Aplicação da modelagem matemática na operação de Estações de Tratamento de Esgotos por Lodos Ativados – o caso de Bragança Paulista

The use of mathematical modeling in the management of Wastewater Treatment Plants operating under the activated sludge process. The case study of Bragança Paulista's WWTP

- **Data de entrada:** 13/06/2017
- **Data de aprovação:** 31/10/2017

Luiz Carlos Helou/Rosmeiry Vanzella Vicente

DOI:10.4322/dae.2018.036

Resumo

Modelos matemáticos podem e são utilizados para prever respostas de sistemas biológicos sujeitos a perturbações diversas, assim como alterações significativas das condições de afluência ou deterioração da qualidade do efluente. Por outro lado, a modelagem e a simulação permitem a adoção de estratégias de controle, com o objetivo de otimizar e adequar o funcionamento de uma ETE em uma dada condição, procurando-se garantir um melhor desempenho dos processos biológicos. Depois de apresentar as equações que regem o fenômeno, a metodologia baseada estritamente na DQO (Demanda Química de Oxigênio) será aplicada a uma ETE (Estação de Tratamento de Esgoto) por lodos ativados, simulando-se alguns cenários e discutindo-se os resultados. Recorreu-se à ETE Bragança Paulista.

Palavras-chave: Modelos Matemáticos. Demanda Química de Oxigênio. Taxa de Consumo de Oxigênio.

Abstract

Mathematical modeling can be used to predict responses to biological systems subjected to various disturbances, as well as significant changes in the conditions of affluence or deterioration of the quality of the effluent. On the other hand, the simulation and modeling allow for the adoption of control strategies in order to optimize and adapt the functioning of a Wastewater Treatment Plant (WWTP) in a given condition, to ensure a better performance of the biological processes. After presenting the equations governing the phenomenon, the methodology based strictly on COD (chemical oxygen demand) will be applied to a WWTP for activated sludge, simulating a few scenarios and discussing the results. The WWTP chosen was Bragança Paulista.

Keywords: Mathematical models. Chemical oxygen demand. Oxygen consumption rate

Luiz Carlos Helou – Engenheiro pela Escola Politécnica da USP. Doutor pela Escola Politécnica da USP. Engenheiro do Departamento de Engenharia Operacional e Planejamento da Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo (Sabesp).

Rosmeiry Vanzella Vicente – Engenheira pela Faculdade de Engenharia Civil da Unicamp. Mestre pela Escola Politécnica da USP. Engenheira do Departamento de Engenharia Operacional e Planejamento da Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo (Sabesp).

***Endereço para correspondência:** Avenida do Estado, 561 CEP: 01107-000 São Paulo - SP. E-mail: lhelou@sabesp.com.br

1 INTRODUÇÃO

1.1 Um pouco de história

Giordano (2010) afirma que, ao longo dos últimos 30 anos, diversos modelos cinéticos foram criados para tentar descrever o comportamento do processo de degradação pelos microrganismos do lodo ativado. Em 1920, pela primeira vez foi aventada a remoção da matéria orgânica pelos microrganismos. A teoria da adsorção foi dominante nas décadas seguintes, sendo superada apenas em 1942 pela teoria da adsorção metabólica, segundo a qual, além da adsorção, ocorreria também o metabolismo microbiano. Entretanto, essa teoria não teve consenso científico, até que em 1955 pesquisadores começaram a considerar a composição do esgoto e suas relações nas reações físico-químicas e biológicas.

Em 1982, a International Association on Water Pollution Research and Control (IAWPRC) formou um grupo para analisar a modelagem matemática para projeto e operação em Processos de Lodo Ativado. Esse grupo baseou-se no que existia de mais avançado na época, liderado pelo professor Dr. G.v.R. Marais, da Universidade do Cabo, na África do Sul.

Em 1983, a Associação Internacional de Qualidade da Água (IAWQ) formou um grupo de trabalho com o objetivo de promover a aplicação de modelos práticos para projeto e operação dos sistemas biológicos no tratamento de efluentes. O resultado final foi apresentado em 1987, e o modelo apresentado ficou sendo conhecido como *Activated Sludge Model* nº1, ou simplesmente ASM1.

Alem Sobrinho (2012) faz um breve histórico de como a tecnologia se difundiu pelo mundo a partir da década de 1960, com as primeiras ETEs construídas para a remoção de nitrogênio, até o presente, passando pelas mais diversas opções, tais como sistemas mistos (com UASB), Bardenpho Modificado, etc.

Segundo Bye et al. (2012), “A modelagem matemática dos processos de Lodos Ativados de uma Estação de Tratamento de Esgotos é uma ferramenta poderosa que pode ajudar os tomadores de decisão a maximizar a capacidade operacional existente dessa planta, de modo a se obter o máximo benefício em novas ou futuras ampliações. Isso, sem dúvida, ajuda no desenvolvimento de programas de investimentos de capital de forma a acomodar o crescimento futuro”.

1.2 O balanço de Massa

Independentemente do tipo de processos e equipamentos, qualquer experimento estará sujeito, por mais complexo que seja tal experimento, às mesmas leis da física e da química, principalmente às que concernem à conservação de massa, energia e *momentum*.

De maneira simplificada, a lei da conservação de massa afirma que massa não pode ser criada nem destruída. Segundo Fernandes et al. (2006), podem ocorrer reações químicas, que transformam reagentes em produtos, mas a massa total (reagentes e produtos) não será alterada. Matematicamente pode-se escrever que:

$$\frac{dm}{dt} = 0 \quad \text{ou} \quad \left(\begin{matrix} \text{acúmulo} \\ \text{de} \\ \text{massa} \end{matrix} \right) = \left(\begin{matrix} \text{massa} \\ \text{que} \\ \text{entra} \end{matrix} \right) - \left(\begin{matrix} \text{massa} \\ \text{que} \\ \text{sai} \end{matrix} \right) \quad [0]$$

Helou (2000) define modelo matemático como sendo uma simplificação de um sistema ou fragmento da natureza, realizado por meio de equações, sendo que a proximidade entre a representação e o sistema está diretamente ligada à precisão dos resultados. Assim, o usuário de um modelo pode pôr à prova diversas hipóteses, simulando situações existentes ou novas condições de operação. Um modelo pode ser usado para projetar um novo sistema ou até mesmo para prever um futuro comportamento.

Segundo Vicente (2006), a simulação avalia as respostas de um sistema submetido a eventos em condições e restrições em uma operação em tempo real; já a simulação difere da otimização por não apresentar uma natureza otimizante, mas sim descritiva. A procura de uma solução ótima não é objetivo direto da simulação, uma vez que ela é extraída a partir de um grupo de possíveis resultados e variáveis de decisão.

O objetivo de uma simulação é basicamente conhecer mais profundamente as condições operacionais de uma planta existente, e dessa forma oferecer opções de melhorias ao processo. As simulações podem ser caracterizadas por duas formas distintas, a saber: a simulação física e a matemática.

A simulação física envolve o uso do próprio processo ou uma versão reduzida dele (planta piloto), sendo muitas vezes bastante dispendiosa e impossível de aplicar.

Já a simulação matemática se faz por meio das equações matemáticas dos principais fenômenos que envolvem o processo, mas pressupõe o conhecimento prévio de alguns coeficientes das equações envolvidas no processo. Seu desenvolvimento abrange os princípios básicos da conservação da massa e de energia. Sempre é importante a adoção de hipóteses simplificadoras, devendo-se sempre levar em consideração as condições iniciais e de contorno do problema em si.

Simulações de cenários em Sistemas de Lodos Ativados são de fundamental importância nas diversas etapas no planejamento de uma Estação de Tratamento de Esgoto (ETE), de duas formas distintas. Na fase de projeto, quando ainda é possível fazer mudanças no desenho da planta, e na fase de operação, quando já não se podem alterar dimensões de tanques, mas ainda é possível estabelecerem-se regras operacionais que minimizem os custos de operação da planta.

Para que uma Estação de Tratamento de Esgoto funcione de maneira adequada é necessário que as hipóteses adotadas na fase de planejamento sejam confirmadas na fase operacional. Para tanto é necessário que se estabeleçam cenários que minimizem custos operacionais, no caso de uma ETE já existente, ou que se diminuam custos de investimentos em ETEs a serem projetadas.

No caso de uma planta cujo tratamento seja feito por lodos ativados, os custos que têm o maior peso na composição do custo global são o de energia elétrica e o de transporte de lodo. Se, por um lado, o custo da energia elétrica varia de acordo com a região e o mercado energético, o de transporte dos lodos depende da distância entre a ETE e o aterro, um fator muito importante no caso de grandes metrópoles. Para tanto, é importante que se conheçam bem os principais parâmetros envolvidos no processo.

Para que se obtenham resultados compatíveis com a realidade operacional é necessário que, primeiramente, os dados sejam exaustivamente testados por meio de simulações matemáticas.

2 OBJETIVO

O objetivo deste trabalho foi o de estabelecer, por meio de um Balanço de Massa, baseado exclusivamente Demanda Química de Oxigênio (DQO), que é um parâmetro fácil de ser obtido, a quantidade mínima de estruturas a serem colocadas em operação (tanques de aeração e decantadores secundários), bem como estimar a energia elétrica a ser dispendida no tratamento, por meio do monitoramento da Taxa de Consumo de Oxigênio (TCO), mantendo-se restringidas a Taxa de Aplicação de Sólidos (TAS) nos decantadores secundários e a concentração de sólidos voláteis nos reatores (XV).

As análises de DBO, ou Demanda Bioquímica de Oxigênio, comumente utilizadas em trabalhos de engenharia, demoram cinco dias para que se obtenham resultados, enquanto as de DQO não demoram mais do que duas horas, além de existirem equipamentos que podem realizar a aquisição de dados em campo. Outro fator relevante é o seu custo, que é pelo menos quatro vezes maior. Em que se pese isso, a DBO tem a enorme desvantagem de não “fechar” um balanço de massa devido ao resíduo endógeno.¹

3 MATERIAIS E MÉTODOS

É importante salientar que a hipótese fundamental para efeito dos cálculos pressupõe o regime permanente (*steady state*), em que as grandezas envolvidas no processo não sofrem alteração no tempo. Dessa forma, pode-se dizer que para efeito de projeto ou planejamento da operação, para períodos considerados longos, geralmente maiores que duas a três vezes a idade do lodo, a hipótese do regime permanente pode ser aplicada com segurança.

A taxa de aplicação de sólidos (TAS) é baseada na vazão afluente ao sistema biológico (Q), bem como a vazão oriunda da recirculação (Q_R), pois o importante é que a carga aplicada por unidade de área não ultrapasse o fluxo limite de sólidos. Sendo assim, a carga afluente é a carga efetivamente aplicada ao decantador secundário, ou seja, $(Q+Q_R).X$.

A Tabela 1 apresenta, resumidamente, alguns parâmetros básicos largamente utilizados em projetos de sistemas de lodo ativados, baseados na experiência dos autores e de dados disponíveis em várias ETes.

Tabela 1 – Principais características dos sistemas de lodos ativados

Parâmetro/ Valores Típicos	Sistema de Lodos Ativados	
	Convencional	Aeração Prolongada
Tempo de Detenção (h)	6 – 8	16 – 24
Idade do Lodo (dias)	4 – 10	18 – 30
SSVTA (mg/L)	1.500-3.000	3.000-6.000
A/M (kgDBO/kgSSV.d)	0,3 - 0,8	0,08 - 0,15
Taxa de reciclo de lodo (%)	25 a 75	75 a 150
Remoção DQO (%)	85 – 90	90 – 95
SST no lodo de retorno (mg/L) fundo do DS	8.000-12.000	8.000-12.000
Taxa de Aplicação hidráulica ($m^3/m^2.h$) para Q méd	0,67 - 1,33	0,33 - 0,67
Taxa de Aplicação hidráulica ($m^3/m^2.h$) para Q máx	1,7 - 2,00	1,00 - 1,33
Taxa de Aplicação de sólidos ($kg/m^2.h$) para Q med	4,0 - 6,0	1,0 - 5,0
Taxa de Aplicação hidráulica ($kg/m^2.h$) para Q máx	10	7

Adaptado de Alem Sobrinho e Kato (1.999) e von Sperling et al. (2.002).

Já a Taxa de Consumo de Oxigênio (TCO) é o parâmetro fundamental na determinação da potência do sistema de sopradores e, conseqüentemente, tem sua importância aumentada, já que está intimamente ligada ao consumo de energia elétrica da planta.

Segundo van Haandel (1999), 1 kg de DQO é oxidado por 1 kg de oxigênio (O_2), portanto o fluxo material orgânico oxidado será sempre numericamente igual ao fluxo do oxigênio consumido no processo de oxidação. O fluxo de oxigênio consumido é dado pelo produto do volume do reator pela Taxa de Consumo de Oxigênio. A TCO é igual ao consumo do oxigênio por unidade de volume e de tempo, e pode ser mensurada experimentalmente.

Assim, ao se fixar a idade do lodo desejada à operação e adotar a DQO na entrada do sistema biológico, bastaria, uma vez obedecido o equacionamento exposto a seguir, operar a planta dentro de limites pré-

¹ Segundo van Haandel e Marais (1999), parte do material orgânico afluente biodegradável (que tem DBO) no sistema de lodo ativado se transforma em resíduo endógeno não biodegradável, e que, portanto não tem DBO. Desse modo, a DBO “desaparece” no sistema de lodo ativado, sem que haja oxidação correspondente. Ou seja, os fluxos da DBO no efluente e no lodo de excesso, somados ao fluxo do oxigênio consumido pela oxidação do material orgânico sempre serão menores que o fluxo da DBO efluente¹.

-estabelecidos para a Taxa de Aplicação de Sólidos e da concentração dos sólidos voláteis no reator.

3.1 Equacionamento

Para o trabalho em questão, recorreu-se à cinética de lodos ativados proposta por Ekama, van Haandel e Marais, e consolidada pelo ASM1 da IWA (2008).

Os modelos matemáticos mais empregados na predição de comportamentos biológicos em unidades de tratamento de esgotos derivam dos estudos realizados pelo grupo de pesquisadores da IWA – International Water Association, denominados de ASM – *Activated Sludge Models* (Modelos para Lodo Ativado). Para esses modelos contribuíram os estudos realizados pela equipe de pesquisadores da Universidade de Cape Town na África

do Sul, coordenada pelo professor G. Marais, em meados dos anos 80. Apesar de esses modelos se basearem em processos que ocorrem na biomassa suspensa, muitos pesquisadores que trabalham com biomassa fixa os utilizam, conforme preconizado por SEZERINO (2006).

A partição da DQO, proposta primeiramente por van Haandel e Marais (1999), facilitou em muito o entendimento da dinâmica dos lodos ativados. Os autores utilizam a DQO (Demanda Química de Oxigênio) como parâmetro representativo da matéria orgânica, haja visto que é possível relacionar estequiometricamente e de forma direta, a DQO com o material orgânico. De acordo com esses autores, o material orgânico em termos de DQO pode ser biodegradável e não biodegradável. A Figura 1 apresenta um esquema das frações do material orgânico em um sistema de lodo ativado.

Figura 1 – Representação das frações do material orgânico

Adaptado de van Haandel e Marais (1.999)

De acordo com o esquema da Figura 1, tem-se:

S_{ta} – DQO afluente total

S_{ba} – DQO biodegradável afluente

S_{ua} – DQO não biodegradável afluente

S_{bsa} – DQO biodegradável solúvel afluente

S_{bpap} – DQO biodegradável particulada afluente

S_{upap} – DQO não biodegradável particulada afluente

S_{usa} – DQO não biodegradável solúvel afluente

E por meio dessa partição da DQO podem-se formular as frações:

f_{us} – fração da DQO não biodegradável solúvel, que é o quociente entre a DQO não biodegradável solúvel afluente e a DQO total, ou seja, é a parte da DQO que se perde pelo efluente final.

f_{up} – fração da DQO não biodegradável particulada, que é o quociente entre a DQO não biodegra-

dável particulada afluente e a DQO total, ou seja, é a parte da DQO que dá a parcela que se transforma em lodo.

A partir da partição da DQO proposta, e em consonância com as frações definidas, fica fácil estabelecerem-se as seguintes relações:

$$S_{ta} = S_{ba} + S_{ua} \quad [1]$$

$$S_{ba} = (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta} \quad [2]$$

$$S_{bsa} = f_{sb} \cdot S_{pa} \quad [3]$$

$$S_{bpa} = S_{pa} - S_{bsa} \quad [4]$$

$$S_{ua} = S_{ta} - S_{ba} \quad [5]$$

$$S_{upa} = f_{up} \cdot S_{ta} \quad [6]$$

$$S_{usa} = f_{us} \cdot S_{ta} \quad [7]$$

$$S_{ua} = (f_{us} + f_{up}) \cdot S_{ta} \quad [8]$$

$$S_{ba} = (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot S_{ta} \quad [9]$$

Da mesma forma que para a DQO foi proposta uma partição dos sólidos voláteis como se segue, na Figura 2:

Figura 2 – Esquema dos principais processos no sistema de lodos ativados.

Adaptado de van Haandel e Marais (1.999)

Acrescentando-se o conceito da idade do lodo, que é o tempo de permanência dos sólidos no sistema, definido como sendo a relação entre a massa do lodo presente no sistema e a massa descarregada por dia, ou seja:

$$R_s = \frac{V_r}{q_w} \quad [10]$$

Onde V_r é o volume do reator e q_w é a vazão de descarte do lodo.

Já o tempo de permanência do líquido no sistema, comumente chamado de tempo de detenção hidráulica, é dado pela razão entre o volume e a vazão afluente ao reator, ou seja:

$$R_h = \frac{V_r}{Q} \quad [11]$$

Acrescentando-se agora a definição da constante de decaimento do lodo ativo, b_{HT} , bem como a massa do lodo ativo presente no sistema por unidade de DQO biodegradável aplicada por dia, C_r , obtém-se:

$$b_{HT} = 0,24 \cdot 1,04^{(T-20)} \quad [12]$$

Onde T é a temperatura em Celsius do licor misto e

$$C_r = \frac{Y \cdot R_s}{1 + b_{HT} \cdot R_s} \quad [13]$$

Onde Y é o coeficiente de síntese celular, ou coeficiente de rendimento geralmente adotado com sendo 0,45 mg SSV/mg DQO.

O lodo inerte (X_i)

O lodo inerte que é gerado pela floculação do material orgânico não biodegradável particulado afluente, pode ser obtido por meio do balanço:

$$Q \cdot X_{ia} = q \cdot X_i \quad [14]$$

Onde X_{ia} é a concentração dos sólidos inertes afluente.

Relaciona-se assim, a concentração dos sólidos orgânicos não biodegradáveis particulados ao material orgânico afluente por meio do fator de conversão f_{cv} , constante dada pela relação entre a DQO e os SSV (sólidos suspensos voláteis) no reator (algo entre 1,48 e 1,50) como se segue:

$$X_{ia} = \frac{S_{upa}}{f_{cv}} = \frac{f_{up}}{f_{cv}} \cdot S_{ta} \quad [15]$$

$$X_i = \frac{f_{up}}{f_{cv}} \frac{R_s}{R_h} S_{ta} \quad [16]$$

O lodo ativo (X_a)

O lodo ativo é afetado por três fatores: pelo seu crescimento devido à síntese celular, pelo seu decaimento e pela descarga do lodo em excesso. No regime permanente, onde não há variação da concentração do lodo ativo com o tempo tem-se:

$$\frac{dX_a}{dt} = \left(\frac{dX_a}{dt} \right)_c + \left(\frac{dX_a}{dt} \right)_d + \left(\frac{dX_a}{dt} \right)_e = r_c + r_d + r_e = 0 \quad [17]$$

Assumindo-se que a taxa de crescimento do lodo ativo é proporcional à taxa de utilização do material biodegradável e que todo material biodegradável é utilizado, tem-se que a taxa de utilização do material biodegradável r_u é igual à sua taxa de alimentação. Daí vem que:

$$V_r \frac{dS_{ba}}{dt} = V_r \cdot r_u = Q \cdot S_{ba} \quad [18]$$

Ou

$$r_u = \frac{Q \cdot S_{ba}}{V_r} = \frac{S_{ba}}{R_h} \quad [19]$$

E como a taxa de crescimento do lodo ativo é dada como sendo:

$$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_c = Y \cdot r_u = Y \frac{S_{ba}}{R_h} \quad [20]$$

Para a taxa de decaimento do lodo ativo, assume-se uma reação de primeira ordem, de tal sorte que:

$$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_d = r_d = -b_{HT} \cdot X_a \quad [21]$$

Onde b_{HT} é a constante de decaimento do lodo ativo

E, finalmente, para a taxa de diminuição do lodo ativo devido ao descarte do lodo, basta aplicar a definição da idade do lodo, que é a razão entre massa de lodo ativo pela taxa de descarga do lodo ativo:

$$R_s = \frac{V_r X_a}{V_r \cdot \left(-\frac{dX_a}{dt}\right)_e} \quad [22]$$

Portanto:

$$\left(\frac{dX_a}{dt}\right)_e = r_e = -\frac{X_a}{R_s} \quad [23]$$

Lembrando que:

$$r_c + r_d + r_e = 0 \quad [24]$$

Fica fácil, agora, chegar-se à expressão para o lodo ativo:

$$X_a = \left[\frac{(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot Y \cdot R_s}{1 + b_{HT} \cdot R_s} \right] \cdot \frac{S_{ta}}{R_h} = \frac{(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot C_r \cdot S_{ta}}{R_h} \quad [25]$$

O resíduo endógeno

Assumindo-se que a taxa de produção de resíduo endógeno é igual à taxa de descarte do lodo de excesso e que a taxa de diminuição da concentração de resíduo endógeno devido à descarga do lodo

pode ser calculada de modo semelhante à utilizada no lodo ativo, vem que:

$$X_e = f \cdot b_{HT} \cdot R_s \cdot X_a \quad [26]$$

Onde f é a fração de lodo ativo decaído transformado em resíduo endógeno, que em geral assume valor de 0,20.

O lodo orgânico (X_v)

Levando-se em conta que: $X_v = X_a + X_e + X_i$ vem:

$$X_v = \left[(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot C_r \cdot (1 + f \cdot b_{HT} \cdot R_s) + f_{up} \frac{R_s}{f_{cv}} \right] \cdot \frac{S_{ta}}{R_h} \quad [27]$$

A concentração dos sólidos totais no reator será dada por:

$$X_{TA} = \frac{X_v}{f_v} \quad [28]$$

Onde f_v representa a relação entre SSV e SST no reator

MetCalf & Eddy (2003) apresentam valores típicos e de projetos para alguns parâmetros, conforme apresentado na Tabela 2.

Tabela 2 – Valores típicos em processos de lodos ativados

	Rs (d)	SST (mg/L)	Rh h
Fluxo em Pistão	3 – 15	1.000 - 3.000	4 - 8
Mistura Completa	2 – 15	1.000 - 5.000	3 - 5
Alimentação Escalonada	3 - 15	1.500 - 3.500	3 - 5
Aeração Modificada	0,2 - 0,5	200 - 1.000	1,5 - 3
Estabilização por Contato	5 – 15	(1.000 - 3.000) ^a (4.000 - 9.000) ^b	(0,5 - 1,0) ^a (3 - 6) ^b
Aeração Prolongada	20 - 30	1.500 - 5.000	18 - 36
Aeração de Alta Taxa	5 – 10	2.000 - 3.000	2 - 4
Oxigênio Puro	3 - 10	3.000 - 8.000	4 - 8

^a Unidade de contato

^b Unidade de estabilização de sólidos

Adaptado de Metcalf & Eddy (2.003).

3.2 As frações da DQO:

Para as frações da DQO afluentes, valem as seguintes expressões:

Chamando-se de ME_v da massa diária de lodo de excesso produzida por dia (mg SSV/d) e de MX_v a massa de lodo

$$ME_v = \frac{V_r \cdot X_v}{R_s} = \left[(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot (1 + f \cdot b_{HT} \cdot R_s) \cdot \frac{C_r}{R_s} + \frac{f_{up}}{f_{cv}} \right] \cdot MS_{la} \quad [29]$$

$$MX_v = V_r \cdot X_v = \left[(1 - f_{us} - f_{up}) \cdot (1 + f \cdot b_{HT} \cdot R_s) \cdot C_r + \frac{f_{up} \cdot R_s}{f_{cv}} \right] \cdot MS_{la} \quad [30]$$

Lembrando que a relação entre a DQO e os sólidos suspensos voláteis é representada pela constante f_{cv} vem que:

$$mS_{xv} = f_{cv} \cdot \frac{ME_v}{MX_v} = f_{cv} \cdot (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot (1 + f \cdot b_{HT} \cdot R_s) \cdot \frac{C_r}{R_s} + f_{up} \quad [31]$$

A fração do lodo oxidada mS_o

A taxa de consumo de oxigênio devido a respiração exógena diz que para cada grama de DQO se formam Y gramas de lodo ativo, cuja DQO é de $f_{cv} \cdot Y$, restando portanto, $(1 - f_{cv} \cdot Y)$ g de DQO para a oxidação. Para essa oxidação será necessária, por definição, $(1 - f_{cv} \cdot Y)$ g de oxigênio; daí, o consumo de oxigênio para a respiração exógena será uma fração $(1 - f_{cv} \cdot Y)$ da DQO metabolizada. Onde:

$$TCO_{ex} = (1 - f_{cv}) \cdot r_u = (1 - f_{cv}) \cdot \frac{S_{ba}}{R_h} \quad [32]$$

Sabendo-se que a taxa de oxidação do lodo ativo é a diferença entre as taxas de decaimento do lodo ativo e da taxa do surgimento do resíduo endógeno vem que:

$$r_o = \left(\frac{dX_a}{dt} \right)_d - \left(\frac{dX_e}{dt} \right)_d = b_{HT} X_a - f \cdot b_{HT} \cdot X_a = (1 - f) \cdot b_{HT} \cdot X_a \quad [33]$$

Usando-se, novamente a constante f_{cv} , pode-se escrever que:

$$TCO_{en} = f_{cv} \cdot r_o = f_{cv} \cdot (1 - f) \cdot b_{HT} \cdot X_a \quad [34]$$

Lembrando que a Taxa de Consumo de Oxigênio para o material orgânico será a soma das taxas para as respirações exógena e endógena:

$$TCO = TCO_{ex} + TCO_{en} = (1 - f_{cv}) \cdot \frac{S_{ba}}{R_h} + f_{cv} \cdot (1 - f) \cdot b_{HT} \cdot X_a \quad [35]$$

Podendo-se chegar à expressão:

$$TCO = (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot (1 - f_{cv} \cdot Y + f_{cv} \cdot (1 - f) \cdot b_{HT} \cdot C_r) \cdot \frac{S_{la}}{R_h} \quad [36]$$

A fração da DQO que será oxidada no sistema de lodos ativados será expressa por:

$$mS_o = \frac{MO_c}{MS_{la}} = \frac{V_r \cdot TCO}{Q \cdot S_{la}} = (1 - f_{us} - f_{up}) \cdot [(1 - f_{cv} \cdot Y) + f_{cv} \cdot (1 - f) \cdot b_{HT} \cdot C_r] \quad [37]$$

E, finalmente a fração do material orgânico que permanece na fase líquida será dada por:

$$mS_{te} = f_{us} \quad [38]$$

Lembrando sempre que:

$$mS_{xv} + mS_o + mS_{te} = 1 \quad [39]$$

Lembrando sempre que:

$$q_w = \frac{mS_{xv} \cdot Q \cdot S_{la}}{f_{cv} \cdot X_w} \quad [40]$$

Caso o descarte se faça diretamente pelo reator, a concentração de sólidos do descarte será a mesma do reator:

$$X_w = X_{TA} \quad [41]$$

Já a vazão de descarte será:

$$q_w = \frac{V_r}{R_s} \quad [42]$$

A carga de sólidos, em termos da DQO, do descarte será dada por:

$$L_w = Q \cdot S_{ta} \cdot mS_{xv} \quad [43]$$

A carga de sólidos que deixa a unidade de desaguamento, em DQO, será dada por:

$$L_{torta} = cap_{sol} \cdot L_w \quad [44]$$

A vazão do desagüe será dada por:

$$Q_{torta} = \frac{L_{torta}}{DQO_{torta}} \quad [45]$$

A vazão que deixa a ETE será dada por:

$$Q_{ef} = Q - Q_{torta} \quad [46]$$

E a vazão do reciclo, ou a vazão que retorna ao início do processo, será dada por:

$$Q_{rec} = q_w - Q_{torta} \quad [47]$$

Já a carga de sólidos que retorna ao início do processo por meio do reciclo será dada por:

$$L_{rec} = L_w - L_{torta} \quad [48]$$

Em termos de DQO, a carga que será somada à carga que aflui ao sistema biológico será:

Finalmente, para a taxa de aplicação de sólidos, recorre-se à expressão:

$$TAS = \frac{(Q + RQ) \cdot X_{TA}}{Area_{DS}} \quad [49]$$

Dessa forma, por meio das equações obtidas pode-se construir um modelo baseado em cargas (ou massa) de DQO de um sistema qualquer de lodos ativados, conforme o roteiro de cálculo que segue:

Dados de Entrada		
Parâmetros Físicos	Símbolos	Unidade
Número de Decantadores Secundários	nDS	
Número de Tanques de Aeração	nTA	
Diâmetro dos Decantadores Secundários	D	m
Volume Unitário do Reator	Vr	m ³
Parâmetros Operacionais		
Vazão afluente à ETE	Q	m ³ /d
DQO afluente à ETE	DQOa	mg/L
Fase Líquida		
Idade do Lodo	Rs	d
Taxa de recirculação	R	%
Relação SSV/SST nos reatores	f _v	
Caso o descarte seja feito pelos Dec. Sec.		
Concentração lodo de excesso	X _w	mg/L
Fase Sólida		
Captura de sólidos no desaguamento	Cap_Sol	%
DQO da torta	DQO _{torta}	mg/L
Porcentagem de Sólidos Totais na torta	ST	%

Dados de Entrada			
Parâmetros cinéticos	Símbolos	Unidade	Val. típico
Fração do lodo ativo que se torna resíduo endógeno	f		0,20
Fração da DQO afluente ao reator não biodegr. sol.	f _{us}		0,08
Fração da DQO afluente ao reator não biodegr. part	f _{up}		0,12
Fração biodegradável solúvel afluente	f _{sb}		0,20
Razão DQO/SSV no lodo orgânico	f _{cv}	mg DQO/mgSSV	1,48
Coefficiente de rendimento	Y	mg SSV /mgDQO	0,45
Temperatura	T	oC	
Cálculos – Fase Líquida	Símbolos	Unidade	Equação
Constante de decaimento do lodo	b _{HT}		[12]
Lodo Ativo por unidade de massa de DQO aplicada por dia	Cr		[13]
Tempo de Detenção Hidráulica do Sistema	Rh	d	[11]
DQO			
DQO total afluente ao Reator	Sta	mg/L	[dado]
DQO biodegradável afluente	Sba	mg/L	[2]
DQO biodegradável solúvel afluente (mg/L)	Sbsa	mg/L	[3]
DQO não biodegradável afluente	Sua	mg/L	[5]
DQO biodegradável particulada afluente (mg/L)	Sbpa	mg/L	[4]
DQO biodegradável solúvel da afluente (mg/L)	Susa	mg/L	[7]
DQO biodegradável particulada afluente (mg/L)	Supa	mg/L	[6]
Fração da DQO afluente oxidada	mSo		[37]
Fração da DQO afluente no lodo de excesso	mSxv		[31]
Fração da DQO que permanece no sistema	mSte		[38]
Taxa de consumo de Oxigênio	TCO	mg/(L.h)	[36]
Lodos			
Lodo inerte (mg/L)	Xi	mg/L	[16]
Lodo Ativo (mg/L)	Xa	mg/L	[25]
Resíduo Endógeno (mg/L)	Xe	mg/L	[26]
Lodo volátil (mg/L)	Xv	mg/L	[27]
Concentração de sólidos totais no reator	Xta	mg/L	[28]
Cálculos – Fase Sólida			
Caso o descarte seja efetuado por meio dos Decantadores Secundários			
Vazão de descarte de lodo	qw	m³/d	[40]
Caso o descarte se faça diretamente por meio do Reator			
Concentração de descarte	X _w = X _{ta}	mg/L	[28]
Vazão de descarte	qw	m³/d	[42]
Taxa de aplicação de sólidos	TAS	kg/(m².h)	[49]
Carga de sólidos totais no descarte	Lw	kg/d	[48]
Carga de sólidos na torta	Ltorta	kg/d	[44]
Vazão de torta gerada	Qtorta	m³/d	[45]
Vazão do efluente final	Qef	m³/d	[46]
Vazão de recirculação	Qrec	m³/d	[47]
Carga de DQO que retorna ao início do processo	Lrec	kg/d	[48]

Iterações

A vazão afluente ao sistema biológico é somada à vazão do reciclo, bem como as cargas de SST e de DQO até que haja a convergência, que ocorre rapidamente, geralmente entre a terceira e a quarta iteração.

3.3 Estudo de caso – Bragança Paulista

O município de Bragança Paulista está localizado na região nordeste do Estado de São Paulo, limitando-se com os municípios de Atibaia, Itatiba, Morungaba, Tuiuti, Pedra Bela, Pinhalzinho, Varagem e Piracaia. Possui uma área total de 513,56

km², e o principal acesso ao município, a partir de São Paulo, é feito pela Rodovia Fernão Dias.

A cidade iniciou, no ano de 2010, a construção da ETE – Estação de Tratamento de Esgoto. Esse projeto, na fase de implantação, enfrentou problemas relacionados à execução das obras, o que resultou na necessidade de mudança locacional e de layout.

Além disso, por solicitação do órgão ambiental estadual, Cetesb, adequações foram realizadas visando adaptar a ETE projetada à realidade da cidade, bem como às demandas futuras. Esquemáticamente, a ETE pode ser representada como no fluxograma da Figura 3.

Figura 3 – Esquema da ETE Bragança Paulista

Adaptado de Sistemas Isolados - Sabesp [2.011].

Assim, para a situação atual da ETE Bragança Paulista (2011), considerando-se uma vazão média de 100 L/s e uma concentração de DQO de 500 mg/L, com descarte de lodo pelo decantador secundário a uma concentração de 8.000 mg/L, (haja visto que a planta não possui decantadores primários), a melhor configuração operacional procurada seria aquela em que o número de unidades de operação fosse o mínimo possível. Espera-se, também, que a planta opere com a menor taxa de consumo de oxigênio, para uma mesma idade do lodo, respeitando-se os limites para as taxas de aplicação de sólidos.

Para a fase inicial de operação ($Q=100\text{ L/s}$)z adotaram-se os seguintes valores:

Com esses dados obtiveram-se como saída do modelo os seguintes resultados, conforme mostram as Tabelas 3 e 4:

Valores adotados	
Dados Operacionais	
Vazão Afluente (m^3/d)	$Q=8.640$
Demanda Química de Oxigênio afluente aos reatores (mg/L)	$S_{\text{ta}}=500$
Volume de cada reator (m^3)	$V=9.408$
Diâmetro de cada decantador secundário (m)	$D=24$
Número de tanques de aeração	$n_{\text{TA}} (1 \text{ a } 4)$
Número de decantadores secundários	$n_{\text{DS}} (1 \text{ a } 4)$

Parâmetros Operacionais Admitidos	
Taxa de recirculação de lodo (%)	$Q_R/Q=1$
Concentração de SST no descarte de lodo (mg/L) (pelo DS)	$X_w = 8.000$
Temperatura média do licor misto (°C)	$T=22$
Parâmetros Cinéticos	
Fração de DQO não biodegradável solúvel afluente	$f_{us}=0,08$
Fração de DQO não biodegradável particulada afluente	$f_{up}=0,12$
Fração do lodo que se torna resíduo endógeno	$f=0,20$
Fração biodegradável solúvel afluente	$f_{sb}=0,25$
Razão da DQO/SSV no lodo orgânico	$f_{ov}=1,48$
Razão SSV/SST no licor misto	$f_v=0,75$
Coefficiente de síntese celular (mgSSV/mgDQO)	$Y=0,45$
Parâmetros a serem atingidos	
Idade do Lodo (d)	$R_s=29,5$
Taxa de Consumo de Oxigênio (mg/(L.h))	TCO
Taxa de Aplicação de Sólidos (kg/(m².h))	TAS (2 a 7)
Fase Sólida	
Captura de sólidos no desaguamento	Cap_Sol 95 %
DQO da torta (mg DQO/L)	300.000
Concentração de ST na torta	250.000 ou 25%

Tabela 3 – Dados de Entrada e Saída da ETE

AFLUENTE A ETE		
Q	m³/d	8.640
DQO	mg/L	500
LDOaf	kg/d	4.320
REATOR + DS		
MSta	kg/d	4.320
MSo	kg/d	2.783
MSxv	kg/d	1.191
MSte	kg/d	346
LDQOrec	kg/d	60
mSo	-	0,64
mSxv	-	0,28
mSte	-	0,08

Tabela 4 – Resultados das Iterações.

		i = 1	i = 2	i = 3	i = 4	i = 5	i = 6	i = 7	i = 8	i = 9	i = 10	i = 11
AFLUENTE A ETE												
Q	m³/d	8.640	8.793	8.796	8.796	8.796	8.796	8.796	8.796	8.796	8.796	8.796
Sta	mg/L	500	500	502	502	502	502	502	502	502	502	502
MSta	kg DQO/d	4.320	4.414	4.416	4.416	4.416	4.416	4.416	4.416	4.416	4.416	4.416
Susa	mg/L	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
Sba	mg/L	400	400	402	402	402	402	402	402	402	402	402
Supa	mg/L	60	60	60	60	60	60	60	60	60	60	60
Sua	mg/L	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
Sbsa	mg/L	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80
Sbpa	mg/L	320	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32
Rh	(d)	1,09	1,07	1,07	1,07	1,07	1,07	1,07	1,07	1,07	1,07	1,07
Xi	mg/L	149	152	152	152	152	152	152	152	152	152	152
Xa	mg/L	324	330	332	332	332	332	332	332	332	332	332
Xe	mg/L	67	69	69	69	69	69	69	69	69	69	69
Xv	mg/L	541	550	553	553	553	553	553	553	553	553	553
REATOR BIOLÓGICO												
Xta	mg/L	721	734	737	737	737	737	737	737	737	737	737
TCO	mg/L.h	9,27	9,43	9,47	9,47	9,47	9,47	9,47	9,47	9,47	9,47	9,47
DESCARTE PELO DECANTADOR SECUNDÁRIO												
Xw	mg SSV/L	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000
Xw	mg DQO/L	11.840	11.840	11.840	11.840	11.840	11.840	11.840	11.840	11.840	11.840	11.840
Qw	m³/d	159	162	162	163	163	163	163	163	163	163	163
MSxv	kg DQO/d	1.882	1.923	1.924	1.924	1.924	1.924	1.924	1.924	1.924	1.924	1.924
Lw	kg DQO/d	1.882	1.923	1.924	1.924	1.924	1.924	1.924	1.924	1.924	1.924	1.924
Ltorta	kg DQO/d	1.788	1.827	1.828	1.828	1.828	1.828	1.828	1.828	1.828	1.828	1.828
Lrec	kg DQO/d	94	96	96	96	96	96	96	96	96,20	96,20	96,20
Ltorta	kg DQO/d	1.788	1.827	1.828	1.828	1.828	1.828	1.828	1.828	1.828	1.828	1.828
Q rec	m³/d	153	156	156	156	156	156	156	156	156	156	156
Qtorta	m³/d	5,96	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09	6,09
Qef	m³/d	8.634	8.787	8.790	8.790	8.790	8.790	8.790	8.790	8.790	8.790	8.790
TAS	kg/m2.d	1,15	1,19	1,19	1,19	1,19	1,19	1,19	1,19	1,19	1,19	1,19

Tabela 5 – Resultados das Simulações.

Rs = 29,5 dias		Assumindo ST=25% e $\rho=1,2 \text{ t/m}^3$								
Q	Xta	TAS	Dec.Sec	Reatores	TCO	mSo	mSxv	Q torta	Massa da torta	Masa seca
(L/s)	(mg/L)	kg/m ² .d	em operação		mg/L.h	%	%	m ³ /d	t/d	t/d
100	3.412	5,5	1	1	18,95	64	28	3,83	4,60	1,15
100	1.706	2,7	1	2	9,47					
200	6.824	22	1	1	18,95			7,65	9,18	2,30
200	3.413	5,5	2	2	9,47					
Rs = 4 dias		Assumindo ST=25% e $\rho=1,2 \text{ t/m}^3$								
Q	Xta	TAS	Dec.Sec	Reatores	TCO	mSo	mSxv	Q torta	Massa da torta	Masa seca
(L/s)	(mg/L)	kg/m ² .d	em operação		mg/L.h	%	%	m ³ /d	t/d	t/d
100	737	1,2	1	1	9,47	48	44	6,09	7,31	1,83
200	1.474	4,8	1	1	18,95			12,19	14,63	3,66
200	737	1,2	2	2	9,47					

4 CONCLUSÕES

Pelos resultados obtidos, para a vazão de 100 L/s, fica claro que a ETE é capaz de operar com um tanque de aeração e um decantador secundário, pois consegue manter a taxa de aplicação de sólidos dentro de valores aceitáveis. Entretanto, se quisermos operar com um pouco mais de folga, como a equipe operacional sugeriu, basta entrar com mais um tanque de aeração para diminuir a concentração de sólidos no reator, que cairia de 3.300 mg/L para níveis mais compatíveis com a experiência operacional, algo em torno de 1.700 mg/L.

Já em um segundo cenário, ao se dobrar a vazão, porém mantendo-se os demais parâmetros inalteráveis, verifica-se que as taxas de aplicação de sólidos não conseguem operar em níveis razoáveis, havendo perda de sólidos pelo efluente, o que torna imprescindível a entrada de pelo menos mais um módulo da planta, ou seja, mais um decantador e um reator. Dessa forma, a taxa de aplicação de sólidos cairia de 22 kg/m².h para valores bem mais aceitáveis, da ordem de 5,5 kg/m².h.

Com relação ao consumo de energia elétrica, pelo fato de a ETE ter sido projetada para aeração prolongada (Rs=29,5 dias), verifica-se que haverá um consumo considerável de energia elétrica, já que 64% do total da DQO afluente deverá consumir

energia necessária para oxidá-la. Entretanto, o custo com transporte de lodo seria reduzido para algo em torno de 28%.

Em vez de operar a ETE com aeração prolongada, há a opção de reduzir a idade do lodo para valores convencionais (entre 4 e 10 dias). Assim, verifica-se uma redução significativa do consumo de energia elétrica (algo em torno de 48% da DQO total afluente), acarretando, no entanto, um significativo aumento do custo de transporte (que subiria dos 28% para algo na faixa de 44%). Pelo fato de não se operar com aeração prolongada, há necessidade da construção de unidades de estabilização química. Em contrapartida, há a vantagem de se operar com menos unidades no sistema biológico, ou seja, 1 decantador e 1 reator, para uma vazão de 200 L/s.

Como, na época do projeto, o condicionante principal era o custo de transporte, previu-se que a ETE deveria trabalhar com aeração prolongada. A Tabela 5 ilustra as conclusões do projeto.

5 REFERÊNCIAS

van HAANDEL A., MARAIS G. (1999) – O comportamento do Sistema de Lodo Ativado – Teoria e Aplicações para Projetos e Operação.

von SPERLING M. (2002) – Lodos Ativados – **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, vol 4**, DESA (Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental).

METCALF & EDDY. (2003). Inc. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4ª ed. New York: McGraw-Hill.

SABESP – Shs (2011) - Elaboração de projeto executivo de adequação e ampliação das unidades de processo da ETE do Município de Bragança Paulista (RT-2 – RPR – 2 Tomo I) e Sistemas Isolados da Unidade de Negócios de Tratamento de Esgoto da Metropolitana MT – 2016.

ALEM SOBRINHO, P.; KATO, M.T (1999) **Análise crítica do uso do processo anaeróbio pra tratamento de esgotos sanitários**. Rio de Janeiro, ABES-RJ.

SEZERINO, P. H. (2006). **Potencialidade dos filtros plantados com macrófitas (constructed wetlands) no pós-tratamento de lagoas de estabilização sob condições de clima subtropical. Florianópolis - SC**. Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental, UFSC.

HENZE M., VAN LOOSDRECHT M., EKAMA G., BRDJANOVIC D.– **Biological Wastewater Treatment – Principles, Modelling and Design** – IWA Publishing 2008, UK.

Region-wide Wastewater Treatment Plant Modeling Enhances Facility Management and Treatment – Principles. Modeling and Design – IWA Publishing, 2008 ,UK.

Region-wide Wastewater Treatment Plant Modeling Enhances Facility Management and Planning Christopher M. Bye , José R. Bicu-do , Richard M. Jones, 2012, WEFTEC

GIORDANO, G. (2010) – **Avaliação de efeito tóxico utilizando o respirômetro em processos de lodos ativados**. Dissertação de mestrado, Pontifícia da Universidade Católica do Rio de Janeiro.

VICENTE V. R, (2006) – **Modelos de operação para centros de controle de Sistemas de Abastecimento de Água – Estudo de Caso Sistema Adutor Metropolitano de São Paulo**. Dissertação de mestrado, Universidade de São Paulo (USP).

ALEM SOBRINHO, P (2012) – **Aspectos Técnicos Relevantes para o Dimensionamento de Sistemas de Tratamento Biológico Aeróbio e Anaeróbio** (Escola Politécnica da USP).

FERNANDES A.N et al (2006) – **Termodinâmica Química** (Ed. Fernandes, Pizzo & Moraes Jr)

HELOU, L. C. (2000) **Tratamento de esgotos convencionais por lodos ativados com aproveitamento dos efluentes para reúso**. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) - Universidade de São Paulo (USP).