

# 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*<sub>0</sub> 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<sub>m</sub></i> , (m/s)                        | 4 x 10 <sup>-6</sup>   | 4 x 10 <sup>-6</sup>            |
| Difusividade no líquido, <i>D</i> , m <sup>2</sup> /s                                       | 0.7 x 10 <sup>-9</sup> | 0.7 x 10 <sup>-9</sup>          |
| Taxa de consumo de substrato, <i>k</i> , (Kg CQO/Kg SSV . dia)                              | 0.4 - 1.0              | 0.7                             |
| Constante de saturação, <i>K<sub>s</sub></i> , (Kg CQO/m <sup>3</sup> )                     | 0.05 - 0.20            | 0.10                            |
| Densidade de biomassa no reactor, <i>X<sub>r</sub></i> , (Kg CQO/m <sup>3</sup> de reactor) | 15 - 35                | 20                              |
| Fracção do volume do reactor ocup. p/biomassa   | 1/3 - 2/3              | 1/3                             |
| Diâmetro dos grânulos, <i>D<sub>g</sub></i> , (mm)  | 1 - 3                  | 2                               |
| Velocidade superficial, <i>V<sub>p</sub></i> , (m/h)  | 0.5 - 2.0              | 1.0                             |

A densidade de biofilme *X<sub>b</sub>* (kg SSV/m<sup>3</sup> 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  $280 \text{ m}^{-1}$ .

## 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<br>(kg CQO/m <sup>3</sup> ) | TRH<br>(horas) | Eficiência<br>(%) | Eficiência<br>(%)                   | Ordem de<br>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.