

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
AMBIENTAL**

Murilo Custódio Oselame

**SIMULAÇÃO E CALIBRAÇÃO DE REATOR EM BATELADAS
SEQUENCIAIS (RBS) NO TRATAMENTO DE ESGOTO
SANITÁRIO EM ESCALA REAL**

Dissertação submetida ao Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina para a obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Ambiental.

Orientadora: Prof^ª. Dr^ª.Rejane Helena Ribeiro da Costa

Florianópolis (SC)
2013

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Oselame, Murilo Custódio

Simulação e calibração de reator em bateladas sequenciais
(RBS) no tratamento de esgoto sanitário em escala real /
Murilo Custódio Oselame ; orientadora, Rejane Helena
Ribeiro da Costa - Florianópolis, SC, 2013.
143 p.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa
Catarina, Centro Tecnológico. Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Ambiental.

Inclui referências

1. Engenharia Ambiental. 2. Tratamento de esgoto
sanitário. 3. Reator em bateladas sequenciais. . 4.
Modelagem matemática. 5. Activated sludge model. I. Costa,
Rejane Helena Ribeiro da. II. Universidade Federal de
Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia
Ambiental. III. Título.

Murilo Custódio Oselame

**SIMULAÇÃO E CALIBRAÇÃO DE REATOR EM BATELADAS
SEQUENCIAIS (RBS) NO TRATAMENTO DE ESGOTO
SANITÁRIO EM ESCALA REAL**

Esta Dissertação foi julgada adequada para obtenção do Título de “Mestre em Engenharia Ambiental”, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina.

Florianópolis, 18 de março de 2013.

Prof. William Gerson Matias, Dr.
Coordenador do Curso

Banca Examinadora:

Prof.^a, Dr.^a Rejane Helena Ribeiro da Costa,
Orientadora
Universidade Federal de Santa Catarina

Prof., Dr. Flávio Rubens Lapolli,
Universidade Federal de Santa Catarina

Prof., Dr. Hugo Moreira Soares,
Universidade Federal de Santa Catarina

Prof., Dr. Pablo Heleno Sezerino,
Universidade Federal de Santa Catarina

Aos meus pais, Jaime Oselame e Meri
Lúcia Custódio Oselame.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos que me ajudaram nesse trabalho, principalmente a:

À minha orientadora Rejane Helena Ribeiro da Costa, por confiar no meu trabalho e me dar todo o apoio necessário para a realização desta dissertação.

Aos meus pais, irmão e familiares que me incentivaram nessa etapa e em tantas outras.

A minha namorada Jamile, por todo amor e dedicação, por sempre me instigar a fazer um trabalho melhor, e me ajudar nas correções da dissertação.

A Heloísa, pelo auxílio na aquisição de dados do reator e nas análises laboratoriais.

A empresa Rotária do Brasil por ter permitido o acesso ao RBS para a realização do presente estudo.

Aos amigos do LABEFLU: Tiago, Hugo, Cláudia, Rodrigo, Jorge, Wanderli, Lorena e Viviane, pela paciência.

Aos funcionários do LIMA: Eliani e Vitor, pela assistência no laboratório.

Aos colegas, professores e funcionários do PPGEA.

Ao FINEP e ao CNPq pelo financiamento do projeto.

Aos professores Flávio Rubens Lapolli, Hugo Moreira Soares e Pablo Heleno Sezerino por aceitarem participar da banca.

Only one who devotes himself to a cause with his whole strength and soul can be a true master. For this reason mastery demands all of a person.

(Albert Einstein)

RESUMO

Entre os tipos de tratamento de esgoto baseados em processos biológicos, o mais utilizado é o de lodos ativados, o qual pode ser realizado em fluxo de batelada ou contínuo. Recentemente, os reatores em bateladas sequenciais (RBS) têm se destacado por apresentarem inúmeras vantagens como, por exemplo, baixo requisito de área, redução de custos quando comparados aos processos contínuos, e possibilidade de remoção conjunta de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo em um mesmo ciclo de operação. A modelagem matemática é um importante instrumento para o melhor entendimento dos processos que ocorrem em um reator biológico, assim como para a obtenção de parâmetros que permitam elaborar projetos e operar sistemas de lodos ativados. Neste contexto, o objetivo deste trabalho foi aplicar os principais modelos matemáticos utilizados em reatores de lodos ativados, o *Activated Sludge Model No. 1* (ASM1) e suas variações, ASM2d e ASM3, para simular o comportamento de um reator em bateladas sequenciais (RBS) em escala real utilizado para o tratamento de esgoto de origem sanitária. Para isso estudou-se dois tipos de ciclos operacionais do RBS: um com apenas uma entrada de esgoto (enchimento convencional) e outro com três entradas de esgoto (enchimento escalonado). Foram realizadas análises laboratoriais das amostras coletadas ao longo dos ciclos, sendo que os dados obtidos serviram para a calibração dos modelos. Os resultados indicaram que o modelo ASM1 foi o que melhor representou o ciclo com enchimento convencional, enquanto que o modelo ASM3 foi o que melhor simulou o ciclo com enchimento escalonado. A calibração com o modelo ASM3 foi a mais simples, devido à baixa interferência simultânea nos diversos componentes simulados, além daqueles que foram calibrados. Os parâmetros que interferiram de maneira mais objetiva no resultado da simulação, e, portanto foram usados para a calibração dos modelos foram: velocidade de crescimento heterotrófico (μ_H); velocidade de crescimento autotrófico (μ_A); velocidade de armazenamento (K_{STO}); fator de redução hidrólise anaeróbia (η_{fe}); velocidade de crescimento de organismos acumuladores de fósforo (μ_{PAO}); e armazenamento de organismos acumuladores de fósforo (q_{PHA}). Os resultados obtidos com a calibração indicam que essa foi feita de maneira correta, e o procedimento aplicado poderá ser usado em muitos trabalhos de simulação.

Palavras-chave: modelagem matemática, lodo ativado, reator em bateladas sequenciais, tratamento de esgoto sanitário.

ABSTRACT

Among the types of wastewater treatment based on biological processes, the most widely used is the activated sludge, which can be performed in batch or continuous flow. Recently, sequencing batch reactors (SBR) have distinguished themselves by presenting numerous advantages such as, low area requirement, cost reduction when compared to continuous processes, and the possibility of simultaneous removal of carbonaceous matter, nitrogen and phosphorus in a same cycle of operation. Mathematical modeling is an important tool for better understanding of the processes occurring in a biological reactor, as well as for obtaining parameters to develop projects and operate activated sludge systems. In this context, the aim of this study was to apply the main mathematical models used in activated sludge reactors, the Activated Sludge Model No. 1 (ASM1) and its variations, ASM2d and ASM3 to predict the behavior of a real-scale sequencing batch reactor (SBR) used for domestic wastewater treatment. Two operational cycles were study, one with only one wastewater input (conventional feed), and one with three wastewater inputs (step-feed). Laboratory analyses of samples collected during reactor cycles were performed, and the obtained data were used to calibrate the models. The results indicated that the ASM1 model was the best model to represent the cycle with conventional feed, while model ASM3 was the best simulating the step-feed cycle. The calibration with ASM3 was easier due to low interference components, besides those which are being calibrated. The parameters that affect more objectively the simulation result, and therefore should be used for calibration of the models, were: heterotrophic growth rate (μ_H), autotrophic growth rate (μ_A); storage rate (K_{STO}); anoxic growth factor (η_{fe}); growth rate for phosphorus accumulate organisms (μ_{PAO}); and storage of phosphorus accumulate organisms (q_{PHA}). The obtained results indicate that the calibration was well done, and the procedure can be used in many simulations researches.

Keywords: mathematical modeling, activated sludge, sequencing batch reactor, wastewater treatment.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Divisão do volume em um reator em bateladas sequenciais .	33
Figura 2. Fluxograma do Sistema de Tratamento.....	40
Figura 3: Definição do ciclo no ASIM®	51
Figura 4: Condições iniciais do reator.....	52
Figura 5: Dados do efluente de entrada	53
Figura 6: Parâmetros usados para calibração.....	54
Figura 7: Cinética do modelo ASM1	54
Figura 8: Gráfico de resultado da simulação	55
Figura 9: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração	71
Figura 10: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração	72
Figura 11: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração.....	73
Figura 12: Amônia antes (A) e após (B) a calibração.....	73
Figura 13: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração	74
Figura 14: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração	74
Figura 15: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração.....	76
Figura 16: Amônia antes (A) e após (B) a calibração.....	76
Figura 17: Fosfato antes (A) e após (B) a calibração	77
Figura 18: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração	78
Figura 19: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração	79
Figura 20: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração.....	79
Figura 21: Amônia antes (A) e após (B) a calibração.....	80
Figura 22: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração	81
Figura 23: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração	82
Figura 24: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração.....	82
Figura 25: Amônia antes (A) e após (B) a calibração.....	83
Figura 26: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração	84
Figura 27: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração	84
Figura 28: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração.....	85
Figura 29: Amônia antes (A) e após (B) a calibração.....	86
Figura 30: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração	87
Figura 31: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração.	87
Figura 32: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração.....	88
Figura 33: Amônia antes (A) e após (B) a calibração.....	89
Figura 34: DQO solúvel para ciclo otimizado com modelo ASM1	93
Figura 35: Amônia para ciclo otimizado com modelo ASM1.....	93

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Dados adotados para alcance do projeto.	39
Tabela 2 - Características físicas do reator.....	40
Tabela 3- Tempo das fases dos ciclos.....	41
Tabela 4. Métodos das análises físico-químicas.....	43
Tabela 5: Cinética dos componentes solúveis	56
Tabela 6: Cinética dos componentes particulados	57
Tabela 7: Velocidades constantes do ASM1 a 20°C	57
Tabela 8: Velocidades constantes do ASM2 a 20°C	58
Tabela 9: Velocidades constantes do ASM3 a 20 °C	59
Tabela 10: Características do esgoto afluyente	61
Tabela 11: Características do esgoto afluyente	61
Tabela 12: Tempo de retenção celular do RBS	62
Tabela 13: Características do efluente ao longo do ciclo escalonado.....	63
Tabela 14: Características do efluente ao longo do ciclo convencional	63
Tabela 15: Características iniciais do esgoto no ciclo escalonado.....	64
Tabela 16: Condições iniciais do esgoto no ciclo convencional	64
Tabela 17: Volumes de enchimento do ciclo escalonado.....	65
Tabela 18: Volume de enchimento do ciclo convencional.....	65
Tabela 19: Resultado obtido por outros autores para calibração dos modelos ASM2 e ASM3	66
Tabela 20: Parâmetros calibrados do ciclo com enchimento escalonado	67
Tabela 21: Parâmetros calibrados do ciclo com enchimento convencional.	69
Tabela 22: Resultado final para ciclo com enchimento escalonado	90
Tabela 23: Resultado final para ciclo com enchimento convencional	91
Tabela 24: Parâmetros usualmente utilizados em pH neutro no ASM1. ..	112
Tabela 25: Cinética ASM1 componentes solúveis.	131
Tabela 26: Cinética ASM1 componentes particulados.	132
Tabela 27: Cinética ASM2 componentes solúveis.	133
Tabela 28: Cinética ASM2 componentes particulados.	134
Tabela 29: Cinética ASM3 componentes solúveis.	136
Tabela 30: Cinética ASM3 componentes particulados.	137
Tabela 31: Estequiometria ASM1 componentes solúveis.	138
Tabela 32: Estequiometria ASM1 componentes particulados.	138
Tabela 33: Estequiometria ASM2 componentes solúveis.	139
Tabela 34: Estequiometria ASM2 componentes particulados.	140
Tabela 35: Estequiometria ASM3 componentes solúveis.	142
Tabela 36: Estequiometria ASM3 componentes particulados.	143

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ASIM® - Programa de simulação
ASM - Modelo de lodos ativados da IWA (*Activated sludge model*)
DBO₅-Demanda bioquímica de oxigênio
DQO-Demanda química de oxigênio
IWA – *International Water Association*
k_{STO} - Velocidade de armazenamento
LABEFLU - Laboratório de efluentes químicos e gasosos
NDS - Nitrificação e desnitrificação simultâneas
PAO - Organismos acumuladores de fósforo
q_{PHA} - Armazenamento de organismos acumuladores de fósforo
RBS - Reator em bateladas sequenciais
S - Material solúvel
S_A - Produtos da fermentação
S_{ALK} - Alcalinidade molar
S_F - Produtos orgânicos fermentáveis
S_{N2} - N₂Nitrogênio gasoso
S_{NH} - Amônia nitrogenada / S_{NH4} - NH₄⁺-N
S_{NO3} - NO₃⁻-N nitrato
S_{NO} - Nitrogênio orgânico solúvel/Nitrogênio na forma de nitrato
S_{NP} - Nitrogênio orgânico associado a X_P
S_O/S_{O2}/OD - oxigênio dissolvido
S_{PO4} - Fósforo orgânico/fosfato
S_S - DQO solúvel
X - Material particulado
X_{BA}/X_A - Biomassa autotrófica
X_{BH}/X_H - Biomassa heterotrófica
X_I/S_I - Material inerte
X_{NB} - Biomassa nitrogênio ativa
X_P - Material particulado formado do decaimento da biomassa
X_{PHA}-Polihidroxialcanoatos
X_{PP}-Polifosfatos
X_S - DQO particulada
X_{SST} - Sólidos suspensos totais
X_{STO} - Produtos internos do armazenamento celular
η_{fe} - Fator de redução hidrólise anaeróbia
μ_A - Velocidade de crescimento autotrófico
μ_H - Velocidade crescimento heterotrófico aeróbio e anóxico
μ_{PAO} - Velocidade de crescimento de organismos acumuladores de fósforo

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO.....	25
1.1 JUSTIFICATIVA.....	27
1.2 OBJETIVO.....	28
1.2.1 Objetivo Geral.....	28
1.2.2 Objetivos Específicos.....	28
2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	25
2.1 SISTEMAS DE LODOS ATIVADOS.....	29
2.2 REATORES EM BATELADAS SEQUENCIAIS (RBS).....	31
2.3 MODELAGEM MATEMÁTICA DE LODOS ATIVADOS.....	33
2.4 SIMULAÇÃO: APLICAÇÕES DO MODELO.....	35
3 METODOLOGIA.....	39
3.1 SISTEMA EXPERIMENTAL.....	39
3.2 MONITORAMENTO DO REATOR.....	42
3.2.1 Análises Físico-Químicas.....	42
3.2.2 Respirometria.....	43
3.3 MODELAGEM.....	45
3.3.1 RBS.....	45
3.3.2 Dados.....	47
3.3.3 Calibração.....	48
3.3.4 Simulação.....	49
3.3.5 ASIM.....	50
3.3.6 Cinéticas dos modelos.....	55
4 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	61
4.1 DADOS DO RBS.....	61
4.1.1 Características do esgoto bruto.....	61
4.1.2 Idade do lodo.....	62
4.1.3 Desempenho do Reator.....	62

4.1.4 Calibração do reator.....	65
4.1.5 Simulações e desempenho do reator.....	70
4.1.5.1 ASM1 com enchimento escalonado, ciclo dia 23/01/2012.....	70
4.1.5.2 ASM2 com enchimento escalonado, ciclo dia 23/01/2012.....	74
4.1.5.3 ASM3 com enchimento escalonado, ciclo dia 23/01/2012.....	77
4.1.5.4 ASM1 com enchimento convencional, ciclo dia 30/01/2012.....	81
4.1.5.5 ASM2 com enchimento convencional, ciclo dia 30/01/2012.....	84
4.1.5.6 ASM3 com enchimento convencional, ciclo dia 30/01/2012.....	86
4.1.6 Comparação entre dados finais obtidos e simulados antes e depois da calibração.....	89
4.1.7 Ciclo ideal com modelo mais representativo	92
5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	95
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	99

1 INTRODUÇÃO

A disposição final de esgotos sem tratamento prévio gera a contaminação das águas, especialmente por nitrogênio, fósforo e matéria orgânica. Os ambientes aquáticos naturais contêm normalmente, fitoplâncton, o qual depende dos nutrientes e da luz solar para sobreviver. Observa-se grande crescimento de algas e outras plantas em reservatórios de água quando são introduzidas elevadas cargas de nutrientes oriundos de esgotos domésticos. A proliferação excessiva desses organismos provoca: sabor e odor; toxidez; turbidez e cor; massa de matéria orgânica; lodo; e prejuízos aos usos da água. O acúmulo de plantas aquáticas provoca, dentre outros, prejuízos à navegação e recreação, assoreamento, diminuição da penetração da luz solar e o aumento da evapotranspiração. A elevada concentração de matéria orgânica dos esgotos e/ou da massa de fitoplâncton causa redução do nível de oxigênio dissolvido, o que afeta a respiração de peixes, bentos e plâncton.

Entre as doenças que podem ser adquiridas através da ingestão da água contaminada por esgotos pode-se destacar: febre tifóide e paratifóide; cólera; disenteria bacilar; amebíase; enteroinfecções; hepatite infecciosa; giardíase; e poliomeélite. O simples contato com a pele ou mucosa com a água contaminada pode provocar esquistossomose, doenças de pele, infecções nos olhos, ouvidos, nariz e garganta. Além disso, as águas contaminadas com nitratos podem causar dano à saúde humana, uma vez que esse composto pode reagir com o corpo humano produzindo as nitrosaminas, que são cancerígenas e podem causar metemoglobinemia em crianças.

O saneamento tem caráter preventivo, e objetiva proporcionar ao homem um ambiente adequado em que possa viver com qualidade de vida e saúde. A legislação ambiental contempla, além da necessidade de redução da poluição orgânica, a redução de nitrogênio para o lançamento de efluentes sanitários e/ou industriais em cursos d'água. As Resoluções nº 430/11 e 357/05 do CONAMA estabelecem padrões de lançamento de efluentes, assim como o Código Estadual de Meio Ambiente de Santa Catarina, Lei no 14.675/2009. A Lei Federal nº

9.433 de 1997 prevê que os valores arrecadados com a cobrança pelo uso de recursos hídricos serão aplicados prioritariamente na bacia hidrográfica em que foram gerados e serão utilizados no financiamento de estudos, programas, projetos e obras incluídos nos Planos de Recursos Hídricos.

No programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, o Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU) da Universidade Federal de Santa Catarina, coordenado pelos professores Rejane Helena Ribeiro da Costa e Paulo Belli Filho, desenvolve desde 1997 pesquisas sobre o tratamento de efluentes domésticos e industriais utilizando sistemas de biomassa fixa, como os reatores de leito fluidizado (WOLFF, 1997; BARTHEL, 1998; SALES, 1999; ALVES, 2000; HEIN DE CAMPOS, 2001; MARTINS, 2003) e os reatores de leito fluidizado em bateladas sequenciais (BARBOSA, 2004; BORTOLOTO NETO, 2004; HEIN DE CAMPOS, 2006), sistemas de biomassa suspensa, como os reatores em bateladas sequenciais (COSTA, 2005; THANS, 2008), sistemas híbridos, de fluxo contínuo ou em bateladas sequenciais (WOLFF, 2005; SOUTO, 2007; LAMEGO NETO, 2008), sistemas de biomassa granular em reatores em bateladas sequenciais (WAGNER, 2011; JUNGLES, 2011; WAGNER, em andamento) e também estudos sobre a dinâmica microbiana em sistemas de reatores em bateladas sequenciais (FERNANDES, em andamento).

Para atender aos problemas do saneamento básico e respeitar às legislações vigentes, a busca de soluções eficientes para o tratamento de esgotos é indispensável para a manutenção da saúde humana. Recentemente, os reatores em bateladas sequenciais têm se destacado por apresentarem inúmeras vantagens como, por exemplo, baixo requisito de área, redução de custos quando comparados aos processos contínuos e possibilidade de remoção conjunta de matéria carbonácea, nitrogênio e fósforo em um mesmo ciclo de operação. A grande vantagem do RBS é que esse permite a descentralização dos sistemas de tratamento, enquanto que reatores tipo UASB e do tipo lodo ativado convencional são utilizados de forma centralizada. Com o RBS pode-se tratar de maneira eficiente o efluente de residências, prédios e até condomínios (THANS, 2008).

A modelagem matemática é um importante instrumento para o melhor entendimento dos processos que ocorrem em um reator

biológico, assim como para a obtenção de parâmetros que permitam elaborar projetos e operar sistemas de lodos ativados, principalmente no que diz respeito à remoção de nutrientes e matéria orgânica, de forma a enquadrar o efluente nos padrões estabelecidos pela legislação ambiental.

As aplicações práticas da modelagem em reatores de lodos ativados são: otimização do desempenho dos processos nos reatores em operação; expansão de estações existentes; projeto de novas estações; verificar eficiência dos reatores desenvolvidos antes de sua instalação; desenvolvimento de novos tipos e conceitos de tratamento de esgotos; e treinamento e ensinamento sobre os processos de tratamento (MAKINIA, 2010).

1.1 JUSTIFICATIVA

O lançamento de matéria orgânica em corpos d'água causa redução de oxigênio dissolvido, com impactos sobre os organismos aeróbios e consequente desequilíbrio ecológico. O lançamento de nitrogênio e fósforo na água resulta no crescimento excessivo de algas e plantas aquáticas, fenômeno chamado de eutrofização (MOTA, 2006).

Os processos biológicos de tratamento de efluentes são largamente utilizados para a remoção de matéria orgânica e de nutrientes dos efluentes urbanos e industriais. Nesses processos, utilizam-se micro-organismos para degradar a matéria orgânica e outros componentes das águas residuárias.

Atualmente, o processo de tratamento mais amplamente utilizado no mundo é o sistema de lodos ativados, principalmente pela alta eficiência alcançada, associada à pequena área de implantação requerida, quando comparado a outros sistemas de tratamento. No processo de lodos ativados, a biomassa em suspensão é responsável pela redução dos poluentes. Dependendo do projeto, os reatores de lodos ativados podem reduzir nitrogênio e fósforo, além de matéria orgânica. Muitos tipos de configurações de reatores foram desenvolvidos ao longo dos anos, sendo uma delas o reator em bateladas sequenciais (RBS).

A partir da expansão dos sistemas de lodos ativados, criou-se a necessidade de desenvolver modelos que simulassem as reações biológicas e químicas do sistema. Os modelos de lodos ativados são um grupo de equações diferenciais que representam as reações biológicas, químicas e hidrodinâmicas que acontecem no reator. Dessa forma, dentre os propósitos da modelagem pode-se citar o controle, o projeto e a simulação de reatores de lodos ativados (GERNAEY *et al.*, 2004).

1.2 OBJETIVO

1.2.1 Objetivo Geral

O objetivo geral do trabalho é estudar a calibração e a simulação da remoção da matéria orgânica e de nutrientes, utilizando o programa ASIM® e os modelos ASM1, ASM2d e ASM3, para o aperfeiçoamento de um reator operado em bateladas sequenciais (RBS) em escala real, visando o melhor controle e a resposta imediata no sistema operado.

1.2.2 Objetivos Específicos

- ✓ Calibrar os modelos a partir do desempenho do RBS no tratamento de esgotos domésticos, quanto à remoção simultânea de nutrientes e de matéria orgânica utilizando os modelo (ASM1) e suas variações (ASM2d e ASM3), implementados no programa ASIM®;
- ✓ Identificar, entre o modelo *Activated Sludge Model No. 1* (ASM1) e suas variações (ASM2d e ASM3), qual deles melhor se aplica para a simulação do comportamento do carbono, nitrogênio e fósforo no reator;
- ✓ Determinar, por meio de simulações, o funcionamento ideal do reator, de acordo com a concentração de oxigênio dissolvido, forma de enchimento e duração dos ciclos.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 SISTEMAS DE LODOS ATIVADOS

No meio ambiente, a matéria orgânica é convertida em minerais inertes por mecanismos naturais, caracterizando o fenômeno da autodepuração. Em uma estação de tratamento de esgotos, os mesmos fenômenos básicos ocorrem, mas a diferença é que há a introdução de tecnologia, a qual tem como objetivo fazer com que o processo de depuração se desenvolva em condições controladas e em velocidades mais elevadas (VON SPERLING, 2006).

Desta forma, o tratamento biológico utiliza microrganismos para a conversão da matéria orgânica ou outros componentes das águas residuárias a subprodutos e novas células, sendo extensivamente utilizados para a remoção de carbono e de nutrientes, como nitrogênio e fósforo, em despejos urbanos e industriais (WOLFF, 2005).

No fim do século XIX, os processos físico-químicos eram os mais populares da época, e os processos biológicos de tratamento estavam restritos ao uso de filtros intermitentes, filtros biológicos, leitos percoladores e tanques sépticos. Contudo, nenhum desses processos oferecia um efluente de alta qualidade. Foi na busca de um sistema de tratamento mais eficiente que Lockett e Arden desenvolveram em 1914 o sistema de lodos ativados (JORDÃO & PESSÔA, 2005; VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

Entretanto, foi somente a partir de 1950 que houve um grande desenvolvimento em nível de tecnologia (aeradores, metodologias de projeto) e de pesquisas (estudos da cinética de crescimento microbiano, cálculos para dimensionamento) (GONÇALVES *et al.*, 2001). Atualmente, o tratamento biológico por lodos ativados é o mais utilizado para a depuração de esgotos sanitários e industriais, caracterizados por contaminação de carga orgânica e produtos nitrogenados, representando um sistema de tratamento com baixo custo de investimento e alta taxa de eficiência (remoção de DBO/DQO) (MELCHIOR *et al.*, 2003).

As partes integrantes do sistema de lodos ativados são: tanque de aeração, decantador secundário e recirculação do lodo. O esgoto, proveniente do tratamento preliminar ou do tratamento primário, e o lodo ativado, proveniente da recirculação, são encaminhados para o tanque de aeração, onde são aerados, misturados e agitados. Neste tanque ocorrem as reações de degradação biológica do substrato. No decantador secundário ocorre a sedimentação dos sólidos (biomassa), permitindo que o efluente final saia clarificado. A maior parte desse lodo sedimentado no fundo do decantador retorna ao tanque de aeração (lodo de recirculação), enquanto uma parcela menor é retirada para tratamento específico ou destino final (lodo excedente). Devido à recirculação dos sólidos, estes permanecem no sistema por um tempo superior ao do líquido, o que garante a elevada eficiência do processo, já que a biomassa tem tempo suficiente para metabolizar praticamente toda a matéria orgânica dos esgotos (VON SPERLING, 2002).

A biomassa é separada no decantador secundário em virtude da sua propriedade de formar flocos, os quais possuem maiores dimensões, o que facilita o processo de sedimentação. Segundo Bento *et al.* (2005), os flocos biológicos constituem um microssistema complexo formado por bactérias, fungos, protozoários e micrometazoários. As bactérias são as principais responsáveis pela depuração da matéria carbonácea e pela estruturação dos flocos.

Existem diversas variantes do processo de lodos ativados. Em relação à idade do lodo (tempo de retenção dos sólidos), o sistema pode ser classificado em lodos ativados convencional e lodos ativados por aeração prolongada.

No sistema de lodos ativados convencional, o lodo permanece no reator durante 4 a 10 dias. Com este período, a biomassa retirada no lodo excedente requer ainda uma etapa de estabilização no tratamento do lodo, por conter ainda um elevado teor de matéria orgânica na composição de suas células (VON SPERLING, 2002). Já no processo por aeração prolongada, a biomassa permanece no reator por um período maior (18 a 30 dias), implicando numa maior quantidade de biomassa e na necessidade de um tanque de aeração de maiores dimensões, em comparação com os sistemas de lodos ativados convencionais.

O processo de lodos ativados pode ser classificado também em relação ao fluxo, podendo ser de fluxo contínuo, como é caso do sistema

convencional e do processo de aeração prolongada, ou de fluxo intermitente, como é o caso dos reatores em bateladas sequenciais (RBS).

2.2 REATORES EM BATELADAS SEQUENCIAIS (RBS)

O reator em bateladas sequenciais (RBS) pode ser considerado a mais promissora e viável modificação do sistema de lodos ativados para a remoção de matéria orgânica e de nutrientes. Em um curto período, o processo em bateladas se tornou muito popular para o tratamento de esgotos domésticos e industriais, devido a sua eficiência, simplicidade e flexibilidade de operação (ARTAN & ORHON, 2005).

Com os avanços tecnológicos dos dispositivos de aeração e dos sistemas de controle e automação, os reatores RBS se tornaram mais viáveis que os sistemas de lodos ativados convencionais (AL-REKABI *et al.*, 2007).

Esse tipo de reator é basicamente um tanque que serve como reator biológico e também como decantador. Segundo Artan & Orhon (2005), enquanto que a aeração e decantação acontecem em unidades separadas nos processos de fluxo contínuo, no RBS elas acontecem no mesmo tanque em uma sequência temporal. O funcionamento do RBS acontece em uma operação cíclica, em que cada ciclo incorpora o mesmo padrão de sucessivas fases selecionadas. Diferentemente do processo por fluxo contínuo, a alimentação é feita durante porções desejadas do ciclo.

Todas as etapas do tratamento ocorrem em um ou mais reatores de mistura completa, e isso é possível através do estabelecimento de ciclos de operação que apresentam durações definidas (VON SPERLING, 2005). Segundo Artan & Orhon (2005), a duração de cada ciclo e o padrão de alimentação podem ser ajustados independentemente para determinado modo de operação.

O ciclo do RBS envolve basicamente as etapas de enchimento, reação, decantação, descarga e repouso. Na fase de enchimento ocorre a adição do esgoto bruto no reator, começando as reações bioquímicas com a aeração e mistura, com exceção da alimentação estática, onde a

aeração é desligada. Antes de começar essa fase, já está no reator a biomassa ativa, ou seja, o lodo sedimentado que permaneceu do ciclo anterior (repouso), a qual irá interagir com o novo afluente.

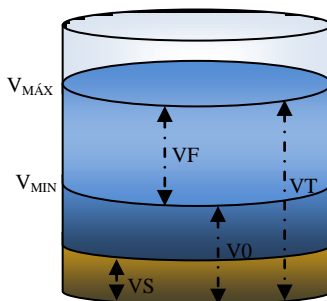
Após o enchimento, inicia-se a etapa de reação, que tem por objetivo completar as reações iniciadas na fase de enchimento. Nessa etapa é realizada a mistura completa, podendo apresentar uma alternância de condições aeróbias, anóxicas e anaeróbias, dependendo do objetivo do tratamento (WILDERER *et al.*, 2001).

Na fase de sedimentação, os aeradores são desligados e ocorre a separação sólido-líquido. O sobrenadante acima do lodo sedimentado é retirado durante a fase de descarte. Depois desta fase, a biomassa permanece no reator em repouso até o começo do próximo ciclo. A fase de repouso é usada para ajustar o tempo entre o fim de um ciclo e o início do outro. Essa fase permite dar maior flexibilidade ao sistema, sendo possível estender a duração de outro ciclo e até remover o lodo excedente, quando necessário (ARTAN & ORHON, 2005).

Como pode ser observado na Figura 1, o processo do RBS incorpora um reator de volume variável. O volume total do reator (VT) é composto por duas frações independentemente controladas: a fração estacionária (V0), que basicamente armazena o lodo sedimentado (VS) e uma zona limpa; e o volume VF, que representa a quantidade de sobrenadante descartado e o de esgoto adicionado a cada ciclo (ARTAN & ORHON, 2005). A zona de carga (VF) refere-se à parte superior do volume útil do tanque, podendo ficar vazia ou cheia, dependendo da fase. A parte inferior consiste na zona de lodo sedimentado. Por medida de segurança e visando evitar o arraste do lodo sedimentado durante a fase de descarga, é necessário existir uma zona limpa entre a zona de carga e de lodo, composta por uma camada de líquido clarificado (SANTOS *et al.*, 2006).

A flexibilidade de operação é um parâmetro fundamental do RBS, sendo possível ajustar o tempo dos ciclos através da mudança da duração das fases, uma vez que o sistema é automatizado. Portanto, esse tipo de tratamento é bastante adequado para o controle de problemas provenientes de variações de carga, permitindo também o tratamento de esgoto de forma descentralizada (WILDERER *et al.*, 2001).

Figura 1. Divisão do volume em um reator em bateladas sequenciais
Adaptado de Artan e Orhon, 2005.



O alcance da eficiência desejada depende principalmente da seqüência apropriada e duração das diferentes fases do ciclo, assim como a correta escolha dos parâmetros de dimensionamento como a idade do lodo (ARTAN & ORHON, 2005). É necessário também que haja suprimento satisfatório de oxigênio e que a biomassa ativa seja suficiente para metabolizar a matéria orgânica presente no esgoto. Para que não haja fuga de biomassa no efluente tratado é preciso efetuar corretamente a remoção do excesso de lodo (SANTOS *et al.*, 2006).

2.3 MODELAGEM MATEMÁTICA DE LODOS ATIVADOS

Modelos matemáticos são conjuntos de equações, geralmente baseados na teoria e fundamentados em dados empíricos, sendo que no caso do modelo de lodos ativados, os mesmos representam os processos que ocorrem no tratamento das águas residuárias. Cada processo é representado pelo seu próprio modelo. Os modelos de processos tais como a clarificação e a sedimentação são bem conhecidos e bastante simples. Porém, modelagens de processos biológicos de tratamento de esgotos, como lodos ativados, são mais complexas.

O principal conjunto de modelos para o processo de lodos ativados foi desenvolvido pela *International Water Association* (IWA). O primeiro modelo foi desenvolvido em 1986 e foi chamado de modelo de lodo ativado (ASM). Mais tarde conhecido como ASM1, este modelo foi capaz de modelar a oxidação biológica do carbono, a nitrificação e a desnitrificação (USEPA, 2009).

Embora o ASM1 tenha apresentado amplo uso entre a indústria e a academia, ele possui algumas limitações. Por exemplo, o modelo assume temperatura e pH constantes, não inclui a remoção de fósforo, e as reações biológicas não dependem da fonte de carbono. A fim de melhorar o modelo, foram desenvolvidos outros modelos, dentre eles, o ASM2 que inclui a remoção de fósforo. Já o ASM3 foi destinado a lidar com limitações, tais como a independência de fonte de carbono e temperatura, e posteriormente foi estendido para conter a remoção biológica de fósforo por organismos acumuladores de fósforo (ASM3-bio-P) (USEPA, 2009).

A principal diferença entre os modelos ASM1 e ASM3 é que este último reconhece a importância de polímeros de armazenamento nas conversões heterotróficas dos processos de lodos ativados. No modelo ASM3 presume-se que todo o substrato rapidamente biodegradável (S_S) é armazenado em um componente interno da célula (X_{STO}) antes do crescimento. A biomassa heterotrófica é modelada como uma estrutura celular interna, similar aos organismos acumuladores de fósforo. O componente (X_{STO}) é posteriormente utilizado para o crescimento da biomassa, diferentemente do ASM1 onde o crescimento celular é diretamente ligado ao substrato externo. Uma segunda diferença entre ASM1 e ASM3 é que este último é mais fácil de calibrar. Isto acontece pela alteração do modelo morte-regeneração, por um modelo de respiração-crescimento endógeno (GERNAEY *et al.*, 2004).

O modelo ASM2d se baseia no ASM2, acrescentando a desnitrificação por organismos acumuladores de fósforo, que permite uma melhor descrição da dinâmica do fósforo e do nitrogênio (GERNAEY *et al.*, 2004).

O modelo ASM3 foi testado por Koch *et al.* (2000), com base em dados de reatores em escala piloto e também de reatores em escala real de estações de tratamento na Suíça. O modelo calibrado pôde modelar corretamente a produção de lodo e a desnitrificação com os parâmetros

padronizados. Em relação ao ASM1, o modelo ASM3 pôde gerar melhores resultados de simulações do comportamento comum em estações de tratamento de esgoto.

Uma síntese com a descrição dos modelos e suas variáveis está apresentada no Anexo 1, tendo por base o trabalho elaborado por Henze et al. (2000).

2.4 SIMULAÇÃO: APLICAÇÕES DO MODELO

As aplicações práticas da modelagem podem ser classificadas de acordo com as seguintes categorias: otimização de estações existentes, ampliação de reatores existentes, projeto de novas estações e desenvolvimento de novos conceitos de tratamento. A otimização de unidades existentes pode ser considerada a melhor oportunidade para o uso do modelo, sendo que o modelo pode ser calibrado e validado de acordo com os dados da unidade já em funcionamento. Recentemente, o uso da simulação como didática de ensino tem recebido maior atenção, principalmente para o treinamento e ensinamento da equipe que opera as estações (MAKINIA, 2010).

Os modelos desenvolvidos pela IWA têm sido implementados em programas chamados de plataformas de simulação, sendo que os mais populares e conhecido são: ASIM®, BioWin®, GPS-X®, SIMBA® e WEST®.

Gehring *et al.* (2010) utilizaram uma versão estendida do ASM3 para a modelagem de lagoas de estabilização, usando o software SIMBA®. Nesse estudo foram feitas alterações no modelo ASM3 incluindo a biomassa algal e processos de transferência de oxigênio dependendo da velocidade do vento e do equilíbrio iônico. Bons resultados foram obtidos a partir da intensidade solar e da concentração de sólidos suspensos totais (SST), permitindo a simulação da biomassa algal.

A plataforma BioWin® foi utilizada no trabalho de Liwarska-Bizukoje *et al.* (2011), em um reator de fluxo contínuo em escala real na Polônia. Observou-se para os 10 parâmetros mais sensitivos um bom

ajuste dos dados, considerando o reator em estado estacionário ou estado dinâmico.

Shorbagy *et al.* (2011) usaram a modelagem matemática para otimizar o funcionamento de um reator, em termos de custos fixos e operacionais, para remoção biológica de nutrientes. O módulo Bio-P do Instituto Suíço de Pesquisa EAWAG, desenvolvido por Riegel *et al.* (2001), foi utilizado juntamente com o modelo ASM3.

El-Fadel *et al.* (2012) relatam resultados obtidos sobre o fracionamento da DQO e parâmetros cinéticos de reatores RBS, usados no tratamento de efluente de indústria de papel. Os autores utilizaram como base o modelo ASM1.

Ekama & Wentzel (2004) utilizaram o software ASIM® para simular a matéria inorgânica no sistema de lodos ativados. Já Gujer & Larsen (1995) utilizaram o programa para implementar modelos de princípios de conservação e biocinéticos.

O programa ASIM® é de simulação não livre, que permite a utilização de diferentes sistemas de lodos ativados, inclusive por bateladas sequenciais. O programa foi supervisionado pelo Professor Willi Gujer no *Institute for Hydromechanic Sand Water Resources Management (ETH)* em Zurique, Suíça, podendo ser adquirido no instituto de pesquisa EAWAG (www.asim.eawag.ch). A simulação pode ser executada para uma estação com mais de 10 reatores em série, em condições aeróbias, anóxicas e anaeróbias. Os modelos podem ser implementados pelo usuário, sendo que o programa apresenta uma biblioteca com os modelos ASM1, ASM2d e ASM3.

O programa permite fazer uma simulação estática ou dinâmica, ou seja, permite simular condições presentes e de um longo período de operação. Os dados de entrada como: carga, processos, temperatura e parâmetros operacionais podem ser introduzidos através de um arquivo chamado “*variation*”. O programa ainda permite que os dados simulados sejam comparados com os dados reais, sendo que os resultados podem ser exportados em forma de planilha eletrônica (MAKINIA, 2010).

É possível definir no ASIM® controladores proporcionais, como dispositivos de controle de aeração. Pode-se também efetuar simulações dinâmicas de variação de carga, variações de temperatura, de aeração e de parâmetros operacionais como: remoção de lodo, taxas de

recirculação, etc. A característica principal do ASIM® é que os modelos podem ser livremente definidos, editados e armazenados pelo usuário. Isso permite que o pesquisador desenvolva seu próprio modelo (ASIM, 2012).

3 METODOLOGIA

3.1 SISTEMA EXPERIMENTAL

Este estudo foi realizado em uma estação de tratamento de esgoto em escala real, cujo processo de tratamento é o de lodos ativados. O funcionamento do reator se deu em bateladas sequenciais, sendo que o mesmo foi desenvolvido pela empresa Rotária do Brasil, de forma a atender aos padrões de qualidade exigidos para o lançamento de efluentes em corpos d'água (Resolução CONAMA n° 357/2005, Resolução CONAMA n° 430/2011 e Lei estadual 14.675/2009).

O sistema de tratamento utilizado nesta pesquisa localiza-se na Rodovia Virgílio Várzea, no bairro João Paulo, na cidade de Florianópolis, Santa Catarina, tendo sido projetado para atender a uma demanda populacional final de projeto, conforme apresentado na Tabela 1.

Tabela 1 - Dados adotados para alcance do projeto.

Descrição	Reator
Tipo Ocupação	Residencial
População Total	840
Consumo Per Capita	200 L.(hab·dia) ⁻¹
Vazão Média Diária de Esgoto	141,1 m ³ ·dia ⁻¹

O sistema é composto por tratamento preliminar/primário e tratamento secundário. Na Figura 2 é apresentado o fluxograma do sistema de tratamento. A unidade de tratamento preliminar/primário do esgoto é constituída de decantação e equalização em câmaras, denominado reator compartimentado, formado por tanque séptico (para remoção de sólidos grosseiros), desarenação e retenção de gorduras. O tratamento secundário é realizado por meio de um RBS. As dimensões e o teor de sólidos em suspensão do reator estão apresentados na Tabela 2.

Figura 2. Fluxograma do Sistema de Tratamento

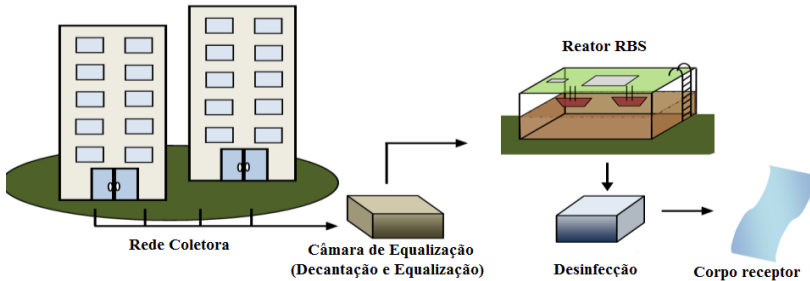


Tabela 2 - Características físicas do reator.

Altura (m)	4,2
Largura (m)	4,5
Comprimento (m)	11,15
Volume útil total (m^3)	155
Volume total do enchimento escalonado (m^3)	29,8
Volume do enchimento convencional (m^3)	26,3
Teor de SST ($g \cdot L^{-1}$)	3

O efluente utilizado na unidade de tratamento era proveniente da rede coletora de esgotos de um condomínio residencial, entrando no reator de forma descontínua, após ser bombeado da câmara de equalização. O reator foi operado por técnicos da empresa Rotária em temperatura ambiente (entre 20 a 30 °C). Depois do enchimento, a aeração artificial definia o início dos processos biológicos aeróbios. Esta aeração era realizada por meio de um sistema composto por compressores de ar, que enviavam o ar comprimido para o interior do reator, passando por uma membrana de bolhas finas. Após esta fase, interrompia-se a aeração e iniciava-se a fase de sedimentação do lodo formado. A fração de esgoto tratado e clarificado era retirada por vertedouros. Em seguida, o ciclo era reiniciado com o novo enchimento do tanque.

Como o reator foi operado em escala real, a duração dos ciclos variou de acordo com o nível no tanque de chegada. Sempre que o tanque estava cheio o ciclo era menor (ciclo convencional) e quando o tanque estava vazio o ciclo era maior (ciclo escalonado). O reator em

estudo foi operado com enchimento convencional (apenas uma entrada de esgoto) e enchimento do tipo escalonado, onde ocorre a distribuição de esgoto ao longo do ciclo, a fim de otimizar as condições propícias à nitrificação, desnitrificação e biodesfosfatação. O enchimento escalonado podia ser feito com 2, 3 ou 4 entradas, com os volumes de esgoto variando a cada ciclo.

Para a modelagem matemática, foram utilizados dois tipos de ciclos, conforme descrito na Tabela 3. No ciclo onde foi aplicado o enchimento escalonado, com 3 entradas de esgoto, e duração total de 8 h, distribuídas nas seguintes fases: enchimento, sendo a primeira entrada de 1 h e duas entradas com duração de 0,75 h; reação aeróbia com duração de 4 h, sendo 1 h de reação após a primeira e segunda entrada, e 2 h de reação após a terceira entrada; sedimentação (1 h); e retirada (0,5 h). No outro ciclo, foi aplicado o enchimento convencional, com apenas uma entrada de esgoto, e teve duração total de 3,5 h, distribuídas nas seguintes fases: enchimento (0,9h), reação aeróbia (1,1 h), sedimentação (1 h) e retirada (0,5 h).

Tabela 3: Tempo das fases dos ciclos.

Fase	Ciclo escalonado	Ciclo convencional
Enchimento	1 h, 0,75 h, 0,75 h	0,9 h
Reação aeróbia	1 h, 1 h, 2 h	1,1 h
Sedimentação	1 h	1 h
Retirada	0,5 h	0,5 h
Total	8 h	3,5 h

Todo o processo de alimentação, aeração, mistura e esvaziamento do reator era automatizado, dispensando a presença contínua de um operador na ETE. Além disso, para que a eficiência do reator não fosse comprometida, sensores internos foram utilizados para acionar o sistema de bombeamento e também para retirar o lodo formado e já sedimentado, sempre que este atingisse a concentração pré-estabelecida em projeto ($3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SST), durante a sua operação.

O lodo produzido durante o processo de tratamento no reator era disposto em um tanque-estoque. Quando o tanque atingia seu limite de armazenamento (39 m^3), uma empresa especializada no tratamento de lodos de esgotos sanitários, devidamente licenciada pela FATMA e

Vigilância Sanitária do Município, era contratada para que fosse feito o esgotamento por meio de caminhão limpa-fossa.

A desinfecção do efluente tratado era feita através de cloração por solução hipoclorito de sódio a 12%, com aplicação na saída do reator RBS. Após a adição do agente químico, o efluente passava pelo tanque de contato e seguia para a destinação final na rede pluvial.

3.2 MONITORAMENTO DO REATOR

O monitoramento do reator foi realizado no período entre abril de 2011 e julho de 2012. Ao todo 19 coletas foram efetuadas para amostras do esgoto bruto/afluente (entrada do reator), do licor misto/dentro do reator (ao longo de todo o ciclo, com coletas realizadas de meia em meia hora) e do efluente tratado (saída do reator). Dentre todos os ciclos monitorados, dois tiveram maior ocorrência, o ciclo convencional acontecia sempre que o tanque de chegada estava cheio, e o ciclo escalonado com 3 entradas quando o tanque estava vazio.

3.2.1 Análises Físico-Químicas

As amostras coletadas foram armazenadas em frascos coletores apropriados e em seguida encaminhadas ao Laboratório Integrado do Meio Ambiente (LIMA) do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFSC, para a realização das análises físico-químicas. Estas análises foram feitas segundo as metodologias recomendadas pelo *Standard Methods* (APHA, 2005). Os métodos das análises estão listados na Tabela 4. Os resultados das amostras foram utilizados como dados de entrada do reator e dados finais para a calibração, comparando os dados simulados com os dados reais obtidos.

Tabela 4. Métodos das análises físico-químicas.

Análises	Métodos
Oxigênio Dissolvido ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$), temperatura ($^{\circ}\text{C}$) e pH	Sonda multi-parâmetro (YSI 6620)
Nitrito ($\text{N}\text{-NO}_2^-$), Nitrato ($\text{N}\text{-NO}_3^-$), fosfato ($\text{P}\text{-PO}_4$)	Cromatografia líquida de troca iônica (DIONEX DX 120)
Nitrogênio Amoniacal ($\text{N}\text{-NH}_4^+$)	Método colorimétrico de Nessler
Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK)	Digestão e destilação VELD
Demanda Química de Oxigênio ($\text{DQO}_{\text{solúvel}}$ e $\text{DQO}_{\text{total}}$)	Método colorimétrico em refluxo fechado
Sólidos Suspensos Totais (SST), Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) e Sólidos Suspensos Fixos (SSF)	Método gravimétrico
Alcalinidade	Titulação potenciométrica com solução de H_2SO_4 0,02N

3.2.2 Respirometria

Foram realizados testes respirométricos a fim de caracterizar a atividade da biomassa presente no reator, a partir da determinação da velocidade de consumo de oxigênio (TCO) e da velocidade específica de consumo de oxigênio ($\text{TCO}_{\text{específica}}$). Esses testes foram realizados seguindo a metodologia descrita por Schmidell (2001). Os valores de TCO foram obtidos experimentalmente no gráfico, sobre a curva de consumo de oxigênio (respirograma). Já a $\text{TCO}_{\text{específica}}$ foi obtida a partir da Equação 1.

$$\text{TCO}_{\text{específica}} = \frac{\text{TCO}}{X}$$

Equação 1

Onde:

X é a concentração celular ($\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSV).

A respirometria foi utilizada ainda para determinar a concentração de biomassa ativa autotrófica e heterotrófica. Este teste

segue a metodologia descrita por Wolff *et al.* (2003), onde o consumo de oxigênio é medido em três condições diferentes para obter:

1. Respiração endógena (TCO_{end});
2. Consumo de oxigênio durante a nitrificação (TCO_A), sem fonte de carbono, após a adição de substrato específico para as bactérias autotróficas;
3. Respiração exógena (TCO_H) com adição de fonte de carbono (substrato para as bactérias heterotróficas), após a inibição da nitrificação com Allylthiourea (ATU) - que é um inibidor seletivo do grupo das *Nitrosomonas*.

A concentração de biomassa ativa heterotrófica (BAH) e de biomassa ativa autotrófica (BAA) foi calculada de acordo com o *ASMI – Activated Sludge Model n.1* (HENZE *et al.*, 1987), usando as Equações 2 e 3.

$$X_H = \frac{1}{\mu_{Hmax}} \frac{Y_H}{1 - Y_H} (TCO)_{Hmax}$$

Equação 2

$$X_A = \frac{1}{\mu_{Amax}} \frac{Y_A}{4,57 - Y_A} (TCO)_{Amax}$$

Equação 3

Onde:

X_H : concentração de biomassa heterotrófica ($mg \cdot L^{-1}$ de DQO);

X_A : concentração de biomassa autotrófica ($mg \cdot L^{-1}$ de DQO);

μ_{Hmax} : velocidade de crescimento heterotrófico (d^{-1});

μ_{Amax} : velocidade de crescimento autotrófico (d^{-1});

Y_H : taxa de conversão heterotrófica ($gDQO \cdot gDQO_{oxidado}^{-1}$);

Y_A : taxa de conversão autotrófica ($gDQO \cdot gN_{oxidado}^{-1}$);

$(TCO)_{Hmax}$: velocidade máxima de consumo de oxigênio da biomassa heterotrófica ($mgO_2 \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$);

$(TCO)_{Amax}$: velocidade máxima de consumo de oxigênio da biomassa autotrófica ($mgO_2 \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$).

Os parâmetros estequiométricos Y e cinéticos μ_{max} utilizados para o cálculo foram obtidos na literatura (HENZE *et al.*, 1987), sendo:

Y_H : 0,67 g DQO · g DQO_{oxidado}⁻¹;

$$\begin{aligned}
 Y_A: & 0,24 \text{ g DQO} \cdot \text{g N}_{\text{oxidado}}^{-1}; \\
 \mu_H: & 6 \text{ d}^{-1} \text{ a } 20 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (fator de correção da temperatura = 1,103);} \\
 \mu_A: & 0,75 \text{ d}^{-1} \text{ a } 20 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (fator de correção da temperatura = 1,072).}
 \end{aligned}$$

3.3 MODELAGEM

Para a modelagem, primeiro foi definida a hidráulica do reator e o modelo utilizado. Em seguida foram inseridos os valores iniciais do reator, dados físicos do ciclo e do esgoto dentro do reator ao longo do ciclo, juntamente com os do afluente. Após a definição do ciclo, foram feitas as primeiras simulações. Os valores de saída, de acordo com cada modelo, foram então comparados com os dados reais do monitoramento do reator. Sendo assim, com a comparação dos dados foi feita a calibração para definir as velocidades da reação, e aproximar os valores simulados dos reais. A partir da calibração, foram feitas as simulações finais, onde os resultados obtidos já estão de acordo com a calibração. Com as simulações finais pôde-se, por exemplo, aperfeiçoar a eficiência do reator para a remoção de DQO e amônia.

3.3.1 RBS

Em função da definição de vazão do reator, tem-se o comportamento hidráulico de qualquer componente do modelo, podendo ser definido usando-se a Equação 4.

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{Q_{in}}{V_{oi} + Q_{in}t} (C_{Ain} - C_A)r_A$$

Equação 4

Onde:

Q_{in} : vazão afluente no reator ($\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$);

C_{Ain} : concentração inicial do componente do afluente ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$);

C_A : concentração do componente em um tempo, t ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$);

V_{0i} : volume inicial do reator (m^3);
 r_A : taxa de conversão para o componente C_A .

Durante a fase da reação, o RBS funciona como um reator de mistura completa com volume constante, tendo então a equação do balanço de massa reduzida (Equação 5).

$$\frac{dC_A}{dt} = r_A$$

Equação 5

Onde:

C_A : concentração do componente em um tempo, t ($mg \cdot L^{-1}$);
 r_A : taxa de conversão para o componente C_A .

O tempo de retenção de sólidos (idade do lodo) para um sistema RBS foi calculado a partir da Equação 6 (LIU & TAY, 2007).

$$\theta_x = \frac{X_{SSV} V_u}{(X_d V_d + X_e V_e) / t_c}$$

Equação 6

Onde:

Θ_x : tempo de retenção de sólidos (idade do lodo) (dias);
 X_{SSV} : concentração de sólidos suspensos voláteis no reator ($mg \cdot L^{-1}$ de SSV);
 V_u : volume útil do reator(L);
 X_e : concentração de sólidos suspensos voláteis no efluente tratado ($mg \cdot L^{-1}$ de SSV);
 V_e : volume de efluente tratado descartado do reator (L);
 X_d : concentração de biomassa manualmente descartada ($mg \cdot L^{-1}$ de SSV);
 V_e : volume de biomassa descartada manualmente (L);
 t_c : tempo de duração do ciclo (d).

Uma vez que não há descarga manual de lodo durante o funcionamento do reator a Equação 6 pode ser simplificada na Equação 7:

$$\theta_x = \frac{X_{SSV} V_u}{(X_e V_e) / t_c}$$

Equação 7

Assume-se que o lodo em excesso é retirado periodicamente, de acordo com a idade do lodo Θ_x , e que a sedimentação é perfeita, sem a retirada de sólidos em suspensão com o efluente decantado. Sendo assim, a concentração de qualquer componente particulado inicial (X_{ini}) pode ser calculada a partir da Equação 8.

$$V_0 X_{ini} = V_T X_n (1 - 1/m\theta_x)$$

Equação 8

Onde:

X_n : Concentração de qualquer componente particulado ao fim da fase do reator.

Para o cálculo do estado estacionário, o termo $\frac{dC_A}{dt}$ da Equação 4 e Equação 5 deve ser igualado à zero (LEVY, 2007).

3.3.2 Dados

Para a condição inicial do reator foram escolhidos os valores finais do ciclo. As variáveis S_I e X_I , substâncias não biodegradáveis solúveis e sólidas, respectivamente, não foram consideradas, pois não sofrem nenhuma alteração durante o processo. Para condição inicial do reator e para as simulações foram consideradas as variáveis do modelo ASM1: S_s , substrato rapidamente biodegradável; X_s , substrato lentamente biodegradável; S_{NO} , nitrogênio na forma de nitrato; e S_{NH} , nitrogênio na forma de amônia. No ASM2d e ASM3 ainda foi considerada a variável X_{SST} , referente aos sólidos suspensos totais. Já a

variável S_{PO_4} , fosfato, só foi considerada no ASM2d, por não existir no ASM1 nem no ASM3. O módulo de remoção de fósforo do ASM3, ASM3-bio-P não foi utilizado.

3.3.3 Calibração

A calibração foi feita manualmente a partir dos dados iniciais e dos ciclos obtidos da operação do reator, através do método indicado por Henze *et al.* (2000), de acordo com o Anexo 1.

Para calibrar o modelo com os dados experimentais somente alguns parâmetros precisaram ser alterados. A calibração foi feita de maneira lógica com um processo iterativo, alterando apenas algumas das diversas constantes de cada vez. Cada alteração correspondeu a uma iteração. Contudo, deve ser enfatizado que a calibração deve ser feita com o entendimento dos processos envolvidos, caso contrário essa demandaria muito tempo e poderia levar a extrapolações não plausíveis.

A calibração foi feita com os valores afluente e efluente do RBS, onde foram calibrados os parâmetros das bactérias autotróficas, heterotróficas, desnitrificantes e fosfotróficas. A DQO solúvel, NH_4^+ , NO_3^- e PO_4^{3-} no efluente permitiram a calibração da cinética de crescimento.

A calibração dos parâmetros μ_H , b_H e $K_A(H)$ e $K_{O_2}(H)$ foram baseadas nas análises laboratoriais de cada parâmetro. Quando os valores de DQO solúvel estivessem mais de cinco vezes diferentes do que o alcance normal dos coeficientes de saturação, então a calibração era feita somente via μ_H . Sendo assim, os dados respirométricos foram utilizados para a calibração de μ_H .

Normalmente, a constante de saturação de Monod para oxigênio e DQO é o fator limitante; nesse caso, μ_H não deve ser alterado. Se a concentração de S_A estava limitando o processo e fosse menor do que o simulado, então o valor de K_A era diminuído a fim de aumentar a constante de saturação de Monod. Já os valores de $K_{O_2}(H)$ não foram alterados.

A calibração dos parâmetros da parcela autotrófica é semelhante ao do processo recomendado para as constantes heterotróficas de

crescimento. A amônia no efluente foi usada para calibrar as constantes autotróficas, sendo essas: μ_{AUT} , b_{AUT} e $K_{\text{NH}_4}(\text{AUT})$ e $K_{\text{O}_2}(\text{AUT})$. Caso os valores de oxigênio e amônia estivessem cinco vezes maiores que a faixa normal das constantes de saturação, então a calibração era feita por μ_{AUT} e b_{AUT} , sendo que nesse caso somente o μ_{AUT} era alterado. Quando os dados existentes possuíam a amônia como fator limitante, μ_{AUT} e b_{AUT} não eram alterados. Nesse caso, K_{NH_4} só foi alterado quando os dados estavam entre 0 e 1,5 $\text{gNH}_4^+\text{-N}$, e após a velocidade de crescimento ser alterada. Também, o K_{O_2} só foi alterado caso os dados estivessem na ordem de 0 a 2 $\text{g}\cdot\text{m}^{-3}$ de O_2 , e após a velocidade de crescimento ser alterada.

Para calibrar a desnitrificação, μ_{H} não foi alterado caso já tivesse sido usado para calibrar o oxigênio e a DQO. O η_{NO_3} foi calibrado baseando-se no nível de nitrato. A concentração de nitrato no efluente foi aumentada/diminuída através de diminuição/aumento do valor de η_{NO_3} . O coeficiente de saturação da desnitrificação, K_{NO_3} , foi tratado com o procedimento similar ao realizado para a nitrificação.

A calibração da parcela fosforífica é difícil, mas Y_{PO_4} foi calibrado usando os dados de fósforo no efluente. Para o modelo ASM2, no caso de tanques com alto S_{F} , a velocidade máxima de fermentação μ_{fe} foi alterada até os dados se aproximarem com a simulação. Em casos com baixo S_{F} , K_{fe} foi calibrado. Os parâmetros de crescimento aeróbio, μ_{PAO} e K_{P} , também foram calibrados. Caso os dados respirométricos não estivessem disponíveis, então μ_{PAO} não seria alterado, mas sim quando K_{P} não permitisse a calibração do fósforo.

3.3.4 Simulação

A simulação foi realizada com o programa ASIM®, no qual foram inseridos os dados iniciais do reator, as condições operacionais dos ciclos e definidos os modelos utilizados. O programa permite utilizar os modelos da biblioteca, que possuía os modelos ASM1, ASM2d e ASM3. Também foi possível definir o tipo de reator utilizado, no caso o reator em bateladas sequenciais.

Para a simulação, foi considerado que o RBS possui OD constante em cada ponto do ciclo. Os dados de oxigênio utilizados na simulação foram obtidos através do perfil de OD de dentro do reator em cada período do ciclo. Entretanto, na etapa de decantação, o OD foi considerado igual à zero para criar uma zona anóxica e simular a desnitrificação no reator.

O fluxo de entrada foi verificado através dos dados de acionamento da bomba e nível do reator. O enchimento ocorreu de forma escalonada e convencional, sendo que foram verificados três volumes de entrada em um ciclo (ciclo escalonado), e uma entrada em outro (ciclo convencional).

As simulações foram feitas a partir das equações dos processos biológicos do modelo ASM1, ASM2d e ASM3, e com base na hidráulica do reator. Após a calibração, os dados foram passados para o estado estacionário. Por último, foram realizados os cálculos iterativos para a dinâmica do reator ao longo do ciclo com o programa ASIM, esses dados foram confrontados com os dados reais do ciclo obtidos durante o monitoramento do RBS.

3.3.5 ASIM®

No software ASIM® todos os campos em branco podem ser definidos pelo usuário, primeiro foi definido o tipo de hidrodinâmica do reator, no caso mistura completa. Após a definição da hidráulica foram escolhidos os modelos que seriam utilizados, primeiro o ASM1, depois o ASM2 e finalmente o ASM3. Em seguida foram definidas as condições do ciclo, como: volume de entrada e saída; tempo de cada etapa; concentração de OD em cada etapa; e volume do reator, conforme pode ser observado na Figura 3.

Figura 3: Definição do ciclo no ASIM®

SBR

Definition | Initial conditions | Influent concentrations | State of plant

Duration of 1 timeslice (minutes): Max. length of 1 cycle is 1440 minutes (1 min * 1440)
 (If value is small then calculation is slow but accurate)

Integration Accuracy (0.0001 : 0.02):

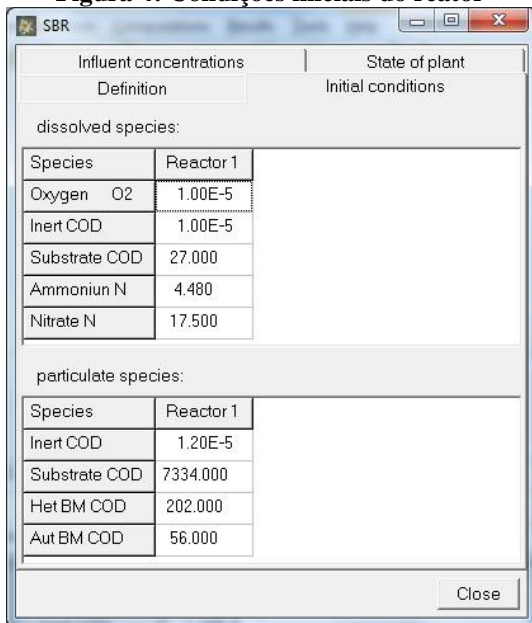
Initial Volume (m³) (>=5-99): Input Volume: 29.800 m³ = Output Volume: 29.800 m³

Period No.	No. of timeslices	Cumulated cycle time	1. influent (vol m ³)	2. influent (vol m ³)	Supernatant (vol m ³)	Mixed Liquor (vol m ³)	Kla Control	Parameters
1	0	0	0.00	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
2	30	30	11.34	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
3	30	60	0.00	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
4	30	90	0.00	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
5	30	120	8.98	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
6	30	150	0.00	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
7	30	180	0.00	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
8	30	210	5.97	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
9	30	240	0.00	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
10	30	270	0.00	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
11	30	300	3.51	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
12	30	330	0.00	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
13	30	360	0.00	0.00	0.00	0.00	fixed O2 conc	Define
14	90	450	0.00	0.00	29.80	0.00	fixed O2 conc	Define

Close

Posteriormente foram definidas as condições iniciais do ciclo, de acordo com a Figura 4.

Figura 4: Condições iniciais do reator



The screenshot shows a software window titled 'SBR' with a 'Close' button in the top right corner. The window is divided into two main sections: 'Influent concentrations' and 'State of plant'. Under 'Influent concentrations', there is a 'Definition' section. Under 'State of plant', there is an 'Initial conditions' section. The 'Initial conditions' section is further divided into 'dissolved species:' and 'particulate species:'. Each section contains a table with two columns: 'Species' and 'Reactor 1'.

dissolved species:	
Species	Reactor 1
Oxygen O2	1.00E-5
Inert COD	1.00E-5
Substrate COD	27.000
Ammonium N	4.480
Nitrate N	17.500

particulate species:	
Species	Reactor 1
Inert COD	1.20E-5
Substrate COD	7334.000
Het BM COD	202.000
Aut BM COD	56.000

Após definidas as condições iniciais, pode-se inserir no programa os dados do efluente de entrada no reator (Figura 5).

Figura 5: Dados do efluente de entrada

SBR

Definition | Initial conditions | Influent concentrations | State of plant

Concentrations of 1. influent

for dissolved species:

Species	Oxygen O2	Inert COD	Substrate COD	Ammonium N	Nitrate N
values	0.150	0.000	189.000	46.000	0.200

for particulate species:

Species	Inert COD	Substrate COD	Het BM COD	Aut BM COD
values	0.000	1753.000	54.120	0.000

Concentrations of 2. influent

for dissolved species:

Species	Oxygen O2	Inert COD	Substrate COD	Ammonium N	Nitrate N
values	0.180	0.000	192.340	50.700	0.000

for particulate species:

Species	Inert COD	Substrate COD	Het BM COD	Aut BM COD
values	0.000	309.660	25.000	0.000

Close

Definidos os dados do ciclo, e após as primeiras simulações, pôde-se alterar o modelo selecionado. Nesse trabalho foi feita a alteração das velocidades (Figura 6). Os dados estequiométricos e cinéticos escolhidos foram os padrões de cada modelo, conforme apresentado na Figura 7.

Figura 6: Parâmetros usados para calibração

Process	Kinetics of diss. species		Kinetics of part. species	
	Initial conditions		Influent concentrations	
	Info	Stoich. of diss. species	Stoich. of part. species	Rate constants
	Rate et base temp.	Rate et op. temp.	Temp. coeff.	
Aerobic growth XH	0.600	0.600	0.069	
Anoxic growth XH	4.800	4.800	0.069	
Aerobic growth XA	0.800	0.800	0.098	
Decay of XH	0.620	0.620	0.113	
Decay of XA	0.000	0.000	0.069	
Ammonification	0.080	0.080	0.069	
Aer Hydrolysis of organics	3.000	3.000	0.110	
Ano Hydrolysis of organics	1.199	1.199	0.110	
Aer Hydrolysis of organic N	3.001	3.001	0.110	
Ano Hydrolysis of organic N	1.200	1.200	0.110	

Base Temperature: 27.0 °C Operating Temperature: 27.0 °C Close

Figura 7: Cinética do modelo ASM1

Process	Stoich. of diss. species		Stoich. of part. species		Rate constants	
	Kinetics of diss. species		Kinetics of part. species		Initial conditions	
	Info	Stoich. of diss. species	Stoich. of part. species	Rate constants	Influent concentrations	
	Oxygen	O2	Inert COD	Substrate COD	Ammonium N	Nitrate N
Aerobic growth XH	Monod			Monod	Monod	
Anoxic growth XH	Inhibition			Monod	Monod	Monod
Aerobic growth XA	Monod				Monod	
Decay of XH						
Decay of XA						
Ammonification						
Aer Hydrolysis of organics	Monod					
Ano Hydrolysis of organics	Inhibition					Monod
Aer Hydrolysis of organic N	Monod					
Ano Hydrolysis of organic N	Inhibition					Monod

Base Temperature: 27.0 °C Operating Temperature: 27.0 °C Close

Após as simulações, pôde-se ter acesso aos resultados na forma de gráfico (Figura 8). Também foi possível obter os dados exportando-os a partir do gráfico, e importando-os em um software de planilha eletrônica. Os dados exportados foram inseridos no programa ORIGIM®, sendo que nos gráficos também foram inseridos os dados reais do reator.

Figura 8: Gráfico de resultado da simulação

3.3.6 Cinéticas dos modelos

a) *Cinética das espécies solúveis*: existem 12 cinéticas disponíveis para as simulações no programa ASIM® (Tabela 5).

Tabela 5: Cinética dos componentes solúveis

Cinéticas	Termo da reação
1 Ordem zero	r_{kin}
2 Primeira ordem	$r_{kin} \cdot S_A$
3 Ordem variável	$r_{kin} \cdot S_A^N$
4 Cinética de Monod	$r_{kin} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A}$
5 Inibição	$r_{kin} \cdot \frac{K_A}{K_A + S_A}$
6 Dois substratos	$r_{kin} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_B}{K_B + S_B}$
7 Gasstripping	$r_{kin} \cdot K_L \alpha \cdot (S_A - K_{A,GAS})$
8 Exponencial	$r_{kin} \cdot \exp(S_A \cdot K_{exp})$
9 Cinética de Monod II	$r_{kin} \cdot \frac{S_A^N}{K_A^N + S_A^N}$
10 Inibição II	$r_{kin} \cdot \frac{K_A^N}{K_A^N + S_A^N}$
11 Gasstripping II	$r_{kin} \cdot (S_A - K_{A,GAS})$
12 Gasstripping II	$r_{kin} \cdot K_L \alpha \cdot (S_A - K_{A,GAS} \cdot S_B)$

Onde: K: constante de saturação; S: concentração de espécies dissolvidas; A: espécie A; B: espécie B; N: fator / Expoente; e r_{kin} : constante cinética (definida nas velocidades dos processos de cada modelo).

b) *Cinética das espécies particuladas*: existem 6 cinéticas disponíveis para as espécies particuladas (Tabela 6).

Tabela 6: Cinética dos componentes particulados

Cinéticas	Termo da reação
1 Ordem zero	r_{kin}
2 Primeira ordem	$r_{kin} \cdot X_A$
3 Ordem variável	$r_{kin} \cdot X_A^N$
4 Adsorção	$r_{kin} \cdot \frac{X_A/X_B}{K_A + X_A/X_B}$
5 Inibição	$r_{kin} \cdot \frac{K_A}{K_A + X_A/X_B}$
6 Inibição/Saturação	$r_{kin} \cdot \frac{K_A - X_A/X_B}{1,05 \cdot K_A - X_A/X_B}$

c) *Cinética ASIM®*: a cinética utilizada no programa ASIM®, foi a padrão do modelo ASM1, obtida em Henze *et al.* (2000), e está apresentada no anexo 2.

d) *Velocidades constantes do ASM1*: as velocidades constantes utilizadas para as simulações no programa ASIM®, foram as padrões do modelo ASM1 e estão apresentadas na Tabela 7, obtidas em Henze *et al.* (2000).

Tabela 7: Velocidades constantes do ASM1 a 20°C

Processo	Velocidade a 20 °C	Unidade
Crescimento aeróbio X_H	6.000	d ⁻¹
Crescimento anóxico X_H	4.800	d ⁻¹
Crescimento aeróbio X_A	0.800	d ⁻¹
Queda X_H	0.620	d ⁻¹
Queda X_A	0.000	d ⁻¹
Amonificação	0.080	m ³ ·DQO·(g·d) ⁻¹
Hidrólise aeróbia DQO	3.000	gDQO·d ⁻¹
Hidrólise anóxica DQO	1.199	gDQO·d ⁻¹
Hidrólise aeróbia N orgânico	3.001	gDQO·d ⁻¹
Hidrólise anóxica N orgânico	1.200	gDQO·d ⁻¹

e) *Velocidades constantes do ASM2d*: as velocidades constantes utilizadas para as simulações no programa ASIM®, foram às padrões do modelo ASM2d e estão apresentadas na

Tabela 8, obtidas em Henze *et al.* (2000).

Tabela 8: Velocidades constantes do ASM2 a 20°C

Processo	Velocidade a 20 °C	Unidade
Hidrólise aeróbia	6.000	d ⁻¹
Hidrólise anóxica	1.801	d ⁻¹
Hidrólise anaeróbia	1.200	d ⁻¹
Crescimento HET substrato	6.000	d ⁻¹
Crescimento HET acetato	6.000	d ⁻¹
Desnitrificação HET	4.801	d ⁻¹
Desnitrificação HET acetato	4.801	d ⁻¹
Fermentação HET	3.001	gDQO·(gDQO· d) ⁻¹
Lise HET	0.400	d ⁻¹
PHA Armazenamento PAO	3.000	gDQO·(gPAO· d) ⁻¹
Armazenamento aeróbio PP	1.500	gPP·(gPAO· d) ⁻¹
Armazenamento anóxico PP	0.900	gPP·(gPAO· d) ⁻¹
Crescimento aeróbio PAO	1.001	d ⁻¹
Crescimento anóxico PAO	0.600	d ⁻¹
Lise da biomassa PAO	0.200	d ⁻¹
Lise PP PAO	0.200	d ⁻¹
Lise PHA PAO	0.200	d ⁻¹
Crescimento AUT	1.000	d ⁻¹
Lise AUT	0.150	d ⁻¹
Precipitação	1.001	m ³ ·(g Fe(OH) ₃ · d) ⁻¹
Redissolução	0.600	d ⁻¹

f) *Velocidades constantes do ASM3*: as velocidades constantes utilizadas para as simulações no programa ASIM®, foram às padrões do modelo ASM3 e estão apresentadas na

Tabela 9, obtidas em Henze *et al.* (2000).

Tabela 9: Velocidades constantes do ASM3 a 20 °C

Processo	Velocidade a 20 °C	Unidade
Hidrólise	6.000	d ⁻¹
Armazenamento aeróbio	5.000	gDQO _{XS} ·(gDQO _{XH} ·d) ⁻¹
Armazenamento anóxico	3.000	gDQO _{XS} ·(gDQO _{XH} ·d) ⁻¹
Crescimento aeróbio	2.000	d ⁻¹
Crescimento anóxico	1.200	d ⁻¹
Respiração endógena aeróbia	0.200	d ⁻¹
Respiração endógena anóxica	0.100	d ⁻¹
Respiração aeróbia PHA	0.200	d ⁻¹
Respiração anaeróbia PHA	0.100	d ⁻¹
Crescimento autotrófico	1.000	d ⁻¹
Respiração endógena aeróbia	0.150	d ⁻¹
Respiração endógena anóxica	0.050	d ⁻¹

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 DADOS DO RBS

4.1.1 Características do esgoto bruto

As características das entradas de esgoto doméstico durante o ciclo escalonado (23/01/2012) e do ciclo convencional (30/01/2012) estão apresentadas nas Tabelas 10 e 11, respectivamente.

**Tabela 10: Características do esgoto afluente
Ciclo escalonado (3 entradas)**

Parâmetros	Entrada 1	Entrada 2	Entrada 3
S_S (mg·L ⁻¹ de DQO)	175	188	189
X_S (mg·L ⁻¹ de DQO)	1753	2346	2776
X_{SST} (mg·L ⁻¹ de SST)	462	1360	2133
S_{PO4} (mg·L ⁻¹ de P)	4,3	3,1	4,4
S_{NH4} (mg·L ⁻¹ de N)	46	51,5	73
S_{NO3} (mg·L ⁻¹ de N)	0,2	0,2	0,2
OD(mg·L ⁻¹ de O ₂)	0,15	0,16	0,14

**Tabela 11: Características do esgoto afluente
Ciclo convencional (1 entrada)**

Parâmetros	Entrada 1
S_S (mg·L ⁻¹ de DQO)	159
X_S (mg·L ⁻¹ de DQO)	4929
X_{SST} (mg·L ⁻¹ de SST)	2685
S_{PO4} (mg·L ⁻¹ de P)	5,2
S_{NH4} (mg·L ⁻¹ de N)	52
S_{NO3} (mg·L ⁻¹ de N)	0,3
OD(mg·L ⁻¹ de O ₂)	0,32

O afluente apresentou características próximas para os dois ciclos, com exceção da X_S , que foi praticamente o dobro no ciclo convencional.

4.1.2 Idade do lodo

Para fazer as simulações foi preciso calcular a idade do lodo, sendo que essa foi obtida a partir da Equação 7 e dos dados dos ciclos monitorados. Os dados de SSV do reator e da saída (efluente tratado) estão apresentados na Tabela 12.

Tabela 12: Tempo de retenção celular do RBS

Data	Ciclo escalonado - 23/01/2012			Ciclo convencional - 30/01/2012		
	SSV (g·L ⁻¹)	Tempo do ciclo (d)	Θ_x (dias)	SSV (g·L ⁻¹)	Tempo do ciclo (d)	Θ_x (dias)
Último ponto dentro do reator	3,7	0,33	86,0	2,8	0,15	114,7
Saída do reator	0,1			0,02		

A idade de lodo presente no reator revela que o mesmo estava sobrecarregado nos dias das coletas dos ciclos, sendo assim, não foi possível usar esses valores nas simulações. A idade do lodo para o modelo tem um limite, o qual permite que o reator opere sem problemas. Portanto, foi necessário utilizar a idade de lodo do projeto, que era de 20 dias. Essa idade de lodo não afeta a simulação estática, só iria afetar no caso de uma simulação dinâmica, a qual não pôde ser feita nesse caso, pois os ciclos são variados e as retiradas de lodo aleatórias.

4.1.3 Desempenho do Reator

Nas Tabelas 13 e 14 estão apresentadas as concentrações obtidas para cada componente utilizado na calibração das simulações ao longo dos ciclos monitorados. O tempo zero é referente à concentração do efluente dentro do reator antes da entrada do esgoto bruto e caracteriza-se como sendo o que restou dentro do reator após o ciclo anterior. A alta concentração de sólidos neste período é devido à retenção dos mesmos após a fase de sedimentação do ciclo anterior.

Tabela 13: Características do efluente ao longo do ciclo escalonado

Tempo (h)	S _s (mg·L ⁻¹ DQO)	X _s (mg·L ⁻¹ DQO)	OD (mg·L ⁻¹ O ₂)	S _{NO3} (mg·L ⁻¹ N)	S _{NH4} (mg·L ⁻¹ N)	X _{SST} (mg·L ⁻¹ SST)	S _{PHA} (mg·L ⁻¹ P)
0	27,95	7334	0,13	17,50	0,70	5430	2,50
0,5	27,95	7334	0,13	12,50	4,48	4010	2,50
1	13,07	7170	0,14	13,80	3,32	5430	2,50
1,5	39,02	7158	0,25	15,30	6,52	5233	2,80
2	29,43	7187	0,15	16,00	2,32	4867	2,80
2,5	36,05	7183	0,18	14,80	4,88	4793	2,60
3	24,29	7123	0,18	13,70	3,00	4373	2,40
3,5	29,50	6569	0,11	15,90	2,20	4540	2,50
4	24,67	6220	0,18	14,80	3,32	4133	2,50
4,5	20,67	6003	0,17	16,30	2,04	4200	2,40
5	26,19	6277	0,14	16,80	1,44	4527	2,40
5,5	28,13	6369	0,19	16,70	1,44	4633	2,50
6	26,77	6109	0,18	16,50	0,68	4827	2,40
7,5	19,71	178	0,20	17,50	0,70	118	2,90

Tabela 14: Características do efluente ao longo do ciclo convencional

Tempo (h)	S _s (mg·L ⁻¹ DQO)	X _s (mg·L ⁻¹ DQO)	OD (mg·L ⁻¹ O ₂)	S _{NO3} (mg·L ⁻¹ N)	S _{NH4} (mg·L ⁻¹ N)	X _{SST} (mg·L ⁻¹ SST)	S _{PHA} (mg·L ⁻¹ P)
0	34,00	5511	0,24	9,20	0,72	3770	3,70
0,5	33,65	5411	0,24	8,10	2,96	3770	3,70
1	30,00	5147	0,35	8,10	4,04	3720	3,50
1,5	25,89	5197	0,38	9,7	2,08	3633	3,70
2	15,82	5394	0,35	9,2	0,98	3453	4,00
2,5	10,44	41	0,30	6,3	0,72	26	2,00

A partir da entrada do afluente, a concentração de sólidos é diluída, e isso é verificado a partir de 0,5 h de ciclo. No fim de cada ciclo tem-se a decantação do efluente, sendo que esse é liberado com poucos sólidos. Ambos os ciclos removeram de forma satisfatória S_S , S_{NO_3} e S_{NH_4} .

Os dados apresentados nas Tabelas 15 e 16 foram utilizados na simulação como valores iniciais do reator, antes da mistura com o efluente bruto, para o ciclo escalonado e para o ciclo convencional, respectivamente.

Tabela 15: Características iniciais do esgoto no ciclo escalonado

Parâmetro	Valor inicial
S_S	27,9 mg·L ⁻¹ DQO
X_S	7334 mg·L ⁻¹ DQO
$X_{B,H}$	202,9 mg·L ⁻¹ DQO
$X_{B,A}$	54,6 mg·L ⁻¹ DQO
S_{NO_3}	17,5 mg·L ⁻¹ N
S_{NH_4}	4,4 mg·L ⁻¹ N
S_O	0,1 mg·L ⁻¹ O ₂
X_{SST}	5430 mg·L ⁻¹ SST
X_{PHA}	2,5 mg·L ⁻¹ P

Tabela 16: Condições iniciais do esgoto no ciclo convencional

Parâmetro	Valor inicial
S_S	34 mg·L ⁻¹ DQO
X_S	5511 mg·L ⁻¹ DQO
$X_{B,H}$	202,9 mg·L ⁻¹ DQO
$X_{B,A}$	54,6 mg·L ⁻¹ DQO
S_{NO_3}	9,2 mg·L ⁻¹ N
S_{NH_4}	0,7 mg·L ⁻¹ N
S_O	0,2 mg·L ⁻¹ O ₂
X_{SST}	3770 mg·L ⁻¹ SST
X_{PHA}	3,7 mg·L ⁻¹ P

As características do reator antes da entrada do afluente em ambos os ciclos é semelhante, com exceção de nitrato e amônia, sendo esses componentes mais elevados no ciclo escalonado.

Nas Tabelas 17 e 18 estão apresentados os níveis e os volumes do reator que foram utilizados para calcular o volume de cada enchimento, sendo esses utilizados para fazer o balanço de massa do reator nas simulações.

Tabela 17: Volumes de enchimento do ciclo escalonado

Nível reator (m)	Volume de enchimento (m ³)	
2,574	Início	
2,801	11,39	Entrada 1
2,979	8,93	Entrada 2
3,148	8,48	Entrada 3

Tabela 18: Volume de enchimento do ciclo convencional

Nível reator (m)	Volume de enchimento (m ³)	
2,643	Início	
3,168	26,34	Entrada 1

4.1.4 Calibração do reator

Baseando-se nos valores padrões dos parâmetros indicados por Henze *et al.* (2000), as simulações não corresponderam de maneira satisfatória em relação aos dados obtidos, sendo assim foi necessário calibrar os modelos ASM1, ASM2d e ASM3. Os parâmetros calibrados foram: velocidade crescimento heterotrófico aeróbio e anóxico (μ_H); velocidade de crescimento autotrófico (μ_A); velocidade de armazenamento (k_{STO}); fator de redução hidrólise anaeróbia (η_{fe}); velocidade de crescimento de organismos acumuladores de fósforo (μ_{PAO}); e armazenamento de organismos acumuladores de fósforo (q_{PHA}). Os outros parâmetros adotados foram os indicados por Henze *et al.* (2000).

Na Tabela 19 estão apresentados os dados obtidos por outros autores para a calibração dos modelos ASM2 e ASM3. Na Tabela 20 estão os parâmetros calibrados para o ciclo com enchimento escalonado.

Tabela 19: Resultado obtido por outros autores para calibração dos modelos ASM2 e ASM3

Parâmetro	Unidade	Furumai et al. (1999) ASM2	Krishna e Van Loosdrecht (1999) ASM3	Koch <i>et al.</i> (2000) ASM3
Velocidade crescimento heterotrófico aeróbio (μ_H)	d^{-1}	6	2	3
Velocidade de crescimento autotrófico (μ_A)	d^{-1}	1	1	0,9 a 2
Velocidade de armazenamento (k_{STO})	mg DQO.mg DQO ⁻¹ .d ⁻¹	-	10	12
Fator de redução hidrólise anaeróbia (η_{ic})	-	0,2	-	-
Velocidade de crescimento de organismos acumuladores de fósforo (μ_{PAO})	d^{-1}	1	-	-
Armazenamento de organismos acumuladores de fósforo (q_{PHA})	mg DQO.mg PAO ⁻¹ .d ⁻¹	5	-	-

Dependendo do modelo, os parâmetros podem ser mais significativos e afetar simultaneamente mais de um componente, sendo assim, cada parâmetro foi alterado isoladamente e de maneira iterativa, até alcançar o objetivo da simulação. No caso do modelo ASM2, a simulação foi mais difícil e 5 parâmetros tiveram de ser alterados. Essas alterações ocasionaram modificações simultâneas em vários componentes como: DQO, nitrito e nitrato. Sendo assim, as iterações foram mais longas e exigiram muito mais tempo. O mesmo aconteceu para o modelo ASM1, ainda que neste somente o parâmetro μ_H foi calibrado, o mesmo possuía uma grande interferência em vários componentes simultaneamente, exigindo muito mais tempo para a calibração. Já para o modelo ASM3 a calibração foi mais objetiva e exigiu um menor número de iterações.

Tabela 20: Parâmetros calibrados do ciclo com enchimento escalonado

Parâmetro	Unidade	ASM 1 padrão	ASM 1 calibrado	ASM 2 Pad.	ASM 2 Cal.	ASM 3 Pad.	ASM 3 cal.
Velocidade crescimento heterotrófico aeróbio (μ_H)	d ⁻¹	6	0,6	6	0,5	2	2
Velocidade de crescimento autotrófico (μ_A)	d ⁻¹	0,8	0,8	1	4,5	1	1,2
Velocidade de armazenamento (k_{STO})	mg DQO.mg DQO ⁻¹ .d ⁻¹	-	-	-	-	5	4,5
Fator de redução hidrólise anaeróbia (η_{fe})	-	-	-	0,4	0,53	-	-
Velocidade de crescimento de organismos acumuladores de fósforo (μ_{PAO})	d ⁻¹	-	-	1	1,8	-	-
Armazenamento de organismos acumuladores de fósforo (q_{PHA})	mg DQO.mg PAO ⁻¹ .d ⁻¹	-	-	3	0,2	-	-

Poucos são os trabalhos de simulações com sistemas de RBS. Furumai *et al.* (1999), utilizando uma modificação do modelo ASM2, fizeram a calibração de um RBS usando no tratamento de esgoto doméstico de um restaurante. Os resultados da calibração obtidos pelos autores foram distantes dos obtidos no presente estudo. Além disso, os autores citados tiveram um fator de redução de hidrólise anaeróbia (η_{fe}) abaixo do valor padrão e do valor obtido na calibração. Krishna e Van Loosdrecht (1999) testaram o modelo ASM3 em seus experimentos em um RBS utilizando acetato como efluente, e definiram na calibração uma velocidade constante de armazenamento (K_{STO}) de 10 mg DQO·d⁻¹·mg DQO⁻¹. Enquanto que Koch *et al.* (2000) encontraram valor para esta velocidade igual a 12 mg DQO·d⁻¹·mg DQO⁻¹ em um RBS de escala piloto. Para a calibração do RBS no presente estudo obteve-se um

valor abaixo do encontrado por Krishna e Van Loosdrecht (1999) e Koch *et al.* (2000). Isto pode ter ocorrido devido ao fato de o RBS ter sido alimentado de forma escalonada, o que o diferencia dos reatores estudados pelos autores acima citados. Mesmo assim, o valor encontrado está bem próximo do valor padrão do modelo apresentado na Tabela 20.

Koch *et al.* (2000) calibraram o modelo ASM3 com experimentos em batelada e reatores de lodos ativados em escala real. Os autores observaram que a velocidade de crescimento autotrófico (μ_A) variou entre 0,9 e 2 d⁻¹. Já para o presente estudo, com enchimento escalonado, essa velocidade ficou em 1,2 d⁻¹ para o modelo ASM3, estando o valor dentro do ideal de acordo com a literatura. Entretanto, para o modelo ASM2 a velocidade de crescimento autotrófico (μ_A), para o RBS em estudo, ficou bem acima, enquanto que no modelo ASM1 a velocidade permaneceu a padrão.

A velocidade crescimento heterotrófico aeróbio (μ_H) dos modelos ASM1 e ASM2 apresentaram-se bem abaixo do padrão, o que pode indicar que a dificuldade de calibrar esses modelos pode ter influenciado na simulação do ciclo. Além disso, foi encontrada uma velocidade de crescimento de organismos acumuladores de fósforo (μ_{PAO}) de 1,8 d⁻¹ utilizando o modelo ASM2. Sendo assim, o valor encontrado no presente estudo não ficou muito distante do valor padrão do modelo.

Além disso, obteve-se uma velocidade de armazenamento de PAO (q_{PHA}) de 0,2 mg DQO·mg PAO⁻¹·d⁻¹. O valor encontrado está distante do reportado na bibliografia (Tabela 19), fato esse que deve ser levado em consideração na simulação do fosfato.

Na Tabela 21 estão apresentados os parâmetros calibrados para o ciclo com enchimento convencional. A calibração do ciclo com enchimento convencional foi mais fácil do que para o ciclo com enchimento escalonado. Para o modelo ASM2 dois parâmetros tiveram de ser alterados. Já o modelo ASM1, que apesar de ter sido calibrado somente para o parâmetro “velocidade crescimento heterotrófico anóxico”, possuía uma grande interferência em vários componentes simultaneamente, exigindo muito mais tempo para a calibração. No caso do modelo ASM3, a calibração foi mais objetiva e exigiu um menor

número de iterações, pois os parâmetros alterados possuíam pouca interferência em outros componentes além do que se esperava calibrar.

Tabela 21: Parâmetros calibrados do ciclo com enchimento convencional.

Parâmetro	Unidade	ASM 1 padrão	ASM 1 calibrado	ASM 2 Pad.	ASM 2 Cal.	ASM 3 Pad.	ASM 3 cal.
Velocidade crescimento heterotrófico aeróbio (μ_H)	d^{-1}	6	6	6	4,5	2	2
Velocidade crescimento heterotrófico anóxico (μ_H)	d^{-1}	4,8	3,2	-	-	-	-
Velocidade de crescimento autotrófico (μ_A)	d^{-1}	0,8	0,8	1	1,3	1	1,5
Velocidade de armazenamento (K_{STO})	$\frac{mgDQO}{(mgDQO \cdot d)^{-1}}$	-	-	-	-	5	6,5

Os resultados da calibração obtidos por Furumai *et al.* (1999) foram bem próximos do RBS em questão. Estes autores obtiveram uma velocidade crescimento heterotrófico (μ_H) bem próxima dos valores obtidos pela calibração no presente estudo (Tabela 19).

As velocidades de crescimento autotrófico (μ_A) obtidas para os modelos ASM2 e ASM3 estão dentro do que foi reportado na literatura (Tabela 19), enquanto que para o ASM1 foi mantida a velocidade padrão do modelo.

Para a calibração do ciclo convencional obteve-se uma velocidade constante de armazenamento (K_{STO}) de 6,5 mg DQO·(mg DQO·d)⁻¹. Este valor está abaixo do reportado por Krishna e Van Loosdrecht (1999) e Koch *et al.* (2000), e acima do valor padrão do modelo. O valor para o ciclo convencional está entre o padrão do modelo e o definido por Krishna e Van Loosdrecht (1999), o que indica que o valor do presente estudo permaneceu dentro do desejado.

Os parâmetros restantes utilizados por Furumai *et al.* (1999) foram os valores padrão recomendados por Henze *et al.* (2000), sendo esses apresentados na Tabela 21.

4.1.5 Simulações e desempenho do reator

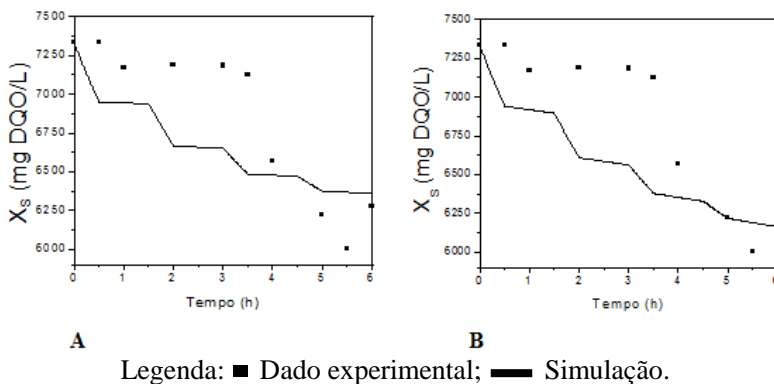
Os valores obtidos para as simulações antes e depois da calibração foram verificados e estão apresentados em forma de gráficos nas Figuras 9 a 33. Em todas elas, as simulações são representadas em forma de linha contínua, e os dados obtidos em laboratório estão apresentados em forma de pontos quadriculares. Os gráficos (A) e (B) representam as simulações antes e depois da calibração, respectivamente.

4.1.5.1 ASM1 para ciclo com enchimento escalonado

Os dados simulados e obtidos para DQO particulada (X_S) podem ser observados na Figura 9. Os valores de DQO particulada variaram entre 6000 e 7500 mg DQO·L⁻¹. O comportamento de X_S só é representado até 6 horas após o início do ciclo, pois a partir daí começa a retirada do efluente tratado e com isso X_S aumentaria, uma vez que o lodo sedimentado fica no reator, elevando a concentração de X_S . As quedas representadas na Figura 9 são decorrentes dos enchimentos no reator, como o efluente bruto possui pouca X_S , ao decorrer das entradas o valor desse componente apresenta uma queda acentuada.

Nota-se ainda que a curva da X_S foi pouco alterada após a calibração. Contudo, o valor final de DQO particulada simulado e o valor obtido em laboratório foram bem próximos, entre 6100 e 6300 mg DQO·L⁻¹.

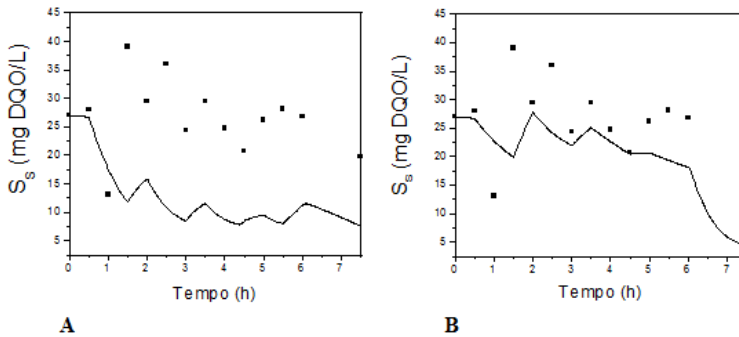
Figura 9: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração



Para esse ciclo, os dados simulados e obtidos para DQO solúvel (S_S) podem ser observados na Figura 10. Os valores obtidos para o modelo ASM1 variaram entre 5 e 40 mg DQO·L⁻¹. O aumento da S_S no decorrer do ciclo deve-se as entradas de efluente bruto. Como no reator a DQO solúvel está em torno de 28 mg DQO·L⁻¹, a cada entrada com cerca de 180 mg DQO·L⁻¹ ocorre uma elevação na concentração desse componente, enquanto que as quedas ocorrem devido a oxidação aeróbia e a decantação do efluente tratado.

Nota-se na Figura 10B que a curva da S_S foi bastante alterada após a calibração. A elevação da curva deve-se à diminuição da velocidade crescimento heterotrófico aeróbio (μ_H). O valor final de DQO solúvel simulado e o valor obtido em laboratório ficaram relativamente distantes, entre 5 e 20 mg DQO·L⁻¹. Mesmo que a curva esteja bem próxima de alguns valores obtidos, a simulação com o modelo ASM1 não representou bem a S_S no ciclo com enchimento escalonado.

Figura 10: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração

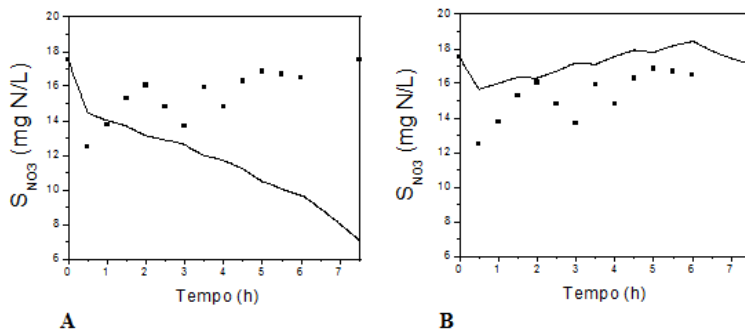


Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Os dados simulados e obtidos para o nitrato (S_{NO_3}) podem ser observados na Figura 11. Os valores obtidos para o modelo ASM1 variaram entre 12 e 18 mg N- $NO_3^- \cdot L^{-1}$, sendo que na simulação antes da calibração os valores variaram de 7 a 18 mg N- $NO_3^- \cdot L^{-1}$. Nota-se na Figura 11B que a curva da S_{NO_3} foi bastante alterada após a calibração, sendo que a elevação da curva deve-se a diminuição da velocidade de crescimento heterotrófico aeróbio (μ_H). O valor final de nitrato simulado e o valor obtido em laboratório ficaram próximos, em torno de 18 mg N- $NO_3^- \cdot L^{-1}$. A simulação com o modelo ASM1 foi satisfatória para o S_{NO_3} no ciclo com enchimento escalonado.

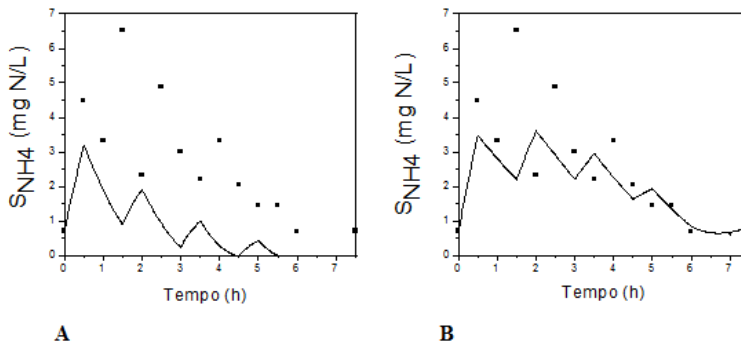
Os dados simulados e obtidos para o parâmetro amônia (S_{NH_4}) podem ser observados na Figura 12. Os valores de amônia para o modelo ASM1 variaram entre 0 e 7 mg N- $NH_4^+ \cdot L^{-1}$. Verifica-se que a curva da S_{NH_4} foi bastante alterada após a calibração. A elevação da curva deve-se à calibração do nitrato. O valor final de amônia simulado e o valor obtido em laboratório ficaram no mesmo ponto. O modelo ASM1 foi o que melhor representou a amônia no ciclo com enchimento escalonado.

Figura 11: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Figura 12: Amônia antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

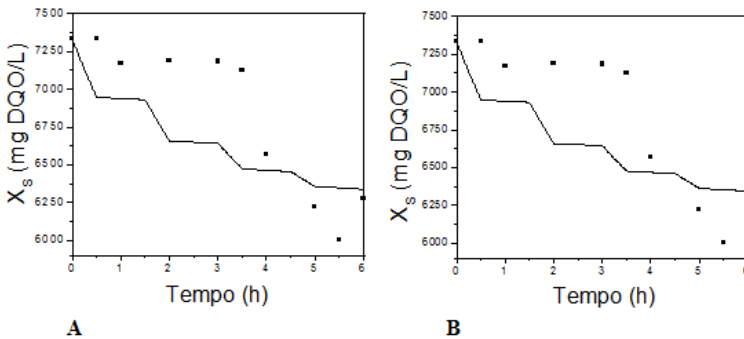
Para o modelo ASM1, com enchimento escalonado, somente a amônia obteve excelente resultado na simulação. Já em relação à DQO solúvel, o modelo deixou bastante a desejar. Mesmo assim, o ASM1 pode ser usado de forma satisfatória para a simulação de um RBS com enchimento escalonado.

4.1.5.2 ASM2 para ciclo com enchimento escalonado

No modelo ASM2 os dados simulados e obtidos para a DQO particulada (X_S) podem ser observados na Figura 13. Os valores de DQO particulada variaram entre 6000 e 7500 mg DQO·L⁻¹. A curva da X_S não foi alterada após a calibração. O valor final de DQO particulada simulado e o valor obtido em laboratório ficaram bem próximos, entre 6250 e 6350 mg DQO·L⁻¹, sendo assim o modelo ASM2 pôde representar bem este componente no RBS.

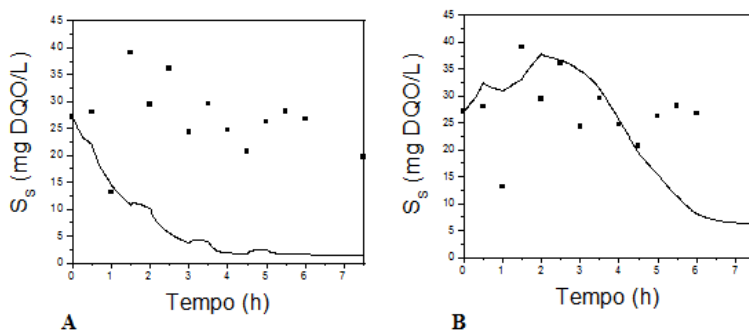
Os dados simulados e obtidos para a DQO solúvel (S_S) podem ser observados na Figura 14. Os valores de DQO solúvel para o modelo ASM2 variaram entre 0 e 40 mg DQO·L⁻¹. A curva da S_S foi elevada após a calibração devido à velocidade de crescimento heterotrófico aeróbio (μ_H) ter sido diminuída na calibração. O valor final de DQO solúvel simulado e o valor obtido em laboratório ficaram relativamente distantes, entre 5 e 20 mg DQO·L⁻¹. Mesmo que a curva esteja bem próxima de alguns valores obtidos, a simulação com o modelo ASM2 não foi bem representativa para a S_S no ciclo com enchimento escalonado.

Figura 13: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

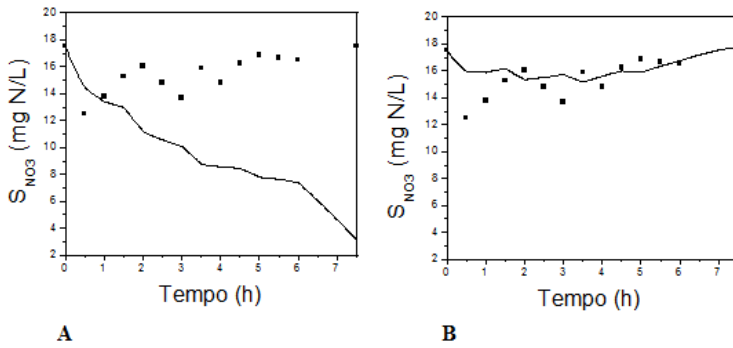
Figura 14: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração



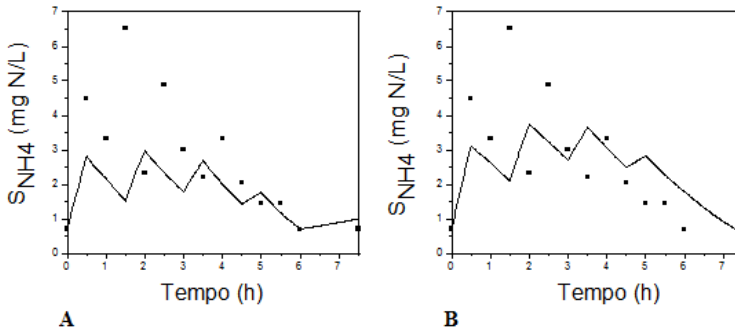
Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Os dados simulados e obtidos para o nitrato (S_{NO_3}) podem ser observados na Figura 15. Utilizando o modelo ASM2, os valores de nitrato variaram entre 12 e 18 $\text{mg N-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$, sendo que na simulação antes da calibração os valores variaram de 3 a 18 $\text{mg N-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$. A curva da S_{NO_3} foi bastante alterada após a calibração. A elevação da curva deve-se a diminuição da velocidade de crescimento heterotrófico aeróbio (μ_H). O valor final de nitrato simulado e o valor obtido em laboratório ficaram no mesmo ponto. A simulação com o modelo ASM2 foi a que melhor representou o S_{NO_3} no ciclo com enchimento escalonado.

Os dados simulados e obtidos da amônia (S_{NH_4}) podem ser observados na Figura 16. Os valores de amônia para o modelo ASM2 variaram entre 0 e 7 $\text{mg N-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$. Nota-se que a curva da S_{NH_4} foi levemente alterada após a calibração, essa alteração deve-se a calibração do nitrato e ao aumento da velocidade de crescimento autotrófico. O valor final de amônia simulado e o valor obtido em laboratório ficaram no mesmo ponto. A simulação com o modelo ASM2 foi excelente para o S_{NH_4} no ciclo com enchimento escalonado.

Figura 15: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração

Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

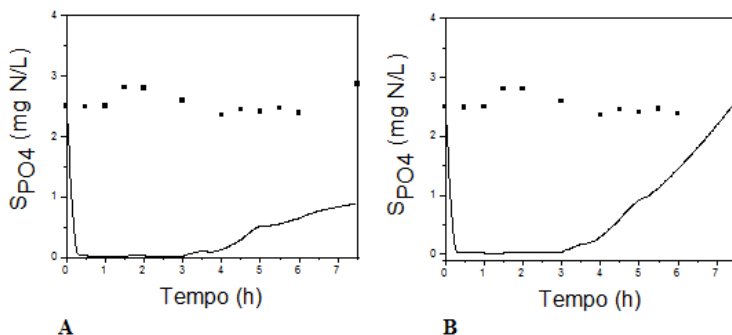
Figura 16: Amônia antes (A) e após (B) a calibração

Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Na Figura 17 estão representados os dados simulados e obtidos para o parâmetro fosfato no RBS com enchimento escalonado. O reator não remove fósforo, o que dificultou e inviabilizou a simulação. A elevação na parte final da curva de calibração é decorrente do aumento da velocidade de crescimento de organismos acumuladores de fósforo (μ_{PAO}) e diminuição da velocidade de armazenamento de organismos

acumuladores de fósforo (q_{PHA}). Mesmo após a calibração, o fósforo não pôde ser simulado de maneira satisfatória.

Figura 17: Fosfato antes (A) e após (B) a calibração



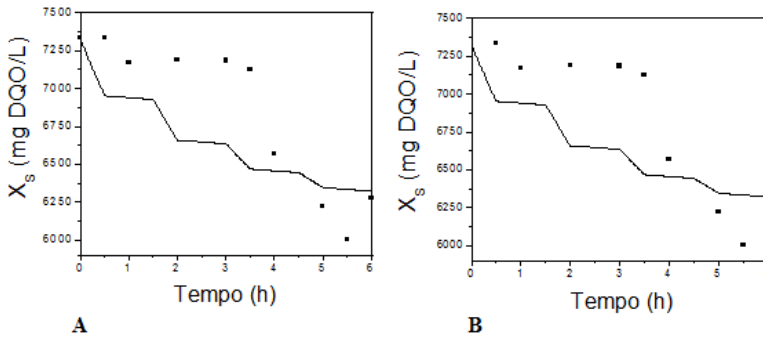
Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Para o modelo ASM2, com enchimento escalonado, a amônia e o nitrato obtiveram excelente resultado na simulação. Em relação à DQO solúvel, o modelo deixou bastante a desejar. Já com o fósforo, o maior problema foi que o reator não removeu esse componente, dificultando a simulação.

4.1.5.3 ASM3 para ciclo com enchimento escalonado

No modelo ASM3 os dados simulados e obtidos da DQO particulada (X_S) podem ser observados na Figura 18. Os valores de DQO particulada variaram entre 6000 e 7500 mg DQO·L⁻¹. Pode-se observar que a curva de X_S não foi alterada após a calibração. O valor final de DQO particulada simulado e o valor obtido em laboratório ficaram bem próximos, entre 6270 e 6330 mg DQO·L⁻¹, sendo assim o modelo ASM3 foi o modelo que melhor representou a X_S no ciclo com enchimento escalonado.

Figura 18: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração

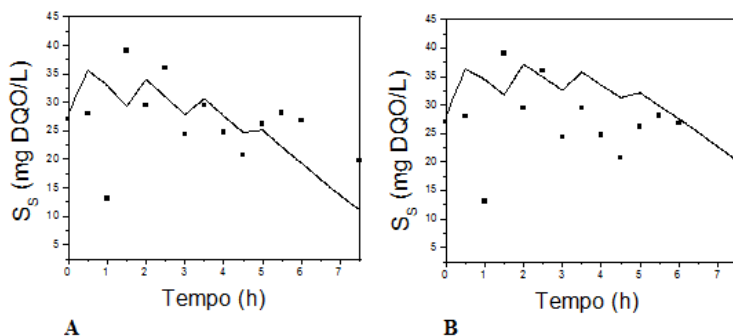


Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Os dados simulados e obtidos da DQO solúvel (S_S) podem ser observados na Figura 19. Os valores de DQO solúvel para o modelo ASM3 variaram entre 15 e 40 mg DQO·L⁻¹. A curva da S_S ficou mais elevada após a calibração, melhor representando o dado final da S_S , o que não foi alcançado com os modelos ASM1 e ASM2. Essa elevação deve-se a diminuição da velocidade de armazenamento (K_{STO}) durante a calibração. O valor final de DQO solúvel simulado e o valor obtido em laboratório ficaram no mesmo ponto, em torno de 20 mg DQO·L⁻¹. Mesmo que alguns valores obtidos estivessem fora da linha, a simulação com o modelo ASM3 foi bem representativa, sendo este o modelo que melhor representou a S_S no ciclo com enchimento escalonado.

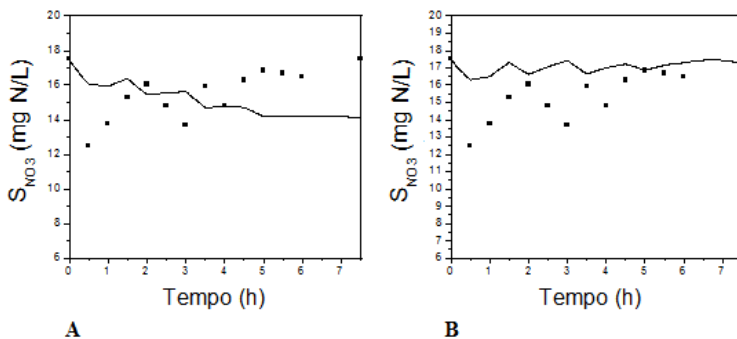
Os dados simulados e obtidos para o nitrato (S_{NO_3}) podem ser observados na Figura 20. Os valores de nitrato para o modelo ASM3 variaram entre 12 e 18 mg N-NO₃⁻·L⁻¹. O valor final de nitrato simulado e o valor obtido em laboratório ficaram bem próximos. A simulação com o modelo ASM3 representou muito bem o S_{NO_3} no ciclo com enchimento escalonado.

Figura 19: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

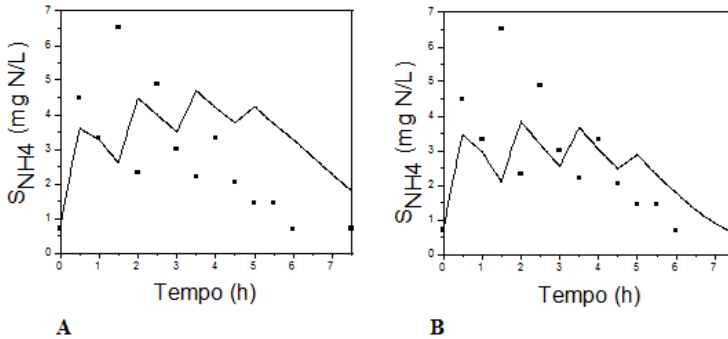
Figura 20: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Os dados simulados e obtidos da amônia (S_{NH_4}) podem ser observados na Figura 21. Os valores de amônia para o modelo ASM3 variaram entre 0 e 7 mg N- $NH_4^+ \cdot L^{-1}$. Nota-se que a curva da S_{NH_4} foi levemente alterada após a calibração, devido ao aumento da velocidade de crescimento autotrófico. O valor final de amônia simulado e o obtido em laboratório ficaram no mesmo ponto. A simulação com o modelo ASM3 representou bem a S_{NH_4} no ciclo com enchimento escalonado.

Figura 21: Amônia antes (A) e após (B) a calibração



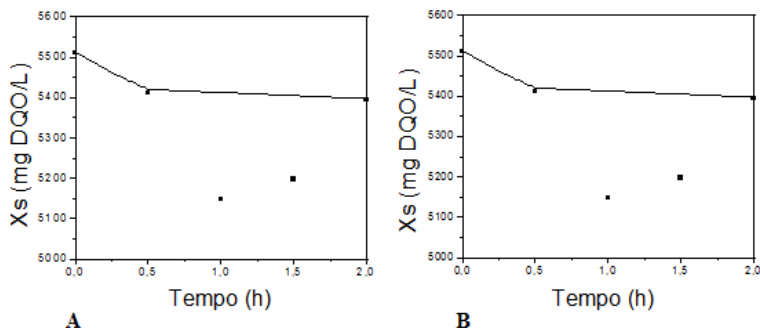
Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Em relação ao conjunto de todos os dados: X_S , S_S , S_{NO_3} e S_{NH_4} , o modelo ASM3 foi o que melhor representou o ciclo com enchimento escalonado, simulando bem todos os componentes estudados.

4.1.5.4 ASM1 para ciclo com enchimento convencional

Os dados simulados e obtidos da DQO particulada (X_S), para o modelo ASM1, podem ser observados na Figura 22. Os valores de DQO particulada variaram entre 5100 e 5600 mg DQO·L⁻¹. A curva da X_S não foi alterada após a calibração, sendo que alguns dos dados obtidos não foram representativos e foram retirados. O valor final de DQO particulada simulado e o valor obtido em laboratório ficaram exatamente no mesmo ponto (5400 mg DQO·L⁻¹). Sendo assim o modelo ASM1 representou de forma ideal o ciclo convencional, não sendo necessário calibrar esse componente.

Figura 22: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração

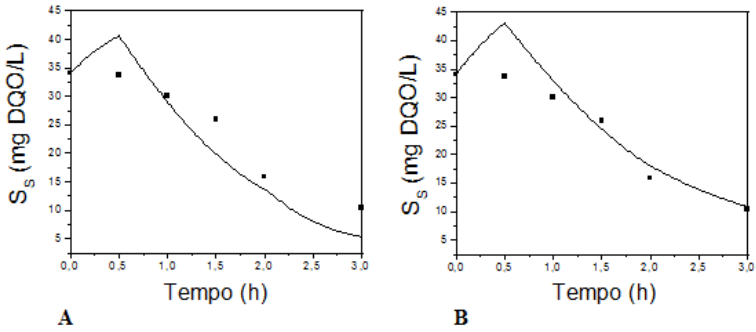


Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Os dados simulados e obtidos da DQO solúvel (S_S) podem ser observados na Figura 23, para o ciclo com enchimento convencional. Os valores de DQO solúvel para o modelo ASM1 variaram entre 5 e 45 mg DQO·L⁻¹. Pode-se observar que a curva da S_S ficou mais elevada após a calibração, fazendo com que o valor final obtido e o simulado ficassem no mesmo ponto. O valor final de DQO solúvel simulado e o valor obtido em laboratório ficaram em torno de 10 mg DQO·L⁻¹. A simulação com o modelo ASM1 foi bem representativa para o ciclo com enchimento convencional.

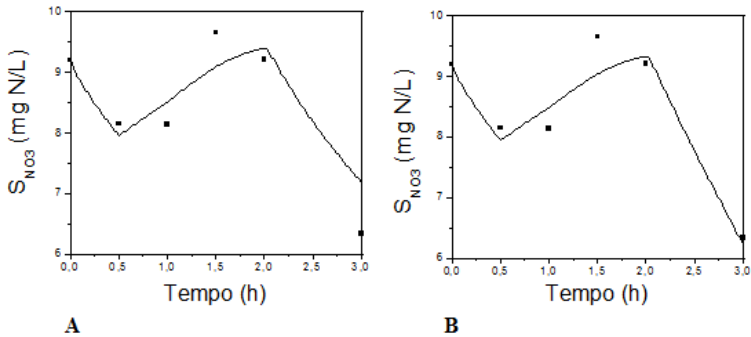
Os dados simulados e obtidos do nitrato (S_{NO_3}) podem ser observados na Figura 24. Os valores de nitrato para o modelo ASM1 variaram entre 6 e 10 mg N-NO₃⁻·L⁻¹. A partir desta figura nota-se que houve pouca alteração na curva de S_{NO_3} após a calibração. Os valores finais de nitrato antes e após a simulação foram bastante semelhantes, entre 6 e 6,5 mg N-NO₃⁻·L⁻¹. A simulação com o modelo ASM1 foi excelente para o S_{NO_3} no ciclo com enchimento convencional, não sendo necessárias muitas alterações nas velocidades do modelo. Sendo assim, o ASM1 foi o modelo que melhor representou o nitrato no ciclo com enchimento convencional.

Figura 23: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Figura 24: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração

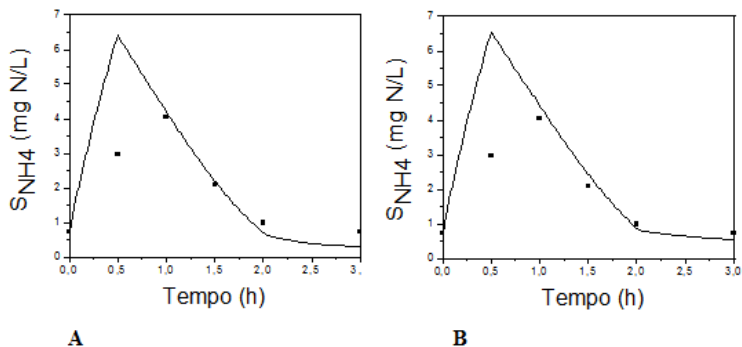


Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Na Figura 25 podem ser visualizados os dados simulados e obtidos para a amônia (S_{NH_4}). Os valores de amônia para o modelo ASM1 variaram entre 0 e 7 mg N-NH₄⁺·L⁻¹. A curva da S_{NH_4} foi pouco alterada após a calibração, sendo que a elevação no final da curva deve-se a queda da velocidade de crescimento heterotrófica anóxica. O valor final de amônia antes e após a simulação ficou próximo. A simulação com o modelo ASM1 foi excelente para o S_{NH_4} no ciclo com

enchimento convencional, sendo o modelo que melhor representou o comportamento deste parâmetro.

Figura 25: Amônia antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

De maneira geral, o modelo ASM1 foi eficiente na representação de todos os componentes do ciclo com enchimento convencional, podendo ser utilizado para a simulação de um RBS.

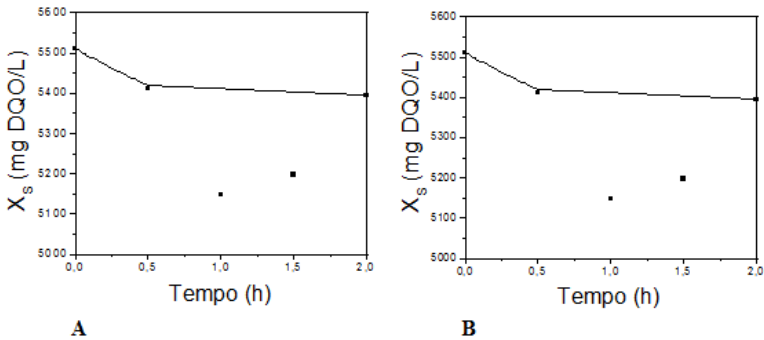
4.1.5.5 ASM2 para ciclo com enchimento convencional

Com o modelo ASM2, os dados simulados e obtidos da DQO particulada (X_S) podem ser observados na Figura 26. Os valores de DQO particulada variaram entre 5100 e 5600 mg DQO·L⁻¹. Nota-se que a curva da X_S não foi alterada após a calibração. O valor final de DQO particulada simulado e o valor final obtido em laboratório ficaram em torno de 5400 mg DQO·L⁻¹. Sendo assim o modelo ASM2 representou muito bem o ciclo convencional, não sendo necessário calibrar esse componente.

Os dados simulados com o modelo ASM2 e os dados obtidos da DQO solúvel (S_S) podem ser observados na Figura 27. Os valores de DQO solúvel variaram entre 0 e 40 mg DQO·L⁻¹. A curva da S_S ficou

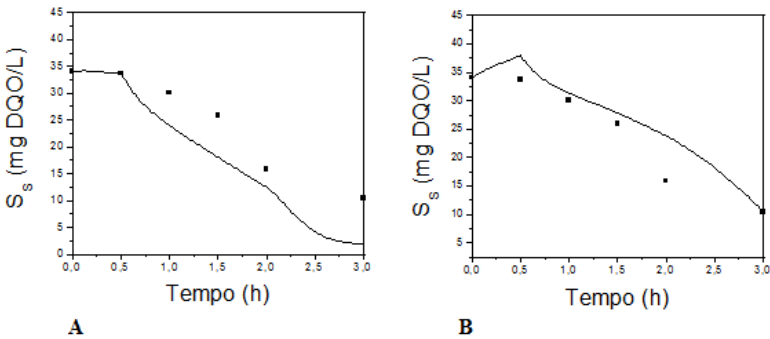
mais elevada após a calibração, fazendo com que o valor final obtido e o simulado ficassem exatamente no mesmo ponto. Essa elevação deve-se a diminuição da velocidade de crescimento heterotrófico aeróbio (μ_H) durante a calibração. O valor final de DQO solúvel simulado e o valor obtido em laboratório ficaram em $10 \text{ mg DQO}\cdot\text{L}^{-1}$. A simulação com o modelo ASM2 foi a que melhor representou a DQO solúvel para o ciclo com enchimento convencional.

Figura 26: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

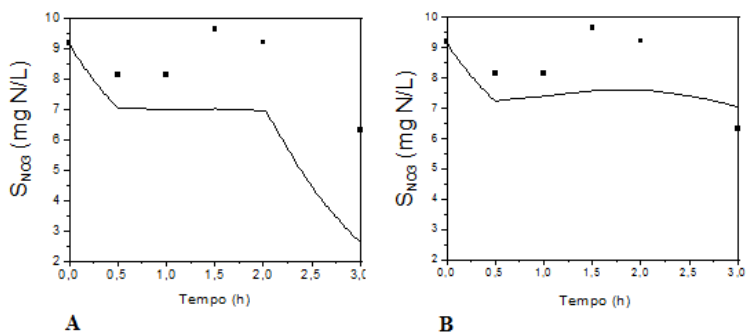
Figura 27: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

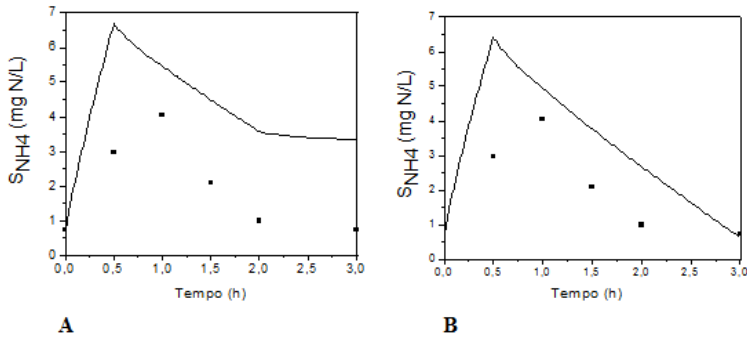
Os dados simulados e obtidos do nitrato (S_{NO_3}) podem ser observados na Figura 28. Os valores de nitrato para o modelo ASM2 variaram entre 6 e 10 mg N- $NO_3^- \cdot L^{-1}$, sendo que na simulação antes da calibração os valores variaram de 2 a 18 mg N- $NO_3^- \cdot L^{-1}$. É possível observar que a curva da S_{NO_3} foi bastante alterada após a calibração, sendo que a elevação da curva deve-se a diminuição da velocidade de crescimento heterotrófico anóxico (μ_H), fazendo com que menos nitrato fosse consumido na etapa anóxica. O valor final de nitrato simulado e o valor obtido em laboratório ficaram próximos, entre 6,5 e 7,5 mg N- $NO_3^- \cdot L^{-1}$. A simulação com o modelo ASM2 foi satisfatória para o S_{NO_3} no ciclo com enchimento convencional.

Figura 28: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Na Figura 29 estão apresentados os dados simulados e obtidos para o parâmetro amônia (S_{NH_4}). No modelo ASM2, os valores de amônia variaram entre 0 e 7 mg N- $NH_4^+ \cdot L^{-1}$. Nota-se na figura que a curva da S_{NH_4} foi bastante alterada após a calibração, sendo que a queda no final da curva deve-se ao aumento da velocidade de crescimento autotrófica. O valor final de amônia simulado e o valor obtido em laboratório convergiram no mesmo ponto. A simulação com o modelo ASM2 foi satisfatória para o S_{NH_4} no ciclo com enchimento convencional.

Figura 29: Amônia antes (A) e após (B) a calibração

Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

O modelo ASM2 representou bem o RBS com enchimento convencional, mas deixou a desejar em relação ao ASM1, principalmente em relação a parte nitrogenada em estudo.

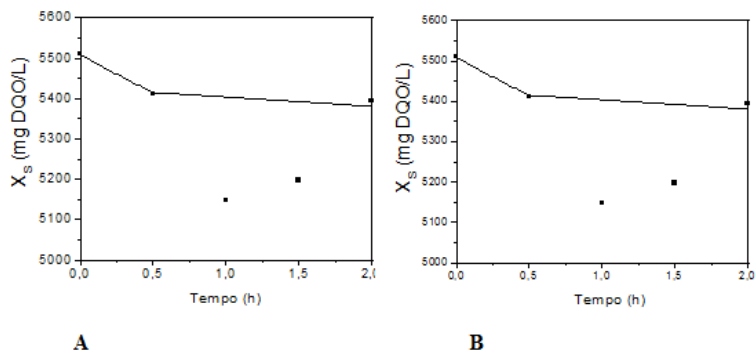
4.1.5.6 ASM3 para ciclo com enchimento convencional

Os dados simulados e obtidos da DQO particulada (X_S) podem ser observados na Figura 30. Os valores de DQO particulada variaram entre 5100 e 5600 mg DQO \cdot L $^{-1}$. Nota-se que a curva da X_S não foi alterada após a calibração. O valor final de DQO particulada simulado e o valor final obtido em laboratório ficaram em torno de 5400 mg DQO \cdot L $^{-1}$, sendo assim o modelo ASM3 também representou de maneira eficaz o componente X_S para o ciclo com enchimento convencional.

Os dados simulados com o modelo ASM3 e os dados obtidos da DQO solúvel (S_S) podem ser observados na Figura 31. Os valores de DQO solúvel variaram entre 10 e 50 mg DQO \cdot L $^{-1}$. A curva da S_S ficou com uma queda acentuada após a calibração, fazendo com que o valor final obtido e o simulado ficassem bem próximos. Essa queda foi ocasionada por um aumento da velocidade de armazenamento (K_{STO}) decorrente do processo de calibração. O valor final de DQO solúvel

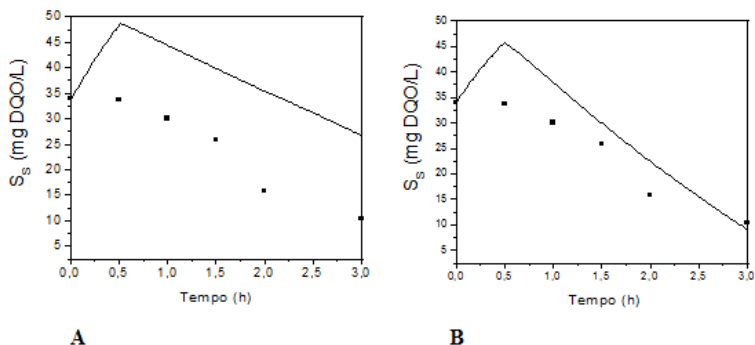
simulado e o valor obtido em laboratório ficaram em torno de $10 \text{ mg DQO}\cdot\text{L}^{-1}$. A simulação com o modelo ASM3 foi a que pior representou a S_s no ciclo com enchimento convencional, contudo pôde representar de maneira satisfatória a componente em estudo.

Figura 30: DQO particulada antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Figura 31: DQO solúvel antes (A) e após (B) a calibração.

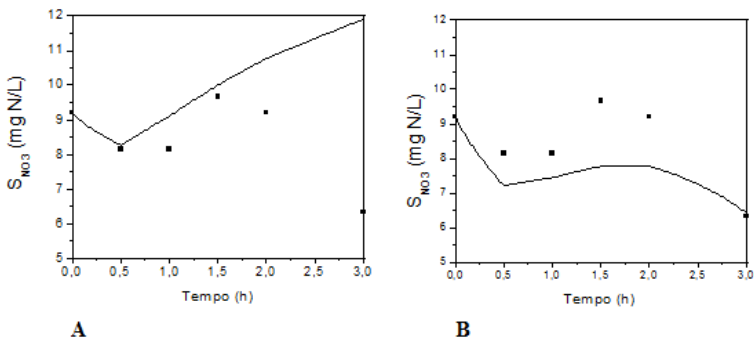


Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Os dados simulados e obtidos do nitrato (S_{NO_3}) podem ser observados na Figura 32. Os valores de nitrato para o modelo ASM3

variaram entre 6 e 12 mg N-NO₃⁻·L⁻¹. É possível observar que a curva da S_{NO3} foi bastante alterada após a calibração, sendo que a queda da curva deve-se ao aumento da velocidade crescimento autotrófico (μ_A). O valor final de nitrato simulado e o valor obtido em laboratório ficaram próximos, entre 6 e 6,5 mg N-NO₃⁻·L⁻¹. A simulação com o modelo ASM3 foi satisfatória para o S_{NO3} no ciclo com enchimento convencional.

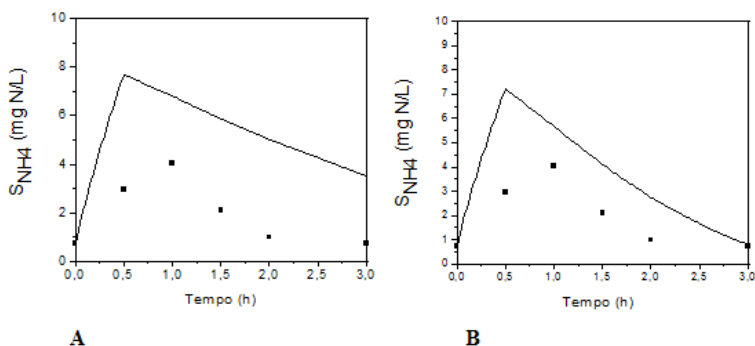
Figura 32: Nitrato antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

Os dados simulados e obtidos da amônia (S_{NH_4}) podem ser observados na Figura 33. Os valores de amônia para o modelo ASM3 variaram entre 0 e 9 mg N-NH₄⁺·L⁻¹. A curva da S_{NH_4} foi alterada após a calibração e a queda na segunda parte da curva deve-se ao aumento da velocidade de crescimento autotrófica. O valor final de amônia simulado e o valor obtido em laboratório convergiram no mesmo ponto. A simulação com o modelo ASM3 foi satisfatória para o S_{NH_4} no ciclo com enchimento convencional.

Figura 33: Amônia antes (A) e após (B) a calibração



Legenda: ■ Dado experimental; — Simulação.

De modo geral, o modelo ASM3 representou bem o ciclo com enchimento convencional, mas deixou a desejar em relação ao ASM1. Os dados de DQO solúvel, nitrato e amônia foram mais bem representados no ASM1.

4.1.6 Comparação entre dados finais obtidos e simulados antes e depois da calibração

Os dados de saída de cada ciclo, assim como os dados de saída das simulações, antes e após a calibração, estão apresentados nas Tabelas 22 e 23. Em relação à DQO particulada, o modelo ASM3 foi o que mais se aproximou ao dado obtido, sendo que o modelo ASM2 também obteve um valor aproximado do resultado real. Os resultados dos valores da parcela particulada pouco se alteraram com as calibrações feitas nas simulações, isso porque todas as calibrações foram feitas em relação aos componentes solúveis do modelo.

Tabela 22: Resultado final para ciclo com enchimento escalonado

Substrato	Dado obtido	ASM1 *Pad.	ASM1 *Cal.	ASM2 Pad.	ASM2 Cal.	ASM3 Pad.	ASM3 Cal.
X_S (mgDQO·L ⁻¹)	6278,0	6360,0	6163,0	6338,0	6344,0	6322,0	6321,0
S_S (mgDQO·L ⁻¹)	19,7	7,5	4,5	1,5	6,4	11,1	20,2
S_{NO3} (mgN·L ⁻¹)	17,5	7,1	17,1	3,1	17,8	14,1	17,2
S_{NH4} (mgN·L ⁻¹)	0,7	0,0	0,8	1,0	0,6	1,8	0,6
S_{PO4} (mgP·L ⁻¹)	2,9	-	-	0,9	2,6	-	-

*Pad. = Padrão ** Cal. = Calibrado

Por outro lado, nos resultados para DQO solúvel, as alterações foram visíveis devido à calibração, e mesmo assim os valores finais para os modelos ASM1 e ASM2 não ficaram próximos do dado real. Somente o modelo ASM3 obteve um bom resultado em relação ao dado de saída do RBS.

Referente ao nitrato, todos os modelos obtiveram resultados bem próximos aos dados obtidos. Para os modelos ASM1 e ASM2 a calibração foi mais difícil, e isso pode ser resultado também do valor inicial obtido antes do processo de calibração. Nota-se que para esses dois modelos, os valores finais simulados estavam bem distantes dos reais e a calibração foi eficiente e conseguiu aproximar-se ao valor obtido. O mesmo pode ser dito da amônia, onde todos os modelos apresentaram excelentes resultados, mesmo estando distantes do valor real antes da calibração, com destaque para o modelo ASM3, que quase se igualou ao resultado real.

O fosfato obteve um resultado próximo ao valor real após a calibração com o ASM2, mas a curva da Figura 17 mostra que a simulação não foi eficaz. Mesmo com o valor final se aproximando, o reator não removeu fosfato, e isso prejudicou o resultado da simulação.

Para o ciclo com enchimento convencional (Tabela 23), a DQO particulada em todos os modelos apresentou excelentes resultados em relação ao resultado final, sendo que os modelos ASM1 e ASM2 quase se igualaram ao dado obtido.

Para a DQO solúvel as alterações foram grandes devido à calibração, e todos os modelos ficaram próximos ao dado real, com

destaque para o modelo ASM2 que obteve o mesmo resultado do dado obtido.

Tabela 23: Resultado final para ciclo com enchimento convencional

Substrato	Dado obtido	ASM1 *Pad.	ASM1 *Cal.	ASM2 Pad.	ASM2 Cal.	ASM3 Pad.	ASM3 Cal.
X_S (mgDQO·L ⁻¹)	5394,0	5397,0	5397,0	5395,0	5396,0	5381,0	5381,0
S_S (mgDQO·L ⁻¹)	10,4	5,3	10,9	1,9	10,4	26,7	9,1
S_{NO3} (mgN·L ⁻¹)	6,3	7,2	6,2	2,6	7,0	11,9	6,4
S_{NH4} (mgN·L ⁻¹)	0,7	0,3	0,5	3,4	0,6	3,5	0,8
S_{PO4} (mgP·L ⁻¹)	2,0	-	-	0,0	0,0	-	-

*Pad. = Padrão ** Cal. = Calibrado

Assim como para a DQO solúvel e particulada, todos os modelos apresentaram resultados bem próximos ao dado obtido para o nitrato. Para os modelos ASM1 e ASM3, os dados simulados quase se igualaram ao valor real do final do ciclo do RBS.

Já para a amônia, todos os dados finais ficaram bem próximos para os três modelos, com destaque para os modelos ASM2 e ASM3. Entretanto, esses dois modelos obtiveram dados, antes da calibração, distantes do valor real, e tiveram que ser inúmeras vezes calibradas antes da simulação.

O fosfato não foi calibrado e a sua alteração deve-se a calibração de outros parâmetros. Como o ciclo com enchimento convencional também não removeu fosfato, assim como o ciclo com enchimento escalonado, decidiu-se não calibrar esse parâmetro.

Mesmo que os dados finais estejam no mesmo ponto que o valor obtido, ao longo do ciclo esse resultado pode ser diferente, e isso influencia bastante na simulação. Contudo, pode-se dizer que o melhor modelo não é aquele que melhor simula o dado final do ciclo, e sim aquele que se aproxima do valor real ao longo de todo o ciclo. Sendo assim, o melhor modelo para o ciclo escalonado continua sendo o ASM3, e para o ciclo com uma entrada o ASM1.

4.1.7 Ciclo ideal com modelo mais representativo

A eficiência do ciclo com enchimento escalonado foi de 88,7% de remoção de DQO solúvel e 98,5% de remoção de amônia, já o ciclo convencional obteve 93,4% de remoção de DQO solúvel e 98,6% de remoção de amônia. Este ciclo obteve melhor resultado, liberando um efluente tratado com DQO particulada de $5394 \text{ mg DQO}\cdot\text{L}^{-1}$, DQO solúvel de $10,4 \text{ mg DQO}\cdot\text{L}^{-1}$, $6,3 \text{ mg N-NO}_3^- \cdot\text{L}^{-1}$, $0,7 \text{ mg N-NH}_4^+ \cdot\text{L}^{-1}$ e $2,0 \text{ mg P-PO}_4^- \cdot\text{L}^{-1}$. A partir desse ciclo, o modelo ASM1 foi utilizado para simular um reator ideal. Sendo assim, algumas alterações foram feitas no ciclo, alterando a concentração de oxigênio, e inserindo etapas anóxicas no ciclo.

Thans (2008) verificou para reatores em bateladas sequenciais bons resultados na remoção de amônia/nitrato devido ao processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS). Esse fenômeno tem sido frequentemente relatado na literatura (THIRD *et al.*, 2005; JU *et al.*, 2007; SUN *et al.*, 2010; KULKARNI *et al.*, 2013). Tal processo também pôde ser observado no reator em estudo, na medida em que a baixa concentração de OD permitiu a nitrificação e a desnitrificação simultaneamente, nos dois ciclos estudados. Observou-se que ao aumentar a concentração de OD, a remoção de DQO solúvel diminuiu, assim como a desnitrificação. Por outro lado, o processo de nitrificação aumentou muito, e dessa forma o reator passaria a acumular nitrato. Desta forma, a concentração de OD foi limitada em torno de $0,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Com esse valor, a desnitrificação ocorreu de maneira ideal e a remoção de S_5 se mostrou melhor que com outras concentrações. Mesmo que o modelo ASM1 não possua um processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas, pôde-se simular tal processo com a inserção de uma fase anóxica e com uma baixa concentração de OD.

O ciclo foi alterado da seguinte forma: na primeira etapa de enchimento com duração de 30 minutos, a concentração de $0,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de OD foi inserida, seguida de uma etapa anóxica de 30 minutos; posteriormente, uma hora de aeração com $0,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de OD e no fim uma hora de sedimentação e mais 30 minutos de retirada e repouso.

Esse ciclo apresentou DQO particulada de $5399 \text{ mg DQO}\cdot\text{L}^{-1}$, DQO solúvel de $5,4 \text{ mg DQO}\cdot\text{L}^{-1}$, $6,4 \text{ mg N-NO}_3^- \cdot\text{L}^{-1}$, e $0,7 \text{ mg N-}$

$\text{NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$. Sendo assim, com a adição de uma etapa anóxica e pequena elevação na concentração de OD foi possível baixar a DQO solúvel e a amônia, conforme pode ser observado na Figura 34 e

Figura 35, respectivamente. Com essa pequena modificação foi alcançada uma eficiência de 96,6% de remoção de DQO solúvel e 98,7% de remoção de amônia.

Figura 34: DQO solúvel para ciclo otimizado com modelo ASM1

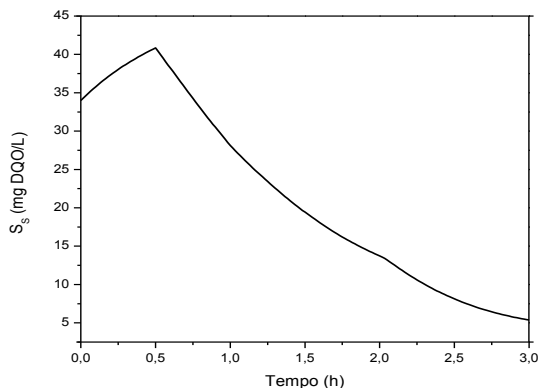
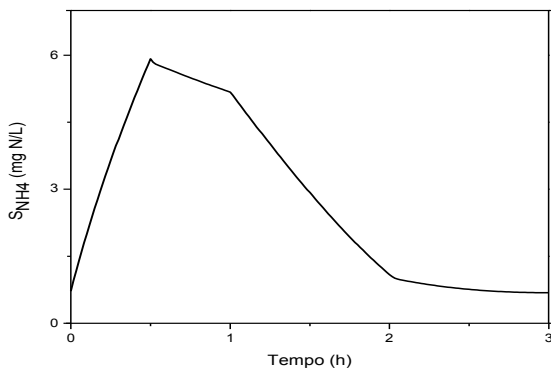


Figura 35: Amônia para ciclo otimizado com modelo ASM1



5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Com base nos resultados obtidos para as simulações do RBS com os modelos ASM1, ASM2d e ASM3, nas condições operacionais aplicadas, conclui-se que:

Em relação às simulações:

O modelo ASM1 foi o que obteve o melhor resultado, simulando o ciclo com apenas uma entrada. Já o modelo ASM3 foi o que melhor representou o ciclo com enchimento escalonado.

Mesmo que os dados finais de alguns ciclos estejam coincidindo com o valor obtido, ao longo do ciclo esse resultado pode ser diferente, e isso influencia bastante na simulação. Desta forma, o melhor modelo não é aquele que melhor simula o dado final do ciclo, e sim aquele que se aproxima do valor real ao longo de todo o ciclo.

O programa ASIM foi ideal para simular o RBS, por possuir em sua biblioteca os modelos utilizados, a hidráulica do RBS e permitir a edição de tais modelos e a alteração dos parâmetros para calibração manual.

Em relação aos ciclos:

O ciclo convencional se mostrou mais eficiente quanto à remoção de S_S e S_{NH_4} , e também foi mais bem representado com todos os modelos, com destaque para o ASM1. Já o ciclo com enchimento escalonado foi mais difícil de calibrar e não foi muito bem representado nos modelos ASM1 e ASM2d.

Em relação à calibração:

A calibração com o modelo ASM3 foi a mais fácil e a mais objetiva, devido ao menor alcance dos parâmetros. Já com os modelos ASM1 e ASM2d, os parâmetros alterados influenciavam muitos componentes ao mesmo tempo, demandando mais tempo e maior número de iterações.

Para o ciclo escalonado, a velocidade de crescimento heterotrófico aeróbio se apresentou fora dos padrões encontrados na literatura, com os modelos ASM1 e ASM2. Para o modelo ASM2, a

velocidade de crescimento autotrófico encontrada foi de $4,5 \text{ d}^{-1}$, distante do padrão e dos valores encontrados na literatura. Já para a velocidade de crescimento heterotrófico, somente o modelo ASM3 se mostrou de acordo com o padrão, sendo esse o modelo que melhor representou o ciclo escalonado.

São poucos os trabalhos com calibração e simulação de RBS em escala real, tratando esgoto sanitário. Desta forma, este trabalho apresenta parâmetros ideais para a calibração de RBS com enchimento escalonado e convencional. Os resultados obtidos com a calibração indicam que essa foi feita de maneira correta, e o procedimento aplicado poderá ser usado em muitos trabalhos de simulação.

Em relação à otimização:

Para ambos os ciclos, a baixa concentração de OD se mostrou bem eficiente para nitrificação/desnitrificação simultâneas (NDS), e também para a remoção da parcela carbonácea. Mesmo sem o processo NDS no modelo ASM1, a inserção de uma etapa anóxica no ciclo convencional melhorou ainda mais a remoção de DQO solúvel e amônia.

Tendo em vista as conclusões alcançadas na presente pesquisa, sugerem-se algumas recomendações para trabalhos e simulações futuras:

- Em caso de um processo de calibração automatizado, recomenda-se o uso do modelo ASM1 para a simulação de reatores em bateladas sequenciais com um enchimento;
- Para simular um RBS com enchimento escalonado recomenda-se o uso do modelo ASM3;
- Utilizar o ASM3 caso a calibração seja feita manualmente, como foi feito nesse trabalho;
- Para a operação de um RBS, de acordo com a otimização, simulação e com os dados obtidos, recomenda-se a adoção de uma baixa concentração de OD, abaixo de $0,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, e uma etapa anóxica. Com isso, permite-se a ocorrência do processo NDS, e a melhor oxidação da matéria carbonácea.

- Para a calibração dos modelos, recomenda-se o uso de parâmetros que possuem maior interferência nos componentes a serem calibrados, sendo eles: μ_H ; μ_A ; K_{STO} ; η_{fe} ; μ_{PAO} ; q_{PHA} .
- Para a calibração de um RBS tratando esgoto doméstico, pode-se utilizar valores dos parâmetros aproximando-se dos valores utilizados nesse trabalho.
- Recomenda-se o uso da calibração e simulação para: otimizar reator já existente e em operação; simular modificações em reator em operação; instruir estudantes ou operadores em relação aos processos que ocorrem no reator; simular o reator projetado antes da construção de uma estação piloto, evitando surpresas desagradáveis; simular entrada de um efluente na ETE, como um lodo de tanque séptico, evitando sobrecarga do reator; e pesquisas no desenvolvimento de novos tipos de tratamento.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AL-REKABI, W.S., QIANG, H., QIANG, W.W. Review on sequencing batch reactors. **Pakistan Journal of Nutrition**, 6 (1): 11-19, 2007.

ALVES, K.C.G **Tratamento de efluentes têxteis usando reator de leito fluidizado trifásico aeróbio com pré ou pós ozonização**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2000.

APHA, AWWA, WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21ed., Washington, 2005.

ARTAN, N., ORHON, D. **Mechanism and Design of Sequencing Batch Reactors for Nutrient Removal**. London: IWA Publishing, 2005. 100p.

ASIM - EWAG. **Activated Sludge SIMulation Program**. Disponível em: <<http://www.asim.eawag.ch/>>. Acessado no dia 26 de fevereiro de 2012.

BARBOSA, S.R. **Tratamento de efluentes em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2004.

BARTHEL, L. **Estudo de biofilme desenvolvido em reator de leito fluidizado trifásico Aeróbio no tratamento de efluentes têxteis**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 1998.

BENTO, A.P.; SEZERINO, P.H.; PHILIPPI, L.S.; REGINATTO, V.; LAPOLLI, F.R.; Caracterização da microfauna em estação de tratamento de esgotos do tipo lodos ativados: um instrumento de avaliação e controle do processo. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.10, n.4, p. 329-338, 2005.

BORTOLLOTTO NETO, A.F. **Estratégias para a nitrificação em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2004.

BRASIL. **Resolução CONAMA n° 357/05**, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Oficial da União, 18 de março de 2005, p. 58-63.

BRASIL. **Resolução CONAMA n° 430/11**, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução n° 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. Oficial da União, 14 de maio de 2011.

COSTA, T.B. **Desempenho de reator em batelada seqüencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário doméstico**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2005.

EKAMA, G.A.; WENTZEL, M.C. **Modelling inorganic material in activated sludge systems**. Water SA Vol. 30 No. 2. 153 – 174, 2004.

EPA. United States Environmental Protection Agency. **Nutrient Control Design Manual**. Cincinnati: The Cadmus Group Inc, 2009. 104 p.

FERNANDES, H. **Avaliação da dinâmica microbiana em sistemas de reatores em bateladas seqüenciais (RBS), em escala real, visando o tratamento de esgoto doméstico**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, em andamento.

FURUMAI, H.; KAZMI, A.A.; FUJITA, M.; FURUYA, Y.; SASAKI, K. Modeling long term nutrient removal in a Sequencing batch reactor. **Water Research**, Vol. 33, No. 11, 2708-2714, 1999.

GEHRING, T. ; SILVA, J. D. ; KEHL, O. ; CASTILHOS, A. B. ; COSTA, R. H. R. ; UHLENHUT, F. ; ALEX, J. ; HORN, H. ; WICHERN, M. . **Modelling waste stabilisation ponds with an extended version of ASM3**. *Water Science and Technology*, 61, 713-720, 2010.

GERNAEY, K.V., van LOOSDRECHT, M.C.M., HENZE, M., LIND, M., JORGENSEN, S.B. Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art. **Environmental Modelling and Software**.763-783, 2004.

GONÇALVES, R.F.; CHERNICHARO, C.A.L.; ANDRADE NETO, C.O.; ALEM SOBRINHO, P.; KATO, M.T.; COSTA, R.H.R.; AISSE, M.M.; ZAIAT, M. **Pós- tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme**. In: Pós- tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. PROSAB 2. Segrac Editora e Gráfica Ltda, Belo Horizonte, MG. 544 p. 2001.

GUJER, W.; LARSEN T. A. **The Implementation of Biokinetics and Conservation Principles in ASIM**. *Water Science and Technology*, 31, No. 2, 257 – 266, 1995.

HEIN DE CAMPOS, R. **Utilização de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio em sistema de tratamento combinado de águas residuárias**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2001.

HEIN DE CAMPOS, R. **Estudo da remoção de carbono e nitrogênio de efluentes urbanos em um reator de leito fluidizado operado em bateladas sequenciais**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2006.

HENZE, M.; GRADY, C.L.; GUJER, W.; MARAIS, G.V.R.; MATSUO, T. Activated sludge Model N^o 1. **Scientific and Technical, Report No. 1**, London: IWA Publishing, 1987.

HENZE, M.; GUJER, W.; MINO, T.; VAN LOOSDRECHT, M. **Activated sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d e ASM3**. London: IWA Publishing, 2000.

JORDÃO, E.P.; PESSÔA, C.A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 4.ed. Rio de Janeiro: ABES, 2005. 932 p.

JUNGLES, M.K. **Desenvolvimento de grânulos aeróbios no tratamento de esgoto sanitário em reatores operados em bateladas sequenciais (RBS)** Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2011.

Ju, L.K.; Huang, L.; Triverdi, H. (2007) Simultaneous Nitrification, Denitrification, and Phosphorus Removal in Single-Tank Low-Dissolved-Oxygen Systems Under Cyclic Aeration. **Water Environment Research**, 79, 912-920.

KOCH, G.; KUHNI, M.; GUJER, W.; SIEGRIST, H. Calibration and validation of activated Sludge model no. 3 for swiss municipal Wastewater. **Water Research**, Vol. 34, No. 14, 3580-3590, 2000.

KRISHNA, C.; Van LOOSDRECHT, M.C.M. Substrate flux into storage and growth in relation to activated sludge modeling. **Water Research**, Vol. 33, No. 14, 3149-3161, 1999.

KULKARNI, P.M. (2013) Nitrophenol removal by simultaneous nitrification denitrification (SND) using *T. pantotropha* in sequencing batch reactors (SBR). **BioresourceTechnology**, 128, 273–280.

LAMEGO NETO, L.G. **Tratamento de esgoto urbano em reator híbrido operado em bateladas seqüenciais (RHBS)** submetido a

variações de cargas. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2008.

LEVY, A.L.L. **Modelagem e análise de sensibilidade do processo de tratamento de lodos ativados com reciclo.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro - RJ, 2007.

LIU, Y.Q, TAY, J.H. Influence of cycle time on kinetic behaviors of steady-state aerobic granules in sequencing batch reactors. **Enzyme and Microbial Technology**, 41: 516-522, 2007.

MAKINIA, J. **Mathematical Modelling and Computer Simulation of Activated Sludge Systems.** London: IWA Publishing, 2010. 389p.

MARSILI-LIBELLI, S., TABANI, F. Accuracy analysis of a respirometer for activated sludge dynamic modelling. **Water Research**, 36: 1181-1192, 2002.

MARTINS, C.L. **Comportamento de reator de leito fluidizado trifásico Aeróbio utilizando diferentes materiais suporte.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2003.

MELCHIOR, S.C.; CAMARGO, M.L.; CONEGLIAN, C.M.R.; BRITO, N.N.; LOPES, T.A.; BARROS, R.M.; SOBRINHO, G.D.; TONSO, S.; PELEGRINI, R. Tratamento de efluentes por processo de lodos ativados. **III Fórum de Estudos Contábeis.** Rio Claro – SP. 2003.

MOTA, S. **Introdução à engenharia ambiental.** 4ed. Rio de Janeiro: ABES, 2006. 388p.

SALES, R. **Cinética de degradação de efluente têxtil por biofilme em leito fluidizado trifásico aeróbio.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 1999.

SANTA CATARINA. **Código Estadual de Meio Ambiente, Lei n. 14.675, de 13 de abril de 2009.** Institui o Código Estadual do Meio Ambiente e estabelece outras providências.

SANTOS, A.V., CYBIS, L.F.A., GEHLING, G.R. **Determinação do tempo necessário para oxidação da matéria orgânica facilmente biodegradável em reator seqüencial em batelada (RSB) com enchimento estático.** Engenharia Sanitária e Ambiental, 11 (1): 83-91, 2006.

SCHMIDELL, W. Agitação e aeração em biorreatores. In: AQUARONE, E., BORZANI, W., SCHMIDELL, W. **Biotecnologia Industrial**, v.2, 1.ed. São Paulo: Edgard Blücher Ltda, 2001. p. 277-331.

SOUTO, V.S. **Utilização de reatores híbridos de fluxo contínuo e em bateladas seqüenciais para remoção conjunta de carbono e nitrogênio de esgoto urbano.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2007.

SUN, S-H.; NÀCHER, C.P.; MERKEY, B.; ZHOU, Q.; XIA, S.Q.; YANG, D.H; SUN, J.H.; SMETS, B.F. (2010) Effective biological nitrogen removal treatment processes for domestic wastewaters with low C/N ratios: A review. **Environmental Engineering Science**, 27,111-126.

THANS, F.C. **Controle operacional de reator em bateladas seqüenciais (RBS): ajustes na concentração de oxigênio dissolvido visando à remoção de nutriente.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2008.

THIRD, K.A.; GIBBS, B.; NEWLAND, M.; CORD-RUWISCH, R. (2005) Long-term aeration management for improved N-removal via SND in a sequencing batch reactor. **Water Research**, 39, 3523-3530.

VAN HAANDEL, A.C.; MARAIS, G.O. **O comportamento do sistema de lodos ativados – Teoria e aplicação para projeto e operação.** Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, Eprgraf, 472 p., 1999.

VON SPERLING, M. **Lodos Ativados – Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v.4.** 2.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade de Minas Gerais, 2002. 428 p.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos– Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v.1.** 3.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade de Minas Gerais, 2005. 452 p.

VON SPERLING, M. **Princípios Básicos de Tratamento de Esgotos.** Vol. 2 Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 6ª impressão 2006. 211p.

WAGNER, J. **Desenvolvimento de grânulos aeróbios e tratamento de esgoto doméstico em um reator em bateladas sequenciais (RBS) sob diferentes condições operacionais.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2011.

WAGNER, J. **Tratamento de esgoto sanitário em reator operado em bateladas sequenciais com grânulos aeróbios: remoção de nutriente (N, P), desenvolvimento e caracterização dos grânulos.** Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, em andamento.

WILDERER, P.A.; IRVINE, R. L.; GORONSZY, M. C. Sequencing batch reactor technology. **Scientific and Technical, Report No. 10,** London: IWA Publishing, 2001.

WOLFF, D.B. **Estudo da tratabilidade de um efluente têxtil por biomassa fixa através de um reator de leito fluidizado trifásico aeróbio.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 1997.

WOLFF, D.B. **Remoção biológica de carbono e nitrogênio de esgoto urbano em reatores híbridos utilizando dois materiais suporte flutuantes.** Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2005.

WOLFF, D.B.; CHAVEZ, J.C.O.; PAUL, E.; COSTA, R.H.R. Estudo da Biomassa Heterotrófica e Autotrófica Ativa Desenvolvida em Reatores Híbridos no Tratamento de Esgoto Urbano. In: **SINAFERM2003 – Simpósio Nacional de Fermentações, 14.** Florianópolis-SC, 2003.

ANEXO 1

Síntese descritiva dos modelos, com base em Henze et al. (2000).

1. ASM1

A descrição das variáveis usadas no ASM1, apresentadas a seguir, tem por base a referência Henze et al. (2000).

1.1 Variáveis de componentes da DQO no ASM1

A unidade de medida escolhida para o desenvolvimento do modelo ASM1 foi a DQO, pois fornece uma associação útil entre o substrato orgânico, a concentração de biomassa e o consumo de oxigênio. A matéria orgânica presente no efluente foi classificada de acordo com os conceitos de biodegradabilidade e solubilidade em água. As substâncias orgânicas não biodegradáveis passam incólumes através do sistema de lodos ativados, podendo estar presentes na forma solúvel ou particulada. O material orgânico solúvel inerte, S_i , não participa de qualquer reação no meio. O substrato prontamente biodegradável (S_s) consiste em moléculas simples que podem ser prontamente absorvidas pelos organismos e metabolizadas para obtenção de energia e para síntese celular, enquanto que o substrato lentamente biodegradável (X_s) é feito de moléculas orgânicas complexas (coloidais) que requerem uma prévia quebra enzimática para a absorção e a utilização.

O material solúvel tem a denotação (S), enquanto que a componente particulada tem a denotação (X). A DQO inerte é dividida em material solúvel (S_i) e particulado (X_i), e ambos são considerados como material não afetado pela ação biológica no sistema. O material inerte solúvel deixa o sistema com o efluente decantado, enquanto o material inerte particulado é envolvido na massa de lodo, sendo o mesmo removido do sistema juntamente com o excesso de lodo.

A biomassa ativa é dividida em heterotrófica ($X_{B,H}$) e autotrófica ($X_{B,A}$). A biomassa heterotrófica é formada sob condições aeróbias e sob condições anóxicas, sendo destruída por decaimento. O crescimento da

biomassa autotrófica pode ocorrer somente sob condições aeróbias, sendo também destruída por decaimento.

Para completar o modelo foi incluída uma variável para modelagem do material particulado inerte proveniente do decaimento da biomassa (X_P). O balanço da DQO no modelo pode ser representado pela Equação 9.

$$DQO_t = S_I + S_S + X_S + X_{B,H} + X_{B,A} + X_I + X_P$$

Equação 9

1. 2 Variáveis nitrogenadas no ASM1

O nitrogênio no modelo ASM1 é composto por amônia nitrogenada (S_{NH}) e nitrogênio orgânico, referente à parcela de nitrogênio orgânica e ativa. O nitrogênio orgânico é dividido em uma fração solúvel e uma particulada, as quais podem ser ainda biodegradáveis e não biodegradáveis. O nitrogênio orgânico solúvel (S_{ND}) é formado pela hidrólise do nitrogênio orgânico particulado e convertido em amônia por meio de amonificação. O nitrogênio orgânico particulado biodegradável (X_{ND}) é gerado pelo decaimento da biomassa heterotrófica e autotrófica, subtraindo-se a quantidade associada a produtos particulados inertes, e hidrolisado a S_{ND} .

A massa de nitrogênio ativa (X_{NB}) é incluída no modelo somente no sentido de que o decaimento de biomassa levará a uma produção de nitrogênio orgânico particulado biodegradável. O nitrogênio orgânico associado com produtos inorgânicos particulados inertes (S_{NP}) e com a matéria orgânica particulada inerte (X_{NI}) não está descrito na matriz do modelo.

O nitrogênio na forma de nitrato (S_{NO}) é outro acceptor de elétrons incluído no modelo. Ele é produzido por crescimento aeróbio das bactérias autotróficas e removido durante o crescimento anóxico das bactérias heterotróficas. Embora o nitrito seja um intermediário formado durante a nitrificação, admite-se na modelagem que o nitrato é a única forma oxidada de nitrogênio presente.

1.3 Demais Variáveis do ASM1

Os dois últimos compostos descritos no modelo ASM1 são a concentração de oxigênio dissolvido (S_O), escrito como DQO negativa, e a alcalinidade (S_{ALK}), a qual não atua nos processos biológicos do modelo.

A concentração de (S_O) pode ser usada para calcular a quantidade de oxigênio que deve ser fornecida para suprir as necessidades microbianas. O consumo de oxigênio está associado ao crescimento aeróbio da biomassa heterotrófica e autotrófica. O oxigênio normalmente associado com o decaimento é calculado indiretamente pelo crescimento de nova biomassa com o consumo do substrato liberado através de seu decaimento. O termo 4,57, usado como coeficiente estequiométrico para descrever o crescimento aeróbio dos organismos autotróficos, representa a demanda teórica de oxigênio associada com a oxidação da amônia a nitrato (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

A alcalinidade (S_{ALK}) não é essencial ao modelo, mas a sua inclusão é desejável, pois pode fornecer informações a respeito de mudanças de pH, auxiliando na prevenção de problemas. Baixos valores de pH diminuem a velocidade de nitrificação e causam outros problemas, como corrosão e intumescimento do lodo (*bulking*) (LEVY, 2007).

1.4 Processos dinâmicos considerados no ASM1

Diversos processos são incorporados ao modelo, sendo eles descritos a seguir.

a) *Crescimento Aeróbio de biomassa heterotrófica* ($X_{B,H}$)

A fração prontamente biodegradável do substrato (S_S) é utilizada no crescimento da biomassa heterotrófica e o saldo é oxidado para

liberação de energia, dando início a uma demanda por oxigênio. O crescimento é modelado seguindo a cinética de Monod. A amônia é utilizada como fonte de nitrogênio para a síntese celular, sendo incorporada na massa celular. Por fim, as concentrações de S_S e S_O são limitantes para o crescimento, sendo esse processo responsável pelo crescimento da biomassa e pela remoção da DQO.

b) Crescimento anóxico da biomassa heterotrófica (desnitrificação)

A desnitrificação é um processo onde as formas oxidadas de nitrogênio, nitrato e nitrito, são reduzidas a nitrogênio gasoso em condições de ausência de oxigênio e presença de nitratos. Sendo assim, é necessário que a desnitrificação seja precedida da nitrificação. O processo de desnitrificação ocorre principalmente pela atuação de bactérias heterotróficas facultativas, que na falta de S_O utilizam o oxigênio presente no nitrato ou no nitrito como acceptor de elétrons. Os microrganismos desnitrificantes requerem ainda a disponibilidade de uma fonte de carbono orgânico (doador de elétrons) (JORDÃO & PESSÔA, 2005). A mesma cinética de Monod, usada para o crescimento aeróbio, é aplicada, porém a velocidade é multiplicada por um fator η_g . Essa redução pode ser causada pela menor velocidade de crescimento em condições anóxicas, ou porque somente uma fração da biomassa heterotrófica é capaz de utilizar nitrato como acceptor de elétrons. Contudo, a amônia também é utilizada como fonte de nitrogênio para síntese celular.

c) Crescimento aeróbio da biomassa autotrófica ($X_{B,A}$) (nitrificação)

A nitrificação é a oxidação biológica da amônia, tendo o nitrato como produto final. Este processo ocorre em duas etapas sequenciais: primeiramente a amônia é oxidada a nitrito (nitritação), e posteriormente, o nitrito é oxidado a nitrato (nitratação). Os microrganismos envolvidos neste processo são autótrofos quimiossintetizantes. Esses micro-organismos utilizam o gás carbônico como principal fonte de carbono, e obtém energia por meio da oxidação de um substrato orgânico, como a amônia (RITTMANN & McCARTY, 2000). Esse processo tem efeito na alcalinidade causado pela conversão

de amônia em biomassa e oxidação da amônia em nitrato, com aumento da demanda de oxigênio (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999). Novamente, este processo é modelado seguindo a cinética de Monod.

d) Queda na biomassa heterotrófica e autotrófica

Esse processo é modelado de acordo com a hipótese de morte-regeneração, onde os organismos morrem a certa velocidade, e uma porção do material é considerado não biodegradável, sendo adicionada a fração de X_p . O restante é adicionado à fração biodegradável X_s . A porção orgânica do nitrogênio associado ao X_s se torna disponível como material particulado orgânico nitrogenado. Nenhum consumo de DQO é observado, e também não são utilizados aceptores de elétrons no processo, portanto as velocidades são constantes, independentemente do processo ser aeróbio, anaeróbio ou anóxico.

e) Amonificação de nitrogênio orgânico solúvel

O nitrogênio orgânico solúvel é convertido em amônia em um processo de primeira ordem, mediante a atividade de bactérias heterotróficas.

f) Hidrólise em compostos orgânicos lentamente biodegradáveis

O substrato lentamente biodegradável (X_s) entrelaçado entre a massa de lodo é quebrado extracelularmente, produzindo substrato prontamente biodegradável (S_s), que fica disponível aos organismos para o crescimento. O processo é modelado seguindo a cinética das reações de superfície e ocorre em condições aeróbias e anóxicas. A velocidade da hidrólise é reduzida em condições anóxicas, por um fator η_h . A velocidade é de primeira ordem devido à presença de biomassa heterotrófica, mas satura na medida em que a matéria entrelaçada se torna grande, em relação à biomassa.

g) Hidrólise de compostos orgânicos nitrogenados lentamente biodegradáveis

As partículas biodegradáveis do nitrogênio orgânico são quebradas para uma forma solúvel a uma velocidade definida pela mesma reação de hidrólise descrita anteriormente.

1.5 Parâmetros do ASM1

Os parâmetros estequiométricos permitem a alteração do modelo, conseguindo fazer com que cada sistema seja representado por um único modelo. Tabela 24 apresenta os parâmetros que são usualmente utilizados no ASM1, em pH neutro (HENZE *et al.*, 2000).

Tabela 24: Parâmetros usualmente utilizados em pH neutro no ASM1.

Símbolo	Unidade	20°C	10°C
Parâmetros estequiométricos			
Y_A	g células de DQO formada · (gN _{oxidado}) ⁻¹	0,24	0,24
Y_H	g células de DQO formada · (gDQO _{oxidada}) ⁻¹	0,67	0,67
f_p	Adimensional	0,08	0,08
i_{XB}	gN · gDQO ⁻¹ na biomassa	0,086	0,086
i_{XE}	gN · (gDQO) ⁻¹ na biomassa endógena	0,06	0,06
Parâmetros cinéticos			
μ_H	dia ⁻¹	6	3
K_s	gDQO · m ⁻³	20	20
$K_{O,H}$	gO ₂ · m ⁻³	0,2	0,2
K_{NO}	gNO ₃ ⁻ · N · m ⁻³	0,5	0,5
B_H	dia ⁻¹	0,62	0,2
η_g	Adimensional	0,8	0,8
η_h	Adimensional	0,4	0,4
k_h	gDQO _{lentamente biodegradável} · (g célula de DQO · dia) ⁻¹	3	1
K_X	gDQO _{lentamente biodegradável} · (g célula de DQO) ⁻¹	0,03	0,01
μ_A	dia ⁻¹	0,8	0,3
K_{NH}	gNH ₃ · N · m ⁻³	1	1
$K_{O,A}$	gO ₂ · m ⁻³	0,4	0,4
k_a	m ³ DQO · (g dia) ⁻¹	0,08	0,04

1.6 Equações do ASM1

Baseando-se nos parâmetros e coeficiente anteriormente citados, é possível formular as equações diferenciais que representam o modelo

ASM1. As equações adotadas para cada processo estão presentes em Henze *et al.* (2000).

1.7 Limitações e restrições do ASM1

As principais limitações do modelo ASM1 estão apresentadas a seguir:

- ✓ Adota temperatura constante;
- ✓ O pH é considerado constante e perto da neutralidade;
- ✓ Não se pode considerar a variação nas características do esgoto bruto, somente nos volumes de entrada;
- ✓ Os efeitos da limitação de nutrientes como nitrogênio e fósforo, na remoção da matéria orgânica e no crescimento celular, não é considerado;
- ✓ Os fatores de correção para desnitrificação são considerados fixos, sendo que podem variar de acordo com o sistema operado;
- ✓ O modelo não considera os componentes inibidores da desnitrificação;
- ✓ A biomassa heterotrófica é considerada homogênea e não sofre variação com o tempo;
- ✓ A captura da matéria orgânica particulada é considerada instantânea na biomassa;
- ✓ A hidrólise da matéria orgânica carbonácea e nitrogenada é simultânea e com velocidades iguais;
- ✓ O tipo de acceptor de elétrons não afeta a perda de atividade da biomassa por decaimento.

Algumas restrições no uso do modelo ASM1 devem ser observadas:

- ✓ A idade do lodo deve estar dentro do limite que permita um crescimento flocular da biomassa, ou seja, uma idade do lodo menor que 3 dias pode inviabilizar a sedimentação do lodo. Já o limite máximo deve ser em torno de 30 dias;

- ✓ A concentração de lodo ativado no tanque de sedimentação deve estar entre 750 e 7500 g·m⁻³ de DQO, para permitir uma sedimentação adequada;
- ✓ A fração não aerada do reator não deve exceder 50%, ou as características de sedimentação do lodo podem piorar;
- ✓ Caso a intensidade de mistura na aeração exceda 250 s⁻¹ os flocos podem ser desfeitos, e a sedimentação do lodo afetada.

2. ASM2d

O ASM2 é uma extensão do ASM1 e utiliza todos os conceitos incorporados nesse modelo. O ASM1 se mostrou excelente para modelar os processos de nitrificação e desnitrificação, mas havia a necessidade ainda de modelar a remoção biológica de fósforo. Sendo assim, o ASM2 foi desenvolvido para atender essa necessidade. O conceito do ASM2 é de atender as necessidades com o menor número possível de processos, e de maneira razoável descrever os diferentes mecanismos que interferem na remoção biológica de fósforo (HENZE *et al.*, 2000).

A grande diferença do ASM1 é que no ASM2 as células passam a obter estrutura interna, indispensável para incluir a remoção biológica do fósforo no modelo. Além disso, em adição ao processo biológico, o ASM2 possui dois processos químicos que representam a precipitação do fósforo. Enquanto que o material orgânico particulado no ASM1 era baseado somente em DQO, no ASM2 é representado também pelos polifosfatos, e é introduzida a variável: “sólidos suspensos totais” (SST), que contém os minerais inorgânicos e o fósforo precipitado.

O ASM2d é uma extensão do ASM2 que inclui ainda dois processos, os quais consideram que os organismos acumuladores de fósforo (PAO) usam os produtos internos de armazenamento para a desnitrificação. O ASM2 assume que o crescimento dos PAO só acontece em condições aeróbias e o ASM2d inclui a desnitrificação por PAO.

A descrição das variáveis usadas no ASM2d, apresentadas a seguir, tem por base a referência Henze et al. (2000).

2.1 Componentes solúveis no ASM2d

Os componentes solúveis do ASM2d são:

- ✓ Os produtos da fermentação $S_A[M(DQO) \cdot L^{-3}]$, considerados como acetatos são modelados separadamente de outros compostos solúveis.
- ✓ A alcalinidade do afluente $S_{ALK}[\text{mol}(\text{HCO}_3) \cdot L^{-3}]$, é utilizada para aproximar a continuidade das cargas elétricas nas reações biológicas. A alcalinidade é introduzida para obter uma indicação de baixo pH, o que pode inibir alguns processos biológicos. Toda S_{ALK} é considerada como sendo HCO_3 somente.
- ✓ Os produtos orgânicos fermentáveis prontamente biodegradáveis $S_F[M(DQO) \cdot L^{-3}]$, estão disponíveis para direta biodegradação por organismos heterotróficos. É considerado que S_F serve de substrato para fermentação, portanto não inclui S_A . O material orgânico inerte solúvel $S_I[M(DQO) \cdot L^{-3}]$ não pode ser degradado posteriormente, sendo considerado como parte do afluente e é produzido a partir da hidrólise do substrato particulado X_S .
- ✓ Os compostos nitrogenados são divididos em: $S_{N_2}[M(N) \cdot L^{-3}]$, N_2 considerado como sendo o único produto da desnitrificação; $S_{NH_4}[M(N) \cdot L^{-3}]$, amônia (NH_4^+), para o balanço das cargas elétricas S_{NH_4} é considerada como sendo somente NH_4^+ ; $S_{NO_3}[M(N) \cdot L^{-3}]$, nitrato, o nitrito não é incluído como um componente isolado do modelo e para os cálculos estequiométricos S_{NO_3} é NO_3^- -N somente.
- ✓ O oxigênio, $S_{O_2}[M(\text{O}_2) \cdot L^{-3}]$, pode estar sujeito à troca gasosa. Enquanto que o fósforo inorgânico solúvel, $S_{PO_4}[M(P) \cdot L^{-3}]$, para o balanço das cargas elétricas é dividido em 50% H_2PO_4^- e 50% HPO_4^{2-} , independente do pH. Já o substrato

prontamente biodegradável, $S_S[M(DQO) \cdot L^{-3}]$, presente no ASM1 é substituído no ASM2 pela soma de $S_F + S_A$.

2.2 Componentes particulados no ASM2d

Os componentes particulados do ASM2d são:

- ✓ A biomassa ativa é dividida em biomassa heterotrófica ($X_H[M(DQO) \cdot L^{-3}]$) e biomassa autotrófica ($X_{AUT}[M(DQO) \cdot L^{-3}]$). A X_H pode crescer em condições aeróbias e anóxicas (desnitrificação), e em condições anaeróbias (fermentação), sendo responsável por hidrolisar componentes particulados. A X_{AUT} é composta por organismos nitrificantes (*Nitrossomonas* e *Nitrobacter*), obrigatoriamente aeróbios, sendo que o processo de nitrificação considera a oxidação direta da S_{NH_4} em nitrato.
- ✓ O material orgânico inerte particulado, $X_I[M(DQO) \cdot L^{-3}]$, não é degradado, e é floculado no lodo ativado, sendo introduzido com o afluente ou produzido pelo decaimento da biomassa.
- ✓ Os materiais particulados que envolvem os processos do fósforo podem ser divididos em: $X_{PAO} [M(DQO) \cdot L^{-3}]$, biomassa de PAO, representam todos os tipos de organismos acumuladores de polifosfatos, sendo que a concentração de PAO não inclui os produtos de armazenamento internos da célula; $X_{PHA} [M(DQO) \cdot L^{-3}]$, produtos de armazenamento internos da célula dos PAO, inclui poli-hidroxi-alcanoatos (PHA), glicogênio e outros, tendo a seguinte composição química $(C_4H_6O_2)_n$; $X_{PP} [M(P) \cdot L^{-3}]$, polifosfato $(K_{0,33}Mg_{0,33}PO_3)_n$, o qual é um produto inorgânico interno de armazenamento da célula de PAO, que ocorre somente associado ao X_{PAO} .
- ✓ O substrato lentamente biodegradável, $X_S[M(DQO) \cdot L^{-3}]$, possui um alto peso molecular, substratos orgânicos coloidais e particulados que precisam ser hidrolisados para estarem disponíveis para degradação. Assume-se que o produto da hidrólise (S_F) seja fermentado. Os sólidos

suspensos totais (SST), $X_{SST}[M(SST) \cdot L^{-3}]$, são introduzidos nos modelos biocinéticos para computar sua concentração estequiometricamente. Uma vez que a remoção de fósforo e precipitação introduz frações minerais no lodo ativado, a previsão dos SST se torna importante.

2.3 Processos dinâmicos considerados no ASM2d

Diversos processos são incorporados ao modelo ASM2, sendo eles descritos a seguir.

2.3.1 Processos de hidrólise

Muitos compostos de alto peso molecular, coloidais e particulados não podem ser usados diretamente por micro-organismos. Estes substratos precisam ser transformados em produtos disponíveis para as reações enzimáticas externas da célula. Três processos de hidrólise são distinguidos no ASM2, porém é difícil estimar as constantes das velocidades diante de diferentes condições de receptores de elétrons:

- ✓ Hidrólise em compostos orgânicos lentamente biodegradáveis, em condições aeróbias ($S_{O_2} > 0$);
- ✓ Hidrólise em compostos orgânicos lentamente biodegradáveis, em condições anóxicas ($S_{O_2} \approx 0$, $S_{NO_3} > 0$);
- ✓ Hidrólise em compostos orgânicos lentamente biodegradáveis, em condições anaeróbias ($S_{O_2} \approx 0$, $S_{NO_3} \approx 0$).

2.3.2 Processos dos organismos heterotróficos facultativos

Os organismos heterotróficos (X_H) são responsáveis pela hidrólise do substrato lentamente biodegradado (X_S), pela degradação aeróbia de substrato orgânico fermentável (S_F) e de produtos da fermentação (AS crescimento aeróbio), pela oxidação anóxica de S_F e S_A

e redução do nitrato (desnitrificação), e pela fermentação anaeróbia de S_F e S_A . E ainda, esses organismos estão sujeitos ao decaimento e a lise celular.

a) *crescimento de organismos aeróbios em substratos fermentáveis (S_F) e produtos da fermentação (S_A):* são modelados em dois processos paralelos, que consomem S_F e S_A . Para ambos os processos, idênticas velocidades de crescimento (μ_m) e coeficiente de produção (Y_H) são adotados. As equações das velocidades foram desenvolvidas para que as velocidades máximas de crescimento não estejam acima da μ_m . Entretanto, esses processos exigem oxigênio (S_{O_2}), nutrientes (S_{NH_4} e S_{PO_4}), alcalinidade (S_{ALK}), e produzem sólidos em suspensão (X_{SST}).

b) *desnitrificação:* é similar aos processos de crescimento aeróbio, mas exige nitrato como aceptor de elétrons. Assume-se para a estequiometria do processo que todo nitrato (S_{NO_3}) é reduzido em S_{N_2} . A desnitrificação libera alcalinidade, cuja estequiometria é prevista pela equação da continuidade. Contudo, a desnitrificação é considerada inibida pela presença de S_{O_2} , tendo sua velocidade máxima de crescimento reduzida pelo fator η_{NO_3} .

c) *fermentação:* acontece em condições anaeróbias (S_{O_2} e $S_{NO_3} \approx 0$). Assume-se que organismos heterotróficos são capazes de realizar a fermentação, sendo que o substrato prontamente biodegradado S_F é transformado em produtos da fermentação S_A . Embora esse processo possa ocasionar crescimento, é considerado somente como um simples processo de transformação. A fermentação libera produtos carregados negativamente, tendo necessidade de alcalinidade S_{ALK} , sendo essa calculada através da continuidade.

d) *lise de organismos heterotróficos:* representa a soma de todos os processos de decaimento dos organismos heterotróficos. Sendo modelado assim como no ASM1, a velocidade é independente das condições do ambiente.

2.3.3 Processos dos organismos acumuladores de fósforo

Alguns organismos X_{PAO} são conhecidos por sua capacidade de acumular fósforo no formato de polifosfatos (X_{PP}). Atualmente, esses organismos não estão bem caracterizados, mas sabe-se que a liberação de fosfato é menor na presença de nitrato, sendo que essa observação não é prevista no ASM2. Inicialmente, assumiu-se que os PAO não podiam desnitrificar, mas hoje já foi provado que alguns deles são capazes de efetuar o processo, mas só podem crescer em material orgânico intracelular (X_{PHA}). O glicogênio se mostra um importante material de carbono capaz de acumular fosfato nos PAO, porém não foi introduzido no modelo para diminuir a complexidade do mesmo.

a) armazenamento de X_{PHA} : se assume que os organismos acumuladores de fósforo (PAO) podem liberar fosfato S_{PO4} de polifosfatos X_{PP} , e utilizar a energia que está disponível da hidrólise de X_{PP} para armazenar produtos da fermentação S_A , na forma de material orgânico intracelular X_{PHA} . O processo é primeiramente observado em condições anaeróbias, contudo, já que o processo foi descoberto em condições aeróbias e anaeróbias, a cinética do processo não inclui os inibidores S_{O2} e S_{NO3} .

b) armazenamento aeróbio e anóxico de ortofosfatos S_{PO4} , na forma de X_{PP} : Esse processo necessita que os PAO obtenham energia, que pode ser obtida da respiração aeróbia e anóxica de X_{PHA} . A regeneração de polifosfatos é uma necessidade para o crescimento dos organismos acumuladores de fósforo, pois os substratos orgânicos, S_A , são armazenados somente com a liberação do polifosfato. O armazenamento de X_{PP} interrompe quando o conteúdo de fósforo nos organismos é elevado. Essa observação leva a inibição, que se torna ativa quando a taxa de X_{PP}/X_{PAO} fica próxima de K_{MAX} . Em condições anóxicas a velocidade máxima de armazenamento de polifosfatos é reduzida em relação à via aeróbia, através do fator η_{NO3} . Essa redução ocorre porque nem todos PAO são capazes de desnitrificar, e que essa só

acontece em uma velocidade reduzida. Esse processo só é modelado no ASM2d, não sendo simulado no ASM2.

c) crescimento aeróbio e anóxico de organismos acumuladores de fósforo: só acontece na presença de X_{PHA} , com a liberação contínua de fósforo com a lise de X_{PP} , pode-se assumir que os organismos consomem ortofosfatos (S_{PO4}) como nutriente para a produção de biomassa. Em condições anóxicas a velocidade máxima de crescimento é reduzida em relação à via aeróbia, através do fator η_{NO3} . Essa redução ocorre porque nem todos PAO são capazes de desnitrificar, e que essa só acontece em uma velocidade reduzida. Esse processo só é modelado no ASM2d, não sendo simulado no ASM2.

d) morte; respiração endógena; e manutenção celular: resultam na perda ou decaimento de organismos. Já que os produtos X_{PP} e X_{PHA} são considerados separados da biomassa (X_{PAO}), todos os três componentes devem estar sujeitos a decaimento separadamente. O ASM2 inclui três processos de lise celular, que são de primeira ordem em relação ao componente que é perdido. Caso ambas as velocidades sejam iguais, a composição dos organismos não se altera devido ao decaimento. Os produtos da lise são escolhidos em analogia com o processo de lise em organismos heterotróficos, sendo que produtos de armazenamento são transformados em S_{PO4} e produtos da fermentação em S_A .

2.3.4 Processos de nitrificação

A nitrificação é considerada como sendo um processo de apenas uma etapa, de amônia a nitrato, sendo então o componente intermediário, nitrito, não incluído no modelo. Modelar a produção e o consumo de nitrito na nitrificação seria fácil, mas o mesmo também é consumido e produzido na desnitrificação, ou seja, o resultado gerado não justifica a sua inclusão no modelo, pois modelar nitrito na nitrificação e não na desnitrificação não é consistente e levaria a simulação ao erro.

a) *nitrificação*: os organismos nitrificantes são obrigatoriamente aeróbios, eles consomem amônia como substrato e nutriente, e produzem nitrato. No processo de nitrificação a alcalinidade é reduzida. O processo é semelhante ao descrito no ASM1, com exceção da absorção do fósforo na biomassa.

b) *lise de organismos nitrificantes*: é modelada em analogia ao ASM1, e ao processo de lise em organismos heterotróficos. Já que o produto do decaimento da lise, X_S , e posteriormente S_F , estão disponíveis como substrato para organismos heterotróficos somente, a respiração endógena de nitrificantes se manifesta com o aumento do crescimento e consumo do oxigênio por organismos heterotróficos, em analogia ao ASM1.

2.3.5 Precipitação química de fosfatos

Em sistemas biológicos de remoção de nutrientes, metais juntamente com a alta concentração de ortofosfato solúvel (S_{PO_4}), pode resultar na precipitação química de fósforo na forma de fosfato de cálcio. Para modelar a baixa concentração de ortofosfato no efluente, parcialmente justificada pela precipitação química, foi sugerido um modelo de precipitação bem simples, que pode ser calibrado de várias maneiras.

As equações das velocidades para o ASM2d são disponibilizadas por Henze *et al.* (2000).

2.4 Calibração ASM2

A calibração é sempre feita baseando-se nos resultados de experimentos feitos com o esgoto real e/ou com o layout do processo a ser estudado. Os experimentos podem ser feitos no sistema em escala real, caso o modelo tenha que ser usado para otimização do sistema.

Quanto maior o número de experimentos e resultados, maior o número de constantes que podem ser calibradas.

A calibração deve ser feita baseando-se em resultados obtidos com o sistema e com as simulações do modelo ASM2. Para calibrar o modelo com dados experimentais, somente alguns parâmetros precisam ser alterados, segundo Henze *et al.* (2000) todas as mudanças devem seguir os seguintes princípios:

1. Alguns parâmetros não devem ser alterados, pois não possuem grande variação, sendo eles: Y_H ; Y_{AUT} ; K_{O_2} ; K_F e K_A ; K_{NO_3} ; K_{O_2} ; K_{NH_4} .
2. Se os experimentos utilizados para calibração não são sensíveis para as variações de certo parâmetro, então o parâmetro não deve ser alterado. Quaisquer alterações são perigosas, pois podem distorcer o modelo.
3. Somente um parâmetro pode ser alterado por vez, caso os parâmetros interajam entre si, somente o que tenha maior influencia deve ser alterado. Para a calibração de crescimento e queda, somente a velocidade de crescimento deve ser alterada.
4. Devido à alta interatividade de alguns parâmetros é difícil saber qual tem que ser alterado. Nesse caso as condições experimentais devem ser de tal maneira que o parâmetro de interesse tenha a resposta dominante.

A limitada experiência disponível com a calibração do ASM2 demonstra que esse pode ser calibrado de maneira lógica com um processo iterativo, alterando apenas algumas das diversas constantes. Deve ser enfatizado que a calibração deve ser feita com o entendimento dos processos envolvidos, se não essa demandará muito tempo e pode levar a extrapolações não plausíveis.

A calibração com dados não dinâmicos é feita a partir dos dados do afluente e do efluente, o que permite a calibração das bactérias autotróficas, heterotróficas, desnitrificantes e fosfotróficas. A DQO solúvel, NH_4^+ , NO_3^- e PO_4^{3-} no efluente pode permitir a calibração da cinética de crescimento.

A calibração dos parâmetros μ_H , b_H e $K_A(H)$ e $K_{O_2}(H)$ deve ser baseada nas análises em qual for o fator limitante no experimento

realizado. Casos os valores de DQO solúvel e oxigênio estejam mais de cinco vezes diferente do que o alcance normal dos coeficientes de saturação, então a calibração deve ser feita somente via μ_H . Nesse caso, os dados respirométricos devem ser utilizados para a calibração de μ_H .

Normalmente o termo de Monod para oxigênio e DQO será o fator limitante, nesse caso μ_H não deve ser alterado. Se a concentração de S_A está limitando o processo e for é menor do que o valor simulado, então o K_A deve ser diminuído para aumentar o termo de Monod. O intervalo de K_A está situado entre 3-5 $\text{gDQO}\cdot\text{m}^{-3}$, mas valores até 20 $\text{gDQO}\cdot\text{m}^{-3}$ tem sido usados para altos valores de μ_H (de 6 a 8d^{-1}). Em experimentos em escala piloto o valor de K_A geralmente é pequeno, já em instalações de escala real esse valor tende a ser maior, por conta da menor turbulência que ajuda na formação dos flocos. Já os valores de $K_{O_2(H)}$ não devem ser alterados.

A calibração dos parâmetros da parcela autotrófica é semelhante ao processo recomendado para a das constantes heterotróficas de crescimento. A amônia no efluente pode ser usada para calibrar as constantes autotróficas, sendo essas: μ_{AUT} , b_{AUT} e $K_{NH_4(AUT)}$ e $K_{O_2(AUT)}$. Caso os valores de oxigênio e amônia estejam cinco vezes maiores que a faixa normal das constantes de saturação, então a calibração só poderá ser feita por μ_{AUT} e b_{AUT} , sendo que nesse caso somente o μ_{AUT} deve ser alterado. Caso os dados existentes possuem a amônia como fator limitante, então μ_{AUT} e b_{AUT} não devem ser alterados. Nesse caso, K_{NH_4} só deve ser alterado se os dados estiverem entre 0 e 1,5 $\text{g NH}_4^+-\text{N}$, e após a velocidade de crescimento ser alterada. K_{O_2} só deve ser alterado se os dados estiverem na ordem de 0 a 2 $\text{gO}_2\cdot\text{m}^{-3}$, e após a velocidade de crescimento ser alterada.

Para calibrar a desnitrificação μ_H não deve ser alterado caso já tenha sido usado para calibrar o oxigênio e a DQO. η_{NO_3} é calibrado baseando-se no nível de nitrato do tanque anóxico, com valores típicos entre 0,6 e 0,9. A concentração de nitrato no efluente pode ser aumentada/diminuída através de diminuição/aumento do valor de η_{NO_3} . O coeficiente de saturação da desnitrificação, K_{NO_3} , deve ser tratado com o procedimento similar ao realizado para a nitrificação.

A calibração da cinética fosfotrófica é arriscada, devido à falta de experiência com a variação dos parâmetros de acordo com o local. Mas, Y_{PO_4} pode ser calibrado usando os dados de fósforo no efluente do

tanque anaeróbio. No caso de tanques com alto S_F , a velocidade máxima de fermentação q_{fe} pode ser alterada até os dados baterem com a simulação. Para tanques com baixo S_F , K_{fe} pode ser calibrado. Os parâmetros de crescimento aeróbios, μ_{PAO} e K_P , também podem ser calibrados. Caso os dados respirométricos não estejam disponíveis então μ_{PAO} não deve ser alterado, somente se K_P não permitir a calibração do fósforo.

3. ASM3

O ASM3 surgiu para corrigir as limitações do ASM1, e foi construído sobre os mesmos fenômenos dominantes como: consumo de oxigênio, produção de lodo, nitrificação e desnitrificação. O módulos de remoção de fósforo, precipitação química, crescimento de organismos filamentosos e cálculo do pH não fazem parte do ASM3, mas podem ser acoplados ao modelo, como acontece no ASM3-bio-P.

No ASM1 somente um processo de decaimento era simulado, devido às limitações computacionais da época. Sem essas limitações, uma descrição mais realística do decaimento foi desenvolvida para o ASM3. Os compostos de armazenamento interno celular são similares aos do ASM2.

A descrição das variáveis usadas no ASM2, apresentadas a seguir, tem por base a referência Henze et al. (2000).

3.1 Componentes solúveis no ASM3

Os componentes solúveis do ASM3 são:

- ✓ A alcalinidade do afluente $S_{ALK}[\text{mol}(\text{HCO}_3)\cdot\text{L}^{-3}]$, é utilizada para aproximar a continuidade das cargas elétricas na reações biológicas. A alcalinidade é introduzida para obter uma indicação de baixo pH, o que pode inibir alguns processos biológicos. Toda S_{ALK} é considerada como sendo HCO_3 somente.

- ✓ O material orgânico inerte solúvel $S_I[M(DQO) \cdot L^{-3}]$ não pode ser degradado posteriormente, sendo considerado como parte do afluente e produzido com a hidrólise do substrato particulado X_S .
- ✓ Os compostos nitrogenados são divididos em: $S_{N_2}[M(N) \cdot L^{-3}]$, N_2 considerado como sendo o único produto da desnitrificação; $S_{NH_4}[M(N) \cdot L^{-3}]$, amônia ($NH_4^+ - N + NH_3 - N$), para o balanço das cargas elétricas S_{NH_4} é considerada como sendo somente NH_4^+ ; $S_{NOX}[M(N) \cdot L^{-3}]$, nitrito e nitrato, o nitrito não é incluído como um componente isolado do modelo e para os cálculos estequiométricos S_{NO_3} é $NO_3^- - N$ somente.
- ✓ O oxigênio, $S_{O_2}[M(O_2) \cdot L^{-3}]$, pode estar sujeito à troca gasosa. Enquanto que $S_S[M(DQO) \cdot L^{-3}]$, está prontamente disponível para consumo por organismos heterotróficos, no ASM3, para simplificar, todo esse substrato é armazenado na forma de X_{STO} .

3.2 Componentes particulados no ASM3

Os componentes particulados são:

- ✓ A biomassa ativa é dividida em biomassa heterotrófica (X_H $[M(DQO) \cdot L^{-3}]$) e biomassa autotrófica (X_A $[M(DQO) \cdot L^{-3}]$). A X_A é composta por organismos nitrificantes (*Nitrosomonas* e *Nitrobacter*), obrigatoriamente aeróbios, sendo que o processo de nitrificação considera a oxidação direta da S_{NH_4} em nitrato. A X_H é composta por organismos heterotróficos, eles podem crescer aerobicamente e alguns deles anoxicamente (desnitrificação). Esses organismos são responsáveis por hidrolisar os compostos orgânicos particulados. X_H não possui atividade anaeróbia, com exceção da hidrólise extracelular, que é o único processo anaeróbio no ASM3.
- ✓ O material orgânico inerte particulado, $X_I[M(DQO) \cdot L^{-3}]$, não é degradado, e é floculado no lodo ativado, sendo

introduzido com o afluente ou produzido pelo decaimento da biomassa.

- ✓ O substrato lentamente biodegradável, $X_s[M(DQO) \cdot L^{-3}]$, possui um alto peso molecular, com substratos orgânicos coloidais e particulados que precisam ser hidrolisados para estarem disponíveis para degradação. No ASM3 assume-se que o X_s está totalmente contido no efluente, não sendo formado através do decaimento, como havia sido assumido no ASM1. Os sólidos suspensos (SS), $X_{SS}[M(SS) \cdot L^{-3}]$, são introduzidos nos modelos biocinéticos para computar sua concentração estequiometricamente. No afluente está incluso uma parte inerte e outro solúvel do X_{SS} , e simulando corretamente os sólidos suspensos pode-se prever a quantidade de lodo ativado gerada nos reatores.
- ✓ O produto interno celular de organismos heterotróficos $X_{STO}[M(DQO)L^{-3}]$ inclui poli-hidroxi-alcanoates (PHA), glicogênio, entre outros. Esse produto ocorre somente em associação ao X_H , mas não está incluído na massa do mesmo. X_{STO} é um composto funcional para a modelagem, mas não é identificável quimicamente. Através de considerações estequiométricas pode-se considerar X_{STO} como tendo a composição química de poli-hidroxi-butirato $(C_4H_6O_2)_n$.

3.3 Processos dinâmicos considerados no ASM3

Diversos processos são incorporados ao modelo ASM3, sendo eles descritos a seguir.

a) *Hidrólise*: esse processo torna disponível todo substrato X_S biodegradável contido no afluente. A hidrólise é considerada ativa independente do doador de elétrons. Esse processo é diferente do processo de hidrólise do ASM1, sendo menos dominante e importante para o cálculo das velocidades de consumo de oxigênio e desnitrificação.

b) *Armazenamento aeróbio de substrato prontamente biodegradável*: esse processo descreve ao armazenamento de substrato prontamente biodegradável (S_S) em produtos internos de armazenamento da célula X_{STO} . A energia necessária no processo é adquirida através da respiração aeróbia. Nesse processo se assume que todo o substrato primeiramente vira produto de armazenamento e posteriormente é assimilado pela biomassa, embora isso não aconteça dessa forma.

c) *Armazenamento anóxico de substrato prontamente biodegradável*: esse processo é idêntico ao armazenamento aeróbio, mas a desnitrificação fornece a energia necessária. Somente uma fração pequena de organismos heterotróficos X_H presente no lodo ativado é capaz de realizar a desnitrificação, e no ASM3 isso é considerado através da redução da velocidade de armazenamento anóxica em relação à aeróbia.

d) *Crescimento aeróbio de organismos heterotróficos*: o substrato para o crescimento dos organismos heterotróficos é considerado como sendo somente produtos orgânicos de armazenamento X_{STO} , com isso o modelo ASM3 pode ser simplificado consideravelmente.

d) *Crescimento anóxico de organismos heterotróficos*: esse processo é similar ao crescimento aeróbio, mas a respiração é baseada em desnitrificação. Entretanto, somente uma fração pequena de organismos heterotróficos X_H presente no lodo ativado é capaz de realizar a desnitrificação, e no ASM3 isso é considerado através da redução da velocidade de armazenamento anóxica em relação à aeróbia.

e) Respiração endógena aeróbia: esse processo descreve todas as formas de perda de biomassa e necessidade de energia não ligada ao crescimento por considerar respiração em condições aeróbias: queda, manutenção, respiração endógena, lise, predação, mobilidade, morte, entre outros. A queda (lise) introduzida no ASM1 é bem diferente do processo modelado no ASM3.

f) Respiração endógena anóxica: esse processo é parecido com o aeróbio, mas um pouco mais lento. A predação por protozoários em condições anóxicas é menos ativa que em condições aeróbias.

g) Respiração aeróbia de produtos de armazenamento: esse processo é análogo ao processo de respiração endógena, e é garantido que os produtos de armazenamento X_{STO} decaem juntamente com a biomassa.

h) Respiração anóxica de produtos de armazenamento: esse processo é similar ao aeróbio, mas em condições de desnitrificação.

Comparando com o ASM1, o ASM3 inclui uma descrição mais detalhada de produtos internos de armazenamento e permite melhor ajuste dos processos de queda de biomassa em condições ambientes. A importância da hidrólise foi reduzida, e a degradação de nitrogênio orgânico solúvel e particulado foi integrada nos processos de hidrólise, queda e crescimento.

3.4 Cinética no ASM3

As expressões cinéticas do ASM3 são baseadas em funções alternadas: hiperbólicas ou de saturação, equações de Monod, $S/(K+S)$ para todos os componentes solúveis consumidos. Essas expressões cinéticas são escolhidas devido a evidências experimentais e não por conveniências matemáticas: essas funções param as atividades biológicas quando o componente principal se aproxima de zero,

diferentemente do ASM1. As equações utilizadas foram as definidas por Henze *et al.* (2000).

3.5 Limitações do ASM3

ASM3 e ASM1 foram desenvolvidos para a simulação para o tratamento aeróbio e anóxico de esgoto doméstico em sistemas de lodos ativados, portanto não podem ser utilizados para simular efluentes industriais.

O ASM3 foi desenvolvido em temperaturas de 8-23°C, fora desse intervalo o modelo pode não satisfazer as necessidades de simulação do usuário. O ASM3, assim como o ASM1 não descreve o comportamento da biomassa em condições anaeróbias. Em reatores com frações grandes de anaerobiose podem levar a grandes erros.

O desenvolvimento do ASM3 aconteceu com experiências de pH entre 6,5 e 7,5, e a alcalinidade deve ser predominantemente devido ao bicarbonato. O ASM3 também não pode lidar com elevadas concentrações de nitrato.

ASM3 e ASM1 não lidam com idades de lodo muito altas, nem abaixo de 1 dia, onde a floculação e adsorção de X_S e acumulação se tornam limitantes.

ANEXO 2

As Tabelas de Tabela 25 a Tabela 36 compreendem a cinética e a estequiometria dos modelos utilizados com base em Henze et al. (2000).

Tabela 25: Cinética ASM1 componentes solúveis.

Processo	O ₂	DQO _i	Substrato	Amônia N	Nitrato N	N Org.	Alcalinidade mol
Crescimento aeróbio X _H	Monod	0	Monod	Monod	0	0	Monod
Crescimento anóxico X _H	Inibição	0	Monod	Monod	Monod	0	Monod
Crescimento aeróbio X _A	Monod	0	0	Monod	0	0	Monod
Queda X _H	Ordem 0	0	0	0	0	0	0
Queda X _A	Ordem 0	0	0	0	0	0	0
Amonificação	Ordem 0	0	0	0	0	1ª ordem	0
Hidrólise aeróbia DQO	Monod	0	0	0	0	0	0
Hidrólise anóxica DQO	Inibição	0	0	0	0	0	0
Hidrólise aeróbia N orgânico	Monod	0	0	0	0	0	0
Hidrólise anóxica N orgânico	Inibição	0	0	0	Monod	0	0

Tabela 26: Cinética ASM1 componentes particulados.

Processo	DQO inerte	Substrato	Biomassa heterotrófica	Biomassa autotrófica	X_p DQO	Nitrogênio orgânico
Crescimento aeróbio X_H	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Crescimento anóxico X_H	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Crescimento aeróbio X_A	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0
Queda X_H	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Queda X_A	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0
Amonificação	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Hidrólise aeróbia DQO	Ordem 0	Adsorção em HET	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Hidrólise anóxica DQO	Ordem 0	Adsorção em HET	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Hidrólise aeróbia N orgânico	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Adsorção Het
Hidrólise anóxica N orgânico	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Adsorção Het

Processo	O ₂	Substrato COD	Acetato DQO	NH ₄ ⁺	NO ₃ ⁻	PO ₄	ALK
Lise PHA PAO	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Monod
Crescimento AUT	Monod	Ordem 0	Ordem 0	Monod	Ordem 0	Monod	Monod
Lise AUT	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Precipitação	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	1º ordem	Ordem 0
Redissolução	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Monod

Tabela 28: Cinética ASM2 componentes particulados.

Processo	DQO inerte	Substrato	DQO HET	DQO PAO	PP em PAO P	DQO PHA	DQO AUT	SST	Me- Hydroxi ST	Me- fosfato ST
Hidróliseaeróbia	0	Adsorção em PAO	1ª	0	0	0	0	0	0	0
Hidróliseanóxica	0	Adsorção em PAO	1ª	0	0	0	0	0	0	0
Hidróliseanaeróbia	0	Adsorção em PAO	1ª	0	0	0	0	0	0	0
CrescimentoHET substrato	0	0	1ª	0	0	0	0	0	0	0
CrescimentoHET acetato	0	0	1ª	0	0	0	0	0	0	0
Desnitrificação HET	0	0	1ª	0	0	0	0	0	0	0
Desnitrificação HET acetato	0	0	1ª	0	0	0	0	0	0	0
Fermentação HET	0	0	1ª	0	0	0	0	0	0	0

Tabela 29: Cinética ASM3 componentes solúveis.

Processo	Oxigênio O ₂	DQO Inerte	Substrato	Amônia N	Dinitrogênio N	Nitrato N	Alcalinidade
Hidrólise	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Armazenamento aeróbio	Monod	Ordem 0	Monod	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Armazenamento anóxico	Inibição	Ordem 0	Monod	Ordem 0	Ordem 0	Monod	Ordem 0
Crescimento aeróbio	Monod	Ordem 0	Ordem 0	Monod	Ordem 0	Ordem 0	Monod
Crescimento anóxico	Inibição	Ordem 0	Ordem 0	Monod	Ordem 0	Monod	Monod
Respiração endógena aeróbia	Monod	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Respiração endógena anóxica	Inibição	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Monod	Ordem 0
Respiração aeróbia PHA	Monod	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Respiração anaeróbia PHA	Inibição	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Monod	Ordem 0
Crescimento autotrófico	Monod	Ordem 0	Ordem 0	Monod	Ordem 0	Ordem 0	Monod
Respiração endógena aeróbia	Monod	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Respiração endógena anóxica	Inibição	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Monod	Ordem 0

Tabela 30: Cinética ASM3 componentes particulados.

Processo	DQO inerte	Substrato	DQO Het	Armazenamento DQO P	DQO nitrificante	SST
Hidrólise	Ordem 0	Adsorção Het	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Armazenamento aeróbio	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Armazenamento anóxico	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Crescimento aeróbio	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Adsorção Het	Ordem 0	Ordem 0
Crescimento anóxico	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Adsorção Het	Ordem 0	Ordem 0
Respiração endógena aeróbia	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Respiração endógena anóxica	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0
Respiração aeróbia PHA	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0
Respiração anaeróbia PHA	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0	Ordem 0
Crescimento autotrófico	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0
Respiração endógena aeróbia	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0
Respiração endógena anóxica	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	Ordem 0	1ª ordem	Ordem 0

Tabela 31: Estequiometria ASM1 componentes solúveis.

Processo	O ₂	DQO inerte	Substrato	Amônia N	Nitrato	Norgânico	Alcalinidade
Crescimento aeróbio X _H	-0.492		-1.493	-0.086			-6.00*10 ⁻³
Crescimento anóxico X _H			-1.493	-0.086	-0.172		6.00*10 ⁻³
Crescimento aeróbio X _A	-18.042			-4.253	4.167		-0.601
Queda X _H							
Queda X _A							
Amonificação				1.000		-1.000	0.071
Hidrólise aeróbia DQO			1.000				
Hidrólise anóxica DQO			1.000				
Hidrólise aeróbia N orgânico						1.000	
Hidrólise anóxica N orgânico						1.000	

Tabela 32: Estequiometria ASM1 componentes particulados.

Processo	DQO _i	Substrato	Biomassa heterotrófica	Biomassa autotrófica	XP DQO	Nitrogênio orgânico
Crescimento aeróbio X _H			1.000			
Crescimento anóxico X _H			1.000			
Crescimento aeróbio X _A				1.000		
Queda X _H	0.920		-1.000		0.080	0.081
Queda X _A	0.920			-1.000	0.080	0.081
Hidrólise aeróbia DQO		-1.000				
Hidrólise anóxica DQO		-1.000				
Hidrólise aeróbia N orgânico						-1.000
Hidrólise anóxica N orgânico						-1.000

Tabela 33: Estequiometria ASM2 componentes solúveis.

Processo	O ₂	Substrato DQO	Acetato DQO	Amônia N	Nitrato N	Fosfato	Alcalinidade
Hidrólise aeróbia		1.000		1.00*10 ⁻²			1.00*10 ⁻³
Hidrólise anóxica		1.000		1.00*10 ⁻²			1.00*10 ⁻³
Hidrólise anaeróbia		1.000		1.00*10 ⁻²			1.00*10 ⁻³
Crescimento HET substrato	-0.600	-1.600		-0.022		-4.00*10 ⁻³	-1.00*10 ⁻³
Crescimento HET acetato	-0.600		-1.600	-0.070		-0.020	0.021
Desnitrificação HET		-1.600		-0.022	-0.210	-4.00*10 ⁻³	0.014
Desnitrificação HET acetato			-1.600	-0.070	-0.210	-0.020	0.036
Fermentação HET		-1.000	1.000	0.030		1.00*10 ⁻³	-0.014
Lise HET				0.032		1.00*10 ⁻²	2.00E-3
PHA armazenamento PAO			-1.000			0.400	9.00*10 ⁻³
Armazenamento aeróbio PP	-0.200					-1.000	0.016
Armazenamentoanóxico					-0.070	-1.000	0.021

Processo	O ₂	Substrato DQO	Acetato DQO	Amônia N	Nitrato N	Fosfato	Alcalinidade
Crescimento Aeróbio PAO	-0.600			-0.070		-0.020	-4.00*10 ⁻³
Crescimento anóxico PAO				-0.070	-0.210	-0.020	0.011
Lise da biomassa PAO				0.032		1.00*10 ⁻²	2.00*10 ⁻³
Lise PP PAO						1.000	-0.016
Lise PHA PAO			1.000				-0.016
Crescimento AUT	-18.063			-4.240	4.170	-0.020	-0.600
Lise AUT				0.032		1.00*10 ⁻²	2.00*10 ⁻³
Precipitação						-1.000	0.048
Redissolução						1.000	-0.048

Tabela 34: Estequiometria ASM2 componentes particulados.

Processo	DQO inerte	Substrato	DQO HET	DQO PAO	PP em PAO P	DQO PHA	DQO AUT	SST	Me- Hydroxi	Me- fosfato
Hidróliseaeróbia	-1.000						-0.750			-1.000
Hidróliseanóxica	-1.000						-0.750			-1.000
Hidróliseanaeróbia	-1.000						-0.750			-1.000
CrescimentoHET substrato		1.000					0.900			
CrescimentoHET acetato		1.000					0.900			

Processo	DQO inerte	Substrato	DQO HET	DQO PAO	PP em PAO P	DQO PHA	DQO AUT	SST	Me-Hydroxi	Me-fosfato
DesnitrificaçãoHET		1.000					0.900			
DesnitrificaçãoHET acetato		1.000					0.900			
FermentaçãoHET										
Lise HET	0.900	-1.000					-0.150			0.900
PHA Armazenamento PAO				-0.40	1.000		-0.690			
ArmazenamentoAeróbio PP				1.00	-0.200		3.110			
Armazenamentoanóxico PP				1.00	-0.200		3.110			
Crescimento Aeróbio PAO			1.000		-1.600		-0.06			
Crescimento anóxico PAO			1.000		-1.600		-0.060			
Lise da biomassa PAO	0.900		-1.000				-0.150			0.900
Lise PP PAO				-1.00			-3.230			
Lise PHA PAO					-1.000		-0.600			
Crescimento AUT						1.000	0.900			
Lise AUT	0.900					-1.000	-0.150			0.900
Precipitação							1.420	-3.45	4.870	
Redissolução							-1.420	3.45	-4.870	

Tabela 35: Estequiometria ASM3 componentes solúveis.

Processo	Oxigênio O ₂	DQO Inerte	Substrato	Amônia N	Dinitrogênio N	Nitrato N	Alcalinidade mol
Hidrólise			1.000	1.00*10 ⁻³			7.14*10 ⁻³
Armazenamento aeróbio	-0.150		-1.000	0.030			2.14*10 ⁻³
Armazenamento anóxico			-1.000	0.030	0.070	-0.070	7.14*10 ⁻³
Crescimento aeróbio	-0.600			-0.070			-5.00*10 ⁻³
Crescimento anóxico				-0.070	0.300	-0.300	0.016
Respiração endógena aeróbia	-0.800			0.066			4.71*10 ⁻³
Respiração endógena anóxica				0.066	0.280	-0.280	0.025
Respiração aeróbia PHA	-1.000						
Respiração anaeróbia PHA					0.350	-0.350	0.025
Crescimento autotrófico	-18.042			-4.237		4.167	-0.600
Respiração endógena aeróbia	-0.800			0.066			4.71*10 ⁻³
Respiração endógena anóxica				0.066	0.280	-0.280	0.025

Tabela 36: Estequiometria ASM3 componentes particulados.

Processo	DQO _i	Substrato	DQO HET	Armazenamento DQO P	DQO nitrificante	SST
Hidrólise		-1.000				-0.750
Armazenamento aeróbio				0.850		0.510
Armazenamento anóxico				0.800		0.480
Crescimento aeróbio			1.000	-1.600		-0.060
Crescimento anóxico			1.000	-1.850		-0.210
Respiração endógena aeróbia	0.200		-1.000			-0.750
Respiração endógena anóxica	0.200		-1.000			-0.750
Respiração aeróbia PHA				-1.000		-0.600
Respiração anaeróbia PHA				-1.000		-0.600
Crescimento autotrófico					1.000	0.900
Respiração endógena aeróbia	0.200				-1.000	-0.750
Respiração endógena anóxica	0.200				-1.000	-0.750