



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIAS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL
ÁREA DE TECNOLOGIA AMBIENTAL E RECURSOS HÍDRICOS

LUCIANA BEZERRA SOARES

**METODOLOGIA PARA SIMULAÇÃO DE PARTIDA DE SISTEMA RBS COM
LODO GRANULAR TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO DILUÍDO
UTILIZANDO O MODELO DE LODOS ATIVADOS 3H (ASM3H)**

Recife

2022

LUCIANA BEZERRA SOARES

**METODOLOGIA PARA SIMULAÇÃO DE PARTIDA DE SISTEMA RBS COM
LODO GRANULAR TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO DILUÍDO
UTILIZANDO O MODELO DE LODOS ATIVADOS 3H (ASM3H)**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil da Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial à obtenção do Título de Mestre em Engenharia Civil.

Área de concentração: Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos.

Orientador: Profa. Dra. Maria de Lourdes Florêncio dos Santos.

Coorientador: Dr.-Ing. Tito Augusto Gehring (Ruhr Universität Bochum).

Recife

2022

Catálogo na fonte
Bibliotecário Gabriel Luz, CRB-4 / 2222

S676m Soares, Luciana Bezerra.

Metodologia para simulação de partida de sistema RBS com lodo granular tratando esgoto doméstico diluído utilizando o modelo de lodos ativados 3H (ASM3H) / Luciana Bezerra Soares. 2022.

49 f.; figs., quads., tabs., siglas.

Orientadora: Profa. Dra. Maria de Lourdes Florêncio dos Santos.

Coorientador: Prof. Dr. Tito Augusto Gehring.

Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Recife, 2022.

Inclui referências.

1. Engenharia civil. 2. Modelagem. 3. Período não estacionário. 4. ASM3h. 5. Lodo granular aeróbio. 6. Reator em bateladas sequenciais. I. Santos, Maria de Lourdes Florêncio dos (Orientadora). II. Gehring, Tito Augusto (Coorientador). III. Título.

UFPE

624 CDD (22.ed.)

BCTG/2022-293

LUCIANA BEZERRA SOARES

**METODOLOGIA PARA SIMULAÇÃO DE PARTIDA DE SISTEMA RBS COM LODO
GRANULAR TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO DILUÍDO UTILIZANDO O
MODELO DE LODOS ATIVADOS 3H (ASM3H)**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil da Universidade Federal de Pernambuco, Centro de Tecnologia e Geociências, como requisito para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil, Área de Concentração Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos

Aprovada em 02/08/2022

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Maria de Lourdes Florencio dos Santos – UFPE

Coorientador - Coorientador – Prof. Dr. Tito Augusto Gehring - Ruhr-Universität Bochum

BANCA EXAMINADORA

participação por videoconferência

Prof. Dr. Tiago Rogério Vítor Akaboci (examinador externo)
Universitat de Vic

participação por videoconferência

Prof. Dr. Wamberto Raimundo da Silva Júnior (examinador externo)
Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia da Paraíba

participação por videoconferência

Prof.^a Dr.^a Bruna Scandolaro Magnus (examinadora interna)
Universidade Federal de Pernambuco



Emitido em 02/08/2022

APROVACAO DA BANCA Nº 154/2022 - PPGEC (11.65.18)

(Nº do Protocolo: NÃO PROTOCOLADO)

(Assinado digitalmente em 02/08/2022 16:42)

BRUNA SCANDOLARA MAGNUS

PROFESSOR DO MAGISTERIO SUPERIOR

DEPECA (11.65.60)

Matrícula: 3133998

(Assinado digitalmente em 02/08/2022 16:49)

MARIA DE LOURDES FLORENCIO DOS SANTOS

PROFESSOR DO MAGISTERIO SUPERIOR

DEPECA (11.65.60)

Matrícula: 2130916

Para verificar a autenticidade deste documento entre em <http://sipac.ufpe.br/documentos/> informando seu número:

154, ano: **2022**, tipo: **APROVACAO DA BANCA**, data de emissão: **02/08/2022** e o código de verificação:

4aa1ed92fe

*À minha mãe,
Eliane Bezerra*

AGRADECIMENTOS

À minha professora orientadora, Lourdinha, por ser minha guia na vida acadêmica, por me apoiar sempre que precisei e por acreditar em mim.

Ao meu coorientador, Tito, pelos ensinamentos preciosos, ideias criativas e questionamentos perspicazes.

À família LSA: alunos da pós-graduação, ICs, técnicos e professores; por terem me acolhido e terem sido sempre tão solícitos comigo.

Aos demais membros do grupo de pesquisa de grânulos que operou e monitorou o reator estudado neste trabalho: Ouci, Ju, Lila e Henrique. Em especial, agradeço a Ju, minha parceira de modelagem, pela troca de conhecimento, pelo palavras de incentivo, pelo tempo dedicado me auxiliando a concluir esse trabalho. Poder contar com você fez toda a diferença no meu mestrado.

À FACEPE pelo apoio financeiro para a realização deste estudo.

À minha família e amigos, sobretudo à minha mãe, Eliane, por ser meu porto seguro nos momentos mais difíceis.

RESUMO

Neste estudo, avaliou-se o desempenho do modelo de lodos ativados ASM3h, associado a um modelo matemático de biofilme, na capacidade de simular o processo de granulação e a performance em termos de remoção de matéria orgânica e compostos nitrogenados em um reator de bateladas sequenciais (RBS) com lodo granular aeróbio (LGA) no tratamento de esgoto sanitário diluído (com baixa carga orgânica), utilizando o programa AQUASIM. O reator piloto foi instalado na área experimental do Laboratório de Saneamento Ambiental da Universidade Federal de Pernambuco (LSA-UFPE), localizada na Estação de Tratamento de Esgotos (ETE) da Mangueira, e foi operado e monitorado por 138 dias. Com o objetivo de simular o processo de granulação, adotou-se um número de grânulos fixo igual ao valor médio durante toda a operação, com uma espessura variável de modo a garantir que a massa granular total obtida experimentalmente fosse conservada durante a simulação. O modelo demonstrou potencial de previsão satisfatória dos parâmetros Demanda Química de Oxigênio (DQO) solúvel e nitrogênio amoniacal; no entanto, os dados das simulações obtidas para remoção de sólidos, nitrito e nitrato não responderam com confiabilidade, sendo discrepantes dos dados reais obtidos experimentalmente.

Palavras-chave: modelagem; período não estacionário; ASM3h; lodo granular aeróbio; reator em bateladas sequenciais.

ABSTRACT

In this study, the performance of the ASM3h activated sludge model, associated with a mathematical model of biofilm, was analyzed concerning the simulation of the granulation process and the performance in terms of removal of organic matter and nitrogen compounds in a reactor of sequential batches (RBS) with aerobic granular sludge (LGA) in the treatment of low-strength domestic wastewater, using the AQUASIM program. The pilot reactor was installed in the experimental area of the Environmental Sanitation Laboratory of the Federal University of Pernambuco (LSA-UFPE), located at the Mangueira Wastewater Treatment Plant (WWTP), and was operated and monitored for 138 days. In order to simulate the startup period, an average number of granules was employed, with a variable thickness, calculated in order to guarantee that the total granular mass obtained experimentally was conserved during the simulation. The behavior predicted by the model was consistent for the soluble fraction of organic matter and ammoniacal nitrogen; however, the simulation data was discrepant from the experimentally obtained data for solids, nitrite and nitrate.

Keywords: modelling; startup period; ASM3h; aerobic granular sludge; sequencing batch reactor.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Etapas básicas do ciclo operacional do RBS.....	18
Figura 2	Etapas do ciclo operacional do RBS visando à remoção de nutrientes.....	18
Figura 3	Estruturas zoneada de um grânulo aeróbio maduro.....	19
Figura 4	Fluxograma do fracionamento da DQO no modelo ASM3.....	24
Figura 5	Reator piloto objeto de estudo.....	27
Figura 6	Desenho esquemático do sistema implementado no AQUASIM, ilustrando os compartimentos e links.....	31
Figura 7	Comparativo entre o comportamento da biomassa real e a biomassa simulada.....	32
Figura 8	Resultados do fracionamento para a DQO bruta (DQO _{tot}) e a DQO solúvel (DQO _{sol}).....	36
Figura 9	Sólidos afluentes reais e sólidos afluentes obtidos mediante fracionamento.....	37
Figura 10	Comparativo entre a espessura de biofilme real média e a simulada.....	38
Figura 11	Comportamento da biomassa floculenta no interior do reator, expressa em SST.....	39
Figura 12	Resultados referentes à DQO solúvel (DQO _{sol}) e DQO total (DQO _{tot}) efluentes.....	40
Figura 13	Resultados referentes aos sólidos efluentes.....	42
Figura 14	Resultados referentes ao nitrogênio amoniacal (NH), nitrito e nitrato (NO) simulados, além da concentração de N ₂ calculada pelo modelo.....	43

LISTA DE QUADROS

Quadro 1	Componentes do ASM3h.....	21
Quadro 2	Parâmetros estequiométricos utilizados.....	34
Quadro 3	Parâmetros cinéticos utilizados.....	35

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Modelos ASM, diferenciados por seus principais processos.....	21
Tabela 2	Duração das etapas do ciclo operacional.....	28
Tabela 3	Análises físico-químicas efetuadas.....	29
Tabela 4	Coeficientes de fracionamento utilizados.....	29
Tabela 5	Coeficientes de difusão efetivos dos solutos presentes no modelo.....	33

LISTA DE SIGLAS

ASM	<i>Activated Sludge Model</i>
ASM1	<i>Activated Sludge Model n° 1</i>
ASM2	<i>Activated Sludge Model n° 2</i>
ASM2d	<i>Activated Sludge Model n° 2d</i>
ASM3	<i>Activated Sludge Model n° 3</i>
ASM3h	<i>Activated Sludge Model n° 3</i>
CLP	Controlador lógico programável
DWA	<i>Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall</i>
DPAO	Organismos desnitrificantes acumuladores de fósforo
DQO	Demanda química de oxigênio
EPS	Substâncias poliméricas extracelulares
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
IWA	<i>International Water Association</i>
LGA	Lodo Granular Aeróbio
OD	Oxigênio dissolvido
PAO	Organismos acumuladores de fósforo
RBS	Reator em bateladas sequenciais
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	14
1.1	Justificativa.....	15
1.2	Objetivos.....	16
1.2.1	Objetivo Geral.....	16
1.2.2	Objetivos Específicos.....	16
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	17
2.1	Reator em Bateladas Sequenciais.....	17
2.2	Grânulos Aeróbios.....	18
2.3	Modelo ASM3h.....	20
2.4	Modelos de Biofilme.....	23
2.5	Fracionamento da DQO.....	23
3	METODOLOGIA.....	26
3.1	Sistema Experimental.....	26
3.1.1	Características Gerais.....	26
3.1.2	Ciclo Operacional.....	27
3.2	Análises Físico-Químicas.....	28
3.3	Fracionamento da DQO Afluente.....	29
3.4	Modelagem Matemática.....	30
3.4.1	Número de Grânulos e Raio Médio.....	31
3.4.2	Difusão.....	33
3.4.3	Parâmetros estequiométricos e cinéticos.....	34
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	36
4.1	Fracionamento da DQO Efluente.....	36
4.2	Análise da Biomassa do Licor Misto.....	37
4.3	Análise da Matéria Orgânica Efluente.....	40
4.4	Análise de Sólidos Efluentes.....	41
4.5	Análise dos Compostos Nitrogenados Efluentes.....	42
5	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	44
	REFERÊNCIAS.....	46

1 INTRODUÇÃO

A maioria dos usos da água potável gera vazões de águas servidas com elevadas concentrações de matéria orgânica e nutrientes, dentre outras impurezas, e o lançamento deste efluente, sem tratamento adequado, resulta na contaminação do solo e das águas dos rios, dos lagos, dos mares e subterrâneas (ANDRADE NETO & CAMPOS, 1999). Como consequência do descarte indevido de efluentes, pode-se citar a redução de oxigênio dissolvido (OD) em corpos d'água, que gera desequilíbrios nas comunidades aquáticas; e o comprometimento dos usos do corpo hídrico, tornando-o impróprio para consumo, contato primário e/ou secundário (MOTA & VON SPERLING, 2009). A poliomielite, a cólera, a disenteria, a amebíase e verminoses são exemplos de doenças que podem ser adquiridas através da ingestão de água contaminada por esgotos. Assim, o tratamento de efluentes é um processo fundamental para a prevenção de impactos ambientais e sociais, e objetiva garantir a qualidade ambiental uma vez que esta é condição essencial para a melhoria da qualidade de vida e saúde coletiva.

O lodo granular aeróbio (LGA) pode desempenhar um papel importante no campo do tratamento de efluentes por serem capazes de concentrar a remoção de matéria orgânica e nutrientes em uma única estrutura, otimizando tempo e espaço nas estações de tratamento de esgoto. Os grânulos aeróbios se distinguem da biomassa flocculenta dos lodos ativados por serem mais densos, atingirem maiores dimensões, apresentarem maior sedimentabilidade e possuírem uma estrutura dividida em zonas aeróbia e anóxica (NANCHARAI AH; REDDY, 2018). No entanto, o processo de formação dos grânulos aeróbios apresenta uma elevada complexidade, demandando condições específicas e mais tempo que os lodos ativados. Nesse sentido, a modelagem matemática pode ser uma ferramenta promissora para facilitar o dimensionamento e implementação de sistemas LGA.

Nos últimos anos, os modelos matemáticos de sistemas biológicos têm se mostrado relevantes para o estudo do tratamento de efluentes por contribuírem para o entendimento da conversão bioquímica microbiana, sobretudo por solucionar questões técnicas de operação, economizar energia e custos de investimento, além de contribuir para o gerenciamento de sistemas de tratamento de esgoto (WICHERN *et al.*, 2018). Desenvolvidos nas décadas de 1980 e 1990, os modelos da série *Activated Sludge Model* (ASM, do inglês Modelo de Lodos Ativados) tornaram-se bastante difundidos nos campos científico e comercial, estando incluídos em diversos *softwares* de modelagem

biológica (HENZE *et al.*, 1987; HENZE *et al.*, 1995; HENZE *et al.*, 1999; GUJER *et al.*, 1999). Apesar de terem sido desenvolvidos para a simulação de reatores com biomassa floculenta, na literatura é possível encontrar os modelos ASM adaptados para aplicação em biofilmes, tais como lodo granular aeróbio (LÜBKEN *et al.*, 2005; NI *et al.*, 2008; ZHOU *et al.*, 2013; BAETEN; VAN LOOSDRECHT; VOLCKE, 2018).

Neste trabalho, foi implementado um modelo matemático para descrever os dados experimentais oriundos de um sistema RBS experimental, em escala piloto, com LGA tratando esgoto doméstico diluído (com baixa carga orgânica). O reator objeto de estudo consiste em um sistema experimental que tem sido operado e monitorado desde 2015 por pesquisadores do Laboratório de Saneamento Ambiental da Universidade Federal de Pernambuco (LSA-UFPE); e que, para melhor entendimento, recomenda-se a leitura dos demais trabalhos desenvolvidos (ARAÚJO, 2016; ALVES, 2017; SILVA, 2017; DANTAS, 2018; SALES *et al.*, 2018).

1.1 JUSTIFICATIVA

O funcionamento de um reator biológico envolve complexos processos bioquímicos, que interagem entre si e que possuem diversas variáveis que podem afetar o desempenho do sistema. Nesse contexto, a modelagem matemática surge como poderosa ferramenta para o estudo e entendimento do comportamento dos processos biológicos; permitindo a avaliação de mudanças, como alterações nos parâmetros operacionais, visando a otimização dos sistemas.

No entanto, existem lacunas a serem preenchidas na literatura referentes à modelagem do período de partida de reatores RBS com LGA e aos próprios modelos ASM, visto que suas faixas de temperatura recomendadas são: 8 a 23 °C para o ASM1 e ASM3 e 10 a 25 °C para o ASM2 e ASM2d (HENZE *et al.*, 2000). Assim, esse estudo visa colaborar para o preenchimento de tais lacunas ao simular o desempenho de um reator operando em temperaturas tropicais e propor uma metodologia para a aplicação do modelo de biofilme para sistemas em estado não estacionário.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo Geral

Implementar um modelo matemático de biofilme associado ao modelo de lodos ativados ASM3h, que descreva tanto o processo de granulação quanto a performance de um reator biológico operando em bateladas com lodo granular aeróbio, tratando esgoto doméstico em uma temperatura média de 30 °C.

1.2.2 Objetivos específicos

- Implementar o modelo de lodos ASM3h para o sistema experimental em escala piloto com auxílio do software AQUASIM;
- Propor uma metodologia para descrever a biomassa granular durante o período de partida do reator, utilizando apenas um compartimento de biofilme e número de grânulos fixo;
- Comparar os resultados do modelo implementado com os dados observados experimentalmente no sistema de LGA existente no LSA.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A seguir, apresenta-se a revisão bibliográfica que serviu como base para o desenvolvimento do presente trabalho.

2.1 REATOR EM BATELADAS SEQUENCIAIS (RBS)

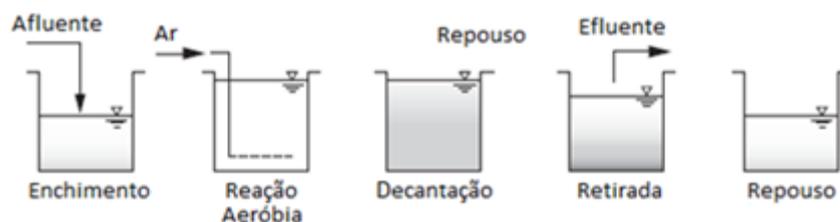
O reator em batelada sequencial pode ser definido como um reator de mistura completa que opera em ciclos sucessivos de enchimento e esvaziamento de seu volume útil, com durações previamente estabelecidas (DAVIS, 2010). Os RBS começaram a ser utilizados mais intensamente no fim dos anos 1970 com a automatização do sistema mediante uso de Controladores Lógicos Programáveis (CLP), válvulas eletromecânicas controladas e sensores de nível (METCALF & EDDY, 2003).

Segundo Thans (2008), o ciclo operacional do RBS envolve, basicamente, as seguintes etapas (Figura 1):

- Enchimento, na qual ocorre a alimentação do reator com o afluente;
- Reação biológica, a qual consiste na degradação da matéria orgânica com o auxílio da aeração, que promove a mistura completa e o contato da biomassa com os microrganismos;
- Decantação, na qual a aeração é interrompida, visando-se à separação por gravidade da biomassa da fase líquida;
- Descarte do efluente tratado, o qual é realizado em um ponto acima da parcela do reator que se espera estar ocupada com a biomassa decantada, não ocorrendo troca volumétrica completa;
- Repouso para eventuais manutenções, como a retirada do lodo em excesso. É considerada uma etapa opcional.

Desse modo, os RBS funcionam alternadamente como reatores biológicos e como decantadores, com capacidade, portanto, de tratar o esgoto afluente e sedimentar a biomassa em uma única unidade operacional, diferentemente dos sistemas de tratamento convencionais, que realizam o tratamento em múltiplas estruturas em série.

Figura 1 – Etapas básicas do ciclo operacional do RBS



Fonte: adaptado de Meltcalf & Eddy (2003) apud Davis (2010)

Em busca de uma maior eficiência na remoção de nutrientes, é possível ajustar o período de aeração a fim de criar etapas nas quais há a predominância de reações anaeróbias ou anóxicas (Figura 2), concentrando no RBS a remoção de matéria orgânica e nutrientes.

Figura 2 – Etapas do ciclo operacional do RBS visando à remoção de nutrientes



Fonte: adaptado de Meltcalf & Eddy (2003) apud Davis (2010)

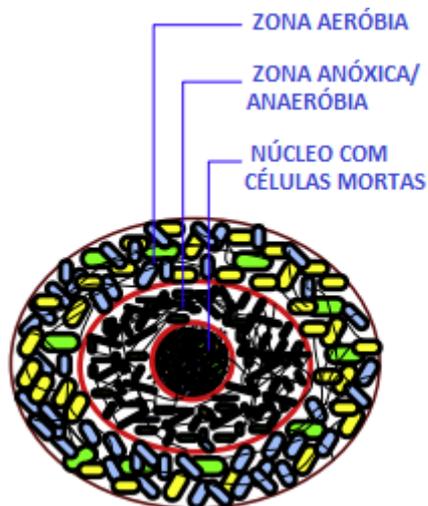
2.2 GRÂNULOS AERÓBIOS

O primeiro estudo relativo à granulação aeróbia data de 1991, quando Mishima e Nakamura observaram a formação de grânulos aeróbios em um reator de manta de lodo aeróbio, em escala piloto, operado com fluxo ascendente contínuo. O lodo granular aeróbio pode ser definido como um agregado microbiano formado através da autoimobilização de microrganismos (LIU; XENG; YU, 2009).

Segundo De Kreuk *et al.* (2005), os grânulos aeróbios possuem uma estrutura estratificada (Figura 3), que surge devido à profundidade de penetração de oxigênio nos grânulos, a qual é função da concentração de oxigênio dissolvido no reator. Portanto, altas taxas de aeração produzem grânulos predominantemente aeróbios, enquanto taxas de aeração mais amenas contribuem para a formação de grânulos com zonas anóxicas mais desenvolvidas. Além disso, estes gradientes de concentração de oxigênio e demais

substratos presentes em biofilmes são determinantes nos processos bioquímicos envolvidos na remoção de matéria orgânica e nutrientes, pois ocasionam o crescimento heterogêneo da biomassa granular, ao longo de sua profundidade (WANNER *et al.*, 2006).

Figura 3 – Estruturas zoneada de um grânulo aeróbio maduro



Fonte: adaptado de SARMA *et al.* (2017)

Assim, no interior de um único grânulo, são estabelecidos ambientes aeróbios e anaeróbios, tornando possível haver a remoção simultânea de carbono, nitrogênio, fósforo, visto que estes processos demandam ora condições aeróbias, ora condições anóxicas.

No entanto, a formação dos grânulos aeróbios apresenta uma elevada complexidade, demandando condições específicas e mais tempo para sua formação do que os lodos ativados. Foram elaboradas diversas teorias similares de como ocorre a formação dos grânulos aeróbios e, segundo a teoria de Liu & Tay (2002), o processo pode ser sintetizado em quatro etapas:

- i. Adesão inicial célula-célula dando início ao processo de granulação;
- ii. Formação de microagregados dessas células autoaderidas;
- iii. Intensa biossíntese de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) pelos microrganismos agregados;
- iv. Maturação dos grânulos em resposta aos parâmetros hidrodinâmicos externos causados pelas condições de operação e configuração do reator.

Por promoverem alto estresse hidrodinâmico, que é necessário para o processo de granulação, os RBS fornecem condições ideais para o desenvolvimento de lodo granular aeróbio (LIU & TAY, 2004).

2.3 MODELO ASM3H

Os modelos *Activated Sludge Model* (ASM), produzidos pela International Water Association (IWA) na Associação Internacional de Qualidade da Água (International Association on Water Quality - IOWA), correspondem a um conjunto de equações diferenciais, baseado em equações de balanço de massa e cinética microbiana. O primeiro modelo da série, o ASM1, descreve a remoção de compostos orgânicos e nitrogenados, considerando o uso de oxigênio e nitrato como aceptores de elétrons. Contudo, à medida que se alcançou um melhor entendimento dos fenômenos microbiológicos relacionados à remoção de matéria orgânica e nutrientes, novas versões do modelo foram desenvolvidas e novos processos e componentes foram incorporados (HENZE *et al.*, 2000).

O ASM2, por exemplo, foi criado após a compreensão do processo de remoção biológica do fósforo, através dos organismos acumuladores de fósforo (PAO). No entanto, houve a necessidade de expandi-lo, criando o ASM2d apenas quatro anos depois, para incluir a influência da desnitrificação na remoção biológica do fósforo; ou seja, o papel dos organismos desnitrificantes acumuladores de fósforo (DPAO). Por fim, o ASM3 foi desenvolvido para simular a remoção de compostos orgânicos e nitrogenados, tal como o ASM1; porém, levando em consideração o uso de reserva interna de substrato no comportamento dos microrganismos.

No ASM3, considera-se que todo substrato é primeiramente convertido como material de armazenamento interno e depois é assimilado à biomassa. Como consequência, a hidrólise tornou-se menos dominante para as taxas de consumo de oxigênio e desnitrificação, em comparação com o ASM1. Além disso, a lise foi substituída por processos de respiração endógena e todos os processos (exceto hidrólise) ocorrem a uma taxa reduzida em condições anóxicas, em comparação com condições aeróbias (KOCH *et al.*, 2000). Ver Tabela 1.

Conforme a Tabela 1, o ASM3 simula a remoção de matéria orgânica e nitrogênio, considerando a utilização de reservas internas de matéria orgânica.

Tabela 1 – Modelos ASM, diferenciados por seus principais processos

Processo	ASM1	ASM2	ASM2 d	ASM3
Remoção de matéria orgânica	X	X	X	X
Remoção de nitrogênio	X	X	X	X
Utilização de reservas internas de substrato		X	X	X
Remoção de fósforo associada aos PAO		X	X	
Remoção de fósforo associada aos DNPAO			X	

Fonte: A autora

Para isso, o ASM3 utiliza 13 componentes e 12 processos. Os componentes são as variáveis que o modelo monitora, tais como a concentração de oxigênio dissolvido; enquanto os processos são ocorrências de geração e consumo de uma ou mais variáveis. Neste trabalho, foi implementada uma versão modificada do ASM3, o ASM3 *Hochschulegruppe-Ansatz* (ASM3h), cujo diferencial é a remoção do componente de sólidos suspensos (X_{SS}) e a inclusão de um componente para descrever o material mineral particulado (X_{MI}), presente no afluente e produzido pelos processos de respiração endógena (ALEX *et al.*, 2015). Essa versão do ASM3 foi desenvolvida para adequar o modelo à norma alemã DWA-A 131 (ATV-DVWK, 2016), a qual reúne diretrizes de dimensionamento para sistemas de lodo ativado.

Os componentes do ASM3h e suas notações estão listados no Quadro 1. Um componente dissolvido é identificado pela letra S e um particulado, pela letra X. Apesar de não ser um componente do modelo, os sólidos X_{SS} ainda podem ser calculados como a soma dos componentes particulados, multiplicados pelos seus fatores de conversão. Os fatores de conversão para sólidos e demais parâmetros utilizados serão definidos posteriormente neste trabalho.

Quadro 1 – Componentes do ASM3h

Componente	Notação
Material orgânico dissolvido biodegradável	S_s
Material orgânico dissolvido não-biodegradável	S_i
Oxigênio dissolvido	S_o

Material orgânico particulado biodegradável	X_S
Material orgânico particulado não-biodegradável	X_I
Material mineral particulado	X_{MI}
Amônia (NH_4^+ / NH_3)	S_{NH}
Nitrato e nitrito (NO_3^- / NO_2^-), ambos considerados como NO_3^- para fins de estequiometria e difusão	S_{NO}
Gás nitrogênio dissolvido	S_{N_2}
Organismos heterótrofos ordinários	X_H
Organismos autótrofos nitrificantes	X_A
Substrato armazenado internamente pelos organismos heterótrofos ordinários	X_{STO}
Alcalinidade (HCO_3^-)	S_{ALK}

Fonte: GUJER *et al.* (1999)

A seguir, estão descritos os processos que compõem o ASM3h:

- Hidrólise: Processo no qual todo substrato orgânico particulado biodegradável (X_S) torna-se pronto para ser biodegradável (S_S).
- Armazenamento Aeróbio de Substrato Facilmente Biodegradável: Armazenamento de substrato facilmente biodegradável (S_S) na forma de produto celular interno (X_{STO}). A energia requerida neste mecanismo bioquímico é obtida através da respiração aeróbia.
- Armazenamento Anóxico de Substrato Facilmente Biodegradável: Análogo ao processo anterior, mas a energia requerida é fornecida através da desnitrificação.
- Crescimento Aeróbio da Biomassa Heterotrófica: Neste processo, considera-se que todo substrato disponível para crescimento dos organismos heterotróficos consiste inteiramente de produtos de armazenamento celular (X_{STO}).
- Crescimento Anóxico da Biomassa Heterotrófica: Processo idêntico ao crescimento aeróbio da biomassa heterotrófica, no entanto a respiração é baseada na desnitrificação.
- Respiração Endógena Aeróbia da Biomassa Heterotrófica - Este processo descreve todas as formas de perda de biomassa e requisitos de energia não associadas com o crescimento, considerando a respiração relacionada sob condições aeróbias: decaimento, respiração endógena, lise celular, predação, morte, entre outros.
- Respiração Endógena Anóxica da Biomassa Heterotrófica - Análogo ao anterior, porém a respiração endógena anóxica ocorre em uma taxa mais lenta.
- Respiração Aeróbia de Produtos de Armazenamento: Processo semelhante à respiração endógena. Isto assegura que os produtos de armazenamento decaiam juntamente com a biomassa.

- Respiração Anóxica de Produtos de Armazenamento - Similar ao processo aeróbio, mas sob condições de desnitrificação.
- Crescimento Aeróbio da Biomassa Autotrófica - Crescimento dos microrganismos autotróficos (nitrificantes), que ocorre em condições aeróbias.
- Respiração Endógena Aeróbia da Biomassa Autotrófica – Processo de perda da biomassa autotrófica e requisitos de energia não associadas com o crescimento.
- Respiração Endógena Anóxica da Biomassa Autotrófica - Semelhante ao anterior, no entanto ocorre em condições anóxicas e, conseqüentemente, em uma velocidade menor.

2.5 MODELOS DE BIOFILME

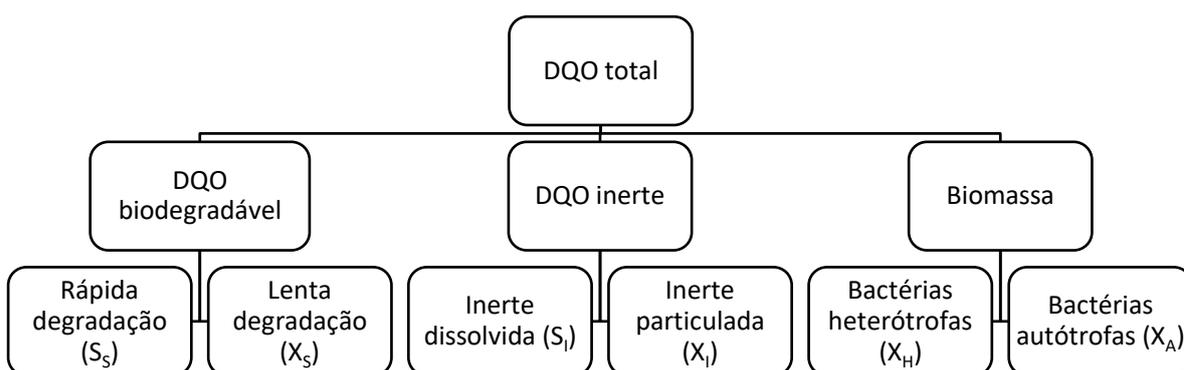
Em reatores de biomassa suspensa, o transporte das espécies químicas ocorre predominantemente por convecção; ou seja, o contato biomassa-substrato está fortemente relacionado com as condições operacionais do reator e o grau de mistura imposto ao líquido. No entanto, em agregados microbianos, tais como grânulos e biofilmes aderidos, a difusão se torna a principal forma de transferência de massa, devido à alta densidade celulares e à presença de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) que impedem o fluxo convectivo (STEWART, 2003).

Assim, para melhor descrever as transferências de massa e distribuição espacial da biomassa granular, diversos estudos utilizaram os modelos ASM integrados a modelos matemáticos de biofilme (XAVIER *et al.*, 2007; De KREUK *et al.*, 2007; WICHERN *et al.*, 2008). Existem diversos modelos de difusão desenvolvidos atualmente, os quais, em sua maioria, são baseados na Segunda Lei de Fick. Fatores que interferem na difusão são: concentração do substrato, densidade, porosidade e área superficial do biofilme em contato com a fase líquida (LI; LIU, 2005; WANNER *et al.*, 2006). O modelo implementado no AQUASIM consiste em um modelo unidimensional para culturas mistas em biofilme, desenvolvido inicialmente por Wanner e Gujer (1984); as descrições do modelo e suas equações estão apresentadas no manual de usuário do *software* (REICHERT, 1998).

2.4 FRACIONAMENTO DA DQO

O fracionamento é uma parte importante de muitos modelos matemáticos que descrevem processos biológicos no tratamento de águas residuais, pois os parâmetros físico-químicos demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e demanda química de oxigênio (DQO), rotineiramente utilizados para refletir o total de material orgânico em águas residuais, são insuficientes para detalhar a composição do material orgânico no nível de detalhe exigido para a modelagem matemática. No caso do modelo ASM3h, é necessário subdividir a DQO afluyente nas seguintes frações: biomassa heterótrofa (X_H), biomassa autótrofa (X_A), material inerte dissolvido (S_I), material inerte particulado (X_I), material rapidamente biodegradável (S_S) e material lentamente biodegradável (X_S). A Figura 4 expõe esta divisão em forma de fluxograma.

Figura 4 – Fluxograma do fracionamento da DQO nos modelos ASM



Fonte: A Autora

A distinção entre substâncias degradáveis lenta ou rapidamente depende do suprimento de enzimas necessárias, enquanto o tamanho das partículas determina se a substância está presente na forma dissolvida ou não dissolvida. A fração de DQO inerte consiste em substâncias que nenhum organismo conhecido é capaz de realizar sua degradação ou, simplesmente, substâncias que não são degradáveis sob as condições de operação do sistema simulado; geralmente, são materiais sintéticos (LANGE, 2018).

O fracionamento da DQO pode ser realizado através de métodos experimentais ou matemáticos. Henze (1992) discute os métodos experimentais utilizados na literatura para a estimativa das diferentes frações da DQO, os quais incluem a análises do consumo de oxigênio, de nitrato e nitrogênio amoniacal, bem como a medição de ácidos graxos

voláteis (AGV), DBO e DQO. Por sua vez, os métodos matemáticos para o fracionamento da DQO consistem no cálculo das subdivisões da DQO a partir de correlações lineares. Nesse sentido, no âmbito da modelagem, a DQO é um parâmetro mais valioso do que a DBO, pois é possível fazer associações válidas entre substrato, biomassa e oxigênio dissolvido em termos de equivalência eletrônica através da DQO (ORHON; ÇOKGÖR, 1997). A resolução alemã DWA-A 131 (ATV-DVWK, 2016) apresenta a metodologia usual para obtenção das frações utilizadas nos modelos ASM. Nesta resolução, são detalhadas as equações de correlação entre a DQO e suas frações, além das faixas de valores usuais dos coeficientes de associação linear.

3 METODOLOGIA

Adiante, estão expostas as características do sistema experimental que foi simulado, as análises realizadas e a abordagem para a implementação do modelo.

3.1 SISTEMA EXPERIMENTAL

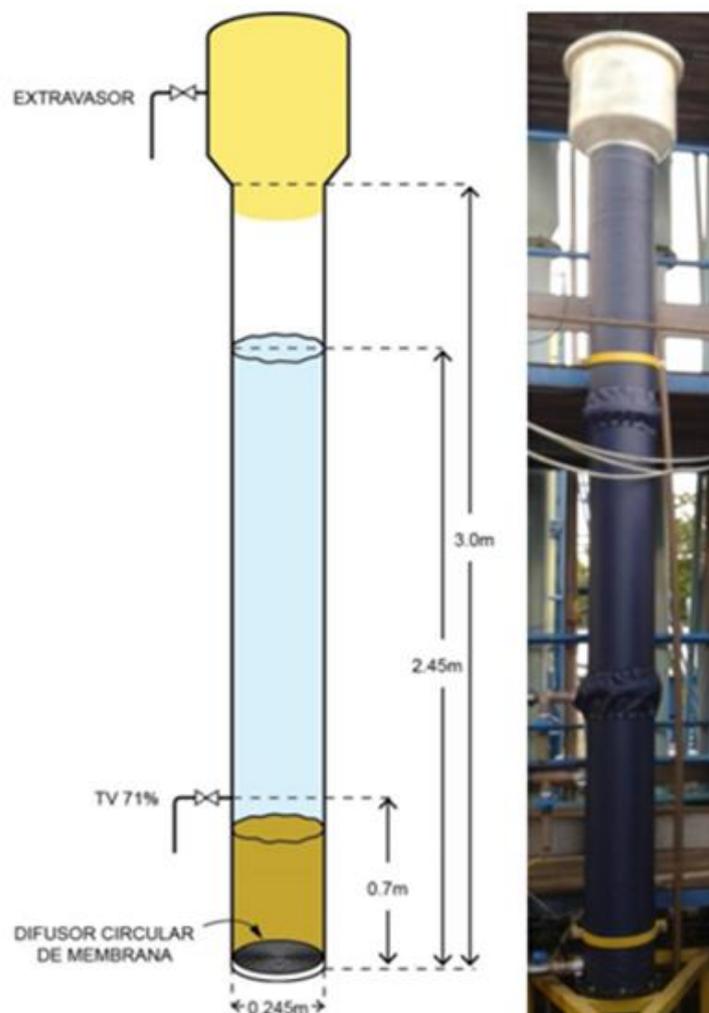
O sistema desenvolvido para a pesquisa foi montado no campo experimental para instalações piloto do Laboratório de Saneamento Ambiental da Universidade Federal de Pernambuco (LSA-UFPE), situado na Estação de Tratamento de Esgoto Mangueira (ETEC-10), a qual recebe o esgoto sanitário produzido pelos habitantes dos bairros da Mangueira, San Martin e Mustardinha. De acordo com a classificação proposta por Meltcalf & Eddy (2003), o esgoto afluyente desta ETE é considerado de diluído, por apresentar baixa carga orgânica. O reator foi operado sem a inoculação de biomassa; isto é, a acumulação de biomassa nos reatores ocorreu por meio da sedimentação dos sólidos presentes no licor misto. A temperatura média do esgoto afluyente foi $29,2 \pm 1,7$ °C e, durante a modelagem, admitiu-se que a temperatura no RBS foi 30 °C.

3.1.1 Características Gerais

O reator piloto estudado consiste em um RBS de geometria cilíndrica, com altura total de 3,00 m, volume total de 141,4 L, volume útil de 115,5 L e parede de acrílico com 0,003 m de espessura, além de um cabeçote de fibra de vidro com 40 cm de altura, com tampa e vedação. Os componentes utilizados para automatização da operação do experimento foram um Controlador Lógico Programável (CLP, marca Siemens[®], modelo Simatic S7 1200), ligado a um painel elétrico e ao sistema experimental, o qual foi composto pelo reator em bateladas sequenciais, uma bomba centrífuga (marca Erbele[®], modelo BCR 2000); uma boia de nível (marca Anauger[®], modelo SensorControl), dois compressores de ar (marca Schulz[®], modelo CSA 8.2 25L Pratic air); um filtro de ar (marca Arprex[®], modelo AF1); um rotâmetro (marca Dwyer[®], modelo DR 200482); um difusor circular de membrana (marca Ecosan[®], modelo DCM); uma válvula solenoide pneumática para descarte de efluente (marca Asco[®], série 8210) e uma válvula solenoide pneumática para automação da aeração (marca Asco[®], série 8210). Ao realizar o descarte do efluente tratado, 29% do volume do reator permanecia no interior do mesmo, resultando numa troca volumétrica (TV) de 71%.

A seguir, a Figura 5 apresenta o esquema gráfico (à esquerda) e fotografia do reator piloto (à direita).

Figura 5 - Reator piloto objeto de estudo



Fonte: ARAÚJO (2016)

3.1.2 Ciclo Operacional

Durante todo período do experimento, o ciclo operacional possuiu duração total de 240 minutos, com duração de cada etapa apresentada na Tabela 2. Uma vez finalizado o enchimento do reator (2 minutos), era iniciado um período de 90 minutos de fase de reação anóxica, realizava-se a oxigenação do sistema (fase de reação aeróbia) com aeração contínua por 124 minutos. Em seguida, após o desligamento do compressor, tinha-se a fase sedimentação (20 minutos) e, por fim, o efluente tratado era descartado de volta à caixa de areia da ETE através do acionamento da válvula solenoide.

Tabela 2 – Duração das etapas do ciclo operacional

Etapa do ciclo operacional	Duração (min)
Enchimento do reator	2
Reação anóxica (pulsos de ar: 4 s a cada 5 min)	90
Reação aeróbia	124
Sedimentação	20
Descarte do efluente tratado	4
TOTAL	240

Fonte: A autora

Durante a fase anóxica, eram injetados pulsos de ar de 4 segundos a cada 5 minutos para promover a mistura completa do reator através da turbulência gerada, visando-se promover o contato da biomassa com o substrato. Dantas (2018), ao analisar o mesmo sistema experimental, constatou que os pulsos de ar injetados durante a fase anóxica não aumentaram significativamente a concentração de OD no reator, pois o mesmo era rapidamente consumido, mantendo-se condições predominantemente anaeróbias/anóxicas antes da aeração. Durante a fase anóxica, o valor máximo observado para a concentração de OD foi de 0,51 mg/L durante os 4 segundos de pulsos de ar.

3.2. ANÁLISES FÍSICO-QUÍMICAS

A fim de monitorar as eficiências de remoção de matéria orgânica e nitrogênio do reator, foram coletadas semanalmente amostras do afluente, do licor misto e do efluente tratado ao ser descartado, totalizando 15 pontos amostrais. Após a coleta, as amostras eram acondicionadas e encaminhadas ao Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA), onde foram realizadas as análises físico-químicas. O afluente do sistema experimental foi coletado após tratamento preliminar, composto por gradeamento e caixa de areia, e armazenado em um reservatório de 1m³, a partir do qual era realizado o bombeamento para alimentação do reator.

As análises efetuadas foram baseadas no *Standard Methods* (APHA, 2011) e estão apresentadas na Tabela 3. Para melhor compreensão da biomassa, foi ainda realizada a análise granulométrica por peneiramento, conforme metodologia proposta por Bin *et al.* (2011).

Tabela 3 – Análises físico-químicas efetuadas

Parâmetro	Método	Referência
Nitrogênio amoniacal	Titulométrico	SM 4500 N-NH ₃ C
Nitrogênio total Kjeldahl	Macro Kjeldahl	SM 4500 N-org. B
Nitrito (NO ₂ ⁻)	Colorimétrico	SM 4500 NO ₂ ⁻ B
Nitrato (NO ₃ ⁻)	Espectrofotometria UV-Vis	SM 4500 NO ₃ ⁻ E
DQO	Colorimétrico	SM 5220 D
Série de sólidos	Gravimétrico	SM 2540 G

Fonte: A autora

Em relação às análises para determinação das concentrações dos compostos nitrogenados, as amostras para contabilização de nitrito e nitrato foram avaliadas após filtração, enquanto as amostras de nitrogênio amoniacal e NTK foram analisadas brutas, contabilizando-se o material suspenso.

3.3 FRACIONAMENTO DA DQO AFLUENTE

O fracionamento do esgoto afluente da ETE Mangueira foi baseado na metodologia descrita na norma alemã DWA-A 131. Os parâmetros de caracterização de águas residuais (f_A , f_B e f_S) foram calculados utilizando a função *solver* do Excel[®] para cada amostra afluente do experimento (Tabela 4), de modo a otimizar os valores de DQO filtrada, sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis.

Tabela 4 – Coeficientes de fracionamento utilizados

Dia	f_A	f_B	f_S
6	0.33	0.24	0.07
13	0.29	0.20	0.18
19	0.35	0.20	0.05
25	0.28	0.20	0.28
39	0.30	0.20	0.22
48	0.23	0.20	0.33
55	0.27	0.20	0.39
67	0.24	0.20	0.40
75	0.28	0.20	0.40

83	0.35	0.20	0.05
96	0.28	0.20	0.40
102	0.28	0.20	0.26
117	0.24	0.20	0.40
132	0.35	0.20	0.07
138	0.29	0.20	0.40

Fonte: A autora

3.4. MODELAGEM MATEMÁTICA

A implementação do modelo ASM3h para a simulação dos processos de remoção de matéria orgânica e nitrogênio no RBS com LGA foi realizada no software AQUASIM (REICHERT, 1994). Por ser um *software* de domínio público, o AQUASIM é um amplamente utilizado para modelagem de biofilmes (VANNECKE; VOLCKE, 2015; BAETEN *et al.*, 2017; LI, M. *et al.*, 2018). Sua estrutura de blocos unitários pré-definidos com processos integrados simplifica a experiência do usuário; no entanto, modelos pré-definidos também implicam restrições.

Por exemplo, não é permitido que o número de grânulos varie durante uma simulação ou que haja grânulos com espessuras variadas em um único compartimento. Diante desse problema, foram elaboradas estratégias para lidar com essas limitações. Por exemplo, Volcke *et al.* (2012) utilizaram múltiplos compartimentos de biofilme, cada um com diferentes espessuras, para simular uma biomassa granular com diâmetros variados. Neste estudo, foi avaliada a viabilidade de simular o processo de granulação no AQUASIM, utilizando apenas um compartimento de biofilme, com um número de grânulos fixo, porém com uma espessura variável que garanta que a massa granular total seja conservada; ou seja, a biomassa simulada seja igual à biomassa real, em termos de massa.

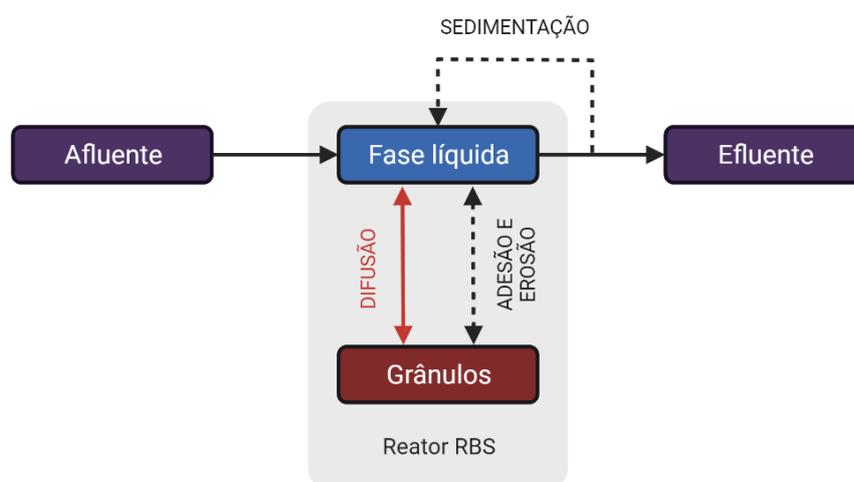
Para a simulação realizada neste estudo, foram utilizados três compartimentos do tipo reator misto: afluente, fase líquida e efluente; e um compartimento do tipo biofilme: grânulos. A Figura 6 apresenta um desenho esquemático do sistema implementado.

Para representar a retenção de sólidos observada no reator, foi implantado um *link* advectivo entre a fase líquida do reator e o efluente, com uma bifurcação de retorno para a fase líquida. Nesta bifurcação, a carga de sólidos foi modificada para representar o

material sedimentado no reator antes do descarte. Essa carga foi calculada através de balanço de massa entre os sólidos do licor misto e os sólidos presentes no efluente. As conexões de difusão e adesão/erosão foram definidas nas configurações internas do compartimento de biofilme.

Figura 6 – Desenho esquemático do sistema implementado no AQUASIM, ilustrando os compartimentos e links

—▶ : transporte misto (líquido e sólidos) ▶ : transporte de substâncias dissolvidas - - - ▶ : transporte de sólidos



Fonte: A autora

3.4.1 Número de grânulos e raio médio

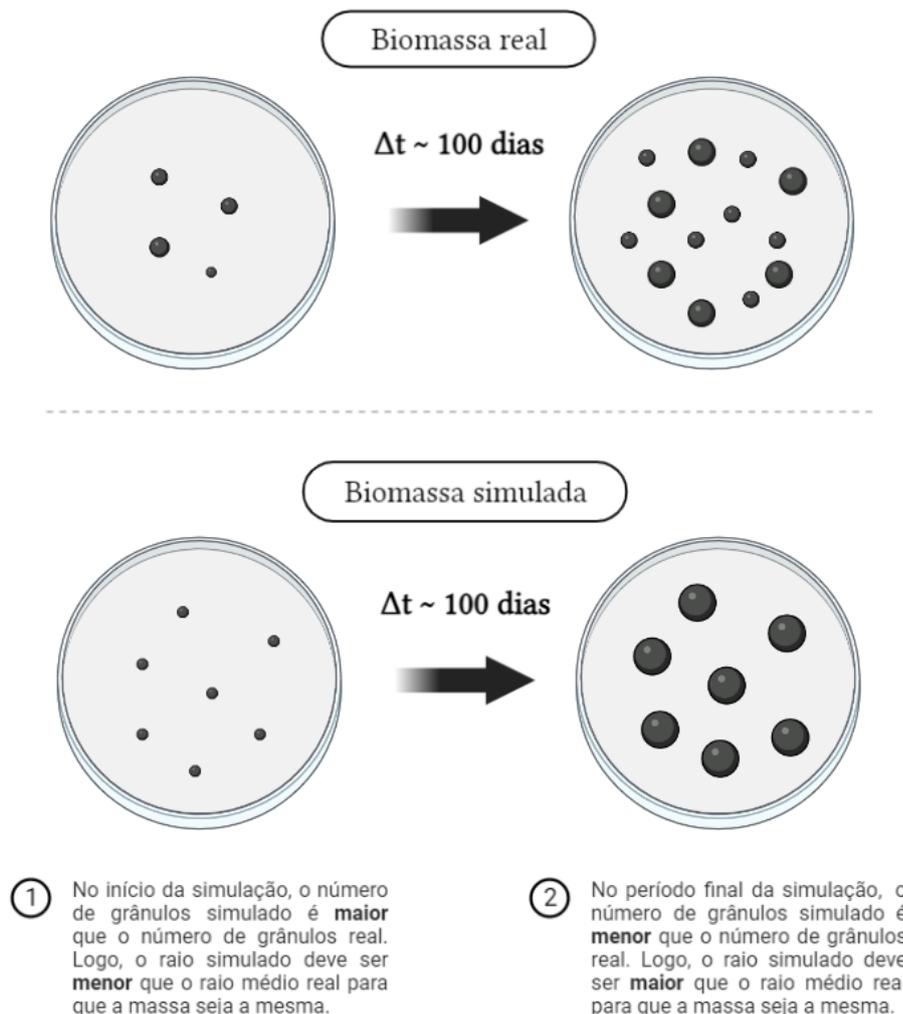
Primeiramente, o número de grânulos simulado foi obtido a partir dos dados da análise granulométrica por peneiramento, admitindo-se que a densidade de um grânulo é igual a 40 kgVSS/m^3 (WICHERN *et al.*, 2008), que os grânulos eram o agregado com diâmetro superior a $0,2 \text{ mm}$ (de KREUK *et al.*, 2005), que os grânulos possuíam geometria esférica e que a biomassa retida em cada faixa granulométrica possuía um diâmetro igual ao valor médio da abertura das peneiras. Para cada amostra do licor misto ao longo de todo período de operação do experimento, calculou-se o número de grânulos, foi possível obter um valor médio de 2 milhões, o qual foi o número de grânulos utilizado na simulação. Vale frisar que, uma vez que foi adotado um número de grânulos médio, o número de grânulos foi superestimado no início da operação e subestimado no final da mesma.

O raio simulado, por sua vez, foi calculado a partir do número de grânulos simulado ($N_{grânulos}$) e densidade (D) de 40 kgVSS/m³; de modo que a massa de grânulos simulada fosse igual à massa de grânulos real (M_{real}) obtida previamente na análise de sólidos, através da fórmula:

$$R_{simulado} = \left[\left(\frac{3}{4\pi} \right) \times \frac{M_{real}}{D N_{grânulos}} \right]^{\frac{1}{3}}$$

Assim, o raio simulado foi calculado para cada amostra do experimento e, para possibilitar a simulação do período entre os dias de coleta de amostra, foi obtida uma curva do raio simulado através de interpolação linear. A Figura 7 mostra um comparativo entre o comportamento da biomassa real e a biomassa simulada.

Figura 7 - Comparativo entre o comportamento da biomassa real e a biomassa simulada



Para garantir que a biomassa simulada apresentasse o raio pretendido, a espessura do biofilme foi limitada através da fórmula de taxa de erosão superficial proposta por Volcke *et al.* (2012), onde u é a taxa de erosão superficial, L é a espessura do biofilme, em metros, e L_{lim} é espessura limite do biofilme, em metros:

$$u = \left(L/L_{lim} \right)^{10}$$

3.4.2 Difusão

Neste estudo, o modelo de biofilme proposto por Wanner e Gujer (1986) foi implementado com as seguintes considerações: (i) os grânulos são biofilmes esféricos, aderidos em uma esfera de tamanho desprezível; (ii) a geometria dos grânulos é uniforme durante toda operação; (iii) os componentes do licor misto e do biofilme estão em mistura completa; (iv) os flocos suspensos são considerados biomassa suspensa, não sofrendo influência da difusão; (v) a densidade dos grânulos foi considerada constante; (vi) a difusão efetiva de um determinado componente é constante.

Os coeficientes de difusão efetivos utilizados foram obtidos e ajustados para temperatura da 30 °C seguindo as revisões bibliográficas feitas por Stewart (2003) e La Cour Jansen e Harremoës (1985). Os valores de difusão implementados no modelo estão expostos a seguir, na Tabela 5.

Tabela 5 – Coeficientes de difusão efetivos dos solutos presentes no modelo

Soluto	Coeficiente de difusão (25 °C)	Coeficiente de difusão (30 °C)
Oxigênio (O ₂)	1,00 × 10 ⁻⁴ m ² /dia	1,11 × 10 ⁻⁴ m ² /dia
Nitrogênio (N ₂)	1,80 × 10 ⁻⁴ m ² /dia	2,00 × 10 ⁻⁴ m ² /dia
Nitrito e nitrato (NO ₂ ⁻ e NO ₃ ⁻)	1,60 × 10 ⁻⁴ m ² /dia	1,78 × 10 ⁻⁴ m ² /dia
Amônia (NH ₃ ⁻)	1,80 × 10 ⁻⁴ m ² /dia	2,00 × 10 ⁻⁴ m ² /dia
Acetato (C ₂ H ₃ O ₂ ⁻)	0,60 × 10 ⁻⁴ m ² /dia	0,66 × 10 ⁻⁴ m ² /dia
Bicarbonato (HCO ₃ ⁻)	0,60 × 10 ⁻⁴ m ² /dia	0,66 × 10 ⁻⁴ m ² /dia

Fonte: A autora

A espessura da camada limite foi adotada como 100 μm, uma vez que foi estimada como um valor típico por Berg, Van Loosdrecht e De Kreuk (2020).

3.4.3 Parâmetros estequiométricos e cinéticos

O Quadro 2 e o Quadro 3 informam, respectivamente, os parâmetros estequiométricos e os parâmetros cinéticos utilizados no modelo ASM3h.

Quadro 2 – Parâmetros estequiométricos utilizados

Parâmetro estequiométrico	Notação	Unidade	Valor-referência	Valor utilizado
Fração de DQO inerte produzida na hidrólise	f_{SI}	$g S_I \cdot g X_S^{-1}$	0	0
Rendimento do crescimento de X_H por X_{Sto} consumido (Aeróbio)	$Y_{H,O2}$	$g X_H \cdot g X_{Sto}^{-1}$	0,63	0,63
Rendimento do crescimento de X_H por X_{Sto} consumido (Anóxico)	$Y_{H,NO}$	$g X_H \cdot g X_{Sto}^{-1}$	0,54	0,54
Rendimento do crescimento de X_H por S_S consumido (Aeróbio)	$Y_{STO,O2}$	$g X_{Sto} \cdot g S_S^{-1}$	0,85	0,85
Rendimento do crescimento de X_{Stor} por S_S consumido (Anóxico)	$Y_{STO,NO}$	$g X_{Sto} \cdot g S_S^{-1}$	0,80	0,80
Fração de X_I produzido pelo decaimento da biomassa X_{Bio}	f_{XI}	$g X_I \cdot g X_{Bio}^{-1}$	0,20	0,20
Rendimento do crescimento de X_A por S_{NO} consumido	Y_A	$g X_A \cdot g S_{NO}^{-1}$	0,24	0,24
Fração de nitrogênio presente no S_S	$i_{N,SS}$	$g N \cdot g S_S^{-1}$	0,03	0,03
Fração de nitrogênio presente no S_I	$i_{N,SI}$	$g N \cdot g S_I^{-1}$	0,01	0,01
Fração de nitrogênio presente no X_I	$i_{N,XI}$	$g N \cdot g X_U^{-1}$	0,02	0,02
Fração de nitrogênio presente no X_S	$i_{N,XS}$	$g N \cdot g X_S^{-1}$	0,04	0,04
Fração de nitrogênio presente na biomassa X_{Bio}	$i_{N,BM}$	$g N \cdot g X_{Bio}^{-1}$	0,07	0,07
Fator de conversão de X_I em SST	$i_{SST,XI}$	$g SST \cdot g X_I^{-1}$	0,75	0,75
Fator de conversão de X_S em SST	$i_{SST,XS}$	$g SST \cdot g X_S^{-1}$	0,75	0,75
Fator de conversão de X_{Bio} em SST	$i_{SST,BM}$	$g SST \cdot g X_{Bio}^{-1}$	0,90	0,77
Fator de conversão de X_{Sto} em SST	$i_{SST,STO}$	$g SST \cdot g X_{Sto}^{-1}$	0,60	0,60
Fator de conversão para a redução de NO_3 em N_2	$i_{NOx,N2}$	$g COD \cdot g N^{-1}$	2,857	2,857
Fator de conversão de NO_3 em DQO	$i_{COD,NO}$	$g COD \cdot g N^{-1}$	-4,571	-4,571
Fator de conversão de N_2 em DQO	$i_{COD,N2}$	$g COD \cdot g N^{-1}$	-1,7143	-1,7143
Fator de conversão para conservação de carga de S_{NH}	$i_{Charge,NH}$	Charge $\cdot g N^{-1}$	0,071	0,071
Fator de conversão para conservação de carga de S_{NO}	$i_{Charge,NO}$	Charge $\cdot g N^{-1}$	-0,0714	-0,0714

Fonte: A autora

Observa-se que o único parâmetro estequiométrico que divergiu dos valores-referência foi o fator de conversão de X_{Bio} em SST ($i_{SST,BM}$). O valor utilizado foi o valor

proposto pelo *software* SIMBA[#], por ter proporcionado um melhor ajuste nos gráficos relativos ao fracionamento da DQO afluente. Uma vez que não foi possível realizar testes respirométricos para estimativa dos parâmetros cinéticos, a calibração destes ocorreu majoritariamente através do ajuste de temperatura dos valores-referência calculados por Koch *et al.* (2000) e Henze *et al.* (2000) a 20°C.

Quadro 3 – Parâmetros cinéticos utilizados

Parâmetro cinético	Notação	Unidade	Valor-referência	Valor utilizado
Taxa específica máxima de hidrólise	k_H	$g X_S \cdot g X_H^{-1} \cdot d^{-1}$	9	13,42 ^(a)
Coefficiente de meia saturação de X_S para X_H	K_X	$g X_S \cdot g X_H^{-1}$	1	1
Constante de velocidade para armazenamento de X_{Sto}	k_{Sto}	$g X_S \cdot g X_H^{-1} \cdot d^{-1}$	12	24,05 ^(a)
Taxa máxima de crescimento de X_H	μ_H	d^{-1}	3	6,01 ^(a)
Fator de redução para o crescimento anóxico X_H	η_{NOX}	-	0,6	0,7
Coefficiente de meia saturação para S_S	K_S	$g S_S \cdot m^{-3}$	10	10
Coefficiente de meia saturação de X_{Sto} para X_H	K_{Sto}	$g X_{Sto} \cdot g X_H^{-1}$	1	1
Taxa de respiração endógena de X_H (Aeróbio)	$b_{H,O2}$	d^{-1}	0,3	0.66 ^(a)
Taxa de respiração endógena de X_H (Anóxico)	$b_{H,NOX}$	d^{-1}	0,15	0.33 ^(a)
Taxa de respiração de X_{Stor} (Aeróbio)	$b_{Sto,O2}$	d^{-1}	0,2	0.66 ^(a)
Taxa de respiração de X_{Stor} (Anóxico)	$b_{Sto,NOX}$	d^{-1}	0,1	0.33 ^(a)
Coefficiente de meia saturação de S_{O2} para X_H	K_{O2}	$g S_{O2} \cdot m^{-3}$	0,2	0.3
Coefficiente de meia saturação de S_{NO} para X_H	K_{NOX}	$g S_{NO} \cdot m^{-3}$	0,5	0.4
Coefficiente de meia saturação de S_{NH} para X_H	K_{NH4}	$g S_{NH} \cdot m^{-3}$	0,01	0.01
Coefficiente de meia saturação de S_{Alk} para X_H	K_{ALK}	$mol HCO_3^- \cdot m^{-3}$	0,1	0.1
Taxa máxima de crescimento de X_A	μ_A	d^{-1}	1	3.20 ^(a)
Taxa de respiração endógena de X_A (Aeróbio)	$b_{A,O2}$	d^{-1}	0,20	0.51 ^(a)
Taxa de respiração endógena de X_A (Anóxico)	$b_{A,NOX}$	d^{-1}	0,05	0.26 ^(a)
Coefficiente de meia saturação de S_{O2} para X_A	$K_{A,O2}$	$g S_{O2} \cdot m^{-3}$	0,5	0.5
Coefficiente de meia saturação de S_{NH} para X_A	$K_{A,NH4}$	$g S_{NH} \cdot m^{-3}$	1	1
Coefficiente de meia saturação de S_{Alk} para X_A	$K_{A,ALK}$	$mol HCO_3^- \cdot m^{-3}$	0,5	0.5

^(a) Estes valores foram ajustados para temperatura de 30 °C, segundo metodologia proposta por Stewart (2003)

Fonte: A autora

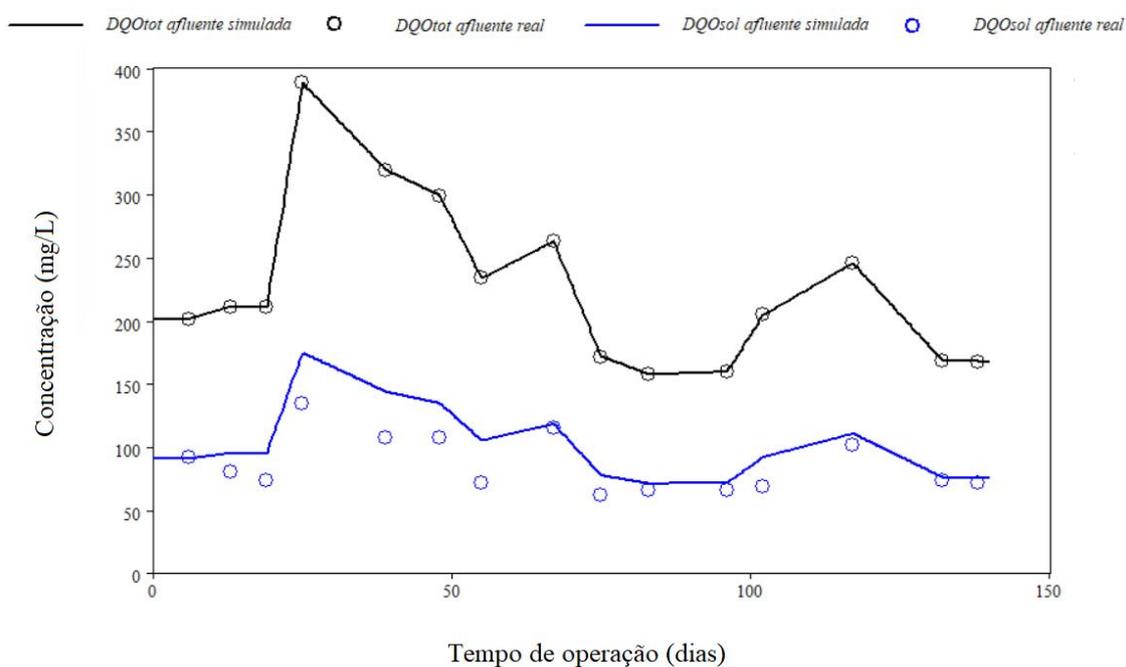
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Adiante, serão expostos e discutidos os resultados da simulação, divididos em três partes: o fracionamento da DQO afluyente, a análise da biomassa e, por fim, a análise da remoção de matéria orgânica e nitrogênio.

4.1 FRACIONAMENTO DA DQO AFLUENTE

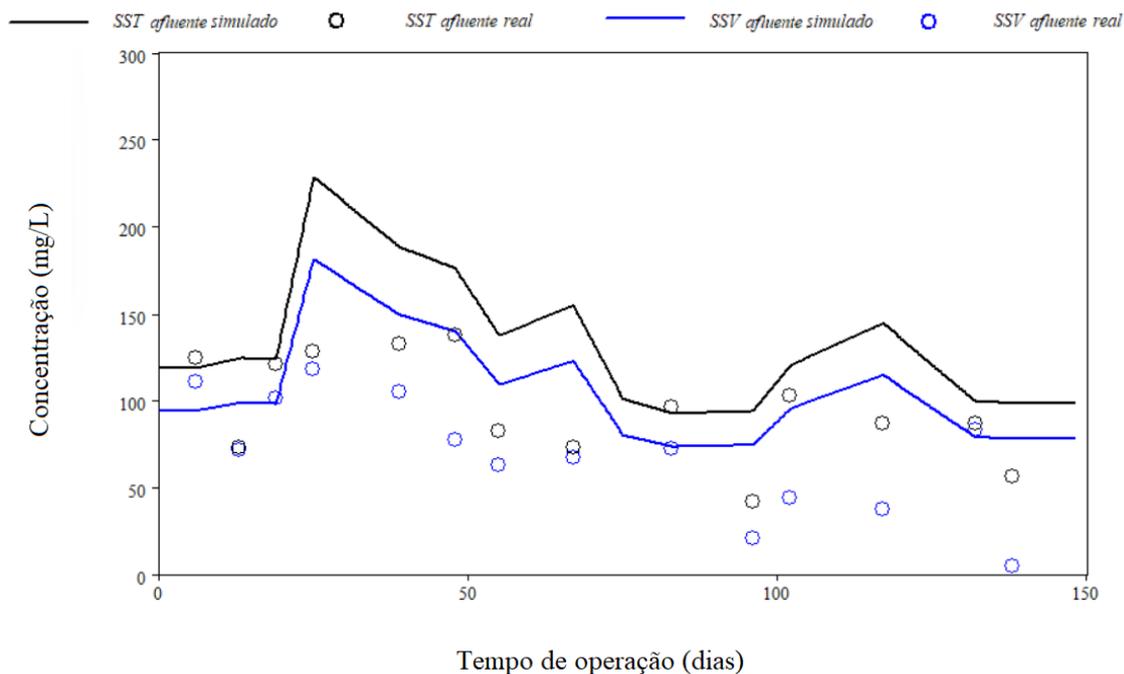
A Figura 8 apresenta os resultados obtidos pelo fracionamento implementado durante o período de operação para a DQO bruta e a DQO filtrada afluentes, enquanto a Figura 9 ilustra os resultados referentes aos sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) do esgoto afluyente da ETE Mangueira.

Figura 8 – Resultados do fracionamento para a DQO bruta (DQO_{tot}) e a DQO solúvel (DQO_{sol})



Fonte: A autora

Figura 9 - Sólidos afluentes reais e sólidos afluentes obtidos mediante fracionamento



Fonte: A autora

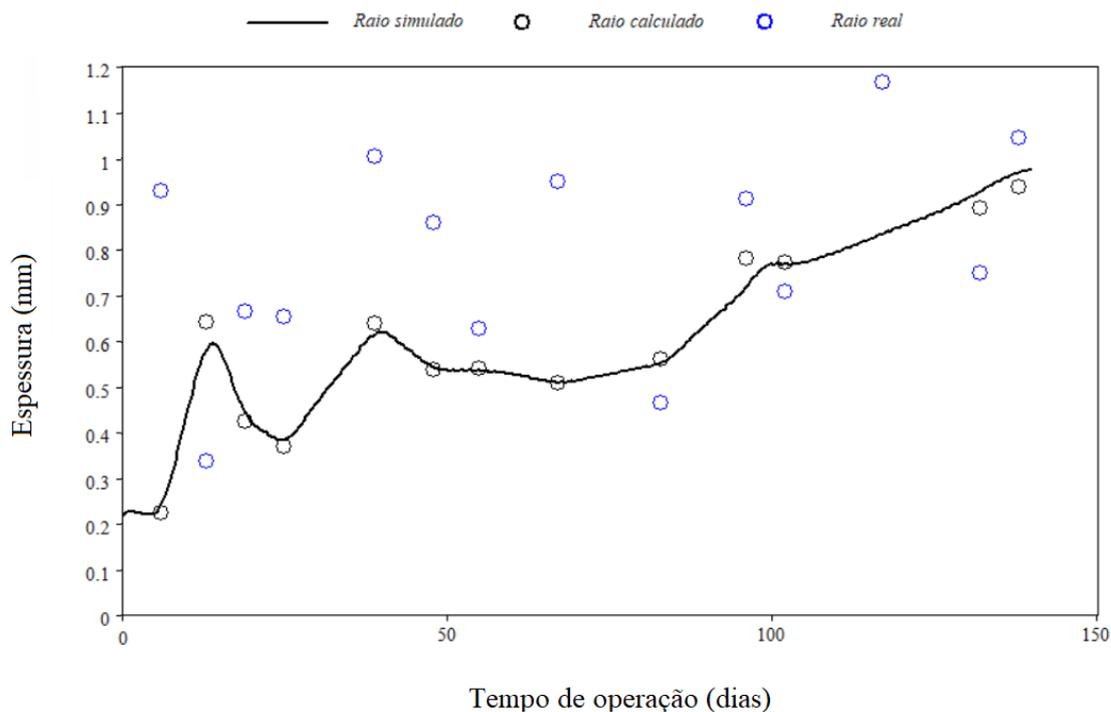
Assim, observa-se que o fracionamento proposto pela norma alemã DWA-A 131 apresentou uma boa aproximação para os valores obtidos experimentalmente na análise de DQO. No entanto, em relação aos sólidos suspensos afluentes, os valores simulados foram consideravelmente superiores aos dados reais. Uma possível explicação para esse comportamento é devido às análises de sólidos terem sido realizadas no LSA-UFPE por filtração das amostras em membrana de fibra de vidro, com porosidade 1,20 μm ; sendo esta porosidade superior àquela sugerida por Henze *et al.* (2020) ao mencionar o método analítico para diferenciação entre sólidos suspensos e sólidos totais: 0,45 μm . Desta forma, a membrana utilizada experimentalmente teria retido menos sólidos do que o simulado.

4.2 ANÁLISE DA BIOMASSA DO LICOR MISTO

A Figura 10 apresenta um comparativo entre os raios dos grânulos simulados, calculados e reais. O raio real é o raio médio obtido através da análise de granulometria; enquanto o raio calculado consiste na espessura de biofilme capaz de conservar a massa granular real, admitindo-se um número de grânulos fixo de 2 milhões. Conforme

esperado, o raio simulado foi inferior ao raio real no início da operação, uma vez que o número de grânulos ainda era pouco expressivo, pois o RBS estudado não foi inoculado. A partir do 83º dia, o raio simulado passa a apresentar valores próximos ao raio médio real, por vezes sendo inferior ao real.

Figura 10 - Comparativo entre a espessura de biofilme real média e a simulada



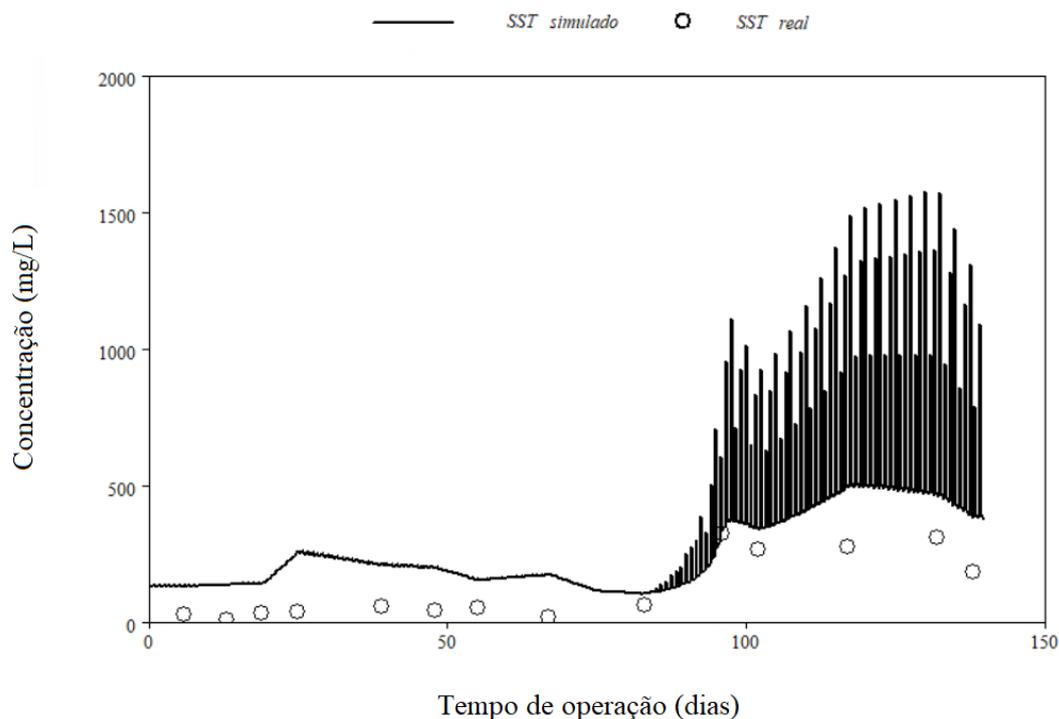
Fonte: A autora

Sabe-se que a biomassa granular foi ativamente conservada devido à metodologia utilizada neste estudo. No entanto, é necessário analisar se a massa dos flocos também foi conservada, a qual foi medida experimentalmente através da análise de granulometria (agregado com diâmetro inferior a 0,2 mm). A Figura 11 apresenta o comportamento da biomassa floculenta simulada em termos de mg de SST presentes no compartimento “fase líquida”.

Assim como nos resultados do afluente, a concentração de sólidos simulada na fase líquida do reator é superior àquela medida experimentalmente por todo período de operação. No período final da simulação, nota-se picos no valor da concentração de sólidos. Estes picos são causados pelo funcionamento do reator em bateladas sequencias: ao final do ciclo, com a sedimentação de biomassa e descarte da fase líquida, há um aumento na concentração de sólidos no volume retido no interior do reator. Conforme

mencionado na metodologia, um *link* advectivo foi implementado entre a fase líquida do reator e o efluente, com uma bifurcação de retorno de sólidos para simular a retenção observada no balanço de massa do reator. Assim, seguindo os dados experimentais, os quais indicam que houve um aumento na velocidade de sedimentabilidade da biomassa a partir do dia 83, a retenção foi implementada na simulação a partir deste dia. Durante o início do descarte, a concentração de sólidos no licor misto é igual à concentração do reator com seu volume útil de 115,5 L e, ao final, é igual à concentração presente nos 33 L que ficam retidos no reator devido à troca volumétrica de 71%. Portanto, os sólidos do licor misto sofrem um vertiginoso aumento durante o descarte, devido à retenção de sólidos e perda de volume da fase líquida, seguido de uma diminuição durante o enchimento, que causa uma diluição desta concentração. Esta variação foi expressa graficamente em linhas visualmente verticais devido à escala do gráfico, por ocorrer em períodos curtos: 2 minutos de enchimento e 4 minutos de descarte. Para fins de comparação com os dados reais, deve-se considerar os valores antes do pico, pois as amostras de licor misto foram obtidas com o reator cheio para a análise de sólidos.

Figura 11 – Comportamento da biomassa flocculenta no interior do reator, expressa em SST

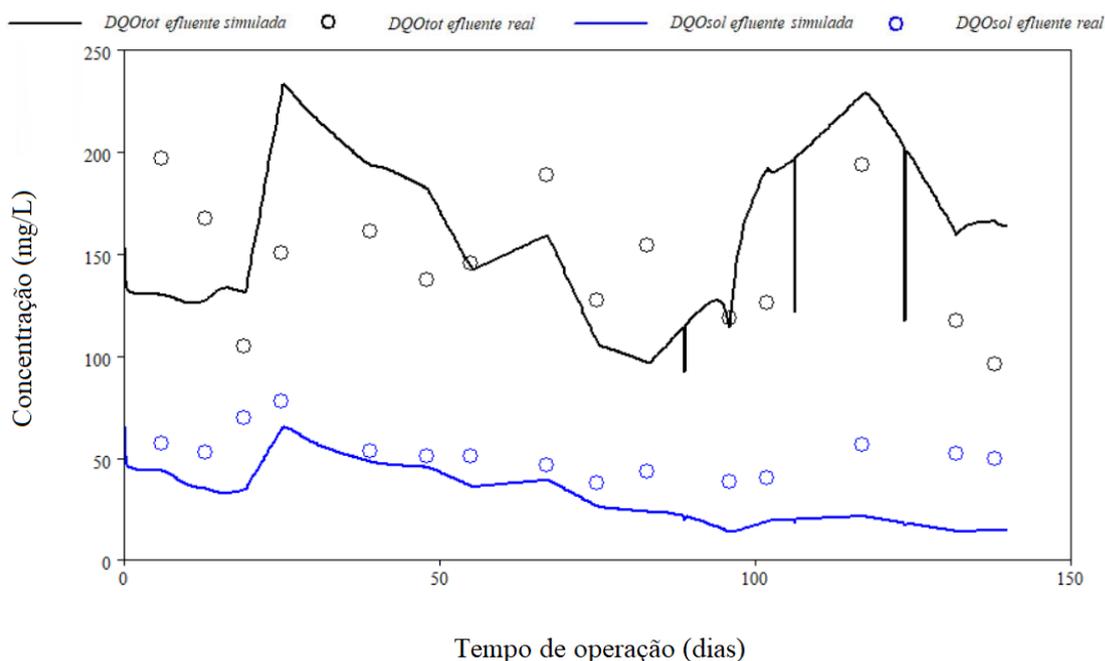


Fonte: A autora

4.3 ANÁLISE DA MATÉRIA ORGÂNICA EFLUENTE

Os resultados relativos à DQO total e DQO solúvel efluentes estão expostos na Figura 12. No início da operação, observa-se altos valores de concentração de DQO total simulada entre os dias 25 e 48, que divergiram dos valores reais. Devido à estrutura pré-definida do compartimento de biofilme do AQUASIM, as variáveis particuladas da DQO não se movimentam no interior do grânulo por difusão, apenas sofrem adesão ou erosão; portanto, o contato da biomassa granular com as frações particuladas da DQO afluente é muito limitado quando comparada à biomassa floculenta (presente no reator misto “fase líquida”). Assim, os altos valores de DQO afluente não puderam ser removidos suficientemente no início da operação, pois a biomassa floculenta era ainda escassa. A partir do dia 48, no entanto, com a diminuição da DQO afluente, os valores simulados de DQO total efluente se tornam similares aos dados reais.

Figura 12 – Resultados referentes à DQO solúvel (DQOsol) e DQO total (DQOtot) efluentes



Fonte: A autora

A partir do dia 83, com a implementação da retenção de sólidos, os valores da DQO bruta efluente passaram a sofrer influência do funcionamento do reator, de modo similar à biomassa do licor misto. No modelo implementado, as concentrações presentes

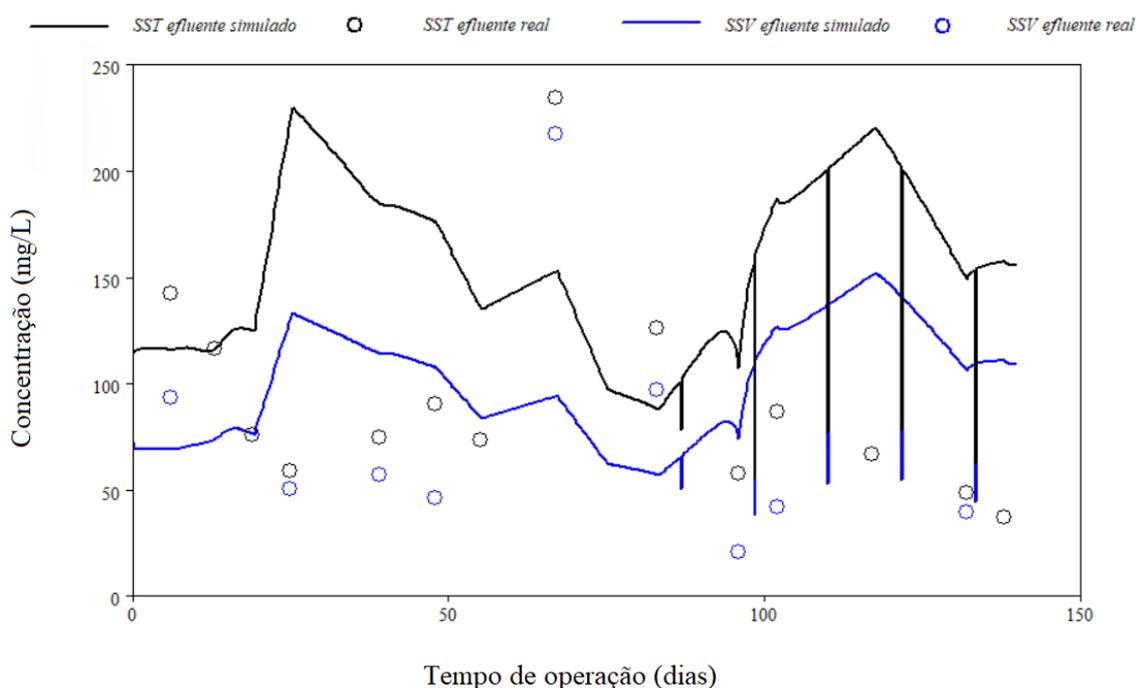
no licor misto no fim do ciclo operacional são iguais às concentrações efluentes. No entanto, devido ao *link* advectivo implementado para o retorno de sólidos, as concentrações de DQO simuladas são variáveis no compartimento efluente. No início do descarte, a concentração de DQO bruta simulada apresenta seu valor referente à concentração presente no reator com volume útil de 115,5 L; mas, em seguida, essa concentração sofre um aumento no compartimento efluente devido à retenção de suas frações particuladas (X_s , X_I , X_H , X_A). Para fins de comparação com os dados reais, deve-se considerar os valores mínimos de DQO bruta, que representam a concentração no fim do ciclo. Devido à escala, o gráfico mostra apenas três picos, mas este comportamento ocorre no fim de todo ciclo após o 83º dia.

Em relação ao comportamento da DQO solúvel, nota-se que esta variável apresentou uma semelhança mais próxima à situação experimental, porém com valores reduzidos. Assim como na análise de sólidos, o uso da membrana de fibra de vidro com porosidade 1,20 μm , em vez de 0,45 μm , pode ter causado esta diferença. Neste caso, uma porosidade maior teria permitido a passagem de mais substâncias.

4.4 ANÁLISE DE SÓLIDOS EFLUENTES

A seguir, a Figura 13 apresenta os resultados relativos aos sólidos efluentes. De modo análogo à DQO bruta, as concentrações de SST e SSV simuladas divergiram dos dados reais, sobretudo do dia 25 ao 48; provavelmente, devido ao aumento das concentrações de DQO, que compõem grande parte dos sólidos. Além disso, o uso de membrana de fibra de vidro com porosidade maior contribuiu para a obtenção de menores valores de sólidos nas análises experimentais. Após a implementação da retenção de sólidos, os valores simulados se tornaram próximos aos valores experimentais; considerando-se os valores mínimos do pico, que representam a concentração no fim do ciclo.

Figura 13 – Resultados referentes aos sólidos efluentes



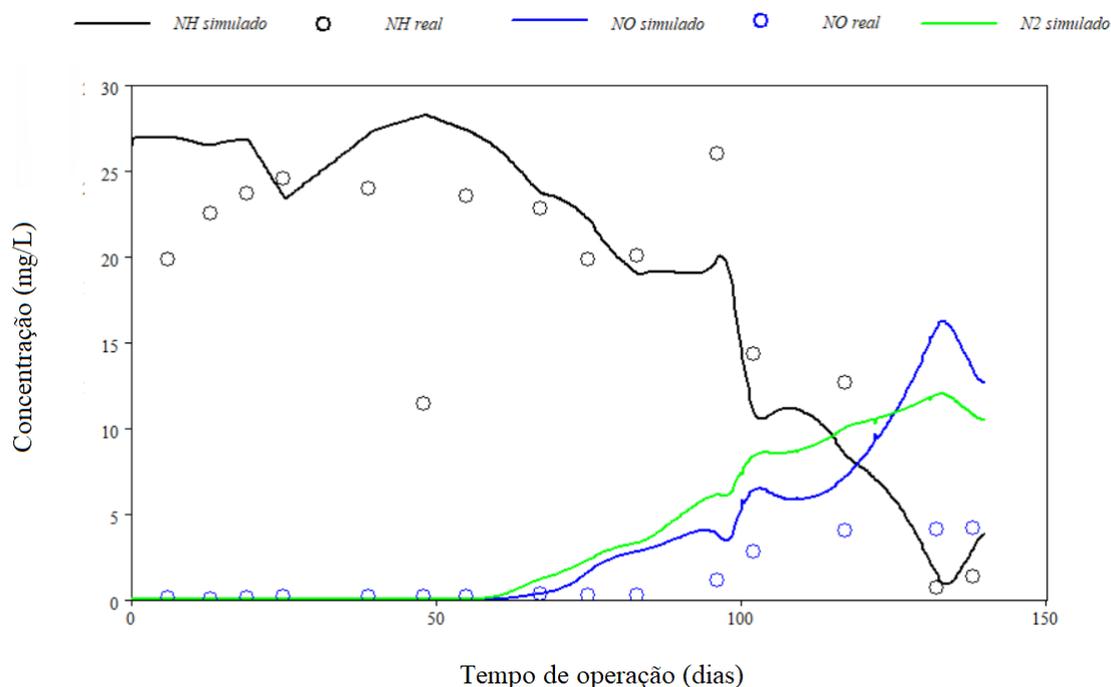
Fonte: A autora

4.5 ANÁLISE DOS COMPOSTOS NITROGENADOS EFLUENTES

Os resultados da simulação dos compostos nitrogenados no efluente estão expostos na Figura 14. Apesar de não terem sido medidas experimentalmente, as concentrações do gás nitrogênio foram analisadas na simulação com o intuito de investigar a ocorrência da desnitrificação.

Observando-se os resultados obtidos, nota-se que o comportamento das concentrações de nitrogênio amoniacal se tornou mais próximo aos valores obtidos experimentalmente após o dia 67. No entanto, as concentrações de nitrito e nitrato foram superiores aos valores esperados, indicando que o modelo não foi capaz de prever uma desnitrificação satisfatória.

Figura 14 – Resultados referentes ao nitrogênio amoniacal (NH), nitrito e nitrato (NO) simulados, além da concentração de N₂ calculada pelo modelo



Fonte: A autora

Sabe-se que a completa remoção de nitrogênio só se torna viável mediante ocorrência de zona anóxica no grânulo aeróbio, uma vez que este processo é inibido em condições aeróbias. Segundo experimento realizado por De Kreuk *et al.* (2005), grânulos com menores diâmetros apresentaram acúmulo de nitrato, indicando uma desnitrificação deficiente, a qual os autores atribuíram à escassez de zonas anóxicas. Assim, ao utilizar uma biomassa granular com apenas um raio, é possível que a desnitrificação tenha sido desfavorecida, visto que os grânulos maiores teriam sido substituídos por grânulos de tamanho médio. Além disso, a simulação de uma biomassa uniforme leva em conta a massa dos grânulos, mas negligencia a interação entre grânulos de diferentes tamanhos, neste caso em relação à troca de nitrito e nitrato (VOLCKE, 2012).

Desse modo, para fins de simulação de nutrientes, descrever a biomassa granular durante o período de partida do reator, utilizando apenas um compartimento de biofilme e número de grânulos fixo, pode ter sido insuficiente. No entanto, é necessário realizar análises de biologia molecular para a investigação das razões deste comportamento, a fim de determinar as rotas metabólicas que ocorreram no reator estudado.

5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Ao comparar os resultados simulados com aqueles obtidos experimentalmente, observa-se que o modelo ASM3h implementado não respondeu com confiabilidade aos valores obtidos experimentalmente para as análises de sólidos e DQO bruta, não tendo sido possível realizar sua calibração. No entanto, o modelo implementado neste trabalho se mostrou uma ferramenta promissora ao descrever de modo visualmente semelhante os comportamentos de DQO solúvel e nitrogênio amoniacal, embora seja ainda necessária a validação dos seus dados por meio de análise estatística.

A metodologia proposta para descrever a biomassa granular durante o período não estacionário, utilizando apenas um compartimento de biofilme e número de grânulos fixo, representa o primeiro passo na direção de adotar a modelagem como ferramenta auxiliar nos estudos do processo de granulação em reatores RBS no LSA-UFPE. Visto que houve acúmulo de nitrito e nitrato no efluente, especula-se que a metodologia proposta neste estudo possa ter desfavorecido a desnitrificação ao diminuir as zonas anóxicas da biomassa granular. Contudo, esta hipótese necessita ser confirmada através do estudo da comunidade microbiana e principais rotas metabólicas empregadas. Uma alternativa para eliminar essa possível fonte de erro seria aplicar a metodologia proposta utilizando múltiplos compartimentos, a fim de descrever os diferentes tamanhos de grânulos presentes na biomassa. Por exemplo, utilizar um compartimento para cada faixa granulométrica, evitando-se a perda de zonas anóxicas.

A partir dos resultados e conclusões obtidos neste estudo, sugere-se para trabalhos posteriores as seguintes recomendações:

- Utilizar membrana de fibra de vidro, com porosidade de 0,45 μm , para realizar a filtração nas análises de DQO solúvel e sólidos suspensos;
- Executar ensaios específicos para a determinação dos parâmetros cinéticos e estequiométricos utilizados no modelo, para calibração do modelo, em vez de utilizar parâmetros obtidos na literatura;
- Realizar análises estatísticas para avaliação da confiabilidade do modelo e validação da calibração;
- Implementar os demais modelos de lodos ativados (ASM1, ASM2, ASM2d), associados ao modelo de biofilme proposto por Wanner e Gujer (1986), e comparar os diferentes resultados, determinando qual deles melhor se aplica à

simulação do comportamento da matéria orgânica e nutrientes do sistema RBS com LGA estudado;

- Realizar análises de biologia molecular para melhor entendimento da biomassa e determinar as rotas metabólicas que ocorreram no reator estudado.

REFERÊNCIAS

ALEX *et al.* Voraussetzungen für eine dynamische Simulation als Bestandteil einer Kläranlagenbemessung nach DWA-A 131. **Korrespondenz Abwasser, Abfall.** v. 62. p. 436-446. 2015.

ALVES, O. I. M. **Aspectos microbiológicos do tratamento de esgotos sanitários em reatores em batelada sequencial com lodo granular.** 94 f. Dissertação (mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2017.

ANDRADE NETO, C. O & CAMPOS, J. R. Introdução. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no Solo.** ABES/FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro. 1999.

ARAÚJO, J. P. M. **Estratégia de partida para a granulação aeróbia em reator em bateladas sequenciais tratando esgoto doméstico diluído.** 77 f. Dissertação (mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2016.

ARTAN, N.; ORHON, D. Mechanism and design of sequencing batch reactor for nutrient removal. **Scientific and Technical Report.** n. 19. 116 p. London: IWA Publishing, 2005.

BAETEN, J. E. *et al.* Improving the accuracy of granular sludge and biofilm reactor simulations in Aquasim through artificial diffusion. **Biotechnology and bioengineering.** v. 114(9). p. 2131-2136. 2017.

BAETEN, J. E.; VAN LOOSDRECHT, M.; VOLCKE, E. Modelling aerobic granular sludge reactors through apparent half-saturation coefficients. **Water Research.** v. 146. p. 134-145. 2018.

BERG, L; VAN LOOSDRECHT, M.; DE KREUK, M. How to Measure Diffusion Coefficients in Biofilms: A Critical Analysis. **Biotechnology and Bioengineering.** 118. 2020.

BIN, Z. *et al.* Dynamic and distribution of ammonia-oxidizing bacteria communities during sludge granulation in an anaerobic-aerobic sequencing batch reactor. **Water Research.** v. 45(18). p. 6207-6216. 2011.

DANTAS, B. K. S. F. **Formação de lodo granular aeróbio em reatores em bateladas sequenciais para o tratamento de esgoto doméstico de baixa carga visando à remoção de nutrientes.** 79 f. Dissertação (mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2018.

DAVIS, M. L. **Water and Wastewater Engineering-Design Principles & Practice.** New York: McGraw-Hill, 2010.

DE KREUK, M. K. *et al.* Simultaneous COD, nitrogen, and phosphate removal by aerobic granular sludge. **Biotechnology and Bioengineering,** v. 90, n. 6, p. 761–769. 2005.

DE KREUK, M. *et al.* Kinetic model of a granular sludge SBR: Influences on nutrient removal. **Biotechnology and Bioengineering,** 97(4), 801–815. 2007.

GUJER, W. *et al.* Activated sludge model no. 3. **Water Science and Technology**. v. 39. p. 183-193. 1999.

HAUDUC, H. *et al.* A systematic approach for model verification: application on seven published activated sludge models. **Water Sci Technol**. 61 (4): 825–839. 2010.

HERBERT, D. Some principles of continuous culture. In: **Recent Progress in Microbiology**, G; Tunevall (Ed.). Almquist and Wijsell, Stockholm, pp 382-296. 1958.

HENZE, M. Characterization of Wastewater for Modelling of Activated Sludge Processes. **Water Science and Technology**, 25(6), 1–15. 1992.

HENZE, M. *et al.* Activated sludge model no. 1. **Scientific and technical Report No. 1**. IAWPRC (IWA). 1987.

HENZE, M. *et al.* Activated Sludge Model No. 2, **Scientific and Technical Report No. 3**. London: IAWQ. ISBN: 1-900222-00-0. 1995.

HENZE, M. *et al.* Activated sludge model no. 2d. **Water Science and Technology**. v. 39(1). p.165-182. 1999.

HENZE, M. *et al.* **Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3**. (reprint ed.) IWA Publishing. 2000.

HORN, H., & LACKNER, S. Modeling of Biofilm Systems: A Review. **Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology**, 53–76. 2014.

KIM, J. *et al.* Parameter sensitivity analysis for activated sludge models No. 1 and 3 combined with one-dimensional settling model. **Water Science and Technology**, 53(1), 129–138. 2006.

KOCH, G. *et al.* Calibration and validation of activated sludge model no. 3 for Swiss municipal wastewater. **Water research**. 34(14), 3580-3590. 2000.

LANGE, J. **Unsicherheitsanalyse bei der Bestimmung der Zusammensetzung von Zulaufwerten für die Bemessung von Abwasserbehandlungsanlagen-Bauingenieurwesen**. Dissertacao de Mestrado. Departamento de gestao de águas urbanas e engenharia ambiental, Ruhr-Universität Bochum. 2018.

LI, M. *et al.* Mathematical modeling on the nitrogen removal inside the membrane-aerated biofilm dominated by ammonia-oxidizing archaea (AOA): Effects of temperature, aeration pressure and COD/N ratio. **Chemical Engineering Journal**. v. 338. p. 680-687. 2018.

LI, Y., & LIU, Y. Diffusion of substrate and oxygen in aerobic granule. **Biochemical Engineering Journal**, 27(1), 45–52. 2005.

LIU, X-W.; SHENG, G-P.; YU, H-Q. Physicochemical characteristics of microbial granules. **Biotechnology Advances**, v. 27 (6). p. 1061-1070. 2009.

LIU, Y. & TAY, J. H. The essential role of hydrodynamic shear force in the the formation of biofilm and granular sludge. **Water Research**, v. 36. p. 1653-1665. 2002.

LIU, Y. & TAY, J. H. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. **Biotechnology Advances**, 22(7), 533–563. 2004.

LÜBKEN, M. *et al.* Modelling nutrient removal of an aerobic granular sludge lab-scale SBR using ASM3. In: Bathe S, De Kreuk MK, Mc Swain BS, Schwarzenbeck N, editors. **Aerobic granular sludge**. London, UK: IWA. p 103–110. 2005.

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

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**. v. 23. p. 981-990. 1991.

MOTA, F. S. B. & VON SPERLING, M. Introdução. In: MOTA, F. S. B.; VON SPERLING, M. (Coord.). **Nutrientes de esgoto sanitário: utilização e remoção**. Rio de Janeiro: ABES. 2009.

NANCHARAIH & REDDY. Aerobic Granular Sludge Technology: Mechanisms of Granulation and Biotechnological Applications. **Bioresource Technology**. v. 247, p. 1128-1143. 2018.

NI, B. J. *et al.* Modeling simultaneous autotrophic and heterotrophic growth in aerobic granules. **Water Research**. v. 42 n. 6-7, p. 1583-1594, mar. 2008.

ORHON, D & ÇOKGÖR, E. U. COD Fractionation in Wastewater Characterization – The State of the Art. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology**, 68(3), 283-293. 1997.

REICHERT, P. AQUASIM - A tool for simulation and data analysis of aquatic systems. **Water Sci. Tech.** v. 30(2). p. 21-30. 1994.

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

SARMA *et al.* Finding Knowledge Gaps in Aerobic Granulation Technology. **Trends in Biotechnology**, v. 35, n. 1, p. 66-78. 2017.

SALES, M. A. M. P. *et al.* **Nutrient removal in aerobic granules treating low-strength wastewater under tropical conditions.** IWA Biofilms: Granular Sludge System Conference, Delft, Holanda, 2018.

SILVA, P. M. J. **Avaliação das diferentes condições operacionais na formação de grânulos aeróbios utilizando reatores em bateladas Sequências na remoção de nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário.** Tese (doutorado em Engenharia Civil) - Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2017.

STEWART, P. S. Diffusion in biofilms. **Journal of Bacteriology**, 185(5), 1485–1491. 2003.

VANNECKE, T. P. W.; VOLCKE, E. Modelling microbial competition in nitrifying biofilm reactors. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 112(12). p. 2550–2561. 2015.

VOLCKE *et al.* The granule size distribution in an anammox-based granular sludge reactor affects the conversion —Implications for modeling. **Biotechnology and Bioengineering**, 109(7). 2012.

WANNER, O. & GUJER, W. Competition in biofilms. **Water Science & Technology**, 17:27-44. 1984.

WANNER, O. *et al.* **Mathematical Modeling of Biofilms.** In IWA Publishing (Vol. 5). 2006.

WICHERN, M. *et al.* Optimizing sequencing batch reactor (SBR) reactor operation for treatment of dairy wastewater with aerobic granular sludge. **Water Science & Technology**, v. 58.6. p.1199-1206. 2008.

WICHERN, M. *et al.* Modeling of Biological Systems in Wastewater Treatment, Reference Module in Earth Systems and Environmental Sciences. **Elsevier**. 8-Fev-18. 2018.

WICHERN, M. *et al.* **Entwicklung und Umsetzung eines Planungswerkzeugs zur Anwendung von EXPOVAL-Ergebnissen bei Anlagenplanung und -design im Ausland (EXPOPLAN) : Teilprojekt 2.** Ruhr Universität Bochum 2020.

XAVIER J. *et al.* Multiscale individual-based model of microbial and byconversion dynamics in aerobic granular sludge. **Environ Sci Technol** 41(18):6410–6417. 2007.

ZHOU, M. *et al.* Simulation of the performance of aerobic granular sludge SBR using modified ASM3 model. **Bioresource Technology**, 127, 473–481. 2016.