

APLICAÇÃO DO MODELO DE RITMANN E McCARTY A REACTORES UASB DA INDÚSTRIA DA PASTA DE PAPEL E DERIVADOS

A.G. Brito e L.F. Melo
Universidade do Minho - C.Q.P.A./INIC - 4700 BRAGA

INTRODUÇÃO

O modelo de ordem variável de *Ritmann* e *McCarty* (1) baseia-se no desenvolvido por *Williamson* e *McCarty* (2), constituindo uma referência base na modelação de reactores de biofilmes. Na sua concepção são combinados fenómenos de transferência de massa e reacção biológica, obtendo-se estimativas do consumo de substrato. O modelo pressupõe a operação do reactor em estado estacionário, um único substrato limitante, solúvel, cujo consumo em um único passo é descrito pela equação de Monod, e um biofilme homogéneo completamente penetrado, no qual os diversos parâmetros - coeficientes de difusão, taxa específica de remoção de substrato, constante de saturação e densidade de biomassa - são considerados constantes.

O reactor anaeróbio de leito de lamas de fluxo ascendente (UASB - Upflow Anaerobic Sludge Blanket) desenvolvido por *Lettinga et al* (3), caracterizado pela constituição de estruturas de biofilmes típicas genericamente designadas por "grânulos", constitui, presentemente, o sistema anaeróbio mais utilizado para o tratamento de efluentes industriais, embora ainda não instalado em Portugal. O dimensionamento destes sistemas tem sido efectuado com base em critérios empíricos, nomeadamente, a carga orgânica volúmica e a velocidade superficial.

Este trabalho analisa em paralelo o modelo de *Ritmann* e *McCarty* e os resultados operacionais de reactores UASB aplicados na indústria da pasta de papel e papel reciclado (4), visando extrair ilacções sobre a adequação do referido modelo ao projecto de unidades deste tipo.

METODOLOGIA

Considerando que o UASB se comporta como um reactor perfeitamente agitado no que concerne ao substrato, o balanço de massa ao sistema em estado estacionário é dado pela seguinte equação:

$$S = S_0 - (a/D) C S^q$$

em que *C* representa o coeficiente de reacção de ordem variável, *q* a ordem de reacção, *D* a taxa de diluição e *a* a área específica, sendo *S*₀ e *S* as concentrações de substrato à entrada e saída do reactor. Esta equação foi resolvida em conjunto com o modelo de *Ritmann* e *McCarty*, utilizando-se na simulação valores de parâmetros físicos e biológicos retirados da literatura (Tabela 1).

Tabela 1 - Valores característicos de parâmetros físicos e biológicos

Parâmetro	Gama de Valores	Valores Utilizados no Caso Base
Coefficiente de transferência de massa, <i>K_m</i> , (m/s)	4 x 10 ⁻⁶	4 x 10 ⁻⁶
Difusividade no líquido, <i>D</i> , m ² /s	0.7 x 10 ⁻⁹	0.7 x 10 ⁻⁹
Taxa de consumo de substrato, <i>k</i> , (Kg CQO/Kg SSV . dia)	0.4 - 1.0	0.7
Constante de saturação, <i>K_s</i> , (Kg CQO/m ³)	0.05 - 0.20	0.10
Densidade de biomassa no reactor, <i>X_r</i> , (Kg CQO/m ³ de reactor)	15 - 35	20
Fracção do volume do reactor ocup. p/biomassa	1/3 - 2/3	1/3
Diâmetro dos grânulos, <i>D_g</i> , (mm)	1 - 3	2
Velocidade superficial, <i>V_p</i> , (m/h)	0.5 - 2.0	1.0

A densidade de biofilme *X_b* (kg SSV/m³ de biofilme) foi calculada considerando uma expansão do leito de

100%. Admitindo-se a porosidade do leito fixo como 0.43 a do leito expandido será 0.72, resultando $X_b = 24 \text{ kg SSV/m}^3$ a partir de $X_r = 20 \text{ Kg SSV/m}^3$ de reactor. Em consequência, a área específica, a , baseada na porosidade do leito e na fracção de volume de reactor ocupada por aquele, é 280 m^{-1} .

RESULTADOS E DISCUSSÃO

As eficiências de remoção dos UASB industriais e as previstas pelo modelo em estudo, são apresentadas na Tabela 2, juntamente com o Tempo de Retenção Hidráulico, TRH, para o primeiro caso e a ordem de reacção para o segundo.

Tabela 2 - Dados experimentais e resultados da simulação do modelo

Dados dos UASB Industriais			Resultados de Simulação (Caso Base)	
So (kg CQO/m ³)	TRH (horas)	Eficiência (%)	Eficiência (%)	Ordem de reacção (q)
2.5	6.0	65	73	0.75
2.8	7.7	70	78	0.76
3.5	8.0	75	77	0.73
6.3	17.0	70	88	0.73
7.0	16.0	70	86	0.70
20.0	41.0	65	93	0.64

As eficiências estimadas teoricamente são superiores às experimentais, em especial para gamas de CQO elevadas. A resposta dada pelo modelo acompanha, essencialmente, o TRH. Afigura-se que a utilização de CQO como parâmetro macroscópico de análise e a adopção da cinética de Monod pode apresentar limitações no caso de efluentes complexos, eventualmente perante problemas de inibição/toxicidade e teores elevados de sólidos suspensos.

Como ilustração do impacte dos parâmetros cinéticos no comportamento do modelo, aplicaram-se os valores extremos indicados na Tabela 1 no caso de $S_o = 7 \text{ KgCQO/m}^3$. Os resultados desta simulação encontram-se na Tabela 3.

Tabela 3 - Resposta do modelo a variações nos valores dos parâmetros cinéticos

	Caso Base	Valor do parâmetro alterado		
	($S_o = 7 \text{ Kg CQO/m}^3$)	$k = 0.4 \text{ Kg CQO/Kg SSV dia}$	$K_s = 0.2 \text{ Kg CQO/m}^3$	$K_m = 1.10^{-6} \text{ m/s}$
Eficiência (%)	86	80	85	86

De um modo geral, pode concluir-se que o modelo é pouco sensível à variação de parâmetros de carácter cinético, revelando-se k o de maior efeito relativo. É interessante notar que uma diminuição de 75% de K_m , no caso-base e com $S_o = 7 \text{ KgCQO/m}^3$, não afecta o rendimento do reactor, o que tende a conduzir à conclusão de que a difusão não seria o factor limitante nestas condições.

Em contrapartida, o parâmetro a apresenta um efeito muito acentuado no modelo em estudo. Por exemplo, para o caso base, reduzindo a para metade, a eficiência desce de 86% para 69%. Contudo, a complexidade dos fenómenos interactuantes neste domínio não confere, de modo algum, legitimidade para alterar apriorística e isoladamente os diversos parâmetros do modelo. Nesse sentido, a obtenção de dados experimentais poderia permitir alargar o campo de aplicação do mesmo, expandindo a interpretação do parâmetro a e da constante de reacção C , tendo em consideração as particularidades dos biofilmes anaeróbios e as condições impostas pela especificidade dos substratos.

REFERÊNCIAS

- (1) Rittmann B.E., McCarty P.L., J. Env. Eng. Div., Proc. American Society of Civil Eng. Vol.104, Nº 335, 1978.
- (2) Williamson K., McCarty P.L., Journal WPCF, Vol. 48, Nº 1, 1976.
- (3) Lettinga G., et al. Biotech and Bioeng., Vol. 22, 1980.
- (4) Habets L.H.A, in Proc. Ewpc Conf. "Anaerobic Treatment a grown-up technology", Amsterdam, 1986.