

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

Tiago Rogerio Vitor Akaboci

**TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO EM REATOR EM
BATELADAS SEQUENCIAIS COM GRÂNULOS AERÓBIOS:
DESEMPENHO DO PROCESSO E MODELAGEM
MATEMÁTICA**

Florianópolis
2013

Tiago Rogerio Vitor Akaboci

**TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO EM REATOR EM
BATELADAS SEQUENCIAIS COM GRÂNULOS AERÓBIOS:
DESEMPENHO DO PROCESSO E MODELAGEM
MATEMÁTICA**

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.

Orientador: Prof. Dra. Rejane Helena Ribeiro da Costa

Florianópolis
2013

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

Akaboci, Tiago Rogerio Vitor

Tratamento de esgoto sanitário em reator em bateladas sequenciais : desempenho do processo e modelagem matemática / Tiago Rogerio Vitor Akaboci ; orientadora, Rejane Helena Ribeiro da Costa - Florianópolis, SC, 2013. 169 p.

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

Inclui referências

1. Engenharia Ambiental. 2. Reator em bateladas sequenciais. 3. Grânulos aeróbios. 4. Tratamento de esgoto sanitário. 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.

**“Tratamento de Esgoto Sanitário em Reator em Bateladas Sequenciais com Grânulos
Aeróbios: Desempenho do Processo e Modelagem Matemática”**

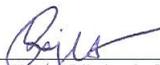
TIAGO ROGERIO VITOR AKABOCI

Dissertação submetida ao corpo docente do Programa de Pós - Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de

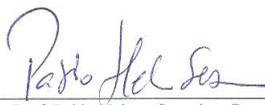
MESTRE EM ENGENHARIA AMBIENTAL

na Área de Engenharia Ambiental.

Aprovado por:



Prof.^a Rejane Helena Ribeiro da Costa
(Orientadora)



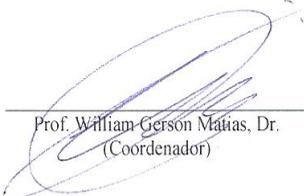
Prof. Pablo Helo Sezerino, Dr.



Prof. Paulo Belli Filho, Dr.



Prof. Agenor Fúrgio Junior, Dr.



Prof. William Gerson Matias, Dr.
(Coordenador)

FLORIANÓPOLIS, SC – BRASIL
ABRIL/2013

A todos que me incentivaram e
contribuíram, de forma direta e
indireta, para a concretização deste
sonho.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradecer a Deus, por mais esta etapa concretizada.

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina.

Às agências financiadoras desta pesquisa: FAPESC, por meio do projeto PRONEX, FINEP por meio do projeto RENUTRES e CNPq, por meio do projeto universal. Gostaria de agradecer também ao CNPq pela concessão da bolsa de estudo de mestrado.

Aos professores Pablo Sezerino, Paulo Belli Filho e Agenor Furigo Junior, por terem aceitado participar da avaliação deste trabalho, pelas sugestões e recomendações.

À minha orientadora Prof^a. Rejane Costa, por ter me dado a oportunidade de realizar meu mestrado junto ao PPGEA, pela ajuda concedida até mesmo antes de me conhecer, pelos momentos de calma em meio ao meu desespero e pelos momentos de descontração e guloseimas.

Ao Edevaldo e Seu Hélio, pelas contribuições na montagem e manutenção do sistema experimental.

À família do Bob (RBSG): À Jamile, grande companheira de trabalho e amiga, que sempre esteve disponível em me ajudar nas dúvidas e por ter me ensinado muito. À Natália, um exemplo de bolsista, esforçada e que contribuiu muito no decorrer do estudo. À Lorena, mais que companheira de grupo de pesquisa, grande amiga, praticamente uma irmã. Obrigado por me controlar nos momentos de ansiedade e pelos quitutes mineiros. Ao Augusto, que voluntariamente também participou deste estudo. Resumidamente, obrigado a todos vocês que tornaram os momentos de coleta e análise alegres e dançantes. E só quero dizer: Eita filho babão e sujão!

Meus agradecimentos ao Vitor e a Dona Eliane, pela disposição e ajudas dadas no LIMA.

Às pessoas que sempre estiveram atentas as minhas dúvidas e que tentaram me ajudar a superar este “monstro” chamado modelagem. Karina, que mesmo trabalhando em linha diferente, não mediu esforços em sentar ao meu lado e me ajudar a elucidar e descobrir possíveis erros. Ao Tito Gehring por ter doado seu tempo e ter verificado os arquivos do AQUASIM, por ter me direcionado em alguns aspectos deste trabalho. Ao meu amigo Ledio, que mesmo não entendendo nada de modelagem, reator e tratamento de esgoto, ouviu-me atentamente, tentou-me tranquilizar e sempre esteve disponível em me ajudar.

Aos grandes amigos do A3 11, Tiago Belli e Wanderli. Obrigado por terem me concedido a sua confiança, a cumplicidade e por terem dividido o mesmo teto comigo. Certamente este período de mestrado não teria sido tão agradável sem a amizade e companheirismo de vocês. Obrigado pelos momentos de alegrias, pelas brincadeiras, pelos almoços e jantares, pelos momentos de conversa e acima de tudo, pela experiência a mim transmitida. Vocês são referências a ser seguidas.

À equipe LABEFLU: Blanca, Bruna, Cláudia, Gerson, Heloísa, Jorge, Mariele, Murilo, Natália, Raquel, Rodrigo, Sandra, Viviane e demais integrantes. Foi ótimo ter feito parte desta família. Neste trabalho, cada um de vocês tem uma parcela importante. Obrigado por terem sido minha base e apoio. Só poderiam ser mais calorentos e deixar o ar condicionado ligado a 16 °C.

Aos amigos feitos aqui no PPGEA: Débora, Franciele, Lucila, Bárbara, Guilherme, Edivan, Hugo, Naiara, Albert, Deise, Raquel, e outros mais que tive a oportunidade de conviver. Este curso valeu muito a pena estando junto com vocês. Todos foram muito significantes, inclusive a Juliana.

Muchas gracias a Pilar y Marie que siempre estuvieron cerca de mí, por el compañerismo, por las charlas, por los momentos culturales, por los momentos de distracción. Toda mi gratitud a vosotras.

Ao “Bests PPGEA”: Daniele, Isabela, Letícia e Marcelo. Ainda bem que o desespero da Quimiodinâmica Ambiental nos uniu, e superada esta fase de horas na BU entre meio a listas e folhas e mais folhas, conseguimos manter o nosso companheirismo. Obrigado por terem escutado minhas reclamações e me acalmado nos momentos de nervosismo. Amigo que é amigo sempre carrega o outro, nem que seja em um carrinho de supermercado. Vocês são demais!

Aos meus amigos de Foz, que mesmo distante ainda conseguiram se preocupar comigo e sempre estiveram lá, para me acolher e me bajularem, além de terem sido grandes incentivadores.

À minha família, referência e exemplo, meus alicerces. Uma família bem fora dos moldes “tradicionais”. Ao meu avô Andreilino, com certeza absoluta foi melhor pai que eu poderia ter tido. Obrigado vô por tudo que fez por mim. Aos meus tios e tias que nunca deixaram me faltar nada e que sempre me instruíram pelo caminho da ética.

Obrigado a todos!

We can't solve problems by using the same kind of thinking we used when we created them.

Albert Einstein

RESUMO

A utilização de reatores em bateladas sequenciais com grânulos aeróbios (RBSG) tem sido umas das tecnologias mais investigadas nos últimos anos para o tratamento biológico de águas residuárias, no entanto os estudos têm sido realizados em reatores alimentados com esgoto sintético. Para a consolidação desta tecnologia faz-se relevante compreender como se dá o comportamento desta quando empregada em situação real. Neste contexto, objetivou-se com este trabalho avaliar o tratamento de esgoto sanitário em um reator operado em bateladas sequenciais com grânulos aeróbios, em escala piloto. O reator, com volume útil de $0,1163 \text{ m}^3$, foi operado por 238 dias, com ciclos operacionais de 4 horas e velocidades ascensionais de ar entre 1,2 e $1,4 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$. A formação de grânulos aeróbios utilizando esgoto sanitário demonstrou ser viável e grânulos com diâmetro médio variando entre 0,4 a 0,6 mm foram obtidos a partir dos 150 dias de operação, sendo esta biomassa com boa sedimentação, ou seja, IVL_{30} abaixo de $80 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$. A concentração média de sólidos suspensos totais (SST) foi de $2 \text{ g SST}\cdot\text{L}^{-1}$. A idade do lodo variou de 10 a 20 d, com a estabilização da biomassa, e μ_{obs} esteve próximo de $0,1 \text{ d}^{-1}$. O fator de rendimento observado da biomassa apresentou valor médio de $0,62 \pm 0,57 \text{ g SSV}\cdot\text{g DQO}^{-1}$. A eficiência média de remoção de DQO_S e DQO_T foi de $78 \pm 9\%$ e $70 \pm 18\%$, respectivamente. O reator apresentou eficiências médias de remoção de $78 \pm 14\%$ para a $\text{DBO}_{5,20^\circ}$, de $99,6\%$ para $\text{NH}_4^+\text{-N}$ e de $36,5 \pm 14,5\%$ para o NT. O *Activated Sludge Model* n. 3 (ASM3) foi modificado e implementado no programa AQUASIM. No modelo desenvolvido (ASM3m) incorporaram-se processos de crescimento e armazenamento de polímeros celulares dos micro-organismos heterotróficos, ocorrendo de forma simultânea, além de o nitrito ser considerado como produto intermediário dos processos de nitrificação e desnitrificação. Foi simulado o comportamento das variáveis DQO_S , QO_2 (velocidade de consumo de oxigênio), $\text{NH}_4^+\text{-N}$, $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ durante um ciclo operacional. A simulação do processo de biodegradação da DQO_S e QO_2 realizada pelo modelo ASM3m apresentou comportamento mais próximo à situação experimental do que o modelo ASM3. Os dados das simulações obtidas do processo de nitrificação não responderam com confiabilidade, sendo discrepantes dos dados reais obtidos experimentalmente.

Palavras-Chave: Reator em Bateladas Sequenciais, Grânulos Aeróbios, Tratamento de Esgoto Sanitário, *Activated Sludge Model* (ASM).

ABSTRACT

The aerobic granule sludge sequencing batch reactor (GSBR) has been extensively investigated in recent years for the biological wastewater treatment; however most researches have been conducted in reactors fed with synthetic wastewater. To consolidate the GSBR technology it is important to understand its behavior when fed with domestic wastewater. In this context, the aim of this study was to evaluate the domestic wastewater treatment in a pilot GSBR. The reactor, with a working volume of 0.1163 m³, was operated for 238 days in cycles of 4 h and in a superficial upflow air velocity between 1.2 and 1.4 cm·s⁻¹. The formation of aerobic granules with domestic wastewater has been proved to be feasible and the obtained granules had an average diameter between 0.4 and 0.6 mm after 150 days of operation. The biomass showed a great settleability, i.e., SVI₃₀ below 80 mL·g⁻¹. The mixed liquor total suspended solids was 2 g TSS·L⁻¹. The sludge age oscillated between 10 to 20 d, after the biomass stabilization, and the μ_{obs} was around 0.1 d⁻¹. The averaged observed biomass growth yield was 0.62 ± 0.57 g VSS·g⁻¹COD. Soluble COD and total COD removal efficiency were 78 ± 9% and 70 ± 18%, respectively. The average removal efficiency obtained for BOD_{5,20°C} was 78 ± 14%. A value of 99.6% for NH₄⁺-N was reached and the averaged Total Nitrogen removal efficiency was 36.5 ± 14.5%. The Activated Sludge Model no.3 (ASM3) was modified and implemented in the AQUASIM simulation software. In the modified model (ASM3m), the growth processes and storage of cellular polymers of heterotrophic microorganisms, occurring simultaneously, were incorporated and nitrite was considered as an intermediate processes of nitrification and denitrification. The behavior of the variables COD, OUR (oxygen uptake rate), NH₄⁺-N, NO₂⁻-N, and NO₃⁻-N during an operating cycle were simulated. In the OUR and COD simulation, ASM3m model showed a better behavior than ASM3 compared to the experimental situation. For both models, the results of nitrification simulating were discrepant from the experimentally obtained data that shows little adjustment.

Keywords: Sequencing Batch Reactor, Aerobic Granules, Domestic Wastewater Treatment, Activated Sludge Model (ASM).

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Desnitrificação: Esquema da redução e enzimas envolvidas	41
Figura 2. Balanço de substrato para a biomassa autotrófica e heterotrófica nos modelos ASM1 e ASM3	47
Figura 3. Fases de operação de um RBS. (A) Enchimento (B) Reação (C) Sedimentação (D) Retirada (E) Repouso	54
Figura 4. Fatores que afetam o processo de granulação aeróbia	57
Figura 5. Combinação de processos no interior dos grânulos	61
Figura 6. Configuração do sistema experimental	65
Figura 7. Reator Piloto: imagem da coluna (esquerda) e esquema gráfico (direita).....	66
Figura 8. Implementação do modelo no AQUASIM	73
Figura 9. Diagrama esquemático do RBSG implementado no AQUASIM	74
Figura 10. Esquema representativo das concentrações dos compostos de nitrogênio durante um ciclo de operação e parâmetros calculados	80
Figura 11. Diâmetro médio das partículas e porcentagem de grânulos no reator	86
Figura 12. Evolução do IVL no tempo de operação.....	89
Figura 13. Representação da concentração de SST no reator e da proporção SSV/SST	91
Figura 14. Relação A/M durante o experimento	93
Figura 15. Idade do lodo (θ_c).....	95
Figura 16. Velocidade específica observada de crescimento da biomassa (μ_{obs}).....	97
Figura 17. Fator de rendimento observado da biomassa (Y_{obs}).....	98
Figura 18. Concentração de DQO_T afluente e efluente ao RBSG e respectiva eficiência de remoção (GI: processo de granulação não completo/ GC: processo de granulação completo).....	100
Figura 19. Concentração de DQO_S afluente e efluente ao RBSG e respectiva eficiência de remoção (GI: processo de granulação não completo/ GC: processo de granulação completo).....	101
Figura 20. Concentração de $DBO_{5,20^\circ}$ afluente e efluente ao RBSG e respectiva eficiência de remoção (GI: processo de granulação não completo/ GC: processo de granulação completo).....	103
Figura 21. Concentração de NH_4^+-N afluente e efluente ao RBSG e respectiva eficiência de remoção (GI: processo de granulação não completo/ GC: processo de granulação completo).....	104

Figura 22. Concentração de NO_2^- -N e NO_3^- -N no efluente ao RBSG e remoção de nitrogênio total.....	105
Figura 23. Perfil de ciclo operacional: 102 dias operação. (a) concentração de DQOs e QO_2 ; (b) concentrações de compostos de N; (c) OD, pH e Temperatura.....	107
Figura 24. Perfil de ciclo operacional: 186 dias operação. (a) concentração de DQOs e QO_2 ; (b) concentrações de compostos de N; (c) OD, pH e Temperatura.....	108
Figura 25. Processos modificados do modelo ASM3	117
Figura 26. Simulação de um ciclo de operação do RBSG no AQUASIM para (a)DQOs; (b) QO_2 ; (c) NH_4^+ -N e (d) NO_x -N.....	119

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Resumo comparativo dos modelos do grupo ASM	48
Tabela 2. Duração das fases em cada etapa operacional	68
Tabela 3. Variáveis físico-químicas analisadas (11/08/2011 a 05/04/2012)	70
Tabela 4. Parâmetros para a configuração do reator de biofilme no AQUASIM	75
Tabela 5. Procedimento para cálculo das frações de matéria orgânica .	83
Tabela 6. Caracterização do esgoto sanitário afluente utilizado no estudo	85
Tabela 7. Componentes de entrada dos modelos implementados	118

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A/D	- Relação Altura/Diâmetro
A/M	- Relação Alimentos/Micro-organismos
ADM	- <i>Anaerobic Digestion Model</i>
Anammox	- <i>Anaerobic Ammonium Oxidation</i>
ASM	- <i>Activated Sludge Model</i>
ASM1	- <i>Activated Sludge Model n. 1</i>
ASM2	- <i>Activated Sludge Model n. 2</i>
ASM3	- <i>Activated Sludge Model n. 3</i>
ASM3m	- <i>Activated Sludge Model</i> modificado
ATP	- Trifosfato de Adenosina
ATU	- <i>Allylthiourea</i>
AUSB	- <i>Aerobic Upflow Sludge Blanket</i>
BDQO	- DQO biodegradável
BOA	- Bactérias oxidadoras da amônia
BON	- Bactérias oxidadoras de nitrito
CASAN	- Companhia Catarinense de Águas e Saneamento
CLP	- Controlador Lógico Programável
CONAMA	- Conselho Nacional do Meio Ambiente
C/N	- Relação Carbono/Nitrogênio
ENS	- Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental
ETE	- Estação de Tratamento de Esgoto
IBGE	- Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
IVL	- Índice Volumétrico de Lodo
IWA	- <i>International Water Association</i>
LABEFLU	- Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos
LIMA	- Laboratório Integrado de Meio Ambiente
NDS	- Nitrificação e Desnitrificação Simultânea
NT	- Nitrogênio Total
OAF	- Organismos Acumuladores de Fósforo
PHA	- Polihidroxialcanoatos
PHB	- Polihidroxibutirato
QO ₂	- Velocidade de Consumo de Oxigênio
QO ₂ X	- Velocidade de Consumo de Oxigênio Específica
RBS	- Reator em Bateladas Sequenciais
RBSA	- Reator Airlift Operado em Bateladas Sequenciais
RBSG	- Reator em Bateladas Sequenciais com Grânulos Aeróbios
SM	- <i>Standard Methods</i>
TRH	- Tempo de Retenção Hidráulica

TRS - Tempo de Retenção de Sólidos
UASB - *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*
UFSC - Universidade Federal de Santa Catarina
WEF - *Water Environment Federation*

LISTA DE SÍMBOLOS

μ	- Velocidade de crescimento bacteriano (h^{-1})
μ_{20}	- Velocidade de crescimento a 20 °C (h^{-1})
μ_A	- Velocidade máxima de crescimento de X_A (h^{-1})
μ_{BOA}	- Velocidade máxima de crescimento de X_{BOA} (h^{-1})
μ_{BON}	- Velocidade máxima de crescimento de X_{BON} (h^{-1})
μ_H	- Velocidade máxima de crescimento de X_H (h^{-1})
$\mu_{H,SS}$	- Velocidade máxima de crescimento de X_H com S_S (h^{-1})
$\mu_{H,STO}$	- Velocidade máxima de crescimento de X_H com X_{STO} (h^{-1})
μ_{\max}	- Velocidade máxima de crescimento bacteriano (h^{-1})
μ_{obs}	- Velocidade específica observada de crescimento da biomassa (d^{-1})
$b_{A,NOX}$	- Velocidade de respiração endógena anóxica de X_A (h^{-1})
$b_{A,O}$	- Velocidade de respiração endógena aeróbia de X_A (h^{-1})
b_{BOA}	- Velocidade de decaimento de X_{BOA} (h^{-1})
b_{BON}	- Velocidade de decaimento de X_{NOB} (h^{-1})
b_{H,NO_2}	- Velocidade de respiração anóxica endógena de X_H ($\text{NO}_2\text{-N}_2$) (h^{-1})
b_{H,NO_3}	- Velocidade de respiração anóxica endógena de X_H ($\text{NO}_3\text{-NO}_2$) (h^{-1})
$b_{H,NOX}$	- Velocidade de respiração anóxica endógena X_H (h^{-1})
$b_{H,O}$	- Velocidade de respiração aeróbia endógena de X_H (h^{-1})
b_{STO,NO_2}	- Velocidade de respiração anóxica de X_{STO} ($\text{NO}_2\text{-N}_2$) (h^{-1})
b_{STO,NO_3}	- Velocidade de respiração anóxica de X_{STO} ($\text{NO}_3\text{-NO}_2$) (h^{-1})
$b_{STO,NOX}$	- Velocidade de respiração anóxica endógena de X_{STO} (h^{-1})
$b_{STO,O}$	- Velocidade de respiração aeróbia de X_{STO} (h^{-1})
f_{SI}	- Produção de S_I na hidrólise ($\text{g DQO}\cdot\text{g}^{-1}\text{ DQO}$)
f_{XI}	- Produção de X_I na respiração endógena ($\text{g DQO}\cdot\text{g}^{-1}\text{ DQO}$)
$i_{N,BM}$	- Conteúdo de N na biomassa (X_H, X_A, X_{BOA} e X_{BON}) ($\text{g N}\cdot\text{g}^{-1}\text{ DQO}$)
$i_{N,SI}$	- Conteúdo de N em S_I ($\text{g N}\cdot\text{g}^{-1}\text{ DQO}$)
$i_{N,SS}$	- Conteúdo de N em S_S ($\text{g N}\cdot\text{g}^{-1}\text{ DQO}$)
$i_{N,XI}$	- Conteúdo de N em X_I ($\text{g N}\cdot\text{g}^{-1}\text{ DQO}$)
$i_{N,XS}$	- Conteúdo de N em X_S ($\text{g N}\cdot\text{g}^{-1}\text{ DQO}$)
$i_{SST, XS}$	- Conteúdo de SST em X_S ($\text{g SST}\cdot\text{g}^{-1}\text{ DQO}$)
$i_{SST,BM}$	- Conteúdo de SST em X_H e X_A ($\text{g SST}\cdot\text{g}^{-1}\text{ DQO}$)
$i_{SST,STO}$	- Conteúdo de SST em X_{STO} ($\text{g SST}\cdot\text{g}^{-1}\text{ DQO}$)
$i_{SST,XI}$	- Conteúdo de SST em X_I ($\text{g SST}\cdot\text{g}^{-1}\text{ DQO}$)
$K_{A,ALC}$	- Constante de saturação de X_A por S_{ALC} ($\text{mol HCO}_3^-\cdot\text{m}^{-3}$)
K_{A,NH_4}	- Constante de saturação de X_A por S_{NH_4} ($\text{g N}\cdot\text{m}^{-3}$)

$K_{A,NOX}$	- Constante de saturação de X_A por S_{NOX} ($g\ N\cdot m^{-3}$)
$K_{A,O}$	- Constante de saturação de X_A por S_O ($g\ O\cdot m^{-3}$)
K_{ALC}	- Constante de saturação de X_H por S_{ALC} ($mol\ HCO_3^- \cdot m^{-3}$)
$K_{BOA,NH4}$	- Coeficiente de saturação/inibição de X_{BOA} por S_{NH4} ($g\ N\cdot m^{-3}$)
$K_{BOA,O}$	- Coeficiente de saturação/inibição de X_{BOA} por S_O ($g\ N\cdot m^{-3}$)
$K_{BON,NO2}$	- Coeficiente de saturação/inibição de X_{BON} por S_{NO2} ($g\ N\cdot m^{-3}$)
$K_{BON,O}$	- Coeficiente de saturação/inibição de X_{BON} por S_O ($g\ O\cdot m^{-3}$)
kd	- Constante de decaimento bacteriano (h^{-1})
k_H	- Constante da velocidade de hidrólise (h^{-1})
$K_{H,NH4}$	- Coeficiente de saturação/inibição de X_H por S_{NH4} ($g\ N\cdot m^{-3}$)
$K_{H,NO2}$	- Coeficiente de saturação/inibição de X_H por S_{NO2} ($g\ N\cdot m^{-3}$)
$K_{H,NO3}$	- Coeficiente de saturação/inibição de X_H por S_{NO3} ($g\ N\cdot m^{-3}$)
$K_{H,O}$	- Coeficiente de saturação/inibição de X_H por S_O ($g\ O\cdot m^{-3}$)
$K_{H,SS}$	- Coeficiente de saturação/inibição de X_H por S_S ($g\ DQO\cdot m^{-3}$)
$K_{H,STO}$	- Coeficiente de saturação/inibição de X_H por X_{STO} ($g\ DQO\cdot m^{-3}$)
k_{La}	- Coeficiente de transferência de oxigênio (h^{-1})
K_{NH4}	- Constante de saturação de X_H por S_{NH4} ($g\ N\cdot m^{-3}$)
K_{NOX}	- Constante de saturação X_H por S_{NOX} ($g\ N\cdot m^{-3}$)
K_O	- Constante de saturação de X_H por S_O ($g\ O\cdot m^{-3}$)
K_S	- Constante de saturação de X_H por S_S ($g\ DQO\cdot m^{-3}$)
K_{STO}	- Constante de saturação de X_H por X_{STO} ($g\ DQO\cdot m^{-3}$)
k_{sto}	- Velocidade máxima de armazenamento de X_H (h^{-1})
K_X	- Constante de saturação da hidrólise (h^{-1})
S	- Concentração de substrato ($mg\cdot L^{-1}$)
S_O	- Oxigênio dissolvido ($g\ O\cdot m^{-3}$)
S_{ALC}	- Alcalinidade ($g\ HCO_3^- \cdot m^{-3}$)
S_I	- Matéria orgânica solúvel inerte ($g\ DQO\cdot m^{-3}$)
S_{N2}	- Nitrogênio gasoso ($g\ N\cdot m^{-3}$)
S_{NH}	- Amônio + Nitrogênio amoniacal ($g\ N\cdot m^{-3}$)
S_{NO}	- Nitrato + Nitrito ($g\ N\cdot m^{-3}$)
S_S	- Substrato orgânico facilmente biodegradável ($g\ DQO\cdot m^{-3}$)
T	- Temperatura ($^{\circ}C$)
X_A	- Organismos nitrificantes ($g\ DQO\cdot m^{-3}$)
X_H	- Organismos heterotróficos ($g\ DQO\cdot m^{-3}$)
X_I	- Material orgânico inerte particulado ($g\ DQO\cdot m^{-3}$)
X_S	- Substrato lentamente biodegradável ($g\ DQO\cdot m^{-3}$)
X_{SST}	- Sólidos suspensos totais ($g\ SST\cdot m^{-3}$)

X_{STO}	- Produto de armazenamento celular interno (g DQO·m ⁻³)
Y_A	- Fator de rendimento da biomassa autotrófica (g DQO· g ⁻¹ N)
Y_{BOA}	- Fator de rendimento para X_{BOA} (g DQO· g ⁻¹ N)
Y_{BON}	- Fator de rendimento para X_{BON} (g DQO· g ⁻¹ N)
Y_{H,NO_2}	- Fator de rendimento para X_H no crescimento anóxico NO ₂ - NO ₃ (g DQO· g ⁻¹ DQO)
Y_{H,NO_3}	- Fator de rendimento para X_H no crescimento anóxico NO ₃ - NO ₂ (g DQO· g ⁻¹ DQO)
$Y_{H,NOX}$	- Fator de rendimento anóxico da biomassa heterotrófica (g DQO· g ⁻¹ DQO)
Y_{H,O_2}	- Fator de rendimento para X_H no crescimento aeróbio (g DQO· g ⁻¹ DQO)
$Y_{H,STO}$	- Fator de rendimento do crescimento de X_H com X_{STO} (g DQO· g ⁻¹ DQO)
Y_{obs}	- Fator de rendimento observado da biomassa (g SSV· g ⁻¹ DQO)
Y_{STO,NO_2}	- Fator de rendimento para X_{STO} no crescimento anóxico NO ₂ - N ₂ (g DQO· g ⁻¹ DQO)
Y_{STO,NO_2}	- Fator de rendimento anóxico de produto de armazenamento por S_S (g DQO· g ⁻¹ DQO)
Y_{STO,NO_3}	- Fator de rendimento para X_{STO} no crescimento anóxico NO ₃ - NO ₂ (g DQO· g ⁻¹ DQO)
Y_{STO,O_2}	- Fator de rendimento para X_{STO} no crescimento aeróbio (g DQO· g ⁻¹ DQO)
$\eta_{H,endNO_2}$	- Fator de redução para b_H , em condições anóxicas (NO ₂ -N ₂)
$\eta_{H,endNO_3}$	- Fator de redução para b_H , em condições anóxicas (NO ₃ -NO ₂)
η_{H,NO_2}	- Fator de redução para desnitrificação (NO ₂ -N ₂)
η_{H,NO_3}	- Fator de redução para desnitrificação (NO ₃ -NO ₂)
$\eta_{NA,end}$	- Fator de redução anóxico para b_{BOA} e b_{BON}
η_{NOX}	- Fator de redução anóxico
θ	- Coeficiente de temperatura
θ_C	- Idade do Lodo (d)

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	31
1.1	JUSTIFICATIVA	33
1.2	OBJETIVOS	35
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	37
2.1	PROCESSOS BIOLÓGICOS NA REMOÇÃO DE MATÉRIA CARBONÁCEA EM CONDIÇÕES AERÓBIAS	37
2.2	PROCESSOS BIOLÓGICOS DE REMOÇÃO DE NITROGÊNIO.....	38
2.2.1	Nitrificação	38
2.2.2	Desnitrificação.....	40
2.2.3	Nitrificação e Desnitrificação Simultânea (NDS)	42
2.3	MODELAGEM MATEMÁTICA DO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO	45
2.3.1	<i>Activated Sludge Model</i>	46
2.3.2	<i>Activated Sludge Model n° 3</i>	48
2.4	REATORES EM BATELADAS SEQUENCIAIS	52
2.4.1	Reatores em Bateladas Sequenciais com Grânulos Aeróbios (RBSG).....	55
2.5	GRÂNULOS AERÓBIOS.....	55
2.5.1	Formação dos grânulos aeróbios	57
2.5.2	Remoção de Matéria Orgânica Carbonácea e Nutrientes em Grânulos Aeróbios	60
2.5.3	Modelagem de RBS com Grânulos Aeróbios no Tratamento de Águas Residuárias.....	62
3	MATERIAIS E MÉTODOS	65
3.1	SISTEMA EXPERIMENTAL.....	65
3.2	INOCULAÇÃO DO REATOR	67
3.3	OPERAÇÃO DO REATOR	67
3.4	MONITORAMENTO.....	68

3.4.1	Análises Físico-Químicas	68
3.4.2	Densidade dos Grânulos.....	71
3.4.3	Diâmetro Médio das Partículas	71
3.4.4	Ensaio de Determinação da Biomassa Ativa	71
3.4.5	Coefficiente Global de Transferência de Oxigênio ($K_L a$)	71
3.4.6	Velocidade de consumo de oxigênio (QO_2).....	72
3.5	MODELAGEM MATEMÁTICA	72
3.5.1	Implementação do modelo matemático	72
3.6	CÁLCULOS.....	76
3.6.1	Tempo de Duração do Ciclo (t_c)	76
3.6.2	Número de Ciclos por Dia (N_c).....	76
3.6.3	Vazão Diária de Esgoto (Q_d).....	76
3.6.4	Velocidade Superficial Ascensional do Ar (v_a).....	76
3.6.5	Carga Volumétrica Aplicada (CV)	77
3.6.6	Tempo de Retenção Hidráulica (TRH).....	77
3.6.7	Eficiências de Remoção de Substratos (E).....	77
3.6.8	Eficiência de Remoção de Nitrogênio Total (E_{NT})	78
3.6.9	Tempo de Retenção de Sólidos (θ_C).....	78
3.6.10	Velocidade específica observada de crescimento da biomassa (μ_{obs}).....	78
3.6.11	Fator de rendimento observado da biomassa (Y_{obs}) ..	79
3.6.12	Velocidade de consumo e produção de compostos de nitrogênio.....	80
3.6.13	Concentrações de equilíbrio dos substratos	81
3.6.14	Concentração de Biomassa Ativa (X_H, X_{BOA} e X_{BON}) .	82
3.6.15	Cálculo das frações de matéria orgânica	83
3.6.16	Determinação da área superficial do biofilme	84
4.	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	85
4.1	DESEMPENHO DO REATOR.....	85

4.1.1	Granulação Aeróbia	85
4.1.2	Parâmetros Biocinéticos	95
4.1.3	Remoção da Matéria Carbonácea e Nitrogenada	99
4.1.4	Monitoramento de Ciclos Operacionais.....	106
4.2	MODELAGEM MATEMÁTICA	114
4.2.1	Desenvolvimento do Modelo	114
4.2.2	Simulação do RBSG no AQUASIM.....	118
5.	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	125
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	127
APÊNDICE A.	Equações cinéticas do modelo ASM3 modificado	149
APÊNDICE B.	Matriz Estequiométrica.....	152
APÊNDICE C.	Parâmetros Cinéticos e Estequiométricos (20 °C) 155	
ANEXO A.	Equações cinéticas do modelo ASM3	159
ANEXO B.	Matriz estequiométrica do modelo ASM3	162
ANEXO C.	Procedimento de realização do teste de densidade da biomassa	164
ANEXO D.	Procedimento de determinação da biomassa ativa em lodos	166
ANEXO E.	Procedimento de realização do teste do Coeficiente Global de Transferência de Oxigênio (K_{La}).....	169

1 INTRODUÇÃO

O crescimento da população e a intensificação das atividades econômicas exercem grande pressão sobre os recursos hídricos, principalmente quando são levados em conta os aspectos que envolvem a qualidade da água. Acompanhando esse ritmo, tem-se também um elevado crescimento do volume de águas residuárias geradas, sejam elas de origem industrial ou doméstica, tornando-se um grande passivo ambiental. O lançamento prévio desses efluentes, sem tratamento, acarreta em vários impactos ambientais negativos no corpo receptor, tais como aumento do consumo de oxigênio dissolvido, que conseqüentemente pode levar a condições de anaerobiose, alteração do equilíbrio entre as espécies aquáticas, alteração da qualidade da água, inserção de organismos patogênicos, entre outros, que perpassam os meios físicos e biológicos, alcançando também o meio antrópico.

Para evitar a poluição das águas superficiais e subterrâneas decorrente do lançamento de efluentes, a legislação ambiental exige que esses sejam tratados antes de sua disposição final. Todavia, os impactos ambientais podem até mesmo ocorrer após esses serem tratados, devido à ineficiência em alguns processos empregados, principalmente, na remoção de organismos patogênicos e de nutrientes, tais como fósforo e nitrogênio.

O problema do lançamento de nutrientes para o corpo hídrico está associado à eutrofização, caracterizada pelo crescimento excessivo de algas, decorrentes do aumento da concentração de nitrogênio e fósforo. A eutrofização causa uma gama de efeitos nos corpos hídricos, tais como incremento no consumo de oxigênio dissolvido, mortalidade de peixes e outros organismos e toxicidade provocada por causa de toxinas liberadas por algas, ocasionando um aumento nos custos para o tratamento de águas para abastecimento público (VON SPERLING, 2005).

No que tange ao tratamento de esgotos sanitários, o Brasil ainda tem muito que avançar. Em levantamento realizado pelo Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE) para o ano de 2008, através da Pesquisa Nacional de Saneamento, 55,2% dos municípios brasileiro possuíam serviço de esgotamento sanitário por rede coletora, sendo que o restante faz a disposição de seus efluentes em fossas sépticas, rudimentares, diretamente em rios e/ou lagos, entre outras formas (IBGE, 2010). Além disso, vale ressaltar que nem todo esgoto coletado é tratado antes de sua disposição final. Além do desafio de ampliar o

acesso à rede coletora e do número de estações de tratamento de esgoto (ETE), para garantir que todo esgoto sanitário coletado seja tratado, faz-se necessário a busca por soluções que removam os nutrientes, nitrogênio e fósforo, presente no esgoto.

No Brasil, assim como a nível mundial, um dos sistemas mais empregados para o tratamento de esgotos sanitários é o sistema de lodos ativados. Neste, a biomassa cresce em um tanque de aeração, utilizando os substratos presentes no esgoto, e é então separada em um decantador secundário, de onde parte da biomassa é recirculada para o tanque de aeração e o restante segue para destinação final. Uma das desvantagens deste sistema é a utilização de grandes áreas para a realização dos seus processos e com isso, tem se buscado sistemas que necessitam de menores áreas (de BRUIN *et al.*, 2004).

Entre as diversas alternativas estudadas atualmente para tratamento de esgoto sanitário e que objetivam a remoção de nutrientes, encontra-se a granulação aeróbia em reatores operados em bateladas sequenciais. Nestes, as etapas de tratamento ocorrem numa mesma unidade, requerendo uma menor área. Adav *et al.* (2008) afirmam que a aplicação de grânulos aeróbios é considerada como uma das biotecnologias mais promissoras no tratamento de águas residuárias. Gao *et al.* (2011) reiteram que esta tecnologia é uma das grandes conquistas na área de biotecnologia ambiental no século XXI. Tal fato é demonstrado pelo grande número de estudos realizados nos últimos anos para investigar os processos de formação de grânulos aeróbios (MORGENROTH *et al.*, 1997; BEUN *et al.*, 1999; YANG, TAY e LIU, 2003; NI *et al.*, 2009), o que tem contribuído para que este processo biológico seja aplicado para o tratamento dos mais diversos tipos de águas residuárias, como esgotos sanitários (ZANGH *et al.*, 2011a) e efluentes industriais (CASSIDY; BELIA, 2005; HAILEI *et al.*, 2006; ZANGH *et al.*, 2011b).

Com o objetivo de contribuir para a implementação e o fortalecimento da referida tecnologia de tratamento, a utilização de modelos matemáticos é uma ferramenta indispensável que fornece elementos relevantes para o projeto, operação e otimização deste tipo de sistema biológico. Os modelos matemáticos podem ser utilizados para investigar os processos de granulação, bioconversão e físico-químicos (BEUN; HEIJNEN; VAN LOOSDRECHT, 2001; YANG *et al.*, 2004; SU; YU, 2005a; SU; YU, 2005b; de KREUK *et al.*, 2007; XAVIER *et al.*, 2007; FANG *et al.*, 2009).

1.1 JUSTIFICATIVA

A legislação brasileira através de sua carta magna garante o direito de todos os cidadãos a terem um meio ambiente equilibrado e essencial à sadia qualidade de vida. Para garantir este direito, o Poder Público instituiu instrumentos legais que dispõem as condições necessárias para a emissão de efluentes em corpos hídricos, através da Resolução nº 357 de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). Esta foi complementada e alterada pela Resolução CONAMA nº 430 de 2011. Assim como ocorre no Brasil, a preocupação com os impactos ambientais nos corpos hídricos decorrentes do lançamento de efluentes com altas concentrações de matéria orgânica e nutrientes se estende a vários países do mundo. Isto tem contribuído para que novas pesquisas sejam realizadas em busca de sistemas mais eficientes na remoção de tais substratos para atender aos requisitos legais. Os reatores operados em bateladas sequenciais com biomassa granular aeróbia têm sido um dos sistemas mais investigados desde o final do século XX.

No entanto, a quantidade de informações sobre a utilização de reatores em bateladas sequenciais com grânulos aeróbios (RBSG) aplicado ao tratamento de esgoto sanitário em condições reais ainda é limitada. Nesta mesma perspectiva, o conhecimento dos parâmetros biocinéticos da biomassa granular submetida a diferentes condições operacionais tem se limitado apenas com o uso de água residuária sintética (LIU *et al*, 2005; LIU; TAY, 2007). Diante disso, compreender o comportamento da biomassa granular e de suas propriedades submetido a diferentes condições operacionais e ambientais contribui para a consolidação desta tecnologia com esgoto sanitário. Estes parâmetros são relevantes para o dimensionamento e otimização deste sistema de tratamento.

Com o avanço tecnológico, principalmente na área de tecnologia de informação, tem crescido também a utilização de modelos matemáticos para descrever como ocorrem os processos bioquímicos no tratamento de esgoto e desta maneira é possível prever o comportamento de estações de tratamento de esgoto em relação à eficiência na remoção de material orgânico e nutrientes. Os modelos matemáticos tornam-se importante por contribuir para que os processos envolvidos no tratamento de esgoto possam ser mais compreendidos. Um dos modelos que vem sendo implementado para descrever o tratamento de esgoto em processos biológicos aeróbios, e que se tornou bastante difundido desde

a sua primeira versão feita em 1987, é o *Activated Sludge Model* (ASM), proposto pela *International Water Association* (IWA). Objetivando ampliar o ASM1, o modelo ASM3 apresentado por Gujer *et al.* (1999) incorporou o conceito de armazenamento de polímeros celulares na atividade dos micro-organismos heterotróficos. No modelo ASM3 assume-se que os substratos que são rapidamente biodegradáveis primeiramente são consumidos e armazenados como polímeros celulares internos e posteriormente utilizados para crescimento celular.

A consideração proposta pelo ASM3 é inadequada para descrever sistema de *feast-famine* em reatores operados em bateladas sequenciais (KRISHNA; VAN LOOSDRECHT, 1999; NI; YU; SUN, 2008), visto que em sistemas onde há períodos alternados de presença e ausência de substratos externos, ocorrem simultaneamente, quando o substrato orgânico se encontra disponível, os processos de armazenamento e crescimento celular, em condições aeróbias e anóxicas, pelos organismos heterotróficos. Os processos de nitrificação e desnitrificação também são assumidos como ocorrendo em apenas uma única etapa no ASM3, não havendo a consideração do nitrito como produto intermediário destas reações de oxirredução (IACOPOZZI *et al.* 2007; KAELIN *et al.* 2009).

Diante disto, demonstra-se a necessidade de realizar modificações para que o modelo descreva com segurança o sistema em estudo. A partir da implementação do modelo matemático modificado, espera-se obter uma ferramenta indispensável que sirva para simular o sistema e prever os efeitos de possíveis mudanças nas condições operacionais, obtendo-se elementos que permitam atuar de maneira preventiva a distúrbios no sistema de tratamento, além de corroborar para maior aprofundamento dos processos bioquímicos envolvidos e da dinâmica dos micro-organismos.

Por outro lado, as aplicações da modelagem matemática relatadas na literatura, para reatores com grânulos aeróbios, utilizam esgoto sintético como fonte de alimentação, além do fato dos estudos serem realizados em escala laboratorial (BEUN; HEIJNEN; VAN LOOSDRECHT, 2001; DE KREUK *et al.*, 2007; NI; YU, 2008a,b; FANG *et al.*, 2009). Dessa forma, o uso da modelagem em RBSG com esgoto sanitário no presente trabalho vem contribuir para que o comportamento do reator seja avaliado quando submetido a variações, principalmente em relação às características do afluente.

Este trabalho está inserido dentro das linhas de pesquisa do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental e do Laboratório

de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU) do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (ENS) da Universidade Federal de Santa Catarina (USFC). Desde 1997 vêm sendo desenvolvidas pesquisas na área do tratamento de efluentes sanitários 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; BORTOLOTTO NETO, 2004; HEIN DE CAMPOS, 2006), *sistemas de biomassa suspensa*, como os reatores em bateladas sequenciais (COSTA, 2005; THANS, 2008) e *sistemas híbridos*, de fluxo contínuo ou em bateladas sequenciais (WOLFF, 2005; SOUTO, 2007; LAMEGO NETO, 2008). Em *sistemas de biomassa granular aeróbia* em reatores em bateladas sequenciais, destacam-se os trabalhos desenvolvidos por Wagner (2011) e Jungles (2011), e também trabalhos em andamento com a finalidade de investigar o papel da carga orgânica volumétrica no desenvolvimento e estabilidade dos grânulos aeróbios (WAGNER, em andamento). Dentro desta perspectiva, este trabalho se enquadra na linha de pesquisa de tratamento de esgoto sanitário em reator operado em bateladas sequenciais e contribui para aprimorar os trabalhos realizados, corroborando ainda mais para o fortalecimento desta tecnologia para o tratamento de esgoto sanitário.

1.2 OBJETIVOS

➤ *Geral:*

Este trabalho teve como objetivo avaliar o tratamento de esgoto sanitário em um reator operado em bateladas sequenciais com grânulos aeróbios (RBSG) em escala piloto.

➤ *Específicos:*

- Avaliar a remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogênio em RBSG;
- Estudar as propriedades e parâmetros cinéticos da biomassa granular desenvolvida em RBSG;

- Implementar o modelo ASM3, e uma versão modificada do modelo, para a modelagem dos processos biológicos de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogênio no RBSG.

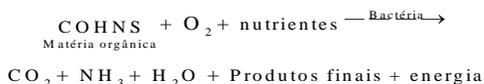
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 PROCESSOS BIOLÓGICOS NA REMOÇÃO DE MATÉRIA CARBONÁCEA EM CONDIÇÕES AERÓBIAS

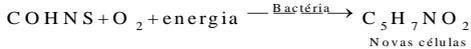
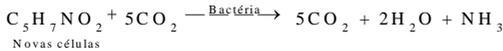
A matéria orgânica presente nas águas residuárias é composta por uma combinação de carbono, hidrogênio, oxigênio, e até mesmo em alguns casos, nitrogênio. Tais elementos formam uma variedade de moléculas orgânicas que possuem desde estrutura simples a complexas (METCALF; EDDY, 2003). Três quartos do carbono orgânico podem ser atribuídos à carboidratos, gorduras, proteínas, aminoácidos e ácidos voláteis, enquanto o restante engloba outras moléculas orgânicas, tais como hormônios, vitaminas, surfactantes, antibióticos, contraceptivos hormonais, purinas, pesticidas, hidrocarbonetos e pigmentos (GRAY, 2004).

A remoção biológica da matéria orgânica é realizada por micro-organismos heterotróficos, que utilizam o carbono para a produção de energia e crescimento. Neste processo, através da ação enzimática das células, moléculas orgânicas de cadeias complexas (carboidratos, lipídios, proteínas) são transformadas em moléculas com cadeias de menor complexidade.

O material orgânico é metabolizado pelos micro-organismos aeróbios em duas vias: o catabolismo e o anabolismo. Na primeira via, as moléculas orgânicas são oxidadas a dióxido de carbono (CO_2), água e outros produtos (Equação 1), havendo uma liberação de energia que é então capturada pelos organismos para a utilização em suas atividades celulares e para a produção de novas células. No anabolismo, a matéria orgânica é metabolizada pelos micro-organismos para a sintetização do protoplasma (formação de novas células), utilizando-se parte da energia que foi liberada na oxidação (Equação 2). Quando toda a matéria orgânica biodegradável é utilizada, inicia-se o processo conhecido como respiração endógena (Equação 3), onde as novas células consomem o próprio material celular para a obtenção de energia que é então utilizada na manutenção celular (METCALF; EDDY, 2003).



Equação 1

**Equação 2****Equação 3**

Os micro-organismos aeróbios são mais eficientes que os anaeróbios, em se tratando de utilização de substrato e produção de energia, ou seja, a remoção de material orgânico carbonáceo é mais eficiente em processos aeróbios que em anaeróbios. A taxa de crescimento dos micro-organismos aeróbios dependem de vários fatores como o OD, pH, temperatura, nutrientes e a presença de agentes inibidores.

2.2 PROCESSOS BIOLÓGICOS DE REMOÇÃO DE NITROGÊNIO

No esgoto sanitário, o nitrogênio é encontrado sob as formas de compostos orgânicos nitrogenados e amônia, e é originário de proteínas do metabolismo do corpo humano. Dentre os compostos orgânicos, os principais são os aminoácidos, proteínas e ureia (GERARDI, 2002). Aproximadamente 60% do nitrogênio contido no esgoto sanitário estão na forma de amônia, e 40% na forma de nitrogênio orgânico. A amônia é originária através da amonificação do nitrogênio orgânico e também da hidrólise da ureia (WEF, 2005).

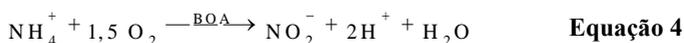
A remoção biológica do nitrogênio presente nas águas residuárias pode ocorrer por meio dos processos de nitrificação e desnitrificação, e o Anammox (*Anaerobic Ammonium Oxidation*). Os dois primeiros processos já são bastante conhecidos e consolidados. Já o processo Anammox, descoberto recentemente, organismos anaeróbios oxidam a amônia utilizando o nitrito como acceptor de elétrons (MULDER, 1992).

2.2.1 Nitrificação

O processo de nitrificação envolve a presença de dois grupos específicos de bactérias. O primeiro grupo atua na conversão da amônia a nitrito, conhecidas como bactérias oxidadoras da amônia (BOA), e o segundo grupo engloba os micro-organismos que atuam na oxidação do nitrito a nitrato, chamadas de bactérias oxidadoras de nitrito (BON). De acordo com Schmidt *et al.* (2003) entre as bactérias que oxidam o nitrogênio amoniacal estão presentes espécies dos gêneros

Nitrosomonas, *Nitrospira* e *Nitrosococcus*. A oxidação do nitrito também é realizada por diferentes espécies de bactérias, dentre elas, dos gêneros *Nitrobacters*, *Nitrococcus*, *Nitrospira*, *Nitrospina* e *Nitrotoga* (STARKENBURG *et al.*, 2011).

Ambos os grupos são quimioautotróficos e para seu crescimento utilizam como fonte de carbono o CO₂ e como fonte de energia utilizam substâncias inorgânicas específicas, como a amônia, como no caso das BOA, e o nitrito para as BON (WEF, 2005). A reação da conversão biológica da amônia em nitrito (nitritação) é expressa pela Equação 4:



A conversão do nitrito a nitrato (nitratção) realizada pelas BON é expressa pela reação apresentada na Equação 5:



Assim como ocorre em todos os processos biológicos, a nitrificação é afetada por vários fatores ambientais, dentre os quais a temperatura, pH, concentração do substrato e fatores de inibição. Tais fatores podem influenciar na taxa de crescimento das bactérias nitrificantes e conseqüentemente na taxa de nitrificação (BERNET; SPERÁNDIO, 2009), no entanto, ambos os grupos de bactérias são afetados de forma diferente.

O pH é um dos fatores mais relevantes que afetam o processo de nitrificação. De acordo com Antoniou *et al.* (1990), vários estudos apontam que ótimas taxas de nitrificação são obtidas a um pH numa faixa entre 7,0 e 8,2. A taxa máxima de crescimento dos microorganismos nitrificantes é influenciada por este parâmetro (PARK *et al.*, 2007), uma vez que o pH está relacionado com o equilíbrio químico das espécies ionizadas e não ionizadas (íon amônio/amônia e nitrito/ácido nitroso). A oxidação das espécies de nitrogênio modifica a alcalinidade na água. No processo de nitrificação são consumidos 7,14 mg alcalinidade/mg NH₄-N oxidada.

Juntamente com o pH, a temperatura é outra variável ambiental que afeta grandemente a taxa de nitrificação. Bactérias nitrificantes atuam numa ampla faixa de temperatura, de 5 a 40 °C. Ambos os grupos de bactérias (BOA e BON) que atuam no processo possuem sua taxa de crescimento influenciada pela temperatura (RUIZ; JEISON; CHAMY,

2003), sendo que a energia de ativação, assim como a sensibilidade a mudanças de temperatura, para as BOA e as BON são diferentes (GUO *et al.*, 2010).

O efeito da temperatura na taxa de crescimento dos organismos nitrificantes pode ser expresso conforme a equação de van't Hoff-Arrhenius (Equação 6):

$$\mu = \mu_{20} \cdot \theta^{T-20} \quad \text{Equação 6}$$

Onde:

μ = Taxa de crescimento (d^{-1});

μ_{20} = Taxa de crescimento a 20 °C (d^{-1});

θ = Coeficiente de temperatura (adimensional);

T = Temperatura (°C).

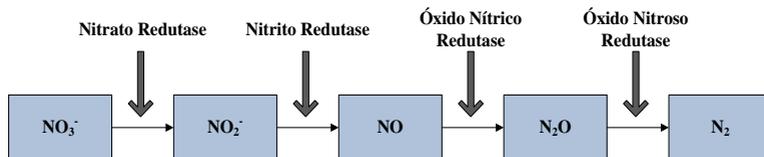
2.2.2 Desnitrificação

Na desnitrificação, bactérias heterotróficas e algumas autotróficas utilizam o nitrito ou nitrato para reduzi-los ao gás nitrogênio (N_2), na ausência ou em baixas concentrações de OD. Quando há uma pequena quantidade de oxigênio disponível as bactérias heterotróficas utilizam o oxigênio presente no nitrito e/ou nitrato para metabolizar a matéria orgânica. Estas bactérias heterotróficas usarão preferencialmente o oxigênio quando este está disponível, no entanto, passarão a utilizar o nitrito ou nitrato quando o suprimento de oxigênio for baixo ou ausente (respiração anóxica). Vários gêneros de bactérias atuam no processo de desnitrificação, dentre os quais se destacam os gêneros *Pseudomonas*, *Rhodopseudomonas*, *Bacillus*, *Thiobacillus*, *Alcaligenes*, *Paracoccus*, entre outros (MATĚJŮ *et al.*, 1992).

Em cada etapa da desnitrificação há uma enzima redutase específica que catalisa a transferência de elétrons para o nitrogênio. As enzimas envolvidas e as etapas da desnitrificação são apresentadas na Figura 1.

Cada etapa envolvida na desnitrificação pode ser inibida condicionalmente, fazendo com que produtos intermediários possam ser dissolvidos em água ou ainda escapar para a atmosfera (WIESMANN; CHOI; DOMBROWSKI, 2007).

Figura 1. Desnitrificação: Esquema da redução e enzimas envolvidas

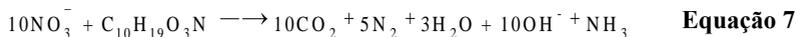


Fonte: Adaptado de Wragge *et al.* (2001)

Além do N_2 , que por ser insolúvel em água e escapar para a atmosfera, o óxido nítrico, conhecido como gás hilariante, também pode ser emitido para a atmosfera. Segundo Kampschreur *et al.* (2009) o óxido nítrico pode ser produzido durante os processos de nitrificação e desnitrificação, e os principais parâmetros que colaboram para a emissão do N_2O em estações de tratamento de águas residuárias são a baixa concentração de oxigênio dissolvido e acúmulo do nitrito, estes no processo de nitrificação e desnitrificação, e a baixa relação DQO/N na etapa de desnitrificação.

A desnitrificação pode ser realizada utilizando-se uma fonte de carbono orgânico afluyente, criando uma zona anóxica no próprio reator ou separando um reator anóxico no início do processo e reciclando o licor misto nitrificado até este. Este processo é chamado de desnitrificação pré-anóxica. Na desnitrificação pós-anóxica, uma fonte externa de carbono pode ser adicionada ao licor misto após a amônia ter sido oxidada a nitrato ou utilizar a respiração endógena para reduzir o nitrato (WEF, 2011).

As reações que descrevem o processo de desnitrificação dependem do tipo da fonte de carbono envolvido e também da fonte de nitrogênio. A equação representando a desnitrificação com o uso do esgoto como fonte de material orgânico é apresentada na Equação 7 (WEF, 2011):



Diversos fatores ambientais influenciam a taxa de crescimento dos micro-organismos desnitrificantes, e conseqüentemente o processo de desnitrificação. Dentre estes fatores estão o pH, a temperatura, a concentração de OD e a relação entre DQO/N.

Há vários valores de pH disponíveis na literatura para que o processo de desnitrificação ocorra, não havendo um consenso para o

valor ideal que assegure a melhor taxa de redução do NO_3^- a N_2 . Em pH ácido ocorre a formação de ácido nitroso, que demonstra uma maior toxicidade que o nitrito, e este fato pode implicar na diminuição da desnitrificação (CUERVO LÓPEZ *et al.* 2009).

A influência da temperatura na taxa de crescimento das bactérias desnitrificantes também pode ser expressa pela equação de van't Hoff-Arrhenius, apresentada na Equação 6. A taxa de desnitrificação aumenta concomitantemente ao aumento da temperatura, aproximadamente até 35 °C. Para temperaturas abaixo de 5 °C, a taxa de desnitrificação é bastante baixa (WIESMANN; CHOI; DOMBROWSKI, 2007). Conforme aponta Cuervo-López *et al.* (2009), é recomendável que a temperatura seja mantida constante entre 20 e 35 °C para se obter uma taxa de desnitrificação constante.

Vários estudos demonstram que a desnitrificação é afetada pela concentração de OD no sistema de tratamento. Para as bactérias desnitrificantes facultativas o OD é o acceptor de elétrons energeticamente preferível (OH; SILVERSTEIN, 1999). Jordão e Pessoa (2009) apontam que a concentração máxima de OD admitida é de apenas 0,1 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Além disso, a presença de oxigênio pode inibir a síntese de enzimas que catalisam a redução do nitrato a óxidos de nitrogênio e interferir no sistema enzimático das células (HERNANDEZ; ROWE, 1988).

Dentre os parâmetros ambientais acima citados que propicia o processo de desnitrificação, a relação C/N pode afetar a eficiência do processo e implica também em custo operacionais, sendo por isso um dos fatores mais importantes (KIM *et al.*, 2008). A melhor relação C/N permite a máxima conversão dos compostos de nitrogênio ao nitrogênio gasoso, com a utilização de uma porcentagem mínima de carbono orgânico (CHIU; CHUNG, 2003).

2.2.3 Nitrificação e Desnitrificação Simultânea (NDS)

Os processos de nitrificação e desnitrificação, para a remoção biológica de nitrogênio das águas residuárias, ocorrem sob condições ambientais diferentes, e realizadas também por distintos grupos de micro-organismos. Com isso, tradicionalmente, os processos de remoção foram implementados em tanques separados, para a criação de condições operacionais adequadas para seu desenvolvimento e melhor desempenho. No entanto, diversos estudos têm apontado que ambos os processos podem ocorrer dentro de um mesmo sistema, ou seja, em um único tanque. Este processo é denominado de nitrificação e

desnitrificação simultânea (NDS) (MÜNCH; LANT; KELLER, 1996; CHANG; TSENG, 1999; THIRD; BURNETT; RUWISCH, 2003; GUO *et al.*, 2005).

O fenômeno da NDS pode ser explicado por meio de dois princípios, o físico e o biológico. A explicação física, e aceita como convencional, é que a NDS é consequente de uma gradiente de concentração de OD dentro dos flocos biológicos e biofilmes, decorrente da difusão do OD nos mesmos. Este gradiente de concentração do oxigênio cria microzonas, que são favoráveis a determinadas linhagens de micro-organismos. As bactérias nitrificantes são encontradas em regiões com alta concentração de OD, enquanto os micro-organismos desnitrificantes estão dispostos nas microzonas com menor concentração de OD. Foi reportada por microbiologistas a existência de bactérias aeróbias desnitrificantes, assim como bactérias heterotróficas nitrificantes, além do fato de ser possível também a nitrificação em condições totalmente anaeróbias (MÜNCH; LANT; KELLER, 1996).

De acordo com Zhao *et al.* (1999) muitos organismos heterotróficos capazes de nitrificar compostos nitrogenados orgânicos e inorgânicos foram encontrados nos últimos anos. Este grupo de organismos possui taxa de crescimento e fator de rendimento maior que as bactérias autotróficas nitrificantes, requerem menor concentração de OD e são mais toleráveis a ambientes ácidos. Os micro-organismos aeróbios desnitrificantes possuem uma taxa de crescimento maior que os desnitrificantes em condições anóxicas, além do fato de possuir maior nicho ecológico, sobrevivendo em ambientes submetidos a períodos aeróbios/anóxicos. As seguintes bactérias que possuem a função de realizar a nitrificação heterotrófica e a desnitrificação em condições aeróbias têm sido reportadas na literatura: *Paracoccus denitrificans*, *Pseudomonas stutzeri*, *Thiosphaera pantotropha*, *Comamonas* sp. e *Alcaligenes faecalis* (PATUREAU; BERNET; MOLETTA, 1997; GUPTA; GUPTA, 2001; OH *et al.*, 2001; JOO; HIRAI; SHODA, 2005).

Com o aprofundamento acerca dos mecanismos que embasam a NDS, várias vantagens podem ser obtidas com a aplicação deste processo, quando comparada aos processos convencionais de nitrificação e desnitrificação. A ocorrência na NDS em um mesmo reator dispensa a necessidade da utilização de reatores separados ou até mesmo de aeração intermitente, fazendo com que sistema fique mais simples, reduzindo a área e custos relacionados. Outras vantagens oferecidas são: (i) com a NDS é que o hidrogênio doado para as reações

de desnitrificação podem ser oriundos dos compostos orgânicos presentes na água residuária; (ii) a redução do tempo necessário para ocorrer completamente a nitrificação e desnitrificação; (iii) manutenção do pH neutro no reator, uma vez que a alcalinidade consumida na nitrificação é produzida na desnitrificação; e (iv) utilização de menor quantidade de fonte de matéria orgânica (fonte de carbono) e menor produção de lodo (GUO *et al.*, 2005; WALTERS *et al.*, 2009; MÜNCH; LANT; KELLER, 1996; SEIFI; FAZAELIPOOR, 2012). Cerca de 40% do custo de energia pode ser economizado quando a NDS é acompanhada com a inibição da nitratação (oxidação do nitrito a nitrato) (YOO *et al.*, 1999).

Diversos fatores cooperam para que ocorram as reações de nitrificação e desnitrificação simultaneamente, tais como as características físicas dos agregados microbianos, OD, relação A/M (alimento/micro-organismos), relação C/N, entre outros (HE *et al.*, 2009).

O OD é um dos principais parâmetros que interferem no processo de NDS, visto que deve ser ajustado de modo a obter um equilíbrio nas condições ideais para ocorrer a nitrificação e a desnitrificação, de modo a evitar a inibição de algum processo, ou seja, concentrações de OD muito baixas podem afetar a taxa da nitrificação e concentrações muito altas prejudicariam a taxa de desnitrificação (LI *et al.*, 2007). As características físicas dos agregados microbianos influenciam na difusão do OD, e conseqüentemente na criação de zonas aeróbias e anóxicas dentro dos agregados. Além da difusão do OD, as características dos agregados interferem na difusão dos substratos, como já explicado anteriormente.

A dinâmica dos micro-organismos nitrificantes autotróficos e desnitrificantes heterotróficos é afetada diretamente pela razão DQO/N do afluente ao processo de remoção de nitrogênio (FU *et al.*, 2009). Quando a razão DQO/N é alta, a nitrificação é prejudicada, devido à concorrência direta por OD entre os micro-organismos autotróficos e heterotróficos. Ocorrendo o contrário, ou seja, baixa razão entre DQO/N, o processo de desnitrificação é inibido, decorrente da deficiência de uma fonte de carbono doadora de elétrons (WALTERS *et al.*, 2009).

2.3 MODELAGEM MATEMÁTICA DO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO

A utilização da modelagem matemática no tratamento de esgoto tornou-se uma ferramenta com grande aplicação em meados dos anos 90 (GERNAEY *et al.*, 2004; RIVAS; IRIZAR; AYESA, 2008). Atualmente percebe-se que a modelagem é bastante útil, visto que contribui para o desenvolvimento de pesquisas, projeto de estações de tratamento, otimização e treinamento, ou seja, empregando-se a modelagem é possível obter um maior controle de todo processo. Com a utilização de *softwares* computacionais para a implementação dos modelos é possível realizar a combinação de diversos parâmetros de projeto e operação, o que fornece elementos para estudar a melhor alternativa a ser eleita (GABALDON *et al.*, 1998; RIVAS; IRIZAR; AYESA, 2008).

Dentre os diversos modelos matemáticos desenvolvidos ao longo dos anos, os mais utilizados e com grande difusão no campo científico e prático são o ASM e o *Anaerobic Digestion Model* (ADM), ambos desenvolvidos e propostos pela IWA. O ASM vem sendo utilizado desde o final dos anos 80. Desde então, várias atualizações foram feitas e o modelo foi evoluindo, através da incorporação de novos processos e variáveis, chegando-se atualmente ao ASM3. No entanto, o ADM1 surgiu no ano 2002, cerca de 20 anos após o modelo para lodos ativados, com o objetivo ser uma ferramenta para a modelagem dos processos anaeróbios de digestão de esgoto e lodos. Este modelo foi concebido nos mesmos moldes do ASM, dado o grande sucesso obtido com a série ASM em anos anteriores (BATSTONE *et al.*, 2002).

Os referidos modelos são conhecidos como modelos caixa branca ou *white-box*, também denominados de modelos determinísticos. Resultam de um conjunto de equações diferenciais, que são baseados nos princípios da engenharia, significando que as equações do modelo foram desenvolvidas a partir das equações gerais de balanço de massa e outras substâncias conservativas (GEARNEY *et al.*, 2004).

A utilização dos referidos modelos tem sido possível graças aos avanços obtidos na área computacional, que tem contribuído para que a modelagem matemática seja mais um elemento empregado para um maior controle do processo. Diversos programas computacionais têm surgido nos últimos anos para a modelagem de ETEs, dentre os quais se cita: GPS-X, EFOR, AQUASIM, STOAT, SSSP e WEST. Estes programas estão sendo bastante difundidos e empregados para a otimização de ETEs, como ferramenta de controle e predição, além de

ser utilizados no treinamento de operadores (NUHOGLU; KESKINLER; YILDIZ, 2005).

2.3.1 *Activated Sludge Model*

O grupo de modelos ASM tem sido utilizado em diversos estudos que envolvem a remoção de compostos orgânicos e nutrientes em processos de tratamento de esgoto (GOKCAY; SIN, 2004; MAKINIA; ROSENWINKEL; SPERING, 2005; FURUMAI *et al.*, 2009; MANNINA *et al.*, 2011). Os modelos são apresentados no formato de uma matriz, conforme trabalho de Peterson (1965), com o objetivo de facilitar o entendimento dos processos envolvidos. Na matriz, as colunas contêm as variáveis de estado do modelo, também chamadas de componentes. Estas variáveis representam as substâncias contidas no sistema, tais como OD, NH_4^+ , DQO, entre outras. As componentes insolúveis são representados pela letra X e as componentes solúveis são representadas pela letra S. Os processos químicos e biológicos envolvidos e suas equações de reação são apresentados nas linhas da matriz.

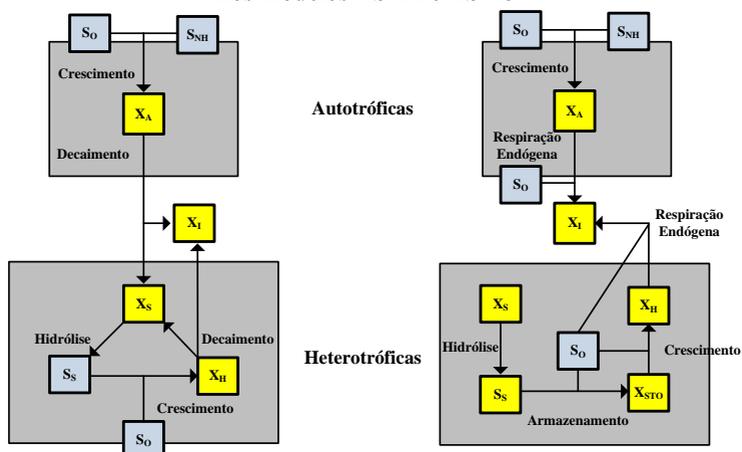
O primeiro modelo desenvolvido, denominado de ASM1, foi apresentado por Henze *et al.* (1987). Neste modelo são apresentados 8 processos biológicos e 13 componentes, que descrevem a remoção de matéria carbonácea, nitrificação e desnitrificação. A matéria orgânica é dividida em matéria orgânica biodegradável e não biodegradável. A matéria orgânica biodegradável envolve uma fração rapidamente biodegradável (S_S) e uma fração particulada lentamente biodegradável (X_S). Esta fração lentamente biodegradável, que contém moléculas complexas, passa pelo processo de hidrólise, sendo transformada na porção de fácil biodegradação (moléculas simples), tornando-se disponível para o crescimento dos organismos heterotróficos.

A inclusão da modelagem da remoção química e biológica do fósforo se deu a partir do modelo ASM2, apresentado por Gujer *et al.* (1995). Devido ao fato da remoção biológica do fósforo não ser totalmente conhecida, é deixado claro no modelo que nem todos os fenômenos podem ser observados. O modelo ASM2 possui 20 componentes e 19 processos. Em comparação ao modelo ASM1, o novo modelo passou a ter uma estrutura celular interna, descrevendo a função dos organismos acumuladores de fósforo (OAF). Além disso, dois processos foram incluídos para descrever a precipitação química do nutriente, com a utilização do hidróxido de ferro ($\text{Fe}(\text{OH})_3$). O

conhecimento da capacidade desnitrificante de alguns OAF contribuiu para que o ASM2 evoluísse para o ASM2d (HENZE *et al.*, 1999), onde dois processos passaram a estar incluídos no modelo, para a descrição da desnitrificação pelos OAF. O número de componentes não mudou para a versão mais atualizada do modelo, no entanto, passou a contar com 21 processos, dois a mais que o modelo ASM2.

Com a aplicação do ASM1, alguns erros e defeitos do modelo se evidenciaram, o que corroborou para o surgimento do modelo ASM3 (GUJER *et al.*, 1999), que veio complementar as principais carências deixadas pelo ASM1. Dentre as modificações apresentadas, as que destacam são (i) a descrição do decaimento bacteriano pelo processo da respiração endógena, que se assemelha ao fenômeno original observado e (ii) a inclusão do armazenamento interno de material celular, processo similar ao descrito pelo ASM2. No ASM3 os processos de conversões dos micro-organismos heterotróficos e autotróficos são tratados de maneira separada e para ambos os grupos o processo de decaimento é descrito de forma idêntica. No recente modelo, assume-se que todo substrato facilmente biodegradável (S_S) é primeiro consumido e armazenado como um componente celular interno (X_{STO}) utilizado para o crescimento. Na Figura 2 apresenta-se um diagrama diferenciado as abordagens para a biomassa autotrófica e heterotrófica entre os modelos ASM 1 e 3.

Figura 2. Balanço de substrato para a biomassa autotrófica e heterotrófica nos modelos ASM1 e ASM3



Fonte: Adaptado de GUJER *et al.* (1999)

Um resumo comparativo com as principais características dos modelos pertencente ao grupo ASM é apresentado na Tabela 1.

Tabela 1. Resumo comparativo dos modelos do grupo ASM

Modelo	ASM1	ASM2	ASM2d	ASM3
Nitrificação	X	X	X	X
Desnitrificação	X	X	X	X
Bio-P		X	X	
dAOP			X	
Remoção química de P		X	X	
Processos	8	19	21	12
Variáveis ou Componentes	13	20	20	13
Referência	Henze <i>et al.</i> (1987)	Gujer <i>et al.</i> (1995)	Henze <i>et al.</i> (1999)	Gujer <i>et al.</i> (1999)

2.3.2 Activated Sludge Model n° 3

O modelo ASM3 tem sido muito utilizado na modelagem do tratamento de esgoto, devido à sua facilidade de aplicação, calibração e por corrigir carências contidas no primeiro modelo proposto, o ASM1 (GERNAEY *et al.*, 2004). Desde que foi proposto, o ASM3 tem sido utilizado para a obtenção de parâmetros de operação e projeto de ETE, definição de estratégias de controle e otimização de processos (BEUN; HEIJNEN; VAN LOOSDRECHT, 2001; WLCHERN *et al.*, 2003; MAKINIA; ROSENWINKEL; SPERING, 2005; FERRAI; GUGLIELMI; ANDREOTTOLA, 2010; JANUS; ULANICKI, 2010).

2.3.2.1 Variáveis do Modelo ASM3

➤ Definição dos Componentes Solúveis

S_0 - Oxigênio Dissolvido (OD) - Concentração de OD dentro do reator.

S_I - Matéria Orgânica Solúvel Inerte - Conforme o modelo ASM3, o processo de hidrólise das substâncias particuladas (X_S) gera a S_I . Este material orgânico inerte não consegue ser degradado em ETE.

S_S - Substrato Orgânico Facilmente Biodegradável - Fração de DQO solúvel que está diretamente disponível para ser utilizada pelos

organismos heterotróficos para seu crescimento. Primeiramente o S_s é consumido e então armazenado em forma de produtos celular (X_{STO}).

S_{NH_4} - Amônio + Nitrogênio Amoniacoal ($NH_4^+ - N + NH_3-N$) - Para o balanço de cargas iônicas, assume-se S_{NH_4} como sendo todo amônio.

S_{N_2} - N_2 (Nitrogênio Gasoso) - No modelo, considera-se o nitrogênio gasoso é produto somente do processo de desnitrificação. S_{N_2} pode ser sujeito de trocas gasosas, em paralelo com S_0 .

S_{NO} - Nitrato + Nitrito (NO_3-N+NO_2-N) - Este componente é compreendido no modelo para abranger nitrato e nitrito, desde que nitrito não seja incluído como um componente do modelo, como é o caso de modelos que descrevem as duas etapas da nitrificação.

S_{ALK} - Alcalinidade (HCO_3^-) – Para aproximar a conservação das cargas iônicas nos processos biológicos, a alcalinidade é inserida como componente do ASM3. Através dela, obtém-se também uma indicação inicial de possíveis condições de pH que poderia inibir alguns processos biológicos.

➤ *Definição dos Componentes Particulados*

X_I - Material Orgânico Inerte Particulado - Este material orgânico pode ser proveniente de uma fração afluyente ao sistema e/ou também pode ser produto do decaimento da biomassa. Corresponde a fração de matéria orgânica que não consegue ser degradada no sistema de tratamento.

X_S - Substrato Lentamente Biodegradável – Estes substratos se caracterizam por possuir alto peso molecular e devem ser submetidos ao processo de hidrólise para estarem disponíveis para a degradação, ou seja, serem transformados em S_s .

X_H - Organismos Heterotróficos – São organismos responsáveis pela hidrólise de substratos particulados. Utilizam substratos orgânicos sob condições ambientais relevantes. Seu crescimento pode ocorrer por

via aeróbia em condições anóxicas. Os produtos são armazenados sob a forma de polihidroxialcanoatos (PHA) ou glicogênio.

X_{STO} - Produto de armazenamento celular interno de organismos heterotróficos. Inclui PHA, glicogênio, etc. Ocorre somente associado com os organismos heterotróficos.

X_A - Organismos nitrificantes - São os organismos responsáveis pelo processo de nitrificação. São obrigatoriamente aeróbios. Neste modelo, não é considerado o processo de nitrificação na oxidação da amônia a nitrato.

X_{SST} - Sólidos Suspensos Totais – Os sólidos são incluídos no modelo, para que a sua concentração seja obtida por meio de valores estequiométricos.

2.3.2.2 Processos Utilizados no Modelo ASM3

No modelo ASM3 apenas os processos de transformação microbiológica são considerados, a saber:

1) *Hidrólise* - Processo no qual todo substrato lentamente biodegradável (X_S) presente no efluente a ser tratado, torna-se pronto para ser biodegradável. No modelo, é assumido que a hidrólise é ativa de forma independente de doador de elétrons.

2) *Armazenamento Aeróbio de Substrato Facilmente Biodegradável* - Neste processo é descrito o armazenamento de substrato facilmente biodegradável (S_S) na forma de produto celular interno (X_{STO}). A energia que é requerida neste mecanismo bioquímico é obtida através da respiração aeróbia. Considera-se neste processo que todo substrato é primeiramente convertido como material de armazenamento interno e depois é assimilado à biomassa. Esta consideração não corresponde fielmente ao que ocorre realmente, no entanto, devido à ausência de um modelo que considere os mecanismos de assimilação e dissimilação, esta consideração é aceitável para descrever o fluxo do substrato até o armazenamento.

3) *Armazenamento Anóxico de Substrato Facilmente Biodegradável* - Semelhante ao processo anterior, mas a energia

requerida é fornecida através da desnitrificação. Apenas uma parte dos organismos heterotróficos é capaz de realizar a desnitrificação.

4) *Crescimento Aeróbio da Biomassa Heterotrófica* - Para simplificar a aplicação do ASM3, considera-se que neste processo todo substrato disponível para crescimento dos organismos heterotróficos consiste inteiramente de produtos de armazenamento celular (X_{STO}).

5) *Crescimento Anóxico da Biomassa Heterotrófica* - Processo semelhante ao crescimento aeróbio da biomassa heterotrófica, no entanto a respiração é baseada na desnitrificação. A taxa de desnitrificação é mais lenta quando comparada com a respiração aeróbia.

6) *Respiração Endógena Aeróbia* - Este processo descreve todas as formas de perda de biomassa e de energia requerida não associadas com o crescimento, considerando a respiração relacionada sob condições aeróbias: decaimento, respiração endógena, predação, lise celular, morte, etc.

7) *Respiração Endógena Anóxica* - Idem a anterior, porém a respiração endógena anóxica ocorre em uma taxa mais lenta.

8) *Respiração Aeróbia de Produtos de Armazenamento* - Processo análogo à respiração endógena. Isto assegura que os produtos de armazenamento decaem juntamente com a biomassa.

9) *Respiração Anóxica de Produtos de Armazenamento* - Semelhante ao processo aeróbio, mas sob condições de desnitrificação.

10) *Crescimento Aeróbio da Biomassa Autotrófica* - Crescimento dos micro-organismos autotróficos (nitrificantes) em condições aeróbias.

11) *Respiração Endógena Aeróbia da Biomassa Autotrófica* - Descrição do processo de perda da biomassa autotrófica. Idem ao item 6.

12) *Respiração Endógena Anóxica da Biomassa Autotrófica* - Semelhante ao anterior, no entanto ocorre em condição anóxica e em uma velocidade menor.

No Anexo A são apresentadas as expressões para os processos do modelo. A matriz estequiométrica do modelo ASM3 é apresentada no Anexo B. Nas colunas estão representados os componentes solúveis e particulados, e nas linhas os respectivos processos que descrevem a remoção de matéria orgânica e nitrogênio.

2.3.2.3 Restrições do Modelo ASM3

Segundo Gujer *et al.* (1999), o modelo ASM3 apresenta as seguintes restrições para a sua aplicação:

- O modelo foi desenvolvido para ser aplicado apenas para o tratamento de esgoto sanitário, não sendo recomendado que o mesmo seja utilizado para estações que tratem em conjunto águas residuárias oriundas de processos industriais;
- Recomenda-se que o modelo seja utilizado para estações de lodos ativados e suas variantes, sendo que o mesmo não apresenta processos que descrevem condições anaeróbias;
- O ASM3 foi desenvolvido com base em experiências para uma faixa de temperatura de 8 a 23 °C. Valores fora desta faixa podem conduzir a resultados insatisfatórios;
- O desenvolvimento do modelo ASM3 é baseado em experiências com pH variando de 6,5 a 7,5. Quando se esperam valores inferiores a esta faixa, deve ser fornecida a alcalinidade a bicarbonato;
- Não consegue lidar com altas concentrações de nitrito e com sistemas que apresentam baixa idade do lodo (θ_c), ou seja, $\theta_c < 1$ dia.

2.4 REATORES EM BATELADAS SEQUENCIAIS

Os reatores operados em bateladas sequenciais (RBS) não são tecnologias empregadas recentemente para o tratamento de esgotos domésticos. Vários reatores com este princípio de operação estiveram em uso entre 1914 e 1920. Até mesmo a versão original do sistema de lodos ativados operava em bateladas sequenciais, sendo que a criação do

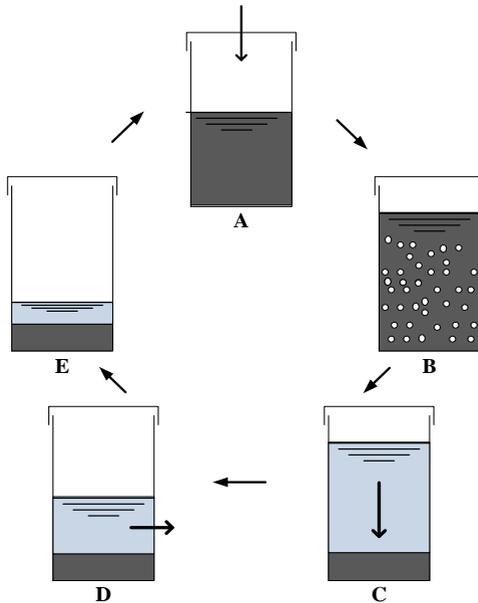
RBS ocorreu em 1914, e é conferida a Arder e Lockett (SANTOS; CYBIS; GEHLING, 2006).

No entanto, o uso da tecnologia em bateladas não obteve êxito durante boa parte do século passado devido a fatores como a falta de mão de obra para a operação de reatores e a ausência de tecnologia que permitisse a automação do sistema. Com isto, os sistemas que operam em fluxo contínuo foram sendo mais difundidos (SANTOS; CYBIS; GEHLING, 2006). Com o desenvolvimento de novas tecnologias e equipamentos, aos poucos os RBS começaram a ganhar espaço no tratamento de esgotos domésticos e efluentes industriais (BAOZHEN et al., 1998; KARGI; UYGUR, 2003; DEBIK; MANAV, 2009).

A operação dos RBS promove condições para que haja a remoção biológica do nitrogênio, através da nitrificação e desnitrificação, e fósforo, através da biodesfosfatação, além da remoção de matéria orgânica. A partir das estratégias operacionais adotadas, promovem-se condições aeróbias, anóxicas e anaeróbias, que contribuem para ação dos micro-organismos que atuam nesses processos biológicos.

Os RBSs constituem em um sistema de mistura completa, onde ocorrem as seguintes fases sequenciais dentro de um único tanque: (i) fase de enchimento, onde ocorre a alimentação do reator; (ii) fase de aeração, na qual é promovida a aeração da biomassa no sistema; (iii) fase de sedimentação, sucede-se a sedimentação dos sólidos em suspensão; (iv) descarga do efluente, corresponde a saída do efluente clarificado e; (v) fase de repouso ou ajustes, utilizada para o ajuste do tempo entre o final de um ciclo e o início do outro (JORDÃO; PESSÔA, 2009). Por meio do controle destas fases, é possível a definição de um período anaeróbio e anóxico, para a promoção da desnitrificação e remoção biológica de fósforo, e até mesmo a nitrificação e desnitrificação simultânea, na fase aeróbia. A representação esquemática das fases de operação de um RBS é mostrada na Figura 3.

Figura 3. Fases de operação de um RBS. (A) Enchimento (B) Reação (C) Sedimentação (D) Retirada (E) Repouso



O número de ciclos e o tempo de duração de cada fase são determinados, conforme Gerardi (2010), pela quantidade de água residuária a ser tratada, a carga poluente aplicada, o nível de eficiência requerida e o número de reatores disponíveis operando em paralelo na estação de tratamento. O autor complementa que o aumento da vazão afluyente diminui o tempo de tratamento e aumenta o número de ciclos diários. O aumento da carga poluente aplicada implica em um maior tempo de tratamento e diminuição do número de ciclos diários. A alta necessidade de eficiência na remoção de nitrogênio e fósforo demanda maior tempo de tratamento e consequentemente diminui o número de ciclos operacionais diários.

A utilização de reatores em bateladas possui diversas vantagens visto que o projeto e operação dos reatores são simples e as características do processo operacional permitem uma maior flexibilidade dos ciclos de operação. No entanto, as desvantagens desses reatores estão associadas há descontinuidade na descarga do efluente final, pelo fato do sistema operar em bateladas; exigência alto nível de manutenção, quando comparados a outros sistemas; mecanismos de

controle do processo mais sofisticados e consumo de energia para promover a mistura da biomassa e a aeração dentro do reator (GRADY; DAIGGER; LIM, 1999).

2.4.1 Reatores em Bateladas Sequenciais com Grânulos Aeróbios (RBSG)

O processo de granulação pode ser classificado como sendo anaeróbio e aeróbio. O processo de granulação anaeróbia foi descoberto pela primeira vez no final dos anos 70, século passado, em um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (do inglês *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* - UASB) aplicado ao tratamento de efluente industrial (LETTINGA *et al.*, 1980).

A granulação aeróbia passou a ser desenvolvida a partir dos anos 90 e foi reportada pela primeira vez por Mishima e Nakamura (1991), que utilizaram um reator aeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (*Aerobic Upflow Sludge Blanket* - AUSB) para o tratamento de esgoto sanitário no Japão. Foram obtidos no estudo grânulos com diâmetros variando de 2 a 8 mm.

O emprego do RBS para o desenvolvimento de grânulos aeróbios foi estudado inicialmente por Morgenroth *et al.* (1997). O processo de granulação foi obtido aos 40 dias de operação do reator. A partir disto, outros estudos foram realizados utilizando RBS para a granulação aeróbia, corroborando para a consolidação desta tecnologia (BEUN *et al.*, 1999; DANGCONG *et al.*, 1999). Atualmente, devido à hidrodinâmica do RBS e as condições proporcionadas, tais como regime de alimentação, sedimentação das partículas, entre outros, os estudos de formação de grânulos aeróbios têm sido reportados apenas nestes tipos de reatores

2.5 GRÂNULOS AERÓBIOS

A definição de grânulos aeróbios foi proposta no 1st. *International Water Association Workshop Aerobic Granular Sludge*, realizado em Munique no ano de 2004. Grânulos aeróbios são “agregados de origem microbiana, que não coagulam sob reduzidas forças hidrodinâmicas, e que sedimentam significativamente mais rápidos que os flocos de lodos ativados” (DE KREUK *et al.*, 2005a).

O grande interesse pela aplicação do lodo granular aeróbio ao invés do lodo flocular no tratamento de águas residuárias é devido às

vantagens que aqueles apresentam quando comparado a estes. Vários estudos têm apontado que:

(1) Os grânulos aeróbios possuem estrutura física regular, esférica e densa. Quando comparado com lodo flocular, observa-se que o lodo granular apresenta uma forma elíptica ou esférica (TAY; LIU; LIU, 2001a). Há diversos fatores que contribuem para a formação de grânulos com as características citadas, entretanto, em estudo realizado pelos autores, observou-se que grânulos com forma mais regular e mais compacto são obtidos quando são aplicadas forças de cisalhamento mais altas;

(2) Ótima sedimentabilidade, o que contribui para que o lodo seja separado do líquido (DANGCONG *et al.*, 1999). A velocidade de sedimentação dos grânulos esta sujeita ao tamanho dos mesmos e da sua densidade, e pode alcançar de 50 a 90 $\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$ (GAO *et al.*, 2011). No entanto, várias velocidades de sedimentação têm sido encontradas, tal como obtidas por Xiao, Yang e Li (2008) que estudaram a formação de grânulos aeróbios em dois RBS com dois valores de pH e obtiveram grânulos com velocidade de 13,68 a 115 $\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$. Outro parâmetro que indica a boa sedimentabilidade dos grânulos aeróbios é o Índice Volumétrico de Lodo (IVL). Gao *et al.* (2011) afirmam que valores abaixo de 80 $\text{mL}\cdot\text{g}^{-1}$ são encontrados para os grânulos aeróbios. Para Grady Jr., Daiger e Lim (1999), quando o lodo possui IVL abaixo de 80 $\text{mL}\cdot\text{g}^{-1}$, significa que o mesmo possui excelente capacidade de sedimentação;

(3) A capacidade de tolerar cargas tóxicas tem contribuído para que os grânulos aeróbios sejam aplicados no tratamento de efluentes com compostos químicos tóxicos, tais como fenóis, clorofenóis, corantes e metais pesados (JIANG; TAY; TAY, 2002; LIU; SHU; TAY, 2003; TAY; JIANG; TAY, 2004);

(4) Os reatores com grânulos aeróbios permitem que haja uma alta retenção da biomassa. Isto implica dizer que a transformação dos contaminantes ocorre de maneira rápida, altamente concentrada ou grandes volumes de resíduos pode ser tratados em reatores que ocupam uma pequena quantidade de espaço (LIU; TAY, 2002);

(5) Outra vantagem conferida aos reatores que operam com biomassa granular é a capacidade de suportar altas cargas orgânicas. Devido à sua capacidade de alta retenção da biomassa, os grânulos aeróbios podem suportar altas cargas orgânicas (MOY *et al.*, 2002). Estudos demonstraram a formação de grânulos aeróbios numa faixa de carga orgânica de 2,5 a 15 $\text{kg DQO m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ (LIU, 2006).

2.5.1 Formação dos grânulos aeróbios

A granulação aeróbia consiste em um processo de autoimobilização celular para a formação de agregados estáveis e multicelulares. Diversos estudos têm demonstrado que o processo de formação de grânulos aeróbios ocorre de maneira gradual, partindo de flocos de lodos ativados (inóculo), formando-se pequenos agregados microbianos, que posteriormente dão origem a um lodo com formato granular e finalmente grânulos maduros e compactos (LIU, 2006). Este processo de formação é afetado por diversos fatores operacionais, ambientais e da configuração do reator, cujos são representados na Figura 4.

Figura 4. Fatores que afetam o processo de granulação aeróbia



a) Configuração do reator

A configuração do reator influencia no fluxo do líquido e na formação dos agregados microbianos. A formação de grânulos aeróbios tem sido reportada ocorrendo principalmente em RBS (MORGENROTH *et al.*, 1997; BEUN *et al.*, 1999, VAL DEL RÍO *et al.*, 2012). Em reatores com esta configuração, é possível obter uma alta relação entre altura e diâmetro (H/D), o que contribui de forma positiva para a seleção dos agregados, visto que a velocidade de sedimentação é importante critério de seleção (BEUN *et al.*, 1999). Gao *et al.*(2008)

verificaram que o efeito da relação H/D foi significativa no processo de granulação aeróbia. A granulação levou menos tempo para ocorrer em reator com elevada H/D. Em RBS que apresenta configuração do tipo coluna, o ar ou o líquido estão sujeitos a um fluxo ascensional, o que cria um fluxo circular homogêneo e vórtices ao longo do eixo do reator. Esta condição permite que os agregados microbianos estejam sob constante atrito hidráulico. Termodinamicamente, este fluxo circular facilita para que tais agregados possuam forma regular e apresentem uma superfície com energia livre (LIU & TAY, 2002).

b) Força de cisalhamento

A força de cisalhamento hidrodinâmica, que é gerada devido à aeração do sistema e geralmente medida em termos de velocidade superficial ascensional de gás, é um dos parâmetros operacionais mais relevantes para a formação dos grânulos aeróbios (ZHANG *et al.*, 2011a). Tay, Liu e Liu (2001b) estudaram os efeitos da força de cisalhamento hidrodinâmica na formação e estrutura dos grânulos aeróbios em um RBS e verificaram que grânulos compactos e regulares foram formados quando aplicadas velocidades superficiais de ar maiores que $1,2 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$. Para velocidades menores a esta, não se logrou êxito na formação de grânulos. De acordo com os autores, há um efeito positivo entre a força de cisalhamento na produção de polissacarídeos, na taxa de consumo de oxigênio específica, na hidrofobicidade da superfície celular e na gravidade específica dos grânulos. Os polissacarídeos possuem papel fundamental na granulação, pois podem mediar a coesão e a adesão das células, o que implica na manutenção da estrutura e integridade de uma comunidade celular.

c) Tempo de sedimentação

Dentre os fatores operacionais que afetam o processo de formação de grânulos aeróbios, o tempo de sedimentação pode ser considerado um dos mais decisivos (LIU *et al.*, 2009). Em um RBS, a fase de sedimentação atua como um processo de seleção da biomassa. A separação dos grânulos e flocos em um RBS ocorre utilizando-se a diferença existente nas velocidades de sedimentação entre os grânulos (rápida sedimentação da biomassa) e dos flocos (lenta sedimentação da biomassa) (ARROJO *et al.*, 2004). Aplicando-se curtos tempos de sedimentação, ou seja, selecionando-se a biomassa com alta velocidade

de sedimentação, é possível obter grânulos aeróbios no reator (BEUN *et al.*, 1999). Quando são aplicados longos tempos de sedimentação, a biomassa com baixa sedimentabilidade não é retirada do reator e ela pode competir por nutrientes com a biomassa formadora dos grânulos, com melhor sedimentação (LIU Y *et al.*, 2005; NI *et al.*, 2009).

d) Período de presença e ausência de substrato

Em um RBS, a fase de aeração pode ser dividida em dois períodos: período de presença substrato, onde ocorre a degradação pelos micro-organismos, e o período de ausência de substrato (no inglês *feast-famine regime*). Este período de alternância de substrato no reator pode corroborar para o processo de granulação. Segundo Tay, Liu e Liu *et al.* (2001a), a fase de ausência de substrato desencadeia de forma efetiva a agregação microbiana e fortalece a interação entre as células contribuindo para a formação de agregados densos. Isto decorre do fato de que as bactérias se tornam hidrofílicas na ausência de substrato.

e) Inóculo

A granulação aeróbia em RBS tem sido obtida através da autoimobilização celular quando utilizado lodo flocular como inóculo. Até o presente momento há poucas informações sobre o papel do inóculo no processo de formação de grânulos (LIU; TAY, 2004). Conforme acrescenta os autores, as propriedades do inóculo que podem influenciar na granulação são: as características macroscópicas, sedimentabilidade, propriedades da superfície do lodo e a atividade microbiana.

f) Presença de íons divalentes

Os efeitos positivos da presença de íons metálicos divalentes no processo de granulação têm sido provados por diversos autores (JIANG *et al.*, 2003; REN *et al.*, 2008; LI *et al.*, 2009). Estes íons atuam como uma ponte que liga grupos com cargas negativas presentes na superfície das bactérias e/outras moléculas de polissacarídeos, aderindo uma bactéria a outra formando agregados (JIANG *et al.*, 2003).

g) Carga orgânica aplicada

Os efeitos da carga orgânica sobre a granulação aeróbia têm sido estudados por vários autores (MOY *et al.*, 2002; TAY *et al.*, 2004; WANG *et al.*, 2009; NI *et al.*, 2009). Grânulos aeróbios são obtidos facilmente quando aplicadas altas cargas orgânicas. Moy *et al.* (2002) demonstraram a possibilidade de formar grânulos aeróbios para cargas aplicadas de 6 a 15 kg DQO·m⁻³·d⁻¹. A granulação obteve sucesso também para cargas numa faixa de 4 a 8 kg DQO·m⁻³·d⁻¹ (TAY *et al.*, 2004). No estudo realizado por estes autores, não foi possível obter grânulos quando aplicadas cargas de 1 e 2 kg DQO·m⁻³·d⁻¹. No entanto, utilizando um RBS em escala piloto para o tratamento de esgoto sanitário com baixa concentração de carga orgânica (DQO <200 mg·L⁻¹), Ni *et al.* (2009) evidenciaram que a granulação aeróbia foi possível e que os principais fatores a ser considerados para promover a granulação para águas residuárias com esta característica são o percentual de troca volumétrica e o tempo de sedimentação.

h) Composição do substrato

A formação de grânulos aeróbios em RBS tem sido reportada a partir de uma gama de substratos, dentre os quais acetato, glicose, etanol, fenol, efluentes industriais e esgoto sanitário (HAILEI *et al.*, 2006; SCHWARZENBECK; BORGES; WILDERER, 2005; BEUN *et al.*, 1999; NI *et al.*, 2009; LIU; YANG; TAY, 2003; CHIU *et al.*, 2005; TAY *et al.*, 2001). A granulação aeróbia não é um processo que depende do tipo de substrato utilizado, no entanto, sabe-se que a composição do substrato pode influenciar na estrutura e na diversidade microbiológica dos grânulos. Tay *et al.* (2001a) constataram que os grânulos aeróbios formados com a utilização de glicose como substrato principal possuem estrutura filamentosa, enquanto que com a utilização de acetato como fonte de matéria orgânica em RBS, os grânulos apresentaram estrutura não filamentosa e mais compacta.

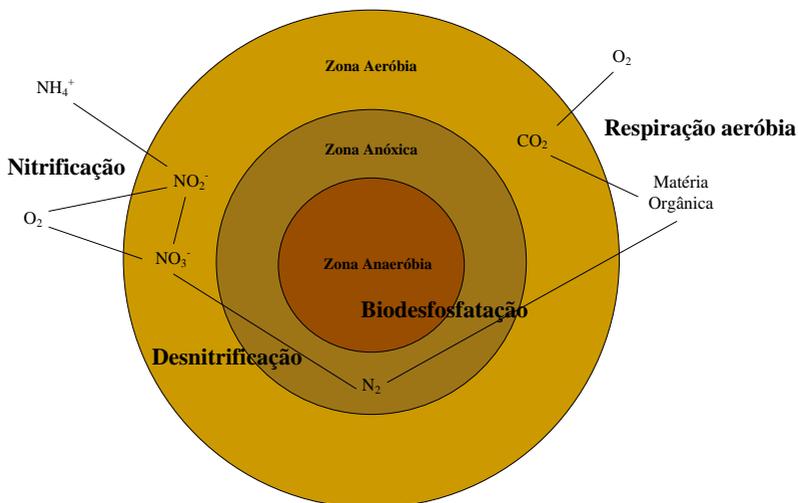
2.5.2 Remoção de Matéria Orgânica Carbonácea e Nutrientes em Grânulos Aeróbios

Devido ao seu tamanho, no interior dos grânulos aeróbios existe um gradiente de oxigênio dissolvido que cria um perfil redox em três distintas zonas. A primeira zona é uma zona aeróbia, seguida por uma

zona anóxica e uma zona anaeróbia (Figura 5). Esta configuração ocasionada pela difusão do oxigênio permite o crescimento de bactérias nestas zonas, o que corrobora para a ocorrência da remoção de matéria orgânica carbonácea, nitrogênio e fósforo.

Os micro-organismos que realizam a oxidação da matéria orgânica localizam-se na parte mais externa dos grânulos. Um pouco mais profundo estariam as bactérias nitrificantes e no interior dos grânulos, onde não há a penetração do oxigênio ou a concentração deste é muito baixa, estariam as bactérias desnitrificantes. A distribuição da biomassa autotrófica é influenciada pela concentração de OD dentro do reator, e consequentemente a localização da biomassa influencia na remoção de nitrogênio. Para que ocorra o processo de desnitrificação, é necessária a ausência de oxigênio, presença de NO_3^- e a disponibilidade de matéria orgânica (DQO). A ausência de oxigênio é obtida diminuindo-se a concentração de OD no reator a um nível em que seja permitida a ocorrência da nitrificação nas camadas mais externas dos grânulos. Desta forma, o OD do interior dos grânulos é consumido pelo processo de nitrificação, permitindo que a desnitrificação ocorra no centro dos grânulos. Já a disponibilidade de matéria orgânica é alcançada através da alimentação descontínua do reator (BEUN; HEIJNEN; VAN LOOSDRECHT, 2001).

Figura 5. Combinação de processos no interior dos grânulos



Fonte: Adaptado de Campos *et al.* (2009)

Em reatores de grânulos aeróbios onde a alimentação ocorre de maneira descontínua, ou seja, a matéria orgânica é suprida apenas no início do ciclo operacional, a alta concentração do substrato no meio líquido faz com que este penetre em direção ao interior dos grânulos aeróbios. A matéria orgânica consegue uma penetração maior do que oxigênio. Nas camadas mais externas dos grânulos, durante o período com a presença de substrato (*feast period*), oxigênio é rapidamente consumido para ser utilizado nos processos de crescimento, armazenamento de substrato e nitrificação. O armazenamento de matéria orgânica como polihidroxibutirato ou PHB e o crescimento ocorrem aerobicamente no exterior dos grânulos ou por via anóxica no interior dos agregados microbianos. Durante o período sem substrato externo disponível (*famine period*), ocorre o crescimento utilizando o PHB armazenado. O nitrato produzido pode ser simultaneamente desnitrificado dentro do grânulo utilizando o PHB como doador de elétrons (BEUN; HEIJNEN; VAN LOOSDRECHT, 2001).

Com base nos resultados apresentados por diversos autores verifica-se que a utilização de RBS com biomassa granular tem sido uma boa alternativa para a remoção simultânea de DQO, nitrogênio e fósforo de diferentes tipos de efluentes tratados (SCHWARZENBECK; BORGES; WILDERER, 2005; DE KREUK; HEIJNEN; VAN LOOSDRECHT, 2005b; WANG *et al.*, 2009; JUNGLES *et al.*, 2011; COMA *et al.*, 2011).

2.5.3 Modelagem de RBS com Grânulos Aeróbios no Tratamento de Águas Residuárias

Concomitantemente ao desenvolvimento da tecnologia de RBS com biomassa granular, diversos estudos utilizando modelos matemáticos para a descrição de inúmeros fatores que afetam a processo de granulação, dinâmica dos micro-organismos, armazenamento de substrato e remoção de nutrientes foram desenvolvidos ao longo dos últimos anos (YANG *et al.*, 2004; XAVIER *et al.*, 2007; NI; YU, 2008a, b; NI; YU; SUN, 2008). A aplicação e desenvolvimento de modelos matemáticos no tratamento de águas residuárias em reatores de biomassa granular aeróbia foram desenvolvidos tendo como base modelos do grupo ASM. Estes estudos estiveram voltados para a descrição dos processos bioquímicos envolvidos em relação à remoção de substratos, assim como melhor compreender o processo de granulação.

Para simular a conversão de nitrogênio e compostos orgânicos em um RBSG, Su e Yu (2006a,b), estabeleceram um modelo que envolveu todos os processos biológicos, fatores hidrodinâmicos do reator, transferência de oxigênio e difusão. Para isso, utilizou-se o modelo ASM1, com algumas modificações considerando as particularidades dos reatores em bateladas e a diferença entre grânulos e flocos de lodos. O modelo desenvolvido descreveu bem os resultados através das simulações realizadas, demonstrando ser uma ótima ferramenta de predição.

Objetivando avaliar os efeitos da concentração de OD e diversas condições operacionais no desempenho da remoção de nitrogênio em um reator *airlift* operado em bateladas sequenciais (RBSA), Beun, Heijnen e Van Loosdrecht (2001) desenvolveram um modelo para direcionar a investigação. O modelo foi implementado no programa AQUASIM e baseou-se em um balanço de equações relacionadas com processos de conversão e transporte. Os processos de conversão foram descritos utilizando parâmetros cinéticos e estequiométricos oriundos de estudos anteriores realizados pelos autores e suplementados com os parâmetros do ASM3. Por meio das simulações realizadas no presente estudo, verificou-se que a concentração de OD possui um efeito importante no desempenho do RBSA em relação à remoção de nitrogênio. A presença do O_2 é necessária para que ocorra o processo da nitrificação, no entanto, atua diminuindo o processo da desnitrificação. Foi verificado também que a presença da biomassa autotrófica é influenciada pela concentração de OD no reator. Das simulações realizadas pelo modelo, o valor ideal para a concentração de OD deve ser em torno de 40% da saturação.

Utilizando o mesmo modelo aplicado pelos autores acima, de Kreuk *et al.* (2007) simularam a remoção de nutrientes, nitrogênio e fósforo, em um RBSG. Para simular a remoção de fosfato no RBSG, que ocorre devido ao lento crescimento dos organismos acumuladores de fosfato (OAP) dentro dos grânulos aeróbios, o modelo foi estendido para serem incorporados os processos de conversão envolvendo o fosfato, conforme os modelos desenvolvidos para lodos ativados, segundo Hao *et al.* (2001) e Meijer (2004). Para a realização das simulações, utilizou-se também o programa AQUASIM. Observou-se que as taxas de conversão de diferentes componentes e conseqüentemente a eficiência na remoção de nutrientes são dependentes da profundidade de penetração do oxigênio no grânulo aliada com a posição da biomassa autotrófica. A eficiência da remoção

de nitrogênio é determinada pela relação entre o volume aeróbio e anóxico no grânulo, sendo isso demonstrado nos modelos de simulação com variação da concentração de oxigênio, temperatura e tamanho do grânulo.

A simulação do crescimento dos micro-organismos autotróficos e heterotróficos em um RBSG, utilizando o modelo ASM3 com modificações no programa AQUASIM foi desenvolvida por Ni, Yu e Sun (2008). Neste modelo implementado, considerou-se que o crescimento e armazenamento utilizando os substratos orgânicos ocorrem de forma simultânea, diferente da consideração proposta pelo ASM3.

O modelo ASM3 com adaptações foi utilizado em estudo realizado por Fang *et al.* (2009), cujo objetivo foi o de modelar o processo de nitrificação, considerando as duas etapas, ou seja, a nitrificação e a nitratação, em grânulos aeróbios, realizada pelas bactérias oxidadoras de amônia (BOA) e bactérias oxidadoras de nitrito (BON). Os autores utilizaram testes respirométricos e técnica de FISH para análises dos micro-organismos. Os processos biológicos de transformação de nitrogênio foram descritos utilizando parâmetros cinéticos e estequiométricos de Gujer *et al.* (1999) e Moussa *et al.* (2005). O modelo desenvolvido no estudo simulou bem a TCO e a cinética de conversão do nitrogênio, além de ter previsto a quantidade de oxigênio necessária para as BOA e as BON presentes nos grânulos aeróbios.

O modelo ASM3 com modificações considerando a utilização simultânea dos substratos orgânicos para crescimento e armazenamento em RBSG foi utilizado por Vázquez-Padín *et al.* (2010) e Zhou *et al.* (2013). Em ambos os estudos, a nitrificação e a desnitrificação foram desenvolvidas em duas etapas, ou seja, considerando o nitrito como produto intermediário.

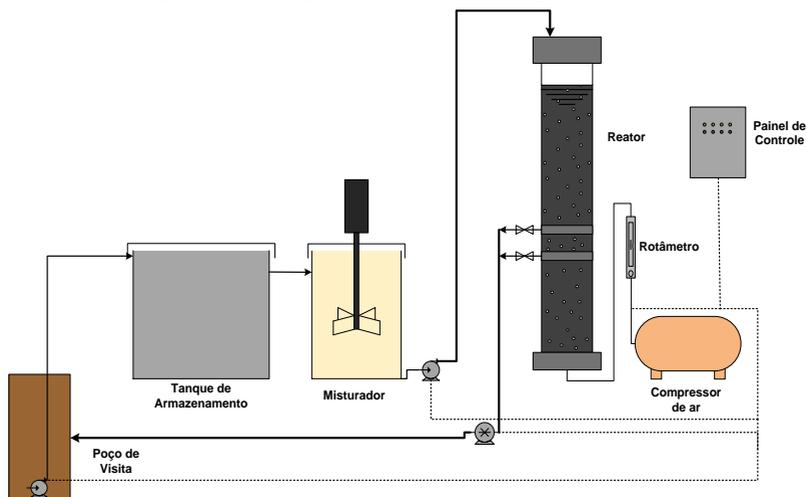
3 MATERIAIS E MÉTODOS

O estudo foi desenvolvido no Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU), do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (ENS) da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC).

3.1 SISTEMA EXPERIMENTAL

O sistema experimental utilizado, e instalado nas dependências do LABEFLU, anexo ao Restaurante Universitário da UFSC, foi composto pelos sistemas de captação de esgoto bruto e descarte de efluente tratado, tanques armazenadores, reator piloto, compressor de ar, medidor de vazão de ar (rotâmetro) e sistema de automação. A configuração geral do sistema pode ser vista na Figura 6.

Figura 6. Configuração do sistema experimental

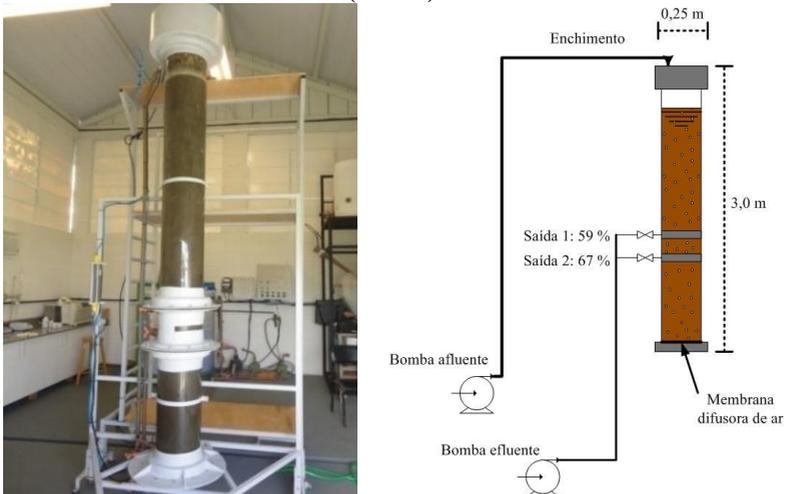


O esgoto sanitário que alimentou o sistema provinha da rede coletora de esgotos do bairro Pantanal, na cidade de Florianópolis – SC. Uma bomba submersa instalada em um poço de visita pertencente à Companhia Catarinense de Águas e Saneamento (CASAN) captava o esgoto sanitário. Este era encaminhado a um tanque de armazenamento de acrílico com capacidade de 5 m^3 . Com a finalidade de reter materiais

sólidos que pudessem prejudicar o funcionamento do sistema de captação, instalou-se a bomba submersa dentro de um tubo de PVC, que possui furos de 0,01 m de diâmetro. Após o tanque de armazenamento, o esgoto seguia por gravidade a um tanque intermediário, com volume de 1 m³. Um misturador mecânico era instalado neste tanque intermediário era acionado a cada 30 minutos pelo período de 30 segundos, assim como um sistema de recirculação do esgoto, objetivando a renovação do substrato utilizado e evitar o acúmulo de sólidos no fundo do recipiente. Deste tanque intermediário, o esgoto era encaminhado por bombeamento para dentro do reator, em cada período de enchimento de cada ciclo operacional. Ao final do tratamento, o efluente tratado era bombeado para descarte a um ponto à jusante da captação, na rede coletora da CASAN.

O Reator em Bateladas Sequenciais de Grânulos Aeróbios (RBSG) foi construído em coluna cilíndrica de acrílico transparente, apresentando as seguintes dimensões: 3,0 m de altura e 0,25 m de diâmetro interno (Figura 7).

Figura 7. Reator Piloto: imagem da coluna (esquerda) e esquema gráfico (direita)



A coluna foi projetada para que fosse utilizada uma altura de 2,5 m e dois percentuais de trocas volumétricas, de 60 e 70%, no entanto, após a inoculação do reator devido a alta vazão de ar aplicada, houve muita formação de espuma e o extravasamento desta pela parte superior

da coluna, transportando muitos sólidos. Optou-se por reduzir a altura útil para prevenir a perda de sólidos, e uma altura útil para o tratamento é de 2,37 m passou a ser utilizada, o que corresponde a um volume útil de 0,1163 m³. Com esta redução, os percentuais de troca volumétrica passaram a ser de 59% e 67%.

Para a aeração do reator, utilizou-se um compressor de ar (marca *Air Pump* – Modelo EL – 100) que enviava ar comprimido para o interior do reator. Para obtenção de bolhas finas, o ar passava por um difusor circular de membrana. Além destas componentes, o sistema de aeração foi composto por filtros, válvulas reguladoras e um rotâmetro, sendo que este permitia a medição e o controle da vazão de ar aplicada ao reator.

O funcionamento dos equipamentos é automatizado através de um controlador lógico programável (CLP) (marca SIEMENS) localizado em um painel de comandos elétricos. Por meio do CLP, foram controladas a duração de cada fase do ciclo operacional do reator, o acionamento e desligamento das bombas de entrada/saída de esgoto e do compressor de ar. O controle do nível de enchimento e esvaziamento do reator é realizado através de sensores de níveis e de referência instalados dentro do reator. Estes sensores estão conectados ao CLP.

3.2 INOCULAÇÃO DO REATOR

O RBSG foi inoculado com lodo ativado proveniente do tanque de recirculação de lodo de uma estação de tratamento de esgoto da cidade de Florianópolis – SC. O lodo utilizado como inóculo apresentou uma concentração de sólidos suspensos totais (SST) de 3,7 g·L⁻¹ e um índice volumétrico de lodo (IVL₃₀) de 297 mL·g⁻¹. Não foi realizado nenhum teste para analisar a atividade biológica do lodo utilizado como inóculo. Foram utilizados 40 L de lodo ativado na inoculação do RBSG.

3.3 OPERAÇÃO DO REATOR

A operação do reator ocorreu em regime de ciclos, compostos pelas seguintes fases: enchimento estático (não ocorre agitação e nem aeração), reação aeróbia, sedimentação e descarga. Após a inoculação, o RBSG foi operado em sucessivos ciclos de 4 horas durante 238 dias. Durante o período inicial de partida do reator, utilizou-se um tempo de 35 minutos para a sedimentação da biomassa. Este tempo foi reduzido semanalmente de 5 em 5 minutos, até atingir o tempo final de 10 min.

Desta forma, o tempo de aeração foi aumentado proporcionalmente a cada diminuição do tempo de sedimentação. Esta estratégia de operação foi necessária para selecionar as partículas de melhor sedimentabilidade, favorecendo a formação dos grânulos aeróbios. No entanto, devido a problemas ocorridos decorrentes da aeração, para se evitar a perda excessiva da biomassa, o tempo de sedimentação foi reajustado, sendo que nos 5 meses que sucederam a inoculação, o tempo de sedimentação oscilou de 15 a 10 min. O tempo de duração de cada fase do ciclo operacional utilizado, após a partida do reator, é apresentado na Tabela 2.

Tabela 2. Duração das fases em cada etapa operacional

Fase	Tempo (min)
Enchimento	10 - 15
Reação Aeróbia	208,8 - 218,8
Sedimentação	10 - 15
Esvaziamento	1,2
Tempo Total do Ciclo	240

Utilizou-se um percentual de troca volumétrica de 60% até os 102 dias de operação, contudo, com a necessidade da redução da altura útil de tratamento devido à formação de espuma, o percentual de troca volumétrica passou para 59% nos dias que seguiram a operação.

Na operação do reator, aplicou-se uma vazão de ar entre 36 e 40 $L \cdot \text{min}^{-1}$, correspondendo a uma velocidade superficial ascensional entre 1,2 e 1,4 $\text{cm} \cdot \text{s}^{-1}$. A escolha deste valor foi realizada com base em estudos de Tay, Liu e Liu (2001b), e McSwain e Irvine (2008), os quais concluíram que para velocidades ascensionais de ar menores que 1,2 $\text{cm} \cdot \text{s}^{-1}$ os grânulos aeróbios formados não são estáveis.

3.4 MONITORAMENTO

3.4.1 Análises Físico-Químicas

Para monitorar a eficiência do reator, assim como obter as variáveis de entrada para a aplicação do modelo e calibração do mesmo, foram realizados dois tipos de coleta, a saber: coleta simples e coleta completa do ciclo de operação. Na coleta simples, com uma frequência de duas vezes por semana, recolheram-se amostras do esgoto bruto

(afluente ao reator), mistura (após 1 minuto de aeração) e esgoto tratado (efluente ao reator). Na coleta completa do ciclo de operação, realizadas quinzenalmente, eram recolhidas amostras ao longo de todo o ciclo operacional, conforme variação temporal: esgoto afluente; mistura (após 1 minuto de aeração); a cada 5 minutos durante os 30 minutos iniciais de aeração; a cada 30 minutos durante o tempo restante do período de aeração; e do efluente tratado. Além disto, eram realizadas coletas do licor misto, ao final do ciclo anterior monitorado e no corrente ciclo de operação, para a caracterização da biomassa.

As amostras foram coletadas de 11 de agosto de 2011 a 5 de abril de 2012, e foram encaminhadas ao Laboratório Integrado de Meio Ambiente (LIMA) e salas de procedimentos do LABEFLU, onde se realizaram as análises físico-químicas, seguindo as metodologias que são recomendadas pelo *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2005).

As variáveis analisadas, a metodologia empregada e a frequência de realização das coletas estão apresentadas na Tabela 3.

Em relação ao IVL, este foi obtido conforme a metodologia recomendada por APHA (2005) (*Standard Methods - SM 2710 D*), no entanto este foi determinado para diferentes tempos de sedimentação. Este procedimento seguiu as recomendações dadas por Schwazzenberck, Erley e Wilderer (2004) para haver uma melhor representação da sedimentabilidade da biomassa granular em RBSG. Além do fato de que contribui também como um indicador do processo de granulação aeróbia.

Para a determinação do IVL, coletou-se 500 mL de lodo granular e este foi diluído numa proporção de 1:1 em água de torneira, numa proveta de 1000 mL. O volume de lodo foi determinado após 5, 10 e 30 minutos de sedimentação da biomassa.

O IVL foi obtido pela conforme Equação 8:

$$IVL_x = \frac{\text{Volume de Lodo Sedimentado (mL}\cdot\text{L}^{-1}) \cdot 1000}{SST(\text{mg}\cdot\text{L}^{-1})} \quad \text{Equação 8}$$

Onde:

IVL= Índice volumétrico do lodo (mL·g⁻¹);

X= Tempo de sedimentação (minutos)

SST= Sólidos suspensos totais (mg·L⁻¹).

Tabela 3. Variáveis físico-químicas analisadas (11/08/2011 a 05/04/2012)

Análise	Método	Frequência	Amostra			
			Afluente	Mistura	Efluente	Licor Misto
Oxigênio Dissolvido (OD), Temperatura e pH	Sonda multi-parâmetros (YSI 556)	Duas vezes por semana	X	X	X	X
Nitrogênio Amoniacal (NH₄-N)	Método colorimétrico de Nessler (10.20 – VOGEL, 2002)	Duas vezes por semana	X	X	X	
Nitrito (NO₂⁻-N) e Nitrato (NO₃⁻-N)	Cromatografia líquida de troca iônica (DIONEX) (SM 4110 C)	Duas vezes por semana	X	X	X	
Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK)	Digestão e destilação VELP (SM 4500)	Duas vezes por semana	X		X	
Demanda Química de Oxigênio (DQO_{solúvel/total})	Método colorimétrico em refluxo fechado (SM 5220 D)	Duas vezes por semana	X	X	X	
Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO_{5,20})	Método manométrico HACH	Semanal	X		X	
Série de Sólidos em Suspensão	Método gravimétrico (SM 2540)	Semanal	X		X	X
Granulometria	Granulometria por Difração a Laser (Mastersizer, 2000)	Semanal				X

3.4.2 Densidade dos Grânulos

A densidade da biomassa granular foi determinada de acordo com a metodologia proposta por Beun, Van Loosdrecht e Heijnen (2002). O procedimento de realização deste teste está apresentado no Anexo C.

3.4.3 Diâmetro Médio das Partículas

A determinação do diâmetro médio das partículas foi realizada pela técnica de granulometria por difração a laser, com o equipamento Mastersizer 2000 da marca Malvern Instrument AS, no Laboratório de Farmacotécnica e Cosmetologia, do Departamento de Ciências Farmacêuticas, da UFSC. O aparelho utilizado possui capacidade de medição de partículas numa faixa de 0 a 2000 μm .

3.4.4 Ensaio de Determinação da Biomassa Ativa

Para a quantificação da biomassa ativa heterotrófica (X_H) e autotrófica (X_{BOA} e X_{BON}) presente no lodo granular do RBSG, determinou-se a taxa de consumo de oxigênio (TCO) decorrente do substrato adicionado ao respirômetro. Este ensaio foi realizado conforme metodologia descrita por Ochoa *et al.* (2002), Wolff (2005) e Wagner (2011).

Neste estudo realizou-se uma modificação para a determinação do X_{BON} , e adicionou-se o Nitrito de Sódio (NaNO_2) como substrato dos micro-organismos que oxidam o nitrito, visto que nos referidos estudos supracitados, a biomassa autotrófica não é distinguida entre X_{BOA} e X_{BON} .

O procedimento da execução deste ensaio é apresentado no Anexo D.

3.4.5 Coeficiente Global de Transferência de Oxigênio ($K_{L,a}$)

Antes da inoculação e operação do reator, testes preliminares foram realizados com a finalidade de obter o $K_{L,a}$. Para a determinação do $K_{L,a}$ (h^{-1}), utilizou-se a metodologia padrão recomendada pela *American Society of Civil Engineers* (1990). O procedimento de realização do ensaio é apresentado no Anexo E.

3.4.6 Velocidade de consumo de oxigênio (QO₂)

A velocidade de consumo de oxigênio pelos micro-organismos aeróbios foi realizada por meio da respirometria. Os testes respirométricos para se determinar a QO₂ foram realizados semanalmente e *on line*, ou seja, a sonda multi-parâmetro YSI 556 foi introduzida no RBSG durante a fase aeróbia do ciclo operacional. A aeração foi então desligada e mensurou-se o consumo de OD pelos microrganismos, por uma queda uma concentração de OD de cerca de 2 mg·L⁻¹. A partir destes dados da variação de OD em função do tempo, foram plotados estes valores e obtidos respirogramas com o ajuste da melhor reta. O coeficiente angular da mesma corresponde ao valor da QO₂ (mg O₂·L⁻¹·h⁻¹). Ressalta-se que no procedimento *on line* não há correção de pH.

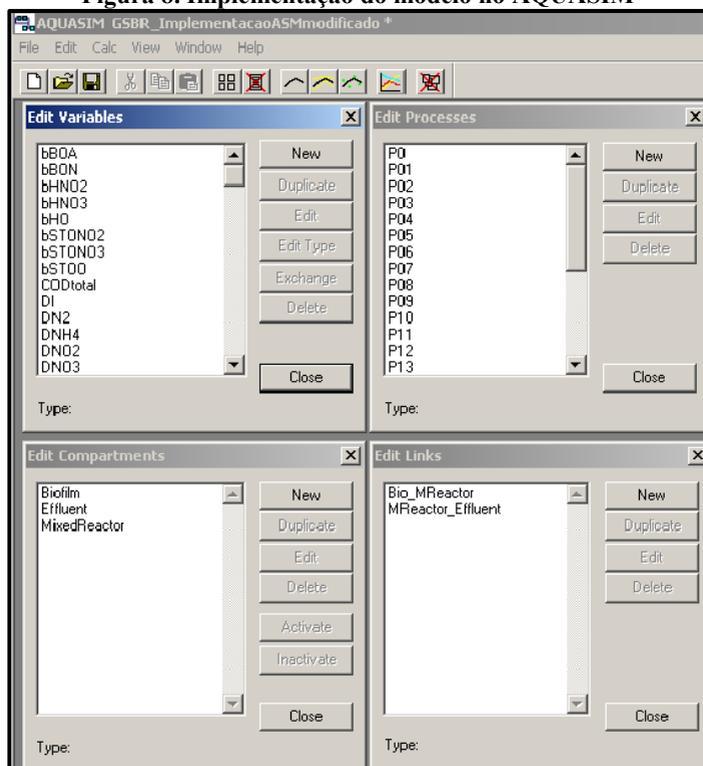
3.5 MODELAGEM MATEMÁTICA

3.5.1 Implementação do modelo matemático

A implementação do modelo para a simulação dos processos de remoção de matéria orgânica e nitrogênio no RBSG foi realizada no *software* AQUASIM (Figura 8) (REICHERT, 1998). No programa, as equações diferenciais do modelo matemático e a representação do sistema, mais especificamente o reator, são inseridos e definidos pelo usuário. O AQUASIM é dividido em quatro subsistemas dependentes entre si:

- *Variáveis*: representam as concentrações das componentes, parâmetros do modelo e taxas de crescimento, necessárias para a formulação do sistema modelado;
- *Processos*: consiste nas equações diferenciais que representam as taxas cinéticas, assim como as equações algébricas, e os respectivos coeficientes estequiométricos do modelo, que resultam na solução das variáveis de estado do modelo;
- *Compartimentos*: os compartimentos são definidos para a representação do sistema modelado;
- *Links*: são as ligações que conectam os diferentes compartimentos definidos.

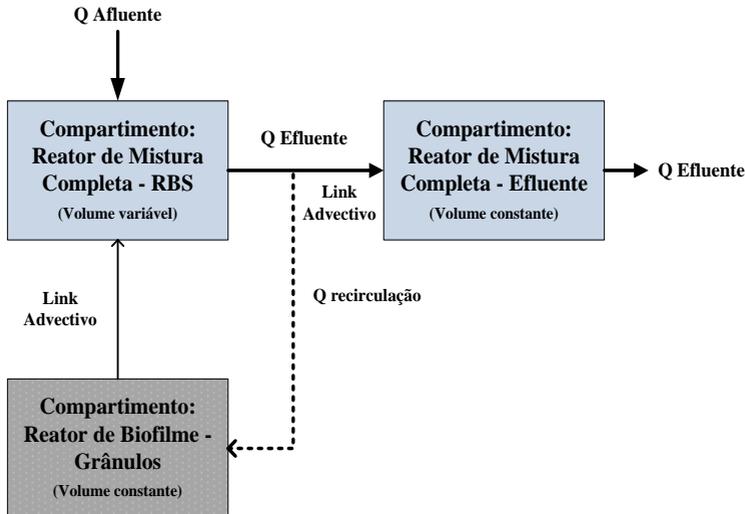
Figura 8. Implementação do modelo no AQUASIM



Em relação a definição dos compartimentos no AQUASIM, para a simulação de um RBSG foram adotados três compartimentos, sendo um para a representação dos grânulos (reator de biofilme) e os demais para o processo de enchimento e esvaziamento do reator, ou seja, um RBS (reator de mistura completa). Esta definição foi adotada conforme trabalhos realizados anteriormente (BEUN; HEIJNEN; VAN LOOSDRECHT, 2001; de KREUK *et al.*, 2007; NI; YU; SUN, 2008; FANG *et al.*, 2009; NI *et al.*, 2009). O compartimento reator de biofilme opera com um volume fixo. A variação do volume ao longo do tempo, ou seja, enchimento e esvaziamento (*fill-and-draw*, no inglês), é permitida quando se utiliza um reator de mistura completa. Por este motivo, a simulação de um reator operado em bateladas sequenciais com grânulos aeróbios envolve a definição destes compartimentos. Um

diagrama representando a configuração do reator no programa é apresentado na Figura 9.

Figura 9. Diagrama esquemático do RBSG implementado no AQUASIM



O reator de biofilme definido foi conectado a um reator de mistura completa, através de um link advectivo e com alta taxa de recirculação da vazão ($Q_{\text{recirculação}}$). Esta alta taxa de recirculação foi considerada para assegurar que os dois compartimentos possuam as mesmas concentrações no líquido. Neste trabalho, foi utilizada uma vazão de recirculação de $20 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. O reator de biofilme contém os grânulos aeróbios (matriz de biofilme) e o meio líquido, enquanto o compartimento de mistura completa contém apenas o meio líquido. Foram fixados um volume de $0,068 \text{ m}^3$ para o compartimento de volume variável e de $0,047 \text{ m}^3$ para compartimento com volume fixo.

Para a implementação do compartimento indicado para descrever os processos bioquímicos que ocorrem no reator de biofilme, foram necessários a utilização de outros parâmetros no AQUASIM, para representar as características das variáveis particuladas e a difusão das variáveis solúveis dentro dos grânulos. Os parâmetros referidos são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4. Parâmetros para a configuração do reator de biofilme no AQUASIM

Parâmetro	Unidade	Valor	Referência
Coefficiente de difusão de S_{NH_4}	$m^2 \cdot h^{-1}$	$5,76 \cdot 10^{-6}$	(a)
Coefficiente de difusão de S_{NO_2}	$m^2 \cdot h^{-1}$	$5,76 \cdot 10^{-6}$	(a)
Coefficiente de difusão de S_{NO_3}	$m^2 \cdot h^{-1}$	$5,76 \cdot 10^{-6}$	(a)
Coefficiente de difusão de S_O	$m^2 \cdot h^{-1}$	$5,68 \cdot 10^{-6}$	(b)
Coefficiente de difusão de S_S	$m^2 \cdot h^{-1}$	$5,76 \cdot 10^{-6}$	(a)
Coefficiente de difusão de S_I	$m^2 \cdot h^{-1}$	$5,76 \cdot 10^{-6}$	(a)
Coefficiente de difusão de S_{N_2}	$m^2 \cdot h^{-1}$	$9,17 \cdot 10^{-6}$	(a)
Densidade máxima para X_{BOA}	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	350.000	(c)
Densidade máxima para X_{BON}	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	350.000	(c)
Densidade máxima para X_H	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	350.000	(c)
Densidade máxima para X_{STO}	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	350.000	(c)
Densidade máxima para X_S	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	350.000	(c)
Densidade máxima para X_I	$g \text{ DQO} \cdot m^{-3}$	350.000	(c)
$k_{I,a}$	h^{-1}	95,5	Medido

(a) Beun; Heijnen; Van Loosdrecht, 2001. (b) Su; Yu, 2006. (c) de Kreuk *et al.*, 2007

Os parâmetros cinéticos e estequiométricos utilizados neste trabalho e obtidos na literatura apresentam seus valores típicos para 20 °C, sendo que foi realizada uma interpolação para a correção destes valores para as diferentes temperaturas trabalhadas neste estudo. As correções foram realizadas de acordo com a equação de van't Hoff-Arrhenius (Equação 6).

Diferentes valores para o coeficiente de temperatura são encontrados na literatura. Neste trabalho, utilizaram-se os valores propostos por Koch *et al.* (2000). Tais valores estão apresentados entre parênteses para os respectivos parâmetros no Apêndice C.

3.6 CÁLCULOS

3.6.1 Tempo de Duração do Ciclo (t_c)

$$t_c = t_e + t_a + t_s + t_r \quad \text{Equação 9}$$

Onde:

- t_c = tempo de duração do ciclo (h);
- t_e = tempo de enchimento (h);
- t_a = tempo de aeração (h);
- t_s = tempo de sedimentação (h);
- t_r = tempo de retirada do efluente tratado (h).

3.6.2 Número de Ciclos por Dia (N_c)

$$N_c = \frac{24}{t_c} \quad \text{Equação 10}$$

Onde:

- N_c = número de ciclos por dia ($\text{ciclos} \cdot \text{d}^{-1}$);
- t_c = tempo de duração do ciclo (h).

3.6.3 Vazão Diária de Esgoto (Q_d)

$$Q_d = n_c \cdot V_e \quad \text{Equação 11}$$

Onde:

- Q_d = vazão diária de esgoto ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$);
- n_c = número de ciclos realizados por dia;
- V_e = volume de enchimento por ciclo (m^3).

3.6.4 Velocidade Superficial Ascensional do Ar (v_a)

$$v_a = \frac{Q_a}{A_b} \cdot 100 \quad \text{Equação 12}$$

Onde:

- v_a = velocidade superficial do ar ($\text{cm} \cdot \text{s}^{-1}$);
- Q_a = vazão de ar ($\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$);

A_b = área da base do reator (m^2).

3.6.5 Carga Volumétrica Aplicada (CV)

$$CV = \frac{S_i \cdot Q_d}{V_u \cdot 1000} \quad \text{Equação 13}$$

Onde:

CV = carga volumétrica aplicada por dia ($kg \text{ DQO} \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$ ou $kg \text{ NH}_4\text{-N} \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$);

S_i = concentração de DQO ou $\text{NH}_4\text{-N}$ do esgoto bruto ($g \cdot m^{-3}$);

Q_d = vazão diária de esgoto ($m^3 \cdot d^{-1}$);

V_u = volume útil do reator (m^3).

3.6.6 Tempo de Retenção Hidráulica (TRH)

$$TRH = \frac{V_u}{Q_d} \quad \text{Equação 14}$$

Onde:

TRH = tempo de retenção hidráulica (d);

V_u = volume útil do reator (m^3);

Q_d = vazão diária de esgoto ($m^3 \cdot d^{-1}$).

3.6.7 Eficiências de Remoção de Substratos (E)

A eficiência de remoção para os substratos (DQO total e solúvel, $\text{DBO}_{5,20^\circ\text{C}}$ e $\text{NH}_4^+\text{-N}$) foi calculada pela Equação 15:

$$E = \left(\frac{S_i - S_f}{S_i} \right) \cdot 100 \quad \text{Equação 15}$$

Onde:

E = eficiência de remoção em %;

S_i = concentração do substrato no início do ciclo de operação ($mg \cdot L^{-1}$);

S_f = concentração do substrato no final do ciclo de operação ($mg \cdot L^{-1}$).

3.6.8 Eficiência de Remoção de Nitrogênio Total (E_{NT})

$$E_{NT} = \left(\frac{NT_i - NT_f}{NT_i} \right) \cdot 100 \quad \text{Equação 16}$$

Onde:

E_{NT} = eficiência de remoção de nitrogênio total em %;

NT_i = soma da concentração de todas as formas de nitrogênio no início do ciclo de operação ($NTK + NO_2^- - N + NO_3^- - N$) ($mg \cdot L^{-1}$);

NT_f = soma da concentração de todas as formas de nitrogênio no final do ciclo de operação ($NTK + NO_2^- - N + NO_3^- - N$) ($mg \cdot L^{-1}$).

3.6.9 Tempo de Retenção de Sólidos (θ_c)

O tempo de retenção de sólidos ou idade do lodo para o RBSG, onde não ocorre a retirada do lodo do reator foi calculado de acordo com a Equação 17.

$$\theta_c = \frac{X_{SSV} \cdot V_R}{X_f \cdot V_e / t_c} \quad \text{Equação 17}$$

Onde:

θ_c = Tempo de retenção de sólidos ou idade do lodo (d);

X_{SSV} = Concentração de SSV no reator ($g \text{ SSV} \cdot L^{-1}$);

V_R = Volume do reator (L);

X_f = Concentração de SSV no esgoto tratado (final do ciclo de operação) ($g \text{ SSV} \cdot L^{-1}$);

V_e = volume efluente retirado do reator ao final do ciclo (L);

t_c = Tempo do ciclo (h).

3.6.10 Velocidade específica observada de crescimento da biomassa (μ_{obs})

De acordo com Liu e Tay (2007), a velocidade específica observada de crescimento da biomassa é inversamente relacionada com o tempo de retenção de sólidos (Equação 18).

$$\mu_{obs} = \frac{1}{\theta_c}$$

Equação 18

Onde:

θ_c = Tempo de retenção de sólidos ou idade do lodo (d);

μ_{obs} = Velocidade específica observada de crescimento da biomassa (d^{-1}).

3.6.11 Fator de rendimento observado da biomassa (Y_{obs})

O fator de rendimento observado da biomassa é a relação entre a velocidade de produção de biomassa pela quantidade de substrato removida. Este coeficiente é calculado pela Equação 19 (LIU; TAY, 2007).

$$Y_{obs} = \frac{[(X_{SSVf} - X_{SSVi}) \cdot V_u + X_e \cdot V_{en}] / t_c}{(C_i - C_f) \cdot V_{en} / t_c}$$

Equação 19

Onde:

Y_{obs} = Fator de rendimento observado da biomassa ($g\ SSV \cdot g^{-1}\ DQO$);

X_{SSVi} = Concentração de SSV no reator no início do ciclo de operação ($g\ SSV \cdot L^{-1}$);

X_{SSVf} = Concentração de SSV no reator no final do ciclo de operação ($g\ SSV \cdot L^{-1}$);

V_u = Volume útil do reator (L);

V_{en} = Volume de enchimento do reator (L);

X_e = Concentração de SSV no esgoto afluente (início do ciclo de operação) ($g\ SSV \cdot L^{-1}$);

C_i = Concentração de DQO no esgoto afluente ao reator (início do ciclo de operação) ($g\ DQO \cdot L^{-1}$);

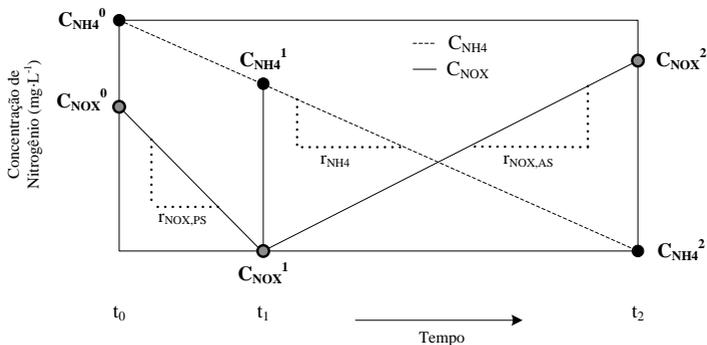
C_f = Concentração de DQO no esgoto efluente ao reator (final do ciclo de operação) ($g\ DQO \cdot L^{-1}$);

t_c = Tempo do ciclo de operação (d).

3.6.12 Velocidade de consumo e produção de compostos de nitrogênio

As velocidades de consumo e produção dos compostos de nitrogênio no RBSG foram determinadas a partir de cálculos das concentrações destes compostos em diferentes tempos do ciclo operacional. A representação esquemática das concentrações dos compostos de nitrogênio durante o ciclo e a nomenclatura utilizada é apresentada na Figura 10.

Figura 10. Esquema representativo das concentrações dos compostos de nitrogênio durante um ciclo de operação e parâmetros calculados



Fonte: Adaptado de Mosquera-Corral *et al.* (2005)

A velocidade máxima de consumo de amônio (r_{NH_4}), a velocidade máxima de consumo de óxidos de nitrogênio no período de presença de substrato ($r_{NO_x,PS}$) e a velocidade máxima de produção de óxidos de nitrogênio no período ausência de substrato ($r_{NO_x,AS}$), ao longo de um ciclo, foram calculadas segundo as Equações 20, 21 e 22.

$$r_{NH_4} = \frac{C_{NH_4}^0 - C_{NH_4}^2}{(t_2 - t_0) / 60} \quad \text{Equação 20}$$

$$r_{NO_x,PS} = \frac{C_{NO_x}^0 - C_{NO_x}^1}{(t_1 - t_0) / 60} \quad \text{Equação 21}$$

$$r_{NO_x,AS} = \frac{C_{NO_x}^1 - C_{NO_x}^2}{(t_2 - t_1) / 60} \quad \text{Equação 22}$$

Onde:

$C_{NH_4}^0$ = Concentração de nitrogênio amoniacal no tempo t_0 ($t_2 > t_1 > t_0$);

$C_{NH_4}^2$ = Concentração de nitrogênio amoniacal no tempo t_2 ($t_2 > t_1 > t_0$);

$C_{NO_x}^0$ = Concentração de NO_x ($N-NO_2^- + N-NO_3^-$) no tempo t_0 ($t_2 > t_1 > t_0$);

$C_{NO_x}^1$ = Concentração de NO_x ($N-NO_2^- + N-NO_3^-$) no tempo t_1 ($t_2 > t_1 > t_0$);

$C_{NO_x}^2$ = Concentração de NO_x ($N-NO_2^- + N-NO_3^-$) no tempo t_2 ($t_2 > t_1 > t_0$);

r_{NH_4} = velocidade de consumo de nitrogênio amoniacal ($mg\ N-NH_4\ L^{-1}\cdot h^{-1}$);

$r_{NO_x,PS}$ = velocidade de consumo de óxidos de nitrogênio no período de presença de substrato ($mg\ N-NO_x\cdot L^{-1}\cdot h^{-1}$);

$r_{NO_x,AS}$ = velocidade de produção de óxidos de nitrogênio no período onde o substrato está ausente ($mg\ N-NO_x\cdot L^{-1}\cdot h^{-1}$).

3.6.13 Concentrações de equilíbrio dos substratos

As concentrações dos compostos ionizados, NH_4^+ e NO_2^- , e dos compostos não ionizados, NH_3 e HNO_2 , foram calculadas de acordo com as Equações 23 e 24 (ANTHONISEN *et al.*, 1976).

$$C_{NH_3} = \frac{C_{NH_4^+} \cdot 10^{pH}}{e^{\frac{6334}{273+T}} + 10^{pH}} \quad \text{Equação 23}$$

$$C_{HNO_2} = \frac{C_{NO_2^-}}{e^{\frac{2300}{273+T}} + 10^{pH}} \quad \text{Equação 24}$$

Onde

C_{NH_3} = Concentração de amônia livre ($\text{mg N-NH}_3 \cdot \text{L}^{-1}$);

$C_{\text{NH}_4^+}$ = Concentração de íon amônio ($\text{mg N-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$);

C_{HNO_2} = Concentração de ácido nitroso livre ($\text{mg N-HNO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$);

C_{NO_2} = Concentração de nitrito ($\text{mg N-NO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$);

pH = pH no meio líquido;

T = Temperatura no meio líquido ($^\circ\text{C}$).

3.6.14 Concentração de Biomassa Ativa (X_{H} , X_{BOA} e X_{BON})

A concentração da biomassa ativa presente no reator foi calculada pelas Equações 25, 26 e 27, conforme os processos de crescimento da biomassa definidos pelo modelo ASM3 (GUJER *et al.*, 1999), no entanto, com o processo de crescimento da biomassa autotrófica dividido entre X_{BOA} e X_{BON} (KAELIN *et al.*, 2009).

$$Q O_2 X_{\text{H}} = \frac{1 - Y_{\text{H}}}{Y_{\text{H}}} \cdot \mu_{\text{H}} \cdot X_{\text{H}} \quad \text{Equação 25}$$

$$Q O_2 X_{\text{BOA}} = \frac{3,43 - Y_{\text{BOA}}}{Y_{\text{BOA}}} \cdot \mu_{\text{BOA}} \cdot X_{\text{BOA}} \quad \text{Equação 26}$$

$$Q O_2 X_{\text{BON}} = \frac{1,14 - Y_{\text{BON}}}{Y_{\text{BON}}} \cdot \mu_{\text{BON}} \cdot X_{\text{BON}} \quad \text{Equação 27}$$

Onde:

X_{H} = concentração de biomassa heterotrófica ($\text{mg DQO} \cdot \text{L}^{-1}$);

X_{BOA} = concentração de biomassa oxidadora de nitrogênio amoniacal ($\text{mg DQO} \cdot \text{L}^{-1}$);

X_{BON} = concentração de biomassa oxidadora de nitrito ($\text{mg DQO} \cdot \text{L}^{-1}$);

$QO_2 X_{\text{H}}$ = velocidade de consumo de oxigênio da biomassa heterotrófica ($\text{mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$);

$QO_2 X_{\text{BOA}}$ = velocidade de consumo de oxigênio da biomassa oxidadora de nitrogênio amoniacal ($\text{mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$);

$QO_2 X_{\text{BON}}$ = velocidade de consumo de oxigênio da biomassa oxidadora de nitrito ($\text{mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$);

Y_{H} = fator de rendimento de X_{H} ($\text{g DQO} \cdot \text{g}^{-1} \text{DQO}$);

Y_{BOA} = fator de rendimento de X_{BOA} ($\text{g DQO} \cdot \text{g}^{-1} \text{N}$);

Y_{BON} = fator de rendimento de X_{BON} ($\text{g DQO} \cdot \text{g}^{-1} \text{N}$);

μ_H = velocidade de crescimento de X_H (h^{-1});

μ_{BOA} = velocidade de crescimento de X_{BOA} (h^{-1});

μ_{BON} = velocidade de crescimento de X_{BON} (h^{-1}).

Os valores dos parâmetros cinéticos e estequiométricos das equações acima estão no Apêndice C. Tais valores foram corrigidos de acordo com a temperatura (Equação 6).

3.6.15 Cálculo das frações de matéria orgânica

Para a caracterização da matéria orgânica afluyente ao RBSG, de acordo com as componentes que a representa no modelo ASM3, utilizaram-se as equações apresentadas por Roeleveld e Van Loosdrecht (2002). As referidas equações são dadas na Tabela 5.

Tabela 5. Procedimento para cálculo das frações de matéria orgânica

Definição	Símbolo	Unidade	Equação
Composto org. solúvel inerte	S_I	$\frac{\text{g}}{\text{DQO} \cdot \text{m}^3}$	$S_I = 0,9 \cdot \text{DQO}_{S,\text{efluente}}$
Composto org. prontamente biodegradável	S_S	$\frac{\text{g}}{\text{DQO} \cdot \text{m}^3}$	$S_S = \text{DQO}_{S,\text{afluente}} - S_I$
Composto org. lentamente biodegradável	X_S	$\frac{\text{g}}{\text{DQO} \cdot \text{m}^3}$	$X_S = \text{BDQO} - S_S$
Composto org. inerte	X_I	$\frac{\text{g}}{\text{DQO} \cdot \text{m}^3}$	$X_I = \text{DQO}_{T,\text{afluente}} - S_I - S_S - X_S$

O valor de BDQO (fração de DQO biodegradável) é calculado pela Equação 28, obtida por Grady, Daiger e Lim (1999).

$$\text{BDQO} = \frac{\text{DBO}_{5,20^\circ}}{f_{\text{DBO}}^{1 - Y_H f_{X_I}}} \quad \text{Equação 28}$$

Onde:

$\text{DBO}_{5,20^\circ}$ = demanda bioquímica de oxigênio ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$);

f_{DBO} = razão entre a DBO última e DBO_5 (adotado 0,67);

Y_H = fator de rendimento de X_H ;

f_{X_I} = fração de X_I na biomassa.

3.6.16 Determinação da área superficial do biofilme

A área superficial do biofilme no reator foi obtida a partir do cálculo da área superficial dos grânulos no RBSG. Esta área foi calculada conforme Beun, Van Loosdrecht e Heijnen (2002).

- Volume total de grânulos (V_X):

$$V_X = \frac{V_u \cdot SSV}{\rho} \quad \text{Equação 29}$$

Onde:

V_X = volume total de grânulos (L);

V_u = Volume útil do reator (L);

SSV = Concentração de sólidos suspensos voláteis ($\text{g SSV} \cdot \text{L}^{-1}$);

ρ = densidade dos grânulos ($\text{g SSV} \cdot \text{L}^{-1}$).

- Número de grânulos no reator (n):

$$n = \frac{V_X}{\frac{4}{3} \pi \left(\frac{1}{2} d \cdot 10^{-2} \right)^3} \quad \text{Equação 30}$$

Onde:

n = número de grânulos no reator

d = diâmetro médio dos grânulos (mm).

- Área superficial dos grânulos

$$a = \frac{4 \pi \left(\frac{1}{2} d \cdot 10^{-3} \right)^2 \cdot n}{V_u \cdot 10^{-3}} \quad \text{Equação 31}$$

Onde:

a = área superficial dos grânulos ($\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$).

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 DESEMPENHO DO REATOR

O processo de formação de grânulos aeróbios e o desempenho do RBSG na remoção de matéria orgânica e nitrogênio foi estudado durante 238 dias. A Tabela 6 apresenta as características do esgoto sanitário afluyente utilizado no período estudado.

Tabela 6. Caracterização do esgoto sanitário afluyente utilizado no estudo

Variável	Unidade	Média	Mínimo	Máximo
DQO_t	mg·L ⁻¹	593 ± 170 (n=55)	182	908
DQO_s	mg·L ⁻¹	302 ± 82 (n=55)	112	516
NH₄⁺-N	mg·L ⁻¹	81 ± 18 (n=54)	29	114
Carga orgânica total	kg DQO _t ·m ⁻³ ·d ⁻¹	2,1 ± 0,553 (n=55)	0,6	3,2
Carga orgânica solúvel	kg DQO _s ·m ⁻³ ·d ⁻¹	1,1 ± 0,3 (n=55)	0,4	1,8
Carga nitrogenada	kg NH ₄ ⁺ -N·m ⁻³ ·d ⁻¹	0,3 ± 0,05 (n=54)	0,1	0,4

Nota-se uma variação na composição do esgoto afluyente em termos de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal. Esta variação é decorrente de inúmeros fatores. Em termos gerais, concentrações baixas de DQO e NH₄⁺-N foram obtidas em períodos chuvosos em consequência da entrada de água pluvial no sistema de coleta de esgoto sanitário da companhia de saneamento.

O esgoto utilizado neste trabalho para a alimentação do RBSG pode ser classificado de média concentração para a variável DQO, e de alta concentração para NH₄⁺-N (METCALF; EDDY, 2003; WIESMANN; CHOI; DOMBROWSKI, 2007).

4.1.1 Granulação Aeróbia

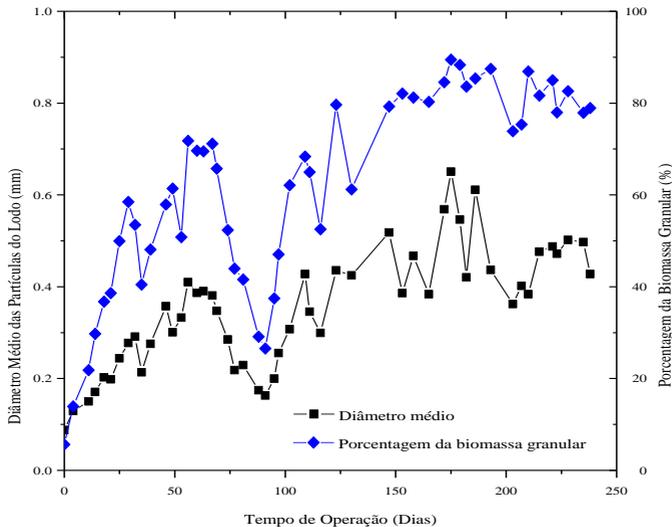
O processo de formação de grânulos aeróbios tem sido reportado principalmente quando utilizadas águas residuárias com média e alta carga orgânica e em situações laboratoriais controladas, i.e., controle de

temperatura, pH, entre outros. A granulação aeróbia neste estudo foi investigada, sem controle de temperatura, pH e OD no reator.

4.1.1.1 Tamanho médio das partículas de lodo e fração de biomassa granular

Na Figura 11, apresenta-se o diâmetro médio das partículas presentes no lodo do reator, assim como a porcentagem de grânulos presentes, ao longo do período estudado. Neste trabalho, tomando por base de Kreuk, Kishida e Van Loosdrecht (2007), foram considerados grânulos aeróbios partículas com diâmetro superior a 0,2 mm.

Figura 11. Diâmetro médio das partículas e porcentagem de grânulos no reator



O lodo utilizado como inóculo do reator apresentou diâmetro médio de 0,09 mm e IVL_{30} de $297 \text{ mL} \cdot \text{g}^{-1}$. Após a inoculação, conforme as condições operacionais estabelecidas, ou seja, velocidade ascensional de ar de $1,2$ a $1,6 \text{ cm} \cdot \text{s}^{-1}$ e diminuição do tempo de sedimentação, de 35 minutos, na primeira semana, para 10 minutos, variando 5 minutos nas semanas posteriores, objetivando a seleção das partículas de melhor sedimentabilidade, verificou-se a formação de agregados microbianos na biomassa do RBSG. Conforme aponta Qin, Liu e Tay (2004), a

utilização de um pequeno tempo de sedimentação em RBS é crucial para o processo de granulação, pois seleciona para o crescimento as bactérias que possuem melhor sedimentação, e o lodo com pobre sedimentação é então lavado do reator.

O tamanho das partículas do lodo aumentou progressivamente ao longo da operação do reator, alcançando aos 50 dias de operação valores próximos a 0,4 mm. No entanto, devido a problemas no sistema de aeração, que culminaram com um aumento abrupto da velocidade ascensional de ar e, conseqüentemente, uma maior força de cisalhamento aplicada, ocorreu a quebra das partículas. Esta quebra resultou na redução do diâmetro das partículas, que pôde ser verificado a partir dos 60 dias de operação, atingindo um valor mínimo de 0,16 mm aos 91 dias. Após isso, com a situação hidrodinâmica reestabelecida, os agregados microbianos voltaram a ser formados e o diâmetro das partículas se tornou mais estável, variando de 0,4 a 0,6 mm a partir dos 150 dias da partida do reator.

A percentagem de partículas com diâmetro mais que 0,2 mm foi aumentando gradativamente com a operação do reator (Figura 11). Na inoculação, apenas 5,61% das partículas da biomassa total tinham diâmetro superior a 0,2 mm, sendo que grande parte da biomassa atingiu diâmetro maior que 0,2 mm aos 29 dias de operação, quando 58,48 % da biomassa era formada por grânulos. Este valor foi reduzido com a desintegração dos grânulos decorrente do problema no sistema de aeração. O percentual de biomassa granular passou a crescer, tornando-se estável em, cerca de 80% após 150 dias de operação. Conforme atestam Liu *et al.* (2010), os grânulos aeróbios são dominantes no reator, quando apenas 20% do lodo possui diâmetro menor que 0,2 mm. Observou-se que durante a operação do reator, houve a coexistência de flocos e grânulos que compunham a biomassa, todavia a percentagem de flocos diminuiu ao longo do processo de granulação aeróbia.

Tem sido reportado que o tempo para o desenvolvimento de grânulos aeróbios em reatores tratando esgoto sanitário tem sido muito longo, bem maior que quando são utilizados esgotos sintéticos, de abatedouros e outras indústrias, caracterizados por possuir alta carga orgânica (VERAWATY *et al.*, 2012). Isto posto, reforça a influência da carga orgânica no processo de granulação aeróbia e nas propriedades dos grânulos obtidos.

No decorrente estudo (efluente com uma DQO_5 média de 302 $mg \cdot L^{-1}$ e carga orgânica volumétrica de 1,1 $kg DQO_5 \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$), partículas com 0,2 mm foram obtidas na terceira semana de operação, resultado

acima do encontrado por Ni *et al.* (2009) em um reator piloto no tratamento de esgoto sanitário (efluente com média de $DQO_s < 200 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$), que obtiveram os primeiros grânulos com 0,2 mm, em torno de 120 dias de operação. Coma *et al.* (2012), conseguiram aos 40 dias de operação obter partículas de lodo com diâmetro médio de 0,2 mm, utilizando dois RBS para o tratamento de esgoto sanitário, sendo um inoculado com lodo 100% de flocos e o outro uma mistura de 90% de flocos e 10% de grânulos. Utilizando uma carga orgânica volumétrica de $1,0 \text{ kg } DQO_s \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, de Kreuk e van Loosdrecht (2006), após 36 dias da partida do reator, encontraram grânulos com diâmetro médio de 1,1 mm, valor superior aos encontrados pelos trabalhos citados.

O processo de granulação ocorreu em 4 dias em um RBS utilizado para o tratamento de efluente de abatedouro (CASSIDY; BELIA, 2005). Os autores obtiveram grânulos estáveis do 4º ao 76º dia de operação, com diâmetro médio de 1,7 mm.

De acordo com Ivanov e Tay (2006), o diâmetro dos grânulos aeróbios pode variar em uma ampla faixa de medição, ou seja, de 0,2 a 10 mm. O tamanho do diâmetro depende do balanço do crescimento da biomassa, da produção de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e do desprendimento de células dos grânulos.

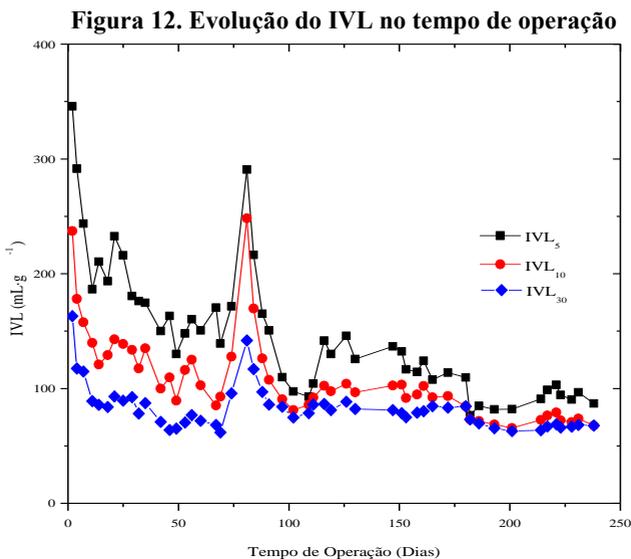
Ressalta-se que a desintegração dos grânulos, conforme também reportado por diversos autores, pode ocorrer com a mudança da velocidade de ar, da carga aplicada e também devido à difusão de substratos e oxigênio no interior dos grânulos.

Liu *et al.* (2010) verificaram que a velocidade de ar é um parâmetro bastante importante no processo de granulação. Segundo os autores, a capacidade de sedimentação do lodo foi deteriorada devido à diminuição da vazão de ar pela metade, que acarretou na perda da biomassa e o tamanho médio das partículas diminuiu. Com o objetivo de avaliar os efeitos da carga orgânica no tratamento de esgoto sanitário em um RBSG, Wagner (2011) observou a desintegração dos grânulos decorrente do aumento da carga orgânica aplicada.

Além dos fatores supracitados, a baixa concentração de substrato no meio líquido e a limitação na transferência de massa de nutrientes, contribuem para que os micro-organismos presentes no interior dos grânulos passem a utilizar constituintes que esteja nos grânulos para sua sobrevivência, como o EPS, e desta forma, ocorre o enfraquecimento da estrutura dos grânulos e culminando com a sua desintegração (ZHANG *et al.*, 2011a).

4.1.1.2 Comportamento do IVL

A evolução do IVL (Figura 12) apresentou comportamento semelhante a outros estudos (SCHWARZENBECK; ERLEY; WILDERER, 2004; ZHANG *et al.*, 2011a), ou seja, a diferença entre o IVL de 5, 10 e 30 minutos diminuiu com o aumento do diâmetro das partículas e a percentagem de grânulos. A melhor sedimentabilidade do lodo possui relação direta com a melhora das propriedades dos grânulos (densidade, tamanho, forma, entre outros). A tendência do IVL em alcançar valores cada vez menores decorre diminuição do tempo de sedimentação, que além de corroborar para uma seleção das partículas do reator, segundo Qin, Liu e Tay (2004), induz à modificações na hidrofobicidade da superfície celular, conduzindo ao processo de autoimobilização celular.



A partir dos 11 dias de operação, o IVL_{30} obtido esteve 3 vezes abaixo ao valor apresentado pelo lodo que inoculou o reator. Neste dia, um IVL_{30} de $89 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$ foi encontrado. Nas semanas que se seguiram da operação do reator, o IVL_5 , IVL_{10} e IVL_{30} demonstraram uma tendência em apresentar valores cada vez menores. O IVL foi prejudicado com a desintegração dos grânulos e aumentou aos 81 dias (IVL_{30} de $142 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$).

¹), no entanto, voltou a baixar de forma gradativa, alcançando valores abaixo de $70 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$ a partir dos 186 dias de operação. De acordo com Metcalf e Eddy (2003), o lodo possui ótima sedimentação quando apresenta valor de IVL_{30} abaixo de $100 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$. O lodo é considerado com ótima sedimentação quando possui um IVL_{30} abaixo de $80 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$, segundo Grady, Daiger e Lim (1999). Com base em ambos os limites, verifica-se que o lodo neste estudo apresentou boa sedimentação em grande parte do período estudado.

No início do monitoramento, onde a biomassa era formada majoritariamente por flocos, a sedimentação da biomassa apresentou bastante diferença entre 5, 10 e 30 minutos. A melhora do IVL_5 e IVL_{10} ocorreu nas primeiras semanas, devido à lavagem das partículas que não apresentavam boa sedimentação e com o aumento do predomínio de biomassa granular no reator. Após a instabilidade observada pelo problema no sistema de aeração, os valores do índice tenderam a se aproximar, indicando a melhora na sedimentação, ou seja, melhor sedimentação utilizando-se um curto espaço de tempo.

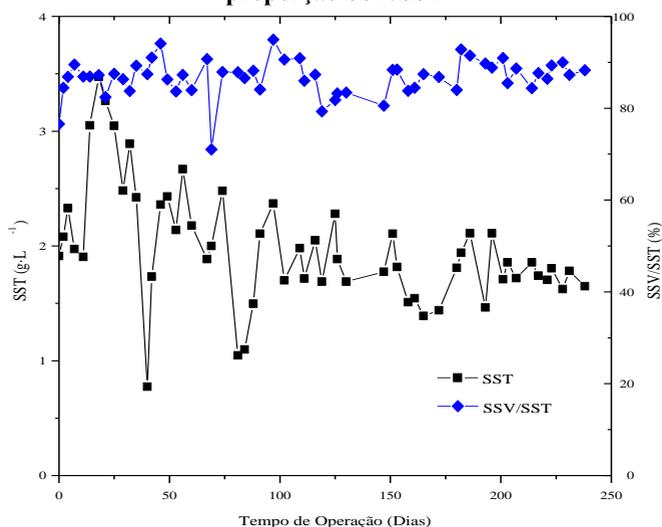
Na Figura 12, observa-se que a diferença entre IVL_5 e IVL_{30} foi bem maior que a obtida entre o IVL_{10} e IVL_{30} . Estes valores, após os 97 dias de operação estiveram mais próximos, com uma relação entre $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ acima de 80%, e até mesmo sendo encontrada em alguns ciclos operacionais uma relação de 100% entre ambos. Conforme considerado por Liu & Tay (2007), o processo de granulação aeróbia está concluído quando a relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ é de 90%. Diante disto, pode-se aferir que o processo de granulação no RBS em estudo se completou a partir dos 165 dias de operação.

Os valores de IVL_{10} e IVL_{30} obtidos neste trabalho foram maiores que os valores encontrados por Ni *et al.* (2009), que situaram abaixo de $50 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$. Liu *et al.* (2010), no tratamento de esgoto urbano (40% esgoto sanitário e 60% de efluente industrial) em RBSG, obtiveram IVL_{30} de $30 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$ após 400 dias de operação, quando os grânulos aeróbios se tornaram dominantes no reator. A relação entre o $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_5$ após a granulação se situou em torno de 90%. No entanto, valores maiores aos encontrados neste estudo também foram obtidos por outros autores. Objetivando a formação de grânulos aeróbios em RBS, alimentado com esgoto sintético contendo acetato de sódio como fonte de matéria orgânica carbonácea, Dangcong *et al.* (1999) obtiveram IVL_{30} , no período estacionário, situado numa faixa de 80 a $100 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$.

4.1.1.3 Comportamento dos sólidos e da relação A/M

A Figura 13 apresenta a concentração de SST e a proporção de SSV/SST no RBSG. A relação entre SSV e SST descreve o percentual aproximado de biomassa presente do lodo. De modo geral, a concentração de SST no reator ficou oscilando em torno de $2 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ e a relação entre SSV/SST permaneceu cerca de 80% durante todo o período estudado.

Figura 13. Representação da concentração de SST no reator e da proporção SSV/SST



Na inoculação, a concentração de SST no reator era de $1,9 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, sendo que apenas 76,5% destes sólidos representavam a biomassa. Nos dias que seguiram a inoculação, observou-se uma tendência em haver maior acumulação de sólidos no reator, e conseqüentemente de biomassa. Dos 14 aos 25 dias, a concentração de SST no reator esteve acima de $3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, e a relação SSV/SST acima de 85%. Esta maior concentração de biomassa tem relação com o aumento no tamanho das partículas no período inicial (Figura 11)

Com a diminuição do tempo de sedimentação aos 28 dias de operação para 15 minutos, parte dos sólidos do reator foi lavado, e a concentração encontrada no 29º dia de operação foi de $2,5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ e uma

relação SSV/SST de 86,3%. A redução do tempo de sedimentação para 10 minutos, aos 35 dias de operação acarretou em uma perda de cerca de 70% sólidos no RBSG, obtendo-se assim aos 40 dias de operação a concentração de SST de $0,8 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, com um percentual de biomassa no lodo de 87,4%. Esta perda de sólidos refletiu-se na diminuição do diâmetro médio das partículas e na percentagem de grânulos no reator, mas em nada afetou a sedimentabilidade da biomassa, conforme pode ser verificado na Figura 12.

A perda do lodo durante a diminuição do tempo de sedimentação ocorre com bastante frequência em RBSG e tem sido bastante reportada na literatura. Rosman *et al.* (2013) relataram que a lavagem da biomassa do reator, este utilizado para o desenvolvimento de grânulos no tratamento de efluente de indústria de látex, diminuiu a concentração de sólidos de $5,3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ para $2,2 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. A redução da biomassa no reator, devido à lavagem da mesma, na fase inicial do processo de granulação, também foi relatada por Aday, Lee e Lai (2009).

Aos 81 dias de operação o valor de SST diminuiu para $1 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ e a relação SSV/SST obtida foi de 87,8% (Figura 13), devido ao problema de aeração que ocasionou a desintegração dos grânulos. Esta originou uma geração de flocos e outras partículas que foram eliminados do reator, na saída do efluente tratado, e conseqüentemente conduziu a uma redução da concentração da biomassa, de acordo com o reportado por diversos autores (THANH; VISVANATHAN; AIM, 2009). Os flocos e partículas produzidas não possuem velocidade de sedimentação suficiente para que fiquem retidas no sistema.

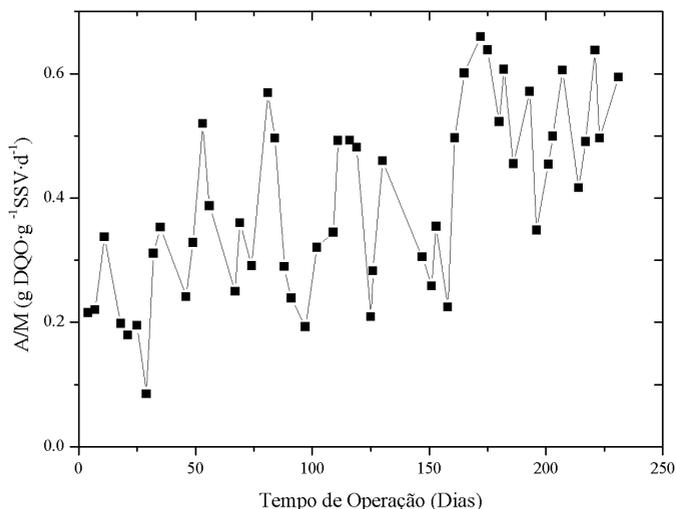
O comportamento de sólidos no reator foi semelhante ao encontrado por Li, Li e Yu (2011), que estudaram os efeitos da carga orgânica aplicada e a relação A/M para diferentes reatores e encontraram valores que SSV que variaram de 1 a $4 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. No estudo, a concentração de SSV não houve relação direta com a carga orgânica aplicada. No entanto, Chen *et al.* (2008) aplicaram as seguintes cargas orgânicas em um RBSG: 6; 9; e $12 \text{ kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, e obtiveram as concentrações de SSV de 4,69; 10,56; e $28,34 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Estes valores são maiores que os obtidos neste estudo.

A relação SSV/SST foi aumentando com o surgimento da biomassa granular. De acordo com Wang *et al.* (2009), esta relação aumenta com o aumento do tamanho das partículas, visto que os grânulos conseguem obter maior atividade biológica que os flocos.

A proporção entre a quantidade de matéria orgânica aplicada à quantidade de micro-organismos, representada pela relação A/M, é um

importante fator que também regula o processo de formação de grânulos aeróbios. A relação A/M obtida durante o período experimental é apresentada na Figura 14.

Figura 14. Relação A/M durante o experimento



Durante os 238 dias de operação do RBSG, a relação A/M média foi de $0,39 \pm 0,14$ g DQO·g SSV⁻¹·d⁻¹. A grande variação que pode ser verificada deste fator é decorrente da variação da DQO do esgoto afluente ao sistema e, também, da variação da concentração de SSV no reator. Apesar da grande variação observada, nota-se que os valores apresentaram uma tendência em ser cada vez maiores, com a estabilização do processo de granulação. Do período que segue da inoculação do reator até o 161º dia operacional, próximo ao dia onde se obteve a relação IVL_{30/10} de 90%, a relação A/M variou de 0,08 a 0,56 g DQO·g SSV⁻¹·d⁻¹, apresentando um valor médio de $0,31 \pm 0,11$ g DQO·g SSV⁻¹·d⁻¹. Com o processo de granulação completo, ou seja, após o 165º dia de operação, este valor médio aumentou para $0,53 \pm 0,08$ g DQO·g SSV⁻¹·d⁻¹.

Li *et al.* (2008) estudaram os efeitos da carga orgânica aplicada na dinâmica da população microbiana durante o processo de granulação aeróbia. Foram avaliadas a influência de cargas orgânicas de 1,5; 3; e 4,5 kg DQO ·m⁻³·d⁻¹, para três distintos reatores. Os autores obtiveram

na investigação valores de relação A/M variando de 0,3 a 1 g DQO·g SSV⁻¹·d⁻¹, quando aplicada uma carga de 1,5 kg DQO ·m⁻³·d⁻¹. Também foram obtidos valores máximos de 4,2 e 4,5 g DQO·g⁻¹ SSV·d⁻¹, para as cargas de 3 e 4,5 kg DQO ·m⁻³·d⁻¹, respectivamente. No entanto, os autores verificaram que após o processo de granulação se completar, os valores de A/M se aproximaram de 0,5 g DQO·g⁻¹ SSV·d⁻¹ nos três reatores estudados, indicando que uma relação A/M>0,5 g DQO·g⁻¹ SSV·d⁻¹ pode ser desnecessária para a formação de grânulos aeróbios. Os valores encontrados no presente estudo, em sua grande maioria apresentaram-se inferiores aos encontrados pelos autores supracitados. Apesar disso, observou-se também que com a conclusão do processo de granulação aeróbia (IVL_{30/10} de 90%), os valores da relação A/M foram próximos a 0,5 g DQO·g⁻¹ SSV·d⁻¹. Isto reforça a informação levantada pelos autores.

A relação A/M no processo de granulação aeróbia influencia no tempo em que o processo de formação de grânulos aeróbios ocorre. Em estudo realizado por Li, Li e Yu (2011), foi concluído que a alta relação F/M diminuiu o tempo de formação de grânulos, estes com maiores diâmetros, e baixa relação A/M conduziu a formação de grânulos com menores diâmetros, em um tempo de granulação maior. Embora alta relação A/M diminui o tempo de granulação, Tay *et al.* (2004) demonstraram que uma baixa relação A/M (0,33 g DQO·g⁻¹ SSV·d⁻¹) foi suficiente para o desenvolvimento de grânulos aeróbios estáveis. Quando a relação A/M é muito baixa, os grânulos podem ser tornar instáveis, pois os micro-organismos presentes no interior dos grânulos irão enfrentar escassez de substratos devido à limitação de difusão de DQO (PEYONG *et al.*, 2012).

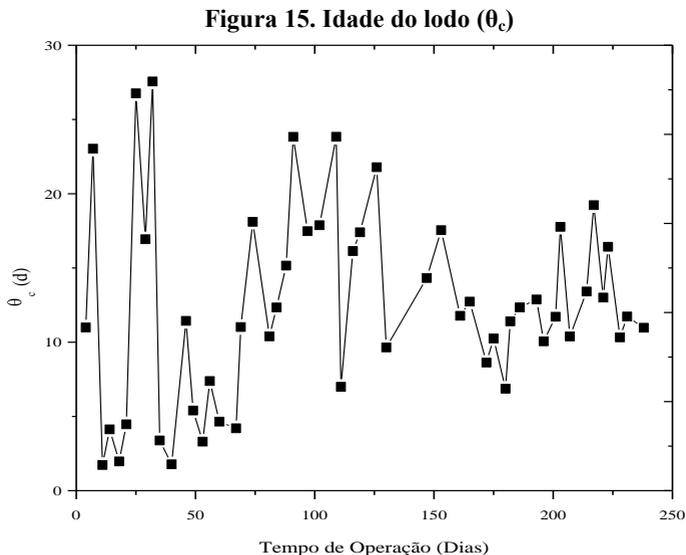
Conforme abordado previamente, nos agregados microbianos estão presentes diferentes grupos de micro-organismos decorrentes da difusão de OD e das microzonas criadas. Para que haja suprimento de matéria orgânica para os organismos heterotróficos aeróbios responsáveis pela remoção de matéria orgânica e também para os organismos heterotróficos anóxico, responsáveis pela desnitrificação, é fundamental que a quantidade de compostos orgânicos fornecidos deve ser adequada para manter um alto valor para a razão A/M, pois um baixo valor desta razão levaria a um suprimento suficiente apenas para os organismos que se localizam na parte exterior dos flocos ou biofilmes, prejudicando o fornecimento de matéria orgânica necessária pelos organismos desnitrificantes, localizados nas microzonas anóxicas no interior dos agregados (HE *et al.*, 2009).

4.1.2 Parâmetros Biocinéticos

A quantidade de sólidos que compõem a biomassa presente em um reator biológico depende da quantidade de substratos utilizados, e a velocidade em que são consumidos, e pela produção de biomassa. Os parâmetros biocinéticos dizem respeito às velocidades que estes processos de consumo de substrato e produção de biomassa ocorrem em um sistema biológico. Neste estudo, os parâmetros investigados foram: a idade do lodo (θ_c) ou tempo de retenção de sólidos, a velocidade específica observada de crescimento da biomassa (μ_{obs}) e o fator de rendimento observado da biomassa (Y_{obs}).

4.1.2.1 Idade do lodo (θ_c)

No presente trabalho, não houve um controle da idade do lodo utilizada, ou seja, não foi feita descarga manual do lodo. A variação deste parâmetro é apresentada na Figura 15.



No período inicial, correspondente às 5 semanas iniciais de operação (35 dias), onde havia perda de grande parte da biomassa, devido à diminuição do tempo de sedimentação para a seleção dos

micro-organismos que apresentavam melhor crescimento, observou-se grande variação na idade do lodo (de 1,73 a 27,56 d). Após este período, verificou-se a tendência de maior retenção da biomassa no reator, sendo que este valor foi aumentando gradativamente nos dias seguintes do estudo, concomitantemente à predominância de grânulos aeróbios no lodo. O reator operou em grande parte do tempo, com tempos de retenção de sólidos variando de 10 a 20 d.

Uma ampla faixa da idade do lodo para RBSG tem sido encontrada na literatura. Valores de 0,6 a 11,7 d foram obtidos por Beun *et al.* (1999) no desenvolvimento de grânulos aeróbios em um RBS, utilizando uma carga orgânica aplicada de $7,5 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Para uma carga orgânica de $6 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, Tay, Liu e Liu (2001a) obtiveram valores de idade de lodo de 7 e 9 d, para distintos reatores.

A variação na idade do lodo neste estudo ocorreu também devido a influência da carga orgânica, que variou ao longo da operação. No entanto, com a biomassa estabilizada, ou seja, com o processo de granulação alcançado, quando houve maior número de grânulos, cerca de 80 % da biomassa granular, e a sedimentação estava ocorrendo de maneira satisfatória, a idade do lodo apresentou um comportamento regular.

Chen *et al.* (2008) verificaram que existe uma correlação entre a idade do lodo e a carga orgânica aplicada. Os autores aumentaram a carga em um RBS de 6 para $12 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, e verificaram que a idade do lodo aumentou de 3,65 para 13,29 d, ocorrendo uma maior concentração de biomassa dentro do reator. Além do aumento da carga, o tempo do ciclo operacional também foi um fator que contribuiu para uma maior retenção de biomassa em RBS em pesquisa desenvolvida por Liu e Tay (2007), cujo objetivo foi estudar a influência do tempo de ciclo nos parâmetros cinéticos de um RBSG. A idade do lodo aumentou de 3,8 para 32,3 d, para os ciclos de 1,5 a 8 h de duração, respectivamente.

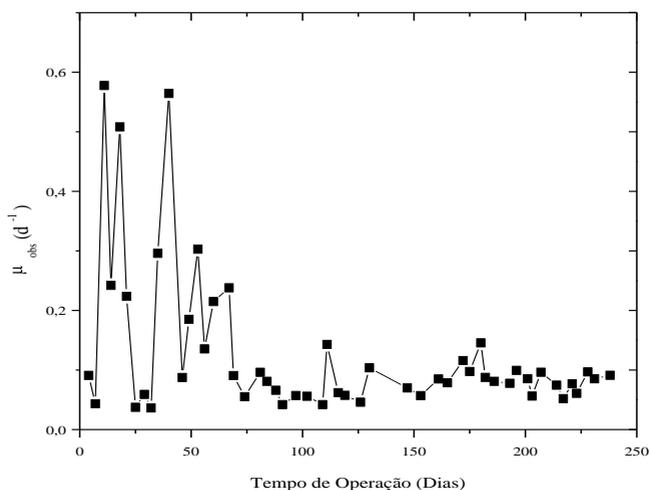
Embora a idade do lodo seja influenciada por alguns fatores de operação, ela não possui relação direta com o processo de granulação aeróbia em si, como observada sua importância no processo de lodos ativados, especificamente no processo de biofloculação. Li, Liu e Xu (2008) investigaram o papel da idade do lodo no mecanismo de formação de grânulos aeróbios. Para isso, utilizaram 5 RBSG, que operaram com as idades de lodo de 3, 6, 9, 12 e 40 dias. Constatou-se que o processo de granulação não é influenciado pela idade do lodo, ou

seja, para os tempos estudados, observou-se que os bioflocos foram dominantes na biomassa dos reatores.

4.1.2.2 Velocidade específica observada de crescimento da biomassa (μ_{obs})

A taxa de crescimento observada da biomassa é o inverso da idade do lodo. A variação temporal deste parâmetro é apresentada na Figura 16. No início do processo de granulação obteve-se uma grande oscilação deste parâmetro, apresentando o valor de $0,57 \text{ d}^{-1}$, aos 11 dias de operação, valor mais alto encontrado durante todo o estudo. Esta oscilação constatada nas semanas iniciais do estudo pode ser atribuída às variações que ocorrem na concentração de SST e na relação SSV/SST no período correspondente, decorrentes da diminuição do tempo de sedimentação para a formação da biomassa granular e da lavagem da biomassa do reator. A perda da biomassa contribui para que os micro-organismos aumentem suas atividades, e consequentemente cresçam mais.

Figura 16. Velocidade específica observada de crescimento da biomassa (μ_{obs})



Além do fator citado, a difusão do substrato no interior dos flocos e posteriormente dos grânulos, conforme estes foram surgindo, pode ter

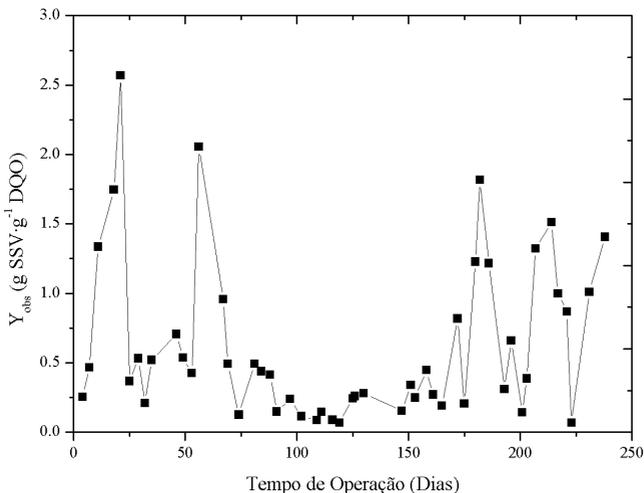
influenciado a taxa de crescimento da biomassa. O comportamento dos parâmetros cinéticos de grânulos aeróbios podem ser dependentes do tamanho dos grânulos, que por sua vez são resultantes da transferência de massa do substrato, reações e crescimento da biomassa (LIU; LIU; TAY, 2005). Os autores verificaram que conforme o tamanho das partículas aumentam, a atividade dos micro-organismos diminuem devido à dificuldade de difusão do substrato para o núcleo dos grânulos. Isto elucida o maior crescimento observado da biomassa na fase inicial do estudo.

Com o surgimento dos grânulos aeróbios, e a medida que a percentagem destes aumentaram no reator, a taxa de crescimento se estabilizou. Como nesta fase a perda de biomassa reduziu, em comparação à fase inicial, os micro-organismos reduziram suas atividades. Notou-se também que a taxa de crescimento a partir dos 70 dias passou a apresentar valores estáveis em torno de $0,08 \text{ d}^{-1}$.

4.1.2.3 Fator de rendimento observado da biomassa (Y_{obs})

Na Figura 17 apresenta-se o fator de rendimento observado da biomassa (Y_{obs}) ao longo do período investigado. Este parâmetro biocinético representa a quantidade de biomassa (SSV) que é produzida por unidade de matéria orgânica (DQO).

Figura 17. Fator de rendimento observado da biomassa (Y_{obs})



Como constatado, os valores variaram no decorrer do tempo de operação do reator, não sendo demonstrada uma convergência. O coeficiente médio de crescimento obtido foi de $0,62 \pm 0,57 \text{ g SSV} \cdot \text{g}^{-1} \text{ DQO}$. O referido valor foi superior ao encontrado por Mosquera-Corral *et al.* (2011) e Tay, Liu e Liu (2001b) para reatores com biomassa granular, que variou de 0,33 a 0,48 $\text{g SSV} \cdot \text{g}^{-1} \text{ DQO}$ em ambos os estudos. Segundo Jordão e Pessôa (2009), o parâmetro Y_{obs} depende (i) da idade do lodo no reator, pois a autodestruição dos micro-organismos aumenta conforme o aumento da idade do lodo; (ii) da temperatura, ou seja, diminui com a elevação da temperatura, uma vez que a taxa de respiração endógena aumenta com a elevação da temperatura; e (iii) depende também da quantidade de SSV não biodegradável afluente ao sistema.

Estudos demonstraram que o aumento do tempo de duração do ciclo operacional e do tempo de detenção hidráulica (TDH) contribuiu para o aumento do tempo de retenção de sólidos ou idade do lodo, que por sua vez diminuiu a atividade dos micro-organismos, conduzindo-os a um maior período de respiração endógena ou decomposição, o que acarretou na diminuição dos valores médios de μ_{obs} e Y_{obs} (LYU; TAY, 2007; MUDA *et al.*, 2011).

Diversos fatores afetam os parâmetros biocinéticos dos grânulos aeróbios. Neste estudo, não foi possível analisar quais intervenientes contribuíram para os valores obtidos, todavia tais valores corroboram para o entendimento do processo de granulação aeróbia e resposta que ocorre na biomassa, principalmente por se tratar de um reator em escala piloto, com variações de fatores ambientais e também variações nas características do esgoto afluente ao sistema.

4.1.3 Remoção da Matéria Carbonácea e Nitrogenada

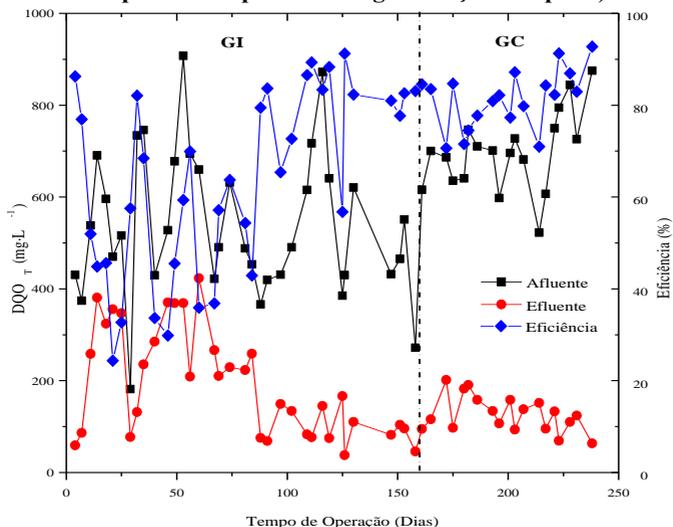
4.1.3.1 Monitoramento da Matéria Carbonácea

Conforme mencionado, o uso de RBS com biomassa granular tem se destacado nos últimos anos como uma tecnologia que alia os processos de remoção de matéria orgânica e nutrientes em uma mesma unidade, diminuindo a necessidade da utilização de grandes áreas para a construção de diversas unidades. A avaliação do comportamento da matéria orgânica neste trabalho foi realizada através das variáveis DQO total e solúvel (DQO_T e DQO_S) e $\text{DBO}_{5,20^\circ\text{C}}$. Em termos de remoção de

nutrientes, a avaliação se deu por meio da série nitrogenada ($\text{NH}_4^+\text{-N}$, $\text{NO}_2^-\text{-N}$, $\text{NO}_3^-\text{-N}$).

Na Figura 18 é mostrada a concentração da DQO_T afluente e efluente ao RBSG e a eficiência de remoção. A concentração de DQO_T afluente ao sistema foi variável, o que é esperado quando se trabalha com esgoto sanitário em condições reais. Isto demonstra também que o sistema esteve submetido a uma variação de carga orgânica volumétrica. A DQO_T afluente apresentou um valor médio de $593 \pm 156 \text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A eficiência média obtida pelo RBSG foi de $70 \pm 19 \%$, com uma concentração de DQO_T média após o tratamento de $170 \pm 103 \text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Figura 18. Concentração de DQO_T afluente e efluente ao RBSG e respectiva eficiência de remoção (GI: processo de granulação não completo/ GC: processo de granulação completo)



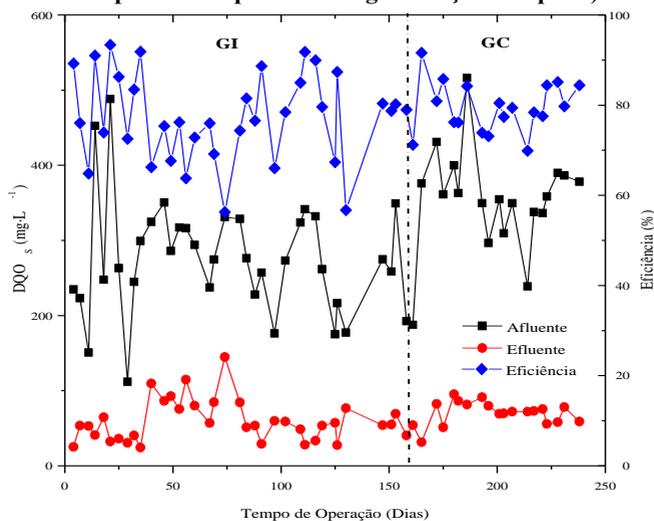
Como pode ser observado na Figura 18, na fase inicial do processo de granulação aeróbia, ou seja, no período em que o processo de granulação não havia se completado no reator (GI), observou-se uma grande variação nas concentrações e, conseqüentemente, na eficiência de remoção para o período citado. A causa desta instabilidade inicial é a constante lavagem da biomassa do reator, ocasionada pela diminuição do tempo de sedimentação de 35 para 10 minutos e também pela desintegração dos grânulos com o problema no sistema de aeração.

Estes dois fatores corroboraram para que houvesse uma concentração maior de sólidos no efluente tratado.

Com o avanço na formação dos grânulos e uma menor diminuição da concentração de sólidos no efluente, decorrente também de uma melhor sedimentação das partículas, a eficiência do sistema aumentou. A partir dos 165 dias de operação, quando o processo de granulação no reator se completou (GC), a eficiência média de remoção passou de 64,5% para 81% e foi verificada uma concentração média de DQO_T no efluente de cerca de $129 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Assim que o processo de granulação se apresentou mais estável, pode-se aferir que as variações na carga afluyente ao RBSG não afetaram seu desempenho e o reator demonstrou ser bastante robusto.

A Figura 19 expõe o comportamento da DQO_S durante o período experimental. As concentrações médias para o parâmetro no afluyente e efluente ao reator foram de 302 ± 82 e $63 \pm 25 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. A eficiência média de remoção foi maior do que a da fração total de DQO, situando-se em $78 \pm 9\%$.

Figura 19. Concentração de DQO_S afluyente e efluente ao RBSG e respectiva eficiência de remoção (GI: processo de granulação não completo/ GC: processo de granulação completo)



Embora as concentrações afluyentes de DQO_S tenham apresentado a mesma tendência das concentrações obtidas de DQO_T , as

concentrações obtidas após o tratamento no reator foram divergentes para essas variáveis. Na fase inicial do estudo, onde a biomassa era composta predominantemente por flocos, a eficiência de remoção foi semelhante a obtida no período em que os grânulos se tornaram predominantes., ou seja, a eficiência média de remoção aumentou 3% com o processo de granulação aeróbia completo no reator, após 165 dias de operação. Ressalta-se também que a variação abrupta da aeração, que culminou com a desintegração dos grânulos e perda da biomassa, não afetou em grande ordem a remoção de DQO_s.

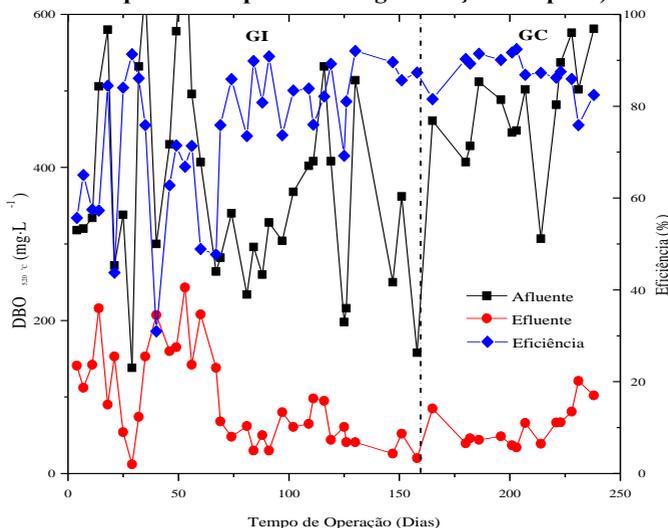
Acerca da desintegração dos grânulos, Wagner (2011), estudando o efeito do aumento da carga orgânica no tratamento de esgoto sanitário em um RBSG com ciclos operacionais de 4 horas, observou que a desintegração dos grânulos decorrentes do aumento da carga aplicada também não influenciou na eficiência de remoção da DQO_s. A diminuição da concentração da biomassa também não afetou a eficiência de remoção de DQO em pesquisa desenvolvida por Peyong *et al.*(2012), cuja eficiência na remoção de DQO situou-se em 100% durante todo período estudado. Os autores acrescentam ainda, que para o tratamento de águas residuárias com baixa concentração de matéria orgânica, como é o caso do estudo em questão, os grânulos aeróbios podem sobreviver sob condições extremas e estão hábeis em promover a remoção de DQO.

As concentrações de DBO_{5,20°} afluente e efluente ao RBSG, assim como as eficiências de remoção ao longo do estudo estão apresentadas na Figura 20. A concentração média no esgoto bruto foi de $398 \pm 133 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A eficiência de remoção média foi de $78 \pm 14\%$, sendo que após o tratamento, as concentrações obtidas foram de $86 \pm 57 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

A variação ocorrida na biomassa do reator, assim como a lavagem de partículas, na fase inicial afetou a eficiência de remoção de DBO_{5,20°}. Aos 40 dias de operação, período após a modificação do tempo de sedimentação de 15 para 10 minutos (mudança ocorrida aos 35 dias de operação), obteve-se a menor eficiência na remoção de DBO_{5,20°}, que foi de 31%. Ressalta-se que nesta ocasião, 70% da biomassa do reator havia sido perdida. Com a estabilização do processo, ou seja, melhoria da sedimentação do lodo e diminuição da saída de sólidos do reator, a eficiência da DBO_{5,20°} aumentou. Como pode ser verificado na Figura 20, até os 165 dias de operação (GI, ou seja, fase cujo processo de granulação não havia se completado) a eficiência média de remoção de $74 \pm 15\%$. Após a consolidação do processo, após 165 dias operação,

a eficiência média de remoção aumentou para $84 \pm 8\%$, sendo obtidas concentrações efluentes de DBO de $73 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Figura 20. Concentração de DBO_{5,20°} afluente e efluente ao RBSG e respectiva eficiência de remoção (GI: processo de granulação não completo/ GC: processo de granulação completo)



De acordo com o estabelecido pelo Código Estadual de Meio Ambiente de Santa Catarina, instituído pela Lei nº 14.675 de 2009, para o efluente ser lançado no corpo receptor, esta variável deve apresentar uma concentração máxima de $60 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, sendo que este limite pode ser ultrapassado caso a eficiência de remoção do sistema de tratamento seja de no mínimo 80%. Um pouco menos restritiva, a Resolução nº 430 de 2011, do CONAMA limita o lançamento de efluentes oriundos de sistemas de tratamento de esgoto sanitários em uma concentração máxima de DBO_{5, 20 °C} de $120 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ou que o sistema obtenha no mínimo 60% de eficiência. Tendo como base ambos os dispositivos legais, verifica-se que o efluente tratado no RBSG, após a completa formação de grânulos, atende os limites recomendados.

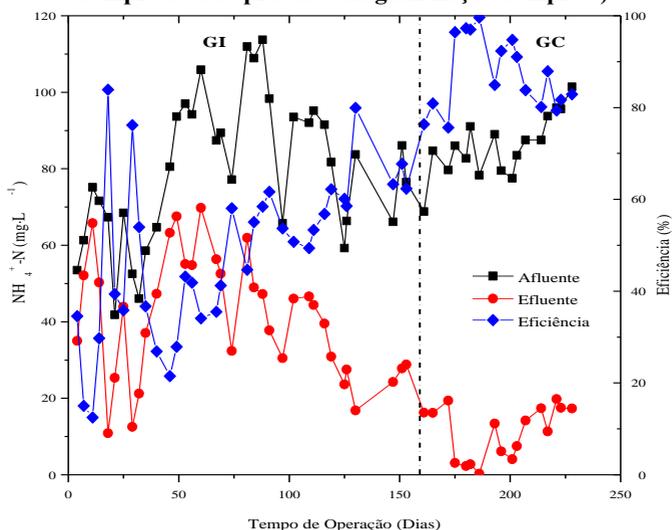
4.1.3.2 Monitoramento da Matéria Nitrogenada

Além do bom desempenho na remoção de matéria orgânica, nos últimos anos estudos têm apontado que reatores com biomassa granular

possuem boa eficiência na remoção de nitrogênio de águas residuárias (MOSQUERA-CORRAL *et al.*, 2005; QIN; LIU, 2006; WEI *et al.*, 2012).

Considerando todo o período operacional, a concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ presente no esgoto afluente ao reator foi em média de $81 \pm 18 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. As concentrações presentes no esgoto tratado foram de $31 \pm 20 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, o que resultou em uma eficiência média de remoção de $61,5 \pm 23,5\%$ (Figura 21).

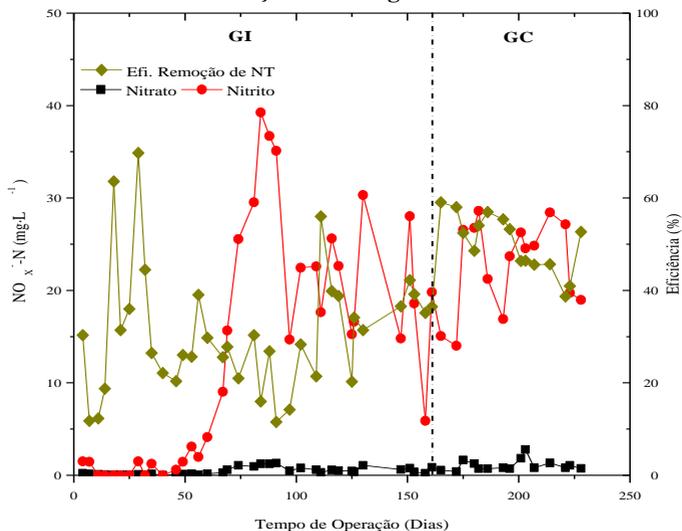
Figura 21. Concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ afluente e efluente ao RBSG e respectiva eficiência de remoção (GI: processo de granulação não completo/ GC: processo de granulação completo)



Inicialmente foi observada uma oscilação no processo de remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, culminando com valores diferentes de um ciclo analisado para outro nas concentrações efluente e nas eficiências. À medida que o processo de formação de grânulos foi se estabilizando, a eficiência de remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ começou a aumentar e concentrações mais baixas passaram a ser obtidas no efluente. Após o processo de granulação se completar, a concentração média obtida para a referida variável foi de $12 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A eficiência média de remoção passou de 50% para 86%. Aos 186 dias de operação, período onde a biomassa era composta majoritariamente por grânulos aeróbios, obteve-se uma eficiência de remoção de 99,6%.

Verifica-se nas Figuras 20 e 21 que o processo de aclimação da biomassa, caracterizado pela constante variação na concentração de SSV, e consequentemente o TRS, influenciou na remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ e de NT.

Figura 22. Concentração de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ no efluente ao RBSG e remoção de nitrogênio total



Quanto ao NT, a eficiência de remoção apresentou uma tendência de melhora no decorrer do estudo, no entanto, eficiências maiores não foram obtidas devido ao acúmulo de nitrito observado (Figura 22). A eficiência média de remoção de NT durante o período de monitoramento do reator foi de $36,5 \pm 14,5\%$. Após os 165 dias de operação, a eficiência média de remoção foi de $50 \pm 6\%$.

Durante o processo de granulação, a remoção de nitrogênio amoniacal era baixa e com isso não havia muita concentração de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ no efluente (Figura 22). Isto leva a crer que o nitrogênio removido na fase inicial foi para o suprimento do crescimento celular. Quando ocorreu a efetiva remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, maiores concentrações de nitrito passaram a ser observadas.

As baixas eficiências na remoção de nitrogênio no início de operação do reator devem-se à baixa oxidação do nitrogênio amoniacal. A taxa de crescimento das bactérias autotróficas é menor do que a taxa

de crescimento das bactérias heterotróficas (WIJFFELS; TRAMPER, 1995). Comparados aos micro-organismos heterotróficos, o crescimento das bactérias nitrificantes ocorre de maneira mais lenta e escassa, mesmo em condições ideais (BERNET; SPERÁNDIO, 2009).

Como havia constante lavagem da biomassa na fase inicial, isso pode ter dificultado o estabelecimento dos micro-organismos nitrificantes. A autoimobilização celular contribui para que estes micro-organismos fiquem retidos e com isso diminui os fatores que prejudicam seu crescimento. Com o estabelecimento do processo de granulação ocorre melhor remoção de nitrogênio.

Nos grânulos aeróbios, devido ao gradiente de difusão, o substrato consegue penetrar mais para o interior dos grânulos do que o oxigênio. Altas concentrações de OD no meio líquido permitem diminuir a competição dos micro-organismos heterotróficos e autotróficos, estes localizados mais no interior dos grânulos, e aqueles encontrados na parte exterior.

A Resolução CONAMA nº 430 de 2011 limita a concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ no esgoto tratado a $20 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, para lançamento de efluentes diversos em corpos hídricos, mas não especifica padrão para lançamento de esgoto sanitário. No entanto, verifica-se que o efluente tratado no RBSG, após a conclusão do processo de granulação aeróbia atende aos limites estipulados pela legislação.

4.1.4 Monitoramento de Ciclos Operacionais

O comportamento das concentrações de DQO_5 e dos compostos de N ($\text{NH}_4^+\text{-N}$; $\text{NO}_2^-\text{-N}$; e $\text{NO}_3^-\text{-N}$), assim como da QO_2 , e variáveis físico-químicas (pH, OD e temperatura) durante dois ciclos operacionais são apresentados nas Figuras 23 e 24. Os dados referem-se a ciclos realizados aos 102 e 186 dias de operação.

Figura 23. Perfil de ciclo operacional: 102 dias operação. (a) concentração de DQOs e QO_2 ; (b) concentrações de compostos de N; (c) OD, pH e Temperatura

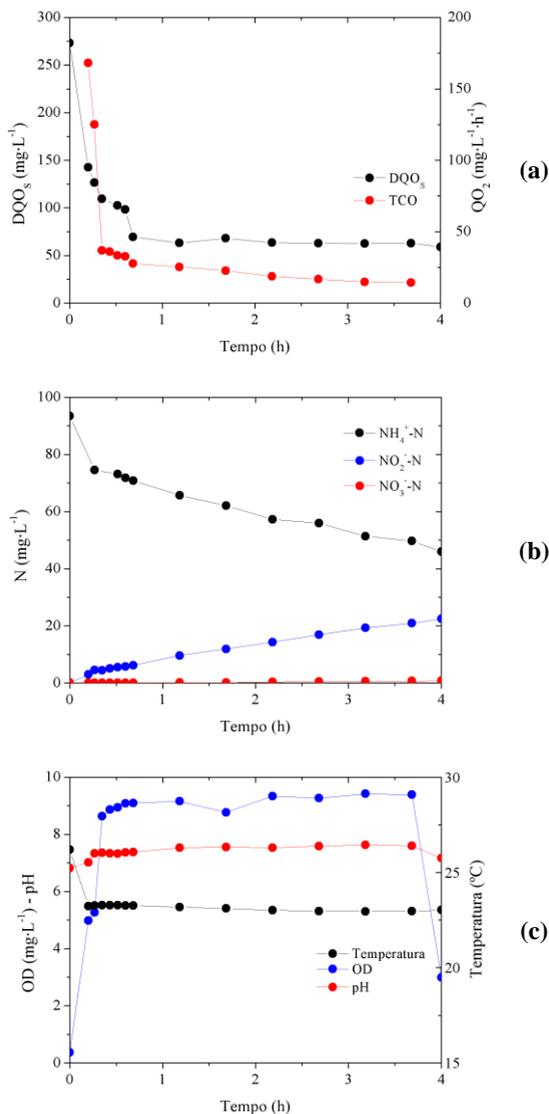
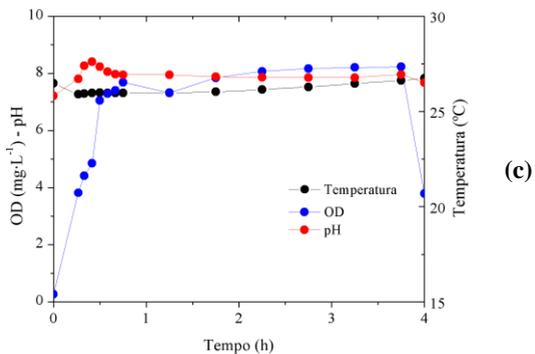
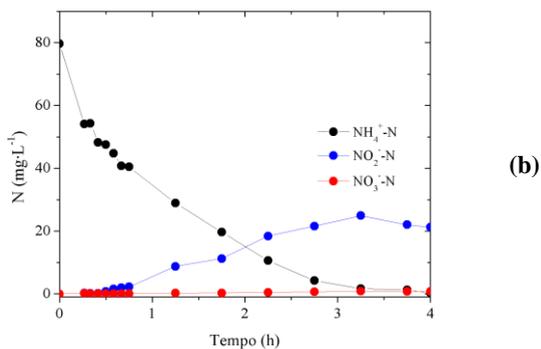
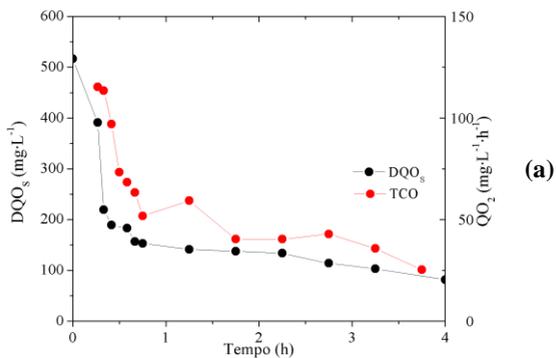


Figura 24. Perfil de ciclo operacional: 186 dias operação. (a) concentração de DQOs e QO₂; (b) concentrações de compostos de N; (c) OD, pH e Temperatura



Aos 102 dias operação o reator apresentava uma concentração de SST e SSV de $1700 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $1540 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Correspondendo a uma relação SSV/SST de 90,6. Neste mesmo ciclo, foi obtido um IVL_{30} de $75 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$ e uma relação $\text{IVL}_{30/10}$ de 91%, indicando uma boa sedimentação do lodo no referido período. Ressalta-se que apesar desta relação estar bem próxima, o processo de granulação não estava completo, visto que apenas 62% da biomassa possuíam diâmetro igual ou superior a 0,2 mm, ou seja, ainda havia uma concentração muito grande de biomassa flocular no sistema. O diâmetro médio das partículas era de 0,308 mm. No ciclo monitorado aos 186 dias de operação, foram obtidos SST de $2110 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e uma relação SSV/SST de 91,5, pouco superior aos 102 dias. As partículas neste ciclo apresentaram um diâmetro médio de 0,611 mm e o reator era composto por 85% com biomassa granular. A relação $\text{IVL}_{30/10}$ era de 97%.

Em relação à DQO_5 (Figura 23a) foi possível verificar uma maior queda nas concentrações na etapa inicial da fase aeração, mais precisamente nos 30 minutos iniciais. A partir deste ponto do ciclo, a velocidade de biodegradação diminuiu e as concentrações se tornaram constantes, havendo o consumo da parte de matéria orgânica lentamente biodegradável. A eficiência de remoção correspondente a este parâmetro no ciclo monitorado foi de 78,5%, resultando numa DQO_5 no efluente de $60 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal foi de 51%, com uma concentração presente no esgoto tratado de $46 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Esta variável teve uma queda linear e sua degradação ocorreu durante todo o tempo de operação do ciclo (Figura 23b).

Os valores de QO_2 obtidos equivalentes aos tempos 1 e 5 minutos após o início da fase aerada foram de 168 e $125 \text{ mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$, respectivamente, sendo que o valor de TCO caiu para $37 \text{ mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ após 10 minutos de aeração do reator no ciclo (Figura 23a). A velocidade específica de consumo de oxigênio (QO_2X) máxima obtida neste ciclo foi de $109 \text{ mg O}_2\cdot\text{SSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$. A maior disponibilidade de matéria orgânica no início do ciclo (fase de presença de substrato ou *feast phase*) contribui para que os micro-organismos possuam maior atividade metabólica e utilizem maior quantidade de oxigênio, fato que justifica maiores valores de QO_2 durante a fase de consumo da DQO_5 .

As concentrações de nitrito e nitrato no início do ciclo de operação foram aumento assim que o nitrogênio amoniacal passou a ser oxidado (Figura 23b). No entanto, foi possível observar neste ciclo um acúmulo de nitrito, e no final do ciclo uma concentração de $22,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ foi obtida. A maior concentração de nitrato também foi obtida no final

do ciclo de foi de $0,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A eficiência de desnitrificação foi de 51%, porém a remoção de NT foi de apenas 28%.

O comportamento do OD, pH e temperatura é apresentado na Figura 23c. O esgoto afluente apresentou uma concentração de $0,4 \text{ mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$, pH de 6,82 e temperatura de $26,2 \text{ }^\circ\text{C}$. O OD no início da fase de aeração era de $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, sendo que esta concentração foi aumentando com o decorrer do ciclo, chegando ao ponto de saturação, em torno de $9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ aos 10 minutos de aeração. O aumento da concentração de OD foi devido ao consumo de grande parte do substrato já nesta fase inicial, principalmente pelos organismos heterotróficos. Os altos valores de OD também são decorrentes da alta vazão de ar aplicada para manter a força de cisalhamento, necessária para a formação e manutenção dos grânulos aeróbios. O pH aumentou ao longo do ciclo indo de 7,02 no início e alcançando 7,63 após 3 horas de aeração. A temperatura durante todo o ciclo monitorado foi em média $23 \text{ }^\circ\text{C}$.

Aos 186 dias de operação, a concentração de DQO_5 afluente ao reator era de $516 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, correspondente a uma carga volumétrica de $1,8 \text{ kg DQO}_5\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Nos 30 minutos iniciais da aeração do reator, cerca de 70% da DQO_5 já havia sido biodegradada. A eficiência de remoção obtida no ciclo foi de 84%. Nesta fase de maior de biodegradação do material orgânico, a QO_2 reduziu de 115 para $52 \text{ mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$, levando-se em conta a concentração celular no reator, a QO_2X específica passou de 58 para $26 \text{ mg O}_2\cdot\text{SSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ (Figura 24a). A QO_2 neste ciclo também foi maior na etapa inicial, que coincide com a etapa do ciclo com maior disponibilidade de material orgânico.

O comportamento do $\text{NH}_4^+\text{-N}$ e suas formas oxidadas, $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$, é dado na Figura 24b. Neste ciclo obteve-se uma eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal de 99,6%, resultando numa concentração no efluente de $0,3 \text{ mg NH}_4^+\text{-N}\cdot\text{L}^{-1}$. Pode-se observar também, que as concentrações de nitrito e nitrato aumentaram com a diminuição do nitrogênio amoniacal, indicando ocorrência de processo de nitrificação. Verificou-se novamente neste ciclo o acúmulo de nitrito, que obteve concentração máxima de $25 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, no entanto, esta concentração diminuiu um pouco, sendo que a concentração no efluente tratado foi $21 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A produção do nitrato também aumentou no decorrer do ciclo, com concentração máxima no mesmo instante onde foi encontrada a maior concentração de nitrito. Neste ponto, obteve-se um valor de $0,8 \text{ mg NO}_3^-\text{-N}\cdot\text{L}^{-1}$ e no término de tratamento uma concentração de $0,70 \text{ mg NO}_3^-\text{-N}\cdot\text{L}^{-1}$ foi encontrada. A eficiência de desnitrificação foi de 72% e de remoção de NT de 57%.

No ciclo analisado, o esgoto afluyente apresentou pH igual a 7,22, OD de $0,27 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e temperatura de $26,48 \text{ }^\circ\text{C}$ (Figura 24c). Maior consumo de OD foi observado no início do ciclo, devido a maior disponibilidade de substrato de fácil degradação. Aos 15 minutos de aeração, ou seja, 30 minutos do ciclo, a concentração de OD obtida era de $7,05 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, oscilando cerca de $1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ até o final de aeração. No término do ciclo, o OD obtido no efluente tratado foi de $3,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. O pH no início do ciclo aumentou alcançando um valor de 8,23 aos 30 minutos. Após isso, o valor voltou a baixar variando no entorno de 7,8. A temperatura oscilou no entorno de $26 \text{ }^\circ\text{C}$ durante todo o ciclo monitorado.

Verificou-se que a velocidade de consumo de DQO₅ praticamente dobrou do primeiro para o segundo ciclo em análise, sendo obtidas velocidades de 0,38 e $0,76 \text{ g DQO}_5\cdot\text{g}^{-1} \text{ SSV}\cdot\text{d}^{-1}$, e a eficiência de remoção obtida foi de 78,5 e 84% para os 102 e 186 dias, respectivamente.

A presença da biomassa granular influenciou no incremento da remoção de nitrogênio amoniacal. No ciclo realizado aos 102 dias, quando o reator apresentava uma percentagem de grânulos de 62% e as partículas apresentaram diâmetro médio de 0,31 mm, a eficiência de remoção obtida foi de 51%. Com o aumento do diâmetro das partículas e da percentagem de grânulos no reator para 0,61 mm e 85%, respectivamente, uma eficiência de 99,6% foi alcançada. As velocidades de consumo de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ para os dias 102 e 186 foram de 0,12 e $0,20 \text{ g NH}_4^+\text{-N}\cdot\text{g}^{-1} \text{ SSV}\cdot\text{d}^{-1}$. Embora as velocidades de consumo de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ tenham aumentado, as velocidades de produção de nitrito e nitrato variaram pouco. Verificou-se velocidades de 0,075 e $0,083 \text{ g NO}_2^-\text{-N}\cdot\text{g}^{-1} \text{ SSV}\cdot\text{d}^{-1}$, e de 0,0026 e $0,0025 \text{ g NO}_3^-\text{-N}\cdot\text{g}^{-1} \text{ SSV}\cdot\text{d}^{-1}$, aos 102 e 186 dias, respectivamente.

As velocidades da biomassa no consumo de nitrogênio amoniacal e produção de nitrato encontrados neste trabalho são similares aos reportados por Jungles (2011) em um RBS com biomassa granular no tratamento de esgoto sanitário, utilizando diferentes velocidades ascensional de ar. No referido estudo, as atividades da oxidação de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ variaram de 0,09 a $0,22 \text{ g NH}_4^+\text{-N}\cdot\text{g}^{-1} \text{ SSV}\cdot\text{d}^{-1}$, e da produção de nitrato de 0,0002 a $0,0272 \text{ g NO}_3^-\text{-N}\cdot\text{g}^{-1} \text{ SSV}\cdot\text{d}^{-1}$. As velocidades de produção de nitrito obtidas pela autora foram inferiores aos dados encontrados no presente trabalho, isto é, oscilaram entre 0,03 a $0,07 \text{ g NO}_2^-\text{-N}\cdot\text{g}^{-1} \text{ SSV}\cdot\text{d}^{-1}$.

Diversos trabalhos reportaram valores velocidades de consumo de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ menores aos encontrados nesta pesquisa. Arrojo *et al.* (2004) estudaram o emprego de RBSG para o tratamento de efluentes industriais e encontraram velocidades de 0,023 a 0,033 $\text{g NH}_4^+\text{-N}\cdot\text{g}^{-1}\text{SSV}\cdot\text{d}^{-1}$. Velocidades do consumo de nitrogênio amoniacal no entorno de 0,033 $\text{g NH}_4^+\text{-N}\cdot\text{g}^{-1}\text{SSV}\cdot\text{d}^{-1}$ foram obtidas por Figueroa *et al.* (2008), em um RBSG utilizado no tratamento de efluentes com altas concentrações de sais. Os efeitos das concentrações de OD no processo de nitrificação em um RBSG foram investigados por Yuan e Gao (2010), a diminuição da concentração de OD de 4,5 para 1 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, implicou em uma diminuição das velocidades de 0,085 para 0,036 $\text{g NH}_4^+\text{-N}\cdot\text{g}^{-1}\text{SSV}\cdot\text{d}^{-1}$.

Nos dois ciclos analisados, assim como em outros ciclos operacionais (dados apresentados na Figura 22), observou-se um acúmulo de nitrito no reator. O acúmulo de nitrito pode ser ocasionado principalmente pelo OD, temperatura e pH, sendo estes dois últimos, influenciadores da produção de $\text{NH}_3\text{-N}$ e HNO_2 , agentes inibidores das bactérias que atuam nos processos de nitrificação e nitratação. O acúmulo de nitrito tem sido reportado em diversos trabalhos com grânulos aeróbios (WANG *et al.*, 2007; FIGUEROA *et al.*, 2008; JUNGLES, 2011; WAGNER, 2011).

A concentração de OD no meio líquido é uma importante variável para se obter uma melhor eficiência na remoção de nitrogênio, devido à difusão do OD no interior dos grânulos, conforme apontaram estudos anteriores (NI *et al.*, 2009; YUAN, GAO; 2010). As BON possuem uma constante de afinidade pelo OD maior que as BOA (CARRERA *et al.*, 2004; VÁZQUEZ-PADÍN *et al.*, 2010), o que contribui para que em baixas concentrações de OD, a nitrificação ocorra numa maior taxa que a nitratação, sendo esta etapa prejudicada pela ausência de OD. De acordo com Garrido *et al.* (1997), concentrações de OD menores que 2 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ no meio líquido podem contribuir para o acúmulo de nitrito. Como visto nas Figuras 23c e 24c, as concentrações de OD estiveram cerca de 4 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ no início da fase aerada, cuja presença de substrato é maior, alcançando valores de saturação acima de 8 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ no período com ausência de substrato. Desta forma, verifica-se que o acúmulo de nitrito não pode ser atribuído à concentração de OD.

Aos 102 e 186 dias de operação, o reator operou uma temperatura média de 23,4 e 26,2 °C, o que pode ter contribuído para que a taxa de crescimento das BOA fosse maior do que das BON, o que consequentemente culminou com o acúmulo de nitrito. Randall e Buth

(1984) afirmam que a taxa em que ocorre a produção de nitrato é muito mais influenciada pela temperatura do que a taxa de produção de nitrito. Em temperaturas maiores que 15 °C, as bactérias que oxidam amônia possuem maior taxa de crescimento que as bactérias que oxidam nitrito (BÉRNET; SPERANDIO, 2009). Com isso, a taxa de crescimento das bactérias que oxidam amônia pode exceder a taxa das bactérias que oxidam o nitrito, ocasionando o acúmulo do composto.

Van Haandel, Kato e Von Sperling (2009) afirmam que em temperaturas baixas (abaixo de 20 °C) a taxa da nitratação ocorre de forma mais rápida que a taxa de nitrificação, desta forma, em sistemas sob condições estacionárias, a acumulação de nitrito será muito pequena. No entanto, em condições de temperaturas elevadas (acima de 25 °C) a taxa da nitrificação é mais rápida que a taxa de nitratação, favorecendo assim a acumulação de nitrito.

Conforme apontam Anthonisen *et al.* (1976), a presença de amônia livre ($\text{NH}_3\text{-N}$), que é decorrente do pH, temperatura e concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ no meio líquido, pode inibir a atividade das bactérias *Nitrosomonas* para concentrações presentes na fase líquida acima de 10 mg $\text{NH}_3\text{-N}\cdot\text{L}^{-1}$, enquanto as bactérias *Nitrobacter* são inibidas para concentrações de 0,1 a 1 $\text{NH}_3\text{-N}\cdot\text{L}^{-1}$. Concentrações de $\text{NH}_3\text{-N}$ nas faixas de 0,33 a 1,11 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e de 0,008 a 7,45 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, foram obtidas para os ciclos analisados do 102º e 108º dia operacional, respectivamente, indicando que a presença de amônia livre pode ter sido um dos fatores que contribuíram para a inibição das bactérias que oxidam o nitrito, ocasionando o acúmulo do composto no reator.

Segundo Bernet *et al* (2001) se há um aumento do pH dentro do reator (aumento de amônia livre) ou diminuição (aumento de ácido nitroso livre) ocorrerá a inibição dos micro-organismos que oxidam o nitrito, podendo acarretar em um acúmulo do nitrito no sistema. As BON são mais sensíveis à amônia livre e ao ácido nitroso que as BOA (ANTHONISEN *et al.*, 1976).

A partir das concentrações de $\text{NH}_3\text{-N}$ obtidas, é possível verificar também que embora o ciclo monitorado aos 186 dias tenha apresentado maiores concentrações de amônia livre que o ciclo monitorado aos 102 dias, é possível aferir que a baixa nitrificação ocorrida neste ciclo, não foi influenciada apenas pelas concentrações de $\text{NH}_3\text{-N}$, mas pode ser atribuída também a demais fatores, como as características da biomassa, concentração de sólidos no reator e TRS, como já evidenciado anteriormente.

4.2 MODELAGEM MATEMÁTICA

4.2.1 Desenvolvimento do Modelo

Devido às limitações do grupo de modelos ASM (ASM1, ASM2, ASM2d e ASM3) em descrever os processos que ocorrem em um RBSG, algumas modificações foram realizadas no modelo ASM3 com a finalidade de melhor prever os processos de remoção de matéria orgânica e nitrogênio em um RBS com biomassa granular. O modelo ASM3 proposto por Gujer *et al.* (1999) apresenta 13 componentes, divididas em componentes solúveis e particuladas, e 12 processos, sendo que 8 com a finalidade de descrever o crescimento dos organismos heterotróficos, 3 processos para os organismos autotróficos e 1 para o processo de hidrólise.

Com base nos modelos apresentados anteriormente (GUJER *et al.*, 1999; IACOPOZZI *et al.*, 2007; NI; YU; SUN, 2008; KAELIN *et al.*, 2009; VÁZQUEZ-PADÍN *et al.*, 2010; ZHOU *et al.*, 2013) desenvolveu-se o modelo implementado neste estudo, a partir de considerações e modificações realizadas. A seguir, são apresentadas as novas componentes e processos no modelo ASM3 modificado (ASM3m) utilizado neste estudo.

4.2.1.1 Novas Componentes

Originalmente no ASM3 a componente S_{NOX} representa as concentrações de nitrito e nitrato. A consideração do nitrito como produto intermediário nos processos de nitrificação e desnitrificação exigiu a criação duas novas componentes. No modelo proposto, S_{NOX} deu origem as componentes S_{NO2} e S_{NO3} , nitrito e nitrato respectivamente.

Para a descrição do processo de nitrificação em duas etapas, ou seja, a nitrificação e nitratação, as bactérias autotróficas que são representadas pela componente X_A passaram a ser representadas por duas novas componentes, X_{BOA} e X_{BON} , simulando as bactérias que atuam na oxidação do nitrogênio amoniacal e nitrito, respectivamente.

As componentes X_{SSV} e X_{ALC} não foram consideradas e implementadas no modelo.

4.2.1.2 Novos Processos

➤ *Organismos heterotróficos*

- No ASM3, considera-se que o crescimento dos micro-organismos heterotróficos, em condições aeróbia e anóxica, ocorre com a utilização dos polímeros celulares internos (X_{STO}) armazenados a partir do consumo dos substratos prontamente biodegradável (S_S) (Figura 2). No entanto, Krishina e Van Loosdrecht (1999) observaram que na realidade o processo de crescimento não ocorre desta maneira, ou seja, o substrato é utilizado para armazenamento e crescimento simultaneamente na fase de presença de substrato (*feast phase*) e na fase de ausência de substrato (*famine phase*), o crescimento ocorre utilizando o material armazenado nas células. Esta situação descreve bem o que ocorre em reatores que funcionam em regimes de ciclos, ou seja, em bateladas sequenciais. Diante das modificações realizadas por Ni, Yu e Sun (2008), para sistemas que operam em regimes de *feast-famine*, cujo crescimento e armazenamento pelos micro-organismos heterotróficos ocorrem simultaneamente, introduziram-se no ASM3 dois processos para simular o crescimento em condições aeróbia e anóxica, ambos utilizando S_S e X_{STO} .

- Os processos que ocorrem em condições anóxicas, ou seja, que descrevem o processo de desnitrificação heterotrófica no modelo ASM3 são definidos em uma única etapa, ou seja, a redução de NO_3^- a N_2 . Todavia, é bastante comum ocorrer em processos de tratamento o acúmulo de nitrito devido a condições operacionais. Isto posto demonstra a relevância da consideração do nitrito como intermediário da nitrificação e desnitrificação. No modelo desenvolvido os quatro processos anóxicos: armazenamento anóxico de S_S , crescimento anóxico de X_H , respiração endógena anóxica e respiração anóxica de X_{STO} foram duplicados. Com isso, os processos passaram a ocorrer considerando o SNO_3 e SNO_2 como substrato, ocorrendo em duas etapas, do NO_3^- para NO_2^- e deste para N_2 .

➤ *Organismos autotróficos*

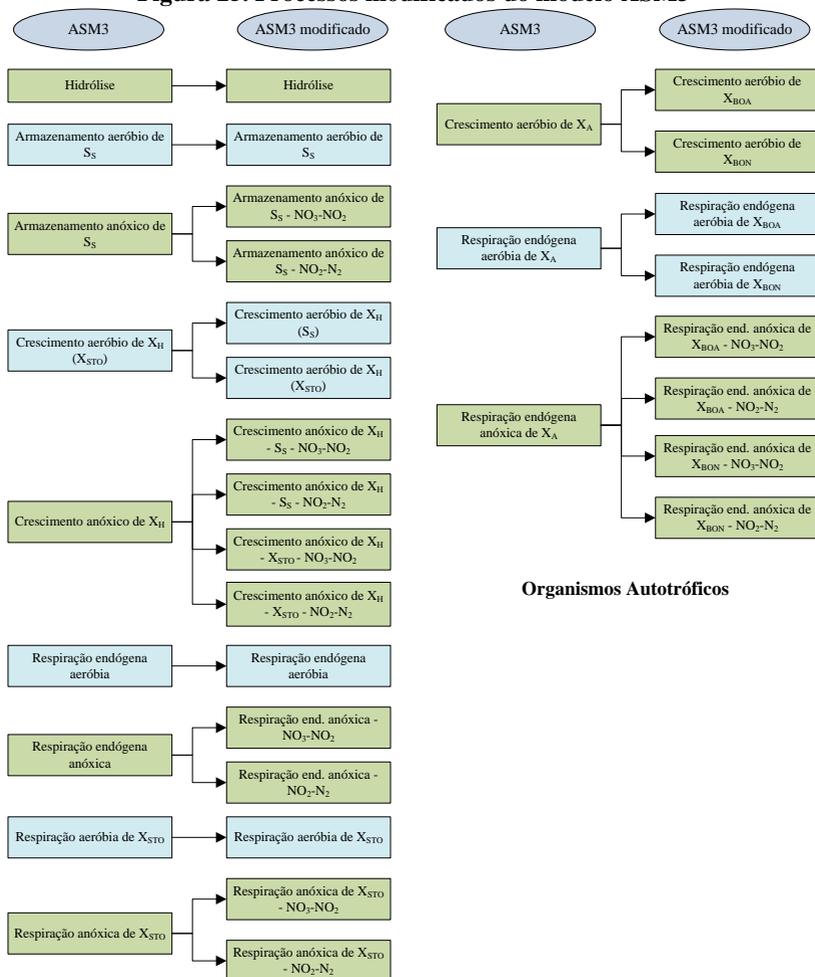
- O processo de nitrificação passou a ser descrito em duas etapas, sendo o nitrito o produto intermediário do processo. Os processos de crescimento aeróbio, respiração endógena aeróbia e anóxica foram duplicados para X_{BOA} e X_{BON} ;

- A consideração do nitrito como intermediário do processo de respiração anóxica endógena também foi considerado. A partir disso, o processo passou a ocorrer em duas etapas, do NO_3^- para NO_2^- e deste para N_2 .

Resumidamente, o modelo modificado e implementado neste estudo contém 13 componentes, sendo 7 delas solúveis e 6 particuladas. Ao todo, 24 processos foram definidos para descrever as reações de remoção de matéria orgânica e nitrogênio. Destes processos, um é utilizado para a simulação da hidrólise, 15 processos descrevem a remoção de DQO e a desnitrificação, e o restante, 8 processos, a descrição da nitrificação em duas etapas. Um esquema comparativo entre o ASM3 e o ASM3m (com modificações) é apresentado na Figura 25.

A matriz estequiométrica do modelo e as equações dos processos implementados estão apresentados nos Apêndices A e B, respectivamente. Os parâmetros cinéticos e estequiométricos utilizados no estudo, considerando uma temperatura de 20 °C, estão apresentados no Apêndice C. Estes parâmetros utilizados para a modelagem do RBSG foram obtidos a partir da literatura.

Figura 25. Processos modificados do modelo ASM3



Organismos Heterotróficos

Organismos Autotróficos

4.2.2 Simulação do RBSG no AQUASIM

A simulação dos modelos ASM3 e ASM3m foram realizadas para um ciclo de operação com duração de 4 horas, monitorado aos 186 dias de operação. Os dados de entrada das componentes dos modelos implementados no programa AQUASIM são dados na Tabela 7.

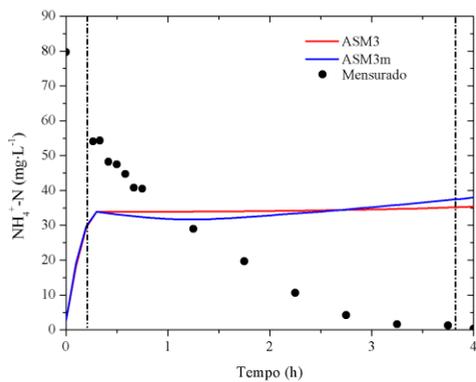
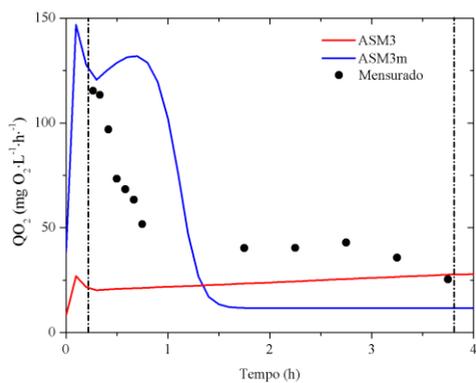
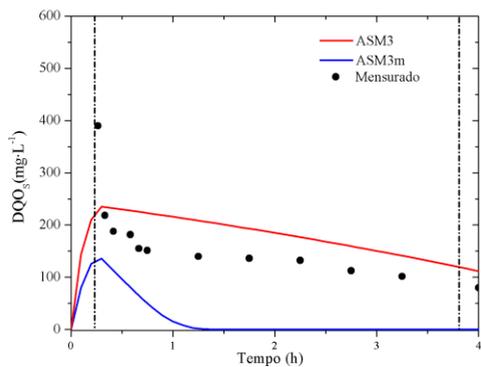
Tabela 7. Componentes de entrada dos modelos implementados

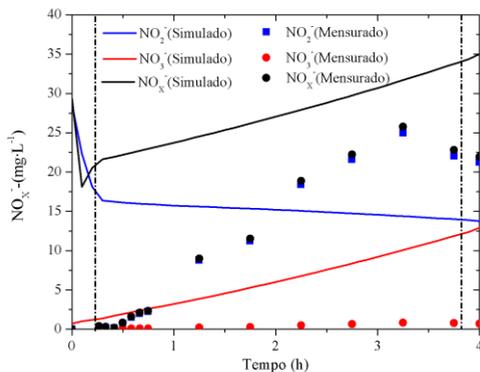
Componente	ASM3		ASM3m	
	Concentração Afluente	Concentração Inicial	Concentração Afluente	Concentração Inicial
S_S	442,91	0	442,91	0
S_I	81,5	86,4	81,5	86,4
S_{NH4}	79,7	2,75	79,7	2,75
S_{NOX}	0	29,32	-	-
S_{NO2}	-	-	0	28,59
S_{NO3}	-	-	0	0,73
S_O	0,26	6,16	0,26	6,16
X_S	283,66	0	283,66	0
X_I	0	0	0	0
X_{BOA}	-	-	-	14,49
X_{BON}	-	-	-	23,56
X_A	-	38,05	-	-
X_H	-	746	-	746
X_{STO}	-	0	-	0

Para o modelo ASM3, ressalta-se que as componentes X_A e S_{NOX} representam as concentrações dos micro-organismos heterotróficos e das formas oxidadas do nitrogênio amoniacal, respectivamente. As componentes X_{BOA} e X_{BON} representam as concentrações de BOA e BON, e X_{NO2} e X_{NO3} as concentrações de nitrito e nitrato, para o modelo ASM3m.

A Figura 26 apresenta os resultados das simulações realizadas no programa AQUASIM do modelo ASM3, originalmente proposto pelo IWA, por meio do seu grupo de trabalho em modelagem do processo de lodos ativados, e do modelo desenvolvido neste trabalho, denominado de ASM3m. As variáveis simuladas foram DQO_S , QO_2 , NH_4^+-N e $NO_2^- - N$ e $NO_3^- - N$. Na figura, as linhas tracejadas, da esquerda e da direita, indicam o início e término da fase de aeração, respectivamente, ou seja, a divisão do ciclo nas seguintes fases: enchimento, aeração, sedimentação e final do ciclo.

Figura 26. Simulação de um ciclo de operação do RBSG no AQUASIM para (a)DQO₅; (b)QO₂; (c)NH₄⁺-N e (d)NO_x⁻N





(d)

De modo geral, observa-se que as simulações realizadas, tanto com o modelo ASM3, quanto com o modelo ASM3m, não responderam bem aos valores obtidos experimentalmente. Os valores obtidos no programa, para ambos os modelos, foram bastante divergentes.

Para o parâmetro DQO_S (Figura 26a) as simulações realizadas pelos modelos implementados indicaram a tendência da queda das concentrações ao longo do ciclo de operação. Nota-se que o comportamento da DQO_S simulada com o modelo ASM3m apresentou uma melhor referência à situação experimental, ou seja, maior consumo de DQO_S, que majoritariamente é composta por material de fácil degradação, na fase inicial de aeração. A DQO_S simulada pelo ASM3 demonstrou um comportamento linear, indicando a mesma taxa de consumo de DQO_S durante todo o ciclo. A concentração de DQO_S no final do ciclo obtida pelo ASM3 foi de 111,17 mg·L⁻¹, valor bem mais próximo ao obtido experimentalmente, de 81,5 mg·L⁻¹. Maior DQO_S foi obtida na simulação do ASM3 uma vez que a variável solúvel S₁ não foi degradada (dado não apresentado). No modelo ASM3m a variável S₁ permaneceu como sendo 0 em todo o período.

Ainda em relação a variável acima descrita, a diferença entre os dados preditivos e reais podem estar relacionados com a dificuldade em caracterizar o esgoto afluente, ou seja, diferenciar as frações (S₁, S_S, X_S e X₁). De acordo com a metodologia de cálculo utilizada, os valores de X₁ foram negativos inicialmente e com isso, adotou-se como se o mesmo fosse 0.

Na Figura 26b, verifica-se o comportamento da QO₂ durante o ciclo analisado e simulado. Como é conhecido, maiores valores de QO₂

são obtidos no início do ciclo de operação, devido à maior disponibilidade de substrato (DQO e $\text{NH}_4^+\text{-N}$). Conforme a quantidade de substrato presente vai diminuindo, a atividade dos micro-organismos também diminui e com isso menor quantidade de OD será utilizada. Para esta variável, ambos os modelos responderam de forma diferente nas simulações. Nota-se novamente, que o modelo ASM3m foi o que melhor descreveu o comportamento da TCO. Os valores obtidos pela simulação realizada pelo modelo ASM3 foram aumentando ao longo do ciclo. Este comportamento contradiz os valores obtidos experimentalmente, uma vez que a disponibilidade de substrato, principalmente material orgânico diminuiu ao longo do ciclo operacional.

O maior consumo de oxigênio e degradação de DQO no início do ciclo também foram observados por Ni *et al.* (2009) em simulações realizadas no programa AQUASIM, utilizando o modelo ASM3, após a consideração do armazenamento e crescimento simultâneo utilizando-se o material orgânico prontamente biodegradável (S_s), em condições aeróbia e anóxica.

Os modelos implementados não descreveram bem o perfil do nitrogênio amoniacal no ciclo analisado (Figura 26c). Para ambos, observa-se que as concentrações de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ não diminuem, ou seja, não ocorre o processo de nitrificação. Uma das possíveis constatações para que o programa não tenha simulado bem o processo de nitrificação é a concentração inicial de micro-organismos autotróficos (X_A , X_{BOA} e X_{BON}) implementada no *software*. Para tentar solucionar este problema, simulou-se o RBSG para um período de 100 dias, com a finalidade de obter uma concentração de biomassa que conduzisse ao consumo de nitrogênio amoniacal. Todavia, após este grande período de simulação, a concentração de X_A , X_{BOA} e X_{BON} aumentou, mas não levou ao consumo de $\text{NH}_4^+\text{-N}$. Observou-se também, que para um grande período de simulação, as concentrações de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ aumentaram e foram acumulando dentro do reator. Conforme apontam de Kreuk *et al.* (2007), na modelagem de sistemas em RBS, os componentes podem acumular durante as simulações, permanecendo no reator e aumento nos ciclos posteriores, o que conduz a dados bastante diferentes do modelo implementado com os dados obtidos experimentalmente.

Mesmo não ocorrendo o processo de nitrificação, os modelos implementados conduziram a uma produção de $\text{NO}_3^-\text{-N}$. Estes dados simulados são incertos, além de divergirem com os dados experimentais, que demonstraram uma maior produção de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e acúmulo deste

(Figura 26d). Não é possível aferir qual foi a possível causa do aumento de NO_3^- -N nas simulações, já que não teve o processo de nitrificação.

A discrepância existente entre os dados simulados pelo programa AQUASIM e os dados obtidos experimentalmente pode ser justificada pela dificuldade da implementação de um RBSG no *software*, assim como a complexidade que o mesmo toma, devido a necessidade da implementação de vários compartimentos, dentre os quais, o compartimento de biofilme. Este compartimento exige a definição de coeficientes de difusão para as componentes solúveis e também a definição de coeficientes de densidade para as componentes particuladas, para descrever o processo de transferência de massa para o interior dos grânulos (biofilme).

De acordo com de Kreuk *et al.* (2007) a complexidade do RBSG é a principal razão do modelo implementado ser menos preditivo. Os autores reforçam ainda que o transporte difusivo de massa nunca foi um problema direto do ASM, visto que para sistemas de lodos ativados, a concentração de biomassa é assumida apenas como presente no meio líquido em suspensão. Nestas simulações, assumiram-se os micro-organismos presentes também no interior dos grânulos, ou seja, compondo o biofilme, tornando-se complexo demais.

A difusão de massa desempenha um papel importante em sistemas de biofilme e até mesmo de lodos ativados, no entanto, para estes, a difusão é constantemente negligenciada. Os processos de difusão influenciam nas constantes de afinidade pelos substratos (PÉREZ; PICIOREANU; VAN LOOSDRECHT, 2005). Analisando os parâmetros cinéticos relacionados aos grupos de micro-organismos oxidadores de amônia e nitrito em grânulos aeróbios, Fang *et al.* (2009) verificaram que a limitação da transferência de massa e a localização das bactérias possuem considerável influência nos valores das constantes de afinidade.

Observa-se também que as concentrações para os compostos DQO_5 e NH_4^+ -N obtidos na simulação, principalmente na mistura, são bastante inferiores aos obtidos de forma experimental. O programa não calculou com confiabilidade a diluição dos compostos. Esta diminuição da concentração dos substratos também foi reportada por de Kreuk *et al.* (2007). Segundo os autores, o afluente é misturado com o líquido presente no reator que restou do ciclo anterior, levando a uma diminuição do meio líquido presente no compartimento que contém a biomassa granular. Nas simulações realizadas no referido trabalho, havia uma longa fase de alimentação. Para solucionar tal problema, os

coeficientes de difusão de acetato foram aumentados de forma arbitrária durante a fase de enchimento.

Além dos problemas acima mencionados, no programa utilizado não foi possível incorporar a variação das concentrações das variáveis de entrada no esgoto afluente ao reator de um ciclo para outro, o que dificultou para se obtivesse uma série simulada para vários dias de operação. Na grande maioria dos estudos de simulação utilizando-se o AQUASIM, os autores utilizaram esgoto sintético como fonte de alimentação do reator (BEUN; HEIJNEN; VAN LOOSDRECHT, 2001; VÁZQUEZ-PADÍN *et al.*, 2010), o que contribui para uma melhor simulação, visto que possíveis erros nos dados de entrada são diminuídos.

De forma geral, a qualidade das simulações matemáticas pode ser prejudicada por diversas fontes de erros, dentro os quais se destacam: o contexto e enquadramento do modelo, incerteza nos dados de entrada, na estrutura do modelo e dos parâmetros implementados, assim como as incertezas de ordem técnicas, por exemplo, erro de implementação do modelo no *software* (REFSGAARD *et al.*, 2007).

5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

A partir dos resultados obtidos neste trabalho é possível concluir que:

➤ *Em relação ao desempenho do reator:*

- A formação de grânulos aeróbios com esgoto sanitário na alimentação do RBSG demonstrou ser viável. Para uma carga volumétrica aplicada média de $1,1 \pm 0,3 \text{ kg DQO}_5 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. O processo de granulação ocorreu de maneira gradual e levou mais tempo do que o reportado na literatura quando utilizado esgoto sintético com alta carga.
- A partir dos 150 dias de operação, grânulos com diâmetro médio variando entre 0,4 a 0,6 mm foram encontrados, o que representou cerca de 80% da biomassa do reator. O IVL_{30} a partir dos 100 dias de operação esteve abaixo de $100 \text{ mL} \cdot \text{g}^{-1}$, com um lodo apresentando ótima sedimentação, e foi obtida uma concentração média de $2 \text{ g SST} \cdot \text{L}^{-1}$ no reator;
- Os parâmetros biocinéticos idade do lodo e velocidade específica observada de crescimento da biomassa apresentaram valores bastante distintos durante a fase inicial do processo de formação de grânulos, mas com o predomínio dos grânulos no reator, estes parâmetros tenderam a valores mais próximos. A idade do lodo variou de 10 a 20 d, com a estabilização da biomassa e μ_{obs} esteve próximo de $0,1 \text{ d}^{-1}$. O fator de rendimento observado da biomassa apresentou grande variação para todo período estudado, sendo obtido um valor médio de $0,62 \pm 0,57 \text{ g SSV} \cdot \text{g}^{-1} \text{ DQO}$;
- A eficiência de remoção média de DQO_5 foi de $78 \pm 9\%$. As eficiências de remoção para DQO_T e $\text{DBO}_{5,20^\circ}$ foram afetadas durante o processo de granulação, devido à lavagem de biomassa que ocasionou maior presença de sólidos no efluente tratado (média de $70 \pm 18\%$ e $78 \pm 14\%$, respectivamente). Ambas variáveis obtiveram melhorias significativas na eficiência de remoção após os 165 dias de operação, quando ocorreu a conclusão do processo de granulação no reator. As remoções de $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ e NT foram melhorando ao longo da operação do reator, principalmente com a formação de grânulos, que contribuiu para o crescimento de organismos

autotróficos, contudo observou-se acúmulo de nitrito no reator.

➤ *Em relação à modelagem matemática:*

- Os modelos ASM3 e ASM3m não responderam com confiabilidade os valores obtidos experimentalmente. A simulação do processo de biodegradação da DQO_s e QO₂ realizada pelo modelo ASM3m apresentou comportamento mais próximo à situação experimental do que o modelo ASM3;
- Em relação à simulação do processo de nitrificação, os modelos implementados não indicaram o consumo de NH₄⁺-N, no entanto, houve a formação de NO₂⁻-N e NO₃⁻-N, demonstrando alguma inconsistência do modelo.

A partir dos resultados e conclusões aqui obtidas, sugerem-se para os próximos trabalhos as seguintes recomendações:

- Estudar alternativas que promovam um incremento na carga volumétrica aplicada ao reator, como o aumento do percentual de troca volumétrica e diminuição do tempo de duração de ciclo, como tentativa de diminuir o tempo de formação de grânulos aeróbios;
- Para diminuir o acúmulo de nitrito no reator, incorporar uma fase anóxica durante o tempo de ciclo do reator;
- Investigar a produção e emissão de óxido nitroso (N₂O) e os fatores operacionais que corroboram a formação deste gás de grande importância no contexto das alterações climáticas;
- Realizar ensaios específicos para a determinação das constantes cinéticas dos micro-organismos heterotróficos e autotróficos;
- Corrigir as possíveis inconsistências do modelo ASM3m;
- Averiguar e retificar os erros de implementação dos modelos no programa AQUASIM;
- Calibrar e validar o modelo desenvolvido neste trabalho.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ADAV, S.; LEE, DJ.; LAI, JY. Aerobic granulation in sequencing batch reactor at different settling times. **Bioresource Technology**, 100 (21): 5359-5361, 2009.

ADAV, S.; LEE, DJ.; SHOW, KY.; TAY, JH. Aerobic granular sludge: Recent advances. **Biotechnology Advances**, 26 (5): 411-423, 2008.

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.

AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS (ASCE). **Measurement of oxygen transfer in clear water**. 2ª edição, New York, 1990.

ANTHONISEN, A. C.; LOEHR, R. C.; PRAKASAM, T. B. S.; AND SRINATH, E. G. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. **Journal Water Pollution Control Federation**, 48 (5): 835-852, 1976.

ANTONIOU, P.; HAMILTON, J.; KOOPMAN, B.; JAIN, R.; HOLLOWAY, B.; LYBERATOS, G.; SVORONOS, S. A. Effect of temperature and pH on the effective maximum specific growth rate of nitrifying bacteria. **Water Research**, 24 (1): 97-101, 1990.

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

ARROJO, B.; MOSQUERA-CORRAL, A.; GARRIDO, J. M.; MÉNDEZ, R. Aerobic granulation with industrial wastewater in sequencing batch reactors. **Water Research**, 38 (14-15): 3389-3399, 2004.

BAOZHEN, W.; JUN, L.; LIN, W.; MEISHENG, JL. Mechanism of phosphorus removal by SBR submerged biofilm system. **Water Research**, 32 (9): 2633-2638, 1998.

BARBOSA, S.R. **Tratamento de efluentes em reator de leito fluidizado sequencial 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 aeróbico no tratamento de efluentes têxteis**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 1998.

BATSTONE, D. J.; KELLER, J.; ANGELIDAKI, I.; KALYUZHNYI, S.; PAVLOSTATHIS, S.G.; ROZZI, A.; SANDERS, W.; SIEGRIST, H.; VAVILIN, V. **Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1)**. London: IWA Publishing, 2002, 77 p.

BERNET, N., SPÉRANDIO, M. Principles of nitrifying processes. In: CERVANTES (editor), F.J. **Environmental Technologies to Treat Nitrogen Pollution: Principles and Engineering**. London: IWA Publishing, 2009, 23-39.

BERNET, N.; DANGCONG, P.; DELGENE, J. P.; MOLETTA, R. Nitrification at low oxygen concentration in biofilm reactor. **Journal of Environmental Engineering**, 127 (3): 266-271, 2001.

BEUN, J. J.; HEIJNEN, J. J.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. N-removal in a granular sludge sequencing batch airlift reactor. **Biotechnology and Bioengineering**, 75 (1):82-92, 2001.

BEUN, J. J.; HENDRIKS, A., VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; MORGENROTH, E.; WILDERER, P. A.; HEIJNEN, J. J. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor. **Water Research**, 33 (10): 2283-2290, 1999.

BEUN, J. J.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J. Aerobic granulation in a sequencing batch airlift reactor. **Water Research**, 36 (3): 702-712, 2002.

BORTOLLO NETO, A. F. **Estratégias para a nitrificação em reator de leito fluidizado sequencial em batelada**. Dissertação

(Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2004.

CAMPOS, J. L.; FIGUEROA, M.; MOSQUERA-CORRAL, A.; MÉNDEZ, R. Aerobic sludge granulation: start-of-the-art. **International Journal of Environmental Engineering**, 1 (2): 136-151, 2009.

CARRERA, J.; JUBANY, I.; CARVALHO, L.; CHAMY, R.; LAFUENTE, J. Kinetic models for nitrification inhibition by ammonium and nitrite in a suspended and an immobilized biomass systems. **Process Biochemistry**, 39 (9): 1159-1165, 2004.

CASSIDY, D. P.; BELIA, E. Nitrogen and phosphorus removal from an abattoir wastewater in a SBR with aerobic granular sludge. **Water Research**, 39 (19): 4817-4823, 2005.

CHANG, YJ.; TSENG, SK. A novel double-membrane system for simultaneous nitrification and denitrification in a single tank. **Letters in Applied Microbiology**, 28 (6): 453-456, 1999.

CHEN, Y.; JIANG, W.; LIANG, DT.; TAY, JH. Biodegradation and kinetics of aerobic granules under high organic loading rates in sequencing batch reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 79 (2): 301-308, 2008.

CHIU, YC.; CHUNG, MS. Determination of optimal COD/nitrate ratio for biological denitrification. **International Biodeterioration & Biodegradation**, 51 (1): 43-49, 2003.

COMA, M.; VERAWATY, M.; PIJUAN, M.; YUAN, Z.; BOND, P. L. Enhancing aerobic granulation for biological nutrient removal from domestic wastewater. **Bioresource Technology**, 103 (1): 101-108, 2012.

CONSELHO NACIONAL DE MEIO AMBIENTE. **Resolução nº. 357**, 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. Brasília: DF.

CONSELHO NACIONAL DE MEIO AMBIENTE. **Resolução nº. 430**, de 24 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº. 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional de Meio Ambiente. Brasília: DF.

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.

CUERVO-LÓPEZ, F.; HERNÁNDEZ, S. M.; TEXIER, A. C.; GÓMEZ, J. Principles of denitrifying processes. In: CERVANTES (editor), F.J. **Environmental Technologies to Treat Nitrogen Pollution: Principles and Engineering**. London: IWA Publishing, 2009, 41-65.

DANGCONG, P., BERNET, N., DELGENES, J.P., MOLETTA, R. Aerobic granular sludge – a case report. **Water Research**, 33 (3): 890-893, 1999.

DE BRUIN, L. M. M.; VAN DER ROEST, H. F. R.; UIJTERLINDE, C.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Aerobic granular Sludge technology: an alternative to activated sludge?. **Water Science & Technology**, 49 (11-12): 1-7, 2004.

DE KREUK, M. K.; KISHIDA, N.; VAN LOOSDRECHT M. C.. M. Aerobic granular Sludge – state of the art. **Water Science & Technology**, 55 (8-9): 75-81, 2007.

DE KREUK, M. K.; PICIOREANU, C.; HOUSSEINI, M.; XAVIER, J. B.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Kinetic model of a granular sludge SBR: Influences on nutrient removal. **Biotechnology and Bioengineering**, 97 (4): 801-815, 2007.

DE KREUK, M.; VAN LOOSDRECHT, M. C.M. Formation of aerobic granules with domestic sewage. **Journal of Environmental Engineering**, 132 (6): 694-697, 2006.

DE KREUK, M.K., HEIJNEN, J.J., VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Simultaneous COD, nitrogen, and phosphate removal by aerobic granular sludge. **Biotechnology & Bioengineering**, 90 (6): 761-769, 2005b.

DE KREUK, M.K., MCSWAIN, B.S., BATHE, S., TAY, S.T.L., SCHWARZENBECK, N., WILDERER, P.A. Discussion outcomes. In: **Aerobic granular sludge**. Water and Environmental Management Series. London: IWA Publishing, p. 155-169. 2005a

DEBIK, E.; MANAV, N. Sequence Optimization in a sequencing batch reactor for biological nutrient removal from domestic wastewater. **Bioprocess Biosystem Engineering**, 33 (05): 533-540, 2009.

FANG, F.; NI, B.J.; LI, X.Y.; SHENG, G.P.; YU, H.Q. Kinetic analysis on the two-step process of AOB and NOB in aerobic nitrifying granules. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 83 (6): 1159-1169, 2009.

FERRAI, M.; GUGLIELMI, G.; ANDREOTTOLA, G. Modelling respirometric tests for the assessment of kinetic and stoichiometric parameters on MBBR biofilm for municipal wastewater treatment. **Environmental Modelling & Software**, 25 (5): 626-632, 2010.

FIGUEROA, M.; MOSQUERRA-CORRAL, A.; CAMPOS, J. L.; MÉNDEZ, R. Treatment of saline wastewater in SBR aerobic granular reactors. **Water Science & Technology**, 58 (2): 479-485, 2008.

FU, Z.; YANG, F.; ZHOU, F.; XUE, Y. Control of COD/N ratio for nutrient removal in a modified membrane bioreactor (MBR) treating high strength wastewater. **Bioresource Technology**, 100 (1): 136-141, 2009.

FURUMAI, H.; KAZMI, A. A.; FUJITA, M.; FURUYA, Y.; SASAKI, K. Modeling long term nutrient removal in a sequencing batch reactor, **Water Research**, 33 (11): 2708-2714, 1999.

GABALDÓN, C.; FERRER, J.; SECO, A.; MARZAL, P. A software for the integrated design of wastewater treatment plants. **Environmental Modelling & Software**, 13 (1): 31-44, 1998.

GAO JF.; GUO, JQ.; CHEN, RN.; SU K. Influence of H/D on aerobic granulation in sequencing batch reactors. In: IWA World Water Congress, 6, 2008, Vienna, Austria. **Anais...**2008

GAO, D.; LIU, L.; LIANG, H.; WU, WM. Aerobic granular sludge: characterization, mechanism of granulation and application to wastewater treatment. **Critical Reviews in Biotechnology**, 32 (2): 137-152, 2011.

GARRIDO, J. M.; VAN BENTHUN, W. A. J.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J. Influence of dissolved oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. **Biotechnology Bioengineering**, 53 (2): 1159-1165, 1997.

GERARDI, M. H. **Troubleshooting the sequencing batch reactor**. 1ª Edição. New Jersey: John Wiley and Sons, 2010. 216 p.

GERARDI, M. H. **Wastewater microbiology: nitrification and denitrification in the activated sludge process**. 1ª Edição. New York: John Wiley and Sons, 2002. 208 p.

GERNAEY, K.V.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HENZE, M.; LIND, M.; JØRGENSEN S.B. Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art. **Environmental Modeling & Software**, 19 (9): 763-783, 2004.

GOKCAY, C. F.; SIN, G. Modelling of a large-scale Wastewater treatment plant for efficient operation. **Water Science and Technology**, 50 (7): 123-130, 2004.

GRADY, C. P. L.; DAIGGER, G. T.; LIM, H. C. **Biological Wastewater Treatment**. 2ª Edição. Flórida: Taylor & Francis Group. Boca Raton, 1999. 1092 p.

GRAY, N. F. **Biology of Wastewater Treatment**. 1ª Edição. London: Imperial College Press, 2004. 1439 p.

GUJER, W.; HENZE, M.; MINO, T.; MATSUO, T.; WENTZEL, M. C.; MARAIS, G. R. The Activated Sludge Model N° 2: Biological

phosphorus removal. **Water Science and Technology**, 31 (2): 1-11, 1995.

GUJER, W.; HENZE, M.; MINO, T.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Activated Sludge Model N°3. **Water Science and Technology**, 39 (1): 183-193, 1999.

GUO, H; ZHOU, J.; SU, J.; ZHANG, Z. Integration of nitrification and denitrification in airlift bioreactor. **Biochemical Engineering Journal**, 23 (1): 57-62, 2005.

GUO, J; PENG, Y.; HUANG, H.; WANG, S.; GE, S.; ZHANG, J.; WANG, Z. Short-and long-term effects of temperature on partial nitrification in a sequencing batch reactor treating domestic wastewater. **Journal of Hazardous Materials**, 179 (1-3): 471-479, 2010.

GUPTA, A. B.; GUPTA, S. K. Simultaneous carbon and nitrogen removal from high strength domestic wastewater in an aerobic RBC biofilm. **Water Research**, 35 (7): 1714-1722, 2001.

HAILEI, W.; GUANGLI, Y.; GUOSHENG, L.; FENG, P. A new way to cultivate aerobic granules in the process of papermaking wastewater treatment. **Biochemical Engineering Journal**, 28 (1): 99-103, 2006.

HAO, X.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; MEIJER, S. C. F.; HEIJNEN J. J.; QIAN, Y. Model-based evaluation of denitrifying P removal in a two-sludge system. **Journal of Environmental Engineering**, 127 (2): 112–118, 2001.

HE, SB.; XUE, G.; WANG, BZ. Factors affecting simultaneous and denitrification (SND) and its kinetics model in membrane bioreactor. **Journal of Hazardous Materials**, 168 (2-3): 704-710, 2009.

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.

HEIN DE CAMPOS, R. **Utilização de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio em sistema de tratamento combinado de águas**

residuais. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2001.

HENZE, M.; GRADY, C. P. L.; JR., GUJER, W.; MARAIS, G. V. R.; MATSUO, T., Activated Sludge Model No. 1. **IAWQ Scientific and Technical Report No. 1**, London, UK, 1987.

HENZE, M.; GUJER, W.; MINO, T.; MATSUO, T.; WENTZEL, M. C., MARAIS, G. R.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Activated Sludge Model N°2D. **Water Science and Technology**, 39 (1): 165-182, 1999.

HERNANDEZ, D.; ROWE, J. J. Oxygen inhibition of nitrate uptake is a general regulatory mechanism in nitrate respiration. **The Journal of Biological Chemistry**, 263 (17): n7937-7939, 1988.

HOCAOGLU, S. M.; INSEL, G.; COKGOR, E. U.; ORHON, D. Effect of low dissolved oxygen on simultaneous nitrification and denitrification in a membrane bioreactor treating black water. **Bioresource Technology**, 102 (6): 4333-4440, 2011.

IACOPOZZI, I.; INNOCENTI, V.; MARSILI-LIBELLI, S.; GIUSTI, E. A modified Activated Sludge Model N°3 (ASM3) with two-step nitrification-denitrification. **Environmental Modelling & Software**, 22 (6): 847-861, 2007.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA (IBGE). **Pesquisa Nacional de Saneamento Básico: 2008**. Rio de Janeiro: IBGE. 2010. 219 p.

IVANOV, V.; TAY, S. TL. Microorganisms of aerobic microbial granules. In: Tay, JH.; Tay, S. TL.; Liu, Y.; Show, KY.; Ivanov, V. **Biogranulation technologies for wastewater treatment**. Oxford: Elsevier's Science and Technology, 2006, 135-161.

JANUS, T.; ULANICKI, B. Modelling SMP and EPS formation and degradation kinetics with an extended ASM3 model. **Desalination**, 261 (1-2): 117-125, 2010.

JIANG, HL.; TAY, JH.; LIU, Y.; TAY, S. TL. Ca^{2+} augmentation for enhancement of aerobically grown microbial granules in sludge blanket reactors. **Biotechnology Letters**, 25 (2): 95-99, 2003.

JIANG, HL.; TAY, JH.; TAY, S. TL. Aggregation of immobilized activated sludge cells into aerobically grown microbial granules for the aerobic biodegradation of phenol. **Letters in Applied Microbiology**, 35 (5): 439-445, 2002.

JOO, HS.; HIRAI, M.; SHODA, M. Characteristics of ammonium removal by heterotrophic nitrification-aerobic denitrification by *Alcaligenes faecalis* No. 4. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, 100 (2): 184-191, 2005.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 5ª Edição. Rio de Janeiro: ABES, 2009, 940 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.

JUNGLES, M. K.; FIGUEROA, M.; MORALES, N.; VAL DEL RÍO, Á.; COSTA, R. H. R.; CAMPOS, J. L.; MOSQUERA-CORRAL, A.; MÉNDEZ, R. Start up of a pilot scale aerobic granular reactor for organic matter and nitrogen removal. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, 86 (5): 763-768, 2011.

KAELIN, D.; MANSER, R.; RIEGER, L.; EUGSTER, J.; ROTTERMANN, K.; SIEGRIST, H. Extension of ASM3 for two-step nitrification and denitrification its calibration and validation with batch tests and pilot scale data. **Water Research**, 43 (6): 1680-1692, 2009.

KAMPSCHREUR, M. J.; TEMMINK, H.; KLEEREBEZEM, R.; JETTEN, M. S.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Nitrous oxide emission during wastewater treatment. **Water Research**, 43 (17): 4093-4103, 2009.

KARGI, F.; UYGUR, A. Nutrient loading effects on nutrient removal in a five-step sequencing batch reactor. **Process Biochemistry**, 39 (4): 507-512, 2003.

KIM, M.; JEONG, SY.; YOON, SJ.; CHO, SJ.; KIM, IH.; KIM, MJ.; RYU, EY.; LEE SJ. Aerobic denitrification of *Pseudomonas putida* AD-21 at different C/N ratios. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, 106 (5): 498-502, 2008.

KOCH, G.; KÜHNI, M.; GUJER, W.; SIEGRIST, H. Calibration and validation of Activated Sludge Model n°3 for Swiss municipal wastewater. **Water Research**, 34 (14): 3580-3590, 2000.

KRISHNA, C. ; VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Substrate flux into storage and growth in relation to activated sludge modelling. **Water Research**, 33(14): 3149–3161, 1999.

LAMEGO NETO, L. G. **Tratamento de esgoto urbano em reator híbrido operado em bateladas sequenciais (RHBS) submetido a variações de cargas**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis – SC, 2008.

LETTINGA, G.; VAL HELSEN, A. F. M.; HOSMA, S. W.; DE ZEEUW, W.; KLAPWIJK, A. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, 22 (4): 699-734, 1980.

LI, AJ.; LI, XY.; YU, HG. Effect of the food-to-microorganism (F/M) ratio on the formation and size of aerobic sludge granules. **Process Biochemistry**, 46: 2269-2276, 2011.

LI, AJ.; YANG, SF.; LI, XY.; GU, JD. Microbial population dynamics during aerobic sludge granulation at different organic loading rates. **Water Research**, 42 (13): 3352-3360, 2008.

LI, J.; PENG, Y.; GU, G.; WEI, S. Factors affecting simultaneous nitrification and denitrification in an SBBR treating domestic wastewater. **Frontiers of Environmental Science & Engineering in China**, 1 (2): 246-250, 2007.

LI, XM.; LIU, QQ.; YANG, QI.; GUO, L.; ZENG, GM.; HU, JM, ZHENG, W. Enhanced aerobic sludge granulation in sequencing batch reactor by Mg^{2+} augmentation. **Bioresource Technology**, 100 (1): 64-67, 2009.

LI, Y.; LIU, Y.; XU, H. Is sludge retention time a decisive factor for aerobic granulation in SBR?. **Bioresource Technology**, 99 (16): 7672-7677, 2008.

LIU, L.; WANG, Z.; YAO, J.; SUN, X.; CAI, W. Investigation of the properties and kinetics of glucose-fed aerobic granule sludge. **Enzyme and Microbial Technology**, 36 (2-3): 307-313, 2005.

LIU, XW.; YU, HQ.; NI, BJ.; SHENG, GP. Characterization, modeling and application of aerobic granular sludge for wastewater treatment. **Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology**, 113: 275-330, 2009.

LIU, Y. Factors affecting aerobic granulation. In: TAY, JH.; TAY, S. TL.; LIU, Y.; SHOW, KY.; IVANOV, V. **Biogranulation technologies for wastewater treatment**. 1ª Edição. Amsterdam: Elsevier, 2006, 99-114.

LIU, Y.; SHU, FY.; TAY, JH. Biosorption kinetics of Cadmium (II) on aerobic granular sludge. **Process Biochemistry**, 38 (7): 997-1001, 2003.

LIU, Y.; TAY, JH. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment, **Biotechnology Advances**, 22 (7): 533-563, 2004.

LIU, Y.; TAY, JH. The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. **Water Research**, 36 (7): 1653-1665, 2002.

LIU, Y.; WANG, ZH.; QIN, L.; LIU, YQ.; TAY, JH. Selection pressure-driven aerobic granulation in a sequencing batch reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 67 (1): 26-32, 2005.

LIU, Y.; YANG, SF.; TAY, JH. Elemental compositions and characteristics of aerobic granules cultivated at different substrate N/C

ratios. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 61 (5-6): 556-561, 2003.

LIU, YQ.; LIU, Y.; TAY, JH. Relationship between size and mass transfer resistance in aerobic granules. **Letters in Applied Microbiology**, 40 (5): 312,315, 2005.

LIU, YQ.; MOY, B.; KONG, YH.; TAY, JH. Formation, physical characteristics and microbial community structure of aerobic granules in a pilot-scale sequencing batch reactor for real wastewater treatment. **Enzyme and Microbial Technology**, 46 (6): 520-525, 2010.

LIU, YQ.; TAY, JH. Influence of cycle time on kinetic behaviors of steady-state aerobic granules in sequencing batch reactors. **Enzyme and Microbial Technology**, 41 (4): 516-522, 2007.

MAKINIA, J.; ROSENWINKEL, KH.; SPERING, V. Long-term simulation of the activated sludge process at the Hanover-Gümmerwald pilot WWTP. **Water Research**, 39 (8): 1489-1502, 2005.

MANNINA, G.; DI TRAPANI, D.; VIVIANI, G.; ØDEGAARD, H. Modelling and dynamic simulation of hybrid moving bed biofilm reactors: Model concepts and application to a pilot plant. **Biochemical Engineering Journal**, 56 (1-2): 23-36, 2011.

MANSER, R.; GUJER, W.; SIEGRIST, H. Consequences of mass transfer on the kinetics of nitrifiers. **Water Research**, 39 (19): 4633-4642, 2005.

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

MATĚJŮ, V.; CIŽINSKÁ, S.; KREJČÍ, J.; JANOCH, T. Biological water denitrification – A review. **Enzyme Microbial Technology**, 14 (3): 170-183, 1992.

MCSWAIN, B. S.; IRVINE, R. L. Dissolved oxygen as a key parameter to aerobic granule formation. **Water Science & Technology**, 58 (4): 781-787, 2008.

MEIJER, S. C. F. **Theoretical and practical aspects of modelling activated sludge processes**. Tese (Doutorado) – Delft University of Technology, Delft – Holanda, 2004.

METCALF; EDDY. **Wastewater engineering: Treatment and reuse**. 4ª Edição. New York: Editora Mc Graw Hill, Inc, 2003. 1819 p.

MISHIMA, K., NAKAMURA, M. Self-immobilization of aerobic activated sludge - a pilot study of the aerobic upflow sludge blanket process in municipal sewage treatment. **Water Science & Technology**, 23 (4-6): 981–990, 1991.

MORGENROTH, E.; SHERDEN, T.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J.; WILDERER, P.A. Aerobic granular sludge in a sequencing batch reactor. **Water Research**, 31 (12): 3191-3194, 1997.

MOSQUERA-CORRAL, A.; ARROJO, B.; FIGUEROA, M.; CAMPOS, J. L.; MÉNDEZ, R. Aerobic granulation in a mechanical stirred SBR: treatment of low organic loads. **Water Science & Technology**, 64 (1): 155-161, 2011.

MOSQUERA-CORRAL, A.; DE KREUK, M. K.; HEIJNEN, J. J.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Effects of oxygen concentration on N-removal in an aerobic granular sludge reactor. **Water Research**, 39 (12): 2676-2686, 2005.

MOUSSA, M. S.; HOOIJMANS, C. M.; LUBBERDING, H.J.; GIJZEN, H. J.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Modelling nitrification, heterotrophic growth and predation in activated sludge. **Water Research**, 39 (20): 5080-5098, 2005.

MOY, B. Y. P.; TAY, J. H.; TOH, S. K.; LIU, Y.; TAY, S. T. L. High organic loading influences the physical characteristics of aerobic sludge granules. **Letter Applied Microbiology**, 34 (6): 407-412, 2002.

MUDA, K.; ARIS, A.; SALIM, M. R.; IBRAHIM, Z.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; AHMAD, A.; NAWAHWI, M. Z. The effect of hydraulic retention time on granular Sludge biomass in treating textile Wastewater. **Water Research**, 45 (16): 4711-4721, 2011.

MULDER, A. **Anoxic Ammonium Oxidation US patent 427849 (5078884)**,1992.

MÜNCH, E.; LANT, P.; KELLER, J. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. **Water Research**, 30 (2): 277-284, 1996.

NI, BJ.; XIE, WM.; LIU, SG.; YU, HQ.; WANG, YZ.; WANG, G.; DAI, XL.; Granulation of activated sludge in a pilot-scale sequencing batch reactor for the treatment of low-strength municipal wastewater. **Water Research**, 43 (3): 751-761, 2009.

NI, BJ.; YU, HQ. Storage and growth of denitrifiers in aerobic granules: Part I. model development. **Biotechnology and Bioengineering**, 99 (2): 314-323, 2008a.

NI, BJ.; YU, HQ. Storage and growth of denitrifiers in aerobic granules: Part I. model calibration and verification. **Biotechnology and Bioengineering**, 99 (2): 324-332, 2008b.

NI, BJ.; YU, HQ.; SUN, YJ. Modelling simultaneous autotrophic and heterotrophic growth in aerobic granules. **Water Research**, 42 (6-7): 1583-1594, 2008.

NUHOGLU, A.; KESKINLER, B.; YILDIZ, E. Mathematical modelling of the activated sludge process - the Erzincan case, **Process Biochemistry**, 40 (7): 2647-2473, 2005.

OCHOA, J. C.; COLPRIM, J.; PALACIOS, B.; PAUL, E.; CHATELLIER, P. Active heterotrophic and autotrophic biomass distribution between fixed and suspended system in a hybrid biological reactor. **Water Science & Technology**, 46 (1-2): 397-404, 2002.

OH, J.; SILVERSTEIN, J. Oxygen inhibition of activated sludge denitrification. **Water Research**, 33 (8): 1925-1937, 1999.

OH, S. E.; YOO, Y. B.; YOUNG, J. C.; KIM, I. S. Effect of organics on sulfur-utilizing autotrophic denitrification under mixotrophic conditions. **Journal of Biotechnology**, 92 (1): 1-8, 2001.

PARK, S.; BAE, W.; CHUNG, J.; BAEK, SC. Empirical model of the pH dependence of the maximum specific nitrification rate. **Process Biochemistry**, 42 (12): 1671-1676, 2007.

PATEREAU, D.; BERNET, N.; MOLETTA, R. Combined nitrification and denitrification in a single aerated reactor using the aerobic denitrifier *Comamonas sp.* strain SGLY2. **Water Research**, 31 (6): 1363-1370, 1997.

PÉREZ, J.; PICIOREANU, C.; VAN LOOSDRESCHT, M. C. M. Modelling biofilm and floc diffusion process based on analytical solution of reaction-diffusion equations. **Water Research**, 39 (7): 1311-1323, 2005.

PEYONG, Y. N.; ZHOU, Y.; ABDULLAH, A. Z.; VADIVELU, V. The effect of organic loading rates and nitrogenous compounds on the aerobic granules developed using low strength wastewater. **Biochemical Engineering Journal**, 67 (15): 52-59, 2012.

QIN, L.; LIU, Y. Aerobic granulation for organic carbon and nitrogen removal in alternating aerobic-anaerobic sequencing batch reactor. **Chemosphere**, 63 (6): 926-933, 2006.

QIN, L.; LIU, Y.; TAY, JH. Effect of settling time on aerobic granulation in sequencing batch reactor. **Biochemical Engineering Journal**, 21 (1): 47-52, 2004.

RANDALL, C. W.; BUTH, D. Nitrite build-up in activated sludge resulting from temperature effects. **Journal Water Pollution Control Federation**, 56 (9): 1039-1044, 1984.

REFSGAARD, J. C.; VAN DER SLUIJS, J. P.; HØJBERG, A. L.; VANROLLEGHEM, P. A. Uncertainty in the environmental modelling process – A framework and guidance. **Environmental Modelling & Software**, 22 (11): 1543-1556, 2007.

REICHERT, P. **AQUASIM 2.0 – User Manual, Computer Program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems**. Swiss Federal Institute for Environmental Science and Technology (EAWAG), 214 p., 1998.

REN, TT.; LIU, L.; SHENG, GP.; LIU, XW.; YU, HQ.; ZHANG, MC.; ZHU, JR. Calcium spatial distribution in aerobic granules and its effects on granule structure, strength and bioactivity. **Water Research**, 42 (13): 3343-3352, 2008.

RIVAS, A.; IRIZAR, I.; AYESA, E. Model-based optimisation of Wastewater Treatment Plants design, **Environmental Modelling & Software**, 23 (4): 435-450, 2008.

ROELEVELD, P. J.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Experience with guidelines for wastewater characterization in The Netherlands, **Water Science & Technology**, 45 (6): 77-87, 2002.

ROSMAN, N. H.; ANUAR, A. N.; OTHMAN, I.; HARUN, H.; SULONG, M. Z.; ELIAS, S. H.; HASSAN, M. A. H.; CHELLIAPAN, S.; UJANG, Z. Cultivation of aerobic granular sludge for rubber wastewater treatment, **Bioresource Technology**, 129: 620-623, 2013.

RUIZ, G.; JEISON, D.; CHAMY, R. Nitrification with high nitrite accumulation for the treatment of wastewater with high ammonia concentration. **Water Research**, 37 (6): 1371-1377, 2003.

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

SANTA CATARINA. **Lei nº 14.675**, de 13 de abril de 2009. Institui o Código Estadual de Meio Ambiente e estabelece outras providências. Florianópolis: SC.

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.

SCHMIDT, I.; SLIEKERS, O.; SCHMID, M.; BOCK, E.; FUERST, J.; KUENEN, J. G.; JETTEN, M. S. M.; STROUS, M. New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater. **FEMS Microbiology Reviews**, 27 (4): 481–492, 2003.

SCHWARZENBECK, N.; BORGES, J. M.; WILDERER, P. A. Treatment of dairy effluents in an aerobic granular sludge sequencing batch reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 66 (6): 711-718, 2005.

SCHWARZENBECK, N.; ERLEY, R.; WILDERER, P. A. Aerobic granular sludge in an SBR-system treating wastewater rich in particulate matter. **Water Science & Technology**, 49 (11-12): 41-56, 2004.

SEIFI, M.; FAZAEIPOOR, M. H. Modelling simultaneous nitrification and denitrification (SND) in a fluidized bed biofilm reactor. **Applied Mathematical Modelling**, 36 (11): 5603-5613, 2012.

SIN, G.; GUIASOLA, A.; DE PAUW, D. J. W.; BAEZA, J. A.; CARRERA, J.; VANROLLEGHEM, P. A. A new approach for modelling simultaneous storage and growth processes for activated sludge systems under aerobic conditions. **Biotechnology and Bioengineering**, 92 (5): 600-613, 2005.

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

STARKENBURG, S. R.; SPIECK, E.; BOTTOMLEY, P. J. Metabolism and genomics of nitrite-oxidizing bacteria: Emphasis on studies of pure culture and *Nitrobacters* species. In: WARD, B. B.; ARP, D. J.; KLOTZ, M. G. **Nitrification**. Washington: ASM Press, 2011, 267-294.

SU, KZ.; YU, HQ. A generalized model for aerobic granule-based sequencing batch reactor. 1. Model development. **Environmental Science & Technology**, 40 (15): 4703-4708, 2006a.

- SU, KZ.; YU, HQ. A generalized model for aerobic granule-based sequencing batch reactor. 2. Parametric Sensitivity and Model Verification. **Environmental Science & Technology**, 40 (15): 4709-4713, 2006b.
- TAY, JH.; JIANG, HL.; TAY, S. TL. High-rate biodegradation of phenol by aerobically grown microbial granules. **Journal of Environmental Engineering**, 130 (12): 1415-1423, 2004.
- TAY, JH.; LIU, QS.; LIU, Y. Microscopic observation of aerobic granulation in sequential aerobic sludge blanket reactor. **Journal of Applied Microbiology**, 9 (1): 168-175, 2001a.
- TAY, JH.; LIU, QS.; LIU, Y. The effects of shear force on the formation, structure and metabolism of aerobic granules. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 57 (1-2): 227-233, 2001b.
- TAY, JH.; PAN, S.; HE, Y.; TAY, S. TL. Effect of Organic Loading Rate on Aerobic Granulation. I: Reactor Performance. **Journal of Environmental Engineering**, 130(10), 1094–1101, 2004.
- THANH, B. X.; VISVANATHAN, C.; AIM, R.B. Characterization of aerobic granular sludge at various organic loading rates. **Process Biochemistry**, 44 (2): 242-245, 2009.
- THANS, F. C. **Controle operacional de reator em bateladas sequenciais (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.; BURNETT, N.; RUWISCH, C. Simultaneous nitrification and denitrification using stored substrate (PHB) as the electron donor in an SBR. **Biotechnology and Bioengineering**, 83 (6): 706-720, 2003.
- VAL DEL RÍO, A.; FIGUEROA, M.; ARROJO, B.; MOSQUERA-CORRAL, A.; CAMPOS, J. L.; GARCÍA-TORRIELO, G.; MÉNDEZ, R. Aerobic granular SBR systems applied to the treatment of industrial

effluents. **Journal of Environmental Management**, 95 (Suplemento): 88-92, 2012.

VAN HAANDEL, A.C., KATO, M., VON SPERLING, M. Remoção biológica de nitrogênio: aplicações para o sistema de lodo ativado. In: MOTA, F.S.B., VON SPERLING, M. **Nutrientes de esgoto sanitários: utilização e remoção**. Rio de Janeiro: ABES, 2009, 174-226.

VAZQUEZ-PADÍN, J. R.; MOSQUERA-CORRAL, A.; CAMPOS, J. L.; MÉNDEZ, R.; CARRERA, J.; PÉREZ, J. Modelling aerobic granular SBR at variable COD/N ratios including accurate description of total solids concentration. **Biochemical Engineering Journal**, 49 (2): 173-184, 2010.

VERAWATY, M.; PIJUAN, M.; YUAN, Z.; BOND, P. L. Determining the mechanisms for aerobic granulation from mixed seed of floccular and crushed granules in activated sludge wastewater treatment. **Water Research**, 46 (3): 761-771, 2012.

VOGEL. **Análise química quantitativa**. 6ª Edição. Rio de Janeiro: LTC, 2002. 488 p.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 3ª Edição. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2005. 452 p.

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. **Formação, estabilidade e modelagem de grânulos aeróbios no tratamento de esgoto doméstico em um reator operado em bateladas sequenciais**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis – SC, em andamento.

WALTERS, E.; HILLE, A.; HE, M.; OCHMANN, C.; HORN, H. Simultaneous nitrification/denitrification in a biofilm airlift suspension

(BAS) reactor with biodegradable carrier material. **Water Research**, 43(18): 4461-4468, 2009.

WANG, F.; XIA, SQ.; LIU, Y.; CHEN XS.; ZHANG, J. Community analysis of ammonia and nitrite oxidizers in start-up of aerobic granular sludge reactor. **Journal of Environmental Sciences**, 19 (8): 996-1002, 2007.

WANG, SH.; GAI, LH.; ZHAO, LJ.; FAN, MH.; GONG, WX.; GAO, BY.; MA, Y. Aerobic granules for low-strength wastewater treatment: formation, structure, and microbial community. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, 84 (7): 1015-1020, 2009.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF). **Biological Nutrient Removal (BNR): Operation in Wastewater Treatment Plants**. Alexandria: Mc Graw Hill, 2005. 643 p.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF). **Nutrient Removal**. Alexandria: Mc Graw Hill, 2011, 676 p.

WEI, Y.; JI, M.; LI, R.; QIN, F. Organic and nitrogen removal from landfill leachate in aerobic granular sludge sequencing batch reactor. **Waste Management**, 32 (3): 448-455, 2012.

WIESMANN, U.; CHOI, I. S.; DOMBROWSKI, E. M. **Fundamentals of Biological Wastewater Treatment**. Weinheim: Wiley-VCH, 2007, 392 p.

WIJFFELS, R. H.; TRAMPER, J. Nitrification by immobilized cells. **Enzyme and Microbial Technology**, 17 (6): 482-492, 1995.

WLCHERN, M.; LÜBKEN, M.; BLÖMER, R.; ROSENWINKEL, K.H.; Efficiency of the Activated Sludge Model no. 3 for German wastewater on six different WWTPs, **Water Science & Technology**, 47 (11): 211-218, 2003.

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.

WRAGE, N.; VELTHOF, G. L.; VAN BEUSICHEM, M. L.; OENEMA, O. Role of nitrifier denitrification in the production of nitrous oxide. **Soil Biology and Biochemistry**, 33 (12-13): 1723-1732, 2001.

XAVIER, J. B.; DE KREUK, M.; PICIOREANU, C.; VAN LOOSDRECHT, M. M. Multi-scale individual-based model of microbial and bioconversion dynamics in aerobic granular sludge. **Environmental Science and Technology**, 41 (18): 6410-6417, 2007.

XIAO, F.; YANG, SF.; LI, XY. Physical and hydrodynamic properties of aerobic granules produced in sequencing batch reactors. **Separation and Purification Technology**, 63 (3): 634-641, 2008.

YANG, SF.; TAY, JH, LIU, Y. A novel granular sludge sequencing batch reactor for removal of organic and nitrogen from wastewater. **Journal of Biotechnology**, 106 (1): 77-86, 2003.

YANG, SF.; LIU, QS.; TAY, JH.; LIU, Y. Growth kinetics of aerobic granules developed in a sequencing batch reactors. **Letters in Applied Microbiology**, 38 (2): 106-112, 2004.

YOO, H.; AHN, KH.; LEE, HJ.; LEE, KH.; KWAK, YJ.; SONG, KG. Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (SND) via nitrite in an intermittently-aerated reactor. **Water Research**, 33 (1): 145-154, 1999.

YUAN, X.; GAO, D. Effect of dissolved oxygen on nitrogen removal and process control in aerobic granular sludge reactor. **Journal of Hazardous Materials**, 178 (1-3): 1041-1045, 2010.

ZHANG, H.; DONG, F.; JIANG, T.; WEI, Y.; WANG, T.; YANG, F. Aerobic granulation with low strength wastewater at low aeration rate in A/O/A SBR reactor. **Enzyme and Microbial Technology**, 49 (2): 215-222, 2011a.

ZHANG, H.; HE, Y.; JIANG, T.; YANG, F. Research on characteristics of aerobic granules treating petrochemical wastewater by acclimation and co-metabolism methods. **Desalination**, 279 (1-3): 69-74, 2011b.

ZHAO, HW.; MAVINIC, D. S.; OLDHAM, W. K.; KOCH, F. A. Controlling factors for simultaneous nitrification and denitrification in a two-stage intermittent aeration process treating domestic sewage. **Water Research**, 33 (4): 961-970, 1999.

ZHOU, M.; GONG, J.; YANG, C.; PUY, W. Simulation of the performance of aerobic granular sludge SBR using modified ASM3 model. **Bioresource Technology**, Volume 127: 473-481, 2013.

APÊNDICE A. Equações cinéticas do modelo ASM3 modificado

(Continua)

Processos		Expressões cinéticas
ρ_1	Hidrólise	$k_H \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} X_H$
ρ_2	Armazenamento Aeróbio de S_S	$k_{STO} \frac{S_O}{K_{H,O} + S_O} \frac{S_S}{K_{H,SS} + S_S} X_H$
ρ_3	Armazenamento Anóxico de $S_S - NO_3 - NO_2$	$k_{STO} \eta_{H,NO_3} \frac{K_{H,O}}{K_{H,O} + S_O} \frac{S_S}{K_{H,SS} + S_S} \frac{S_{NO_3}}{K_{H,NO_3} + S_{NO_3}} X_H$
ρ_4	Armazenamento Anóxico de $S_S - NO_2 - N_2$	$k_{STO} \eta_{H,NO_2} \frac{K_{H,O}}{K_{H,O} + S_O} \frac{S_S}{K_{H,SS} + S_S} \frac{S_{NO_2}}{K_{H,NO_2} + S_{NO_2}} X_H$
ρ_5	Crescimento Aeróbio de $X_H (S_S)$	$\mu_{H,SS} \frac{S_O}{K_{H,O} + S_O} \frac{S_{NH_4}}{K_{H,NH_4} + S_{NH_4}} \frac{S_S}{K_{H,SS} + S_S} X_H$
ρ_6	Crescimento Anóxico de $X_H - NO_3 - NO_2 (S_S)$	$\mu_{H,SS} \eta_{H,NO_3} \frac{K_{H,O}}{K_{H,O} + S_O} \frac{S_S}{K_{H,SS} + S_S} \frac{S_{NH_4}}{K_{H,NH_4} + S_{NH_4}} \frac{S_{NO_3}}{K_{H,NO_3} + S_{NO_3}} X_H$
ρ_7	Crescimento Anóxico de $X_H - NO_2 - N_2 (S_S)$	$\mu_{H,SS} \eta_{H,NO_2} \frac{K_{H,O}}{K_{H,O} + S_O} \frac{S_S}{K_{H,SS} + S_S} \frac{S_{NH_4}}{K_{H,NH_4} + S_{NH_4}} \frac{S_{NO_2}}{K_{H,NO_2} + S_{NO_2}} X_H$
ρ_8	Crescimento Aeróbio de $X_H (X_{STO})$	$\mu_{H,STO} \frac{X_{STO}/X_H}{K_{H,STO} + X_{STO}/X_H} \frac{S_O}{K_{H,O} + S_O} \frac{K_{H,SS}}{K_{H,SS} + S_S} \frac{S_{NH_4}}{K_{H,NH_4} + S_{NH_4}} X_H$
ρ_9	Crescimento Anóxico de $X_H - NO_3 - NO_2 (X_{STO})$	$\mu_{H,STO} \eta_{H,NO_3} \frac{X_{STO}/X_H}{K_{H,STO} + X_{STO}/X_H} \frac{K_{H,O}}{K_{H,O} + S_O} \frac{K_{H,SS}}{K_{H,SS} + S_S} \frac{S_{NH_4}}{K_{H,NH_4} + S_{NH_4}} \frac{S_{NO_3}}{K_{H,NO_3} + S_{NO_3}} X_H$

APÊNDICE A. Equações cinéticas do modelo ASM3 modificado

(Continuação)

Processos		Expressões cinéticas
ρ_{10}	Crescimento Anóxico de $X_H - NO_2-N_2$ (X_{STO})	$\mu_{H,STO} \eta_{H,NO_2} \frac{X_{STO}/X_H}{K_{H,STO} + X_{STO}/X_H} \frac{K_{H,O}}{K_{H,O} + S_O} \frac{K_{H,SS}}{K_{H,SS} + S_S} \frac{S_{NH_4}}{K_{H,NH_4} + S_{NH_4}} \frac{S_{NO_2}}{K_{H,NO_2} + S_{NO_2}} X_H$
ρ_{11}	Respiração End. Aeróbia	$b_{H,O} \frac{S_O}{K_{H,O} + S_O} X_H$
ρ_{12}	Respiração End. Anóxica NO_3-NO_2	$b_{H,NO_3} \eta_{NO_3,end} \frac{K_{H,O}}{K_{H,O} + S_O} \frac{S_{NO_3}}{K_{H,NO_3} + S_{NO_3}} X_H$
ρ_{13}	Respiração End. Anóxica $NO_2 - N_2$	$b_{H,NO_2} \eta_{NO_2,end} \frac{K_{H,O}}{K_{H,O} + S_O} \frac{S_{NO_2}}{K_{H,NO_2} + S_{NO_2}} X_H$
ρ_{14}	Respiração Aeróbia de X_{STO}	$b_{STO,O} \frac{S_O}{K_{H,O} + S_O} X_{STO}$
ρ_{15}	Respiração Anóxica de $X_{STO} NO_3-NO_2$	$b_{STO,NO_3} \eta_{NO_3,end} \frac{K_{H,O}}{K_{H,O} + S_O} \frac{S_{NO_3}}{K_{H,NO_3} + S_{NO_3}} X_{STO}$
ρ_{16}	Respiração Anóxica de $X_{STO} NO_2-N_2$	$b_{STO,NO_2} \eta_{NO_2,end} \frac{K_{H,O}}{K_{H,O} + S_O} \frac{S_{NO_2}}{K_{H,NO_2} + S_{NO_2}} X_{STO}$
ρ_{17}	Crescimento Aeróbio de X_{BOA}	$\mu_{BOA} \frac{S_O}{K_{BOA,O} + S_O} \frac{S_{NH_4}}{K_{BOA,NH_4} + S_{NH_4}} X_{BOA}$
ρ_{18}	Respiração End. Aeróbia de X_{BOA}	$b_{BOA} \frac{S_O}{K_{BOA,O} + S_O} X_{BOA}$

APÊNDICE A. Equações cinéticas do modelo ASM3 modificado

(Conclusão)

Processos		Expressões cinéticas
ρ_{19}	Respiração End. Anóxica de X_{BOA} NO_3 - NO_2	$b_{BOA} \eta_{A,end} \frac{K_{BOA,O}}{K_{BOA,O} + S_O} \frac{S_{NO_3}}{K_{H,NO_3} + S_{NO_3}} X_{BOA}$
ρ_{20}	Respiração End. Anóxica de X_{BOA} NO_2 - N_2	$b_{BOA} \eta_{A,end} \frac{K_{BOA,O}}{K_{BOA,O} + S_O} \frac{S_{NO_2}}{K_{H,NO_2} + S_{NO_2}} X_{BOA}$
ρ_{21}	Crescimento Aeróbio de X_{BON}	$\mu_{BON} \frac{S_O}{K_{BON,O} + S_O} \frac{S_{NH_4}}{K_{H,NH_4} + S_{NH_4}} \frac{S_{NO_2}}{K_{BON,NO_2} + S_{NO_2}} X_{BON}$
ρ_{22}	Respiração End. Aeróbia de X_{BON}	$b_{BON} \frac{S_O}{K_{BON,O} + S_O} X_{BON}$
ρ_{23}	Respiração End. Anóxica de X_{BON} NO_3 - NO_2	$b_{BON} \eta_{A,end} \frac{K_{BON,O_2}}{K_{BON,O} + S_O} \frac{S_{NO_3}}{K_{H,NO_3} + S_{NO_3}} X_{BON}$
ρ_{24}	Respiração End. Anóxica de X_{BON} NO_2 - N_2	$b_{BON} \eta_{A,end} \frac{K_{BON,O_2}}{K_{BON,O} + S_O} \frac{S_{NO_2}}{K_{H,NO_2} + S_{NO_2}} X_{BON}$

APÊNDICE B. Matriz Estequiométrica

(Continua)

Processos (i)	Componentes (i)													Equação do Processo
	S _O	S _I	S _S	S _{NH₄}	S _{NO3}	S _{NO2}	S _{N₂}	X _I	X _S	X _H	X _{STO}	X _{BOA}	X _{BON}	
1		f _{S1}	1-f _{S1}						-1					ρ ₁
2	$\frac{(Y_{STO,O2}^{-1})}{Y_{STO,O2}}$		$-\frac{1}{Y_{STO,O2}}$	i _{N,SS}							1			ρ ₂
3			$-\frac{1}{Y_{STO,O2}}$	i _{N,SS}	$\frac{Y_{STO,NO3}^{-1}}{1,14}$	$\frac{1-Y_{STO,NO3}}{1,14}$					1			ρ ₃
4			$-\frac{1}{Y_{STO,O2}}$	i _{N,SS}		$\frac{Y_{STO,NO2}^{-1}}{1,72}$	$\frac{1-Y_{STO,NO2}}{1,72}$				1			ρ ₄
5	$1-\frac{1}{Y_{H,O2}}$		$-\frac{1}{Y_{H,O2}}$	-i _{N,BM}						1				ρ ₅
6			$\frac{1}{Y_{H,O2}}$	-i _{N,BM}	$\frac{Y_{H,NO3}^{-1}}{1,14 \cdot Y_{H,NO3}}$	$\frac{1-Y_{H,NO3}}{1,14 \cdot Y_{H,NO3}}$				1				ρ ₆
7			$-\frac{1}{Y_{H,O2}}$	-i _{N,BM}		$\frac{Y_{H,NO2}^{-1}}{1,72 \cdot Y_{H,NO2}}$	$\frac{(1-Y_{H,NO2})}{1,72 \cdot Y_{H,NO2}}$			1				ρ ₇
8	$1-\frac{1}{Y_{H,STO}}$			-i _{N,BM}						1	$-\frac{1}{Y_{H,STO}}$			ρ ₈
9				-i _{N,BM}	$\frac{Y_{H,STO}^{-1}}{1,14 \cdot Y_{H,STO}}$	$\frac{1-Y_{H,STO}}{1,14 \cdot Y_{H,STO}}$				1	$-\frac{1}{Y_{H,STO}}$			ρ ₉

APÊNDICE B. Matriz Estequiométrica

(Continuação)

Processos (i)	Componentes (i)												Equação do Processo	
	S _O	S _I	S _S	S _{NH₄}	S _{NO3}	S _{NO2}	S _{N₂}	X _I	X _S	X _H	X _{STO}	X _{BOA}		X _{BON}
10				$-i_{N,BM}$		$\frac{Y_{H,STO}^{-1}}{1,72 \cdot Y_{H,STO}}$	$\frac{Y_{H,STO}^{-1}}{1,72 \cdot Y_{H,STO}}$			1	$\frac{1}{Y_{H,STO}}$			ρ_{10}
11	f_{X1}^{-1}			$i_{N,BM} \cdot f_{X1}^{-1} \cdot i_{N,X1}$				f_{X1}		-1				ρ_{11}
12				$i_{N,BM} \cdot f_{X1}^{-1} \cdot i_{N,X1}$	$\frac{f_{X1}^{-1}}{1,14}$	$\frac{1-f_{X1}}{1,14}$		f_{X1}		-1				ρ_{12}
13				$i_{N,BM} \cdot f_{X1}^{-1} \cdot i_{N,X1}$		$\frac{f_{X1}^{-1}}{1,72}$	$\frac{1-f_{X1}}{1,72}$	f_{X1}		-1				ρ_{13}
14	-1										-1			ρ_{14}
15					$-\frac{1}{1,14}$	$\frac{1}{1,14}$					-1			ρ_{15}
16						$-\frac{1}{1,72}$	$\frac{1}{1,72}$				-1			ρ_{16}
17	$\frac{Y_{BOA}^{-3,43}}{Y_{BOA}}$			$i_{N,BM} \cdot \frac{1}{Y_{BOA}}$		$\frac{1}{Y_{BOA}}$						1		ρ_{17}
18	f_{X1}^{-1}			$i_{N,BM} \cdot f_{X1}^{-1} \cdot i_{N,X1}$				f_{X1}				-1		ρ_{18}

APÊNDICE B. Matriz Estequiométrica

(Conclusão)

Processos (i)	Componentes (i)													Equação do Processo	
	S _O	S _I	S _S	S _{NH₄}	S _{NO3}	S _{NO2}	S _{N₂}	X _I	X _S	X _H	X _{STO}	X _{BOA}	X _{BON}		
19				$i_{N,BM} - f_{X1} \cdot i_{N,X1}$	$\frac{f_{X1}-1}{1,14}$	$\frac{1-f_{X1}}{1,14}$		f_{X1}					-1		ρ_{19}
20				$i_{N,BM} - f_{X1} \cdot i_{N,X1}$		$\frac{f_{X1}-1}{1,72}$	$\frac{1-f_{X1}}{1,72}$	f_{X1}					-1		ρ_{20}
21	$\frac{Y_{BON} - 1,14}{Y_{BON}}$			$-i_{N,BM}$	$\frac{1}{Y_{BON}}$	$-\frac{1}{Y_{BON}}$								1	ρ_{21}
22	$f_{X1}-1$			$i_{N,BM} - f_{X1} \cdot i_{N,X1}$				f_{X1}						-1	ρ_{22}
23				$i_{N,BM} - f_{X1} \cdot i_{N,X1}$	$\frac{f_{X1}-1}{2,86}$	$\frac{1-f_{X1}}{2,86}$		f_{X1}						-1	ρ_{23}
24				$i_{N,BM} - f_{X1} \cdot i_{N,X1}$		$\frac{f_{X1}-1}{1,72}$	$\frac{1-f_{X1}}{1,72}$	f_{X1}						-1	ρ_{24}

APÊNDICE C. Parâmetros Cinéticos e Estequiométricos (20 °C)

(Continua)

Parâmetro	Definição	Unidade	Valor	Referência
k_H	Constante da velocidade de hidrólise	h^{-1}	0,125 (0,04)	GUJER <i>et al.</i> (1999)
K_X	Constante de saturação da hidrólise	$g\ DQO \cdot g^{-1}\ DQO$	1	GUJER <i>et al.</i> (1999)
k_{sto}	Taxa máxima de armazenamento	h^{-1}	0,21 (0,07)	GUJER <i>et al.</i> (1999)
$K_{H,O}$	Coefficiente de saturação/inibição de X_H por S_O	$g\ O \cdot m^{-3}$	0,2	GUJER <i>et al.</i> (1999)
$K_{H,SS}$	Coefficiente de saturação/inibição de X_H por S_S	$g\ DQO \cdot m^{-3}$	11,38	Ni; Yu e Sun (2008)
K_{H,NO_3}	Coefficiente de saturação/inibição de X_H por S_{NO_3}	$g\ N \cdot m^{-3}$	0,65	Koch <i>et al.</i> (2000)
K_{H,NO_2}	Coefficiente de saturação/inibição de X_H por S_{NO_2}	$g\ N \cdot m^{-3}$	0,65	Koch <i>et al.</i> (2000)
K_{H,NH_4}	Coefficiente de saturação/inibição de X_H por S_{NH_4}	$g\ N \cdot m^{-3}$	0,01	GUJER <i>et al.</i> (1999)
$K_{H,STO}$	Coefficiente de saturação/inibição de X_H por X_{STO}	$g\ DQO \cdot g^{-1}\ DQO$	1	GUJER <i>et al.</i> (1999)
η_{H,NO_3}	Fator de redução para desnitrificação NO_3-NO_2	--	0,55	Ni; Yu e Sun <i>et al.</i> (2008)
η_{H,NO_2}	Fator de redução para desnitrificação NO_2-N_2	--	0,55	Ni; Yu e Sun <i>et al.</i> (2008)
$\mu_{H,STO}$	Velocidade máxima de crescimento de X_H com X_{STO}	h^{-1}	0,15 (0,07)	Ni; Yu e Sun <i>et al.</i> (2008)
$\mu_{H,SS}$	Velocidade máxima de crescimento de X_H com S_S	h^{-1}	0,58 (0,07)	Ni; Yu e Sun <i>et al.</i> (2008)
$b_{H,O}$	Velocidade de respiração aeróbia endógena de X_H	h^{-1}	0,016 (0,07)	Ni; Yu e Sun <i>et al.</i> (2008)

APÊNDICE C. Parâmetros Cinéticos e Estequiométricos (20 °C)
(Continuação)

Parâmetro	Definição	Unidade	Valor	Referência
b_{H,NO_3}	Velocidade de respiração anóxica endógena de X_H NO_3^- - NO_2	h^{-1}	0,1 (0,07)	GUJER <i>et al.</i> (1999)
b_{H,NO_2}	Velocidade de respiração anóxica endógena de X_H NO_2 - N_2	h^{-1}	0,1 (0,07)	GUJER <i>et al.</i> (1999)
$b_{STO,O}$	Velocidade de respiração aeróbia de X_{STO}	h^{-1}	0,016 (0,07)	Ni; Yu e Sun <i>et al.</i> (2008)
b_{STO,NO_3}	Velocidade de respiração anóxica de X_{STO} NO_3^- - NO_2	h^{-1}	0,1 (0,07)	GUJER <i>et al.</i> (1999)
b_{STO,NO_2}	Velocidade de respiração anóxica de X_{STO} NO_2 - N_2	h^{-1}	0,1 (0,07)	GUJER <i>et al.</i> (1999)
$\eta_{H,endNO_3}$	Fator de redução para b_H , em condições anóxicas NO_3^- - NO_2		0,25— 0,50	Kaelin <i>et al.</i> (2009)
$\eta_{H,endNO_2}$	Fator de redução para b_H , em condições anóxicas NO_2 - N_2		0,35— 0,70	Kaelin <i>et al.</i> (2009)
μ_{BOA}	Velocidade máxima de crescimento de X_{BOA}	h^{-1}	0,09 (0,105)	Fang <i>et al.</i> (2009)
μ_{BON}	Velocidade máxima de Crescimento de X_{BON}	h^{-1}	0,11 (0,105)	Fang <i>et al.</i> (2009)
$K_{BOA,O}$	Coefficiente de saturação/inibição de X_{BOA} por S_O	$g\ O \cdot m^{-3}$	0,8	Manser; Gujer e Siegrist (2005)
K_{BOA,NH_4}	Coefficiente de saturação/inibição de X_{BOA} por S_{NH_4}	$g\ N \cdot m^{-3}$	1	GUJER <i>et al.</i> (1999)
b_{BOA}	Velocidade de decaimento de X_{BOA}	h^{-1}	0,0125 (0,105)	Moussa <i>et al.</i> (2005)
$\eta_{NA,end}$	Fator de redução anóxico para b_{BOA} e b_{BON}		0,1	Manser; Gujer e Siegrist (2005)

APÊNDICE C. Parâmetros Cinéticos e Estequiométricos (20 °C)

(Continuação)

Parâmetro	Definição	Unidade	Valor	Referência
$K_{BON,O}$	Coefficiente de saturação/inibição de X_{BON} por S_O	$g\ O \cdot m^{-3}$	0,8	Manser; Gujer e Siegrist (2005)
K_{BON,NO_2}	Coefficiente de saturação/inibição de X_{BON} por S_{NO_2}	$g\ N \cdot m^{-3}$	0,8	Manser; Gujer e Siegrist (2005)
b_{BON}	Velocidade de decaimento de X_{NOB}	h^{-1}	0,0083 (0,105)	Moussa <i>et al.</i> (2005)
i_{N,S_I}	Conteúdo de N em S_I	$g\ N \cdot g^{-1}$ DQO	0,01	GUJER <i>et al.</i> (1999)
i_{N,S_S}	Conteúdo de N em S_S	$g\ N \cdot g^{-1}$ DQO	0,03	GUJER <i>et al.</i> (1999)
i_{N,X_I}	Conteúdo de N em X_I	$g\ N \cdot g^{-1}$ DQO	0,02	GUJER <i>et al.</i> (1999)
i_{N,X_S}	Conteúdo de N em X_S	$g\ N \cdot g^{-1}$ DQO	0,04	GUJER <i>et al.</i> (1999)
$i_{N,BM}$	Conteúdo de N na biomassa (X_H , X_{BOA} e X_{BON})	$g\ N \cdot g^{-1}$ DQO	0,07	GUJER <i>et al.</i> (1999)
f_{S_I}	Produção de S_I na hidrólise	$g\ DQO \cdot g^{-1}$ DQO	0,00	GUJER <i>et al.</i> (1999)
f_{X_I}	Fração de X_I gerado na lise da biomassa	$g\ DQO \cdot g^{-1}$ DQO	0,2	GUJER <i>et al.</i> (1999)
Y_{H,O_2}	Fator de rendimento para X_H no crescimento aeróbio	$g\ DQO \cdot g^{-1}$ DQO	0,63	GUJER <i>et al.</i> (1999)
Y_{H,NO_3}	Fator de rendimento para X_H no crescimento anóxico NO_3-NO_2	$g\ DQO \cdot g^{-1}$ DQO	0,54	GUJER <i>et al.</i> (1999)
Y_{H,NO_2}	Fator de rendimento para X_H no crescimento anóxico NO_2-NO_3	$g\ DQO \cdot g^{-1}$ DQO	0,54	GUJER <i>et al.</i> (1999)
$Y_{H,STO}$	Fator de rendimento do crescimento de X_H com X_{STO}	$g\ DQO \cdot g^{-1}$ DQO	0,68	Sin <i>et al.</i> (2005)
Y_{STO,O_2}	Fator de rendimento para X_{STO} no crescimento aeróbio	$g\ DQO \cdot g^{-1}$ DQO	0,85	GUJER <i>et al.</i> (1999)

APÊNDICE C. Parâmetros Cinéticos e Estequiométricos (20 °C)
(Conclusão)

Y_{STO,NO_3}	Fator de rendimento para X_{STO} no crescimento anóxico $NO_3 - NO_2$	$g \text{ DQO} \cdot g^{-1} \text{ DQO}$	0,8	GUJER <i>et al.</i> (1999)
Y_{STO,NO_2}	Fator de rendimento para X_{STO} no crescimento anóxico $NO_2 - N_2$	$g \text{ DQO} \cdot g^{-1} \text{ DQO}$	0,8	GUJER <i>et al.</i> (1999)
Y_{BOA}	Fator de rendimento para X_{BOA}	$g \text{ DQO} \cdot g^{-1} \text{ N}$	0,21	Fang <i>et al.</i> (2009)
Y_{BON}	Fator de rendimento para X_{BON}	$g \text{ DQO} \cdot g^{-1} \text{ N}$	0,05	Fang <i>et al.</i> (2009)

ANEXO A. Equações cinéticas do modelo ASM3

(Continua)

Processos		Expressões cinéticas
ρ_1	Hidrólise	$k_H \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} X_H$
ρ_2	Armazenamento Aeróbio de S_S	$k_{STO} \frac{S_O}{K_O + S_O} \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H$
ρ_3	Armazenamento Anóxico de S_S	$k_{STO} \eta_{NOX} \frac{K_O}{K_O + S_O} \frac{S_{NOX}}{K_{NOX} + S_{NOX}} \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H$
ρ_4	Crescimento Aeróbio de X_H	$\mu_H \frac{S_O}{K_O + S_O} \frac{S_{NH4}}{K_{NH4} + S_{NH4}} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \frac{X_{STO}/X_H}{K_{STO} + X_{STO}/X_H} X_H$
ρ_5	Crescimento Anóxico de X_H	$\mu_H \eta_{NOX} \frac{K_O}{K_O + S_O} \frac{S_{NOX}}{K_{NOX} + S_{NOX}} \frac{S_{NH4}}{K_{NH4} + S_{NH4}} \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \frac{X_{STO}/X_H}{K_{STO} + X_{STO}/X_H} X_H$
ρ_6	Respiração End. Aeróbia	$b_{H,O} \frac{S_O}{K_O + S_O} X_H$
ρ_7	Respiração End. Anóxica	$b_{H,NOX} \frac{K_O}{K_O + S_O} \frac{S_{NOX}}{K_{NOX} + S_{NOX}} X_H$
ρ_8	Respiração Aeróbia de X_{STO}	$b_{STO,NOX} \frac{S_O}{K_O + S_O} X_{STO}$
ρ_9	Respiração Anóxica de X_{STO}	$b_{STO,NOX} \frac{K_O}{K_O + S_O} \frac{S_{NOX}}{K_{NOX} + S_{NOX}} X_{STO}$

ANEXO A. Equações cinéticas do modelo ASM3

(Continua)

Processos		Expressões cinéticas			
10	Crescimento Aeróbio de X_A	$\mu_A \frac{S_O}{K_O + S_O} \frac{S_{NH4}}{K_{A,NH4} + S_{NH4}} \frac{S_{ALK}}{K_{A,ALK} + S_{ALK}} X_A$			
ρ_{11}	Respiração End. Aeróbia de X_A	$b_{A,O} \frac{S_O}{K_{A,O} + S_O} X_A$			
ρ_{12}	Respiração End. Anóxica de X_A	$b_{A,NOX} \frac{K_O}{K_{A,O} + S_O} \frac{S_{NOX}}{K_{A,NOX} + S_{NOX}} X_A$			
Parâmetros Cinéticos					
μ_A	Velocidade máxima de crescimento de X_A	K_{ALK}	Constante de saturação de X_H por S_{ALK}	$b_{A,NOX}$	Velocidade de respiração endógena anóxica de X_A
μ_H	Velocidade máxima de crescimento de X_H	K_{STO}	Constante de saturação de X_H por X_{STO}	$b_{H,O}$	Velocidade de respiração endógena aeróbia de X_H
K_X	Constante de saturação da hidrólise	$K_{A,NH4}$	Constante de saturação de X_A por S_{NH4}	$b_{H,NOX}$	Velocidade de respiração endógena anóxica de X_H
K_O	Constante de saturação de X_H por S_O	$K_{A,ALK}$	Constante de saturação de X_A por S_{ALK}	$b_{STO,NOX}$	Velocidade de respiração endógena anóxica por X_{STO}
K_S	Constante de saturação de X_H por S_S	$K_{A,NOX}$	Constante de saturação de X_A por S_{NOX}	k_H	Constante da velocidade de hidrólise

ANEXO A. Equações cinéticas do modelo ASM3

(Conclusão)

Parâmetros Cinéticos					
K_{NOX}	Constante de saturação X_H por S_{NOX}	$K_{A,O}$	Constante de saturação de X_A por S_O	k_{STO}	Velocidade máxima de armazenamento de X_H
K_{NH4}	Constante de saturação de X_H por S_{NH4}	$b_{A,O}$	Velocidade de respiração endógena aeróbia de X_A	η_{NOX}	Fator de redução anóxico

ANEXO B. Matriz estequiométrica do modelo ASM3

(Continua)

Processos (i)	Componentes (i)													Equação do Processo	
	S _O	S _I	S _S	S _{NH₄}	S _{NO_x}	S _{N₂}	S _{ALK}	X _I	X _S	X _H	X _{STO}	X _A	X _{SST}		
1		f _{S1}	1-f _{S1}	$-i_{N,SS} \cdot (1-f_{S1}) \cdot (f_{S1} \cdot i_{N,S1})^{+i_{N,XS}}$			$\frac{[(i_{N,XS} \cdot f_{S1} \cdot i_{N,S1}) - (1-f_{S1} \cdot i_{N,S1})]}{14}$		-1					$-i_{SST,XS}$	ρ ₁
2	$\frac{1}{Y_{STO,O2}}$		-1	i _{N,SS}			$\frac{i_{N,SS}}{14}$				Y _{STO,O2}			Y _{STO,O2} · i _{SST,STO}	ρ ₂
3			-1	i _{N,SS}	$-\frac{(1-Y_{STO,NOX})}{2,86}$	$\frac{(1-Y_{STO,NOX})}{2,86}$	$\frac{(i_{N,SS} + \frac{1-Y_{STO,NOX}}{2,86})}{14}$				Y _{STO,NOX}			Y _{STO,NOX} · i _{SST,STO}	ρ ₃
4	$\frac{(1-Y_{H,O2})}{Y_{H,O2}}$			-i _{N,BM}			$-\frac{i_{N,BM}}{1,14}$			1	$-\frac{1}{Y_{H,O2}}$			$(-\frac{1}{Y_{H,O2}}) \cdot i_{SST,ST} + i_{SST,BM}$	ρ ₄
5				-i _{N,BM}	$-\frac{Y_{H,NOX}}{2,86}$	$\frac{Y_{H,NOX}}{2,86}$	$\frac{1 - (\frac{1}{i_{N,BM} \cdot (\frac{Y_{H,NOX}}{4,57})})}{14}$			1	$-\frac{1}{Y_{H,NOX}}$			$(-\frac{1}{Y_{H,NOX}}) \cdot i_{SST,ST} + i_{SST,BM}$	ρ ₅
6	-(1-f _{X1})			$-f_{X1} \cdot i_{N,X1} + i_{N,BM}$			$\frac{(i_{N,BM} \cdot f_{X1} \cdot i_{N,X1})}{14}$	f _{X1}		-1				$-i_{SST,BM} + f_{X1} \cdot i_{SST,X1}$	ρ ₆
7				$-f_{X1} \cdot i_{N,X1} + i_{N,BM}$	$-\frac{(1-f_{X1})}{2,86}$	$\frac{(1-f_{X1})}{2,86}$	$\frac{[-i_{N,BM} \cdot f_{X1} \cdot i_{N,X1} + \frac{(1-f_{X1})}{2,86}]}{14}$	f _{X1}		-1				$-i_{SST,BM} + f_{X1} \cdot i_{SST,X1}$	ρ ₇
8	-1										-1			-i _{SST,STO}	ρ ₈

ANEXO B. Matriz estequiométrica do modelo ASM3

(Conclusão)

Processos (j)	Componentes (i)													Equação do Processo
	S _O	S _I	S _S	S _{NH₄}	S _{NO_X}	S _{N₂}	S _{ALK}	X _I	X _S	X _H	X _{STO}	X _A	X _{SST}	
9					$-\frac{1}{2,86}$	$\frac{1}{2,86}$	$\frac{1}{(2,86 \cdot 14)}$				-1		$-i_{SST,STO}$	ρ_9
10	$\frac{(Y_A - 4,57)}{Y_A}$			$-\frac{1}{Y_A} \cdot i_{N,BM}$	$\frac{1}{Y_A}$		$\frac{1}{14} \left(\frac{2}{Y_A} + i_{N,BM} \right)$					1	$i_{SST,BM}$	ρ_{10}
11	$-(1-f_{X1})$			$-f_{X1} \cdot i_{N,X1} + i_{N,BM}$			$\frac{i_{N,BM} - (f_{X1} i_{N,X1})}{14}$	f_{X1}				-1	$-i_{SST,BM} + f_{X1} \cdot i_{SST,X1}$	ρ_{11}
12				$-f_{X1} \cdot i_{N,X1} + i_{N,BM}$	$-\frac{(1-f_{X1})}{2,86}$	$\frac{(1-f_{X1})}{2,86}$	$\frac{[i_{N,BM} - f_{X1} i_{N,X1} + \frac{(1-f_{X1})}{2,86}]}{14}$	f_{X1}				-1	$-i_{SST,BM} + f_{X1} \cdot i_{SST,X1}$	ρ_{12}
Parâmetros estequiométricos														
Y _{H,O2}	Fator de rendimento aeróbio da biomassa heterotrófica				f _{S1}	Produção de S ₁ no processo da hidrólise				i _{SST,STO}	Fator de conversão X _{STO} em SST			
Y _{H,NOX}	Fator de rendimento anóxico da biomassa heterotrófica				i _{N,S1}	Conteúdo de nitrogênio em S ₁				i _{SST, XS}	Fator de conversão X _S em SST			
Y _{STO,O2}	Fator de rendimento aeróbio de produto de armazenamento por SS				i _{N,XS}	Conteúdo de nitrogênio em X _S				i _{SST,XI}	Fator de conversão X _I em SST			
Y _{STO,NO2}	Fator de rendimento anóxico de produto de armazenamento por SS				i _{N,BM}	Conteúdo de nitrogênio na biomassa (X _H e X _A)				i _{SST,BM}	Fator de conversão X _H e X _A em SST			
Y _A	Fator de rendimento da biomassa autotrófica				i _{N,XI}	Conteúdo de nitrogênio em X _I								
f _{X1}	Produção de XI na respiração endógena				i _{N,SS}	Conteúdo de nitrogênio em S _S								

ANEXO C. Procedimento de realização do teste de densidade da biomassa

Para o desenvolvimento do método foram utilizados os seguintes materiais:

- Proveta com volume de 100 mL;
- Solução de azul de dextrano (densidade 1 g·L⁻¹);
- Cubeta de quartzo.

A metodologia é desenvolvida em 5 etapas:

- Etapa 1: Medir o peso inicial da proveta seca (P1);
- Etapa 2: Adicionar uma amostra do licor misto à proveta e pesar (P2);
- Etapa 3: Deixar o lodo granular sedimentar e descartar apenas o líquido sobrenadante presente na proveta. Pesar o lodo granular sedimentado (P3);
- Etapa 4: Adicionar a solução de azul de dextrano à proveta com o lodo granular e pesar (P4).
- Etapa 5: Após esta pesagem, a amostra é homogeneizada suavemente e novamente posta em sedimentação. Extrai-se uma quantidade da fase líquida e adiciona-se água destilada. Retira-se esta água, obtendo uma solução de azul de dextrano menos concentrada que a anterior. Esta etapa deve ser repetida 3 vezes. Estas amostras que foram tomadas devem ser lidas em espectrofotômetro em um comprimento de onda de 620 nm.

Visto que o azul de dextrano não reage com a biomassa, é possível obter desta forma o volume da biomassa na amostra do reator. Medindo também os SSV (g·L⁻¹), calcula-se a densidade dos grânulos. Conforme o roteiro de cálculo descrito abaixo.

$$V_E = P_4 - P_3$$

Equação 1

$$V_L = \frac{(Abs_0 \cdot V_E)}{Abs_F}$$

Equação 2

$$V_b = P_4 - P_1 - V_L$$

Equação 3

$$V_{\text{inicial}} = P2 - P1$$

Equação 4

$$D = \frac{(SSV \cdot V_{\text{inicial}})}{V_b}$$

Equação 5

Onde:

VE = Volume de dextrano (L);

VL = Volume (L);

V_b = Volume da biomassa;SSV = sólidos suspensos voláteis (g·L⁻¹);D = densidade da biomassa (g SSV·L⁻¹);Abs₀ = absorvância inicial do azul de dextrano a 620 nm;Abs_F = absorvância do azul de dextrano do P4 (azul de dextrano+amostras de grânulos) a 620 nm.

Para estimar a área do biofilme presente no reator, cuja foi utilizada no *software* para as simulações, esta análise foi desenvolvida apenas uma vez no decorrer da operação do reator.

ANEXO D. Procedimento de determinação da biomassa ativa em lodos

Os seguintes materiais foram utilizados na determinação da TCO:

- Erlenmeyer modificado para a realização do teste, com três entradas, sendo uma na parte superior para a colocação da sonda de oxigênio, e duas nas laterais, para a colocação do tudo do aerados com a pedra porosa e outro para a dosagem das soluções;
- Bomba de aquário com pedra porosa para difusão do ar;
- Sonda multi-parâmetro YSI 556;
- Agitador magnético com controle de temperatura;
- Proveta graduada;
- Becker;
- Solução de macronutrientes:
 - 50 mg·L⁻¹ de solução de Cloreto de Amônio (NH₄Cl);
 - 100 mg·L⁻¹ de solução de Acetato de Sódio (CH₃COONa);
 - 30 mg·L⁻¹ de solução de ATU (Allythiourea);
 - 50 mg·L⁻¹ de (NaNO₂).

O método foi desenvolvido nas seguintes etapas:

1) *Preparação da Amostra:*

- a) Coletou-se amostra de lodo do RBSG, cuja permaneceu em aeração constante por um período de 24 horas, utilizando-se um aerador que é composto por uma bomba de aquário, tubo aerador e uma pedra porosa. Este procedimento é importante para garantir que os micro-organismos atinjam a fase de respiração endógena, uma vez que não é acrescentado qualquer substrato exógeno e desta forma ocorre todo consumo do substrato orgânico e dos nutrientes;
- b) Após 24 horas, esta amostra de lodo foi separada em duas porções, nominadas amostra 1 e 2, sendo uma utilizada para a determinação da QO₂ Endógena, QO₂ das BOAs (QO₂X_{NH4}) e QO₂ Heterotrófica (QO₂X_H), e a outra reservada para a determinação da QO₂ Endógena e QO₂ das BONs (QO₂X_{NO2}). Estas amostras foram adicionadas ao erlenmeyer modificado, uma posterior ao término do ensaio da outra. No erlenmeyer foram colocados o aerador e a sonda multi-parâmetros para a determinação do oxigênio dissolvido (OD).

A sonda multi-parâmetros mediu a concentração de OD dentro do respirômetro a cada 5 segundos;

2) *Ensaio da Amostra 1:*

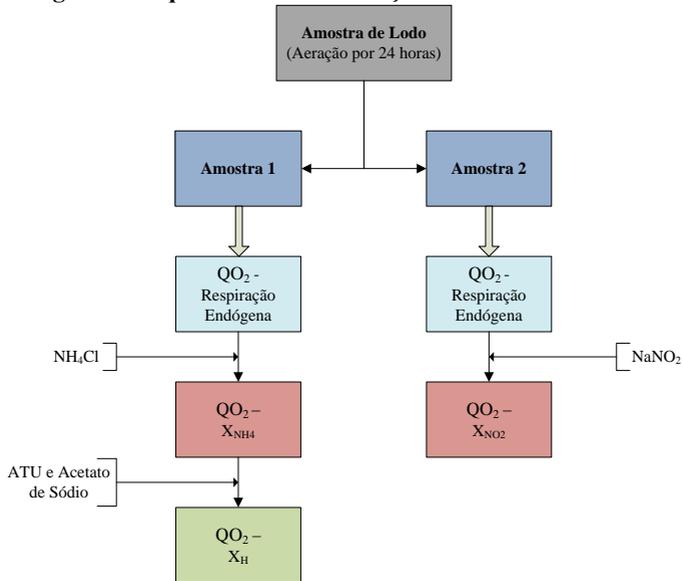
- a) Determinação da QO_2 Endógena: Ligou-se a aeração, até a concentração de OD atingir um nível de saturação no meio. Ao alcançar a saturação, interrompeu-se a aeração e manteve-se apenas a agitação. Esperou-se que o OD disponível no respirômetro fosse consumido pelos micro-organismos presentes no lodo. Após a queda da concentração de OD, iniciou-se aeração novamente. Esta etapa foi realizada três vezes;
- b) Determinação da $QO_2X_{NH_4}$: Em seguida a determinação da QO_2 Endógena, a aeração foi reiniciada, até o nível de OD atingir novamente o estado de saturação. Adicionou-se $50 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de NH_4CL e a aeração foi interrompida para novamente OD ser consumido. Reiniciou-se a aeração, após a concentração de OD baixar no meio. Realizou-se esta etapa três vezes;
- c) Determinação da QO_2X_H : Procedimento semelhante às etapas anteriores, no entanto, foram adicionados $30 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de ATU e $100 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de glicose. O ATU foi adicionado para inibir as bactérias autotróficas, para desta forma ocorrer a determinação da QO_2 pelas bactérias heterotróficas.

3) *Ensaio da Amostra 2:*

- a) Determinação da QO_2 Endógena: Idem 2.a, utilizando a Amostra 2, reservada;
- b) Determinação da $QO_2X_{NO_2}$: Após esta determinação da QO_2 Endógena, repetiu-se os procedimentos semelhantes ao descrito nas etapas b e c, da Amostra 1, porém foi adicionado o $50 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de $NaNO_2$.

Um esquema representando as etapas de determinação da biomassa ativa do lodo é apresentado na Figura 1.

Após a realização destas etapas, os dados da sonda multi-parâmetros foram transferidos para um computador, onde foi possível obter a inclinação da reta de melhor ajuste (regressão linear), que relaciona os valores da concentração de OD ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$) pelo tempo (h). Os valores da QO_2 Endógena, $QO_2X_{NH_4}$, $QO_2X_{NO_2}$ e QO_2X_H , correspondem respectivamente aos maiores valores obtidos dos coeficientes angulares das retas.

Figura 1. Esquema da Determinação da Biomassa Ativa

ANEXO E. Procedimento de realização do teste do Coeficiente Global de Transferência de Oxigênio ($K_{L,a}$)

Os ensaios para a determinação do $K_{L,a}$ foram realizados com água limpa e em condições não estacionárias, onde a aeração foi retomada para aumentar a concentração de oxigênio dissolvido (OD) no meio, a qual foi anteriormente reduzida com sulfito de sódio (Na_2SO_3).

A realização dos ensaios demandou os seguintes materiais:

- Sonda multi-parâmetro YSI 556;
- *Reagentes:*
 - Sulfito de sódio: A concentração do reagente Na_2SO_3 deve ser calculada de acordo com a concentração de saturação de OD e com a estequiometria da reação: 1 mg de O_2 corresponde a 8 mg de Na_2SO_3 . A quantidade de sulfito de sódio acrescentada deve ser 20 – 40% maior que o valor teórico (acima) calculado em função da estequiometria da reação.
 - Cloreto de cobalto: A concentração em água deve ser de $0,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

O método foi executado nos seguintes passos:

- 1) Encheu-se o reator com água limpa e o mesmo foi aerado até ser alcançada a concentração de saturação do OD;
- 2) Após a concentração de OD se encontrar saturada dentro do reator, foi adicionado o catalisador (cloreto de cobalto) que foi misturado com a própria agitação ocasionada pela vazão de ar aplicada;
- 3) Adicionou-se o sulfito de sódio e a aeração foi desligada simultaneamente;
- 4) Após a concentração de OD chegar próximo a zero, liga-se a aeração e coletam-se os dados de OD e temperatura até ser alcançada novamente a concentração de saturação de OD no meio.

O teste foi executado 3 vezes e os dados de OD e temperatura coletados a cada 5 segundos e armazenados para os devidos cálculos. A variação da temperatura não deve exceder $\pm 5^\circ\text{C}$ do início ao fim do teste.