

PROPOSTA DE UM MÉTODO RACIONAL PARA O DIMENSIONAMENTO DE REATORES DE TRATAMENTO DE ESGOTOS POR LODOS ATIVADOS EM BATELADAS PARA REMOÇÃO DE CARGA ORGÂNICA

PROPOSAL OF A RATIONAL METHOD FOR SIZING OF ACTIVATED SLUDGE SEQUENCING BATCH REACTORS FOR BOD REMOVAL

RAFAEL CARVALHO DE OLIVEIRA SANTOS

Engenheiro Civil e Sanitarista da CEDAE. Mestre em Engenharia Ambiental pelo Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Faculdade de Engenharia da UERJ. Professor Assistente do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Faculdade de Engenharia da UERJ

OLAVO BARBOSA FILHO

Engenheiro Químico, PhD pelo Imperial College (Londres), Professor Adjunto do Departamento de Engenharia Sanitária e do Meio Ambiente da UERJ

GANDHI GIORDANO

Engenheiro Químico, D.Sc. Engenharia Metalúrgica e de Materiais pela PUC – Rio, Professor Adjunto do Departamento de Engenharia Sanitária e do Meio Ambiente da UERJ

Recebido: 03/06/05 Aceito: 06/03/06

RESUMO

Este artigo apresenta uma metodologia para o dimensionamento racional de reatores biológicos para tratamento de esgoto pelo processo de lodos ativados com operação em bateladas, visando à remoção de carga orgânica. O método de cálculo desenvolvido equaciona todos os parâmetros simultaneamente envolvidos no processo, modelando a interação (decorrente do emprego de um mesmo tanque, alternadamente, como reator biológico e decantador final) dos fatores determinantes do desempenho da unidade de tratamento. O trabalho contém breve revisão da literatura concernente ao assunto estudado, seguida da dedução do modelo matemático proposto, de um roteiro de dimensionamento sugerido e de um exemplo de aplicação do método elaborado.

PALAVRAS-CHAVE: Tratamento de esgoto, tratamento de águas residuárias, lodos ativados, reatores sequenciais em batelada, dimensionamento racional

ABSTRACT

This paper presents a methodology for the rational sizing of batch operating activated sludge sewage treatment biological reactors for BOD removal. Developed calculation method computes all the parameters simultaneously involved in the process, modeling the interaction (due to the alternate use of one single tank both as a biological reactor and as a final settling tank) among the factors that determine the treatment unit performance. This work includes a brief review of the literature concerning the subject of the present study, followed by the derivation of the proposed mathematical model, a suggested sizing procedure and an application of the worked out method.

KEYWORDS: Sewage treatment, wastewater treatment, activated sludge, sequencing batch reactors, rational sizing

INTRODUÇÃO

A tecnologia de tratamento de esgoto pelo processo de lodos ativados com operação em bateladas se desenvolve no interior de apenas um tanque, aqui denominado **reator**.

A operação do reator é sequencial, cumprindo um determinado número de ciclos, em cada um dos quais funciona

inicialmente como **tanque de aeração** e, em seguida, como **decantador final**. A sequência operacional de um reator em bateladas é ilustrada pelo diagrama mostrado na Figura 1.

A operação segundo um ciclo sequencial implica a divisão do reator em duas partes superpostas. A parcela superior do volume útil do tanque, a **zona de carga**, é alternadamente

enchida e esvaziada, o que determina a intermitência do fluxo do esgoto. A parte inferior consiste na **zona de lodo**, na qual é acumulado o lodo do reator, quando completada a sua sedimentação. Por medida de segurança e visando-se a evitar, durante a fase de descarga, o arraste do lodo sedimentado, cria-se uma **zona de transição** entre as zonas de carga e de lodo, reduzindo-

IMAGEM					
FASE DO CICLO	ENCHIMENTO	AERAÇÃO	SEDIMENTAÇÃO	DESCARGA	REPOUSO
OBJETIVO DA FASE	INTRODUÇÃO DO SUBSTRATO	BIODEGRADAÇÃO DO SUBSTRATO	CLARIFICAÇÃO DO EFLUENTE TRATADO	DESCARTE DO EFLUENTE TRATADO	RESERVA DE TEMPO A TRANSFERIR PARA OUTRA FASE, CASO NECESSÁRIO
ESTADO DA AERAÇÃO	LIGADA OU DESLIGADA	LIGADA	DESLIGADA	DESLIGADA	LIGADA OU DESLIGADA

Nota: As duas etapas iniciais (enchimento e aeração) podem se sobrepor total ou parcialmente.

Figura 1 – Seqüência operacional de um reator em bateladas (adaptado de Eckenfelder Jr., 1989)

se a altura da zona de carga. A zona de transição, deste modo, é uma camada de líquido clarificado compreendida entre o limite superior da zona de lodo e o limite inferior da zona de carga. Na **Figura 2** representa-se esquematicamente um reator em bateladas, indicando-se sua divisão em zonas, seus volumes e alturas parciais e totais. Nela podem ser visualizados o **volume da zona de carga** V_B , o **volume da zona de transição** V_F , o **volume da zona de lodo** V_L e as respectivas **altura da zona de carga** H_B , **altura da zona de transição** H_F e **altura da zona de lodo** H_L .

O reator seqüencial, portanto, funciona, sucessivamente, ora como **tanque de aeração**, ora como **decantador final**. Para que o tratamento promovido tenha boa eficiência, é necessário e suficiente que o reator opere bem, tanto de uma forma, quanto de outra.

O reator por batelada será eficaz como tanque de aeração se o seu su-

primento de oxigênio for satisfatório e se a massa de microrganismos no seu interior for suficiente para metabolizar a matéria orgânica a ele afluente. Uma vez provido o oxigênio requerido, resta garantir a quantidade bastante de biomassa nele presente. Isto dependerá, exclusivamente, do seu bom desempenho como decantador final, desde que a remoção do excesso de lodo seja efetuada corretamente, pois que, então, a fuga de biomassa no efluente tratado poderá ser considerada desprezível. A adoção de um **tempo de sedimentação** t_s e de uma altura da zona de carga H_B adequados garantirá o bom desempenho do reator como decantador final.

OBJETIVO DO TRABALHO

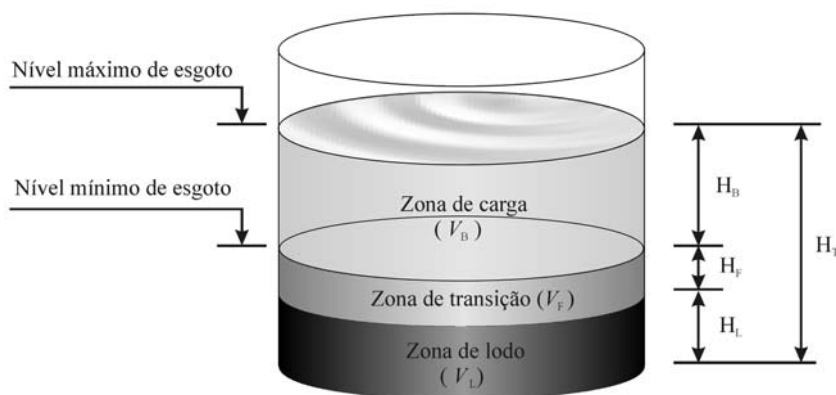
Este artigo visa a propor um método de dimensionamento de reatores biológicos operados em bateladas, apli-

cando o processo dos lodos ativados, para a remoção de carga orgânica de esgotos.

Pretende-se que o equacionamento desenvolvido proporcione uma abordagem integrada, tanto dos aspectos pertinentes ao funcionamento do reator como tanque de aeração, quanto dos relativos à sua operação como decantador final, diminuindo a necessidade do emprego de fatores de natureza empírica e, conseqüentemente, também reduzindo a influência da maior ou menor experiência do usuário do método sobre os resultados obtidos na sua aplicação.

MODELO DE DIMENSIONAMENTO DE TANQUES DE AERAÇÃO POR LODOS ATIVADOS ADOTADO

Neste trabalho adotou-se, nos cálculos relacionados à cinética do processo de depuração biológica do esgoto, o método racional de dimensionamento de tanques de aeração por lodos ativados introduzido por McKinney (1962), desenvolvido por Eckenfelder Jr. (1967) e consolidado por Marais & Ekama (1975), tomando-se por parâmetro básico a **idade do lodo** (ou **tempo médio de residência celular**) θ_c . A eleição deste procedimento de cálculo, dentre aqueles existentes, feita em conformidade com recomendação de Chernicharo & Von Sperling (1993), se deve à preferência pessoal dos autores pelo uso da idade do lodo como parâmetro básico de projeto e de controle operacional. Segue-se sucinta apresentação do método escolhido.



HT = altura útil total do reator; HB = altura da zona de carga;
HF = altura da zona de transição; HL = altura da zona de lodo;
VB = volume da zona de carga;VF = volume da zona de transição;
VL = volume da zona de lodo;

Figura 2 – Representação esquemática do reator em bateladas

A equação (1), permite calcular a **concentração de substrato (em DBO solúvel) no reator** S [mg/L], a mesma do esgoto tratado, em função das constantes **taxa específica de respiração endógena** b [d^{-1}], **taxa de remoção de carga orgânica** k [L/mg.d] e **coeficiente de produção celular** Y [adimensional], características do esgoto, e da **idade do lodo** θ_c [d] adotada:

$$S = \frac{1 + b \cdot \theta_c}{k \cdot Y \cdot \theta_c} \quad (1)$$

Tomando-se o tempo Δt igual a um dia e a **concentração de substrato afluente** igual a S_A [mg/L], chega-se à equação que fornece a **variação da massa de substrato ao longo de um dia** ΔMS [kg] / Δt [d], em função da **vazão tratada** Q [m^3/d], da **concentração de substrato afluente** S_A [mg/L] e da **concentração de substrato efluente** S [mg/L] (a mesma presente no reator):

$$\frac{\Delta MS}{\Delta t} = \frac{Q \cdot (S_A - S)}{10^3} \quad (2)$$

A correlação entre a **massa de organismos ativos** MX_{AC} [kg] requerida para reduzir, em ΔMS [kg], a **massa de substrato afluente** MS_A [kg], durante Δt [d] e em função de Y [adimensional], θ_c [d] e b [d^{-1}] é:

$$MX_{AC} = \frac{Y \cdot \theta_c}{1 + b \cdot \theta_c} \cdot \frac{\Delta MS}{\Delta t} \quad (3)$$

Não obstante a maior parte do material celular dos organismos ativos ser constituída por matéria orgânica biodegradável, existe uma **fração não biodegradável do material celular** f . A fração f de matéria orgânica não biodegradável permanece no sistema e vai constituir o dito **resíduo endógeno** [adimensional]. A **massa de resíduo endógeno** MX_E [kg] é dada por:

$$MX_E = f \cdot b \cdot \theta_c \cdot MX_{AC} \quad (4)$$

A **massa de sólidos em suspensão voláteis no reator** MX_V [kg] será igual à soma da massa de organismos ativos MX_{AC} [kg] com a massa de resíduo endógeno MX_E [kg]:

$$MX_V = MX_{AC} + MX_E \quad (5)$$

A **massa de sólidos em suspensão fixos no reator** MX_F [kg] é oriunda da acumulação dos sólidos em suspensão

fixos introduzidos pelo afluente. A massa MX_F [kg], sendo X_F [mg/L] a **concentração de sólidos fixos no reator** e Q [m^3/d] a vazão tratada, é expressa por:

$$MX_F = Q \cdot X_F \cdot 10^{-3} \cdot \theta_c \quad (6)$$

A **massa de sólidos em suspensão totais no reator** MX [kg] será:

$$MX = MX_V + MX_F \quad (7)$$

O **volume útil total do reator** V_T [m^3] torna-se calculável, uma vez conhecida a massa MX [kg] e adotada a **concentração de sólidos em suspensão totais no reator** X [mg/L]:

$$V_T = \frac{MX}{X} \cdot 10^3 \quad (8)$$

O dimensionamento de um reator biológico por lodos ativados de operação contínua pode ser efetuado com base no parâmetro idade do lodo, uma vez conhecidas a vazão Q [m^3/d] tratada, as concentrações S_A [mg/L] de carga orgânica afluente e X_F [mg/L] de sólidos fixos afluentes, as constantes de processo b [d^{-1}], k [L/mg.d] e Y [adimensional], e adotadas a idade do lodo θ_c [d] e a concentração X [mg/L] de sólidos em suspensão totais no reator, mediante a aplicação sucessiva das equações (1) a (8).

BASES E PREMISSAS ADOTADAS

Como de modo geral ocorre nos métodos de dimensionamento existentes, e como é corroborado por Artan et al (2001), tomou-se por premissa básica que nenhuma biodegradação ocorre nas fases de sedimentação, de descarga e de repouso, restringindo-se a conversão biológica do substrato às fases de enchimento e de aeração. Uma vez que estas duas fases podem apresentar superposição parcial ou mesmo total, define-se, para efeito do dimensionamento do reator como tanque de aeração, a **fase de reação**, cujo tempo t_R de duração abrange por completo as fases de enchimento e de aeração. Admite-se como premissa, portanto, que, em cada ciclo, o consumo do substrato pela biomassa só ocorre ao longo do **tempo de reação** t_R .

A fase de repouso consiste, de fato, em uma reserva de segurança de tempo

adotada em alguns dos métodos de dimensionamento propostos por outros autores. Dela poderá vir a lançar mão o operador da estação de tratamento, caso seja por ele constatada a necessidade de aumentar o(s) tempo(s) de duração de uma ou mais outras fases (reação, sedimentação ou descarga).

Ocorre que o aumento da duração da fase de reação só poderia ser demandado pela aeração, nunca pelo enchimento. Mas, ao se adotar a premissa de que a ação da biomassa é restrita ao tempo de reação, está-se, indiretamente, introduzindo uma larga margem de segurança no que tange ao cálculo do processo de biodegradação do substrato. Com efeito, a atividade dos microrganismos, longe de cessar em ambiente anóxico, ou mesmo anaeróbio, mantém-se bastante intensa por períodos sem aeração mais prolongados do que duram somados o **tempo de sedimentação** t_S e o **tempo de descarga** t_D . Qualquer necessidade de incremento em t_R , portanto, pode ser considerada com probabilidade desprezível de concretização.

Então, desde que é geral a adoção da premissa de que a biodegradação só ocorre durante o tempo de reação t_R , a previsão, por parte do projetista, da fase de repouso se justifica em função da imprecisão com que por ele foi estimado o volume V_L (e a altura H_L) da zona de lodo. De fato, recordando-se que se calcula H_L ao término da fase de sedimentação (portanto após haver o lodo sedimentado durante o tempo de sedimentação t_S) e só se vem a remover a camada inferior do líquido clarificado da zona de carga no final da fase de descarga, portanto t_D após completado t_S , conclui-se que a interface lodo-clarificado já terá sedimentado, ao se retirar a última camada de líquido clarificado, durante $t_S + t_D$, encontrando-se abaixo da altura H_L calculada. Isto, evidentemente, caso a altura percorrida pela interface ao longo de t_D seja muito maior que o erro contido no cálculo de H_L . Quando não se pode afirmar que o seja, em decorrência da natureza empírica (por vezes quase aleatória) do método de cálculo usado, tais métodos inserem no dimensionamento a fase de repouso, uma reserva de segurança que possibilitará ao operador aumentar o tempo de sedimentação t_S quando necessário.

Esta reserva de segurança, em verdade, é uma margem adicional (adotada por alguns projetistas) que vem se somar

a outra (adotada por quase todos) que é a zona de transição. Nos métodos de dimensionamento existentes, a zona de transição corresponde a uma redução de tamanho H_F (altura da zona de transição) aplicada sobre a altura H_B da zona de carga. Assim, a zona de transição regularmente utilizada é, na prática, um volume roubado à zona de carga, como consequência da necessidade de se estabelecer um afastamento mínimo entre a superfície inferior da zona de carga e a interface lodo-clarificado. Tal distanciamento visa a prevenir o indesejado arraste do lodo na fase de descarga e sua fuga no efluente tratado.

Muito embora a existência da altura H_F entre o fundo da zona de carga e a interface lodo-clarificado seja por um lado inquestionavelmente indispensável, por outro não é preciso que ela se constitua em uma redução da altura H_B , como normalmente se faz. Caso a precisão do cálculo da altura H_L da zona de lodo torne confiável o resultado obtido, não haverá óbice à exclusão da zona de transição, como uma diminuição da zona de carga, do processo de dimensionamento do reator considerado como decantador final.

Tendo estes autores a pretensão de o método proposto ser capaz de estimar a altura H_L da zona de lodo com precisão determinada pela correção dos valores usados dos parâmetros de cálculo inseridos no modelamento matemático a ele pertencente, decidiu-se, na concepção deste método, pela eliminação destas duas margens de segurança: a fase de repouso e a zona de transição. É bom repetir que, em verdade, a zona de transição não deixará de existir, mas sim passará a se constituir em um volume gerado pela invasão paulatina da zona de lodo ao longo do tempo t_D de descarga, à medida que, simultaneamente, a interface lodo-clarificado sedimenta e a superfície do líquido clarificado se desloca para o fundo da zona de carga, que vai sendo esvaziada neste mesmo tempo t_D . Neste método, então, a exemplo da fase de repouso, a zona de transição não é tomada em conta. Na prática, no entanto, esta naturalmente se estabelece como resultado da sedimentação do lodo durante o tempo t_D de descarga. **Para efeito do método proposto, portanto, a altura H_L e o volume V_L da zona de lodo correspondem, respectivamente, às somas $(H_L + H_F)$ e $(V_L + V_F)$ das alturas e volumes indicados na Figura 2.**

Outra peculiaridade do método proposto é a prática operacional de dar início à fase de aeração logo que finda a fase de descarga e anteriormente ao princípio da fase de enchimento, procedendo-se, nesta ocasião, à remoção do lodo em excesso. O lodo então se encontrará homogeneizado na sua concentração de sólidos máxima, sendo mínimo o volume removido. Assim, promovendo-se a retirada diária de uma fração do volume da zona de lodo (o volume total ocupado pelo lodo contido no reator) igual ao inverso da idade do lodo, se controlará o processo por este parâmetro da forma mais confortável. Somente após a remoção do excesso de lodo tem princípio a fase de enchimento.

Isto posto, a título de resumo, apresenta-se a seguir a pequena lista das premissas básicas de cálculo adotadas por estes autores:

- A atividade biológica em cada ciclo é restrita ao tempo t_R de reação.
- O tempo de duração total do ciclo t_C [h] é igual à soma dos tempos t_R [h] de reação, t_S [h] de sedimentação e t_D [h] de descarga:

$$t_C = t_R + t_S + t_D \quad (9)$$

- A altura útil total do reator H_T [m] é igual à soma das alturas H_B [m] da zona de carga e H_L [m] da zona de lodo:

$$H_T = H_B + H_L \quad (10)$$

- O controle do processo é feito com base na idade do lodo, efetuando-se a remoção do lodo em excesso no início da fase de aeração, imediatamente após a fase de descarga e antes do início da fase de enchimento.

O REATOR EM BATELADAS COMO TANQUE DE AERAÇÃO

As duas únicas particularidades que se pode observar no âmbito da abordagem e do tratamento dispensados pelos autores ao reator em bateladas enquanto reator biológico empregando o processo dos lodos ativados, portanto como tanque de aeração, não são, em verdade, peculiares ao método de dimensionamento que aqui se propõe. A primeira delas consiste na correção que deve ser efetuada na massa de organismos ativos, em decorrência da primeira premissa básica adotada: como

a atividade dos microrganismos em cada ciclo se restringe ao tempo t_R de reação (uma fração do tempo t_C de duração do ciclo), é necessário um incremento na biomassa presente no sistema que a torne capaz de degradar a massa de substrato afluyente a uma taxa maior que aquela admitida no modelamento matemático do processo contínuo, qual seja, a massa de substrato afluyente durante um dia sendo degradada durante um dia. A segunda decorre da decisão dos autores de adotar, para o dimensionamento do reator como tanque de aeração, o método baseado no parâmetro idade do lodo. Em ambos os casos, os procedimentos utilizados são simplesmente aplicações diretas de proposições de outros autores (Eckenfelder, 1989; Chernicharo & Von Sperling, 1993; Von Sperling, 1997) não havendo aqui qualquer nova contribuição. Assim sendo, se deverá lançar mão, sucessivamente, das equações (1), (2) e (3). Esta última fornecerá a massa MX_{AC} [kg] de organismos ativos necessários para degradar todo o substrato afluyente, sendo contínua a atividade daqueles organismos. Já a massa MX_A [kg] capaz de fazer o mesmo na fração do tempo total t_R [h] / t_C [h] será:

$$MX_A = MX_{AC} \cdot \frac{t_C}{t_R} \quad (11)$$

Determinada MX_A , o dimensionamento poderia prosseguir com o emprego sequencial das equações (4), (5), (6), (7) e (8), substituindo-se em (4) e (5) MX_{AC} por MX_A .

O REATOR EM BATELADAS COMO DECANTADOR FINAL

Uma vez que se tenha estabelecido a desejada concentração X de sólidos em suspensão totais no reator, é conhecida a concentração de sólidos inicial do lodo na sedimentação em batelada.

Santos et al (2005) definem o tempo ótimo teórico de sedimentação no tratamento de esgotos por lodos ativados em bateladas e propõem metodologia para sua determinação através do emprego das equações (20) a (26) que se seguem:

$$V_S = 10,79 \cdot e^{-(1,95 \cdot IVL + 0,04 \cdot IVL^{0,5} \cdot X)} \cdot 10^{-3} \quad (12)$$

$$p = 100,93 \cdot IVL^{-0,5} \quad (13)$$

$$q = 0,405 + 0,064 \cdot \log e \text{ IVL} \quad (14)$$

$$q = 0,904 - 0,037 \cdot \log e \text{ IVL} \quad (15)$$

$$R = \frac{p \cdot (R \cdot V_S)^q}{X \cdot V_S \cdot 10^{-3}} - 1 \quad (16)$$

$$V_A = R \cdot V_S \quad (17)$$

$$t_S = \frac{H_T}{V_S + V_A} \quad (18)$$

A equação (12) permite estimar a **velocidade de sedimentação** V_S [m/h] de um lodo, desde que sejam conhecidos **seu índice volumétrico do lodo** IVL [mL/g] e sua **concentração de sólidos** X [mg/L].

Após a determinação dos coeficientes p [adimensional] – pelo uso da equação (13) – e q [adimensional] – através da aplicação da equação (14) ou da (15), conforme seja o valor do IVL [mL/g] do lodo estudado, respectivamente, menor ou maior que 150 mL/g –, a aplicação iterativa da equação (16) fornece a **razão de recirculação** R [adimensional] **para a qual, no decantador de operação contínua, a camada limitante tem concentração de sólidos** X .

A equação (17) calcula V_A [m/h], a **velocidade ascensional da concentração X na sedimentação em batelada**.

A equação (18) determina o **tempo ótimo teórico de sedimentação** t_S [h], sabidas V_S [m/h], V_A [m/h] e a altura total útil do reator H_T [m].

A altura da zona de carga H_B [m] será, então, igual à distância percorrida pela interface líquido clarificado-lodo durante t_S [h], à velocidade V_S [m/h]:

$$H_B = V_S \cdot t_S \quad (19)$$

A altura da zona de lodo H_L [m], por seu turno, medirá:

$$H_L = V_A \cdot t_S \quad (20)$$

Dividindo-se a equação (20) pela equação (19):

$$\frac{H_L}{H_B} = \frac{V_A}{V_S} \quad (21)$$

Substituindo V_A por seu valor dado pela equação (17):

$$\frac{H_L}{H_B} = R \quad (22)$$

Artan et al (2001) afirmam que a razão entre o volume V_L da zona de lodo e volume V_B da zona de carga (igual à razão entre as respectivas alturas H_L e H_B) é comparável à razão R [adimensional] de recirculação do lodo no sistema de fluxo contínuo, **exatamente o que demonstra a equação (30)**, anteriormente deduzida por Santos (2002). Portanto, a altura H_L [m] da zona de lodo também pode ser calculada por:

$$H_L = R \cdot H_B \quad (23)$$

Ou então, a partir da equação (10), por:

$$H_L = H_T - H_B \quad (24)$$

Caso a unidade de tratamento disponha de um sistema adequado de remoção de clarificado, será desprezível o arraste de lodo durante a descarga quando for garantida uma distância adequada entre a camada de líquido clarificado que é retirada e a interface clarificado-lodo. Esta é a altura H_F de transição, aqui considerada uma fração da altura H_L da zona de lodo.

Von Sperling (2001) indica para H_F (considerada por ele, como pelos demais autores, uma fração da altura H_B da zona de carga) um valor correspondente a de 10% a 20% de H_B . Neste trabalho H_F é tomado igual a 15% de H_B , respeitando-se um limite mínimo de 0,25 m, e admite-se, por segurança, que V_D (**velocidade média de sedimentação da interface durante a fase de descarga**), é igual à média aritmética entre V_S (velocidade de sedimentação do lodo com a concentração X inicial) e V_M (**velocidade de sedimentação do lodo com a concentração X_M**), sendo X_M a **concentração média do lodo, alcançada ao fim da fase de descarga, quando a interface clarificado-lodo dista ($H_T - H_B - H_F$) do fundo**. A segurança deste critério reside em que a real velocidade média de sedimentação da interface será intermediária entre V_S (inicial) e V_F (**velocidade de sedimentação da concentração de sólidos presente na interface ao fim de t_D**), enquanto que, sendo a concentração X_M média de todo o lodo no mesmo instante sempre maior que a vigente na interface, a velocidade de sedimentação V_M será sempre menor que V_F . É razoável, portanto, esperar que a velocidade V_D adotada nos cálculos será um tanto menor que a velocidade média real de

sedimentação da interface ao longo do tempo t_D de descarga e que, conseqüentemente, H_F terá valor real um tanto maior que o estimado segundo o procedimento proposto.

Assim, se imporá que H_F [m] seja igual ao maior dos valores determinados pelas duas equações seguintes:

$$H_F = 0,15 \cdot H_B \quad (25)$$

$$H_F = 0,25 \quad (26)$$

A concentração X_M [mg/L] valerá, assim:

$$X_M = \frac{X \cdot H_T}{H_T - (H_B + H_F)} \quad (27)$$

Conhecida X_M , pode-se estimar a velocidade V_M [m/h], empregando-se a fórmula (12). A velocidade V_D [m/h], média aritmética de V_S [m/h] e V_M [m/h], valerá, então:

$$V_D = \frac{V_S + V_M}{2} \quad (28)$$

O tempo t_D [h] de descarga, portanto, deverá ser adotado de modo que:

$$t_D \geq \frac{H_F}{V_D} \quad (29)$$

Conhecendo-se o tempo t_C de duração do ciclo, pode-se calcular o tempo t_R [h] de reação e o volume V_B [m³] da zona de carga, a partir de t_C [h], t_S [h], t_D [h] e da vazão tratada Q [m³/d]:

$$t_R = t_C - (t_S + t_D) \quad (30)$$

$$V_B = \frac{Q \cdot t_C}{24} \quad (31)$$

A **área superficial do reator** A [m²], em função de V_B [m³] e H_B [m], será dada por:

$$A = \frac{V_B}{H_B} \quad (32)$$

E os volumes V_L [m³] da zona de lodo e V_T [m³] útil total do reator serão:

$$V_L = A \cdot H_L \quad (33)$$

$$V_T = V_B + V_L \quad (34)$$

Ficam, assim, completamente equacionados o funcionamento e a operação do reator em bateladas como decantador final, ou seja, as fases de sedimentação e de descarga deste reator ficam totalmente modeladas, segundo critérios racionais, dependendo a aplicação do modelo tão somente do conhecimento do tempo t_c de duração do ciclo.

CONSOLIDAÇÃO DO MÉTODO PROPOSTO

Conforme ao se analisar o reator como tanque de aeração se mostrou, em função da cinética do processo de degradação biológica e da concentração X de sólidos totais no reator com a qual se deseja operá-lo, o volume V_T útil total do reator é determinável pela equação (8). Por outro lado, como foi demonstrado no estudo do reator enquanto decantador final, este mesmo volume V_T , desde que se conheça o tempo de duração do ciclo t_c , pode ser igualmente calculado mediante a aplicação da equação (34).

Ora, tratando-se de um mesmo reator, o volume útil deverá ser o mesmo, calculado por um e outro meios. Isto significa que, **definida a concentração X de sólidos em suspensão no reator durante a fase de aeração, a adoção do tempo t_R de reação (e, por conseguinte, do tempo t_c de duração total do ciclo) deixa de ser arbitrária, e vice-versa: para cada valor de X , haverá apenas um valor de t_c estabelecendo um par ordenado correspondente a um ponto pertencente a uma curva que se constitui no lugar geométrico dos pontos de operação possível do reator. Somente nos pontos pertencentes a tal curva é viável a operação de um reator em bateladas.** Estes autores não lograram encontrar na literatura técnica disponível qualquer referência a esta relação biunívoca por eles deduzida.

Considerando-se fixado o valor de X e admitindo-se a variação de t_c , analisem-se os dois caminhos para a determinação de V_T .

Tome-se, primeiro, o reator como tanque de aeração. Substitua-se, na equação (8), o valor de MX dado pela equação (7):

$$V_T = \frac{MX_V + MX_F}{X} \cdot 10^3 \quad (35)$$

A equação (5), aplicada ao reator em bateladas (portanto com MX_A em lugar de MX_{AC}), dá o valor de MX_V , sendo válido:

$$V_T = \frac{MX_A + MX_E + MX_F}{X} \cdot 10^3 \quad (36)$$

Tomando-se o valor de MX_E da equação (4), com MX_A em lugar de MX_{AC} , vem:

$$V_T = \frac{MX_A \cdot (1 + f \cdot b \cdot \theta_C) + MX_F}{X} \cdot 10^3 \quad (37)$$

Substituindo MX_A pelo segundo membro da equação (11):

$$V_T = \frac{MX_{AC} \cdot (1 + f \cdot b \cdot \theta_C) \cdot t_c}{X \cdot t_R \cdot 10^{-3}} + \frac{MX_F \cdot 10^3}{X} \quad (38)$$

Considerando-se o segundo membro da equação (30) no lugar de t_R :

$$V_T = \frac{MX_{AC} \cdot (1 + f \cdot b \cdot \theta_C) \cdot t_c}{X \cdot 10^{-3} \cdot \{t_c - (t_s + t_D)\}} + \frac{MX_F \cdot 10^3}{X} \quad (39)$$

Como t_c é a única variável independente considerada, podem-se definir as constantes g [h], j [m³] e r [m³] em função, respectivamente, de t_s [h] e t_D [h], de MX_{AC} [kg], b [d⁻¹], θ_C [d], X [mg/L] e f [adimensional], e de MX_F [kg] e X [mg/L]:

$$g = t_s + t_D \quad (40)$$

$$j = \frac{MX_{AC} \cdot (1 + f \cdot b \cdot \theta_C)}{X \cdot 10^{-3}} \quad (41)$$

$$r = \frac{MX_F \cdot 10^3}{X} \quad (42)$$

Resulta, então, a equação (43), derivada do processo de depuração biológica, que fornece o volume V_T [m³] útil total do reator:

$$V_T = \frac{j \cdot t_c}{t_c - g} + r \quad (43)$$

Veja-se, agora, o reator como decantador final. Partindo-se das equações (34), (31) e (33), determina-se:

$$V_T = \frac{Q \cdot t_c}{24} + A \cdot H_L \quad (44)$$

Com base nas equações (44), (32) e (31), deduz-se:

$$V_T = \frac{Q}{24} \cdot \left(1 + \frac{H_L}{H_B}\right) \cdot t_c \quad (45)$$

Definindo-se a constante z [m³/h], com base em Q [m³/d], H_L [m] e H_B [m]:

$$z = \frac{Q}{24} \cdot \left(1 + \frac{H_L}{H_B}\right) \quad (46)$$

Conclui-se que, em função do processo de sedimentação, o volume V_T [m³] útil total do reator é:

$$V_T = z \cdot t_c \quad (47)$$

Convergindo os dois caminhos estudados para a determinação do volume V_T [m³], igualem-se os dois segundos termos das equações (43) e (47), e arranjam-se convenientemente os termos da equação assim obtida:

$$\frac{j \cdot t_c}{t_c - g} + r = z \cdot t_c \quad (48)$$

$$z \cdot t_c^2 - (j + r + g \cdot z) \cdot t_c + r \cdot g = 0 \quad (49)$$

Denominando-se por s [m³] o coeficiente de t_c e por w [m³ · h] o termo independente da equação (49):

$$s = j + r + g \cdot z \quad (50)$$

$$w = r \cdot g \quad (51)$$

Substituindo-se em (49) os segundos membros de (50) e (51), respectivamente, por s e w :

$$z \cdot t_c^2 - s \cdot t_c + w = 0 \quad (52)$$

Embora matematicamente haja duas soluções possíveis (as raízes desta equação), apenas a maior das duas é viável, pois a menor corresponde a um tempo t_c inferior a $t_s + t_D$, o que é fisicamente impossível. Assim, o valor de t_c [h] que atende às condicionantes relacionadas à operação do reator tanto como tanque de aeração, quanto como decantador final, é dado, a partir de s [m³], z [m³/h] e w [m³ · h], por:

$$t_C = \frac{s + ((-s)^2 - 4.z.w)^{0,5}}{2.z} \quad (53)$$

Estes autores sugerem que o dimensionamento de reatores biológicos por lodos ativados de operação seqüencial em bateladas seja feito aplicando-se o método racional cujo desenvolvimento foi aqui apresentado. Para tal propõe-se, na seqüência, um roteiro de dimensionamento que pode ser seguido pelo projetista.

PROTOCOLO PARA DIMENSIONAMENTO DE REATORES EM BATELADAS PELO MÉTODO RACIONAL PROPOSTO

a) Devem ser conhecidos os dados e parâmetros básicos de projeto:

- vazão tratada Q [m^3/d];
- concentração de matéria orgânica no afluente (expressa em DBO_5) S_A [mg/L];
- concentração de sólidos em suspensão fixos no afluente X_F [mg/L];
- índice de volume do lodo IVL [mL/g];
- taxa de remoção de carga orgânica k [$L/mg \cdot d$];
- coeficiente de produção celular Y [adimensional];
- taxa específica de respiração endógena b [d^{-1}];
- fração dificilmente biodegradável da biomassa f [adimensional];

b) Devem ser adotados os seguintes elementos:

- parâmetro idade do lodo θ_C [d];
- concentração de sólidos em suspensão totais no reator X [mg/L];
- altura útil total do reator H_T [m];

c) Estima-se a velocidade V_s [m/h] de sedimentação do lodo com concentração de sólidos X , empregando-se a **equação (12)**;

d) Calculam-se os parâmetros p e q , aplicando-se as **equações (13) e (14) ou (15)**, respectivamente;

e) Com a **equação (16)**, calcula-se, por tentativas sucessivas, a razão R [adimensional] de recirculação para a qual, na sedimentação contínua, a camada limitante tem concentração X de sólidos;

f) Estima-se V_A [m/h], a velocidade ascensional da concentração X , usando-se a **equação (17)**;

g) Através da **equação (18)**, determina-se o tempo t_s [h] de duração da fase de sedimentação;

h) Determinam-se as alturas H_B [m] da zona de carga e H_L [m] da zona de lodo, empregando-se as **equações (19) e (24)**;

i) Se fixa a altura H_F [m] da zona de transição igual ao maior dos dois valores calculados com as **equações (25) e (26)**;

j) Calcula-se a concentração X_M [mg/L] média de sólidos do lodo ao final da fase de descarga, aplicando-se a **equação (27)**;

k) Estimam-se as velocidades V_M [m/h] de sedimentação do lodo com sua concentração X_M média ao final da fase de descarga e V_D [m/h] média da interface durante a fase de descarga, mediante a aplicação das **equações (12) e (28)**, respectivamente;

l) Adota-se o tempo t_D [h] de descarga, com base no resultado do uso da **inequação (29)**;

m) Estima-se a concentração S [mg/L] de carga orgânica no reator (e no efluente tratado), expressa em DBO_5 solúvel, aplicando-se a **equação (1)**;

n) Com a **equação (2)**, calcula-se a massa de substrato removida diariamente $\Delta MS/\Delta t$ [kg/d];

o) Estima-se a massa MX_{AC} [kg] de organismos ativos requerida no interior do reator, para degradar, em operação contínua, a massa de substrato afluente, usando-se a **equação (3)**;

p) Estima-se a massa MX_F [kg] de sólidos em suspensão fixos no reator, através da aplicação da **equação (6)**;

q) Calculam-se os coeficientes g [h], j [m^3], r [m^3] e z [m^3/h], operando-se, respectivamente, as **equações (40), (41), (42) e (46)**;

r) Aplicando-se as **equações (50) e (51)**, determinam-se, respectivamente, os coeficientes s [m^3] e w [$m^3 \cdot h$];

s) Calcula-se o tempo t_C [h] de duração do ciclo, lançando-se mão da **equação (53)**;

t) Determina-se, pelo emprego da **equação (30)**, o tempo t_R [h] de reação;

u) Calculam-se as massas MX_A [kg] de organismos ativos no reator, MX_E [kg] de resíduo endógeno no reator, MX_V [kg] de sólidos em suspensão voláteis no reator e MX [kg] de sólidos em suspensão totais no reator, mediante a utilização, na ordem correspondente, das **equações (11), (4), (5) e (7)**, substituindo-se em (4) e (5) MX_{AC} por MX_A ;

v) Calculam-se os volumes V_T [m^3] útil total do reator e V_B [m^3] da zona de carga, empregando-se, respectivamente, as **equações (8) e (31)**;

w) Determina-se, com a **equação (32)**, a área A [m^2] superficial do reator;

x) Tomando-se as **equações (33) e (34)**, calculam-se os correspondentes volumes V_L [m^3] da zona de lodo e V_T [m^3] útil total do reator;

y) Como verificação, comparam-se os valores calculados de V_T [m^3] através das **equações (8) e (34)**, devendo estes valores poderem ser considerados iguais.

EXEMPLO DE APLICAÇÃO DO MÉTODO PROPOSTO

Seja um reator em bateladas para tratar esgoto doméstico cujas principais características se seguem:

- vazão tratada: $Q = 100$ $L/s = 8\,640$ m^3/d ;
- concentração de matéria orgânica no afluente, expressa em DBO_5 : $S_A = 250$ mg/L ;
- concentração de sólidos em suspensão fixos no afluente: $X_F = 50$ mg/L ;
- índice de volume do lodo: $IVL = 150$ mL/g ;
- taxa de remoção de carga orgânica: $k = 0,027$ $L/mg \cdot d$;
- coeficiente de produção celular: $Y = 0,6$;
- taxa específica de respiração endógena: $b = 0,06$ d^{-1} ;
- fração dificilmente biodegradável da biomassa: $f = 0,2$.

O dimensionamento de tal reator seria efetuado, por exemplo, conforme se segue:

a) Dados e parâmetros adotados:

- idade do lodo: $\theta_c = 28$ d;
- concentração de sólidos em suspensão totais no reator: $X = 2\,500$ mg/L;

- altura útil total do reator: $H_T = 5,00$ m;

b) Velocidade V_s de sedimentação do lodo com concentração de sólidos X :

$$V_s = 10,79 \cdot e^{-(1,95 \cdot 150 + 0,04 \cdot 2\,500 \cdot 150^{0,5}) \cdot 10^{-3}} = 2,37 \text{ m/h} \quad (12)$$

c) Razão R de recirculação para a qual, na decantação contínua, a concentração de sólidos na camada limitante é X :

$$p = 100,93 \cdot 150^{-0,5} = 8,24 \quad (13)$$

$$q = 0,904 - 0,037 \cdot \log_e 150 = 0,72 \quad (15)$$

$$R = \frac{8,24 \cdot (237 \cdot R)^{0,72}}{2\,500 \cdot 2,37 \cdot 10^{-3}} - 1 = 2,59 \cdot R^{0,72} - 1 = 0,44 \quad (16)$$

d) Velocidade V_A ascensional da concentração X de sólidos:

$$V_A = 0,44 \cdot 2,37 = 1,04 \text{ m/h} \quad (17)$$

e) Tempo t_s de duração da fase de sedimentação:

$$t_s = \frac{5,00}{2,37 + 1,04} = 1,47 \text{ h} = 1 \text{ h e } 28 \text{ min} \quad (18)$$

Para operação, adotou-se $t_s = 1,50$ h

f) Alturas H_B da zona de carga e H_L da zona de lodo:

$$H_B = 2,37 \cdot 1,47 = 3,48 \text{ m} \quad (19)$$

Adotou-se $H_B = 3,45$ m

$$H_L = 5,00 - 3,45 = 1,55 \text{ m} \quad (24)$$

g) Altura H_F da zona de transição:

$$H_F = 0,15 \cdot 3,45 = 0,52 \text{ m} \quad (25)$$

$$H_F = 0,25 \text{ m} \quad (26)$$

Adotou-se $H_F = 0,50$ m

h) Concentração X_M média de sólidos do lodo ao final da fase de descarga:

$$X_M = \frac{2\,500 \cdot 5,00}{5,00 - (3,45 + 0,50)} = 11\,905 \text{ mg/L} \quad (27)$$

i) Velocidades V_M de sedimentação do lodo com sua concentração X_M média ao final da fase de descarga e V_D média da interface durante a fase de descarga:

$$V_s = 10,79 \cdot e^{-(1,95 \cdot 150 + 0,04 \cdot 11\,905 \cdot 150^{0,5}) \cdot 10^{-3}} = 0,02 \text{ m/h} \quad (12)$$

$$V_D = \frac{2,37 + 0,02}{2} = 1,20 \text{ m/h} \quad (28)$$

j) Tempo t_D de descarga:

$$t_D \geq \frac{0,50}{1,20} = 0,42 \text{ h} = 25 \text{ min} \quad (29)$$

Adotou-se $t_D = 0,42$ h = 25 min.

k) Concentração S de carga orgânica no reator (e no efluente tratado), em DBO_5 solúvel:

$$S = \frac{1 + 0,06 \cdot 28}{0,027 \cdot 0,6 \cdot 28} = 6 \text{ mg/L} \quad (1)$$

l) Massa $\Delta \text{MS} / \Delta t$ de substrato removida diariamente:

$$\frac{\Delta \text{MS}}{\Delta t} = \frac{8\,640 \cdot (250 - 6)}{10^3} = 2\,108 \text{ kg/d} \quad (2)$$

m) Massa MX_{AC} de organismos ativos requerida no interior do reator para degradar a massa de substrato afluente, agindo continuamente:

$$\text{MX}_{AC} = \frac{0,6 \cdot 28 \cdot 2\,108}{1 + 0,06 \cdot 28} = 13\,214 \text{ kg} \quad (3)$$

n) Massa MX_F de sólidos em suspensão fixos no reator:

$$\text{MX}_F = 8\,640 \cdot 50 \cdot 10^{-3} \cdot 28 = 12\,096 \text{ kg} \quad (6)$$

o) Coeficientes g , j , r e z :

$$g = 1,47 + 0,42 = 1,89 \text{ h} \quad (40)$$

$$j = \frac{13\,214 \cdot (1 + 0,2 \cdot 0,06 \cdot 28)}{2\,500 \cdot 10^{-3}} = 7\,062 \text{ m}^3 \quad (41)$$

$$r = \frac{12\,096 \cdot 10^3}{2\,500} = 4\,838 \text{ m}^3 \quad (42)$$

$$z = \frac{8\,640 \cdot \left(1 + \frac{1,55}{3,45}\right)}{24} = 522 \text{ m}^3/\text{h} \quad (46)$$

p) Coeficientes s e w :

$$s = 7\,062 + 4\,838 + 1,89 \cdot 522 = 12\,887 \text{ m}^3 \quad (50)$$

$$w = 4\,838 \cdot 1,89 = 9\,144 \text{ m} \cdot \text{h} \quad (51)$$

q) Tempo t_c de duração do ciclo:

Adotou-se $t_c = 24,00$ h

$$t_c = \frac{12\,887 + \left((-12\,887)^2 - 4 \cdot 522 \cdot 9\,144\right)^{0,5}}{2 \cdot 522} = 23,96 \text{ h} \quad (53)$$

r) Tempo t_R de reação:

$$t_R = 24,00 - (1,50 + 0,42) = 22,08 \text{ h} = 22 \text{ h, } 5 \text{ min.} \quad (30)$$

s) Massas MX_A de organismos ativos no reator, MX_E de resíduo endógeno no reator, MX_V de sólidos em suspensão voláteis no reator e MX de sólidos em suspensão totais no reator:

$$\text{MX}_A = 13\,214 \cdot \frac{24,00}{22,08} = 14\,363 \text{ kg} \quad (11)$$

$$\text{MX}_E = 0,2 \cdot 0,06 \cdot 28 \cdot 14\,363 = 4\,826 \text{ kg} \quad (4)$$

$$\text{MX}_V = 14\,363 + 4\,826 = 19\,189 \text{ kg} \quad (5)$$

$$\text{MX} = 19\,189 + 12\,096 = 31\,285 \text{ kg} \quad (7)$$

t) Volumes V_T útil total do reator e V_B da zona de carga:

$$V_T = \frac{31\,285}{2\,500} \cdot 10^3 = 12\,514 \text{ m}^3 \quad (8)$$

$$V_B = 8\,640 \cdot \frac{24,00}{24} = 8\,640 \text{ m}^3 \quad (31)$$

u) Área A superficial do reator:

$$A = \frac{8\,640}{3,45} = 2\,504 \text{ m}^2 \quad (32)$$

O reator seqüencial, portanto, funciona, sucessivamente, ora como **tanque de aeração**, ora como **decantador final**. Para que o tratamento promovido tenha boa eficiência, é necessário e suficiente que o reator opere bem, tanto de uma forma, quanto de outra.

O reator por batelada será eficaz como tanque de aeração se o seu suprimento de oxigênio for satisfatório e se a massa de microrganismos no seu interior for suficiente para metabolizar a matéria orgânica a ele afluente. Uma vez provido o oxigênio requerido, resta garantir a quantidade bastante de biomassa nele presente. Isto dependerá, exclusivamente, do seu bom desempenho como decantador final, desde que a remoção do excesso de lodo seja efetuada corretamente, pois que, então, a fuga de biomassa no efluente tratado poderá ser considerada desprezível. A adoção de um **tempo de sedimentação** t_s e de uma altura da zona de carga H_B adequados garantirá o bom desempenho do reator como decantador final.

v) Volumes V_L da zona de lodo e V_T útil total do reator:

$$V_L = 2\,504 \cdot 1,55 = 3\,881 \text{ m}^3 \quad (33)$$

$$V_T = 8\,640 + 3\,881 = 12\,521 \text{ m}^3 \quad (34)$$

w) Comparação entre os valores calculados de V_T :

A grande proximidade entre os valores calculados ($12\,514 \text{ m}^3 \cong 12\,521 \text{ m}^3$) indica a correção do dimensionamento efetuado.

CONSIDERAÇÕES FINAIS

O método proposto por estes autores para o dimensionamento de reatores biológicos por lodos ativados de operação seqüencial em bateladas é essencialmente racional e sua construção matemática é precisa. Sua elaboração, no entanto, teve, dentre seus alicerces fundamentais, modelos matemáticos presentes na literatura técnica que concerne à matéria estudada, os quais, com base nos valores do índice de volume de um lodo e da sua concentração de sólidos, permitem a estimativa das velocidades de sedimentação e dos fluxos de sólidos deste lodo. O grau de precisão dos referidos modelos matemáticos estabelece a margem de erro do método cujo emprego é preconizado neste artigo.

Não obstante se considere necessário o aperfeiçoamento de tais modelos matemáticos, julga-se que o método proposto, mesmo no atual estágio de desenvolvimento, se constitui em útil ferramenta, tanto no desenvolvimento de projetos, quanto na verificação de unidades existentes, podendo ele prover apoio também na operação de reatores em bateladas.

REFERÊNCIAS

- ARTAN, N. et al. *The mechanism and design of sequencing batch reactor systems for nutrient removal - the state of the art*. Water Science and Technology, v. 43, n. 3, pp 53-60, 2001.
- CHERNICHARO, C. A. L.; VON SPERLING, M. *Considerações sobre o dimensionamento de sistemas de lodos ativados de fluxo intermitente (batelada)*. In: 17º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, v. 2, pp 119-129, Natal, 1993.
- ECKENFELDER JR., W. W. *Comparative biological waste treatment design*. Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, v. 93, n. SA 6, pp 157-170, 1967.

ECKENFELDER JR., W. W. *Industrial water pollution control*. 3 ed. McGraw-Hill International, 1989.

EKAMA, G. A. & MARAIS, G. V. R. *The activated sludge process. Part II - Dynamic behavior*. Research Report, Water Research Commission of South Africa, n. w.13, 1975.

MARAIS, G. V. R. & EKAMA, G. A. *The activated sludge process. Part I - Steady state behavior*. Research Report, Water Research Commission of South Africa, n. w.12, 1975.

MCKINNEY, R. E. *Mathematics of completely mixed activated sludge*. Journal of the Sanitary Engineering Division, ASCE, v. 88, n. SA 3, pp 87-113, 1962.

SANTOS, R. C. O. *Proposta de um método racional para dimensionamento de sistemas de tratamento de esgotos por lodos ativados em bateladas*. Dissertação de Mestrado, UERJ, 2002.

SANTOS, R. C. O., BARBOSA FILHO, O., GIORDANO, G. *Proposta de um método de cálculo do tempo de sedimentação no tratamento de esgotos por lodos ativados em bateladas*. Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES), v. 10, n. 3, pp 185-193, 2005.

VON SPERLING, M. *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Vol. 4. Lodos Ativados*. Belo Horizonte, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 415 pp, 1997.

VON SPERLING, M. *Dimensionamento de lodos ativados por batelada utilizando os princípios da teoria do fluxo de sólidos*. Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES), v. 6, n. 3, n. 4, pp 147-156, 2001.

Endereço para correspondência:

Rafael Carvalho de Oliveira Santos
Departamento de Engenharia
Sanitária e Ambiental
Faculdade de Engenharia da UERJ
Av. São Francisco Xavier, 524,
Sala 5 029-F
20550-013 Rio de Janeiro, RJ -
Brasil
Tel.: (21) 8128-4263
E-mail: santosrco@ig.com.br



**LOJA DE LIVROS
ESPECIALIZADA EM
SANEAMENTO E
MEIO AMBIENTE**

livraria@abes-dn.org.br