



ASSOCIAÇÃO PORTUGUESA DOS RECURSOS HÍDRICOS



**ABES ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE
ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**

I SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL

ASSOCIAÇÃO PORTUGUESA DOS RECURSOS HÍDRICOS

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL

SISTEMAS DE TRATAMENTO DE DESPEJOS INDUSTRIAIS
(TEMA III)

MODELIZAÇÃO DE DISCOS BIOLÓGICOS
APLICABILIDADE DO MODELO DE YUE A REACTORES DE BIOMASSA FIXA

F. SANTANA - Eng. Civil, DIC, MSc. P.H.E. (Univ. Londres)
Assistente da F.C.T./U.N.L.

HIDROPROJECTO - Consultores de Hidráulica e Salubridade, SARL

R. GANHO - Eng. Químico, Docteur-Ing. (Univ. Paul Sabatier), Prof. Assoc. da
F.C.T./U.N.L.

J.S. OLIVEIRA - Eng. Silvicultor, Doutor em Eng. Silvícola, Prof. Catedrático
da F.C.T./U.N.L.

B. CAPDEVILLE - Eng. Químico, Docteur-Ing. (INSA), Maitre-Assistante

RESUMO

A modelização de reactores de discos biológicos pode apoiar-se em fenómenos de transferência de massa ou na cinética de depuração do(s) substrato(s) limitante(s).

No primeiro caso, a estrutura física do biofilme reveste particular importância, decorrente dos fenómenos de difusão que se lhe associam. Para os modelos cinéticos, a relação fundamental resulta da interpretação do crescimento da biomassa fixa face à depuração do(s) substrato(s). São vários os modelos desenvolvidos não considerando a transferência de massa, isto é, modelos puramente cinéticos normalmente baseados numa cinética de Monod, tal como o modelo de Kornegay. O modelo cinético de YUE desenvolvido para culturas em suspensão, faz intervir uma componente relativa à influência dos metabolitos de fermentação produzidos no decurso da depuração do(s) substrato(s) constituindo uma melhor aproximação da realidade do que os modelos anteriores, baseados numa cinética de Monod não modificada.

Os valores experimentais utilizados para testar o modelo foram obtidos através de uma instalação piloto de discos biológicos trabalhando com efluentes da indústria de lacticínios e de destilarias vínicas.

1. INTRODUÇÃO

A modelização dos reactores de filme fixo deve ter em conta os fenómenos físicos de transferência difusional dos substratos no filme líquido e no biofilme e a cinética de reacção no biofilme. Pretende-se pois estabelecer uma equação de continuidade entre o(s) substrato(s) que difunde(m) e o substrato(s) consumido(s), admitindo diversas hipóteses sobre a cinética reacional e sobre as etapas de transferência de massa, que podem, parcial ou totalmente, ser ou não consideradas. A velocidade global do processo será limitada por fenómenos de transferência, pela cinética da reacção ou simultaneamente por ambos.

Embora alguns modelos englobem todos aqueles mecanismos (1, 2) a maioria deles considera apenas a difusão e a reacção, no biofilme. De entre estes, alguns modelos (3, 4) incorporam a limitação simultânea pelo substrato e pelo oxigénio, ao passo que outros desprezam a resistência à difusão do oxigénio. Harremoës (5), considerando o transporte difusional do substrato no filme fixo, demonstrou que uma cinética de ordem zero no biofilme é equivalente a uma cinética global de ordem zero ou de ordem 1/2, conforme o filme é, respectivamente, total ou parcialmente penetrado.

Os modelos propostos, entre outros, por Bintanja (7) e Kornegay (8), desprezam a resistência de transferência de massa e são pois modelos estritamente cinéticos.

No caso dos reactores de discos biológicos (RDB) para as velocidades de rotação usuais, a agitação obtida minimiza a resistência difusional no filme líquido em escoamento. A influência da concentração de oxigénio dissolvido no rendimento dos RDB é algo controversa. Segundo Kornegay e Andrews (9) não há influência significativa entre 2-15 mg O₂/L, mas Seropian (11) conclui que para concentrações acima de 4 mg/l o oxigénio não é limitante, embora assinala também, para concentrações elevadas, um efeito inibidor.

O modelo de Kornegay tem sido um dos mais utilizados no dimensionamento de RDB. Foi desenvolvido considerando uma cinética de Monod para a remoção de substrato pelo filme fixo. A sua expressão, para um reactor perfeitamente agitado em regime permanente, é a seguinte:

$$F = F_{Max} \frac{x}{K_s + x}$$

A expressão sob forma linearizada permite determinar facilmente as constantes biológicas:

$$\frac{1}{F} = \frac{K_s}{F_{Max}} \cdot \frac{1}{x} + \frac{1}{F_{Max}}$$

Por outro lado Capdeville explorou o modelo de Kornegay, utilizando coordenadas reduzidas em relação a K_s,

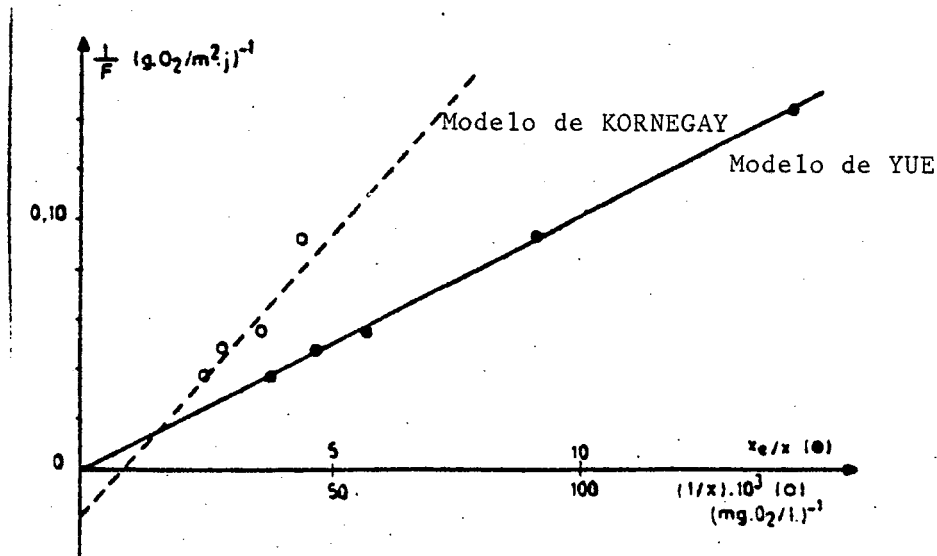
$$\frac{Q}{(F_{Max})_i} \frac{K_{si}}{A} \left(\frac{X_{ei}}{K_{si}} - \frac{X_i}{K_{si}} \right) = \frac{X_i/K_{si}}{1 + X_i/K_{si}}$$

expressão aplicável a qualquer reactor de uma instalação constituída por um conjunto de reactores em série, e portanto extremamente importante para a resolução gráfica do dimensionamento de instalações deste tipo.

Têm sido demonstradas (13, 14) as limitações da cinética de Monod para exprimir a remoção do substrato limitante. Particularmente, aquela cinética não considera

o efeito da concentração de substrato admitida ao reactor e, por vezes, leva à determinação de valores negativos para a taxa máxima de remoção de substrato, como se pode verificar pela figura 1.

FIGURA 1



Para reactores de lammas activadas, Yue (13), propõe um novo modelo no qual a constante de saturação é substituída por uma expressão que incorpora a acção inibidora dos metabólitos formados no processo de degradação do substrato ($K_S = a + b(x_e - x)$).

Este modelo aplicado a um sistema de RDB conduz à seguinte expressão:

$$F = F_{Max} \frac{x}{x + a + b(x_e - x)}$$

a qual, linearizada, assume a seguinte forma:

$$\frac{1}{F} = \frac{1 - b}{F_{Max}} + \frac{(a + b x_e)}{F_{Max}} \cdot \frac{1}{x}$$

2. OBJECTIVOS

Esta comunicação pretende mostrar os resultados de um estudo de aplicabilidade do modelo de Yue a reactores de biomassa fixa, RDB, de acordo com os seguintes objectivos específicos:

- . determinação das constantes cinéticas relativas à remoção de dois substratos carbonáceos;
- . comparação do modelo de Yue com o modelo de Kornegay.

3. MATERIAIS E MÉTODOS

Utilizou-se uma instalação piloto composta de cinco reactores de 2,2 litros cada, usando cinco discos plásticos por reactor, com 20 cm de diâmetro. Considerando que o trabalho visa apenas o estudo da cinética de remoção de um substrato carbonáceo, a instalação foi compartimentada em grupos de dois reactores cada. A velocidade de rotação foi fixada em 10 r.p.m., sendo a temperatura nos reactores controlada a 20° C e o influente armazenado a 4° C.

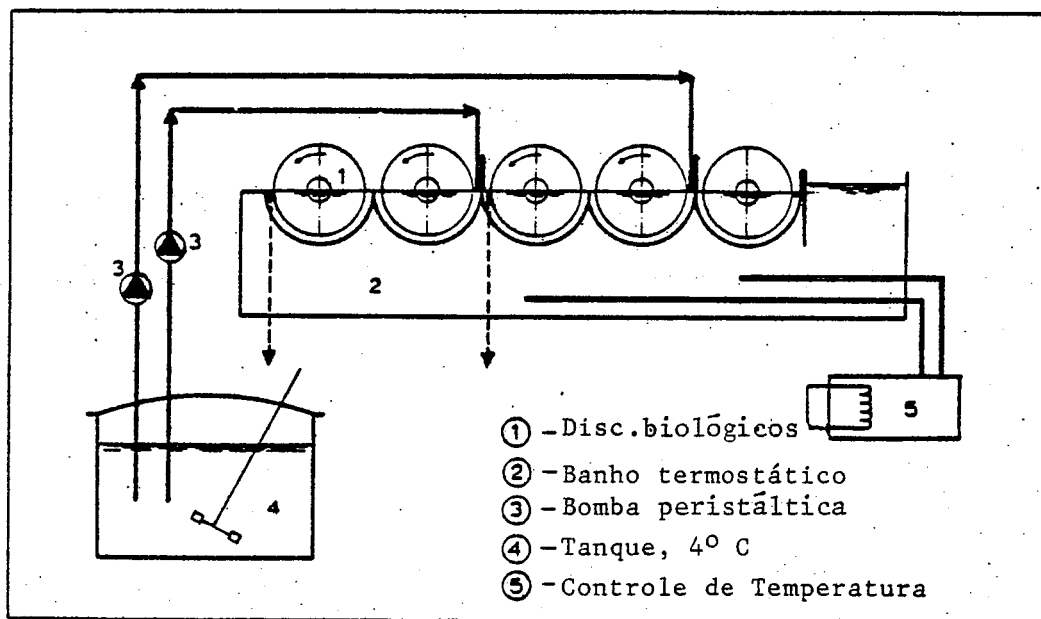
A instalação foi operada utilizando simulações de efluentes da indústria de laticínios e de destilarias vínicas através de diluições de leite em pó e de rescaldo, (com suplementação em azoto) respectivamente.

O primeiro grupo de experiências, relativo à simulação de um efluente de laticínios, foi efectuado utilizando quatro concentrações: 450, 650, 900 e 1 250 - mg/1 COD. Para cada concentração foram utilizados quatro caudais: 0.5, 1.0, 1.5, 2.0 e 2.5 l/h.

Para o segundo grupo de experiências, simulação de um efluente de destilaria vínica, utilizaram-se os mesmos valores de caudais e concentrações de COD variando entre 500 e 2 600 mg/1.

As determinações de COD foram realizadas de acordo com ASTM (16), sendo o oxigênio dissolvido medido através de uma sonda Becknam e o pH com um eléctrodo ORION.

FIG. 2 - Esquema de Instalação



4. RESULTADOS

A velocidade de 10 r.p.m. foi fixada para permitir que a resistência difusional no filme líquido fosse desprezável.

No primeiro grupo de experiências utilizaram-se quatro caudais para cada valor de concentração de substrato à entrada do reactor, para permitir determinar as constantes cinéticas por linearização.

TABELA 1

DADOS EXPERIMENTAIS (EFLUENTE DE LACTICÍNIOS)

EXPERIÊNCIA	CONCENTRAÇÃO DE SUBSTRATO mg/l	CAUDAL (l/h)									
		1º REACTOR					2º REACTOR				
		0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5
1	S_o	490	475	-	454	424	17	35	-	115	150
	S	17	35	-	115	150	5	19	-	60	96
2	S_o	636	636	-	625	625	25	67	-	138	190
	S	25	67	-	138	190	10	30	-	80	125
3	S_o	905	947	-	845	845	46	110	-	283	295
	S	45	110	-	283	295	25	78	-	132	166
4	S_o	1250	1303	1303	1303	1250	94	381	536	665	801
	S	94	381	536	665	801	60	242	442	509	575

TABELA 2

DADOS EXPERIMENTAIS (EFLUENTE DE DESTILARIA VÍNICA)

EXPERIÊNCIA	CONCENTRAÇÃO DE SUBSTRATO mg/l	CAUDAL (l/h)									
		1º REACTOR					2º REACTOR				
		0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5
	x_e	545	645	545	690	1509	68	165	136	316	1019
	x_s	68	165	136	316	1019	51	66	76	245	893
	x_e	1560	1560	1200			453	566	748		
	x_s	453	566	748			421	415	612		
	x_e	2647	2647	1509			1153	1346	926		
	x_s	1153	1346	926			865	769	636		

TABELA 3
CONSTANTES CINÉTICAS

Efluente	LACTICÍNIOS				DESTILARIAS	
Modelo	YUE		KORNEGAY		YUE	KORNEGAY
Reactor	1º				1º	
Método de Cálculo	Lineari-zação	Estatís-tico	Lineari-zação	Estatís-tico	Estatístico	
F _{Max}	4.8	4.4	4.1	4.4	4.1	3.8
a	52.6	73.8			181.9	
b	0.073	0.023			0.163	
K _S				88.0		234.5

Através do modelo de Kornegay, calcularam-se para o segundo reactor, por linearização, os seguintes valores:

$$F_{\text{Max}} = 0.36 \text{ g/m}^2\text{h} \quad K_S = 103 \text{ g/m}^3$$

5. DISCUSSÃO

O valor de F_{Max} obtido pelo modelo de Yue, para o primeiro grupo de experiências, é muito semelhante ao determinado por Seropian (11) muito embora este tenha sido determinado com águas residuais domésticas e não com efluente de lacticínios.

Considerando que as concentrações de entrada no 2º reactor não são constantes, a linearização do modelo de Yue não é directamente aplicável, pelo que se procura resolver o problema com recurso a métodos estatísticos, nomeadamente o de Hook Jeeves, apresentando-se nesta comunicação, como teste de aplicabilidade do método estatístico, os valores obtidos para o 1º reactor.

Verifica-se que para o efluente de lacticínios o valor de b é praticamente zero, significando que o efeito inibidor no primeiro estágio não foi significativo.

Assim, o modelo de Yue reduz-se ao modelo de Kornegay e os valores de F_{Max} determinados para o 1º e 2º estágios são consideravelmente diferentes, indicando que a remoção de substrato no primeiro é bastante superior à do segundo. Esta verificação foi também obtida por outros autores (12, 15) para efluentes domésticos, embora (14) erradamente, na maior parte dos cálculos de dimensionamento de RDB, ainda se assumia um valor constante de F_{Max} para todos os reactores.

NOTAÇÃO

- x_e - concentração de substrato carbonáceo solúvel à entrada do reator (ML^{-3})
- x - concentração de substrato carbonáceo solúvel à saída do reator (ML^{-3})
- Q - caudal ($L^3 T^{-1}$)
- K_s - constante de saturação de Monod (ML^{-3})
- F - fluxo mássico por unidade de área ($ML^{-2} T^{-1}$)
- a - constante cinética do modelo de Yue (ML^{-3})
- b - constante cinética do modelo de Yue (-)

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- (1) FAMULARO, J., MUELLER, J.A. and T. MULLIGAN. Application of mass transfer to rotating biological contactors. Jour. Water Poll. Fed., 50, 653-670 (1978)
- (2) RITTMAN, B.E., and P.L. MC CARTY. J. ENVIRON. Eng. Div. ASCE, 107 (EE4). 831 (1981)
- (3) HARRIS, N.P. and HANSFORD. A study of substrate removal in a microbial film reactor. Water Res., 10-11, 935-943. (1976).
- (4) HOWELL, J.A. and B. ATKINSON. Influence of oxygen and substrate concentration on the ideal film thickness and the maximum overall substrate uptake rate in microbial film fermenter. Biotech & Bioengr., 18, 15-35 (1976).
- (5) HAREEMOES, P.. Half-order reactions in biofilm and filter kinetics. Vatten 33(2), 122-143, (1977).
- (6) ATKINSON, B.. Biological reactors. Pion Limited. London (1974).
- (7) BINTANJA, H.H., J.J. BRUNSMAN and C. BOELHOUWER. The use of oxygen in a rotating disk process. Water Res. 10 (6), 561-565, (1976).
- (8) KORNEGAY, B.H.. Modeling and simulation of fixed film biological reactors. p. 271-318. In T.M. Keinath and M.P. Wanielista (eds) Mathematical modeling for water pollution control processes. Ann Arbor Science Publishers (1975).
- (9) KORNEGAY, B.H. and J.F. ANDREWS. Kinetics of fixed film biological reactors. Jour. Water Poll. Contr. Fed. 40 (11): R460-468 (1968).
- (10) FRIEDMAN, A.A., ROBBINS, L.E., WOODS, R.C. and NAUFORD. Effect of disk rotational speed on biological contactor efficiency. Journal Water Poll. Contr. Fed., 51 (1), (1979).
- (11) SEROPIAN, J.C.. Etude de l'oxygénation des disques.
- (12) CAPDEVILLE, B.. Contribution à la modélisation et au calcul des réacteurs à disques biologiques. Thèse de Docteur-Ingénieur. N° 639-UPS Toulouse (1978).

- (13) ROQUES, H. YUE, S., SAIPANICH and B. CAPDEVILLE. Is Monod's approach adequate for the modelisation of purification processes using biological treatment? Water Res., 16, 839-847 (1982).
- (14) EDELINE, F. and L. VAÇDEVEÇÇE. Cinétique de l'épuration dans le biodisques. Tribune du Cebedeau, n° 422-423, 3-17 (1979).
- (15) CLARK, J.M., MOSENG E.M. and T. ASANO. Performance of a rotating biological contactor under varying wastewater flow. Jour. Water Poll. Contr. Fed., 50 (5), 896-911 (1978).
- (16) A.P.H.A. - Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 14th Ed. Amer. Pub. Health Ass. New York (1975).
- (17) HARREMOES, P.. Biofilm kinetics, Water Pollution Microbiology, John Wiley & Sons, New York (1978).

