



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

POLIANA MARIA JANUÁRIO SILVA

**AVALIAÇÃO DAS DIFERENTES CONDIÇÕES OPERACIONAIS NA FORMAÇÃO
DE GRÂNULOS AERÓBIOS UTILIZANDO REATORES EM BATELADAS
SEQUENCIAIS NA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO E FÓSFORO DE ESGOTO
SANITÁRIO**

Recife

2017

POLIANA MARIA JANUÁRIO SILVA

**AVALIAÇÃO DAS DIFERENTES CONDIÇÕES OPERACIONAIS NA FORMAÇÃO
DE GRÂNULOS AERÓBIOS UTILIZANDO REATORES EM BATELADAS
SEQUENCIAIS NA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO E FÓSFORO DE ESGOTO
SANITÁRIO**

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil do Centro de Tecnologia e Geociência da Universidade Federal de Pernambuco, como pré-requisito para obtenção do grau de Doutor em Engenharia Civil

Área de concentração: Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos

Orientador: Prof. Dr. Mario Takayuki Kato

Recife

2017

Catálogo na fonte
Bibliotecária Valdicêa Alves, CRB-4 / 1260

- S586a Silva, Poliana Maria Januário.
Avaliação das diferentes condições operacionais na formação de grânulos aeróbios utilizando reatores em bateladas sequenciais na remoção de nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário / Poliana Maria Januário Silva. - 2017.
100folhas, Il.; Tab.; Abr.; Sigl. e Simb.

Orientador: Prof. Dr. Mario Takayuki Kato.

Tese (Doutorado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação Engenharia Civil, 2017.
Inclui Referências e Apêndices.

1. Engenharia Civil. 2. Tratamento de esgoto sanitário. 3. Lodos ativados. 4. Processo de granulação. 5. Pressão de seleção. 6. Nitrificação. I. Kato, Mario Takayuki. (Orientador). III. Título.
- UFPE
- 624 CDD (22. ed.)
- BCTG/2017- 202



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

A comissão examinadora da Defesa de Tese de Doutorado

**AVALIAÇÃO DAS DIFERENTES CONDIÇÕES OPERACIONAIS NA FORMAÇÃO
DE GRÂNULOS AERÓBIOS UTILIZANDO REATORES EM BATELADAS
SEQUENCIAIS NA REMOÇÃO DE NITROGÊNIO E FÓSFORO DE ESGOTO
SANITÁRIO**

defendida por

Poliana Maria Januário Silva

Considera a candidata APROVADA

Recife, 31 de março de 2017

Banca Examinadora:

Prof. Dr. Mario Takayuki Kato – UFPE
(orientador)

Prof.^a Dr.^a Simone Machado Santos – UFPE
(examinadora externa)

Prof.^a Dr.^a Juliana Cardoso de Morais – UFPE
(examinadora externa)

Prof. Dr. Wamberto Raimundo da Silva Junior – UFPE
(examinador externo)

Prof. Dr. Wanderli Rogério Moreira Leite – UFPE
(examinador externo)

AGRADECIMENTOS

À FACEPE (Fundação de Amparo à Ciência e Tecnologia do Estado de Pernambuco), por conceder a bolsa de estudo na modalidade Doutorado e pelo apoio a projetos de pesquisa do Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA).

Ao meu orientador, Prof. Dr. Mario Takayuki Kato e à Profa. Dra. Maria de Lourdes Florencio dos Santos, pelos ensinamentos e confiança em mim depositados.

À Tamilys Sandrele e Marinalva Simão, por apoiarem nas compras de materiais para o meu projeto e viabilizarem recursos para a manutenção e abastecimento dos carros usados nas coletas.

Às Mestras, Julliana Melo e Oucilane Alves e ao mestrando Marcos Sales por compartilharem seus conhecimentos e suas companhias nas emocionantes coletas na ETE Mangueira.

Aos técnicos, Ronaldo Fonseca, Danúbia Freitas e Iago José, aos mestrandos, doutorandos e estagiários do LSA, que contribuíram de alguma forma para a realização deste trabalho.

A Deus e à minha família e, em especial, aos meus pais e à minha tia e madrinha Inez Januário, pelo incondicional apoio, carinho e companheirismo.

RESUMO

Os reatores com lodo granular aeróbio dispensam a presença de material suporte, e os grânulos podem atuar na remoção simultânea de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo, devido à formação de camadas ou zonas aeróbia, anóxica e anaeróbia. Os grânulos aeróbios se desenvolvem, especialmente, em reatores em bateladas sequenciais (RBS), com alta relação altura/diâmetro (H/D) e utilizando esgotos com elevada carga orgânica volumétrica. No presente trabalho, o objetivo foi estudar o desenvolvimento de grânulos aeróbios utilizando dois reatores RBS, em escala piloto, tratando esgoto sanitário e aplicando média e baixa carga orgânica volumétrica. Os reatores foram operados em ciclos de 3 h com diferentes trocas volumétricas (T_v), diferentes tempos de sedimentação e diferentes velocidades ascensionais de ar (v_a). Na etapa operacional I (EOP I), os RBS denominados de reatores R1.I e R2.I foram operados com iguais tempos de sedimentação e v_a ($1,4 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$). A granulação somente ocorreu no reator R1.I com T_v de 59%. A baixa idade média do lodo ocasionada pela T_v de 71% impediu a formação de grânulos no reator R2.I. As eficiências médias de remoção de demanda química de oxigênio total (DQO_t) foram de 88% para ambos os reatores. Porém, a eficiência média de remoção de N-NH_4^+ , no reator R1.I, foi 25% maior do que no R2.I. As eficiências médias de remoção de fósforo e ortofosfato em ambos os reatores foram 46 e 27%, respectivamente. Na etapa operacional II (EOP II), os RBS foram denominados de R1.II, R2.II e R3.II (= R2.II reiniciado). Durante a EOP II, os grânulos se desenvolveram em todos os reatores. Na EOP II, as v_a aplicadas foram de $0,88 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ para os reatores R1.II e R3.II e $1,06 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ para o reator R2.II. Com relação às eficiências médias de remoção de DQO_t e DQO solúvel (DQO_s), não foi observada diferença entre os três reatores, ao nível de confiança de 95%. A eficiência média de remoção de N-NH_4^+ , no reator R3.II, foi 44% maior do que no R1.II, ocasionada pela troca volumétrica de 71% utilizada no reator R1.II, que ocasionou a lavagem da biomassa nitrificante deste reator. A maior eficiência média de remoção de fósforo de 42% foi verificada no reator R1.II onde os grânulos permaneceram por mais de 40 dias. Ainda em relação à EOP II, a formação dos grânulos, com até 4,0 mm de diâmetro, não foi condição suficiente para uma alta remoção de fósforo. O processo de granulação no reator R1.I, com T_v de 71%, demandou mais tempo, porém, os grânulos depois de formados permaneceram por mais tempo no reator. Em geral, é possível desenvolver grânulos maduros em RBS, aplicando baixa v_a , no tratamento de esgoto sanitário de média e baixa carga orgânica.

Palavras-chave: Tratamento de esgoto sanitário. Lodos ativados. Processo de granulação. Pressão de seleção. Nitrificação.

ABSTRACT

The reactors with aerobic granular sludge do not require the presence of support material, and the granules can remove simultaneously the organic matter, nitrogen and phosphate, due to the presence of aerobic, anoxic and anaerobic zones. The development of aerobic granules occurs especially in sequential batch reactors (SBR), with high height/diameter (H/D) ratio and by applying sewage with high volumetric organic load. In the the present work, the as objective was to study the development of aerobic granules using two pilot-scale SBR treating sanitary sewage by applying medium and low volumetric organic loads. The operating cycle time was 3 hour with different volumetric exchanges, sedimentation times and superficial upflow air velocities (v_a). In the operational stage I (OPS I), the SBR namely as reactors R1.I and R2.I were operated with the same sedimentation times and v_a ($1.4 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$). The granulation only occurred in reactor R1.I with volumetric exchange of 59%. The low sludge age caused by volumetric exchange of 71% prevented the formation of granules in reactor R2.I. The average removal efficiencies of total chemical oxygen demand (COD_t) were 88% for both reactors. However, the average removal efficiency of $\text{NH}_4^+\text{-N}$ in reactor R1.I was 25% higher than in R2.I. The average removal efficiencies of phosphorus and orthophosphate in both reactors were 46 and 27%, respectively. In the operational step II (OPS II), the SBR were identified as reactors R1.II, R2.II and R3.II (= R2.II restarted). During OPS II, the granules were developed in all reactors. In the OPS II, the v_a applied were $0.88 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ for the reactors R1.II and R3.II and $1.06 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ for reactor R2.II. Regarding the average removal efficiencies of COD_t and soluble COD (COD_s), no difference was observed between the three reactors at the confidence level of 95%. The average removal efficiency of $\text{NH}_4^+\text{-N}$ in reactor R3.II was 44% higher than in reactor R1.II, because of the 71% volumetric exchange used in the R1.II reactor resulted in the washing of the nitrifying biomass of the reactor. The highest average removal efficiency of phosphorus of 42% was verified in reactor R1.II where the granules remained for more than 40 days. Also with respect to OPS II, the formation of the granules, up to 4.0 mm in diameter, was not a sufficient condition for an high phosphorus removal. The granulation process in the reactor R1.I, with volumetric exchange of 71%, required more time, but the granules after formed remained longer in the reactor. In general, it is possible to develop mature granules in RBS applying low v_a in the treatment of sanitary sewage with medium and low load.

Keywords: Sanitary sewage treatment. Activated sludge. Granulation process. Selection pressure. Nitrification.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

FIGURA 1 – Esquema de um RBS: altura da zona de carga (HC); altura da zona de transição (HT); altura da zona de lodo (HL); e altura útil do reator (HU).....	22
FIGURA 2 – Perfis teóricos de acetato (HAc), NH_4^+ , O_2 , PHB, e NO_x^- (NO_2^- e NO_3^-) no interior de um grânulo durante o período <i>feast</i> (a) e período <i>famine</i> (b) dentro de um RBS.....	26
FIGURA 3 – Mecanismo de granulação após o início de operação em um RBS trabalhando com curto tempo de sedimentação.....	27
FIGURA 4 – a) Suporte dos reatores; b) teste hidráulico nos reatores.....	34
FIGURA 5 – a) Tanques na parte superior dos RBS; b) tomadas para a saída do efluente e do LM.....	35
FIGURA 6 - Difusor de ar membrana de bolhas finas.....	36
FIGURA 7 – Esquema do sistema experimental: CLP; RBSG; compressor; filtro de ar (F); rotâmetro (R); boia de nível (dentro do reator em quadriculado); válvula solenoide (VS); bomba (B); afluente (AF); efluente (EF); tubulação (—); mangueira de ar (—); linha acionada pelo CLP (.....); e reservatório de 1000 L.....	36
FIGURA 8 – Painel contendo o CLP.....	37
FIGURA 9 – Válvula solenoide instalada entre o compressor e o filtro no R1.I e no R2.I, durante a EOP I.....	40
FIGURA 10 – Aparato para o teste respirométrico: sonda de OD acoplada ao oxímetro datalogger; erlenmeyer de 1000 mL; e agitador magnético para homogeneização do licor misto.....	44
FIGURA 11 – Grânulo sendo medido com paquímetro através da visualização em lupa.....	47
FIGURA 12 – Concentrações em $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R1.I. Os dias de operação, com tempo de sedimentação de 15 min, estão limitados dentro do quadrado.....	60
FIGURA 13 – Desenvolvimento da biomassa durante a operação do reator R1.I: flocos (visualizado sobre lâminas) - (a) 56 dias de operação e (b) 63 dias de operação; e grânulos (dentro de um tubo de ensaio) - (c) 71 dias de operação.....	61
FIGURA 14 – Concentrações em $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R2.I. Os dias de operação, com tempo de sedimentação de 15 min, estão limitados dentro do quadrado.....	62
FIGURA 15 – Biomassa em flocos (sobre lâminas), aos 43 e 71 dias, durante a	

operação do reator R2.I.....	63
FIGURA 16 – Concentrações em $g \cdot L^{-1}$ de SSTLM no reator R1.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.....	64
FIGURA 17 – Resultados de IVL_{10} , IVL_{30} e a relação IVL_{30}/IVL_{10} no SSTLM do reator R1.II.....	65
FIGURA 18 – Grânulo visualizado em lupa durante a operação do reator R1.II. Diâmetro 1,5 x 2,1 mm.....	65
FIGURA 19 – Concentrações em $g \cdot L^{-1}$ de SSTLM no reator R2.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.....	66
FIGURA 20 – Resultados de IVL_{10} , IVL_{30} e a relação IVL_{30}/IVL_{10} no SSTLM do reator R2.II.....	67
FIGURA 21 – Grânulos visualizados em lupa durante a operação do reator R2.II. Diâmetros entre 0,8 e 3,9 mm.....	68
FIGURA 22 – Concentrações em $g \cdot L^{-1}$ de SSTLM no reator R3.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.....	69
FIGURA 23 – Resultados de IVL_{10} , IVL_{30} e a relação IVL_{30}/IVL_{10} no SSTLM do reator R3.II.....	69
FIGURA 24 – Grânulos visualizados em lupa durante a operação do reator R3.II. Grânulos medidos em mm.....	70
FIGURA 25 – Grânulos desenvolvidos em meio aos sólidos decantáveis do afluente.....	71
FIGURA 26 – Eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R1.I.....	72
FIGURA 27 – Eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R2.I.....	73
FIGURA 28 – Eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R1.II.....	73
FIGURA 29 – Eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R2.II.....	74
FIGURA 30 – Eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R3.II.....	75
FIGURA 31 – Perfil temporal de OD aos 45 dias de operação do R3.II.....	75
FIGURA 32 – Concentrações afluente e efluente e as eficiências de $N-NH_4^+$, no reator R1.I.....	76
FIGURA 33 – Concentrações afluente e efluente e as eficiências de $N-NH_4^+$, no reator R2.I.....	77
FIGURA 34 – Concentrações afluente e efluente e as eficiências de $N-NH_4^+$, no reator R1.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.....	78

FIGURA 35 – Concentrações afluyente e efluente e as eficiências de $N-NH_4^+$, no reator R2.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.....	79
FIGURA 36 – Concentrações afluyente e efluente e as eficiências de $N-NH_4^+$, no reator R3.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.....	80
FIGURA 37 – Eficiências de remoção de fósforo, nos reatores R1.I e R2.I, durante a EOP I.....	81
FIGURA 38 – Eficiências de remoção de ortofosfato, nos reatores R1.I e R2.I, durante a EOP I.....	81
FIGURA 39 – Eficiências de remoção de fósforo, nos reatores R1.II, R2.II e R3.II, durante a EOP II.....	82
FIGURA 40 – Eficiências de remoção de ortofosfato, nos reatores R1.II, R2.II e R3.II, durante a EOP II.....	83
FIGURA 41 – Concentrações de nitrogênio amoniacal afluyente e de nitrato efluente do reator R1.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.....	84
FIGURA 42 – TCO_E durante o teste de respirometria com o LM do reator R1.II.....	85
FIGURA 43 – Concentrações de nitrogênio amoniacal afluyente e de nitrato efluente do reator R2.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.....	86
FIGURA 44 – TCO_E durante o teste de respirometria com o LM do reator R2.II.....	86
FIGURA 45 – Concentrações de nitrogênio amoniacal afluyente e de nitrato efluente do reator R3.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.....	87
FIGURA 46 – TCO_E durante o teste de respirometria com o LM do reator R3.II.....	88

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 – Pesquisas que utilizaram RBSG em escala laboratorial e alguns dos parâmetros que influenciam no processo de granulação aeróbia.....	32
TABELA 2 – Tempos de duração das fases no R1.I e R2.I, ciclo de 3 h, durante EOP I..	39
TABELA 3 – Tempos de duração das fases no R1.II, ciclo de 3 h, durante a EOP II.....	41
TABELA 4 – Tempos de duração das fases no R2.II, ciclo de 3 h, durante a EOP II.....	41
TABELA 5 – Tempos de duração das fases no R3.II, ciclo de 3 h, durante a EOP II.....	42
TABELA 6 – Variáveis analisadas e seus respectivos métodos físico-químicos.....	43
TABELA 7 – Problemas operacionais ocorridos durante a EOP I.....	51
TABELA 8 – Problemas operacionais ocorridos durante a EOP II.....	52
TABELA 9 – Variáveis quantificadas no esgoto afluyente ao reator R1.I durante a EOP I.	53
TABELA 10 – Variáveis quantificadas no esgoto afluyente ao reator R2.I durante a EOP I.....	54
TABELA 11 – Cargas orgânicas afluyente aos reatores R1.I e R2.I.....	55
TABELA 12 – Variáveis quantificadas no esgoto afluyente ao reator R1.II durante a EOP II.....	56
TABELA 13 – Variáveis quantificadas no esgoto afluyente ao reator R2.II durante a EOP II.....	56
TABELA 14 – Variáveis quantificadas no esgoto afluyente ao reator R3.II durante a EOP II.....	57
TABELA 15 – Cargas orgânicas afluyente aos reatores R1.II, R2.II e R3.II.....	58

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AI	Alcalinidade intermediária
AP	Alcalinidade parcial
ATU	N-aliltiurea ou 1-allyu-2-thiourea
CLP	Controlador lógico programável
COV	Carga orgânica volumétrica
D	Diâmetro
DPAO	<i>Denitrifying phosphorus accumulating organisms</i>
DQO	Demanda química de oxigênio
DQO _s	Demanda química de oxigênio solúvel
DQO _t	Demanda química de oxigênio total
EOP I	Etapa operacional I
EOP II	Etapa operacional II
EPS	<i>Extracelular polymeric substances</i>
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto Sanitário
GSA	Grupo de Saneamento Ambiental
H	Altura
HAc	Acetato
HC	Altura da zona de carga
HL	Altura da zona de lodo
HT	Altura da zona de transição
HU	Altura útil do reator
IVL	Índice volumétrico de lodo
IVL ₁₀	Índice volumétrico de lodo aos 10 minutos de sedimentação
IVL ₃₀	Índice volumétrico de lodo aos 30 minutos de sedimentação
IVL ₅	Índice volumétrico de lodo aos 5 minutos de sedimentação
LM	Licor misto
LSA	Laboratório de Saneamento Ambiental
n	Número de amostras
NDS	Nitrificação e desnitrificação simultânea
NTK	Nitrogênio total Kjeldahl

OD	Oxigênio dissolvido
PAO	<i>Phosphorus accumulating organisms</i>
pH	Potencial hidrogeniônico
PHA	Poli-hidroxicarboxilatos
PHB	Poli-hidroxibutirato
PHV	Poli-hidroxivalerato
R1.I	Reator em batelada sequencial 1 durante a etapa operacional I
R1.II	Reator em batelada sequencial 1 durante a etapa operacional II
R2.I	Reator em batelada sequencial 2 durante a etapa operacional I
R2.II	Reator em batelada sequencial 2 durante a etapa operacional II
R3.II	Reator em batelada sequencial 3 durante a etapa operacional II
RBS	Reator em batelada sequencial
RBSG	Reator em batelada sequencial granular
SST	Sólidos suspensos totais
SSTLM	Sólidos suspensos totais do licor misto
SSV	Sólidos suspensos voláteis
ST	Sólidos totais
TCO _A	Taxa de consumo de oxigênio autotrófica
TCO _E	Taxa de consumo de oxigênio endógena
TCO _H	Taxa de consumo de oxigênio heterotrófica
TDH	Tempo de detenção hidráulica
T _v	Troca volumétrica
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>
UFPE	Universidade Federal de Pernambuco
v _a	Velocidade ascensional de ar

LISTA DE SÍMBOLOS

CaCO_3	carbonato de cálcio
cm	centímetros
$^{\circ}\text{C}$	graus Celsius
g	grama
kg	quilograma
L	litro
m	metro
mg	miligrama
min	minutos
mm	milímetro
μm	micrômetro
NH_2OH	hidroxilamina
NH_3	gás amoníaco
NH_4^+	íon amônio
N-NH_4^+	nitrogênio na forma de nitrogênio amoniacal
N-NO_2^-	nitrogênio na forma de nitrito
N-NO_3^-	nitrogênio na forma de nitrato
N-NTK	nitrogênio na forma de NTK
NO_2^-	íon nitrito
NO_3^-	íon nitrato
O_2	gás oxigênio
s	segundos
θ_c	tempo de retenção celular ou idade do lodo (dias)

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	17
2	OBJETIVOS.....	19
2.1	Objetivo geral.....	19
2.2	Objetivos específicos.....	19
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	20
3.1	Lodos ativados.....	20
3.2	Reator em bateladas sequenciais (RBS).....	21
3.3	Remoção de nitrogênio.....	22
3.4	Remoção de fósforo.....	24
3.5	Configuração do RBS para granulação.....	26
3.6	Processo de formação dos grânulos aeróbios.....	27
3.6.1	Oxigênio dissolvido.....	29
3.6.2	Intensidade de aeração e velocidade ascensional do ar (v_a).....	29
3.6.3	O tempo de ciclo e a troca volumétrica (T_v) do RBS.....	30
3.6.4	Inóculo e substratos.....	31
3.6.5	Temperatura e pH.....	32
4	MATERIAIS E MÉTODOS.....	34
4.1	Sistema experimental.....	34
4.2	Operação dos reatores.....	38
4.2.1	Etapa operacional I (EOP I)	38
4.2.2	Etapa operacional II (EOP II)	40
4.3	Monitoramento.....	42
4.3.1	Análises físico-químicas.....	42
4.3.2	Índice volumétrico do lodo.....	43
4.3.3	Teste de respirometria.....	44
4.3.3.1	<i>Determinação da taxa de consumo de oxigênio (TCO)</i>	<i>45</i>
4.3.3.2	<i>Determinação da biomassa ativa.....</i>	<i>46</i>
4.3.4	Morfologia e microbiologia dos grânulos.....	47
4.4	Cálculos importantes.....	48
4.5	Considerações importantes.....	49

4.5.1	Problemas operacionais.....	50
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	53
5.1	Características do esgoto sanitário.....	53
5.1.1	Características do esgoto sanitário durante a EOP I.....	53
5.1.2	Características do esgoto sanitário durante a EOP II.....	55
5.2	Desenvolvimento da biomassa.....	59
5.2.1	Desenvolvimento da biomassa no reator R1.I – $T_v = 59\%$	59
5.2.2	Desenvolvimento da biomassa no reator R2.I – $T_v = 71\%$	61
5.2.3	Desenvolvimento da biomassa no reator R1.II – $T_v = 71\%$	63
5.2.4	Desenvolvimento da biomassa no reator R2.II – $T_v = 59\%$	66
5.2.5	Desenvolvimento da biomassa no reator R3.II – $T_v = 59\%$	68
5.3	Remoção de matéria orgânica.....	71
5.3.1	Remoção de matéria orgânica no reator R1.I – $T_v = 59\%$	72
5.3.2	Remoção de matéria orgânica no reator R2.I – $T_v = 71\%$	72
5.3.3	Remoção de matéria orgânica no reator R1.II – $T_v = 71\%$	73
5.3.4	Remoção de matéria orgânica no reator R2.II – $T_v = 59\%$	74
5.3.5	Remoção de matéria orgânica no reator R3.II – $T_v = 59\%$	74
5.4	Remoção de nitrogênio amoniacal.....	76
5.4.1	Remoção de nitrogênio amoniacal no reator R1.I – $T_v = 59\%$	76
5.4.2	Remoção de nitrogênio amoniacal no reator R2.I – $T_v = 71\%$	77
5.4.3	Remoção de nitrogênio amoniacal no reator R1.II – $T_v = 71\%$	77
5.4.4	Remoção de nitrogênio amoniacal no reator R2.II – $T_v = 59\%$	78
5.4.5	Remoção de nitrogênio amoniacal no reator R3.II – $T_v = 59\%$	79
5.5	Remoção de fósforo.....	80
5.5.1	Remoção de fósforo nos reatores R1.I e R2.I – EOP I.....	80
5.5.2	Remoção de fósforo nos reatores R1.II, R2.II e R3.II – EOP II.....	82
5.6	Teste de respirometria -TCO_E.....	84
5.6.1	Teste de respirometria no reator R1.II – $T_v = 71\%$	84
5.6.2	Teste de respirometria no reator R2.II – $T_v = 59\%$	85
5.6.3	Teste de respirometria no reator R3.II – $T_v = 59\%$	87
6	CONCLUSÕES.....	89
	REFERÊNCIAS.....	90
	APÊNDICE A – Desenvolvimento do lodo presente no R1.I, durante a EOP I.	

Fotomicrografias ópticas de campo claro com aumento de 100x.....	96
APÊNDICE B – Desenvolvimento do lodo presente no R2.I, durante a EOP I.	
Fotomicrografias ópticas de campo claro com aumento de 100x.....	97
APÊNDICE C – Desenvolvimento do lodo presente no R1.II, durante a EOP	
II. Fotomicrografias ópticas de campo claro com aumento de 100x.....	98
APÊNDICE D – Desenvolvimento do lodo presente no R2.II, durante a EOP	
II. Fotomicrografias ópticas de campo claro com aumento de 100x.....	99
APÊNDICE E – Desenvolvimento do lodo presente no R3.II, durante a EOP	
II. Fotomicrografias ópticas de campo claro com aumento de 100x.....	100

1 INTRODUÇÃO

Os sistemas de tratamento de águas residuárias vêm evoluindo para melhor atender as exigências de qualidade dos efluentes tratados. A implantação dos sistemas de tratamento, cada vez mais demanda menos espaço para suas construções. Ao mesmo tempo, pesquisas vêm sendo executadas intensamente no sentido de desenvolver novas formas de aglomeração da biomassa, no caso de processos biológicos de tratamento. O resultado tem sido a diminuição do volume das unidades de tratamento, com uma maior retenção da biomassa.

Uma forma de aglomeração muito conhecida é a da biomassa imobilizada em material suporte móvel ou fixo. Os reatores que utilizam esse tipo de retenção de biomassa são chamados de reatores com biofilme. Dentre algumas vantagens desses reatores está a capacidade de suportar altas cargas orgânicas volumétricas, e em alguns casos, dispensando a necessidade de decantadores, ou, se necessitar usá-los, seriam de menor tamanho.

Os reatores com tecnologia de lodo granular aeróbio são os mais recentes no tocante a retenção de biomassa. Nestes não há a presença de material suporte e sim grânulos caracterizados por uma gama de micro-organismos no seu interior, possibilitando a remoção simultânea de matéria orgânica, fósforo e nitrogênio.

A princípio, em 1980, os grânulos eram desenvolvidos mais em sistemas anaeróbios, com maior frequência em reatores de fluxo ascendente e manta de lodo (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket* – UASB) onde a eficiência de remoção de matéria orgânica biodegradável era alta. De acordo com Adav et al. (2008a), a tecnologia de granulação anaeróbia, por oferecer algumas limitações, tais como longo tempo de partida e baixa eficiência de remoção de nitrogênio e fósforo, impulsionou o desenvolvimento da tecnologia da granulação aeróbia. Segundo De Kreuk et al. (2005a), os grânulos aeróbios foram definidos em 2004 como agregados de origem microbiana que não coagulavam em reduzidas tensões hidrodinâmicas e que possuíam velocidade de sedimentação superior aos flocos de lodos ativados.

A granulação aeróbia é realizada preferencialmente em reatores em bateladas sequenciais (RBS). Na atuação com grânulos aeróbios, o RBS opera geralmente durante poucas horas. Esses reatores são operados em ciclos divididos em fases. Essas fases são

denominadas de enchimento, reação (aeróbia, anaeróbia ou anóxica), sedimentação e descarte do sobrenadante (efluente tratado). Muitos autores propõem os mecanismos que descrevem o processo de granulação. A princípio, a granulação do lodo envolve interações entre células, contemplando fenômenos biológicos, físicos e químicos, os quais estão relacionados com a formação de associações multicelulares bastante estáveis e contíguas. Para que as células bacterianas presentes em uma cultura se agreguem, diversas condições devem ser asseguradas (LIU; TAY, 2004).

O tipo de reator, a intensidade de aeração, tempo de ciclo e o tempo de sedimentação são alguns fatores importantes no processo de formação dos grânulos aeróbios. A combinação de todos esses fatores parece ser o caminho para a obtenção de grânulos estáveis. Portanto, é necessária uma análise geral de todos os fatores que afetam a granulação aeróbia e não separá-los como se atuassem de forma independente, porque a combinação deles parece ser o fator crucial para a obtenção de grânulos maduros.

Dessa forma, o presente estudo avaliou a influência de diferentes tempos de sedimentação, de troca volumétrica e da velocidade ascensional, como condição operacional para o desenvolvimento de grânulos aeróbios, utilizando reatores em bateladas sequenciais no tratamento de esgoto sanitário.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Avaliar em diferentes condições operacionais, de carga orgânica, tempo de sedimentação e velocidade de aeração o desenvolvimento do lodo granular aeróbio na remoção simultânea de carbono, nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário em reator em bateladas sequenciais.

2.2 Objetivos específicos

- Avaliar o efeito da troca volumétrica no desenvolvimento dos grânulos aeróbios.
- Avaliar a influência dos tempos de sedimentação e a diminuição desses tempos na formação dos grânulos aeróbios.
- Estudar o efeito da variação da vazão de ar na formação e características dos grânulos aeróbios e na eficiência de remoção de nitrogênio e fósforo.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Lodos ativados

De acordo com Santos et al. (2006a), a versão original do sistema de lodos ativados funcionava em batelada. A criação deste sistema é atribuída a Arden e Lockett, no ano de 1914. Apesar da simplicidade conceitual do processo em batelada, este foi logo substituído pelo processo contínuo em função da necessidade de redução de mão-de-obra para operação.

Em função das limitações técnicas na época da invenção do processo de lodos ativados, para estabelecer a automação do ciclo operacional do RBS, os sistemas contínuos se proliferaram e passaram a ser os processos mais adotados no tratamento de esgoto. Entretanto, segundo Cybis et al. (2004), a remoção de nitrogênio de águas residuárias com demanda química de oxigênio (DQO) baixa sempre foi comprometida por falta de matéria orgânica para o processo de desnitrificação em sistemas de fluxo contínuo.

O processo de lodos ativados convencional, durante décadas até os dias atuais, é utilizado como padrão de tratamento na remoção de grandes quantidades de nitrogênio e fósforo das águas residuárias. Porém, grandes áreas são requeridas para a instalação de suas unidades. Por exemplo, o decantador secundário é uma unidade extensa utilizada para a retenção da biomassa proveniente do tanque de aeração. Outra característica negativa é a baixa flexibilidade relativa a flutuações da carga orgânica aplicada. Para superar algumas desvantagens do processo de lodos ativados, muitas pesquisas estão sendo realizadas para substituir processos tradicionais por outros processos com relativa flexibilidade operacional.

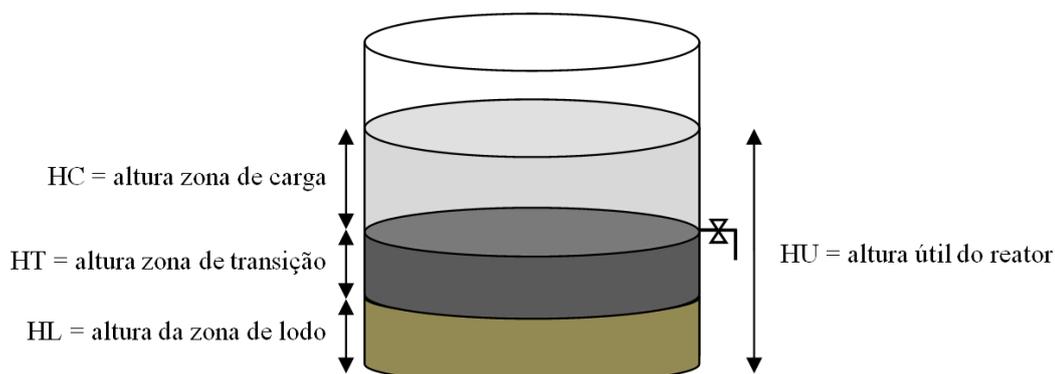
Nas duas últimas décadas do século XX, o avanço tecnológico viabilizou a operação de sistemas de lodos ativados em sistemas de batelada com a utilização mínima de mão-de-obra e de energia. A automação aliada a esses sistemas é muito vantajosa garantindo uma operação estável e a realização da remoção de nutrientes sem custos elevados.

3.2 Reator em bateladas sequenciais (RBS)

A utilização de sistemas em bateladas sequenciais é bastante vantajosa em relação ao sistema de lodos ativados convencional. O processo intermitente une todas as etapas associadas ao tratamento com lodos ativados, de forma sequencial, em um único tanque, e não em unidades sequenciais separadas. Outra vantagem seria a necessidade de menores áreas para a construção dos RBS. Em sistemas de batelada, o lodo permanece no reator, ciclo após ciclo. Dessa forma, o uso de decantadores externos se torna desnecessário. A ocorrência de intumescimento do lodo (*bulking*) é praticamente descartada. Algumas das desvantagens desses reatores estão associadas à descontinuidade na agitação da biomassa, na aeração e no descarte do efluente, dessa forma, exigindo uma automação onde o nível de manutenção é mais sofisticado.

O reator em batelada sequencial trabalha, ora como tanque de reação, ora como decantador final. O reator em batelada será eficaz como tanque de aeração se o seu suprimento de oxigênio for satisfatório e se a massa de micro-organismos no seu interior for suficiente para metabolizar a matéria orgânica afluyente. Uma vez provido o oxigênio requerido, resta garantir a quantidade suficiente de biomassa para um tratamento eficiente. Isto dependerá, exclusivamente, do seu bom desempenho como decantador final. Desde que a remoção do excesso de lodo seja efetuada corretamente, a perda de biomassa no efluente tratado poderá ser considerada desprezível. A adoção de um tempo de sedimentação t_s e de uma altura da zona de carga (HC) adequados, garantirá o bom desempenho do reator como decantador final (SANTOS et al., 2006b). A Figura 1 apresenta o esquema de um reator em batelada sequencial indicando sua divisão em zonas e alturas parciais e totais.

Figura 1 – Esquema de um RBS: altura da zona de carga (HC); altura da zona de transição (HT); altura da zona de lodo (HL); e altura útil do reator (HU).



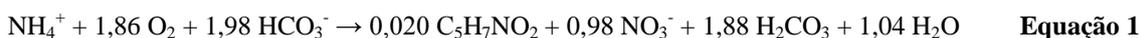
Fonte: adaptado de Santos et al. (2006b).

3.3 Remoção de nitrogênio

O nitrogênio presente no esgoto sanitário pode estar na forma nitrogênio orgânico (solúvel ou particulado), nitrogênio amoniacal e nas formas oxidadas nitrito e nitrato, estas duas últimas formas em pequenas quantidades. O nitrogênio total Kjeldahl (NTK) é a composição das formas de nitrogênio orgânico mais nitrogênio amoniacal.

O nitrogênio amoniacal apresenta-se na forma de gás amoníaco (NH_3) ou na forma do íon amônio (NH_4^+) em parcelas que dependem do pH e da temperatura. Segundo Metcalf e Eddy (2003), 75% da concentração de nitrogênio orgânico no esgoto afluente está sob a forma de nitrogênio amoniacal e, entre o pH 6 e 8, praticamente todo nitrogênio amoniacal está na forma de íon amônio (NH_4^+).

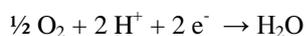
As transformações biológicas convencionais do nitrogênio orgânico para a forma gasosa no esgoto sanitário ocorrem por meio dos processos denominados de amonificação, nitrificação (nitritação e nitratação) e desnitrificação. A nitrificação é a oxidação biológica do nitrogênio amoniacal na forma de amônia (NH_3) para nitrato (NO_3^-). A nitrificação é comumente a etapa limitante, devido a baixa velocidade de crescimento dos micro-organismos envolvidos no processo e é demonstrada pela reação geral da nitrificação descrita na Equação 1.



O processo ocorre pela ação de dois grupos de bactérias aeróbias quimiolitotróficas. Essas bactérias obtêm energia a partir da oxidação do amônio ou nitrito utilizando, unicamente, como fonte de carbono, o carbono inorgânico.

O primeiro grupo de bactérias é responsável pela nitrificação, isto é, a oxidação da amônia a nitrito. O segundo grupo de bactérias é responsável pela nitratação, isto é a oxidação do nitrito a nitrato. A oxidação da amônia a nitrito é realizada geralmente pelas bactérias dos gêneros *Nitrosomonas* e *Nitrospira*.

Na nitrificação, a amônia é oxidada a hidroxilamina (NH₂OH) que, por ação da enzima hidroxilamina oxidoreductase, é convertida a nitrito. No processo de conversão são produzidos dois pares de elétrons. Um par é utilizado na etapa de oxidação da amônia (Equação 1) e o segundo par é utilizado para a produção de energia e na redução do oxigênio molecular a água como descrito na Equação 2 (COLLIVER; STEPHENSON, 2000).



Equação 2

A oxidação da amônia a nitrito é realizada em três etapas, com a formação de um composto intermediário. Porém, na oxidação do nitrito a nitrato, conhecida como nitratação, somente uma etapa é realizada. Na reação de nitratação é liberado um par de elétrons que também é utilizado na produção de energia e redução do oxigênio molecular em água. A bactéria do gênero *Nitrobacter* é a mais conhecida no processo da oxidação do nitrito a nitrato.

As condições para o crescimento das bactérias nitrificantes devem ser garantidas para que o processo de nitrificação não seja afetado. O processo de nitrificação pode ocorrer numa larga faixa de temperatura, entre 4 e 45°C. De acordo com Ferreira (2000), o valor ótimo se encontra entre 35 a 45°C. O pH deve situar-se entre 7,2 e 9,0. No entanto, na nitrificação, em especial na fase de oxidação do amônio (nitrificação), ocorre a produção de íons H⁺ que pode provocar a diminuição do pH do processo. A alcalinidade também é uma condição a ser controlada.

De acordo com equações apresentadas acima, a cada mol de amônio oxidado dois mols de alcalinidade são consumidos. Portanto, são necessários 7,14 mg de alcalinidade, na forma de carbonato de cálcio, para cada 1,0 mg de nitrogênio amoniacal oxidado. Não havendo alcalinidade suficiente para tamponar o sistema, a atividade das nitrificantes pode

ser inibida. O processo de nitrificação geralmente requer grandes quantidades de oxigênio dissolvido para que seja utilizado, tanto pelas bactérias heterotróficas, responsáveis pela remoção da matéria carbonácea em ambientes aeróbios, como pelos organismos autotróficos nitrificantes. As bactérias heterotróficas, caracterizadas por suas elevadas taxas de crescimento, competem com as bactérias nitrificantes, pelo oxigênio e nutrientes. (FIGUEROA; SILVERSTEIN, 1992). As bactérias nitrificantes caracterizam-se por apresentar velocidade de crescimento celular lento.

Um processo biológico muito utilizado na remoção de nitrogênio em esgotos sanitários é o processo da nitrificação seguido de desnitrificação, conhecido como nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS). O processo de desnitrificação consiste na redução de nitrato a nitrogênio molecular associada ao ganho de elétrons. Muitas bactérias consideradas facultativas desnitrificantes, são heterotróficas em ambiente anaeróbio, oxidam matéria orgânica utilizando nitrato como acceptor terminal de elétrons. No tratamento de esgoto sanitário, a desnitrificação ocorre, geralmente, por ação de bactérias heterotróficas que, nesse caso, apresentam maior taxa de crescimento

O processo NDS ocorre nas diferentes regiões dos grânulos. Neste importante mecanismo existe uma zona aeróbia externa no grânulo para a nitrificação e uma zona anóxica interna para a desnitrificação. Os micro-organismos autotróficos nitrificantes e heterotróficos localizam-se na camada externa do grânulo. Em seguida, em outra camada, com um nível de oxigênio reduzido, estão situadas as bactérias anaeróbias facultativas. E na camada central, com a ausência de oxigênio, os micro-organismos anaeróbios restritos.

3.4 Remoção de fósforo

Os micro-organismos capazes de armazenar grandes quantidades de fósforo, na forma de poli-fosfato (poli-p) no interior de suas células, são denominados de organismos acumuladores de fosfato, os PAO (do inglês phosphorus accumulating organisms). Os poli-fosfatos, quando hidrolisados, fornecem a energia para o processo de captura e armazenamento de substrato. Algumas espécies que atuam na remoção de fósforo em excesso são *Acinetobacter*, *Aeromonas*, *Moraxella* e *Pseudomonas*.

O acetato, o butirato, o propionato, a glicose e o etanol são alguns dos substratos comumente adicionados como fonte de carbono ao processo de remoção de fósforo. Esses

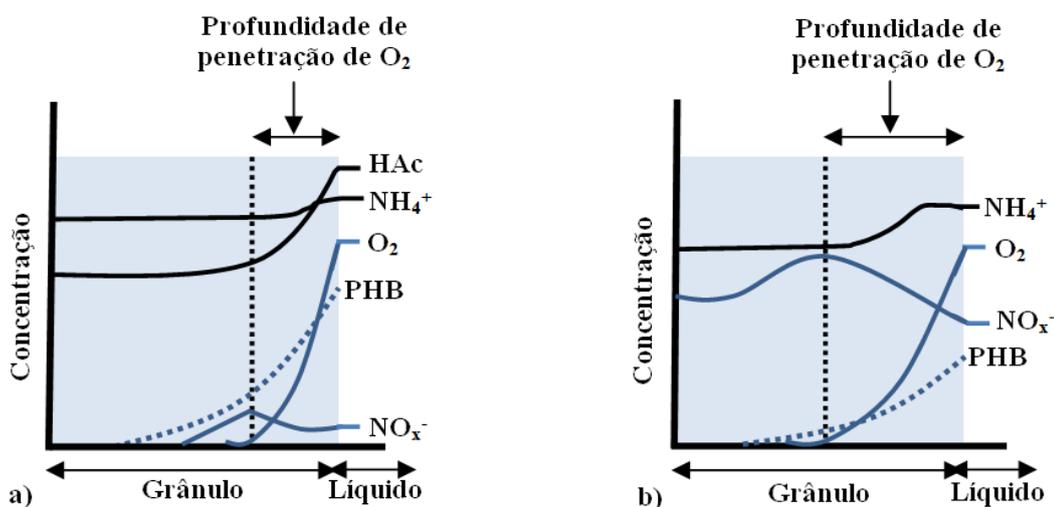
substratos são acumulados nas células dos PAO como polímeros de carbono denominados de poli-hidroxialcanoatos (PHA). Com o uso de acetato ou de propionato, esse PHA é convertido em poli-hidroxibutirato (PHB) e poli-hidroxivalerato (PHV), respectivamente.

Na fase anaeróbia, com a utilização do material orgânico, o fósforo é liberado na forma de ortofosfato. Os PAO utilizam o material orgânico, presente no esgoto, na obtenção de energia para o transporte de substrato e para a formação e armazenamento de produtos metabólicos orgânicos como os PHB, que são essenciais no processo de captura do fósforo na fase aeróbia. Na fase aeróbia o fósforo é capturado em excesso, utilizando o PHB armazenado na fase anaeróbia como fonte de carbono e energia e o oxigênio como acceptor de elétrons. Uma parte dessa energia é usada para recuperar o polifosfato liberado na fase anaeróbia e a outra parte é usada para o crescimento dos micro-organismos.

A remoção do fósforo em sistemas de lodos ativados ocorre por meio do armazenamento e liberação de fósforo acompanhado da oxidação da matéria orgânica. Essa remoção requer um ambiente anaeróbio isento de oxigênio e nitrato para uma melhor remoção de fósforo em excesso.

A remoção de fósforo também pode ocorrer em condições anóxicas. Nessa condição, o acceptor de elétrons será o nitrato (produzido na nitrificação) e a captura de fósforo e a desnitrificação ocorrem simultaneamente. Essa capacidade de PAO em usar o nitrato como acceptor de elétrons as designam como organismos acumuladores de fosfato desnitrificantes (DPAO - denitrifying phosphorus accumulating organisms). A Figura 2 demonstra os perfis teóricos de substratos no interior dos grânulos, durante o período *feast*, com disponibilidade de fonte de carbono (HAc, acetato) e durante o período *famine*, sem disponibilidade de fonte de carbono, dentro de um RBS.

Figura 2 – Perfis teóricos de acetato (HAc), NH_4^+ , O_2 , PHB, e NO_x^- (NO_2^- e NO_3^-) no interior de um grânulo durante o período *feast* (a) e período *famine* (b) dentro de um RBS.



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

Li et al. (2012), operando dois RBS com lodo floculento e lodo granular, observaram maior eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal no RBS com o lodo granular. Porém, utilizando lodo floculento no RBS, ocorreu maior diversidade de bactérias acumuladoras de fósforo.

3.5 Configuração do RBS para granulação

A configuração do reator é um fator importante no processo de granulação aeróbia. Dependendo das propriedades hidrodinâmicas de cada sistema, as interações entre o fluxo e os agregados microbianos são diferentes. Nos reatores do tipo coluna, o fluxo ascendente realiza uma trajetória circular longa provocando atritos hidráulicos e elevada turbulência aos agregados microbianos (LIU; TAY, 2002).

Os grânulos aeróbios são formados em RBS com uma ampla faixa de relação altura/diâmetro (H/D). Morgenroth et al. (1997) estudaram a formação de grânulos aeróbios em um RBS com uma relação H/D de 5. Wang et al. (2009) observaram a formação de lodo granular aeróbio em um RBS com uma relação H/D próxima de 9. Porém, uma alta relação H/D foi utilizada na pesquisa de Aday e Lee (2008), os autores utilizaram três colunas de acrílico com uma relação H/D de 20. Os reatores com uma alta relação entre altura e diâmetro (H/D) tendem a formar grânulos mais regulares.

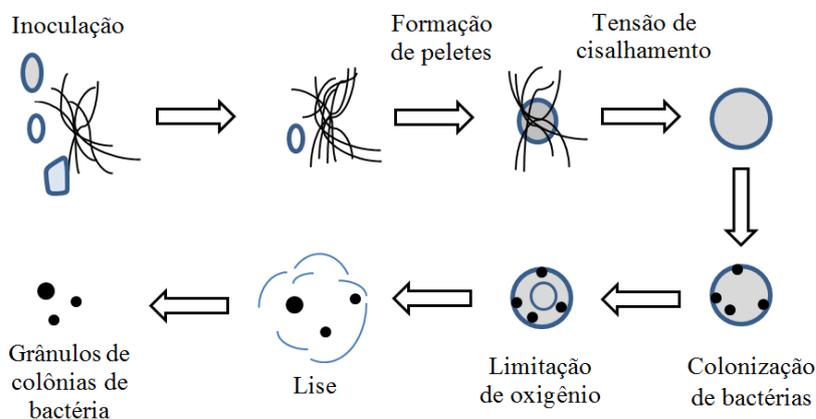
3.6 Processo de formação dos grânulos aeróbios

Em geral, as estruturas de biofilmes/grânulos consistem em ecossistemas altamente complexos. Na grande maioria dos estudos envolvendo lodo granular, tem sido negligenciada a possível contribuição de protozoários e fungos no processo de formação dos grânulos e as suas interações com bactérias.

Weber et al. (2007), trabalhando com três reatores sequenciais em batelada (RBS) em escala de laboratório, o primeiro reator sendo alimentado com água residuária contendo malte, o segundo reator com água residuária de indústria cervejeira e o terceiro com meio sintético, observaram em variados tipos de microscópios, que os grânulos eram constituídos de protozoários, de bactérias e de substâncias poliméricas extracelulares (EPS – *Extracellular Polymeric Substances*) e, em alguns casos, de fungos.

Beun et al. (1999), trabalhando com um reator RBS alimentado com água residuária sintética, observaram inicialmente que, peletes de filamentos fúngicos dominaram o reator. Estes peletes funcionavam como uma matriz de imobilização em que as bactérias poderiam colonizar. Após o rompimento dos peletes, as colônias bacterianas estavam grandes o bastante para sedimentar rapidamente. A Figura 3 apresenta o mecanismo de granulação, proposto por Beun et al. (1999), após o início de operação de um RBS com um curto tempo de sedimentação.

Figura 3 – Mecanismo de granulação após o início de operação em um RBS trabalhando com curto tempo de sedimentação.



Fonte: adaptado de Beun et al. (1999).

A etapa de sedimentação no final do ciclo consiste em um critério de projeto. O lodo granular apresenta sedimentação rápida, facilitando a separação entre a biomassa e o efluente tratado. A sedimentação é a etapa responsável por selecionar a biomassa, exercendo uma “pressão de seleção” (LIU; TAY 2002). Para isso, curtos tempos de sedimentação promovem o arraste da biomassa de má sedimentabilidade permitindo somente a permanência da biomassa densa para a formação dos grânulos. Porém, alguns autores utilizaram longos tempos de decantação. Wang et al. (2015), estudando o desempenho dos DPAO, utilizaram um tempo de sedimentação de 20 min no desenvolvimento dos grânulos em um RBS. Adav et al. (2008b), cultivando grânulos aeróbios utilizando o fenol como fonte de carbono, utilizaram um tempo de sedimentação de 30 min em um RBS.

A velocidade de sedimentação mínima ($v_{\text{sed.mín}}$) pode ser variada. O parâmetro velocidade de sedimentação mínima no reator é variado para controlar o tempo de sedimentação (valor fixado de acordo com o desejado), e é calculado dividindo-se o valor da altura de sedimentação pelo valor do tempo de sedimentação.

O tempo de detenção hidráulico (TDH), também pode ser variado, porque este influencia no arraste da biomassa em suspensão. Beun et al. (1999) propuseram que um curto TDH era favorável para a granulação aeróbia. Os flocos, pobremente sedimentáveis, são capazes de superar o crescimento dos grânulos aeróbios e conseqüentemente, dificultar a granulação dos mesmos. Dessa forma, para que esses flocos sejam removidos do reator, curtos períodos de sedimentação, com valores inferiores a um determinado valor crítico, devem ser aplicados.

Além do tempo de sedimentação, outros parâmetros operacionais podem interferir na formação dos grânulos aeróbios. Ou seja, oxigênio dissolvido (OD), intensidade de aeração, velocidade ascensional do ar, tempo de ciclo, características do inóculo, composição do substrato, temperatura e pH.

3.6.1 Oxigênio dissolvido

A estabilidade dos grânulos aeróbios é influenciada pela concentração de OD. Os grânulos aeróbios podem ser formados em concentrações de OD acima de $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (TAY et al., 2002a; BEUN et al., 1999; BEUN et al., 2002). Porém, grânulos foram formados em valores menores, como por exemplo, de 0,7 a $1,0 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ (DANGCONG et al., 1999).

De acordo com McSwain e Irvine (2008), durante o processo de formação dos grânulos aeróbios, o parâmetro concentração do oxigênio dissolvido (OD) foi mais significativo do que o parâmetro tensão de cisalhamento. Os autores não observaram formação de grânulos, quando foi fornecida uma concentração de OD menor do que $5 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, mesmo com aplicação de uma alta tensão de cisalhamento.

3.6.2 Intensidade de aeração e velocidade ascensional do ar

Alguns trabalhos mostram a relação entre a intensidade de aeração e a velocidade ascensional do ar (v_a) com a hidrodinâmica e com as tensões de cisalhamento (ADAV et al., 2008a; BEUN et al., 1999; ZHU et al., 2008).

A força de cisalhamento é bem representada pela velocidade ascensional de ar por esta depender da área da base do reator e da vazão de ar aplicada. Na avaliação do efeito das forças de cisalhamento na granulação aeróbia, Tay et al. (2001) trabalharam com um RBS aplicando duas velocidades superficiais de ar. Durante a aplicação da menor velocidade, $0,008 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ($0,8 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$), somente flocos macios foram formados, não ocorrendo presença de grânulos. Quando foi aplicada uma velocidade de ar maior, $0,025 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ ($2,5 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$), os autores obtiveram grânulos com formato regular.

Chen et al. (2007) utilizaram baixas e altas velocidades ascensionais de ar em quatro RBS. Os autores observaram que aplicando as maiores velocidades ascensionais de ar, $2,4$ e $3,2 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$, os grânulos apresentavam uma estrutura robusta e de melhor sedimentabilidade. Porém, Devlin et al. (2017) obtiveram grânulos utilizando velocidade ascensional de ar de $0,41 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$.

Adav et al. (2007), quando aplicaram uma baixa vazão de ar ($1 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$) em um RBS, não obtiveram formação de grânulos. No momento que aplicaram uma vazão de ar de $2 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, em um segundo RBS idêntico ao anterior, grânulos grandes ($3,0 - 3,5 \text{ mm}$),

acompanhados de filamentos, se desenvolveram. Neste caso, observaram que esse nível de aeração não foi suficiente para quebrar os filamentos e, tampouco, de fornecer oxigênio suficiente ao sistema. Somente foram obtidos grânulos compactos e estáveis (1 – 1,5 mm), quando os autores aplicaram uma maior vazão de ar ($3 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$), em um terceiro RBS.

3.6.3 O tempo de ciclo e a troca volumétrica (T_v) do RBS

O tempo de ciclo em RBS é também um dos fatores importantes no processo de granulação aeróbia. Tay et al. (2002b) variaram o tempo de ciclo em RBS em coluna, para avaliar o efeito da pressão de seleção hidráulica no desenvolvimento de grânulos nitrificantes. Os autores aplicaram tempos de ciclo de 3, 6, 12 e 24 h. No menor tempo de ciclo aplicado, o lodo foi arrastado com o efluente. Quando aplicaram o maior tempo testado, não observaram granulação. Somente no intervalo de tempo de 6 a 12 horas, os grânulos nitrificantes foram formados.

O ciclo de curta duração eleva o valor da carga orgânica volumétrica aplicada (COV). A COV depende da concentração do esgoto afluente e da troca volumétrica aplicada. A troca volumétrica é o percentual de volume de enchimento (= volume de descarte) do reator, ou seja, é a relação volume de enchimento/volume útil do reator.

A troca volumétrica elevada e a aplicação de um curto tempo de ciclo resultam em uma carga hidráulica elevada. A troca volumétrica de 50% é bastante utilizada. Porém, valores de T_v de até 75% são encontrados nos trabalhos que atuam no processo de granulação aeróbia. A troca volumétrica de 64% foi utilizada por Guo et al. (2011). Os autores estudaram dois reatores com ciclos de 4 h de duração com uma elevada COV de $6 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$.

3.6.4 Inóculo e substratos

O inóculo utilizado na maioria das pesquisas sobre o processo de granulação aeróbia é proveniente de sistemas de lodos ativados. De acordo com Liu e Tay (2004), a qualidade do lodo para inóculo está relacionada com as suas características macroscópicas, sedimentabilidade, propriedades de superfície (hidrofobicidade e densidade de carga) e atividade microbiana.

Quanto maior o número de bactérias hidrofóbicas no inóculo, mais rápida será a formação dos grânulos e melhores serão as características de sedimentabilidade (WILEN et al., 2008). Ao contrário das bactérias hidrofóbicas, as bactérias hidrofílicas tendem a se ligar menos aos flocos microbianos.

No cultivo de grânulos aeróbios já foram utilizados variados tipos de substratos, tais como acetato, fenol, glicose, etanol, amido e outros compostos sintéticos. Comparações entre dois substratos foram feitas por Tay et al. (2001), os quais utilizaram dois RBS alimentados com glicose e acetato. Após a primeira semana de operação, os filamentos existentes em ambos os reatores permaneceram no reator alimentado com glicose e desapareceram do reator alimentado com acetato. Foi observada a formação de grânulos aeróbios arredondados somente depois de duas semanas de operação. Porém, as bactérias filamentosas permaneceram no reator alimentado com glicose, enquanto que, no reator alimentado com acetato essas bactérias desapareceram. Os grânulos atingiram um diâmetro médio de 2,4 mm no reator alimentado com glicose e de 1,1 mm no reator alimentado com acetato.

O processo de granulação aeróbia, quando o esgoto real é utilizado como substrato, demanda mais tempo para o desenvolvimento de grânulos aeróbios maduros. Na Tabela 1 são apresentados alguns trabalhos que utilizaram RBSG em escala laboratorial e alguns parâmetros operacionais que influenciam no processo de granulação aeróbia.

Tabela 1 – Pesquisas que utilizaram RBSG em escala laboratorial e alguns dos parâmetros que influenciam o processo de granulação aeróbia.

Autores	Inóculo	Ciclo (h)	Início granulação (dias)	DQO afluente (mg·L ⁻¹)	Temperatura (°C)	OD (mg·L ⁻¹)
			Grânulos maduros (dias)	COV (kgDQO·m ⁻³ ·d ⁻¹)		v_a (cm·s ⁻¹)
Caudan et al. (2012) ^a	lodo ativado	4	(quando IVL ₃₀ /IVL ₅ = 20 a 50 mL·g ⁻¹)	-----	20	1,0 – 4,0
			20	3,0		-----
Dangcong et al. (1999) ^a	lodo ativado	4	30	1,5 – 2,0	25	0,7 – 1,0
			6	-----		-----
Jungles et al. (2011) ^a	lodo ativado	3	63	2,5 – 6,0	16 – 20	> 5,0
			30	600		-----
Jungles et al. (2014) ^{a, b}	lodo ativado	3	-----	-----	16 – 27	> 4,0
			40	400		-----
Morgenroth et al. (1997) ^a	lodo	6 – 8	70	-----	---	> 2,0
			7	-----		-----
Tay et al. (2001) ^a	lodo flocculento	4	15	6,0	25	1,5 – 3,0
			28	-----		-----
Wagner e Costa (2013) ^b	lodo ativado	3 – 4	150	1,0 – 2,0	22	1,1

^aEsgoto sintético; ^bEsgoto real

3.6.5 Temperatura e pH

A maioria dos estudos sobre granulação aeróbia ocorre em temperatura ambiente. De Kreuk et al. (2005b) operaram um RBS com mudanças de temperatura em curto e a longo prazo. As temperaturas de 8 e 20°C foram utilizadas pelos autores na partida do reator. Quando o reator iniciou sua operação com a menor temperatura, ocorreu formação de grânulos irregulares e crescimento de organismos filamentosos, resultando no arraste da biomassa e na instabilidade operacional. O sistema somente estabilizou quando o reator foi operado a 20°C.

Os fungos atuam significativamente na etapa inicial da granulação aeróbia e estes crescem bem em condições de baixo pH (BEUN et al., 1999). Yang et al. (2008)

observaram que a granulação aeróbia, na presença de fungo e, em pH 4,0, favoreceu a formação de grânulos com tamanhos aproximados de 7 mm.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Sistema experimental

Para alcançar os objetivos da pesquisa foram instalados dois reatores em batelada sequencial (RBS) na estação experimental do Grupo de Saneamento Ambiental (GSA) localizada na Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) do bairro da Mangueira, Recife – PE. A ETE Mangueira trata os esgotos domésticos provenientes dos bairros da Mangueira, Mustardinha e San Martin.

Os reatores RBS foram confeccionados em acrílico em formato de coluna e possuíam as seguintes dimensões: coluna com 3,0 m de altura e 0,245 m de diâmetro interno. O volume útil dos reatores era de $0,115 \text{ m}^3$ correspondendo a uma altura útil de 2,45 m. A relação altura útil e diâmetro interno foi de 10. Sobre a coluna de acrílico existia um tanque cilíndrico, em PVC, de diâmetro e altura 0,4 x 0,4 m, com um extravasor. A forma cilíndrica do tanque com diâmetro maior do que a coluna do reator proporcionava o escoamento do afluyente sobre as paredes para evitar o choque com a biomassa sedimentada. A Figura 4a mostra o suporte utilizado para o apoio dos reatores, e a Figura 4b mostra a execução dos testes hidráulicos para a verificação da estanqueidade nos reatores.

Figura 4 – a) Suporte dos reatores; b) teste hidráulico nos reatores.



a) b)

Fonte: Próprio autor.

Os reatores possuíam duas tomadas para a saída do efluente tratado: a primeira tomada estava situada a 0,7 m da base do reator e a segunda tomada a 1,0 m da base do reator. Cada tomada era constituída por duas válvulas manuais. A primeira válvula manual somente era aberta para a retirada do licor misto (LM). A segunda válvula manual sempre ficava aberta para dar vazão à válvula solenoide, que era acionada com o comando do Controlador Lógico Programável (CLP) para o descarte do efluente tratado. A Figura 5a destaca os tanques cilíndricos na parte superior dos RBS e a Figura 5b mostra as tomadas para as saídas do efluente e do LM.

Figura 5 – a) Tanques na parte superior dos RBS; b) tomadas para a saída do efluente e do LM.



Fonte: Próprio autor.

Os reatores foram cobertos com uma proteção de napa para não haver incidência de luz solar sobre os mesmos e, conseqüentemente, evitar a proliferação de algas.

O volume acima da primeira tomada do efluente correspondia ao maior percentual de troca volumétrica (T_v), ou seja, $T_v = 71\%$ do volume útil do reator. O volume acima da segunda tomada do efluente correspondia ao menor percentual de troca volumétrica, ou seja, $T_v = 59\%$ do volume útil do reator.

A aeração dos reatores foi feita utilizando membrana de ar difuso tipo bolhas finas (Ecosan[®], modelo DCM), com 0,24 m de diâmetro externo (Figura 6), situada na base dos

reatores. Foram instaladas duas válvulas manuais na base de cada reator para retirada de lodo quando fosse necessário desmontar ou realizar manutenção no reator.

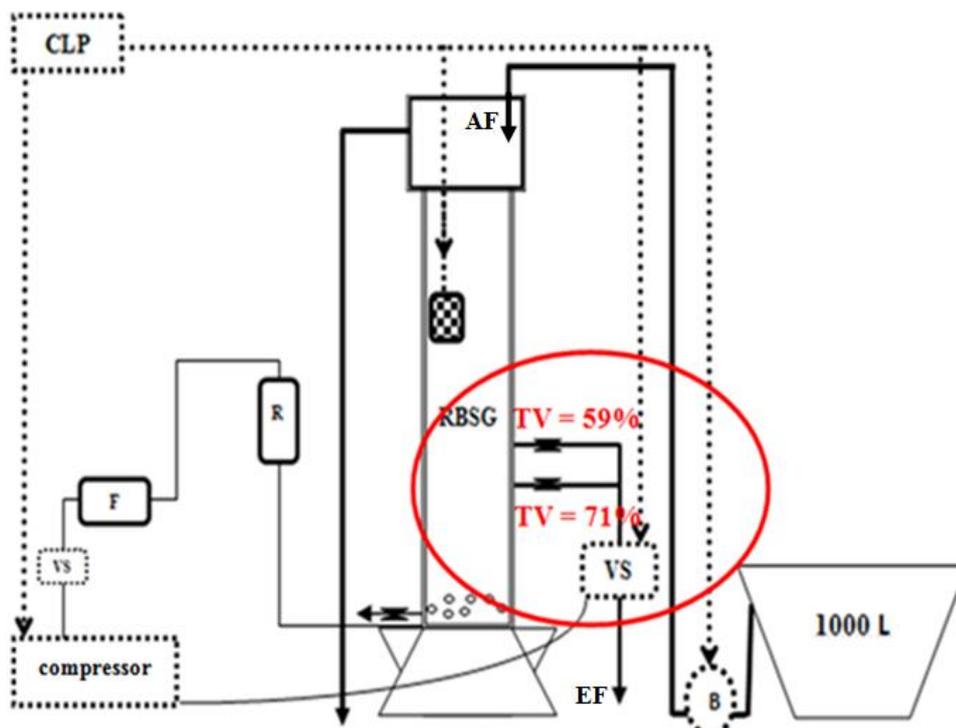
Figura 6 - Difusor de ar membrana de bolhas finas.



Fonte: Próprio autor.

A configuração dos reatores foi baseada no reator utilizado por Akaboci (2013). O autor realizou a inoculação do RBSG para o tratamento de esgoto sanitário em ciclos de 4 h. O esquema do sistema experimental está demonstrado na Figura 7, havendo destaque, em vermelho, para as trocas volumétricas de 59 e 71% a 1,0 e 0,7 m da base do reator, respectivamente.

Figura 7 – Esquema do sistema experimental: CLP; RBSG; compressor; filtro de ar (F); rotâmetro (R); boia de nível (quadriculada dentro do reator); válvula solenoide (VS); bomba (B); afluente (AF); efluente (EF); tubulação (—); mangueira de ar (—); linha acionada pelo CLP (.....); e reservatório de 1000 L.

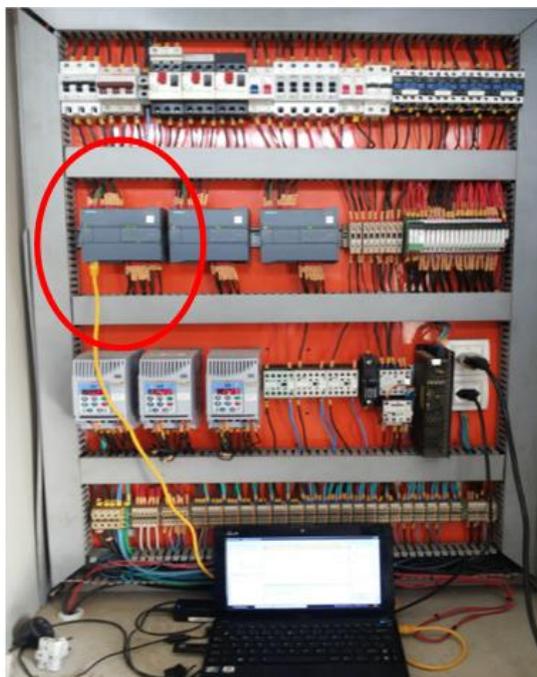


Fonte: Próprio autor

Os seguintes equipamentos e dispositivos constituíram o sistema experimental: compressores (Schulz[®], CSA 8.2 25L e CSV 10 100L, Pratic air), válvulas solenoides para ar (Jefferson[®]), válvulas solenoides pneumáticas (Asco[®], série 8210), filtros de ar (Arprex[®], modelo AF1 CD), rotâmetros de ar (Dwyer, DR 200482) e bombas centrífugas ½ Cv (Schneider, BC 915 SC).

Os compressores foram utilizados para o fornecimento de ar aos reatores e o funcionamento das válvulas solenoides pneumáticas. Boias de nível (Anauger[®], SensorControl) eram utilizadas para o controle de enchimento do reator. O CLP (Siemens[®], Simatic S7 1200), que controlava a duração de cada fase do ciclo nos RBS, está circunscrito em vermelho na Figura 8.

Figura 8 – Painel contendo o CLP.



Fonte: Próprio autor.

4.2 Operação dos reatores

Para a alimentação dos reatores foi utilizado o esgoto proveniente do tratamento primário (caixa de areia) da ETE Mangueira. O esgoto era conduzido por gravidade para o reservatório e, em seguida, bombeado para o enchimento dos reatores.

Os reatores foram operados em regime de batelada e não foram inoculados. Os ciclos das bateladas foram compostos pelas seguintes fases: enchimento estático, aeração, sedimentação, descarte/repouso.

Primeiramente, o CLP acionava a bomba para que ocorresse o enchimento dos reatores. Em seguida, o compressor era acionado e o ar seguia para o difusor de membrana na base dos reatores. Após o tempo de aeração do sistema o funcionamento do compressor e da válvula solenoide de ar era interrompido e, conseqüentemente, o lodo sedimentava por um tempo determinado. Em seguida, na fase de descarte/repouso, o efluente tratado era descartado, pelo acionamento e abertura da válvula solenoide pneumática, e retornava para a caixa de areia da ETE Mangueira.

O tempo de ciclo utilizado durante todo o experimento foi de 3 h. Os tempos das fases de enchimento e descarte/repouso eram fixos. Porém, os tempos de sedimentação e de aeração eram alterados semanalmente. Para que houvesse uma igualdade no tempo total de cada ciclo o mesmo tempo que era decrescido da fase de sedimentação era acrescido na fase de aeração. O experimento foi dividido em duas etapas operacionais em que foram utilizados diferentes tempos de sedimentação, diferentes velocidades ascensionais de ar e diferentes trocas volumétricas resultando, conseqüentemente, em diferentes cargas orgânicas aplicadas.

4.2.1 Etapa operacional I (EOP I)

A EOP I foi realizada, aplicando aos reatores, diferentes trocas volumétricas (59 e 71%) e iguais velocidades ascensionais ($1,4 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$). Em relação aos tempos de sedimentação, inicialmente, foram iguais (40 min) e, semanalmente, foram decrescidos em 5 min.

Os reatores durante a EOP I foram denominados de R1.I e R2.I. Os tempos de operação dos reatores R1.I e R2.I foram de 161 e 108 dias, respectivamente. As trocas volumétricas utilizadas nos reatores R1.I e R2.I foram de 59 e 71%, respectivamente.

O tempo de sedimentação inicial foi de 40 min para ambos os reatores. O decréscimo no tempo da sedimentação foi de 5 min em intervalos semanais. A vazão de ar aplicada foi de $40 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, equivalente a uma velocidade ascensional de $1,4 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$. Os tempos de duração das fases, em ambos os reatores, durante a EOP I, estão descritos na Tabela 2.

Tabela 2 – Tempos de duração das fases no R1.I e R2.I, ciclo de 3 h, durante a EOP I.

		Ciclo de 3 horas						
Semana		1 ^a	2 ^a	3 ^a	4 ^a	5 ^a	6 ^a	7 ^a ...
Fases (min)	Enchimento	2	2	2	2	2	2	2
	Aeração	135	140	145	150	155	160	165
	Sedimentação	40	35	30	25	20	15	10
	Descarte/Repouso	3	3	3	3	3	3	3

O menor tempo de sedimentação, 10 min, ocorreu na sétima semana. O tempo de sedimentação foi aumentado para 15 min na oitava semana e permaneceu até o término da EOP I.

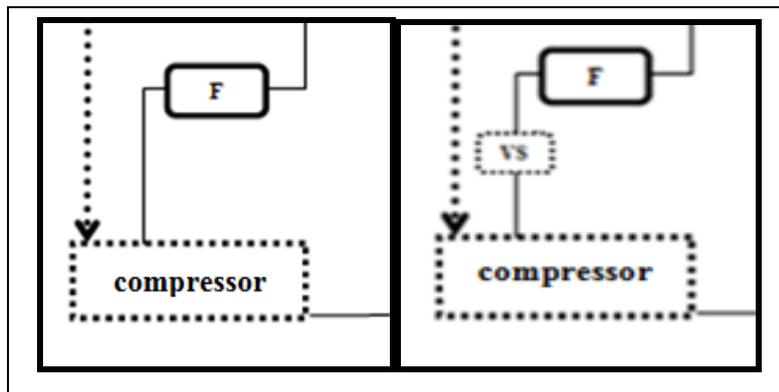
A aeração dos reatores, durante a EOP I, inicialmente, foi realizada por compressores pequenos com reservatórios de ar de 25 L. O desligamento elétrico dos compressores, no final da fase de aeração, não impedia que o ar contido no reservatório fosse enviado para os reatores durante a fase seguinte (sedimentação). Portanto, foi necessário incluir o tempo de esvaziamento dos reservatórios na fase de aeração.

A demanda de ar sobrecarregava os compressores pequenos e, então, manutenções e consertos eram inevitáveis. Após dois meses do início da EOP I, compressores com reservatórios de ar de 100 L foram utilizados. Contudo, havia dificuldades no controle do tempo de esvaziamento desses compressores grandes e, conseqüentemente, a biomassa era revolvida quando a fase de sedimentação era iniciada e no compressor havia certa quantidade de ar a ser expelido.

Após quatro meses do início da EOP I, válvulas solenoides foram instaladas entre os compressores grandes e os filtros de ar, de forma que, o fluxo de ar para os reatores fosse interrompido imediatamente após o desligamento elétrico dos compressores. A

Figura 9 mostra a instalação da válvula solenoide na linha de ar do R1.I e do R2.I durante a EOP I.

Figura 9 – Válvula solenoide instalada entre o compressor e o filtro no R1.I e no R2.I, durante a EOP I.



Fonte: Próprio autor.

4.2.2 Etapa operacional II (EOP II)

A EOP II foi realizada, aplicando aos reatores, diferentes trocas volumétricas (59 e 71%) e diferentes velocidades ascensionais ($0,88 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ e $1,06 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$). Em relação aos tempos de sedimentação, inicialmente, foram diferentes (40 e 55 min) e, semanalmente, foram decrescidos em 10 min.

Os reatores durante a EOP II foram denominados de R1.II, R2.II e R3II, respectivamente. Após o fim de operação do reator R2.II este foi denominado de reator R3.II. Os tempos de operação dos reatores R1.II, R2.II e R3.II foram de 130, 124 e 88 dias, respectivamente. As trocas volumétricas utilizadas nos reatores R1.II, R2.II e R3II foram 71, 59 e 59% respectivamente

O tempo de sedimentação inicial no reator R1.II foi de 40 min. O decréscimo no tempo de sedimentação foi de 10 min em intervalos semanais. A vazão de ar aplicada foi de $25 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, equivalente a uma velocidade ascensional de $0,88 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$. Inicialmente, a troca volumétrica utilizada foi de 59%, com o objetivo de evitar o excesso de lodo sendo lavado do reator e, conseqüentemente, reter mais biomassa. Essa estratégia durou 7 dias, tempo necessário para a concentração de SST alcançar $1,3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ dentro do reator. Em seguida, a troca volumétrica foi fixada em 71%. Os tempos de duração das fases no reator R1.II durante a EOP II, estão descritos na Tabela 3.

Tabela 3 – Tempos de duração das fases no R1.II, ciclo de 3 h, durante a EOP II.

		Ciclo de 3 horas						
Semana		1 ^a	2 ^a	3 ^a	4 ^a	5 ^a	6 ^a	7 ^a ...
Fases (min)	Enchimento	1	1	1	1	1	1	1
	Aeração	135	145	155	165	165	165	165
	Sedimentação	40	30	20	10	10	10	10
	Descarte/Repouso	4	4	4	4	4	4	4

O menor tempo de sedimentação, 8 min, ocorreu na 9^a semana. O tempo de sedimentação foi aumentado para 10 min na 14^a semana e permaneceu até o término da EOP II.

O tempo de sedimentação inicial no R2.II foi de 55 min. O decréscimo no tempo de sedimentação foi de 10 min, sequencialmente, em intervalos de 3, 2 e 1 semana. A vazão de ar aplicada foi de 30 L·min⁻¹, equivalente a uma velocidade ascensional de 1,06 cm·s⁻¹. Inicialmente, o tempo de ciclo utilizado foi de 4 h, com o objetivo de diminuir o número de descarte do efluente e, conseqüentemente, reter mais biomassa no reator. Essa estratégia durou 22 dias, tempo necessário para a concentração de SST alcançar 1,3 g·L⁻¹ dentro do reator. Os tempos de duração das fases no R2.II durante a EOP II, estão descritos na Tabela 4.

Tabela 4 – Tempos de duração das fases no R2.II, ciclo de 3 h, durante a EOP II.

		<u>Ciclo de 4 horas</u>			Ciclo de 3 horas			
Semana		<u>1^a</u>	<u>2^a</u>	<u>3^a</u>	4 ^a	5 ^a	6 ^a	7 ^a ...
Enchimento		<u>1</u>	<u>1</u>	<u>1</u>	1	1	1	1
Fases (min)	Aeração	<u>180</u>	<u>180</u>	<u>180</u>	130	130	140/150	165
	Sedimentação	<u>55</u>	<u>55</u>	<u>55</u>	45	45	35/25	10
	Descarte/Repouso	<u>4</u>	<u>4</u>	<u>4</u>	4	4	4	4

O menor tempo de sedimentação, 6 min, ocorreu na 11^a semana. O tempo de sedimentação foi aumentado para 10 min na 14^a semana e permaneceu até o término da EOP II.

A sedimentação inicial no R3.II foi de 40 min. O tempo no decréscimo da sedimentação foi de 10 min e o intervalo de tempo para o decréscimo foi semanal. A vazão de ar aplicada foi de 25 L·min⁻¹, equivalente a uma velocidade ascensional de 0,88 cm·s⁻¹. Os tempos de duração das fases no R1.II durante a EOP II, estão descritos na Tabela 5.

Tabela 5 – Tempos de duração das fases no R3.II, ciclo de 3 h, durante a EOP II.

		Ciclo de 3 horas						
Semana		1 ^a	2 ^a	3 ^a	4 ^a	5 ^a	6 ^a	7 ^a ...
Fases (min)	Enchimento	1	1	1	1	1	1	1
	Aeração	135	145	155	165	165	165	165
	Sedimentação	40	30	20	10	10	10	10
	Descarte/Repouso	4	4	4	4	4	4	4

O menor tempo de sedimentação, aplicado no reator R3.II, foi de 10 min. Esse tempo de sedimentação foi mantido até o término da EOP II.

4.3 Monitoramento

4.3.1 Análises físico-químicas

As coletas foram realizadas semanalmente no período da manhã, entre 8 e 11 h (período de um ciclo). Durante todo o experimento, a temperatura na ETE Mangueira variou de 28 a 30 °C. As amostras do esgoto bruto (afluente dos reatores), do efluente dos reatores e do licor misto (LM) eram armazenadas sob refrigeração até o término da coleta e, em seguida, transportadas em isopor até a chegada ao laboratório.

As análises físico-químicas foram realizadas no Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA) da UFPE de acordo com Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 22th Ed (APHA, 2011). As variáveis analisadas e seus respectivos métodos físico-químicos estão descritos na Tabela 6.

Tabela 6 – Variáveis analisadas e seus respectivos métodos físico-químicos.

Variável (mg·L ⁻¹)	Método	Nº do Método
Alcalinidade	Titulométrico	2320-B
DQO total	Colorimétrico	5220-C
DQO solúvel	Colorimétrico	5220-C
Nitrito (N-NO ₂ ⁻)	Colorimétrico	4500-NO ₂ ⁻ B
Nitrato (N-NO ₃ ⁻)	Colorimétrico	4500-NO ₃ ⁻ B
Nitrogênio amoniacal (N-NH ₄ ⁺)	Titulométrico	4500 NH ₃ -B e C
Nitrogênio total Kjeldahl (N-NTK)	Titulométrico	4500 N _{org} - B
Fósforo total (P-PO ₄ ³⁻)	Colorimétrico	4500 P - C
Ortofosfato (P-PO ₄ ³⁻)	Colorimétrico	4500 P - C
Sólidos totais (ST)	Gravimétrico	2540-G
Sólidos suspensos (SS)	Gravimétrico	2540-G

As amostras para as análises de DQO solúvel e da série sólidos suspensos foram filtradas em membrana de fibra de vidro com porosidade de 1,2 µm. Na quantificação da alcalinidade, as amostras foram tituladas com ácido sulfúrico 0,02 N até o pH 5,75 e, em seguida, até o pH 4,3. O volume gasto na primeira titulação foi utilizado para o cálculo da alcalinidade parcial (AP) e o volume gasto na segunda titulação foi utilizado para o cálculo da alcalinidade intermediária (AI). De acordo com Ripley et al. (1986), o valor de AP representa quase a totalidade da alcalinidade a bicarbonato, enquanto que AI representa quase a totalidade da alcalinidade a ácidos voláteis.

4.3.2 Índice volumétrico do lodo

O licor misto era a mistura da biomassa e do efluente tratado ao final da fase de aeração dos reatores. A retirada semanal do licor misto (1,5 L) foi realizada para quantificar os sólidos suspensos totais no reator (SST), o índice volumétrico do lodo (IVL) e realizar o teste de respirometria. A metodologia utilizada para a análise de IVL foi a proposta por Schwarzenbeck et al. (2004). O referido método determina o IVL em diferentes tempos de sedimentação e não apenas em 30 min como o método 2710 D proposto pela APHA (2011).

Após a determinação do IVL_5 , IVL_{10} e IVL_{30} (decantação de 1 L de LM em proveta graduada durante 5, 10 e 30 min) a amostra era deixada sob aeração para a realização do teste de respirometria.

4.3.3 Teste de respirometria

Os testes de respirometria, para a determinação da quantidade de oxigênio consumido pelas células durante o processo oxidativo, foram realizados semanalmente. O aparato para o teste respirométrico está demonstrado na Figura 10.

Figura 10 – Aparato para o teste respirométrico: sonda de OD acoplada ao oxímetro datalogger; erlenmeyer de 1000 mL; e agitador magnético para homogeneização do licor misto.



Fonte: Próprio autor.

A amostra de licor misto utilizada para este teste era coletada no final da fase de aeração do ciclo quando a biomassa estava bem homogeneizada dentro do reator. Essa amostra foi aerada por 24 h (ou até 48 h) com o auxílio de uma bomba de aquário e um difusor do tipo pedra porosa, dentro do próprio recipiente de coleta. Nessa condição, os nutrientes e a matéria orgânica remanescente seriam consumidos. Após aeração de 24 h,

uma alíquota de 1,0 L do licor misto era transferida para um erlenmeyer, que era colocado sobre um agitador magnético para a homogeneização da amostra. Em seguida, com o aerador ligado, um sensor ótico de OD (oxigênio dissolvido) acoplado a um oxímetro portátil datalogger (YSI, ProODO), era colocado no licor. Deste modo, foi possível determinar a taxa de consumo de oxigênio e a biomassa ativa autotrófica e heterotrófica.

4.3.3.1 Determinação da taxa de consumo de oxigênio (TCO)

O método utilizado para a determinação da taxa de consumo de oxigênio, denominado dinâmico, foi proposto por Bandyopadhyay et al. (1967). Este método consiste em acompanhar continuamente, com o auxílio de uma sonda, o decaimento da concentração de oxigênio dissolvido, após a anulação da transferência de oxigênio. A Equação 3 descreve a variação instantânea da concentração em função do tempo (dC/dt) igual ao produto da taxa de consumo de oxigênio (Q_{O_2}) pela concentração de biomassa no sistema (X).

$$\frac{dC}{dt} = -Q_{O_2}X \quad \text{Equação 3}$$

As etapas do ensaio para a determinação da taxa de consumo de oxigênio estão listadas abaixo:

- a) Após a preparação do aparato de respirometria o teste foi iniciado com o desligamento do aerador e, então, o decaimento da concentração de OD era registrado a cada 5 s pelo oxímetro.
- b) A aeração era retomada após a queda de $1,5 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$. Não atingindo esse valor, a aeração era retomada após 10 min. A aeração era retomada até a saturação de oxigênio no líquido, ou seja, o instante que não houvesse mais variação no valor de OD. Essa etapa era repetida por três vezes para a obtenção da taxa de consumo de oxigênio média.

Um gráfico com os valores de OD ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$) em função do tempo (h) foi traçado, a fim de obter a taxa de consumo de oxigênio por meio da inclinação da reta de melhor ajuste (regressão linear).

4.3.3.2 Determinação da biomassa ativa

Foram avaliadas três condições diferentes durante a determinação da biomassa ativa. Na primeira condição, chamada de *respiração endógena*, somente o oxigênio é consumido para manter as funções das células. Nesta condição não há adição de nenhum substrato.

A segunda condição, denominada de *nitrificação*, requer a adição de cloreto de amônio, substrato para as bactérias autotróficas.

Na *respiração exógena*, terceira e última condição, uma fonte de carbono era adicionada (acetato de sódio) substrato para as bactérias heterotróficas. Porém, antes da adição da fonte de carbono, a nitrificação foi inibida com a adição do reagente aliltiurea (ATU = 1-allyl-2-thiourea).

As etapas do ensaio para a determinação da biomassa ativa estão listadas abaixo:

- a) Após a preparação do aparato de respirometria o teste foi iniciado com o desligamento do aerador e, então, o decaimento da concentração de OD era registrado a cada 5 s pelo oxímetro.
- b) A aeração era retomada após a queda de $1,5 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ (ou tempo de 10 min) devido a respiração endógena. A aeração era retomada até o instante que não houvesse mais variação no valor de OD. Essa etapa era repetida por três vezes para a obtenção da taxa de consumo de oxigênio endógena (TCO_E) média;
- c) Após a obtenção da TCO_E , a amostra era novamente aerada até o instante que não houvesse mais variação no valor de OD e, em seguida, era adicionado um pulso de cloreto de amônio ($50 \text{ mgN} \cdot \text{L}^{-1}$) e, então, o aerador era desligado.
- d) A aeração era retomada após a queda de $1,5 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ (ou tempo de 10 min) devido ao consumo de OD para a nitrificação e para a respiração endógena. A aeração era retomada até o instante que não houvesse mais variação no valor de OD. Essa etapa era repetida por três vezes para a obtenção da taxa de consumo de oxigênio autotrófica (TCO_A) média;
- e) Após a obtenção da TCO_A , a amostra era novamente aerada até o instante que não houvesse mais variação no valor de OD e, em seguida, era adicionado um pulso de aliltiurea ($30 \text{ mgATU} \cdot \text{L}^{-1}$) e de acetato de sódio ($100 \text{ mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$) e, então, o aerador era desligado.

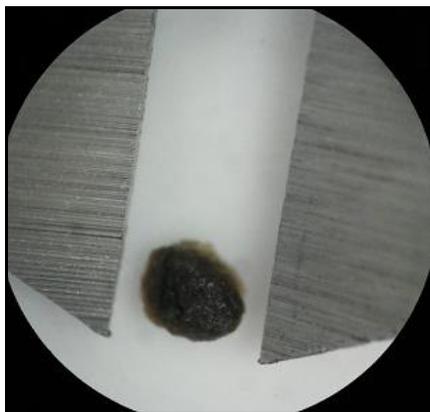
- f) A aeração era retomada após a queda de $1,5 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ (ou tempo de 10 min) devido a respiração exógena. A aeração era retomada até o instante que não houvesse mais variação no valor de OD. Essa etapa era repetida por três vezes para a obtenção da taxa de consumo de oxigênio heterotrófica (TCO_H) média;

4.3.4 Morfologia e microbiologia dos grânulos

O desenvolvimento do lodo granular e a morfologia dos grânulos foram acompanhados semanalmente. Para isso, as amostras de licor misto eram visualizadas em microscópio óptico (Leica[®], DME) com objetiva de medição (régua micrométrica) e, em seguida, eram fotografadas por uma câmera (Bel, Photo Nics) acoplada ao microscópio óptico. As fotos eram registradas no computador pelo Programa View 7.1.

O diâmetro dos grânulos foi medido com paquímetro sendo visualizado através de um estereomicroscópio - lupa (Olympus[®], SZ40) e, em seguida, fotografados com uma câmera digital portátil. A Figura 11 mostra o grânulo sendo medido com paquímetro através da visualização em lupa.

Figura 11 – Grânulo sendo medido com paquímetro através da visualização em lupa.



Fonte: Próprio autor.

4.4 Cálculos importantes

O volume útil, o volume de enchimento (de troca) e as medidas das dimensões dos reatores, são de grande importância para o cálculo da velocidade superficial ascensional do ar (v_{sar}), da vazão diária de esgoto, da carga volumétrica aplicada (CV) e tempo de retenção celular (θ_c - idade do lodo).

A velocidade ascensional do ar foi calculada de acordo com a Equação 4.

$$v_a = \frac{Q_a}{A_b} \cdot 100 \quad \text{Equação 4}$$

Onde,

v_a : velocidade superficial ascensional 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).

A vazão diária de esgoto (Q_d) será calculada de acordo com a Equação 5.

$$Q_d = n_c \cdot V_e \quad \text{Equação 5}$$

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.

A carga volumétrica aplicada (CV) foi calculada de acordo com a Equação 6.

$$CV = \frac{S_i \cdot Q_d}{v_u \cdot 1000} \quad \text{Equação 6}$$

Onde,

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

S_i : concentração de DQO ou N-NH_4^+ no esgoto bruto ($\text{g}\cdot\text{m}^{-3}$);

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

V_u : volume útil do reator (m^3).

O tempo de retenção celular será calculado utilizando a Equação 7.

$$\theta_c = \frac{X_{SSV} \cdot V_u}{X_f \cdot V_e / t_c} \quad \text{Equação 7}$$

Onde,

θ_c : tempo de retenção celular ou idade do lodo (dias);

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

V_u : volume útil 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 no final do ciclo (L);

t_c : tempo do ciclo (h)

4.5 Considerações importantes

Os equipamentos e dispositivos instalados no experimento requereram certa atenção com relação à manutenção preventiva.

Os compressores eram purgados (retirada do condensado pelo dreno) quase que diariamente e o óleo trocado a cada 50 h de trabalho. Não atingindo esse tempo, o óleo era sempre completado quando o nível estava mínimo. A esponja do filtro de ar do compressor era lavada semanalmente e trocada quando apresentava desgaste. Os filtros de ar eram drenados para retirada da água ou do óleo acumulado no copo. Os refis (brancos) eram trocados quando apresentavam coloração ou quando o fluxo de ar diminuía. Os rotômetros de ar eram substituídos quando apresentavam resíduo de óleo no bulbo. Esse resíduo de óleo era removido com detergente líquido.

As paredes internas dos reatores eram lavadas para a retirada da biomassa aderida, a cada quinze dias, durante a EOP I e, mensalmente, durante a EOP II. As etapas para a lavagem dos reatores estão descritas abaixo:

- a) Após o termino de um ciclo, o CLP era desligado para a lavagem dos reatores.
- b) O efluente decantado era descartado, através da válvula manual, na altura da troca volumétrica utilizada.

- c) O volume abaixo da troca volumétrica, contendo biomassa e, ainda, efluente, era retirado através da válvula manual localizada na base do reator e transferido para baldes.
- d) Em seguida, água era direcionada nas paredes dos reatores, para o desprendimento da biomassa menos aderida. Essa biomassa também foi transferida para baldes.
- e) Utilizou-se uma escova adaptada a uma vara de madeira com 3,5 m de comprimento para a remoção da biomassa que não foi possível sair com o jato de água. Essa biomassa foi descartada.
- f) A biomassa sedimentada nos baldes foi transferida para os reatores lavados. Os reatores foram preenchidos parcialmente com o afluente para minimizar o impacto na biomassa ao ser devolvida ao reator.

O reservatório onde foi armazenado o esgoto afluente ao sistema experimental era esvaziado e lavado mensalmente para a retirada de uma camada de lodo que se formava na parede do mesmo.

4.5.1 Problemas operacionais

A operação dos reatores era prejudicada quando ocorriam problemas elétricos ou mecânicos na ETE Mangueira ou no próprio sistema experimental. Considerando que estes problemas, de alguma forma, poderiam interferir no desempenho dos reatores, as causas e o período de ocorrência dos problemas durante a EOP I e a EOP II foram listados nas Tabelas 7 e 8, respectivamente.

Tabela 7 – Problemas operacionais ocorridos durante a EOP I.

Causas	Reator	Período de operação (dias)
		18
		68
	R1.I	92
		112
Reator parado por um período inferior a 24 h: falta de energia na ETE.		148
		04
	R2.I	97
		107
Reator sem aeração por um período inferior a 12 h: compressor danificado.	R2.I	46
Compressor do R1.I danificado: diminuição da vazão de ar para $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ por um período inferior a 12 h.	R1.I	70
O compressor do R2.I ficou aerando os dois reatores durante 15 dias: vazão de ar de $25 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ para ambos os reatores.	R2.I	57
Limpeza dos poços de visita em torno da ETE durante 2 dias: altas concentrações de ST foram carregados para a ETE.	R1.I	127
		128
	R2.I	71
Compressor danificado: diminuição da vazão de ar para $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ por um período inferior a 12 h.	R2.I	91

Tabela 8 – Problemas operacionais ocorridos durante a EOP II.

Causas	Reator	Período de operação (dias)
		23
		30
Reator com enchimento parcial do afluente devido à falta de esgoto no reservatório ou obstrução na bomba centrífuga.	R1.II	57
		65
		71
		R2.II
		118
		36
		75
Reator parado por um período inferior a 24 h: falta de energia na ETE	R1.II	106
		123
		128
		02
		26
		R2.II
		33 e 34
		68
		82 e 83
Reator parado por um período inferior a 20 h: compressor usado para a abertura da válvula pneumática danificado	R3.II	81
		86
		100
Compressor danificado: diminuição da vazão de ar para por um período inferior a 20 h.	R3.II	58
		107
Reator sem aeração por um período inferior a 36 h: mangueira de ar se desprende do compressor.	R3.II	74
Surgimento dos <i>Aeolosomas sp.</i>	R1.II	68
		R2.II
		40
Forte chuva: bombas elevatórias da ETE foram desligadas	R2.II	54

Os *Aeolosomas sp.* são metazoários que possuem grande tamanho corpóreo. São micro-organismos típicos de lodos ativados com alta idade do lodo e com aeração prolongada (HOFFMAN, 2004).

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 Características do esgoto sanitário

5.1.1 Características do esgoto sanitário durante a EOP I

Os reatores R1.I e R2.I foram operados em paralelo durante a EOP I, porém o reator R2.I foi operado por um menor tempo. Portanto, as concentrações afluentes somente foram comuns aos dois reatores em um determinado período. Dessa forma, as variáveis quantificadas no esgoto afluente dos reatores foram descritas em tabelas separadas. Na Tabela 9 estão apresentadas as variáveis quantificadas no esgoto afluente ao reator R1.I, durante a EOP I.

Tabela 9 – Variáveis quantificadas no esgoto afluente ao reator R1.I durante a EOP I.

Variáveis (mg·L ⁻¹)	Máximo Mínimo	Média ± desvio padrão	n
Alcalinidade total (CaCO ₃)	257,4 174,1	206,9 ± 20,6	20
DQO _t	491,3 195,4	323,1 ± 81,0	18
DQO _s	198,8 88,0	126,6 ± 28,0	21
N-NTK	54,6 26,3	39,4 ± 8,0	21
N-NH ₄ ⁺	37,4 18,4	26,2 ± 5,2	21
Fósforo total (P-PO ₄ ³⁻)	7,7 2,8	4,0 ± 1,0	21
Ortofosfato (P-PO ₄ ³⁻)	4,9 1,8	2,9 ± 0,7	20

As altas concentrações de DQO_t de 736,6, 767,1 e 914,0 mg·L⁻¹, encontradas no afluente do reator R1.I, aos 49, 84 e 127 dias de operação, respectivamente, não foram consideradas no cálculo da DQO_t média. Porém, foram utilizadas no cálculo da COV média. Um dos motivos, que resultou nas altas concentrações de DQO_t afluente, foi a limpeza dos poços

de visita da rede coletora da ETE Mangueira (127º dia de operação). Na Tabela 10 estão apresentadas as variáveis quantificadas no esgoto afluente ao reator R2.I, durante a EOP I.

Tabela 10 – Variáveis quantificadas no esgoto afluente ao reator R2.I durante a EOP I.

Variáveis (mg·L ⁻¹)	Máximo	Média ± desvio padrão	n
	Mínimo		
Alcalinidade total (CaCO ₃)	232,6	203, 9 ± 17,9	13
	174,1		
DQO _t	491,3	342,6 ± 92,7	12
	195,4		
DQO _s	198,8	128,9 ± 28,7	14
	96,5		
N-NTK	50,1	38,5 ± 6,8	14
	26,6		
N-NH ₄ ⁺	35,2	26,0 ± 4,8	14
	19,1		
Fósforo total (P-PO ₄ ³⁻)	7,7	4,2 ± 1,2	14
	3,1		
Ortofosfato (P-PO ₄ ³⁻)	4,9	3,0 ± 0,8	13
	1,8		

As altas concentrações de DQO_t de 736,6 e 767,1 mg·L⁻¹, encontradas no afluente do reator R2.I, nos dias de operação 36 e 71, respectivamente, não foram consideradas no cálculo da DQO_t média. Porém, foram utilizadas no cálculo da COV média.

De acordo com os padrões de referência definidos por Metcalf e Eddy (2003), o esgoto sanitário da ETE Mangueira, em termos de concentrações de N-NH₄⁺ e de DQO_t, é classificado como sendo de carga média (25 mgN·L⁻¹) e de carga baixa à média (250 – 500 mgDQO·L⁻¹), respectivamente.

No estudo realizado por Akaboci (2013), a alimentação do RBSG era feita com esgoto sanitário com as seguintes concentrações médias afluentes: DQO_t de 593,0 ± 170,0 mg·L⁻¹, DQO_s de 302,0 ± 82,0 mg·L⁻¹ e N-NH₄⁺ de 81,0 ± 18,0 mg·L⁻¹. Liu et al. (2010), trabalharam com um RBSG alimentado com esgoto municipal (40% esgoto doméstico + 60% efluente industrial) com concentrações mínimas e máximas de DQO_t e N-NH₄ de 250 – 1800 mgDQO·L⁻¹ e 39 – 93 mgN·L⁻¹, respectivamente. Ambas as pesquisas, registraram concentrações afluentes bem acima das encontradas no esgoto sanitário da ETE Mangueira.

Na Tabela 11 estão apresentadas as cargas orgânicas afluentes aos reatores R1.I e R2.I.

Tabela 11 – Cargas orgânicas afluentes aos reatores R1.I e R2.I.

COV	Máximo Mínimo	Média ± desvio padrão	n
Reator R1.I			
kgDQO _t ·m ⁻³ ·d ⁻¹	4,3	1,9 ± 0,9	21
	0,9		
kgDQO _s ·m ⁻³ ·d ⁻¹	0,9	0,6 ± 0,1	21
	0,4		
kgN-NH ₄ ⁺ ·m ⁻³ ·d ⁻¹	0,2	0,1 ± 0,0	21
	0,1		
Reator R2.I			
kgDQO _t ·m ⁻³ ·d ⁻¹	4,4	2,3 ± 1,0	14
	1,1		
kgDQO _s ·m ⁻³ ·d ⁻¹	1,1	0,7 ± 0,2	14
	0,6		
kgN-NH ₄ ⁺ ·m ⁻³ ·d ⁻¹	0,2	0,1 ± 0,0	14
	0,1		

5.1.2 Características do esgoto sanitário durante a EOP II

Os reatores R1.II e R2.II foram operados em paralelo, em determinados momentos da EOP II. A operação do reator R3.II foi iniciada após o término da operação do reator R2.II. Dessa forma o experimento foi finalizado com a operação em paralelo dos reatores R1.II e R3.II. Portanto, as concentrações afluentes somente foram comuns aos pares de reatores em determinado período. Dessa forma, as variáveis quantificadas no esgoto afluente aos reatores foram descritas em tabelas diferentes. Na Tabela 12 estão apresentadas as variáveis quantificadas no esgoto afluente ao reator R1.II, durante a EOP II.

Tabela 12 – Variáveis quantificadas no esgoto afluyente ao reator R1.II durante a EOP II.

Variáveis (mg·L ⁻¹)	Máximo	Média ± desvio padrão	n
	Mínimo		
Alcalinidade total (CaCO ₃)	263,8	215,1 ± 19,6	22
	176,8		
DQO _t	510,5	308,2 ± 86,4	21
	188,0		
DQO _s	194,0	130,1 ± 32,3	21
	74,2		
N-NTK	49,0	42,2 ± 3,9	19
	35,1		
N-NH ₄ ⁺	37,9	31,5 ± 3,8	19
	23,5		
Fósforo total (P-PO ₄ ³⁻)	5,4	4,4 ± 0,5	22
	3,5		
Ortofósforo (P-PO ₄ ³⁻)	4,1	3,3 ± 0,3	21
	2,9		

Na Tabela 13 estão apresentadas as variáveis quantificadas no esgoto afluyente ao reator R2.II, durante a EOP II.

Tabela 13 – Variáveis quantificadas no esgoto afluyente ao reator R2.II durante a EOP II.

Variáveis (mg·L ⁻¹)	Máximo	Média ± desvio padrão	n
	Mínimo		
Alcalinidade total (CaCO ₃)	234,6	203,8 ± 17,2	20
	164,2		
DQO _t	510,5	311,2 ± 94,1	20
	105,5		
DQO _s	194,0	140,9 ± 30,8	20
	70,8		
N-NTK	46,7	37,8 ± 7,0	18
	16,0		
N-NH ₄ ⁺	35,9	26,9 ± 5,2	19
	11,3		
Fósforo total (P-PO ₄ ³⁻)	5,1	4,2 ± 0,7	19
	2,1		
Ortofósforo (P-PO ₄ ³⁻)	3,8	3,1 ± 0,4	20
	1,6		

Foi observada uma diminuição nos valores médios das variáveis do esgoto afluyente, no período de operação do reator R2.II, com exceção da variável DQO. Provavelmente, essa queda nos valores das variáveis foi causada pelas fortes chuvas ocorridas nos meses de maio, junho e julho de 2016.

Na Tabela 14 estão apresentadas as variáveis quantificadas no esgoto afluyente ao reator R3.II, durante a EOP II.

Tabela 14 – Variáveis quantificadas no esgoto afluyente ao reator R3.II durante a EOP II.

Variáveis (mg·L ⁻¹)	Máximo Mínimo	Média ± desvio padrão	n
Alcalinidade total (CaCO ₃)	263,8 208,1	226,9 ± 14,8	13
DQO _t	461,4 210,5	303,1 ± 85,1	12
DQO _s	147,3 74,2	115,1 ± 20,0	12
N-NTK	49,0 38,5	43,3 ± 3,7	13
N-NH ₄ ⁺	37,9 28,4	33,1 ± 3,0	13
Fósforo total (P-PO ₄ ³⁻)	5,4 3,5	4,4 ± 0,5	13
Ortofosfato (P-PO ₄ ³⁻)	4,1 2,9	3,3 ± 0,4	12

As altas concentrações de DQO_t de 879,8 mg·L⁻¹ e de DQO_s de 561,4 mg·L⁻¹, encontradas no afluyente do reator R1.II (78º dia de operação) e do reator R3.II (36º dia de operação), não foram consideradas nos cálculos da DQO_t e DQO_s médias. Porém, foram utilizadas no cálculo da COV média. Na Tabela 15 estão descritas as cargas orgânicas afluyente aos reatores R1.I e R2.I.

Tabela 15 – Cargas orgânicas afluentes aos reatores R1.II, R2.II e R3.II

COV	Máximo Mínimo	Média ± desvio padrão	n
Reator R1.II			
kgDQO _t ·m ⁻³ ·d ⁻¹	5,0 1,1	1,9 ± 0,9	22
kgDQO _s ·m ⁻³ ·d ⁻¹	3,2 0,4	0,8 ± 0,6	22
kgN-NH ₄ ⁺ ·m ⁻³ ·d ⁻¹	0,2 0,1	0,2 ± 0,0	19
Reator R2.II			
kgDQO _t ·m ⁻³ ·d ⁻¹	2,4 0,5	1,5 ± 0,5	20
kgDQO _s ·m ⁻³ ·d ⁻¹	0,9 0,3	0,7 ± 0,2	20
kgN-NH ₄ ⁺ ·m ⁻³ ·d ⁻¹	0,2 0,1	0,1 ± 0,0	19
Reator R3.II			
kgDQO _t ·m ⁻³ ·d ⁻¹	4,2 1,0	1,6 ± 0,8	13
kgDQO _s ·m ⁻³ ·d ⁻¹	2,7 0,4	0,7 ± 0,6	13
kgN-NH ₄ ⁺ ·m ⁻³ ·d ⁻¹	0,2 0,1	0,2 ± 0,0	13

O maior valor médio da COV, em termos de DQO_t, encontrado neste estudo, foi de 2,3 kg·m⁻³·d⁻¹, durante a operação do reator R2.I. Neste reator não ocorreu formação dos grânulos aeróbios. Porém, a formação dos grânulos aeróbios ocorreu em todos os outros reatores (R1.I, R1.II, R2.II e R3.II) utilizando valores menores de COV, entre 1,5 e 1,9 kgDQO_t·m⁻³·d⁻¹.

Wang et al. (2009) também utilizaram baixa COV (1,05 – 1,68 kgDQO·m⁻³·d⁻¹) para a obtenção de grânulos compactos e grandes (4 – 10 mm). Porém, Abdullah et al. (2013), trabalhando com diferentes COV em três reatores de borosilicato, somente obtiveram grânulos aplicando 2,5 e 3,5 kgDQO_t·m⁻³·d⁻¹ nos reatores. Ou seja, somente obtiveram sucesso na granulação com COV maiores do que os utilizados nesse estudo. Os maiores grânulos formados durante a pesquisa de Yang et al. (2004) foram observados

pelos autores quando utilizaram uma COV acima de $3,0 \text{ kgDQO}_t \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Todos os autores citados acima utilizaram esgoto sintético na alimentação dos reatores.

5.2 Desenvolvimento da biomassa

O desenvolvimento da biomassa foi acompanhado pela análise de sólidos suspensos e do índice volumétrico do lodo. Essas análises foram realizadas com o licor misto (LM) dos reatores.

5.2.1 Desenvolvimento da biomassa no reator R1.I – $T_v = 59\%$

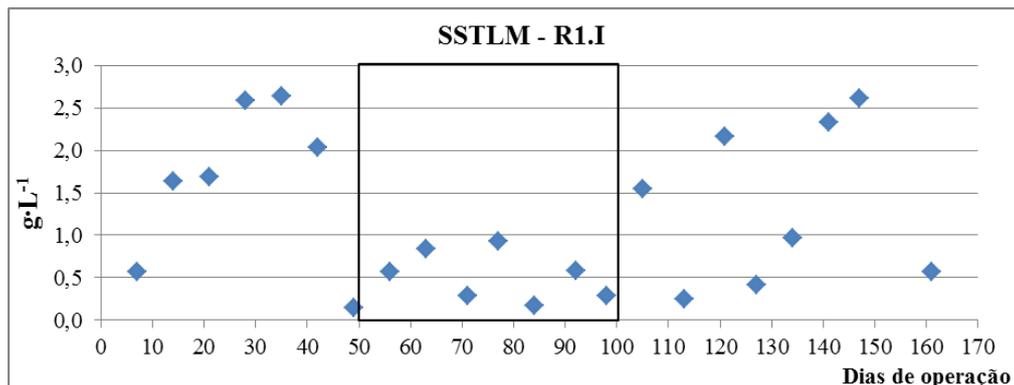
Os sólidos suspensos do licor misto (SSLM), no reator R1.I, aumentaram gradualmente, durante as seis primeiras semanas, atingindo um valor máximo aos 35 dias de operação (20 min de sedimentação). Nesse período, a maior concentração de SSTLM e SSVLM observada foi de $2,6$ e $2,0 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente.

A redução no tempo de sedimentação de 20 para 15 min ocasionou um decréscimo na concentração de SSTLM de apenas $0,6 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$. Decréscimo maior foi verificado por Rosman et al. (2013), quando operaram um RBS com $T_v = 50\%$, inoculando lodo de concentração $5,3 \text{ gSST} \cdot \text{L}^{-1}$ e utilizando um tempo de sedimentação de 15 min. Os autores verificaram uma concentração final de $2,2 \text{ gSSTLM} \cdot \text{L}^{-1}$, durante os primeiros 15 dias de operação, ou seja, um decréscimo de $3,1 \text{ gSSTLM} \cdot \text{L}^{-1}$.

A redução no tempo de sedimentação de 15 para 10 min (7ª semana de operação) acarretou considerável perda de sólidos. Ou seja, o valor da concentração de SSTLM decresceu de $2,0$ para $0,1 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$. Akaboci (2013), utilizando como estratégia operacional a redução no tempo de sedimentação, observou o decréscimo na concentração de SST de $2,5$ para $0,8 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ quando reduziu o tempo de sedimentação de 15 para 10 min.

Para um reestabelecimento da biomassa no reator, o tempo de sedimentação foi aumentado de 10 min para 15 min. Durante a permanência desse tempo de sedimentação, surgiram os grânulos aos 71 dias de operação. A Figura 12 mostra as concentrações em $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R1.I.

Figura 12 – Concentrações em $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R1.I. Os dias de operação, com tempo de sedimentação de 15 min, estão limitados dentro do quadrado.



A redução no tempo de sedimentação de 25 para 20 min, após 28 dias de operação, somente, resultou na lavagem do lodo de sedimentação lenta e na redução na idade do lodo de 14,9 para 12,3 dias (35º dia de operação). Porém, a redução no tempo de sedimentação de 15 para 10 min (42º dia de operação) ocasionou uma maior lavagem do lodo e, inevitavelmente, na redução da idade do lodo para 0,5 dias (49º dia de operação). Dessa forma, foi necessário a retomada do tempo de sedimentação de 15 min, para a recuperação da biomassa no reator R1.I.

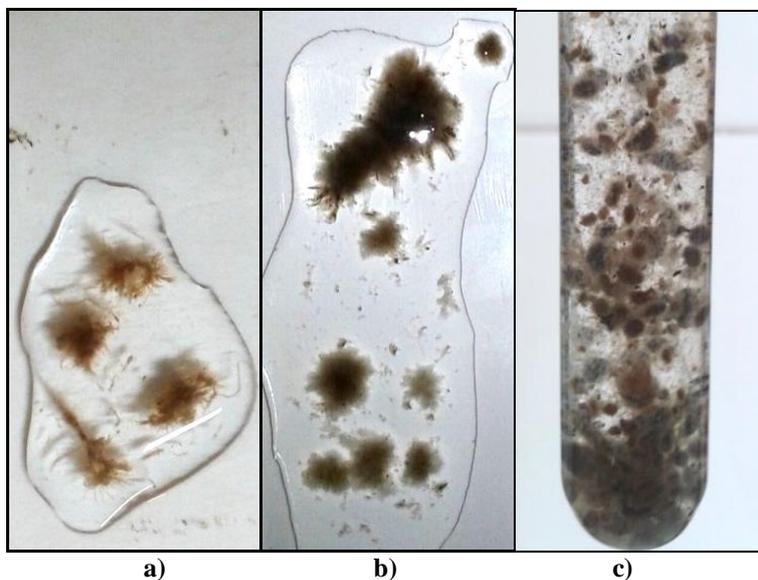
De acordo com Liu e Tay (2008), a relação de $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_5$ maior do que 90% indica a formação de grânulos compactos no reator. Neste estudo, o valor de 90%, foi utilizado para a relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$, devido à dificuldade de medição do volume do licor misto no tempo de 5 min (IVL_5). No reator R1.I, valores acima de 90% de $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$, somente foram observados após 121 dias de operação, quando o tempo de sedimentação já havia sido aumentado para 15 min. A relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ no reator R1.I variou de 63 a 92% durante todo o período estudado.

Os flocos filamentosos predominaram no reator R1.I aos 21 dias de operação. O surgimento de flocos menores e com alguns filamentos foi observado aos 28 dias de operação. Após esse período, aos 42 dias de operação, surgiram alguns grânulos com diâmetros próximos a 150 μm . Após esse período os grânulos aumentaram gradualmente até o surgimento de grânulos maduros e compactos (APÊNDICE A).

Aos 56 dias de operação, a estrutura morfológica da biomassa no reator R1.I era caracterizada por flocos (Figura 13a). Aos 63 dias de operação os flocos estavam mais coesos (Figura 13b). O aparecimento de grânulos maiores e bem estruturados somente foi

observado aos 71 dias de operação (Figura 13c). A Figura 13 mostra imagens do desenvolvimento dos flocos e o surgimento dos grânulos durante a operação do reator R1.I.

Figura 13 – Desenvolvimento da biomassa durante a operação do reator R1.I: flocos (visualizado sobre lâminas) - (a) 56 dias de operação e (b) 63 dias de operação; e grânulos (dentro de um tubo de ensaio) - (c) 71 dias de operação.



Fonte: Próprio autor.

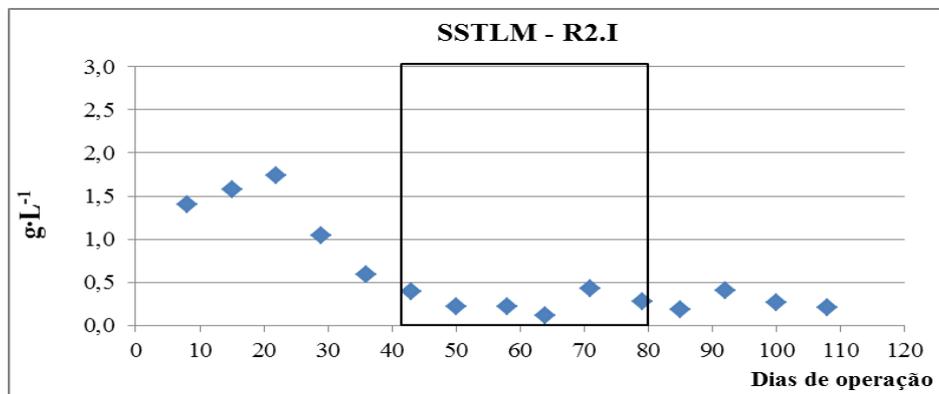
5.2.2 Desenvolvimento da biomassa no reator R2.I – $T_v = 71\%$

A concentração de SSTLM, no reator R2.I, inicialmente, apresentou comportamento semelhante ao do reator R1.I. Na quarta semana de operação, ambos os reatores, alcançaram concentrações de $1,7 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. Porém, as concentrações de SSTLM, no reator R2.I, aumentaram gradualmente, somente durante as três primeiras semanas, atingindo um valor máximo aos 22 dias de operação (30 min de sedimentação). Nesse período, as maiores concentrações de SSTLM e de SSVLM, foram de $1,7$ e de $1,3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente.

A redução no tempo de sedimentação de 30 para 25 min ocasionou uma diminuição gradual da concentração de SSTLM até atingir valores mínimos de $0,1 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ (10ª semana de operação). Ou seja, redução de 94%. Após essa redução, não houve reestabelecimento da biomassa no reator. Durante a permanência do tempo de sedimentação de 15 min

surgiram somente flocos no reator. A Figura 14 mostra as concentrações em $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R2.I.

Figura 14 – Concentrações em $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R2.I. Os dias de operação, com tempo de sedimentação de 15 min, estão limitados dentro do quadrado.



Os valores médios encontrados para a idade do lodo e para a relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$, no reator R2.I, foram de $0,6 \pm 0,3$ ($n = 15$) e de $62 \pm 4\%$ ($n = 6$), respectivamente. Com essas médias indicando pouca biomassa no reator e, ainda, com má sedimentabilidade, somente flocos surgiram no reator.

A análise de IVL_{30} do reator R2.I foi comprometida pela baixa concentração de SSTLM no reator. Ou seja, durante algumas análises de IVL_{30} , o volume de sólidos sedimentados não alcançava a marcação mínima da proveta (50 mL). Portanto, alguns resultados de IVL_{30} não foram obtidos. A relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ no reator R1.I variou de 60 a 67% durante todo o período estudado.

Os flocos filamentosos predominaram o reator R2.I aos 15 dias de operação. O surgimento de flocos menores e com alguns filamentos observou-se aos 29 dias de operação. Porém, flocos maiores e dispersos voltaram a predominar o reator aos 43 dias de operação. Após esse período, flocos coesos coexistiram entre flocos dispersos (APÊNDICE B).

Aos 43 dias de operação, a estrutura morfológica da biomassa no reator R2.I era caracterizada por flocos menos dispersos. Aos 71 dias de operação, essa estrutura se apresentava em flocos mais coesos que não se desenvolveram para forma de grânulos. A Figura 15 mostra imagens da biomassa em flocos (sobre lâminas) aos 43 e 71 dias de operação.

Figura 15 – Biomassa em flocos (sobre lâminas), aos 43 e 71 dias, durante a operação do reator R2.I.



Fonte: Próprio autor.

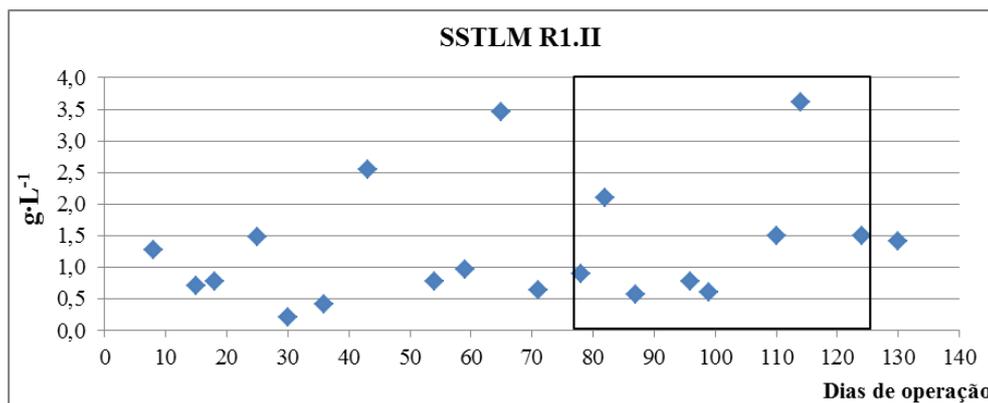
A concentração média de SSTLM mantida dentro do reator R1.I foi 50% maior do que no reator R2.I. Visto que, a troca volumétrica de 71% utilizada no reator R2.I ocasionou a lavagem de lodo do reator.

A baixa idade média do lodo ($0,6 \pm 0,3$ dias) prejudicou a formação de grânulos aeróbios no reator R2.I. A relação máxima de IVL_{30}/IVL_{10} de 67% confirmou a inexistência de grânulos dentro do reator. Os grânulos somente foram desenvolvidos no reator R1.I ($T_v = 59\%$).

5.2.3 Desenvolvimento da biomassa no reator R1.II – $T_v = 71\%$

Aos 68 dias de operação, com o surgimento dos *Aeolosomas sp.*, a concentração de SSTLM no reator R1.II diminuiu. Ou seja, o valor na concentração de SSTLM decresceu de 3,4 para $0,6 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ (71º dia de operação). Durante esse período, surgiram muitos problemas com a bomba que alimentava o reator, dessa forma, o efluente não alcançava o nível da boia. Ou seja, O reator R1.II trabalhava com um volume abaixo do volume útil. Portanto, os *Aeolosomas sp.* não foram lavados do reator, permanecendo por vários dias dentro do reator. Os *Aeolosomas sp* utilizaram como alimento os flocos de lodo em suspensão e a biomassa aderida às paredes. Contudo, os grânulos surgiram aos 78 dias de operação. A Figura 16 mostra as concentrações em $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R1.II.

Figura 16 – Concentrações em $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R1.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.

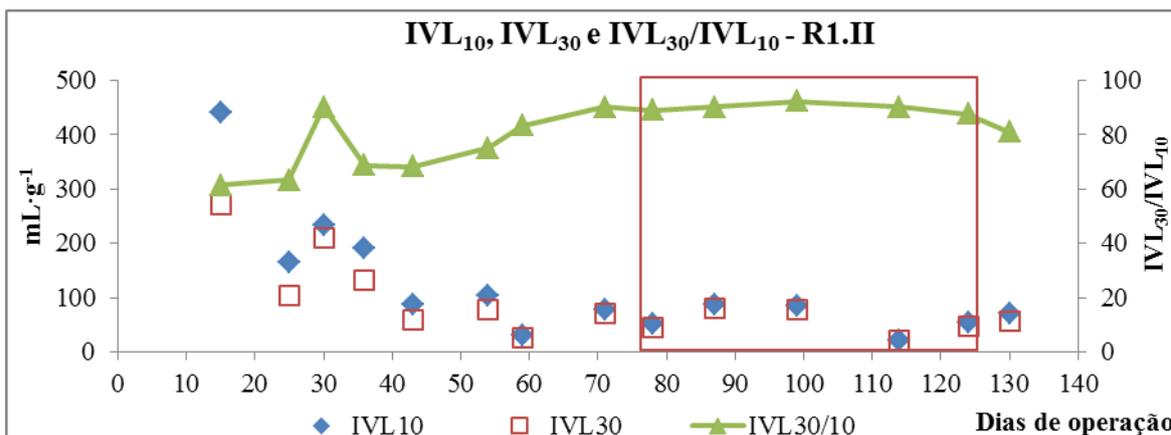


Após cada redução no tempo de sedimentação no reator R1.II, ocorria, inicialmente, quedas na concentração de SSTLM. Após alguns dias, utilizando um mesmo tempo de sedimentação, a concentração de SSTLM aumentava.

A redução no tempo de sedimentação de 30 para 20 min, após 15 dias de operação, somente, resultou na lavagem do lodo de sedimentação lenta e na redução na idade do lodo de 5,7 para 5,5 dias (18º dia de operação). Porém, a redução no tempo de sedimentação de 20 para 10 min acarretou na lavagem do lodo e, inevitavelmente, na redução da idade do lodo para 0,8 dias (30º dia de operação).

A relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ variou entre 61 e 92%, no reator R1.II, durante todo o período estudado. A relação média de $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ foi de 81%. Valores acima dessa relação média ocorreram após os 59 dias de operação e permaneceram até a formação dos grânulos e finalização do experimento. Wagner e Costa (2013), utilizando um reator tipo coluna alimentado com diferentes COV de DQO_s, verificaram que a relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ somente estabilizou em 90% após 140 dias de operação. A Figura 17 mostra os resultados de IVL_{10} , IVL_{30} e a relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ no SSTLM do reator R1.II.

Figura 17 – Resultados de IVL_{10} , IVL_{30} e a relação IVL_{30}/IVL_{10} no SSTLM do reator R1.II.



Os flocos não filamentosos predominaram o reator R1.II aos 21 dias de operação. Após 45 dias de operação, surgiram grânulos com superfícies irregulares e com diâmetros maiores do que 1 mm. Após esse período, os grânulos aumentaram gradualmente até o surgimento de grânulos maduros e compactos (APÊNDICE C).

O aparecimento de grânulos bem estruturados somente foi observado aos 78 dias de operação. Os diâmetros dos grânulos formados variaram entre 1,2 e 3,0 mm. A Figura 18 mostra a imagem do grânulo (sobre lâmina) visualizado durante a operação do reator R1.II.

Figura 18 – Grânulo visualizado em lupa durante a operação do reator R1.II. Diâmetro 1,5 x 2,1 mm.



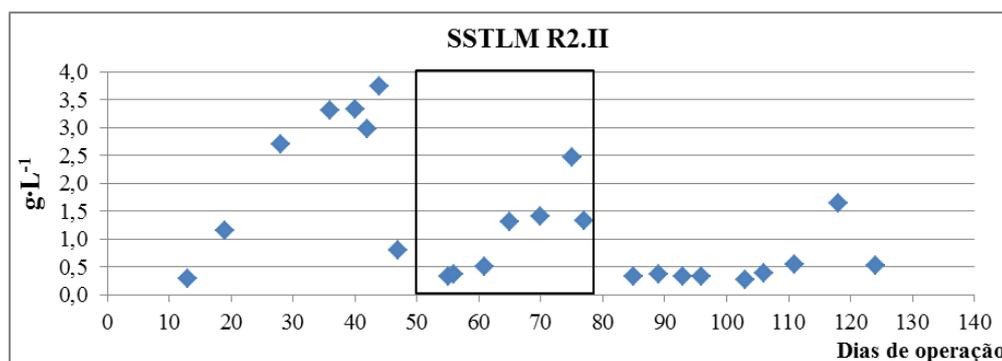
Fonte: Próprio autor.

5.2.4 Desenvolvimento da biomassa no reator R2.II – $T_v = 59\%$

Os sólidos suspensos do LM, no reator R2.II, aumentaram gradualmente, durante as seis primeiras semanas, atingindo um valor máximo com 25 min de sedimentação. Nesse período, a maior concentração de SSTLM e SSVLM, foi de $3,8$ e $2,7$ $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente.

Aos 40 dias de operação surgiram os *Aeolosomas sp.*. Portanto, foi necessário a redução do tempo de sedimentação de 35 para 25 min e de 25 para 10 min em um período de 5 dias. Dessa forma, os *Aeolosomas sp.* foram lavados do reator, juntamente com o efluente tratado. Porém, a redução no tempo de sedimentação de 25 para 10 min acarretou considerável perda de sólidos. Ou seja, o valor na concentração de SSTLM decresceu de $3,8$ para $0,8$ $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$. Entretanto, durante a permanência do tempo de sedimentação de 10 min, surgiram os grânulos aos 51 dias de operação e a biomassa voltou a se estabelecer no reator. A Figura 19 mostra as concentrações em $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R2.II.

Figura 19 – Concentrações em $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R2.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.



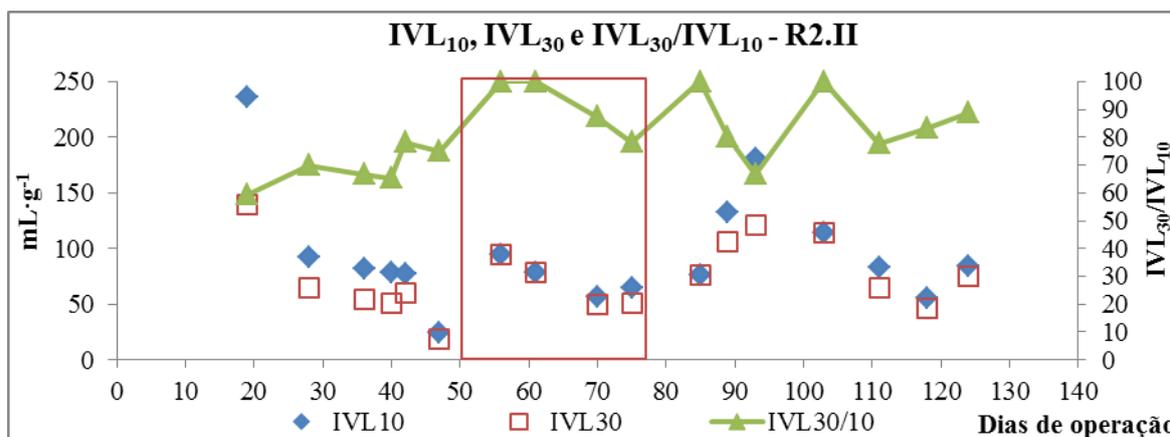
A redução no tempo de sedimentação de 35 min até chegar em 10 min acarretou na lavagem do lodo e, inevitavelmente, a redução da idade do lodo foi de 12 para 1,3 dias (47º dia de operação).

A relação IVL_{30}/IVL_{10} variou entre 59 e 100%, no reator R2.II, durante todo o período estudado. A relação média de IVL_{30}/IVL_{10} foi de 81%. Valores acima dessa média ocorreram após os 56 dias de operação atingindo 100% durante a granulação.

Muszyński e Miłobędzka (2015), trabalhando com um RBSG e utilizando um tempo de sedimentação inicial de 40 min, que foi decrescido até 6 min, observaram que os primeiros grânulos surgiram quando foi aplicado 12 min de sedimentação. Os autores

observaram que o IVL decresceu de 140 (inóculo) para $30 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$ aos 171 dias de operação. Essa melhora nas propriedades de sedimentação também foi observada nesse estudo durante a operação do reator R2.II. Observou-se o decréscimo do IVL_{30} de 140 para $18 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$ entre o 19º e 47º dia de operação. A Figura 20 mostra os resultados de IVL_{10} , IVL_{30} e a relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ no SSTLM do reator R2.II.

Figura 20 – Resultados de IVL_{10} , IVL_{30} e a relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ no SSTLM do reator R2.II.



Os flocos dispersos predominaram o reator R2.II aos 19 dias de operação. Aos 47 dias de operação os flocos apresentavam-se mais coesos. Após esse período, os grânulos aumentaram gradualmente até o surgimento de grânulos maduros e compactos (APÊNDICE D).

O aparecimento de grânulos bem estruturados somente foi observado aos 51 dias de operação. Os diâmetros dos grânulos formados variaram entre 0,8 e 3,9 mm. Grânulos com diâmetros semelhantes foram encontrados por Bao et al. (2009), trabalhando com um RBS e variando o tempo de decantação de 2 a 10 min. Os autores observaram que 80% dos grânulos formados apresentavam diâmetros entre 1,0 e 4,0 mm. A Figura 21 mostra os grânulos em cápsula de porcelana visualizado em lupa durante a operação do reator R2.II.

Figura 21 – Grânulos visualizados em lupa durante a operação do reator R2.II.

Diâmetros entre 0,8 e 3,9 mm.



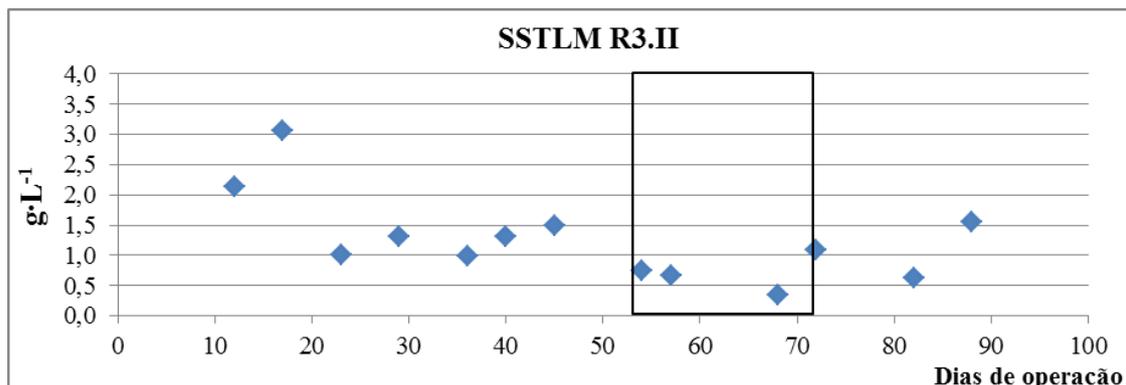
Fonte: Próprio autor.

5.2.5 Desenvolvimento da biomassa no reator R3.II – $T_v = 59\%$

Os sólidos suspensos do LM, no reator R3.II, aumentaram gradualmente, durante as três primeiras semanas, atingindo um valor máximo com 30 min de sedimentação. Nesse período, a maior concentração de SSTLM e SSVLM, foi de 3,1 e 2,2 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente.

A redução no tempo de sedimentação de 30 para 20 min acarretou considerável perda de sólidos. Ou seja, o valor da concentração de SSTLM decresceu de 3,1 para 1,0 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$. Porém, a redução no tempo de sedimentação de 20 para 10 min não ocasionou grandes perdas. Durante a permanência desse tempo de sedimentação (10 min), surgiram os grânulos aos 53 dias de operação. A Figura 22 mostra as concentrações em $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R2.II.

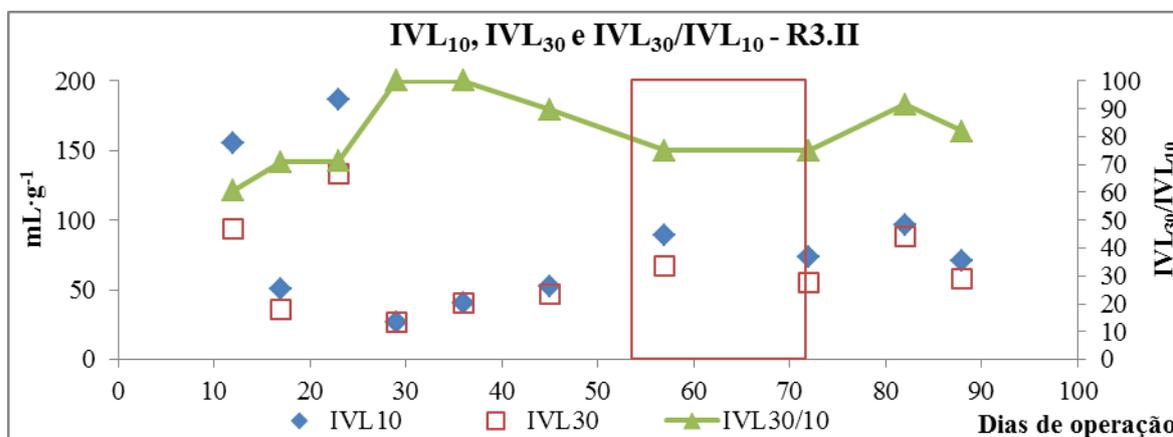
Figura 22 – Concentrações em $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ de SSTLM no reator R3.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.



A redução no tempo de sedimentação de 40 para 30 min, após 12 dias de operação, somente resultou na lavagem do lodo de sedimentação lenta, dessa forma a idade do lodo permanecia em 13,6 dias. Porém, a redução no tempo de sedimentação de 30 para 20 min acarretou na lavagem do lodo e, inevitavelmente, na redução da idade do lodo para 2,8 dias (23º dia de operação).

O valor de $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ variou entre 61 e 100%, no reator R3.II, durante todo o período estudado. A relação média de $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ foi de 82%. Valores acima dessa média ocorreram após os 29 dias de operação. Os mesmos valores mínimos e máximos de $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ também foram encontrados por Coma et al. (2012) trabalhando com RBS inoculado com 90% de lodo floculento e 10% de lodo granular triturado. A Figura 23 mostra os resultados de IVL_{10} , IVL_{30} e a relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ no SSTLM do reator R3.II.

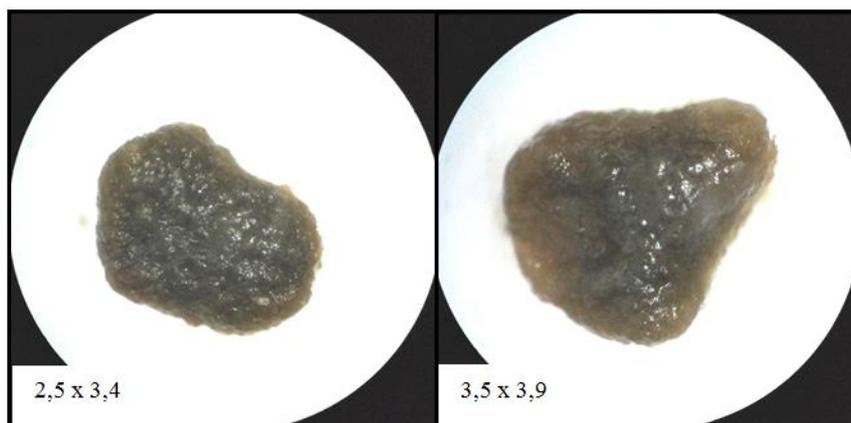
Figura 23 – Resultados de IVL_{10} , IVL_{30} e a relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ no SSTLM do reator R3.II.



Os flocos dispersos predominaram o reator R3.II aos 19 dias de operação. Aos 36 dias de operação, os flocos apresentavam-se mais coesos. Após esse período, os grânulos aumentaram gradualmente até o surgimento de grânulos maduros e compactos (APÊNDICE E).

O aparecimento de grânulos bem estruturados somente foi observado aos 53 dias de operação. Os diâmetros dos grânulos formados variaram entre 1,9 e 4,0 mm. A Figura 24 mostra a imagem dos grânulos (sobre lâminas) visualizados durante a operação do reator R3.II.

Figura 24 – Grânulos visualizados em lupa durante a operação do reator R3.II.
Grânulos medidos em mm.



Fonte: Próprio autor.

A grande quantidade de sólidos decantáveis durante a operação do reator R3.II, originário do esgoto afluente, dificultou o registro do momento inicial da granulação. Pois, sementes, cascas de frutas e de vegetais, partículas de isopor, partes de insetos entre outros detritos estavam envolvidos por uma camada de biomassa assemelhando-se aos grânulos. Portanto, a ocorrência da granulação antes dos 53 dias de operação não seria descartada. A Figura 25 mostra os grânulos desenvolvidos em meio aos sólidos decantáveis.

Figura 25 – Grânulos desenvolvidos em meio aos sólidos decantáveis do afluente.



Fonte: Próprio autor.

O surgimento dos grânulos, durante a EOP I e a EOP II, ocorreu entre 50 e 80 dias de operação nos reatores R1.I, R1.II, R2.II e R3.II. Pesquisas sobre o uso de RBS, utilizando esgoto real, mostram que o processo para a obtenção de grânulos maduros demandam mais tempo. Liu et al. (2010), trabalhando com RBSG alimentado com esgoto municipal, observou grânulos entre flocos dispersos aos 300 dias de operação. Os autores observaram granulação completa somente após 400 dias.

Os grânulos formados durante a operação dos reatores R2.II e R3.II alcançaram 4,0 mm de diâmetro. Akaboci (2013), utilizando um RBSG inoculado com lodo ativado e tratando esgoto real, registrou grânulos com diâmetros próximos a 4 mm, aos 50 dias de operação.

As concentrações médias de SSTLM mantidas nos reatores R1.II, R2.II e R3.II foram de $1,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Os grânulos aeróbios foram formados nos reatores R1.II, R2.II e R3.II. Os grânulos desenvolvidos eram heterogêneos quanto à forma e tamanho, porém possuíam as mesmas características de sedimentabilidade. Ou seja, a relação média de $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ foi de 81% nos três reatores.

5.3 Remoção de matéria orgânica

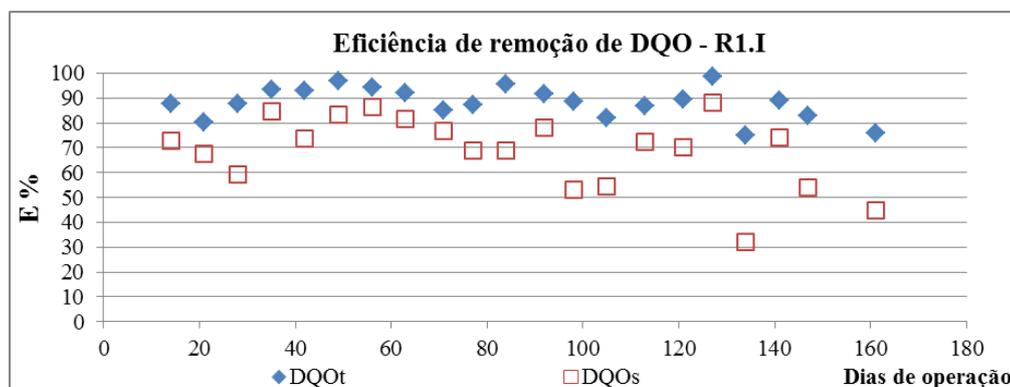
A remoção de matéria orgânica foi acompanhada por meio do monitoramento dos parâmetros DQO total (DQO_t) e DQO solúvel (DQO_s). As eficiências de remoção de DQO total foram calculadas utilizando a concentração de DQO_t do afluente menos a

concentração da DQO_s do efluente. As eficiências de remoção de DQO solúvel foram calculadas utilizando a concentração de DQO_s do afluente menos a concentração da DQO_s do efluente.

5.3.1 Remoção de matéria orgânica no reator R1.I – $T_v = 59\%$

As eficiências médias de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R1.I, foram de $88 \pm 6\%$ ($n = 21$) e de $69 \pm 15\%$ ($n = 21$), respectivamente. Após cada decréscimo no tempo de sedimentação, foi observada uma queda gradual na eficiência de remoção de DQO_t e DQO_s . Porém, durante o período com um mesmo tempo de sedimentação, as eficiências voltavam a aumentar. As eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R1.I, estão apresentadas na Figura 26.

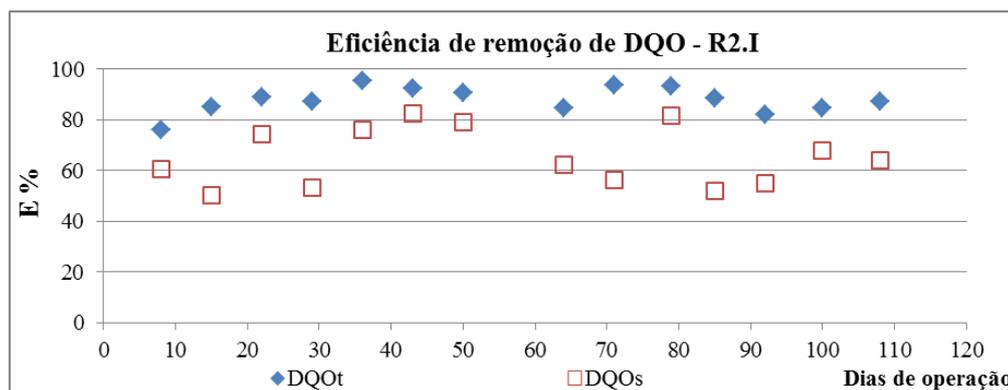
Figura 26 – Eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R1.I.



5.3.2 Remoção de matéria orgânica no reator R2.I – $T_v = 71\%$

As eficiências médias de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R2.I, foram de $88 \pm 5\%$ ($n = 14$) e de $65 \pm 12\%$ ($n = 14$), respectivamente. Após cada decréscimo no tempo de sedimentação, foi observada uma queda gradual na eficiência de remoção de DQO_t e DQO_s . Porém, durante o período com um mesmo tempo de sedimentação, as eficiências voltaram a aumentar. As eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R2.I, estão apresentadas na Figura 27.

Figura 27 – Eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s, no reator R2.I.

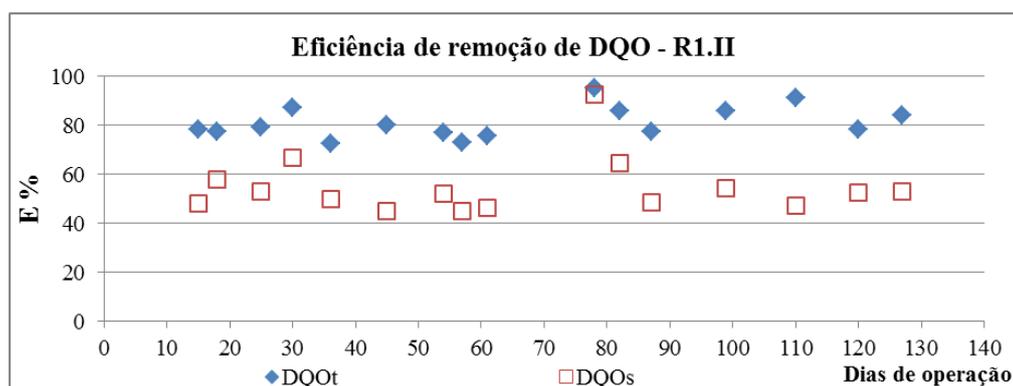


As eficiências médias de remoção de DQO_t, nos reatores R1.I e R2.I, foram de 88% para ambos os reatores. Com relação às eficiências médias de remoção de DQO_s, foi verificada uma diferença entre os valores, porém a diferença não foi estatisticamente significativa, ao nível de 95%. Portanto, a remoção de DQO no R2.I não foi comprometida com a lavagem de lodo do reator.

5.3.3 Remoção de matéria orgânica no reator R1.II – T_v = 71%

As eficiências médias de remoção de DQO_t e DQO_s, no reator R1.II, foram de $81 \pm 7\%$ ($n = 16$) e de $55 \pm 12\%$ ($n = 16$), respectivamente. Após cada decréscimo no tempo de sedimentação, foi observada uma queda gradual na eficiência de remoção de DQO_t e DQO_s. Porém, durante o período com um mesmo tempo de sedimentação, as eficiências voltaram a aumentar. As eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s, no reator R1.II, estão apresentadas na Figura 28.

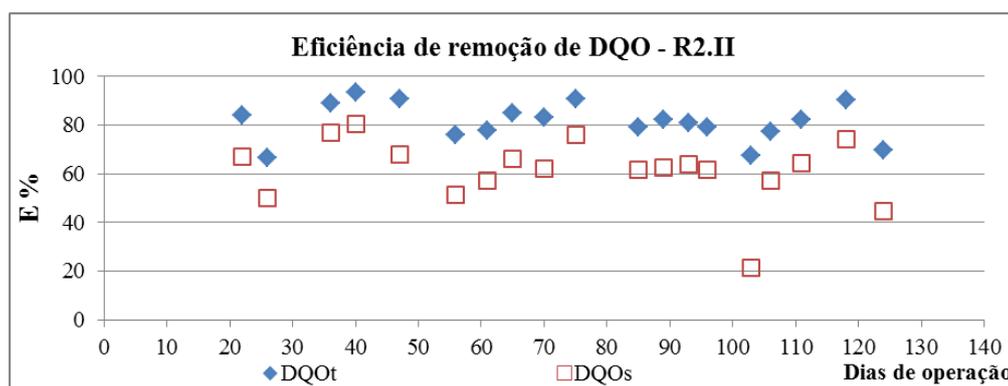
Figura 28 – Eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s, no reator R1.II.



5.3.4 Remoção de matéria orgânica no reator R2.II – $T_v = 59\%$

As eficiências médias de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R2.II, foram de $81 \pm 8\%$ ($n = 19$) e de $61 \pm 13\%$ ($n = 19$), respectivamente. Após cada decréscimo no tempo de sedimentação, foi observada uma queda gradual na eficiência de remoção de DQO_t e DQO_s . Porém, durante o período com um mesmo tempo de sedimentação, as eficiências voltavam a aumentar. As eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R2.II, estão apresentadas na Figura 29.

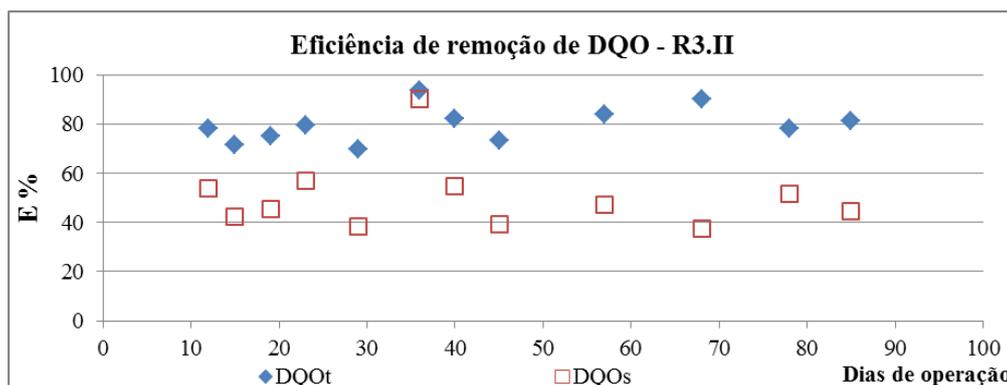
Figura 29 – Eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R2.II.



5.3.5 Remoção de matéria orgânica no reator R3.II – $T_v = 59\%$

As eficiências médias de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R3.II, foram de $80 \pm 7\%$ ($n = 12$) e de $50 \pm 14\%$ ($n = 12$), respectivamente. Após cada decréscimo no tempo de sedimentação, foi observada uma queda gradual na eficiência de remoção de DQO_t e DQO_s . Li et al. (2012) também observaram uma instabilidade na remoção de DQO quando utilizaram um RBSG com decréscimo diário no tempo de sedimentação. Porém, durante o período com um mesmo tempo de sedimentação, as eficiências voltavam a aumentar. As eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R3.II, estão apresentadas na Figura 30.

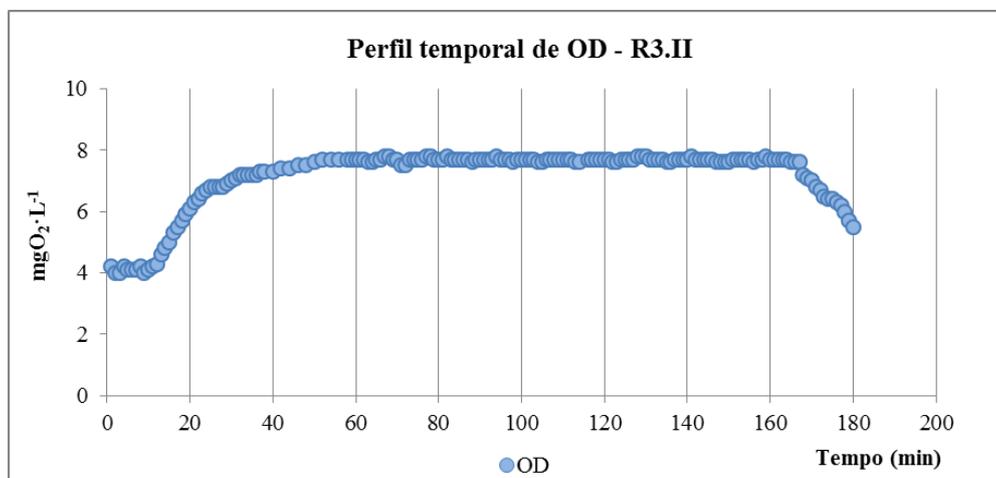
Figura 30 – Eficiências de remoção de DQO_t e DQO_s , no reator R3.II.



As eficiências médias de remoção de DQO_t , nos reatores R1.II, R2.II e R3.II foram de 81, 81 e 80%, respectivamente. Com relação às eficiências médias de remoção de DQO_s , foi verificada uma pequena diferença entre os valores, porém a diferença não foi estatisticamente significativa, ao nível de 95%.

Aos 45 dias de operação do reator R3.II, foi realizado um perfil temporal de OD dentro do reator, durante 3 h de ciclo. A concentração de SSTLM, dentro do reator, era de $1,5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. No início do ciclo, fase de aeração do reator, o LM estava com uma concentração de $4,2 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, que permaneceu até os primeiros 12 min do ciclo. Em seguida, o oxigênio aumentou gradualmente até os primeiros 50 min do ciclo e, em seguida, estabilizou em $7,7 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$. A Figura 31 apresenta o perfil temporal de OD aos 45 dias de operação do reator R3.II.

Figura 31 – Perfil temporal de OD aos 45 dias de operação do R3.II.



O comportamento de OD (Figura 31) apresentado acima, também foi verificado por Chen et al. (2008) quando os autores utilizaram 225 min de aeração em um RBS tipo coluna. Os autores observaram a saturação de OD antes da primeira hora de ciclo quando aplicaram COV de 6,0 e de 9,0 $\text{kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. Xavier et al. (2007), estudando o perfil temporal de um ciclo de 3 h em um RBSG, verificou a completa oxidação de N-NH_4^+ e significativa oxidação do acetato durante a primeira hora de ciclo.

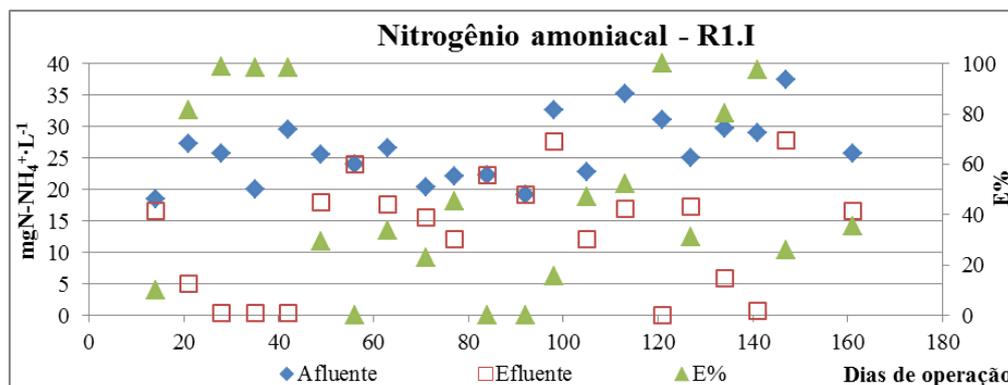
5.4 Remoção de nitrogênio amoniacal

5.4.1 Remoção de nitrogênio amoniacal no reator R1.I – $T_v = 59\%$

A eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal (N-NH_4^+), no reator R1.I, atingiu valores próximos a 100% durante a quarta, quinta e sexta semana de operação. Ou seja, a remoção resultou em concentrações efluentes de 0,3 e 0,4 $\text{mgN-NH}_4^+\cdot\text{L}^{-1}$. Após a redução do tempo de sedimentação de 15 para 10 min as eficiências diminuíram. Com o aumento do tempo de sedimentação de 10 para 15 min, as eficiências de remoção voltaram a aumentar alcançando 100% de remoção aos 121 dias de operação.

A eficiência média de remoção de N-NH_4^+ , no reator R1.I, foi de $56 \pm 33\%$ ($n = 18$), durante todo o experimento. As concentrações afluente e efluente e as eficiências de N-NH_4^+ , no reator R1.I, estão apresentadas na Figura 32.

Figura 32 – Concentrações afluente e efluente e as eficiências de N-NH_4^+ , no reator R1.I.

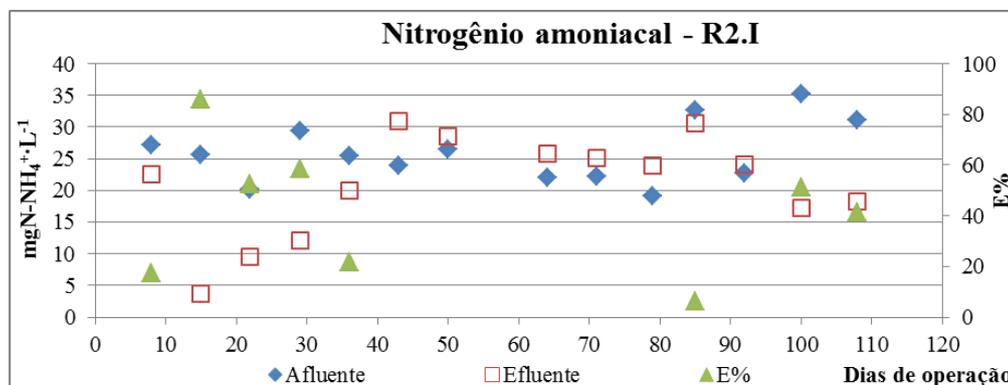


5.4.2 Remoção de nitrogênio amoniacal no reator R2.I – $T_v = 71\%$

A eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal ($N-NH_4^+$), no reator R2.I, atingiu um valor máximo de 86% na segunda semana de operação. Após a redução do tempo de sedimentação de 35 para 20 min, as eficiências diminuíram gradualmente e, após a redução de 20 para 15 min, não houve nenhuma remoção de amônia durante seis coletas das nove últimas coletas realizadas.

A eficiência média de remoção de $N-NH_4^+$, no reator R2.I, foi de $42 \pm 26\%$ ($n = 8$). Esta eficiência média foi calculada considerando somente os dias de operação que ocorreram remoção da amônia. Pois, no total de 14 coletas realizadas, em 06 coletas não houve redução no valor da concentração de amônia. As concentrações afluente e efluente e as eficiências de $N-NH_4^+$, no reator R2.I, estão apresentadas na Figura 33.

Figura 33 – Concentrações afluente e efluente e as eficiências de $N-NH_4^+$, no reator R2.I.



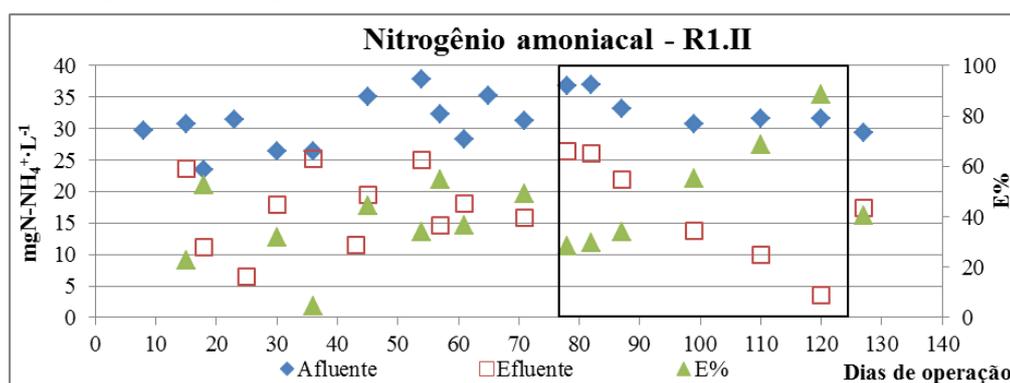
A eficiência média de remoção de $N-NH_4^+$, no reator R1.I, foi 25% maior do que no R2.I.

5.4.3 Remoção de nitrogênio amoniacal no reator R1.II – $T_v = 71\%$

As eficiências de remoção de $N-NH_4^+$ oscilaram com a redução do tempo de sedimentação de 40 para 10 min. Porém, durante o período da aplicação dos tempos de sedimentação de 8 min e, em seguida, de 10 min de sedimentação, as eficiências aumentaram gradualmente atingindo 89% de remoção aos 120 dias de operação. O crescente aumento na eficiência de remoção de $N-NH_4^+$ ocorreu após o surgimento e a permanência dos grânulos.

A eficiência média de remoção de N-NH_4^+ , no reator R1.II, foi de $42 \pm 20\%$ ($n = 16$), durante todo o experimento. Sun et al. (2012), trabalhando com dois RBS, observaram que a aplicação do baixo tempo de sedimentação de 10 min ocasionou um decréscimo nos SSLM de 3,5 para $0,8 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ em um dos reatores. Os autores registraram uma redução na eficiência de oxidação de N-NH_4^+ para valores menores do que 40%. As concentrações afluente e efluente e as eficiências de N-NH_4^+ , no reator R1.II, estão apresentadas na Figura 34.

Figura 34 – Concentrações afluente e efluente e as eficiências de N-NH_4^+ , no reator R1.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.



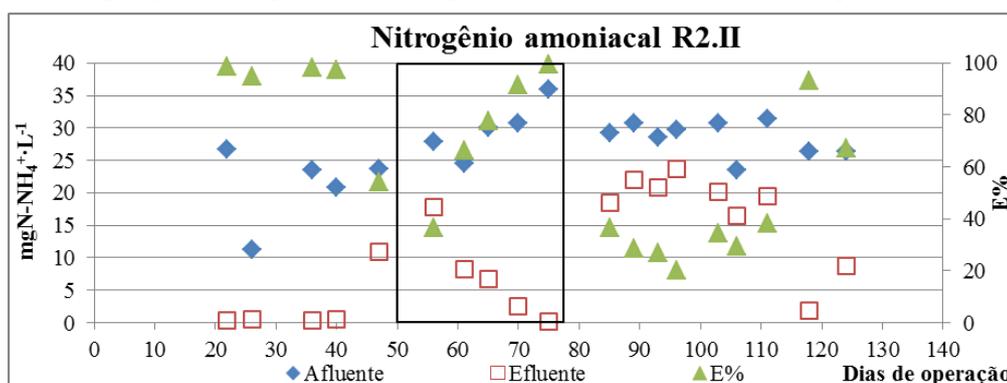
5.4.4 Remoção de nitrogênio amoniacal no reator R2.II – $T_v = 59\%$

As eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal (N-NH_4^+), no reator R2.II, atingiram valores próximos a 100%, entre a terceira e sexta semana de operação. Ou seja, a remoção resultou em concentrações efluentes de 0,4 e $0,6 \text{ mgN-NH}_4^+\cdot\text{L}^{-1}$. Aos 40 dias de operação surgiram os *Aeolosomas sp.*. Portanto, foi necessário a redução do tempo de sedimentação de 35 para 25 min e de 25 para 10 min em um período de 5 dias para que os *Aeolosomas sp.* fossem lavados do reator. Dessa forma, a biomassa também foi lavada e a eficiência de remoção de N-NH_4^+ diminuiu. Contudo, durante a permanência do tempo de 10 min de sedimentação, as eficiências aumentaram gradualmente atingindo 100% de remoção (75º dia de operação). Esse período coincidiu com o surgiram dos grânulos aos 51 dias de operação.

A eficiência média de remoção de N-NH_4^+ , no reator R2.II, foi de $63 \pm 30\%$ ($n = 19$), durante todo o experimento. Wagner e Costa (2013), aplicando uma concentração

média de $83 \pm 5 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$, durante a segunda etapa de operação de um RBS tipo coluna, obtiveram $69 \pm 19\%$ de remoção média de N-NH_4^+ . Vale ressaltar, que o valor da concentração média de SSV, no RBS operado pelos autores, tinha o mesmo valor de SST encontrado no reator R2.II ($1,3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$). As concentrações afluente e efluente e as eficiências de N-NH_4^+ , no reator R2.II, estão apresentadas na Figura 35.

Figura 35 – Concentrações afluente e efluente e as eficiências de N-NH_4^+ , no reator R2.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.

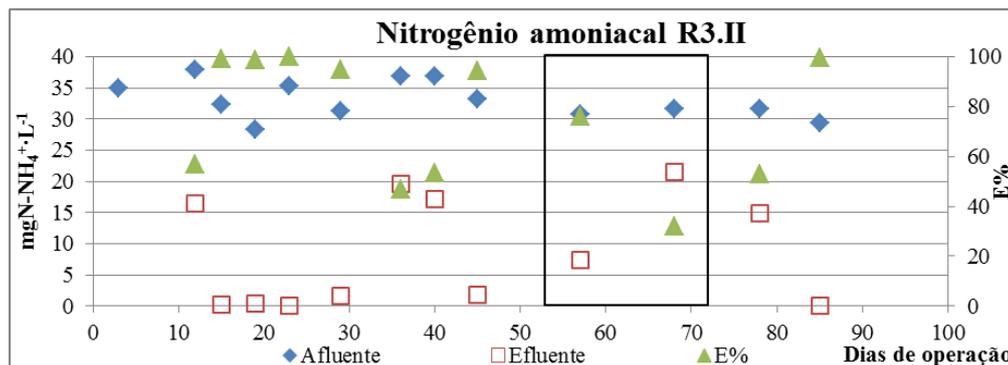


5.4.5 Remoção de nitrogênio amoniacal no reator R3.II – $T_v = 59\%$

As eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal (N-NH_4^+), no reator R3.II, foram de 95 a 100%, entre a segunda e a quarta semana de operação. Ou seja, a remoção resultou em concentrações efluentes de 0,3, 0,4, 0,0 e $1,6 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$. A eficiência de remoção diminuiu com a redução do tempo de sedimentação de 20 para 10 min. Durante o tempo de sedimentação de 10 min, surgiram os grânulos aos 53 dias de operação.

A eficiência média de remoção de N-NH_4^+ , no reator R3.II, foi de $75 \pm 25\%$ ($n = 12$), durante todo o experimento. As concentrações afluente e efluente e as eficiências de N-NH_4^+ , no reator R3.II, estão apresentadas na Figura 36.

Figura 36 – Concentrações afluente e efluente e as eficiências de N-NH_4^+ , no reator R3.II. Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.



5.5 Remoção de fósforo

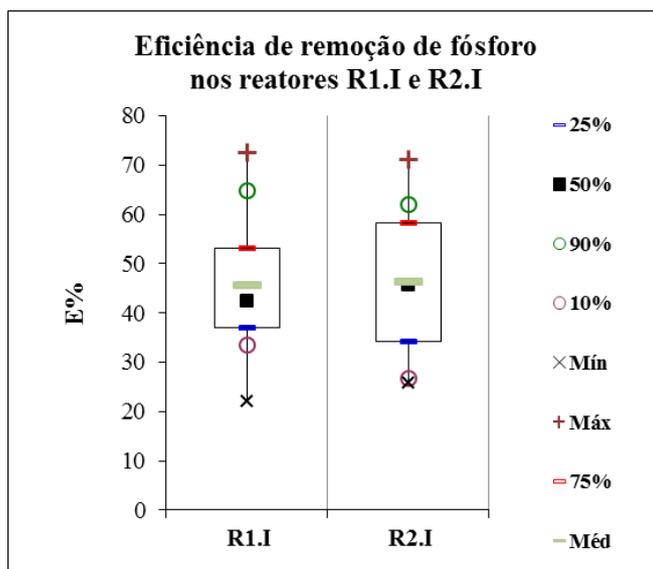
Na avaliação da remoção de fósforo dos reatores, a eficiência foi calculada subtraindo dos valores de concentrações de fósforo total afluente os valores de concentrações de ortofosfato efluente. O valor da concentração de fósforo total efluente não foi considerado na remoção de fósforo, por conter biomassa em sua fração particulada. Dessa forma, os valores de eficiência de remoção de fósforo seriam subestimados.

Na avaliação da remoção de ortofosfato, a eficiência foi calculada subtraindo dos valores de concentrações de ortofosfato afluente os valores de concentrações de ortofosfato efluente.

5.5.1 Remoção de fósforo nos reatores R1.I e R2.I – EOP I

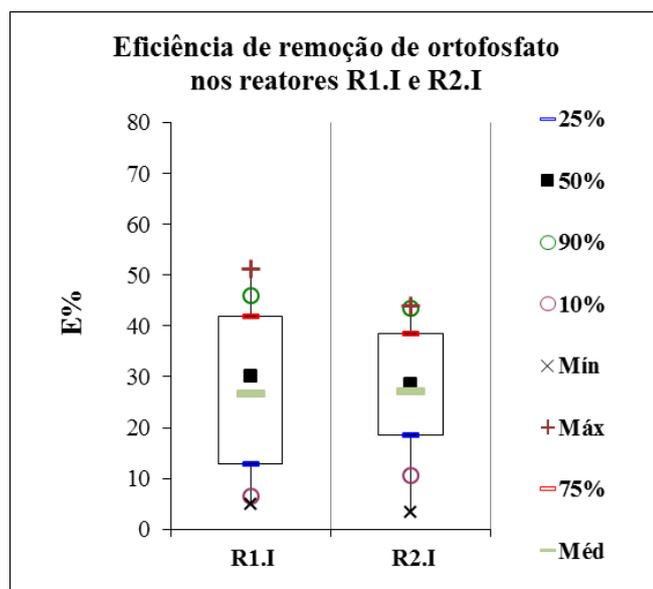
As eficiências médias de remoção de fósforo, nos reatores R1,I e R2,I, foram de 46 %, para ambos os reatores. Não foi observada diferença significativa entre os reatores, ao nível de confiança de 95%. A Figura 37 mostra as eficiências de remoção de fósforo nos reatores R1.I e R2.I, durante a EOP I.

Figura 37 – Eficiências de remoção de fósforo, nos reatores R1.I e R2.I, durante a EOP I.



As eficiências médias de remoção de ortofosfato, nos reatores R1.I e R2.I, foram de 27%, para ambos os reatores. Não foi observada diferença significativa entre os reatores, ao nível de confiança de 95%. A Figura 38 mostra as eficiências de remoção de ortofosfato nos reatores R1.I e R2.I, durante a EOP I.

Figura 38 – Eficiências de remoção de ortofosfato, nos reatores R1.I e R2.I, durante a EOP I.



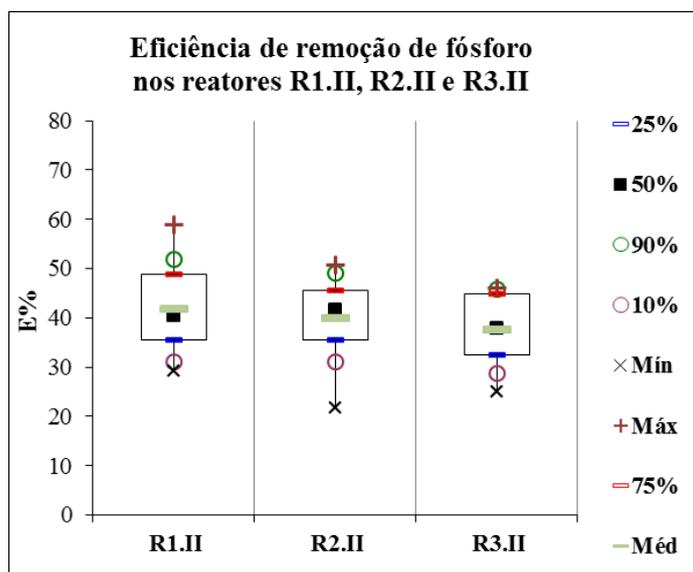
A inexistência de uma fase anaeróbia, durante o ciclo dos reatores R1.I e R2.I, comprometeu a remoção de fósforo avançada em ambos os reatores. A formação dos grânulos no reator R1.I não foi condição suficiente para uma maior remoção de fósforo em

relação ao reator R2.I, onde não houve formação dos grânulos. As eficiências médias de remoção de fósforo e ortofosfato em ambos os reatores foram 46 e 27%, respectivamente.

5.5.2 Remoção de fósforo nos reatores R1.II, R2.II e R3.II – EOP II

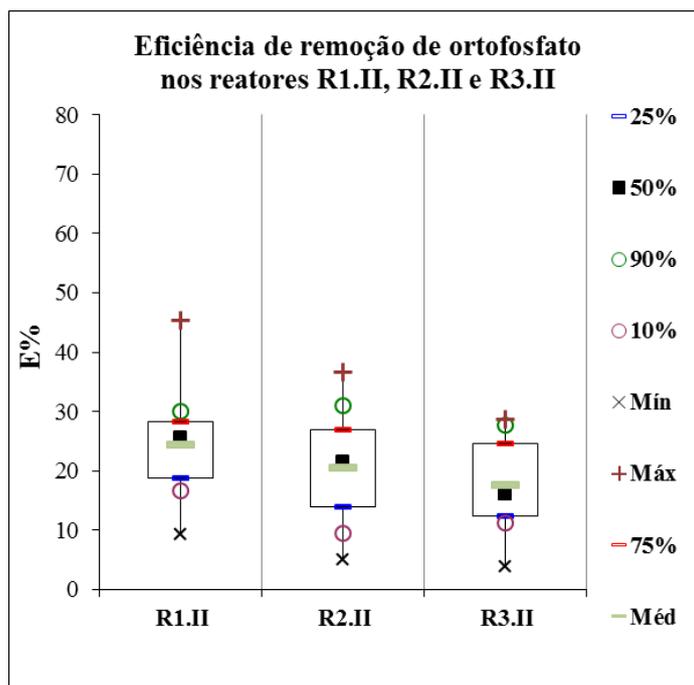
As eficiências médias de remoção de fósforo, nos reatores R1.II, R2.II e R3.II, foram de 42, 40 e 38%, respectivamente. Não foi observada diferença significativa entre os reatores, ao nível de confiança de 95%. A Figura 39 mostra as eficiências de remoção de fósforo nos reatores R1.II, R2.II e R3.II, durante a EOP II.

Figura 39 – Eficiências de remoção de fósforo, nos reatores R1.II, R2.II e R3.II, durante a EOP II.



As eficiências médias de remoção de ortofosfato, nos reatores R1.II, R2.II e R3.II, foram de 25,0, 21,0 e 18,0 mgP-PO₄³⁻, respectivamente. Não foi observada diferença significativa entre os reatores, ao nível de confiança de 95%. A maior eficiência média foi verificada no reator R1.II. Provavelmente, esta maior remoção foi ocasionada pela condição aeróbia-anaeróbia/anóxica nas camadas dos grânulos com maior tempo de permanência no reator. A Figura 40 mostra as eficiências de remoção de ortofosfato nos reatores R1.II, R2.II e R3.II, durante a EOP II.

Figura 40 – Eficiências de remoção de ortofosfato, nos reatores R1.II, R2.II e R3.II, durante a EOP II.



Os reatores operados com uma única reação de aeração, sem alternância com uma reação anaeróbia, aumentou ainda mais a importância da presença da condição aeróbia-anóxica/anaeróbia nos grânulos aeróbios para a remoção de fósforo. A maior eficiência média de remoção de fósforo de 42% foi verificada no reator R1.II, pois os grânulos permaneceram por mais de 40 dias dentro do reator. A menor eficiência média de remoção de fósforo de 38% foi encontrada no reator R3.II, visto que os grânulos permaneceram por menos de 30 dias dentro do reator. Porém, Não foi observada diferença significativa entre os reatores, ao nível de confiança de 95%.

Os valores de eficiência média de remoção de ortofosfato seguiram o mesmo comportamento em relação ao fósforo nos três reatores. A maior eficiência média de remoção de ortofosfato de 25% foi verificada no reator R1.II e a menor eficiência média de remoção de fósforo de 18% foi encontrada no reator R3.II. Entretanto, não foi observada diferença significativa entre os reatores, ao nível de confiança de 95%.

5.6 Teste de respirometria -TCO_E

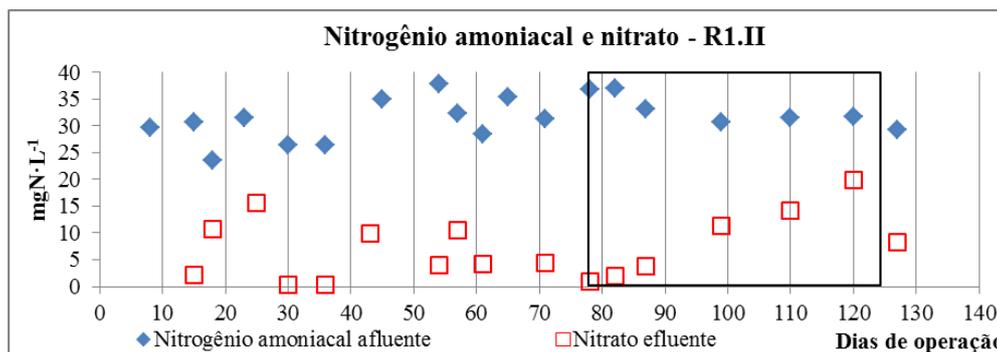
A análise de respirometria foi realizada, durante a EOP II, para caracterizar a atividade da biomassa ativa autotrófica e heterotrófica presente nos reatores R1.II, R2.II e R3.II por meio da TCO_E.

5.6.1 Teste de respirometria no reator R1.II – T_v = 71%

Na etapa de nitrificação, durante a análise de respirometria do LM do reator R1.II, foram observados valores máximos de TCO_A de 18 e 17 mgO₂·gSSVLM⁻¹·h⁻¹ aos 87 e 99 dias de operação, respectivamente. Neste período, os grânulos estavam estabelecidos no reator e a concentração de nitrato alcançou o valor máximo de 19,9 mgN-NO₃⁻. A Figura 41 mostra as concentrações de nitrogênio amoniacal afluente e de nitrato efluente do reator R1.II.

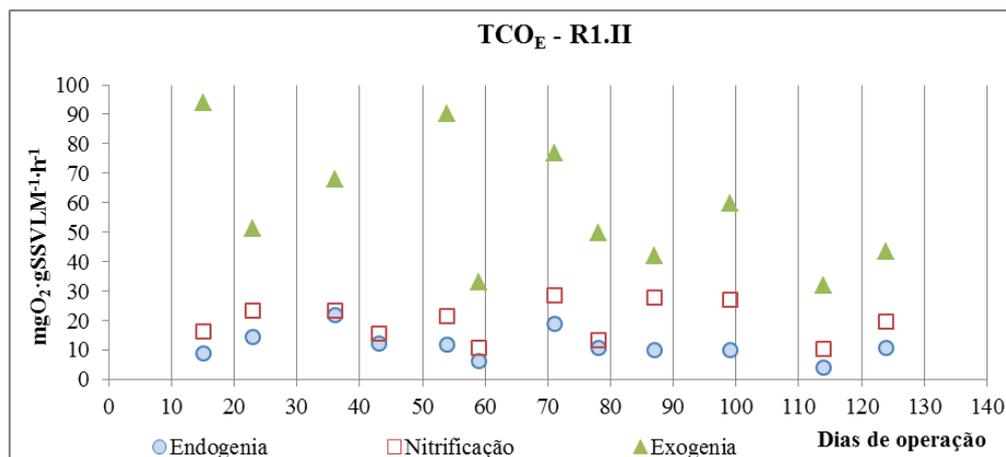
Figura 41 – Concentrações de nitrogênio amoniacal afluente e de nitrato efluente do reator R1.II.

Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.



O aumento gradual da concentração de nitrato sugere o desenvolvimento de um maior número de bactérias nitrificantes. Porém, problemas na aeração do sistema aos 23, 36 e 75 dias de operação resultaram em uma TCO_A variando de 1,3 a 2,7 mgO₂·gSSVLM⁻¹·h⁻¹. A Figura 42 mostra a TCO_E durante o teste de respirometria com o SSVLM do reator R1.II.

Figura 42 – TCO_E durante o teste de respirometria com o LM do reator R1.II.



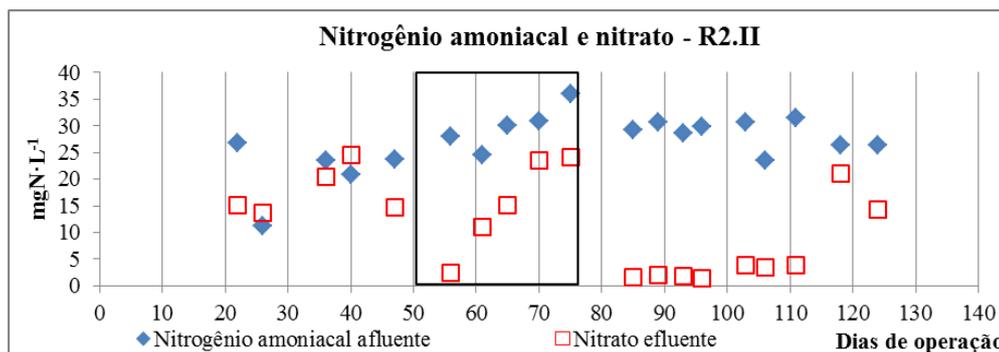
Na etapa da respiração exógena, durante a análise de respirometria do LM do reator R1.II, foram observados valores médios de TCO_H de $58 \pm 22 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSVLM}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$.

5.6.2 Teste de respirometria no reator R2.II – $T_v = 59\%$

Na etapa de nitrificação, durante a análise de respirometria do LM do reator R2.II, foram observados valores máximos de TCO_A de 21 e 19 $\text{mgO}_2 \cdot \text{gSSVLM}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ aos 103 e 124 dias de operação, respectivamente. Porém, antes desse período, os grânulos já estavam formados e a TCO_A permaneceu em 15 $\text{mgO}_2 \cdot \text{gSSVLM}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ durante quatro coletas consecutivas. Este fato resultou em uma crescente concentração de nitrato no reator, durante este período. Portanto, alcançando um valor máximo de 24,0 mgN-NO_3^- . A Figura 43 mostra as concentrações de nitrogênio amoniacal afluente e de nitrato efluente do reator R2.II.

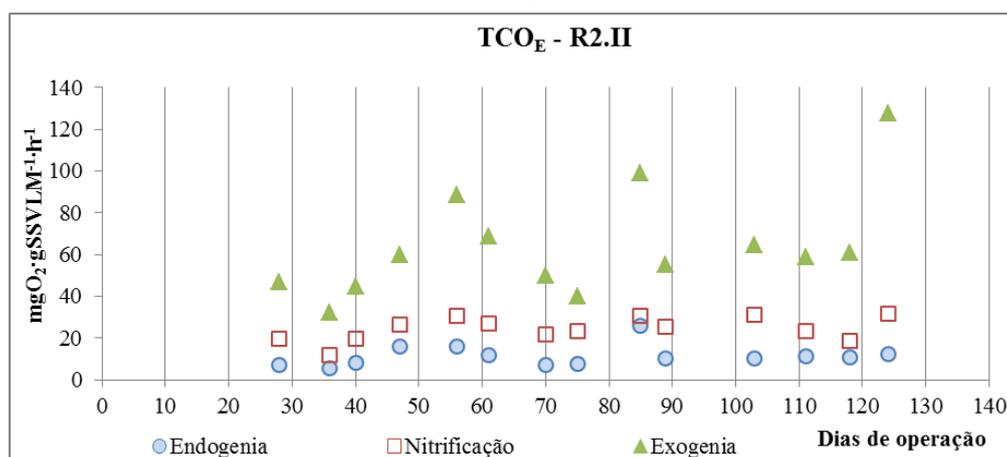
Figura 43 – Concentrações de nitrogênio amoniacal afluente e de nitrato efluente do reator R2.II.

Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.



O aumento gradual da concentração de nitrato sugere o desenvolvimento de um maior número de bactérias nitrificantes. Porém, problemas na aeração do sistema, nos dias de operação 35 e 84 resultaram em uma TCO_A de 6 e 5 $mgO_2 \cdot gSSVLM^{-1} \cdot h^{-1}$ respectivamente. A Figura 44 mostra a TCO_E durante o teste de respirometria com o SSVLM do reator R2.II.

Figura 44 – TCO_E durante o teste de respirometria com o LM do reator R2.II.



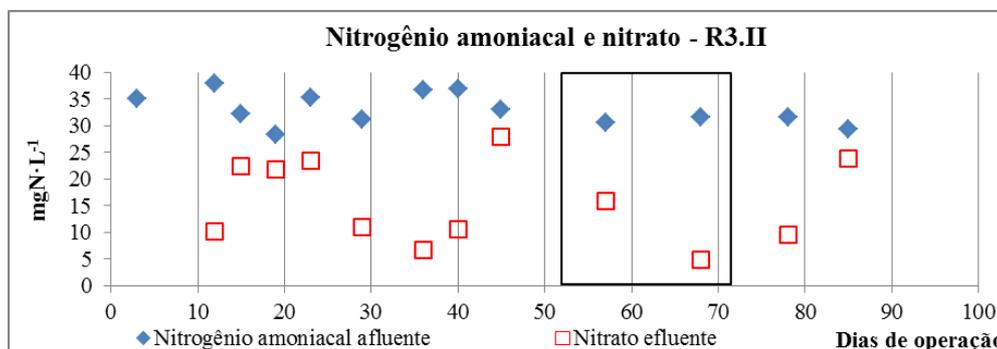
Na etapa da respiração exógena, durante a análise de respirometria do LM do reator R2.II, foram observados valores médios de TCO_H de $64 \pm 26 mgO_2 \cdot gSSVLM^{-1} \cdot h^{-1}$.

5.6.3 Teste de respirometria no reator R3.II – $T_v = 59\%$

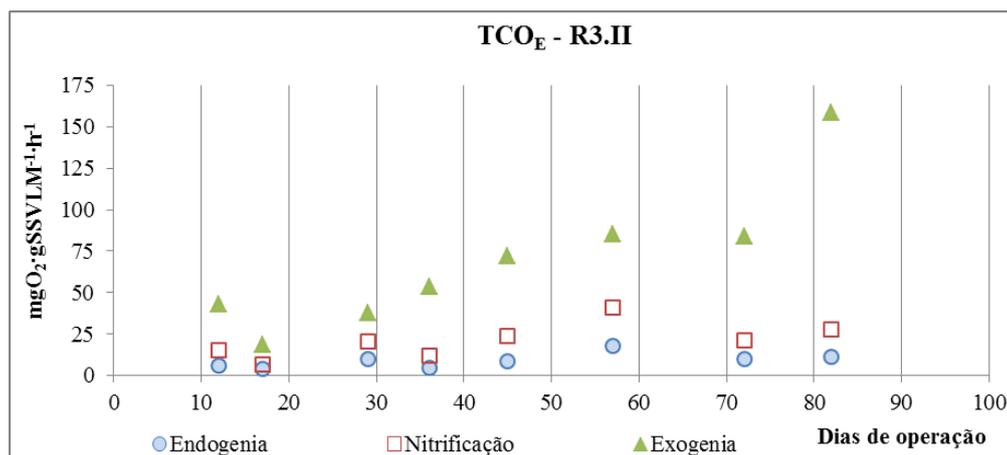
Na etapa de nitrificação, durante a análise de respirometria do SSVLM do reator R3.II, foram observados valores máximos de TCO_A de 23 e 17 $mgO_2 \cdot gSSVLM^{-1} \cdot h^{-1}$ aos 57 e 82 dias de operação, respectivamente. Nesse período, os grânulos já estavam estabelecidos no reator. Porém, o valor máximo de 27,9 $mgN-NO_3^- \cdot L^{-1}$ foi verificado aos 45 dias de operação. De Kreuk et al. (2005c), aerando um RBS com diferentes percentuais de OD, registraram uma concentração de 27,0 $mgN-NO_3^- \cdot L^{-1}$ quando a concentração de OD chegou a saturação (100% = 9,1 $mgO_2 \cdot L^{-1}$). A Figura 45 mostra as concentrações de nitrogênio amoniacal afluente e de nitrato efluente do reator R3.II.

Figura 45 – Concentrações de nitrogênio amoniacal afluente e de nitrato efluente do reator R3.II.

Os dias de operação, com a permanência dos grânulos, estão limitados dentro do quadrado.



O aumento gradual da concentração de nitrato observado entre os dias 36 e 45 e entre os dias 68 e 85 sugere o desenvolvimento de um maior número de bactérias nitrificantes. Este fato é validado pelos valores da TCO_A de 15 e 17 $mgO_2 \cdot gSSVLM^{-1} \cdot h^{-1}$ encontrados aos 45 e 82 dias de operação, respectivamente. Problema na aeração do sistema, aos 17 dias de operação, resultou em uma TCO_A de 2,5 $mgO_2 \cdot gSSVLM^{-1} \cdot h^{-1}$. A Figura 46 mostra a TCO_E durante o teste de respirometria com o SSVLM do reator R3.II.

Figura 46 – TCO_E durante o teste de respirometria com o LM do reator R3.II.

Na etapa da respiração exógena, durante a análise de respirometria do LM do reator R3.II, foram observados valores médios de TCO_H de $69 \pm 43 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSVLM}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$.

6 CONCLUSÕES

O desenvolvimento dos grânulos aeróbios, durante a EOP II, demandou menos tempo nos reatores (R2.II e R3.II) em que foram aplicadas a menor troca volumétrica (59%), ou seja, onde a biomassa foi lavada do reatores em menor proporção. Porém, com a aplicação da troca volumétrica de 71% os grânulos permaneceram no reator R1.II por mais tempo.

A aplicação do maior tempo de sedimentação (55 min) na partida do reator R2.II e o maior intervalo de tempo (2 ou 3 semanas) para o decréscimo dessa sedimentação, não foi um fator decisivo para uma granulação antecipada.

As três diferentes velocidades ascensionais (0,88, 1,06 e 1,41 $\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$) aplicadas aos RBS foram suficientes para formação de grânulos compactos. Porém, os maiores grânulos com diâmetros de até 4,0 mm, foram encontrados nos reatores onde foram aplicadas as menores velocidades ascensionais.

Todos os reatores apresentaram elevada remoção de matéria orgânica e de nitrogênio amoniacal. As eficiências de remoção de DQO_t variaram de 90 a 99% e as eficiências de N-NH_4^+ variaram de 86 a 100%.

Em RBS, é possível o desenvolvimento de grânulos aeróbios, homogêneos e com boa sedimentabilidade, utilizando esgoto doméstico de média à baixa concentração de DQO e sem a adição de fonte externa de carbono.

Os grânulos aeróbios se desenvolveram em um período de 7 (reatores R2.II e R3.II) a 11 (reatores R1.I e R1.II) semanas. Porém, os resultados de IVL sugerem a formação dos grânulos em um período de apenas 4 semanas (reator R3.II). Portanto, as diferentes condições hidrodinâmicas desempenharam um papel crucial no processo de granulação.

REFERÊNCIAS

ABDULLAH, N.; YUZIR, A.; CURTIS, T. P.; YAHYA, A.; UJANG, Z. Characterization of aerobic granular sludge treating high strength agro-based wastewater at different volumetric loadings. **Bioresource Technology**, v. 127, p. 181 – 187, 2013.

ADAV, S. S.; LEE, D. J.; SHOW, K. Y. TAY, J. H. Aerobic granular sludge: recent advances. **Biotechnology Advances**, v.26, p. 411 – 423, 2008a.

ADAV, S. S.; LEE, D. J. Extraction of extracellular polymeric substances from aerobic granule with compact interior structure. **Journal of Hazardous Materials**, v. 154, p. 1120 – 1126, 2008.

ADAV, S. S.; LEE, D. J.; TAY, J. H. Extracellular polymeric substances and structural stability of aerobic granule. **Water Research**, v. 42, p. 1644 – 1650, 2008b.

ADAV, S. S.; LEE, D. J.; SHOW, K. Y. LAY, J. Y. Effects of aeration intensity on formation of phenol-fed aerobic granules and extracellular polymeric substances. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 77, p. 175 – 182, 2007.

AKABOCI, T. R. V. **Tratamento de esgoto sanitário em reator em bateladas sequenciais com grânulos aeróbios: desempenho do processo e modelagem matemática**. 2013. 169 f. Dissertação – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2013.

APHA-AWWA-WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation, Washington, 22th ed., United Book Press: Washington, 2011.

BANDYOPADHPAY, R.; HUMPHREY, A. E.; TAGUCHI, H.. Dynamic measurement of the volumetric oxygen transfer coefficient in fermentation systems. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 9, p. 533 – 544, 1967.

BAO, R.; YU, S.; SHI, W.; ZHANG, X.; WANG, Y. Aerobic granules formation and nutrients removal characteristics in sequencing batch airlift reactor (SBAR) at low temperature. **Journal of Hazardous Materials**, v. 168, p. 1334 – 1340, 2009.

BEUN, J. J.; HENDRISK, A.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; MORGENROTH, E.; WILDERER, P. A.; HEIJNEN, J. J. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor. **Water Research**, v. 33, p. 2283 – 2290, 1999.

BEUN, J. J.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J. Aerobic granulation in sequencing batch airlift reactor. **Water Research**, v. 36, p. 702 – 712, 2002.

CAUDAN, C.; FILALI, A.; LEFEBVRE, D.; ESPÉRANDIO, M.; GIRBAL-NEUHAUSER, E. Extracellular polymeric substances (EPS) from aerobic granular sludges: extraction, fractionation, and anionic properties. **Applied Biochemistry Biotechnology**, v. 166, p. 1685 – 1702, 2012.

CHEN, Y.; JIANG, W.; LIANG, D. T.; TAY, J. H. Structure and stability of aerobic granules cultivated under different shear force in sequencing batch reactors. **Applied Microbiology Biotechnology**, v. 76, p. 1199 – 1208, 2007.

CHEN, Y.; JIANG, W.; LIANG, D. T.; TAY, J. H. Biodegradation and kinetics of aerobic granules under high organic loading rates in sequencing batch reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 79, p. 301 – 308, 2008.

COLLIVER, B. B.; STEPHENSON, T. Production of nitrogen oxide and dinitrogen oxide by autotrophic nitrifiers. **Biotechnology Advances**, v. 18, p. 219 – 232, 2000.

COMA, M.; VERAWATY, M.; PIJUAN, M.; YUAN, Z.; BOND, P. L. Enhancing aerobic granulation for biological nutrient removal from domestic wastewater. **Bioresource Technology**, v. 103, p. 101 – 108, 2012.

CYBIS, L. F. de A.; SANTOS, A. V.; GEHLING, G. R. Eficiência do reator sequencial em batelada (RSB) na remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto doméstico com DQO baixa. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 9, p. 260 – 264, 2004.

DANGCONG, P.; BERNET, N.; DELGENES, J. P.; MOLETTA, R. Aerobic granular – a case report. **Water Research**, v. 33, p. 890 – 893, 1999.

DE KREUK, M. K.; McSWAIN, B. S.; BATHE, S.; TAY, S. T. L.; SCHWARZENBECK, N.; WILDERER, P. A. In: BATHE, S.; DE KREUK, M.; McSWAIN, B.; SCHWARZENBECK, N. Aerobic granular sludge. **Water and Environmental Management series**, IWA Publish, p. 155 – 169, 2005a.

DE KREUK, M. K.; PRONK, M.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Formation of aerobic granules and conversion processes in an aerobic granular sludge reactor at moderate and low temperature. **Water Research**, v. 39, p. 4476 – 4484, 2005b.

DE KREUK, M. K.; HEIJNEN, J. J.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Simultaneous COD, nitrogen, and phosphate removal by aerobic granular sludge. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 90, p. 761 – 769, 2005c

DEVLIN, T. R.; DI BIASE, A.; KOWALSKI, M.; OLESZKIEWICZ, J. A. Granulation of activated sludge under low hydrodynamic shear and different wastewater characteristics. **Bioresource Technology**, v. 224, p. 229 – 235, 2017.

FERREIRA, E. S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2000, Porto Alegre. **Anais...Rio de Janeiro: ABES, 2000. CD-ROM.**

FIGUEROA, L.; SILVERSTEIN, J. The effect of particulate organic matter on biofilm nitrification. **Water Environment Research**, v. 64, p. 728, 1992.

GUO, F.; ZHANG, S. H.; YU, X.; WEI, B. Variations of both bacterial community and extracellular polymers: the inducements of increase of cell hydrophobicity from biofloc to aerobic granule sludge. **Bioresource Technology**, v. 102, p. 6421 – 6428, 2011.

HOFFMANN, H. Caracterização do funcionamento de ETE de tipo lodo ativado via imagem microscópica - estudo na Região da Grande Florianópolis. In: SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 11., 2004, Natal. **Anais...Natal: ABES, 2004. CD-ROM.**

JUNGLES, M.K., FIGUEROA, M., MORALES, N., VAL DEL RÍO, A., 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 & Biotechnology**, 2011.

JUNGLES, M. K.; CAMPOS, J. L.; COSTA, R. H. R. Sequencing batch reactor operation for treating wastewater with aerobic granular sludge. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 31, p. 27 – 33, 2014.

LI, X.; GAO, D.; LIANG, H.; LIU, L.; FU, Y. Phosphorus removal characteristics of granular and flocculent sludge in SBR. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 94, p. 332 – 337, 2012.

LIU, Y.; TAY, J. H. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. **Biotechnology Advances**, v. 22, p. 533 – 563, 2004.

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

LIU, Y. Q.; TAY, J. H. Influence of starvation time on formation and stability of aerobic granules in sequencing batch reactors. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 980 – 985, 2008.

LIU, Y. Q.; MOY, B.; KONG, Y. H.; TAY, J. H. 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**, v. 46, p. 520 – 525, 2010.

McSWAIN STURM, B. S.; IRVINE, R. L. Dissolved oxygen as a key parameter to aerobic granule formation. **Water Science & Technology**, v. 58, p. 781 – 787, 2008.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse**. 4 Ed. New York: McGraw – Hill, 2003.

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**, v. 31, p. 3191 – 3194, 1997.

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**, v. 39, p. 2676 – 2686, 2005.

MUSZYŃSKI, A.; MIŁOBĘDZKA, A. The effects of carbon/phosphorus ratio on polyphosphate and glycogen-accumulating organisms in aerobic granular sludge. **International Journal Environmental Science Technology**, v. 12, p. 3053 – 3060, 2015.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength waste. **Journal Water Pollution Control Federation**, v.58, p. 406 – 411, 1986.

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

SANTOS, A. V. dos; CYBIS, L. F. A.; GEHLING, G. R. Determinação do tempo necessário para oxidação da matéria orgânica facilmente biodegradável em reator sequencial em batelada (RSB) com enchimento estático. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.11, p. 83 – 91, 2006a.

SANTOS, R. C. de O.; FILHO, O. B.; GIORDANO, G. Proposta de um método racional para o dimensionamento de reatores de tratamento de esgotos por lodos ativados em bateladas para remoção de carga orgânica. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.11, p. 153 – 161, 2006b.

SCHWARZENBECK, N.; ERLEY, R.; WILDERER, P. A. Aerobic granular sludge in a SBR-system treating wastewater rich in particulate matter. **Water Science and Technology**, v. 49, p. 41 – 46, 2004.

SUN, F. Y.; YANG, Y. J.; DONG, W. Y.; LI, J. Granulation of nitrifying bacteria in a sequencing batch reactor biological stabilisation of source-separated urine. **Applied Biochemistry Biotechnology**, v. 166, p. 2114 – 2126, 2012.

TAY, J. H.; LIU, Q. S. F.; LIU, Y. Microscopic observation of aerobic granulation in sequencing aerobic sludge blanket reactor. **Journal Applied Microbiology**, v. 91, p. 168 – 175, 2001.

TAY, S. T. L.; JUANOV, V.; YI, S.; ZHUANG, W. Q.; TAY, J. H. Presence of anaerobic Bacterioides in aerobically grown microbial granules. **Microbial Ecology**, v. 44, p. 278 – 285, 2002a.

TAY, J. H.; YANG, S. F.; LIU, Y. Hydraulic selection pressure-induced nitrifying granulation in sequencing batch reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 59, p. 332 – 337, 2002b.

WAGNER, J.; COSTA, R. H. R. da. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor using real domestic wastewater. **Journal of Environmental Engineering**, p. 1391 – 1396, 2013.

WANG, S. G.; GAI, L. H.; ZHAO L. J.; FAN, M. H.; GONG, W. X.; GAO, B. Y.; MA, Y. Aerobic granules for low-strength wastewater treatment: formation, structure, and microbial community. **Journal of Chemical Technology Biotechnology**, v. 84, p. 1015 – 1020, 2009.

WANG, Y.; JIANG, X.; WANG, H.; GUO, G.; GUO, J.; QIN, J.; ZHOU, S. Comparison of performance, microorganism populations, and biophysiochemical properties of granular and flocculent sludge from denitrifying phosphorus removal reactors. **Chemical Engineering Journal**, v. 262, p. 49 – 58, 2015.

WEBER, S. D.; LUDWIG, W.; SCHLEIFER, K. H.; FRIED, J. Microbial composition and structure of aerobic granular sewage biofilms. **Applied and Environmental Microbiology**, v. 73, p. 6233 – 6240, 2007.

WILEN, B. M.; ONUKI, M.; HERMANSSON, M.; LUMLEY, D.; MINO, T. M. Microbial community structure in activated sludge floc analysed by fluorescence in situ hybridization and its relation to floc stability. **Water Research**, v. 42, p. 2300 – 2308, 2008.

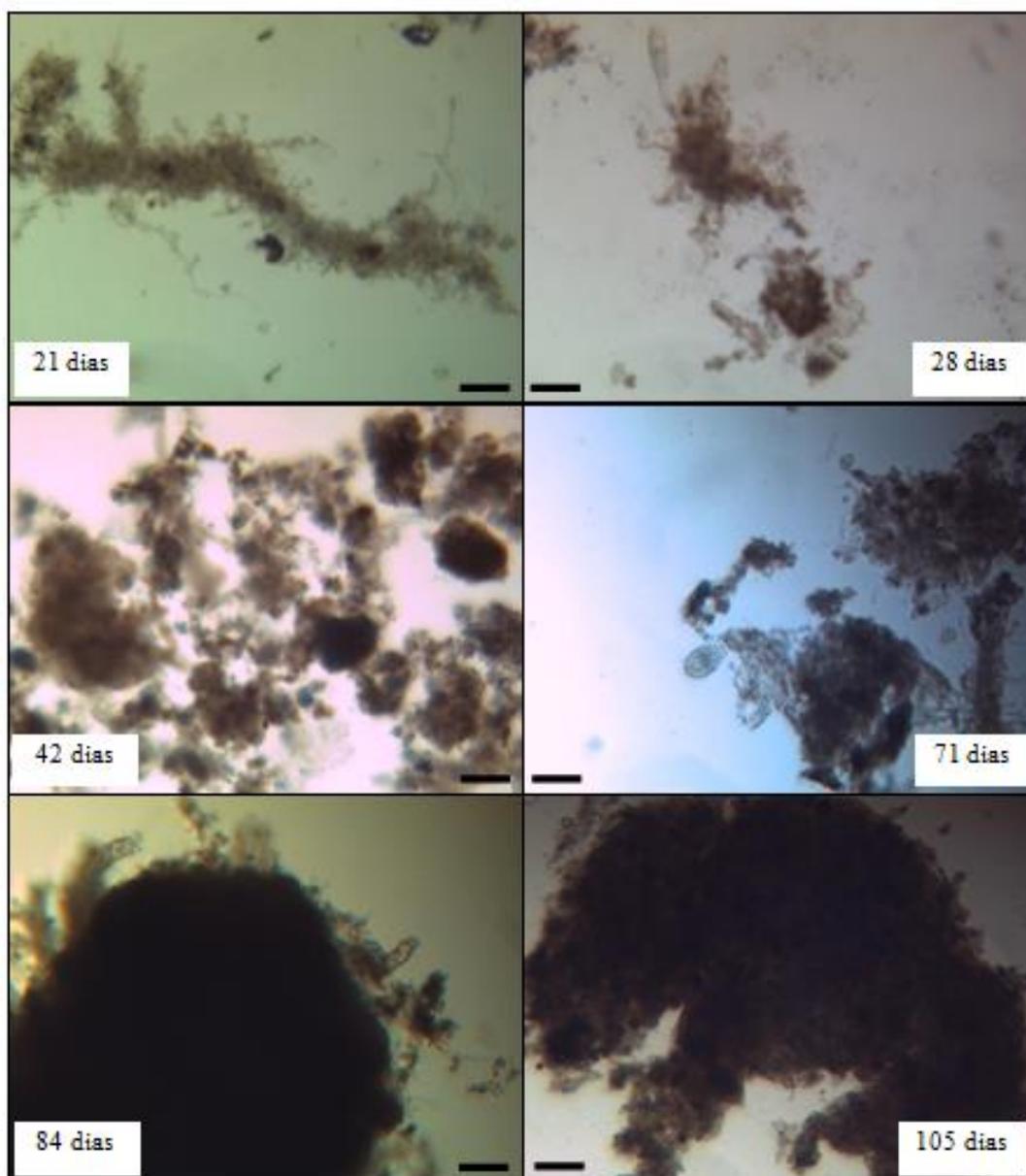
XAVIER, J. B.; DE KREUK, M. K.; PICIOREANU, C.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Multi-scale individual-based model of microbial and bioconversion dynamics in aerobic granular sludge. **Environmental Science Technology**, v. 41, p. 6410 – 6417, 2007.

YANG, S. F.; LI, X. Y.; YU, H. Q. Formation and characterization of fungal and bacterial granules under different feeding alkalinity and pH conditions. **Process Biochemistry**, v. 43, p. 8 – 14, 2008.

YANG, S. F.; LIU, Q. S.; TAY, J. H.; LIU, Y. Growth kinetics of aerobic granules developed in sequencing batch reactors. **Letters in Applied Microbiology**, v. 38, p. 106 – 112, 2004.

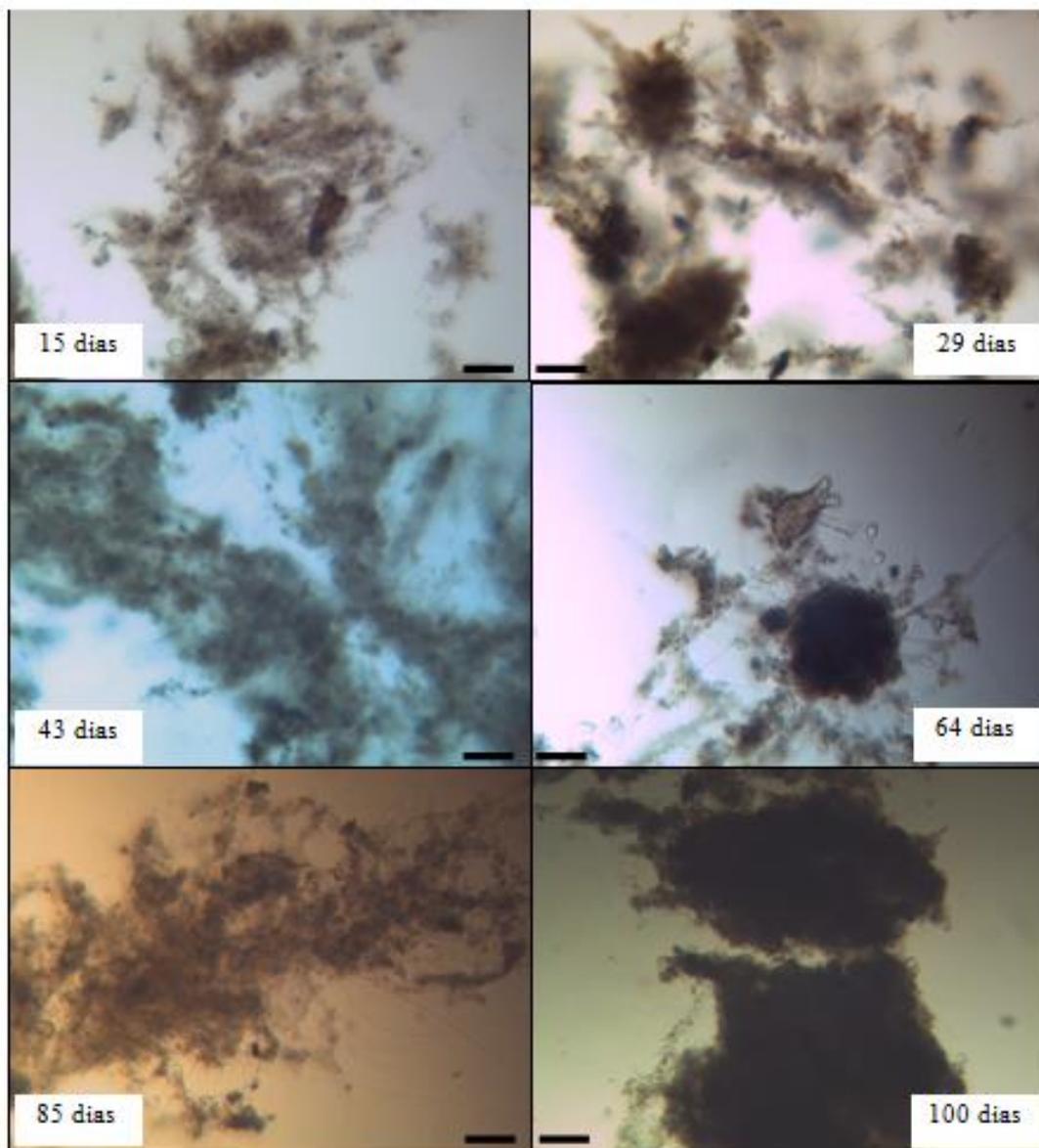
ZHU, L.; XU, X.; LUO, W.; TIAN, Z.; LIN, H.; ZHANG, N. A comparative study on the formation and characterization of aerobic 4-chloroaniline-degrading granules in SBR and SABR. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 79, p. 867 – 874, 2008.

APÊNDICE A – Desenvolvimento do lodo presente no R1.I, durante a EOP I. Fotomicrografias ópticas de campo claro com aumento de 100x. Barra 100 μ m.



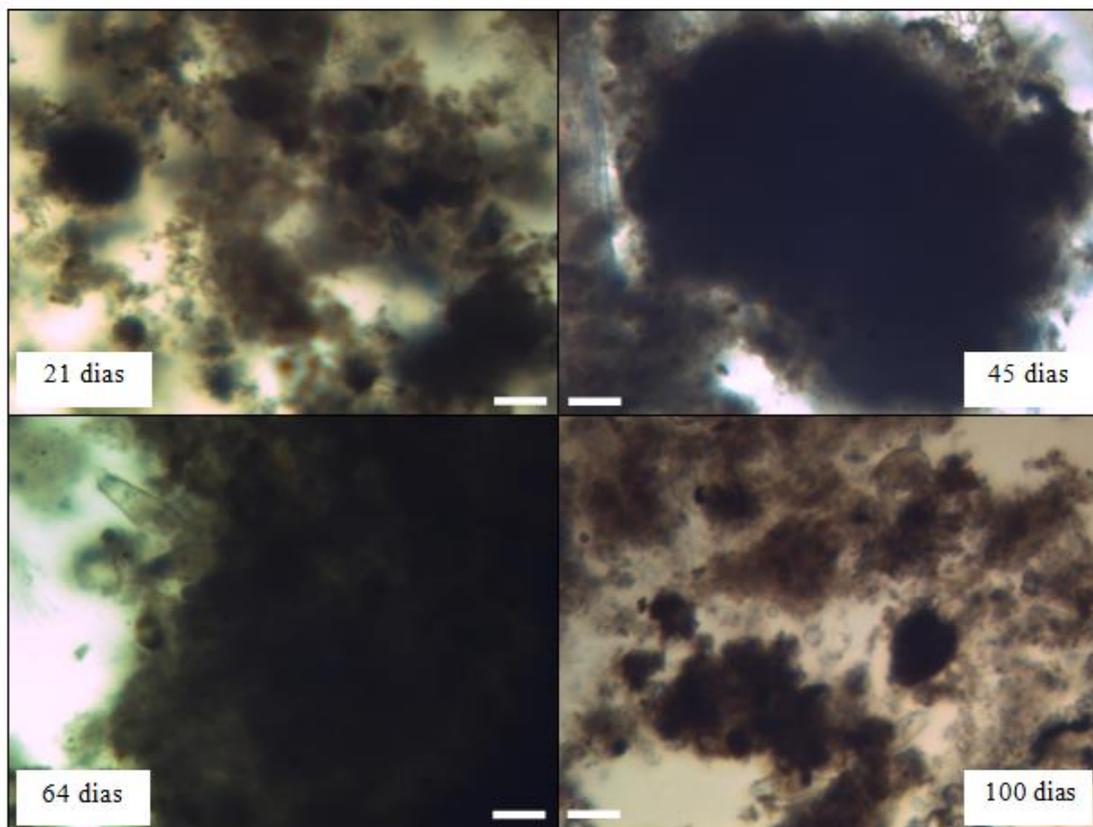
Fonte: Próprio autor.

APÊNDICE B – Desenvolvimento do lodo presente no R2.I, durante a EOP I.
Fotomicrografias ópticas de campo claro com aumento de 100x. Barra 100 μ m.



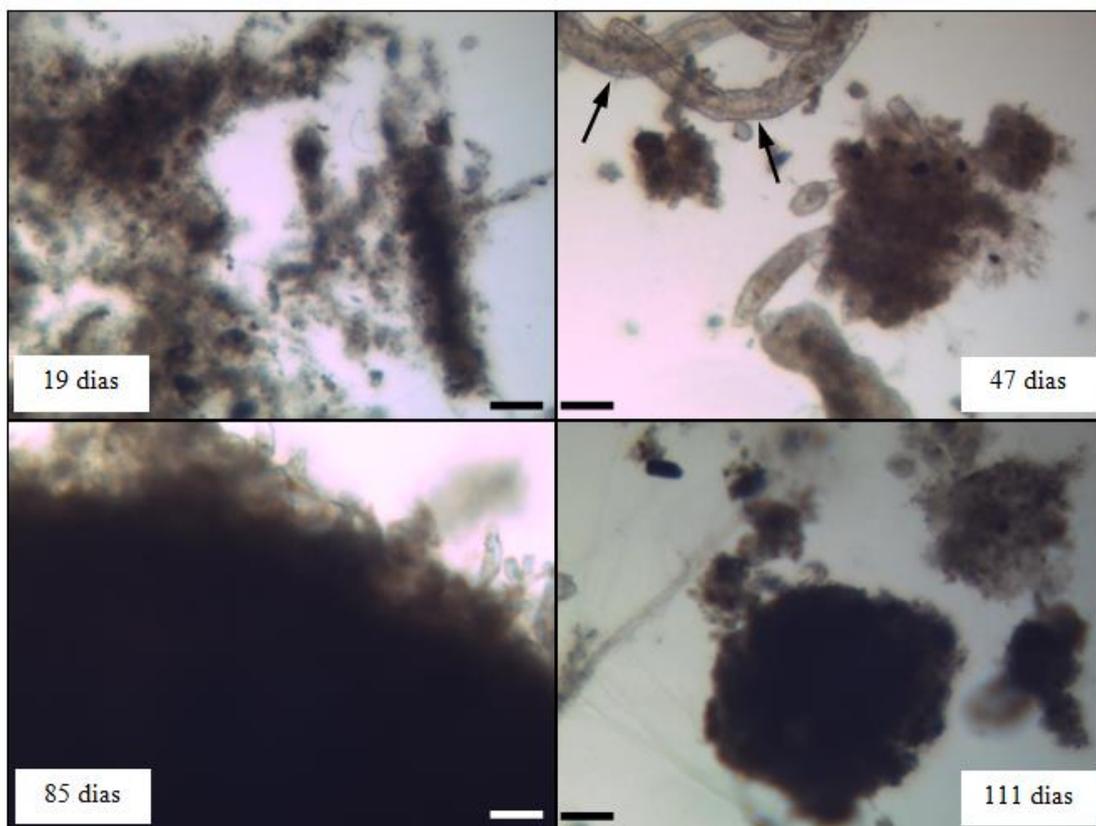
Fonte: Próprio autor.

APÊNDICE C – Desenvolvimento do lodo presente no R1.II, durante a EOP II.
Fotomicrografias ópticas de campo claro com aumento de 100x. Barra 100µm.



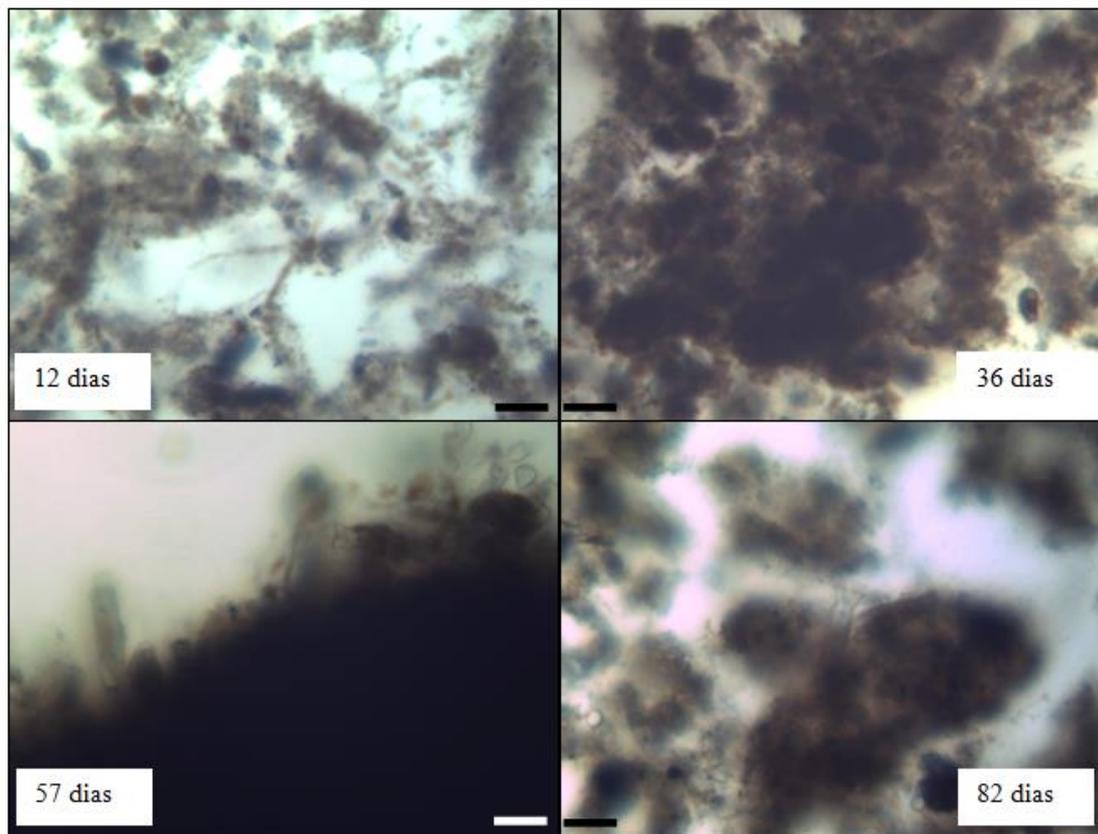
Fonte: Próprio autor.

APÊNDICE D – Desenvolvimento do lodo presente no R2.II, durante a EOP II. Fotomicrografias ópticas de campo claro com aumento de 100x. *Aeolossomas sp.*: indicados por setas (47º dia de operação). Barra 100µm.



Fonte: Próprio autor.

APÊNDICE E – Desenvolvimento do lodo presente no R3.II, durante a EOP II.
Fotomicrografias ópticas de campo claro com aumento de 100x. Barra 100 μ m.



Fonte: Próprio autor.