

DIMENSIONAMENTO DO VOLUME DO REATOR SEQÜENCIAL EM BATELADA (RSB) COM ENCHIMENTO ESTÁTICO

SIZING OF THE SEQUENTIAL BATCH REACTOR (SBR) WITH STATIC FILLING

ALTEMAR VILAR DOS SANTOS

Doutor em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental pelo Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Professor do Centro Federal de Educação Tecnológica da Bahia

LUIZ FERNANDO DE ABREU CYBIS

Ph.D. em Engenharia Sanitária e Ambiental pela The University of Leeds e professor do Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul

GINO ROBERTO GEHLING

Doutor em Engenharia Ambiental pela Universitat Politècnica de Catalunya. Professor do Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul

Recebido: 06/03/06 Aceito: 23/08/07

RESUMO

Este trabalho teve como objetivo propor uma metodologia de dimensionamento para o volume do RSB. O desenvolvimento do modelo matemático para calcular o volume do reator foi realizado a partir da modelagem fenomenológica do comportamento do lodo. A metodologia ora proposta foi aplicada em estudo de caso para comparação com metodologias já consolidadas no dimensionamento do sistema de lodos ativados em batelada. A partir da metodologia apresentada neste trabalho, a determinação do volume do reator e do ciclo operacional mostrou que é possível contribuir para o dimensionamento do RSB sem transgredir o conhecimento da ação do lodo sobre a matéria orgânica e sem admitir fluxo contínuo no comportamento hidráulico do reator.

PALAVRAS-CHAVE: Reator seqüencial em batelada, RSB, lodos ativados, idade do lodo, dimensionamento, enchimento estático.

ABSTRACT

The purpose of this study was to propose a methodology for sizing SBR volumes. The mathematical model to calculate reactor volume was developed by modeling sludge behavior phenomena. The methodology proposed here was applied to a case study in order to compare it to already consolidated methods used to size the activated sludge batch system. The reactor volume and operational cycle were determined based on the method presented here, showing that it is possible to help size the SBR without challenging knowledge regarding the action of sludge on organic matter, and without allowing continuous flow into the hydraulic compartment of the reactor.

KEYWORDS: Sequencing batch reactor, SBR, activated sludge, sludge age, sizing, static filling.

INTRODUÇÃO

No Brasil, as metodologias divulgadas para dimensionar o RSB são diversificadas. É comum encontrar na literatura de lodos ativados em batelada o emprego das metodologias de dimensionamento de lodos ativados de fluxo contínuo. Os modelos matemáticos de Marais e Ekama (1976), de Henze et al (1987) e suas variantes são os mais empregados no dimensionamento do sistema de lodos ativados em batelada sem qualquer ajuste do modelo original para o tratamento do esgoto doméstico. O desenvolvimento matemático destes modelos clássicos da literatura de lodos ativados está fundamentado na existência do fluxo contínuo e do estado

estacionário do processo biológico. No RSB, o fluxo de água residuária é intermitente e o processo biológico não alcança estado estacionário. Assim, as hipóteses empregadas em modelos desenvolvidos para o sistema de fluxo contínuo são inadequadas para o sistema em batelada. Com isso, dimensiona-se com um modelo que não corresponde ao sistema. No tratamento matemático do modelo, é interessante que a técnica de modelagem e as hipóteses matemáticas sejam interpretações dos processos biológicos, características hidráulicas e operacionais de lodos ativados em batelada para permitir o avanço do desenvolvimento matemático da questão do dimensionamento. Algumas metodologias específicas para dimen-

sionamento do RSB são fundamentadas em fórmulas empíricas obtidas a partir de resultados de pesquisa em escala de bancada e/ou piloto. Esta forma de dimensionamento é uma descrição matemática de uma relação de causa e efeito, onde os parâmetros normalmente não possuem significado físico e o modelo resultante é identificado como modelo caixa preta (Aguirre, 2004). Este cenário é o resultado de várias tentativas de simplificar o dimensionamento para auxiliar no projeto e no entendimento da operação do reator seqüencial em batelada.

Para fins de dimensionamento, o presente trabalho não pretende encontrar um modelo matemático exato e nem esgotar o assunto, mas apresentar

um modelo mais adequado aos princípios de funcionamento do sistema de lodos ativados em batelada. Portanto, este trabalho teve como objetivo desenvolver uma metodologia para o dimensionamento do volume do RSB com enchimento estático a partir do ajuste do modelo de Marais e Ekama (1976) para sistema de fluxo intermitente. A metodologia desenvolvida foi aplicada em estudo de caso para experimentar o modelo matemático obtido e comparar com metodologias já consolidadas no dimensionamento do RSB.

DESENVOLVIMENTO MATEMÁTICO

O modelo proposto para o dimensionamento do RSB parte dos conceitos de modelagem fenomenológica. As equações que governam os fenômenos envolvidos no comportamento do sistema de lodos ativados foram propostas por Marais e Ekama (1976). Nos sistemas de lodos ativados, o mecanismo principal para remoção de matéria orgânica é o metabolismo bacteriano. A remoção da matéria orgânica ocorre a partir da utilização dos compostos orgânicos como fonte de energia e de carbono para síntese de células novas. A partir deste cenário será desenvolvido o modelo matemático do comportamento do RSB com enchimento estático.

Quantificação e composição da matéria orgânica

Neste trabalho, a DQO será utilizada como parâmetro para determinar a concentração da matéria orgânica, uma vez que parte dos compostos orgânicos afluentes é convertida em resíduo endógeno no sistema de tratamento e, conseqüentemente, não exerce DBO. Os compostos orgânicos presentes no esgoto estão nas formas solúvel e particulada. A matéria orgânica ainda pode ser classificada em biodegradável e não biodegradável. Devido à constituição complexa do esgoto, é preciso introduzir simplificações na forma de representação da matéria orgânica. De acordo com Henze et al (1987), a DQO do afluente será dividida de acordo como Figura 1.

Segundo Marais e Ekama (1976), a modelagem da remoção da matéria orgânica no sistema de lodos ativados deve utilizar as seguintes frações de

matéria orgânica afluente no equacionamento matemático:

$$f_{us} = \frac{S_{usa}}{S_{ta}} \quad (1)$$

$$f_{up} = \frac{S_{upa}}{S_{ta}} \quad (2)$$

$$f_{sb} = \frac{S_{bsa}}{S_{ta}} \quad (3)$$

A partir destas frações, tem-se:

$$S_{ua} = (f_{us} + f_{up}) \cdot S_{ta} \quad (4)$$

$$S_{ba} = (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta} \quad (5)$$

Para van Haandel e Marais (1999), uma divisão mais refinada da DQO não seria prática para descrever o comportamento do sistema de lodos ativados.

Composição do lodo orgânico

No processo de lodos ativados, os sólidos suspensos voláteis presentes no(s) reator(es) não representam uma massa exclusiva de microrganismos vivos. Ao descrever o comportamento do sistema de lodos ativados, Marais e Ekama (1976) propuseram a divisão dos sólidos suspensos voláteis de acordo com a Figura 2.

A divisão do lodo orgânico é teórica, mas possibilitou Marais e Ekama (1976) e Henze et al (1987) desenvolverem modelos consistentes que descrevem o comportamento do processo de lodos ativados com fluxo contínuo para uma faixa ampla de condições operacionais. Além da fração orgânica no lodo, existe uma fração inorgânica. Esta parcela é composta, basicamente, por partículas de argila e silte que chegam juntas com a matéria orgânica do esgoto. No reator biológico, essas partículas são floculadas e deixam o sistema através do lodo de excesso. Depois do exposto, observa-se que a concentração de lodo no reator pode ser dividida da forma apresentada na Figura 3.

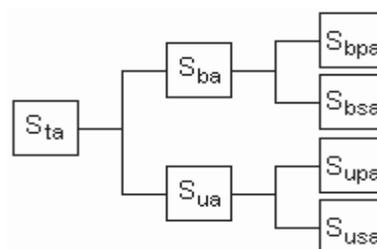


Figura 1 – Representação esquemática da composição da DQO afluente

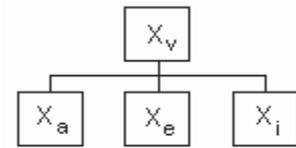


Figura 2 – Representação esquemática da composição dos sólidos suspensos voláteis no sistema de lodos ativados

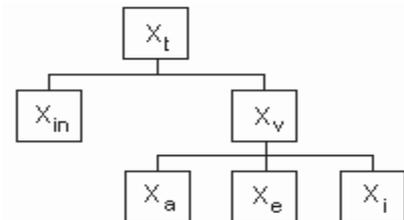


Figura 3 – Representação esquemática da composição dos sólidos suspensos totais no sistema de lodos ativados

Segundo van Haandel et al (1981), esta divisão está fundamentada em observações consistentes feitas em diversas condições de operação do sistema de lodos ativados.

Hipóteses simplificadoras do comportamento do processo de lodos ativados em batelada

O processo de desenvolvimento do modelo matemático para determinar o volume do RSB deve representar os aspectos essenciais do sistema em batelada de forma coerente com o comportamento hidráulico do reator e os processos biológicos envolvidos no tratamento de águas residuárias. A modelagem fenomenológica do comportamento do reator sequencial em batelada parte das seguintes considerações:

- (1) o metabolismo bacteriano se processa apenas na fase de enchimento com reação e/ou na fase de reação;
- (2) o sistema é operado em pseudo-estado estacionário;
- (3) não se consideram os sólidos afluentes como lodo ativo;
- (4) não se considera a síntese dos microrganismos autótrofos;
- (5) a idade do lodo é quantificada em relação ao tempo em que o lodo permanece no reator;
- (6) a perda de matéria orgânica biodegradável solúvel afluente que ocorre na descarga do lodo é desprezível;
- (7) durante o tempo de reação, toda matéria orgânica biodegradável é removida da fase líquida;

(8) não ocorre perda de sólidos suspensos voláteis no efluente.

Observa-se que algumas considerações são comuns a vários modelos matemáticos de comportamento do sistema de lodos ativados e da cinética dos processos biológicos. As considerações citadas têm como finalidade simplificar o modelo e torná-lo prático.

O estabelecimento do estado estacionário no RSB é impossível em função das características hidráulicas e operacionais do reator. O termo pseudo-estado estacionário empregado nas hipóteses do modelo se refere ao cenário onde as concentrações de matéria orgânica, lodo, nutrientes e taxa de consumo de oxigênio sofrem variações ao longo do tempo sem desestabilizar o balanço de massa da matéria orgânica (Santos et al, 2005). As diferenças entre os valores teóricos e experimentais do balanço de massa podem ser atribuídas às flutuações espontâneas da atividade da biomassa ativa, da composição da matéria orgânica influente e possíveis erros experimentais na determinação das variáveis do processo (Catunda e van Haandel, 1983). Portanto, admitir que a matéria orgânica biodegradável seja totalmente metabolizada e o material particulado seja removido não quer dizer estado estacionário no RSB, mas admitir pseudo-estado estacionário certamente implica que a dinâmica dos processos biológicos envolvidos no sistema com fluxo intermitente é a mesma em toda batelada.

A idade do lodo foi adotada como o principal parâmetro operacional, considerando que todo descarte do lodo de excesso ocorre durante a fase de reação para garantir a igualdade entre a concentração de sólidos suspensos voláteis no licor misto e no lodo descartado. De acordo com Dennis e Irvine (1979), a idade do lodo no RSB é definida como a razão entre a massa de sólidos suspensos voláteis presente no reator e a massa deste parâmetro descartada diariamente (Equação 6). Portanto,

$$\theta = \frac{MX_v}{ME_v} = \frac{V_r \cdot X_v}{nb \cdot V_b \cdot X_v} = \frac{V_r}{nb \cdot V_b} \quad (6)$$

Desenvolvendo a Equação 6, tem-se:

$$V_b = \frac{V_r}{\theta \cdot nb} \quad (7)$$

Remoção de substrato e comportamento do lodo

Ao considerar que o sistema opera em pseudo-estado estacionário,

toda matéria orgânica biodegradável é metabolizada e o material particulado é removido através da floculação. Portanto, a DQO do efluente corresponde à concentração da matéria orgânica solúvel não biodegradável. Do exposto, obtém-se:

$$mS_{ie} = \frac{S_{ie}}{S_{ia}} \quad (8)$$

No processo de lodos ativados, o modelamento da remoção de matéria orgânica biodegradável e do comportamento do lodo requer o desenvolvimento matemático das equações que definem as concentrações dos constituintes do lodo orgânico: lodo inerte, lodo ativo e resíduo endógeno.

A concentração do lodo inerte é obtida a partir de um balanço de massa da concentração desse parâmetro. Neste balanço de massa, são levados em consideração termos de entrada e saída, uma vez que não existe formação, destruição e acúmulo de sólidos inertes no sistema. Como o RSB opera em pseudo-estado estacionário, a massa de sólidos orgânicos inertes afluentes é igual à massa do lodo inerte descartado no lodo de excesso. A concentração do lodo inerte no reator é proveniente da floculação do material orgânico não biodegradável particulado afluente ao sistema. Esta fração da DQO afluente gera uma massa de lodo inerte por batelada igual a:

$$MX_{ia} = \frac{f_{up} \cdot S_{ia} \cdot V}{f_{cv}} \quad (9)$$

A massa de lodo inerte descartada por batelada é definida da seguinte forma:

$$MX_{ie} = X_i \cdot V_b \quad (10)$$

Considerando que não há acúmulo de sólidos inertes no reator, a massa de sólidos não-biodegradáveis no afluente (Equação 9) será igual a massa de lodo não biodegradável descartada no lodo de excesso (Equação 10). Logo,

$$X_i \cdot V_b = \frac{f_{up} \cdot S_{ia} \cdot V}{f_{cv}} \quad (11)$$

A concentração do lodo ativo no sistema de lodos ativados é função do anabolismo, do decaimento endógeno e da descarga do lodo de excesso. Portanto, a taxa de crescimento de lodo ativo é igual à soma das taxas de crescimento, decaimento e descarga. No pseudo-estado estacionário, não há variação na concentração da biomassa no reator. Com isso,

$$\frac{dX_a}{dt} = \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_c + \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_d + \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_e = 0 \quad (12)$$

A taxa de crescimento do lodo ativo é proporcional à taxa de variação da matéria orgânica biodegradável presente no esgoto afluente tratado numa batelada. O fator de proporcionalidade entre essas taxas é o coeficiente de crescimento celular (Equação 13).

$$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_c = Y \cdot \left(\frac{dS_{ba}}{dt}\right) \quad (13)$$

Após o término de um ciclo operacional completo para remoção de matéria orgânica no RSB (Figura 4), o lodo permanece no reator para ser utilizado na batelada seguinte. Esta massa de lodo ocupa um volume que somado ao volume do esgoto afluente de uma batelada corresponde ao volume do reator. Em função do comportamento hidráulico do RSB, percebe-se que o esgoto afluente é diluído no reator após o enchimento (Figura 4). Com isso,

$$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_c = Y \cdot \left(\frac{dS_{ba}}{dt}\right) = Y \cdot \frac{S_{ba} \cdot V}{V_r \cdot T_r} = \frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ia} \cdot V}{V_r \cdot T_r} \quad (14)$$

Como a taxa de decaimento do lodo ativo pode ser expressa por uma equação diferencial de primeira ordem (Henze et al, 1987), tem-se:

$$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_d = -b_h \cdot X_a \quad (15)$$

Ao longo do período de reação, a taxa de variação da concentração do lodo ativo em função do descarte do lodo de excesso é definida da seguinte forma:

$$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_e = -\frac{(V_b \cdot X_a)}{V_r} = -\frac{V_b \cdot X_a}{V_r \cdot T_r} \quad (16)$$

Substituindo-se as equações 14, 15 e 16 na equação 12, tem-se:

$$\frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ia} \cdot V}{V_r \cdot T_r} - b_h \cdot X_a - \frac{V_b \cdot X_a}{V_r \cdot T_r} = 0$$

$$X_a = \frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ia} \cdot V}{b_h \cdot V_r \cdot T_r + V_b} \quad (17)$$

A concentração de resíduo endógeno no sistema de lodos ativados é função do decaimento do lodo ativo e do descarte de lodo, portanto a taxa de variação do resíduo endógeno é função das taxas de variação do crescimento do resíduo endógeno e da descarga no lodo de excesso. No pseudo-estado estacionário, não há acúmulo de resíduo endógeno no reator e, conseqüentemente,



Figura 4 – Representação esquemática do ciclo operacional do RSB para remoção de matéria orgânica

a taxa de variação desse parâmetro é nula. Logo,

$$\frac{dX_e}{dt} = \left(\frac{dX_e}{dt}\right)_c + \left(\frac{dX_e}{dt}\right)_e = 0 \quad (18)$$

A taxa de crescimento do resíduo endógeno é proporcional ao valor da taxa de decaimento endógeno do lodo ativo. O fator de proporcionalidade é a fração de lodo ativo decaído que se torna resíduo endógeno.

$$\left(\frac{dX_e}{dt}\right)_c = f \cdot \left(\frac{dX_a}{dt}\right)_d \quad (19)$$

Substituindo-se a equação 15 sem o sinal negativo na equação 19, uma vez que $\left(\frac{dX_e}{dt}\right)_e$ é uma taxa de crescimento e não de decaimento, tem-se:

$$\left(\frac{dX_e}{dt}\right)_c = f \cdot b_h \cdot X_a \quad (20)$$

No pseudo-estado estacionário, a taxa de variação do resíduo endógeno em função do descarte de lodo de excesso é definida de forma semelhante à equação 16. Portanto,

$$\left(\frac{dX_e}{dt}\right)_e = -\frac{V_b \cdot X_e}{V_r \cdot T_r} \quad (21)$$

Substituindo-se as equações 20 e 21 na equação 18, tem-se:

$$f \cdot b_h \cdot X_a - \frac{V_b \cdot X_e}{V_r \cdot T_r} = 0$$

$$X_e = \frac{f \cdot b_h \cdot X_a \cdot V_r \cdot T_r}{V_b} \quad (22)$$

Substituindo-se a equação 17 na Equação 22, tem-se:

$$X_e = \frac{f \cdot b_h \cdot V_r \cdot T_r \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta} \cdot V}{V_b \cdot (b_h \cdot V_r \cdot T_r + V_b)} \quad (23)$$

A soma das concentrações de lodo inerte (Equação 11), lodo ativo (Equação 17) e lodo endógeno (Equação 23) define a concentração de lodo orgânico. Portanto,

$$X_v = X_i + X_a + X_e$$

$$X_v = \frac{f_{up} \cdot S_{ta} \cdot V}{f_{cv} \cdot V_b} + \frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta} \cdot V}{b_h \cdot V_r \cdot T_r + V_b} + \frac{f \cdot b_h \cdot V_r \cdot T_r \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta} \cdot V}{V_b \cdot (b_h \cdot V_r \cdot T_r + V_b)} \quad (24)$$

Substituindo-se a Equação 7 na Equação 24, tem-se:

$$X_v = \left[\frac{f_{up} \cdot S_{ta} \cdot \theta \cdot nb}{f_{cv}} + \frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta} \cdot \theta \cdot nb}{b_h \cdot T_r \cdot \theta \cdot nb + 1} + \frac{f \cdot b_h \cdot T_r \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta} \cdot \theta^2 \cdot nb^2}{b_h \cdot T_r \cdot \theta \cdot nb + 1} \right] \cdot \frac{V}{V_r} \quad (25)$$

Determinação do volume do RSB

Apresenta-se a seguir a equação que define o volume do RSB. Desenvolvendo a Equação 25, tem-se:

$$V_r = \left[\frac{f_{up} \cdot \theta \cdot nb}{f_{cv}} + \frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot \theta \cdot nb}{b_h \cdot T_r \cdot \theta \cdot nb + 1} + \frac{f \cdot b_h \cdot T_r \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot \theta^2 \cdot nb^2}{b_h \cdot T_r \cdot \theta \cdot nb + 1} \right] \cdot \frac{S_{ta}}{X_v} \cdot V \quad (26)$$

O dimensionamento do RSB está fundamentado na remoção da massa de matéria orgânica introduzida no reator por batelada (massa=DQO.V), e não na retenção hidráulica do volume de água residuária tratada, portanto é necessário comparar o volume do reator obtido no dimensionamento com o volume de esgoto tratado por ciclo operacional para garantir a retenção do lodo durante a descarga do efluente e a obtenção de um sistema compacto. Uma forma de fazer esta comparação é reunir numa única variável os parâmetros da Equação 26, com exceção do volume de esgoto tratado numa batelada, e fazer a interpretação física dessa constante obtida a partir da Equação 27.

$$f_{cor} = \left[\frac{f_{up} \cdot \theta \cdot nb}{f_{cv}} + \frac{Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot \theta \cdot nb}{b_h \cdot T_r \cdot \theta \cdot nb + 1} + \frac{f \cdot b_h \cdot T_r \cdot Y \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot \theta^2 \cdot nb^2}{b_h \cdot T_r \cdot \theta \cdot nb + 1} \right] \cdot \frac{S_{ta}}{X_v} \quad (27)$$

Logo,

$$V_r = f_{cor} \cdot V \quad (28)$$

A maioria dos parâmetros presentes na Equação 26 são constantes cinéticas e estequiométricas conhecidas

na literatura sobre lodos ativados. A Tabela 1 apresenta os principais valores assumidos pelos parâmetros envolvidos na Equação do dimensionamento do volume do RSB.

O valor do fator de correção da Equação 28 (f_{cor}) inferior a 1,5 compromete o funcionamento do reator em função da perda de lodo durante o esvaziamento. De acordo com Irvine e Busch (1979), o lodo deve ocupar um volume mínimo de 30% do volume do reator após o término da fase de sedimentação para garantir o funcionamento do RSB como reator e decantador. von Sperling (2001) acrescenta ao volume final do RSB uma altura de transição correspondente a 10% da altura do volume de esgoto tratado por batelada (V) como fator de segurança para evitar que o nível do lodo sedimentado coincida com a entrada da tubulação de descarga do efluente tratado. A soma destes fatores de segurança pode ser resumida em um valor mínimo para o fator de correção (f_{cor}) que será definido como 1,5 para garantir a estabilidade operacional do sistema de lodos ativados em batelada.

Valores de f_{cor} maiores do que 3,0 elevam o custo da execução do reator e o custo operacional para manter uma concentração mínima de 2 mg/L de oxigênio dissolvido. A proposta de estabelecer um valor máximo para f_{cor} consiste em mostrar a capacidade de otimizar o dimensionamento do RSB para garantir um sistema mais compacto, sem redução da eficiência e sem aumento no custo operacional. Se for necessário refazer os cálculos de f_{cor} , é prudente manter a concentração de sólidos suspensos voláteis menor ou igual a 4000 mg/L para evitar redução na transferência de oxigênio para biomassa. O aumento no tempo de reação não é recomendável, uma vez que eleva o custo operacional do reator. A redução da idade do lodo pode ser uma alternativa mais viável. O aumento do volume de lodo descartado pode ser contornado com a realização do descarte durante um período de repouso com agitação, descartando um volume menor e mais concentrado sem comprometer o controle da idade do lodo (Irvine et al, 1979).

Os procedimentos necessários para o dimensionamento do RSB estão apresentados na Tabela 2.

Tabela 1 – Parâmetros envolvidos no dimensionamento do RSB

Parâmetro	Símbolo	Valor (es)	Referência
Fração não biodegradável solúvel da DQO afluente	f_{us}	Variável (0,05 – 0,15)	van Haandel e Marais (1999)
Fração não biodegradável particulada da DQO afluente	f_{up}	Variável (0,05 – 0,15)	van Haandel e Marais (1999)
Idade do lodo	Θ	Variável (3 – 30 d)	-
Tempo de reação	T_r	Variável (6 – 12 h)	von Sperling (1997)
Concentração de sólidos suspensos voláteis	X_v	Variável (1000 – 4000 mg/L)	-
DQO do esgoto afluente	S_{ta}	Variável	-
Coefficiente de crescimento celular	Y	0,45 mgSSV/mgDQO	Marais e Ekama (1976)
Fração de lodo convertida em resíduo endógeno	f	0,20	Marais e Ekama (1976)
Razão DQO/SSV em lodo orgânico	f_{cv}	1,5 mgDQO/mgSSV	Marais e Ekama (1976)
Constante de decaimento de lodo ativo	b_h	0,24/d para 20 °C	Marais e Ekama (1976)

Tabela 2 – Procedimentos para o dimensionamento do RSB

Seqüência	Procedimentos
1	Obter dados físico-químicos do esgoto bruto e vazão diária
2	Na ausência de dados das frações não biodegradáveis do esgoto bruto, adotar $f_{us}=0,05$ e $f_{up}=0,15$
3	Definir o número de reatores
4	Definir o número de bateladas por dia
5	Definir as fases que compõem o ciclo operacional e seus tempos de duração
6	Definir a idade do lodo e a concentração de sólidos suspensos voláteis que deve ser mantida no reator
7	Calcular o volume de esgoto para ser tratado por batelada
8	Calcular o fator de correção
9	Verificar se $1,5 < f_{cor} < 3$. Se o f_{cor} for menor do que 1,5, despreza-se o valor calculado e adota-se 1,5. Se for maior do que 3, os cálculos de f_{cor} precisam ser refeitos com novos valores para idade do lodo, tempo de reação ou concentração de sólidos suspensos voláteis

ESTUDO DE CASO

Os valores apresentados na Tabela 3 serão utilizados na aplicação da metodologia ora proposta, em algumas metodologias descritas em livros-texto clássicos sobre lodos ativados, em metodologias propostas em artigos técnicos e na NBR 13969 que trata do dimensionamento do RSB, uma vez que a NBR 12209 só normaliza o dimensionamento do sistema de lodos ativados de fluxo contínuo.

Cálculo do volume do RSB a partir da metodologia proposta

O dimensionamento do volume do RSB será realizado de acordo com os procedimentos descritos na Tabela 2.

a) Procedimento 1

Os parâmetros físico-químicos do esgoto e a vazão estão apresentados nos dados de projetos presentes na Tabela 3.

b) Procedimento 2

Como não existem dados sobre as frações não biodegradáveis (solúvel e particulada) da DQO afluente, serão adotados $f_{us}=0,05$ e $f_{up}=0,15$.

c) Procedimento 3

Será utilizado apenas um reator.

d) Procedimento 4

O RSB realizará 4 bateladas por dia.

e) Procedimento 5

O ciclo operacional do RSB será composto das seguintes fases: enchi-

Tabela 3 – Dados de projeto e operação de um RSB em escala real (Irvine et al, 1983)

Parâmetro	Valor
Volume do reator denominado North tank	460 m ³
Vazão diária	1340 m ³ /d
Volume de esgoto tratado por batelada	335 m ³
Concentração de sólidos suspensos totais no reator	2300 mgSST/L
Concentração de sólidos suspensos voláteis no reator	1380 mgSSV/L
Relação F/M	0,12 kgDBO ₅ /kgSSV.d
Tempo do enchimento	2,9 h
Tempo da reação aeróbia	1,2 h (enchimento+aeração)+0,7 h (aeração)=1,9 h
Tempo da sedimentação	0,7 h
Tempo do esvaziamento	0,7 h
Tempo do descanso	1 h
Número de ciclos operacionais diários	4
Duração do ciclo operacional	6 h
Média da DBO ₅ total do afluente	117 mg/L
Média da DBO ₅ total do efluente	9,3 mg/L
Média do índice volumétrico do lodo	147 mL/g

mento estático (2,9 h), reação aeróbia (1,0 h), sedimentação (0,7 h), esvaziamento (0,7 h) e descanso (0,7 h). Cada ciclo terá duração de 6 h.

f) Procedimento 6

A idade do lodo utilizada será de 3,5 dias. O cálculo foi realizado de acordo com a equação 6 a partir do descarte do lodo apresentado em Irvine et al (1983).

g) Procedimento 7

O volume de esgoto tratado por batelada é 335 m³.

h) Procedimento 8

Na ausência da DQO total afluente na Tabela 3, foi determinada a DQO afluente biodegradável a partir da equação 29 definida em Metcalf & Eddy (2003).

$$S_{ba} = 1,6 \cdot S_o$$

$$S_{ba} = 1,6 \cdot 117 = 187,2 \text{ mg/L} \quad (29)$$

A DQO total afluente (S_{ta}) foi determinada de acordo com a Equação 5, levando em consideração os valores adotados para f_{us} e f_{up} .

$$S_{ba} = (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta}$$

$$187,2 = (1 - 0,05 - 0,15) \cdot S_{ta}$$

$$S_{ta} = 234 \text{ mg/L}$$

Cálculo do fator de correção

$$f_{cor} = \left[\frac{0,45 \cdot (1 - 0,05 - 0,15) \cdot 3,5 \cdot 4}{0,24 \cdot 0,0417 \cdot 3,5 \cdot 4 + 1} + \frac{0,20 \cdot 0,24 \cdot 0,0417 \cdot 0,45 \cdot (1 - 0,05 - 0,15) \cdot 3,5^2 \cdot 4^2}{0,24 \cdot 0,0417 \cdot 3,5 \cdot 4 + 1} + \frac{0,15 \cdot 3,5 \cdot 4}{1,5} \right] \cdot \frac{234}{1380}$$

$$f_{cor} = 1,0$$

(30)

i) Procedimento 9

O valor do fator de correção obtido no procedimento anterior é inferior ao valor mínimo de 1,5. Assim, o volume do reator será calculado de acordo com o item 9 da Tabela 2.

$$V_r = f_{cor} \cdot V$$

$$V_r = 1,5 \cdot 335 = 503 \text{ m}^3$$

A massa de lodo para este volume do reator e a concentração média de sólidos suspensos totais apresentada na tabela 3 é 1.156,9 kgSST no RSB. Considerando-se a média do IVL (Tabela 3), esta massa de lodo ocupa, depois de trinta minutos de sedimentação, um volume de recirculação de 170 m³. Tal valor é compatível com o volume de recirculação (V_o) obtido a partir

da diferença entre o volume do reator (503 m³) e o volume de esgoto tratado por batelada (335 m³).

É importante ressaltar que nos procedimentos 3, 4 e 5 foram mantidas as características do projeto apresentado por Irvine et al. (1983) para garantir as mesmas condições operacionais no cálculo do volume do reator.

Cálculo do volume do RSB a partir de metodologias clássicas

Os procedimentos de 1 a 7 descritos na Tabela 2 são comuns a maioria das metodologias apresentadas a seguir. Em função deste contexto, a aplicação

destas metodologias ficou restrita ao dimensionamento do volume do reator.

De acordo com a NBR 13969, o cálculo do volume do RSB é definido a partir da Equação 28.

$$V_r = 2.N.C \quad (31)$$

Considerando que o produto N.C é igual ao valor da vazão diária, uma vez que esta norma recomenda aeração de 20 horas. Neste caso, toda vazão diária deve ser tratada em uma batelada. Logo,

$$V_r = 2.1340 = 2680 \text{ m}^3$$

Segundo Metcalf & Eddy (2003), o volume do reator seqüencial em batelada é calculado a partir dos seguintes procedimentos:

a) Determinação da fração de lodo sedimentado no reator

$$V_r X_t = V_o X_s$$

$$\frac{V_o}{V_r} = \frac{X_t}{X_s} = \frac{X_t}{\frac{1}{IVL}} = \frac{2300}{\frac{10^6}{147}} = 0,34 \quad (32)$$

Esta relação será multiplicada por um coeficiente de segurança igual a 1,2 para garantir uma lâmina de líquido clarificado sobre o lodo e, conseqüentemente, evitar perda de flocos durante o esvaziamento do reator (Metcalf & Eddy, 2003). Portanto,

$$\frac{V_o}{V_r} = 1,2 \cdot 0,34 = 0,41$$

b) Determinação da fração de esgoto tratado no reator

$$V + V_o = V_r$$

$$\frac{V}{V_r} + \frac{V_o}{V_r} = 1,0$$

$$\frac{V}{V_r} + 0,41 = 1,0$$

$$\frac{V}{V_r} = 0,59 \quad (33)$$

Como a relação entre o volume de esgoto tratado e o volume do reator é maior do 0,30, o volume do RSB será calculado com a Equação 31 de acordo com Metcalf & Eddy (2003).

$$V_r = \frac{V}{0,30}$$

$$V_r = \frac{V}{0,30} = \frac{335}{0,30} = 1117 \text{ m}^3 \quad (34)$$

Artan et al (2005) definiram o cálculo do volume do RSB com a Equação 32. O coeficiente de segurança adotado foi 1,2 (Metcalf & Eddy, 2003) e as constantes cinéticas e estequiométricas foram obtidas de Henze et al (1995) como recomenda os autores desta metodologia.

von Sperling (2001) estabeleceu a Equação 33 para o cálculo do volume do RSB. As constantes cinéticas e estequiométricas foram obtidas de von Sperling (1997) como recomenda o autor da metodologia.

DISCUSSÃO

A aplicação da metodologia proposta consiste no emprego de vários procedimentos que são comuns a outras metodologias utilizadas. A definição do número de reatores e do ciclo operacional são procedimentos que estão bem definidos em Metcalf & Eddy (2003) e von Sperling (2001). A partir do modelo proposto por Marais e Ekama (1976) para sistemas de lodos ativados de fluxo contínuo é possível fazer as devidas considerações do comportamento hidráulico do reator em batelada e aplicar o modelo corrigido ao RSB. A diferença entre o modelo proposto e alguns modelos difundidos na literatura de lodos ativados consiste no desenvolvimento matemático da equação empregada no cálculo do volume do reator.

No dimensionamento do RSB a partir do modelo proposto neste trabalho, adotou-se f_{cor} igual a 1,5. Com isso, o volume de recirculação obtido foi 168 m³. Este valor foi compatível com o volume de recirculação calculado a partir da média do IVL (170 m³). É importante ressaltar que a sedimentação do lodo não cessa após os 30 minutos do ensaio do IVL e que o tempo da fase de sedimentação do ciclo operacional é de 0,7 h (42 min.). Logo, é possível obter uma lâmina líquida entre o lodo recirculado e a tubulação de sucção da descarga do efluente final para evitar perda de lodo.

$$V_r = V + SF.nb.V_i \left\{ \left[\frac{1 + f.b_h.(\theta.T_r/T_c)}{1 + b_h.(\theta.T_r/T_c)} \right] \cdot Y.S_{ba}.S_{upa} \right\} \cdot \frac{\theta}{X_t}$$

$$V_r = 335 + 1,2 \cdot 4.335 \cdot 0,90 \cdot \left\{ \left[\frac{1 + 0,20 \cdot 0,15 \cdot (3,5 \cdot 0,0417/0,25)}{1 + 0,15 \cdot (3,5 \cdot 0,0417/0,25)} \right] \cdot \frac{3,5}{2300} \right\}$$

$$V_r = 665 \text{ m}^3 \quad (35)$$

$$V_r = V + (f_{Hench} + 1) \cdot \left[\frac{Y.Q.\theta.(S_o - S)}{X_v \left[1 + \left(\frac{0,8}{1 + 0,2.b_h.\theta} \right) \right] \cdot b_h.\theta} \right]$$

$$V_r = 335 + (0,10 + 1) \cdot \left[\frac{0,6.1340 \cdot 3,5 \cdot (117 - 9,3)}{1380 \cdot \left[1 + \left(\frac{0,8}{1 + 0,2 + 0,08 \cdot 3,5} \right) \right] \cdot 0,08 \cdot 35} \right]$$

$$V_r = 534 \text{ m}^3 \quad (36)$$

Observou-se que para remoção da massa de matéria orgânica biodegradável afluyente numa batelada bastaria um reator de volume (V_r) igual ao volume de esgoto tratado por ciclo operacional (V). Entretanto, seria impossível reter o lodo para batelada seguinte. A metodologia ora proposta estabelece um valor para o volume do RSB que carece de interpretação física como qualquer resultado de dimensionamento, uma vez que a modelagem matemática é uma aproximação da realidade. Tal procedimento visa garantir a recirculação do lodo para batelada seguinte, quando f_{cor} calculado for menor do que 1,5, e evitar reator com volume excessivo, quando f_{cor} é maior do que 3, já que é possível obter um reator mais compacto reduzindo a idade do lodo. Assim como ocorre na maioria dos modelos de dimensionamento apresentados para RSB, também no que ora é proposto, podem-se fazer ajustes ao dimensionamento sem comprometer a eficiência do sistema.

O estudo de caso apresentado revelou discrepância nos cálculos do volume do RSB em função das metodologias empregadas. As metodologias de dimensionamento apresentadas na NBR 13969 e em Metcalf & Eddy (2003) são aplicadas de forma muito simples, mas apresentaram os maiores volumes para o reator. É possível que uma apresentação matemática simplória para o dimensionamento do RSB seja mais inadequada do que prática, uma vez que não existe a influência de parâmetros de controle operacional, constantes cinéticas e constantes estequiométricas intrínsecas ao processo de lodos ativados no objetivo que se propõe alcançar que é o volume do RSB. Em função destas constatações, a validade destes modelos de dimen-

sionamento pode ficar dependente das respostas geradas com o funcionamento do reator.

O dimensionamento do RSB a partir do modelo proposto neste trabalho, do modelo de von Sperling (2001) e do modelo de Artan et al. (2005) apresenta volumes mais compactos para a idade do lodo utilizada nos cálculos e com capacidade para reter o lodo no volume de recirculação durante a fase de descarga do efluente. Nas equações para calcular o volume do reator propostas por estes modelos, constata-se que a presença de parâmetros de controle operacional, constantes cinéticas e constantes estequiométricas fornece indícios da tentativa de interpretação do processo de lodos ativados em batelada para obter um modelo de dimensionamento. Tal particularidade destes modelos não garante que estão corretos, mas contribui na interpretação do dimensionamento em função das variações que esses parâmetros proporcionam nos cálculos do volume do reator. À medida que a metodologia utilizada está fundamentada na física dos processos metabólicos da biomassa, o dimensionamento pode proporcionar um volume para o RSB mais afastado do sub ou superdimensionamento.

O elevado número de parâmetros empregados no modelo de dimensionamento proposto neste trabalho não representa nenhum empecilho para sua aplicação. A utilização de micro-computadores torna a metodologia acessível e viabiliza o aprimoramento do dimensionamento com a utilização de processos interativos para estabelecer o volume do RSB. Além disso, as constantes cinéticas e estequiométricas estão disponíveis na literatura clássica de lodos ativados para este e qualquer outro modelo matemático usado para calcular o volume do RSB.

CONCLUSÃO

Este trabalho apresentou o cálculo do volume do RSB fundamentado na cinética de lodos ativados, levando-se em consideração as especificidades do comportamento hidráulico do reator. O roteiro proposto na metodologia para definição do ciclo operacional e do número de reatores é simples e está bem difundido na literatura clássica de lodos ativados. A definição do volume do reator seqüencial em batelada a partir da metodologia ora proposta estabelece

novos princípios de dimensionamento sem tentar explicar resultados de alguma situação particular de monitoramento e sem admitir igualdade no comportamento hidráulico do sistema em batelada com o contínuo. No estudo de caso apresentado, observou-se que o volume do reator calculado com a metodologia apresentada neste trabalho mostrou que é capaz de preservar a biomassa no volume de recirculação em condições de sedimentabilidade baixa do lodo durante a descarga do efluente. Além disso, o valor calculado não forneceu indícios de superdimensionamento para garantir a estabilidade operacional do reator e mostrou-se coerente com o dimensionamento obtido a partir de metodologias clássicas da literatura de lodos ativados em batelada que envolve a cinética dos processos biológicos. Em linhas gerais, o modelamento apresentado pode contribuir para o aprimoramento do dimensionamento do RSB sem transgredir o conhecimento básico de lodos ativados que consiste na ação do lodo sobre a matéria orgânica. É importante ressaltar que a modelagem matemática de qualquer sistema é uma atividade reducionista, uma vez que o sistema modelado funciona independente das hipóteses aplicadas no desenvolvimento das equações. Portanto, este e qualquer outro modelo estão sujeitos a várias correções, algumas empíricas, para avançar no conhecimento do processo de lodos ativados em batelada e possibilitar sistemas mais eficientes, compactos, menor custo para implantação e menor custo operacional.

REFERÊNCIAS

- AGUIRRE, L. A. *Introdução à identificação de sistemas: técnicas lineares e não-lineares aplicadas a sistemas reais*. Belo Horizonte: Editora da UFMG, 659 p. 2004.
- ARTAN, N., TASLI, R., ORHON, D. *Rational basis for optimal design of sequencing batch reactors with multiple anoxic filling for nitrogen removal*. Process Biochemistry, p. 1-8, 2005.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. *NBR 12209: Projeto de estações de tratamento de esgoto sanitário*. Rio de Janeiro: ABNT, 12 p. 1992.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. *NBR 13969: Tanques sépticos – unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos – projeto, construção e operação*. Rio de Janeiro: ABNT, 60 p. 1997.
- CATUNDA, P. F. C., VAN HAAANDEL, A. C. *O balanço de massa do material orgânico e nitrogenado em sistemas de tratamento de esgoto com lodo em suspensão*. Engenharia Sanitária e Ambiental, v. 22, n. 4, p. 528-537, 1983.

DENNIS, R. W., IRVINE, R. L. *Effect of fill: react ratio on sequencing batch biological reactors*. Journal Water Pollution Control Federation, v. 51, n. 2, p. 255-263, 1979.

HENZE, M.; et al. *Activated Sludge Model N° 1*. Londres: IAWPRC, 33 p. 1987.

HENZE, M.; et al. *Activated Sludge Model N° 2*. Londres: IAWQ, 33 p. 1995.

IRVINE, R. L., BUSCH, A. W. *Sequencing batch biological reactors-an overview*. Journal Water Pollution Control Federation, v. 51, n. 2, p. 235-243, 1979.

IRVINE, R. L., MILLER, G., BHAMARAH, A. S. *Sequencing batch treatment of wastewaters in rural areas*. Journal Water Pollution Control Federation, v. 51, n. 2, p. 244-253, 1979.

IRVINE, R. L., et al. *Municipal application of sequencing batch treatment*. Journal Water Pollution Control Federation, v. 55, n. 5, p. 484-488, 1983.

MARAIS, G. R., EKAMA, G. A. *The activated sludge process part 1 - steady state behaviour*. Water SA, v. 2, n. 4, p. 164-200, 1976.

METCALF & EDDY. *Wastewater engineering: treatment and reuse*. 4 ed. New York: McGraw-Hill, 1819 p. 2003.

SANTOS, A. V., et al. *Balanço de massa no reator seqüencial em batelada (RSB) sob diferentes idades de lodo*. In: 23º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Campo Grande: ABES, 1 CD. 2005.

VAN HAAANDEL, A. C., MARAIS, G. v. R. *O Comportamento do sistema de lodo ativado: teoria e aplicações para projetos e operações*. Campina Grande: epgraf, 472 p. 1999.

VAN HAAANDEL, A. C., EKAMA, G. A., MARAIS, G. v. R. *The activated sludge process-3*. Water Research, v. 15, p. 1.135-1.152, 1981.

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

VON SPERLING, M. *Lodos Ativados*. Belo Horizonte: DESA - UFMG, (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, 4), 415 p., 1997.

Endereço para correspondência:

Altemar Vilar dos Santos
CEFET-BA
Rua das Várzeas, S/Nº
47805-250 Barreiras - BA - Brasil
Tel.: (77) 9136-7214
Fax: (77) 3611-5419
E-mail: vilarsantos@ibest.com.br

NOMENCLATURA

θ =idade do lodo, d
 b_h =coeficiente de decaimento endógeno, 1/d
 C=contribuição de esgoto, L/hab.d
 DBO_5 =demanda bioquímica de oxigênio, mg/L
 DQO=demanda química de oxigênio, mg/L
 $\frac{dX_a}{dt}$ taxa de variação da concentração do lodo ativo, mgSSV/L.d
 taxa de crescimento do lodo ativo, mgSSV/L.d
 taxa de decaimento do lodo ativo, mgSSV/L.d
 taxa de descarga do lodo ativo no lodo de excesso, mgSSV/L.d
 μ =taxa de variação da matéria orgânica biodegradável, mgDQO/L.d
 taxa de variação do lodo endógeno, mgSSV/L.d
 taxa de crescimento do lodo endógeno, mgSSV/L.d
 taxa de descarga do lodo endógeno através do lodo de excesso, mgSSV/L.d
 taxa de descarga do lodo inerte através do lodo de excesso, mgSSV/L.d
 f =fração de lodo ativo decaído que se torna resíduo endógeno
 f_{cor} =fator de correção de volume
 f_{cv} =razão entre DQO e concentração de sólidos suspensos voláteis do lodo, mgDQO/mgSSV
 f_{Hench} =fração da altura de enchimento
 F/M =relação alimento/microrganismo, kg DBO_5 /kgSSV.d
 f_{sb} =fração da DQO afluente biodegradável e solúvel, mgDQO/mgDQO
 f_{pp} =fração da DQO afluente não biodegradável e particulada, mgDQO/mgDQO
 f_{us} =fração da DQO afluente não biodegradável e solúvel, mgDQO/mgDQO
 i =razão entre sólidos suspensos totais e DQO do licor misto, mgSST/mgDQO
 IVL=índice volumétrico de lodo, mL/g
 ME_v =massa do lodo de excesso, mgSSV
 mS_{te} =fração de matéria orgânica afluente presente no efluente, mgDQO/mgDQO
 MX_{ia} =massa de sólidos não biodegradáveis no afluente, mgDQO
 MX_{ic} =massa de lodo não biodegradável descartada no lodo de excesso, mgSSV
 MX_v =massa de sólidos suspensos voláteis no reator, mgSSV

N=número de contribuintes, unidade
 nb=número de bateladas por dia, d⁻¹
 Q=vazão, m³/d
 S = DBO_5 efluente, mg/L
 S_{ba} =DQO biodegradável do afluente, mgDQO/L
 S_{bpa} =DQO biodegradável particulada do afluente, mgDQO/L
 S_{bsa} =DQO biodegradável solúvel do afluente, mgDQO/L
 SF=coeficiente de segurança
 S_o = DBO_5 afluente, mg/L
 S_{o} =DQO total afluente, mgDQO/L
 S_{te} =DQO total efluente, mgDQO/L
 S_{ua} =DQO não biodegradável do afluente, mgDQO/L
 S_{upa} =DQO não biodegradável particulada do afluente, mgDQO/L
 S_{usa} =DQO não biodegradável solúvel do afluente, mgDQO/L
 t=tempo, d
 T_r =tempo de reação, d
 T_c =tempo do ciclo operacional, d
 V=volume de esgoto tratado numa batelada, m³
 V_b =volume de lodo descartado numa batelada, m³
 V_o =volume de recirculação do lodo entre bateladas, m³
 V_r =volume do reator, m³
 X_a =concentração de lodo ativo, mgSSV/L
 X_c =concentração de resíduo endógeno, mgSSV/L
 X_i =concentração de lodo inerte, mgSSV/L
 X_{in} =concentração de sólidos suspensos inorgânicos, mgSSV/L
 X_s =concentração de sólidos suspensos totais no volume de recirculação, mgSST/L
 X_t =concentração de sólidos suspensos totais, mgSST/L
 X_v =concentração de lodo orgânico, mgSSV/L
 Y=coeficiente de crescimento celular, mgSSV/mgDQO