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



Julliana Melo Pinheiro de Araújo

**ESTRATÉGIA DE PARTIDA PARA A GRANULAÇÃO AERÓBIA EM
REATOR EM BATELADAS SEQUENCIAIS TRATANDO ESGOTO
DOMÉSTICO DILUÍDO**

Recife, 2016

Julliana Melo Pinheiro de Araújo

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

ESTRATÉGIA DE PARTIDA PARA A GRANULAÇÃO AERÓBIA EM REATOR EM BATELADAS SEQUENCIAIS TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO DILUÍDO

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil com ênfase em Tecnologia Ambiental, pela Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil, sob a orientação da Prof.^a Dr.^a Maria de Lourdes Florêncio dos Santos.

Área de concentração: Saneamento ambiental

Recife, 2016

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

A663e Araújo, Julliana Melo Pinheiro de.
Estratégia de partida para a granulação aeróbia em reator em bateladas sequenciais tratando esgoto doméstico diluído / Julliana Melo Pinheiro de Araújo - Recife: O Autor, 2016.
88folhas, il., gráfs., tabs.

Orientador: Prof^a. Dr.^a Maria de Lourdes Florêncio dos Santos.

Dissertação(Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco.
CTG. Curso de Engenharia Civil, 2016.
Inclui Referências.

1. Engenharia Civil. 2. Lodo ativado. 3. Granulação aeróbia. 4. Start-up.
3. Reator em Bateladas Sequenciais. I. Santos, Maria de Lourdes Florêncio dos (Orientadora). II Título.

UFPE

624 CDD (22. ed.) BCTG/2016-82



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

A comissão examinadora da Defesa de Dissertação de Mestrado

**ESTRATÉGIA DE PARTIDA PARA A GRANULAÇÃO AERÓBIA EM REATOR EM
BATELADAS SEQUENCIAIS TRATANDO ESGOTO DOMÉSTICO DILUÍDO**

defendida por

Julliana Melo Pinheiro de Araújo

Considera a candidata APROVADA

Recife, 15 de fevereiro de 2016

Banca Examinadora:

Prof.^a Dr.^a Maria de Lourdes Florencio dos Santos - UFPE
(orientadora)

Prof. Dr. Fernando Hermes Passig – UFTPR
(examinador externo)

Prof.^a Dr.^a Sávía Gavazza dos Santos Pessôa - UFPE
(examinadora interna)

*Ao meu avô e maior amor,
Helena Louro*

AGRADECIMENTOS

À Deus, pelo dom da vida e por colocar nela todos aqueles a quem agora agradeço.

À minha orientadora, Professora Lourdinha Florêncio, pelo incentivo, pela confiança, e principalmente pelos *insights* valiosos nos momentos de orientação.

À professora Sávia Gavazza, pelos conhecimentos transmitidos em sala de aula, no laboratório, nas reuniões e nas conversas.

Às secretárias da Pós-Graduação em Engenharia Civil, Andrea, Claudiana e Cleide, pelos esclarecimentos e disponibilidade.

À Ronaldo, Danúbia e Iago, por todo suporte técnico no laboratório, bem como à Tamyls e Marinalda, pelo apoio nos orçamentos, cotações e burocracias.

À Edmilson, pelas contribuições na montagem e manutenção do sistema e todo o apoio na estação Mangueira, bem como, à Odebrech e à Fibra Técnica, pelo apoio.

À Lucas Melo, pelo auxílio com design, figuras e esquemas.

À Murilo Ferreira, pela amizade, idas ao cinema e sugestões no resumo e abstract.

À Eric Barreto, por sempre acreditar em mim, mais do que eu mesma, por todo cuidado, toda atenção e todo amor.

À Poli Marijan, prova viva de que a humanidade não está perdida, sua bondade devia ser tombada patrimônio imaterial do Laboratório de Saneamento Ambiental.

À Antônio Gustavo, pelas suas cantigas e despedidas em Seu Lucas, melhor batatinha do Recife.

À Nathy, Ouci, Lari, Mari, Bru, Val, Tay, Ida, Celinha, Dê, Jailson, Laíse e a todos os amigos que fiz dentro do laboratório, o melhor em recursos humanos do "Ricife"!

À Tia Leda, Anabela e Tio Maciel, por todo amor e carinho nesses três anos em que me abriram a casa e o coração.

Aos meus pais, Maria do Socorro e Adalberto, bem como, aos meus segundos pais, Titia e Tididi, e aos meus tantos irmãos, por todo amor e cuidado gratuito.

Aos meus tios, primos e agregados, por todo apoio (exceto a viagem a Guarajuba!).

Ao Instituto Federal de Educação Ciência e Tecnologia do Sertão Pernambucano, nas pessoas de Ythallanya, Nadjane e Rejane, e aos meus alunos, pelo apoio e compreensão.

À Sylvia Paes, minha eterna orientadora.

*Depois de chover tudo se anima
Imprudentes formigas criam asas
A passarada esvoaça sobre as casas
E uma brisa suave abranda o clima
O sertanejo canta o verso em rima
Vai com os filhos cuidar da plantação
Com enxada encaibada cava o chão
E uma linda morena entope a cava
Ao chover todo ano se renova
Essa linda paisagem do sertão*

Heleno Louro

RESUMO

A granulação aeróbia surge como melhoria ao sistema de lodos ativados convencional, aumentando a retenção de biomassa no sistema e possibilitando a remoção simultânea de nutrientes e matéria orgânica. No entanto, são poucos os trabalhos que utilizam esgoto sanitário em escala piloto. O presente trabalho tem como objetivo investigar a influência de diferentes trocas volumétricas em reatores em bateladas sequenciais (RBS's) como condição operacional para o desenvolvimento de grânulos aeróbios no tratamento de esgoto doméstico diluído. Considerando que o processo de granulação aeróbia ocorre sob condições operacionais específicas, foi utilizada como estratégia metodológica dois RBS's com diferentes trocas volumétricas, RBS1 de 59% e RBS2 de 71%. Também utilizou-se velocidade de aeração entre 1,2 e 1,4 cm.s^{-1} , relação altura diâmetro de 10, e tempo de sedimentação final entre 10 e 15 minutos, para ambos os reatores. Foram observadas oscilações no comportamento dos sólidos suspensos e redução da retenção celular associadas ao curto tempo de sedimentação. A observação de grânulos aeróbios foi possível após 71 dias de operação para o RBS1 e 91 dias de operação para o RBS2. Percebeu-se a estabilização da idade do lodo em aproximadamente 6,3 dias no RBS1 e, no RBS2, valores próximos a 1 dia, indicando a menor retenção de biomassa neste reator. Em termos de eficiência de remoção de DQO_s , DQO_t , NH_4^+ e NTK, a troca volumétrica de 59% (RBS1) apresentou resultado de $72 \pm 10\%$, $65 \pm 21\%$, $48 \pm 29\%$ e $50 \pm 34\%$, respectivamente, enquanto a troca de 71% (RBS2) apresentou $65 \pm 12\%$, $58 \pm 21\%$, $28 \pm 26\%$ e $30 \pm 24\%$, respectivamente. Devido a não maturação dos grânulos, e a consequente ausência de microzonas anaeróbias, não foi observada remoção de fósforo em ambos os reatores. Ao final deste trabalho, verificou-se a viabilidade do processo de granulação utilizando esgoto doméstico diluído como substrato sem a presença de inóculo. Também foi possível verificar que com a utilização de troca volumétrica menor este processo é qualitativamente melhor, apresentando granulação mais rápida, presença de lodo com melhor sedimentabilidade e maior remoção de NH_4^+ e NTK.

Palavras chaves: Lodo ativado; Granulação aeróbia; Start-up; Reator em Bateladas Sequenciais.

ABSTRACT

Aerobic granulation could improve the conventional activated sludge system by increasing biomass retention and enabling simultaneous removal of organic matter and nutrients. However, few studies have been reported using domestic wastewater in pilot scale. This study aims to investigate the influence of different volumetric changes in sequencing batch reactors (SBRs) as operating conditions for development of aerobic granules in treatment of diluted domestic wastewater. Whereas aerobic granulation occurs under specific operating conditions, two SBRs with different volumetric changes, SBR1 59% and SBR2 71%, were used as a methodological strategy. Aeration rate of 1.2 to 1.4 cm.s⁻¹, ratio of height: diameter of 10 and the final sedimentation time between 10 and 15 minutes for both reactors were used as parameters. During the experiment it was possible to observe fluctuations in the behavior of the suspended solids and reduction of cell retention associated to sedimentation short time. The observation of aerobic granules was possible after 71 days of operation for SBR1 and 91 days for SBR2. The sludge age stabilized at approximately 6.3 days in the SBR1 and 1 day in SBR2, indicating the lowest retaining biomass in this reactor. In terms of COD_s, COD_t, NH₄⁺ and NTK removal efficiency, the volumetric exchange of 59% (SBR1) showed results of 72 ± 10%, 65 ± 21%, 48 ± 29% and 50 ± 34%, respectively, while the volumetric exchange of 71% (SBR2) showed results 65 ± 12%, 58 ± 21%, 28% ± 26 and 30 ± 24%, respectively. Due to the non-maturation of granules and the consequent lack of anaerobic micro-zones, phosphorus removal was not observed in both reactors. The end of this study found the viability of the granulation process using domestic wastewater diluted as a substrate without the presence of inoculum. This study also observed that using lower volumetric exchange this process is qualitatively better, with faster granulation, better sludge settleability and increase in nitrogen removal.

Key-word: Activated sludge; Aerobic granulation; Start-up; Sequencing batch reactor.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Representação esquemática do RBS (Adaptado de ARTAN e ORHON, 2005)	18
Figura 2.2 – Fases de ciclo de um reator RBS (THANS, 2008)	19
Figura 2.3 – Remoção de Nitrogênio (METCALF & EDDY, 2003)	22
Figura 2.4 – Remoção biológica de nitrogênio em dois estágios (RANDALL <i>et al</i> , 1992)	25
Figura 2.5 – Padrão da concentração de substrato e oxigênio dissolvido no lodo granular (HE <i>et al</i> , 2009)	25
Figura 2.6 – Processo de granulação aeróbia em um RBS (BEUN <i>et al.</i> , 1999).....	29
Figura 2.7 – Processos biológicos dentro do grânulo aeróbio (Adaptado de FIGUEROA <i>et al.</i> , 2009).....	33
Figura 3.1 – ETE Mangueira (Poligonal amarela). Fonte: Google Earth, 2015.	35
Figura 3.2 – Esquema experimental inicial.....	36
Figura 3.3 – Adequação no esquema experimental: adição de válvula solenoide à linha de ar.....	37
Figura 3.4 – Reatores piloto: esquema gráfico (esquerda) e fotografia (direita).....	38
Figura 3.5 – Difusor circular de membrana	39
Figura 3.6 – Painel eletrônico (esquerda) e CLP (direita)	40
Figura 3.7 – Trocas volumétricas utilizadas	40
Figura 3.8 – Lodo biológico decantado em balde (esquerda); Reator sendo lavado com auxílio de escova e água (direita).....	45
Figura 4.1 – RBS1: Concentração de MLSSV (g.L^{-1}); Idade do lodo (d); IVL_5 (mL.g^{-1}), IVL_{10} (mL.g^{-1}), IVL_{30} (mL.g^{-1}), $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ (%). O período de redução gradual do tempo de sedimentação encontra-se destacado em azul	51
Figura 4.2 – Fotomicrografias ópticas de campo claro da biomassa presente no RBS1 (TV 59%) com aumento de 100x (Barra = 100 μm) em diferentes dias de operação. (a) e (b) 15 dias; (c) e (d) 36 dias; (e) e (f) 71 dias; (g) 93 dias; (h) 122 dias.....	53
Figura 4.3 – RBS1: Taxa de consumo de oxigênio para oxidação da matéria orgânica (TCO_{exo}); MLSSV (g.L^{-1}); SSV (g.L^{-1}); DQO_t (g.L^{-1}); Eficiência	

de remoção de DQO_t (%); DQO_s ($g.L^{-1}$); Eficiência de remoção de DQO_s (%). Problemas na aeração do sistema estão sinalizados com seta (ψ).	56
Figura 4.4 – RBS1: Taxa de consumo de oxigênio para nitrificação (TCO_{nitri}); MLSSV ($g.L^{-1}$); Alcalinidade parcial ($mg.L^{-1}CaCO_3$); $N-NH_4^+$ ($g.L^{-1}$); Eficiência de remoção de $N-NH_4^+$ (%). Problemas na aeração do sistema estão sinalizados com seta (ψ).	57
Figura 4.5 – RBS1: Concentração de nitrito ($N-NO_2^-$) e nitrato ($N-NO_3^-$) no efluente	58
Figura 4.6 – RBS1: Concentração de Ortofosfato e Fósforo total no afluente e efluente ($mgP-PO_4^{3-}.L^{-1}$)	58
Figura 4.7 – RBS2: Concentração de MLSSV ($g.L^{-1}$); Idade do lodo (d); IVL_5 ($mL.g^{-1}$), IVL_{10} ($mL.g^{-1}$), IVL_{30} ($mL.g^{-1}$), IVL_{30}/IVL_{10} (%)	60
Figura 4.8 – Fotomicrografias ópticas de campo claro da biomassa presente no RBS2 (TV 71%) com aumento de 100x (Barra = 100 μ m) em diferentes dias de operação. (a) e (b) 15 dias; (c) e (d) 36 dias; (e) e (f) 64 dias; (g) 78 dias; (h) 91 dias	61
Figura 4.9 – RBS2: Taxa de consumo de oxigênio para oxidação da matéria orgânica (TCO_{exo}); MLSSV ($g.L^{-1}$); SSV ($g.L^{-1}$); DQO_t ($g.L^{-1}$); Eficiência de remoção de DQO_t (%); DQO_s ($g.L^{-1}$); Eficiência de remoção de DQO_s (%). Problemas na aeração do sistema estão sinalizados com seta (ψ).	63
Figura 4.10 – RBS2: Taxa de consumo de oxigênio para nitrificação (TCO_{nitri}); MLSSV ($g.L^{-1}$); Alcalinidade parcial ($mg.L^{-1}CaCO_3$); $N-NH_4^+$ ($g.L^{-1}$); Eficiência de remoção de $N-NH_4^+$ (%). Problemas na aeração do sistema estão sinalizados com seta (ψ).	64
Figura 4.11 – RBS2: Concentração de nitrito ($N-NO_2^-$) e nitrato ($N-NO_3^-$) no efluente	65
Figura 4.12 – RBS2: Concentração de ortofosfato e fósforo total no afluente e efluente	65
Figura 4.13 – SSV ($mg.L^{-1}$) durante a estratégia operacional de redução do tempo de sedimentação	66
Figura 4.14 – Boxplot: IVL_5 , IVL_{10} e IVL_{30} para RBS1 e RBS2	67
Figura 4.15 – Boxplot: Eficiência de remoção de DQO para RBS1 e RBS2	67
Figura 4.16 – Boxplot: Eficiência de remoção de NH_4^+ e NTK para RBS1 e RBS2 ..	68

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Dimensões dos reatores.....	38
Tabela 3.2 – Variação da duração das etapas do ciclo operacional	41
Tabela 3.3 – Análises Físico-químicas.....	42
Tabela 3.4 – Adversidades operacionais	46
Tabela 4.1 – Características do esgoto sanitário	47
Tabela 4.2 – Cargas volumétricas afluentes utilizadas	48
Tabela 4.3 – Concentrações afluentes e efluentes e eficiência de remoção de N- NH ₄ ⁺ e N-NTK	55

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	14
1.1. OBJETIVO GERAL	16
1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	16
2. REFERENCIAL TEÓRICO	17
2.1. LODOS ATIVADOS.....	17
2.2. REATORES EM BATELADA SEQUENCIAIS (RBS)	18
2.3. REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA (M.O.).....	20
2.4. REMOÇÃO DE NITROGÊNIO	21
2.4.1. Nitrificação	22
2.4.2. Desnitrificação	23
2.4.3. Nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS)	24
2.5. REMOÇÃO DE FÓSFORO	26
2.6. GRÂNULOS AERÓBIOS	27
2.6.1. Formação dos grânulos	28
2.6.2. Condições operacionais necessárias à granulação.....	30
2.6.3. Características do lodo granular	32
3. MATERIAIS E MÉTODO	35
3.1. SISTEMA EXPERIMENTAL.....	35
3.2. CONDIÇÕES OPERACIONAIS DOS REATORES	40
3.3. MONITORAMENTO DOS REATORES.....	42
3.3.1. Análises físico-químicas	42
3.3.2. Índice Volumétrico do lodo (IVL):.....	43
3.3.3. Microscopia	43
3.3.4. Determinação da taxa de consumo de oxigênio	43
3.4. PROCEDIMENTO DE LAVAGEM DOS REATORES	45
3.5. DIFICULDADES OPERACIONAIS.....	46
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO	47
4.1. CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO SANITÁRIO.....	47
4.2. RBS1: TROCA VOLUMÉTRICA 59 %	49
4.2.1. Comportamento da biomassa.....	49

4.2.2.	Remoção de matéria orgânica e nutrientes	54
4.3.	RBS2: TROCA VOLUMÉTRICA 71%	59
4.3.1.	Comportamento da biomassa.....	59
4.3.2.	Remoção de matéria orgânica e nutrientes	62
4.4.	ANÁLISE COMPARATIVA DOS RBS's	66
5.	CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	69
6.	RECOMENDAÇÕES.....	71
	REFERÊNCIAS.....	72

1. INTRODUÇÃO

O tratamento de efluentes domésticos necessita atender, dentre outros requisitos regulamentados pela legislação, eficiência mínima na remoção de matéria orgânica e nutrientes. A utilização de sistemas de lodos ativados é bastante difundida para atender tais requisitos, uma vez que possuem alta eficiência na remoção da matéria orgânica. No entanto, este procedimento, por apresentar baixa concentração de biomassa (sólidos suspensos voláteis) nos tanques de aeração, requer algumas condições específicas, como: tanque de sedimentação destinado apenas à sedimentação, tanques ou compartimentos anaeróbios para a remoção de nutrientes e grandes áreas para instalação do sistema. Estes condicionantes, que por vezes limitam ou dificultam a utilização dos sistemas de lodos ativados, incentivam a busca de novas tecnologias de tratamento que melhorem suas aplicabilidades e funcionalidades.

Uma melhoria para retenção de biomassa em sistemas de lodos ativados é sua imobilização através da utilização de reatores com biofilmes, como biofiltros e reatores de leito móvel com biofilme (MBBR), porém tais tratamentos necessitam de material suporte e manutenção preventiva para colmatação (BASSIN, 2011). A granulação aeróbia surge como alternativa à imobilização através de material suporte, uma vez que, sob condições operacionais específicas, ocorre auto-imobilização da biomassa (ADAV *et al.* 2008).

É possível afirmar que a principal vantagem desta tecnologia é a existência de microambientes nos grânulos, proporcionados pelos gradientes de difusão, os quais permitem o crescimento de bactérias com funções metabólicas e exigências ambientais diferentes. Dessa forma, diversas etapas do processo de tratamento aeróbio convencional (lodos ativados), normalmente distribuídas em vários tanques, acontecem no interior do lodo granular, possibilitando a remoção biológica simultânea de matéria orgânica e nutrientes, sem a necessidade de grandes fluxos de reciclagem. Outro mérito da granulação aeróbia em relação à outros sistemas de tratamento biológico é a forma compacta de cultivo, eliminando o uso de grandes

tanques de sedimentação e permitindo concentrações muito mais elevadas de biomassa cultivada, o que leva a redução do tempo de reação e menor volume do reator (WANG *et al.* 2009; WEI *et al.* 2012).

A maioria dos estudos acerca de granulação aeróbia utiliza escala laboratorial e efluentes sintéticos com alta carga orgânica. Tal fato se dá devido à instabilidade dos grânulos, a qual é reportada na literatura como um dos maiores problemas que impedem a sua aplicação em escala piloto (LEE *et al.*, 2010). Show *et al.* (2012) afirmam que um melhor entendimento da formação e das características dos grânulos aeróbios possibilitará definição de condições operacionais ótimas que garantam melhor estabilidade da biomassa granular e, conseqüentemente, estabelecerá esta tecnologia como um tratamento viável para efluentes domésticos. Neste contexto, este trabalho buscou estudar a influência de diferentes trocas volumétricas em reatores em bateladas sequenciais como condição operacional para o desenvolvimento de grânulos aeróbios no tratamento de esgoto doméstico diluído.

No capítulo 2 será apresentada uma revisão de literatura, a qual aponta os principais pressupostos teóricos utilizados sobre os seguintes tópicos:

1. Lodos ativados – matriz inicial (inóculo) do processo de granulação aeróbia;
2. Reatores em Bateladas Sequenciais (RBS's) – suporte operacional mais utilizado em sistemas de fomento à granulação aeróbia;
3. Remoção de matéria orgânica (M.O.) – fundamental no tratamento de efluentes;
4. Remoção de nitrogênio – ocorrência simultânea dos processos de nitrificação e desnitrificação dentro dos grânulos aeróbios;
5. Remoção de fósforo – possibilitada pela presença de microzonas anaeróbias no grânulo aeróbio;
6. Grânulos aeróbios – características e condições operacionais para a sua formação.

No capítulo 3 será descrita a metodologia utilizada para realização do experimento, o qual foi montado na estação experimental do Laboratório de Saneamento Ambiental da Universidade Federal de Pernambuco (LSA-UFPE), localizada na Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) da Mangueira (Recife-PE). Foram utilizados dois RBS's

com diferentes trocas volumétricas, sendo que, os processos de granulação e o desempenho dos reatores foram avaliados por meio de análises físico-químicas, microscopia óptica e determinação da taxa de consumo de oxigênio.

Cabe destacar que as principais estratégias operacionais reportadas como interferentes no processo de granulação foram: redução gradual do tempo de sedimentação; alta velocidade ascensional; alta relação altura/diâmetro; e, utilização de maiores trocas volumétricas (maior carga volumétrica), as quais se fundamentaram, principalmente, nos seguintes trabalhos: Akaboci (2013), McSwain e Irvine (2008), Beun *et al.* (1999) e Hulshoff Pol *et al.* (1988).

No capítulo 4 serão expostos os resultados obtidos, os quais estão dispostos da seguinte maneira: características do esgoto sanitário; comportamento da biomassa e remoção de matéria orgânica e nitrogênio (em cada reator); e análise comparativa entre os reatores. Por fim, o capítulo 5 traz as considerações finais acerca do trabalho, que apontam para a viabilidade do processo de granulação aeróbia com esgoto doméstico diluído.

1.1. OBJETIVO GERAL

Investigar a influência de diferentes trocas volumétricas em reatores em bateladas sequenciais sobre o desenvolvimento de grânulos aeróbios durante o tratamento de esgoto doméstico diluído.

1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Verificar o tempo necessário para a formação dos grânulos em função da aplicação e diferentes trocas volumétricas;
- Analisar a relação entre o comportamento dos sólidos suspensos voláteis e o desempenho dos reatores;
- Comparar o desempenho dos reatores em relação à eficiência de tratamento (remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo).

2. REFERENCIAL TEÓRICO

2.1. LODOS ATIVADOS

A descoberta do sistema de lodos ativados é atribuída à Arden e Lockett quando, em maio de 1914, perceberam que a aeração removia a matéria orgânica de esgotos sanitários, resultando na produção de flocos de microrganismos (lodo biológico) que poderiam ser separados por sedimentação e reutilizados. Inicialmente, o sistema operou em regime de bateladas, no entanto, devido às limitações da época e buscando a redução de mão-de-obra no processo, modos de operações contínuos foram estudados, e amplamente utilizados, sendo os mais comuns atualmente (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999).

O processo de tratamento de efluentes convencional utilizando lodos ativados consiste em um reator biológico aerado (tanque de aeração, onde ocorrem as reações bioquímicas necessárias para a atividade biológica da biomassa), seguido de um decantador secundário (decantador de lodo biológico), um sistema de recirculação do lodo decantado para o reator biológico (visando manter elevada a concentração de microrganismos no reator), e um tanque reservado à digestão do excesso de lodo.

Por se mostrar eficaz na remoção do carbono orgânico, o sistema convencional de lodos ativados é amplamente utilizado desde a sua descoberta, estando em constante aperfeiçoamento a partir da compreensão dos mecanismos microbianos fundamentais, traduzida em melhorias nos processos. Nas últimas décadas, a exigência de requisitos de qualidade de efluentes mais rigorosos, muitas vezes impondo a remoção de nutrientes em conjunto com a matéria orgânica, resultou em estudos quanto ao potencial de eliminação de nitrogênio e fósforo deste sistema. Para isso, critérios de projeto e práticas operacionais existentes foram revistos, buscando modificações que pudessem oferecer melhor eficiência de tratamento. A utilização de reatores em bateladas sequenciais (RBS) é, talvez, a mais promissora e viável das modificações de lodos ativados proposta para a remoção simultânea de

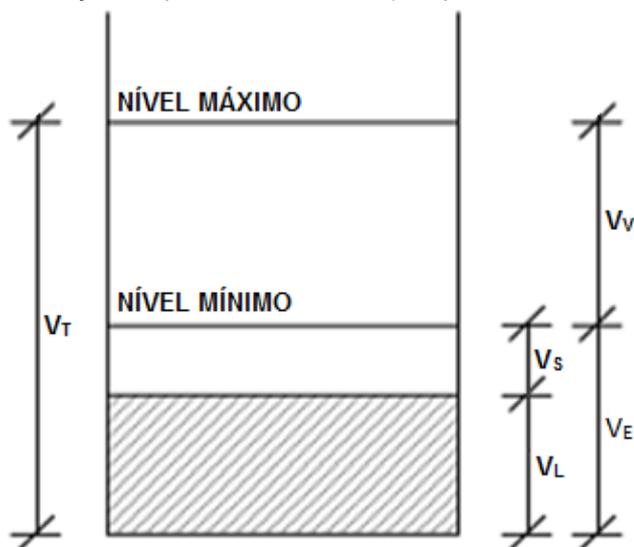
carbono orgânico e nutrientes. Em um período de tempo relativamente curto, o RBS se tornou cada vez mais popular para o tratamento de águas residuais domésticas e industriais, como um sistema de tratamento biológico eficaz devido à sua simplicidade e flexibilidade de operação (ARTAN e ORHON, 2005).

2.2. REATORES EM BATELADA SEQUENCIAIS (RBS)

Segundo Artan e Orhon (2005), um reator que funcione em bateladas sequenciais terá volume variável e obedecerá a um ciclo com um padrão fixo de fases sucessivas. Ou seja, o mesmo reator será utilizado para a reação biológica e para a sedimentação numa sequência temporal, diferente dos sistemas contínuos convencionais em que estas fases ocorrem simultaneamente, mas em diferentes tanques.

O volume total de um reator RBS (V_T) é composto de duas frações principais, conforme a Figura 2.1:

Figura 2.1 – Representação esquemática do RBS (Adaptado de ARTAN e ORHON, 2005)



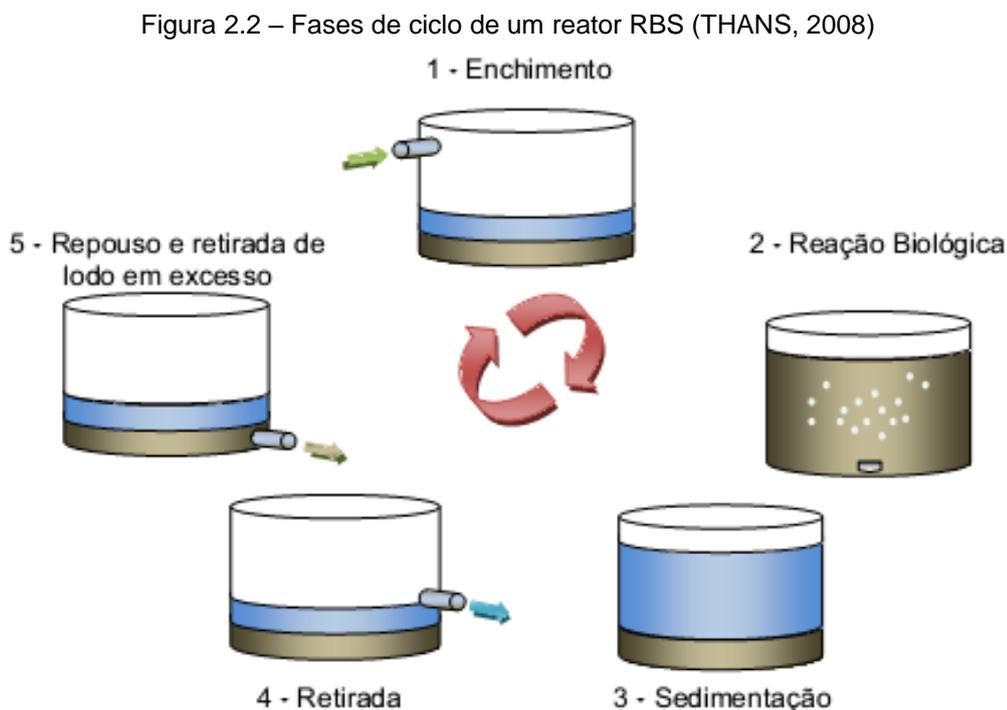
- Fração estacionária (V_E): volume fixo que permanece no reator após o descarte. Esse volume por sua vez é composto por dois volumes, volume do lodo sedimentado (V_L), e um volume de segurança pra evitar o arraste do lodo durante o descarte (V_S).

- Fração variável (V_V): volume variável acrescido durante o enchimento até o nível máximo do reator e que permanece no reator durante a reação, até o descarte.

A relação entre a fração variável (V_V) e o volume total (V_T) é denominada troca volumétrica (T_V).

$$T_V(\%) = \frac{V_V}{V_T} \cdot 100 \quad \text{Equação 2.1}$$

De maneira geral, o ciclo do RBS é composto por cinco etapas (Figura 2.2).



Durante a primeira etapa, a fase de enchimento, o reator é alimentado com esgoto bruto até um nível máximo fixo ou variável em função da disponibilidade de afluente. Após isso, os aeradores são ligados fornecendo oxigênio para a oxidação da matéria orgânica e nitrificação, caso o reator objetive também a desnitrificação, a aeração deve ser interrompida adicionando agitação ao sistema, para garantir um período anóxico. Em seguida, os aeradores (e agitadores, se houver) são desligados para a sedimentação do lodo (V_L). Por fim, o efluente clarificado é descartado até o nível

mínimo estabelecido, devendo-se garantir um volume de segurança ao arraste do lodo (V_S). A última fase, fase de repouso ou ajuste, é utilizada para manutenções no sistema, alterações no ciclo ou retiradas do excesso de lodo (THANS, 2008).

O número de ciclos (N_C) diários será determinado pelo tempo de cada ciclo (t_C), conforme a equação abaixo:

$$N_C = \frac{24}{t_C} \quad \text{Equação 2.2}$$

A vazão diária de esgoto bruto (Q_d), por sua vez:

$$Q_d = N_C \cdot V_V \quad \text{Equação 2.3}$$

Das equações 2.2 e 2.3, pode-se concluir que quanto maior a troca volumétrica e menor o tempo de ciclo, maior a carga orgânica aplicada ao sistema.

2.3. REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA (M.O.)

A matéria orgânica presente nos efluentes é causadora do principal problema de poluição das águas devido ao consumo de oxigênio dissolvido pelos microrganismos nos seus processos metabólicos de utilização e estabilização desta (VON SPERLING, 2005). Os principais componentes orgânicos dos esgotos sanitários são proteínas, carboidratos, gorduras e óleos, com predominância dos dois primeiros. De maneira geral não há necessidade prática de se quantificar a matéria orgânica nesses termos, não só pela dificuldade laboratorial decorrente da diversidade de compostos, como também pela existência de métodos indiretos para sua quantificação ou do seu potencial poluidor. Duas das principais categorias de quantificação da M.O. são: medição do consumo de oxigênio – Demanda Química de Oxigênio (DQO) e Demanda Biológica de Oxigênio (DBO), considerados por muitos os parâmetros mais importantes na caracterização do grau de poluição de um

corpo d'água, além da medição do carbono orgânico total (COT) (METCALF e EDDY, 2003).

O processo de remoção da M.O. inicia na superfície dos aglomerados microbianos, onde ocorre a hidrólise ou outra transformação catalisada por enzimas para fracionar os compostos. Após isso, esses compostos fracionados são absorvidos pelas células e metabolizados através da respiração exógena, seja para a síntese de matéria orgânica (anabolismo) ou para obtenção de energia (catabolismo) (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999).

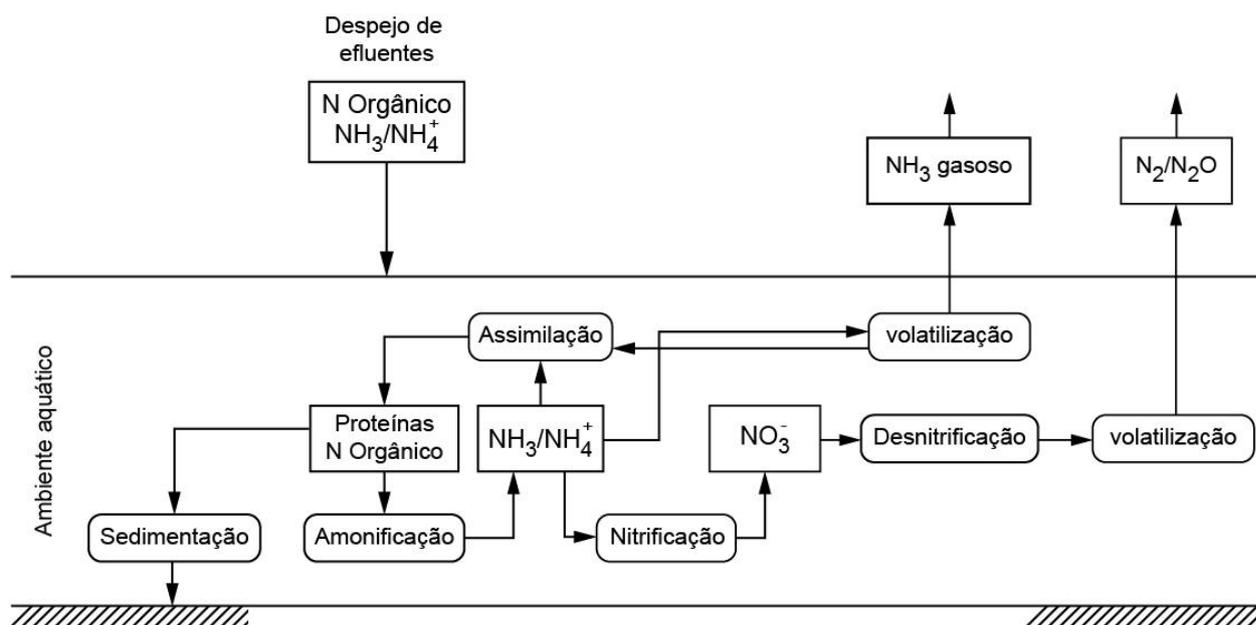
2.4. REMOÇÃO DE NITROGÊNIO

O nitrogênio se apresenta de várias formas e estados de oxidação dentro de seu ciclo biogeoquímico. Em meio aquoso ele pode ser encontrado na forma de nitrogênio molecular escapando para a atmosfera (N_2); de nitrogênio orgânico dissolvido ou em suspensão (ureia, aminoácidos, grupo amino); de nitrogênio amoniacal (gasoso, amônia livre (NH_3), amônia ionizada (NH_4^+)); e em formas oxidadas (nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-)) (VAN HANDEEL e MARAIS, 1999).

São vários os problemas associados à presença de compostos nitrogenados no descarte de efluentes. A presença de nitrato (NO_3^-) está associada à doença da metahemoglobinemia (síndrome do bebê azul); a amônia livre (NH_3) é tóxica à fauna aquática; e uma concentração elevada de nutrientes (nitrogênio e fósforo) podem ocasionar uma proliferação exagerada de algas, levando o consumo do oxigênio dissolvido a níveis críticos (eutrofização) (VON SPERLING, 2005).

A remoção biológica dos compostos nitrogenados em meio aquoso pode ocorrer através da síntese de biomassa, ou através do processo de nitrificação/desnitrificação biológica. Um esquema ilustrativo do ciclo do nitrogênio em meio aquoso é apresentado na Figura 2.3.

Figura 2.3 – Remoção de Nitrogênio (METCALF & EDDY, 2003)



2.4.1. Nitrificação

A nitrificação corresponde ao processo de oxidação biológica do nitrogênio amoniacal, onde bactérias autotróficas aeróbias quimiossintetizantes utilizam o oxigênio dissolvido (OD) presente como receptor de elétrons. Esse consumo de oxigênio é realizado em duas etapas, sendo responsável pela conversão do nitrogênio amoniacal em nitrito (produto intermediário), e este em nitrato (produto final).

Durante a primeira etapa, a nitritação, a oxidação de um mol de íon amônia produz dois mols de íons de hidrogênio livre (conforme o balanço estequiométrico a seguir) que irão consumir a alcalinidade do sistema:



A segunda etapa, nitratação, por sua vez, ocorre conforme o balanço estequiométrico a seguir:



A expressão estequiométrica global da nitrificação é obtida a partir da soma das equações anteriores:



As bactérias envolvidas neste processo possuem crescimento lento, necessitando de um maior tempo de retenção celular. Sendo assim, normalmente é considerada a etapa de controle do tratamento. De acordo com Metcalf & Eddy (2003) e USEPA (2010), os principais parâmetros físico-químicos que influenciam na nitrificação são:

- Faixa de temperatura mesofílica, entre 28 a 36°C;
- pH de neutro a básico (maior do que 6,8), para que não haja diminuição da taxa de desnitrificação, sendo normalmente necessária a adição de alcalinidade, visto que há a produção de acidez no processo;
- Oxigênio dissolvido maior que 2,0mg/L. Concentrações menores prejudicam principalmente as bactérias da espécie *Nitrobacter*, podendo ocorrer um acúmulo de nitrito no sistema;
- Influência negativa da concentração de M.O. alta devido à competição entre os organismos autotróficos (nitrificantes) e heterotróficos (remoção de matéria orgânica).

2.4.2. Desnitrificação

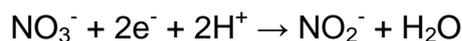
A redução biológica do nitrato ou nitrito pode acontecer de maneira assimilatória – onde, na ausência de nitrogênio amoniacal, haverá a redução de nitrato (NO_3^-) e nitrito (NO_2^-) para nitrogênio amoniacal (NH_4^+) – ou dissimilatória – onde as moléculas de NO_3^- e NO_2^- , em condições anóxicas, se tornam aceptores de elétrons para oxidação de compostos orgânicos e inorgânicos, sendo reduzidos a nitrogênio gasoso (N_2) (METCALF & EDDY, 2003).

O processo dissimilatório, também denominado desnitrificação, é normalmente realizado por bactérias heterotróficas facultativas, que na ausência de oxigênio dissolvido modificam seu sistema enzimático. As principais bactérias presentes em

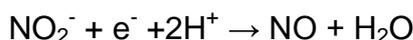
estações de tratamento de efluentes são da espécie *Pseudomonas* (cerca de 50% da população) (USEPA, 2010).

Rittmann e McCarty (2001) descrevem as principais etapas da desnitrificação:

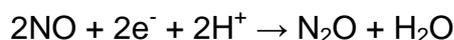
1. Redução do nitrato a nitrito:



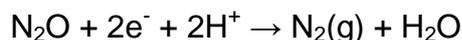
2. Redução do nitrito a óxido nítrico:



3. Redução do óxido nítrico a óxido nitroso:



4. Redução do óxido nitroso a nitrogênio gasoso:

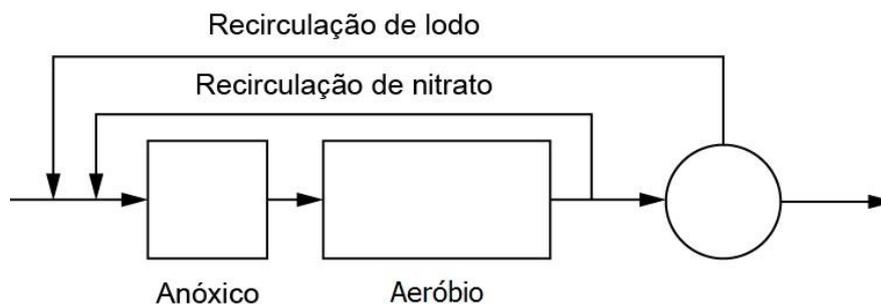


Segundo Metcalf & Eddy (2003), a desnitrificação consome parte da acidez produzida na nitrificação (cerca de 50%). Em média, 3,57g de alcalinidade na forma de CaCO_3 são produzidos por grama de N-NO_3^- desnitrificado. A concentração de M.O. e de oxigênio dissolvido são os principais fatores limitantes deste processo. Os substratos orgânicos atuam como doadores de elétrons e fonte de carbono, e como estes são oxidados completamente durante a etapa aeróbia, comumente é necessária sua adição na etapa anóxica. A presença de oxigênio, por sua vez, inibe a atividade de enzimas envolvidas no processo. Em sistemas de lodos ativados a sua concentração limitante varia entre 0,3 e 1,5 mg/L.

2.4.3. Nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS)

Os processos de nitrificação e desnitrificação necessitam de condições com concentrações de oxigênio dissolvido diferentes, necessitando assim de uma separação espacial ou temporal para que a remoção de nitrogênio ocorra completamente. Um sistema convencional de lodos ativados deve incluir uma ou mais zonas não aeradas e um sistema de recirculação. Dessa forma, a biomassa passaria por todo o sistema de maneira cíclica, conforme esquematiza a Figura 2.4 (RANDALL *et al*, 1992).

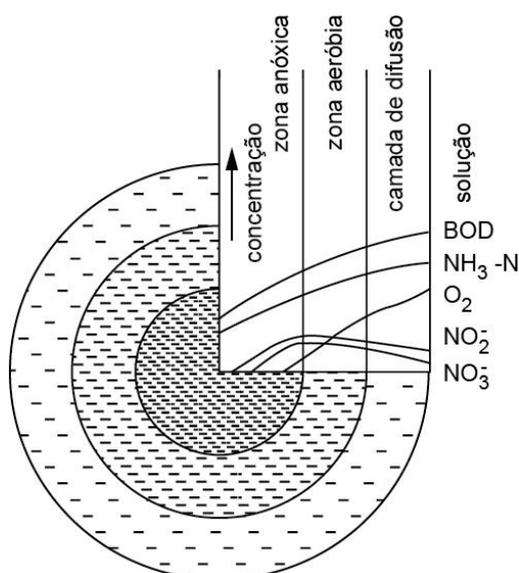
Figura 2.4 – Remoção biológica de nitrogênio em dois estágios (RANDALL *et al*, 1992)



Segundo He *et al.* (2009), três mecanismos possibilitam que os processos aconteçam de maneira simultânea: a presença de macrozonas aeróbias/anóxicas em reatores compartimentados; a utilização de microrganismos capazes de nitrificar e desnitrificar, e a presença de microzonas no interior de flocos, através da imobilização em biofilmes ou a auto-imobilização da biomassa na forma de grânulos.

A nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS) é possível no lodo granular devido aos gradientes de difusão e consumo ao adentrar o grânulo. A Figura 2.5 abaixo representa esquema visual de como se dá essa variação de concentração, de acordo com a profundidade de penetração no grânulo.

Figura 2.5 – Padrão da concentração de substrato e oxigênio dissolvido no lodo granular (HE *et al*, 2009)



Essa variação de concentrações dentro do grânulo permite a existência de três zonas distintas:

- Zona externa aeróbia com presença de microrganismos heterotróficos aeróbios e autotróficos, onde ocorrerão os processos de nitrificação e boa parte da oxidação de M.O.;
- Zona anóxica interna com presença de microrganismos heterotróficos facultativos, onde ocorrerá a desnitrificação.
- Zona central anaeróbia com microrganismos anaeróbios restritos. A existência dessa zona dependerá do consumo total do oxigênio dissolvido dentro do grânulo.

A ocorrência simultânea desses processos dispensa a necessidade de unidades separadas, reduz os gastos com adições de reagentes para ajustes de pH (o processo de desnitrificação produz parte da alcalinidade consumida na nitrificação), além de reduzir o consumo de fonte de carbono (de 22 a 40%), reduzindo em 30% a produção de lodo, o que acarreta em uma menor necessidade de aeração (menos gastos com energia) (TURK e MAVINIC, 1987; HUANG e TSENG, 2001).

2.5. REMOÇÃO DE FÓSFORO

Esteves (1998) afirma que todo o fósforo presente na água, na forma iônica ou complexada, encontra-se sob a forma de fosfato, sendo, para a limnologia a denominação mais adequada. São várias as fontes de fósforo, sejam naturais (dissolução de compostos do solo, decomposição de matéria orgânica, composição celular de microrganismos) ou antrópicas (esgotos domésticos e industriais, detergentes, fertilizantes agrícolas e efluentes tratados de ETEs que não possuam sistema de tratamento terciário).

O fósforo é um nutriente essencial para sobrevivência dos microrganismos estabilizadores de matéria orgânica e algas. Quando esse composto se encontra num nível elevado, torna o ambiente propício para o aumento do crescimento de algas, promovendo uma queda na concentração de oxigênio, consumido pela decomposição das algas mortas, num processo denominado eutrofização. Além disso, o fósforo é um recurso natural não renovável e com diversas aplicações – metalurgia (ligas metálicas), indústria farmacêutica, indústria de bebida (H_3PO_4), e

agricultura (produção de adubos), tornando necessária não só a remoção do composto dos efluentes, como também o desenvolvimento de tecnologias que possibilitem a sua reutilização (ESTEVES, 1998).

A remoção de fósforo em estações de tratamentos de efluentes pode ocorrer através de processos físico-químicos ou biológicos. O tratamento físico-químico pode acontecer por meio de adsorção (podendo utilizar caulinita, óxidos e hidróxidos de ferro e alumínio ou óxidos de ferro e quartzo) ou por meio de precipitação (utilizando sais metálicos ou cal hidratada). Ambos os processos demandam gastos com reagentes e produzem lodo químico (CHAO, 2006).

A remoção biológica de fósforo ocorre em condições de oxigenação alternadas: 1) em condições anaeróbias a matéria orgânica é absorvida por organismos acumuladores de polifosfatos (PAOs) utilizando a glicólise do glicogênio e clivagem intracelular de polifosfato para conservar energia e acumular reservas intracelulares de polihidroxialcanoatos (PHA), tendo como consequência a liberação do fosfato para a célula; 2) durante o período aeróbio ou anóxico, os PAO's usam o PHA armazenado para encher piscinas intracelulares de glicogênio e polifosfato, efetivamente removendo fosfato de águas residuais (COMA *et al.*, 2012). Um metabolismo semelhante é realizado pelos organismos acumuladores de glicogênio (GAOs), utilizando o carbono orgânico sem as transformações de fosfato. Considerando que GAOs podem competir com PAOs, sendo potencialmente prejudiciais à remoção de fósforo, mecanismos que garantam o desenvolvimento de PAOs em detrimento das GAOs estão sendo estudados (MINO *et al.*, 1998).

2.6. GRÂNULOS AERÓBIOS

Segundo De Kreuk *et al* (2005), a definição de lodo granular foi estabelecida no congresso Aerobic Granular Sludge (Munique, Alemanha), realizado em 2004. O lodo granular aeróbio foi definido como lodo composto de agregados microbianos auto-imobilizados sob tensões hidrodinâmicas que possuem velocidade de sedimentação superior ao lodo ativado. Para ser considerado lodo granular, o

agregado deve possuir diâmetro superior a 0,2mm e a quantidade de grânulos deve corresponder a 80% dos sólidos suspensos voláteis presentes no reator.

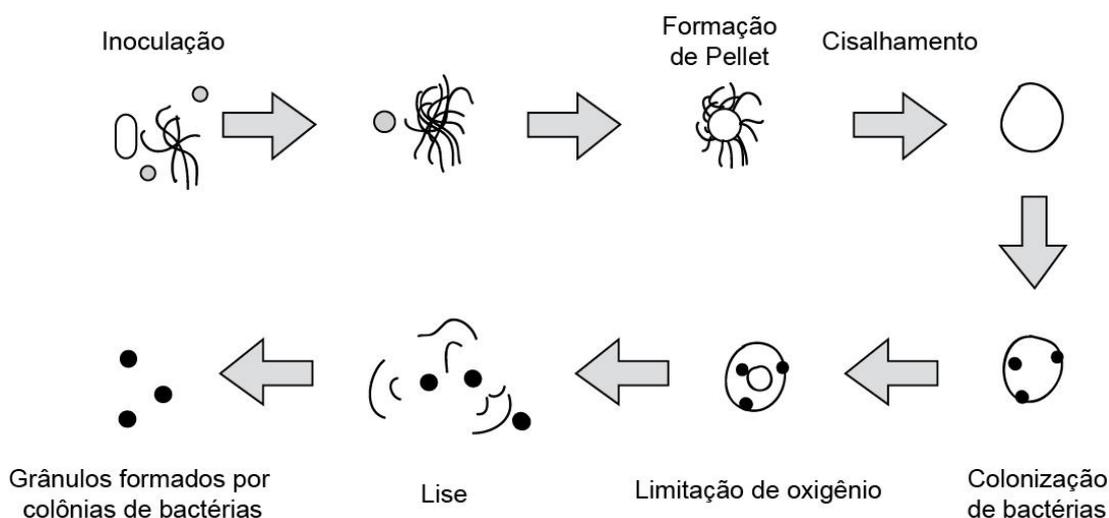
A configuração do lodo granular possibilita a coexistência de espécies diferentes de bactérias com diferentes funções, capazes de degradar os diversos compostos presentes no esgoto sanitário. Dentre as vantagens da sua utilização estão: as altas concentrações de biomassa (ETTERER e WILDERER, 2001); a possibilidade de tratamento de grandes cargas volumétricas (BEUN *et al.*, 2000); e a oportunidade de alcançar a nitrificação e desnitrificação simultâneas, bem como a remoção biológica de fósforo (BASSIN., 2011).

2.6.1. Formação dos grânulos

Ao contrário da granulação anaeróbia, que aparenta ser espontânea, grânulos aeróbios só podem ser cultivados sob carregamento controlado e estratégias de funcionamento específicas (SHOW, *et al.* 2012). Atualmente, há uma série de sugestões para explicar os mecanismos de formação de grânulos aeróbios.

Beun *et al.* (1999) propuseram um mecanismo de formação ao observar a operação de um RBS alimentado com esgoto sintético e curtos tempos de sedimentação (2 e 4 minutos). Inicialmente, após a inoculação, os fungos são dominantes no reator, por se apresentarem em forma de micélios com boa sedimentabilidade, e as bactérias seriam lavadas do sistema. Os agregados se tornam gradativamente maiores e compactos, funcionando como matriz de imobilização, na qual as bactérias podem crescer e formar colônias. Ao atingirem diâmetros entre 5 e 6 mm, observou-se o rompimento destes agregados, decorrente das limitações de oxigênio no seu interior. Após a lise, as colônias de bactérias possuem melhor sedimentabilidade e passam a ser retidas dentro do reator, configurando-se nos primeiros grânulos formados (Figura 2.6). Hartmann *et al.* (2007) ratificam esta teoria ao afirmarem que fungos e protozoários estão envolvidos na estruturação de biofilmes.

Figura 2.6 – Processo de granulação aeróbia em um RBS (BEUN *et al.*, 1999)



Liu e Tay (2002), por sua vez, dividem o processo de granulação em quatro etapas:

1. Contato entre os microrganismos promovido por movimentos decorrentes de forças hidrodinâmicas, termodinâmicas (movimento Browniano), de difusão, de gravidade e/ou de mobilidade celular (através de flagelos, cílios ou pseudópodes).
2. Forças atrativas iniciais mantêm estáveis os contatos superficiais multicelulares, promovendo a interação célula-célula e atuando como força motriz para a autoagregação das bactérias. Estas forças iniciais compreendem forças químicas (emparelhamento iônico, pontes de hidrogênio e ligações inter-partículas), forças bioquímicas (atração de receptor celular, desidratação da superfície celular e fusão da membrana celular), e forças físicas (forças de Van der Waals; atração de cargas opostas; forças termodinâmicas; tensão superficial; e principalmente hidrofobicidade).
3. Forças microbianas favorecem o amadurecimento do grânulo. A produção de polímeros extracelulares, crescimento do aglomerado microbiano e a alteração metabólica induzida pelo meio ambiente, facilitam e reforçam a interação celular, resultando em uma elevada densidade de células aderentes.
4. Por fim, a estrutura tridimensional do agregado torna-se estável devido às forças de cisalhamento hidrodinâmicas. Os grânulos são moldados pela força de cisalhamento hidrodinâmico para formar uma determinada comunidade

estruturada, sendo esta força um dos fatores determinantes da forma exterior e do tamanho dos agregados.

2.6.2. Condições operacionais necessárias à granulação

Ao final dos anos 90, iniciaram-se investigações acerca de condições operacionais que melhor favorecem a formação do lodo granular aeróbio. De maneira geral, reatores que favorecem a ocorrência de forças de cisalhamento elevadas, curtos tempos de sedimentação e regime alimentação descontínuo apresentam melhor desempenho no crescimento de organismos com crescimento lento, evitando a formação de biomassa filamentosa (CHIESA e IRVINE, 1985; McSWAIN *et al.* 2004; QIN *et al.*, 2004;. TAY *et al.*, 2001; WILDERER e McSWAIN, 2004).

A densidade dos grânulos, a velocidade de sedimentação, e a resistência dos grânulos estão diretamente relacionadas à força de cisalhamento aplicada. Sabe-se que o aumento da força de cisalhamento estimula significativamente as atividades de respiração dos microrganismos aeróbios na superfície dos aglomerados. A força de cisalhamento elevada estimula a formação de grânulos aeróbios compactos e mais densos através da estimulação da produção de polissacarídeos extracelulares (EPS). A produção de EPS e a hidrofobicidade dos grânulos aeróbios foram relatadas duas vezes mais elevadas do que flocos normais (TAY, *et al.* 2001 e LIU e TAY, 2002).

Para fornecer uma alta força de cisalhamento ao sistema pode-se utilizar de uma alta taxa de aeração, fornecendo assim uma alta velocidade ascensional. Essa velocidade é responsável pela corrosão da superfície dos grânulos, produzindo superfícies lisas, e estimulando cepas bacterianas a secretarem substâncias extracelulares, que melhoram a integridade estrutural do grânulo. Além disso, a alta taxa de aeração deve fornecer oxigênio suficiente para a degradação do substrato (SHOW *et al.*, 2012).

Substâncias poliméricas extracelulares (EPS) são produtos metabólicos que se acumulam sobre a superfície das células bacterianas e alteram as características

físico-químicas da superfície celular, tais como: carga, hidrofobicidade, e outras propriedades. Tais são constituídas por proteínas, polissacarídeos, ácidos húmicos e lípidos escretados pelas bactérias para ajudar a iniciar processo de granulação aeróbia (LIU *et al.*, 2004, SCHMIDT e AHRING, 1994).

Outra condição importante para a granulação é a relação entre o tempo de sedimentação e a troca volumétrica, a qual funciona como uma pressão de seleção hidráulica para eliminar a biomassa não granular do reator. Show *et al.* (2012) afirmam que microrganismos aeróbios tentam regular seu metabolismo energético em resposta a mudanças nessa pressão. Assim, associando curtos tempos de sedimentação a grandes trocas volumétricas, apenas bactérias com boa velocidade de sedimentação seriam selecionadas. Buscando aumentar a pressão de seleção, Beun *et al.* (1999) sugerem uma elevada relação entre altura e diâmetro da coluna do reator, buscando facilitar a remoção da biomassa dispersa.

Tay *et al.* (2001) relatam que a utilização de períodos sem a presença de substrato aumentam a hidrofobicidade da superfície celular, facilitando a granulação aeróbia em RBS. No entanto, um impacto adverso foi relatado por Castellanos *et al.* (2000). Liu *et al.* (2007), Liu e Tay (2008) observaram que o ciclo de fome na operação RBS não é pré-requisito para a granulação aeróbia. Sendo que, em alguns casos foi relatado o aumento da estabilidade dos grânulos, enquanto períodos de inanição prolongada enfraquecem a estabilidade.

A maior parte dos trabalhos de granulação aeróbia foi realizada à temperatura ambiente (entre 20 e 25°C). De Kreuk *et al.* (2005) relatam a formação de grânulos em RBS operado em temperaturas próximas a 8°C. No entanto, os grânulos foram cultivados de forma irregular, com um crescimento excessivo de microrganismos filamentosos, causando severa lavagem da biomassa e funcionamento instável. Constatando que a granulação aeróbica em baixas temperaturas não é viável.

A influência do pH no processo de granulação relaciona-se ao crescimento microbiano. O pH ácido é propício à proliferação de fungos que podem desempenhar o papel inicial de matriz (BEUN *et al.*, 1999, McSWAIN, *et al.* 2004, WILLIAMS & REYES, 2006). Williams e Reyes (2006) observaram que a granulação

a um pH de 4,0 foi dominada por fungos, com grânulos de aproximadamente 7 mm de diâmetro. Yang *et al.* (2008) observaram a dominação por bactérias no processo de granulação e a redução do tamanho dos grânulos para 4,8 mm utilizando pH maior que 8,0.

A alta taxa de oxigenação necessária ao processo de granulação inicial ocasiona grandes concentrações de oxigênio dissolvido. No entanto, para que ocorra o processo de NDS de maneira ótima, é necessária uma concentração inferior a 2 mg.L⁻¹. Estudos observaram que a concentração de oxigênio dissolvido não é um fator de controle ao processo de granulação, sendo que a mesma foi observada tanto para pequenas concentrações, entre 0,7 e 1,0 mg.L⁻¹ (PENG *et al.*, 1999), quanto para altas concentrações, entre 2,0 e 6,0 mg.L⁻¹ (YANG *et al.*, 2004).

Segundo Hulshoff Pol *et al.* (1988), a utilização de cargas orgânicas altas melhora a produção de biogás, aumentando a velocidade ascensional do líquido, servindo também como pressão de seleção para a granulação. No entanto, estudos relatam que a carga orgânica volumétrica aplicada possui efeito insignificante sobre a formação de grânulos aeróbios. Beun *et al.* (1999) relatam que cargas entre 2,5 e 7,5 kg DQO m⁻³.dia⁻¹ não parece ter impacto direto sobre a formação de grânulos. Moy *et al.* (2002) cultivou com sucesso grânulos aeróbios utilizando cargas de 2,5 a 15,0 kg DQO.m⁻³. dia⁻¹.

2.6.3. Características do lodo granular

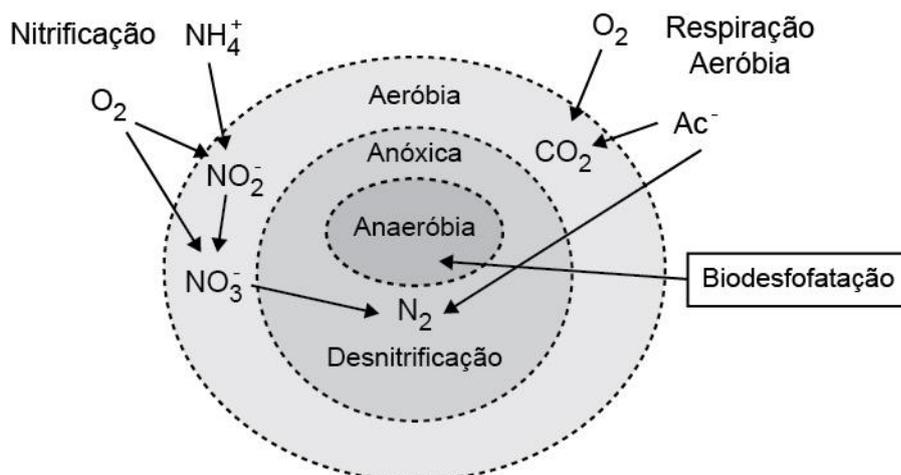
Apesar da inexistência de material suporte, os grânulos possuem propriedades semelhantes aos biofilmes aderidos, dentre as quais: a presença de substâncias poliméricas extracelulares (EPS), hidrofobicidade celular favorecida pela colisão de biomassas e a capacidade de coagulação microbiana (GUO *et al.*, 2011 e ADAV *et al.*, 2008).

A velocidade de sedimentação do lodo granular varia entre 25 e 70 m.h⁻¹, significativamente mais elevada do que a velocidade do lodo ativado convencional, que varia entre 7 e 10 m.h⁻¹. Sendo assim, a utilização do processo de granulação

permite a retenção da biomassa desejável no reator, resultando em uma maior eficiência de degradação biológica e estabilidade do reator. Além disso, a velocidade de sedimentação alta permite que reator seja operado com fluxo hidráulico elevado, podendo-se projetar reatores relativamente mais compactos (SHOW *et al.*, 2012).

A limitação de transferência de oxigênio no interior dos grânulos acarreta a estratificação microbiana da biomassa, possibilitando a coexistência de três processos biológicos importantes no tratamento de efluentes: remoção de matéria orgânica, remoção de nitrogênio e remoção de fósforo (Figura 2.7). Contudo, há divergências quanto à presença da zona anaeróbia no interior do grânulo, visto que as reações bioquímicas intrínsecas dos processos anaeróbios têm como produto biogás e formação de ácidos que enfraqueceriam a estrutura interna do grânulo, podendo levar à sua desintegração (SHOW *et al.*, 2012). Lee *et al.* (2010) observaram anaerobiose e células mortas em grânulos aeróbio com diâmetros superiores a 4 mm. Dessa forma, deve-se tentar limitar o tamanho do grânulo utilizando grandes forças de cisalhamento, garantindo que o seu raio seja maior que o limite de transferência de massa.

Figura 2.7 – Processos biológicos dentro do grânulo aeróbio (Adaptado de FIGUEROA *et al.*, 2009)



Lemaire *et al.* (2008) relatam que a ruptura dos grânulos maduros também pode ser atribuída ao entupimento dos poros e canais dos grânulos, impedindo a ingestão de nutrientes pelos microrganismos, como também à temperatura elevada durante um período de ausência de fornecimento de substrato, que pode levar a respiração endógena e a desintegração rápida dos grânulos.

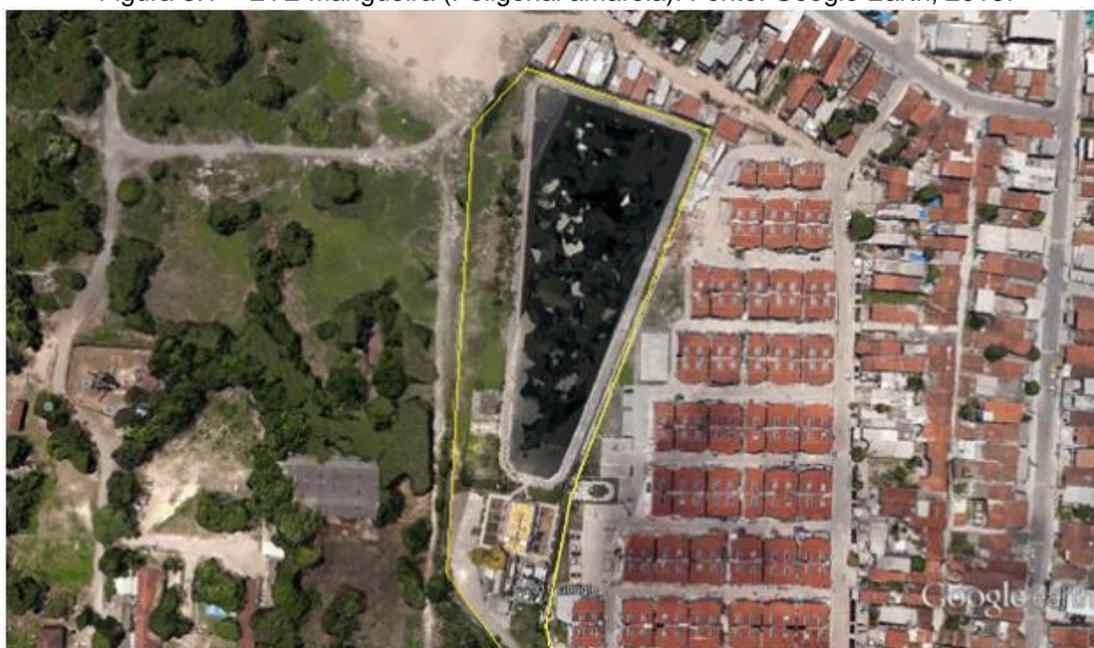
É, porém, limitado o número de estudo de sistemas de lodo granular aeróbio em larga escala ou piloto, indicando que a manutenção de grânulos de estabilidade estrutural adequada representa um grande desafio para a operação em grande escala. Um bom entendimento sobre a caracterização dos grânulos e formação ajudaria a uma melhor compreensão da estabilidade do grânulo (SHOW *et al.*, 2012).

3. MATERIAIS E MÉTODO

3.1. SISTEMA EXPERIMENTAL

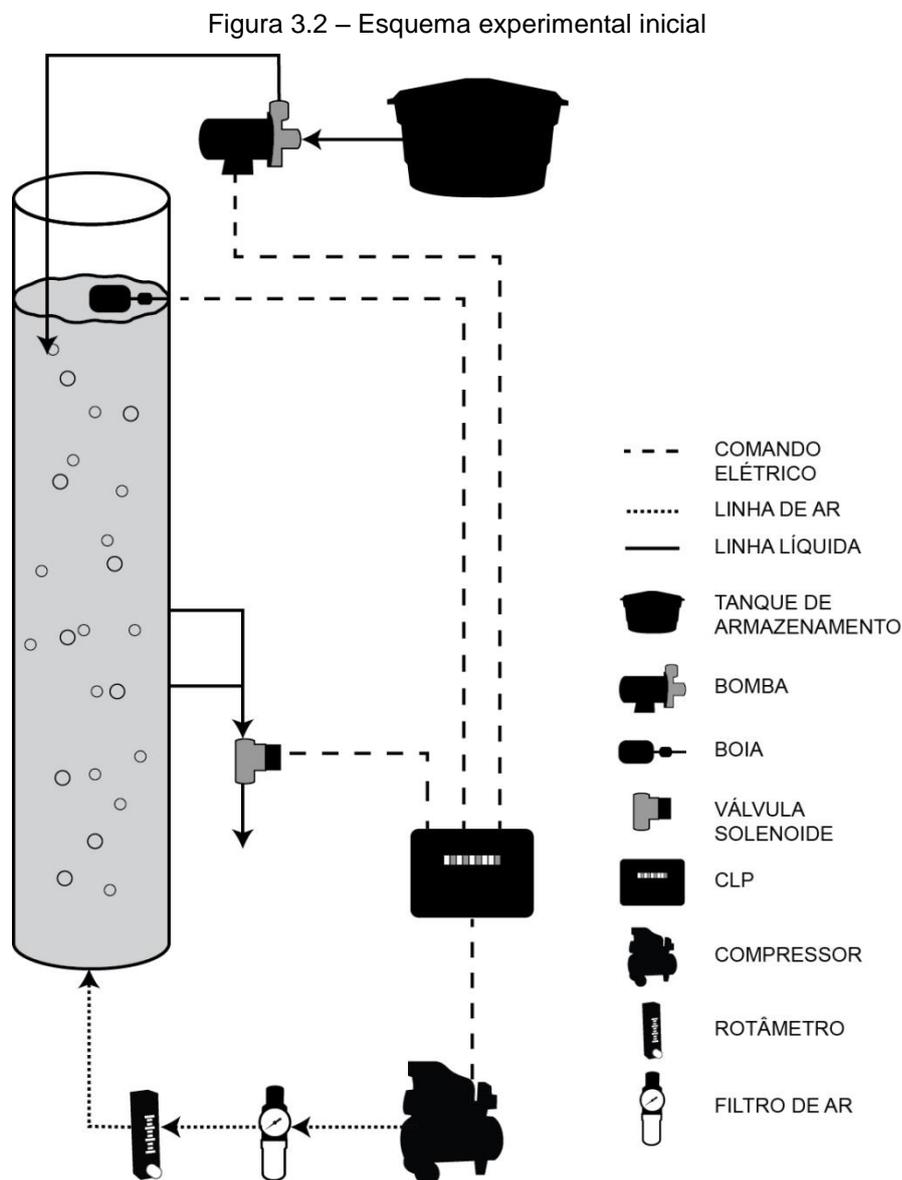
O sistema experimental foi montado na estação de tratamento de esgotos (ETE) Mangueira, localizada na cidade de Recife. A Figura 3.1 mostra uma imagem de satélite da ETE, datada de 2015, com latitude de 8°04'40.22" ao sul e longitude 34°55'29.39" a oeste. O afluente utilizado para o estudo proveio da caixa de areia da estação, que recebe e realiza o tratamento da água utilizada pelos habitantes dos bairros da Mangueira, San Martin e Mustardinha, sendo de origem doméstica.

Figura 3.1 – ETE Mangueira (Poligonal amarela). Fonte: Google Earth, 2015.



Inicialmente o sistema experimental (Figura 3.2) foi composto por um Controlador Lógico Programável (CLP, marca Siemens[®], modelo Simatic S7 1200) acoplado a um painel elétrico e dois sistemas experimentais idênticos, cada um contendo um reator em bateladas sequenciais de acrílico; bomba (marca Erbele[®], modelo BCR 2000); compressor de ar (marca Schulz[®], modelo CSA 8.2 25L Pratic air); filtro de ar (marca Arpex[®], modelo AF1); rotâmetro (marca Dwyer[®], modelo DR 200482); difusor circular de membrana (marca Ecosan[®], modelo DCM); válvula solenoide pneumática (marca Asco[®], série 8210); e boia de nível (marca Anauger[®], modelo

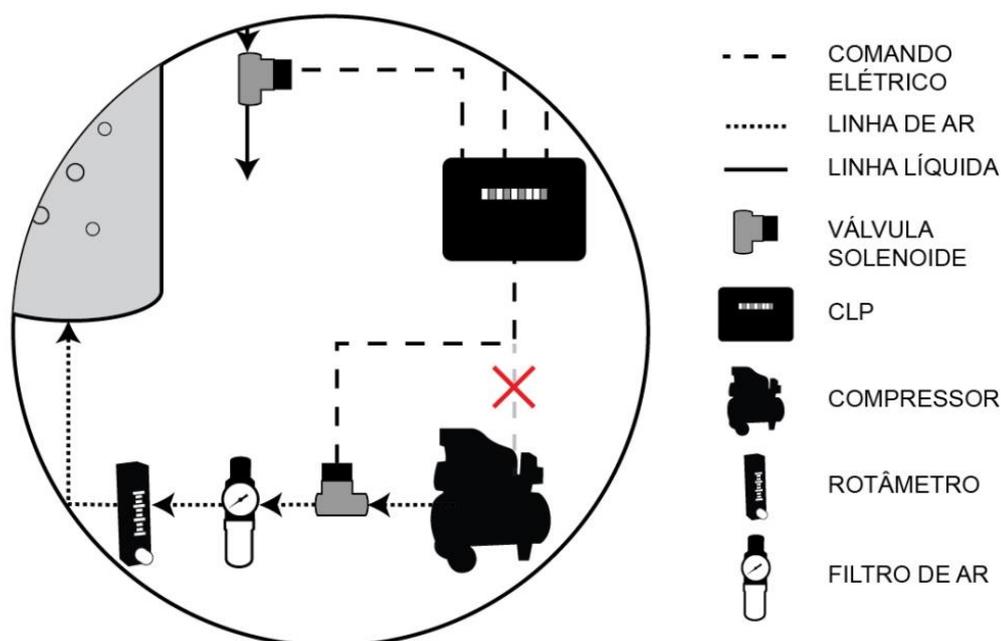
SensorControl). Para o acionamento das válvulas solenoides pneumáticas dos dois sistemas foi instalado um compressor (marca Schulz[®], CSA 8.2 25L Pratic air) exclusivamente para esse fim.



O esgoto doméstico afluyente era bombeado após a passagem pela caixa de areia para um tanque de armazenamento com capacidade de 1,0 m³. Deste, era encaminhado por bombeamento para os dois reatores em cada período de enchimento dos ciclos operacionais. Após o período temporizado pelo CLP para reação (acionamento do compressor para oxigenação do sistema) e sedimentação (tempo de repouso, onde o compressor era desligado), a válvula solenoide era acionada e o efluente tratado era descartado para a caixa de areia da ETE.

A fim de melhor controlar os períodos de aeração e sedimentação, considerando que a automação era feita por meio do acionamento elétrico do compressor, e que o mesmo, após desligado continuaria a aerar até esvaziar o seu reservatório, optou-se inicialmente por compressores com reservatório de 25 L ao invés de 100 L. Essa escolha foi baseada no tempo de esvaziamento do reservatório dos compressores, visto que o primeiro, por apresentar um reservatório menor, esvazia rapidamente (3-4 min), enquanto o último necessita de um tempo de esvaziamento maior e variável, a depender da pressão interna no momento do desligamento automático (entre 30 e 60 min). Como o tempo de sedimentação é uma condição operacional imprescindível à granulação (10-15 min), o compressor pequeno foi considerado mais apropriado. No entanto, após um mês de operação, verificou-se que a demanda de vazão de ar estava sobrecarregando os compressores e os mesmos necessitavam de consertos constantes. Sendo assim, duas válvulas solenoides foram adicionadas à linha de ar do sistema para que a automação fosse feita através do acionamento destas, em detrimento do acionamento elétrico dos compressores, possibilitando assim o uso de compressores com maior capacidade (os compressores iniciais foram substituídos por compressores marca Schulz[®], modelo CSL 10/100 Pratic air, com capacidade de 100L de armazenamento).

Figura 3.3 – Adequação no esquema experimental: adição de válvula solenoide à linha de ar

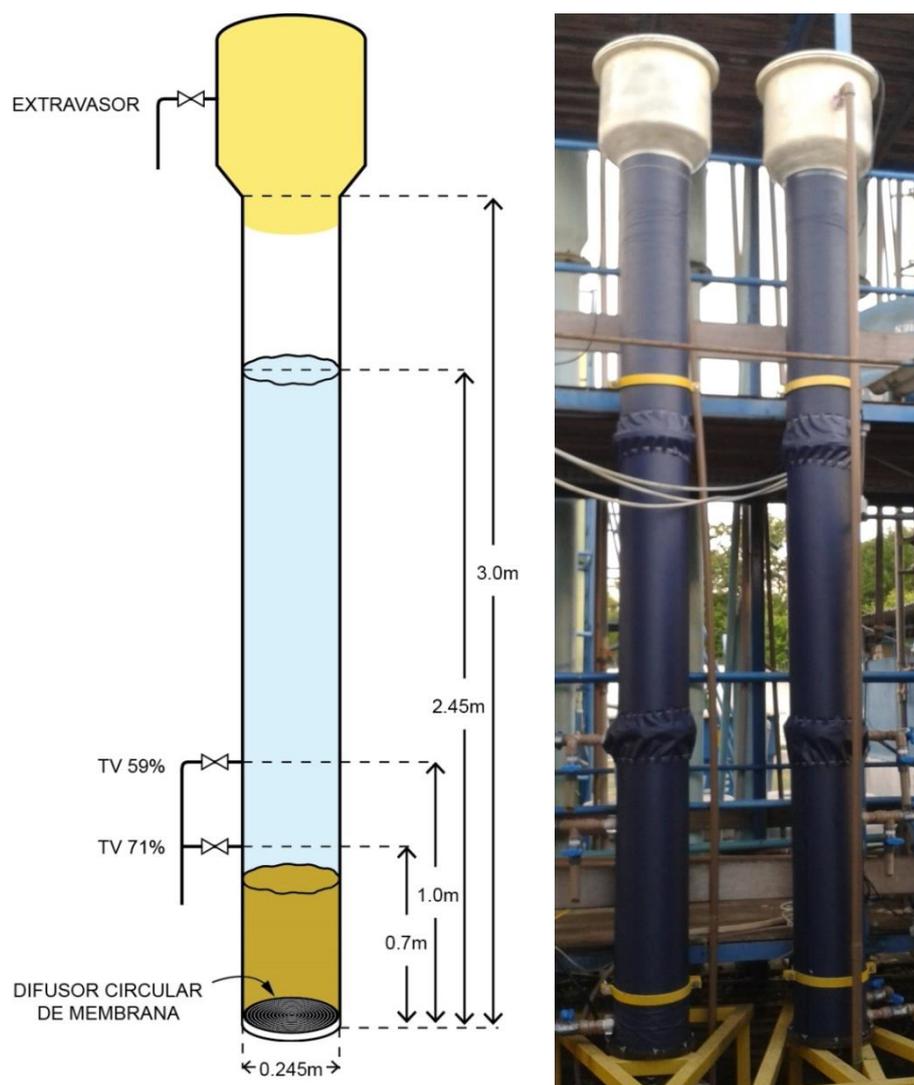


Os reatores consistiam em duas colunas cilíndricas iguais, confeccionados em acrílico transparente, com dimensões descritas na Tabela 3.1, e um cabeçote de fibra de vidro com 40 cm de altura com tampa e vedação, possibilitando coleta futura de gases.

Tabela 3.1 – Dimensões dos reatores

Altura total	3,0 m
Altura útil	2,45 m
Diâmetro interno	0,245 m
Espessura de parede	0,003 m
Volume útil	115 L
Alturas para retirada de efluente	0,70 m e 1,0 m

Figura 3.4 – Reatores piloto: esquema gráfico (esquerda) e fotografia (direita)



Como os reatores foram instalados em uma área sem cobertura e confeccionados em acrílico transparente, as colunas foram cobertas com capas de napa azul escuro, buscando evitar a entrada de luz e a possível proliferação de algas.

A linha de ar iniciava-se no compressor, seguindo para um filtro de ar, uma válvula solenoide, um rotâmetro e um difusor circular de membrana com 240 mm de diâmetro para fornecimento de bolhas finas (Figura 3.5) instalado na parte inferior do reator. A escolha desse modo de distribuição dentro do reator se deu por este proporcionar maior contato superficial entre as bolhas de ar e o licor misto, aumentando o cisalhamento e favorecendo a granulação (JORDÃO e PESSOA, 2005 *Apud* WAGNER, 2011).

Figura 3.5 – Difusor circular de membrana



A automação dos equipamentos foi realizada pelo CLP (Figura 3.6), utilizando linguagem ladder, que temporizava a duração de cada fase da operação, acionando e desligando a bomba de alimentação, abrindo e fechando a válvula solenoide de saída, bem como o tempo de funcionamento do compressor de ar. O controle dos níveis para interrupção do enchimento e o do esvaziamento foi feito utilizando boias de nível associadas.

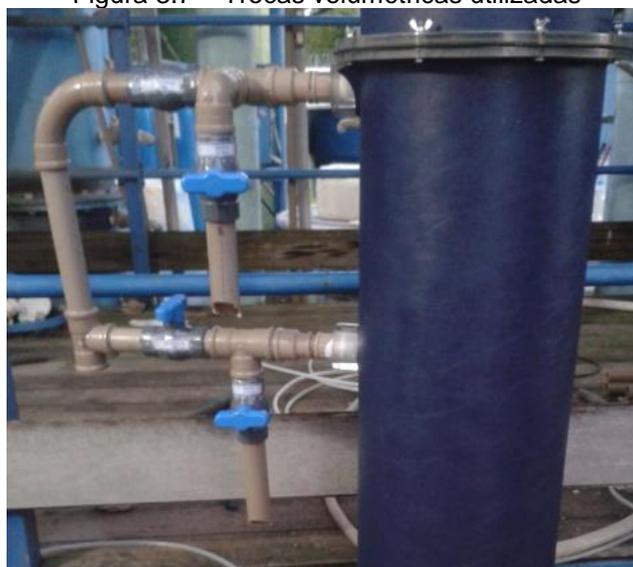
Figura 3.6 – Painel eletrônico (esquerda) e CLP (direita)



3.2. CONDIÇÕES OPERACIONAIS DOS REATORES

Buscando analisar as melhores condições para granulação do lodo, este trabalho utilizou uma estratégia operacional que buscava comparar a influência do tempo de retenção hidráulica na granulação utilizando diferentes trocas volumétricas. Nessa estratégia, o Reator 1 (RBS1) foi operado utilizando 59% de troca volumétrica (altura para retirada de efluente: 1,0m), enquanto o Reator 2 (RBS2) operou com 71% (altura para retirada de efluente: 0,7m).

Figura 3.7 – Trocas volumétricas utilizadas



3.3. MONITORAMENTO DOS REATORES

A fim de melhor acompanhar o desempenho, bem como a evolução deste nos reatores, foram realizadas coletas semanais do afluente bruto (entrada), do licor misto (mistura da biomassa e do efluente ao final do período de reação dos reatores) e do efluente tratado (saídas dos reatores).

As análises de oxigênio dissolvido, temperatura, condutividade, potencial redox e pH foram realizadas *in loco* após cada coleta com auxílio de uma sonda multiparâmetros (marca Hach®, modelo HQ40d multi).

Após a coleta, as amostras eram acondicionadas em gelo e encaminhadas ao Laboratório de Saneamento Ambiental (LSA), onde eram realizadas análises físico-químicas e de cromatografia de íons. As amostras de licor misto também eram encaminhadas ao LSA para análises de índice volumétrico de lodo (IVL), microscopia e determinação da taxa de consumo de oxigênio.

3.3.1. Análises físico-químicas

As análises físico-químicas foram realizadas semanalmente de acordo com Standard Methods (APHA, 2011) e estão listadas na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 – Análises Físico-químicas

Variável (mg.L ⁻¹)	Método	Amostras
Alcalinidade (CaCO ₃)	Titulométrico - Método 2320-B	Afluente e efluente
DQO _{total}	Colorimétrico Método 5220-C	Afluente e efluente
DQO _{solúvel} *		
Nitrito (N-NO ₂ ⁻)	Cromatografia de íons	Afluente e efluente
Nitrato (N-NO ₃ ⁻)		
Nitrogênio amoniacal (N-NH ₄ ⁺)	Titulométrico Método 4500 NH ₃ -B e C	Afluente e efluente
Nitrogênio total Kjeldahl (N-NTK)	Titulométrico Método 4500 N _{org} - B	Afluente e efluente

Variável (mg.L ⁻¹)	Método	Amostras
Fósforo total (P-PO ₄ ³⁻)	Colorimétrico Método 4500 P - C	Afluente e efluente
Ortofosfato** (P-PO ₄ ³⁻)		
Sólidos Totais (ST)	Gravimétrico Método 2540-G	Afluente, licor misto e efluente
Sólidos Suspensos* (SS)		

*Membrana fibra de vidro 1,2µm

**Membrana 0,45µm

3.3.2. Índice Volumétrico do lodo (IVL):

A análise do índice volumétrico do lodo (IVL) foi realizada utilizando a metodologia proposta por Schwarzenbeck *et al.* (2004). Essa metodologia propõe a determinação do índice para diferentes tempos de sedimentação (e não apenas em 30 minutos como o método proposto por APHA (2011)), uma vez que a proximidade entre os valores de IVL em 30 minutos e valores de IVL em 10 minutos implica em uma excelente capacidade de sedimentação do lodo (YANG *et al.*, 2004).

3.3.3. Microscopia

Após a coleta do licor misto, o desenvolvimento do lodo e a formação dos grânulos foram acompanhados e fotografados semanalmente com o auxílio de microscópio óptico (marca Leica[®], modelo DME) com aumento de 100x.

3.3.4. Determinação da taxa de consumo de oxigênio

No estudo de tratamentos de efluentes utilizando lodo aeróbio é importante conhecer a quantidade de oxigênio consumido pelas células durante o processo oxidativo para, assim, melhor dimensionar o sistema de aeração. Esse trabalho utilizou o método de quantificação proposto por Humphrey e Taguchi (1966), denominado método dinâmico.

Esse método consiste, em um dado instante, anular a transferência de oxigênio, reduzindo a frequência de agitação, e acompanhar continuamente com o auxílio de uma sonda o decaimento da concentração de oxigênio dissolvido até atingir um valor de concentração determinado. A variação instantânea da concentração em função do tempo (dC/dt) é igual ao produto da taxa de consumo de oxigênio (Q_{O_2}) pela concentração de biomassa no sistema (X), como mostra a Equação 3.1 abaixo.

$$\frac{dC}{dt} = -Q_{O_2}X \quad \text{Equação 3.1}$$

Como esse procedimento requer um tempo relativamente curto, o método supõe que, nesse curto intervalo de tempo, não há alteração na concentração celular e deve garantir que a concentração de oxigênio esteja acima da concentração crítica. Este trabalho adotou como critério para retomada da aeração um decaimento máximo de 1,5mg/L de oxigênio dissolvido. Não atingindo esse decaimento, a aeração era retomada após 10 minutos até a saturação de oxigênio no líquido (concentração de oxigênio constante por um período superior a 2 minutos), repetindo-se o processo em triplicata.

A taxa de consumo de oxigênio foi observada semanalmente em 1L de licor misto de cada reator, seguindo o procedimento descrito por Wagner (2011) para três processos isolados de consumo, sendo eles:

1. Respiração endógena (TCO_{endo}): Consumo de oxigênio para manutenção das atividades celulares (sem presença de substratos, após 24 horas de aeração contínua);
2. Nitrificação (TCO_{nitri}): Consumo de oxigênio durante o processo de nitrificação (adicionando 50mg de nitrogênio amoniacal presente em uma solução de cloreto de amônio – substrato para bactérias autotróficas);
3. Respiração exógena (TCO_{exo}): Consumo do oxigênio durante os processos de oxidação da matéria orgânica (adicionando 50mg de 1-allyu-2-thiourea (ATU) para inibição da nitrificação e 50mg de acetato de sódio – fonte de carbono para bactérias heterotróficas).

3.4. PROCEDIMENTO DE LAVAGEM DOS REATORES

Os reatores eram lavados ao ser observada uma concentração significativa de biomassa aderida às suas paredes, de modo geral, a cada quinze dias. Beun *et al.* (2002) e Morgenroth *et al.* (1997) observaram que a biomassa aderida às paredes proporciona um caminho preferencial em detrimento da granulação, e que a retirada desta biomassa favorece o crescimento dos micro-organismos na forma de grânulos.

O processo de lavagem consistia em, ao final do ciclo, retirar o volume decantado através do registro globo localizado na parte inferior do reator e transferi-lo para baldes. Após vinte minutos de sedimentação do lodo nos baldes, o volume sobrenadante era sifonado, separando o lodo sedimentado em um único balde (Figura 3.8). Após isso, os reatores eram lavados com o auxílio de água e uma escova adaptada a uma vara de madeira com 3,5m de extensão. O lodo da primeira lavagem, realizada apenas com água, era adicionado ao lodo reservado. Toda a biomassa restante, obtida após a utilização da escova, era descartada.

Com o reator lavado, o mesmo era preenchido em 2/3 com esgoto fresco, para reduzir o impacto na biomassa ao ser devolvida ao reator.

Figura 3.8 – Lodo biológico decantado em balde (esquerda); Reator sendo lavado com auxílio de escova e água (direita)



3.5. DIFICULDADES OPERACIONAIS

Durante a operação dos reatores¹ ocorreram algumas condições operacionais adversas. Considerando que estas podem interferir nos resultados encontrados, estão descritas na Tabela 3.4:

Tabela 3.4 – Adversidades operacionais

Adversidades encontradas	Reator	Tempo de operação
Quedas de energia na estação de tratamento interromperam a aeração do sistema por um período inferior a 24 horas.	RBS1	18 d
		68 d
		92 d
		112 d
		148 d
	RBS2	04 d
		97 d
Curto circuito no compressor do sistema interrompeu a aeração por um período inferior a 12 horas. O compressor foi substituído pelo compressor reserva.	RBS2	46 d
Problemas no compressor do sistema RBS1 diminuíram a vazão de ar para 10 L.min ⁻¹ durante um período inferior a 12 horas. Devido ao compressor reserva estar no conserto, a linha de ar do sistema RBS2 foi subdivida para os dois sistemas, fornecendo uma 25 L.min ⁻¹ . Essa alteração permaneceu durante 15 dias.	RBS1	70 d
	RBS2	57 d
Manutenção na rede de coleta de esgoto, com limpeza dos poços de visita, resultou na aplicação de alta carga orgânica rica em sólidos aos sistemas durante aproximadamente 48 horas.	RBS1	128 d
	RBS2	71 d
Problemas no compressor do sistema diminuíram a vazão de ar para 10 L.min ⁻¹ durante um período inferior a 12 horas.	RBS2	91 d
Problemas operacionais na rede elétrica da ETE levaram a interrupção da operação do sistema.	RBS2	107 d

¹ O início da operação do RBS2 se deu após 14 dias do início da operação do RBS1.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesse capítulo serão expostas características do esgoto doméstico diluído utilizado durante o estudo e discussão dos resultados encontrados para cada troca volumétrica utilizada, comparando-as ao final.

4.1. CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO SANITÁRIO

A Tabela 4.1 apresenta as características do esgoto sanitário, afluyente ao experimento, observadas durante o período de estudo.

Tabela 4.1 – Características do esgoto sanitário

Variável	Unidade	Mínimo	Máximo	n	Média ± Desvio padrão
OD	mg.L ⁻¹	0,05	0,78	14	0,38 ± 0,20
pH		6,38	7,16	19	6,78 ± 0,20
Temperatura	°C	27,5	31,2	18	29,6 ± 1,0
Condutividade	µS	825	933	17	933 ± 65
Potencial redox	mV	-440,3	-144,6	12	-257,4 ± 87,2
N-NH ₄ ⁺	mg.L ⁻¹	18,9	37,4	21	26,2 ± 5,2
N-NTK	mg.L ⁻¹	26,3	54,6	21	39,4 ± 8,0
Ortofosfato (P-PO ₄ ³⁻)	mg.L ⁻¹	1,8	4,9	18	2,9 ± 0,7
Fósforo total (P-PO ₄ ³⁻)	mg.L ⁻¹	2,8	7,7	21	4,0 ± 1,0
DQO total	mg.L ⁻¹	195,4	491,3	18	323,1 ± 81,0
DQO solúvel	mg.L ⁻¹	88,0	198,8	21	126,6 ± 28,0

A variação na concentração dos compostos foi atribuída a três fatores principais: chuva; manutenção na rede coletora e manutenção da caixa de areia da estação. A ocorrência de chuva diminui a concentração dos compostos devido ao seu potencial de diluição; a manutenção na rede coletora aumenta a concentração dos compostos uma vez que após a limpeza dos poços de visita os resíduos foram descartados na rede; manutenções na caixa de areia demandaram suspensões temporárias do

tratamento primário, adicionando ao sistema experimental concentrações mais elevadas de sólidos.

Como comparação aos dados citados na Tabela 4.1, podemos citar o estudo de Oliveira e Von Sperling (2005) que, ao analisarem o afluente em 166 estações de tratamento nos estados de Minas Gerais e São Paulo, verificaram concentrações médias substancialmente superiores às encontradas nesse estudo, a saber: $947,2 \pm 325,5 \text{ mg.L}^{-1}$, $63,0 \pm 16,9 \text{ mg.L}^{-1}$ e $7,67 \pm 2,7 \text{ mg.L}^{-1}$, para $\text{DQO}_{\text{total}}$, nitrogênio (N-NTK) e fósforo total (P- PO_4^{3-}), respectivamente. Akaboci (2013) operou um RBS granular com esgoto doméstico com concentrações médias de $\text{DQO}_{\text{total}}$ de $493,0 \pm 170 \text{ mg.L}^{-1}$, $\text{DQO}_{\text{solúvel}}$ de $302 \pm 82 \text{ mg.L}^{-1}$, e amônia (N- NH_4^+) $81 \pm 18 \text{ mg.L}^{-1}$. Se utilizarmos os padrões de referência definidos por Metcalf e Eddy (2003), o esgoto sanitário da ETE Mangueira pode ser classificado como de carga orgânica entre média e baixa, e concentração média de nutrientes², diferenciando-se dos estudos citados.

Como foram utilizadas duas estratégias operacionais, a carga orgânica volumétrica (COV) em $[\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}]$ variou de acordo com a troca volumétrica adotada, segundo a Equação 4.1:

$$CV = \frac{S_i \cdot Q_d}{V_u \cdot 1000} \quad \text{Equação 4.1}$$

Sendo S_i a concentração de N- NH_4^+ ou DQO em $[\text{mg.L}^{-1}]$ no esgoto bruto.

Tabela 4.2 – Cargas volumétricas afluentes utilizadas

Carga volumétrica	Unidade	Mín.	Máx.	n	Média ± Desvio padrão
RBS1 – TV 59%					
Orgânica total	$\text{kg DQO}_t.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$	0,92	4,33	20	$1,86 \pm 0,90$
Orgânica solúvel	$\text{kg DQO}_s.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$	0,13	0,94	20	$0,60 \pm 0,13$
Nitrogenada	$\text{kg N-NO}_4^+.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$	0,09	0,18	20	$0,12 \pm 0,03$

² Baixas concentrações: $\text{DQO}_{\text{total}}$ 250 mg.L^{-1} , N- NH_4^+ 12 mg.L^{-1} , P- PO_4^{3-} 4 mg.L^{-1} ; Médias concentrações: 500 mg.L^{-1} , N- NH_4^+ 25 mg.L^{-1} , P- PO_4^{3-} 8 mg.L^{-1} (METCALF e EDDY, 2003)

Carga volumétrica	Unidade	Mín.	Máx.	n	Média ± Desvio padrão
RBS2 – TV 71%					
Orgânica total	kg DQO _t .m ⁻³ .d ⁻¹	1,12	5,22	20	2,24 ± 0,96
Orgânica solúvel	kg DQO _s .m ⁻³ .d ⁻¹	0,16	1,14	20	0,75 ± 0,17
Nitrogenada	kg N-NO ₄ ⁺ .m ⁻³ .d ⁻¹	0,11	0,21	20	0,15 ± 0,03

4.2. RBS1: TROCA VOLUMÉTRICA 59 %

4.2.1. Comportamento da biomassa

O início da análise do comportamento da biomassa quanto à concentração de sólidos suspensos voláteis no licor misto (MLSSV), teve como concentração inicial a concentração de SSV no esgoto bruto, uma vez que não foi utilizado inóculo. Com o decorrer da operação (Figura 4.1), pode-se acompanhar o aumento dessa concentração durante as seis primeiras semanas devido ao crescimento da biomassa. A maior concentração de MLSSV observada foi de 2,05 g.L⁻¹ com 25 minutos de sedimentação.

A diminuição gradativa do tempo de sedimentação como estratégia para granulação acarretou perdas de sólidos a partir do tempo de sedimentação de 15 minutos. A redução do tempo de sedimentação para 10 minutos acarretou uma perda de aproximadamente 90% dos MLSSV no reator, obtendo uma concentração de 0,12 gSSV.L⁻¹. Devido a esta significativa diminuição na concentração de sólidos e objetivando a estabilização da biomassa, optou-se pelo aumento do tempo de sedimentação para 15 minutos. A perda do lodo durante a diminuição do tempo de sedimentação como estratégia operacional também foi relatada por Akaboci (2013), onde a redução do tempo de sedimentação para 10 minutos acarretou perda de cerca de 70% de sólidos (0,7 g.L⁻¹), e Rosman *et al.* (2013), que também observaram a lavagem de biomassa no reator, com a diminuição da concentração de 5,3 gSSV.L⁻¹ para 2,2 gSSV.L⁻¹.

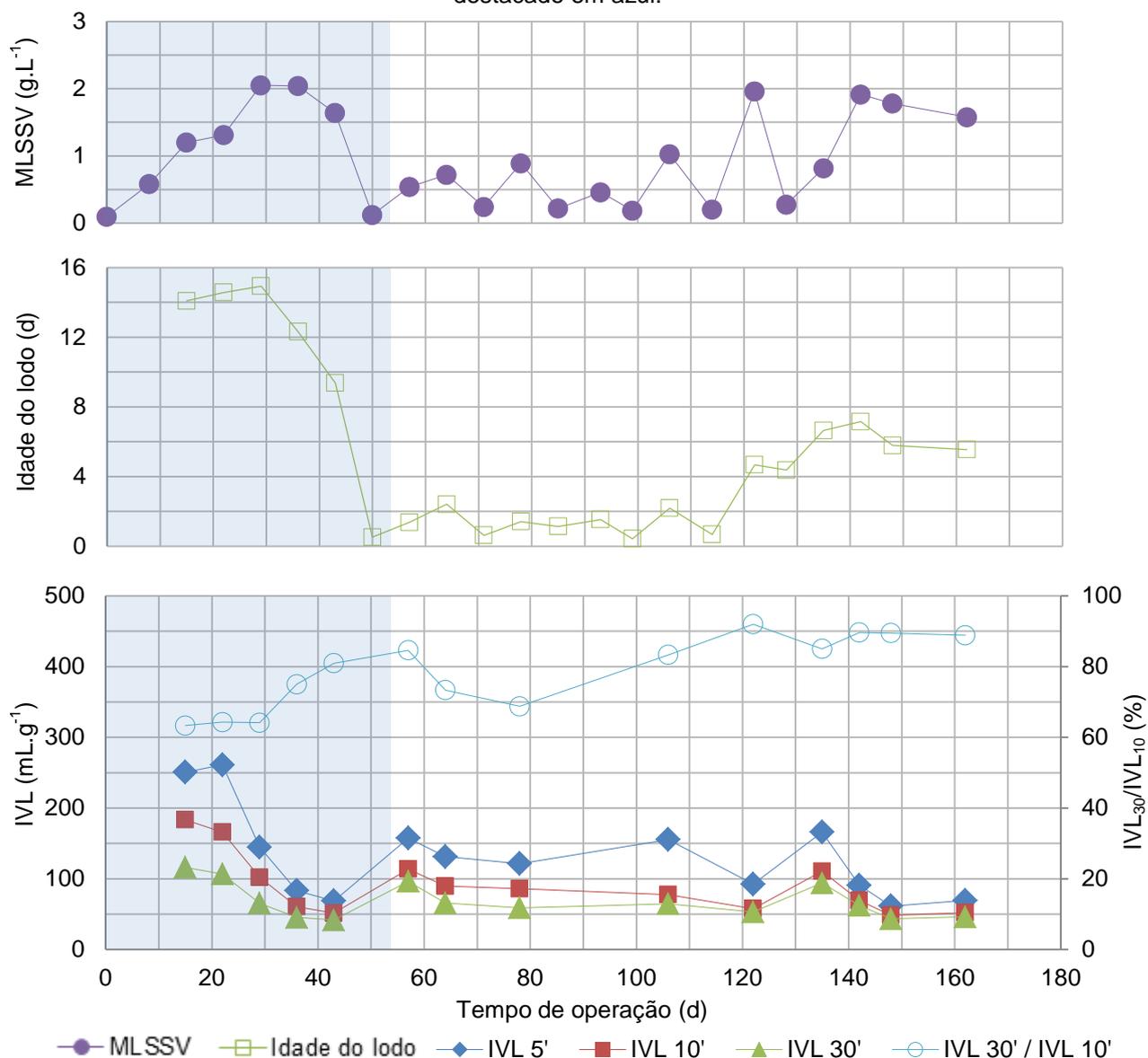
Pode-se observar o início de uma estabilização após 140 dias de operação, com concentração média de SSV de $1,76 \pm 0,17 \text{ g.L}^{-1}$ para as três últimas coletas, correspondendo a um coeficiente de variação de 9,6%. Uma concentração de SSV semelhante (entre 1,5 e 2,0 gSSV.L^{-1}) foi observada por Akaboci (2013).

A estratégia operacional de diminuição do tempo de sedimentação acarretou a lavagem do lodo de má sedimentabilidade e conseqüentemente a redução da idade do lodo. Após a redução do tempo de sedimentação de 25 minutos (29 dias de operação) para 20 minutos (36 dias de operação), foi observado o decaimento da idade do lodo de 14,9 dias para 12,3 dias. Aos 50 dias de operação, utilizando 10 minutos de sedimentação, a idade do lodo observada foi de 0,5 dias.

As últimas quatro coletas indicam o possível início da estabilização da biomassa com idade do lodo igual a $6,3 \pm 0,7$ dias, e coeficiente de variação de 11%. Daudt (2015), após a estabilização da biomassa, também observou um tempo de retenção celular médio de 6 dias. A justificativa proposta pelo autor para o baixo valor de idade do lodo considera o curto tempo de ciclo e a baixa carga orgânica. Liu e Tay (2007) observaram que o aumento do tempo de ciclo de 1,5 para 8 horas acarretou um aumento na idade do lodo 3,8 para 32,3 dias. Quanto a carga orgânica, Chen *et al.* (2008), ao aumentá-la de 6 para 12 $\text{kg DQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$, observaram um aumento da idade do lodo de 3,65 para 13,29 dias.

Qin *et al.* (2004) observaram que a diminuição do tempo de sedimentação acarreta tendência do IVL alcançar valores menores devido a seleção das partículas através do aumento gradativo da pressão de seleção. No entanto, após a redução para 10 minutos, devido à perda brusca de sólidos, a relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ diminuiu. Após o aumento do tempo de sedimentação para 15 minutos, este passou a aumentar gradativamente, apresentando valores próximos a relação ótima $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ de 90% para o lodo granular aeróbio, proposta por Liu e Tay (2008).

Figura 4.1 – RBS1: Concentração de MLSSV (g.L^{-1}); Idade do lodo (d); IVL_5 (mL.g^{-1}), IVL_{10} (mL.g^{-1}), IVL_{30} (mL.g^{-1}), $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ (%). O período de redução gradual do tempo de sedimentação encontra-se destacado em azul.



Aos 15 dias de operação, os resultados encontrados para IVL_5 , IVL_{10} , IVL_{30} e $\text{IVL}_{10}/\text{IVL}_{30}$ foram 250,8 mL.g^{-1} , 183,5 mL.g^{-1} , 162,1 mL.g^{-1} e 63,3%, respectivamente. Na última coleta realizada, esses valores foram 69,4 mL.g^{-1} , 52,1 mL.g^{-1} , 46,3 mL.g^{-1} e 88,9%, mostrando considerável melhora de sedimentabilidade no sistema. As maiores diferenças entre os valores de IVL_{10} e IVL_{30} ocorreram durante a redução do tempo de sedimentação, quando as partículas com sedimentação ruim estavam sendo lavadas. Akaboci (2013) e Daudt (2015) obtiveram resultados semelhantes em seus estudos, observando uma redução no IVL_{30} de aproximadamente 40% e 50%, respectivamente. Os baixos valores de IVL_{10}

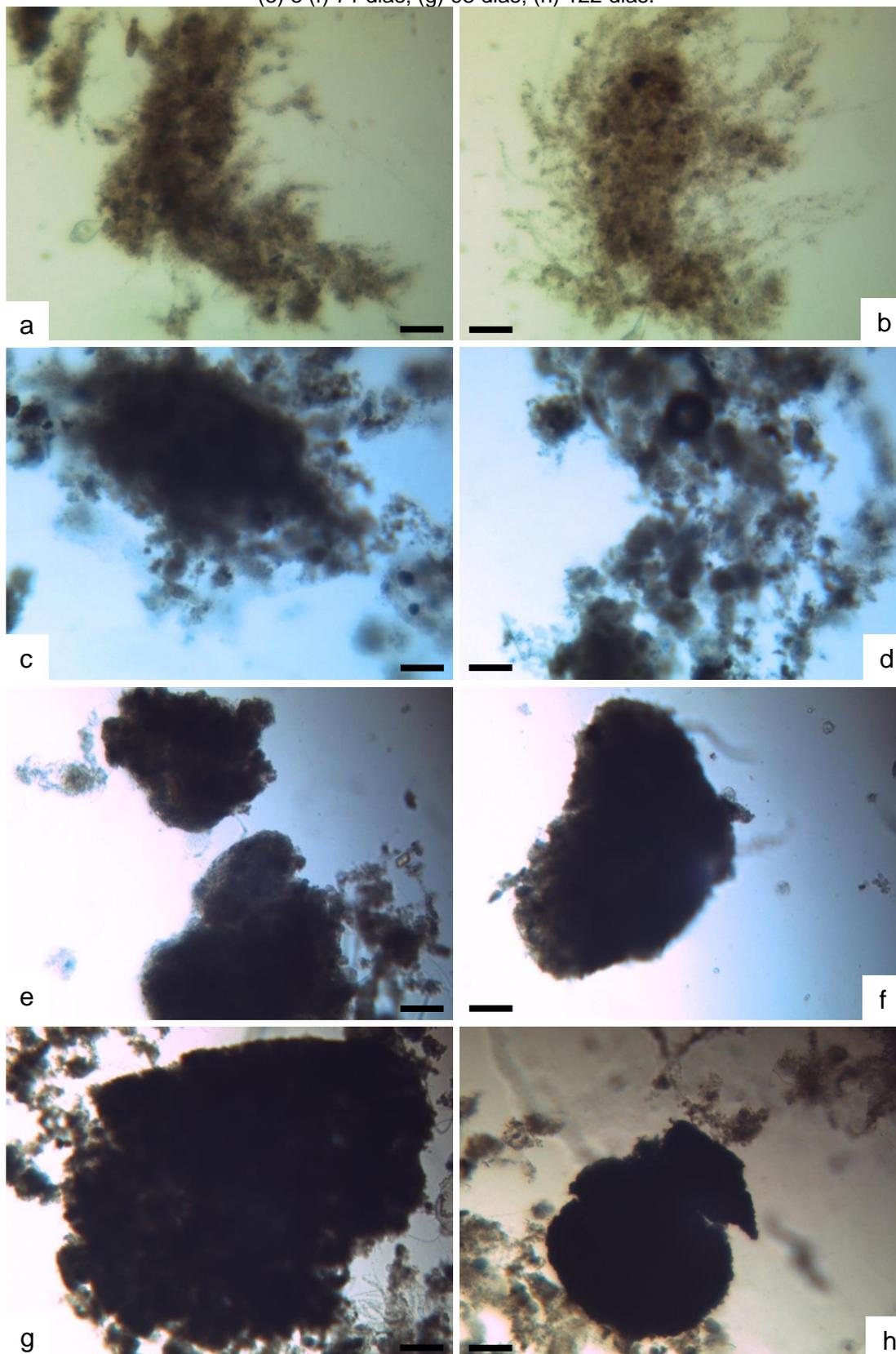
e de IVL_{30} caracterizam a biomassa como sendo de ótima sedimentação ($< 100 \text{ mL.g}^{-1}$), conforme a classificação de Metcalf e Eddy (2003).

O desenvolvimento da biomassa granular foi acompanhado através de microscopia óptica. A Figura 4.2 traz imagens com aumento de 100x para a biomassa no reator, e possibilita a percepção das mudanças na morfologia da agregação microbiana durante a operação do reator. No 15º dia de operação (Figura 4.2 a e b) pode-se perceber a biomassa bastante dispersa em flocos, característica do sistema de lodos ativados convencional, com estrutura morfológica bastante irregular. Após 36 dias (Figura 4.2 c e d), foram observados flocos menos dispersos e o início da aglutinação dos microrganismos para a formação dos grânulos. Grânulos aeróbios bem formados foram observados após 71 dias de operação (Figura 4.2 e e f), no entanto, problemas de aeração³ entre o 70º e 85º dia de operação ocasionaram a desintegração parcial dos grânulos, e estes foram observados menos densos e associados à presença de flocos no 93º dia (Figura 4.2 g). No 122º dia de operação (Figura 4.2 h), nota-se a reaparecimento de grânulos mais densos, entretanto, ainda associados ao lodo flocculento.

De maneira equivalente aos dados encontrados, Ebrahimi *et al.* (2010) perceberam, ao monitorar um reator a 30°C utilizando $1,6 \text{ kg DQO}_t \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, baixa estabilidade dos grânulos aeróbios. Akaboci (2013), utilizando uma carga orgânica de $2,1 \pm 0,5 \text{ kg DQO}_t \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, observou a granulação completa somente após 150 dias de operação. Liu *et al.* (2010) observaram um tempo de desenvolvimento granular superior a 400 dias utilizando um RBS alimentado com esgoto sanitário municipal com baixa carga orgânica. Assim, pode-se concluir que o processo de granulação utilizando afluentes com baixa carga orgânica demanda um longo período de observação.

³ Problemas nos compressores diminuíram a vazão de ar para 10 L.min^{-1} durante um período inferior a 12 horas, e uma vazão de ar de 25 L.min^{-1} durante 15 dias.

Figura 4.2 – Fotomicrografias ópticas de campo claro da biomassa presente no RBS1 (TV 59%) com aumento de 100x (Barra = 100 μ m) em diferentes dias de operação. (a) e (b) 15 dias; (c) e (d) 36 dias; (e) e (f) 71 dias; (g) 93 dias; (h) 122 dias.



4.2.2. Remoção de matéria orgânica e nutrientes

A avaliação do comportamento do reator em relação a matéria orgânica foi realizada através do monitoramento dos parâmetros DQO total e solúvel (DQO_t e DQO_s – Figura 4.3). O aumento relativo da concentração de MLSSV presente nas primeiras cinco semanas de operação do RBS1 ($1,64 \pm 0,40 \text{ gSSV.L}^{-1}$) é responsável pela alta eficiência média de remoção de DQO_t ($83 \pm 6\%$). Após a diminuição do tempo de sedimentação e a desintegração dos grânulos já citada, observou-se uma redução na eficiência média de remoção de DQO_t para $65 \pm 21\%$. Wagner (2011) observou concentrações médias afluentes e efluentes de DQO_t de $589 \pm 109 \text{ mg.L}^{-1}$ e $257 \pm 42 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente, e eficiência média de remoção de DQO_t de $54 \pm 14\%$ durante a operação de um RBS em escala de piloto com ciclos de 4 horas. Akaboci (2013) também observou uma grande variação nas concentrações de DQO_t e na eficiência de remoção na fase inicial do processo de granulação aeróbia.

Quanto à remoção de matéria orgânica expressa em termos de DQO_s (Figura 4.3), a eficiência de remoção observada foi de $72 \pm 10\%$. Percebe-se que a mesma apresentou coeficiente de variação inferior quando comparada a eficiência de remoção de DQO_t (coeficiente de variação de eficiência de remoção de DQO_s : 17%; coeficiente de variação de eficiência de remoção de DQO_t : 32%). A grande variação na eficiência de DQO_t está associada à variação na concentração de sólidos orgânicos de má sedimentabilidade lavados do sistema para o efluente.

A taxa de consumo de oxigênio para nitrificação (TCO_{nitri} – Figura 4.4) observada durante o estudo representou em média 20% da taxa de consumo de oxigênio para oxidação da M.O. (TCO_{exo} – Figura 4.3), caracterizando uma maior concentração de microrganismos heterotróficos no licor misto. Ambas apresentaram comportamento proporcional à concentração de MLSSV durante boa parte do período estudado, indicando proporcionalidade entre as bactérias heterotróficas e autotróficas presentes no sistema. As últimas coletas não seguiram este comportamento, o que indica possível aumento da concentração de heterotróficas em detrimento da concentração de bactérias autotróficas.

Ainda analisando o comportamento da TCO_{exo} (Figura 4.3), percebe-se que os problemas operacionais no sistema de aeração associados à pequena concentração de MLSSV foram responsáveis pela sua redução, justificando as eficiências críticas de remoção de DQO_t nos dias 71, 114 e 148.

Durante as primeiras semanas de operação do reator, pode-se observar um aumento na eficiência de remoção de N-NH_4^+ e N-NTK (Figura 4.4), atingindo valores próximos a 90% e 95%, respectivamente, quando a biomassa era predominantemente formada por flocos. Após a diminuição do tempo de sedimentação para 10 minutos, devido a lavaem da biomassa e as oscilações na concentração de MLSSV, a concentração de N-NH_4^+ e N-NTK e a eficiência de remoção destes compostos do sistema variou, tendo seus valores mínimos, máximos e médios descritos na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Concentrações afluentes e efluentes e eficiência de remoção de N-NH_4^+ e N-NTK

Variável	Análise	Afluente (mg.L^{-1})	Efluente (mg.L^{-1})	Eficiência (%)
N-NH_4^+	Máximo	37,4	27,7	100
	Mínimo	18,4	0	6,7
	Média \pm Desvio padrão	27,7 \pm 4,8	13,3 \pm 9,5	50 \pm 34
	Número de dados	21	21	21
N-NTK	Máximo	54,6	48,5	91,8
	Mínimo	26,3	3,5	8,3
	Média \pm Desvio padrão	40,4 \pm 7,2	20,7 \pm 12,4	48 \pm 29
	Número de dados	21	21	21

As baixas eficiências de remoção observadas na Tabela 4.3 são atribuídas ao curto tempo de ciclo utilizado. De Kreuk e Van Loosdrecht (2006) durante a operação de um RBS com lodo granular para tratamento de esgoto doméstico, utilizando ciclo de duas horas, obtiveram eficiência de nitrificação de 11%. Wagner (2011), utilizando ciclos de 3 horas, observou a remoção média de NH_4^+ de 54%, obtendo maiores eficiência de remoção após 140 dias de operação, quando o processo de granulação estava completo.

Figura 4.3 – RBS1: Taxa de consumo de oxigênio para oxidação da matéria orgânica (TCO_{exo}); MLSSV (g.L^{-1}); SSV (g.L^{-1}); DQO_t (g.L^{-1}); Eficiência de remoção de DQO_t (%); DQO_s (g.L^{-1}); Eficiência de remoção de DQO_s (%). Problemas na aeração do sistema estão sinalizados com seta (↓)

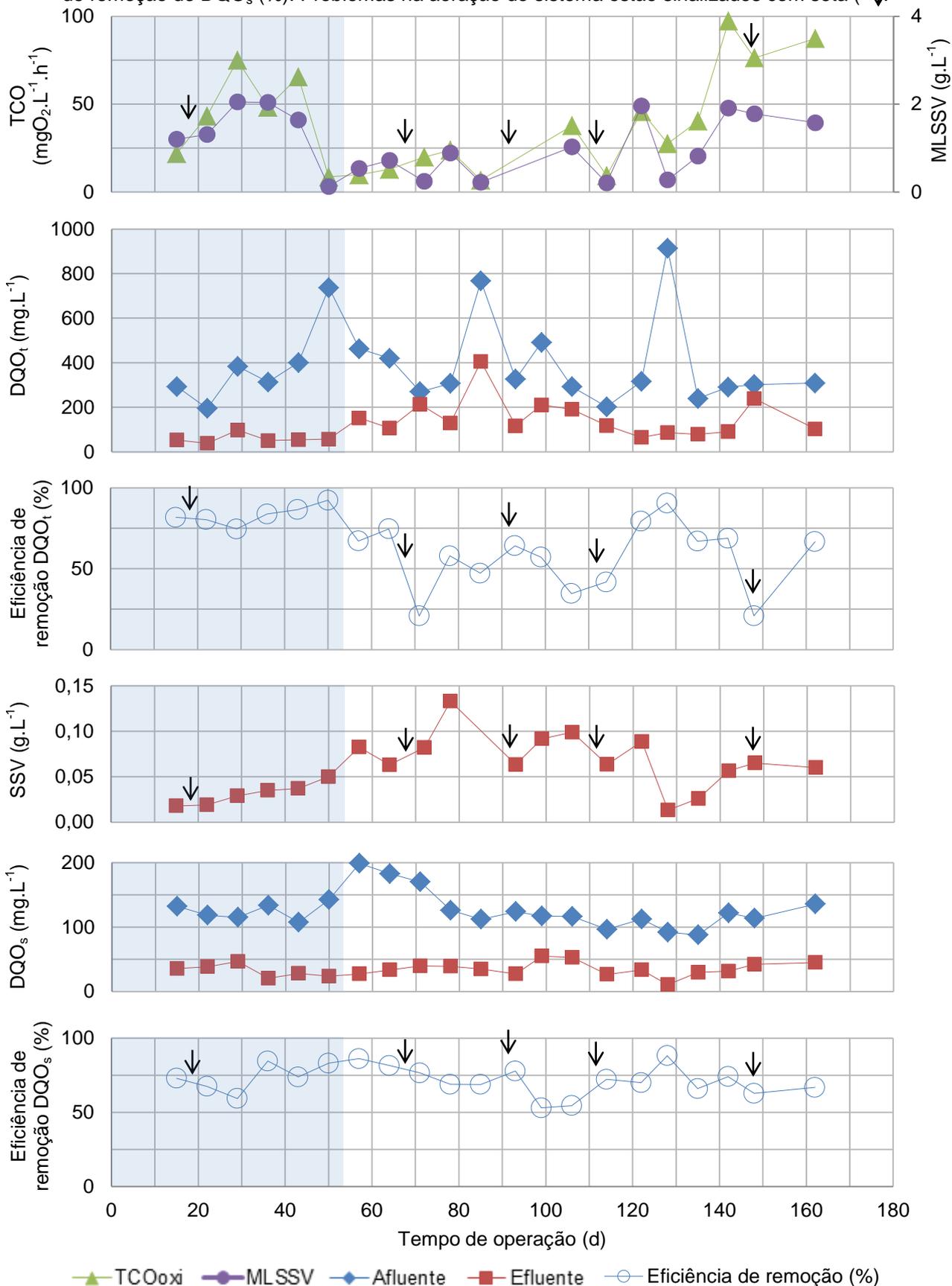
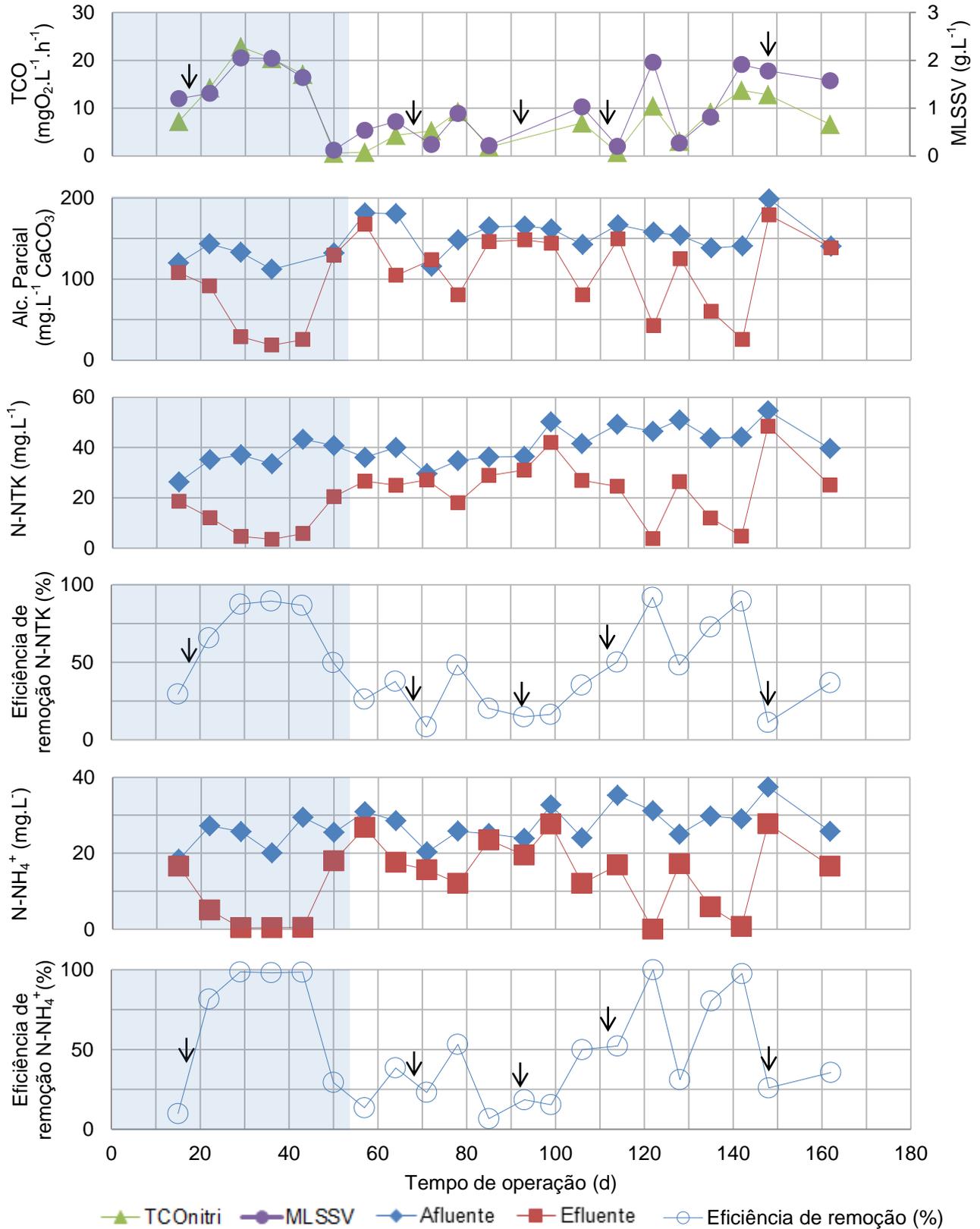
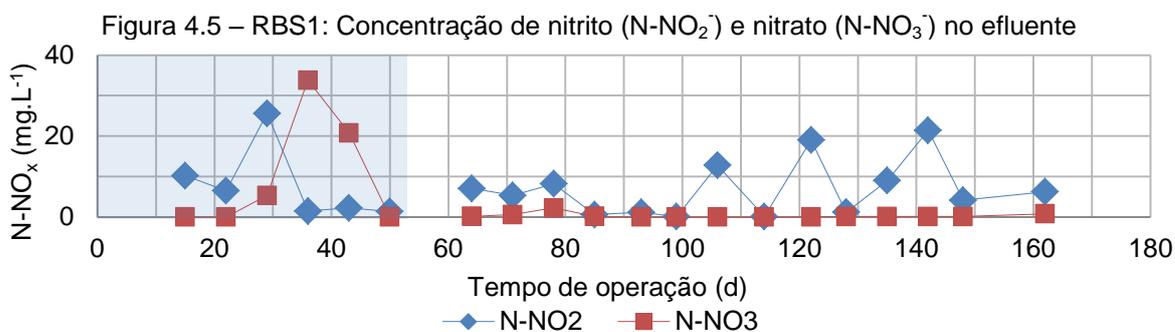


Figura 4.4 – RBS1: Taxa de consumo de oxigênio para nitrificação (TCO_{nitr}); MLSSV (g.L^{-1}); Alcalinidade parcial ($\text{mg.L}^{-1}\text{CaCO}_3$); N-NH_4^+ (g.L^{-1}); Eficiência de remoção de N-NH_4^+ (%). Problemas na aeração do sistema estão sinalizados com seta (↓).

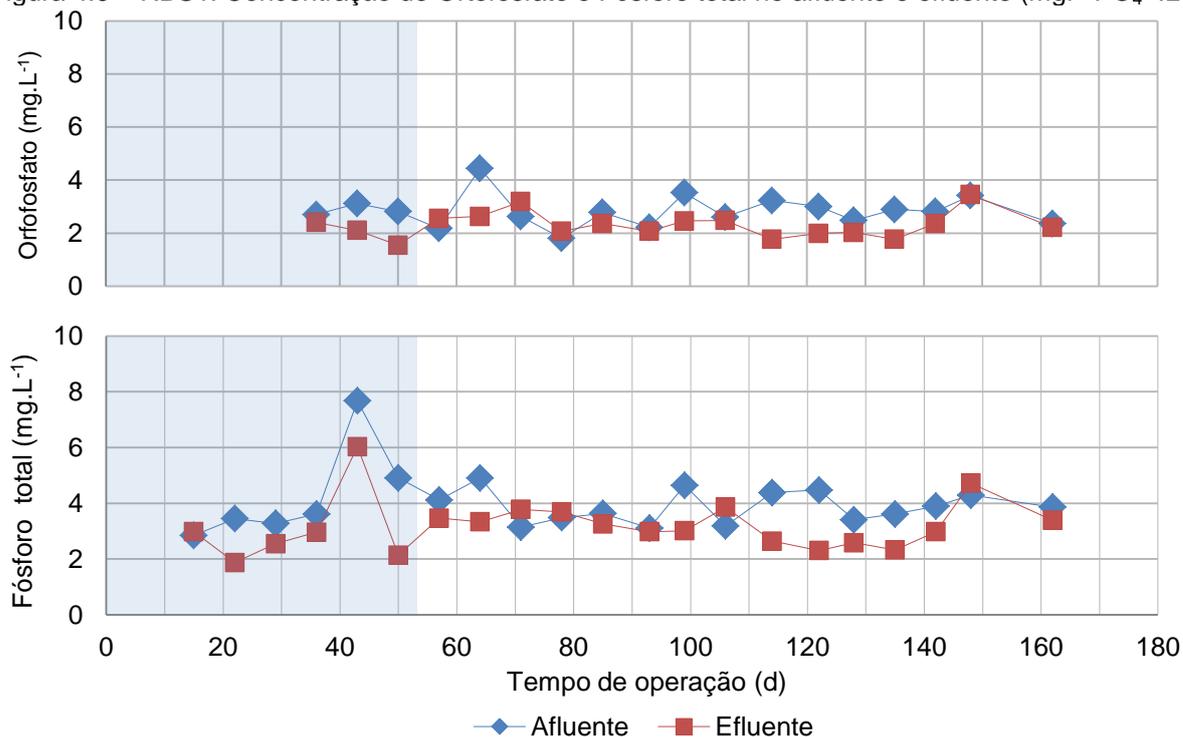


Por fim, a presença de nitrito e a concentração insignificante de nitrato no efluente tratado (Figura 4.5) indica que o processo de nitrificação não ocorreu até seu último estágio de oxidação (nitratação). Isto sugere que a estratégia operacional não favoreceu o cultivo de bactérias oxidadoras de nitrito.



Não foi observada remoção de fósforo significativa neste estudo (Figura 4.6), apesar de sua remoção ser reportada na literatura em sistemas de lodo granular aeróbio (De Kreuk *et al.* (2005) relata eficiência de 94%). Tal fato é justificado pela necessidade da presença de grânulos maduros e densos que possibilitem a existência de microzonas anaeróbias e assim a remoção de fósforo. Wagner (2011) só relatou remoção após 140 dias de operação, após a granulação completa.

Figura 4.6 – RBS1: Concentração de Ortofosfato e Fósforo total no afluente e efluente ($\text{mgP-PO}_4^{3-} \cdot \text{L}^{-1}$)



4.3. RBS2: TROCA VOLUMÉTRICA 71%

4.3.1. Comportamento da biomassa

Para o RBS2, a concentração de MLSSV (Figura 4.7) inicialmente apresentou comportamento semelhante ao RBS1, com concentração máxima de $1,38 \text{ g.L}^{-1}$ aos 15 dias de operação. No entanto, após a fixação do tempo de sedimentação em 15 minutos se detectou neste reator concentrações inferiores a $0,5 \text{ gSSV.L}^{-1}$. Sabe-se que o curto tempo de ciclo impede o crescimento de biomassa flocular, dado que o material suspenso é constantemente lavado do sistema. No entanto, esse curto tempo de ciclo associado à alta troca volumétrica e a ausência de inóculo acarretou uma perda severa da biomassa, a qual não foi compensada pelo crescimento bacteriano. Sendo assim, a baixa idade do lodo observada neste reator ($0,63 \pm 0,31$ dias) é justificada pela lavagem da biomassa ruim, resultando em uma pequena concentração de sólidos durante o período de estudo.

A baixa concentração de sólidos no RBS2 em várias coletas impossibilitou a análise de IVL, uma vez que, nestes casos, a medida de volume decantado resultou em valores inferiores ao valor de aferição na proveta. Os valores médios encontrados para IVL_{30} , IVL_{10} e para a relação IVL_{10}/IVL_{30} foram $170,9 \pm 43,0 \text{ mL.g}^{-1}$, $104,0 \pm 21,6 \text{ mL.g}^{-1}$ e $61,5 \pm 3,8\%$, respectivamente, caracterizando o lodo como de sedimentabilidade ruim. Tal sedimentabilidade, associada ao curto tempo de sedimentação (15 minutos) utilizado no sistema, colaborou para a baixa concentração de MLSSV.

Ao observarmos o desenvolvimento da biomassa utilizando microscopia óptica (Figura 4.8) foi identificada a predominância de flocos durante boa parte do período de operação. No 15º dia (Figura 4.8 a e b) a biomassa encontrava-se bastante dispersa em flocos pequenos e irregulares. Após 36 dias (Figura 4.8 c e d) foram observados flocos maiores, fofos e dispersos. No 64º dia (Figura 4.8 e e f), alguns flocos estavam maiores e com centros densos. No 78º dia (Figura 4.8 g), foram observados flocos um pouco mais densos. Somente após 91 dias de operação (Figura 4.8 h) foi possível observar grânulos pequenos. No entanto, a interrupção do

experimento no 107º dia de operação impossibilitou a observação de um período maior com a presença de grânulos.

Figura 4.7 – RBS2: Concentração de MLSSV (g.L^{-1}); Idade do lodo (d); IVL_5 (mL.g^{-1}), IVL_{10} (mL.g^{-1}), IVL_{30} (mL.g^{-1}), $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ (%)

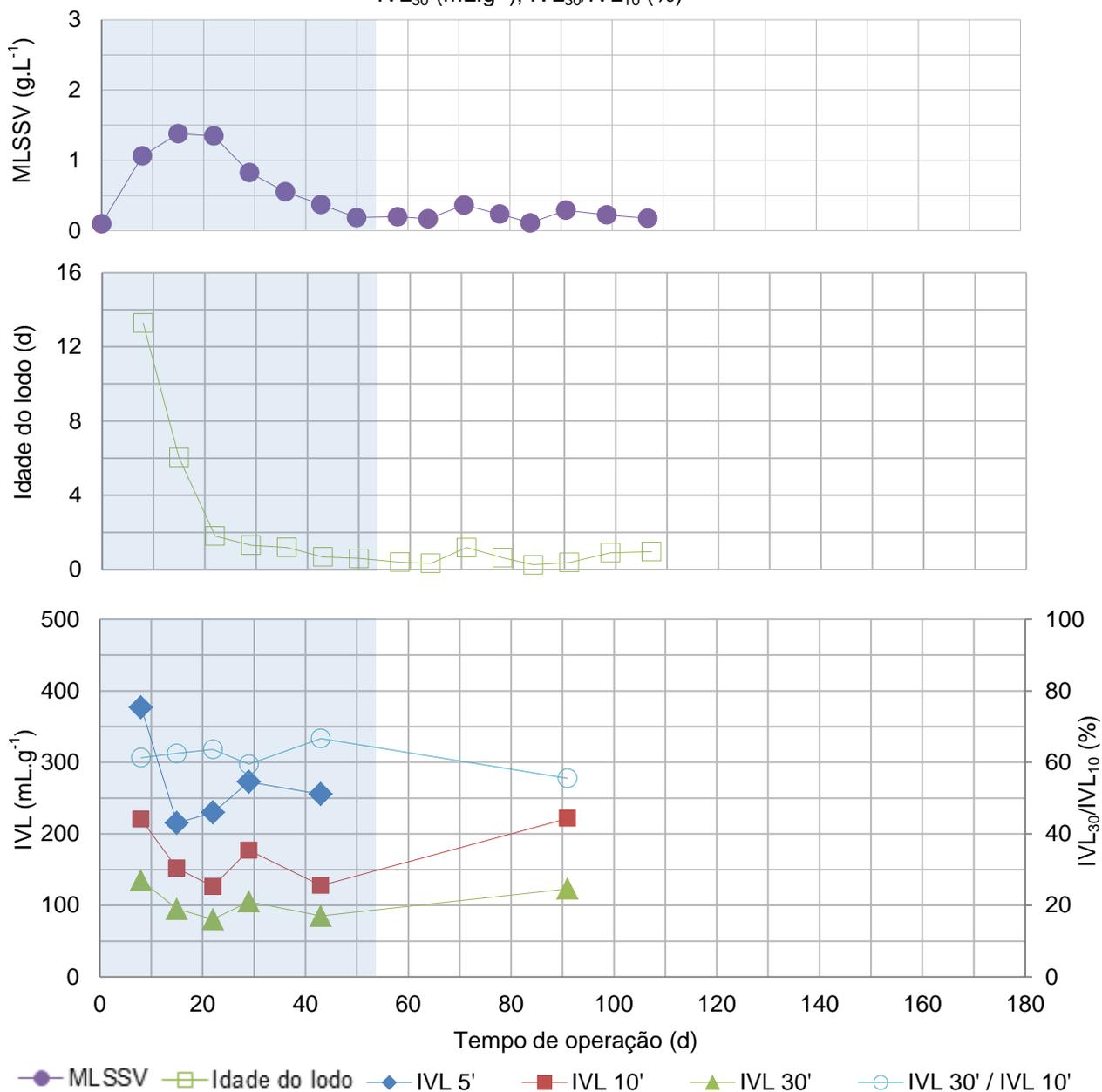
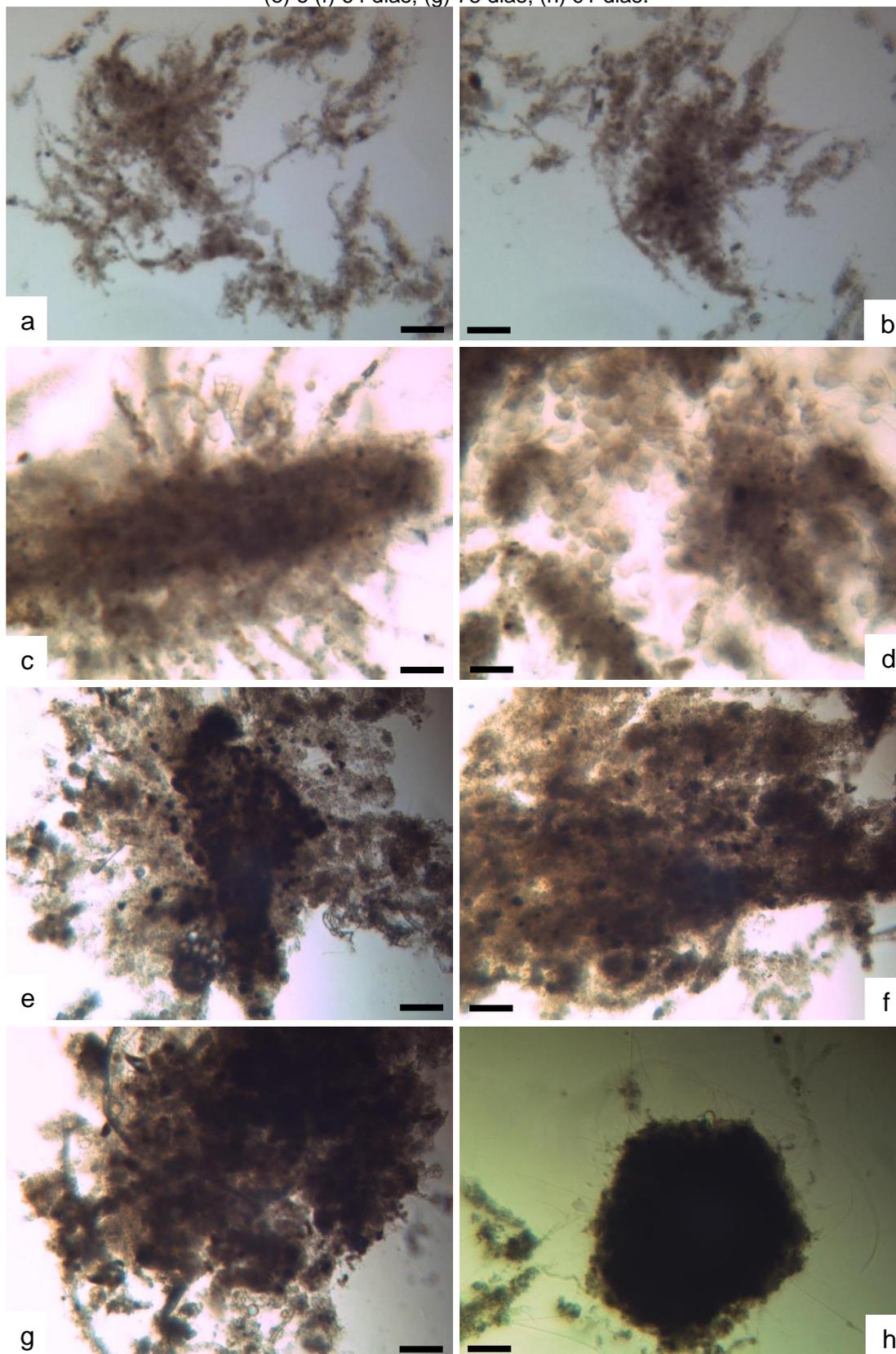


Figura 4.8 – Fotomicrografias ópticas de campo claro da biomassa presente no RBS2 (TV 71%) com aumento de 100x (Barra = 100 μ m) em diferentes dias de operação. (a) e (b) 15 dias; (c) e (d) 36 dias; (e) e (f) 64 dias; (g) 78 dias; (h) 91 dias.



4.3.2. Remoção de matéria orgânica e nutrientes

A eficiência média de remoção de DQO_t foi de $58 \pm 21\%$ (Figura 4.9). A variação na eficiência de DQO_t (coeficiente de variação: 36%) está associada à variação na concentração de sólidos orgânicos de má sedimentabilidade lavados do sistema para o efluente. As menores eficiências observadas foram: 30% aos 15 dias de operação e 5% aos 91 dias de operação. Elas estão associadas às maiores concentrações de SSV presente no efluente, 130 mg.L^{-1} e 137 mg.L^{-1} , respectivamente. Apesar da pequena concentração de MLSSV, a eficiência de remoção da DQO_s manteve-se mais estável, com valor médio de $65 \pm 12\%$ (coeficiente de variação 18%).

Foi observada remoção de N-NTK e N-NH_4^+ durante as primeiras semanas de operação do reator, estando esta associada a maior concentração de biomassa (Figura 4.10). Entre o 43º e o 91º dia de operação, após a lavagem da biomassa, foram observadas as seguintes eficiências médias de remoção: $7,8 \pm 6,7\%$ NTK e $12 \pm 5,6\%$ NH_4^+ . Após 91 dias, observou-se o aumento da remoção apesar da baixa concentração de sólidos. Tal comportamento pode ser justificado pelo aumento da atividade nitrificante ($\text{TCO}_{\text{nitri}}$) uma vez que apareceram grânulos (Figura 4.8). No entanto, a interrupção da operação no 107º dia limita a discussão. A eficiência de remoção média neste reator durante o período estudado foi de $28 \pm 26\%$ para NH_4^+ e $30 \pm 24\%$ para NTK.

A $\text{TCO}_{\text{nitri}}$ (Figura 4.9), observada durante o estudo, representou, em média, $16 \pm 18\%$ da TCO_{exo} (Figura 4.10), caracterizando uma maior concentração de microrganismos heterotróficos no licor misto. O alto coeficiente de variação (109%) indica que não houve proporcionalidade entre a atividade das bactérias heterotróficas e autotróficas presentes neste reator.

Figura 4.9 – RBS2: Taxa de consumo de oxigênio para oxidação da matéria orgânica (TCO_{exo}); MLSSV (g.L^{-1}); SSV (g.L^{-1}); DQO_t (g.L^{-1}); Eficiência de remoção de DQO_t (%); DQO_s (g.L^{-1}); Eficiência de remoção de DQO_s (%). Problemas na aeração do sistema estão sinalizados com seta (\downarrow)

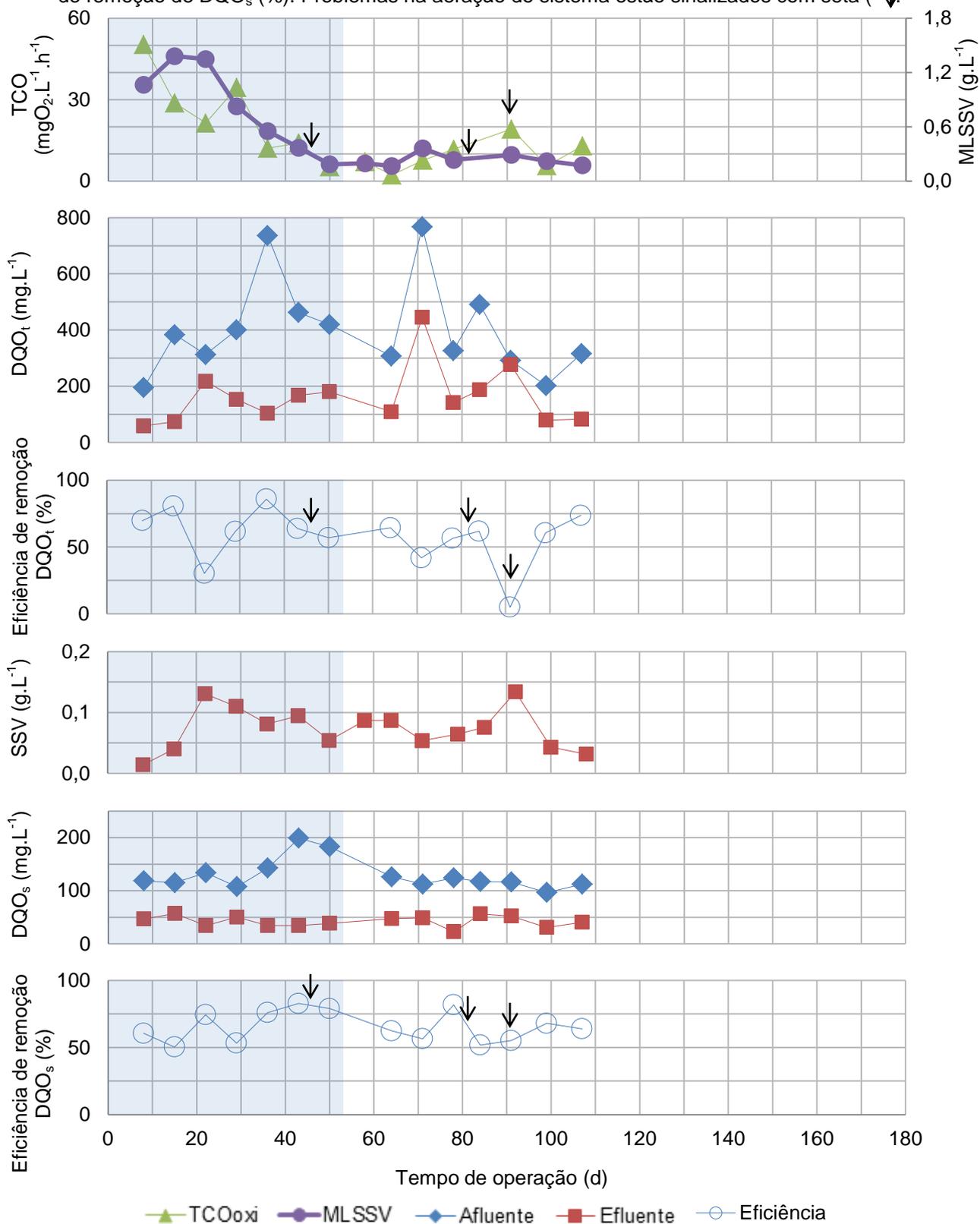
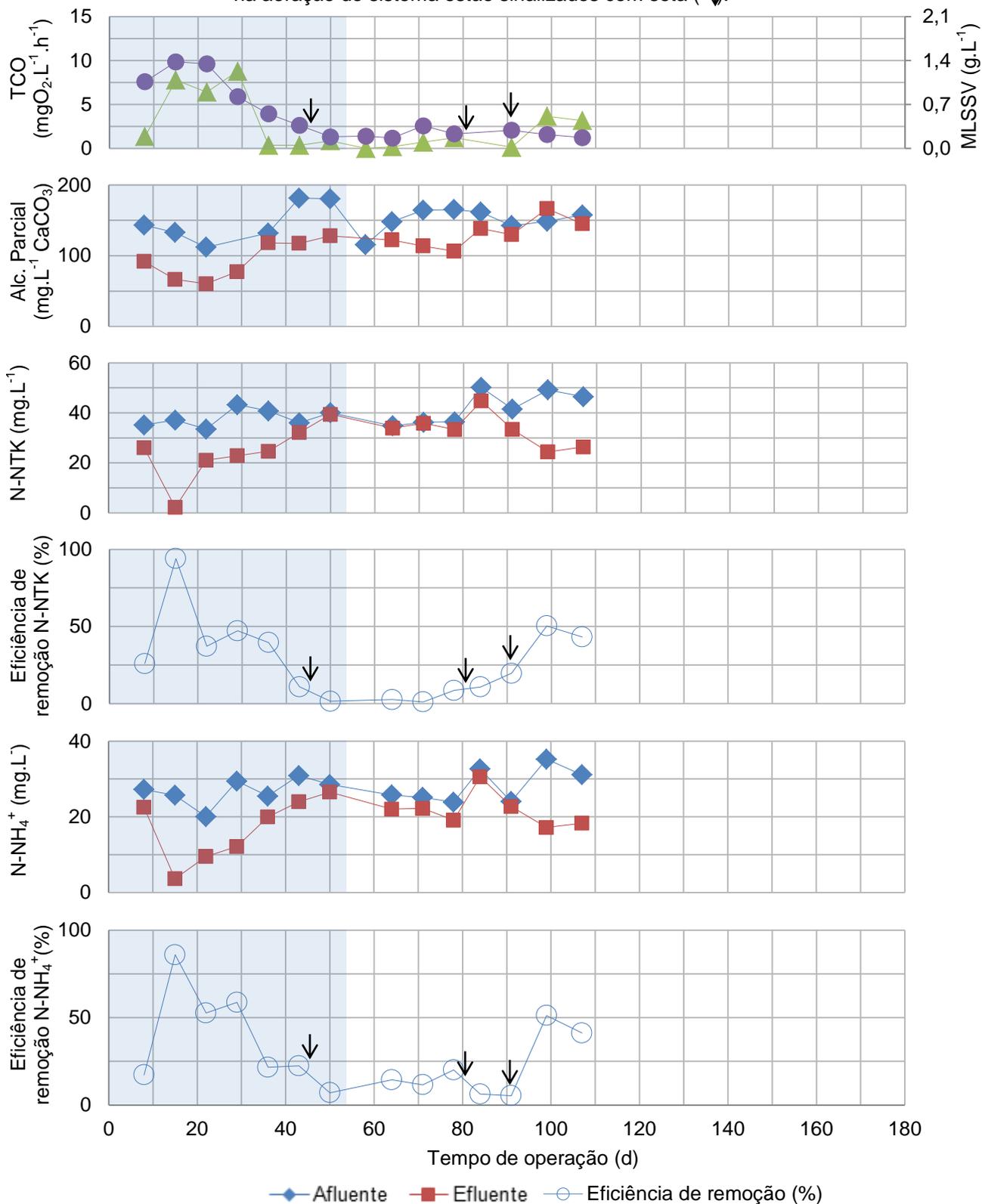
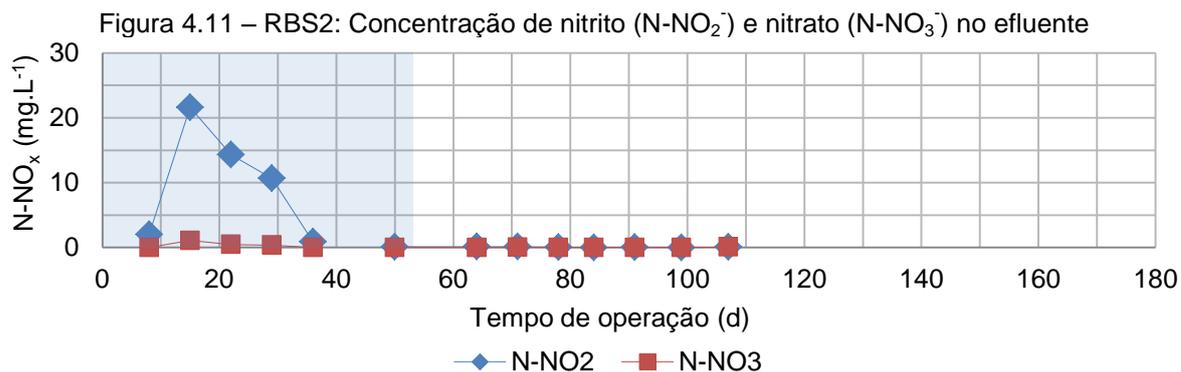
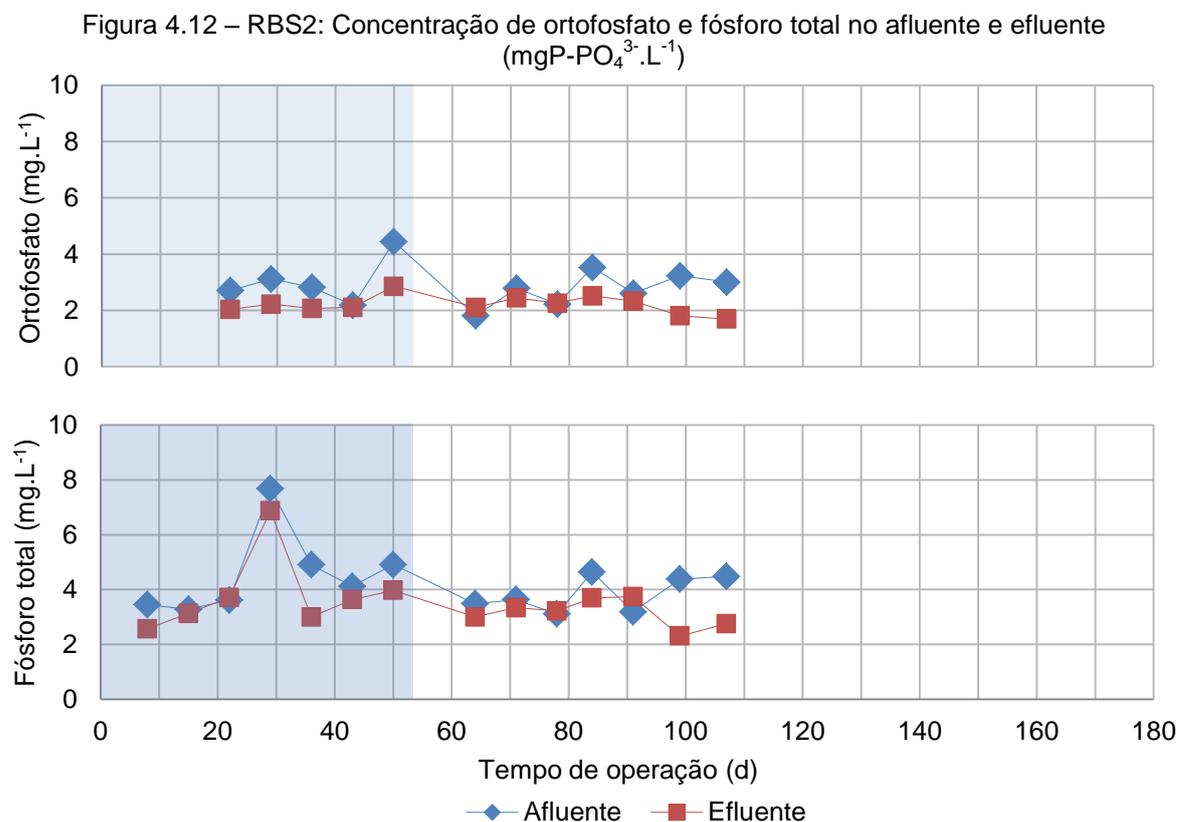


Figura 4.10 – RBS2: Taxa de consumo de oxigênio para nitrificação (TCO_{nitr}); MLSSV (g.L^{-1}); Alcalinidade parcial ($\text{mg.L}^{-1}\text{CaCO}_3$); N-NH_4^+ (g.L^{-1}); Eficiência de remoção de N-NH_4^+ (%). Problemas na aeração do sistema estão sinalizados com seta (\downarrow).





Na Figura 4.11, observou-se a ocorrência de nitrificação incompleta (nitritação) nas primeiras quatro coletas. As concentrações insignificantes de nitrito e nitrato observadas nas coletas seguintes indicam que não houve nitrificação. Tais resultados apresentam correspondência com os resultados apresentados na Figura 4.10. No entanto, as concentrações nulas de nitrito observadas nas duas últimas coletas podem indicar para presença de bactérias desnitrificantes aeróbias ou de microzonas anóxicas, visto que a partir desse período são observados grânulos (Figura 4.8). Tal inferência não pôde ser confirmada devido à interrupção da operação.

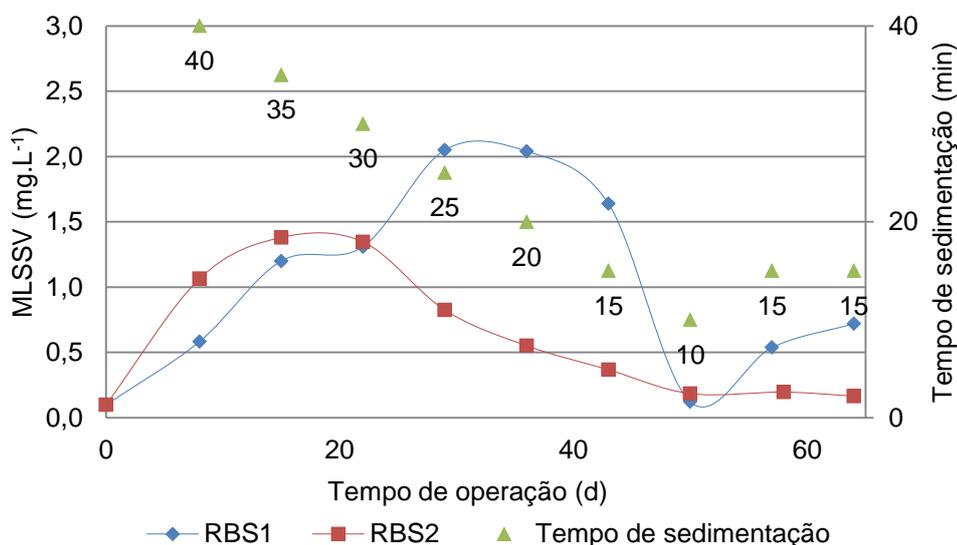


A Figura 4.12 indica que não houve remoção de fósforo. Porém, as eficiências de remoção de 44,0% e 43,6% de ortofosfato e 47,4% e 38,4% de fósforo total, observadas nas duas últimas coletas, ratificam a presença de grânulos (zonas anaeróbias) que possibilitam a remoção de fósforo.

4.4. ANÁLISE COMPARATIVA DOS RBS's

A Figura 4.13 a seguir apresenta dados referentes à concentração de MLSSV para o RBS1 e RBS2.

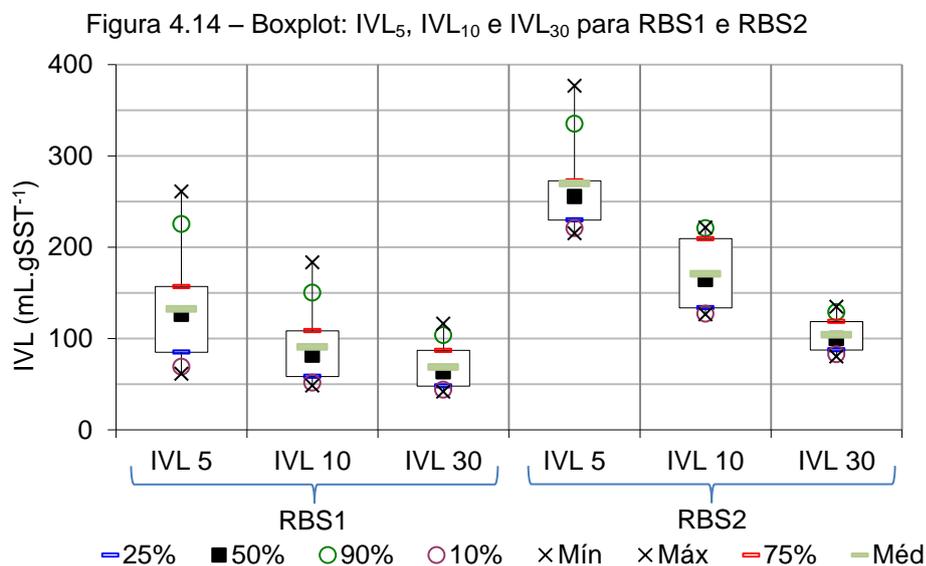
Figura 4.13 – SSV (mg.L^{-1}) durante a estratégia operacional de redução do tempo de sedimentação



Durante as duas primeiras semanas, utilizando tempo de sedimentação de 40 e 35 minutos, pode-se observar o aumento da concentração de MLSSV devido ao crescimento da biomassa, sendo superior no reator com maior troca volumétrica (RBS2). Atribuímos essa diferença à maior carga orgânica aplicada neste reator. No entanto, com o decréscimo do tempo de sedimentação nas semanas seguintes, pôde-se perceber maior perda de biomassa neste reator.

Os dados referentes ao IVL em boxplot (Figura 4.14) demonstram que a operação do RBS1 resultou em um lodo de melhor sedimentabilidade quando comparado ao RBS2. Apesar de a literatura afirmar que maiores trocas volumétricas resultam em

menores IVL's, a perda de lodo e a constante renovação do mesmo (baixa idade de lodo) impossibilitaram a auto-imobilização da biomassa.



Quanto ao desempenho dos reatores, as Figuras 4.15 e 4.16 mostram que não houve diferença significativa entre a eficiência de remoção de DQO e que as eficiências de remoção de NH₄⁺ e NTK, apesar de apresentar grande variação (grande região inter-quartis), foram superiores no RBS1.

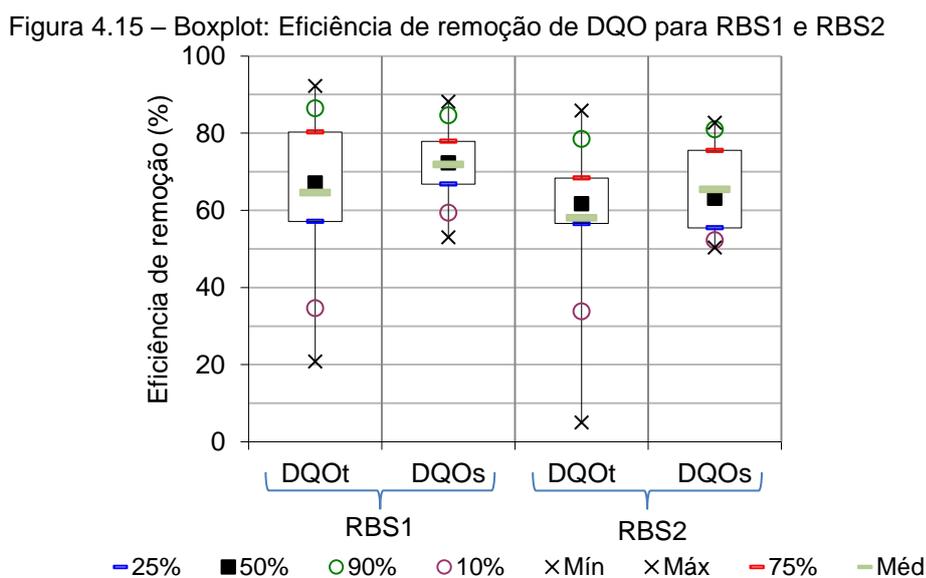
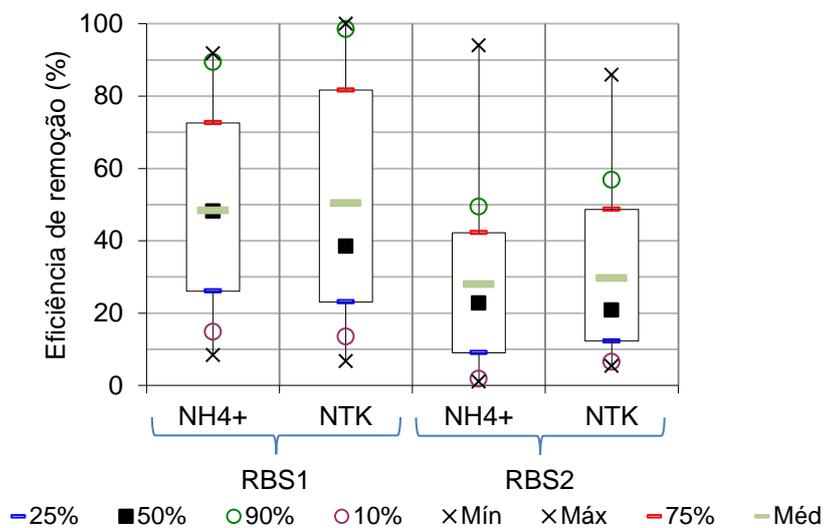


Figura 4.16 – Boxplot: Eficiência de remoção de NH_4^+ e NTK para RBS1 e RBS2



5. CONSIDERAÇÕES FINAIS

Considerando o objetivo geral deste trabalho⁴, foi possível verificar a viabilidade do processo de granulação utilizando esgoto doméstico diluído (DQO_t de $392,1 \pm 190,9$, DQO_s de $126,6 \pm 28,0$) como substrato sem a presença de inóculo. Também foi possível verificar que com a utilização de troca volumétrica menor este processo é qualitativamente melhor (granulação mais rápida, presença de lodo com melhor sedimentabilidade, e maior remoção de NH_4^+ e NTK).

Quanto ao tempo necessário para a formação dos grânulos em função de diferentes trocas volumétricas: este experimento possibilitou a observação de estruturas granulares densas e compactas a partir de 71 dias para a troca volumétrica de 59% (RBS1) e estruturas granulares pequenas a partir de 91 dias de operação para a troca volumétrica de 71% (RBS2). Atribuímos essa diferença entre os reatores a constante lavagem da biomassa no RBS2, a qual se mostrou superior ao crescimento bacteriano.

Problemas no sistema de aeração do RBS1 ocasionaram desintegração parcial dos grânulos, aumentando a presença de lodo floculento, podendo-se inferir, então, que o processo inicial da granulação é bastante sensível a variações na vazão de ar aplicada.

A análise da relação entre a concentração de sólidos suspensos voláteis e o desempenho dos reatores, em termos gerais, mostrou relação direta: quanto maior a concentração de MLSSV, melhor a sedimentabilidade e maiores eficiências de remoção dos contaminantes avaliados foram observadas.

Quanto à eficiência média de remoção de DQO_s e DQO_t , não houve diferenças significativas entre os dois reatores, apresentando os seguintes resultados: 1) DQO_s – $72 \pm 10\%$ para o RBS1 e $65 \pm 12\%$ para o RBS2; 2) e DQO_t – $65 \pm 21\%$ para o

⁴ Investigar a influência de diferentes trocas volumétricas em reatores em bateladas sequenciais sobre o desenvolvimento de grânulos aeróbios durante o tratamento de esgoto doméstico diluído.

RBS1 e $58 \pm 21\%$ para o RBS2. O alto coeficiente de variação da eficiência de remoção de DQO_t está associado à lavagem da biomassa dos sistemas, resultando em uma maior concentração de sólidos no efluente tratado.

Melhores resultados de eficiência de remoção de NH_4^+ e NTK foram observados para a troca volumétrica de 59% (RBS1), ratificando que uma menor troca volumétrica é mais eficiente durante o processo inicial de granulação utilizando esgoto doméstico diluído. Não foi observada remoção significativa de fósforo, devido aos grânulos não estarem maduros e possibilitarem a presença de microzonas anaeróbias.

6. RECOMENDAÇÕES

A partir dos resultados e conclusões desta pesquisa, seguem algumas recomendações para futuros trabalhos:

- Utilizar um maior período de observação, a fim de acompanhar a estabilização dos reatores;
- Inocular o reator com lodo ativado;
- Aumentar o tempo de ciclo do sistema, reduzindo o número de ciclos diários e consequentemente a lavagem cíclica da biomassa;
- Aumentar o período entre as reduções do tempo de sedimentação (reduções mensais ao invés de semanais), dando à biomassa maior período para adaptação aos novos ciclos;
- Realizar análise granulométrica para acompanhar a proporção entre grânulos e flocos presentes no licor misto;
- Quantificar a presença de polímeros extracelulares (EPS), sendo este um parâmetro importante para a granulação aeróbia;
- Estudar a possibilidade da adição de compostos aglomerantes com o intuito de aumentar a estabilidade dos grânulos.

REFERÊNCIAS

ADAV, S. S.; LEE, D. J.; SHOW, K. Y.; TAY, J. H. Aerobic granular sludge: recent advances. **Biotechnology Advances**, v. 26, p. 411-223, 2008.

AKABOCI, T. R. V. **Tratamento de esgoto sanitário em reator em bateladas sequenciais: desempenho do processo e modelagem matemática**. Dissertação. 169 p. Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC): Florianópolis, 2013.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA). **Standard Methods for the examination of water and wastewater**. 22 ed. United Book Press: Washington, 2011.

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

BASSIN, J.P. **Tecnologia de granulação aeróbia** (Lodo granular aeróbio). In: Processos biológicos avançados para tratamentos de efluentes e técnicas de biologia molecular para o estudo da diversidade microbiana. Org: DEZOTTI, M.; SANT'ANNA JR., G. L.; BASSIN, J. P. 1 ed. Editora Interciência: Rio de Janeiro, 2011.

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

BEUN, J. J. VAN LOOSDRECHT. M. C. M.; HEIJNEN, J. J. Aerobic granulation. **Water Science and Technology**, v. 41, p. 41-48, 2000.

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.

CASTELLANOS, T.; ASCENCIO, F.; BASHAN, Y. Starvation-induced changes in the cell surface of *Azospirillum lipoferum*. **FEMS Microbiology Ecology**, v. 33, p. 1-9, 2000.

CHAO, I. R. S. **Remoção de fósforo de efluentes de estações de tratamento biológico de esgotos utilizando lodo de estação de tratamento de água.** Dissertação. 160p. USP: São Paulo, 2006.

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

CHIESA, S.C.; IRVINE, R.L. Growth and control of filamentous microbes in activated sludge: an integrated hypothesis. **Water Research**, v. 19, p. 471-479, 1985.

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

DAUDT, G. C. **Desempenho e emissões de óxido nitroso de reator em bateladas sequenciais com grânulos aeróbios para tratamento de esgoto sanitário.** Dissertação. 141 p. UFSC: Florianópolis, 2015.

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, 2005.

DE KREUK, M.K.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Formation of aerobic granules with domestic sewage. **Journal of Environmental Engineering**, v. 132, n. 6, p. 694-697, 2006.

EBRAHIMI, S.; GABUS, S.; ROHRBACH-BRANDT, E.; HOSSEINI, M.; ROSSI, P.; MAILLARD, J.; HOLLIGER, C. Performance and microbial community composition dynamics of aerobic granular sludge from sequencing batch bubble column reactors operated at 20°C, 30°C, and 35°. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 87, p. 1555-1568, 2010.

ESTEVEZ, F. A. **Fundamentos de limnologia.** 2 ed. Rio de Janeiro: Interciência, 1998.

ETTERER, T.; WILDERER, P. A. Generation and properties of aerobic granular sludge. **Water Science and Technology**, v. 43, p. 19-26, 2001.

FIGUEROA, M.; VAL DEL RIO, A.; MORALES, N.; CAMPOS, J.L.; MOSQUERA-CORRAL, A.; MENDEZ, R. Nitrogen removal in aerobic granular systems. In: CERVANTES (editor), F. J. **Environmental Technologies to Treat Nitrogen Pollution: Principles and Engineering**. p. 373-401 London: IWA Publishing, 2009.

GUO, F.; ZHANG, S. H.; YU, X. 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.

HARTMANN, C.; OZMUTLU, O.; PETERMEIER, H.; FRIED, J.; DELGADO, A. Analysis of the flow field induce by the sessile peritrichous ciliate *Opercularia asymmetrica*. **Journal of Biomechanics**, v. 40, p. 137-148, 2007.

HE, S.B.; XUE, G.; WANG, B. Z. Factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (SND) and its kinetics model in membrane bioreactor. **Journal of Hazardous Materials**, v. 168, p. 704-710, 2009.

HUANG, H. K.; TSENG, S. K. Nitrate reduction by *Citrobacter diversus* under aerobic environment. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 55, p. 90-94, 2001.

HULSHOFF POL, L. W.; HEIJNEKAMP, K.; LETTINGA, G. The selection pressure as a driving force behind the granulation of anaerobic sludge. In: LETTINGA, G. ZEHNDER, A. J. B. GROTENHUIS J. T. HULSHOFF POL, C. L.W. **Granular anaerobic sludge: Microbiology and technology**. p. 153-161. Wageningen: Kluwer, 1988.

HUMPHREY, A. E.; TAGUCHI, H. Dynamic measurement of the volumetric oxygen transfer coefficient in a fermentation systems. **Journal of Fermentation Technology**, v 44, n. 12, p 881-889, 1966.

LEE, D. J.; CHEN, Y. Y.; SHOW, K. Y.; WHITELEY, C. G.; TAY, J. H. Advances in aerobic granule formation and granule stability in the course of storage and reactor operation. **Biotechnology Advances**, v. 28, p. 919-934, 2010.

LEMAIRE, R.; WEBB, R. I.; YUAN, Z. G. Micro-scale observations of the structure of aerobic microbial granules used for the treatment of nutrient-rich industrial wastewater. **International Society for Microbial Ecology**, v. 2, p. 528-541, 2008.

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

LIU, Q. S.; TAY, J.H.; LIU, Y. Substrate concentration-independent aerobic granulation in sequential aerobic sludge blanket reactor. **Environmental Technology**, v. 24, p. 1235-1243, 2004.

LIU, Y. Q.; WU, W. W.; TAY, J. H.; WANG, J. L. Starvation is not a prerequisite for the formation of aerobic granules. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 76, p. 211-216, 2007.

LIU, Y. Q.; TAY, J. H. Influence of cycle time on kinetic behaviors of steady-state aerobic granules in sequencing batch reactors. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 41, n. 4, p. 516-522, 2007.

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, B. S.; IRVINE, R. L.; WILDERER, P. A. The influence of settling time on the formation of aerobic granules. **Water Science and Technology**, v. 50, p. 195–202, 2004.

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

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

MINO, T.; VAN LOOSDRECH, M. C. M.; HEIJEN, J. J. Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. **Water Research**, v. 32, p. 3193-3207, 1998.

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.

MOY, B. Y. P.; TAY, J. H.; TOH, S. K.; LIU, Y.; TAY, S. T. L. High organic loading influences the physical characteristics of aerobic sludge granules. **Letters in Applied Microbiology**, v. 34, p. 407-412, 2002.

OLIVEIRA, S. M. A. C.; VON SPERLING, M. Avaliação de 166 ETEs em operação no país, compreendendo diversas tecnologias. Parte 1 - análise de desempenho. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. v. 10, n. 4, p. 347-357, 2005.

PENG, D.; BERNET, N.; DELGENES, J. P.; MOLETTA, R. Aerobic granular sludge: a case report. **Water Research**, v. 33, p. 890-893, 1999.

QIN, L.; LIU, Y.; TAY, J. H. Effect of settling time on aerobic granulation in sequencing batch reactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 21, p. 47-52, 2004.

RANDALL, C.W.; BARNARD, J.L.; STENSEL, H. D. **Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal**. Lancaster: Technology Publishing, 1992.

RITTMANN, B.; McCARTY, P. **Environmental Biotechnology: Principles and Applications**. Boston: McGraw Hill Series, 2001.

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

SCHMIDT, J. E.; AHRING, B. K. Extracellular polymers in granular sludge from different upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 42, p. 457-462, 1994.

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

SHOW, K. Y.; LEE, D. J.; TAY, J. H. Aerobic Granulation: Advances and Challenges. **Applied Biochemistry and Biotechnology**, v.167, p. 1622-1640, 2012.

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

THANS, F. C. **Controle operacional de reator em bateladas seqüenciais (RBS): ajustes na concentração de oxigênio dissolvido visando a remoção de nutrientes**. Dissertação. UFSC: Florianópolis, 2008. 105p.

TURK, O.; MAVINIC, D. S. Benefits of using selective-inhibition to remove nitrogen from highly nitrogenous wastes. **Environmental Science and Technology Letters**, v. 8, p. 419-426, 1987.

USEPA. United States Environmental Protection Agency. **Nutrient control design manual**. EPA/600/R-10/100, 2010.

VAN HAANDEL, A.; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado: Teoria e aplicações para projetos e operação**. Epgraf: Campina Grande, 1999.

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

WAGNER, J. **Desenvolvimento de grânulos aeróbios e tratamento de esgoto doméstico em um reator em bateladas sequenciais (RBS) sob diferentes condições operacionais**. Dissertação. UFSC: Florianópolis, 2011. 211p.

WAGNER, J.; GUIMARÃES, L. B.; AKABOCI, T. R. V.; COSTA, R. H. R. Aerobic granular sludge technology and nitrogen removal for domestic wastewater treatment. **Water Science and Technology**, v. 71, p. 1040-1046, 2015.

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. **Chemical Technology and Biotechnology**, v 84, p. 1015–1020, 2009.

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

WILDERER, P. A.; McSWAIN, B. S. The SBR and its biofilm application potentials. **Water Science and Technology**, v. 50, p. 1-10, 2004.

WILLIAMS, J. C.; REYES, F. L. Microbial community structure of activated sludge during aerobic granulation in an annular gap bioreactor. **Water Science and Technology**, v. 54, p. 139-146, 2006.

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

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