

Oxigenação de águas em colunas de borbulhamento inclinadas com um sistema de anteparos perfurados

Valdemar Garcia¹, Sobrinho Teixeira²

¹Instituto Politécnico de Bragança, Escola Superior de Tecnologia e de Gestão, Quinta de Sta Apolónia, 5301-857 Bragança, Bragança, Portugal

email: valdemar@ipb.pt <http://www.estig.ipb.pt>

²Instituto Politécnico de Bragança, Escola Superior Agrária, Quinta de Santa Apolónia, 5300-855 Bragança, Bragança, Portugal

Sumário

Apresenta-se um estudo teórico e experimental sobre transferência de oxigénio para água em colunas de borbulhamento inclinadas. Para permitir a absorção, instalou-se ao longo da coluna um sistema de anteparos perfurados igualmente espaçados. A inclinação variou entre 0° (vertical) e 60°.

Desenvolve-se um modelo simples de transferência de massa considerando a coluna como uma série de “tanques” perfeitamente agitados e uma metodologia de análise que permite prever o perfil de concentrações numa coluna com qualquer número de anteparos, a partir dos valores de $K_L A$ (coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial) obtidos numa coluna idêntica com reduzido número de anteparos.

Palavras-chave: Oxigenação de águas; Modelo de transferência de massa; Escoamento em contra-corrente; Colunas de borbulhamento inclinadas; Sistema de anteparos perfurados

1 Introdução

As colunas de borbulhamento, equipamento em que a fase gasosa é dispersa na forma de bolhas numa fase líquida contínua, têm sido largamente usadas como dispositivos de contacto gás-líquido em várias funções como por exemplo absorvedores, transferindo ou removendo componentes, indesejáveis ou não, do gás para o líquido. Noutras situações práticas, o objectivo do contacto gás-líquido é o transporte de reagentes para a fase em que se pretende promover uma determinada reacção. O borbulhamento do gás no seio do líquido, para além de permitir a transferência de componentes entre as duas fases, promove muitas vezes, só por si, uma boa agitação do líquido, obtendo-se uma uniformidade de composição e temperatura.

Em particular, a absorção de oxigénio para a água é de grande relevância em áreas onde se pretendem boas concentrações em oxigénio dissolvido como por exemplo no tratamento de águas residuais, despoluição de pequenos rios e em aquicultura [1, 2, 3, 4]. Embora o escoamento simultâneo de gás e líquido possa ocorrer em colunas verticais, horizontais e inclinadas, e não obstante as muitas situações práticas em que pode ser encontrado, o escoamento em colunas inclinadas tem sido muito menos estudado. Se muitos dos dispositivos para arejamento ou oxigenação de águas, contemplam colunas verticais, existem situações em que a utilização de uma configuração inclinada, ajustando-se ao declive dos terrenos, pode ser útil. Apresentamos aqui um equipamento para transferência de oxigénio para águas destinado a funcionar em posição inclinada que designamos por *borbulhador de anteparos perfurados* [5].

2 Experiências

As experiências foram efectuadas em colunas de vidro acrílico transparente com 32 mm de diâmetro interno e 0.96 m de comprimento. Para evitar a acumulação de gás no lado superior da coluna e conseqüente redução da área interfacial que a disposição inclinada iria originar, foram instalados 16 anteparos perfurados de chapa de alumínio igualmente espaçados ao longo da coluna de modo a promover uma boa interacção entre as duas fases fluidas e a constante formação de bolhas. Os anteparos eram perfurados, com uma razão de diâmetros furo/coluna de 0.5, de modo a que o furo ficasse tangente à parede da coluna e, com esta inclinada, alternadamente na parte inferior e superior.

Usou-se água da torneira que era introduzida no topo da coluna. O seu caudal era regulado por uma válvula de esfera e medido por um rotâmetro. O gás usado foi oxigénio puro comercial introduzido na base da coluna

através de um furo de 3mm de diâmetro. O seu caudal volumétrico era estabelecido por um medidor-controlador. Ensaíram-se 4 caudais de líquido, Q_L , entre 5.6×10^{-6} e 14.3×10^{-6} m³/s com 7 caudais de gás, Q_G , entre 3.3×10^{-6} e 13.3×10^{-6} m³/s e 5 inclinações entre a vertical e 60°. Mediu-se a pressão com um sensor no topo da coluna, P_0 , e obteve-se a sua diferença entre a base e o topo com recurso a um manómetro diferencial. A concentração, C , em oxigénio dissolvido na água foi medida em 5 pontos ao longo da coluna com oxímetros (da marca WTW modelo 323) que permitiam também medir a temperatura dos fluidos, sendo C_0 no topo.

Para verificar se este tipo de colunas e a metodologia de cálculo de concentrações se podem aplicar a colunas idênticas mas de maiores dimensões, operando com caudais mais elevados, efectuaram-se experiências numa coluna geometricamente semelhante à coluna de 32 mm mas, com 100 mm de diâmetro interno. Ensaíram-se as mesmas inclinações e os valores dos caudais usados foram de modo a serem iguais as velocidades superficiais dos fluidos nas duas colunas. As experiências decorreram à temperatura de 19°.

A instalação experimental utilizada está representada esquematicamente na Fig.1.

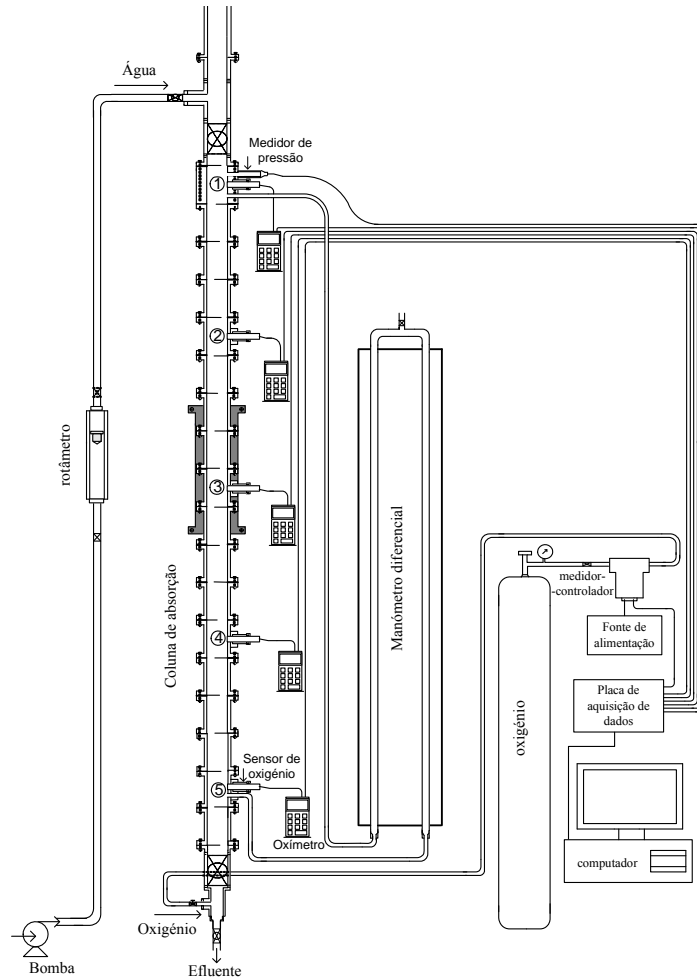


Fig.1. Representação esquemática da instalação experimental.

3 Modelo de transferência de massa

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. A colocação de anteparos ao longo do tubo, como se mostra na Fig.2, impede a acumulação de gás no lado superior da coluna, promove uma maior interacção entre os fluidos e a constante formação de bolhas.

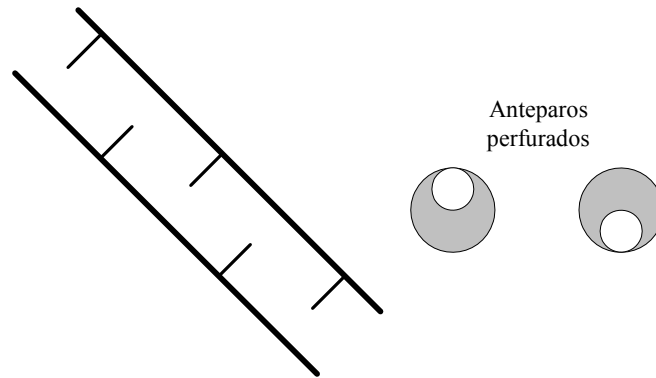


Fig.2. Representação esquemática de um tubo inclinado com anteparos perfurados. A coluna está representada em corte (por um plano vertical contendo o eixo) e os anteparos por vistas segundo o eixo do tubo.

A porção de coluna entre dois anteparos consecutivos constitui um *compartimento* e cada dois compartimentos consecutivos constituem uma *célula*, elemento da coluna no qual o padrão de escoamento se repete. Todas as células são consideradas bem agitadas, pelo que a coluna é modelada como uma série de tanques perfeitamente agitados no que toca ao líquido, sendo cada célula aproximada a um tanque, conforme esquematizado na Fig. 3.

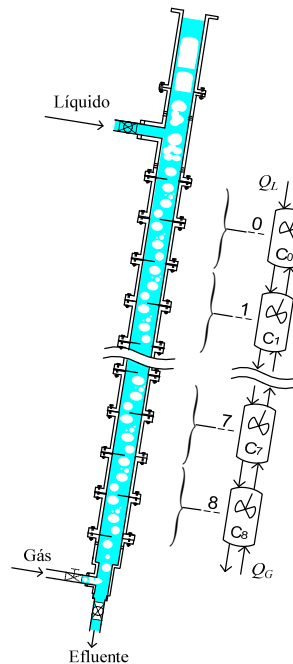


Fig.3. Modelo para a transferência de massa na coluna com anteparos: exemplo da coluna que, com 18 compartimentos e 9 células, é modelada como uma série de 9 “tanques perfeitamente agitados”.

Se uma célula for percorrida pelo caudal de líquido Q_L , sendo a concentração de oxigénio dissolvido à entrada C_0 e à saída C (igual ao interior da célula) o balanço ao oxigénio na fase líquida dá

$$Q_L(C - C_0) = \beta(C^* - C) \quad (1)$$

em que $\beta=K_L A$ é o coeficiente global de transferência de massa (coeficiente de transferência de massa, K_L , vezes a área interfacial, A) e C^* é a concentração de equilíbrio na interface gás-líquido. A equação anterior pode ser resolvida em ordem a C , obtendo-se

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

em que $b = \frac{\beta}{Q_L}$ é o coeficiente de transferência adimensional. Para uma célula genérica n , com concentração

C_{n-1} à entrada e C_n à saída, e coeficiente adimensional b_n , vem:

$$C_n = \frac{C_{n-1} + b_n C_n^*}{1 + b_n} \quad (3)$$

3.1 Modelo 1

Para colunas curtas (adoptamos o critério $\Delta P/P_0 < 0.10$, em que ΔP é a diferença de pressão entre a base e o topo da coluna e P_0 é a pressão no topo), admite-se que a pressão, P , é constante em toda a coluna (igual a P_0), tendo também o mesmo valor em todas as células, a concentração na interface gás-líquido, C^* ($P = HC^*$, lei de Henry, em que H é a constante de Henry), o caudal volumétrico de gás, Q_G , $\beta = K_L A$ e o parâmetro $b = \beta/Q_L$. O balanço ao oxigénio na fase líquida em cada célula permite obter a concentração na célula N da coluna conhecidos os valores de P_0 e C_0

$$C_N = \frac{C_0}{(1+b)^N} + b \frac{P_0}{H} \sum_{i=1}^N \left(\frac{1}{1+b} \right)^i \quad (4)$$

Na equação anterior, b é um parâmetro de ajuste, tendo-se utilizado na sua optimização aos pontos experimentais a subrotina de Levenberg-Marquardt.

3.2 Modelo 2

Se se pretende analisar uma coluna idêntica à coluna curta ensaiada mas, com um número elevado de células, deixa de se poder considerar a pressão constante, devido, sobretudo, à variação da pressão hidrostática. Um novo modelo, que designamos por modelo 2, deve ter em conta esta realidade. A variação da pressão vai provocar uma correspondente alteração no volume de gás em circulação, que operando em contra-corrente com o líquido, implicará que o caudal volumétrico de gás aumente da base para o topo da coluna. Com a variação de Q_G , β tem 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. Portanto, para além de um aumento da retenção de gás da base para o topo, também a área interfacial A (e portanto β) aumenta no mesmo sentido. Deste modo, considera-se então que, ao longo da coluna, variam a pressão P , a concentração na interface C^* , o caudal volumétrico de gás, Q_G e o coeficiente de transferência de massa β .

Os valores das concentrações de soluto dissolvido no líquido para as várias células são obtidos do mesmo modo que para o modelo 1, sendo que agora cada célula tem o seu valor de C^* e do parâmetro adimensional b . A título de exemplo, a concentração para a célula 1 é dada por

$$C_1 = \frac{C_0 + b_1 C_1^*}{1 + b_1} \quad (5)$$

A concentração para a célula N da coluna é, tendo em conta a lei de Henry, calculada por

$$C_N = \frac{C_0}{\prod_{i=1}^N (1+b_i)} + \frac{1}{H} \left[\frac{b_1 P_1}{\prod_{i=1}^N (1+b_i)} + \frac{b_2 P_2}{\prod_{i=2}^N (1+b_i)} + \dots + \frac{b_{N-1} P_{N-1}}{\prod_{i=N-1}^N (1+b_i)} + \frac{b_N P_N}{(1+b_N)} \right] \quad (6)$$

A determinação de C , a partir da equação (6), implica o conhecimento da pressão e do parâmetro b e, portanto de β , ao nível de cada célula. Na ausência de um modelo que possa ser utilizado para obter β e P numa coluna comprida com as características e , nas condições experimentais como as descritas neste trabalho, propomos um método empírico como solução. O cálculo de P , Q_G e β é efectuado célula a célula.

Em teoria, podem efectuar-se experiências numa única célula idêntica às células da coluna comprida que se pretende calcular. Para cada condição de operação, com α (inclinação da coluna em relação à vertical) e Q_L fixos, faz-se variar Q_G . A medição da concentração à entrada e à saída da célula permite obter β em função de Q_G , e estabelecer uma relação para vários valores de Q_L e α

$$\beta = f_1(Q_G) \quad (7)$$

Pode, igualmente, estabelecer-se uma correlação entre todas as variáveis

$$\beta = f_2(Q_G, Q_L, \alpha) \quad (8)$$

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 utilização de células de maior comprimento, não será solução, porque deixa de ser possível a equivalência entre células e tanques perfeitamente agitados.

A solução a adoptar passa por efectuar as experiências numa coluna curta com um número de células que permita garantir simultaneamente uma variação significativa nos valores da concentração e uma variação de pressão pouco significativa, de modo a assegurar uma pequena variação no caudal volumétrico de gás, podendo considerar-se P e Q_G aproximadamente constantes. Estas condições ficaram garantidas na coluna laboratorial de 9 células com que se trabalhou, considerada curta pois obteve-se sempre $(\Delta P/P_0) < 0.1$. Os resultados experimentais obtidos com esta coluna podem então servir para estabelecer relações como se indica nas equações (7) e (8) com β calculado com o modelo 1. Através destas relações, se for conhecido o do valor de Q_G em cada uma das células, determina-se o valor de β para cada célula da coluna comprida.

Para o cálculo de P ao longo de uma coluna cumprida, idêntica à coluna curta ensaiada, optou-se também por um método empírico, que consiste em recorrer aos valores de ΔP obtidos nas experiências efectuadas com esta coluna. A variação da pressão numa célula, ΔP_{cel} , para uma dada condição de operação é obtida dividindo ΔP pelo número de células. De modo análogo ao efectuado para β , obtêm-se relações entre ΔP_{cel} e Q_G para cada par de Q_L e α

$$\Delta P_{cel} = f_3(Q_G) \quad (9)$$

Numa coluna com um número elevado de células, Q_G varia ao longo da coluna e o valor de ΔP_{cel} varia de célula para célula, podendo este ser calculado a partir de relações como se indica na equação (9), para cada par de Q_L e α , conhecido o valor de Q_G correspondente.

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} nessa célula, ΔP_0 . Então, com os valores conhecidos de P_0 e ΔP_0 (obtido da equação (9) substituindo Q_G pelo seu valor nesta célula, Q_{G0}), P_1 é calculado por

$$P_1 = P_0 + \Delta P_0 \quad (10)$$

Operando a coluna em estado estacionário, considerando o gás como ideal, a temperatura constante e desprezando o consumo de gás (que pode ser significativo apenas quando se opera com valores de Q_L elevados e/ou Q_G reduzidos), por transferência para o líquido, a relação entre pressão e caudal volumétrico de gás na coluna pode obter-se da equação

$$PQ_G = P_0Q_{G_0} = \text{constante} \quad (11)$$

O processo de cálculo da coluna tem 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_{Gins} , sendo $Q_{G_N} = Q_{Gin}$.

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_{GN} e α , obtêm-se ΔP_N , a partir da equação (9) correspondente, substituindo Q_G por Q_{GN} e o valor do coeficiente β para esta célula, β_N , substituindo Q_G por Q_{GN} na equação (7)

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 $Q_{G_{N-1}} = \frac{P_N}{P_{N-1}} Q_{G_N}$, com base na equação (11); 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 (9) respectiva, substituindo Q_G por $Q_{G_{N-1}}$ e o valor de β_{N-1} , substituindo Q_G por Q_{G_N} na equação (7). O processo continua até se atingir a célula de topo, onde os valores calculados de P e de Q_G são, respectivamente, P_0 e Q_{G_0} . O valor de P_0 obtido através deste processo deverá ser igual ao valor real. Caso isto aconteça o processo está terminado com a obtenção de P , Q_G e β para cada uma das células da coluna. Caso contrário, terá de se arbitrar um novo valor para P_N e repetir novamente todo o processo de cálculo, até se obter convergência de valores.

No caso de se pretender 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 ao valor máximo usado nas experiências e consequentemente na obtenção das relações da equação (9)) 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 da coluna.

4 Resultados e discussão

No modelo 1, válido apenas para colunas curtas, o parâmetro b , e portanto β , da equação (4) pode obter-se a partir dos dados experimentais, sendo então um parâmetro de ajuste do modelo. Os valores obtidos de β variaram entre $0.269 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $2.283 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Como exemplo, as curvas que melhor aproximam os dados experimentais (apresentadas na forma de concentração adimensional, $W = \frac{C - C_0}{C^* - C_0}$, em função da célula da coluna) encontram-se na Fig.4 para

$Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, três caudais de gás e $\alpha = 30^\circ$ e para $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$, três caudais de gás e $\alpha = 60^\circ$.

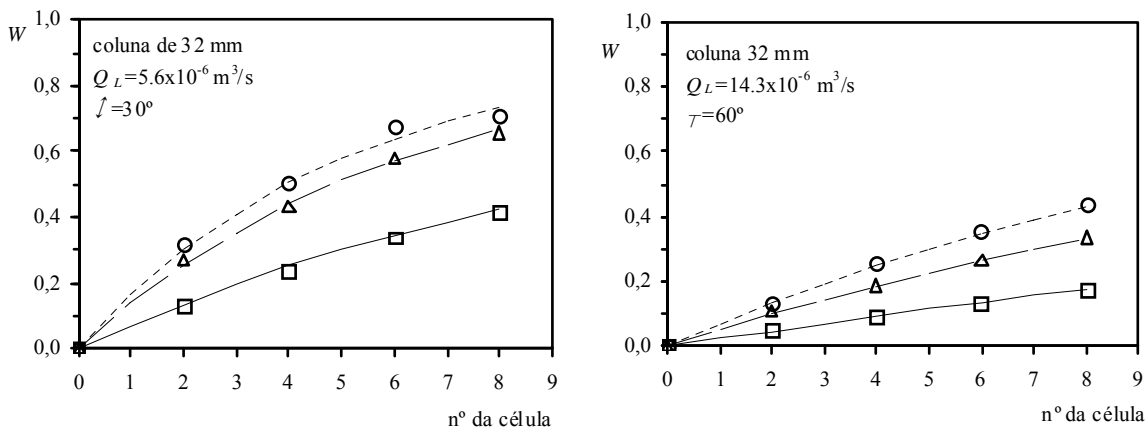


Fig.4. Confrontação entre os valores de W experimentais e os previstos pelo modelo 1, para $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 30^\circ$ e $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $\alpha = 60^\circ$. ($Q_G = 3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$: \square experimental, _____ modelo; $Q_G = 8.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$: Δ experimental, _____ modelo; $Q_G = 13.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$: \circ ponto experimental, ----- modelo)

O efeito da inclinação α em β , mas também de Q_G e Q_L , é mostrado para dois caudais de líquido, $Q_L = 5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_L = 14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e todos os caudais de gás na Fig.5. β aumenta com Q_L por aumentar a agitação na interface gás-líquido e com Q_G por aumentar a retenção de gás na coluna. Para Q_G e Q_L fixos, β diminui sempre com α por diminuir a agitação na interface gás-líquido e também a área de transferência devido ao aumento da coalescência das bolhas.

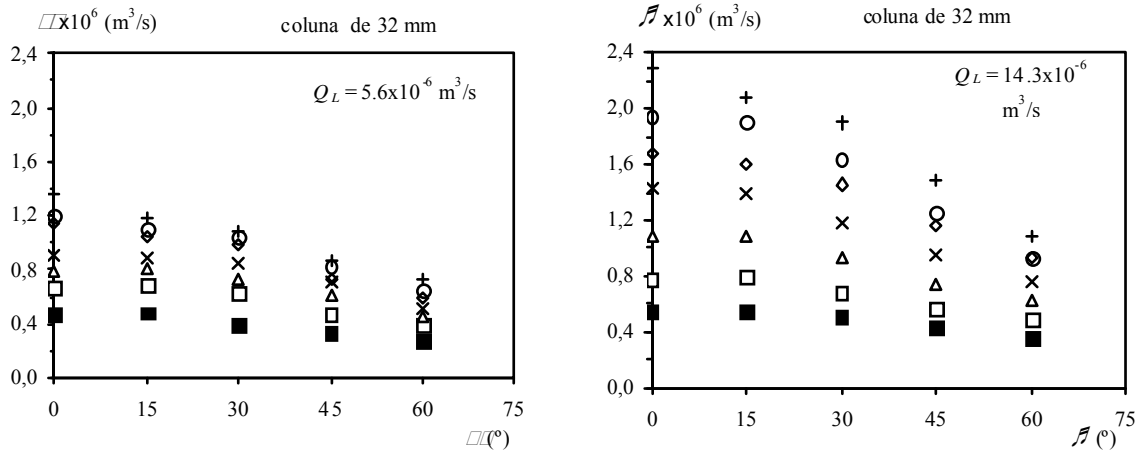


Fig.5. Variação de β com α , para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e todos os Q_G ensaiados (em m^3/s).
 (■ $Q_G=3.3 \times 10^{-6}$; □ $Q_G=5.0 \times 10^{-6}$; Δ $Q_G=6.7 \times 10^{-6}$; x $Q_G=8.3 \times 10^{-6}$; ◇ $Q_G=10.0 \times 10^{-6}$; o $Q_G=11.7 \times 10^{-6}$; + $Q_G=11.7 \times 10^{-6}$)

A influência de cada uma das variáveis, Q_G , Q_L e α , sobre β pode ser quantificada através da seguinte correlação obtida a partir de todos os ensaios efectuados, conforme a equação (8) e 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 $0 \leq \alpha \leq \pi/3 \text{ rad}$).

$$\beta = 1.939 \times (Q_G)^{0.852} (Q_L)^{0.377} \left[\text{sen} \left(\frac{\pi}{2} - \alpha \right) \right]^{0.845} \quad (\text{m}^3/\text{s}) \quad (12)$$

Nas Figuras 6 e 7 apresentam-se, como exemplo, os resultados da simulação obtidos com o modelo 2 para uma coluna de 90 células (cerca de 11 m de comprimento) com características semelhantes à coluna de 32 mm ensaiada, para inclinações de 0° (vertical) e 60° . A concentração em oxigénio dissolvido na água e a concentração de saturação em função do número da célula são apresentadas para duas condições de operação à entrada da coluna: $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ com $Q_G=7.0 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ (Fig. 6) e $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ com $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ (Fig. 7). Nas simulações considerou-se $C_0=0$, $P_0=101325 \text{ N/m}^2$ e $T=19^\circ\text{C}$, a que corresponde $H = 2.2465 \times 10^6 \text{ J/kg}$.

Os resultados das simulações mostram, como se constata das Figuras 6 e 7, que a concentração diminui com a inclinação em relação à vertical, obtendo-se valores mais elevados no caso de a coluna ser alimentada com Q_L baixo e Q_G alto.

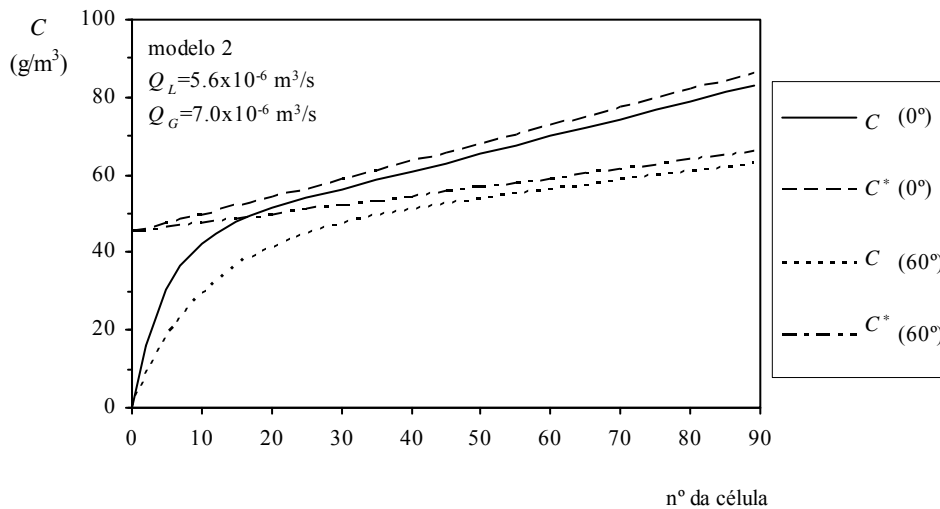


Fig.6. Perfis de concentração numa coluna com 90 células obtidos com o modelo 2, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=7.0 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ para duas inclinações: $\alpha=0^\circ$ e $\alpha=60^\circ$.

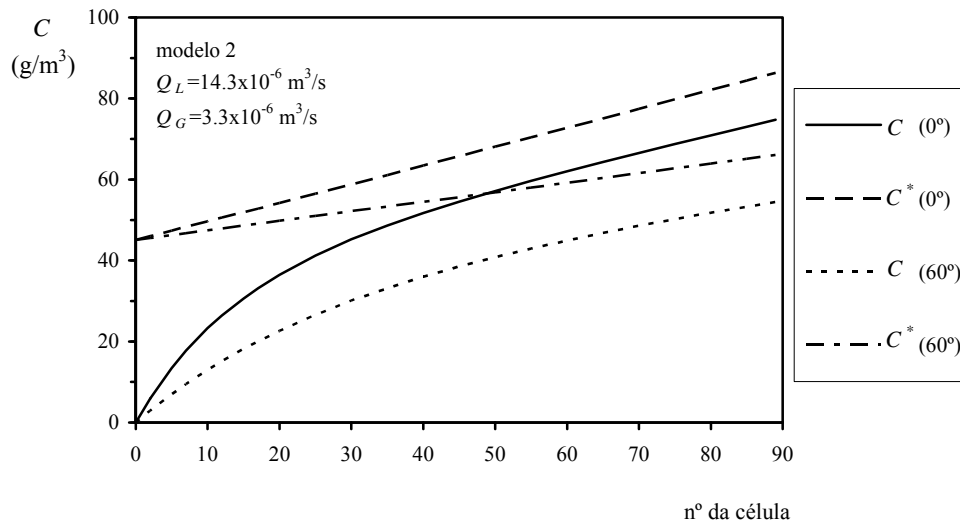


Fig.7. Perfis de concentração numa coluna com 90 células obtidos com o modelo 2, para $Q_L=14.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=3.3 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ para duas inclinações: $\alpha=0^\circ$ e $\alpha=60^\circ$.

As Figuras 6 e 7 mostram também que, para Q_L baixo e Q_G alto, se atingem mais rapidamente valores de C próximos de C^* , sendo também menor o valor da diferença entre C^* e C . 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 . Este comportamento pode ser explicado com base na variação de b em função do número da célula, como se mostra na Figura 8, para 3 inclinações. 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 Fig.8, sendo menor para inclinações elevadas devido à menor variação da pressão. Esta figura mostra também que b diminui do topo para a base da coluna em resultado da diminuição de β com Q_G .

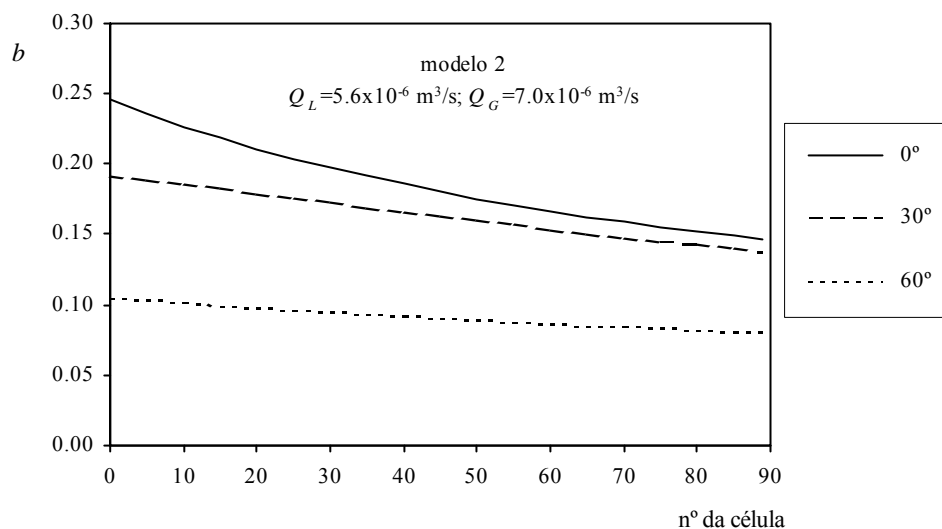


Fig.8. Variação do parâmetro b com o número da célula numa coluna com 90 células, para $Q_L=5.6 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e $Q_G=7.0 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$ e três valores de α .

O modelo 2, que aqui se apresenta, não podendo ser testado com as experiências realizadas, deve então ser visto como uma possível metodologia de cálculo de uma coluna com ΔP elevado.

Experiências efectuadas numa coluna curta 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 dos coeficientes de transferência de massa gás/líquido testados inicialmente nessa coluna, também se poderão aplicar a colunas com dimensões e caudais substancialmente superiores. Os valores obtidos de β estão representados no gráfico da Fig.9.

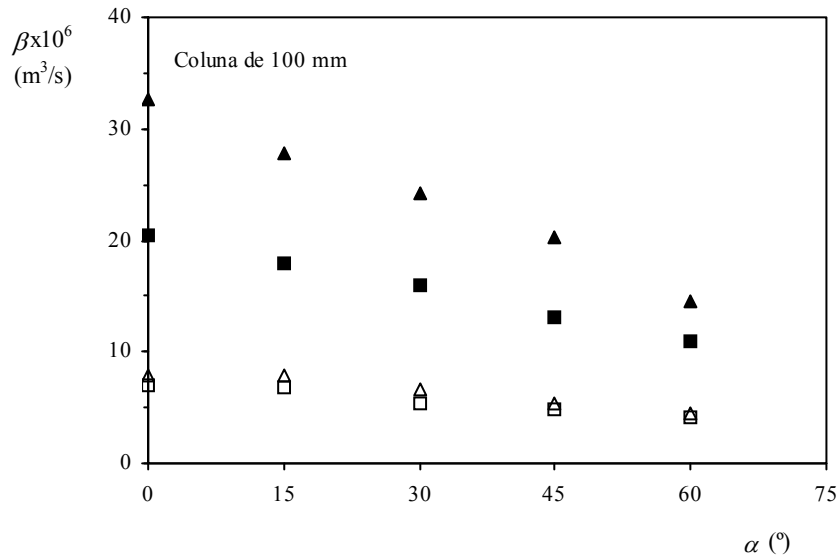


Fig.9. Variação de β com α para os valores de Q_L e de Q_G (em m^3/s) ensaiados:

{□ ($Q_L=54.7 \times 10^{-6}$, $Q_G=32.2 \times 10^{-6}$); △ ($Q_L=139.6 \times 10^{-6}$, $Q_G=32.2 \times 10^{-6}$); ■ ($Q_L=54.7 \times 10^{-6}$, $Q_G=129.9 \times 10^{-6}$); ▲ ($Q_L=139.6 \times 10^{-6}$, $Q_G=129.9 \times 10^{-6}$)}.

A variação de β com α , Q_L e Q_G , é idêntica à verificada na coluna de 32 mm diâmetro.

Para valores iguais das velocidades superficiais do líquido ($U_{LS}=Q_L/A_C$, em que A_C é a área da secção recta da coluna) e do gás ($U_{GS}=Q_G/A_C$), os valores do coeficiente de transferência β obtidos com as experiências efectuadas na coluna de 100 mm de diâmetro são sempre superiores aos obtidos na coluna de 32 mm, resultado condicionado, desde logo, pelos caudais de líquido mais elevados. 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 adimensional 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. Estas diferenças poderão estar relacionadas com alterações no padrão de escoamento e no processo de formação e quebra de bolhas que ocorre junto dos anteparos com furos de maior diâmetro na coluna de 100 mm.

5 Conclusões

Apresenta-se um estudo experimental e teórico de um dispositivo de transferência de massa gás-líquido projectado para funcionar com inclinação em relação à vertical, denominado *borbulhador de anteparos perfurados*. Este equipamento é modelado como uma série de “tanques” perfeitamente agitados, correspondendo cada “tanque” a uma célula. Desenvolveu-se um modelo teórico simples, válido apenas para colunas curtas, que permite obter o coeficiente de transferência de massa $\beta = K_L A$ (produto do coeficiente de transferência de massa pela área interfacial) para cada condição de operação. Apresenta-se também uma metodologia que permite prever o perfil de concentrações numa coluna com qualquer número de células e anteparos, a partir dos valores de β obtidos com uma coluna idêntica com reduzido número de anteparos. A metodologia de análise de transferência de massa pode aplicar-se a colunas idênticas, de diferentes tamanhos, funcionando em condições hidrodinâmicas semelhantes.

Referências

1. Boyd, C. E. and Watten, B., 1989. Aeration systems in aquaculture. *Reviews in Aquatic Sciences*, 1, nº 3, pp. 425-472.
2. Petit, J., 1990. Water supply, treatment, and recycling in aquaculture, in *Aquaculture: Vol.1*, pp. 63-196, Edt. Gilbert Barnabé, Ellis Horwood Ltd., England.
3. Speece, R. E., 1996. Oxygen supplementation by U-Tube to the Tombigbee river. *Water Science and Technology*, 12, pp. 83-90.
4. 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.
5. Garcia, V. R. R., 2006. Oxigenação em borbulhadores verticais e inclinados. Tese de doutoramento apresentada à Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto.

Nomenclatura

| | |
|----------|---|
| A | - área interfacial para a transferência de massa. |
| A_C | - área da secção recta da coluna. |
| B | - parâmetro adimensional de transferência de massa ($b=K_L A/Q_L$). |
| b_n | - parâmetro adimensional de transferência de massa na célula n da coluna |
| b_1 | - parâmetro adimensional de transferência de massa na célula 1 da coluna |
| C | - concentração de oxigénio dissolvido na água em massa por unidade de volume. |
| C_n | - concentração em oxigénio dissolvido na água na célula n da coluna. |
| C_N | - concentração em oxigénio dissolvido na água na célula N (base da coluna). |
| C_0 | - concentração em oxigénio dissolvido na água na célula de topo da coluna (célula 0). |
| C_1 | - concentração em oxigénio dissolvido na água na célula 1 da coluna. |
| C^* | - concentração na interface gás-líquido ou concentração de saturação. |
| C_n^* | - concentração na interface gás-líquido ou concentração de saturação na célula n da coluna. |
| C_1^* | - concentração na interface gás-líquido ou concentração de saturação na célula 1 da coluna. |
| H | - constante da lei de Henry. |
| K_L | - coeficiente de transferência de massa do lado do líquido. |
| P | - pressão de funcionamento da coluna. |
| P_N | - pressão na célula N (base da coluna). |
| P_0 | - pressão no topo da coluna (na célula 0). |
| Q_G | - caudal volumétrico de gás |
| Q_{GN} | - caudal volumétrico de gás à entrada, na base da coluna (célula N). |
| Q_{G0} | - caudal volumétrico de gás na célula 0 (topo da coluna). |
| Q_L | - caudal volumétrico de líquido. |
| U_{GS} | - velocidade superficial do gás. |
| T | - temperatura dos fluidos na coluna. |
| U_{LS} | - velocidade superficial do líquido. |
| W | - concentração adimensional em oxigénio dissolvido, $W=(C-C_0)/(C^*-C_0)$. |

SÍMBOLOS GREGOS

| | |
|------------------|---|
| α | - inclinação da coluna de anteparos em relação à vertical. |
| β | - coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial ($\beta=K_L A$). |
| β_N | - coeficiente de transferência de massa vezes a área interfacial na célula N da coluna. |
| ΔP | - diferença de pressão entre a base e o topo da coluna. |
| ΔP_{cel} | - variação de pressão numa célula da coluna. |
| ΔP_N | - variação de pressão na célula N da coluna. |
| ΔP_0 | - variação de pressão na célula 0 da coluna. |