3	1.3	1.2	1.1	1.2	1.3	1.3	1.2	1.1	1.2

Os valores da Tabela 3.3, permitem concluir que a transferência de massa se dá predominantemente junto dos anteparos ($\beta_2 / \beta_1 \rightarrow 1$) quando os caudais de líquido e de gás e o ângulo de inclinação aumentam e inversamente, a transferência de massa durante a subida do gás entre anteparos é dominante ($\beta_2 / \beta_1 \rightarrow 2$) quando os caudais de líquido e de gás e o ângulo de inclinação diminuem.

Isto faz sentido já que para Q_G , Q_L e α menores, a coluna opera quase cheia de líquido, com o gás a passar sob a forma de pequenas bolhas. Já para retenções de gás

elevadas, a interacção entre fases situar-se-á dominantemente na passagem através dos anteparos.

i) Teste do modelo 1 na coluna 2

Um teste à fiabilidade dos valores de β obtidos para a coluna 2, é apresentado nas Figuras 3.78 a 3.83, onde se confrontam os resultados experimentais da concentração com o modelo 1. Estas figuras mostram que, tal como aconteceu com a coluna 1, há uma boa concordância entre os valores experimentais e o modelo em todas as condições de operação.

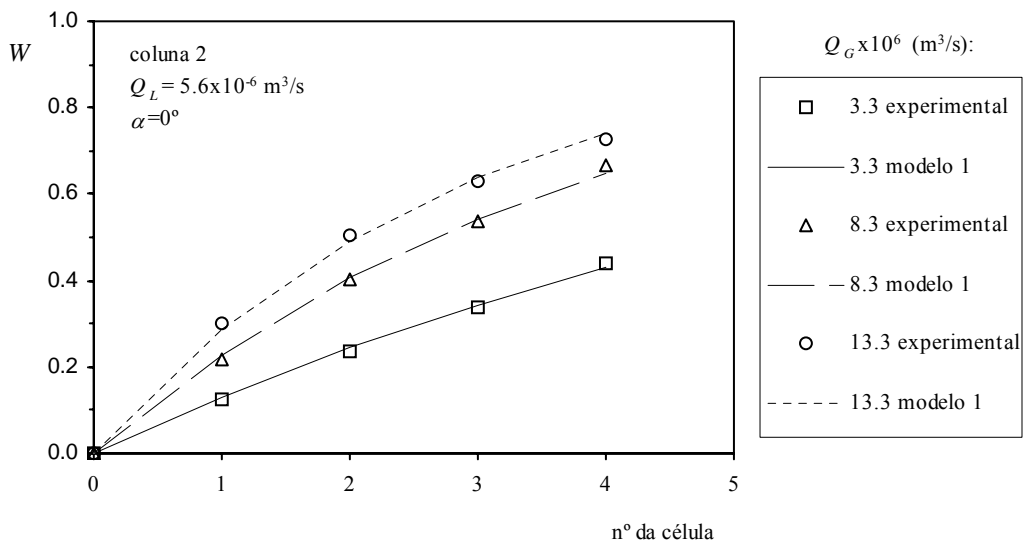


Figura 3.78- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 0^\circ$.

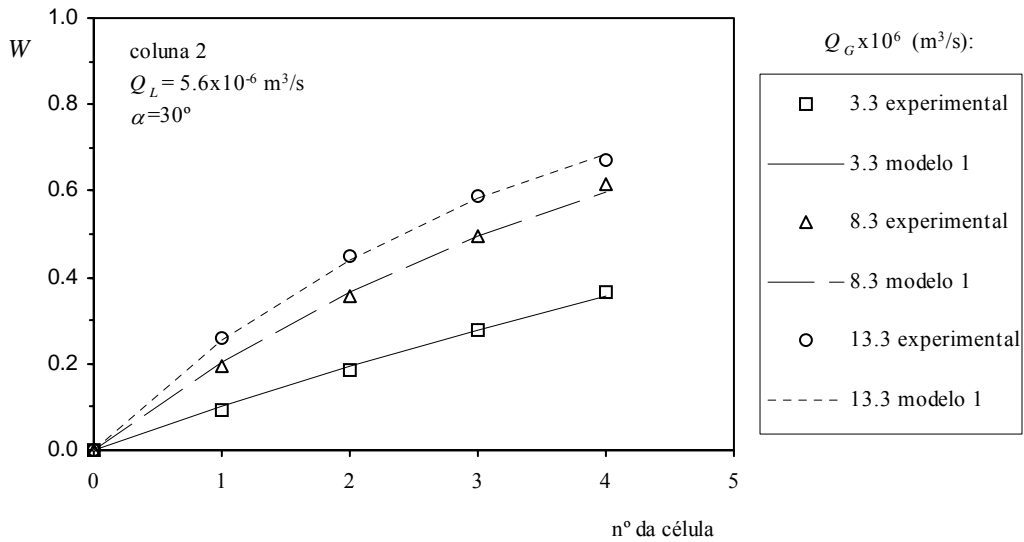


Figura 3.79- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=30^\circ$.

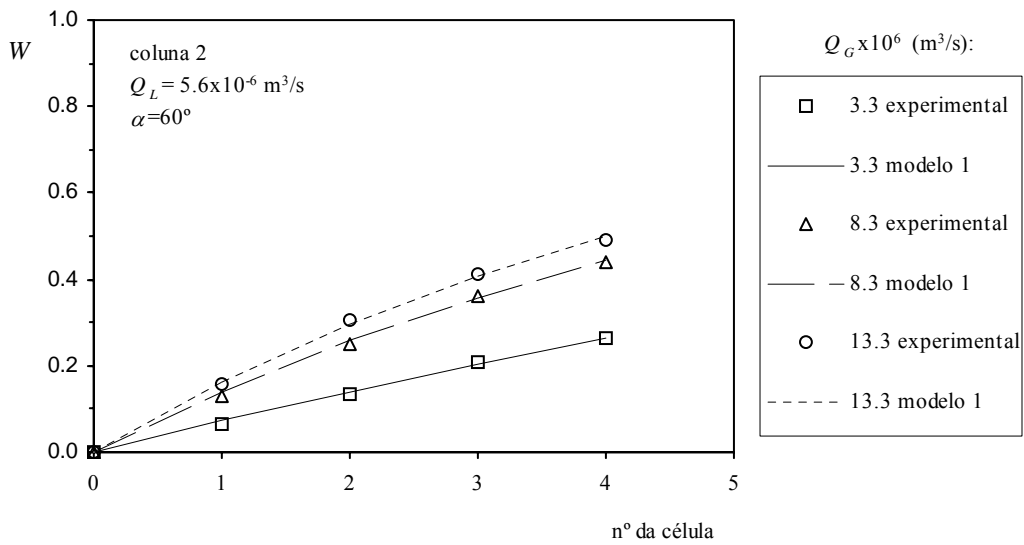


Figura 3.80- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=60^\circ$.

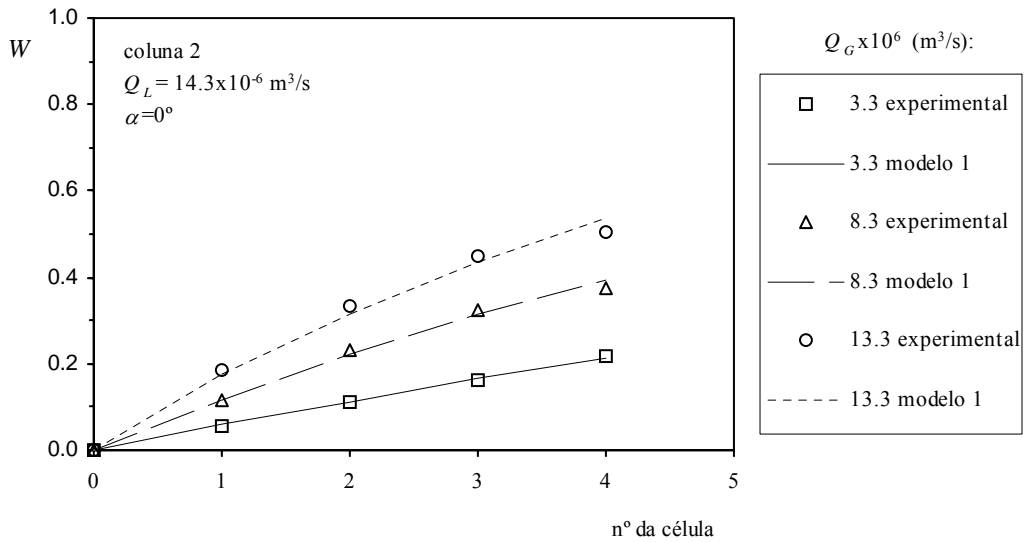


Figura 3.81- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 0^\circ$.

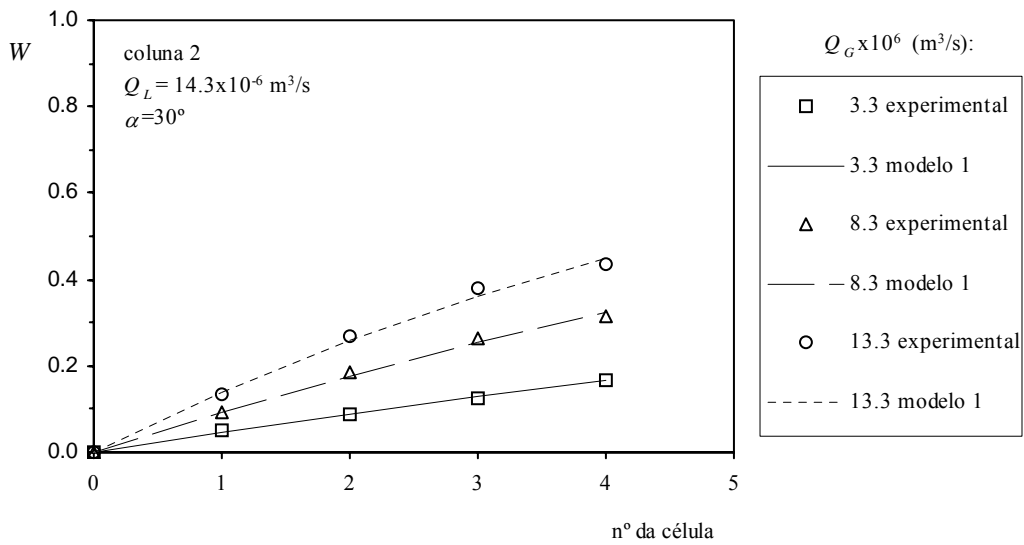


Figura 3.82- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 30^\circ$.

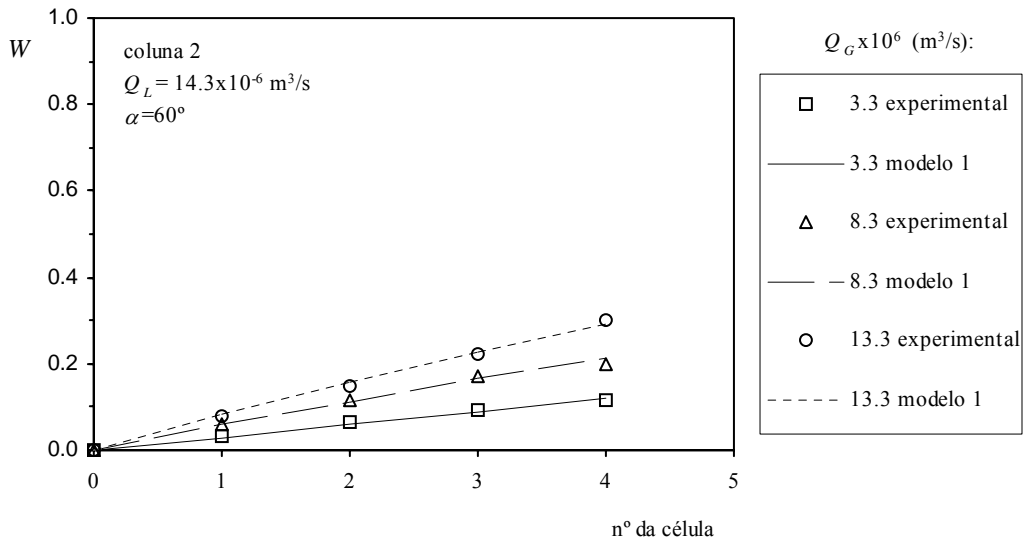


Figura 3.83- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 60^\circ$.

3.4.3- MODELO 2

Suponhamos agora que se pretende analisar uma coluna com as mesmas características da coluna 1 mas com um número elevado de células, deixando de se poder considerar a pressão constante, devido (sobretudo) à variação da pressão hidrostática. Para isso, tem de se desenvolver um novo modelo, que designaremos por modelo 2, que tenha em conta esta realidade.

Considera-se então que

- 1) A pressão varia ao longo da coluna, o que implica que C^* também varia.
- 2) O caudal volumétrico de gás, Q_G , varia.
- 3) O coeficiente β varia.

A variação da pressão vai provocar uma correspondente alteração no volume de gás em circulação, que operando em contra-corrente, implicará que o caudal volumétrico de gás aumente da base para o topo. Com a variação de Q_G , β poderá ter um valor diferente para cada célula. O aumento do volume de gás, da base para o topo,

vai traduzir-se não no aumento do volume das bolhas, pois estas quebram-se nos anteparos, mas no aumento do seu número. É por isso que, para além de um aumento da retenção da base para o topo, também a área interfacial A (e portanto β) aumenta no mesmo sentido.

Os valores das concentrações de soluto dissolvido no líquido para as várias células são obtidos do mesmo modo que para o modelo 1 (ver Secção 3.4.2), sendo que agora cada célula tem um dado valor de C^* e do parâmetro adimensional b . Tem-se então

$$C_1 = \frac{C_0 + b_1 C_1^*}{1 + b_1} \quad (3.22)$$

$$C_2 = \frac{C_1 + b_2 C_2^*}{1 + b_2} = \frac{C_0}{(1 + b_1)(1 + b_2)} + \frac{b_1}{(1 + b_1)(1 + b_2)} C_1^* + \frac{b_2}{(1 + b_2)} C_2^* \quad (3.23)$$

$$C_N = \frac{C_0}{(1 + b_1)(1 + b_2)\dots(1 + b_N)} + \frac{b_1}{(1 + b_1)(1 + b_2)\dots(1 + b_N)} C_1^* + \frac{b_2}{(1 + b_2)\dots(1 + b_N)} C_2^* + \dots + \frac{b_N}{(1 + b_N)} C_N^* \quad (3.24)$$

A equação (3.24), que permite calcular a concentração das várias células ao longo de uma coluna até à célula N , pode apresentar-se da seguinte forma recorrendo à lei de Henry

$$C_N = \frac{C_0}{\prod_{i=1}^N (1 + b_i)} + \frac{1}{H} \left[\frac{b_1 P_1}{\prod_{i=1}^N (1 + b_i)} + \frac{b_2 P_2}{\prod_{i=2}^N (1 + b_i)} + \dots + \frac{b_{N-1} P_{N-1}}{\prod_{i=N-1}^N (1 + b_i)} + \frac{b_N P_N}{(1 + b_N)} \right] \quad (3.25)$$

A determinação de C , a partir da equação (3.25), implica o conhecimento da pressão e do parâmetro b e, portanto de β , ao nível de cada célula.

Na ausência de um modelo ou até de uma relação empírica que possa ser utilizado para determinar β numa coluna com as características e nas condições

experimentais como as que se estudam neste trabalho, uma das questões que se põe é a de saber como determinar o parâmetro β para cada uma das várias células da coluna. Uma das possibilidades é obter a relação entre β (calculado com o modelo 1) e as variáveis de operação, Q_L , Q_G e α , a partir dos resultados da coluna 1. Pode optar-se por obter a relação entre β e Q_G para cada par de valores de Q_L e α ensaiados: $\beta = f(Q_G)$. Através desta relação, se for conhecido o valor de Q_G em cada uma das células da coluna, determina-se o valor de β também para cada célula. A totalidade das relações $\beta = f(Q_G)$ encontra-se no Apêndice C1.

Em teoria, cada equação do tipo $\beta = f(Q_G)$ devia ser obtida com os resultados de experiências efectuadas numa única célula. Para α e Q_L fixos, fazia-se variar Q_G . A medição dos valores da concentração à entrada e à saída permitiria o cálculo de β para os valores de Q_G ensaiados, podendo assim obter-se as relações $\beta = f(Q_G)$. Contudo, este pode não ser o processo mais fiável, uma vez que haverá sempre interferências à entrada e à saída da célula que não se conhecem e não podem ser controladas, levando a erros. Por exemplo, se o incremento conseguido na concentração de gás dissolvido for pequeno, os erros de medição desta variável podem ser superiores ao seu valor. A solução poderia passar pela utilização de células de maior comprimento, onde previsivelmente aqueles efeitos seriam irrelevantes dado ser maior o incremento na concentração mas, nesta situação, deixaríamos de ter células equivalentes a tanques perfeitamente agitados.

A solução a adoptar deve então passar por trabalhar com mais células. O seu número deve ser de modo a garantir simultaneamente uma variação significativa nos valores da concentração e uma variação de pressão pouco significativa. Pequenas variações na pressão asseguram uma pequena variação no caudal volumétrico de gás podendo considerar-se P e Q_G aproximadamente constantes. Estas condições ficaram garantidas na coluna laboratorial com que se trabalhou, constituída por nove células, como se descreveu na Secção 3.2. Esta coluna, sendo curta (a razão entre a variação de pressão e a pressão à entrada foi sempre inferior a 0.1) garantia uma quase constância dos valores de P e de Q_G , mas tinha um comprimento suficiente de modo a permitir a realização do estudo experimental que consta das Secções 3.2 e 3.3 e validar o modelo 1.

O modelo 2 que aqui se desenvolve não pode ser visto como modelo a testar com as experiências realizadas, pois ΔP foi pequeno, mas sim como uma eventual metodologia de cálculo de uma coluna com ΔP elevado.

Sendo difícil a obtenção de um modelo analítico para o cálculo da variação de P ao longo de uma coluna do tipo da coluna 1 optou-se pelo método empírico que consiste em recorrer aos valores de ΔP obtidos nas experiências efectuadas com a coluna 1.

Os valores de ΔP divididos pelo número de células da coluna dão um valor médio da variação de pressão por célula que designaremos por ΔP_{cel} .

Numa coluna com um número muito elevado de células, se Q_G variar ao longo da coluna, o valor de ΔP_{cel} variará de célula para célula. Mas como se obtiveram valores de ΔP para todos os valores de Q_L , Q_G e α ensaiados (ver Apêndices A2) numa coluna relativamente curta, é possível obter os valores de ΔP_{cel} correspondentes. Do mesmo modo que se obtiveram relações entre β e Q_G , obtiveram-se funções do tipo $\Delta P_{cel} = f(Q_G)$ para cada par de Q_L e α . Estas funções encontram-se no Apêndice C2.

O cálculo da pressão é feito célula a célula. Conhecendo-se P numa célula, normalmente a do topo, P_0 , a pressão na célula imediatamente abaixo, P_1 , é calculada com base em P_0 e em ΔP_{cel} nesta célula, ΔP_0 . Então, com P_0 e com ΔP_0 (obtido de $\Delta P_{cel} = f(Q_G)$ substituindo Q_G pelo seu valor nesta célula, Q_{G_0}), P_1 é calculado por

$$P_1 = P_0 + \Delta P_0 \quad (3.26)$$

O cálculo da pressão em todas as células da coluna é efectuado por um processo iterativo.

A relação entre P e Q_G em cada célula obtém-se a partir da equação dos gases perfeitos que se admite válida. Para uma determinada célula tem-se

$$PQ_G = \dot{n} RT \quad (3.27)$$

em que \dot{n} , R e T , representam respectivamente, o número de moles de gás por unidade de tempo que atravessam a célula, a constante universal dos gases perfeitos e a

temperatura absoluta do sistema. Do mesmo modo, para a célula 0 (no topo da coluna), tem-se

$$P_0 Q_{G_0} = \dot{n}_0 RT_0 \quad (3.28)$$

em que o índice 0 das variáveis P , Q_G , \dot{n} e T se refere à célula 0.

Se a coluna operar em estado estacionário, como foi o caso, e na condição de não haver consumo de oxigénio ao longo da mesma, então o número de moles por unidade de tempo mantém-se constante. Se T for constante, o termo do lado direito das equações (3.27) e (3.28) é igual e constante ao longo da coluna, podendo estabelecer-se a seguinte relação entre pressão e caudal volumétrico de gás

$$PQ_G = P_0 Q_{G_0} = \text{constante} \quad (3.29)$$

Esta equação é válida, como se referiu, na condição de Q_G não ser influenciado pelo consumo de gás transferido para o líquido, o que equivale a dizer que o efeito do consumo é desprezável. Esta hipótese é facilmente testável por um balanço material entre a entrada e a saída da coluna, que mostrará se, para os caudais em causa, mesmo que o líquido saia saturado de gás, a percentagem de consumo de gás é pequena. Em todos os ensaios realizados, considerando os valores respectivos de C_0 à entrada e de C^* à saída, o gás consumido representou menos de 14% de \dot{n} à entrada, sendo que as percentagens mais elevadas se verificaram na condição de Q_G baixo e Q_L alto, como seria de esperar. Mesmo considerando $C_0 = 0$ e C^* para valores de T não inferiores a 15 °C, a percentagem máxima foi de cerca de 15% com $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G = 3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$. Apesar de uma variação de 15% em \dot{n} , entre entrada e saída, poder começar a ser significativa, para já, no modelo 2, descarta-se a variação de Q_G , por influência de \dot{n} . No modelo 3 esse problema será devidamente equacionado.

O cálculo de uma coluna com ΔP elevado é efectuado célula a célula, como se referiu, por um processo iterativo que passamos a descrever, tendo como ponto de partida o conhecimento da pressão num ponto da coluna, normalmente no topo, P_0 , e o valor de Q_G à entrada, na base da coluna, $Q_{G_{in}}$, sendo $Q_{G_N} \cong Q_{G_{in}}$.

Iniciando-se da base para o topo da coluna, o processo envolve os seguintes passos:

1º- Começando na célula N , para um dado conjunto de valores de Q_L , Q_{G_N} e α , obtém-se ΔP_N , a partir da equação correspondente de $\Delta P_{cel} = f(Q_G)$, substituindo Q_G por Q_{G_N} e o valor do coeficiente β para esta célula, β_N , substituindo Q_G por Q_{G_N} na equação $\beta = f(Q_G)$ respectiva. Como não se conhece o valor da pressão da célula N , P_N , este tem de ser arbitrado.

2º- Conhecido o valor de ΔP_N e arbitrado o de P_N , a pressão na célula imediatamente acima (célula $N-1$), P_{N-1} , é calculada através da equação: $P_{N-1} = P_N - \Delta P_N$.

3º- Obtido o valor de P_{N-1} , o caudal volumétrico de gás associado a esta célula, $Q_{G_{N-1}}$, é calculado através da expressão: $Q_{G_{N-1}} = \frac{P_N}{P_{N-1}} Q_{G_N}$.

4º- Com $Q_{G_{N-1}}$ conhecido, calcula-se o valor da variação de pressão na célula $N-1$, ΔP_{N-1} , novamente com a equação $\Delta P_{cel} = f(Q_G)$, substituindo Q_G por $Q_{G_{N-1}}$ e o valor de β_{N-1} , substituindo Q_G por Q_{G_N} na equação $\beta = f(Q_G)$.

5º- A pressão ao nível da célula $N-2$ será calculada através de $P_{N-2} = P_{N-1} - \Delta P_{N-1}$

6º- Conhecido o valor de P_{N-2} pode calcular-se o caudal volumétrico associado, $Q_{G_{N-2}}$, através da expressão $Q_{G_{N-2}} = \frac{P_N}{P_{N-2}} Q_{G_N}$. O processo continua até se atingir a célula de topo, onde os valores calculados de P e de Q_G serão, respectivamente, P_0 e Q_{G_0} .

O valor de P_0 obtido através do processo iterativo deverá ser igual ao valor real. Caso isto aconteça o processo está terminado com a obtenção da pressão e do caudal de gás para todas as células da coluna. Se o valor calculado para P_0 for diferente do valor real, terá de se arbitrar um novo valor para P_N e repetir novamente todos os passos indicados. O novo valor arbitrado para P_N deverá ser superior ou inferior ao anterior consoante o valor iterado para P_0 seja superior ou inferior ao real. O processo iterativo só termina quando o valor de P_0 calculado for aproximadamente igual ao valor real.

No entanto, e caso pretendamos esboçar gráficos que nos permitam visualizar a relação entre estas variáveis, pode ser adoptado um processo mais simples, que consiste em atribuir um valor ao caudal de gás na célula de topo, Q_{G_0} (que terá de ser igual ou inferior a $13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, valor máximo usado nas experiências e conseqüentemente na obtenção das funções $\Delta P_{cel} = f(Q_G)$) em vez de arbitrar um valor inicial para P_N . Conhecendo o valor real de P_0 e um valor de trabalho de Q_{G_0} , a pressão e o caudal volumétrico para cada célula ao longo da coluna pode ser feito de modo similar ao já descrito, sendo que agora se "caminha" do topo para a base.

Como exemplo, nas Figuras 3.84 a 3.85 apresentam-se, os resultados da simulação obtidos para uma coluna com 90 células (cerca de 11 m de comprimento) com características semelhantes à coluna 1. A concentração em função do número da célula é mostrada para duas condições de operação: Q_L baixo e Q_G alto ($Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G = 7.0 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$) e Q_L alto e Q_G baixo ($Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G = 3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$). Por uma questão de simplicidade, representamos o caudal volumétrico de gás à entrada por Q_G em vez de Q_{G_m} . Não se efectuaram simulações com $Q_G = 13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, dado que o correspondente aumento do caudal de gás ao longo da coluna, inviabilizaria a utilização das correlações $\Delta P_{cel} = f(Q_G)$ e $\beta = f(Q_G)$. Com os caudais de entrada de $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G = 7.0 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ garantia-se no topo da coluna de 90 células um valor não superior a $Q_G = 13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$. Em todas as simulações considerou-se $C_0=0$, $P_0=101325 \text{ N/m}^2$ e $T=19^\circ\text{C}$, a que corresponde $H = 2.2465 \times 10^6 \text{ J/kg}$.

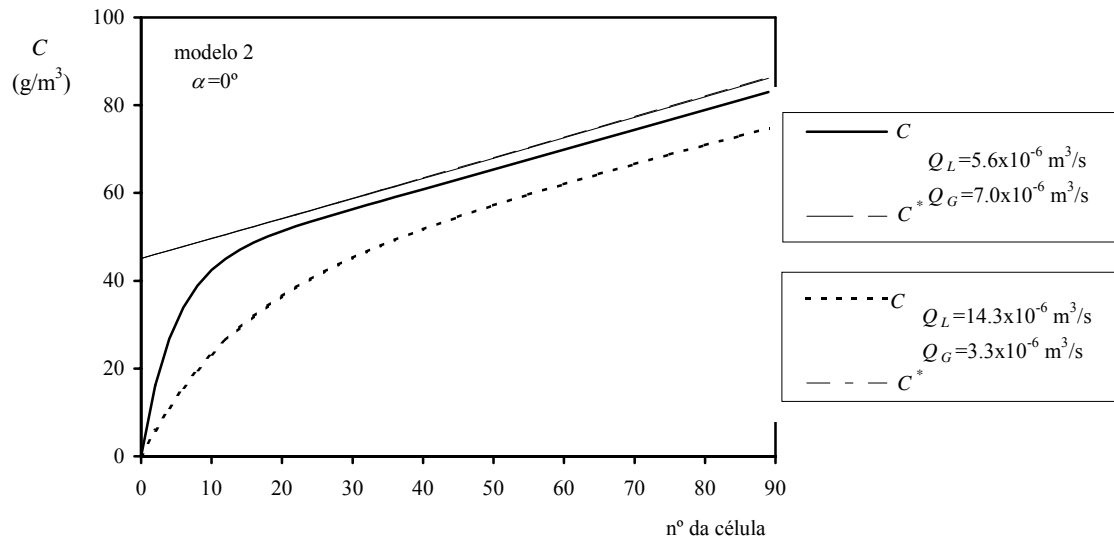


Figura 3.84- Perfis de concentração obtidos com o modelo 2 para uma coluna com 90 células, para $\alpha = 0^\circ$.

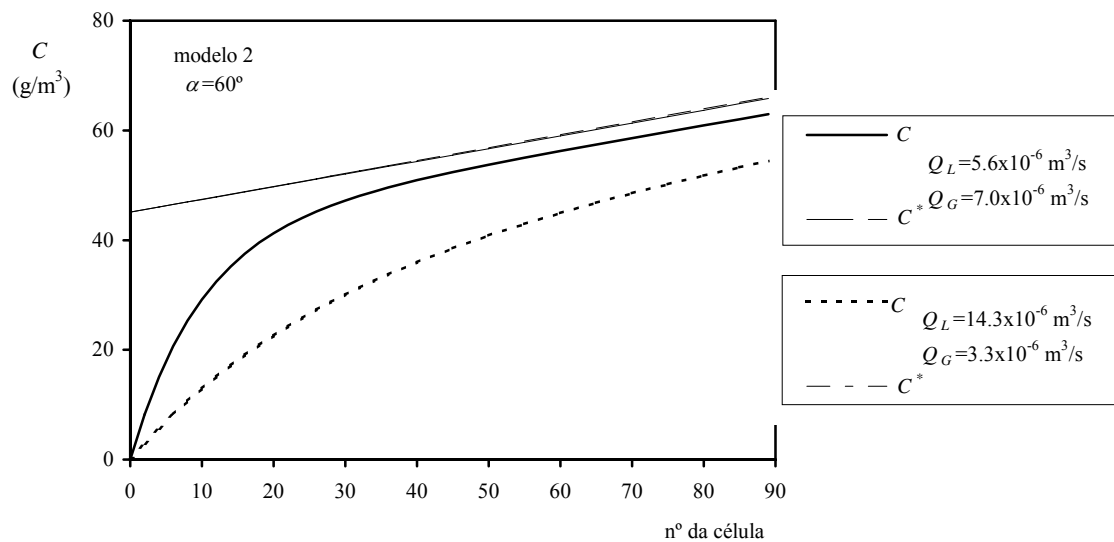


Figura 3.85- Perfis de concentração obtidos com o modelo 2 para uma coluna com 90 células, para $\alpha = 60^\circ$.

As Figuras 3.84 e 3.85 mostram que, em todas as situações, o valor da concentração obtida com Q_L baixo e Q_G alto, foi superior, como seria de esperar, dado ser maior o valor do parâmetro adimensional de transferência, b , como se mostra a título de exemplo na Figura 3.86 para $\alpha = 60^\circ$.

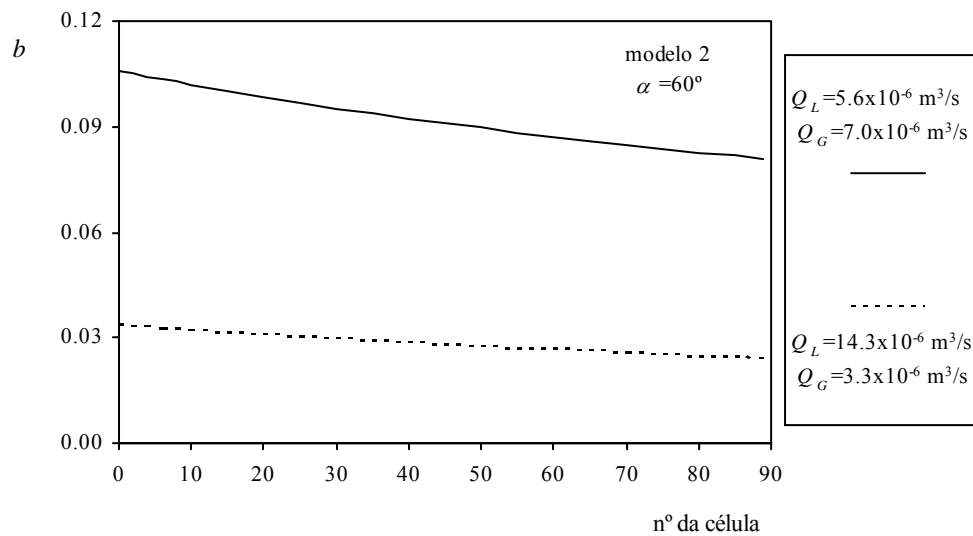


Figura 3.86- Variação do parâmetro b com o número da célula, para $\alpha=60^\circ$ e duas condições de operação.

Esta figura mostra também que b diminui do topo para a base da coluna em resultado da diminuição de β com Q_G .

As Figuras 3.84 a 3.85 mostram também que, para Q_L baixo e Q_G alto, se atinge mais rapidamente valores próximos de C^* , sendo também menor o valor da diferença entre C^* e C , como seria de esperar. Esta diferença, diminui do topo para a base da coluna, até uma determinada célula, mantendo-se a partir daí quase constante. Com efeito, até se atingir este valor mínimo de $C^* - C$, embora a tendência para a transferência diminua, a taxa de crescimento de C é superior à taxa de crescimento de C^* . Com a redução de Q_G diminui o número de bolhas o que faz com que a variação de C^* cresça com o número da célula, enquanto que a tendência para a transferência diminui por diminuir a área para a transferência. A inclinação da coluna influencia também este comportamento. Verifica-se, para uma dada condição de operação, que o aumento de α retarda a obtenção de valores próximos de C^* . Por exemplo, para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G = 7.0 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, o valor de $C^* - C$ diminui até próximo da célula 30 quando $\alpha = 0^\circ$, e diminui até às células 40 e 70, respectivamente, para $\alpha = 30^\circ$ e $\alpha = 60^\circ$. Para $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G = 3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, o valor de $C^* - C$ diminui em valor absoluto até cerca das células 60 e 70, respectivamente, para $\alpha = 0^\circ$ e

$\alpha = 30^\circ$. Para $\alpha = 60^\circ$ não é possível atingir o valor mínimo daquela diferença nas 90 células. Este comportamento pode ser explicado com base na variação de b em função do número da célula para várias inclinações, como se mostra na Figura 3.87. Para valores fixos de Q_L e Q_G o parâmetro b (e, portanto β) diminui com α , por diminuir a agitação na interface gás-líquido e a área de transferência devido à coalescência das bolhas, podendo assim justificar-se a diminuição dos valores de C e o facto de α retardar a obtenção de valores de C próximos de C^* . A taxa de variação de b (e de β) com o número da célula também diminui com α , como se pode constatar na Figura 3.87. Para $\alpha = 60^\circ$, a variação de b é menor devido à menor variação de P .

As Figuras 3.84 a 3.85 mostram ainda que a concentração não atinge o valor da saturação, mesmo para um número elevado de células percorridas, e que os valores de C^* relativos às duas condições de operação são, praticamente coincidentes.

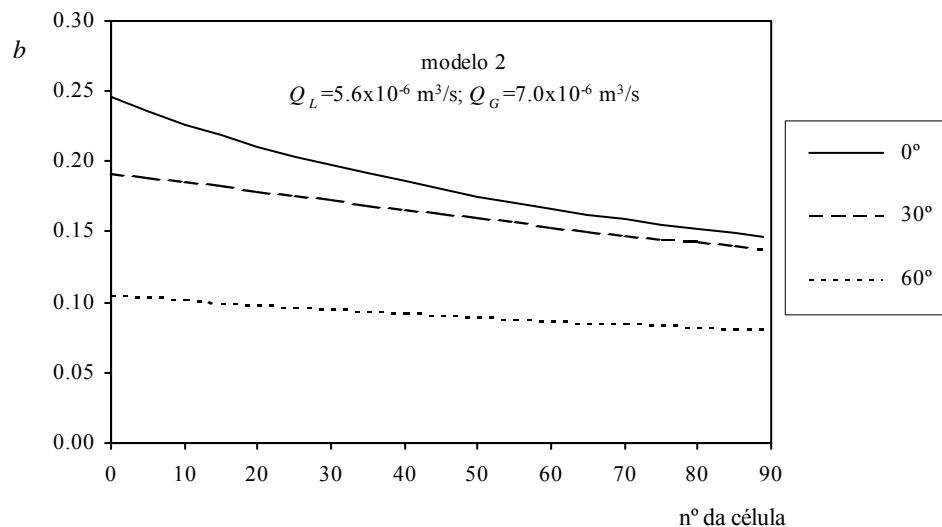


Figura 3.87- Variação do parâmetro b com o número da célula numa coluna com 90 células, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=7.0 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e três valores de α .

O efeito da inclinação é melhor avaliado nas Figuras 3.88 e 3.89. Nestas figuras estão representados os valores das concentrações, C e C^* , em função do número da célula, para $\alpha = 0^\circ$ e $\alpha = 60^\circ$.

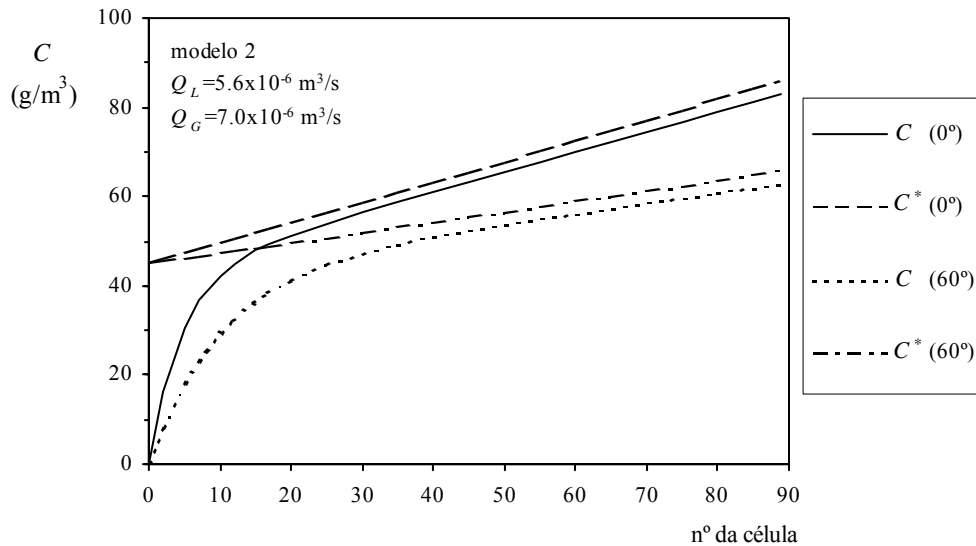


Figura 3.88- Perfis de concentração numa coluna com 90 células obtidos com o modelo 2, para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G = 7.0 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

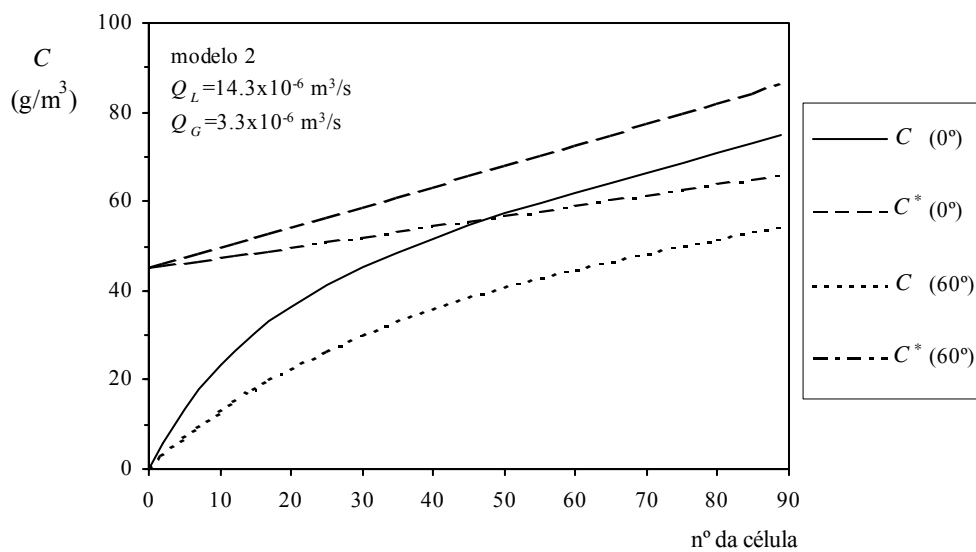


Figura 3.89- Perfis de concentração numa coluna com 90 células obtidos com o modelo 2, para $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G = 3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

As Figuras 3.88 e 3.89 mostram que a concentração diminui com a inclinação da coluna, como seria de esperar.

Com o modelo 2 fica apresentada uma metodologia que permite o cálculo de colunas à “escala industrial” em que a pressão varia significativamente. Primeiro é

construída uma coluna modelo com as características geométricas iguais às da coluna “real”, mas com poucas células de modo a que o valor de ΔP seja pequeno. Os ensaios na coluna modelo devem ser feitos com os valores das variáveis de operação que se pretendem usar na coluna “real”. Para cada conjunto de valores de Q_L , Q_G e α , devem determinar-se os valores das concentrações (pelo menos à entrada e à saída) e a variação de pressão. Através do modelo 1 obtêm-se os valores de β , que depois se correlacionam com os valores de Q_G , de Q_L e de α . Estas correlações são usadas no modelo 2 permitindo determinar o valor de β para as várias células da coluna “real”. A pressão em cada célula pode também ser obtida a partir de correlações entre ΔP e Q_G , Q_L e α , obtidas com a coluna modelo.

No modelo 2 não foi incluído o efeito do consumo de gás no valor de Q_G , por ser na maioria das situações reduzido. Há no entanto casos em que esse consumo pode ser significativo, como quando se opera com valores de Q_L elevados e/ou Q_G reduzidos. Naturalmente o consumo será tanto mais importante quanto menores os valores de Q_G . Apenas para estes casos, por uma questão de precisão, deve incluir-se no modelo o consumo de gás. Apresentamos a seguir o modelo que inclui esta alteração e que designaremos por modelo 3.

3.4.4- MODELO 3

Mantêm-se todas as premissas do modelo 2 a que se soma a diminuição do caudal molar de oxigénio desde a sua introdução na base até ao topo da coluna, resultante da sua transferência para a água. O consumo de gás ao longo da coluna vai resultar numa correspondente diminuição de Q_G . Da base para o topo da coluna, a diminuição de P faz aumentar Q_G , mas o consumo tem um efeito contrário fazendo-o diminuir.

Agora deixa de ser válida a equação (3.29), isto é, deixa de ser constante o produto PQ_G . Considere-se então duas células consecutivas, por exemplo as células 0 e 1, percorridas por um caudal de líquido Q_L , com pressões P_0 e P_1 , e concentrações C_0 e C_1 , respectivamente. O caudal volumétrico de gás na célula 0, Q_{G_0} , é

$$Q_{G_0} = \frac{P_1}{P_0} Q_{G_1} - Q_L (C_1 - C_0) \frac{\mathfrak{R}T}{P_0} \quad (3.30)$$

onde \mathfrak{R} é a constante dos gases ideais e T é a temperatura absoluta. A equação anterior pode ser resolvida em ordem ao caudal correspondente à célula 1 Q_{G_1} , obtendo-se

$$Q_{G_1} = \frac{P_0}{P_1} Q_{G_0} + Q_L (C_1 - C_0) \frac{\mathfrak{R}T}{P_1} \quad (3.31)$$

A equação (3.31) evidencia os pressupostos físicos por nós referidos anteriormente ou seja: com o aumento de P diminui Q_G do topo para a base da coluna, enquanto o consumo de oxigénio faz diminuir esse caudal da base para o topo.

A obtenção dos valores de P , Q_G , β e C , para cada uma das células, desde a entrada no topo da coluna até à base, tem um procedimento análogo ao do modelo 2:

1º- Início na célula 0. São conhecidos os valores da pressão, P_0 , e da concentração, C_0 . É atribuído um valor ao caudal de gás, Q_{G_0} .

Com as correlações obtidas para os caudais de líquido ensaiados, a partir de dados experimentais e do modelo 1, $\Delta P_{cel} = f(Q_G)$ e $\beta = f(Q_G)$, obtém-se os valores de ΔP e β para a célula 0, ΔP_0 e β_0 , bastando substituir nessas correlações Q_G por Q_{G_0} .

2º- Determinação dos parâmetros para a célula 1.

A pressão P_1 é calculada através da equação (3.26): $P_1 = P_0 + \Delta P_0$

O caudal Q_{G_1} é dado pela equação (3.31).

A concentração C_1 , é, de acordo com a equação (3.14), calculada por

$$C_1 = \frac{C_0 + b_1 C_1^*}{1 + b_1} = \frac{C_0}{1 + b_1} + \frac{b_1 P_1}{(1 + b_1)H} \quad (3.32)$$

com $b_1 = \frac{\beta_1}{Q_L}$.

Uma vez que há uma interdependência entre a concentração e o caudal de gás, não é possível resolver as equações (3.31) e (3.32) separadamente. Se na equação (3.31) substituirmos C_1 pelo valor dado por (3.32) obtém-se

$$Q_{G_1} = \frac{P_0 Q_{G_0}}{P_1} + Q_L \frac{\Re T}{P_1} \left[\frac{C_0}{1+b_1} + \frac{b_1 P_1}{(1+b_1)H} - C_0 \right] \quad (3.33)$$

Sendo para a célula 1, $\beta_1 = f(Q_{G_1})$, o cálculo de Q_{G_1} é feito através da seguinte equação algébrica, derivada de (3.33)

$$\frac{P_0 Q_{G_0}}{P_1} + Q_L \frac{\Re T}{P_1} \left[\frac{C_0}{1 + \frac{\beta_1 = f(Q_{G_1})}{Q_L}} + \frac{\frac{\beta_1 = f(Q_{G_1})}{Q_L} P_1}{\left(1 + \frac{\beta_1 = f(Q_{G_1})}{Q_L}\right) H} - C_0 \right] - Q_{G_1} = 0 \quad (3.34)$$

Obtido o valor de Q_{G_1} , pode agora calcular-se β_1 através de $\beta = f(Q_G)$ correspondente aos valores de Q_L e α pretendidos, substituindo Q_G por Q_{G_1} . A concentração será agora calculada por (3.32). Através da correlação $\Delta P_{cel} = f(Q_G)$ correspondente, calcula-se ΔP_1 , bastando para isso substituir Q_G por Q_{G_1} .

3º- O passo 2 é repetido para todas as células, até se atingir a última, situada na base da coluna.

O caudal de gás obtido na última célula corresponde ao caudal de entrada na coluna. Se o valor obtido for igual ao que nós pretendemos, o processo de cálculo termina. Caso isto não aconteça, todo o processo terá de ser repetido iniciando-se novamente pela célula de topo, com a atribuição de um novo valor para Q_{G_0} .

A título de exemplo, nas Figuras 3.90 e 3.91 mostram-se os perfis de concentração numa coluna com 90 células obtidos com os modelos 1, 2 e 3, para Q_L alto e Q_G baixo, respectivamente, para $\alpha=0^\circ$ e $\alpha=60^\circ$. Nas simulações considerou-se $C_0=0$, $P_0=101325 \text{ N/m}^2$ e $T=19^\circ \text{C}$.

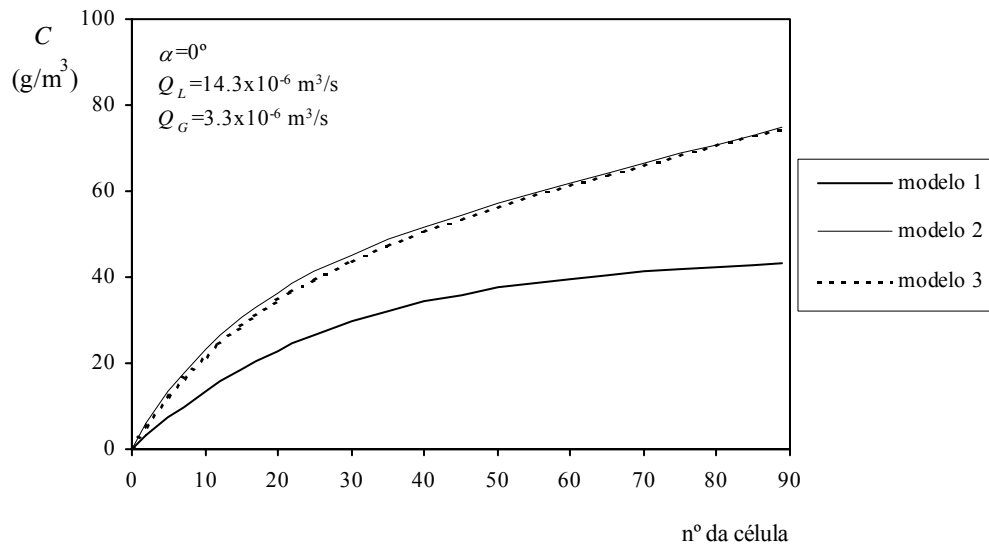


Figura 3.90- Perfis de concentração previstas pelos três modelos, numa coluna com 90 células, para $\alpha = 0^\circ$, $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

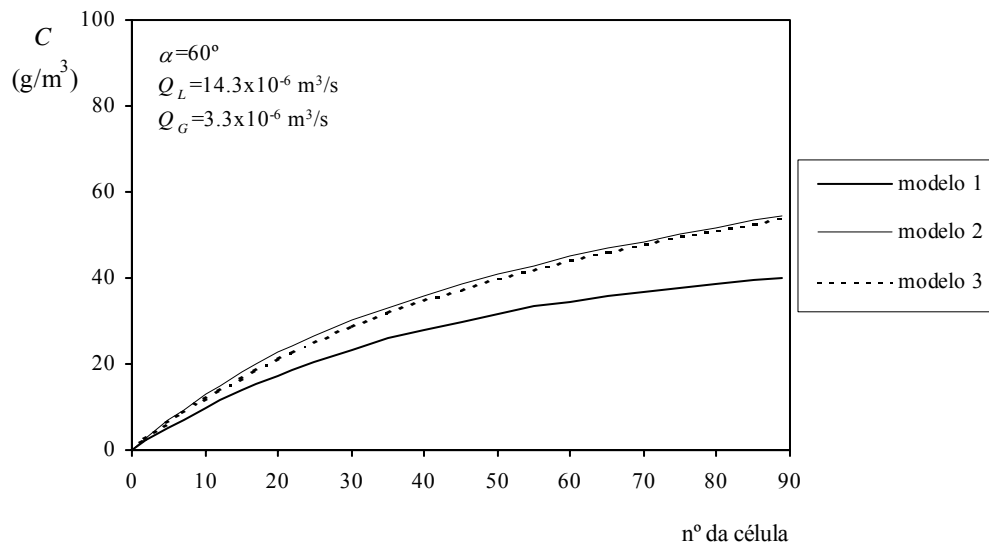


Figura 3.91- Perfis de concentração previstas pelos três modelos, numa coluna com 90 células, para $\alpha = 60^\circ$, $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Os valores correspondentes da pressão estão nas Figuras 3.92 e 3.93.

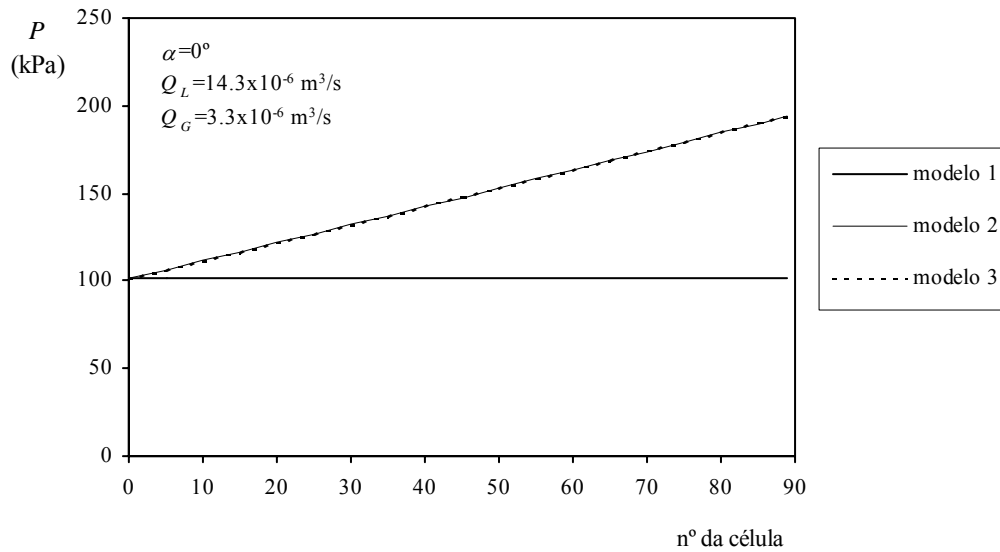


Figura 3.92- Valores da pressão previstos pelos três modelos, numa coluna com 90 células, para $\alpha = 0^\circ$ e $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

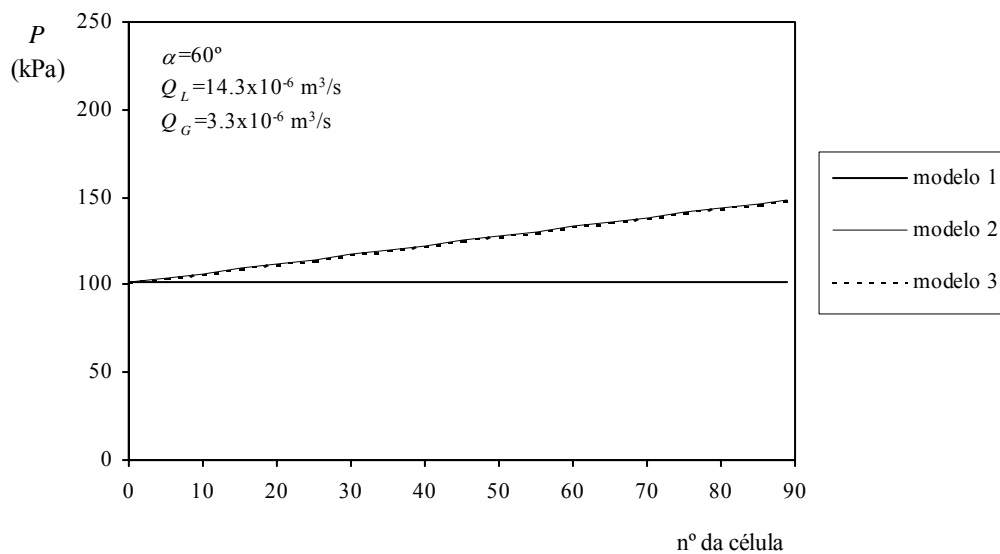


Figura 3.93- Valores da pressão previstos pelos três modelos, numa coluna com 90 células, para $\alpha = 60^\circ$ e $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

As Figuras 3.90 e 3.91 mostram que os valores de concentração previstos pelo modelo 2 são ligeiramente superiores aos do modelo 3. Repare-se que o modelo 3 prevê a circulação de menos gás na coluna, o que faz com que, para as mesmas condições de operação, este modelo preveja uma percentagem de líquido na coluna superior à do modelo 2. Este facto origina que para a mesma distância percorrida pelo líquido (ou

célula atingida), a pressão seja maior no modelo 3 que no 2, o que justifica que a concentração de saturação no modelo 3 seja superior à correspondente concentração no modelo 2. A diferença entre os modelos 2 e 3 começa por aumentar nas primeiras células, diminuindo depois ao longo da coluna, apesar de o caudal volumétrico de gás transferido, diminuir sempre desde o topo até à base. Com efeito, as maiores taxas de transferência de gás ocorrem nas primeiras células devido à elevada força directriz para a transferência. A diminuição desta força directriz e do caudal volumétrico transferido faz com que as diferenças entre os dois modelos se esbatam depois ao longo da coluna.

A importância do consumo do gás, nos casos em que se tem Q_L alto e Q_G baixo é evidenciada nas Figuras 3.94 e 3.95, referentes a colunas verticais de 90 e 180 células, respectivamente, com um valor de Q_G à entrada muito baixo ($0.33 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$).

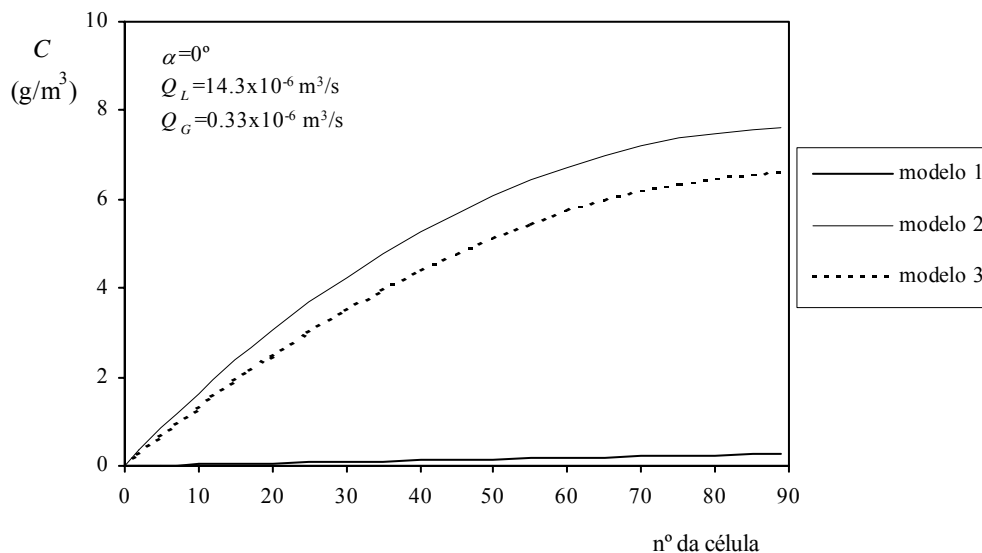


Figura 3.94- Perfis de concentração previstas pelos três modelos, numa coluna com 90 células, para $\alpha = 0^\circ$ e $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G = 0.33 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

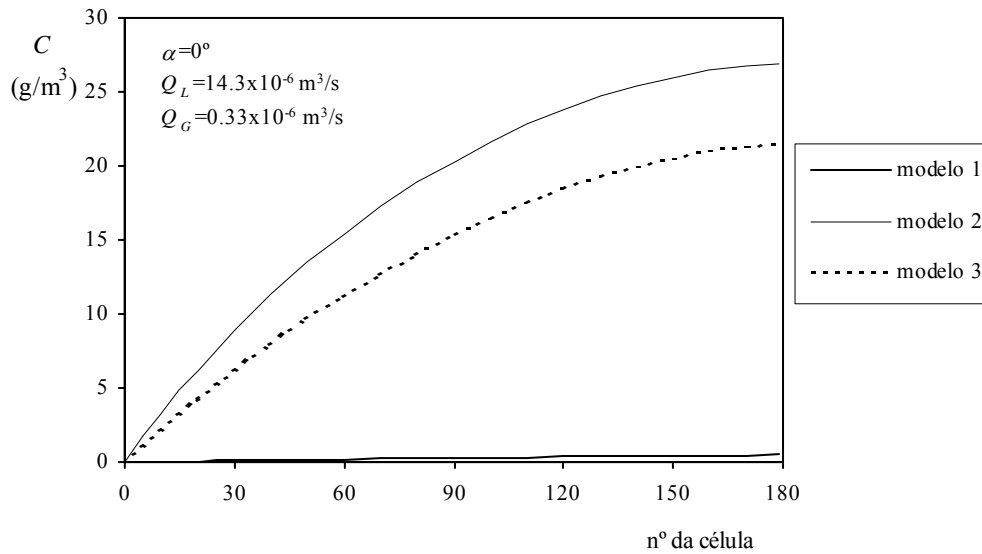


Figura 3.95- Perfis de concentração previstas pelos três modelos, numa coluna com 180 células, para $\alpha = 0^\circ$ e $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

As Figuras 3.94 e 3.95 mostram que, nos casos em que o caudal de gás alimentado à coluna é muito baixo a diferença entre os valores de concentração previstos pelos modelos 2 e 3 é significativa, acentuando-se com o número de células. Quanto menor o valor de Q_G alimentado à coluna, menor é o caudal de gás transferido, mas mais relevante este se torna face ao caudal de gás em circulação. Ao longo da coluna, do topo para a base, o caudal volumétrico de gás em circulação diminui com o aumento da pressão, pelo que a importância relativa do consumo de gás aumenta, aumentando como seria de esperar a diferença entre os valores de concentração obtidos com os dois modelos. As Figuras 3.94 e 3.95 mostram também que caso se pretenda tratar caudais de água elevados com pouco gás terá de se aumentar o número de células da coluna.

3.5-APLICAÇÃO DA METODOLOGIA AO ESTUDO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA NUMA COLUNA DE MAIORES DIMENSÕES

3.5.1-INTRODUÇÃO

Nas secções anteriores estudou-se a transferência de massa gás/líquido em colunas de pequeno diâmetro (32 mm), com anteparos, a operar com valores baixos de caudais de líquido e de gás. A fim de verificar se este tipo de equipamento e a metodologia de cálculo se podem aplicar a equipamentos idênticos mas, de maiores dimensões e operando com valores mais elevados de caudais, efectuaram-se experiências numa nova coluna, geometricamente semelhante à usada inicialmente (descrita na Secção 3.2), mas com diâmetro interno de 100 mm.

3.5.2-EXPERIÊNCIAS

As experiências foram efectuadas numa coluna geometricamente semelhante à descrita na Secção 3.2, mas com 100 mm de diâmetro interno e portanto 50 mm de diâmetro do furo em cada um dos anteparos. A Figura 3.96 mostra três compartimentos, de um total de dez, que constituíam a coluna, sendo 183 mm a distância entre anteparos. Tendo em vista a comparação dos resultados experimentais desta coluna com a de 32 mm, utilizaram-se caudais de líquido e de gás que forneciam os mesmos valores para velocidades superficiais dos fluidos nas duas colunas. Nos ensaios utilizaram-se cinco valores de inclinação da coluna, α : 0°, 15°, 30°, 45° e 60°. Para cada valor de α foram ensaiados dois caudais de líquido, Q_L (a saber 54.7×10^{-6} e 139.6×10^{-6} m³/s), cada qual com dois caudais de gás, Q_G (32.2×10^{-6} e 129.9×10^{-6} m³/s). As experiências decorreram à temperatura média de 16.4 °C (na gama de 16.0° a 16.8 °C).



Figura 3.96- Visualização de parte da coluna.

Para cada ensaio mediu-se o caudal de líquido (água da torneira) e de gás (oxigênio puro comercial), a temperatura da água e o valor da concentração em oxigênio dissolvido na água em quatro pontos ao longo da coluna. Mediu-se também a pressão à *entrada* da coluna e a diferença de nível nos dois ramos do manômetro diferencial, tendo em vista o cálculo da diferença de pressão entre a base e o topo da coluna. Para a obtenção dos valores da concentração, era retirada uma pequena amostra de líquido onde se fazia a medição com um oxímetro. Em tudo o resto, o procedimento experimental foi semelhante ao descrito na Seção 3.2. Na Figura 3.97 está representada esquematicamente a coluna e nela se identifica também a localização dos pontos de medição. Para eliminar a interferência do efeito da entrada de líquido no processo de transferência de massa, o ponto dito à *entrada* estava localizado no terceiro compartimento (a contar do topo) conforme se mostra na Figura 3.97.

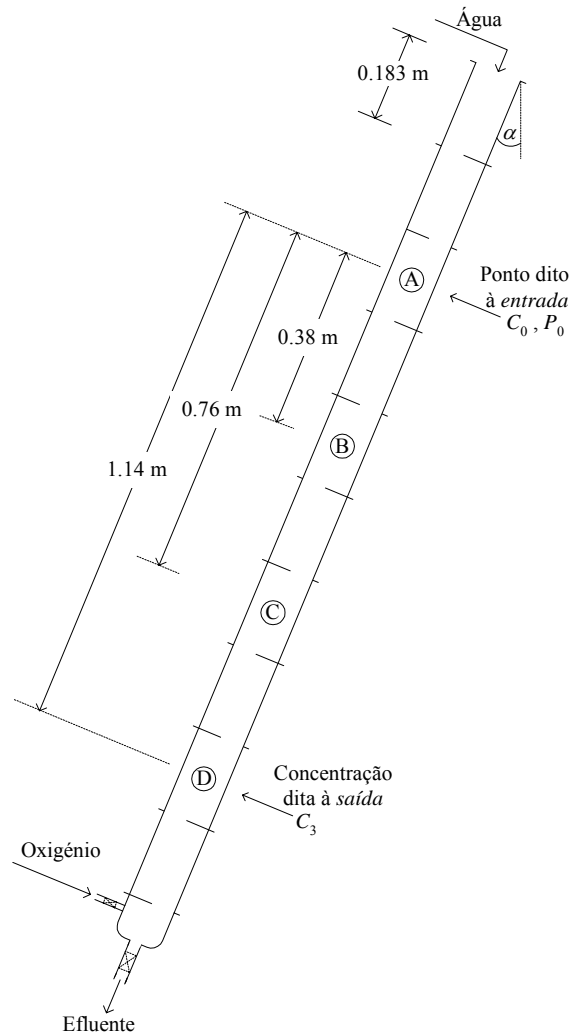


Figura 3.97- Representação dos pontos de medição da concentração: A, B, C e D.

As concentrações medidas continuam a ser apresentadas na forma adimensionalizada, $W = \frac{C_i - C_0}{C^* - C_0}$, sendo C_i a concentração na célula i da coluna e C^* a concentração de oxigênio dissolvido que estaria em equilíbrio com a corrente gasosa.

Os resultados obtidos constam da Figura 3.98, com W representado em função do número da célula (do topo para a base da coluna) para os cinco valores de α . Os resultados experimentais encontram-se no Apêndice A2.4.

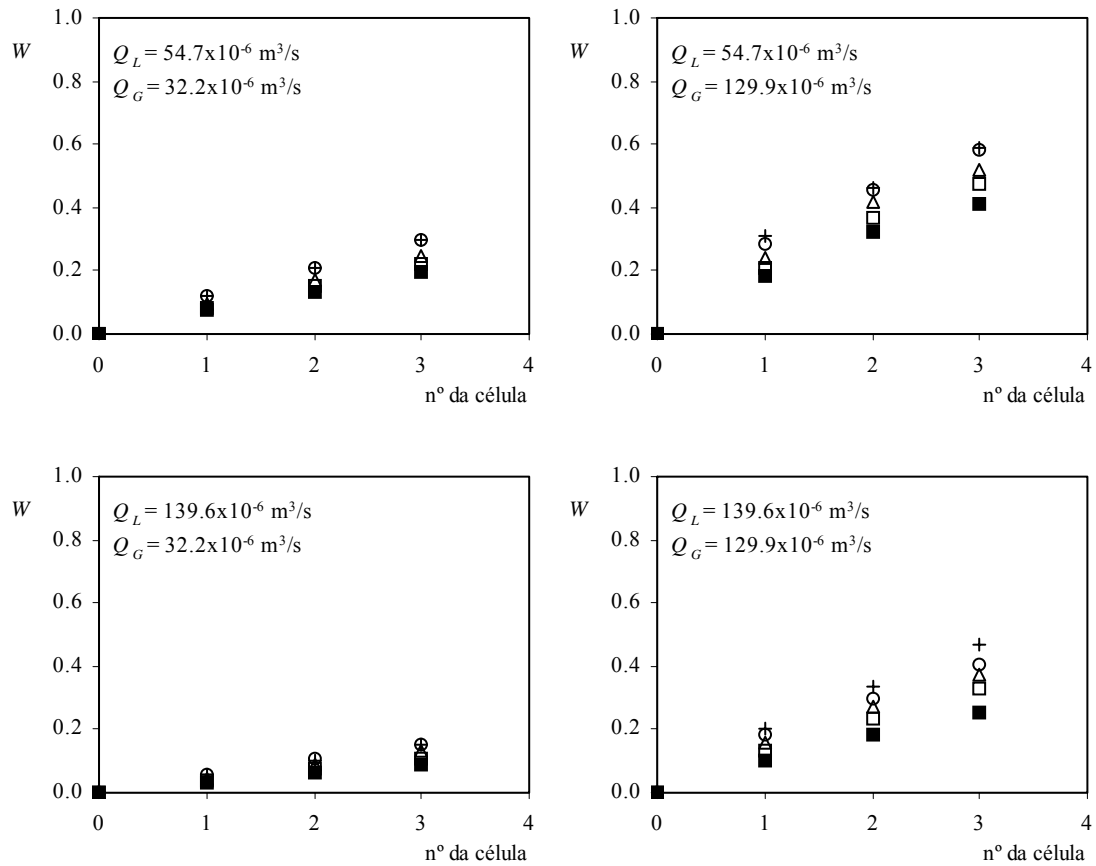


Figura 3.98- Valores experimentais de W em função do nº da célula, obtidos nas experiências efectuadas na coluna de 100 mm de diâmetro para diferentes valores de α (+ 0°; ○ 15°; △ 30°; □ 45°; ■ 60°).

3.5.3- RESULTADOS E SUA DISCUSSÃO

3.5.3.1-Resultados experimentais

Na Figura 3.99 representam-se os valores da concentração (adimensionalizada) à saída da coluna, W_3 , em função de α .

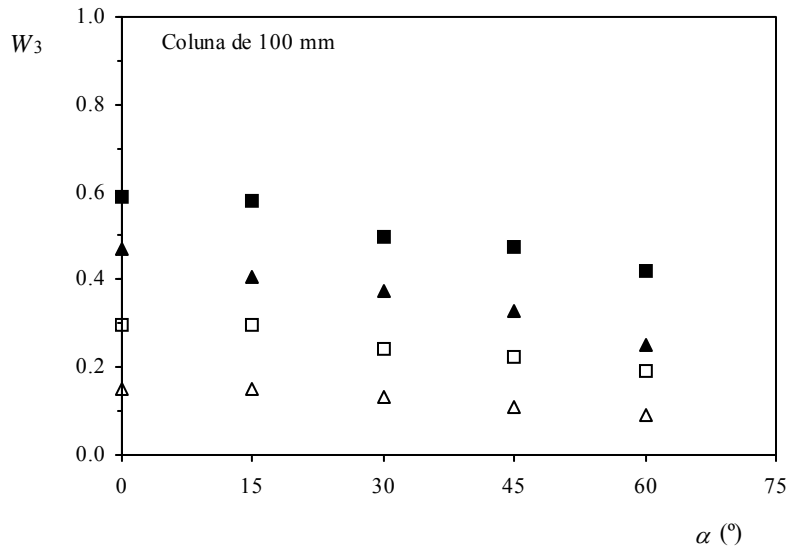


Figura 3.99- Valores de W obtidos à saída da coluna em função de α , para os valores de Q_L e de Q_G (em m^3/s) ensaiados: \blacksquare ($Q_L = 54.7 \times 10^{-6}$, $Q_G = 129.9 \times 10^{-6}$); \blacktriangle ($Q_L = 139.6 \times 10^{-6}$, $Q_G = 129.9 \times 10^{-6}$); \square ($Q_L = 54.7 \times 10^{-6}$, $Q_G = 32.2 \times 10^{-6}$); \triangle ($Q_L = 139.6 \times 10^{-6}$, $Q_G = 32.2 \times 10^{-6}$)}.

Desta figura constata-se imediatamente que W_3 diminui com o aumento de α , para Q_L e Q_G fixos e, como seria de esperar, diminui com o aumento de Q_L , para α e Q_G fixos, aumentando com Q_G , para Q_L e α fixos.

Para a obtenção do coeficiente de transferência $\beta = K_L A$ assume-se um conjunto de pressupostos idênticos aos da coluna de 32 mm. Volta a admitir-se que a coluna é constituída por uma série de células perfeitamente agitadas. O modelo descrito na Secção 3.2 é agora aplicado a esta coluna de modo a obter b e β . Dado tratar-se de uma coluna curta, já que para todos os ensaios se obteve $\Delta P/P_0 < 0.1$, em que ΔP é a variação de pressão na coluna e P_0 é a pressão à entrada, admite-se que a pressão é aproximadamente constante.

O modelo teórico utilizado (modelo 1) apresenta uma boa concordância com os valores experimentais da concentração, como se mostra na Figura 3.100 para todos os caudais ensaiados e para três valores de α .

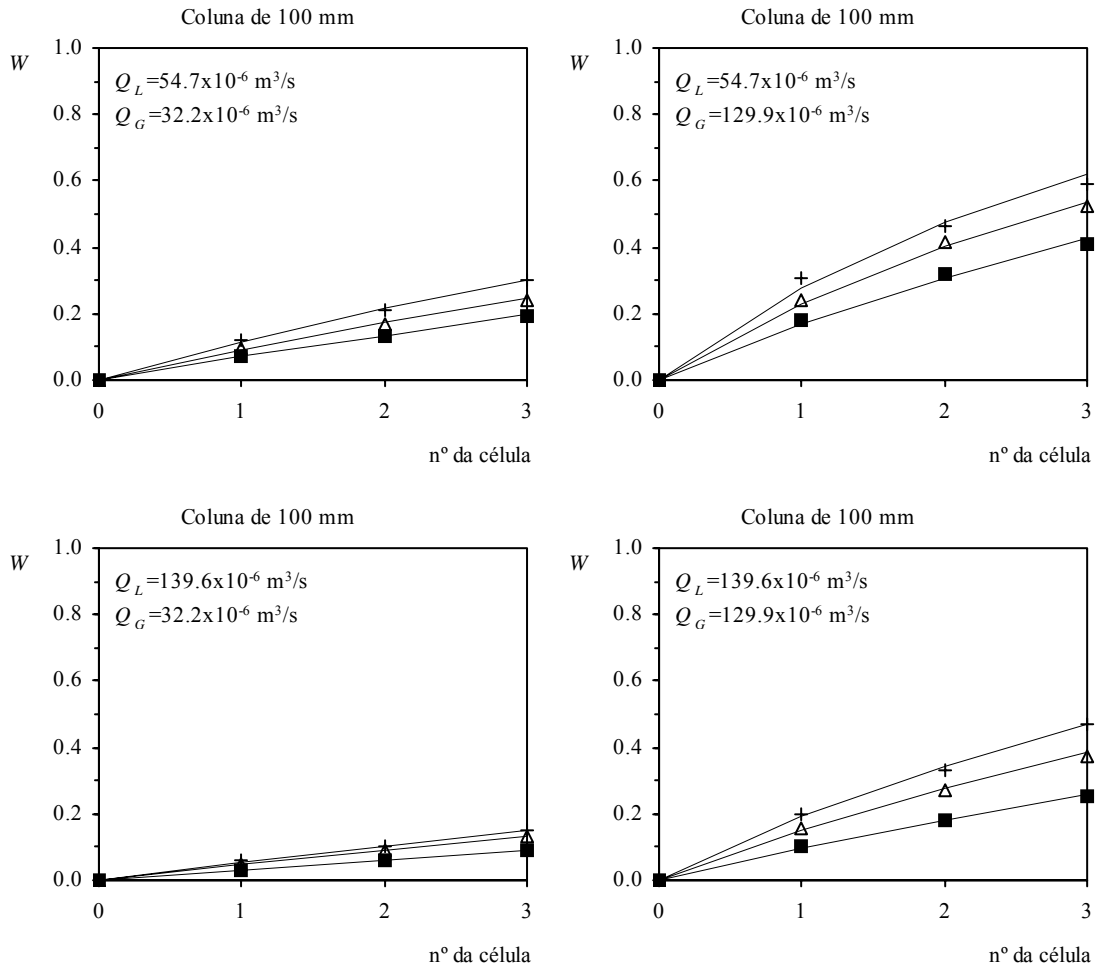


Figura 3.100- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna de 100 mm de diâmetro e os previstos pelo modelo 1 para três valores de α (+ 0° exp., Δ 30° exp., ■ 60° exp., _____ modelo)

Os correspondentes valores de β são apresentados na Figura 3.101.

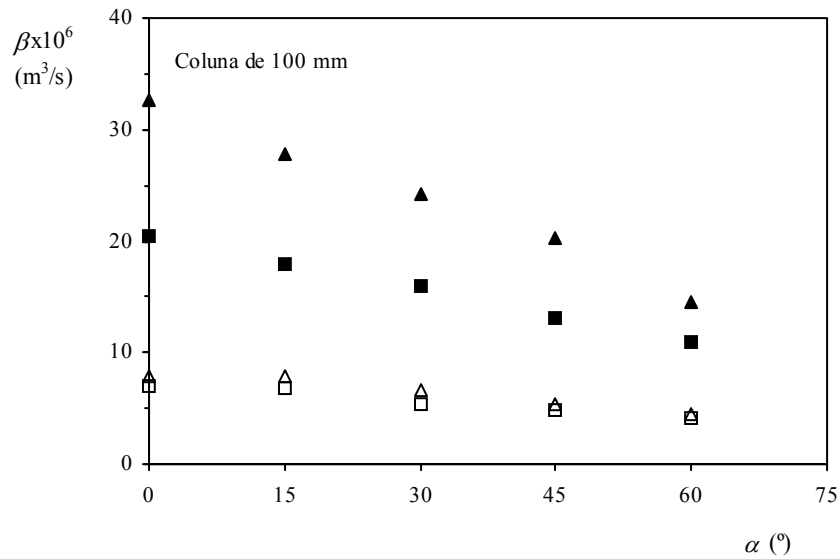


Figura 3.101- Variação de β com α para os valores de Q_L e de Q_G (em m^3/s) ensaiados: $\{\square (Q_L=54.7 \times 10^{-6}, Q_G=32.2 \times 10^{-6}); \Delta (Q_L=139.6 \times 10^{-6}, Q_G=32.2 \times 10^{-6}); \blacksquare (Q_L=54.7 \times 10^{-6}, Q_G=129.9 \times 10^{-6}); \blacktriangle (Q_L=139.6 \times 10^{-6}, Q_G=129.9 \times 10^{-6})\}$.

Constata-se que β aumenta com a diminuição de α , para Q_L e Q_G fixos, aumentando também com Q_L , para valores fixos de Q_G e α e ainda com Q_G para valores fixos de Q_L e α , comportamento idêntico ao verificado na coluna de 32 mm conforme consta da Secção 3.4.2.

Se compararmos os valores de β obtidos na coluna de 100 mm com os obtidos na coluna 1 de 32 mm, apresentados anteriormente na Secção 3.4.2, para iguais valores das velocidades superficiais do líquido, $U_{LS}=Q_L/A_C$, e do gás, $U_{GS}=Q_G/A_C$ (em que A_C é a área da secção recta da coluna), verificamos que os valores relativos à coluna de 100 mm são sempre superiores. Caudais mais elevados de líquido condicionam desde logo este resultado. Por outro lado, para os mesmos valores de U_{LS} , U_{GS} e α , constatou-se que, na gama de caudais de líquido e gás ensaiados, os valores do parâmetro b obtidos na coluna de 100 mm, embora da mesma ordem de grandeza, são sempre superiores (em média 45 %) aos obtidos na coluna de 32 mm. Isto pode ser confirmado na Figura 3.102 onde se representam os resultados de b relativos à coluna de 100 mm em função dos resultados correspondentes da coluna de 32 mm, isto é, para iguais valores de α , U_{LS} e U_{GS} . Estas discrepâncias poderão estar relacionadas com a diferença dos diâmetros dos furos nos anteparos, o que levará a alterações no padrão de escoamento. Um diâmetro

maior do furo, como acontece na coluna de 100 mm, deverá sempre alterar o processo de formação e quebra de bolhas junto dos anteparos.

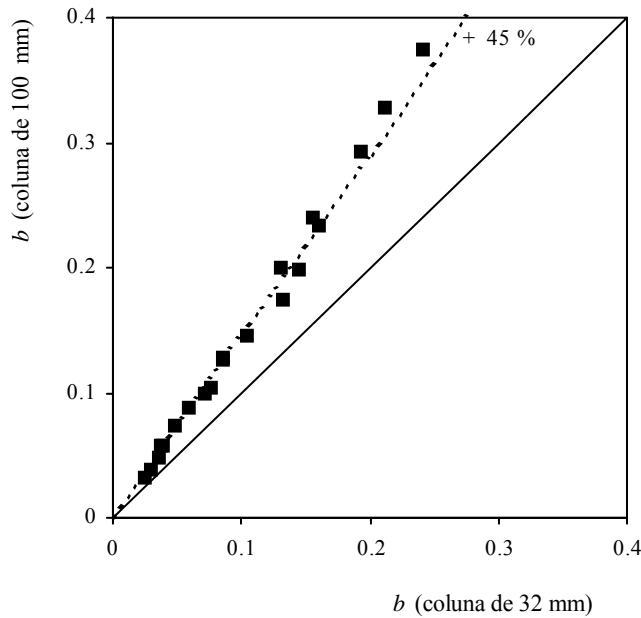


Figura 3.102- Representação de b obtido na coluna de 100 mm vs b da coluna de 32 mm.

3.6-CONCLUSÕES

Neste capítulo fez-se o estudo experimental e teórico de um dispositivo de transferência de massa gás-líquido projectado para funcionar com inclinação em relação à vertical. De modo a evitar a acumulação de gás na parte superior da coluna inclinada, introduziram-se anteparos perfurados, igualmente espaçados ao longo da coluna, os quais individualizavam porções de tubo hidrodinamicamente semelhantes que se designaram por células.

O estudo experimental decorreu inicialmente numa coluna com 32 mm de diâmetro e 1.08m de comprimento, constituída por 9 células. Estudou-se a retenção de gás e a variação de pressão, dois parâmetros hidrodinâmicos com implicações no processo de transferência de massa. Devido à acumulação de gás sob os anteparos quando a coluna funcionava com inclinação, foram definidos dois tipos de retenção: uma que tem em conta todo o gás presente na coluna e que designámos por *retenção*

total e outra que tem em conta apenas o gás em circulação na coluna, designada por *retenção de gás circulante*. Uma das conclusões obtidas foi que a quantidade de gás retido sob os anteparos dependia apenas da inclinação da coluna, com a qual aumentava, sendo praticamente independente do valor dos caudais de gás e de líquido, funcionando assim como um volume estático com influência reduzida no processo de transferência. Sendo a retenção total naturalmente superior à de gás circulante (só eram iguais quando a coluna se encontrava na vertical), ambas aumentavam com o caudal volumétrico de gás, devido ao aumento da quantidade de gás presente na coluna e com o caudal de líquido porque este retardava a subida do gás na coluna. Outra conclusão obtida foi a de que o valor dos dois tipos de retenção diminuía com a inclinação até cerca de 45°, aumentando depois para inclinações superiores, um comportamento semelhante ao da velocidade de subida das bolhas através de líquidos.

Verificou-se, como seria de esperar, que a concentração de gás dissolvido no líquido aumenta com o caudal de gás e com a diminuição do caudal de líquido e que diminuía com a inclinação da coluna relativamente à vertical.

A coluna foi modelada como uma série de “tanques” perfeitamente agitados, correspondendo cada “tanque” a uma célula. Desenvolveu-se primeiro um modelo teórico simples, válido apenas para colunas curtas, que permitiu obter um coeficiente de transferência de massa $\beta = K_L A$ (produto do coeficiente de transferência de massa pela área interfacial), igual para todas as células, para várias condições de operação. Os resultados obtidos mostraram que β aumenta com o caudal de gás e de líquido e diminui com a inclinação da coluna.

Neste modelo simples, admite-se que a pressão é constante e como consequência, também são constantes outros parâmetros: concentração de saturação, caudal volumétrico de gás e coeficiente de transferência de massa. A equação que permite calcular a concentração em qualquer célula (1, 2, ..., N) é

$$C_N = \frac{C_0}{(1+b)^N} + b \frac{P_0}{H} \sum_{i=1}^N \left(\frac{1}{1+b} \right)^i$$

em que b é um coeficiente adimensional de transferência igual a β / Q_L .

A aplicação deste modelo a uma segunda coluna, em tudo igual à primeira mas com metade dos anteparos e o dobro do espaçamento entre eles, permitiu avaliar a

importância dos anteparos na transferência de massa. Como se esperava, o aumento desse espaçamento diminuía os valores de concentração do gás dissolvido. A comparação entre os valores de β obtidos para as duas colunas, permitiu concluir que a transferência de massa se dá predominantemente junto dos anteparos quando os caudais de líquido e de gás e o ângulo de inclinação aumentam, sendo a transferência durante a subida entre anteparos dominante quando aquelas variáveis de operação diminuem. A explicação para isto reside no facto de para valores baixos dos caudais e da inclinação, a coluna operar quase cheia de líquido, com o gás a passar sob a forma de pequenas bolhas, sendo que para retenções de gás elevadas, a interacção entre fases situar-se-á predominantemente na passagem através dos anteparos.

Desenvolveu-se depois um modelo mais completo em que se considerou a variação da pressão, o que permite aplicá-lo a colunas com qualquer número de células. Obviamente introduziu-se a influência da variação da pressão ao longo da coluna, na concentração de saturação, no caudal volumétrico de gás e no coeficiente de transferência de massa β (e b). A equação que permite calcular a concentração de gás dissolvido numa célula N é

$$C_N = \frac{C_0}{\prod_{i=1}^N (1+b_i)} + \frac{1}{H} \left[\frac{b_1 P_1}{\prod_{i=1}^N (1+b_i)} + \frac{b_2 P_2}{\prod_{i=2}^N (1+b_i)} + \dots + \frac{b_{N-1} P_{N-1}}{\prod_{i=N-1}^N (1+b_i)} + \frac{b_N P_N}{(1+b_N)} \right]$$

O modelo envolve o cálculo de todas as variáveis, célula a célula, desde o topo até à base. Para uma determinada célula i , a pressão (P_i), o caudal volumétrico (Q_{G_i}) e a concentração (C_i), são obtidos das equações seguintes

$$P_i = P_{i-1} + \Delta P_{i-1}$$

$$Q_{G_i} = \frac{P_{i-1}}{P_i} Q_{G_{i-1}}$$

$$C_i = \frac{C_{i-1} + b_i C_i^*}{1 + b_i}$$

O cálculo da pressão e do coeficiente β (e portanto de b) para as várias células, é efectuado a partir dos valores da diferença de pressão (ΔP) e de β obtidos na coluna laboratorial de 9 células.

Não podendo ser testado com a coluna laboratorial devido à reduzida variação de pressão nesta coluna, este modelo pode ser encarado como uma metodologia para calcular colunas onde a variação de pressão seja significativa. Mostrou-se neste trabalho que é possível a partir da modelação de uma coluna curta onde as variáveis como a pressão, a concentração de saturação, o caudal volumétrico de gás e o coeficiente transferência de massa são consideradas constantes, construir um modelo que permita calcular, com aceitável grau de precisão, a concentração ao longo de uma coluna com qualquer número de células, conhecidas que sejam as condições de operação (caudais de líquido e de gás, inclinação e concentração de gás dissolvido à entrada).

Experiências efectuadas numa coluna de maiores dimensões (100 mm de diâmetro e 1.14 m de comprimento), operando com velocidades superficiais de líquido e gás iguais às usadas na coluna de 32 mm de diâmetro, mostraram que a metodologia de funcionamento e o cálculo de transferência de massa gás/líquido testados inicialmente nessa coluna, também se poderão aplicar a colunas com dimensões e caudais substancialmente superiores.

4-TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM CALEIRAS INCLINADAS

4.1- INTRODUÇÃO

Nas pisciculturas existentes no nosso país é vulgar a água entre tanques ser conduzida através de sistemas de escoamento pelicular em superfície livre, tipo canal aberto inclinado. Deste modo estudou-se a transferência de oxigénio do ar para água em escoamento ao longo de uma caleira inclinada (ver Figura 4.1). No limite de inclinação nula, em relação à vertical, este dispositivo corresponde praticamente a uma “tira” de uma coluna de parede molhada, que é um equipamento tradicional na engenharia química. Estes equipamentos são muito utilizados em estudos de transferência de massa gás/líquido, uma vez que é fácil conhecer com razoável exactidão a área interfacial para a transferência. São muitos os estudos publicados sobre absorção de um gás por um líquido em escoamento ao longo de colunas de parede molhada, verticais. Referem-se aqui alguns dos mais importantes como os de Lamourelle and Sandall (1972), Yih and Chen (1982) e Nielsen *et al.*, (1998). Referências a equipamentos de absorção a operar com inclinação são muito poucas. Chesness and Stephens (1971) e Chanson and Toombes (2004), entre outros, referem-se a arejadores do tipo inclinado, constituídos por um canal com uma sucessão de pequenas quedas de água em degrau.

Como não se encontrou bibliografia sobre caleiras inclinadas, optou-se por fazer um conjunto de experiências com o objectivo de estudar a transferência de massa nesses equipamentos.

Neste capítulo aborda-se, então, a transferência de oxigénio a partir do ar atmosférico para a água em escoamento pelicular em caleiras inclinadas. Efectuaram-se experiências em que se mediu a concentração de gás dissolvido em vários pontos ao longo da caleira. As concentrações obtidas e o modelo teórico desenvolvido permitiram a determinação do coeficiente de transferência de massa para várias condições de operação. Estes coeficientes foram correlacionados com o número de Reynolds e com o ângulo de inclinação em relação à vertical. Compararam-se depois os resultados obtidos com valores publicados na literatura da especialidade.

4.2-EXPERIÊNCIAS

As experiências foram efectuadas em caleiras de secção recta rectangular (abertas na face superior), com 6 m de comprimento, estando as características principais indicadas esquematicamente na Figura 4.1, por dois cortes, em escalas distorcidas (dada a enorme diferença entre a espessura da camada de líquido e o comprimento total da caleira). A Figura 4.1(a) representa o corte por um plano vertical perpendicular à base da caleira e nela se identificam a inclinação α , o comprimento total L e a profundidade da água em escoamento, h . A secção recta, representada em (b) permite identificar a largura l , além da profundidade h .

Foram feitos ensaios com duas caleiras, que diferiam apenas no valor de l , sendo para a caleira A, $l=30$ mm e para a caleira B, $l=90$ mm. Começou-se pelos ensaios com a caleira A e utilizaram-se quatro valores de α : 15° , 30° , 45° e 60° . Para cada valor de α foram ensaiados quatro caudais de líquido, Q_L : 54.7×10^{-6} m³/s, 83.0×10^{-6} m³/s, 111.4×10^{-6} m³/s e 139.6×10^{-6} m³/s. As experiências foram realizadas à pressão atmosférica e à temperatura ambiente (entre 16.0 °C e 17.6 °C).

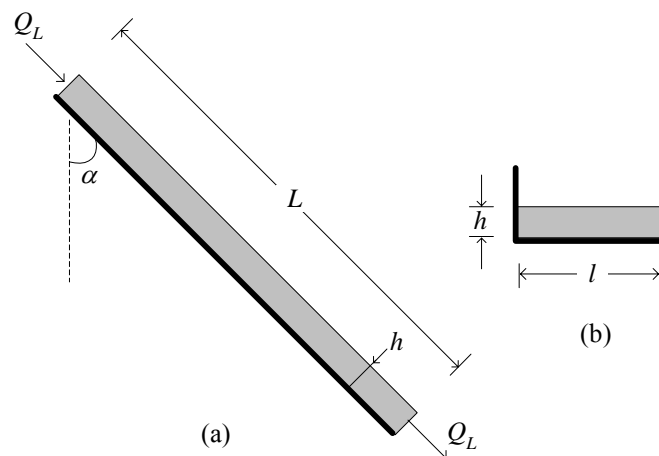


Figura 4.1- Representação esquemática do escoamento de líquido numa caleira de secção recta rectangular (as escalas estão distorcidas).

No estudo da transferência de massa mediu-se, para cada ensaio, o caudal de líquido alimentado ao topo da caleira, com um rotâmetro, e o valor da concentração em oxigénio dissolvido em quatro secções ao longo da caleira (ver Figura 4.2), com oxímetros, que indicavam também a temperatura do líquido.

O líquido utilizado foi a água da torneira, que se apresentava com uma concentração de O_2 dissolvido de entre 2.2×10^{-3} e $2.4 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3$, muito longe, portanto, da saturação ($C_{\text{sat}} \cong 9.8 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3$).

Na Figura 4.2 indicam-se as cotas das secções em que era feita a medição da concentração, C , de oxigénio dissolvido. Para eliminar a interferência do efeito de entrada do líquido na análise do processo de transferência de massa, o ponto dito à *entrada* estava localizado 0.54 m abaixo da entrada efectiva da água no topo da caleira. A distância entre cada dois pontos sucessivos de medição era de 1.73 m, sendo portanto de 5.19 m a distância entre o ponto dito à *entrada* e o ponto dito à *saída*, situado próximo da extremidade inferior da caleira.

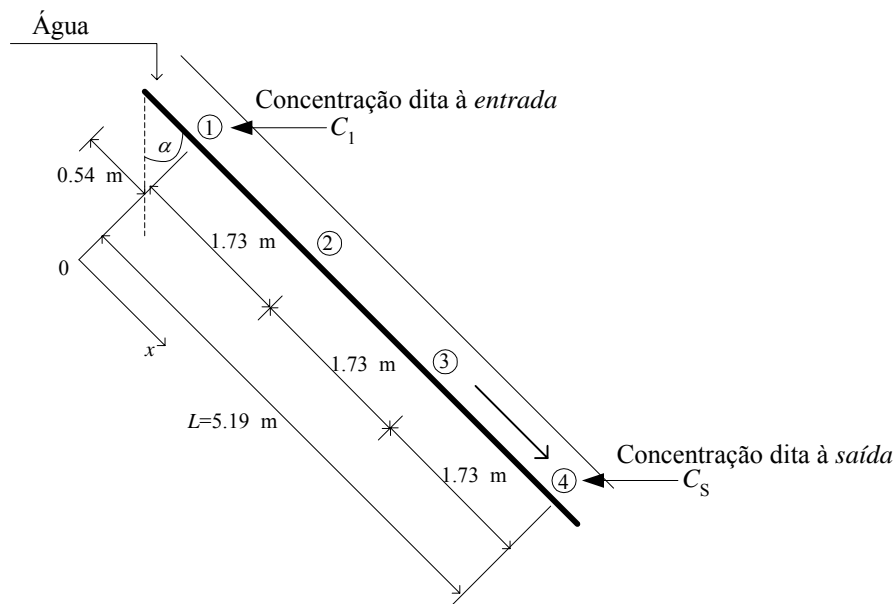


Figura 4.2- Representação esquemática dos pontos de medição da concentração: 1, 2, 3 e 4.

Após a colocação da caleira na posição pretendida, o ensaio iniciava-se com a introdução do líquido ao caudal desejado. Logo que era atingido o estado estacionário mediam-se a temperatura e as concentrações de oxigénio dissolvido nos vários pontos ao longo da caleira. Esta medição era efectuada através da recolha de uma pequena amostra de líquido nesses pontos, sendo efectuada da base para o topo da caleira de modo a não haver interferência das medições no processo de transferência de massa.

As concentrações medidas são apresentadas na forma adimensionalizada, $W = \frac{C_i - C_1}{C^* - C_1}$, em que C_i representa a concentração no ponto i da caleira e C^* é a concentração de oxigénio dissolvido que estaria em equilíbrio com o ar. Pode dizer-se que W representa a eficiência de oxigenação (expressa como fracção da unidade), ou seja, a razão entre a quantidade de oxigénio transferido para a água, de 1 até i , e o máximo que seria possível transferir.

O tipo de resultado obtido em cada ensaio é conforme representado na Figura 4.3, para a situação $\alpha = 45^\circ$ e $Q_L = 54.7 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, sendo o valor de x medido em relação ao ponto 1, conforme indicado na Figura 4.2.

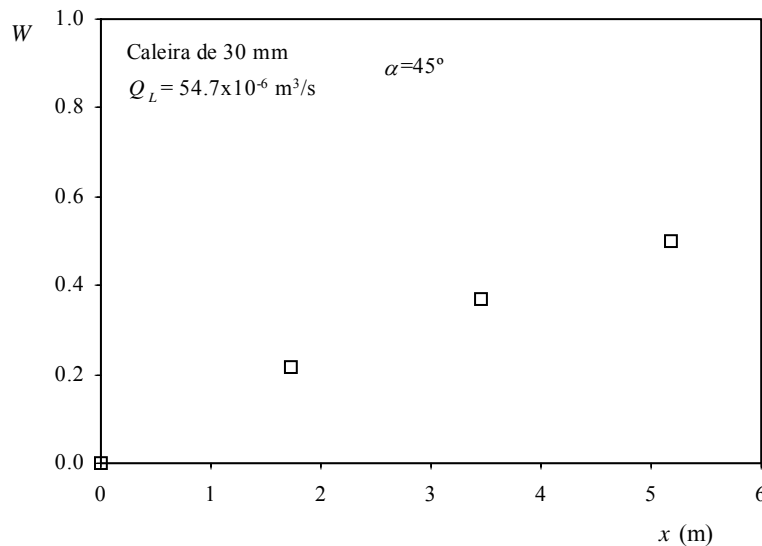


Figura 4.3- Exemplo de variação de concentração de oxigénio dissolvido ao longo da caleira A ($l=30 \text{ mm}$).

Conforme referido, com a caleira A fizeram-se ensaios para quatro valores de α (nomeadamente, 15° , 30° , 45° e 60°) e a quatro valores de Q_L para cada α (a saber, 54.7×10^{-6} , 83.0×10^{-6} , 111.4×10^{-6} e $139.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$). Com a caleira B foram realizados ensaios apenas para $\alpha = 30^\circ$ e $\alpha = 60^\circ$ e a quatro caudais de líquido, escolhidos de modo a se obterem os mesmos valores de caudal por unidade de largura, $q = Q_L / l$, que com a caleira A.

Todos os resultados obtidos estão apresentados na Figura 4.4 (e constam do Apêndice A2.5).

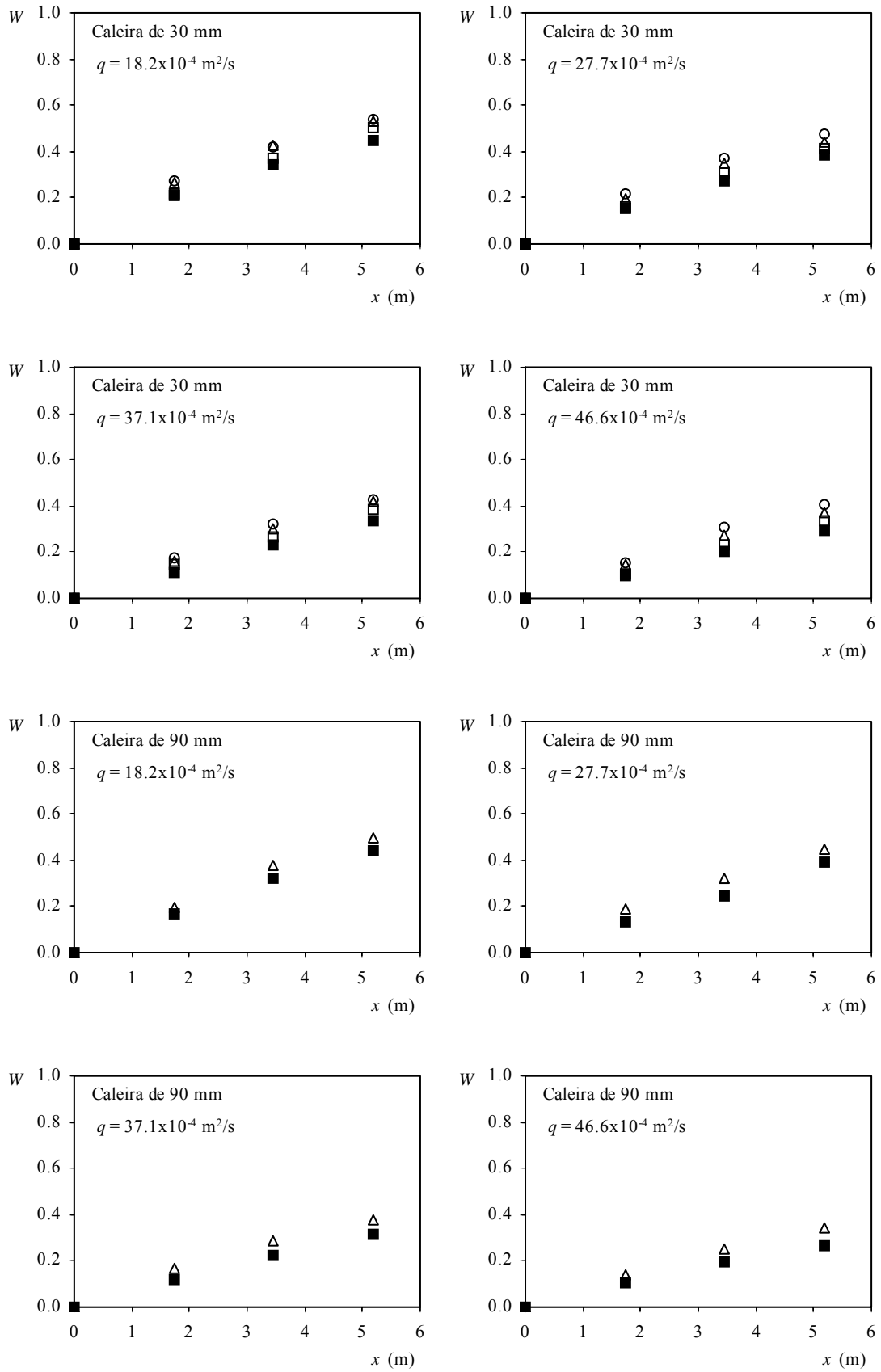


Figura 4.4- Valores experimentais de W em função de x , obtidos nas experiências efectuadas nas caleiras de 30 e de 90 mm de largura para diferentes valores de α (\circ 15°; Δ 30°; \square 45°; \blacksquare 60°).

O único comentário que aqui se faz, para já, é que é manifesto o aumento da eficiência com a distância percorrida ao longo da caleira e que há alguma perda de eficiência com o aumento do desvio em relação à vertical.

Uma análise mais aprofundada é apresentada na secção 4.4, mas antes importa referir como se obtêm os valores do coeficiente de transferência, a partir de dados como os da Figura 4.3.

4.3- OBTENÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA A PARTIR DOS DADOS DE UM ENSAIO

Em todas as experiências efectuadas, descritas na secção anterior, o líquido percorria as caleiras na forma de uma película turbulenta de pequena espessura (da ordem do mm ou pouco mais), que molhava completamente a base da caleira, numa situação semelhante à observada no escoamento (turbulento) de líquido numa coluna de parede molhada. A questão do regime de escoamento (laminar ou turbulento) será abordada na secção 4.4.2, mas pode adiantar-se desde já que, para os caudais utilizados em todas as experiências, o regime de escoamento terá sido turbulento.

No modelo de transferência de massa adoptado, admite-se que é insignificante a dispersão axial, dado tratar-se de um escoamento turbulento, que promove a rápida igualização de concentração de oxigénio dissolvido sobre cada secção recta. O modelo unidimensional adoptado contempla então a transferência de massa interfacial e o transporte convectivo pela corrente do fluido, conforme esquematizado na Figura 4.5.

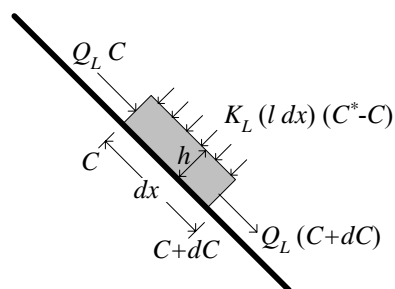


Figura 4.5- Representação esquemática do modelo de transferência de massa.

Para um elemento de fluido de comprimento dx , um balanço material ao oxigénio dissolvido na água, entre as cotas x , onde a concentração é C , e $x+dx$, onde a concentração é $C+dC$, conduz à seguinte equação

$$Q_L \frac{dC}{dx} - K_L l (C^* - C) = 0 \quad (4.1)$$

ou

$$\frac{d(C - C^*)}{dx} + \phi (C - C^*) = 0 \quad (4.2)$$

onde $\phi = \frac{K_L l}{Q_L} = \frac{K_L}{q}$, já que C^* é independente de x .

A equação diferencial (4.2) pode ser integrada entre a secção 1, dita de entrada, à cota $x=0$, e uma secção à cota genérica x . Sendo ϕ constante, obtém-se

$$\ln \frac{C^* - C}{C^* - C_1} = -\phi x \quad (4.3)$$

ou ainda

$$\frac{C^* - C}{C^* - C_1} = e^{-\phi x} \quad (4.4)$$

que é a lei de variação de C com x . A título ilustrativo, esta lei está representada na Figura 4.6, para $C^*=9.8 \text{ g/m}^3$ e $C_1=3.0 \text{ g/m}^3$ e três valores do parâmetro ϕ (baixo, intermédio e elevado), podendo observar-se que o valor absoluto da diferença entre a concentração no líquido e a concentração correspondente a líquido saturado diminui exponencialmente ao longo da caleira, como seria de prever.

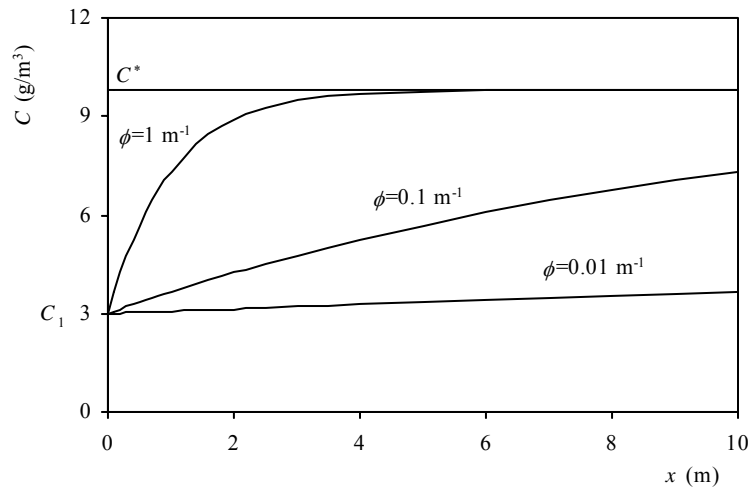


Figura 4.6-Perfis de concentração ao longo de uma caleira, para três valores de ϕ , com $C_1=3.0 \text{ g/m}^3$ e $C^*=9.8 \text{ g/m}^3$.

Notando que $(C^* - C)/(C^* - C_1) = 1 - W$, pode logaritmicar-se a equação (4.4) e representá-la na forma $\ln(1 - W) = -\phi x$, o que sugere que, para cada ensaio, se represente $\ln(1 - W)$ vs. x e se ajuste uma recta a passar pela origem, aos quatro pontos obtidos dos dados experimentais, para determinar o valor de ϕ e portanto de $K_L = \phi q$. Esta forma de proceder é exemplificada na Figura 4.7 para o caso concreto de $q = 18.2 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$, na caleira de 30 mm, com $\alpha = 45^\circ$. O bom ajuste linear confirma a adequação do modelo desenvolvido e, no caso considerado, permitiu obter o valor $K_L = 2.44 \times 10^{-4} \text{ m/s}$. Este procedimento foi adoptado para todos os ensaios efectuados, obtendo-se para todos um bom ajuste (valores do coeficiente de correlação, R^2 , sempre superiores a 0.99).

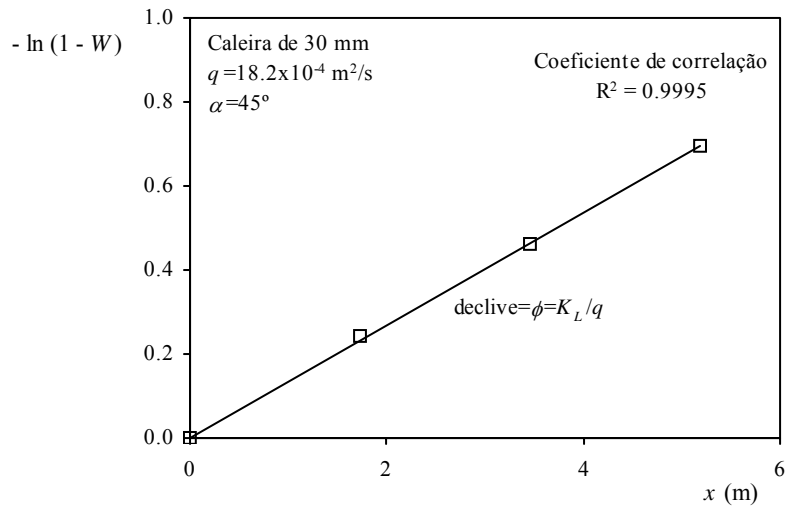


Figura 4.7- Obtenção de K_L a partir dos dados experimentais.

Os valores de K_L obtidos são apresentados e analisados na secção seguinte.

4.4- RESULTADOS E SUA DISCUSSÃO

4.4.1-Resultados experimentais

Na Figura 4.8 apresentam-se todos os valores experimentais de W_S vs. q , obtidos no presente estudo, com α como parâmetro. Sendo W_S o valor de W “à saída” da caleira, os pontos representados na Figura 4.8 correspondem a todos os pontos para a cota 5.19 m da Figura 4.4, mas agora na forma W_S vs. q .

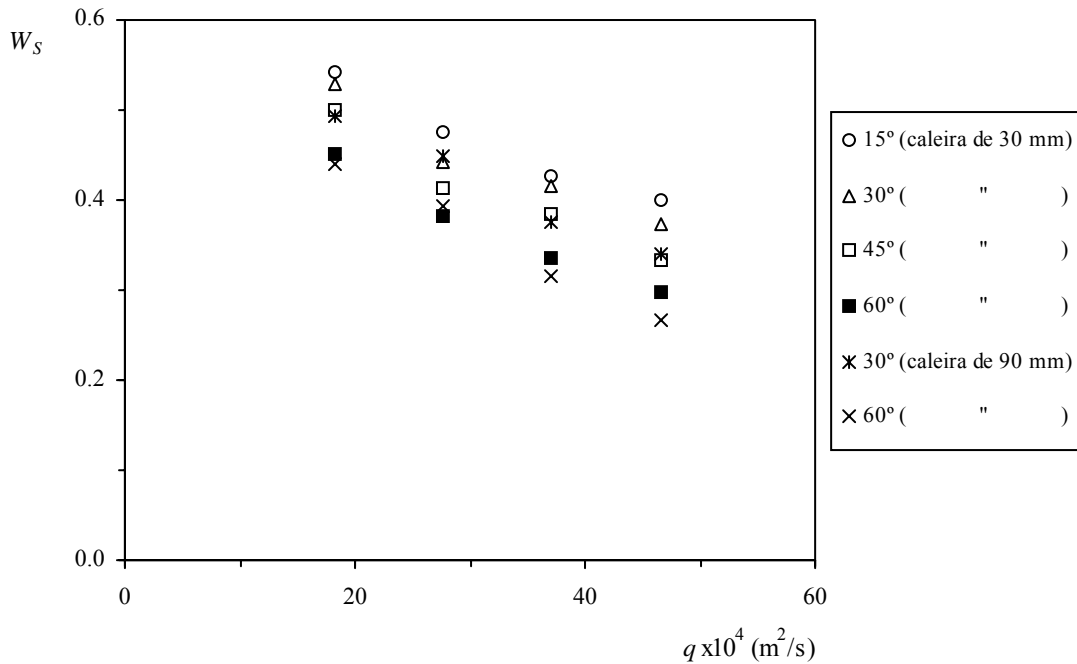


Figura 4.8- Variação de W_s com q .

Para além da constatação imediata de que W_s diminui sempre com o aumento de q , para α fixo, e de que W_s diminui sempre com o aumento de α , para q fixo, é importante comparar entre si o comportamento das duas caleiras. Esperar-se-ia que, a iguais valores de q e α , as duas caleiras conduzissem idealmente a valores idênticos de W_s . Isto porque as características do escoamento pelicular são apenas função de q e α (para além das propriedades do fluido). Os pontos da Figura 4.8 mostram que, efectivamente, para idênticos valores de q e α , os valores de W_s nas duas caleiras são sempre muito próximos, sendo o desvio máximo observado de cerca de 10% (para $q=46.6 \text{ m}^2/\text{s}$ e $\alpha = 60^\circ$). Esta pequena diferença de comportamento entre as duas caleiras será provavelmente devida ao efeito de parede, junto às faces laterais da caleira, que se manifesta, por exemplo, no encurvamento da superfície livre, conforme ilustrado na Figura 4.9. De acordo com Sherwood *et al.* (1975) poderá haver algum acréscimo no escoamento de líquido junto das paredes e a importância relativa desta “distorção” no escoamento será tanto maior quanto menor for o valor da largura, l , da caleira.

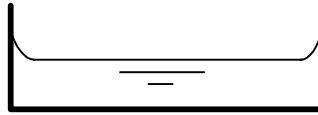


Figura 4.9- Ilustração esquemática do efeito de parede.

Os resultados experimentais da Figura 4.8 podem ser apresentados, em alternativa, como na Figura 4.10, por forma a melhor evidenciar o efeito de α sobre W_s , para cada valor de q .

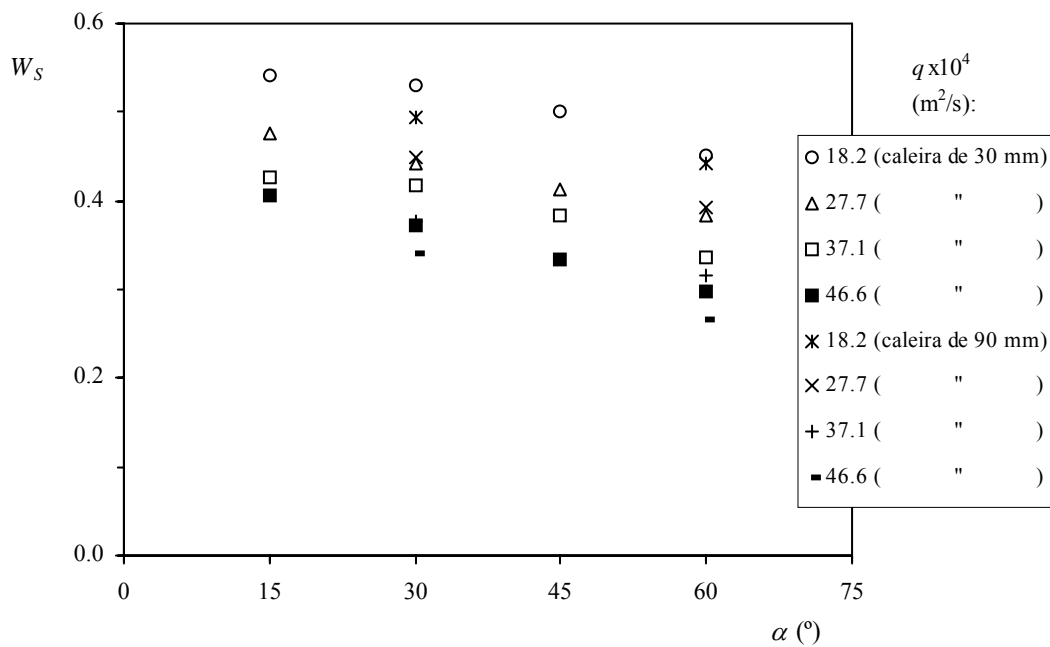


Figura 4.10- Valores de W obtidos à saída das caleiras em função de α , para os valores de q ensaiados.

Para além da representação quase directa dos resultados experimentais, nas Figuras 4.8 e 4.10, tem interesse ver como K_L varia com q e com α e essa informação é veiculada nas Figuras 4.11 e 4.12.

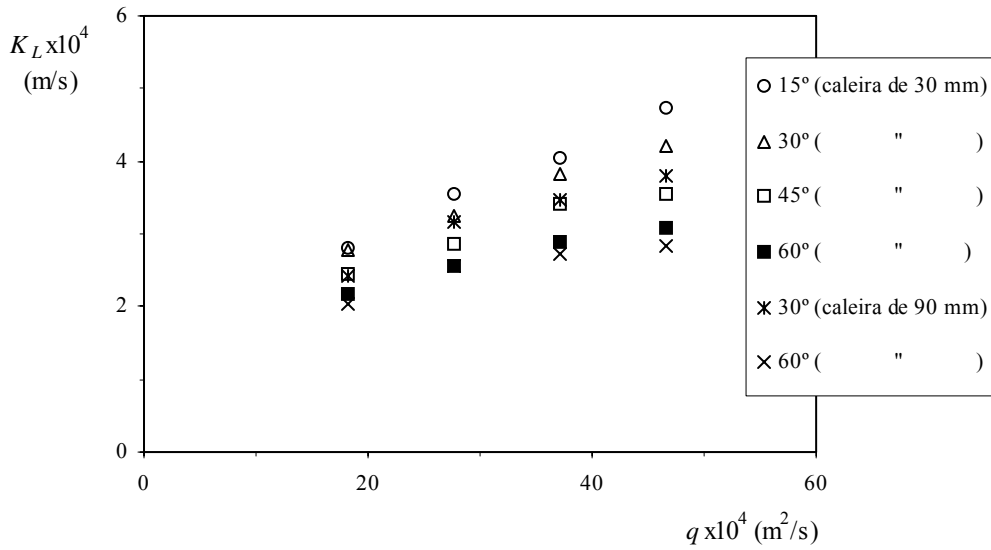


Figura 4.11- Variação de K_L com q .

Constata-se que K_L aumenta sempre com q , para cada valor de α e que K_L aumenta com a diminuição de α , a q constante. Isto mesmo se constata da representação alternativa dada na Figura 4.12.

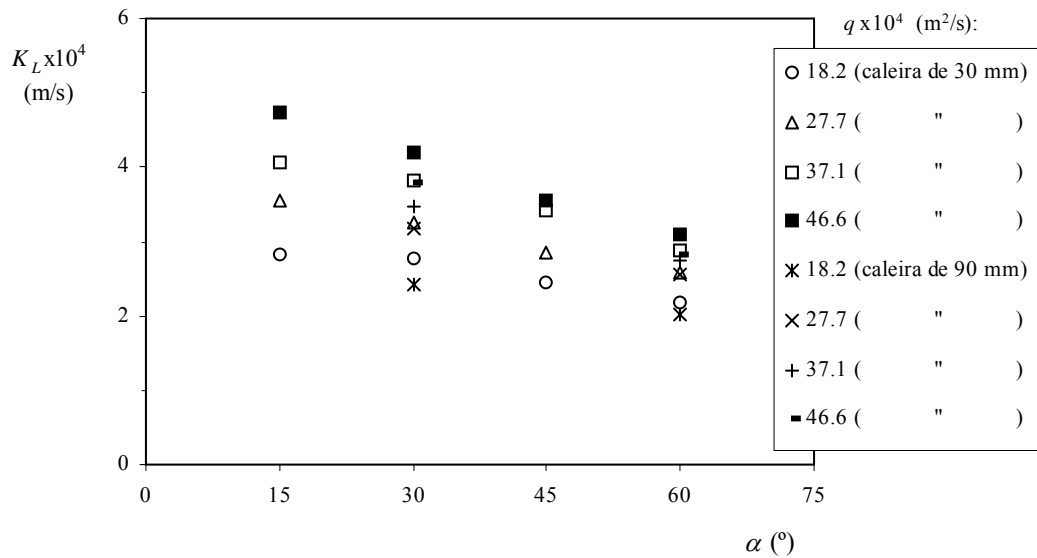


Figura 4.12- Variação de K_L com α .

4.4.2-Correlação dos dados experimentais

Conforme referido no início da secção 4.3, em todas as experiências efectuadas o líquido percorria as caleiras na forma de uma película turbulenta de pequena espessura, numa situação semelhante à observada no escoamento turbulento de líquido numa coluna de parede molhada. Para este tipo de escoamento é habitual definir o número de Reynolds através de

$$Re = \frac{4q}{\nu} \quad (4.5)$$

em que ν é a viscosidade cinemática do líquido e q é o caudal volumétrico de líquido em escoamento, por unidade de largura.

A transição laminar/turbulento observa-se normalmente para $1000 < Re < 4000$ (Guedes de Carvalho and Talaia, 1998), sendo que nesta gama os dois regimes podem alternar ou até coexistir (laminar numa porção inicial e turbulento na parte inferior da caleira).

No caso das experiências realizadas no presente trabalho e considerando a temperatura média, $T=16.8^\circ\text{C}$ (com $\rho=998.9 \text{ kg/m}^3$ e $\mu=1.1 \times 10^{-3} \text{ kg/m s}$, para a água), constata-se que os valores de Re foram 6618, 10073, 13491 e 16945, sempre superiores ao limite a partir do qual o escoamento é seguramente turbulento. Para escoamento pelicular turbulento, na vertical, os valores de K_L são normalmente correlacionados com as restantes variáveis do processo, por uma relação do tipo

$$Sh = a_0 Re^{a_1} Sc^{a_2} \quad (4.6)$$

com $Sh = \frac{K_L h}{D}$, $Re = \frac{4q}{\nu}$ e $Sc = \frac{\nu}{D}$, onde D representa o coeficiente de difusão molecular do gás no líquido.

No caso presente, em que se introduz a variável α , haverá que ter em conta, também, a dependência em relação a este parâmetro. Talvez uma relação do tipo

$$Sh = a_0 Re^{a_1} Sc^{a_2} \left[\text{sen} \left(\frac{\pi}{2} - \alpha \right) \right]^{a_3} \quad (4.7)$$

se revele adequada, com a vantagem de a mesma se reduzir a (4.6), para $\alpha = 0^\circ$. Como no caso das nossas experiências se estudou a variação de K_L apenas com q e α , pode simplificar-se (4.7) para se obter

$$K_L = b_0 q^{b_1} \left[\sin \left(\frac{\pi}{2} - \alpha \right) \right]^{b_2} \quad (4.8)$$

Os dados experimentais obtidos podem ser utilizados para otimizar os valores de b_0 , b_1 e b_2 nesta equação, obtendo-se

$$K_L = 45.78 \times 10^{-4} q^{0.437} \left[\sin \left(\frac{\pi}{2} - \alpha \right) \right]^{0.504} \quad (\text{m/s}) \quad (4.9)$$

com q em m^2/s e α em radianos. Os valores otimizados de b_0 , b_1 e b_2 foram obtidos pelo ajuste de (4.8) aos valores de K_L , pelo método dos mínimos quadrados, usando uma regressão múltipla inserida na aplicação informática “STATGRAPHICS Plus”.

A equação (4.9) será a tradução imediata dos resultados do presente trabalho numa fórmula empírica e, na Figura 4.13, ela pode ser comparada com os pontos experimentais.

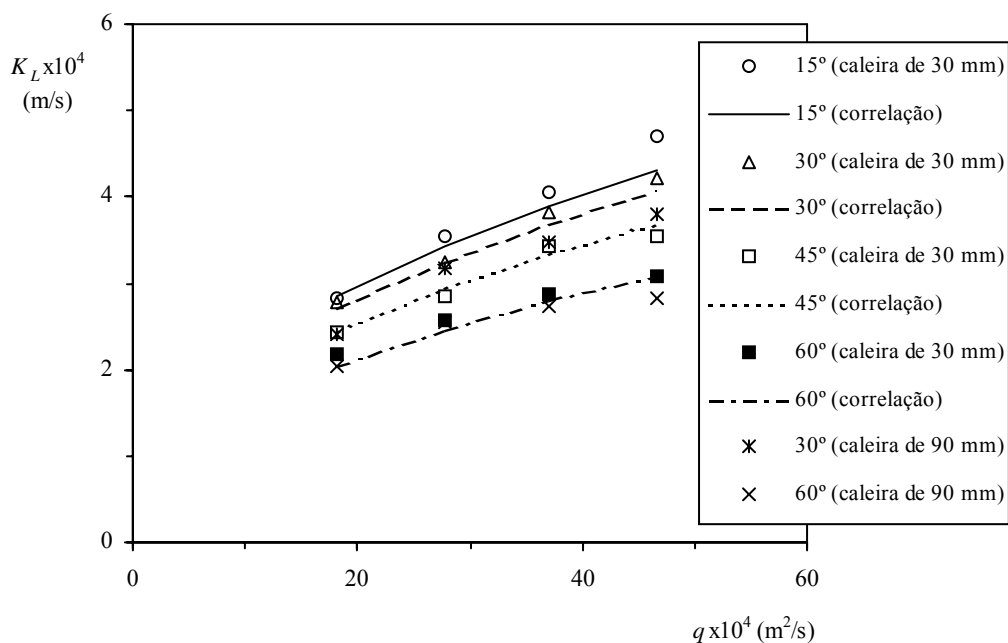


Figura 4.13- Representação de K_L em função de q : os pontos representam os valores experimentais e as linhas a equação 4.9.

Na Figura 4.14 mostra-se, de uma forma alternativa, que a correlação dá boa representação dos valores experimentais obtidos.

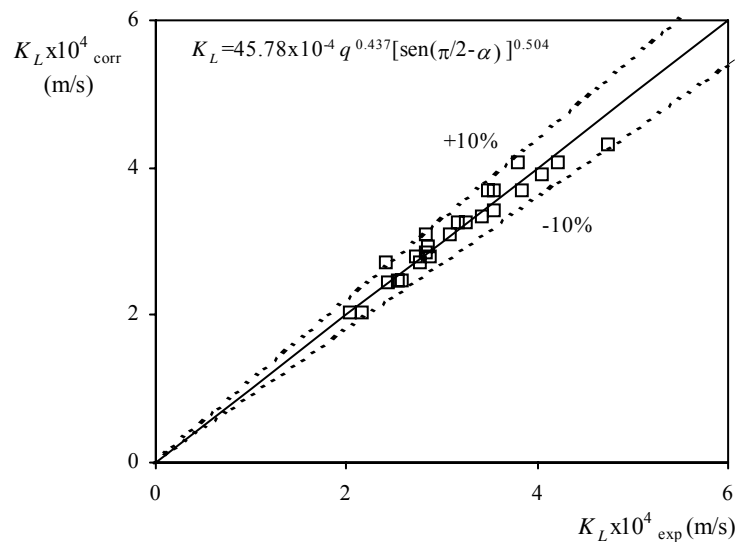


Figura 4.14 - Representação de K_L calculado pela correlação em função de K_L obtido directamente das experiências.

4.4.3-Comparação com resultados obtidos por outros autores

Não se encontraram na literatura dados de K_L especificamente para escoamentos em caleiras inclinadas. Efectuaram-se por isso pesquisas sobre transferência de massa no escoamento em canais abertos inclinados. Mas nestes, os caudais considerados na prática são sempre muito elevados, sendo normalmente atingidas condições de arrastamento de bolhas de ar para o interior da massa líquida, para além de se considerar profundidades muito superiores aos valores observados nas nossas experiências.

Dado que no presente trabalho o escoamento de líquido nas caleiras se fazia em filme de pequena espessura, decidiu-se comparar os resultados obtidos (i.e. K_L) com resultados referentes a colunas de parede molhada, apesar de nestas se tratar de escoamento vertical. Atendendo a que o escoamento de líquido nas caleiras se fazia em regime turbulento (com valores de Re entre 6680 e 16730), fez-se a comparação com

estudos de absorção de gás por líquidos em escoamento turbulento, em colunas de parede molhada.

Para transferência de massa com escoamento pelicular laminar há um número muito elevado de referências, mas para escoamento turbulento, os dois estudos mais relevantes são os de Lamourelle and Sandall (1972) e Yih and Chen (1982). Nesses estudos, o gás estava “parado” ou podia ser considerado como tal, situação idêntica à do nosso trabalho.

Lamourelle and Sandall (1972) obtiveram os coeficientes de transferência de massa relativos à fase líquida, para absorção de gás em líquido turbulento, em colunas de parede molhada verticais. Os gases usados foram He, H₂, O₂ e CO₂ e o líquido foi água destilada. Os valores de Re variaram entre 1300 e 8300 e os valores do coeficiente de transferência de massa foram correlacionados com Re e com a difusividade do gás no líquido, \mathcal{D} . A correlação obtida foi

$$K_L = 5.65 \times 10^{-3} Re^{0.839} \mathcal{D}^{0.5} \text{ (m/s)} \quad (4.10)$$

com \mathcal{D} em m²/s. Na forma adimensional, a expressão equivalente é

$$Sh = 1.76 \times 10^{-5} Re^{1.506} Sc^{0.5} \quad (4.11)$$

onde $Sh = \frac{K_L h}{\mathcal{D}}$, sendo h a espessura do filme líquido na coluna de parede molhada,

$Re = \frac{4 q'}{\nu}$, em que q' representa o caudal de líquido por unidade de perímetro molhado

e $Sc = \frac{\nu}{\mathcal{D}}$.

Yih and Chen (1982) realizaram experiências em colunas de parede molhada verticais, estudando a absorção de O₂ e de CO₂ em filmes de água destilada. A correlação obtida, na forma adimensional, válida para Re entre 1600 e 10500, é

$$K_L^* = 5.244 \times 10^{-4} Re^{0.7518} Sc^{0.5} \quad (4.12)$$

em que $K_L^* = \left(\frac{K_L}{D} \right) \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3}$ e Re e Sc são definidos do mesmo modo que em Lamourelle and Sandall (1972).

Na Figura 4.15 comparam-se os valores de K_L obtidos no presente estudo, com caleiras, com os valores calculados com as correlações de Lamourelle and Sandall (1972) e de Yih and Chen (1982).

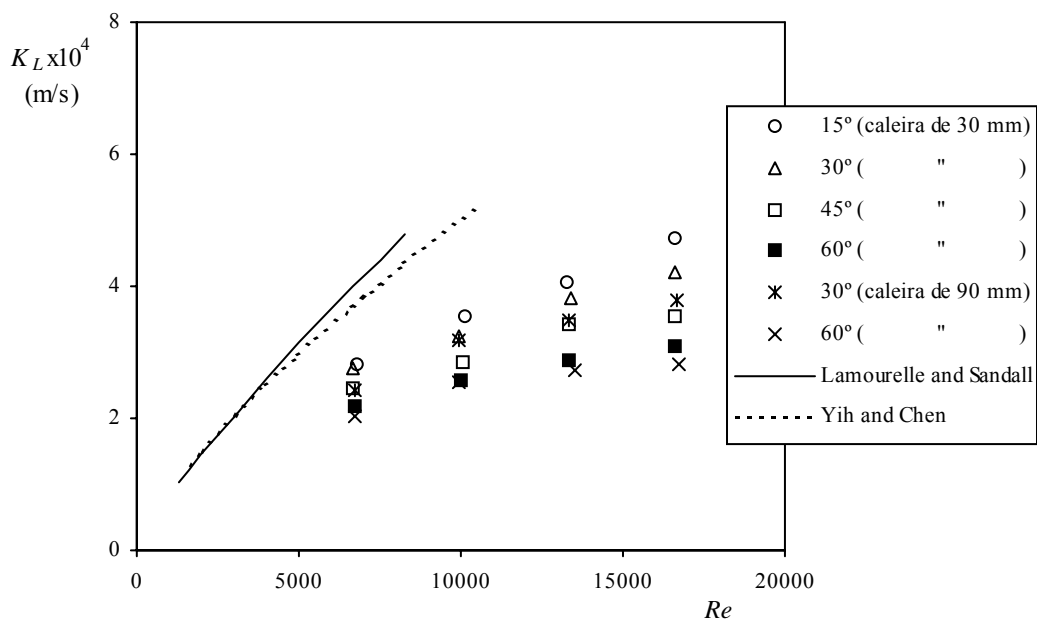


Figura 4.15- Comparação dos valores de K_L nas duas caleiras com as equações de Lamourelle and Sandall (1972) e Yih and Chen (1982).

A figura mostra que os resultados por nós obtidos são da mesma ordem de grandeza dos valores fornecidos pelas correlações, o que é reconfortante. O facto de as duas correlações darem valores superiores aos obtidos por nós pode ter várias explicações. Desde logo, o facto de termos usado caleiras inclinadas, sendo que, para um mesmo valor de Re , o aumento da inclinação conduza a um abaixamento de K_L . Na Figura 4.16 representamos os valores de K_L das nossas experiências, extrapolados para $\alpha = 0^\circ$ em função de Re e observa-se ainda que são inferiores aos previstos pelas correlações de Lamourelle and Sandall e de Yih and Chen.

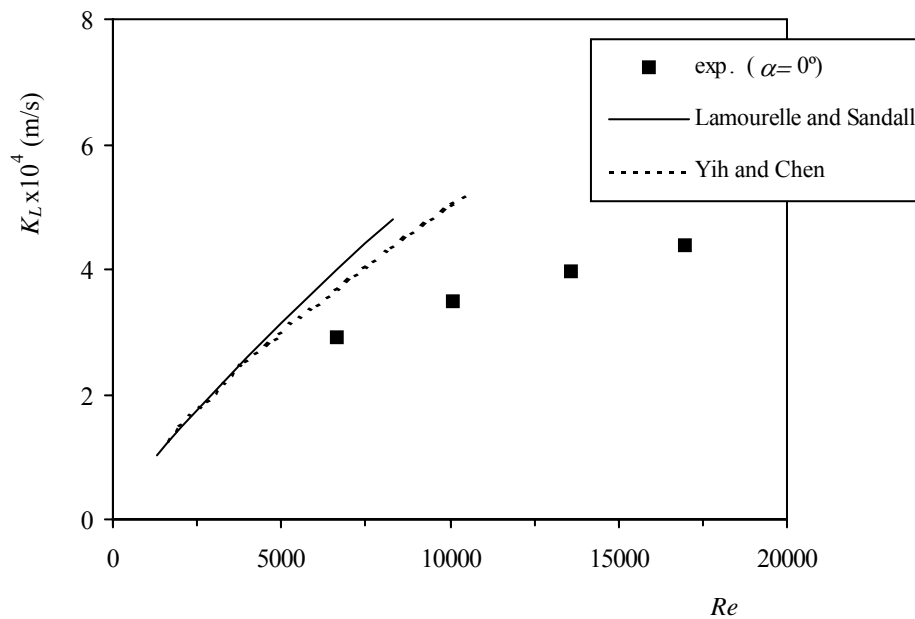


Figura 4.16- Comparação dos valores obtidos por extrapolação para $\alpha = 0^\circ$, com os resultados de Lamourelle and Sandall (1972) e Yih and Chen (1982).

Por outro lado, a gama de valores de Re das duas correlações, 1300-8300 e 1600-10500, é substancialmente inferior à utilizada nas nossas experiências, 6680-16680. Com efeito, apenas no primeiro conjunto de pontos as várias gamas de valores de Re são coincidentes, sendo também esta a situação em que o afastamento entre as correlações e os valores obtidos experimentalmente são menores.

Refira-se ainda que a correlação de Lamourelle and Sandall foi obtida em estudos com uma série de gases (He , H_2 , O_2 e CO_2) e a de Yih and Chen (1982) foi obtida a partir de experiências com apenas dois gases (O_2 e CO_2). Este aspecto pode explicar a maior proximidade entre esta correlação e os valores obtidos nas nossas experiências. É ainda de realçar que, se no estudo de Lamourelle and Sandall, se seleccionarem os valores obtidos apenas para O_2 , a curva da correlação aproxima-se um pouco dos valores obtidos por nós (Figura 4 de Lamourelle and Sandall, 1972).

4.5- CONCLUSÕES

Neste capítulo fez-se o estudo da transferência de massa gás-líquido, concretamente a absorção de oxigénio a partir do ar atmosférico para água, em escoamentos turbulentos em caleiras inclinadas.

Nas experiências foram usadas duas caleiras de secção recta rectangular com 6 m de comprimento e larguras de 30 e 90 mm. Foram ensaiadas inclinações entre 15° e 60° relativamente à vertical. Na caleira de 30 mm foram usados caudais de água entre 54.7×10^{-6} e 139.6×10^{-6} m³/s, sendo que na caleira de 90 mm se utilizaram caudais entre 164.1 e 419.0×10^{-6} m³/s. Para estes caudais o número de Reynolds, Re , variou entre 6680 e 16730.

Determinaram-se os coeficientes de transferência de massa, K_L , para os caudais de líquido e inclinações das caleiras ensaiadas. Os valores de K_L foram correlacionados com o caudal por unidade de largura, q e com o ângulo de inclinação em relação à vertical, α . A correlação obtida foi

$$K_L = 45.78 \times 10^{-4} q^{0.437} \left[\text{sen} \left(\frac{\pi}{2} - \alpha \right) \right]^{0.504} \quad (\text{m/s})$$

Esta equação traduz o aumento de K_L com o q e a sua diminuição com α .

A comparação entre os valores de K_L obtidos com as caleiras e os valores calculados através das correlações de Lamourelle and Sandall (1972) e de Yih and Chen (1982) para colunas de parede molhada verticais mostrou que são da mesma ordem de grandeza.

5- DISPERSÃO NO TUBO EM U

5.1- INTRODUÇÃO

De entre as várias metodologias de arejamento/oxigenação de águas, o sistema de oxigenação por *tubo em U* é frequentemente referido na literatura da especialidade. São várias as aplicações possíveis deste sistema, sendo a aquicultura (particularmente a intensiva de montanha) e o tratamento de águas residuais, áreas onde é particularmente recomendado (Rooke, 1986; Boyd and Watten, 1989; Petit, 1990; Wheaton, 1993 e Teixeira, 1998).

O estudo deste dispositivo foi o tema central da tese de doutoramento do orientador da presente tese (Teixeira, 1998), que na altura, não contemplou a análise da mistura axial da fase líquida e a influência que esta pode ter no processo de transferência de massa. Por essa razão foi decidido aprofundar esse tópico no âmbito da presente tese e este capítulo dá conta do trabalho realizado.

A “performance” das colunas de borbulhamento gás/líquido usadas como reactores ou em processos de absorção física é normalmente influenciada pela mistura da fase líquida. Esta, pode ser descrita pelo modelo de dispersão axial (Wilkinson *et al.*, 1993; Zahradnick and Fialova, 1996) que se consubstancia na determinação do coeficiente de dispersão axial da fase líquida, neste trabalho representado por D_L^* .

Desde o trabalho pioneiro de Taylor (1954) e de Levenspiel and Smith (1957), muitos têm sido os estudos efectuados sobre mistura axial da fase líquida em colunas deste tipo. Esses estudos têm revelado que a dispersão axial depende de vários factores, como os caudais de líquido e de gás, o diâmetro da coluna e o tipo de regime de escoamento, que para além de outras variáveis, é influenciado pelo tipo de distribuidor de gás na coluna (Deckwer *et al.*, 1974; Baird and Rice, 1975; Kawase and Moo-Young, 1990; Hebrard *et al.*, 1996; Zahradnik and Fialova, 1996; Moustiri *et al.*, 2001; Moustiri *et al.*, 2002; entre outros).

Normalmente as experiências realizadas em laboratório sobre transferência de massa em colunas de borbulhamento são efectuados em colunas com altura até 2 m e razão altura/diâmetro baixa, sendo por isso aceitável adoptar um modelo simples de transferência de massa, com mistura perfeita na fase líquida e sem variação de pressão

ao longo da altura da coluna (Bin *et al.*, 2001). No caso dos arejadores de *tubo em U*, as alturas de coluna podem ser da ordem das dezenas de metros e é legítimo utilizar um modelo simples de dispersão a uma dimensão (segundo o eixo da tubagem) para descrever a mistura da fase líquida (a dispersão radial é desprezada, pois admite-se que o borbulhamento é suficiente para misturar o líquido na secção recta).

Tendo por referência o estudo sobre transferência de massa gás-líquido num *tubo em U* desenvolvido por Teixeira (1998) o principal objectivo do presente trabalho consistiu em estudar a influência da dispersão no processo de transferência no arejador de *tubo em U* utilizado por Teixeira (1998). Para concretizar este objectivo, fez-se a determinação experimental dos valores do coeficiente de dispersão axial, para várias condições de operação, nos dois ramos do *tubo em U* e apresentam-se dois modelos teóricos da transferência neste dispositivo: um dos modelos não inclui a dispersão axial enquanto o outro contabiliza este parâmetro.

Antes de apresentar as experiências efectuadas e os modelos teóricos desenvolvidos, apresenta-se na secção seguinte uma breve descrição do funcionamento do *tubo em U*.

5.2- TUBO EM U

O dispositivo denominado *tubo em U* é constituído por duas colunas dispostas na vertical e paralelamente uma à outra, unidas na base, com a configuração geométrica de um *U*, conforme se mostra na Figura 5.1. Os fluidos (gás e líquido) são alimentados à parte superior de uma das colunas percorrendo ambas em modo co-corrente, a primeira em sentido descendente (ramo descendente) e a outra em sentido ascendente (ramo ascendente). Isto só é possível se a velocidade do líquido no ramo descendente for suficiente para arrastar consigo as bolhas de gás.

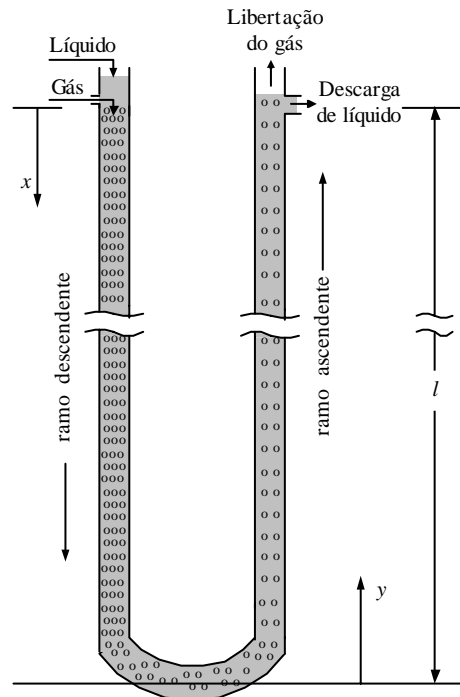


Figura 5.1- Representação esquemática de escoamento gás-líquido num *tubo em U*.

Num *tubo em U* com altura l não muito elevada, podemos dizer que a eficácia do dispositivo, referida à taxa de transferência do soluto da corrente gasosa para o líquido, aumenta com a sua altura. O *tubo em U* permite percursos longos de escoamento da mistura gás-líquido (note-se que há sistemas com $l \approx 100$ m) e, obviamente, tempos de contacto elevados. A elevação da pressão hidrostática na descida do líquido, aumenta fortemente a força directriz para a transferência, já que na base dos tubos a pressão pode atingir valores consideráveis (cerca de 1 MPa, para $l \approx 100$ m). O sistema de vasos comunicantes utilizado faz com que esta elevação de pressão seja conseguida com custos energéticos muito reduzidos, quando comparado com outros sistemas.

A pressão é um dos parâmetros importantes na transferência de um soluto de um gás para um líquido. Seguindo o percurso efectuado pela mistura gás-líquido no *tubo em U*, é sabido que a pressão aumenta no ramo descendente desde o topo até à base e diminui no ramo ascendente desde a base até ao topo, onde se efectua a descarga. Desprezando as perdas de carga, a pressão P varia com a cota vertical no ramo descendente de acordo com a seguinte equação:

$$P = P_0 + \rho_{m_d} g x \quad (5.1)$$

em que P_0 é a pressão à entrada do tubo (em $x=0$), ρ_{m_d} é a massa volúmica da mistura gás-líquido no ramo descendente, g é a aceleração da gravidade e x é a cota vertical medida desde a entrada e crescente no sentido descendente (ver Figura 5.1).

No ramo ascendente a pressão também aumenta com x e portanto diminui com o aumento de y , que é a cota vertical no sentido do deslocamento nesse ramo:

$$P = P_{0_a} - \rho_{m_a} g y \quad (5.2)$$

onde ρ_{m_a} é a massa volúmica da mistura gás-líquido no ramo ascendente e P_{0_a} representa a pressão na base do sistema (pressão à entrada da coluna de subida, igual à de saída da coluna de descida). Esta pressão pode ser dada por

$$P_{0_a} = P_0 + \rho_{m_d} g l \quad (5.3)$$

em que l é a altura do sistema.

No seio de um líquido estagnado, a subida das bolhas gasosas faz-se com uma velocidade que é genericamente designada por U_0 . Por este motivo, no ramo descendente a velocidade da mistura gás-líquido, resultante da soma das velocidades superficiais do líquido e do gás, terá de ser superior a U_0 e a velocidade do líquido será sempre superior à do gás. Situação diferente acontece no ramo ascendente, pois, aí a velocidade de subida das bolhas resulta da soma da velocidade da mistura com a velocidade U_0 , sendo superior à do líquido. As bolhas têm maior tempo de residência na coluna de descida que na de subida sendo, portanto, maior a retenção de gás na descida. Por essa razão, uma análise instantânea ao sistema revela que há mais gás no ramo de descida do que no de subida, conforme se esquematiza na Figura 5.1.

Face ao exposto, a hidrodinâmica dos dois ramos é diferente, sendo a massa volúmica média da mistura gás-líquido menor na descida do que na subida ($\rho_{m_d} < \rho_{m_a}$). Para igual distância percorrida, a variação de pressão ao longo dos dois ramos será assim diferente. Sendo a pressão atmosférica à saída, para que o dispositivo funcione será necessário que a pressão à entrada do tubo em U seja superior à atmosférica e/ou que a altura da coluna ascendente seja menor que a descendente.

Para além destas considerações muito simples sobre a hidrodinâmica do *tubo em U*, importa referir os principais factores que influenciam a transferência gás-líquido. Considere-se a seguinte equação diferencial que descreve o processo na ausência de dispersão (a sua dedução é feita na Secção 5.4 aquando da apresentação dos modelos teóricos):

$$U_{LS} \frac{dC}{dx} - K_L a (C^* - C) = 0 \quad (5.4)$$

em que U_{LS} é a velocidade superficial do líquido, C é a concentração de gás dissolvido (em massa por unidade de volume) num ponto de coordenada x , K_L é o coeficiente local de transferência de massa do lado do líquido (no caso em estudo o gás utilizado foi oxigénio puro pelo que a resistência à transferência de massa do lado do gás é nula), a é o valor local da área interfacial por unidade de volume de coluna e C^* a concentração de saturação local de gás dissolvido no líquido (em massa por unidade de volume).

Podem então agrupar-se em três os factores que influenciam a transferência de massa: respectivamente a amplitude da força directriz para a transferência, representada por $C^* - C$ e os parâmetros K_L e a .

Relativamente à força directriz, a concentração local de saturação C^* depende da pressão absoluta local, da temperatura e, para o sistema gás-líquido constituído pelo par oxigénio-água por nós estudado, do grau de salinidade da água. Com o aumento da temperatura e da salinidade baixa o valor de C^* . A influência da pressão é determinada pela lei de Henry que estabelece que a pressão parcial do componente a dissolver na corrente gasosa é directamente proporcional à concentração de saturação. Se o componente a dissolver for o único constituinte da fase gasosa a lei de Henry continua válida sendo agora a pressão total de funcionamento, P , directamente proporcional à concentração de saturação

$$P = HC^* \quad (5.5)$$

em que H é a constante de Henry que, para um par gás-líquido, depende da temperatura (e da concentração de substâncias dissolvidas). Esta equação mostra que C^* aumenta

proporcionalmente à pressão com o correspondente efeito na força directriz, $C^* - C$. Como foi anteriormente referido, num *tubo em U* a pressão aumenta com a distância à entrada no ramo descendente e diminui no ascendente, pelo que a concentração de saturação acompanha esta tendência. Deste modo, para um dado valor de C haverá um crescimento da tendência para a transferência ao longo do ramo descendente e uma diminuição na subida. Esta divergência de tendência para a transferência nos dois ramos acentua-se com a altura do *tubo em U*. Se a altura l for considerável, 10 a 15 m segundo Teixeira (1998), pode acontecer que a concentração de gás dissolvido na base do tubo seja superior à concentração de saturação em pontos situados próximo da saída do ramo ascendente. Nestes casos, dá-se uma inversão no sentido da transferência, passando esta a processar-se do líquido para o gás. A concentração em gás dissolvido diminuirá então ao aproximar-se o topo do ramo ascendente, acompanhando a diminuição da concentração de saturação.

O coeficiente de transferência de massa K_L , aumenta com a temperatura e com o grau de agitação junto da interface gás-líquido.

A área interfacial por unidade de volume depende da razão entre os caudais volumétricos de gás e líquido e do tamanho das bolhas gasosas (este muito dependente da forma como o gás é introduzido na coluna). Quanto menor for o tamanho destas, maior é a área interfacial por unidade de volume. Razões de caudais volumétricos gás/líquido elevadas proporcionam uma maior área interfacial total aumentando assim a transferência. Para a mesma razão de caudais gás/líquido, a velocidade superficial do líquido tem efeito contrário: o crescimento desta variável diminui a área interfacial. Contudo, as implicações da razão de caudais volumétricos gás/líquido e o tamanho das bolhas não se fazem sentir só num sentido. Para valores elevados daquela razão o aumento da pressão com a profundidade será menor uma vez que a massa volúmica média da mistura gás-líquido será também menor e sendo a pressão menor num determinado ponto do tubo, menor será a concentração de saturação e também a força directriz para a transferência. Quanto ao tamanho das bolhas, se uma redução aumenta a área interfacial por unidade de volume, isto pode não ser sempre benéfico para o processo. Com efeito, no ramo ascendente e nos casos em que se verificar a situação já descrita de a concentração de gás dissolvido na base do tubo ser superior à concentração de saturação em pontos próximo da saída, a transferência de soluto do líquido para o gás

será favorecida por uma maior área interfacial, com consequente abaixamento na concentração à saída.

Face ao exposto, podemos dizer que, pretendendo-se com um *tubo em U* elevadas concentrações de soluto à saída do arejador, este objectivo se consegue com o aumento da altura total do tubo, da razão de caudais volumétricos gás/líquido e do coeficiente de transferência de massa e com a diminuição da velocidade superficial do líquido e do tamanho das bolhas se os sistemas forem de pequena altura. Para alturas elevadas do *tubo em U* o relacionamento destas variáveis pode alterar-se no ramo ascendente com as consequentes implicações no valor da concentração de soluto à saída. As elevadas taxas de transferência de soluto no ramo de descida podem originar valores de concentração na base que sejam superiores à concentração de saturação em pontos situados próximo do topo do ramo ascendente e, portanto, da saída do *tubo em U*. Nestes casos, os ganhos de concentração conseguidos na base são perdidos ao longo da subida. Portanto, num *tubo em U* com altura elevada, os valores das variáveis de operação que maximizam a concentração de soluto à saída podem não ser aqueles que levem a uma elevada transferência na descida, mas sim os que promovendo bons ganhos de concentração na descida permitam a retenção de grande parte desses ganhos no ramo ascendente.

5.3- EXPERIÊNCIAS

Foram realizados dois grupos de experiências, tendo sido utilizados os mesmos valores das variáveis de operação. Um destinou-se a avaliar o modo como varia a concentração em oxigénio dissolvido na água ao longo dos dois ramos do *tubo em U* e no segundo determinaram-se os coeficientes de dispersão axial da fase líquida. Os procedimentos para determinar estes coeficientes, são descritos na Secção 5.3.2. De referir que, apesar de a determinação da concentração em oxigénio dissolvido ter sido feita anteriormente por Teixeira (1998), entendeu-se refazer esse trabalho para assegurar uma comparabilidade objectiva. Em complemento fez-se o estudo da dispersão axial que não tinha sido feito.

5.3.1- ESTUDO DA VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO NO LÍQUIDO

5.3.1.1- Instalação experimental

O *tubo em U* era constituído por duas colunas de vidro acrílico transparente, posicionadas na vertical, unidas na extremidade inferior através de uma forquilha a cerca de 45°, de modo a evitar a coalescência das bolhas na passagem entre tubos. A junção com o ramo ascendente era feita através de uma mangueira em PVC (ver Figura 5.2) com o mesmo diâmetro das colunas. O diâmetro interno das colunas era de 32 mm, tendo o ramo descendente uma altura de 5.37 m e 5.35 m o ramo ascendente. Este dispositivo era semelhante ao utilizado no trabalho de Teixeira (1998).

A entrada do líquido era efectuada na extremidade superior do ramo de descida, sendo o gás introduzido lateralmente, 0.35 m abaixo da entrada da água. Os fluidos, água e oxigénio disperso na forma de bolhas, percorriam os dois ramos do *tubo em U* em co-corrente, primeiro de modo descendente (coluna de descida ou ramo descendente) e depois de modo ascendente (coluna de subida ou ramo ascendente), saindo na extremidade superior deste ramo através de uma escapatória lateral.

O líquido era impulsionado para o topo do tubo de descida através de uma bomba, sendo o seu caudal regulado com uma válvula de esfera e medido por um rotâmetro previamente calibrado. O gás era introduzido no seio do líquido através de um disco difusor em *nylon*, que permitia a formação de bolhas de pequeno tamanho (cerca de 2 a 4 mm de diâmetro, numa “estimativa a olho”). O gás (oxigénio puro comercial) provinha de uma garrafa onde estava armazenado a alta pressão, sendo o seu caudal estabelecido através de uma instrução dada a um computador que a reenviava para um de dois medidores-controladores utilizados, tal como descrito no Capítulo 3.

A pressão à entrada do ramo descendente era medida com um sensor de pressão e a concentração em oxigénio dissolvido na água no mesmo ponto era medida com um oxímetro (da marca WTW modelo 323). No mesmo local, a temperatura da mistura gás-líquido era medida com um termopar.

Com o objectivo de eliminar interferências da entrada dos fluidos no tubo na transferência de massa, o ponto dito à “entrada” estava localizado 0.35 m abaixo da entrada do gás. Para medir o aumento da concentração em oxigénio dissolvido no líquido ao longo do ramo de descida usaram-se mais três pontos de medida, cada um constituído por um oxímetro. O ponto situado na base do ramo descendente, tinha

também um termopar e verificou-se sempre que a variação de temperatura ao longo da coluna, era sempre inferior a 0.3 °C. A concentração à saída do *tubo em U* foi medida através de um oxímetro colocado no topo do ramo ascendente. A Figura 5.3 representa o esquema do tubo *em U* e mostra a localização dos pontos de medição de concentração.

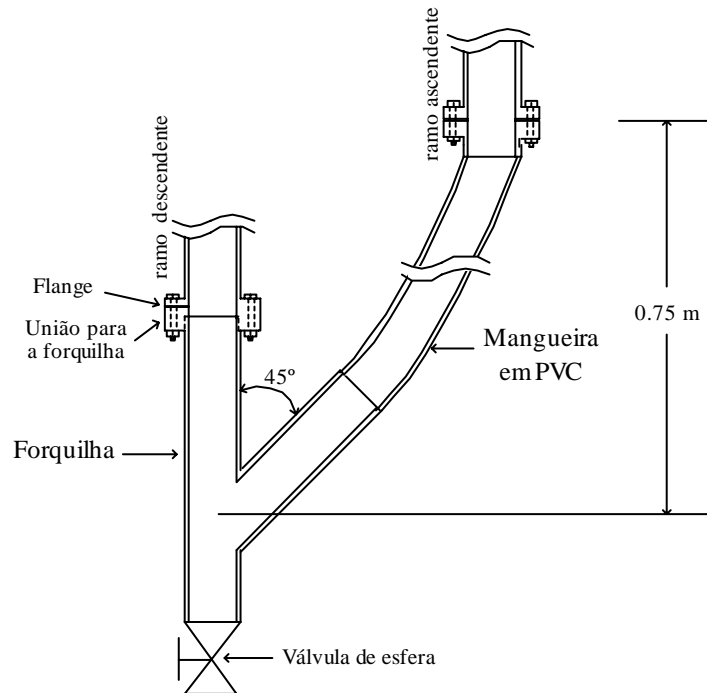


Figura 5.2- Sistema utilizado na junção das duas colunas do *tubo em U*.

5.3.1.2- Modo de operação

O modo de operação é idêntico ao que foi descrito para o borbulhador de anteparos perfurados analisado no Capítulo 3. Com a exceção do rotâmetro de água, todos os aparelhos enviavam os resultados para um computador onde eram armazenados.

Cada ensaio era iniciado com a introdução do caudal de água pretendido, regulado através de um rotâmetro, a que se seguia a introdução do caudal de gás desejado, após instrução dada a um computador nesse sentido. O ensaio terminava logo após ser atingido o estado estacionário, situação que se admitiu acontecer quando a flutuação de concentração em torno de um valor médio fosse inferior a 0.4 g/m³. Um novo ensaio iniciava-se após lavagem das colunas com água da torneira. A

monitorização do funcionamento do sistema era feita através do programa *Labetech Notebook*. As experiências foram feitas a valores de U_0 idênticos aos utilizados por Teixeira (1998).

5.3.1.3- Resultados experimentais

As experiências realizadas para estudar a variação da concentração ao longo do *tubo em U* foram efectuadas em duas “etapas”. Inicialmente, por constrangimentos relacionados com o número de aparelhos de medição e por se saber que a maior parte dos ganhos de concentração ocorrem no ramo descendente, mediu-se a concentração apenas nesse ramo. No ponto à entrada era medida a concentração (C_0), a pressão (P_0) e a temperatura (T) e dispunha-se de três pontos de medição localizados a 1.6 m, 3.25 m e 4.94 m do ponto à entrada (ver Figura 5.3). Posteriormente efectuaram-se experiências medindo-se a concentração em simultâneo nos dois ramos do tubo. Mantiveram-se os mesmos pontos de medição no ramo descendente como nas experiências em que apenas se analisou esse ramo e construiu-se outro no topo do ramo ascendente, localizado a 5.35 m do ponto de união das duas colunas do *tubo em U* (ver Figura 5.3). Em todas as experiências, a temperatura da mistura gás/líquido foi cerca de 17 °C e o regime de escoamento *bubble*.

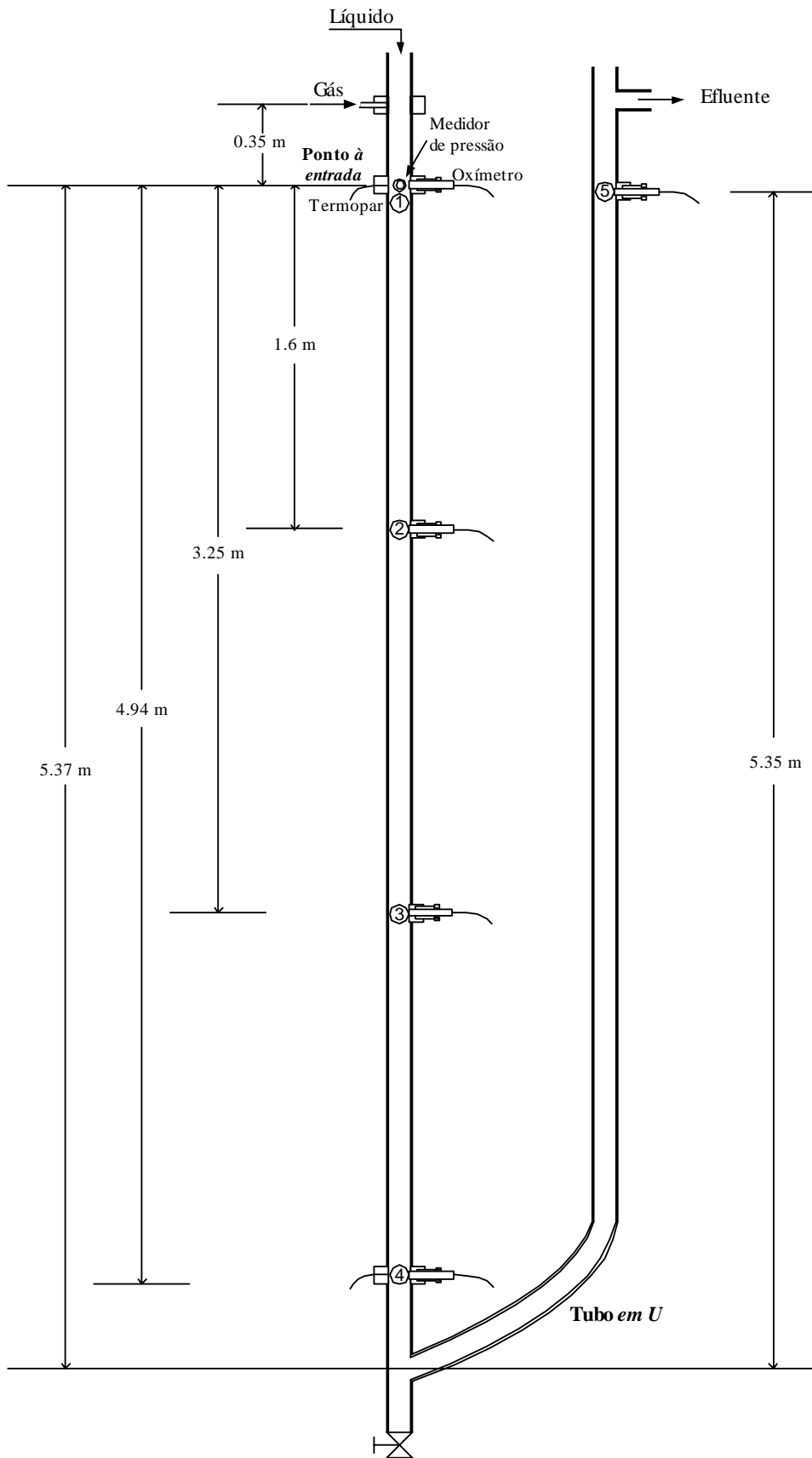


Figura 5.3- Representação esquemática do *tubo em U* e localização dos pontos de medição usados nas experiências.

Nas experiências em que foi analisado apenas o ramo descendente foram ensaiados três valores de velocidade superficial de líquido, $U_{LS} = 0.3$ m/s, $U_{LS} = 0.55$ m/s e $U_{LS} = 0.8$ m/s, com várias razões de caudais gás/líquido à entrada do tubo: $\chi = 0.015, 0.03, 0.06$ e 0.10 para a velocidade mais baixa; $\chi = 0.015, 0.03, 0.06, 0.10, 0.15, 0.20$ e 0.25 para a velocidade intermédia e $\chi = 0.015, 0.03, 0.06, 0.10, 0.15, 0.20$ e 0.25 para a velocidade mais elevada. Os resultados experimentais são apresentados na forma de diferença de concentração entre o ponto de medição e o ponto à entrada ($\Delta C = C - C_0$) sendo aceitável referi-los como ganhos de concentração uma vez que a água quando entrava no tubo tinha uma concentração em oxigénio dissolvido aproximadamente constante de 2.3 g/m^3 .

Os resultados encontram-se nas Figuras 5.4 a 5.6, e os valores da pressão P_0 e da concentração C_0 , à entrada estão discriminados mais à frente, na Secção 5.4.3 relativa à validação dos modelos teóricos.

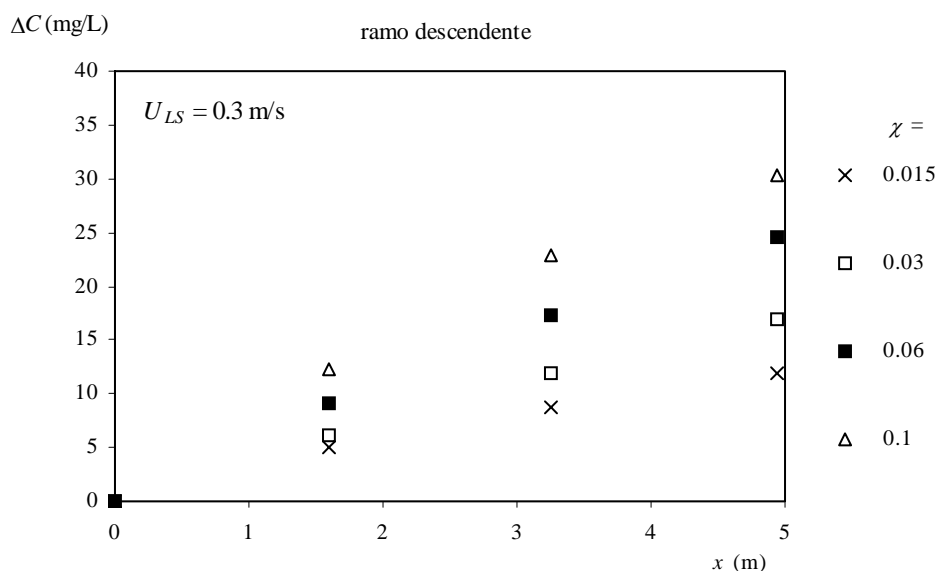


Figura 5.4- Ganhos de concentração obtidos no ramo descendente em função da distância percorrida, para $U_{LS}=0.3$ m/s e vários valores de χ .

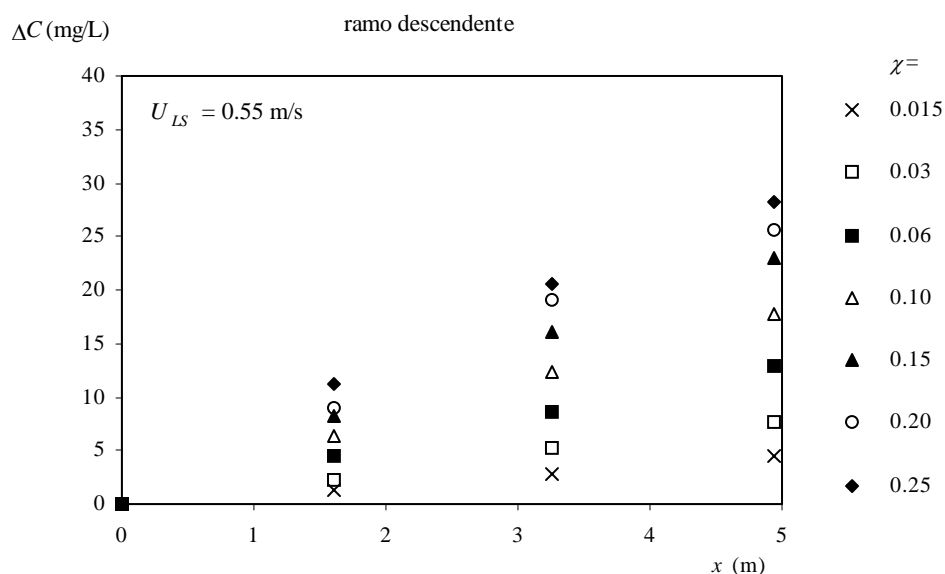


Figura 5.5- Ganhos de concentração obtidos no ramo descendente em função da distância percorrida, para $U_{LS}=0.55 \text{ m/s}$ e vários valores de χ .

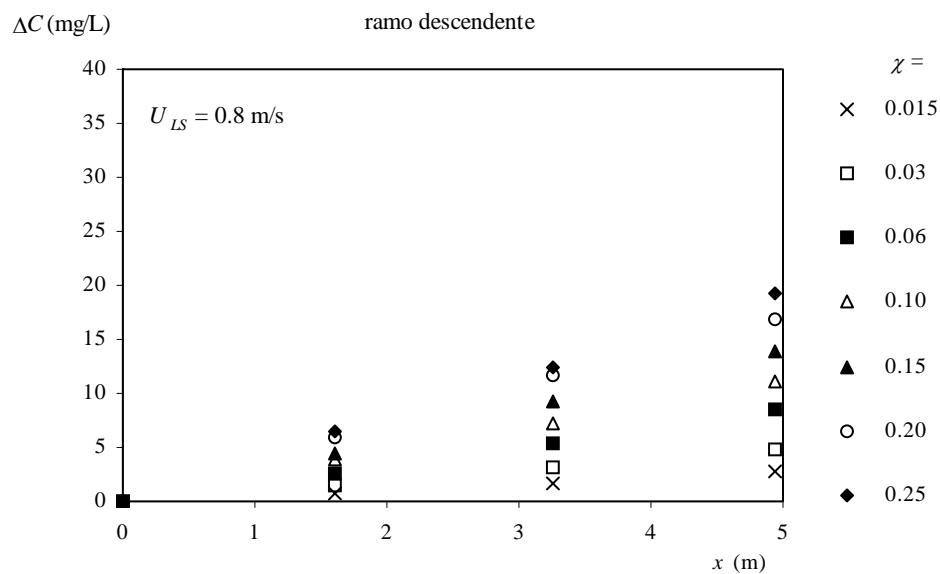


Figura 5.6- Ganhos de concentração obtidos no ramo descendente em função da distância percorrida, para $U_{LS}=0.8 \text{ m/s}$ e vários valores de χ .

As Figuras 5.4 a 5.6, confirmam o que era previsível: a concentração de oxigénio dissolvido aumenta com a altura da coluna e com a razão de caudais gás/líquido.

Nas experiências em que foram analisados simultaneamente os dois ramos do *tubo em U* foram ensaiados dois valores de velocidade superficial de líquido e várias razões de caudais volumétricos gás/líquido: $U_{LS} = 0.38$ m/s com $\chi = 0.0165, 0.033, 0.066$ e 0.11 e $U_{LS} = 0.64$ m/s com $\chi = 0.0165, 0.033, 0.066, 0.132$ e 0.198 .

Os resultados, na forma de $\Delta C = C - C_0$ vs distância total percorrida pelo líquido encontram-se nas Figuras 5.7 e 5.8 (alterou-se a escala do eixo da distância relativamente aos gráficos das três figuras anteriores de modo a obter figuras com o mesmo tamanho).

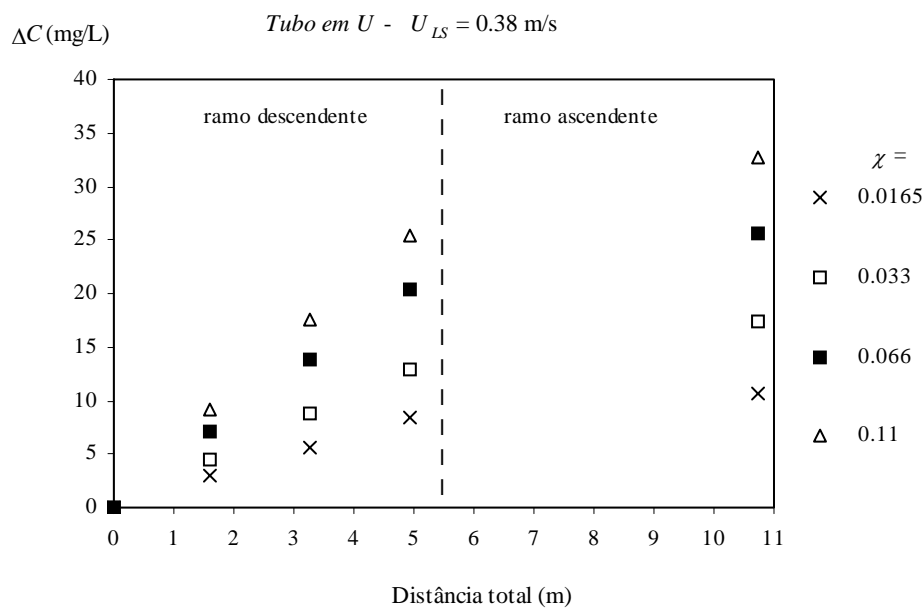


Figura 5.7- Ganhos de concentração obtidos em função da distância percorrida ao longo do *tubo em U*, para $U_{LS}=0.38$ m/s e vários valores de χ .

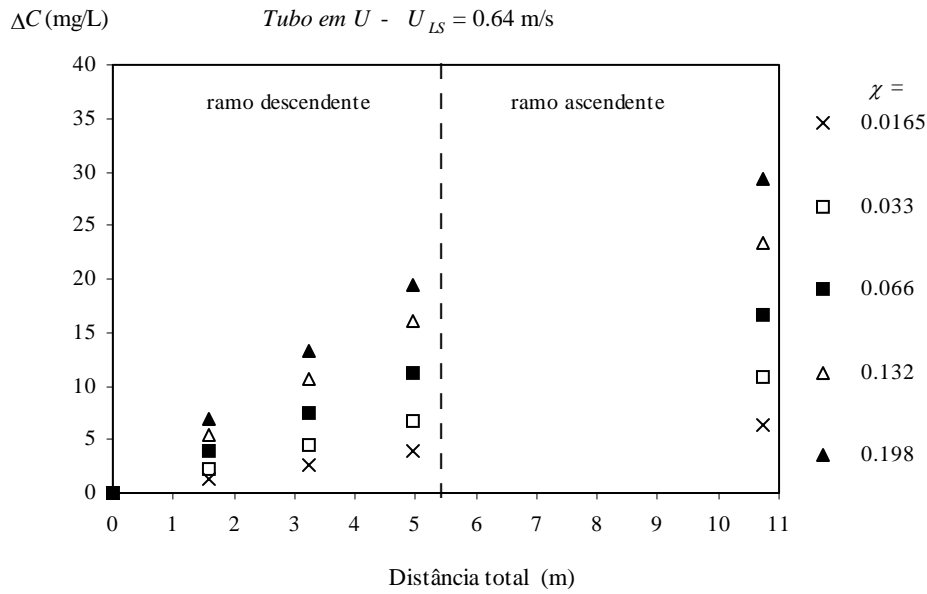


Figura 5.8- Ganhos de concentração obtidos em função da distância percorrida ao longo do *tubo em U*, para $U_{LS}=0.64$ m/s e vários valores de χ .

Na Figura 5.9 encontram-se os valores de ΔC à saída do *tubo em U* em função da razão de caudais gás/líquido para os dois valores da velocidade superficial de líquido.

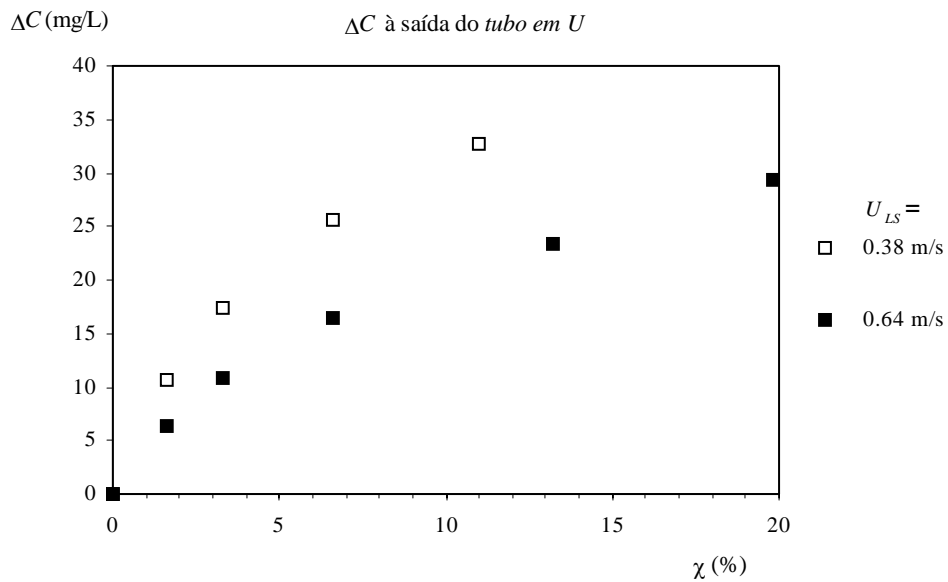


Figura 5.9- Ganhos de concentração obtidos à saída do *tubo em U* em função da razão de caudal gás/líquido, para $U_{LS}=0.38$ m/s e $U_{LS}=0.64$ m/s.

Como se pode verificar das Figuras 5.7 e 5.8 é no ramo descendente que se dá a maior parte dos ganhos de concentração. Os resultados experimentais mostrados nos gráficos das Figuras 5.7 a 5.9 permitem constatar que, em sistemas de pequena altura, a concentração de soluto à saída do *tubo em U* aumenta com a altura e com a razão de caudais volumétricos gás/líquido e diminui com a velocidade superficial do líquido.

5.3.2-DETERMINAÇÃO DOS COEFICIENTES DE DISPERSÃO AXIAL

Nesta secção descreve-se o método de obtenção dos coeficientes de dispersão axial, a instalação experimental usada e apresentam-se os resultados.

5.3.2.1- Método e instalação experimental

A determinação dos coeficientes de dispersão axial da fase líquida, D_L^* , em cada um dos ramos do tubo *em U*, foi baseada no método clássico, “estímulo-resposta”, com a injeção na coluna de um impulso de *tracer* e medição da sua resposta num ponto situado a jusante, a uma distância previamente fixada. Como *tracer* foi utilizada uma solução aquosa de cloreto de sódio (NaCl) a 1×10^5 g/m³. A concentração do sal a usar foi estabelecida com base em experiências preliminares de modo a que se pudesse conciliar duas condições: o valor da concentração deveria ser suficiente para que nas condições de operação pretendidas esta fosse mensurável e, por outro, deveria ser o mais baixo possível de modo a evitar o fenómeno da difusão provocado pela diferença de densidades entre o *tracer* injectado e o restante líquido. Soluções aquosas de NaCl a 1×10^5 g/m³ foram também usadas por outros investigadores como Moustiri *et al.* (2001, 2002), em experiências efectuadas em colunas de borbulhamento a operar em regime *bubble*, com 150 e 200 mm de diâmetro e velocidades superficiais de líquido e de gás nas gamas: $6.2 \leq U_{LS} \leq 21.6$ mm/s e $5.2 \leq U_{GS} \leq 55$ mm/s.

A Figura 5.10 representa o esquema da instalação experimental usada para determinar a dispersão axial e aí se indicam os pontos de injeção e detecção de *tracer*.

A resposta do sistema foi avaliada medindo a concentração do sal em função do tempo. Esta concentração foi determinada indirectamente através da condutividade eléctrica da solução. Utilizou-se um condutivímetro construído para o efeito, com um circuito eléctrico do tipo da ponte de Wheatstone. Os dois eléctrodos, de platina, foram colocados nos pontos de medição no ramo de descida e de subida, de modo a que não interferissem com o escoamento das bolhas e do líquido. O circuito eléctrico era alimentado por uma fonte de alimentação de 10V. O condutivímetro estava ligado a uma placa de aquisição de dados que fazia a leitura da diferença de potencial (V_0) entre dois pontos do circuito eléctrico e esta estava ligada a um computador. O processo de aquisição de dados era monitorizado através do programa *LabView* 6.1 da NI. A diferença de potencial, V_0 , era depois convertida em concentração de sal através da curva de calibração previamente obtida.

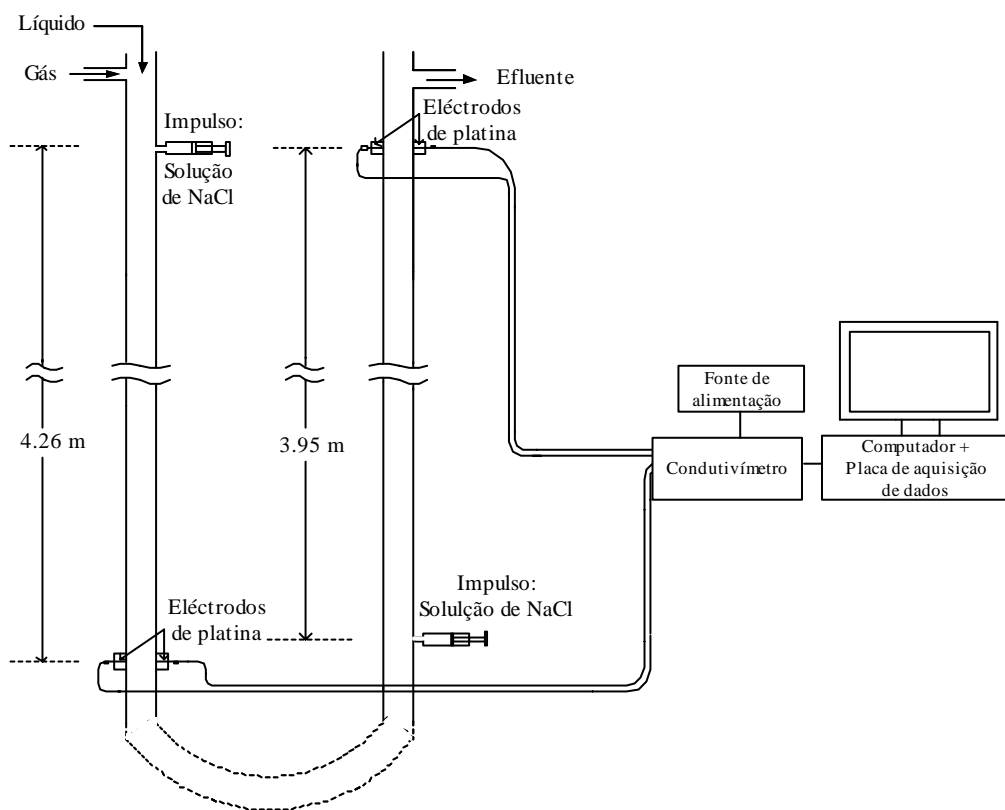


Figura 5.10- Representação esquemática da instalação experimental utilizada para determinar os coeficientes de dispersão axial para os dois ramos do *tubo em U*.

A calibração do condutímetro consistiu na medição da diferença de potencial, V_0 , para diferentes concentrações de solução de NaCl. Para cada par de eléctrodos foi obtida a curva de calibração correspondente e a Figura 5.11 mostra as curvas obtidas para os dois ramos do *tubo em U*.

Curva de calibração do condutímetro ; Sistema: NaCl+água da torneira; $V_{\text{alim}}=10.0$ V; $T=17.5^\circ\text{C}$

$$C_{\text{sal}} = -2.8495 + 9.0661 \text{ EXP}(-1.0226 V_0) + 3.9314 \text{ EXP}(-0.0831 V_0) \text{ - Ramo descendente}$$

$$C_{\text{sal}} = -0.6511 + 10.3192 \text{ EXP}(-4.5375 V_0) + 9.3232 \text{ EXP}(-0.6108 V_0) \text{ - Ramo ascendente}$$

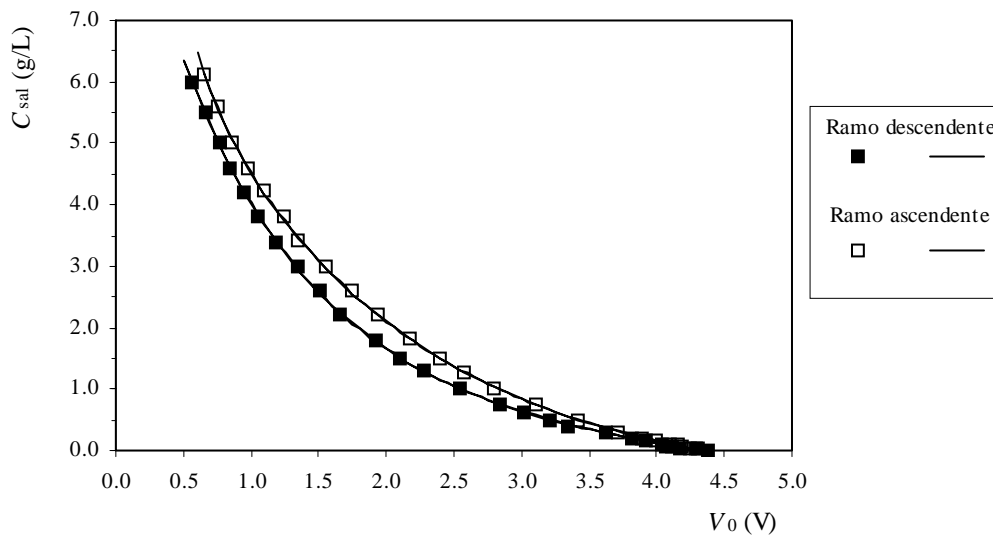


Figura 5.11- Curvas de calibração do condutímetro usadas na obtenção das concentrações da solução aquosa de NaCl nos ramos descendente e ascendente do *tubo em U*.

As curvas C_{sal} vs. t obtidas nas experiências de injeção de *tracer* permitem o cálculo dos valores correspondentes do coeficiente de dispersão axial, mediante a utilização do modelo de dispersão axial que a seguir se descreve. A título de exemplo, na Figura 5.12 está representada a curva C_{sal} vs. t obtida no ramo descendente para $U_{LS} = 0.3$ m/s e $\chi = 0.015$.

Ramo descendente; $U_{LS}=0.3$ m/s; $\chi=0.015$; 20 ml de *tracer* (sol. NaCl) a 100 g/L

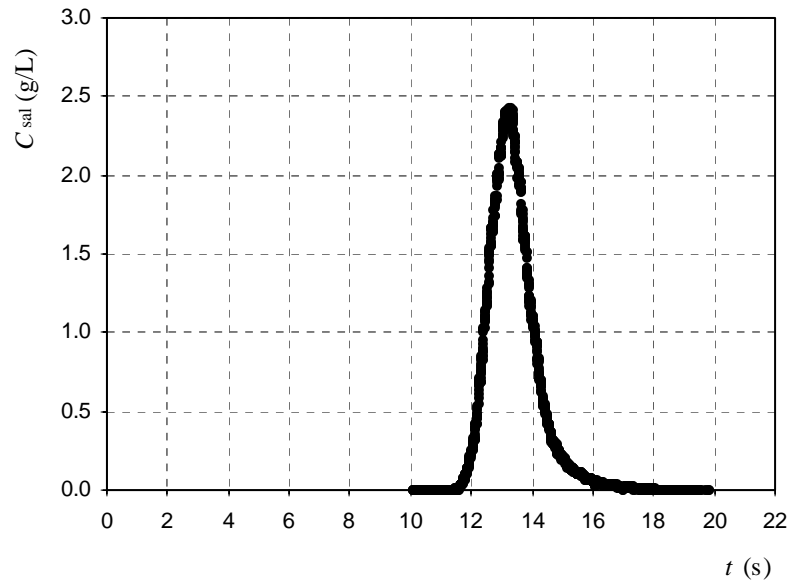


Figura 5.12- Curva experimental da concentração do *tracer* (solução de NaCl) em função do tempo para o ramo descendente do tubo em U quando $U_{LS} = 0.3$ m/s e $\chi = 0.015$.

5.3.2.2- Modelo de dispersão axial

Um balanço de massa ao *tracer*, na “fatia” infinitesimal situada entre as cotas x e $x+dx$ de uma coluna, com volume $A_C dx$ (ver Figura 5.13), conduz à equação que representa o modelo de dispersão axial

$$\frac{\partial C_A}{\partial t} = D_L^* \frac{\partial^2 C_A}{\partial x^2} - \frac{U_{LS}}{1 - E_G} \frac{\partial C_A}{\partial x} \quad (5.6)$$

em que D_L^* representa o coeficiente de dispersão axial do líquido, A_C a área da secção recta da coluna, E_G a retenção de gás, U_{LS} a velocidade superficial de líquido no tubo e C_A a concentração de *tracer* no ponto x da coluna, no instante t .

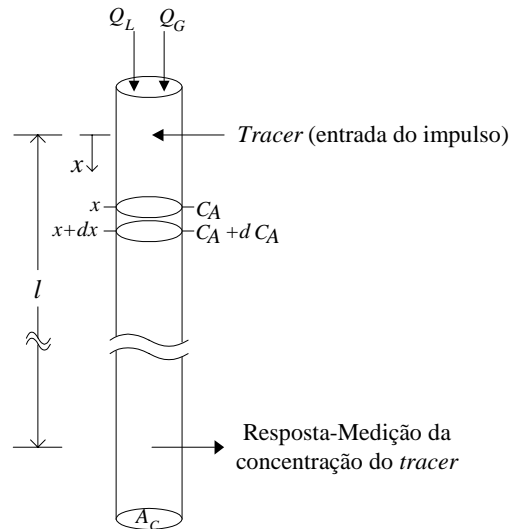


Figura 5.13- Balanço ao *tracer* numa secção infinitesimal de uma coluna.

Introduzindo as variáveis

$$Z = \frac{x}{l}; \quad \theta = \frac{t}{t_m}; \quad \text{com } t_m = \frac{l}{\frac{U_{LS}}{1-E_G}} = \frac{l}{U_L}$$

onde l é a distância entre o ponto de injeção do impulso e o ponto de medida da concentração do *tracer* na coluna, t_m é o tempo médio de residência que representa o quociente entre o volume de líquido no comprimento l da coluna e o caudal volumétrico de líquido que a percorre e U_L é a velocidade efectiva do líquido, a equação (5.6) pode ser reescrita na forma

$$\frac{\partial C_A}{\partial \theta} = \frac{1}{Pe} \frac{\partial^2 C_A}{\partial Z^2} - \frac{\partial C_A}{\partial Z} \quad (5.7)$$

onde Pe representa número adimensional de Peclet para escoamento simultâneo de gás e de líquido:

$$Pe = \frac{\frac{U_{LS}}{1-E_G} l}{D_L^*} = \frac{U_L l}{D_L^*} \quad (5.8)$$

Em termos físicos o número de Peclet representa a razão entre a taxa de transporte de soluto por convecção e a taxa de transporte por dispersão. Quando o valor de Pe é muito baixo, tendendo para zero, a dispersão é muito elevada sendo o escoamento do líquido perfeitamente misturado. No extremo oposto, quando Pe é muito elevado tendendo para infinito, a dispersão é negligenciável e o escoamento do líquido é denominado fluxo pistão.

A equação (5.7) pode ser resolvida analiticamente no campo das transformadas de Laplace, dependendo a solução do tipo de condições fronteira.

Dado a injeção do *tracer* ter sido efectuada num ponto abaixo da entrada dos fluidos na coluna e a resposta, em termos de concentração, ter sido obtida num ponto antes do final da coluna, o sistema é considerado do tipo “aberto” (Levenspiel, 1962; Deckwer, 1991; Fogler, 1992) conforme se mostra na Figura 5.13.

A determinação do coeficiente de dispersão axial faz-se a partir de Pe . Para calcular este parâmetro não é necessário resolver a equação (5.7). Com efeito, a sua determinação é feita através de dois parâmetros da curva de distribuição de tempos de residência do *tracer*, obtida com base nas concentrações em função do tempo: a variância da distribuição, σ^2 , e o tempo médio de residência, t_m . O cálculo analítico destes parâmetros com uma entrada de *tracer* do tipo impulso perfeito para várias condições fronteira está perfeitamente estabelecido (Levenspiel and Smith, 1957; Levenspiel, 1962; Westerterp *et al.*, 1983; Fogler, 1992).

A variância é obtida a partir dos momentos: $\sigma^2 = \mu_2 - \mu_1^2$, em que μ_1 e μ_2 representam, respectivamente, os momentos de ordem um e de ordem dois da curva de distribuição de tempos de residência, $E(t)$, do *tracer*.

A resposta do sistema ao impulso de *tracer*, sob a forma de uma curva de concentração em função do tempo, $C_A(t)$, permite obter a curva de distribuição de tempos de residência

$$E(t) = \frac{C_A(t)}{\int_0^{\infty} C_A(t) dt} \quad (5.9)$$

O tempo médio de residência, t_m (igual a μ_1), é dado por

$$t_m = \int_0^{\infty} tE(t)dt = \frac{\int_0^{\infty} tC_A(t)dt}{\int_0^{\infty} C_A(t)dt} \cong \frac{\sum_i t_i C_{Ai} \Delta t_i}{\sum_i C_{Ai} \Delta t_i} \quad (5.10)$$

A variância da curva $E(t)$ é dada por

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} t^2 E(t)dt - t_m^2 = \frac{\int_0^{\infty} t^2 C_A(t)dt}{\int_0^{\infty} C_A(t)dt} - t_m^2 \cong \frac{\sum_i t_i^2 C_{Ai} \Delta t_i}{\sum_i C_{Ai} \Delta t_i} - t_m^2 \quad (5.11)$$

Neste trabalho, dado que apenas se conhece a curva de distribuição num número discreto de pontos, os integrais das equações (5.10) e (5.11) são avaliados numericamente, substituindo-se pelos somatórios conforme se mostra nessas equações (Levenspiel, 1962; Ekambara and Joshi, 2003).

A relação entre os momentos e a variância da curva teórica e o número de Peclet está perfeitamente estabelecida para vários tipos de condições de fronteira quando a entrada do *tracer* se faz através de um impulso (Levenspiel and Smith, 1957; Westerterp *et al.*, 1987; Deckwer, 1991; Fogler, 1992). Assim, para um sistema “aberto”, a variância da curva de distribuição de tempos de residência é dada por

$$\frac{\sigma^2}{t_m^2} = \frac{2}{Pe} + \frac{8}{Pe^2} \quad (5.12)$$

Para cada condição experimental, foi calculado t_m e σ^2 , a partir dos valores obtidos experimentalmente da concentração do *tracer*, C_A , em função do tempo. A substituição dos valores destes parâmetros na equação (5.12) permite o cálculo de Pe .

Efectuou-se primeiro um conjunto de experiências medindo-se a dispersão apenas no ramo descendente. Depois efectuaram-se experiências medindo-se a dispersão no conjunto, ramo descendente mais ramo ascendente. No primeiro caso, determinaram-se os coeficientes de dispersão axial para três velocidades superficiais do

líquido e várias razões de caudais de gás/líquido à entrada, incluindo o caso de haver apenas alimentação de líquido à coluna: $U_{LS} = 0.3$ m/s ($\chi = 0, 0.015, 0.03, 0.06$ e 0.10); $U_{LS} = 0.55$ m/s ($\chi = 0, 0.015, 0.03, 0.06, 0.10; 0.15, 0.20$ e 0.25) e $U_{LS} = 0.8$ m/s ($\chi = 0, 0.015, 0.03, 0.06, 0.10; 0.15, 0.20$ e 0.25). No segundo caso, os coeficientes de dispersão axial foram determinados para as seguintes condições de operação: $U_{LS} = 0.38$ m/s ($\chi = 0.0165, 0.033, 0.066$ e 0.11) e $U_{LS} = 0.64$ m/s ($\chi = 0.0165, 0.033, 0.036, 0.132$ e 0.198). Todas as experiências foram realizadas a uma temperatura de cerca de 17°C .

Os resultados das experiências em que apenas se analisou o ramo descendente apresentam-se nas Figuras 5.14 e 5.15.

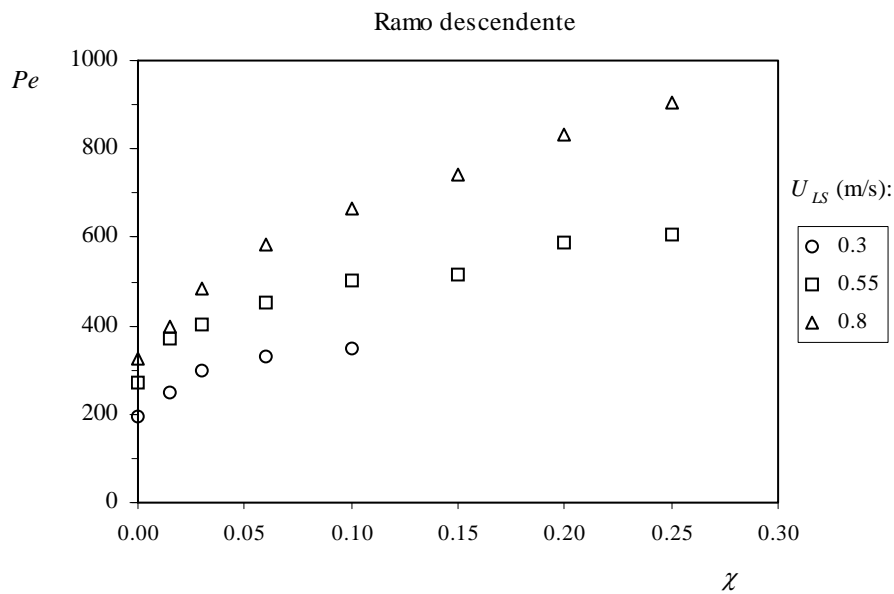


Figura 5.14- Número de Peclet em função da razão de caudais gás/líquido para três valores da velocidade superficial de líquido ensaiados no ramo descendente.

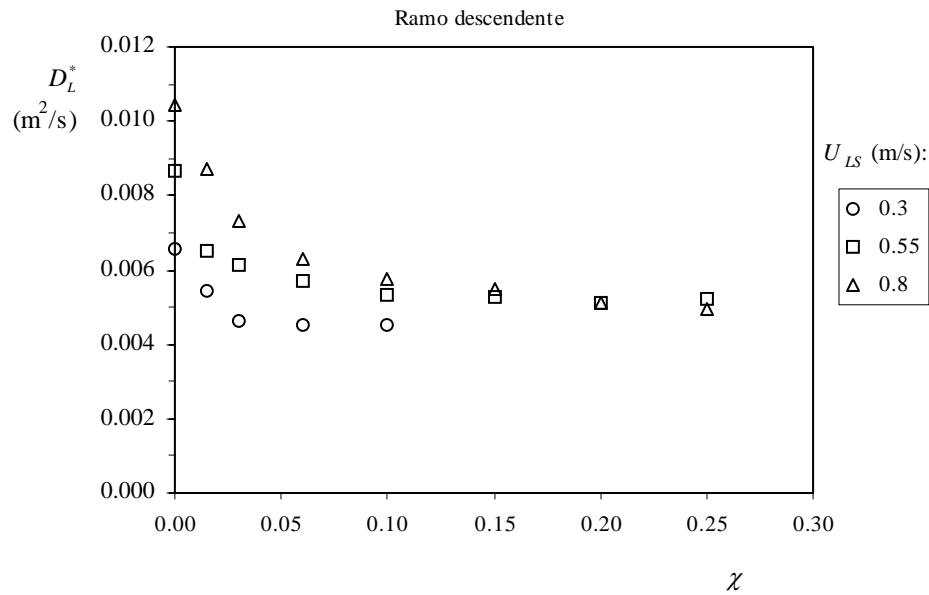


Figura 5.15- Coeficiente de dispersão axial em função da razão de caudais gás/líquido para três valores da velocidade superficial de líquido ensaiados no ramo descendente.

Pode ver-se na Figura 5.14, que na gama de valores de caudais de gás e líquido ensaiados, com a coluna a operar em regime *bubble*, Pe aumenta com χ e com U_{LS} , significando que se “caminha” em direcção ao fluxo pistão. O aumento de Pe com o caudal de líquido está de acordo com os estudos efectuados por diversos autores, para diferentes diâmetros de colunas, modos de introdução da corrente gasosa e diversos valores de caudais de líquido e gás, quer o regime seja homogéneo, de transição ou heterogéneo. O aumento de Pe com U_{LS} pode explicar-se com o facto de aumentar a velocidade de elementos de líquido, diminuindo o tempo de residência na coluna. O aumento de Pe com χ pode ser explicado de modo análogo: havendo mais bolhas na coluna aumenta a velocidade efectiva dos elementos de líquido, diminuindo o seu tempo de residência. Também o sentido de variação de Pe com χ (ou com U_{GS} , pois U_{LS} é fixo) está de acordo com os resultados obtidos por autores como Zahradnick and Fialova (1996), quando o regime *bubble* era homogéneo, como foi o caso em que a maior parte das nossas experiências decorreram. Neste regime, as bolhas têm tamanhos aproximadamente iguais, o que faz com que se movam com velocidades semelhantes. Diversos autores (Zahradnick and Fialova, 1996; Hebrard *et al.*, 1999; Moustiri *et al.*, 2001; Moustiri *et al.*, 2002) obtiveram resultado inverso, isto é, Pe diminuía com U_{GS}

quando as condições de operação na coluna originavam regime *bubble* de transição ou heterogéneo, sendo o tipo de regime um dos factores com influência significativa na mistura do líquido.

A variação de Pe e de D_L^* com a velocidade superficial do líquido e com a razão de caudais volumétricos gás/líquido é semelhante para os ramos descendente e ascendente. Nas Figuras 5.16 e 5.17 estão representados os valores obtidos de D_L^* em função de χ para dois valores ensaiados da velocidade superficial do líquido, respectivamente, para o ramo descendente e ascendente. Os valores do coeficiente de dispersão axial para as várias condições de operação são apresentados na Secção 5.4 aquando da confrontação dos dados experimentais com o modelo teórico para a transferência de massa entre o gás e o líquido.

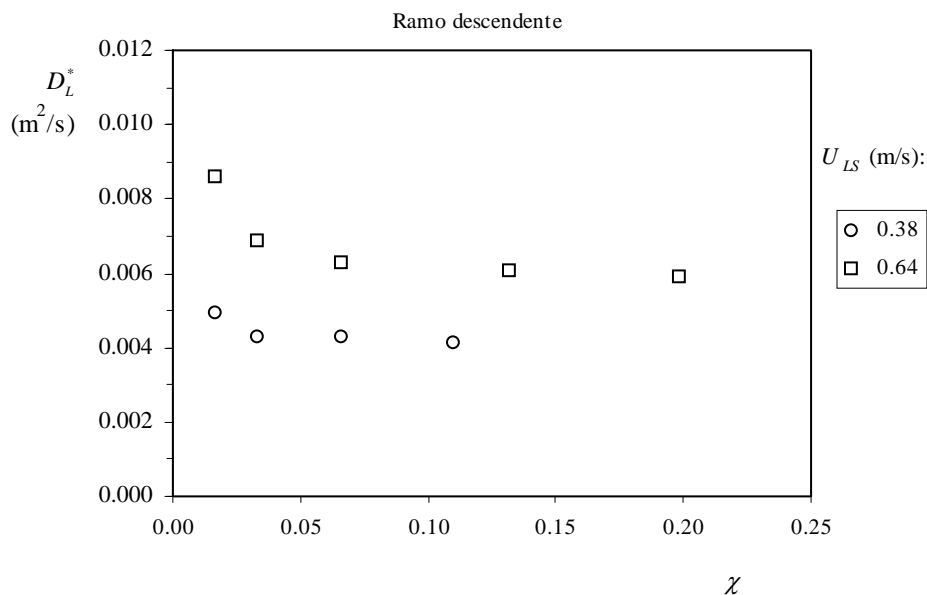


Figura 5.16- Coeficientes de dispersão axial obtidos na coluna de descida em função da razão de caudais gás/líquido, para dois valores da velocidade superficial de líquido, nas experiências em que se analisou simultaneamente os dois ramos do tubo em U.

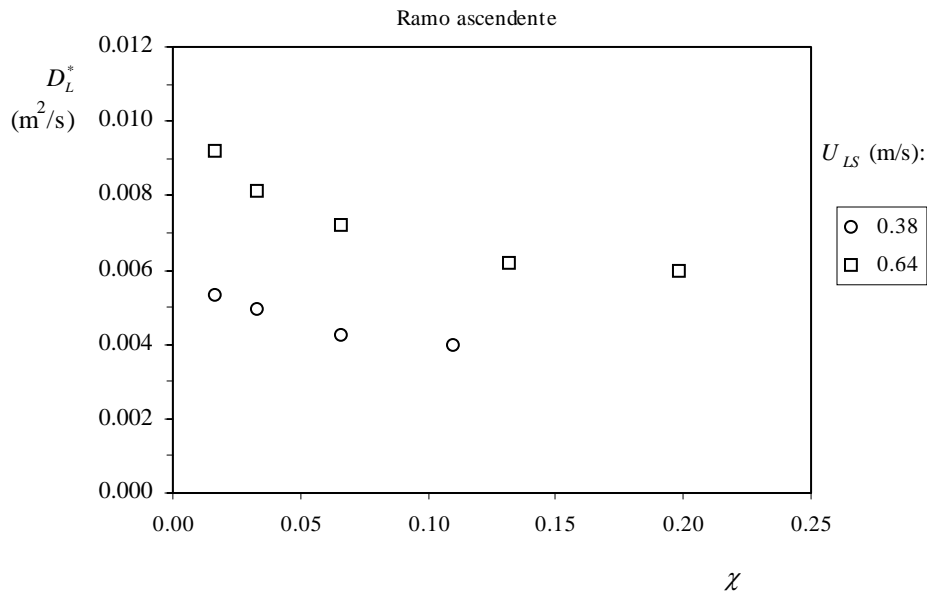


Figura 5.17- Coeficientes de dispersão axial obtidos na coluna de subida em função da razão de caudais gás/líquido, para dois valores da velocidade superficial de líquido, nas experiências em que se analisou simultaneamente os dois ramos do tubo em U.

As Figuras 5.15 a 5.17 mostram que a dispersão axial é influenciada pelas duas variáveis de operação, permitindo ainda constatar que, nas condições experimentais ensaiadas a influência da velocidade superficial do líquido é superior à da razão de caudais volumétricos gás/líquido. Este facto pode ser confirmado, a título de exemplo para o ramo descendente, com uma correlação simples entre D_L^* (em m²/s), U_{LS} (em m/s) e χ mostrada na Figura 5.18. Na Figura 5.19 faz-se uma representação análoga mas para o número de Peclet. As correlações são válidas para $0.3 \leq U_{LS} \leq 0.8$ m/s, $0.015 \leq \chi \leq 0.25$ e regime *bubble*.

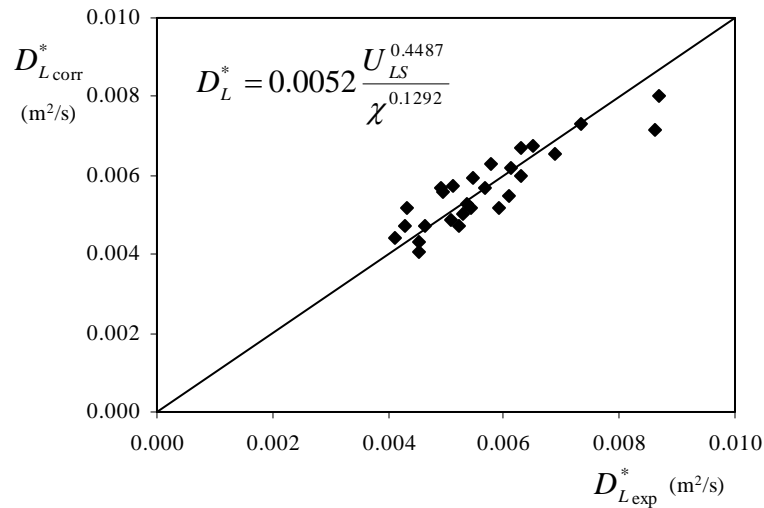


Figura 5.18- Relação entre o coeficiente de dispersão axial obtido através da correlação representada na figura, $D_{L\text{corr}}^*$, e os valores obtidos experimentalmente, $D_{L\text{exp}}^*$.

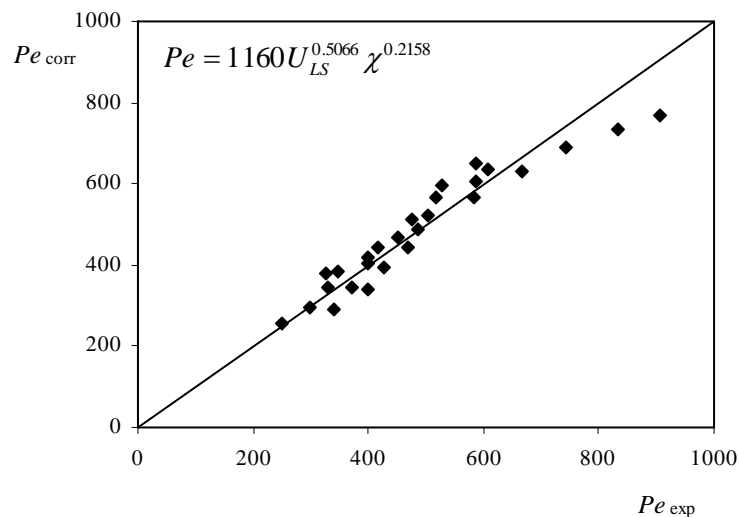


Figura 5.19- Relação entre os valores do número de Peclet obtidos através da correlação representada na figura, Pe_{corr} , e os valores obtidos experimentalmente, Pe_{exp} .

Confrontamos a seguir os nossos resultados experimentais de D_L^* com os valores previstos por correlações obtidas por outros autores em colunas de borbulhamento a operar também em regime *bubble* ou no caso de apenas escoar líquido. Relativamente a este último caso, apresentam-se os valores por nós obtidos e os calculados através das correlações de Joshi (1980) e de Moustiri *et al.* (2001), baseadas na teoria de Taylor, respectivamente, equações (5.13) e (5.14)

$$D_L^* = 0.33U_{LS}D \quad (\text{m}^2/\text{s}) \quad (5.13)$$

$$D_L^* = \frac{U_{LS}D}{1.3Re^{0.1}} \quad (\text{m}^2/\text{s}) \quad (5.14)$$

com D em m, U_{LS} em m/s e Re calculado com base nas propriedades do líquido.

Os valores de D_L^* por nós obtidos variaram entre 0.00656 e 0.01043 m²/s para U_{LS} entre 0.3 e 0.8 m/s. Usando as correlações de Joshi (1980) e de Moustiri *et al.* (2001), extrapoladas para a mesma gama de valores de U_{LS} obtiveram-se, respectivamente, valores de D_L^* entre 0.00317 e 0.00845 m²/s e entre 0.00303 e 0.00733 m²/s. Dado tratar-se de dados experimentais e de correlações semi-empíricas, pode considerar-se que a diferença entre os valores de D_L^* por nós obtidos e os calculados através das correlações é relativamente pequena (cerca de 54 e 30%, respectivamente, para U_{LS} de 0.3 e 0.8 m/s). Estes resultados podem ser explicados com base nas diferentes condições experimentais usadas. Nas suas experiências, Moustiri *et al.* (2001) utilizaram velocidades superficiais de água entre 0.0062 e 0.0216 m/s e colunas com 150 e 200 mm de diâmetro interno e Joshi (1980) usou os resultados de diversos autores obtidos em colunas com diâmetros entre 0.1 e 1 m e velocidades entre 0.0018 e 0.12 m/s, enquanto que no presente trabalho foram usados valores de U_{LS} entre 0.3 e 0.8 m/s e colunas de 32 mm de diâmetro.

É extensa lista de correlações publicadas para calcular a dispersão axial em colunas de borbulhamento. A maior parte destes estudos foi efectuada em colunas com diâmetro igual ou superior a 0.1 m. Os coeficientes de dispersão axial são normalmente correlacionados com as velocidades superficiais de gás e de líquido e o diâmetro da coluna. Na Figura 5.20, confrontamos os nossos dados experimentais com os obtidos por de Zahradnik and Fialova (1996) e por Moustiri *et al.* (2001) e com duas correlações muito citadas na literatura: a de Joshi (1980) e a de Field and Davidson (1980). São ambas correlações semi-empíricas baseadas no conceito de velocidade média de circulação de líquido, U_c . Joshi (1980) propôs

$$D_L^* = 0.33(U_c + U_{LS})D \quad (5.15)$$

com U_c dado por

$$U_c = 1.31[gD(U_{GS} - E_G U_t)]^{1/3} \quad (5.16)$$

em que E_G é a retenção de gás na coluna e U_t é a velocidade terminal de subida de uma bolha, e Field and Davidson (1980) sugeriram

$$D_L^* = 0.44D^{1.33}[g(U_{GS} - E_G U_R)]^{1/3} \quad (5.17)$$

onde U_R é a velocidade relativa entre as duas fases fluidas definida por

$$U_R = \frac{U_{GS}}{E_G} - \frac{U_{LS}}{1 - E_G} \quad (5.18)$$

Os pontos experimentais representados Figura 5.20 referem-se a escoamento ascendente de ar-água e oxigênio-água (no nosso trabalho), na gama de valores de U_{LS} e U_{GS} indicada na figura. Zahradnik and Fialova (1996) usaram uma coluna com 0.14 m de diâmetro interno e de 4.10 m de altura enquanto a de Moustiri *et al.* (2001) tinha 0.15 m de diâmetro e 4.25 m de altura. A título de exemplo, representam-se nessa figura duas curvas, obtidas das correlações de Joshi (1980) e de Field and Davidson (1980), para $U_{LS}=0.38$ m/s e $D=0.032$ m.

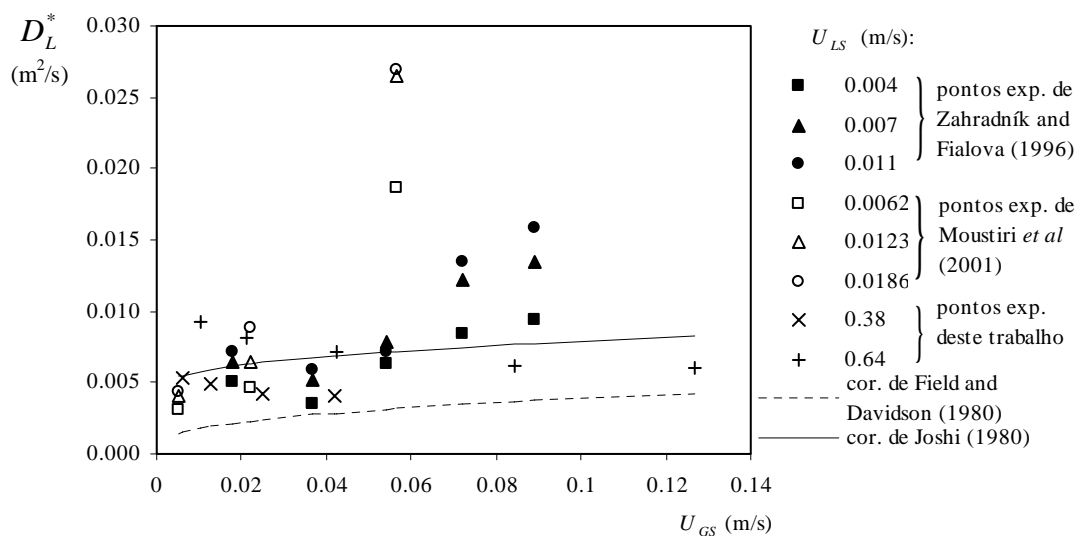


Figura 5.20- Coeficientes de dispersão axial em função da velocidade superficial do gás para vários pontos experimentais e duas correlações.

Constata-se da Figura 5.20 que os valores D_L^* obtidos neste trabalho são em geral próximos dos obtidos por Zahradnik and Fialova (1996) e por Moustiri *et al.* (2001).

5.4-MODELOS TEÓRICOS DE TRANSFERÊNCIA NO TUBO EM U

Nesta secção desenvolvem-se dois modelos teóricos para descrever o processo físico de transferência de um soluto de uma fase gasosa para uma fase líquida: o primeiro, que designaremos por *modelo sem dispersão*, não tem em conta o grau de mistura da fase líquida contabilizada através da dispersão axial dessa fase e o segundo, em que é incluída a dispersão axial no processo de transferência de massa, que passaremos a designar por *modelo com dispersão*. O modelo sem dispersão foi desenvolvido por Teixeira (1998) apresentando-se neste trabalho um resumo. O modelo que nós desenvolvemos, para além dos pressupostos do de Teixeira inclui, a dispersão da fase líquida.

5.4.1- MODELO SEM DISPERSÃO

A equação que serve de base ao modelo obtém-se a partir de um balanço de massa efectuado ao soluto dissolvido no líquido. Com o auxílio da Figura 5.21, a equação diferencial que determina a transferência de massa de soluto do gás para o líquido é, em estado estacionário, dada por

$$U_{LS} \frac{dC}{dx} - K_L a (C^* - C) = 0 \quad (5.19)$$

em que U_{LS} é a velocidade superficial do líquido (igual a Q_L / A_C), C é a concentração de soluto no líquido à cota x em massa por unidade de volume, K_L é o coeficiente de transferência de massa do lado do líquido (neste caso a resistência do lado do gás é desprezável), a é a área interfacial por unidade de volume de coluna e C^* é a

concentração de gás dissolvido na interface gás-líquido ou concentração de saturação à cota x (em massa por unidade de volume igualmente).

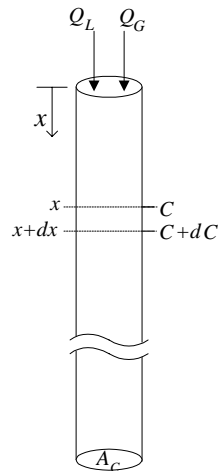


Figura 5.21- Esquema para o balanço de massa ao oxigênio dissolvido na água para uma seção infinitesimal de coluna de área de seção recta A_c .

A área interfacial, a , que representa para uma determinada porção de coluna o quociente entre a área total de contacto entre o gás e o líquido e o volume de coluna correspondente, é função de algumas variáveis de operação. Admitindo-se que as bolhas são esféricas e todas com o mesmo diâmetro (condição aproximadamente verificada por observação visual) e, portanto, a mesma velocidade, a pode relacionar-se com as variáveis de operação de acordo com a equação (para mais pormenores ver Teixeira (1998))

$$a = \frac{A_b}{V_b} \frac{Q_G}{A_c} \frac{1}{U_b} = \frac{3}{r} U_{GS} \frac{1}{U_b} \quad (5.20)$$

em que A_b , V_b e r representam, respectivamente, a área, o volume e o raio de uma bolha, Q_G é o caudal volumétrico de gás, A_c é a área da seção recta da coluna, U_{GS} é a velocidade superficial do gás e U_b é a velocidade das bolhas (também dependente das variáveis de operação, como consta da Secção 2.3 do Capítulo 2).

Qualquer que seja o sentido do escoamento, a velocidade das bolhas relaciona-se com a retenção de gás, E_G , através da expressão de Nicklin (1962)

$$E_G = \frac{U_{GS}}{U_b} \quad (5.21)$$

Atendendo às equações (5.20) e (5.21) a relação entre a e E_G é dada por

$$a = \frac{3}{r} E_G \quad (5.22)$$

Dado que a hidrodinâmica do sistema gás-líquido é diferente nas duas colunas que constituem o *tubo em U*, apresentam-se, em separado, modelos para os dois casos.

5.4.1.1- Ramo descendente

A Figura 5.22 mostra uma representação esquemática do ramo descendente do tubo em *U*. Para eliminar os efeitos de entrada dos caudais das duas fases, o ponto à entrada (correspondente a $x = 0$) é colocado 0.35 m abaixo da entrada do gás. Neste ponto, para além da temperatura, são também medidos P_0 e C_0 . A coluna é alimentada por um caudal volumétrico de líquido constante, Q_L , e por um caudal de gás, Q_G , que à entrada tem o valor Q_{G_0} , mas que varia com a pressão hidrostática ao longo da coluna.

A velocidade das bolhas em movimento descendente com o líquido pode ser calculada através da expressão de Nicklin (1962)

$$U_{b,d} = \frac{Q_L}{A_C} + \frac{Q_G}{A_C} - U_0 = U_{LS} + U_{GS} - U_0 \quad (5.23)$$

onde, recorda-se, U_{LS} , U_{GS} e U_0 , representam, respectivamente, as velocidades superficiais do líquido e do gás e um parâmetro designado por velocidade das bolhas em meio “estagnado”.

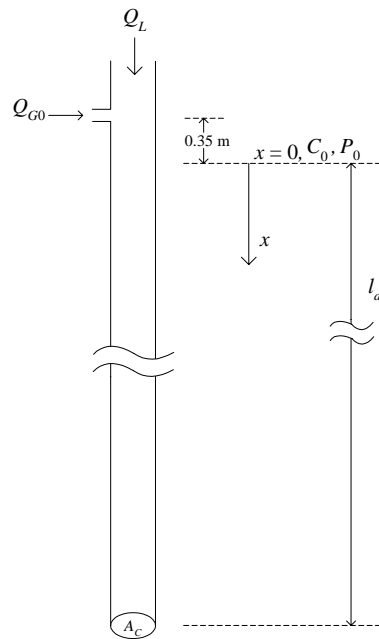


Figura 5.22- Representação esquemática do ramo descendente do tubo em U.

Se substituirmos a velocidade das bolhas dada por (5.23) nas equações (5.21) e (5.22), obtém-se expressões da retenção de gás, E_{G_d} , e da área interfacial, a_d , para o ramo descendente

$$E_{G_d} = \frac{U_{GS}}{U_{LS} + U_{GS} - U_0} \quad (5.24)$$

$$a_d = \frac{3}{r} \frac{U_{GS}}{U_{LS} + U_{GS} - U_0} \quad (5.25)$$

Este modelo, que não considera a dispersão axial da fase líquida, tem em consideração os seguintes pressupostos:

- A pressão varia ao longo da coluna e, portanto, também varia a concentração de saturação.
- O caudal volumétrico de gás varia, quer pelo aumento da pressão quer pela transferência do gás para o líquido.
- O volume das bolhas e, portanto, o seu raio diminui ao longo da coluna em consequência do aumento da pressão e da transferência de gás para a água.

Deste modo, o aumento da pressão ao longo da coluna (desde o ponto inicial $x=0$ até à base) bem como a redução do número de moles de gás resultante da sua transferência para a água faz com que, para além do aumento da concentração de saturação, diminuam o caudal volumétrico de gás, o volume das bolhas, a retenção de gás, a área interfacial por unidade de volume de coluna e a velocidade efectiva do líquido ($U_L = U_{LS} / (1 - E_G)$).

A pressão ao longo da coluna pode ser obtida com a equação (5.1), $P = P_0 + \rho_{m_d} gx$, em que ρ_{m_d} é a massa volúmica da mistura gás-líquido no ramo de descida. Desprezando a massa volúmica do gás tem-se para esta variável

$$\rho_{m_d} = \rho_L (1 - E_{G_d}) \quad (5.26)$$

onde ρ_L é a massa volúmica do líquido.

Admitindo como válida a equação dos gases ideais e temperatura da mistura gás-líquido constante, se o caudal molar de gás se mantiver constante, é válida a equação

$$Q_G = \frac{P_0}{P} Q_{G_0} \quad (5.27)$$

O consumo de gás traduz-se numa diminuição do seu caudal volumétrico e do volume das bolhas. Tem-se, então, para qualquer ponto da coluna a seguinte equação

$$Q_G = \frac{P_0}{P} Q_{G_0} - \frac{Q_L (C - C_0)}{P} \mathfrak{R}T \quad (5.28)$$

em que \mathfrak{R} é a constante dos gases ideais e o segundo termo do lado direito da equação representa a diminuição de Q_G devido ao consumo de gás. Se dividirmos todos os termos desta equação pela área da secção recta da coluna obtemos uma equação equivalente ficando explícita a velocidade superficial do gás

$$U_{GS} = \frac{P_0}{P} U_{GS_0} - \frac{U_{LS} (C - C_0)}{P} \mathfrak{R}T \quad (5.29)$$

em que U_{GS_0} representa a velocidade superficial do gás à entrada da coluna.

Para o volume das bolhas tem-se uma expressão semelhante a (5.28)

$$V_b = \frac{P_0}{P} V_{b_0} - \frac{Q_L(C - C_0)}{P} \mathfrak{RT} \frac{V_{b_0}}{Q_{G_0}} \quad (5.30)$$

onde V_{b_0} é o volume das bolhas à entrada com raio r_0 . Desta equação obtém-se uma expressão para o raio

$$r = r_0 \left(\frac{P_0}{P} - \frac{Q_L(C - C_0)}{Q_{G_0} P} \mathfrak{RT} \right)^{1/3} \quad (5.31)$$

Se introduzirmos como variável de operação em vez de U_{GS} (variável ao longo da coluna), a razão entre os caudais volumétricos de gás e de líquido à entrada do tubo, $\chi = \frac{Q_{G_0}}{Q_L} = \frac{U_{GS_0}}{U_{LS}}$, e se substituirmos as equações de U_{GS} , (5.29), e de r , (5.31), nas expressões da retenção de gás, (5.24) e da área interfacial, (5.25), obtém-se para o ramo de descida

$$E_{G_d} = \frac{\frac{P_0}{P} U_{LS} \chi - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \mathfrak{RT}}{U_{LS} + \frac{P_0}{P} U_{LS} \chi - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \mathfrak{RT} - U_0} \quad (5.32)$$

e

$$a_d = \frac{3}{r_0} \left(\frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P \chi} \mathfrak{RT} \right)^{-\frac{1}{3}} E_{G_d} \quad (5.33)$$

A variação da pressão ao longo da coluna descendente obtém-se substituindo a equação de E_{G_d} , (5.32), em ρ_{m_d} , equação (5.26), e esta na equação (5.1)

$$\frac{dP}{dx} = \rho_L g \frac{U_{LS} - U_0}{U_{LS} - U_0 + U_{LS} \chi \frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \mathfrak{RT}} \quad (5.34)$$

Esta equação não tem resolução analítica uma vez que a concentração C não é constante, dependendo de P e de x .

A concentração é obtida a partir da equação (5.19) tendo em consideração a lei de Henry, $P = HC^*$, e o facto de no ramo descendente representarmos os parâmetros K_L e a por K_{L_d} e a_d

$$\frac{dC}{dx} = \frac{K_{L_d} a_d}{U_{LS}} \left(\frac{P}{H} - C \right) \quad (5.35)$$

Se nesta equação substituirmos a área interfacial dada pela equação (5.33) com a retenção dada por (5.32) obtém-se

$$\frac{dC}{dx} = \frac{3}{U_{LS}} \frac{K_{L_d}}{r_0} \left(\frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P\chi} \mathfrak{RT} \right)^{\frac{1}{3}} \frac{\frac{P_0}{P} U_{LS} \chi - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \mathfrak{RT}}{U_{LS} + \frac{P_0}{P} U_{LS} \chi - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \mathfrak{RT} - U_0} \left(\frac{P}{H} - C \right) \quad (5.36)$$

Esta equação também não pode ser resolvida analiticamente. Deste modo a resolução do problema, isto é, a determinação de C e P ao longo da coluna terá de ser feita com a resolução simultânea, por métodos numéricos, das equações (5.34) e (5.36). A resolução deste sistema de equações foi efectuada através de integração numérica, pelo método de *Runge-Kutta*, tendo como condições iniciais $P = P_0$ e $C = C_0$ para $x = 0$.

Na equação (5.36) o quociente entre o coeficiente de transferência de massa e o raio das bolhas no ponto inicial da coluna, $\frac{K_{L_d}}{r_0}$, é o parâmetro de ajuste, considerado constante nos vários pontos de amostragem para iguais condições de operação. Como se referiu na Secção 5.3.1.3, determinou-se experimentalmente a concentração em oxigénio dissolvido na água no ponto à entrada ($x=0$) e em três pontos de amostragem situados a 1.6, 3.25 e 4.94 m daquele ponto. Na optimização do parâmetro usou-se a subrotina de Levenberg-Marquardt (Levenberg, 1944; Marquardt, 1963 e Brown and Dennis, 1972).

A título de exemplo, apresentam-se na Figura 5.23 os valores de concentração de oxigénio dissolvido na água ao longo de uma coluna descendente de 25 m para duas

condições de operação: $U_{LS} = 0.3$ m/s, $\chi = 0.14$ e $U_{LS} = 0.8$ m/s, $\chi = 0.015$. Nesta simulação considerámos as concentrações iniciais nulas, a pressão inicial atmosférica, valores médios para U_0 e $\frac{K_{Ld}}{r_0}$ e a temperatura de 17°C: $C_0 = 0$, $P_0 = 101325$ N/m², $U_0 = 0.2$ m/s, $\frac{K_{Ld}}{r_0} = 0.125$ s⁻¹, $\rho_L = 999.1$ kg/m³ e $H = 2.1624 \times 10^6$ J/kg ($T = 290.15$ K).

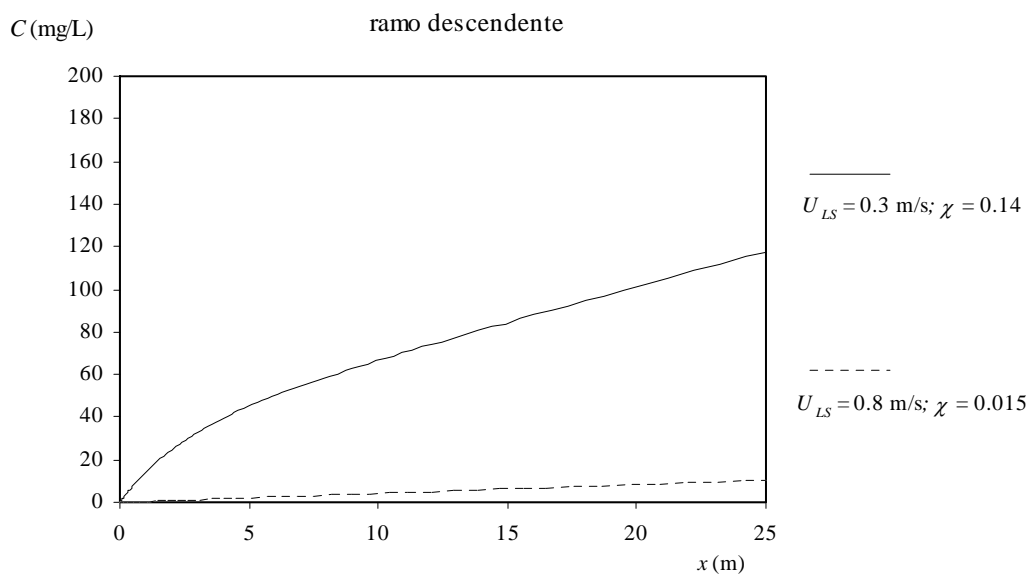


Figura 5.23- Variação da concentração ao longo da coluna descendente para duas condições de operação opostas (U_{LS} baixo, χ alto e U_{LS} alto, χ baixo) de acordo com o modelo sem dispersão.

A Figura 5.23 mostra que, no ramo descendente do tubo em U, a concentração em oxigénio dissolvido na água aumenta com a altura. O aumento da concentração é muito mais significativo quando a velocidade superficial do líquido é baixa e a razão de caudais volumétricos gás/líquido elevada, confirmando o facto de a transferência de massa aumentar com χ e diminuir com U_{LS} .

5.4.1.2- Ramo ascendente

Vamos agora analisar o ramo ascendente do *tubo em U*, representado esquematicamente na Figura 5.24. À entrada deste ramo, isto é, para $y = 0$, o caudal volumétrico de líquido continua a ser Q_L , sendo agora o caudal volumétrico de gás Q_{G_0} . Neste ponto, a concentração do gás dissolvido no líquido (em massa por unidade de volume) é C_{0_a} e a pressão P_{0_a} , valores correspondentes aos valores destas variáveis no fim do ramo descendente para iguais condições de operação.

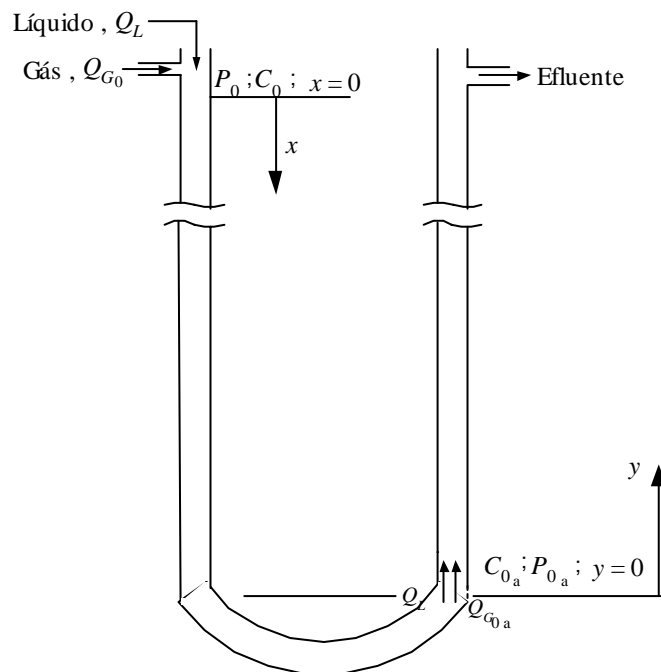


Figura 5.24- Representação esquemática do ramo ascendente do *tubo em U*.

As equações da retenção, (5.21) e da área interfacial por unidade de volume de coluna, (5.22), continuam válidas mas, deve ter-se em conta que neste ramo a velocidade de subida das bolhas é dada por (Nicklin, 1962)

$$U_{b_a} = \frac{Q_L}{A_C} + \frac{Q_G}{A_C} + U_0 = U_{LS} + U_{GS} + U_0 \quad (5.37)$$

Se substituirmos (5.37) nas equações (5.21) e (5.22), obtêm-se expressões da retenção de gás, E_{G_a} , e da área interfacial, a_a , para o ramo ascendente

$$E_{G_a} = \frac{U_{GS}}{U_{LS} + U_{GS} + U_0} \quad (5.38)$$

$$a_a = \frac{3}{r} \frac{U_{GS}}{U_{LS} + U_{GS} + U_0} \quad (5.39)$$

A pressão ao longo deste ramo pode ser obtida com a equação (5.2), $P = P_{0a} - \rho_{m_a} g y$, em que ρ_{m_a} representa a massa volúmica da mistura gás-líquido na coluna de subida calculada através da seguinte equação

$$\rho_{m_a} = \rho_L (1 - E_{G_a}) \quad (5.40)$$

A equação base do modelo para a transferência continua a ser a equação (5.19), bastando trocar a coordenada axial x por y e ter em atenção que o coeficiente de transferência, a área interfacial e a concentração de saturação dizem agora respeito ao ramo ascendente

$$U_{LS} \frac{dC}{dy} - K_{L_a} a_a (C^* - C) = 0 \quad (5.41)$$

em que K_{L_a} e a_a representam, respectivamente, o coeficiente de transferência de massa e a área interfacial por unidade de volume para o ramo ascendente.

Tendo em conta as equações (5.37) a (5.40) em conjunto com as equações (5.30) e (5.31) e seguindo um raciocínio semelhante ao que foi adoptado para o ramo descendente na Secção 5.4.1.1, obtêm-se as equações para a retenção de gás, área interfacial por unidade de volume e variação da pressão em função das variáveis de operação, U_{LS} e χ .

A retenção do gás no ramo de subida, obtida da equação (5.38), com U_{GS} calculado a partir de (5.29) e $\chi = Q_{G_0} / Q_L = U_{GS_0} / U_{LS}$, é dada por

$$E_{G_a} = \frac{\frac{P_0}{P} U_{LS} \chi - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \mathfrak{RT}}{U_{LS} + \frac{P_0}{P} U_{LS} \chi - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \mathfrak{RT} + U_0} \quad (5.42)$$

A área interfacial por unidade de volume, obtida a partir de (5.31), é dada por

$$a_a = \frac{3}{r_0} \left(\frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P \chi} \mathfrak{RT} \right)^{\frac{1}{3}} E_{G_a} \quad (5.43)$$

A pressão no ramo ascendente diminui da base para o topo, sendo a variação com a coordenada axial y dada pela equação diferencial que a seguir se apresenta, obtida de (5.2), substituindo a equação (5.42) de E_{G_a} na equação (5.40) de ρ_{m_a}

$$\frac{dP}{dy} = -\rho_L g \frac{U_{LS} + U_0}{U_{LS} + U_0 + U_{LS} \chi \frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \mathfrak{RT}} \quad (5.44)$$

Tal como na equação correspondente ao ramo descendente, não é possível integrar analiticamente esta equação porque a variável C depende de P e de y . A variação da concentração com a altura é dada pela equação (5.41), que com a substituição da área interfacial a_a por (5.43) fica

$$\frac{dC}{dy} = \frac{3}{U_{LS}} \frac{K_{L_a}}{r_0} \left(\frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P \chi} \mathfrak{RT} \right)^{\frac{1}{3}} \frac{\frac{P_0}{P} U_{LS} \chi - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \mathfrak{RT}}{U_{LS} + \frac{P_0}{P} U_{LS} \chi - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \mathfrak{RT} + U_0} \left(\frac{P}{H} - C \right) \quad (5.45)$$

Esta equação também não pode ser integrada analiticamente. A determinação da concentração ao longo do ramo ascendente foi efectuada através de integração numérica, pelo método de *Runge-Kutta*, do sistema de equações formado por (5.44) e (5.45), usando como condição fronteira $P = P_0$ e $C = C_0$ para $y = 0$. Refira-se, novamente, que os valores destes parâmetros correspondem aos valores da pressão e da concentração obtidos no final do ramo descendente para iguais condições de operação (ver Figura 5.24).

A Figura 5.25 mostra a variação de C com a distância para dois casos opostos de condições de operação já testadas para a coluna descendente: $U_{LS} = 0.3$ m/s, $\chi = 0.14$ e $U_{LS} = 0.8$ m/s, $\chi = 0.015$. Nesta simulação considerámos as concentrações iniciais nulas, a pressão inicial atmosférica, valores médios para U_0 e K_{La}/r_0 e a temperatura de 17°C: $C_0 = 0$, $C_{0a} = 0$, $P_0 = 101325$ N/m², $U_0 = 0.2$ m/s, $K_{La}/r_0 = 0.125$ s⁻¹, $\rho_L = 999.1$ kg/m³ e $H = 2.1624 \times 10^6$ J/kg (T=290.15 K). Foi usado o valor de K_L/r_0 obtido para o ramo descendente pois, segundo Teixeira (1998), os valores deste parâmetro nos ramos de descida e subida são muito próximos para iguais condições de operação.

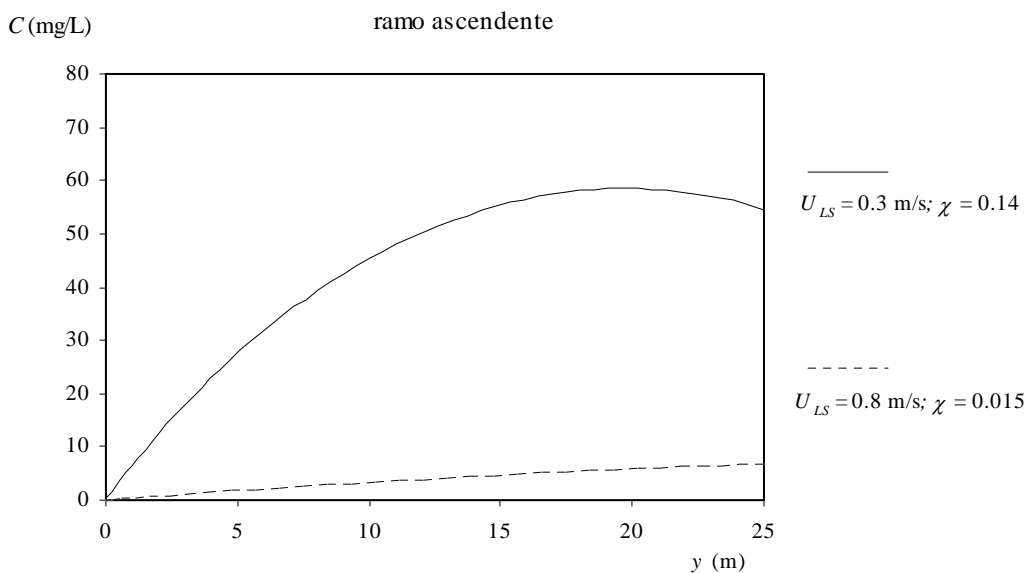


Figura 5.25- Variação da concentração ao longo da coluna ascendente para duas condições de operação opostas (U_{LS} baixo, χ alto e U_{LS} alto, χ baixo) de acordo com o modelo sem dispersão.

Como se pode observar da Figura 5.25, no ramo ascendente a concentração nem sempre aumenta com a altura. Esta situação pode verificar-se quando a taxa de transferência é muito elevada, podendo ocorrer para valores baixos da velocidade superficial do líquido e elevados da razão de caudais volumétricos gás/líquido. Este facto já foi referido neste capítulo, na Secção 5.2, quando se fez a descrição do *tubo em U*. Alturas elevadas deste dispositivo originam concentrações muito elevadas na base do tubo que podem ser superiores aos valores da concentração de saturação em pontos

situados próximo da saída do ramo ascendente. Neste caso, a concentração diminui pois a transferência de soluto passa a fazer-se do líquido para o gás.

5.4.2- MODELO COM DISPERSÃO

Vamos agora desenvolver um modelo para a transferência de massa que, para além das premissas do anterior, inclui a dispersão axial.

De um balanço de massa ao oxigénio dissolvido no líquido contido numa “fatia” infinitesimal situada entre as cotas x e $x+dx$, com volume $A_C dx$, com D_L^* e A_C constantes, obtém-se para o estado estacionário, a seguinte equação

$$D_L^* A_C \left((1 - E_G) \frac{dC}{dx} \right)_x + U_{LS} A_C C(x) + K_L a A_C dx (C^* - C) = D_L^* A_C \left((1 - E_G) \frac{dC}{dx} \right)_{x+dx} + U_{LS} A_C C(x + dx) \quad (5.46)$$

em que C , C^* e a representam, respectivamente, a concentração do oxigénio dissolvido no líquido à cota x , a concentração de saturação à mesma cota e a área interfacial por unidade de volume da coluna. De (5.46) obtém-se a equação que serve de base ao modelo

$$D_L^* \frac{d}{dx} \left[(1 - E_G) \frac{dC}{dx} \right] + U_{LS} \frac{dC}{dx} - K_L a (C^* - C) = 0 \quad (5.47)$$

Para o ramo descendente, a variação da pressão continua a ser dada pela equação (5.34), a retenção de gás pela equação (5.32) e a área interfacial por unidade de volume pela equação (5.33).

Na resolução da equação (5.47) usou-se a seguinte mudança de variável:

$$v = (1 - E_G) \frac{dC}{dx} \quad (5.48)$$

Com esta mudança de variável, fazendo $a'_d = r_0 a_d$ e tendo em conta a lei de Henry, a equação (5.47) pode ser reescrita na seguinte forma

$$D_L^* \frac{dv}{dx} + \frac{U_{LS}}{1 - E_{G_d}} v - \frac{K_{L_d}}{r_0} a_d' \left(\frac{P}{H} - C \right) = 0 \quad (5.49)$$

em que a_d' é calculada através da seguinte equação

$$a_d' = 3 \left(\frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P\chi} \Re T \right)^{\frac{1}{3}} E_{G_d} \quad (5.50)$$

A resolução do problema com a determinação da concentração e da pressão ao longo da coluna e a obtenção do parâmetro de ajuste $\frac{K_{L_d}}{r_0}$ (da equação (5.49)), implica a resolução do seguinte sistema de equações diferenciais:

$$\frac{dv}{dx} = \frac{\frac{K_{L_d}}{r_0} a_d' \left(\frac{P}{H} - C \right) - \frac{U_{LS}}{1 - E_{G_d}} v}{D_L^*} = f_1(C, v, P) \quad (5.51)$$

$$\frac{dC}{dx} = \frac{v}{1 - E_{G_d}} = f_2(C, v, P) \quad (5.52)$$

$$\frac{dP}{dx} = \rho_L g \frac{U_{LS} - U_0}{U_{LS} - U_0 + U_{LS} \chi \frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \Re T} = f_3(P, C) \quad (5.53)$$

em que f_1 , f_2 e f_3 são funções obtidas a partir das equações (5.49), (5.48), e (5.34), respectivamente. A retenção de gás, E_{G_d} , e o parâmetro a_d' , são funções da pressão e da concentração, sendo obtidas através das equações (5.32) e (5.50), respectivamente.

A resolução deste sistema de equações diferenciais foi feita através de um integrador numérico de problemas às condições fronteira em dois pontos ($x = 0$ e $x = 4.94$ m) usando a fórmula de *Lobatto-Runge-Kutta* (Cash and Wright, 1991; Bashir-Ali *et al.*, 1998). Este método exige a definição do Jacobiano (representado por J_d) do lado direito das equações diferenciais

$$J_d = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial C} & \frac{\partial f_1}{\partial v} & \frac{\partial f_1}{\partial P} \\ \frac{\partial f_2}{\partial C} & \frac{\partial f_2}{\partial v} & \frac{\partial f_2}{\partial P} \\ \frac{\partial f_3}{\partial C} & \frac{\partial f_3}{\partial v} & \frac{\partial f_3}{\partial P} \end{bmatrix} \quad (5.54)$$

Para além dos pontos usados como condições fronteira, dispunha-se também do valor experimental da concentração em oxigénio dissolvido na água noutros dois pontos de medição situados a 1.6 e 3.25 m do ponto à entrada, permitindo assim a determinação do parâmetro de ajuste $\frac{K_{L_d}}{r_0}$. Na optimização deste parâmetro foi usada a subrotina de Levenberg-Marquardt.

O modelo para o ramo ascendente implica um número de equações análogo ao descendente. A equação base é igual a (5.47), bastando trocar a coordenada axial x por y , tendo em atenção que neste ramo a retenção de gás é E_{G_a} e a área interfacial por unidade de volume é a_a

$$D_L^* \frac{d}{dy} \left[(1 - E_{G_a}) \frac{dC}{dy} \right] + U_{LS} \frac{dC}{dy} - K_{L_a} a_a (C^* - C) = 0 \quad (5.55)$$

A retenção de gás E_{G_a} é dada pela equação (5.42) e a área interfacial a_a é obtida por (5.43). Fazendo uma mudança de variável idêntica à da equação (5.48), $v = (1 - E_{G_a}) \frac{dC}{dy}$, considerando ainda a alteração $a'_a = r_0 a_a$ e a lei de Henry, a equação (5.55) que serve de base ao modelo fica

$$D_L^* \frac{dv}{dy} + \frac{U_{LS}}{1 - E_{G_a}} v - \frac{K_{L_a}}{r_0} a'_a \left(\frac{P}{H} - C \right) = 0 \quad (5.56)$$

em que a'_a é calculado através da seguinte equação

$$a'_a = 3 \left(\frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P\chi} \mathcal{R}T \right)^{\frac{1}{3}} E_{G_a} \quad (5.57)$$

A variação de pressão é dada por (5.44). O processo de resolução é idêntico ao usado para o ramo descendente, sendo que agora para a condição fronteira $y = 0$ a pressão é P_{0_a} e a concentração é C_{0_a} (ver Figura 5.24). No modelo consideram-se os valores destas variáveis iguais aos obtidos no final do ramo de descida para iguais condições de operação. Tal como no modelo sem dispersão, usaram-se para o parâmetro $\frac{K_{L_a}}{r_0}$ os valores obtidos no ramo descendente. O sistema de equações diferenciais é constituído por

$$\frac{d\nu}{dy} = \frac{\frac{K_{L_a}}{r_0} a'_a \left(\frac{P}{H} - C \right) - \frac{U_{LS}}{1 - E_{G_a}} \nu}{D_L^*} = f_4(C, \nu, P) \quad (5.58)$$

$$\frac{dC}{dy} = \frac{\nu}{1 - E_{G_a}} = f_5(C, \nu, P) \quad (5.59)$$

$$\frac{dP}{dy} = -\rho_L g \frac{U_{LS} + U_0}{U_{LS} + U_0 + U_{LS}\chi \frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \mathcal{R}T} = f_6(P, C) \quad (5.60)$$

em que f_4 , f_5 e f_6 são funções obtidas a partir das equações (5.56), (5.48), e (5.44), respectivamente. A retenção de gás, E_{G_a} , e o parâmetro a'_a , são funções da pressão e da concentração, obtidas das equações (5.42) e (5.57), respectivamente.

O sistema de equações diferenciais foi resolvido, tal como no ramo descendente, pelo método de *Lobatto-Runge-Kutta*, com o Jacobiano idêntico a (5.54) formado pelas derivadas parciais de f_4 , f_5 e f_6 e que agora representamos por J_a

$$J_a = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_4}{\partial C} & \frac{\partial f_4}{\partial \nu} & \frac{\partial f_4}{\partial P} \\ \frac{\partial f_5}{\partial C} & \frac{\partial f_5}{\partial \nu} & \frac{\partial f_5}{\partial P} \\ \frac{\partial f_6}{\partial C} & \frac{\partial f_6}{\partial \nu} & \frac{\partial f_6}{\partial P} \end{bmatrix} \quad (5.61)$$

5.4.3- VALIDAÇÃO DOS MODELOS

A fim de testar a validade dos dois modelos teóricos, comparam-se, nesta secção, os resultados experimentais da concentração com os previstos pelos modelos. Dado que se realizaram dois conjuntos de experiências, um em que apenas se dispunha de dados para o ramo descendente e outro em que se dispunha de dados quer para o ramo descendente, quer para o ascendente, é analisado primeiro o ramo descendente e depois o tubo em U na sua globalidade.

5.4.3.1- Ramo descendente

Os dados experimentais de concentração foram obtidos, para além do ponto à entrada, em três pontos de medição ao longo da coluna: $x = 1.6$ m, $x = 3.25$ m e $x = 4.94$ m. Estes pontos permitem a confrontação com os modelos, considerando o parâmetro de ajuste $\frac{K_L}{r_0}$ igual nesses pontos para iguais condições das variáveis de operação. Os valores destas variáveis e os valores à entrada dos vários parâmetros encontram-se discriminados na Tabela 5.1 que inclui também os valores dos coeficientes de dispersão axial. Para o parâmetro U_0 usaram-se os valores obtidos experimentalmente por Teixeira (1998) para iguais condições de operação.

As curvas que melhor aproximam os resultados experimentais são apresentadas na forma de diferença de concentração, $\Delta C = C - C_0$, em função da posição ao longo da

coluna, x . Estão representadas nas Figuras 5.26, 5.27 e 5.28, para $U_{LS} = 0.3$ m/s, $U_{LS} = 0.55$ m/s e $U_{LS} = 0.8$ m/s, respectivamente, para o modelo sem dispersão. Os valores do parâmetro de ajuste $\frac{K_L}{r_0}$ para os dois modelos estão discriminados na Tabela 5.2.

Tabela 5.1- Valores à entrada dos parâmetros, variáveis de operação e coeficientes de dispersão axial utilizados nas experiências efectuadas ao ramo descendente do tubo em U.

U_{LS} (m/s)	$\chi = Q_{G_0} / Q_L$ (-)	$P_0 \times 10^{-5}$ (N/m ²)	C_0 (g/m ³)	U_0 (m/s)	$D_L^* \times 10^4$ (m ² /s)
0.3	0.015	1.080	5.2	0.22	54.3
	0.03	1.093	7.3	0.20	46.5
	0.06	1.106	9.5	0.19	45.3
	0.1	1.147	12.9	0.17	45.2
0.55	0.015	1.073	3.4	0.23	64.9
	0.03	1.079	4.2	0.21	61.3
	0.06	1.093	5.2	0.20	56.9
	0.1	1.110	6.5	0.18	53.5
	0.15	1.128	8.1	0.17	53.0
	0.2	1.135	9.7	0.16	51.0
	0.25	1.146	8.6	0.16	52.2
0.8	0.015	1.098	3.2	0.23	87.0
	0.03	1.101	5.8	0.22	73.2
	0.06	1.109	4.9	0.20	63.1
	0.1	1.113	5.7	0.19	57.8
	0.15	1.124	6.7	0.17	54.7
	0.2	1.131	7.4	0.17	51.2
	0.25	1.148	8.6	0.16	49.6

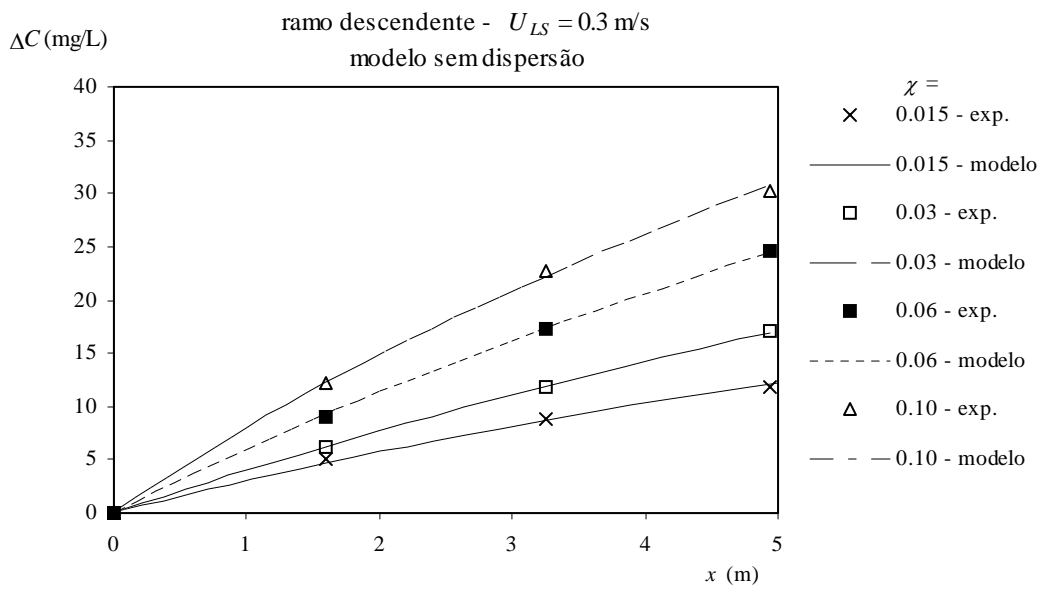


Figura 5.26- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo sem dispersão, para $U_{LS}=0.3$ m/s, no ramo descendente.

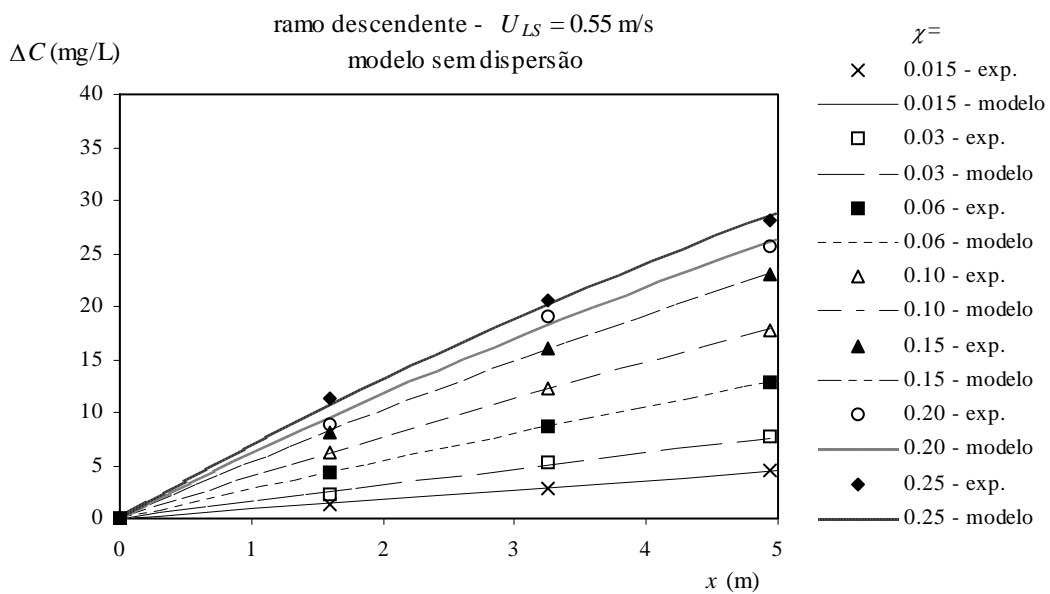


Figura 5.27- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo sem dispersão, para $U_{LS}=0.55$ m/s, no ramo descendente.

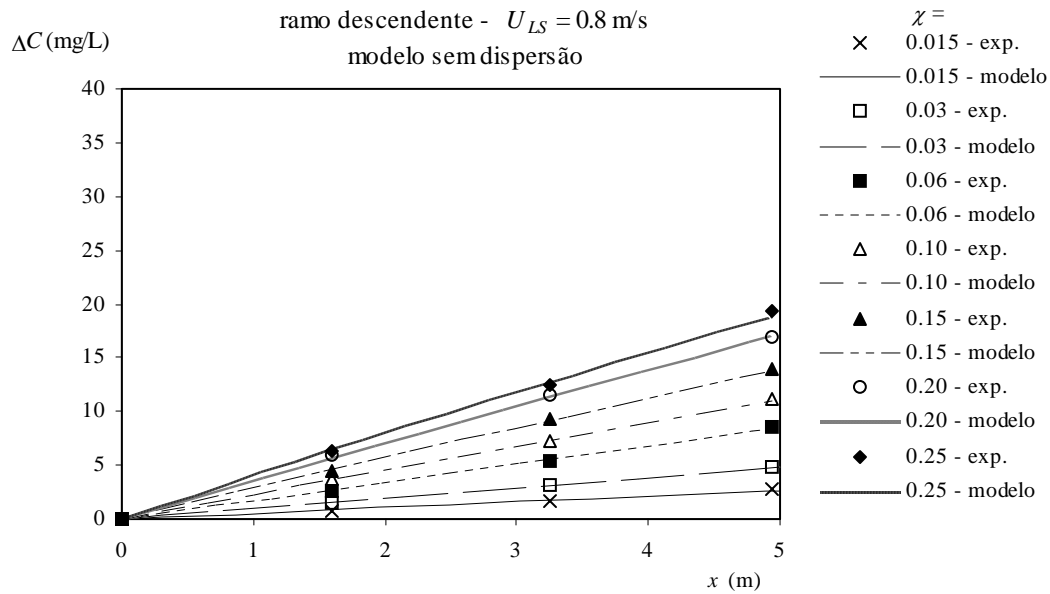


Figura 5.28- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo sem dispersão, para $U_{LS}=0.8$ m/s, no ramo descendente.

A confrontação entre os dados experimentais e os obtidos pelo modelo com dispersão está representada nas Figuras 5.29 a 5.31, respectivamente, para $U_{LS} = 0.3$ m/s, $U_{LS} = 0.55$ m/s e $U_{LS} = 0.8$ m/s.

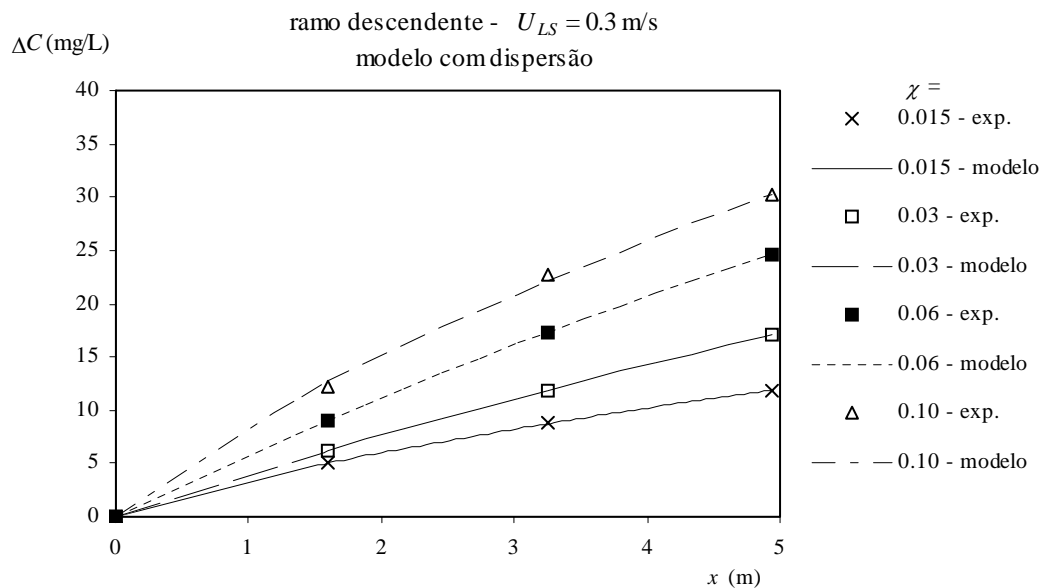


Figura 5.29- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo com dispersão, para $U_{LS}=0.3$ m/s, no ramo descendente.

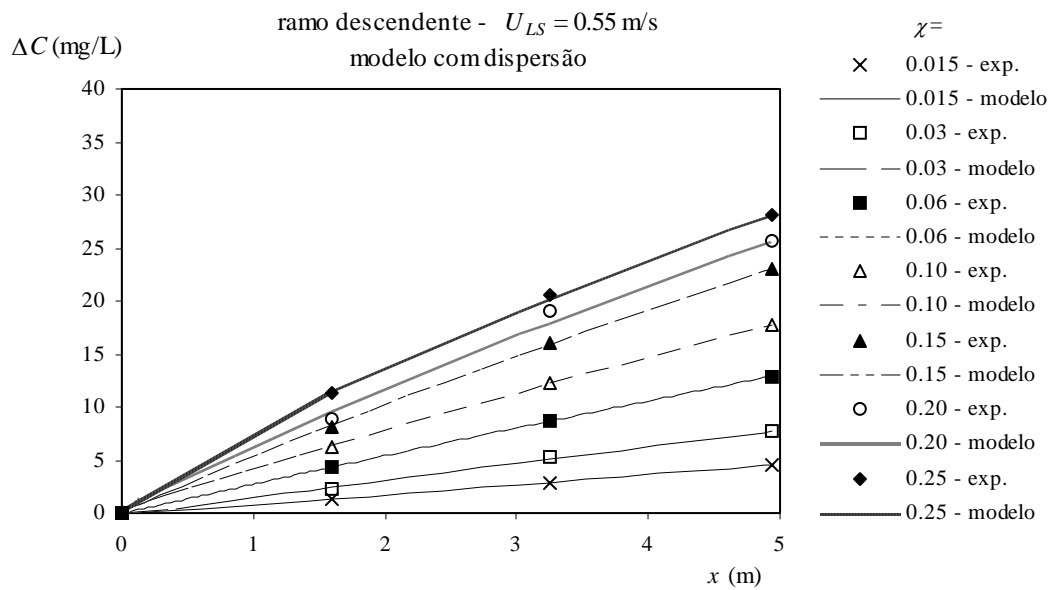


Figura 5.30- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo com dispersão, para $U_{LS}=0.55$ m/s, no ramo descendente.

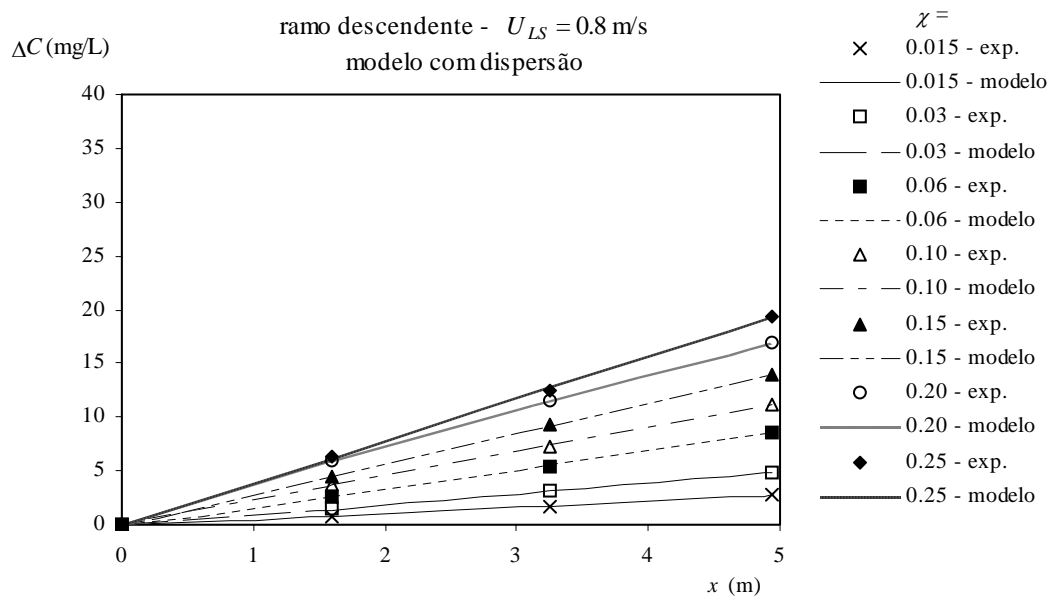


Figura 5.31- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo com dispersão, para $U_{LS}=0.8$ m/s, no ramo descendente.

Como se pode constatar das Figuras 5.26 a 5.31, há uma boa concordância entre os pontos experimentais e os dois modelos, qualquer que seja a condição de operação simulada. Por outro lado, pode confirmar-se através das mesmas figuras que são muito

pouco significativas as diferenças entre as curvas obtidas com o modelo com e sem dispersão para iguais condições de operação. Este facto é reforçado pelos valores muito próximos obtidos para $\frac{K_L}{r_0}$ com os dois modelos, conforme se pode ver na Tabela 5.2.

Os diversos valores do parâmetro de ajuste variaram entre um mínimo de 0.107 s^{-1} e um máximo de 0.144 s^{-1} quando obtidos com o modelo sem dispersão e entre 0.106 s^{-1} e 0.156 s^{-1} no caso do modelo com dispersão. A diferença média absoluta entre os valores para os dois modelos é inferior a 4.2 %, com uma diferença máxima de 8.3 %. Isto permite concluir que, nas condições experimentais testadas neste trabalho, a dispersão axial tem muito pouca importância no processo de transferência de massa entre o gás (oxigénio) e o líquido (água).

Tabela 5.2- Valores do parâmetro de ajuste $\frac{K_L}{r_0}$ que melhor aproximam os dados experimentais ao modelo teórico nas experiências efectuadas no ramo descendente.

U_{LS} (m/s)	$\chi = Q_{G_0} / Q_L$	Modelo sem dispersão	Modelo com dispersão
		K_L / r_0 (s^{-1})	K_L / r_0 (s^{-1})
0.3	0.015	0.135	0.124
	0.03	0.119	0.121
	0.06	0.110	0.112
	0.1	0.116	0.110
0.55	0.015	0.144	0.156
	0.03	0.138	0.145
	0.06	0.132	0.133
	0.1	0.129	0.126
	0.15	0.129	0.128
	0.2	0.127	0.123
	0.25	0.117	0.110
0.8	0.015	0.144	0.153
	0.03	0.143	0.154
	0.06	0.133	0.141
	0.1	0.116	0.116
	0.15	0.108	0.110
	0.2	0.109	0.106
	0.25	0.107	0.114

5.4.3.2- Ramos descendente e ascendente do tubo *em U*

Vamos agora analisar os resultados obtidos com as experiências em que foram analisados os dois ramos do tubo *em U*. Neste conjunto de experiências, como já foi referido, dispõe-se de três pontos de medida no ramo descendente (situados a $x = 1.6$ m, $x = 3.25$ m e $x = 4.94$ m) e de um ponto no ramo ascendente (situado a 5.35 m do ponto de junção das duas colunas). A altura da coluna descendente, contada a partir do ponto à entrada era de 5.37 m, sendo a altura da coluna ascendente de 5.35m.

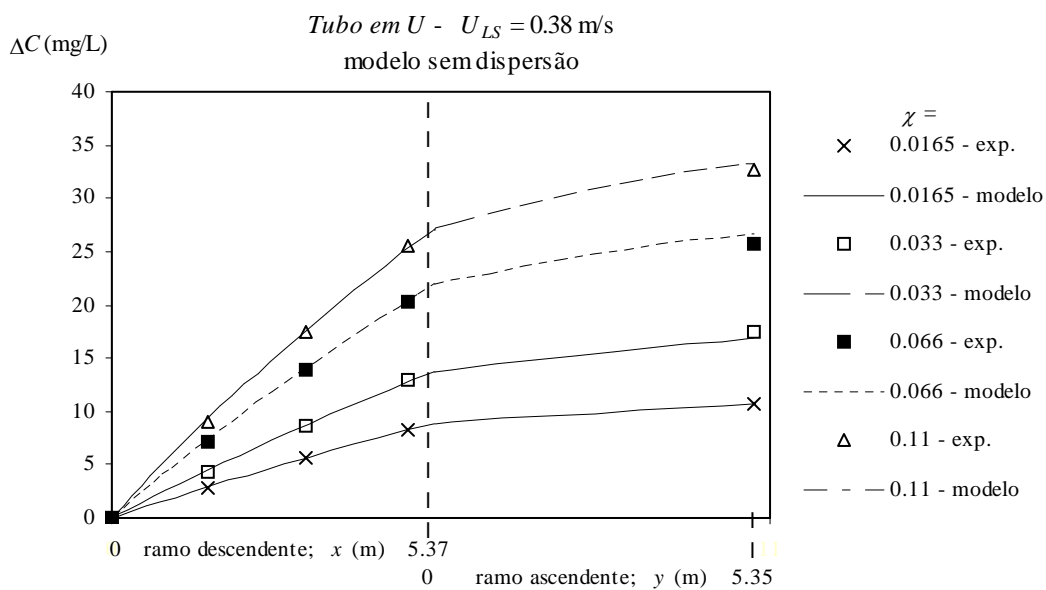
Os valores das variáveis de operação e as condições iniciais dos vários parâmetros encontram-se discriminados na Tabela 5.3, que inclui também os valores dos coeficientes de dispersão axial. As curvas, apresentadas na forma $\Delta C = C - C_0 = f(x)$ para o ramo descendente e $\Delta C = C - C_0 = f(y)$ para o ramo ascendente, que melhor aproximam os valores dos pontos experimentais, estão representadas na Figura 5.32 (para $U_{LS} = 0.38$ m/s) e na Figura 5.33 (para $U_{LS} = 0.64$ m/s) para o modelo sem dispersão e na Figura 5.34 (para $U_{LS} = 0.38$ m/s) e Figura 5.35 (para $U_{LS} = 0.64$ m/s) para o modelo com dispersão. Dado que apenas se dispõe de um ponto de amostragem no ramo de subida do tubo *em U*, utilizou-se neste ramo um valor de $\frac{K_L}{r_0}$ igual ao obtido para o ramo de descida, quer no modelo sem dispersão quer no modelo com dispersão. Os resultados vieram provar a razoabilidade desta aproximação pois como se pode ver nas Figuras 5.32 a 5.35, há uma boa concordância entre os modelos e o valor obtido experimentalmente em todas as condições de operação simuladas. Este resultado também obtido por Teixeira (1998), pode explicar-se com o facto de a velocidade relativa entre as duas fases ser semelhante nos dois ramos e com a não coalescência de bolhas na junção dos dois ramos do tubo *em U*. Relativamente ao parâmetro U_0 , assumiu-se no ramo de subida o mesmo valor que no ramo de descida, tendo sido utilizados os valores obtidos por Teixeira (1998).

Os valores de $\frac{K_L}{r_0}$ usados nos dois ramos do tubo *em U* para os dois modelos estão discriminados na Tabela 5.4.

Tabela 5.3- Valores dos parâmetros à entrada, variáveis de operação e coeficientes de dispersão axial obtidos nas experiências efectuadas aos dois ramos do *tubo em U*.

U_{LS} (m/s)	$\chi = Q_{G_0} / Q_L$ (-)	$P_0 \times 10^{-5}$ (N/m ²)	C_0 (g/m ³)	U_0 (m/s)	$D_L^* \times 10^4$ (m ² /s)	
					descendente	ascendente
0.38	0.0165	1.087	3.4	0.22	49.3	53.4
	0.033	1.099	4.7	0.20	43.2	49.5
	0.066	1.108	5.8	0.19	43.0	42.3
	0.11	1.146	6.1	0.17	41.3	40.0
0.64	0.0165	1.079	2.9	0.23	86.0	91.9
	0.033	1.093	3.5	0.21	68.9	81.4
	0.066	1.104	4.3	0.20	62.9	72.1
	0.132	1.121	5.1	0.18	61.0	61.7
	0.198	1.138	6.0	0.17	59.0	60.0

Nas Figuras 5.32 e 5.33 são apresentados os dados experimentais de concentração ao longo do *tubo em U* e os calculados pelo modelo sem dispersão, para os dois valores de U_{LS} ensaiados, respectivamente, 0.38 e 0.64 m/s.

**Figura 5.32-** Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo sem dispersão ao longo do *tubo em U*, para $U_{LS}=0.38$ m/s.

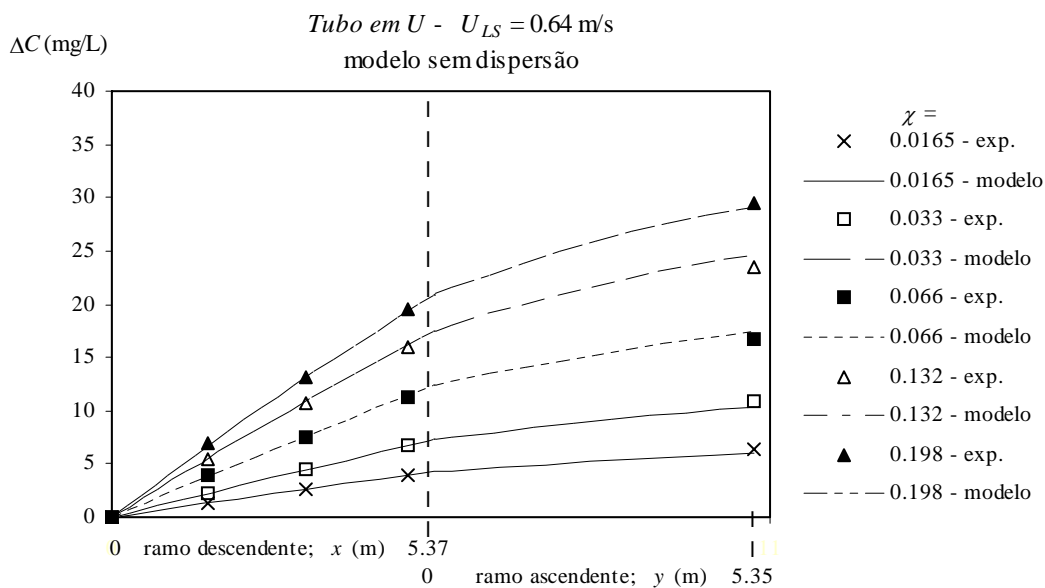


Figura 5.33- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo sem dispersão ao longo do *tubo em U*, para $U_{LS}=0.64$ m/s.

Os dados experimentais de concentração e os valores calculados através do modelo com dispersão constam das Figuras 5.33 e 5.34, respectivamente, para $U_{LS} = 0.38$ e $U_{LS} = 0.64$ m/s.

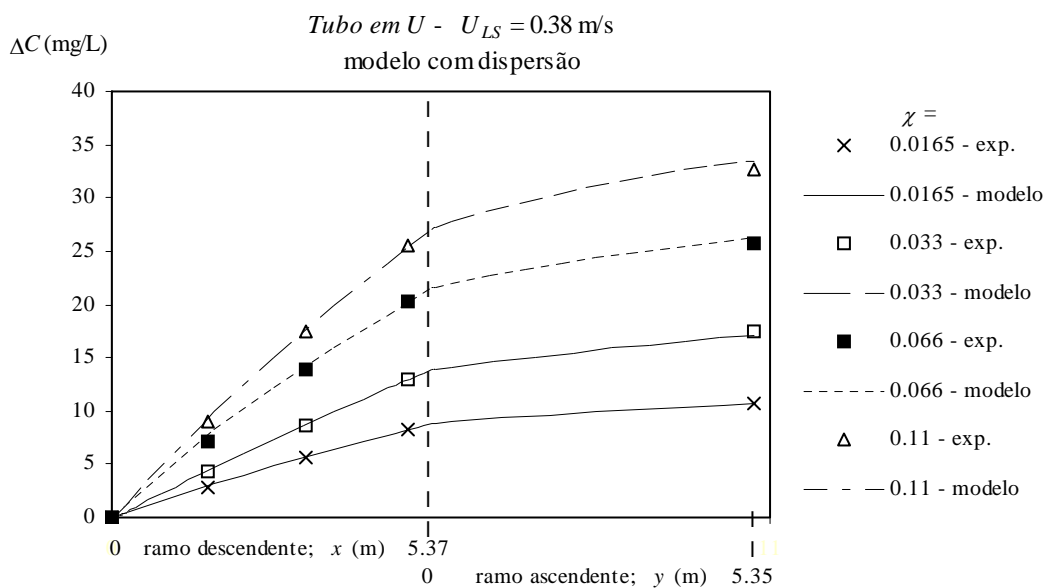


Figura 5.34- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo com dispersão ao longo do *tubo em U*, para $U_{LS}=0.38$ m/s.

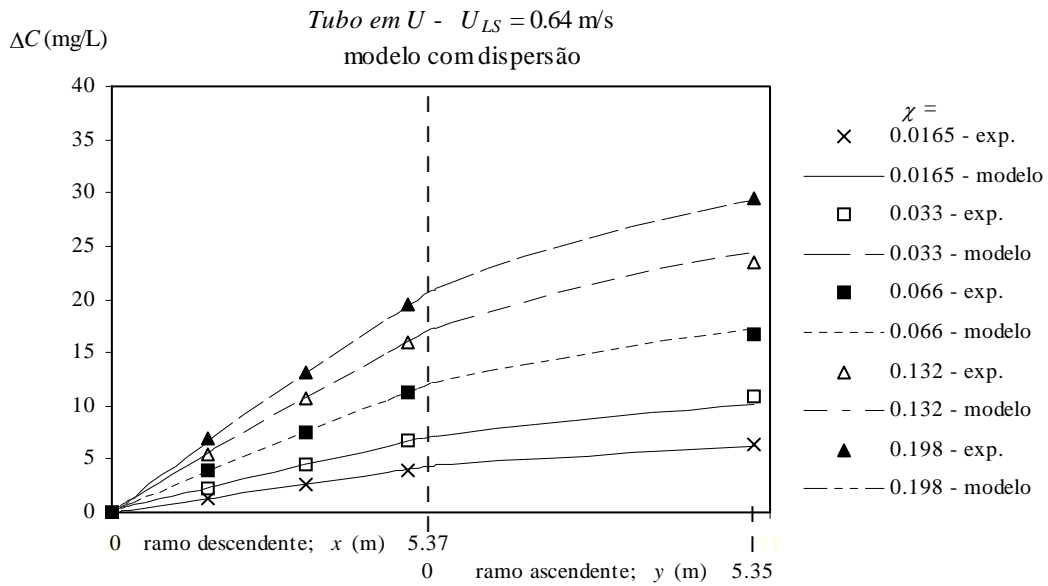


Figura 5.35- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo com dispersão ao longo do *tubo em U*, para $U_{LS}=0.64$ m/s.

Tabela 5.4- Valores do parâmetro de ajuste $\frac{K_L}{r_0}$ que melhor aproximam os dados experimentais ao modelo teórico nas experiências efectuadas aos dois ramos do *tubo em U*.

U_{LS} (m/s)	$\chi = Q_{G_0} / Q_L$	Modelo sem dispersão	Modelo com dispersão
		K_L / r_0 (s ⁻¹)	K_L / r_0 (s ⁻¹)
0.38	0.0165	0.135	0.135
	0.033	0.123	0.126
	0.066	0.118	0.112
	0.11	0.103	0.104
0.64	0.0156	0.147	0.152
	0.033	0.134	0.129
	0.066	0.127	0.124
	0.132	0.104	0.103
	0.198	0.094	0.095

As Figuras 5.30 a 5.33, mostram novamente uma boa concordância entre os pontos experimentais e as curvas obtidas com os dois modelos. Pode ainda constatar-se, comparando a Figura 5.32 com a Figura 5.34 ($U_{LS} = 0.38$ m/s) e a Figura 5.33 com a Figura 5.35 ($U_{LS} = 0.64$ m/s), que os resultados obtidos com os dois modelos são muito semelhantes, uma vez que os valores do parâmetro de ajuste $\frac{K_L}{r_0}$ (Tabela 5.4) são também semelhantes.

5.5- CONCLUSÕES

O objectivo principal deste trabalho era avaliar a influência da dispersão axial da fase líquida na transferência oxigénio/água num dispositivo denominado *tubo em U*. A transferência de oxigénio para a água neste equipamento foi estudada anteriormente por Teixeira (1988) mas, este autor, não efectuou o estudo da dispersão axial, pelo que o modelo de transferência que desenvolveu não incluiu este parâmetro.

Neste trabalho desenvolveu-se um modelo de transferência para o *tubo em U* que incluiu a dispersão axial do líquido, a partir do modelo de Teixeira (1998). As experiências decorreram num tubo constituído por duas colunas verticais unidas na base, com os fluidos a serem introduzidos no topo de uma das colunas e a percorrer o tubo em modo co-corrente e em regime *bubble*, primeiro de modo descendente (ramo descendente) e depois de modo ascendente (ramo ascendente). O diâmetro interno das colunas era de 32 mm, sendo a altura da coluna descendente de 5.37 m e de 5.35 m a ascendente. A gama de velocidades superficiais da água variou entre 0.3 e 0.8 m/s e a razão de caudais volumétricos gás/líquido variou entre 0.015 e 0.25.

A dispersão axial do líquido foi avaliada através do coeficiente de dispersão axial, parâmetro determinado para cada um dos ramos do *tubo em U*, utilizando o modelo de dispersão axial e a técnica da injeção de um *tracer* (solução aquosa de NaCl) num ponto e medição da sua concentração noutra ponto mais à frente da coluna.

Os valores do coeficiente de dispersão axial obtidos mostraram que este parâmetro aumenta com a velocidade superficial de líquido e diminui com a velocidade superficial do gás, sendo que a influência da velocidade do líquido se revelou mais importante. Compararam-se os nossos dados com os dados experimentais de outros

autores e com duas correlações, de Joshi (1980) e de Field and Davidson (1980), tendo-se constatado uma proximidade nos valores.

Desenvolveram-se modelos teóricos em separado para o ramo descendente e para o ascendente, pois a hidrodinâmica da mistura gás-líquido é diferente nos dois ramos, o que permite calcular a concentração em oxigênio dissolvido e a pressão ao longo do *tubo em U*, conhecidos os valores à entrada das variáveis de operação. A ligação entre os dois ramos do tubo foi estabelecida considerando-se os valores das variáveis no fim do ramo descendente como os valores de entrada do ramo ascendente.

A principal conclusão deste trabalho, que resulta da comparação entre os modelos com dispersão e sem dispersão, é que, nas condições experimentais ensaiadas, a dispersão axial não tem praticamente nenhuma influência na transferência de massa.

6-CONCLUSÕES GERAIS

Tendo por objectivo o desenvolvimento de sistemas que consigam fornecer elevadas concentrações em oxigénio dissolvido na água em actividades como a piscicultura e o tratamento de águas residuais, faz-se neste trabalho o estudo teórico e experimental de três equipamentos de transferência de massa (oxigénio-água): um designado por *tubo em U*, em que a instalação tem um alinhamento vertical, outro que, para permitir o funcionamento em situações inclinadas, utiliza um tubo de absorção com um sistema de anteparos perfurados instalados ao longo deste, designado por *borbulhador de anteparos perfurados*, analisando-se, ainda, a transferência ao longo de uma caleira inclinada, um equipamento simples, com escoamento em superfície livre, tipo canal aberto.

O estudo experimental do borbulhador de anteparos perfurados foi realizado em três colunas com 32 mm diâmetro interno e 0.96 m de comprimento, constituídas por 16, 8 e 0 anteparos. Estes, que estavam igualmente espaçados ao longo das colunas, foram perfurados com uma razão entre diâmetros furo/coluna de 0.5. Usaram-se as seguintes gamas de valores de caudais volumétricos: 5.6×10^{-6} a 14.3×10^{-6} m³/s para o líquido e 3.3×10^{-6} a 13.3×10^{-6} m³/s para o gás. O ângulo de inclinação da coluna variou entre 0° (vertical) e 60°.

Foram elaborados modelos de transferência considerando as colunas com anteparos como uma série de “tanques” perfeitamente agitados, no que toca ao líquido. Desenvolveu-se primeiro um modelo simples, que considerou a pressão e o caudal volumétrico de gás constante, sendo por isso, apenas aplicável a colunas com reduzida variação de pressão, como foi o caso da coluna onde decorreram as experiências. Foi possível prever o perfil de concentrações de oxigénio dissolvido ao longo da coluna e calcular o valor do parâmetro $\beta = K_L A$ (coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial) com o mesmo valor em todas as células da coluna:

$$C_N = \frac{C_0}{(1+b)^N} + b \frac{P_0}{H} \sum_{i=1}^N \left(\frac{1}{1+b} \right)^i$$

com $b = \frac{\beta}{Q_L}$ e N é o número da célula.

Desenvolveu-se também um modelo mais completo, onde se considerou a variação da pressão e, conseqüentemente, da concentração de saturação e do caudal volumétrico de gás ao longo da coluna. Nesta situação β tem um valor diferente para cada célula, sendo a equação que permite calcular a concentração de oxigénio dissolvido na célula N dada por

$$C_N = \frac{C_0}{\prod_{i=1}^N (1+b_i)} + \frac{1}{H} \left[\frac{b_1 P_1}{\prod_{i=1}^N (1+b_i)} + \frac{b_2 P_2}{\prod_{i=2}^N (1+b_i)} + \dots + \frac{b_{N-1} P_{N-1}}{\prod_{i=N-1}^N (1+b_i)} + \frac{b_N P_N}{(1+b_N)} \right]$$

Os valores de β para cada célula a utilizar nesta equação podem ser obtidos a partir dos valores de β calculados na coluna laboratorial para os diversos pares de caudais gás-líquido e inclinações. Pretende-se então mostrar, que é possível desenvolver uma metodologia para calcular a transferência de massa em colunas com qualquer número de células (à escala industrial), a partir dos valores obtidos numa coluna laboratorial com características iguais mas onde a variação de pressão é reduzida.

Construiu-se ainda uma coluna com maiores dimensões, 100 mm de diâmetro e 6 anteparos espaçados de 0.183 m, testada em condições hidrodinâmicas semelhantes, com a qual foi possível verificar que, quer a eficácia de funcionamento, quer a metodologia de análise da transferência de massa, se pode aplicar a colunas de diferentes escalas.

No estudo da transferência de massa gás/líquido em caleiras inclinadas utilizaram-se duas caleiras de secção recta rectangular com 6 m de comprimento e larguras de 30 e 90 mm. Foram ensaiadas inclinações entre 15° e 60° em relação à vertical, tendo os caudais de água variado entre 54.7×10^{-6} e 419×10^{-6} m³/s. Calculou-se o coeficiente de transferência de massa, K_L , através de um modelo teórico simplificado, o qual foi correlacionado com o caudal por unidade de largura de caleira, q , e com o ângulo de inclinação em relação à vertical, α , tendo-se obtido a equação

$$K_L = 45.78 \times 10^{-4} q^{0.437} \left[\text{sen} \left(\frac{\pi}{2} - \alpha \right) \right]^{0.504} \quad (\text{m/s})$$

O *tubo em U* utilizado nas experiências era constituído por duas colunas verticais unidas na base, com os fluidos a serem introduzidos no topo de uma das colunas, percorrendo-as em modo co-corrente e regime *bubble*, primeiro de modo descendente (ramo descendente) e depois de modo ascendente (ramo ascendente). O diâmetro interno das colunas era de 32 mm, sendo a altura da descendente de 5.37 m e de 5.35 m a ascendente. Foram usados valores entre 0.3 e 0.8 m/s para a velocidade superficial do líquido e entre 0.015 e 0.25 para a razão de caudais volumétricos gás/líquido. O objectivo principal desta parte do trabalho consistiu em avaliar a influência da dispersão axial na transferência de massa nesse dispositivo, pelo que se desenvolveu um modelo teórico que inclui esse parâmetro a partir de um modelo anteriormente apresentado por Teixeira (1998). A dispersão axial do líquido foi avaliada através dos coeficientes de dispersão axial do líquido, obtidos experimentalmente pelo método de injeção de um impulso de *tracer*.

A equação que serve de base ao modelo de transferência que inclui a dispersão axial do líquido é obtida de um balanço de massa ao oxigénio dissolvido no líquido, considerando constante o coeficiente de dispersão axial

$$D_L^* \frac{d}{dx} \left[(1 - E_G) \frac{dC}{dx} \right] + U_{LS} \frac{dC}{dx} - K_L a (C^* - C) = 0$$

O modelo baseava-se nos seguintes pressupostos:

- A pressão varia ao longo do *tubo em U*, aumentando do topo para a base nos dois ramos, pelo que a concentração de saturação aumenta no mesmo sentido.
- O caudal volumétrico de gás varia, quer pela variação da pressão quer pela transferência do gás para o líquido.
- O volume das bolhas e, portanto, o seu raio varia em consequência da variação da pressão e da transferência de gás para a água.

Dado serem diferentes as condições hidrodinâmicas nos dois ramos do tubo, foram desenvolvidos modelos em separado para cada situação. A determinação da concentração e da pressão foi efectuada através da resolução numérica dum sistema de equações diferenciais, que para o ramo descendente é

$$\frac{dv}{dx} = \frac{\frac{K_{L_d}}{r_0} a'_d \left(\frac{P}{H} - C \right) - \frac{U_{LS}}{1 - E_{G_d}} v}{D_L^*} = f_1(C, v, P)$$

$$\frac{dC}{dx} = \frac{v}{1 - E_{G_d}} = f_2(C, v, P)$$

$$\frac{dP}{dx} = \rho_L g \frac{U_{LS} - U_0}{U_{LS} - U_0 + U_{LS} \chi \frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \Re T} = f_3(P, C)$$

com $v = (1 - E_{G_d}) \frac{dC}{dx}$ e $a'_d = r_0 a_d$

e para o ramo ascendente é

$$\frac{dv}{dy} = \frac{\frac{K_{L_a}}{r_0} a'_a \left(\frac{P}{H} - C \right) - \frac{U_{LS}}{1 - E_{G_a}} v}{D_L^*} = f_4(C, v, P)$$

$$\frac{dC}{dy} = \frac{v}{1 - E_{G_a}} = f_5(C, v, P)$$

$$\frac{dP}{dy} = -\rho_L g \frac{U_{LS} + U_0}{U_{LS} + U_0 + U_{LS} \chi \frac{P_0}{P} - \frac{C - C_0}{P} U_{LS} \Re T} = f_6(P, C)$$

com $v = (1 - E_{G_a}) \frac{dC}{dy}$ e $a'_a = r_0 a_a$.

Os valores de concentração do soluto ou de pressão à saída do *tubo em U*, são calculados estabelecendo-se uma ligação entre os dois ramos, com os valores daquelas variáveis no fim do ramo descendente a serem iguais aos valores de entrada para o ramo ascendente.

A comparação deste modelo com o anteriormente desenvolvido por Teixeira (1998), o qual não incluiu a dispersão axial, permitiu retirar deste trabalho a seguinte

conclusão: nas condições experimentais usadas, a dispersão axial não tem praticamente nenhuma influência na transferência de massa.

Para trabalhos futuros, sugere-se a aplicação do modelo de transferência de massa desenvolvido para o *tubo em U*, a escoamento contra-corrente.

Caso se pretendam sistemas que consigam fornecer elevadas concentrações em oxigénio dissolvido e sejam atractivos do ponto de vista económico então, o *tubo em U* e o *borbulhador de anteparos perfurados*, podem ser melhorados, efectuando uma reciclagem ao gás não absorvido. Neste caso aplicar-se-á um modelo de transferência de massa multicomponente, uma vez que a reciclagem do gás interfere com as fracções mássicas de oxigénio e azoto na mistura gasosa. Esta análise poderá ter uma importância relevante para a aquicultura e o tratamento de águas residuais.

Na análise à eficácia do borbulhador de anteparos perfurados será também interessante testar geometrias alternativas, comparando nomeadamente, a transferência de massa obtida num sistema com número de furos por anteparo variável, mantendo constante a área perfurada.

APÊNDICES

APÊNDICE A- RESULTADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS NO BORBULHADOR DE ANTEPAROS PERFURADOS

Apresentam-se aqui todos os resultados experimentais obtidos nas experiências efectuadas com borbulhadores de anteparos perfurados, equipamento de transferência de massa gás-líquido estudado no Capítulo 3.

Nas experiências foi usado o sistema oxigénio água. Os valores de concentração de oxigénio dissolvido na água em qualquer ponto dos borbulhadores (ou colunas) são representados na forma adimensional, por $W = \frac{C - C_0}{C^* - C_0}$, em que C é a concentração de gás dissolvido no líquido numa determinada célula da coluna, C_0 é a concentração na célula à entrada, no topo da coluna, e C^* é a concentração de saturação. Atendendo a que nas experiências efectuadas a variação de pressão foi reduzida, C^* é praticamente constante e igual ao seu valor à entrada, C_0^* . O cálculo de C^* foi efectuado com base na lei de Henry, $P = HC^*$, em que P é a pressão e H é a constante de proporcionalidade. Deste modo, os valores de C^* ($=C_0^*$) foram obtidos da equação, $P_0 = HC_0^*$, em que P_0 é a pressão à entrada da coluna.

Na Tabela A.1 apresentam-se os valores da constante H em função da temperatura para o par oxigénio-água, usados no cálculo de C^* .

Tabela A.1-Valores da constante de Henry para o sistema oxigénio-água (extraídos de Perry, 1984).

T (°C)	0	5	15	20	25	30	35
$H \times 10^{-4}$ (N m/kg)	145.5	166.0	207.6	228.8	249.9	271.0	289.2
T (°C)	40	50	60	70	80	90	100
$H \times 10^{-4}$ (N m/kg)	305.2	335.4	358.8	378.2	391.9	389.8	399.9

A1- Influência do modo de introdução do gás na coluna.

Nas Tabelas A1.1 a A1.3, apresentam-se todos os valores de W obtidos na coluna 1, quando o gás era introduzido através de orifícios de 3 e 9 mm de diâmetro (d_o).

Tabela A1.1- Valores de W obtidos na coluna 1 para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, quando o gás era introduzido por através de um orifício com 3 e 9 mm de diâmetro.

$Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$																		
W	$Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$						$Q_G=8.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$						$Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$					
inclinação	0°		30°		60°		0°		30°		60°		0°		30°		60°	
célula\(d_0 (mm)	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9
0	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
2	0.158	0.145	0.134	0.110	0.091	0.091	0.252	0.303	0.270	0.265	0.178	0.183	0.377	0.455	0.318	0.398	0.235	0.259
4	0.280	0.275	0.238	0.216	0.174	0.166	0.491	0.506	0.433	0.436	0.326	0.318	0.629	0.661	0.507	0.586	0.399	0.425
6	0.399	0.388	0.340	0.309	0.245	0.244	0.596	0.665	0.580	0.586	0.414	0.423	0.712	0.808	0.680	0.779	0.528	0.535
8	0.463	0.498	0.420	0.404	0.311	0.325	0.673	0.795	0.656	0.707	0.480	0.524	0.762	0.946	0.713	0.829	0.590	0.639

Tabela A1.2- Valores de W obtidos na coluna 1 para $Q_L=11.4 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ quando o gás era introduzido por um orifício com 3 e 9 mm de diâmetro.

$Q_L=11.4 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$																		
W	$Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$						$Q_G=8.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$						$Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$					
inclinação	0°		30°		60°		0°		30°		60°		0°		60°			
célula\(d_0 (mm)	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9		
0	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000		
2	0.081	0.071	0.080	0.073	0.060	0.056	0.182	0.184	0.160	0.165	0.123	0.101	0.291	0.299	0.168	0.152		
4	0.161	0.140	0.160	0.130	0.117	0.099	0.347	0.329	0.312	0.291	0.226	0.180	0.501	0.489	0.290	0.284		
6	0.237	0.204	0.235	0.195	0.169	0.157	0.465	0.476	0.414	0.387	0.328	0.261	0.629	0.592	0.413	0.363		
8	0.307	0.271	0.286	0.257	0.213	0.204	0.574	0.575	0.496	0.461	0.392	0.327	0.727	0.721	0.483	0.486		

Tabela A1.3- Valores de W obtidos na coluna 1 para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ quando o gás era introduzido por um orifício com 3 e 9 mm de diâmetro.

$Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$														
W	$Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$				$Q_G=8.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$						$Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$			
inclinação	0°		60°		0°		30°		60°		60°			
célula\(d_0 (mm)	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9	3	9
0	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
2	0.074	0.064	0.053	0.049	0.177	0.171	0.151	0.141	0.106	0.087	0.134	0.137		
4	0.139	0.127	0.096	0.095	0.316	0.295	0.280	0.256	0.188	0.156	0.258	0.256		
6	0.198	0.210	0.137	0.141	0.429	0.397	0.374	0.349	0.264	0.226	0.354	0.380		
8	0.262	0.240	0.178	0.180	0.537	0.494	0.468	0.443	0.336	0.276	0.439	0.445		

A2-Resultados experimentais obtidos nos borbulhadores de anteparos perfurados

Neste apêndice apresentam-se todos os resultados experimentais obtidos nas colunas 1, 2 e 3 referidas na Secção 3.3 do Capítulo 3.

Das tabelas de resultados constam, para além dos valores de concentração em oxigénio dissolvido na água (C) em várias células das colunas (ou em função da distância ao ponto de entrada no caso da coluna 3, pois esta coluna não tem células), os valores de temperatura de funcionamento (T), da pressão à entrada (P_0) e do desnível da água nos dois ramos do manómetro diferencial (Δh). Constam também os valores de parâmetros como a retenção total de gás (E_{GT}), a retenção de gás circulante (E_{GC}) e a diferença de pressão entre o topo e a base da coluna ΔP , calculada com a equação, $\Delta P = P_{base} - P_{topo} = \rho_L g \Delta l \cos \alpha - \rho_L g \Delta h$, em que α representa o ângulo de inclinação da coluna em relação à vertical e $\Delta l = 0.915$ m. As retenções foram calculadas com as equações, $E_{GC} = \frac{l_{GC}}{l_{GC} + l_{LC}}$ e $E_{GT} = \frac{l_{GT}}{l_{GT} + l_{LT}}$, em que l_{GC} e l_{LC} , representam, respectivamente, o comprimento da coluna ocupado por gás e por líquido no caso da retenção de gás circulante e l_{GT} e l_{LT} representam os mesmos comprimentos no caso da retenção total. De referir que a coluna 3 não tem anteparos pelo que as duas retenções de gás coincidem. Para cada par de caudais de gás e de líquido, foram ensaiadas cinco inclinações: 0° (vertical), 15° , 30° , 45° e 60° .

A2.1- Resultados experimentais – coluna 1

Tabela A2.1- Resultados experimentais obtidos na coluna 1, para $Q_L= 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Coluna 1	$Q_L=5.6 \text{ cm}^3/\text{s}$																																		
	$Q_G=3.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=5.0 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=6.7 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=8.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=10.0 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=11.7 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=13.3 \text{ cm}^3/\text{s}$				
n° célula \inclinação	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
0	11.5	11.8	10.7	9.2	8.6	15.8	16.0	13.8	11.6	11.1	18.0	18.3	16.1	14.1	12.9	19.8	20.8	18.1	15.5	14.2	22.2	21.8	20.1	16.2	15.3	22.8	23.6	23.6	18.5	17.3	23.9	24.7	23.5	20.4	17.5
2	17.2	17.2	15.7	13.3	12.2	21.2	22.4	20.4	17.2	15.7	24.5	25.1	23.5	20.6	18.1	27.0	27.8	26.2	22.6	20.2	30.4	29.6	28.0	23.3	21.9	31.5	31.0	31.3	26.1	24.0	33.0	32.4	31.4	28.2	24.4
4	21.6	22.3	19.6	17.1	15.5	27.3	28.3	24.9	21.6	20.1	30.9	31.3	28.3	25.3	23.0	33.8	33.9	31.1	27.5	25.2	36.9	35.7	33.6	29.0	26.9	37.8	37.1	36.1	31.5	29.1	39.1	38.4	36.1	32.9	29.2
6	25.9	25.8	23.4	20.6	18.3	31.6	31.8	29.3	25.5	23.2	35.4	34.9	33.1	29.6	25.9	36.8	37.1	35.5	32.2	28.2	39.7	38.9	36.6	32.9	30.0	39.8	40.1	39.0	35.3	32.0	41.1	41.1	40.4	36.6	33.0
8	28.2	28.5	26.4	23.3	20.9	33.6	34.2	32.6	28.3	25.8	36.5	36.8	35.9	32.3	28.4	39.0	38.9	37.8	34.1	30.4	41.2	40.4	39.1	35.6	32.2	41.5	41.1	40.6	37.4	33.9	42.3	42.0	41.2	38.6	34.8
T (°C)	17.9	18.0	17.2	17.3	16.6	19.0	18.2	19.2	17.2	16.8	17.6	17.8	17.1	17.8	16.6	17.2	17.4	17.1	18.0	16.7	17.4	17.3	18.2	16.7	17.1	17.2	17.2	17.8	16.9	16.8	17.3	17.2	17.1	17.0	18.0
$P_0 \times 10^{-5}$ (Pa)	1046	1044	1044	1039	1031	1050	1047	1046	1039	1031	1049	1048	1047	1041	1031	1049	1050	1042	1041	1032	1053	1048	1043	1039	1032	1044	1046	1048	1038	1033	1045	1051	1047	1040	1033
Δh (cm)	2.7	2.7	2.4	2.0	1.5	4.0	3.8	3.4	2.8	2.0	4.9	4.7	4.1	3.6	2.6	6.0	5.5	4.9	4.1	3.1	7.0	6.5	5.5	4.7	3.5	8.4	7.5	6.4	5.1	3.9	9.6	8.5	7.0	5.8	4.3
E_{GT} (%)	2.7	3.7	5.0	6.4	9.4	3.7	4.4	5.9	7.5	9.9	4.5	5.2	6.3	8.4	11.0	5.6	5.9	7.3	9.0	11.5	6.4	7.0	8.0	9.7	12.2	7.8	8.0	8.8	10.0	12.9	8.7	8.9	9.3	10.8	13.3
E_{GC} (%)	2.7	2.7	2.6	2.5	2.6	3.7	3.5	3.3	3.5	3.3	4.5	4.3	3.8	4.3	4.2	5.6	5.0	4.8	4.8	4.9	6.4	6.1	5.4	5.6	5.6	7.8	7.1	6.4	5.9	6.2	8.7	8.0	6.8	6.7	6.6
$\Delta P \times 10^{-3}$ (Pa)	8.72	8.38	7.52	6.14	4.34	8.63	8.28	7.42	6.06	4.28	8.56	8.19	7.34	5.99	4.23	8.46	8.10	7.28	5.92	4.18	8.39	8.02	7.19	5.88	4.14	8.26	7.92	7.12	5.82	4.10	8.18	7.83	7.06	5.78	4.06

Tabela A2.2- Resultados experimentais obtidos na coluna 1, para $Q_L=8.5 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Coluna 1	$Q_L=8.5 \text{ cm}^3/\text{s}$																																		
	$Q_G=3.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=5.0 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=6.7 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=8.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=10.0 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=11.7 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=13.3 \text{ cm}^3/\text{s}$				
n° célula \inclinacão	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
0	8.1	7.1	6.2	5.4	4.9	9.7	9.8	8.5	7.5	6.1	11.4	11.4	10.3	8.8	7.4	12.7	13.7	12.6	9.7	8.3	14.9	15.3	14.1	11.3	9.5	15.7	16.0	15.6	12.6	10.2	17.9	18.5	16.4	14.2	10.8
2	11.8	10.8	9.8	8.7	7.6	14.8	14.6	13.1	11.6	9.8	17.6	17.4	15.9	13.9	11.4	19.5	20.1	18.7	15.3	13.2	22.7	22.4	21.0	17.5	15.0	24.3	23.4	22.6	19.5	16.0	27.7	26.6	24.2	21.2	16.8
4	15.6	14.1	13.4	11.6	10.0	19.5	19.3	16.9	15.4	12.8	22.8	22.2	20.5	18.2	15.4	25.2	25.5	23.6	20.0	17.6	28.3	28.2	26.1	22.6	20.0	29.7	29.2	28.0	24.9	21.2	32.7	31.9	29.7	26.9	22.1
6	18.8	17.3	16.2	14.3	12.1	22.9	23.2	20.4	18.4	15.9	27.0	26.7	24.5	21.6	18.7	29.5	29.8	27.5	24.4	21.1	32.8	32.3	30.2	26.6	23.3	34.0	33.2	31.8	29.0	24.8	36.4	35.4	33.3	30.8	25.8
8	22.0	20.6	19.0	16.8	14.0	26.3	25.9	23.2	21.3	18.7	31.0	29.3	27.6	25.0	21.2	33.4	32.5	30.7	26.7	24.4	36.6	34.9	32.8	29.2	26.1	37.1	35.8	34.6	31.3	27.2	38.7	38.1	35.6	32.8	28.3
T (°C)	21.0	21.2	21.2	20.4	21.4	21.4	21.4	21.0	21.0	20.7	21.1	21.4	21.4	20.8	20.5	21.0	21.1	21.3	21.2	21.2	21.2	21.3	21.3	21.4	21.4	21.3	21.3	21.2	21.4	21.3	21.0	20.8	21.4	21.4	21.2
$P_0 \times 10^{-5}$ (Pa)	1043	1048	1040	1036	1035	1041	1050	1040	1038	1028	1042	1040	1040	1038	1029	1038	1042	1042	1041	1030	1042	1043	1042	1031	1027	1046	1044	1042	1033	1027	1045	1049	1048	1033	1027
Δh (cm)	3.2	3.0	2.5	2.1	1.6	4.2	4.0	3.4	2.9	2.3	5.6	5.1	4.5	3.6	2.8	6.8	5.9	5.3	4.3	3.3	8.7	7.3	6.1	5.0	3.9	10.0	8.6	6.8	5.6	4.3	11.8	9.7	7.7	6.1	4.6
E_{GT} (%)	3.1	3.9	5.0	6.7	9.5	3.7	4.6	5.9	7.6	10.5	4.8	5.6	6.9	8.1	11.0	5.9	6.4	7.8	9.0	11.9	7.3	7.5	8.3	9.5	12.5	8.5	8.7	9.0	10.0	13.0	10.0	9.6	9.8	10.6	13.4
E_{GC} (%)	3.1	3.0	2.6	2.5	2.6	3.7	3.8	3.5	3.3	3.7	4.8	4.7	4.4	4.0	4.2	5.9	5.4	5.1	4.9	4.9	7.3	6.5	5.7	5.5	5.7	8.5	7.9	6.4	6.0	6.2	10.0	8.6	7.3	6.6	6.6
$\Delta P \times 10^{-3}$ (Pa)	8.64	8.34	7.47	6.08	4.27	8.54	8.19	7.36	5.96	4.19	8.41	8.06	7.22	5.89	4.12	8.29	7.96	7.11	5.81	4.03	8.10	7.78	6.99	5.69	3.97	7.97	7.68	6.90	5.59	3.90	7.80	7.48	6.82	5.55	3.87

Tabela A2.3- Resultados experimentais obtidos na coluna 1, para $Q_L= 11.4 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Coluna 1	$Q_L=11.4 \text{ cm}^3/\text{s}$																																		
	$Q_G=3.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=5.0 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=6.7 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=8.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=10.0 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=11.7 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=13.3 \text{ cm}^3/\text{s}$				
$C \text{ (mg/L)}$	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
n° célula \inclinação	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
0	6.2	6.2	5.6	4.9	4.6	8.1	8.2	7.1	5.9	5.3	9.9	10.5	8.5	7.0	6.3	11.4	11.1	9.5	8.0	7.0	12.6	12.3	12.2	9.1	7.6	14.3	13.8	13.2	10.1	8.2	15.3	15.1	14.1	11.2	8.9
2	9.3	9.4	8.7	7.4	7.0	12.1	12.4	11.2	9.4	8.4	15.4	15.6	13.5	11.7	10.3	17.6	17.5	15.3	14.0	11.6	20.3	19.6	19.0	15.6	12.5	22.3	21.6	20.6	17.0	13.7	23.9	23.3	22.1	18.5	14.9
4	12.4	12.5	11.8	9.9	9.3	16.1	16.5	15.3	12.8	11.4	20.0	20.3	18.1	15.4	13.7	23.2	23.1	20.8	18.0	15.4	26.0	25.4	24.4	20.2	16.8	28.2	27.7	26.7	21.9	18.0	30.1	29.4	28.2	23.6	19.3
6	15.3	15.4	14.7	12.2	11.4	19.7	20.0	19.0	15.7	14.3	23.8	23.8	21.7	18.7	17.1	27.2	27.0	24.5	21.6	19.2	30.0	29.5	28.3	23.8	20.7	32.3	31.9	30.8	25.8	22.2	33.9	33.7	32.5	27.6	23.7
8	18.0	18.0	16.7	14.4	13.2	23.1	23.5	21.5	18.5	16.4	27.5	27.3	24.9	21.9	19.4	30.9	30.6	27.5	24.8	21.6	33.5	32.5	31.3	27.2	23.4	35.5	34.6	33.6	28.8	24.9	36.8	36.0	34.7	31.0	26.2
$T \text{ (}^\circ\text{C)}$	21.4	21.4	21.4	19.8	20.2	20.3	20.1	21.0	19.3	21.2	20.0	20.1	20.9	19.4	20.5	20.5	20.1	19.7	19.7	21.1	21.4	20.5	19.8	20.1	21.0	21.2	20.2	19.5	20.8	20.4	21.1	20.9	19.9	20.4	20.5
$P_0 \times 10^{-5} \text{ (Pa)}$	1047	1047	1043	1039	1031	1046	1046	1039	1038	1028	1045	1046	1041	1039	1029	1048	1045	1041	1037	1033	1050	1044	1047	1039	1032	1052	1047	1046	1037	1033	1047	1049	1045	1041	1033
$\Delta h \text{ (cm)}$	3.8	3.8	3.0	2.6	2.1	5.4	4.6	4.0	3.4	2.8	7.0	6.0	5.3	4.0	3.4	9.0	7.3	6.0	4.9	3.9	10.6	8.6	6.8	5.5	4.3	12.3	9.9	7.4	6.0	4.6	14.3	11.2	8.4	6.5	5.0
$E_{GT} \text{ (\%)}$	3.2	4.3	5.2	7.0	9.9	4.4	4.9	6.1	7.6	10.9	5.6	5.9	7.3	8.3	11.5	7.5	7.1	7.8	9.2	12.2	8.6	8.1	8.4	10.0	12.9	10.4	9.5	9.0	10.5	13.2	12.3	10.8	10.2	10.8	13.6
$E_{GC} \text{ (\%)}$	3.2	3.3	2.8	3.0	3.2	4.3	3.8	3.5	3.5	3.9	5.6	5.0	4.8	4.0	4.6	7.5	6.2	5.4	5.1	5.4	8.6	7.1	5.9	5.9	6.0	10.4	8.5	6.5	6.4	6.4	12.3	9.9	7.8	6.7	6.9
$\Delta P \times 10^{-3} \text{ (Pa)}$	8.58	8.28	7.46	6.08	4.27	8.43	8.20	7.36	6.00	4.20	8.27	8.06	7.24	5.94	4.15	8.07	7.93	7.17	5.85	4.10	7.92	7.81	7.09	5.80	4.06	7.75	7.68	7.03	5.75	4.03	7.55	7.55	6.93	5.70	3.99

Tabela A2.4- Resultados experimentais obtidos na coluna 1, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Coluna 1	$Q_L=14.3 \text{ cm}^3/\text{s}$																																		
	$Q_G=3.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=5.0 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=6.7 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=8.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=10.0 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=11.7 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=13.3 \text{ cm}^3/\text{s}$				
C (mg/L)																																			
n° célula \inclinaco	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
0	5.4	5.2	4.5	4.3	4.1	7.1	7.2	6.1	5.3	5.0	8.9	8.9	7.9	6.7	6.1	9.6	9.7	8.7	7.5	6.5	11.2	11.0	10.3	8.2	7.0	12.4	12.7	11.2	8.6	7.3	13.0	13.2	12.1	9.6	7.8
2	8.4	8.3	7.5	7.0	6.3	11.0	11.1	9.7	8.3	7.7	13.8	13.8	12.5	10.5	9.3	16.0	15.8	14.3	12.0	10.5	18.4	18.0	16.7	13.9	11.6	20.1	20.2	18.6	14.8	12.1	21.9	21.5	20.1	16.2	12.7
4	11.0	10.9	10.2	9.2	8.1	14.4	14.7	13.0	11.1	10.3	18.5	18.2	16.4	13.9	12.2	21.0	20.7	19.1	16.2	13.6	23.3	23.1	21.7	18.5	15.6	26.3	26.2	24.2	19.9	16.3	28.1	27.5	25.6	21.2	17.2
6	13.4	13.4	12.4	11.0	9.8	17.5	18.0	16.0	13.8	12.8	21.7	21.6	19.5	16.8	14.7	25.1	25.0	22.6	19.5	16.5	27.6	27.2	25.6	22.0	18.8	30.3	30.0	27.9	23.3	19.7	32.2	31.1	29.3	25.0	20.7
8	16.0	15.9	14.6	12.8	11.5	20.9	21.0	18.9	16.3	14.8	24.9	25.0	22.8	19.6	17.1	29.0	28.8	26.1	22.7	19.2	31.1	30.6	28.9	25.0	21.4	33.5	33.1	30.8	26.6	22.5	34.9	34.2	32.6	28.4	23.8
T (°C)	20.0	19.9	19.4	19.9	19.5	19.8	19.8	19.0	19.0	18.8	20.5	20.6	20.4	20.0	20.8	20.2	20.1	19.8	20.5	21.0	20.9	20.1	20.7	20.4	20.9	19.8	20.2	19.3	19.4	18.9	20.5	20.1	20.5	21.4	21.1
$P_0 \times 10^{-5}$ (Pa)	1048	1046	1040	1036	1034	1048	1045	1044	1037	1036	1049	1045	1044	1038	1030	1050	1045	1045	1041	1033	1050	1046	1045	1040	1032	1050	1051	1045	1041	1035	1054	1050	1046	1042	1034
Δh (cm)	4.8	4.4	3.4	3.0	2.3	6.5	5.5	4.4	3.8	2.9	8.6	7.1	5.6	4.4	3.6	10.7	8.8	6.4	5.4	4.2	12.8	10.0	7.5	5.9	4.7	14.9	11.4	8.3	6.4	5.1	17.0	12.7	9.3	7.1	5.6
E_{GT} (%)	3.5	4.5	5.3	7.1	10.0	4.9	5.3	6.4	8.0	11.0	6.4	6.4	7.4	8.6	11.6	8.2	8.0	7.9	9.5	12.5	10.1	9.0	9.0	10.0	13.4	12.1	10.4	9.7	10.5	13.9	14.2	11.6	10.5	11.0	14.5
E_{GC} (%)	3.5	3.6	2.8	3.1	3.3	4.9	4.3	3.9	4.0	4.1	6.4	5.4	4.9	4.4	4.9	8.2	7.1	5.5	5.5	5.7	10.1	8.0	6.6	5.9	6.6	12.1	9.4	7.3	6.3	7.2	14.2	10.6	8.0	7.0	7.9
$\Delta P \times 10^{-3}$ (Pa)	8.49	8.11	7.30	5.94	4.18	8.32	7.95	7.20	5.84	4.09	8.11	7.71	7.06	5.72	3.97	7.91	7.87	6.93	5.63	3.91	7.70	7.37	6.80	5.54	3.86	7.50	7.25	6.71	5.47	3.81	7.29	7.11	6.55	5.38	3.75

A2.2- Resultados experimentais- coluna 2**Tabela A2.5-** Resultados experimentais obtidos na coluna 2, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Coluna 2	$Q_L=5.6 \text{ cm}^3/\text{s}$														
C (mg/L)	$Q_G=3.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=8.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=13.3 \text{ cm}^3/\text{s}$				
n° célula \inclinaco	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
0	13.5	12.4	10.9	9.0	8.7	21.1	20.4	16.9	14.2	13.1	25.8	25.4	23.4	18.4	15.8
1	18.0	16.8	14.4	11.9	11.2	27.1	26.6	23.1	19.3	17.7	32.7	31.9	29.8	24.7	21.0
2	22.1	21.0	17.8	14.7	13.8	32.2	31.8	28.4	24.1	21.9	37.4	36.7	34.6	29.9	25.9
3	25.7	25.2	21.2	17.6	16.8	35.9	35.8	32.8	28.1	25.8	40.3	39.8	38.1	33.9	29.3
4	29.3	28.4	24.5	20.5	18.8	39.5	39.1	36.7	31.5	28.7	42.5	41.7	40.1	36.5	31.9
T (°C)	16.6	17.4	17.1	17.5	17.5	16.8	16.8	16.7	16.7	16.7	17.0	17.0	17.1	17.4	16.6
$P_0 \times 10^{-5}$ (Pa)	1.056	1.044	1.043	1.036	1.032	1.049	1.048	1.046	1.041	1.035	1.050	1.045	1.047	1.038	1.037
Δh (cm)	2.4	2.1	1.7	1.4	1.1	4.6	4.5	3.9	3.3	2.5	7.0	6.4	5.3	4.6	3.7
E_{GT} (%)	2.5	3.0	3.6	4.0	5.8	4.7	4.9	5.4	6.2	7.9	7.4	7.2	7.1	8.4	10.3
E_{GC} (%)	2.5	2.3	2.7	3.0	3.0	4.7	4.3	4.4	4.5	4.6	7.4	6.3	5.8	5.9	6.2
$\Delta P \times 10^{-3}$ (Pa)	8.73	8.45	7.59	6.20	4.37	8.51	8.22	7.38	6.02	4.24	8.28	8.03	7.24	5.89	4.12

Tabela A2.6- Resultados experimentais obtidos na coluna 2, para $Q_L=11.4 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Coluna 2	$Q_L=11.4 \text{ cm}^3/\text{s}$														
$C \text{ (mg/L)}$	$Q_G=3.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=8.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=13.3 \text{ cm}^3/\text{s}$				
n° célula \inclinação	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
0	8.4	7.9	7.1	6.5	6.3	13.9	12.1	10.5	8.3	7.3	17.5	17.5	14.7	11.8	10.1
1	11.0	10.5	9.2	8.3	7.8	18.3	16.8	14.6	11.7	10.3	24.2	23.0	20.2	16.3	13.6
2	13.7	13.1	11.3	9.9	9.3	22.7	21.7	18.9	15.0	13.2	28.7	28.1	24.9	20.2	16.6
3	16.2	15.7	13.4	11.6	10.9	26.5	25.4	22.4	17.9	15.8	32.9	32.6	29.0	23.8	19.6
4	18.8	18.3	15.8	13.4	12.5	29.9	29.0	25.8	20.7	18.1	36.7	36.4	33.0	27.2	22.6
$T \text{ (}^\circ\text{C)}$	16.7	16.7	16.6	16.6	16.6	17.0	16.6	16.6	16.7	16.6	16.7	16.7	16.8	16.9	16.7
$P_0 \times 10^{-5} \text{ (Pa)}$	1.047	1.047	1.046	1.040	1.038	1.045	1.052	1.052	1.048	1.044	1.058	1.052	1.050	1.042	1.049
$\Delta h \text{ (cm)}$	2.5	2.4	2.1	1.8	1.5	5.7	5.2	4.3	3.4	2.7	8.4	7.5	6.0	5.1	4.0
$E_{GT} \text{ (%)}$	2.8	3.6	3.7	4.5	6.2	5.4	5.2	5.8	6.2	8.4	8.5	7.6	7.1	9.1	10.4
$E_{GC} \text{ (%)}$	2.8	2.7	2.7	2.8	2.8	5.4	4.4	4.6	4.0	4.9	8.5	6.8	5.9	7.0	6.8
$\Delta P \times 10^{-3} \text{ (Pa)}$	8.72	8.42	7.56	6.16	4.34	8.40	8.15	7.34	6.00	4.22	8.14	7.92	7.17	5.84	4.09

Tabela A2.7- Resultados experimentais obtidos na coluna 2, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Coluna 2	$Q_L=14.3 \text{ cm}^3/\text{s}$														
	$Q_G=3.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=8.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=13.3 \text{ cm}^3/\text{s}$				
$C \text{ (mg/L)}$															
n° célula \inclinação	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
0	7.1	6.3	6.1	5.6	5.4	11.4	11.6	9.6	8.3	7.7	15.0	14.6	12.5	10.6	9.3
1	9.4	8.7	8.2	7.1	6.8	15.7	15.9	13.3	11.3	10.2	21.3	20.1	17.5	14.3	12.4
2	11.6	10.9	10.0	8.6	8.2	20.1	19.8	16.8	13.9	12.5	26.5	25.3	22.3	17.7	15.2
3	13.8	12.9	11.6	10.0	9.4	23.6	23.6	20.0	16.5	14.7	30.5	29.6	26.5	21.0	18.1
4	16.0	14.9	13.2	11.3	10.4	25.6	25.5	22.0	18.2	15.9	32.3	31.3	28.4	24.5	21.1
$T \text{ (}^\circ\text{C)}$	17.1	16.7	16.8	16.8	16.9	16.7	16.7	16.7	16.7	16.8	16.8	16.8	16.6	16.6	16.6
$P_0 \times 10^{-5} \text{ (Pa)}$	1.044	1.054	1.050	1.044	1.040	1.049	1.049	1.048	1.049	1.036	1.058	1.054	1.050	1.044	1.037
$\Delta h \text{ (cm)}$	3.2	3.0	2.5	2.0	1.6	7.0	5.9	4.7	4.0	3.0	9.9	8.2	6.4	5.3	4.3
$E_{GT} \text{ (%)}$	2.8	3.4	3.6	4.5	5.9	5.6	5.8	6.2	6.6	8.2	9.3	8.6	7.6	8.7	10.6
$E_{GC} \text{ (%)}$	2.8	2.6	2.7	3.1	3.0	5.6	5.0	4.9	4.6	4.6	9.3	7.8	6.3	6.7	6.7
$\Delta P \times 10^{-3} \text{ (Pa)}$	8.72	8.42	7.56	6.16	4.33	8.40	8.15	7.34	6.00	4.22	8.14	7.92	7.17	5.84	4.09

A2.3- Resultados experimentais- coluna 3

Tabela A2.8- Resultados experimentais obtidos na coluna 3, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Coluna 3	$Q_L=5.6 \text{ cm}^3/\text{s}$														
C (mg/L)	$Q_G=3.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=8.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=13.3 \text{ cm}^3/\text{s}$				
distância \inclinação	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
0	14.4	11.5	9.9	8.5	7.5	17.3	16.0	13.9	12.2	11.3	21.1	20.6	17.0	13.6	12.5
24 cm	18.2	14.4	11.9	10.0	8.7	21.1	18.8	16.4	14.0	12.7	24.0	23.0	19.1	16.0	15.0
48 cm	21.7	18.2	14.8	12.5	11.0	27.3	24.6	21.0	17.6	16.2	29.5	25.8	21.9	18.4	17.5
72 cm	23.7	20.1	16.7	13.8	11.8	28.3	25.4	22.0	18.4	16.8	31.7	29.2	25.0	20.5	19.4
96 cm	27.0	23.1	20.0	17.2	14.7	33.8	27.6	24.0	20.3	18.4	34.2	31.9	27.4	22.3	21.2
T (°C)	21.3	21.4	21.3	21.0	21.0	21.1	21.0	21.0	20.9	20.9	21.1	21.1	21.3	21.4	21.4
$P_0 \times 10^{-5}$ (Pa)	1.031	1.031	1.032	1.036	1.020	1.030	1.031	1.032	1.023	1.021	1.030	1.031	1.037	1.022	1.019
Δh (cm)	1.6	1.2	1.1	0.7	0.4	4.0	3.6	2.9	2.2	1.5	6.1	5.4	4.6	3.4	2.5
E_G (%)	2.4	2.3	2.3	2.2	2.1	4.8	4.6	4.3	3.8	4.1	7.6	6.5	6.3	6.1	6.2
$\Delta P \times 10^{-3}$ (Pa)	8.80	8.53	7.65	6.26	4.44	8.56	8.30	7.47	6.12	4.33	8.36	8.12	7.30	6.00	4.23

Tabela A2.9- Resultados experimentais obtidos na coluna 3, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Coluna 3	$Q_L=14.3 \text{ cm}^3/\text{s}$														
	$Q_G=3.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=8.3 \text{ cm}^3/\text{s}$					$Q_G=13.3 \text{ cm}^3/\text{s}$				
C (mg/L)															
distância \inclinação	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
0	7.1	6.3	4.6	4.1	3.7	9.9	8.1	6.3	5.7	5.4	11.4	11.2	8.5	7.5	6.6
24 cm	9.3	8.1	5.8	4.8	4.3	13.4	10.5	8.1	6.8	6.5	15.0	13.8	10.0	8.7	7.7
48 cm	11.9	10.7	7.6	5.9	5.1	16.9	13.0	10.1	8.3	7.8	19.8	17.1	12.5	10.8	9.6
72 cm	13.9	12.5	9.2	7.1	6.0	20.0	15.6	12.3	9.8	9.0	22.5	19.9	14.8	12.4	11.0
96 cm	16.0	14.4	11.2	8.8	7.3	23.4	18.9	15.0	12.1	10.8	26.7	23.7	18.1	15.3	13.3
T (°C)	21.4	21.4	21.4	21.4	21.3	21.4	21.4	21.3	21.1	21.3	21.1	21.4	21.3	21.2	21.2
$P_0 \times 10^{-5}$ (Pa)	1.033	1.042	1.038	1.035	1.027	1.042	1.040	1.036	1.033	1.027	1.050	1.049	1.040	1.037	1.030
Δh (cm)	1.8	1.4	1.2	0.8	0.5	4.2	3.7	3.0	2.3	1.6	6.5	5.6	4.7	3.7	2.6
E_G (%)	2.4	2.3	2.2	2.2	2.2	4.9	4.7	4.5	4.3	4.5	7.7	6.6	6.3	6.1	6.4
$\Delta P \times 10^{-3}$ (Pa)	8.78	8.51	7.64	6.25	4.43	8.54	8.29	7.46	6.11	4.32	8.32	8.10	7.29	5.97	4.22

A2.4- Resultados experimentais- coluna de 100 mm de diâmetro

Tabela A2.10- Resultados experimentais obtidos na coluna de 100 mm de diâmetro, para $Q_L=54.7 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

$Q_L=54.7 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$										
C (g/m ³)	$Q_G=32.2 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$					$Q_G=129.9 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$				
célula a	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
C_0	10.6	9.9	7.9	8.6	5.2	23.1	22.7	19.8	18.0	11.3
C_1	15.1	14.4	11.8	11.9	8.3	30.8	30.1	26.7	24.3	17.9
C_2	18.5	17.9	14.8	14.7	10.9	34.6	34.5	31.6	29.1	22.9
C_3	21.8	21.3	17.7	17.4	13.4	37.8	37.7	34.6	32.3	26.1
T(°C)	16.7	16.8	16.8	16.3	16.7	16.8	16.8	16.8	16.2	16.8
Δh (cm)	2.2	2.0	1.6	1.5	1.0	5.7	5.7	5.4	4.8	3.4
P_0 (N/m ²)	103481	104069	103616	102711	102158	103481	104510	103786	102711	102134

Tabela A2.11- Resultados experimentais obtidos na coluna de 100 mm de diâmetro, para $Q_L=139.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

$Q_L=139.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$										
$C \text{ (g/m}^3\text{)}$	$Q_G=32.2 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$					$Q_G=129.9 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$				
célula \ α	0°	15°	30°	45°	60°	0°	15°	30°	45°	60°
C_0	7.3	6.5	6.4	6.4	4.9	17.9	15.4	13.9	12.0	9.5
C_1	9.7	8.9	8.4	8.0	6.3	24.2	21.7	19.5	16.9	13.4
C_2	11.6	11.0	10.2	9.5	7.6	28.4	25.6	23.4	20.6	16.7
C_3	13.5	13.0	12.0	11.0	8.8	32.7	29.2	27.1	24.1	19.4
T(°C)	16.6	16.1	16.1	16.1	16.2	16.2	16.1	16.1	16.1	16.0
$\Delta h \text{ (cm)}$	2.3	2.2	2.1	1.7	1.5	7.2	6.5	6.2	5.4	4.0
$P_0 \text{ (N/m}^2\text{)}$	104265	104638	103616	103126	103089	105049	105111	104380	103335	103285

A2.5- Resultados experimentais- caleira de 30 mm de largura

Tabela A2.12- Resultados experimentais obtidos na caleira de 30 mm de largura.

$C \text{ (g/m}^3\text{)}$	$Q_L=54.7 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$				$Q_L=83.0 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$				$Q_L=111.4 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$				$Q_L=139.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$			
$C \ \alpha$	15°	30°	45°	60°	15°	30°	45°	60°	15°	30°	45°	60°	15°	30°	45°	60°
C_1	3.0	3.0	3.3	3.1	3.3	3.4	3.3	3.0	3.2	3.2	3.2	3.1	3.6	3.2	3.4	3.3
C_2	4.8	4.8	4.7	4.5	4.7	4.7	4.4	4.1	4.4	4.3	4.2	3.9	4.6	4.2	4.1	3.9
C_3	5.8	5.9	5.7	5.4	5.7	5.7	5.3	4.9	5.4	5.2	5.0	4.7	5.6	5.0	4.9	4.6
C_4	6.6	6.6	6.6	6.1	6.4	6.3	6.0	5.7	6.1	6.0	5.8	5.4	6.2	5.7	5.6	5.3
T (°C)	17.6	16.9	16.9	17.1	16.8	16.2	16.7	16.3	16.0	16.3	16.1	16.2	16.0	16.0	16.0	16.0

APÊNDICE B- EFEITO DA INCLINAÇÃO DO BORBULHADOR EM U_0

Neste apêndice apresentam-se valores de U_0 (velocidade de subida das bolhas numa coluna após corte simultâneo dos caudais de gás e de líquido) obtidos em colunas com anteparos, em função da inclinação da coluna relativamente à vertical.

O método de cálculo consistiu em medir o tempo de subida, entre dois pontos da coluna pré-determinados (0.95 m), da fronteira de separação entre gás e líquido que se forma na base da coluna após o corte simultâneo da alimentação dos dois fluidos. Os valores de U_0 na Figura B.1 foram obtidos na coluna 1 e na Figura B.2 foram obtidos na coluna 2.

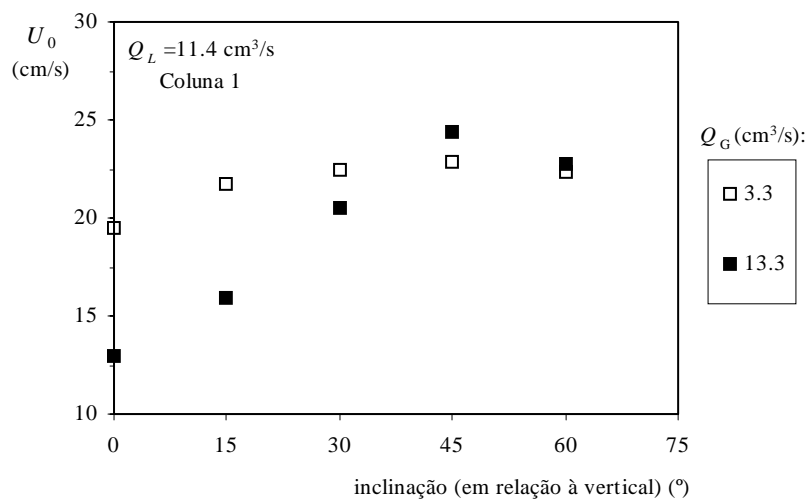


Figura B.1- Velocidade U_0 obtida na coluna 1 em função da inclinação, para $Q_L=11.4 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e dois valores de Q_G : 3.3×10^{-6} e $13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

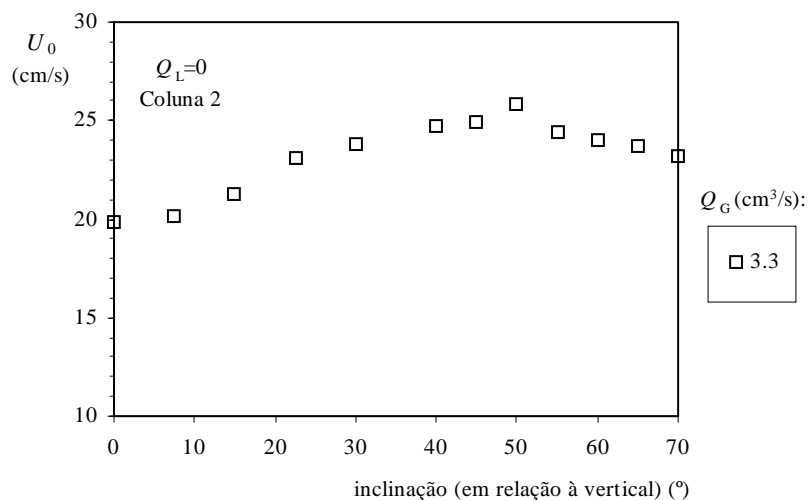


Figura B.2- Velocidade U_0 obtida na coluna 2 em função da inclinação, para $Q_L=0$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

APÊNDICE C- OBTENÇÃO DE ΔP_{cel} E β EM FUNÇÃO DO CAUDAL DE GÁS NO BORBULHADOR DE ANTEPAROS PERFURADOS

Apresentam-se aqui as correlações de ΔP_{cel} e de β com o caudal de gás, para cada caudal de líquido e inclinação da coluna ensaiados. Estas correlações são necessárias à aplicação dos modelos 2 e 3 de transferência de massa no borbulhador de anteparos perfurados, apresentados na Secção 3.4 do Capítulo 3.

C1-Varição de β com o caudal de gás

A variação do produto do coeficiente de transferência de massa pela área total de transferência, $\beta = KA$, em função do caudal de gás, Q_G , foi obtida a partir dos valores de β determinados com base no modelo 1 (ver Tabelas 3.2 e 3.3 da Secção 3.4.2). A representação gráfica $\beta \times Q_G$ permite obter $\beta = f(Q_G)$ para cada valor de Q_L e de α . Estas funções, são do tipo $\beta = a_1 Q_G^2 + b_1 Q_G + c_1$, e os valores de a_1 , b_1 e c_1 , encontram-se Tabela C1.1.

Tabela C1.1- Coeficientes a_1 , b_1 , c_1 da correlação $\beta = a_1 Q_G^2 + b_1 Q_G + c_1$ (cm³/s), válidos para a condição $3.3 \leq Q_G \leq 13.3$ cm³/s e para a coluna 1.

Inclinação (α°)	Q_L (cm ³ /s)	a_1	b_1	c_1	Correlação (R ²)
0	5.6	0	0.0873	0.2083	0.9918
	8.5	0	0.1388	0.0422	0.9963
	11.4	0	0.1598	-0.0408	0.9964
	14.3	0	0.1738	-0.0563	0.9973
15	5.6	-0.0033	0.1233	0.1246	0.9942
	8.5	-0.0040	0.1770	-0.0757	0.9976
	11.4	0	0.1427	0.0436	0.0078
	14.3	0	-0.1558	0.0474	0.9966
30	5.6	-0.0047	0.1459	-0.0165	0.9926
	8.5	-0.0030	0.1477	0.0360	0.9956
	11.4	0	0.1221	0.0883	0.9968
	14.3	0	0.1405	0.0185	0.9969
45	5.6	-0.0032	0.1059	0.0192	0.9902
	8.5	0	0.0911	0.0549	0.9966
	11.4	0	0.0976	0.0660	0.9985
	14.3	0	0.1062	0.0598	0.9939
60	5.6	0	0.0434	0.1493	0.9912
	8.5	-0.0031	0.1146	-0.0653	0.9899
	11.4	-0.0024	0.1060	0.0300	0.9990
	14.3	-0.0020	0.1042	0.0299	0.9886

C2- Variação de ΔP_{cel} com o caudal de gás

Os valores de ΔP_{cel} , que representa a variação de pressão numa célula, para todas as condições de operação ensaiadas, foram obtidos dividindo o valor da diferença de pressão entre o topo e a base da coluna, ΔP (ver dados no Apêndice A2) pelo número de células da coluna. A representação gráfica $\Delta P_{cel} \times Q_G$ permite obter as funções $\Delta P_{cel} = f(Q_G)$ para cada valor do caudal de líquido, Q_L , e da inclinação da

coluna em relação à vertical, α . Estas funções são do tipo, $\Delta P_{cel} = a_2 Q_G^2 + b_2 Q_G + c_2$, e os valores de a_2 , b_2 e c_2 , encontram-se Tabela C2.1.

Tabela C2.1-Coeficientes a_2 , b_2 e c_2 da correlação, $\Delta P_{cel} = a_2 Q_G^2 + b_2 Q_G + c_2$ (kPa), válidos para $0 \leq Q_G \leq 13.3 \times 10^{-6}$ m³/s e para a coluna 1.

Inclinação (°)	$Q_L \times 10^6$ (m ³ /s)	a_2	b_2	c_2	Correlação (R ²)
0	5.6	0	-0.0086	1.1181	0.9968
	8.5	0	-0.0103	1.1164	0.9954
	11.4	0	-0.0122	1.1115	0.9977
	14.3	0	-0.144	1.1065	0.9978
15	5.6	0.0001	-0.0091	1.0800	0.9975
	8.5	0	-0.0087	1.0783	0.9955
	11.4	0	-0.0098	1.0734	0.9964
	14.3	0	-0.0109	1.0684	0.9963
30	5.6	0.0002	-0.0084	0.9681	0.9975
	8.5	0.0001	-0.0086	0.9664	0.9991
	11.4	-0.0002	-0.0093	0.9615	0.9975
	14.3	0	-0.0078	0.9565	0.9952
45	5.6	0.0002	-0.0072	0.7901	0.9978
	8.5	0.0001	-0.0071	0.7884	0.9797
	11.4	0.0002	-0.0074	0.7835	0.9986
	14.3	0.0001	-0.0074	0.7785	0.9982
60	5.6	0.0001	-0.0051	0.5581	0.9995
	8.5	0.0001	-0.0054	0.5564	0.9992
	11.4	0.0002	-0.0060	0.5515	0.9992
	14.3	0	-0.0043	0.5465	0.9908

NOMENCLATURA

- a - área interfacial por unidade de volume de coluna.
- a_a - área interfacial por unidade de volume de coluna para o ramo ascendente do *tubo em U* (Capítulo 5).
- a_d - área interfacial por unidade de volume de coluna para o ramo descendente do *tubo em U* (Capítulo 5).
- A - área de transferência gás-líquido.
- A_b - área de uma bolha.
- A_C - área da secção recta da coluna
- b - parâmetro adimensional definido pelo quociente entre β e Q_L , no borbulhador de anteparos (Capítulo 3).
- b_i - parâmetro adimensional para a célula i do borbulhador de anteparos.
- C - concentração de soluto dissolvido no líquido em massa por unidade de volume.
- C_0 - concentração em gás dissolvido à entrada do *tubo em U*.
- concentração na célula 0 localizada topo do borbulhador com anteparos.
- C_1 - concentração de gás dissolvido na célula 1 do borbulhador com anteparos.
- concentração de gás dissolvido à entrada da caleira.
- C_{0_a} - concentração em gás dissolvido à entrada do ramo ascendente do *tubo em U*.
- C_A - concentração de *tracer*.
- C_i - concentração de gás dissolvido no líquido na célula i da coluna com anteparos-
Capítulo 3).
- concentração de gás dissolvido no líquido no ponto i da caleira.
- C_N - concentração na célula N na base da coluna com anteparos (Capítulo 3).
- C_S - concentração de gás dissolvido no líquido à saída da caleira e do borbulhador
- C_{sal} - concentração de sal (NaCl).
- C^* - concentração na interface gás-líquido ou concentração de saturação.
- C_i^* - concentração na interface gás-líquido ou concentração de saturação na célula i do borbulhador de anteparos.
- d_b - diâmetro de uma bolha.
- D - diâmetro interno de um tubo ou coluna.
- D_L^* - coeficiente de dispersão axial do líquido.

- \mathcal{D} - coeficiente de difusão molecular do gás no líquido.
- d_o - diâmetro do orifício por onde era feita a entrada de gás no borbulhador.
- E - espaçamento entre anteparos no borbulhador (Capítulo 3).
- E_G - retenção de gás.
- E_{G_a} - retenção de gás no escoamento ascendente do *tubo em U*.
- E_{G_d} - retenção de gás no escoamento descendente do *tubo em U*.
- E_{GC} - retenção de gás circulante (borbulhador de anteparos- Capítulo 3).
- E_{GT} - retenção de gás total (borbulhador de anteparos- Capítulo 3).
- E_L - retenção de líquido.
- F - perda de pressão por fricção.
- g - aceleração da gravidade.
- h - profundidade do líquido na caleira.
- H - constante da lei de Henry.
- K_L - coeficiente de transferência de massa do lado do líquido.
- K_L^* - parâmetro adimensional definido na equação (4.12).
- l - largura da caleira.
- L - comprimento total da caleira.
- m - caudal mássico.
- N - número de anteparos no borbulhador (Capítulo 3).
- P - pressão total.
- Pe - número de Peclet.
- P_0 - pressão à entrada do *tubo em U*.
- pressão na célula 0 localizada no topo do borbulhador de anteparos.
- P_{0_a} - pressão à entrada do ramo ascendente do *tubo em U*.
- P_i - pressão na célula i do borbulhador de anteparos.
- P_N - pressão na célula N localizada na base da coluna com anteparos.
- q - caudal volumétrico de líquido por unidade de largura da caleira.
- q' - caudal volumétrico de líquido por unidade de perímetro molhado numa coluna de parede molhada.
- Q_G - caudal volumétrico de gás.
- Q_{G_0} - caudal volumétrico de gás na célula 0 (coluna com anteparos- Capítulo3).
- caudal volumétrico de gás à entrada (*tubo em U*- Capítulo 4)

- $Q_{G_{0a}}$ - caudal volumétrico de gás à entrada do ramo ascendente do *tubo em U*.
- Q_{G_1} - caudal volumétrico de gás na célula 1 (coluna com anteparos- Capítulo3).
- Q_{G_i} - caudal volumétrico de gás na célula i (coluna com anteparos- Capítulo3).
- Q_{G_N} - caudal volumétrico de gás na célula N do borbulhador de anteparos.
- Q_L - caudal volumétrico de líquido.
- r - raio de uma bolha.
- r_0 - raio de uma bolha à entrada do *tubo em U*.
- R - constante universal dos gases ideais.
- \mathfrak{R} - constante do gás ideal.
- Re - número de Reynolds para o líquido em escoamento na caleira ($Re = 4q/\nu$).
- Re' - número de Reynolds definido por ($Re = 4q'/\nu$).
- Sc - número adimensional definido por ($Sc = \nu/\mathcal{D}$), capítulo 4.
- Sh - número adimensional definido por ($Sh = K_L h/\mathcal{D}$), capítulo 4.
- T - temperatura.
- t - tempo.
- t_m - tempo médio de residência.
- W - concentração adimensionalizada, no borbulhador $W = \frac{C - C_0}{C^* - C_0}$ e na caleira
- $$W = \frac{C - C_1}{C^* - C_1}.$$
- W_4 - concentração adimensionalizada na célula 4, borbulhador de anteparos.
- W_8 - concentração adimensionalizada na célula 8, borbulhador de anteparos.
- W_S - concentração adimensionalizada à saída da caleira ou da coluna.
- U_b - velocidade das bolhas.
- U_{b_a} - velocidade das bolhas em escoamento ascendente.
- U_{b_d} - velocidade das bolhas em escoamento descendente.
- U_G - velocidade efectiva do gás.
- U_{GS} - velocidade superficial do gás.
- U_{LS} - velocidade superficial do líquido.
- U_0 - velocidade de subida de uma nuvem de bolhas em meio estagnado.

- U_R - velocidade relativa das duas fases fluidas.
- U_t - velocidade terminal de subida de uma única bolha em meio estagnado.
- V_b - volume de uma bolha.
- V_G - volume de gás.
- V_L - volume de líquido.
- x - coordenada axial que mede a altura do ramo ascendente do *tubo em U*.
- y - coordenada axial que mede a altura do ramo ascendente do *tubo em U*.

SÍMBOLOS GREGOS

- α - ângulo de inclinação em relação à vertical.
- β - coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial, $\beta = K_L A$.
- β_i - coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial na célula i , do borbulhador de anteparos.
- β_1 - coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial na coluna 2.
- coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial na célula 1 (borbulhador de anteparos perfurados).
- β_2 - coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial na coluna 1
- coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial na célula 2 do (borbulhador de anteparos perfurados).
- χ - razão entre os caudais volumétricos gás/líquido à entrada do *tubo em U*.
- ϕ - parâmetro definido por $(K_L l) / Q_L$, na caleira.
- ΔC - concentração em gás dissolvido à saída menos à entrada.
- Δh - diferença de nível entre os ramos do manómetro diferencial (borbulhador de anteparos).
- Δl - distância entre duas tomas de pressão no borbulhador de anteparos.
- diferença de alturas entre dois pontos de uma coluna vertical.
- ΔP - diferença de pressão.
- ΔP^* - componente de ΔP , igual a $\rho_L g \Delta h$ (no borbulhador de anteparos).
- ΔP_{cel} - variação de pressão numa célula da coluna com anteparos.
- μ_L - viscosidade do líquido.

- ν - viscosidade cinemática do líquido.
- θ - inclinação em relação à horizontal.
- ρ_G - massa volúmica do gás.
- ρ_L - massa volúmica do líquido.
- ρ_{m_a} - massa volúmica da mistura gás-líquido no ramo ascendente do *tubo em U*.
- ρ_{m_d} - massa volúmica da mistura gás-líquido no ramo descendente do *tubo em U*.
- σ - tensão superficial do líquido.
- σ^2 - variância da curva de distribuição dos tempos de residência (Capítulo 5).

BIBLIOGRAFIA

Baird, M. H. I. and Rice, R. G., 1975. Axial dispersion in large unbaffled columns. *Chemical Engineering Journal*, **9**, pp. 171-174.

Bashir-Ali, Z., Cash, J. R. and Silva, H. M., 1998. Lobatto deferred correction for stiff two-point boundary value problems. *Computers and Mathematics with Applications*, **36**, pp. 59-69.

Bendiksen, K.H., 1984. An experimental investigation of motion of long bubbles in inclined tubes. *International Journal of Multiphase Flow*, **10** (4), pp. 467-483.

Bin, A. K., Duczmal, B., Machniewski, P., 2001. Hydrodynamics and ozone mass transfer in a tall bubble column. *Chemical Engineering Science*, **56**, pp. 6233-6240.

Boyd, C. E. and Watten, B., 1989. Aeration systems in aquaculture. *Reviews in Aquatic Sciences*, **1**, n° 3, pp. 425-472.

Brown, K. M. and Dennis, J. E., 1972. Derivative free analogues of the Levenberg-Marquardt and Gauss algorithms for nonlinear least squares approximations. *Numerische Mathematik*, **18**, pp. 289-297.

Cash, J. R. and Wright, M. H., 1991. A deferred correction method for nonlinear two-point boundary value problems. *SIAM J. Sci. Stat. Comput.*, **12**, pp. 971-989.

Chanson, H. and Toombes, L., 2004. Hydraulics of stepped chutes: the transition flow. *Journal of Hydraulic Research*, **42** (1), pp. 43-54.

Chesness, J. L. and Stephens, J. L., 1971. A model study of gravity flow cascade aerators for catfish receway systems. *Transactions of the American Society of Agricultural Engineers*, **14** (6), pp. 1167-1174.

Deckwer, W. D., 1991. Bubble Column Reactors. Jhon Wiley ans Sons, Chichester, England.

Deckwer, W. D., Burckhart, R. and Zoll, G., 1974. Mixing and mass transfer in tall bubble columns. *Chemical Engineering Science*, **29**, pp. 2177-2188.

Ekambara, K. and Joshi, J. B., 2003. Axial mixing in pipe flows: turbulent and transition regions. *Chemical Engineering Science*, **58**, pp. 2715-2724.

Field, R. W. and Davidson, J. F., 1980. Axial dispersion in bubble columns. *Transactions of the Institute of Chemical Engineers*, **58**, pp. 228-235.

Fogler, H. S., 1992. Elements of Chemical Reaction Engineering. Second edition. Prentice Hall International Editions.

Guedes de Carvalho, J. R. F. and Talaia, M. A. R., 1998. Interfacial shear stress as a criterion for flooding in counter current film flow along vertical surfaces. *Chemical Engineering Science*, **53** (11), pp. 2041-2051.

Hebrard, G., Bastoul, D., Roustan, M., 1996. Influence of the gas sparger on the hydrodynamic behaviour of bubble columns. *Trans. I. Chem. Eng.*, **74** (Part A), pp. 406-414.

Hebrard, G., Bastoul, D., Roustan, M., Comte, M. P. and Beck, C., 1999. Characterization of axial liquid dispersion in gas-liquid and gas-liquid-solid reactors. *Chemical Engineering Journal*, **72**, pp. 109-116.

Joshi, J. B., 1980. Axial mixing in multiphase contactors- A unified correlation. *Transactions of the Institute of Chemical Engineers*, **58**, pp. 155-165.

Kawase, Y. and Moo-Young, M., 1986. Liquid phase mixing in bubble columns with Newtonian and non-Newtonian fluids. *Chemical Engineering Science*, **41**, pp. 1969-1977.

Lamourelle, A. P. and Sandall, O. C., 1972. Gas absorption into a turbulent liquid. *Chemical Engineering Science*, **27**, pp. 1035-1043.

Levenberg, K., 1944. A method for the solution of certain non-linear problems in least squares. *Quart. Appl. Mathematics*, **2**, pp. 164-168.

Levenspiel, O., 1972. Chemical Reaction Engineering. Second edition. Wiley International Edition.

Levenspiel, O. and Smith, W. K., 1957. Notes on the diffusion-type model for longitudinal mixing of fluids in flow. *Chemical Engineering Science*, **6**, pp. 227-233.

Marquardt, D. W., 1963. An algorithm for least-squares estimation of nonlinear parameters. *Journal of SIAM*, **2**, pp. 11-23.

Moustiri, S., Hebrard, G. and Roustan, M., 2002. Effect of a new high porosity packing on hydrodynamics of bubble columns. *Chemical Engineering and Processing*, **41**, pp. 419-426.

Moustiri, S., Hebrard, G., Thakre, S. S. and Roustan, M., 2001. A unified correlation for predicting liquid axial dispersion coefficient in bubble columns. *Chemical Engineering Science*, **56**, pp. 1041-1047.

Nicklin, D. J., 1962. Two-phase bubble flow. *Chemical Engineering Science*, **17**, pp. 693-702.

Nielsen, C. H. E, Kiil, S., Thomsen, H. W. and Johansen, K. D., 1998. Mass transfer in wetted-wall columns: correlations at high Reynolds numbers. *Chemical Engineering Science*, **53** (3), pp. 495-503.

Petit, J., 1990. Water supply, treatment, and recycling in aquaculture, in *Aquaculture: Vol.1*, pp. 63-196, Edt. Gilbert Barnabé, Ellis Horwood Ltd., England.

Rooke, D. T., 1986. Mechanical aeration systems-types and characteristics, in *Aeration systems-pollution technology review*, W. C. Boyle, n° 127, pp. 16-30, Noyes Publications, New Jersey.

Sherwood, Pigford and Wilke, 1975. Mass Transfer. Chap. **6**. McGraw-Hill.

Taylor, G. I., 1954. The dispersion of matter in turbulent flow through a pipe. *Pro. Royal Soc.*, A223, pp. 446-468.

Teixeira, J. A. S., 1998. Oxigenação em aquicultura: o sistema do Tubo em U. Tese de doutoramento apresentada à Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto.

van Hout, R., Barnea, D. and Shemer, L., 2002. Translational velocities of elongated bubbles in continuous slug flow. *International Journal of Multiphase Flow*, **28**, pp. 1333-1350.

Westerterp, K. R., van Swaaij, W. P. M. and Beenackers, A. A. C. M., 1987. Chemical reactor design and operation. Chapt. **IV**. Student edition, J. Wiley & Sons, Netherlands.

Wheaton, F. W., 1993. Aquacultural Engineering. Krieger Publishing Company, Malabar, Florida.

Wilkinson, P. M., Haringa, H. and Stokman, F. P. A., 1993. Liquid mixing in a bubble column under pressure. *Chemical Engineering Science*, **48** (10), pp. 1785-1791.

Yih, S. M. and Chen, K. Y., 1982. Gas absorption into wavy and turbulent falling liquid films in a wetted-wall column. *Chemical Engineering Communications*, **17**, pp. 123-136.

Zahradník, J. and Fialová, J.A., 1996. The effect of bubbling regime on gas and liquid phase mixing in bubble column reactors. *Chemical Engineering Science*, **51**, pp. 2491-2500.

Zukoski, E. E., 1966. Influence of viscosity, surface tension and inclination angle on motion of long bubbles in closed tubes. *Journal of Fluid Mechanics*, **25** (4), pp. 821-837.

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 3.1- Representação esquemática de escoamento estratificado num tubo inclinado.	5
Figura 3.2- Representação esquemática de um tubo inclinado com anteparos perfurados. A coluna está representada em corte (por um plano vertical contendo o eixo) e os anteparos por vistas segundo o eixo do tubo.	6
Figura 3.3- Fotografia de dois compartimentos da coluna.	7
Figura 3.4- Representação esquemática: a) da coluna inicialmente construída, b) de dois compartimentos formando uma célula e dos anteparos perfurados.	8
Figura 3.5- Visualização dos medidores-controladores do caudal de gás.	9
Figura 3.6- Representação esquemática dos cinco pontos de medida usados nas experiências efectuadas na coluna 1, A, B, C, D e E.	11
Figura 3.7- Princípio de funcionamento do manómetro diferencial.	13
Figura 3.8- Representação esquemática do modo como era feita a medição da retenção de gás: a) coluna em funcionamento; b) fecho simultâneo das válvulas e medição da retenção circulante e c) coluna rodada até à vertical e medição da retenção total.	16
Figura 3.9- Representação esquemática e visualização do gás retido sob os anteparos em duas células adjacentes quando a coluna era operada inclinada.	17
Figura 3.10- Esquema global da instalação experimental utilizada.	18
Figura 3.11- Valores experimentais de W em função do número da célula, obtidos nas experiências com $Q_L=11.4 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, três valores de Q_G e dois valores de α , para dois valores de d_0	20
Figura 3.12- Valores de ΔP^* para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	21
Figura 3.13- Valores de ΔP^* para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	22
Figura 3.14- Variação de F com α para diferentes valores de Q_L e Q_G	23
Figura 3.15- Diferença de pressão na coluna em função da inclinação para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	24
Figura 3.16- Diferença de pressão na coluna em função da inclinação para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	24
Figura 3.17- Valores de E_{GT} em função de Q_G para coluna vertical.	25
Figura 3.18- Valores de E_{GT} em função de Q_G para coluna inclinada 60° .	26
Figura 3.19- Valores de E_{GT} em função de α , obtidos experimentalmente para diferentes valores de Q_G .	27
Figura 3.20- Valores de E_{GC} em função de Q_G para coluna vertical.	28
Figura 3.21- Valores de E_{GC} em função de Q_G para coluna inclinada 60° .	28
Figura 3.22- Valores de E_{GC} em função de α , obtidos experimentalmente para diferentes valores de Q_G	29
Figura 3.23- Valores de E_{GT} e E_{GC} em função da inclinação para $Q_L=5.6 \times 10^{-6}$ e $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	30

Figura 3.24- Valores de E_{GT} e E_{GC} em função da inclinação para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	31
Figura 3.25- Diferença entre E_{GT} e E_{GC} em função de Q_G para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	31
Figura 3.26- Diferença entre E_{GT} e E_{GC} em função de Q_G para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	32
Figura 3.27- Perfis de concentração na coluna 1 para $\alpha = 0^\circ$ e $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	33
Figura 3.28- Perfis de concentração na coluna 1 para $\alpha = 60^\circ$ e $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	34
Figura 3.29- Perfis de concentração na coluna 1 para $\alpha = 0^\circ$ e $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	34
Figura 3.30- Perfis de concentração na coluna 1 para $\alpha = 60^\circ$ e $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	35
Figura 3.31- Perfis de concentração na coluna 1 para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	35
Figura 3.32- Perfis de concentração na coluna 1 para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	36
Figura 3.33- Variação de W_8 com Q_G para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ a várias inclinações.	36
Figura 3.34- Variação de W_8 com Q_G para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ a várias inclinações.	37
Figura 3.35- Variação de W_8 com Q_L para $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ a várias inclinações.	37
Figura 3.36- Variação de W_8 com Q_L para $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ a várias inclinações.	38
Figura 3.37- Variação de W_8 com α para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	38
Figura 3.38- Variação de W_8 com α para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	39
Figura 3.39- Representação esquemática das colunas utilizadas no estudo.	40
Figura 3.40- Variação de E_{GT} com α na coluna 2 para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	42
Figura 3.41- Variação de E_{GT} com α na coluna 2 para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	42
Figura 3.42- Variação de E_{GC} com α na coluna 2 para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	43
Figura 3.43- Variação de E_{GC} com α na coluna 2 para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	43
Figura 3.44- Perfis de concentração na coluna 2 para dois valores de α (0° e 60°), dois de Q_L (5.6×10^{-6} e $14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$) e três valores de Q_G ensaiados.	44
Figura 3.45- Perfis de concentração na coluna 2 para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	45
Figura 3.46- Perfis de concentração na coluna 2 para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	45
Figura 3.47- Variação de W_4 com Q_G para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ na coluna 2.	46
Figura 3.48- Variação de W_4 com Q_G para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ na coluna 2.	46
Figura 3.49- Variação de E_{GC} com α , para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ na coluna 3.	47
Figura 3.50- Variação de E_{GC} com α , para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ na coluna 3.	47
Figura 3.51- Perfis de concentração na coluna 3 para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	48

Figura 3.52- Perfis de concentração na coluna 3 para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	49
Figura 3.53- Variação de E_{GT} com α nas colunas 1, 2 e 3.	50
Figura 3.54- Variação de E_{GC} com α nas colunas 1, 2 e 3	51
Figura 3.55- Perfis de concentração nas três colunas, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, com dois valores de Q_G (3.3×10^{-6} e $13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$) e três valores de α (0° , 30° e 60°)	53
Figura 3.56- Perfis de concentração nas três colunas, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, com dois valores de Q_G (3.3×10^{-6} e $13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$) e três valores de α (0° , 30° e 60°).	54
Figura 3.57- Variação de W_S com α nas três colunas, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	55
Figura 3.58- Variação de W_S com α nas três colunas, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	55
Figura 3.59- Modelo para a transferência de massa na coluna com anteparos: exemplo da coluna 1 que com 18 compartimentos e 9 células é modelada como uma série de 9 “tanques perfeitamente agitados”.	56
Figura 3.60- Critério de otimização do parâmetro b , para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=0^\circ$.	59
Figura 3.61- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=0^\circ$.	61
Figura 3.62- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=30^\circ$.	61
Figura 3.63- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=60^\circ$.	62
Figura 3.64- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=0^\circ$.	62
Figura 3.65- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=30^\circ$.	63
Figura 3.66- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 1 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=60^\circ$.	63
Figura 3.67- Variação de β com Q_G , para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	64
Figura 3.68- Variação de β com Q_G , para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	64
Figura 3.69- Variação de β com α , para $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e vários valores de Q_L .	65
Figura 3.70- Variação de β com α , para $Q_G=13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e vários valores de Q_L .	65
Figura 3.71- Variação de β com α , para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	66
Figura 3.72- Variação de β com α , para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	66
Figura 3.73- Comparação entre os valores dos coeficientes β obtidos através da correlação e os experimentais, para a coluna 1.	68
Figura 3.74- Relação entre β e E_{GC} , para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	68

Figura 3.75- Relação entre β e E_{GC} , para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	69
Figura 3.76- Variação de β com α na coluna 2, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	69
Figura 3.77- Variação de β com α na coluna 2, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	70
Figura 3.78- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=0^\circ$.	72
Figura 3.79- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=30^\circ$.	73
Figura 3.80- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=60^\circ$.	73
Figura 3.81- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=0^\circ$.	74
Figura 3.82- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=30^\circ$.	74
Figura 3.83- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna 2 e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha=60^\circ$.	75
Figura 3.84- Perfis de concentração obtidos com o modelo 2 para uma coluna com 90 células, para $\alpha=0^\circ$.	82
Figura 3.85- Perfis de concentração obtidos com o modelo 2 para uma coluna com 90 células, para $\alpha=60^\circ$.	82
Figura 3.86- Variação do parâmetro b com o número da célula, para $\alpha=60^\circ$ e duas condições de operação.	83
Figura 3.87- Variação do parâmetro b com o número da célula numa coluna com 90 células, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=7.0 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e três valores de α .	84
Figura 3.88- Perfis de concentração numa coluna com 90 células obtidos com o modelo 2, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=7.0 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	85
Figura 3.89- Perfis de concentração numa coluna com 90 células obtidos com o modelo 2, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	85
Figura 3.90- Perfis de concentração previstas pelos três modelos, numa coluna com 90 células, para $\alpha=0^\circ$, $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	89
Figura 3.91- Perfis de concentração previstas pelos três modelos, numa coluna com 90 células, para $\alpha=60^\circ$, $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	89
Figura 3.92- Valores da pressão previstos pelos três modelos, numa coluna com 90 células, para $\alpha=0^\circ$ e $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	90
Figura 3.93- Valores da pressão previstos pelos três modelos, numa coluna com 90 células, para $\alpha=60^\circ$ e $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	90
Figura 3.94- Perfis de concentração previstas pelos três modelos, numa coluna com 90 células, para $\alpha=0^\circ$ e $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G=0.33 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	91

Figura 3.95- Perfis de concentração previstas pelos três modelos, numa coluna com 180 células, para $\alpha = 0^\circ$ e $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.	92
Figura 3.96- Visualização de parte da coluna.	94
Figura 3.97- Representação dos pontos de medição da concentração: A, B, C e D.	95
Figura 3.98- Valores experimentais de W em função do nº da célula, obtidos nas experiências efectuadas na coluna de 100 mm de diâmetro para diferentes valores de	96
Figura 3.99- Valores de W obtidos à saída da coluna em função de α , para os valores de Q_L e de Q_G (em m^3/s) ensaiados	97
Figura 3.100- Confrontação entre os valores de W experimentais da coluna de 100 mm de diâmetro e os previstos pelo modelo 1 para três valores de α	98
Figura 3.101- Variação de β com α para os valores de Q_L e de Q_G ensaiados	99
Figura 3.102- Representação de b obtido na coluna de 100 mm vs b da coluna de 32 mm.	100
Figura 4.1- Representação esquemática do escoamento de líquido numa caleira de secção recta rectangular (as escalas estão distorcidas).	105
Figura 4.2- Representação esquemática dos pontos de medição da concentração: 1, 2, 3 e 4.	106
Figura 4.3- Exemplo de variação de concentração de oxigénio dissolvido ao longo da caleira A ($l=30 \text{ mm}$).	107
Figura 4.4- Valores experimentais de W em função de x , obtidos nas experiências efectuadas nas caleiras de 30 e de 90 mm de largura para diferentes valores de α	108
Figura 4.5- Representação esquemática do modelo de transferência de massa.	109
Figura 4.6- Perfis de concentração ao longo de uma caleira, para três valores de ϕ , com $C_1=3.0 \text{ g/m}^3$ e $C^*=9.8 \text{ g/m}^3$.	111
Figura 4.7- Obtenção de K_L a partir dos dados experimentais.	112
Figura 4.8- Variação de W_s com q .	113
Figura 4.9- Ilustração esquemática do efeito de parede.	114
Figura 4.10- Valores de W obtidos à saída das caleiras em função de α , para os valores de q ensaiados.	114
Figura 4.11- Variação de K_L com q .	115
Figura 4.12- Variação de K_L com α .	115
Figura 4.13- Representação de K_L em função de q : os pontos representam os valores experimentais e as linhas a equação 4.9.	117
Figura 4.14 - Representação de K_L calculado pela correlação em função de K_L obtido directamente das experiências	118
Figura 4.15- Comparação dos valores de K_L nas duas caleiras com as equações de Lamourelle and Sandall (1972) e Yih and Chen (1982).	120

Figura 4.16- Comparação dos valores obtidos por extrapolação para $\alpha = 0^\circ$, com os resultados de Lamourelle and Sandall (1972) e Yih and Chen (1982).	121
Figura 5.1- Representação esquemática de escoamento gás-líquido num <i>tubo em U</i> .	125
Figura 5.2- Sistema utilizado na junção das duas colunas do <i>tubo em U</i> .	131
Figura 5.3- Representação esquemática do <i>tubo em U</i> e localização dos pontos de medição usados na experiências.	133
Figura 5.4- Ganhos de concentração obtidos no ramo descendente em função da distância percorrida, para $U_{LS}=0.3$ m/s e vários valores de χ .	134
Figura 5.5- Ganhos de concentração obtidos no ramo descendente em função da distância percorrida, para $U_{LS}=0.55$ m/s e vários valores de χ .	135
Figura 5.6- Ganhos de concentração obtidos no ramo descendente em função da distância percorrida, para $U_{LS}=0.8$ m/s e vários valores de χ .	135
Figura 5.7- Ganhos de concentração obtidos em função da distância percorrida ao longo do <i>tubo em U</i> , para $U_{LS}=0.38$ m/s e vários valores de χ .	136
Figura 5.8- Ganhos de concentração obtidos em função da distância percorrida ao longo do <i>tubo em U</i> , para $U_{LS}=0.64$ m/s e vários valores de χ .	137
Figura 5.9- Ganhos de concentração obtidos à saída do <i>tubo em U</i> em função da razão de caudal gás/líquido, para $U_{LS}=0.38$ m/s e $U_{LS}=0.64$ m/s.	137
Figura 5.10- Representação esquemática da instalação experimental utilizada para determinar os coeficientes de dispersão axial para os dois ramos do <i>tubo em U</i> .	139
Figura 5.11- Curvas de calibração do condutivímetro usadas na obtenção das concentrações da solução aquosa de NaCl nos ramos descendente e ascendente do <i>tubo em U</i> .	140
Figura 5.12- Curva experimental da concentração do <i>tracer</i> (solução de NaCl) em função do tempo para o ramo descendente do <i>tubo em U</i> quando $U_{LS} = 0.3$ m/s e $\chi = 0.015$.	141
Figura 5.13- Balanço ao <i>tracer</i> numa secção infinitesimal de uma coluna.	142
Figura 5.14- Número de Peclet em função da razão de caudais gás/líquido para três valores da velocidade superficial de líquido ensaiados no ramo descendente.	145
Figura 5.15- Coeficiente de dispersão axial em função da razão de caudais gás/líquido para três valores da velocidade superficial de líquido ensaiados no ramo descendente.	146
Figura 5.16- Coeficientes de dispersão axial obtidos na coluna de descida em função da razão de caudais gás/líquido, para dois valores da velocidade superficial de líquido, nas experiências em que analisou simultaneamente os dois ramos do <i>tubo em U</i> .	147
Figura 5.17- Coeficientes de dispersão axial obtidos na coluna de subida em função da razão de caudais gás/líquido, para dois valores da velocidade superficial de líquido, nas experiências em que analisou simultaneamente os dois ramos do <i>tubo em U</i> .	148
Figura 5.18- Relação entre o coeficiente de dispersão axial obtido através da correlação que se mostra na figura, D_{Lcorr}^* , e os valores obtidos experimentalmente, D_{Lexp}^* .	149

Figura 5.19- Relação entre os valores do número de Peclet obtidos através da correlação que se mostra na figura, Pe_{corr} , e os valores obtidos experimentalmente, Pe_{exp} .	149
Figura 5.20- Coeficientes de dispersão axial em função da velocidade superficial do gás para vários pontos experimentais e duas correlações.	151
Figura 5.21- Esquema para o balanço de massa ao oxigénio dissolvido na água para uma secção infinitesimal de coluna de área de secção recta A_C .	153
Figura 5.22- Representação esquemática do ramo descendente do tubo <i>em U</i> .	155
Figura 5.23- Variação da concentração ao longo da coluna descendente para duas condições de operação opostas (U_{LS} baixo, χ alto e U_{LS} alto, χ baixo) de acordo com o modelo sem dispersão.	159
Figura 5.24- Representação esquemática do ramo ascendente do tubo <i>em U</i> .	160
Figura 5.25- Variação da concentração ao longo da coluna ascendente para duas condições de operação opostas (U_{LS} baixo, χ alto e U_{LS} alto, χ baixo) de acordo com o modelo sem dispersão.	163
Figura 5.26- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo sem dispersão, para $U_{LS}=0.3$ m/s, no ramo descendente.	170
Figura 5.27- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo sem dispersão, para $U_{LS}=0.55$ m/s, no ramo descendente.	170
Figura 5.28- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo sem dispersão, para $U_{LS}=0.8$ m/s, no ramo descendente.	171
Figura 5.29- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo com dispersão, para $U_{LS}=0.3$ m/s, no ramo descendente.	171
Figura 5.30- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo com dispersão, para $U_{LS}=0.55$ m/s, no ramo descendente.	172
Figura 5.31- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo com dispersão, para $U_{LS}=0.8$ m/s, no ramo descendente.	172
Figura 5.32- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo sem dispersão ao longo do tubo <i>em U</i> , para $U_{LS}=0.38$ m/s.	175
Figura 5.33- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo sem dispersão ao longo do tubo <i>em U</i> , para $U_{LS}=0.64$ m/s.	176
Figura 5.34- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo com dispersão ao longo do tubo <i>em U</i> , para $U_{LS}=0.38$ m/s.	176
Figura 5.35- Confrontação entre os valores das concentrações experimentais e os previstos pelo modelo com dispersão ao longo do tubo <i>em U</i> , para $U_{LS}=0.64$ m/s.	177

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 3.1- Resumo das características de três colunas de anteparos perfurados.	41
Tabela 3.2- Valores do coeficiente global de transferência de massa, $\beta = K_L A$, obtidos a partir do modelo1, para a coluna 1 e para todos os ensaios efectuados.	60
Tabela 3.3 - Coeficientes de transferência de massa para as colunas 1 e 2 obtidos com o modelo1.	71
Tabela 5.1- Valores à entrada dos parâmetros, variáveis de operação e coeficientes de dispersão axial utilizados nas experiências efectuadas ao ramo descendente do <i>tubo em U</i> .	169
Tabela 5.2- Valores do parâmetro de ajuste $\frac{K_L}{r_0}$ que melhor aproximam os dados experimentais ao modelo teórico nas experiências efectuadas no ramo descendente.	173
Tabela 5.3- Valores dos parâmetros à entrada, variáveis de operação e coeficientes de dispersão axial obtidos nas experiências efectuadas aos dois ramos do <i>tubo em U</i> .	175
Tabela 5.4- Valores do parâmetro de ajuste $\frac{K_L}{r_0}$ que melhor aproximam os dados experimentais ao modelo teórico nas experiências efectuadas aos dois ramos do <i>tubo em U</i> .	177