

**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JÚLIO DE MESQUITA FILHO”
FACULDADE DE ENGENHARIA
CAMPUS DE ILHA SOLTEIRA**

DANILO SANTIAGO GOMES LUCIO

**AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DA CARGA ORGÂNICA E
NUTRIENTES DE REATOR AERÓBIO GRANULAR EM TUBOS CONCÊNTRICOS
COM CIRCULAÇÃO OPERADO EM BATELADA**

Ilha Solteira
2016

DANILO SANTIAGO GOMES LUCIO

**AVALIAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DA CARGA ORGÂNICA E
NUTRIENTES DE REATOR AERÓBIO GRANULAR EM TUBOS CONCÊNTRICOS
COM CIRCULAÇÃO OPERADO EM BATELADA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil da Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita Filho" - campus de Ilha Solteira - SP, como requisito para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil.

Área do conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais.

Orientador: Prof. Dr. Tsunao Matsumoto

Co-orientador: Prof.^a Dr.^a Liliane Lazzari Albertin

Ilha Solteira
2016

FICHA CATALOGRÁFICA

Desenvolvido pelo Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação

L938a Lucio, Danilo Santiago Gomes.
Avaliação da eficiência de remoção da carga orgânica e nutrientes de reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada / Danilo Santiago Gomes Lucio. -- Ilha Solteira: [s.n.], 2016
99 f. : il.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia . Área de conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais, 2016

Orientador: Tsunao Matsumoto
Co-orientador: Liliane Lazzari Albertin
Inclui bibliografia

1. Esgoto doméstico. 2. Tratamento de efluente. 3. Reator granular em tubo concêntrico com circulação. 4. Carvão ativado de bagaço de cana-de-açúcar.

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO DA DISSERTAÇÃO: Avaliação da eficiência de remoção da carga orgânica e nutrientes de reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada.

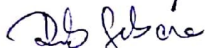
AUTOR: DANILO SANTIAGO GOMES LUCIO

ORIENTADOR: TSUNAO MATSUMOTO

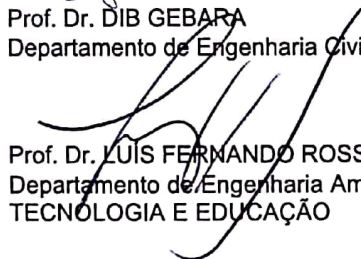
Aprovado como parte das exigências para obtenção do Título de Mestre em ENGENHARIA CIVIL, área: RECURSOS HIDRICOS E TECNOLOGIAS AMBIENTAIS, pela Comissão Examinadora:



Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO
Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira



Prof. Dr. DIB GEBARA
Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira



Prof. Dr. LUÍS FERNANDO ROSSI LÉO
Departamento de Engenharia Ambiental / UNILINS - CENTRO UNIVERSITÁRIO - FUNDAÇÃO PAULISTA DE TECNOLOGIA E EDUCAÇÃO

Ilha Solteira, 01 de fevereiro de 2016

Ao meu velho e indivisível pai, Rubens Lucio (*In memoriam*).

AGRADECIMENTOS

À minha mãe, Yolanda Gomes, por tornar acessível todas as possibilidades de vida, pela compreensão, amor, carinho, cuidado e dedicação.

Às minhas irmãs Adriana, Rosana e Magali, pelo apoio e amor incondicional.

Ao Professor Dr. Tsunao Matsumoto pela dedicação e confiança ao longo da pesquisa e pela acessibilidade de seus conhecimentos que me aproximou à pensamentos críticos e científicos.

À Professora Dra. Liliane Lazzari Albertin sempre muito solícita e gentil, e que não mensurou esforços para ajudar neste trabalho.

Aos Prof. Dr. Dib Gebara, Prof. Dr. Luís Fernando Rossi Léo, Prof. Dr. Willian Deodato Isique e Prof. Dr. Humberto Carlos Ruggeri, pelas valiosas contribuições melhorando este trabalho.

Ao Vagner Matias do Prado pelo companheirismo e por sua fundamental ajuda durante todo o trabalho.

Aos amigos Aline de Souza Gomes, Livia Gato e Laís Silva que mesmo longe sempre estivemos perto.

Aos amigos Andressa Paulino, Cinthia Montibeller, Ricky Vissotto, Tatiane Tamiko, Antônio Flávio e Lucas Junqueira pelo acolhimento, melhores conversas, inúmeras risadas, agradeço verdadeiramente pelos memoráveis momentos junto a vocês!

À Cicera Macruz pela jornada diária dentro do laboratório, pelas conversas produtivas e principalmente pela ajuda emocional durante a pesquisa.

À Jéssica Kurak, Maryna Antunes e Keith Braga pela amizade e pelas experiências que passamos juntos durante todo esse período de estudos.

Aos amigos Elvis Crecembeni e Bruno Gerolamo, obrigado pelo apoio e amizade durante mais esta etapa.

À CAPES pela concessão da bolsa de estudo ao longo do mestrado.

"O motivo pelo qual o colono teme o nômade não é tanto porque ele pode destruir sua casa, sua vida, mas porque o nômade compromete sua idéia de horizonte."

Joseph Brodsky

RESUMO

O tratamento de efluentes oriundos de águas residuárias possui importância significativa para diminuir os impactos ambientais provocados pela ação do homem em determinado meio. Atualmente, existem parâmetros legais que normatizam os processos de tratamento de esgoto doméstico para que o efluente gerado seja processado antes de seu despejo em recursos hídricos com o intuito de diminuir a ação de agentes biológicos e substâncias/compostos químicos nocivos à saúde do homem e do meio ambiente. A investigação de mestrado proposta objetivou analisar a eficiência da remoção de nutrientes, proveniente de esgoto doméstico, por intermédio da utilização de um Reator Granular em Tubo Concêntrico com Circulação, a partir da administração de carvão ativado de bagaço de cana-de-açúcar (CABC) como material de suporte. O reator foi fixado em uma Estação Elevatória de Esgoto do município de Ilha Solteira - SP. Para avaliar a eficácia do tratamento proposto, as variáveis: temperatura, pH, alcalinidade, DQO, sólidos sedimentáveis, sólidos suspensos, sólidos totais, nitrogênio total e fósforo total do efluente submetido ao reator foram monitoradas em consonância com o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. O estudo foi desenvolvido em duas fases: de partida (desenvolvimento do biofilme no material de suporte) e operacional (aumento dos ciclos operacionais no reator e menor tempo de sedimentação), sendo esta última subdividida em Fase A (análises da DQO, temperatura e pH) e Fase B (avaliação da remoção da matéria carbonácea, matéria nitrogenada e fósforo). Os resultados demonstram que os grânulos aeróbios podem ser cultivados em reatores granulares em tubos concêntricos com circulação. A investigação também apresentou viabilidade para a remoção da carga orgânica carbonácea em 65% e 78% nas Fases A e B, respectivamente, quando o sistema foi operado em menores tempos de ciclos e de sedimentação. A remoção da matéria nitrogenada e do fósforo total foram, em média, de 51% e 37%, respectivamente. A diminuição do tempo de operação dos ciclos, bem como do tempo de sedimentação favoreceram a eficácia do sistema.

Palavras-chave: Esgoto doméstico. Tratamento de efluente. Reator granular em tubo concêntrico com circulação. Carvão ativado de bagaço de cana-de-açúcar.

ABSTRACT

Treatment of effluents from wastewater has significant importance to reduce the environmental impacts caused by human action. Currently, there are legal standards that regulate the domestic wastewater treatment processes for the effluent to be processed before eliminating on water resources in order to reduce the action of biological agents and harmful chemical substances to human health and the environment. The research proposal aimed to analyze the efficiency of removal of nutrients from sewage, through the use of a Reactor Granular in Concentric pipe with circulation from the activated carbon of sugarcane bagasse (CABC) as a support material. The reactor was set at a pumping station sewage in Ilha Solteira - SP. To evaluate the effectiveness of the proposed treatment variables: temperature, pH, alkalinity, total COD, solids sedimented, suspended solids, total solids, total nitrogen and phosphorus from the reactor was monitored in accordance with the Standard Methods of Examination of Water and Wastewater. The study was conducted in two phases: starting (development of biofilm on the support material) and operational (increased cycle times in the reactor and reduced settling time), the operational phase was subdivided into Phase A (analysis of COD, pH and temperature) and Phase B (evaluation of the removal of carbonaceous matter, nitrogen and phosphorus matter). The investigation also showed viability for removal of carbonaceous organic load at 65% and 78% in phase A and B, respectively, when the system was operated at lower cycle times and sedimentation. The removal of nitrogenous matter and total phosphorus were on average 51% and 37%, respectively. The reduction of the operation cycle time and the settling time favoring the system's effectiveness.

Keywords: Domestic sewage. Treatment effluent. Granular reactor in concentric pipe with circulation. Activated carbon of sugarcane bagasse.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Sistema convencional de tratamento de esgoto doméstico por tecnologia de lodo ativado	20
Figura 2 - Dissociação do EPS no lodo ativado. O exopolímero no floco do lodo ativado classificado em EMPS e ECPS	22
Figura 3 - Diferença estrutural em LAG e lodo ativado convencional.....	26
Figura 4 - Representação esquemática do reator	31
Figura 5 - Zonas observadas em tanques <i>airlift</i>	33
Figura 6 - Forma de fluidização do leito	34
Figura 7 - Esquema do regime de circulação de bolhas em função da taxa de velocidade do gás	35
Figura 8 - Fotografia do lodo ao decorrer dos dias no RSB: (a) alimentação, (c) 30 dias, (e) 50 dias e (g) 120 dias no R1 (sem adição do CAG) e (b) alimentação, (d) 30 dias, (f) 50 dias e (h) 120 dias no R2 (com adição de CAG); barra = 200 μ m.....	40
Figura 9 - Transformações do nitrogênio nos processos de tratamento biológico.....	43
Figura 10 - Processos metabólicos de organismos participantes do processo EBPR	49
Figura 11 - Estação de pesquisa e as estruturas em cada nível da Estação Elevatória do Município de Ilha Solteira - SP	53
Figura 12 - Detalhamento do reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada utilizado na investigação experimental.....	54
Figura 13 - Tubo interno de 100mm, dimensões e disposição no reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado a batelada	55
Figura 14 - Vertedor	56
Figura 15 - Fundo do reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada e difusor de ar	57
Figura 16 - Peneira estática com abertura de 0,5 mm.....	58
Figura 17 - Tanque de equalização.....	59
Figura 18 - Caixa de nível	60
Figura 19 - Local onde foi coletado o efluente e a parte superior onde foi coletado o esgoto doméstico	61
Figura 20 - Microfotografias do CABC em magnitudes de 100, 500, 1000 e 5000 vezes respectivamente: a) barra = 100 μ m b) barra = 20 μ m c) barra = 10 μ m d) barra = 2 μ m	66
Figura 21 - Gráfico demonstrando os elementos que caracterizam a composição do CABC	67
Figura 22 - Concentração de DQO e eficiência de remoção para o ciclo de aeração de 8 horas da estratégia operacional 1	69
Figura 23 - Concentração de DQO e eficiência de remoção para o ciclo de aeração de 16 horas da estratégia operacional 2	70
Figura 24 - Concentração de DQO e eficiência de remoção durante o período de 6 horas de ciclo no ciclo operacional I da Fase A	73
Figura 25 - Concentração de DQO e eficiência de remoção durante o período de 6 horas de ciclo no ciclo operacional II da Fase A	73
Figura 26 - Concentração de DQO e eficiência de remoção durante o período de 12 horas de ciclo no ciclo operacional III da Fase A.....	74
Figura 27 - Comportamento da concentração de DQO afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo do ciclo operacional I.....	78
Figura 28 - Comportamento da concentração de DQO afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo do ciclo operacional II	79
Figura 29 - Comportamento da concentração de DQO afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo do ciclo operacional III	79
Figura 30 - Concentração de nitrogênio total e a eficiência de remoção ao longo do tempo de operação na Fase B	82
Figura 31 - Concentração de fósforo total e a eficiência de remoção ao longo do tempo de operação na Fase B	84

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Formas predominantes do nitrogênio em diversos estágios do tratamento de esgoto	42
Tabela 2 - Distribuição relativa da amônia de acordo com os valores de pH.....	44
Tabela 3 - Duração das fases dos ciclos operacionais durante o período de coletas de 8 horas operados em diferentes dias conforme o tempo de sedimentação (T)	62
Tabela 4 - Duração das fases dos ciclos operacionais durante o período de coletas de 16 horas operados em diferentes dias conforme o tempo de sedimentação (T)	62
Tabela 5 - Duração das fases dos ciclos operacionais I e II conforme o tempo de sedimentação (T)	63
Tabela 6 - Duração das fases do ciclo operacional III conforme o tempo de sedimentação (T).....	63
Tabela 7 - Programa de monitoramento do esgoto bruto e do reator durante o período de operação da Fase B..	64
Tabela 8 - Composição em porcentagem dos elementos que compõem o CABC.....	67
Tabela 9 - Estratégia da diminuição do tempo de sedimentação	68
Tabela 10 - Características do esgoto doméstico, efluente e cargas aplicadas durante as estratégias operacionais I e II	70
Tabela 11 - Estratégia de diminuição do tempo de sedimentação conforme os dias	72
Tabela 12 - Resultados obtidos na Fase A a respeito das DQO do afluente e efluente, a Carga Orgânica aplicada e as respectivas taxas de aeração conforme os ciclos operacionais	75
Tabela 13 - Resultados obtidos para temperatura e pH nas fases aeradas ao longo da Fase A e seus respectivos ciclos operacionais.....	76
Tabela 14 - Desempenho do reator em relação à matéria carbonácea durante a Fase B.....	78
Tabela 15 - Dados de remoção carbonácea e da concentração de DQO de outras pesquisas realizadas	80
Tabela 16 - Concentrações de nitrogênio total e nitrato e eficiência de remoção do nitrogênio total	81
Tabela 17 - Dados de remoção nitrogenada e da concentração de nitrogênios de outras pesquisas realizadas	83
Tabela 18 - Concentrações de fósforo total e eficiência de remoção durante a Fase B do ciclo operacional II ...	84
Tabela 19 - Resultados e as análises do pH e temperatura conforme o ciclo operacional.....	85
Tabela 20 - Resultados obtidos do SST _{efluente} e SSV _{efluente} durante os ciclos operacionais.....	86
Tabela 21 - Resultados obtidos de ST, STF durante os ciclos operacionais.....	87
Tabela 22 - Comportamento da alcalinidade (mg.CaCO ₃ .L ⁻¹), nos ciclos operacionais I, II e III ao longo da Fase B	88

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ADP	Adenosina difosfato
ALE	<i>Alginate-like exopolysaccharides</i>
AMP	Adenosina monofosfato
ATP	Adenosina trifosfato
AGV	Ácidos graxos voláteis
CABC	Carvão ativado de bagaço de cana-de-açúcar
CAG	Carvão ativado granular
CBCA	Cinzas de bagaço de cana-de-açúcar
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DPAO	Organismos acumuladores de polifosfato desnitrificante
DQO	Demanda química de oxigênio
EBPR	<i>Enhanced Biological Phosphorus Removal</i>
ECPS	<i>Extra-cellularpolymers</i>
EEE	Estações Elevatórias de Esgoto
EMPS	<i>Extra-microcolony polymers</i>
EPS	Exopolissacarídeos
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
GAO	Organismos acumuladores de glicogênio
HP	<i>Horse power</i>
K_{La}	Coefficiente global de transferência de oxigênio
LAG	Lodo aeróbio granular
MEV	Microscopia eletrônica por varredura
OD	Oxigênio dissolvido
PAO	<i>Polyphosphate-accumulating organism</i>
pH	Potencial hidrogeniônico
PHA	Poli-hidroxialcanoatos
PHB	Poli-hidroxibutirato
Poli-P	Polifosfato
PVC	Policloreto de vinila
RALFC	Reator aeróbio de leite fluidizado com tubos concêntricos
RBSG	Reator em batelada sequencial de grânulos aeróbios
RSB	Reator sequencial em batelada
SSF	Sólidos suspensos fixos
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
ST	Sólidos totais
STF	Sólidos totais fixos
STV	Sólidos totais voláteis
SNIS	Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento
TDH	Tempo de detenção hidráulica
TDS	Tempo de detenção de sólidos
TRS	Tempo de retenção dos sólidos
UASB	<i>Upflow anaerobic sludge blanket</i>
WCED	<i>World Commission on Environment and Development</i>

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	14
2	OBJETIVOS	17
2.1	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	17
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	18
3.1	TRATAMENTO DE ESGOTO	18
3.2	O PROCESSO DE LODOS ATIVADOS	19
3.2.1	Formação de flocos no sistema de lodo ativado	20
3.3	LODO AERÓBIO GRANULAR (LAG)	22
3.3.1	Caracterização do grânulo.....	23
3.3.1.1	<i>Parâmetros físicos.....</i>	23
3.3.1.2	<i>Parâmetros químicos</i>	24
3.3.1.3	<i>Parâmetros biológicos</i>	25
3.4	BACTÉRIAS FILAMENTOSAS	27
3.5	CONCEITOS BÁSICOS DO REATOR AERÓBIO GRANULAR EM TUBOS CONCÊNTRICOS COM CIRCULAÇÃO	28
3.5.1	Reator sequencial em batelada (RSB)	28
3.5.2	Reatores aeróbios com circulação	30
3.5.3	Fluidização do leito.....	32
3.5.4	Regime de circulação de bolhas.....	35
3.5.5	Regime de circulação de sólidos	36
3.6	TAXAS DE TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO	38
3.7	MATERIAL DE SUPORTE	38
3.7.1	Carvão ativado de bagaço de cana-de-açúcar.....	41
3.8	REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO	42
3.8.1	Amonificação.....	44
3.8.2	Assimilação.....	44
3.8.3	Nitrificação	44
3.8.4	Desnitrificação	46
3.9	REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO	47
4	MATERIAIS E MÉTODOS.....	51
4.1	DESCRIÇÃO DO MATERIAL DE SUPORTE	51
4.2	LOCAL DE INSTALAÇÃO DO REATOR AERÓBIO GRANULAR EM TUBOS CONCÊNTRICOS COM CIRCULAÇÃO OPERADO EM BATELADA.....	52
4.2.1	Descrição do reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada	53
4.3	DESCRIÇÃO DO ABASTECIMENTO	57
4.4	DESCRIÇÃO DA OPERAÇÃO	61
4.4.1	Fase de partida.....	61
4.4.2	Fase operacional	62
4.5	DESCRIÇÃO DO MONITORAMENTO	64
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES	65
5.1	CARVÃO ATIVADO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR	65
5.2	FASE DE PARTIDA.....	67
5.3	FASE OPERACIONAL	71

5.3.1	Fase A	71
5.3.1.1	<i>Demanda química de oxigênio (DQO) da Fase A</i>	72
5.3.1.2	<i>pH e temperatura da Fase A</i>	75
5.3.2	Fase B.....	77
5.3.2.1	<i>Demanda química de oxigênio (DQO) da Fase B</i>	77
5.3.2.2	<i>Comparativos entre as Fases A e B</i>	79
5.3.2.3	<i>Comportamento da matéria nitrogenada da Fase B</i>	81
5.3.2.4	<i>Comportamento do fósforo total da Fase B</i>	83
5.3.2.5	<i>pH e temperatura da Fase B</i>	85
5.3.2.6	<i>Séries de sólido</i>	86
5.3.2.7	<i>Alcalinidade</i>	87
6	CONCLUSÃO.....	89
7	RECOMENDAÇÕES.....	90
	REFERÊNCIAS	91

1 INTRODUÇÃO

Em decorrência da necessidade social de consumir água para diversas atividades, a tecnologia para o tratamento de águas residuárias tem como intuito evitar riscos potenciais para a saúde pública e degradação do meio aquático quando ocorre a disposição do efluente in natura nos corpos hídricos. A água residuária é um termo técnico empregado para se referir à água que foi utilizada em algum processo que resultou em uma água poluída. Nesse sentido, é necessário desenvolver pesquisas e novas tecnologias que possibilitem o aumento da eficiência de tratamento dos despejos de esgoto doméstico e/ou fontes industriais.

O esgoto doméstico aumenta a quantidade de resíduos no curso d'água e pode ser classificado em três produtos básicos: matéria orgânica, nutrientes (nitrogênio e fósforo) e sólidos. Segundo von Sperling e Chernicharo (2005), o esgoto doméstico é composto de 0,1% de matéria sólida e 99,9% de água.

A água residuária é tratada através de três principais métodos: **físico** (gradeamento, mistura, sedimentação), **químico** (adição de produtos químicos ou devido às reações químicas) e **biológico** (por atividade biológica, com a remoção de matéria orgânica) (CORREIA et al., 2012).

von Sperling e Chernicharo (2005) demonstraram que dentre os possíveis tratamentos biológicos para efluentes domésticos, o sistema aeróbio remove satisfatoriamente a demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e agentes patogênicos. Os exemplos desse tratamento são as lagoas facultativas, lagoas aeradas e o sistema de lodo ativado. No entanto, esses sistemas necessitam de uma ampla área para instalação e variam conforme a sazonalidade climática.

O tratamento de lodos ativados, segundo Li, Nakhla e Zhu (2012) é uma das práticas mais aceitáveis para a biodegradação de matéria orgânica e remoção de nutrientes. Atualmente, o desenvolvimento de biofilmes e grânulos biológicos são focos de pesquisas acadêmicas que têm como objetivo melhorar a eficácia no que se refere aos tratamentos de águas residuárias a partir da utilização desse processo (DE KREUK; PRONK; VAN LOOSDRECHT, 2005; THANH; VISVANATHAN; AIM, 2009; LI; LI; YU, 2011; WINKLER et al., 2012; BASSIN, 2012; LOCHMATTER; GONZALEZ-GIL; HOLLIGER, 2013; WAGNER; COSTA, 2013; WAGNER et al., 2015).

Nessa perspectiva, o lodo aeróbio granular (LAG) pode ser considerado um tipo de biofilme composto por células bacterianas automobilizadas (LIU; TAY, 2004). As células assim imobilizadas crescem, reproduzem-se e geram polissacarídeos que, frequentemente, formam uma matriz de fibras sobre a qual novas células se aderem, constituindo uma estrutura

porosa chamada biofilme (MAIORANO et al., 2005). Dessa forma, o biofilme formado através do uso do sistema de LAG demonstra maior eficiência que o lodo ativado comumente utilizado para tratamentos de águas residuárias (ADAV et al., 2008).

No entanto, não há definição consistente para o LAG, uma vez que as diferenciações das características estruturais do floco e do grânulo são de difícil determinação, devido às observações subjetivas, principalmente no que se refere à transformação do floco em grânulo (THANH; VISVANATHAN; AIM, 2009).

Em comparação ao lodo ativado, os grânulos biológicos possuem maiores tamanhos, estrutura mais compacta e melhor velocidade de sedimentação. Com isso o LAG se torna mais adequado para a manutenção de uma alta concentração de biomassa em reatores e para separar o sobrenadante (de menores densidades) da biomassa, o que ocasiona melhorias no desempenho do reator (LIU; SHENG; YU, 2009). Conforme Li, Nakhla e Zhu (2012) a vantagem da formação de agregados de biomassa comparada aos flocos suspensos é a redução de volume do biorreator a partir do menor tempo de detenção hidráulica (TDH). Essa característica é capaz de aumentar o tempo de retenção dos sólidos (TRS).

Uma das possíveis alternativas para a formação do grânulo aeróbio é a utilização de reatores sequenciais em batelada (RSB). Esse tipo de reator proporciona variações nas condições ambientais necessárias para a ocorrência dos processos de remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo (LI; LI; YU, 2011). No reator é comum a inoculação do lodo ativado proveniente da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) e, portanto, na fase de enchimento a biomassa permanece a cada ciclo. Na fase de aeração, ocorre a mistura do liquor conforme a objetividade do processo biológico. Na última etapa os sólidos existentes serão sedimentados para que, na fase de retirada, o efluente clarificado possa ser removido. Portanto, o liquor permanecerá no reator em repouso até inicializar o próximo ciclo.

De acordo com Li, Li e Yu (2013) a administração do carvão ativado granular (CAG) ao RSB aumenta significativamente a granulação em condições desfavoráveis ao seu desenvolvimento, tais como baixas concentrações de substrato e menores taxas de carga. Nesse sentido, o carvão ativado tem uma grande área superficial específica e uma velocidade de sedimentação rápida, o que ocasiona facilidades do uso do carvão ativado. Dessa forma haverá a formação mais rápida de grânulos, assegurando assim o funcionamento estável do mesmo.

As cinzas de bagaço de cana-de-açúcar (CBCA) são subprodutos do processo das usinas sucroalcooleiras. Estudos a respeito dessa temática observaram algumas características específicas do bagaço para a aplicação deste material em áreas de tecnologias e afins (FREITAS, 2005; CORDEIRO; TOLEDO FILHO; FAIRBAIRN, 2009; FARIA; GURGEL;

HOLANDA, 2010; GOBBI, 2010). Em concordância com os estudos de Li, Li e Yu (2011), a CBCA pode ser um aliado no tratamento de efluente doméstico, uma vez que se pode produzir o carvão ativado através do bagaço de cana-de-açúcar e assim prevalecer a formação do LAG.

Portanto, para grande parte das nações do globo terrestre, o impacto do descarte de efluentes oriundo das estações de tratamento de esgotos em corpos d'água é motivo de preocupação, uma vez que podem degradar o meio ambiente. Neste sentido, as características do LAG vêm sendo discutidas para tratamento de águas residuárias com taxas variadas de matéria orgânica, nitrogênio, fósforo e substâncias tóxicas.

Para possibilitar tal pesquisa, há uma série de ferramentas legais que, ao serem levadas em consideração no que se refere ao descarte do esgoto doméstico em recursos hídricos, garantem o despejo de tais efluentes em locais propícios, como a exigência para tratamentos que minimizem os impactos gerados ao meio ambiente. Desta maneira, a presente investigação objetivou construir um reator aeróbios granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada de tamanho experimental para formação de grânulos aeróbios a partir da utilização de carvão ativado de bagaço de cana-de-açúcar (CABC) como material suporte para o tratamento do esgoto doméstico do município de Ilha Solteira - SP.

2 OBJETIVOS

Verificar a formação de grânulos aeróbios a partir da utilização do reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada, com adição de carvão ativado de bagaço de cana-de-açúcar, como dispositivo de tratamento na remoção de carga orgânica e nutrientes do esgoto sanitário do município de Ilha Solteira – SP.

2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar a eficiência de remoção de carga orgânica; nitrogênio total e fósforo total.
- Testar a variação da taxa de aeração para avaliar o desempenho do dispositivo para formação de grânulos aeróbios no reator;
- Mensurar a quantidade de carvão ativado de bagaço de cana-de-açúcar necessária para otimizar o processo de produção dos grânulos;
- Testar diferentes condições de tempo de aeração no reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 TRATAMENTO DE ESGOTO

Segundo Corominas et al. (2013) o saneamento da água é conhecido desde a época da Mesopotâmia. Todavia, durante o intenso processo industrial do século XX no Brasil, a sociedade não se preocupou em contabilizar os custos ambientais associados à utilização, muitas vezes predatória, dos recursos hídricos e não tratamento das águas residuárias. A preocupação com a disposição dos poluentes em recursos hídricos foi proposta no ano de 1987, no qual a *World Commission on Environment and Development* (WCED) definiu o conceito de desenvolvimento sustentável para o manejo das águas. A partir dessa definição, o desenvolvimento sustentável é aquele que satisfaz as necessidades do presente sem comprometer a capacidade das futuras gerações satisfazerem suas próprias necessidades (WORLD COMMISSION ON ENVIRONMENT AND DEVELOPMENT, 1987). Dessa maneira, ao longo dos anos, novas técnicas foram desenvolvidas para avaliar a eficiência do tratamento de modo a aprimorar tecnologias para o tratamento de águas residuárias.

No ano de 2013 o Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS) diagnosticou 3730 municípios que receberam algum tipo de tratamento de esgoto. Esse número representa aproximadamente uma população urbana de 154,7 milhões de habitantes e corresponde a um percentual de 91,1% da população urbana do Brasil. Entretanto cabe ressaltar que, para o ano tomado como referência, apenas 67,0% de municípios brasileiros foram contemplados com alguma iniciativa de tratamento de esgoto doméstico. A média do esgoto coletado foi de aproximadamente 69,4%, porém, apenas 39,0% do esgoto sofreu algum tipo de tratamento no território brasileiro (BRASIL, 2014).

A seleção de sistemas de tratamento de esgotos doméstico deve atender a importantes aspectos quando se pensa na utilização de melhores alternativas que levem em consideração tanto aspectos técnicos quanto econômicos do tratamento, além de garantir a proteção do meio ambiente e da saúde pública. Segundo von Sperling (1996) deve-se atender a eficiência, confiabilidade, disposição do lodo, requisitos e disponibilidade de área, impactos ambientais, custos de operação e implantação, sustentabilidade e simplicidade do sistema.

De maneira geral, os esgotos sanitários possuem mais de 98% de sua composição constituída por água, porém há contaminantes, entre os quais destacam-se: sólidos suspensos, compostos orgânicos (proteínas: 40% a 60%, carboidratos: 25% a 50%; e óleos e graxas: 10%), nutrientes (nitrogênio e

fósforo), metais, sólidos dissolvidos inorgânicos, sólidos inertes, sólidos grosseiros, compostos não biodegradáveis, organismos patogênicos e, ocasionalmente, contaminantes tóxicos decorrentes de atividades industriais ou acidentes (CAMPOS, 1999, p. 6).

Além de tais aspectos, a qualidade do efluente deve estar em consonância com os padrões estabelecidos pela legislação vigente. Nesse sentido, a Resolução nº 430/2011 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) disponibiliza a respeito dos parâmetros, condições, padrões e diretrizes para gestão dos lançamentos de efluentes em corpos de águas receptores, além de complementar e alterar a Resolução nº 357/2005, a qual "[...] dispõe sobre a classificação e diretrizes ambientais para o enquadramento dos corpos de águas superficiais, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes" (BRASIL, 2005, p. 1).

Nessa perspectiva, Leoneti, Prado e Oliveira (2011) afirmam que para a conservação e preservação do meio ambiente, particularmente dos recursos hídricos, o saneamento deve atender aos requisitos ambientais, sociais, econômicos e técnicos, a fim de trabalhar de forma sustentável. Esse efeito reflete diretamente no planejamento das ações de saneamento.

3.2 O PROCESSO DE LODOS ATIVADOS

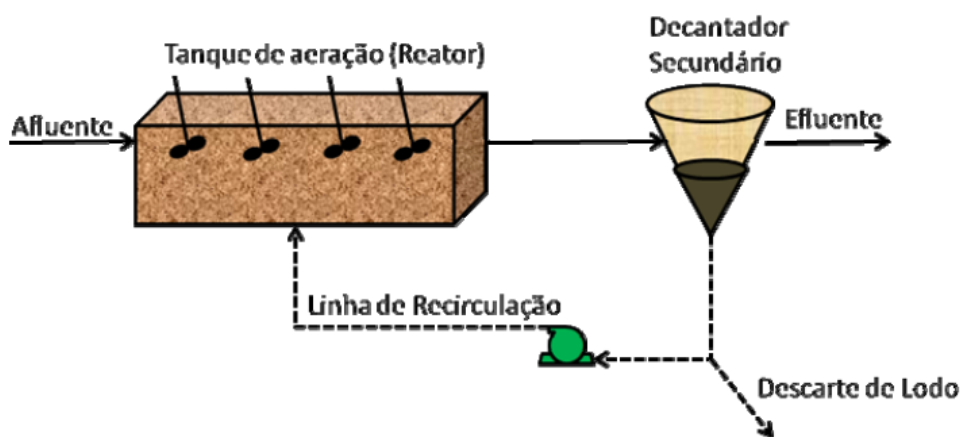
A finalidade para o tratamento de águas residuárias é alcançar os padrões de lançamento e capacidade de autodepuração do corpo hídrico, na qual estão associadas às leis que regulamentam esses critérios. As diversas fontes de efluentes produzidos são tratadas por meio de processos e operações unitárias que dependem da qualidade da água residuária a ser tratada. No entanto, a inclusão desnecessária de etapas pode encarecer o tratamento, assim como a exclusão pode não atender aos padrões de lançamento.

Nesse sentido, von Sperling (2002) afirmou que o sistema de lodos ativados é uma das tecnologias mais utilizadas no mundo na condição de processo biológico para tratamento de águas residuárias, tanto industriais quanto domésticas. Esse sistema obtém elevada eficiência de remoção da matéria orgânica com menor área de operação quando comparado aos outros sistemas convencionais de tratamento. Todavia, o processo exige um alto índice de mecanização, aumentando o consumo de energia elétrica.

O processo é basicamente composto por um reator biológico aerado e por um decantador secundário. O sistema ainda contém uma linha de recirculação do lodo formado no decantador

secundário para o reator biológico, aumentando a eficiência para a concentração de microrganismos no sistema (Figura 1).

Figura 1 - Sistema convencional de tratamento de esgoto doméstico por tecnologia de lodo ativado



Fonte: Morais (2011, p. 7)

Morais (2011) argumentou que a biomassa utiliza substratos presentes no efluente para se desenvolver e formar flocos biológicos. Isto ocorre devido ao crescimento de bactérias heterotróficas que degradam a matéria orgânica presente no efluente, de onde retiram energia para a reprodução e síntese de exopolímeros.

O processo de separação de flocos do efluente tratado é gerado pela ação da gravidade no decantador secundário. Para controlar a eficiência do sistema e o balanço de sólidos, parte do lodo do decantador é descartado e a outra é recirculada para o reator aeróbio, o que aumenta a depuração do efluente (VON SPERLING, 2002). Segundo Chudoba et al. (1985) a reutilização do material biológico na entrada do tanque de aeração auxilia na manutenção da alta concentração de substrato, assim ocorre a inibição do excesso de bactérias filamentosas no sistema, auxiliando no processo de formação dos flocos biológicos. Entretanto, a separação da fase líquida (efluente tratado) da fase sólida (lodo ativado), por meio da sedimentação, é o que demonstra a qualidade final do tratamento.

3.2.1 Formação de flocos no sistema de lodo ativado

Em um sistema convencional de lodos ativados, o arranjo de floco biológico é resultado do metabolismo microbiano que ocorre no tanque de aeração. A configuração do lodo é devido à disponibilidade de nutrientes ou o estresse ocasionado na comunidade de microrganismo (MORAIS, 2011).

Os aglomerados de flocos são compostos por bactérias, fungos, protozoários, rotíferos, nematoides e, em menores quantidades, pode ser encontrado larvas de insetos e assim o floco biológico encontra-se estruturalmente heterogêneo (ADAV et al., 2008).

Morais (2011) argumentou que a formação de floco biológico é composta por dois sistemas: **1. Macroestrutural**, formada por microrganismos filamentosos responsáveis por ser o esqueleto estrutural do sistema e; **2. Microestrutural**, constituído por bactérias responsáveis pela formação de flocos. O formato do floco está intimamente ligado às bactérias filamentosas, pois elas se desenvolvem de acordo com o processo de crescimento dos microrganismos.

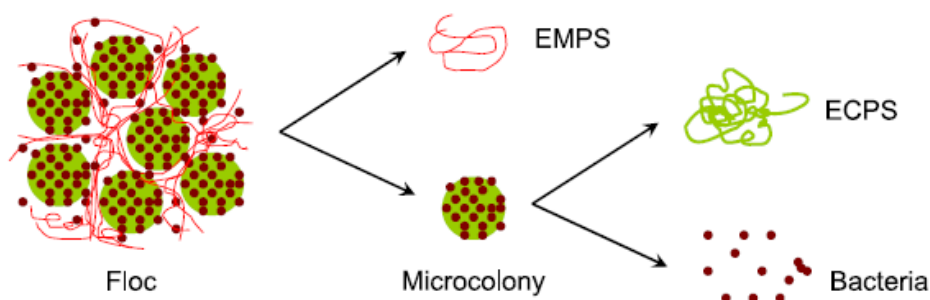
Segundo Wang et al. (2014) a biomassa do lodo ativado é apresentada por agregados microbiológicos, assim como nos flocos biológicos e grânulos aeróbios. Esses agregados são ligados por exopolissacarídeos (EPS). Frølund et al. (1996) reportou que os EPS podem ocorrer por dois diferentes modos, um originado das atividades celular das bactérias como o metabolismo e a autólise, e outro por meio de compostos que estão no afluente a ser tratado.

Para Barbosa et al. (2004) EPS são definidos como polissacarídeos extracelulares produzidos por bactérias presentes nos flocos. Os EPS são responsáveis em conferir o formato e o preenchimento do espaço entre os agregados de microrganismos e de manter a estabilidade além de dar algumas características como proteção e reconhecimento.

Sutherland (2001) argumentou que não há uma definição para a formação e utilização de EPS nas estruturas de flocos biológicos, porém algumas hipóteses são levantadas a respeito da necessidade dos EPS. Entre outras, a utilização desta estrutura como uma barreira entre a célula e o meio ambiente, assim é utilizado como uma proteção das células contra dessecação, agentes antibacterianos (antibióticos, anticorpos, bacteriocinas, fagos, células fagocíticas), predação por protozoários e por outros organismos superiores.

Wang et al. (2014) propôs uma nova abordagem para identificar o papel do EPS na formação do lodo ativado, classificando-o em *extra-microcolony polymers* (EMPS) (polímeros extra microcolônia) e *extra-cellular polymers* (ECPS) (polímeros extracelulares). Dessa maneira, os EMPS conferem o formato do floco, enquanto que ECPS são os exopolímeros dentro das microcolônias que caracterizam o formato. Nesse contexto, essa nova abordagem pode distinguir o EPS e assim melhor entender o processo de formação do floco biológico (Figura 2).

Figura 2 - Dissociação do EPS no lodo ativado. O exopolímero no floco do lodo ativado classificado em EMPS e ECPS



Fonte: Wang et al. (2014, p. 54)

O sistema de lodo ativado tem maior eficiência quando o crescimento dos microrganismos filamentosos e os formadores de flocos estão em equilíbrio. Sendo assim, há formação de flocos biológicos fortes, compactos e com boa velocidade de sedimentação. Quando há ocorrência de maior produção de bactérias filamentosas é observado o fenômeno de intumescimento filamentoso do lodo, ou seja, ao invés de ocorrer a decantação do lodo, o mesmo, com menor densidade, flutua no decantador (MORAIS, 2011).

Morais (2011) ainda observou que quando há baixa produção de microrganismo filamentoso, o floco apresenta uma estrutura mais fraca se desintegrando com maior facilidade devido à turbulência no tanque. Esse processo é conhecido como *pin-point floc*, ou, em tradução livre, “cabeça de alfinete”, e ocasiona lentidão na sedimentação fato que gera um efluente mais turvo.

Nesse contexto, a tecnologia de tratamento por LAG está intimamente ligada ao lodo ativado, pois uma vez que o floco biológico apresenta características ótimas, o grânulo aeróbio pode obter melhores propriedades, o que auxilia na otimização do sistema de LAG.

3.3 LODO AERÓBIO GRANULAR (LAG)

Os pesquisadores Lettinga et al. (1980) com o intuito de sofisticar o tratamento de efluentes em processos anaeróbios em um reator *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB) descobriram uma nova forma de agregados de grânulos denominado de lodo anaeróbio granular. No entanto, as pesquisas posteriores não obtiveram resultados satisfatórios, pois demonstraram um longo período para a formação do grânulo anaeróbio, assim como a necessidade de uma alta temperatura para estabilização do mesmo devido à baixa quantidade de material orgânico na água residual e baixa eficiência de remoção de nutrientes (ADAV et al., 2008).

O desenvolvimento dos grânulos aeróbios foi primeiramente mencionado por Mishima e Nakamura (1991) em um reator aeróbio de fluxo ascendente contínuo, com diâmetros de 2 a 8 mm e apresentavam boas características de sedimentabilidade. Nesse contexto, no final dos anos 1990 foram desenvolvidas pesquisas que conferiram melhorias no que se refere a aplicação do grânulo, na qual ainda vem se aprimorando e que se tornou uma temática atual para discussões acerca do saneamento.

Nessa perspectiva, estudos surgiram com o intuito de investigar biologicamente a eficiência do LAG, a fim de melhorar essa tecnologia. Os resultados demonstraram que os grânulos aeróbios exibiram ótimas características com relação ao tratamento de efluentes. As particularidades observadas no LAG foram: superfície do grânulo lisa, regular e forma arredondada; excelente velocidade de sedimentação; alta densidade e forte estrutura microbiana, alta retenção de biomassa, capacidade de suportar altas concentrações orgânicas e tolerância à toxicidade (MORGENROTH; WILDERER, 1998; BEUN et al., 1999; DE KREUK; PRONK; VAN LOOSDRECHT, 2005; ADAV et al., 2008; MCSWAIN STURM; IRVINE, 2008; THANH; VISVANATHAN; AIM, 2009).

3.3.1 Caracterização do grânulo

3.3.1.1 Parâmetros físicos

A velocidade de sedimentação caracteriza a eficiência da separação do sólido-líquido. Segundo Adav et al. (2008), a velocidade dos grânulos aeróbios formados variam entre 18 a 90 m.h⁻¹ chegando até 130 m.h⁻¹, o que demonstra uma velocidade maior quando comparada aos flocos biológicos entre 7 a 10 m.h⁻¹. Portanto, ocorre um aprimoramento na capacidade de degradação da matéria orgânica, uma vez que, há aumento de retenção de biomassa devido à velocidade de sedimentação dos grânulos.

O lodo granular apresenta elevados valores de massa específica e uma estrutura compacta, o que possibilita o tempo de retenção de biomassa e a separação das fases sólida e líquida. Para Gao et al. (2011) a gravidade específica do grânulo aeróbio em sistemas de RSB variam entre 1.004 a 1.1 Kg de massa seca. m⁻³, o que demonstra ser maior quando comparada ao floco entre 1,002-1,006 g.m⁻³.

Gao et al. (2011) inferiu que a taxa de carga orgânica, o substrato do efluente, a população microbiana e a estratégia operacional podem interferir na morfologia do grânulo. O tamanho do grânulo pode variar entre 0.2 e 16 mm e em comparação ao floco biológico, os

grânulos demonstram uma superfície esférica. As condições operacionais determinam a distribuição do LAG, enquanto que as baixas concentrações de taxa orgânica apresentam menores tamanhos de grânulos em comparação aos sistemas alimentados com altas taxas orgânica.

3.3.1.2 Parâmetros químicos

A hidrofobicidade das células da superfície nos grânulos aeróbios são maiores que em flocos biológicos. A aderência de hidrocarbonetos na superfície do sistema microbiológico é estimado em 43,2% em flocos, no entanto quando comparado à formação dos grânulo há um aumento de 78,2% quando desenvolvidos em RSB, assim esse parâmetro influência na estrutura do grânulo. A dominância de bactérias no LAG ocorre devido ao aumento da hidrofobicidade, ao mesmo tempo que o predomínio de fungos é causado pelo decréscimo desse parâmetro (GAO et al., 2011).

Para Adav et al. (2008), EPS são produtos metabólicos que se acumulam na superfície das células bacterianas que podem alterar as características físico-químicas superficial da célula, assim como sua carga, hidrofobia e outras propriedades. Portanto, são reconhecidos como elementos chave que configuram a forma e fornecem suporte à estrutura para o biofilme (LIN et al., 2010).

Neste contexto, Lin, Sharma e van Loosdrecht (2012) argumentaram que um método para diferenciar o floco biológico do grânulo aeróbio é comparar a quantidade de *alginate-like exopolysaccharides* (ALE), um tipo de EPS presente em ambas as estruturas. No que diz respeito a diferenciação de ambos, os monossacarídeos que constituem o ALE foram encontrados em concentrações diferentes, assim o LAG apresentou maior quantidade de *poly(gluronic acid)* e uma pequena quantidade de *poly(guluronic acid-manuronicacid)*, característica essa que resultou na capacidade de formar um gel de EPS com uma propriedade mecânica mais consistente comparada ao floco de lodo ativado.

Dessa forma, a identificação das bactérias existentes no LAG pode ajudar a compreender quais são os mecanismos para a extração dos EPS, assim como quantificá-los a fim de determinar quais os parâmetros para uma melhor formação dos grânulos.

3.3.1.3 Parâmetros biológicos

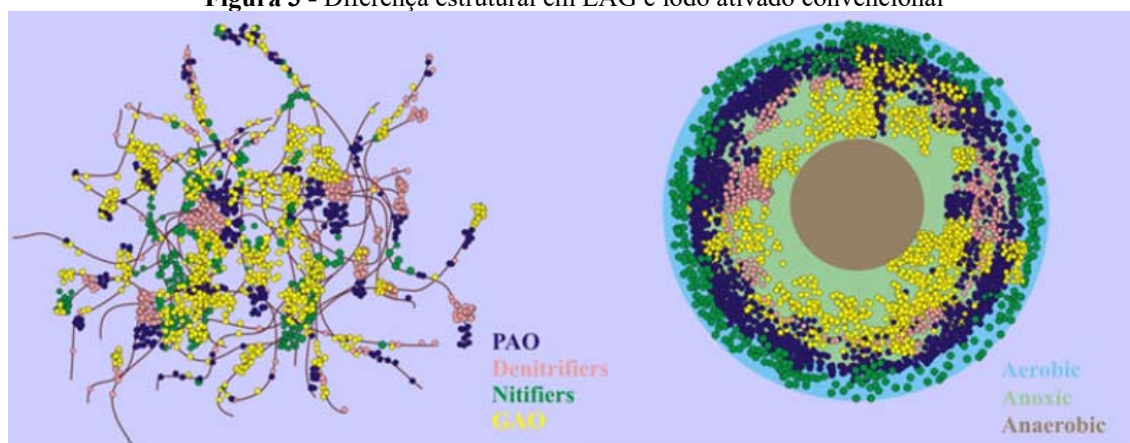
A formação do biofilme, como estratégia para agilidade no processo, está relacionada com o crescimento acelerado das bactérias heterotróficas. A quantidade do crescimento da biomassa tem como consequência a produção de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) (BASSIN, 2012). Os EPS agrupam e organizam-se em uma complexa matriz de polímeros, constituindo em polissacarídeos, proteínas, glicoproteínas, fosfolipídios, ácidos nucleicos e ácidos húmicos. A principal função dos EPS é favorecer o processo de adesão inicial das bactérias através da adsorção na superfície do suporte e dessa maneira o crescimento de microcolônias é facilitado (TIJHUIS; VAN LOOSDRECHT; HEIJNEN, 1994). Os polissacarídeos têm como especial função de matriz fixadora, na qual adere a biomassa às superfícies e a materiais suportes (CAMMAROTA; SANT'ANNA JUNIOR, 1998).

Segundo Winkler et al. (2012), a estabilidade no sistema de tratamento biológico de águas residuárias está relacionada com a quantidade de bactérias e distribuição da população bacteriana. Para Adav et al. (2008) em diferentes condições de desenvolvimento foram encontradas bactérias heterotróficas (nitrificantes e desnitrificantes), acumuladoras de fósforo e de glicogênio.

Nesse contexto, a diversidade bacteriana presente no tratamento é de suma importância devido às funções diferenciadas de cada bactéria que degradam compostos diferentes ou criam uma rede de competitividade dos compostos indesejados presentes no efluente.

Os grânulos aeróbios apresentam os mesmos grupos funcionais de bactérias que os flocos biológicos (Figura 3), porém diferem na estrutura, formato e disponibilidade de substrato. Um dos argumentos para maior eficiência no tratamento de efluentes com o LAG é o enriquecimento de bactérias heterotróficas que estabiliza o grânulo aeróbio, tornando-o menos diverso, potencializando assim o tratamento da água residual. Por outro lado, a diferença de gradiente formada pelo grânulo pode apresentar maior diversidade de nichos ecológicos, o que torna o tratamento mais eficaz (WINKLER et al., 2012).

Figura 3 - Diferença estrutural em LAG e lodo ativado convencional



Fonte: Winkler et al. (2012, p. 7448)

Em ambas estruturas a comunidade microbiana possui funções comparáveis devido aos processos de remoção de nutrientes. Na nitrificação a amônia é oxidada à nitrito e nitrato sob condições aeróbias. O nitrato é reduzido ao gás nitrogênio com um elétron doador. O fósforo removido é transportado para fora da célula pelas condições aeróbio-anaeróbio da estrutura.

As vantagens da estrutura do grânulo aeróbio quando comparada ao floculo são:

- Há conversões de elementos em diferentes camadas na biomassa granular, que se encontra localizada em um único compartimento do reator onde há alternâncias de períodos anaeróbios e aeróbios.
- Bactérias nitrificantes são encontradas nas camadas mais superficiais onde há maior concentração de oxigênio (zona aeróbia). Bactérias desnitrificantes e *Polyphosphate-Accumulating Organism* (PAO)¹ estão localizadas nas camadas interioranas, com menores concentrações de oxigênio (camada anóxica).
- Durante a fase anaeróbia, na parte inferior do reator biológico, haverá segregação dos grânulos devido às altas concentrações de substrato.
- Bactérias que sobrevivem mais ao exterior da biomassa estão sujeitas à maior força de cisalhamento.
- Alta retenção de biomassa.

¹ Bactérias que removem, em certas condições, compostos com fósforo em esgoto doméstico.

Nessa perspectiva, as pesquisas ainda se encontram em estágio inicial, sendo muito cedo para concluir algo a respeito da comunidade de bactérias que formam o LAG. Isto posto, estudos que demonstrem a função das bactérias no grânulo aeróbio são de fundamental importância para avanços neste assunto.

3.4 BACTÉRIAS FILAMENTOSAS

Segundo Bassin (2012) o tempo requerido para a formação de biofilmes nitrificantes estáveis é reduzido quando um período de partida heterotrófico é aplicado, no qual alguns compostos orgânicos são alimentados aos reatores de modo a favorecer o desenvolvimento de organismos heterotróficos.

A ocorrência de maior proliferação dos microrganismos filamentosos, ocasiona o decréscimo na taxa de sedimentação dos grânulos aeróbios. Este processo também apresenta como consequência o carreamento da biomassa assim aumentando a concentração de sólidos em suspensão, além disso há a dissipação da formação dos grânulos aeróbios e a competição entre as bactérias filamentosas e não-filamentosas. Os fatores que possivelmente favorecem o crescimento destes microrganismos são: composição do efluente doméstico, concentração de substratos, baixa concentrações de oxigênio dissolvido (OD), TRS, baixa concentração de nutrientes e temperaturas elevadas (LIU; LIU, 2006).

A composição do efluente doméstico favorece o crescimento dos organismos filamentosos devido aos carboidratos que estão presentes no resíduo líquido, como a glicose, ácido cítrico e outros compostos orgânicos biodegradáveis. Em condições de baixa concentração de substratos, os organismos filamentosos podem atingir uma elevada taxa de remoção de substrato em comparação as bactérias formadoras de flocos que prevalecem em concentrações elevadas de substrato.

Em pequenas concentrações de OD favorece o crescimento das espécies *Sphaerotilus* e *Haliscobenobacter hydrossis*, além disso a espécie *M. parvicella* pode desenvolver em uma ampla faixa de OD. Segundo Lin, Liu e Tay (2003), a concentração do OD em RSBs para formação de grânulos aeróbios devem manter o parâmetro entre 2 mg/L e a concentração de saturação. Em condições abaixo de 2 mg/L há a produção de grânulos aeróbios com propriedades comprometidas como baixa sedimentabilidade e alta turbidez (WILÉN; BALMÉR, 1999).

O longo período de TRS possibilita o desenvolvimento das filamentosas devido ao crescimento lento destas. Baixas concentrações de nutrientes podem causar o crescimento

excessivo de filamentosas. Estes organismos são capazes de metabolizar pequenas quantidades de nitrogênio e fósforo.

Liu et al. (2005) reportou que o crescimento das filamentosas está ligado à temperaturas mais elevadas, assim em sua pesquisa retratou que o RSB operado à 25°C obteve maior quantidade de microrganismos filamentosos quando comparado ao mesmo reator em condições de temperatura de 17°C. Ademais, a temperatura influencia diretamente a quantidade de OD no reator, conseqüentemente quanto maior a temperatura menor será a concentração de OD no meio, o que pode fomentar um aumento significativo das filamentosas.

No ciclo do RSB há dois fatores limitantes que operaram no meio. (I) Durante a operação com altos volumes de concentrações de substratos, a concentração do OD no interior do grânulo aeróbio é um fator limitante, (II) quando ocorre a diminuição de substratos, a atividade metabólica do grânulo é determinada pela concentração de substratos incorporados pelo grânulo.

O modelo de alimentação intermitente que o RSB executa promove condições para o crescimento de bactérias não filamentosas que necessitam de altas concentrações de substratos e a capacidade de estocar materiais de reserva durante o período de déficit de alimentos.

3.5 CONCEITOS BÁSICOS DO REATOR AERÓBIO GRANULAR EM TUBOS CONCÊNTRICOS COM CIRCULAÇÃO

3.5.1 Reator sequencial em batelada (RSB)

O princípio do processo de sistema de operação intermitente (batelada), como relata von Spearling (2002), desenvolveu-se a partir da operação que aglomera todas as fases do modo convencional de lodos ativados em uma unidade, ou seja, decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária, em um único tanque. Conforme Santana (2008, p. 37), "[...] como se utiliza um tanque único, esses processos e operações passam a ser simplesmente sequências² no tempo e não unidades separadas como ocorre nos processos de fluxo contínuo".

As operações do sistema convencional, como relatado por von Spearling (2002), são divididas em cinco (5) ciclos:

² A transcrição respeitou a grafia adotada pelo autor que utilizou as antigas normas ortográficas para a língua portuguesa.

- **Enchimento** - entrada do esgoto e substrato para a atividade microbiana, pode ocorrer por estática, reação ou mistura. O enchimento estático envolve a introdução do esgoto sem mistura ou aeração. Usualmente utilizados em tratamentos para melhorar a remoção de nutrientes. Neste caso, o enchimento estático é acompanhado de enchimento com mistura, expondo os microrganismos a quantidades suficientes de substrato e, ao mesmo tempo, promovendo condições anaeróbias e anóxicas. Tanto a mistura, quanto a aeração, são efetuadas na etapa de enchimento com reação. O sistema permite a adoção de diferentes tipos de enchimento ao longo do ciclo operacional.

De acordo com Metcalf & Eddy (2003), se o enchimento utilizado for com aeradores desligados, no decorrer desta etapa poderá haver remoção de formas oxidadas de nitrogênio, principalmente nitrito proveniente do ciclo anterior. Desta maneira, ocorre a pré-desnitrificação na presença do carbono orgânico da água residuária afluyente. Após a fase de reação aeróbia (nitrificação), ocorre a anóxica, responsável pela desnitrificação.

- **Reação** - esta etapa objetiva a completar as reações iniciadas durante o enchimento, ou seja, aeração e/ou mistura para inteirar o substrato-organismo.
- **Sedimentação** - separação das fases sólida e líquida com a suspensão da aeração para permitir a clarificação do líquido. A sedimentabilidade da biomassa varia conforme o tempo.
- **Esvaziamento** - retirada do efluente clarificado, tratado no reator.
- **Repouso** - ajuste do ciclo e remoção do lodo excedente.

Segundo Santana (2008), o sistema de fluxo contínuo tem como característica o espaço como variável preponderante, já o processo por batelada se dá ao longo do tempo, o que permite estabelecer e variar as condições de funcionamento. Nesse sentido, este sistema possibilita otimizar os diversos sistemas, anaeróbio, anóxico e aeróbio.

A nitrificação pode ser atingida por meio do aumento do tempo de duração da reação, ou pelo aumento da duração da fase de enchimento, enquanto a desnitrificação pode ser

efetuada pelo aumento da duração da fase de sedimentação e descarte, desde que a concentração de OD seja zero (SANTANA, 2008).

De acordo com Arora, Barth e Umphres (1985), a remoção do fósforo ocorrerá na ausência de nitrogênio oxidado e de OD durante a etapa de enchimento, quando a biomassa libera compostos de fósforo, posteriormente assimilados em excesso durante o período de reação (fase aerada). Em condições anaeróbias, os PAO estocam, por assimilação, produtos da fermentação e na etapa aeróbia utilizam esses compostos estocados e consomem fósforo solúvel em quantidades maiores do que o necessário para seu metabolismo. O consumo de fósforo é maximizado em concentrações de OD de 2 mg.l^{-1} . Portanto, para a remoção biológica de fósforo ocorrer, é necessária uma etapa anaeróbia inicial para a estocagem de produtos fermentados. Por isso, para ocorrer remoção de nitrogênio, é necessário que a desnitrificação ocorra antes da remoção de fósforo (ARORA; BARTH; UMPHRES, 1985).

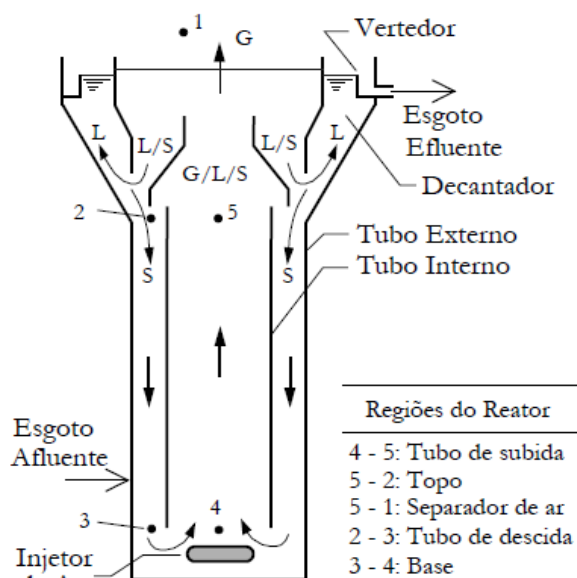
3.5.2 Reatores aeróbios com circulação

Os reatores do tipo *airlift* são estruturas verticalizadas que podem operar ou não com cobertura. Essa estrutura é capaz de reter os aerossóis, coletar o gás carbônico (CO_2) gerado, o excesso de ar e as substâncias que podem provocar odores (SANT'ANNA JUNIOR, 2010).

A estrutura dos reatores aeróbios de leito fluidizado em grande parte é construída por dois métodos, tubos concêntricos ou *internal-loop*, ou constituídos por circulação externa ou *external-loop*.

Segundo Dall'Aglio Sobrinho, Ruggeri Júnior e Gebara (2006), os reatores aeróbios de tubos concêntricos com circulação contêm 5 regiões: o reator é separado em tubo interno (*riser*), tubo de externo (*downcomer*), topo, base e o separador de ar (injeção de ar) situado entre o ponto 1 e o topo (Figura 4).

Figura 4 - Representação esquemática do reator



Fonte: Dall'Aglio Sobrinho, Ruggeri Júnior e Gebara (2006, p. 78)

O reator aeróbio de leito fluidizado com circulação contém dois tubos concêntricos de diferentes diâmetros onde ocorre a circulação interna do fluido. No tubo interno de menor diâmetro é introduzido jatos de ar ascendente (sistema *airlift*). Essa ação provoca a expansão do leito que ocasiona a circulação do líquido devido à diferença de densidade que o aerador causa no meio líquido (MILANESE, 2002). Em reatores de leito fluidizado é frequente a estratificação do leito ou segregação. Esse fato é usualmente observado quando são utilizadas como suporte de partículas de maior densidade do que a água (SANT'ANNA JUNIOR, 2010).

O modelo hidráulico proposto por Dall'Aglio Sobrinho, Ruggeri Júnior e Gebara (2006), teve como objetivo esquematizar as perdas de cargas líquida e gasosa no reator aeróbio de leito fluidizado com circulação, na qual pesquisas anteriores apontavam medidas que consideravam somente a parte líquida atuante no reator. Nesse sentido, não era possível prever o coeficiente de perda de carga no que se refere as velocidades de circulação.

Gebara (2006) argumentou que há duas categorias para os tratamentos biológicos, o mecanismo de crescimento e a sustentação da biomassa: crescimento disperso ou aderido. Nesse sentido, os sistemas de crescimento disperso não utilizam estrutura para sustentação de biomassa. O sistema de crescimento aderido ocorre por meio de suporte natural ou artificial (pedra, solo, areia ou plástico) e também pode-se encontrar sistemas que aglomeram a própria biomassa, constituindo grânulos, como no caso do reator tipo UASB.

Nessa perspectiva, se faz importante que os reatores de leito fluidizado coloquem em suspensão e em movimento a biomassa, o que exige que o reator opere com vazões de ar pré-

determinadas. Segundo Milanese (2002), a aeração do reator por meio de jatos de ar ocasiona a circulação interna do líquido que mantém suspenso as partículas, ou seja, esse tipo de reator consiste em um meio trifásico, composto por fase líquida, fase gasosa e fase sólida.

Para Gonçalves et al. (2000) essas fases são descritas como:

- Fase sólida é composta de material inerte ou granular, permitindo a retenção de sólidos suspensos e fixação da biomassa;
- Fase líquida é onde o material sólido é imerso e é renovada continuamente pelo suprimento do efluente;
- Fase gasosa é criada pela entrada de ar no reator (aeróbio), ou pela geração interna de biogás (reator anaeróbio).

Um dos fatores limitantes do reator de leito fluidizado é a dificuldade em determinar o crescimento microbiano. Desta maneira, Sant'Anna Junior (2010) supõe que essas concentrações estão distribuídas uniformemente no reator devido à dificuldade em distribuir as peças do material suporte homogeneamente no interior dele. Os interesses do uso de biofilme, segundo Nicolella, van Loosdrecht e Heijnen (1999), se efetiva devido a biodiversidade de microrganismos presentes em suas estruturas, tratabilidade de grandes volumes de efluente e a operação com altas concentrações de biomassa.

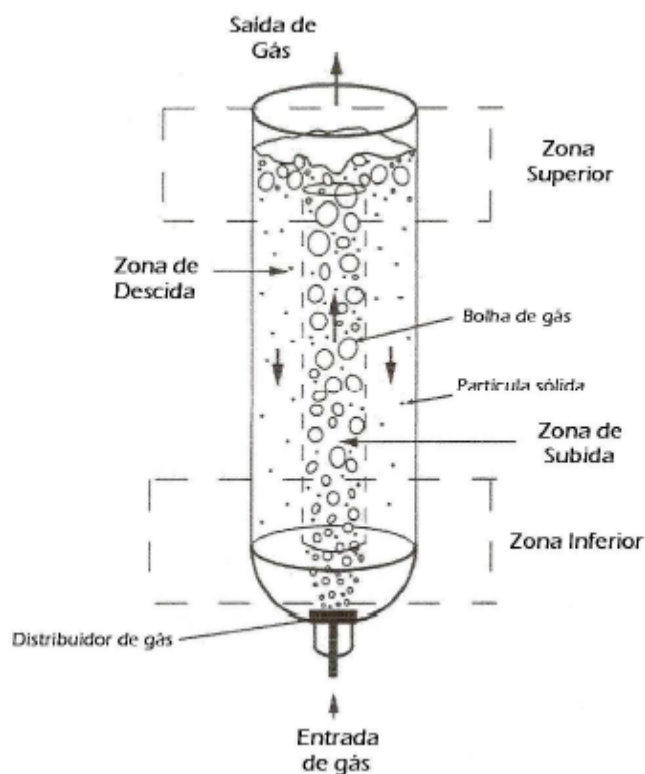
Nesse contexto, o reator de leito fluidizado oferece vantagens por meio da grande mistura dos sólidos que proporciona condições isotérmicas, assim facilitando o controle da operação automática contínua do sistema. O volume do reator, com conteúdo bem misturado, responde lentamente as mudanças bruscas nas condições de operação. Quando comparado com outros meios de contato, o reator de leito fluidizado fornece grandes taxas de transferência entre as partículas sólidas e o fluido. Desse modo, o processo se caracteriza para operações em projetos de maiores escalas (GEBARA, 2006).

3.5.3 Fluidização do leito

De acordo com Martín (2002), o reator de leito fluidizado, no que se refere à fluidização do leito, é dividido em quatro zonas: superior, inferior, de subida e de descida. Quando um gás disperso em um meio mais denso (líquido), devido à sua tensão superficial, ele se agrupa em

zonas discretas adotando a forma de bolhas, e estas, ascendem ao longo do líquido até a superfície livre do tanque. Esta vazão de gás injetado no sistema é responsável pela circulação bem ordenada das fases densas no reator (Figura 5).

Figura 5 - Zonas observadas em tanques *airlift*

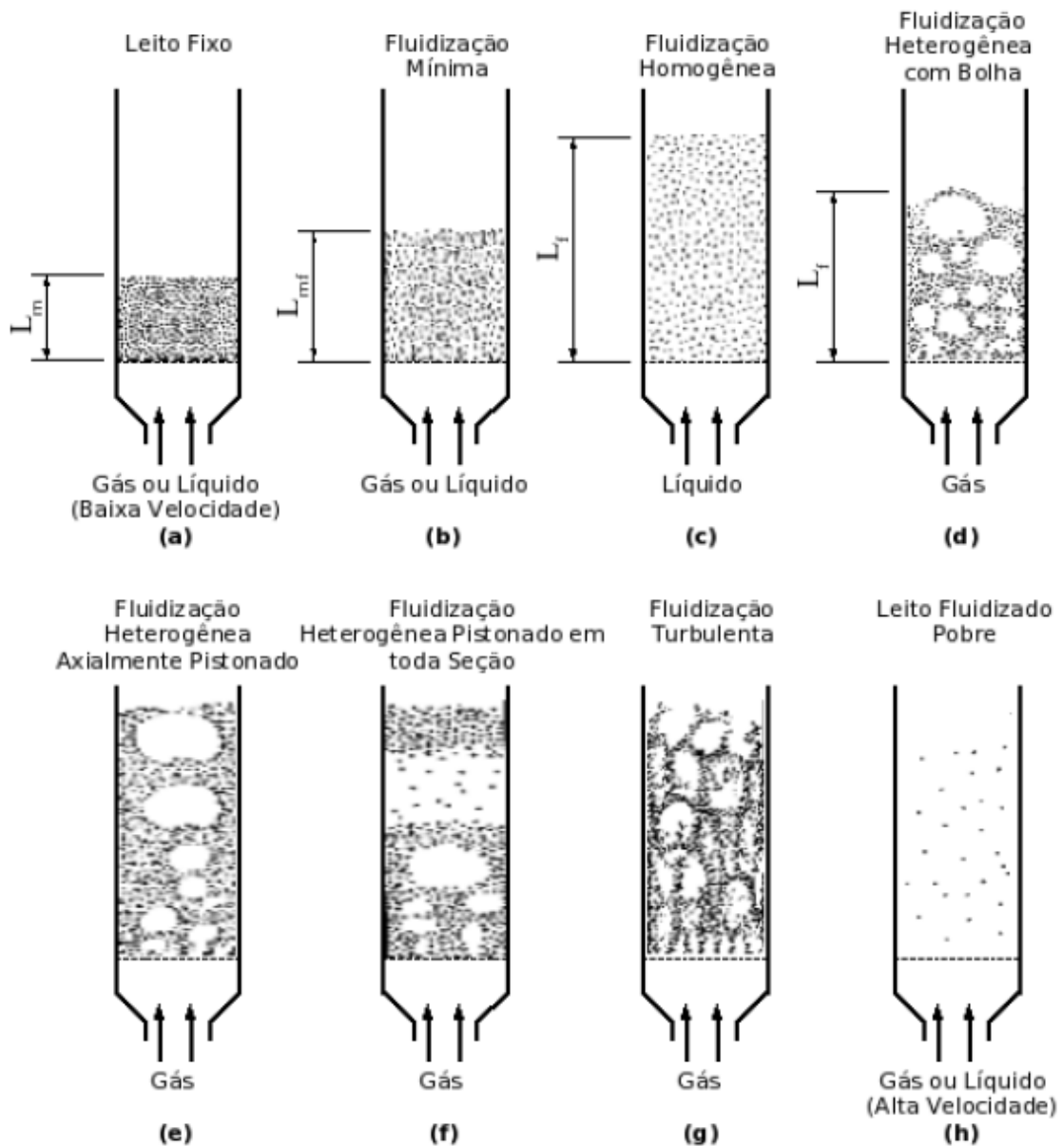


Fonte: Adaptado de Martín (2002, p. 8)

O tipo de fluxo empregado modifica o sistema do reator, entre outras características as de mistura produzida e dos fenômenos de transporte. Desse modo, também há modificações nas porcentagens de fases contribuintes, das propriedades dos fluidos, do desenho geométrico do tanque, do tipo de distribuição de gás, das dimensões do tubo interno em sistemas trifásicos, a natureza do sistema, sua composição e concentração de sólidos suspenso (CORREIA, 2010).

Nesse sentido, o fenômeno de fluidização ocorre em um ambiente composto por partículas sólidas que são submetidas ao fluxo ascendente do fluido. Dessa maneira, o leito se expande quando a força de arraste do fluido iguala ou ultrapassa o valor do peso das partículas (GEBARA, 2006). Os estágios que precedem o ato de fluidização mínima do leito são os estágios de leito fixo e leito expandido. Milanese (2002, p. 6) argumentou que "[...] na fluidização mínima a queda de pressão entre duas seções do leito provoca uma força ascendente que é igual ao peso do volume de fluido e das partículas contidas entre duas seções".

Figura 6 - Forma de fluidização do leito



Fonte: Adaptado de Levenspiel e Kunni (1991 apud GEBARA, 2006, p. 28)

Os estágios de fluidização homogênea na Figura 6 (c) são os mais comuns na utilização de tratamento de efluentes domésticos, estes operam em condições bifásicas, nas quais são injetadas o esgoto em suficientes quantidades que expandem o leito sob ação controlada. A coleta do líquido tratado é apresentada na parte superior, isto é possível devido a não migração dos sólidos com o controle da expansão.

Ainda na Figura 6, há outros estágios de fluidização heterogêneas. A heterogeneidade se deve ao comportamento descontínuo do leito fluidizado, sendo assim, o reator pode manifestar-se em forma de bolhas (d), escoamento axialmente pistonado (e), pistonado em toda seção transversal (f) e de fluidização turbulenta (g). Com o aumento excessivo de velocidade

de fluxo, há o arraste de grandes quantidades de partículas pelo fluxo ascendente, passando à fase de leito fluidizado pobre (h).

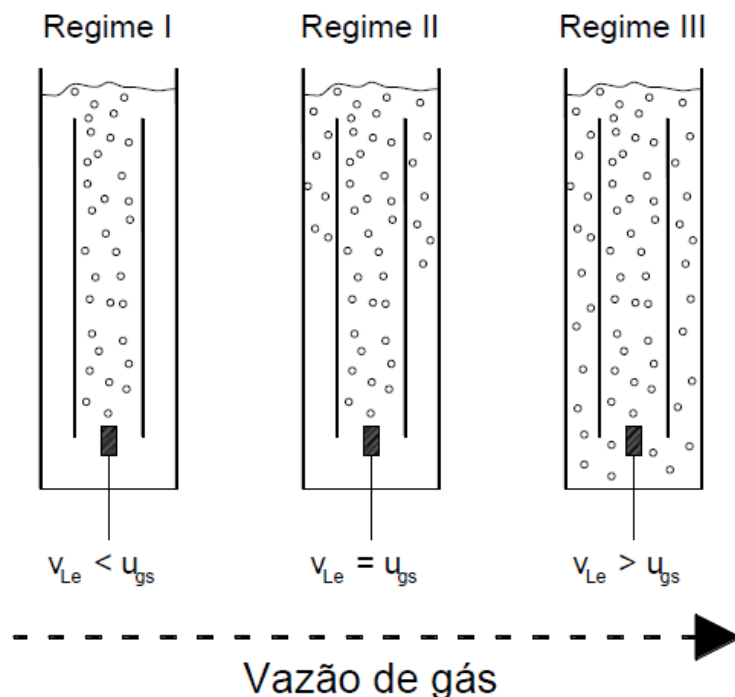
3.5.4 Regime de circulação de bolhas

Siegel, Merchuk e Schügerl (1986) reportaram a existência destes regimes e sua dependência sobre a zona de separação gás-líquido e da velocidade do líquido no tubo externo.

A relação entre regime de circulação do gás no tubo *downcomer* e *riser* é importante, uma vez que a velocidade superficial do gás determina o regime de circulação do ar no reator aeróbio (VAN BENTHUM et al., 1999). Para Maigual Enriquez (2011) a força motriz da circulação do líquido diminui conforme a maior presença de sólidos em suspensão e como consequência há alteração da densidade média nos tubos interno e externo.

Heijnen et al. (1997) apresentaram três regimes em reatores do tipo *airlift*. A Figura 7 apresenta os regimes de circulação de bolha em função da velocidade superficial do gás.

Figura 7 - Esquema do regime de circulação de bolhas em função da taxa de velocidade do gás



Fonte: Blažej, Kiša e Markoš (2004)

Para Heijnen et al. (1997), o sistema é diferenciado em três regimes, Regime I, Regime II e Regime III.

Regime I - Devido as baixas vazões de entrada de ar, não há presença de bolhas de ar no tubo *downcomer*, pois a velocidade relativa do gás é maior que a velocidade do meio líquido, assim a força da fase líquida é insuficiente para carregar as bolhas para o tubo externo ($VL, E < Vbo$).

Regime II - Nesse estágio há presença de bolhas de gás no tubo *downcomer*. A velocidade do meio líquido no reator aparentemente se iguala à velocidade relativa do gás. Desse modo, o resultado da velocidade relativa das bolhas no reator tende a zero, ou seja, as bolhas se encontram num estágio quase estacionário no *downcomer*, ocorrendo pequenos deslocamentos descendentes ($VL, E = Vbo$).

Regime III - No último estágio encontramos grandes quantidades de bolhas no tubo externo. Ocorre a completa recirculação do gás, portanto, as bolhas retornam ao tubo interno, passando por toda a extensão do tubo externo. Isto ocorre devido ao aumento de quantidade de gases no tubo interno que supera a taxa de aeração de entrada. Nesse contexto, a velocidade de circulação da fase líquida é maior que a velocidade relativa das bolhas ($VL, E > Vbo$).

Rufato (2005) indica que a melhor fase, em escalas industriais, é o regime III, uma vez que o reator necessita de altos valores de vazão de gás para a suspensão de sólidos e assim, com velocidades maiores que a velocidade relativa da bolha, ocorre a recirculação do gás no tubo *downcomer*. Neste sentido, os regimes I e II não se fazem efetivos para tal objetivo.

3.5.5 Regime de circulação de sólidos

O comportamento do sólido pode ser fracionado em três regimes conforme o aumento da vazão de gás: leito fixo, leito fluidizado e leito de completa suspensão e circulação dos sólidos (RUGGERI JÚNIOR, 2002; GEBARA, 2006; ARAÚJO, 2008; SÁNCHEZ ORTIZ, 2009; MAIGUAL ENRIQUEZ, 2011).

No Regime de leito fixo não ocorre circulação do líquido no tubo externo, permanecendo em modo estático. Já no tubo interno o comportamento característico é de uma coluna de bolhas. As partículas sólidas encontram-se totalmente depositadas na base do reator.

A condição de operação para ter a completa suspensão dos sólidos que opere no regime de fluidização está representada pela Equação I (GARCÍA-CALVO et al., 1999).

$$\varepsilon_g - \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1 \right) \varepsilon_s^0 \geq 0 \quad (\text{I})$$

Na qual:

ε_g = Vazão volumétrica de gás

ρ_s = Massa específica do sólido

ρ_L = Massa específica do líquido

ε_s^0 = Fração volumétrica inicial de sólidos

Para que aconteça a suspensão dos sólidos, esta relação deve apresentar uma massa específica aparente no tubo externo maior ou igual à massa específica aparente no tubo interno.

De acordo com Heijnen et al. (1997), a utilização ideal para fluidização do leito ocorre quando a vazão de gás é maior que a mínima, pois o arranjo dos sedimentos impede a fluidização devido à resistência das partículas. Quando os valores da vazão de ar aproximam-se dos valores mínimos necessários para a fluidização, pode-se observar que o valor da fração volumétrica inicial de sólidos (ε_s^0), corresponde aos sólidos iniciais sedimentados na base do tubo interno. As partículas se sedimentam no reator quando a vazão de gás é menor que a velocidade mínima de fluidização.

Segundo Ruggeri Júnior (2002, p. 24) quando o estado de fluidização é observado, "[...] a distribuição de sólidos muda com o aumento da vazão de gás. Os reatores começam a comportar-se como um sistema trifásico (sólido, líquido e gás).".

A diferença entre o leito fluidizado e o leito de completa suspensão e circulação de sólidos é estabelecida quando o valor da velocidade do líquido é maior ou igual à velocidade de sedimentação do sólido. Dessa maneira, as partículas circularão pelo tubo interno e externo (SÁNCHEZ ORTIZ, 2009).

Para Gebara (2006), quando os sólidos se encontram suspensos no leito a velocidade de sedimentação é menor que a velocidade do líquido.

$$v_L \geq \mu_t \quad (\text{II})$$

Aonde:

v_L = Velocidade de circulação (m.s^{-1})

μ_t = Velocidade terminal de sedimentação (m.s^{-1})

3.6 TAXAS DE TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO

A aeração, por tamanhos menores de bolhas, é mais eficaz no que se refere à oxigenação devido a maior disponibilidade da área superficial. A vantagem da utilização do sistema de bolhas finas é atribuída em razão da alta transferência de oxigênio, habilidade de boa mistura e diversidade operacional por meio da variabilidade da vazão do ar. No entanto, a inconveniência deste sistema é a possibilidade de utilizar filtros de ar, do alto custo de implantação e manutenção, além da eventual colmatação dos difusores. A eficiência de transferência de oxigênio padrão média nesse sistema é estimado entre 10-30% e a eficiência de oxigenação padrão é de 1,2-2,0 KgO₂/kWh (VON SPERLING, 1996).

Portanto, para estimar a taxa de transferência nas condições de operação é necessário considerar os fatores de influência na taxa de transferência de oxigênio, através dos dados adquiridos no teste realizados em circunstâncias padrões. Desse modo, os fatores que preponderam no controle da taxa de transferência de oxigênio são: temperatura, concentração de OD, características do esgoto e características do aerador e da geometria do reator.

3.7 MATERIAL DE SUPORTE

Muitos autores investigaram a formação do grânulo aeróbio a partir do uso do lodo ativado (MORGENROTH; WILDERER, 1998; MOSQUERA-CORRAL et al., 2005; DE KREUK; PRONK; VAN LOOSDRECHT, 2005; LIU; SHENG; YU, 2009; LI; LI; YU, 2013; LOCHMATTER; GONZALEZ-GIL; HOLLIGER, 2013). A formação do LAG foi observada por meio das altas cargas de carbono no efluente (entre 2,5 a 15Kg/m³.d) (DE KREUK; VAN LOOSDRECHT, 2006; DE KREUK et al., 2010; SHENG et al., 2010).

Nesse sentido, baixas concentrações de carga orgânica, como o esgoto doméstico que normalmente ocorre em concentrações menores que 500 mg.L⁻¹, dificultam a formação e o crescimento dos grânulos e dessa maneira o sistema requer um tempo mais prolongado para a adaptação, portanto é necessário aproximadamente de 3 meses (LI et al. 2008; SHENG et al. 2010). Além disso, nas condições de baixa carga orgânica sucede maior formação de bactérias filamentosas levando à deterioração e à ruptura dos grânulos (LIU; LIU, 2006). Para verificar o crescimento dos grânulos, diversas pesquisas utilizam algum meio de suporte para a formação do LAG, na qual comumente é utilizado o CAG (THANH; VISVANATHAN; AIM, 2009; LI; LI; YU, 2011, 2013; ZHOU et al., 2015).

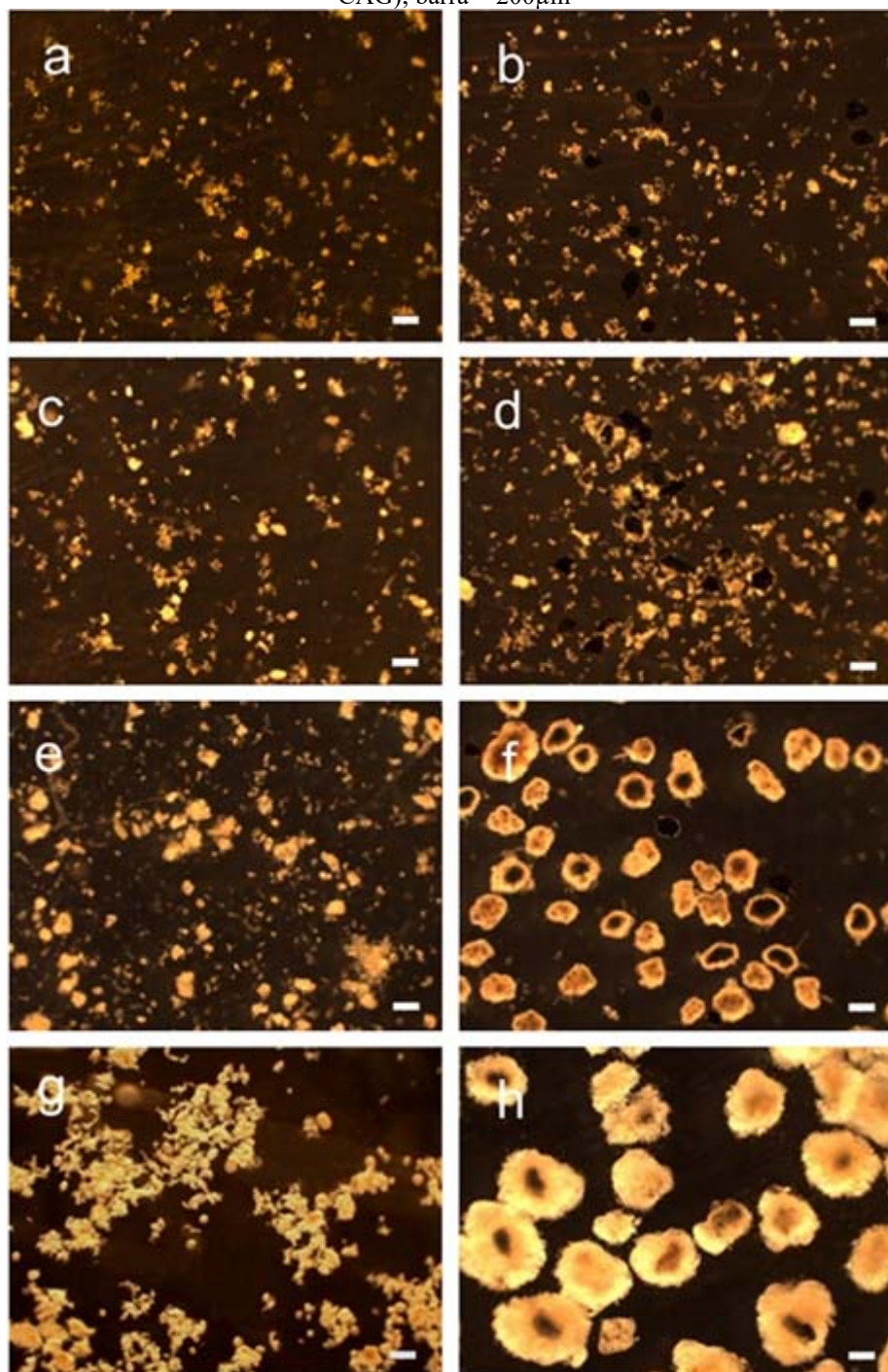
Para Zhou et al. (2015), o CAG é representado como um agente de nucleação, pois aumenta o potencial repulsivo da camada dupla na superfície do grânulo, o que facilita a inibição da aglomeração de floco-grânulo. Assim como há facilidades para ocorrer agregados de grânulos quando ocorre forças de colisões como a tensão de cisalhamento hidráulico no que se refere à baixas concentrações de carga orgânica.

Para selecionar o material de suporte, Cheng, Demirci e Catchmark (2010) descreveram que há a necessidade de atender criteriosamente quatro fatores, (1) adesão favorável do microrganismo; (2) alta resistência mecânica; (3) viabilidade econômica e (4) abundância do material. Nesse contexto, as propriedades do material devem atender a capacidade de adesão de microrganismo, assim necessitam conter carga superficial, hidrofobicidade, porosidade, rugosidade, diâmetro de partícula e densidade favoráveis. O desenvolvimento de novos materiais de suporte tem como objetivo aumentar a área superficial específica pelo volume do reator, afim de aumentar a eficiência e a compactação do reator.

Nesse contexto, o material de suporte facilita a formação do biofilme através das fendas, poros e superfície externa. Estas condições propiciam uma melhor vantagem quando comparado ao crescimento em suspensão. Isto ocorre devido à melhor adaptação nas operações em grandes volumes de carga, aumento da estabilidade do processo, maior retenção da biomassa, elevação na taxa de remoção específica e a ocorrência simultânea do processo de nitrificação e desnitrificação (THANH; VISVANATHAN; AIM, 2009).

No que se refere ao desenvolvimento do grânulo aeróbio, Li, Li e Yu (2011) demonstraram que em 120 dias houve um crescimento significativo comparado ao desenvolvimento do grânulo sem meio de suporte. A Figura 8 demonstra a formação de grânulos aeróbios em dois reatores idênticos RSB com o volume útil de 2.4 L. Ambos foram alimentados com esgoto sintético. Entretanto no Reator 2 (R2) foram inoculados 7.2g de CAG com densidade aparente de 1.183g/cm³ e concentração de 3g/l. Já no R1 não fora adicionado nenhum material suporte (LI; LI; YU, 2011).

Figura 8 - Fotografia do lodo ao decorrer dos dias no RSB: (a) alimentação, (c) 30 dias, (e) 50 dias e (g) 120 dias no R1 (sem adição do CAG) e (b) alimentação, (d) 30 dias, (f) 50 dias e (h) 120 dias no R2 (com adição de CAG); barra = 200 μ m



Fonte: Li, Li e Yu (2011, p. 279)

Zhou et al. (2015), demonstraram que o diâmetro do CAG é de suma importância para nucleação do grânulo aeróbio como material de suporte, assim como a menor tempo para a diferenciação dos flocos e grânulos. Assim, em sua pesquisa pode-se observar que CAG com tamanhos de 0.6 mm propiciam maior facilidade de nucleação do grânulo em comparação aos de 0.2 mm ou mesmo sem nenhum material de suporte. Em síntese, essa possibilidade causa

benefícios no tratamento das águas residuárias, uma vez que quanto maior os grânulos melhor será a potencialidade de tratamento.

Nessa contextualização, as pesquisas referentes ao desenvolvimento do CABC, enquanto material de suporte, podem contribuir para a formação dos grânulos aeróbios, no que tange ao tratamento de efluentes domésticos, além de trazer benefícios a outros fatores ambientais envolvendo o bagaço de cana como a redução de resíduo sólido nos setores de usinas de cana-de-açúcar, entre outros.

3.7.1 Carvão ativado de bagaço da cana-de-açúcar

A produção da CBCA se deve às seguintes fases: plantio, fase da colheita, procedimento de moagem da cana, na qual o produto resultante é denominado de bagaço úmido e, posteriormente, este produto é incinerado nas fornalhas para a cogeração de energia elétrica e assim a CBCA é gerada como subproduto (FREITAS, 2005).

Segundo Cordeiro, Toledo Filho e Fairbairn (2009), uma das propriedades importantes da CBCA é a quantidade de sílica, normalmente encontrada acima de 60% em massa. Estudos realizados por Faria, Gurgel e Holanda (2010) demonstraram que a CBCA tem características de um material não plástico com a maior parte da composição química constituída por dióxido de silício (SiO_2) e a presença em menores porções de alumínio (Al), ferro (Fe), cálcio (Ca), magnésio (Mg) e potássio (K). No entanto, a composição química da cinza do bagaço depende da espécie da cana-de-açúcar, da utilização de herbicidas e fertilizantes, além da sazonalidade climática, tipo de solo e disponibilidade hídrica.

Há poucas alternativas para a reciclagem da grande quantidade de resíduo de CBCA gerados no setor sucroalcooleiro, tornando-se assim uma problemática ambiental para população local. Usualmente o resíduo é disposto em aterros sanitários, também existe a possibilidade das usinas reutilizarem as cinzas para enriquecimento do solo em suas plantações, todavia esse procedimento pode ser considerado como lixiviado, entre outras aplicações (GOBBI, 2010).

Nesse sentido, a ativação do carbono proveniente do bagaço da cana-de-açúcar, para ser utilizado como material suporte em reatores biológicos de tratamento de efluente, caracteriza-se enquanto possível alternativa para minimizar os impactos ambientais deste resíduo, assim como aperfeiçoamento da eficiência da remoção de nutrientes em tratamentos de efluentes.

3.8 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO

Os impactos causados pelo despejo de efluente com alta carga de nitrogênio nos recursos hídricos são preocupantes, uma vez que essa descarga afeta o equilíbrio de microrganismos como a eutrofização, e também pode causar danos à saúde humana.

No esgoto doméstico o nitrogênio é proveniente das proteínas, aminoácidos e ureia e também aparece na forma de nitrogênio amoniacal devido à decomposição das proteínas e hidrólise da ureia. Esta última forma de nitrogênio é composta ainda pela amônia (NH_3) e íon-amônio (NH_4^+), cuja proporção de cada composto dependerá do potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura da água residual (GEBARA, 2006).

Para von Sperling (1996), o esgoto doméstico bruto tem como característica a carga nitrogenada, dentre as quais há a predominância de nitrogênio orgânico e amônia. Contudo, no que se refere ao tratamento de efluente doméstico, o nitrogênio encontra-se em variadas formas e diferentes estados de oxidação, conforme a Tabela 1.

Tabela 1 - Formas predominantes do nitrogênio em diversos estágios do tratamento de esgoto

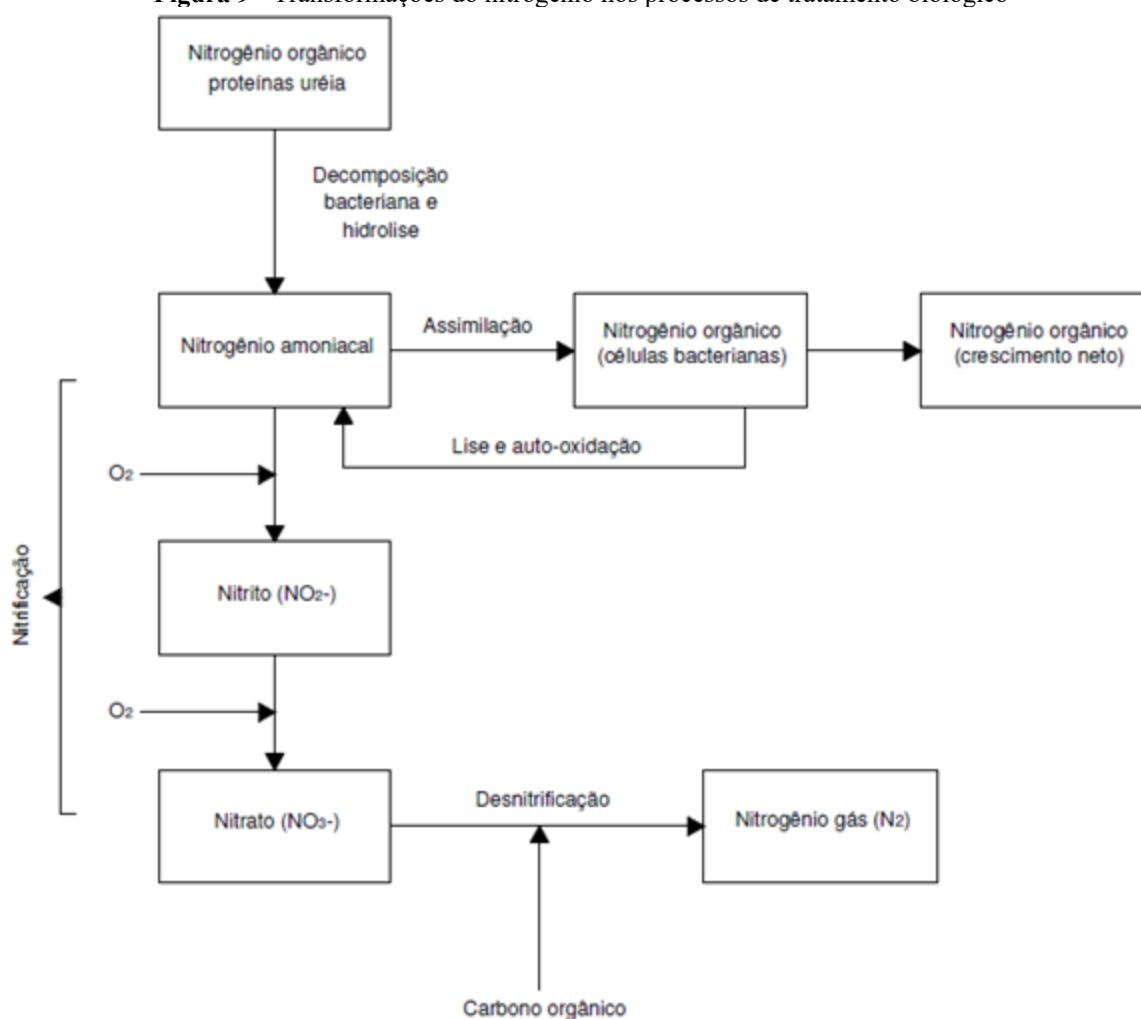
Forma	Fórmula	Estado de oxidação do nitrogênio
Amônia	NH_3	-3
Íon amônio	NH_4^+	-3
Nitrogênio Gasoso	N_2	0
Íon nitrito	NO_2^-	+3
Íon nitrato	NO_3^-	+5

Fonte: von Sperling (1996)

Na Figura 9 é possível observar os diferentes processos de tratamento para a assimilação do nitrogênio. Nessa perspectiva, estas transformações promovem a conversão do nitrogênio amoniacal em outros produtos que permitem separá-lo do efluente. Os principais processos atuantes são o da assimilação e da nitrificação-desnitrificação.

De acordo com Metcalf & Eddy (2003), os microrganismos tendem a assimilar e incorporar na massa celular, em forma de nitrogênio amoniacal, substratos provenientes dos processos de tratamento. Uma parte do nitrogênio amoniacal presente na água advém da lise e morte celular. Já o processo de nitrificação-desnitrificação é dividido em duas etapas. Na primeira etapa ocorre o aumento da demanda de oxigênio devido a redução da amônia a nitrato, porém não ocorre eliminação do nitrogênio no sistema. Posteriormente, em um processo anóxico, ocorre a desnitrificação, na qual o nitrato é convertido em um produto gasoso (N_2). Desta maneira, o gás se desprende e é eliminado do sistema.

Figura 9 - Transformações do nitrogênio nos processos de tratamento biológico



Fonte: Sánchez Ortiz (2009, p. 52)

Segundo Carvalho Junior (2008), em reatores com biofilme há a conversão do nitrogênio amoniacal (NH_3) em nitrito (NO_2) e posteriormente a nitrato (NO_3) na região aeróbia, ou seja, esse processo ocorre no tubo interno do reator aeróbio de leito fluidizado com tubos concêntricos (RALFC). Em seguida o NO_3 será reduzido a nitrogênio gasoso, na zona anóxica, portanto essa reação ocorre na região do tubo externo.

Conforme é previsto na Resolução CONAMA nº 430/2011, há a necessidade de produzir um efluente com cargas de nitrogênios adequadas para que o meio aquático suporte tais lançamentos. Nesse contexto, essa lei entra em consonância com a diminuição dos problemas atuais e potenciais, assim como do consumo do oxigênio no corpo receptor, da toxicidade para seres vivos aquáticos, eutrofização e minimiza a possibilidade de causar doenças (BRASIL, 2011).

3.8.1 Amonificação

von Sperling e Chernicharo (2005) comentaram que por meio da catalisação enzimática, os compostos nitrogenados em forma orgânica de nitrogênio amoniacal são transformados em íon amônio (NH_4^+) ou na forma livre de amônia (NH_3). Dessa maneira, conforme o pH do meio haverá melhores condições para formação de um dos compostos (Tabela 2), assim a Equação III apresenta o equilíbrio cinético da reação.



Tabela 2 - Distribuição relativa da amônia de acordo com os valores de pH

pH = 7	Praticamente toda a amônia está na forma de NH_4
pH = 9,5	Aproximadamente 50% da amônia está na forma de NH_3 e 50% na forma de NH_4
pH > 11	Praticamente toda a amônia está na forma de NH_3

Fonte: von Sperling e Chernicharo (2005)

3.8.2 Assimilação

Apesar das reações de nitrificação e desnitrificação serem preponderante no sistema de remoção de nitrogênio, uma pequena parcela de nitrogênio é assimilado pela síntese celular.

Metcalf & Eddy (2003) definiu a assimilação de nitrogênio como a incorporação de determinada fração de nitrogênio para composição de novas células. Pressupondo que a biomassa bacteriana é representada pela fórmula empírica de $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$, pode-se estimar que para cada 1 grama de células formadas, cerca de 0,12 gramas de N-NH_4^+ é assimilada, ou seja, uma proporção de 14 gramas de nitrogênio para cada 113 g de célula ($\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$).

3.8.3 Nitrificação

Segundo Gebara (2006), a nitrificação envolve processos biológicos que necessitam de ações metabólicas de seres vivos. Nesse sentido, as bactérias autótrofas são as responsáveis pelos processos e são encontradas, em sua maioria, com os gêneros *Nitrossomonas* e *Nitrobacter*. Essas bactérias, comumente, se estabelecem em condições aeróbias e com presença de nitrogênio amoniacal.

Os estágios envolvidos na nitrificação ocorrem devido à ação de gêneros distintos de bactérias, as quais utilizam amônia ou nitrito como fonte de energia e dióxido de carbono como

fonte inorgânica de carbono, enquanto o oxigênio molecular é o receptor final de elétrons. Na nitrificação (Equação IV), à conversão de nitrogênio amoniacal a nitrito, o gênero mais comumente envolvido é *Nitrosomonas*, sendo que, segundo Ahn (2006), *Nitrosococcus*, *Nitrosopira*, *Nitrosovibrio* e *Nitrosolobus* também se encontram no sistema e são capazes de oxidar amônia a nitrito. Na nitratação (Equação V), conversão de nitrito à nitrato, há destaque para o gênero *Nitrobacter*, sendo conhecidos também *Nitrospira*, *Nitrospina*, *Nitrococcus* e *Nitrocystis* (SCHMIDT et al., 2003; METCALF & EDDY, 2003).



Além disso, os processos bioquímicos de nitrificação não se limitam em oxidação sequencial da amônia para nitrito, através das *Nitrossomonas*, e nitrito para nitrato, por meio das *Nitrobacter*. Há reações enzimáticas intermediária que atuam no processo. Outra problemática se refere à condição do ambiente em que as bactérias estão inseridas, ou seja, existe variação na resposta dos organismos nitrificantes conforme o ambiente (GEBARA, 2006). Com isso, deve-se ater nestas questões para que o processo seja maximizado no que se refere às atividades metabólicas em condições controladas.

Para Metcalf & Eddy (2003) o rendimento energético destas reações de oxidação é baixo, logo o rendimento celular também, o que ocasiona o crescimento lento dos organismos nitrificantes. Sendo assim, para que a nitrificação ocorra de maneira eficiente é necessário que o tempo de retenção celular seja suficientemente longo para permitir o crescimento dos microrganismos e garantir a permanência da biomassa nitrificante no reator.

Carvalho Junior (2008) argumentou que quando há baixa velocidade de crescimento das bactérias, o processo de nitrificação é submetido a fatores de inibição. Desse modo, ocorre desvantagem em relação à competição com as bactérias heterotróficas por espaço no biofilme, o que compromete a eficiência do sistema na oxidação da amônia.

Gebara (2006) discutiu a respeito dos fatores que limitam a taxa de nitrificação das bactérias nitrificantes. Os principais meios que inibem a nitrificação são os efeitos da temperatura, OD e pH.

A temperatura ideal para as bactérias se encontra em uma ampla faixa que se estende de 4° a 45° C. Dessa maneira a bactéria *Nitrossomonas* opera em condições ideais na temperatura de 35°C, enquanto que a bactéria *Nitrobacter* entre 35° a 42°C. No entanto, a nitrificação

decrece entre 30-35°C, devido ao aumento antecipado da taxa de reação com a temperatura e a desnaturação de proteínas acima da temperatura crítica.

No geral, o OD tem valores de coeficiente de meia-saturação entre 0,15 a 2,0 mg/l, este valor indica a concentração limitadora do crescimento, além de aumentar este coeficiente conforme maiores temperaturas. O conjunto de variáveis como o crescimento dos microrganismos suspenso ou agregado, transporte de massa e tempo de retenção de sólido comprometem as concentrações de OD. Em suma, a recomendação para o crescimento das bactérias no processo de nitrificação em relação ao OD deve ser igual ou superior que 2,0 mg/l (ECKENFELDER, 1989; WATER ENVIRONMENT FEDERATION; AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS; ENVIRONMENTAL AND WATER RESOURCE INSTITUTE, 2006).

O crescimento das bactérias nitrificantes é lento sob as condições favoráveis. Muitas das espécies de bactérias nitrificantes têm um crescimento ótimo nas temperaturas de 25 a 35°C, pH de 7,5 a 8,0, concentrações de amônia e nitrito, respectivamente, entre 2 e 10mM e 2 a 30mM e concentração de oxigênio de 3 a 4mgO₂ / l. Nessa circunstância o tempo de geração para Nitrossomonas e Nitrobacter são de 8h e 10h respectivamente (COLLIVER; STEPHENSON, 2000).

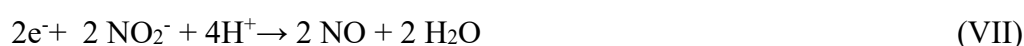
Além disso, há inibidores orgânicos e inorgânicos dos organismos nitrificadores. Quando estes inibidores são constantes nos reatores, as bactérias nitrificadoras se adaptam ao novo sistema e o metabolismo celular ou as reações oxidativas interferem diretamente na nitrificação, inibindo-a (GEBARA, 2006).

3.8.4 Desnitrificação

A desnitrificação é um processo pelo qual há eliminação do nitrogênio por meio da transformação biológica do nitrito (N-NO₂⁻) e nitrato (N-NO₃⁻) em nitrogênio gasoso (N₂). Esta conversão ocorre devido a ação das bactérias facultativas heterotróficas que utilizam o oxigênio quimicamente ligado ao nitrito e nitrato para oxidar a matéria carbonácea (GEBARA, 2006). Neste viés, as condições anóxicas do sistema viabilizam o processo de desnitrificação, ou seja, a remoção de nitrogênio está ligada a ausência do oxigênio livre no ambiente. As bactérias encontradas são dos gêneros, *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonase*

Spirillum, Hyphomicrobium, Agrobacterium, Acinetobacter, Propionobacterium, Rhizobium, Corynebacterium, Cytophaga, Thiobacilluse Alcaligenes, Paracoccus (NEEF et al., 1996).

De acordo com Aun (2007) o processo de eliminação do nitrogênio, através da redução biológica do nitrato, está dividido em 4 etapas (Equações de VI a IX). Para que ocorra a remoção do nitrogênio, o efluente disponibiliza matéria orgânica que é responsável pelo fornecimento dos elétrons nas reações bioquímicas.



As reações de redução de nitrato envolvem as seguintes etapas: redução de nitrato a nitrito (Equação VI), a óxido nítrico (Equação VII), a óxido nitroso (Equação VIII) e finalmente a nitrogênio gasoso (Equação IX). Nas três últimas etapas os produtos são liberados na forma gasosa, porém somente a redução a N_2 é capaz de evitar danos ambientais como a destruição da camada de ozônio e intensificação do efeito estufa (METCALF & EDDY, 2003).

No que se refere à restrição da desnitrificação o OD é considerado como parâmetro crítico, pois as bactérias desnitrificantes preferem o oxigênio molecular devido a sua afinidade como acceptor final de elétron, quando comparado ao nitrato, isto ocorre devido ao seu caráter facultativo (METCALF & EDDY, 2003). van Haandel e Marais (1999), observaram que em concentrações entre 0,2 e 0,5 mg.L^{-1} ocorre a redução significativa da taxa de desnitrificação convencional.

Ainda Metcalf & Eddy (2003), sugeriram que os principais fatores pelo controle do processo de desnitrificação, além da concentração de OD, são: pH, natureza da fonte de carbono, tempo de retenção celular, concentração de nitrato, e a presença de substâncias tóxicas.

3.9 REMOÇÃO BIOLÓGICA DO FÓSFORO

O fósforo (P) é essencial para o crescimento de algas e de outros organismos biológicos. O controle deste constituinte inorgânico se faz importante quando o efluente, com elevadas

cargas de fósforo, entra em contato com os recursos hídricos. Metcalf & Eddy (2003) argumentaram que as quantidades de fósforo geralmente encontrada em esgotos domésticos variam entre 4 e 16 mg/l.

Para Leme (2007), o fósforo está disponível em águas residuárias de três diferentes maneiras: ortofosfato, polifosfato (poli-P) e fósforo orgânico. As principais fontes que contêm fósforo, em geral, são encontradas em produtos para limpeza e nos compostos de fósforo inorgânico condensado.

Estima-se que nos esgotos domésticos, cerca de 50% do fósforo podem ser encontrados na forma inorgânica. Já os fósforos orgânicos estão presentes combinados aos fosfolipídeos, ésteres, polinucleotídeos e substâncias como Adenosina Trifosfato (ATP), Adenosina Difosfato (ADP) e Adenosina Monofosfato (AMP) (SANT'ANNA JUNIOR, 2013).

Os fósforos que correspondem a sua forma mais insolúvel são normalmente removidos pela sedimentação primária. Em diversos compostos de fósforos presentes nas águas residuárias nenhum apresentou-se na forma gasosa. Portanto, a remoção ocorre através da formação de um precipitado insolúvel que pode ser separado por sedimentação gravitacional. Os produtos químicos usualmente utilizados para tal processo são: cal (CaO), alumínio (Al), sulfato férrico ($\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$) ou cloreto férrico (FeCl_3) (LEME, 2007).

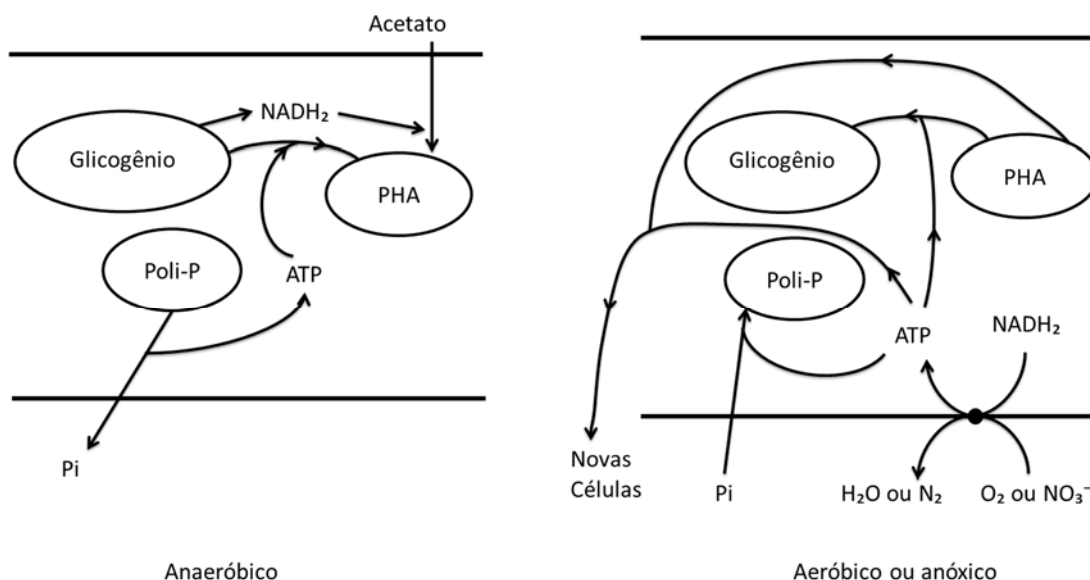
Já a remoção biológica de fósforo pode ser realizada de forma eficiente pelo processo *Enhanced Biological Phosphorus Removal* (EBPR). Os organismos responsáveis pela remoção de fósforo, conhecidos como PAO, possuem uma fisiologia complexa, a qual envolve a formação e consumo de polímeros intracelulares (poli-P, glicogênio e poli-hidroxiclcanoatos - PHA) (VAN LOOSDRECHT et al., 1997; HENZE et al., 2002).

A seleção de PAO pode ser obtida em sistemas mantidos em condições anaeróbias e aeróbias alternadas. Em anaerobiose os PAO são capazes de metabolizar fontes de carbono facilmente biodegradáveis, tais como ácidos graxos voláteis (AGV) e armazená-los como polímeros intracelulares, a exemplo de PHA. Caso o acetato seja a fonte de carbono, o principal polímero armazenado é o poli-hidroxibutirato (PHB) (BASSIN, 2012).

Os PAO funcionam em processos baseados nas transformações que acontecem geralmente em condições anaeróbias e aeróbias alternadas (Figura 10). Porém, a remoção deste nutriente pode ocorrer em ambientes anaeróbios e anóxicos alternadamente. Nesses sistemas, a degradação ocorre através dos organismos acumuladores de polifosfato desnitrificantes (DPAO), que são capazes de utilizar o nitrito e/ou nitrato, como aceptor de elétrons, ao invés do oxigênio para consumo anóxico do fósforo. Neste caso, a remoção do fósforo está

intimamente ligada à desnitrificação, denominada como desfosfatação desnitrificante (BASSIN, 2012; SANT'ANNA JUNIOR, 2013).

Figura 10 - Processos metabólicos de organismos participantes do processo EBPR



Fonte: Sant'Anna Junior (2013, p. 350)

Na remoção biológica do fósforo os sistemas funcionam em condições anaeróbia e aeróbia. Na fase anaeróbia os AGV são absorvidos pelas células e estocados em forma de PHA pelos PAO. Simultaneamente a este processo, ocorre a degradação de poli-P, como uma fonte de energia para a produção de ATP, resultando na liberação de fósforo para o meio externo. Na etapa aeróbia ocorre o crescimento celular das PAO, já o PHA estocado é consumido como fonte de energia com a finalidade de reposição do composto Poli-P (WIESMANN; CHOI; DOMBROSKI, 2007).

Sob condições anóxicas o nitrato atua como acceptor final de elétrons, mas o metabolismo é similar ao da etapa aeróbia. Em condições anóxicas a disponibilidade de energia é reduzida, o que acarreta menor crescimento microbiano (SANT'ANNA JUNIOR, 2013, p. 349-350).

O desempenho dos sistemas de remoção biológica do fósforo pode decair com a competição estabelecida entre PAO e os organismos acumuladores de glicogênio (GAO). Os GAO são encontrados em sistemas EBPR e multiplicam-se em condições aeróbia e anaeróbia alternadas. Dessa maneira, os GAO não consomem fósforo, sendo assim indesejáveis em sistemas EBPR (BASSIN, 2012).

Outra alternativa para remoção de nutrientes é a estratégia de aeração intermitente no sistema. No interior do grânulo aeróbio há depósito de polímeros de PAO e GAO que são utilizados no processo como doadores de elétrons no processo de desnitrificação, ao mesmo tempo que os PAO estocam fosfato em forma de *poly-P*. A fase anóxica deve prevalecer no ciclo, uma vez que os organismos PAO não liberem fosfato no meio líquido, na qual resulta menores quantidades de concentração de nitrogênio e fósforos no efluente (PRONK et al., 2015).

4 MATERIAIS E MÉTODOS

Os materiais e métodos empregados para a realização das análises seguiram os procedimentos qualitativos no que se refere análise do esgoto doméstico e efluente do reator, adotados pelo grupo de pesquisa do Laboratório de Saneamento da Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita campus Ilha Solteira (SÁNCHEZ ORTIZ, 2009; MAIGUAL ENRIQUEZ, 2011; SATO, 2013; TETILA, 2015).

4.1 DESCRIÇÃO DO MATERIAL DE SUPORTE

O bagaço de cana-de-açúcar utilizado para a formação de material suporte foi proveniente da Usina de Açúcar e Álcool Da Mata S/A, sediada no município de Valparaíso - SP. O material foi coletado da queima que ocorre nas caldeiras e depois secou adequadamente pela radiação solar para que a próxima etapa fosse completada.

A densidade do CABC foi realizada com auxílio da metodologia de picnômetro de líquidos. Para calcular a densidade aparente do propante (Equação XI) foi calculado primeiramente a densidade do líquido teste em g/cm³ (Equação X). Como utilizou balão volumétrico de 50 ml, temos:

$$D_l = \frac{m_{b+l} - m_b}{50}, \text{ onde} \quad (X)$$

D_l - densidade do líquido de teste (g/cm³);

m_b - peso do balão volumétrico;

m_{b+l} - peso do balão volumétrico mais o líquido teste;

50 - volume do picnômetro, em cm³.

Calculo da densidade aparente do propante:

$$D_p = \frac{m_p}{50 - \frac{(m_{b+l+p} - m_b - m_p)}{D_f}}, \text{ onde} \quad (XI)$$

D_p - densidade aparente do propante, em g/cm³;

m_p - massa do propante, em g;

m_{p+l+p} - massa do balão mais o líquido de teste mais o propante, em g;

m_b - massa do balão vazio, em g;

D_1 - Densidade do líquido teste, em g/cm^3 ;

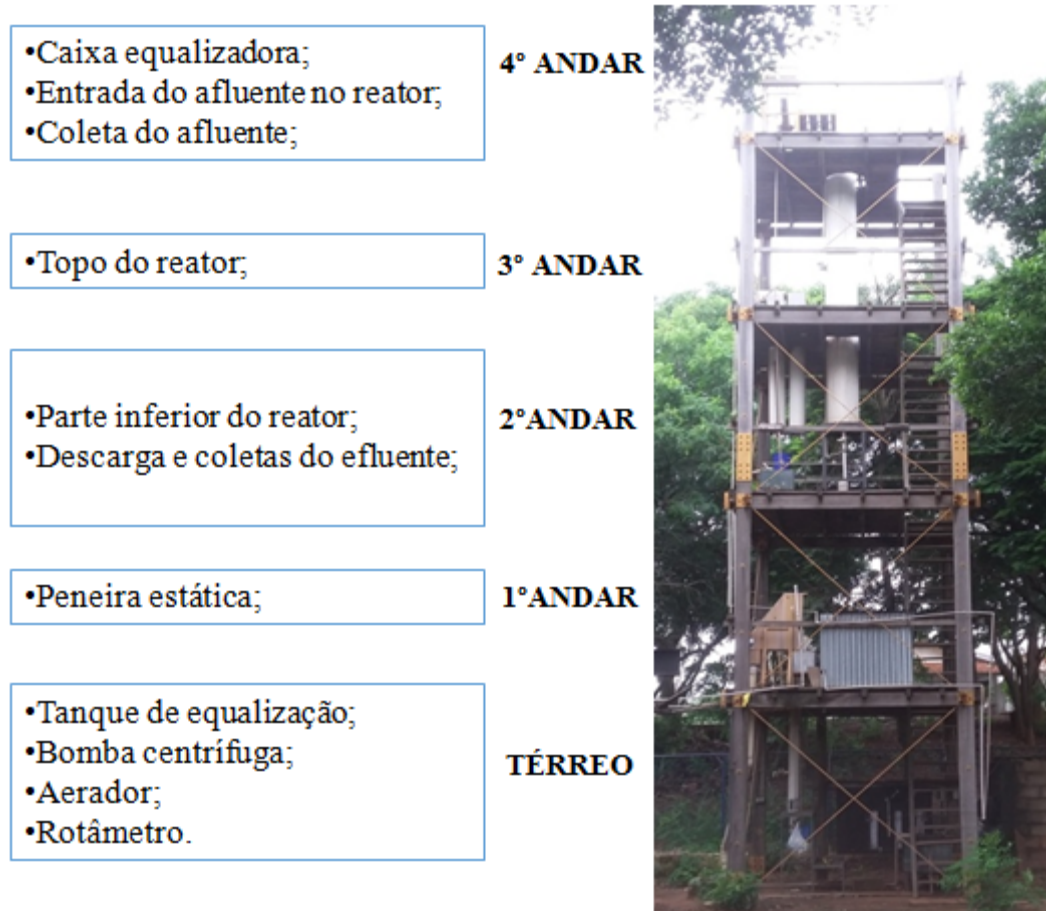
50 - volume do picnômetro, em cm^3 .

Conforme Li, Li e Yu (2011), a densidade a ser colocada no reator de finas partículas de CABO triturado deve estar em conformidade com a concentração de 3 g/l de partículas finas de CAG utilizada na pesquisa. Desse modo, a densidade aparente média do material investigado foi de $0,5056 \text{ g}/\text{cm}^3$, assim o inoculo apresentou uma concentração de aproximadamente 6 g/l do material de suporte, uma vez que a densidade aparente encontrada é, em média, a metade do CAG. Consequentemente foi adicionada aproximadamente 680 gramas de material suporte no reator conforme o volume proposto do reator de 113 litros.

4.2 LOCAL DE INSTALAÇÃO DO REATOR AERÓBIO GRANULAR EM TUBOS CONCÊNTRICOS COM CIRCULAÇÃO OPERADO EM BATELADA

A instalação experimental foi construída junto a uma das Estações Elevatórias de Esgoto (EEE), localizada no setor sul da cidade de Ilha Solteira - SP (GEBARA, 2006). No local encontra-se o reator por batelada modificado, dotada de andares regularmente espaçados em 3 m e escada de acesso entre os pisos. O reator foi instalado entre o segundo e o terceiro andar da Torre. Na Figura 11 a seguir estão descritos todos os instrumentos utilizados na pesquisa para que fosse possível a operação do RSB.

Figura 11 - Estação de pesquisa e as estruturas em cada nível da Estação Elevatória do Município de Ilha Solteira - SP

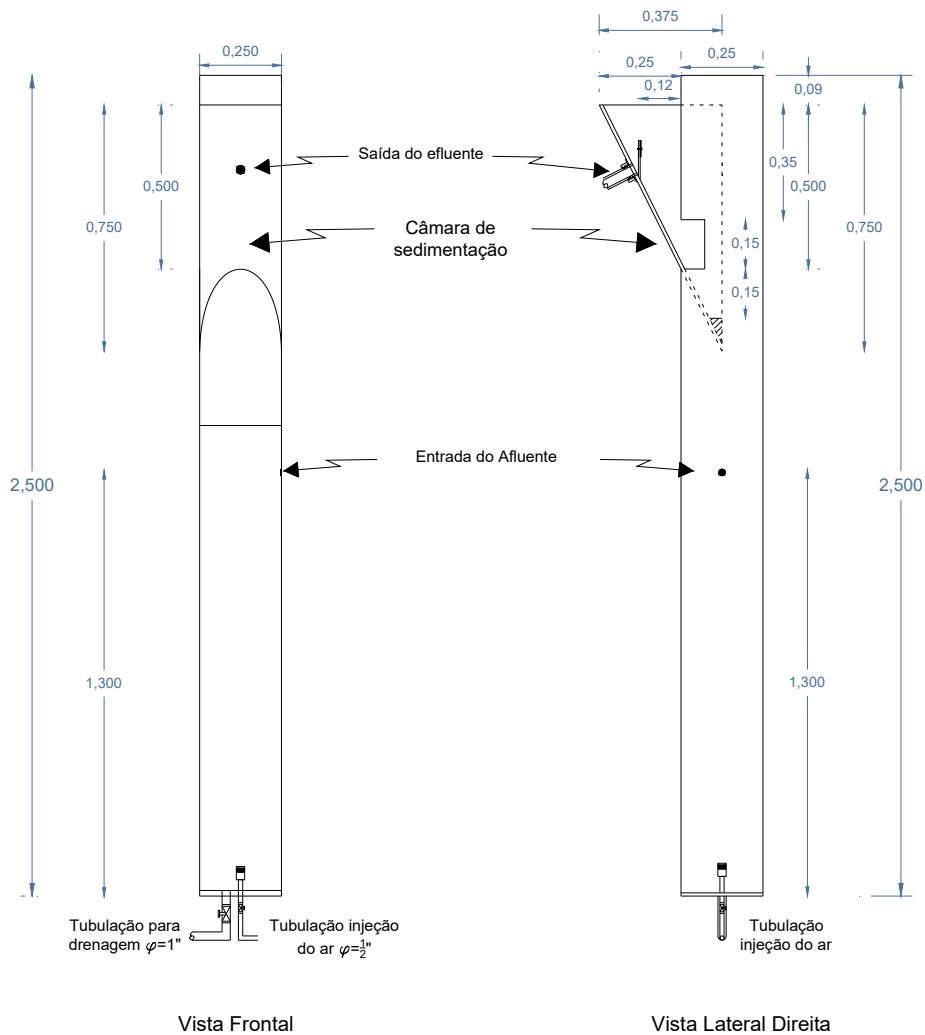


Fonte: Elaboração do próprio autor

4.2.1 Descrição do reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada

No local do experimento havia dois RALFC de iguais dimensões em paralelo remanescentes de pesquisas anteriores (SÁNCHEZ ORTIZ, 2009; MAIGUAL ENRIQUEZ, 2011; TETILA, 2015). A partir disto, foi adaptado um reator no local com finalidade de alterá-lo em um reator por batelada. Dessa maneira a Figura 12 apresenta detalhadamente o esquema estrutural utilizado na pesquisa.

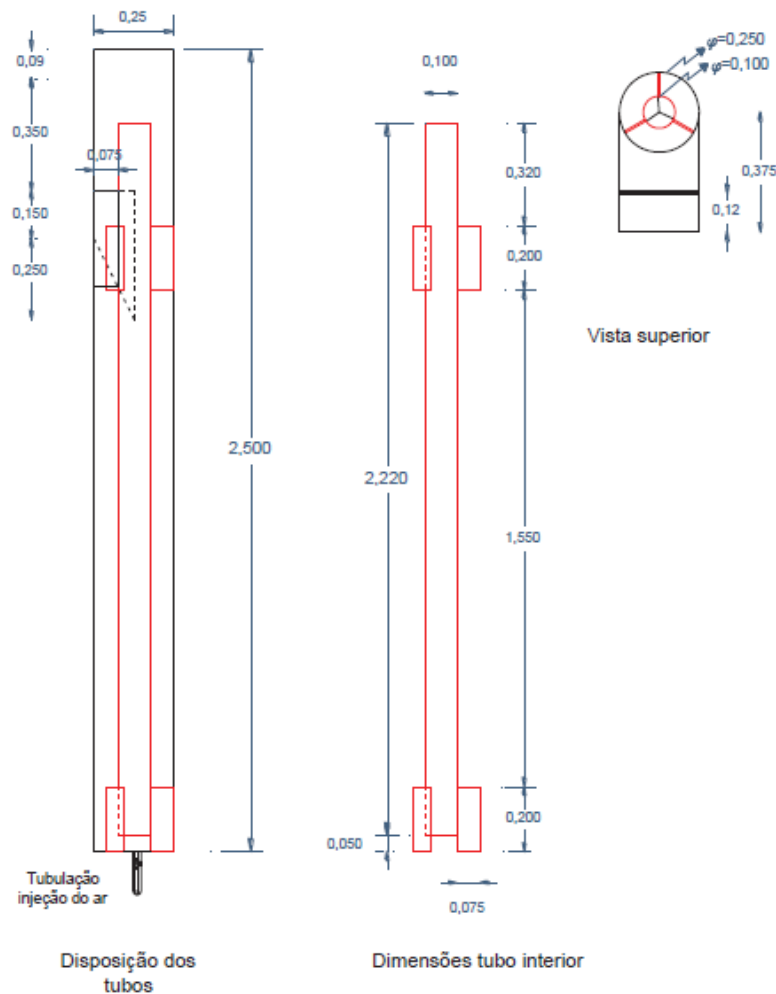
Figura 12 - Detalhamento do reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada utilizado na investigação experimental



Fonte: Maigual Enriquez (2011, p. 73)

Os RALFC foram construídos por meio de dois tubos. O tubo externo tem 2,50 m de altura e 250 mm de diâmetro, construído em policloreto de vinila (PVC) e altura interna do fluido em condições estáticas de 2,35 m; o tubo interno, também construído em PVC tem 2,20 m de altura e 100 mm de diâmetro, podendo ser visualizado na Figura 13, posicionado a 0,05 m acima do fundo do tubo externo para permitir a circulação da mistura do grânulo aeróbio. O volume total dos reatores é de $0,122\text{m}^3$, sendo o volume preenchido com fluido de $0,113\text{m}^3$. A fim de retirar o efluente sobrenadante, foi realizado um furo de meia polegada na altura de 1,2 m da base, assim retirando 50% do volume total contido no reator. Na pesquisa, foi utilizado apenas um reator que recebeu o efluente doméstico da cidade de Ilha Solteira - SP, assim como 350 gramas de material suporte na sua primeira fase.

Figura 13 - Tubo interno de 100mm, dimensões e disposição no reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado a batelada



Fonte: Maigual Enriquez (2011, p. 74)

Nesse sentido, as especificações do reator se encontravam em concordância nos procedimentos da formação do grânulo aeróbio, pois Kong et al. (2009) propôs que a diferença na velocidade de sedimentação está ligada à relação entre diâmetros e altura do reator, pois esta relação deve estar entre 20 e 30. Dessa maneira observou que o tubo interno do reator por batelada tinha uma relação de 22 o que é adequado conforme o autor.

Os RALFC possuem uma unidade de sedimentação acoplada, vista na Figura 14, construída em chapa de PVC de 10 mm de espessura e uma saída do efluente na parte superior. Esta unidade pode ser regulada por um vertedor feito em PVC de 3,0 mm com regulagem de nível da água em até 0,02m. No entanto, o vertedor somente foi utilizado para regulador o nível do afluente na etapa de enchimento do reator.

Figura 14 - Vertedor

Fonte: Tetila (2015, p. 50)

Este dispositivo é remanescente do experimento anteriormente conduzido por Tetila (2015). Nesse sentido, os efluentes foram coletados por meio do instrumento de encanamentos inserido no meio do reator com o propósito de esvaziá-lo em 50% do seu volume total.

O reator foi aerado por meio de ar comprimido proveniente de um compressor instalado junto ao local do experimento da marca Schulz, modelo MSV 30 MAX/350, com capacidade de $350 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$. Na base do reator era enviado o ar comprimido através de uma estrutura construída por PVC (Figura 15). Esta estrutura é a mais apta à formação de bolhas finas e apresenta eficiência de transferência de oxigênio, habilidade de boa mistura e diversidade operacional por meio da variabilidade da vazão do ar (VON SPERLING, 1996). A estrutura de ar comprimido também era constituída por válvulas reguladoras de pressão e rotômetros para mensurar a vazão.

Figura 15 - Fundo do reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada e difusor de ar



Fonte: Tetila (2015, p. 51)

Nos ensaios de verificação da potencialidade da utilização do RALFC como dispositivo de tratamento do efluente doméstico, a variação de vazão do O_2 corresponde ao fornecimento de O_2 na ordem de 250 a 750g/L aos RALFC para a realização da oxidação e respiração das bactérias aeróbias (TETILA, 2015).

4.3 DESCRIÇÃO DO ABASTECIMENTO

O abastecimento do reator em batelada era feito por intermédio da retirada do efluente doméstico do poço de sucção da estação elevatória de Ilha Solteira - SP e assim conduzida por meio de um desvio realizado na tubulação de recalque da estação. A pressão exercida no fluido da rede de distribuição fazia com que o efluente doméstico fosse encaminhado para a peneira estática, localizada no primeiro andar da instalação experimental.

A Figura 16 demonstra a peneira estática utilizada durante o experimento, onde há uma abertura de 0,5 mm e foi utilizada para retenção de sólidos grosseiros.

Figura 16 - Peneira estática com abertura de 0,5 mm



Fonte: Elaboração do próprio autor

Após a passagem pela peneira estática, o efluente era carregado até o tanque de equalização (Figura 17), no qual era armazenado o esgoto doméstico para ocorrer a homogeneização e assim poder ser utilizado pelo reator. Esta estrutura estava construída no térreo da Estrutura Experimental, em que o tanque equalizador tinha capacidade para armazenar 250 litros e estruturalmente era composto por amianto.

Figura 17 - Tanque de equalização

Fonte: Tetila (2015, p. 53)

Posteriormente, o efluente doméstico era enviado à caixa de equalização através de uma bomba centrífuga de potência de 0,75 *horse power* (HP) instalada ao lado do tanque equalizador. Já a caixa equalizadora (Figura 18) estava estabelecida à 12,65 metros do térreo e tinha como finalidade regular a vazão da entrada do esgoto doméstico no interior do reator em batelada por intermédio de um orifício situado na parte inferior do vertedor. Este orifício estava conectado à uma tubulação que levava até o reator e assim, neste percurso, eram coletadas as amostras de afluente para a análise nesta pesquisa.

Figura 18 - Caixa de nível

Fonte: Elaboração do próprio autor

O funcionamento dos equipamentos era feito de modo manual. Os controles de níveis de enchimento do reator eram realizados por meio das regulações das válvulas instaladas nos tubos de PVC que alimentavam o reator, assim como eram feitas as etapas de esvaziar o efluente tratado. A Figura 19 demonstra onde eram coletados o afluente e o efluente.

Figura 19 - Local onde foi coletado o efluente e a parte superior onde foi coletado o esgoto doméstico



Fonte: Elaboração do próprio autor

4.4 DESCRIÇÃO DA OPERAÇÃO

O reator foi operado no período de 04 de agosto até 05 de novembro, em um total de 94 dias. Os regimes de ciclos foram feitos através de enchimento estático (sem aeração ou agitação), reação aeróbia, sedimentação e retirada. Nesse período foi conduzida a fase de partida e a operacional a fim de criar condições para as análises de nutrientes realizadas somente na fase de operação. Desse modo, a etapa de operação foi subdividida em A e B, devido a diminuição do intervalo de tempo dos ciclos operacionais.

4.4.1 Fase de partida

Nesta fase foram desenvolvidas as ações através de 2 ciclos operacionais de diferentes tempos no reator por batelada modificado, no qual intencionou-se diminuir o tempo de aclimatação do reator de modo que possibilitasse as condições do crescimento dos grânulos aeróbios através do material suporte. As coletas eram feitas em ciclos de 8 horas e de 16 horas,

ou seja, os horários da coleta eram realizados as 9 e 17 horas. As Tabelas 3 e 4 resumem as estratégias operacionais do reator durante a estratégia 1 conforme a diminuição do tempo de sedimentação nos diferentes intervalos de dias.

Tabela 3 - Duração das fases dos ciclos operacionais durante o período de coletas de 8 horas operados em diferentes dias conforme o tempo de sedimentação (T)

Parâmetros	T=30 min	T=25 min	T=20 min	T=18 min	T=15 min	T=12 min
Tempo de Operação	8 dias	7 dias	8 dias	5 dias	4 dias	11 dias
Duração da fase (min)	480	480	480	480	480	480
Enchimento	12	12	12	12	12	12
Aeração	431	436	441	443	446	449
Sedimentação	30	25	20	18	15	12
Retirada	7	7	7	7	7	7

Fonte: Elaboração do próprio autor

Tabela 4 - Duração das fases dos ciclos operacionais durante o período de coletas de 16 horas operados em diferentes dias conforme o tempo de sedimentação (T)

Parâmetros	T=30 min	T=25 min	T=20 min	T=18 min	T=15 min	T=12 min
Tempo de Operação	8 dias	7 dias	8 dias	5 dias	4 dias	11 dias
Duração da fase (min)	960	960	960	960	960	960
Enchimento	12	12	12	12	12	12
Aeração	911	906	901	899	896	893
Sedimentação	30	25	20	18	15	12
Retirada	7	7	7	7	7	7

Fonte: Elaboração do próprio autor

Como parâmetro de controle do sistema, foi possível realizar o acompanhamento por meio da variação de remoção da carga orgânica do sistema. Apesar da literatura da área apontar que os melhores períodos de ciclos estejam no período de 4 horas (LIU; TAY, 2007; NI et al., 2009; LEE et al., 2010), nesta pesquisa, os ciclos foram ajustados conforme a possibilidade da operação manual do sistema.

4.4.2 Fase operacional

O objetivo desta fase foi melhorar a remoção carbonácea do sistema, aumentando de 2 para 3 ciclos operacionais, além da diminuição do tempo de sedimentação de 12 para 5 minutos. Conforme Ni et al. (2009), quanto menor o ciclo aplicado no sistema, melhores são as condições de remoção carbonácea e de nutrientes. Portanto foi dividida em duas subfases, Fase A e Fase B, devido ao distúrbio causado pela adição de um terceiro ciclo operacional, assim que os

resultados de remoção da carga orgânica se demonstraram serem mais retílineos foi iniciada a Fase B. Na fase A, as repetições de análises foram feitas dos seguintes parâmetros: remoção de DQO; pH e temperatura. Já na Fase B os parâmetros realizados foram as análises de demanda química de oxigênio (DQO), pH, temperatura, Alcalinidade, Sólidos, Nitrogênio Total, Nitrato e Fósforo Total.

Desse modo, de acordo com as condições de desenvolvimento da pesquisa, o reator operou em sucessivos ciclos com dois períodos de 6 e um de 12 horas realizados diariamente que na fase de operação, assim foram denominados de ciclos operacionais I, II e III. As Tabelas 5 e 6 demonstram as condições do reator durante os ciclos operacionais I, II e III.

Tabela 5 - Duração das fases dos ciclos operacionais I e II conforme o tempo de sedimentação (T)

Parâmetros	T=10 min sed	T=6min sed	T=5 min sed
Tempo de Operação	4 dias	3 dias	51 dias
Duração da fase (min)	360	360	360
Enchimento	12	12	12
Aeração	331	335	336
Sedimentação	10	6	5
Retirada	7	7	7

Fonte: Elaboração do próprio autor

Tabela 6 - Duração das fases do ciclo operacional III conforme o tempo de sedimentação (T)

Parâmetros	T=10 min	T=6 min	T=5 min
Tempo de Operação	4 dias	3 dias	51 dias
Duração da fase (min)	720	720	720
Enchimento	12	12	12
Aeração	691	695	696
Sedimentação	10	6	5
Retirada	7	7	7

Fonte: Elaboração do próprio autor

O volume de enchimento foi de 0,076 m³, ou seja, a cada ciclo o percentual de troca volumétrica ($V_{\text{enchimento}}/V_{\text{reator}}$) foi de 50%. O reator foi operado em temperatura ambiente e sem controle de pH. A vazão de ar aplicada ao reator foi sempre maior do que 200 L·h⁻¹ para o ciclo operacional III. Para os ciclos operacionais I e II a vazão de ar foi maior que 300 L·h⁻¹ o que corresponde a uma velocidade superficial ascensional de ar de 1,2 cm·s⁻¹, pois conforme McSwain Sturm e Irvine (2008) os grânulos aeróbios não são estáveis quando são aplicadas velocidades superficiais ascensionais de ar menores do que 1,0 cm·s⁻¹, em sistemas onde a força de cisalhamento é controlada somente pela taxa de aeração.

Cabe ressaltar que, ao longo da operação do reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada, houve duas descargas do excesso de lodo

operadas na fase 1 e na fase 2A, no 29º e 53º dia. No primeiro caso, de acordo com Winkler et al. (2011) o tempo de detenção de sólidos (TDS) para sistemas de LAG foi após 30 dias, assim foi realizada uma descarga do lodo remanescente após este período. Posteriormente, o descarte ocorreu conforme a percepção subjetiva da baixa eficiência de remoção carbonácea em que o reator apresentava devido às amostras não apresentarem boas taxas de eficiências.

4.5 DESCRIÇÃO DO MONITORAMENTO

Para o acompanhamento e avaliação do desempenho do sistema de tratamento, foram realizadas análises dos parâmetros físicos e químicos do esgoto doméstico (afluente) e efluente final do reator. O monitoramento foi realizado por meio dos métodos de análises preconizados pelo *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 20ª edição (AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION; AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION; WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 1998). A frequência destas análises, bem como os parâmetros se encontram no Tabela 7.

As verificações de vazão do ar foram realizadas em todos os ciclos. A vazão dos esgotos, assim como a etapa do despejo do efluente eram feitas pelo menos uma vez ao dia. Os demais procedimentos, para assegurar o bom funcionamento da instalação experimental foram realizados pelo menos três vezes por semana, como a regulação da bomba, esvaziamento do acúmulo de água no compressor, limpeza da peneira estática etc.

Os pontos monitorados estavam situados na entrada do reator, na qual o esgoto doméstico era analisado assim como na saída do reator. Dessa forma, foi possível calcular a porcentagem de remoção de carga orgânica e nutrientes conforme a metodologia descrita acima.

Tabela 7 - Programa de monitoramento do esgoto bruto e do reator durante o período de operação da Fase B

Parâmetro	Unidade	Frequência de coleta	
		Reator	Esgoto bruto
Temperatura	°C	diária	diária
pH	-	diária	diária
Alcalinidade	mg/L	diária	diária
DQO _{total}	mg/L	diária	diária
Sólidos suspensos	mg/L	semanal	semanal
Sólidos totais	mg/L	semanal	semanal
Sólidos voláteis totais	mg/L	semanal	semanal
Nitrogênio total	mg/L	semanal	semanal
Fósforo total	mg/L	semanal	semanal

Fonte: Elaboração do próprio autor

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

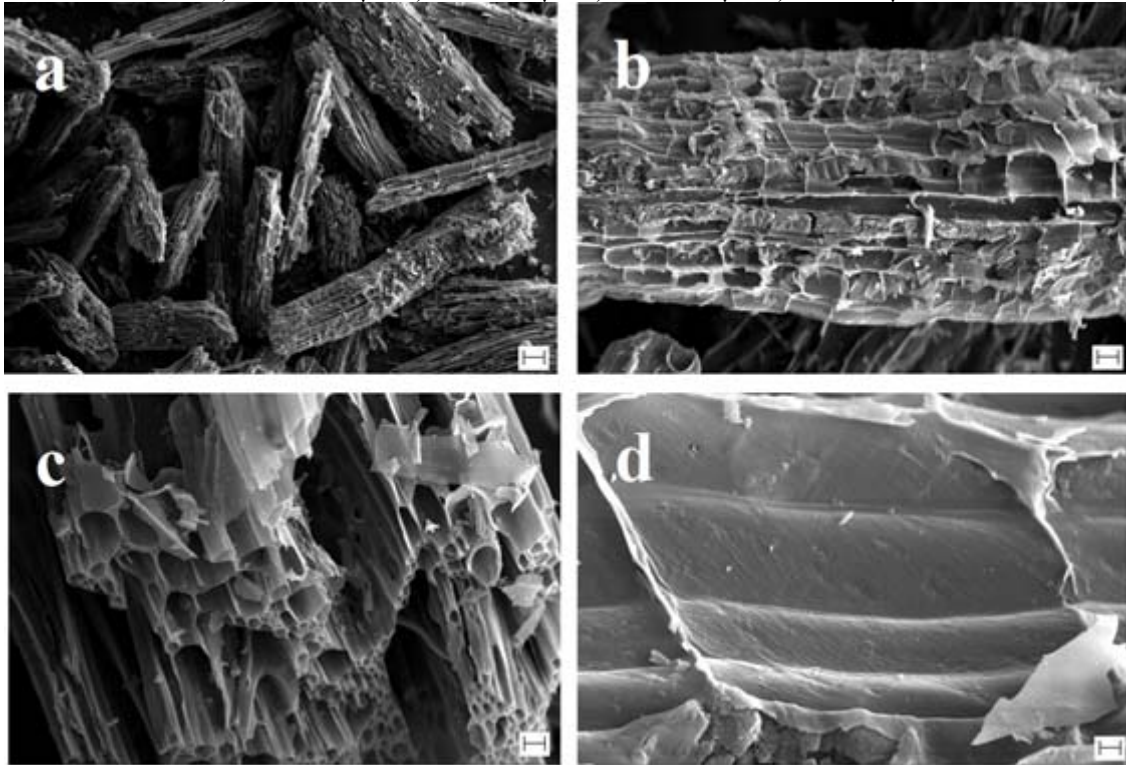
A pesquisa referente à remoção carbonácea e nutrientes do esgoto doméstico de Ilha Solteira - SP, foi dividida em duas fases (Partida e Operacional), na qual os ciclos operacionais adotados foram de diferentes intervalos de tempo. Dessa forma, na Fase Operacional devido a adaptação da transição da Partida, houve a necessidade de dividi-la em duas (Fase A e Fase B). Primeiramente, observou-se a oscilação dos dados devido ao distúrbio que ocorreu e logo após, na Fase B, o reator operou a fim de analisar a remoção dos nutrientes quando o reator apresentou dados mais homogêneos num estado pseudo-estacionário.

A partir do teste da determinação do coeficiente global de transferência de oxigênio (K_{La}) e da ativação do carvão do bagaço de cana-de-açúcar, houve a possibilidade de iniciar os procedimentos para testar o reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação.

5.1 CARVÃO ATIVADO DE BAGAÇO DE CANA-DE-AÇÚCAR

A análise do CABO foi através da microscopia eletrônica por varredura (MEV), onde pode-se observar detalhadamente a composição do CABO. A Figura 20 mostra as características físicas do carvão em uma magnitude de 100, 500, 1000 e 5000 vezes.

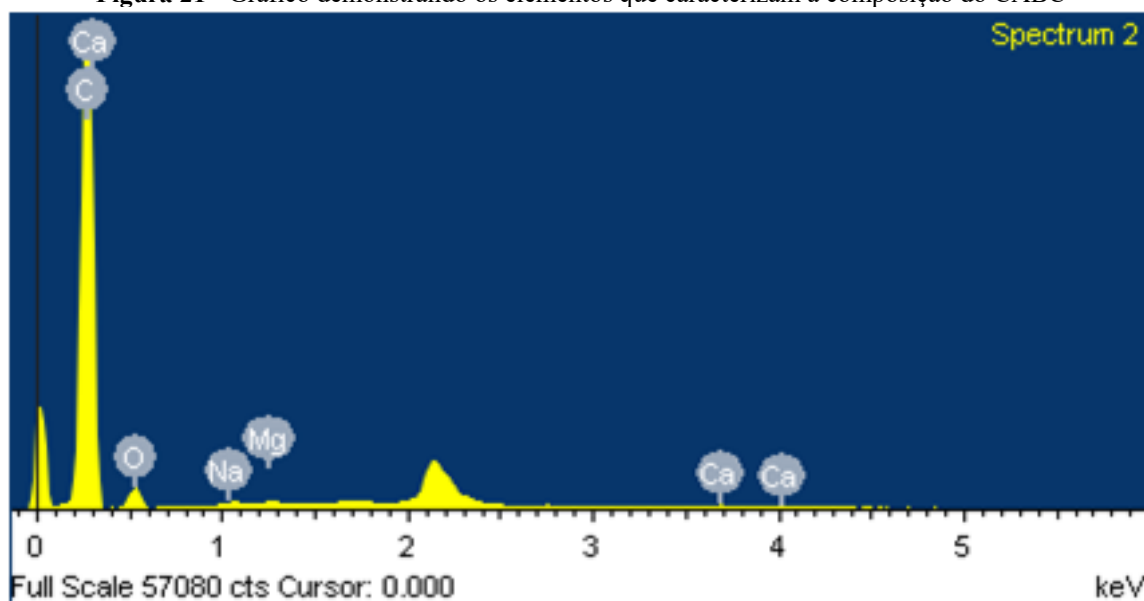
Figura 20 - Microfotografias do CABC em magnitudes de 100, 500, 1000 e 5000 vezes respectivamente:
a) barra = 100 μ m b) barra = 20 μ m c) barra = 10 μ m d) barra = 2 μ m



Fonte: Elaboração do próprio autor

A partir desta amostra foi realizado as análises da porcentagem em peso e das massas atômicas de diferentes compostos presentes no CBCA. Conforme os picos no espectro da Figura 21 também foi possível concluir quais os principais elementos que o compõem. Foram detectados quatro elementos principais: Carbonato de Cálcio (CaCO_3), Dióxido de Silício (SiO_2), Óxido de Magnésio (MgO) e composto com cálcio (Ca).

Figura 21 - Gráfico demonstrando os elementos que caracterizam a composição do CABC



Fonte: Elaboração do próprio autor

Para além dos compostos descritos pelo método do MEV foi possível quantificar os elementos que compõem o CABC. Nesse contexto, a Tabela 8 mostra a quantificação dos elementos químicos encontrados no CABC.

Tabela 8 - Composição em porcentagem dos elementos que compõem o CABC

Elementos	Peso (%)	Massa atômica (%)
C	85.85	89.09
O	13.78	10.74
Na	0.16	0.09
Mg	0.10	0.05
Ca	0.11	0.04
Total	100.00	100,00

Fonte: Elaboração do próprio autor

A ativação do CABC, quando ativado quimicamente através de ácido sulfúrico, pode diminuir a quantidade de Sílica abundante neste material (CORDEIRO; TOLEDO FILHO; FAIRBAIRN, 2009; FARIA; GURGEL; HOLANDA, 2010). Uma vez que sílica interfere na fixação da biomassa. Portanto, faz com que o material possa ser utilizado como material suporte para agregação de microrganismo a fim de tratar águas residuárias.

5.2 FASE DE PARTIDA

A fase de partida iniciou-se no dia 04 de agosto de 2015 e teve como objetivo o desenvolvimento do biofilme heterotrófico (lodo ativado) com meio suporte em CABC. Deste

modo, as condições de operação eram predominantes para promover o crescimento do biofilme aderido em forma de flocos no reator com o início da nucleação dos grânulos aeróbios. Portanto, a estratégia proposta foi de aplicar dois ciclos operacionais com tempos e taxas de aeração distintas.

Os dois ciclos operacionais tiveram a duração de 8 e 16 horas, e as taxas de ar utilizadas foram respectivamente de 300 L.min⁻¹ e 200 L.min⁻¹. Dessa forma o menor tempo do ciclo era operado no período matutino as 9h00 e o ciclo seguinte era iniciado as 17h00. No geral, a fase do *start up* não constatou grandes variações na média da eficiência de remoção da DQO nos dois ciclos propostos.

O tempo de sedimentação no reator foi diminuído gradualmente de 30 para 12 min, num período de 23 dias. Para Qin, Tay e Liu (2004), o menor tempo de sedimentação podem melhorar a produção de atividade microbológica, assim como a produção de polissacarídeos e superfície hidrofóbica, o que apontou melhores resultados de tratamento do afluente. A Tabela 9 demonstra os dias em que foram feitas as diminuições no tempo de sedimentação no reator.

Tabela 9 - Estratégia da diminuição do tempo de sedimentação

Data	Dia	Tempo de sedimentação (min)
10/ago	7	30
14/ago	11	25
18/ago	15	20
22/ago	19	18
24/ago	21	15
26/ago	23	12

Fonte: Elaboração do próprio autor

O monitoramento da partida foi realizado em um intervalo de tempo de 29 dias e acompanhado por meio das análises diárias de DQO para observar uma evolução da remoção da carga carbonácea e assim estimar a quantidade de retenção de biomassa no reator.

Liu et al. (2010) discutiu a respeito da formação dos grânulos aeróbio por meio da utilização do esgoto sintético, e assim concluiu que usualmente demoram entre 2 a 4 semanas para a formação dos grânulos e de 1 a 2 meses para a maturação dos mesmos. Essa tendência é facilmente explicada devido à baixa oscilação dos componentes monitorados, principalmente a DQO, tornando estáveis as condições ambientais quando comparada ao esgoto doméstico.

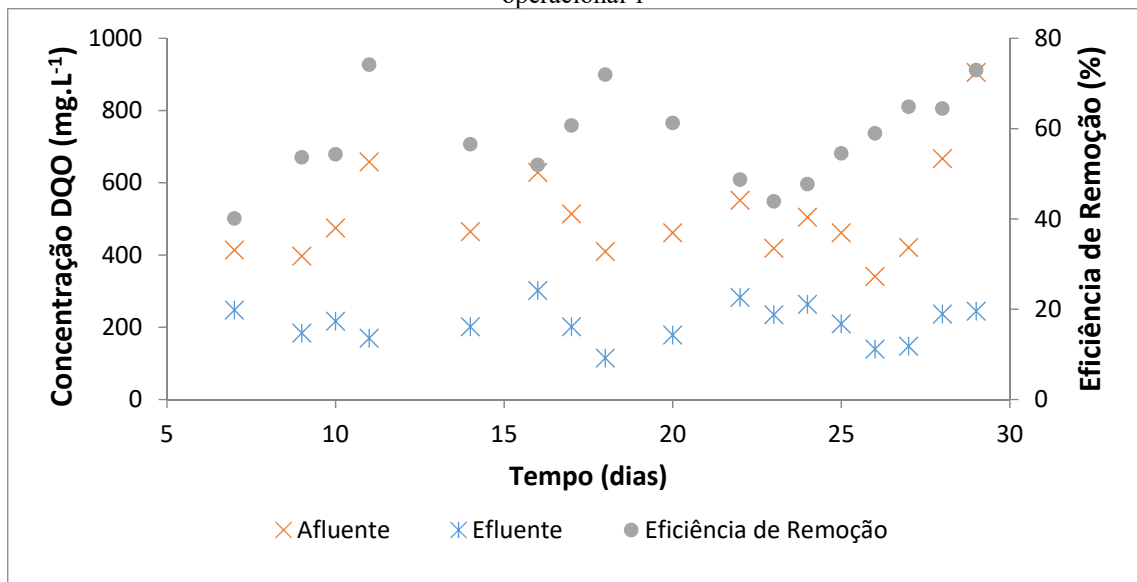
Segundo Wagner et al. (2015), em um sistema alimentado com esgoto doméstico e inoculado com lodo ativado da ETE, os grânulos aeróbios fortaleceram-se após 28 dias de operação. Dessa maneira, o esgoto doméstico apresenta taxas de carga orgânica menores que 2,5 Kg.DQO m⁻³.d⁻¹ o que pode prejudicar a formação dos grânulos, pois a condição inicial

maior que esta taxa é relevante para a formação de um grânulo com boas características (LV et al., 2014). Nesse sentido, a utilização do material suporte demonstra grande potencial como agente nucleador para acelerar o processo de granulação e como decorrência a formação do grânulo aeróbio em boas condições de tratamento em sistemas com baixas carga orgânicas aplicada (ZHOU et al., 2015).

Após 5 dias do início do funcionamento foram inoculados aproximadamente 680 gramas de CABC na parte superior do reator. Durante os três primeiros ciclos operacionais observou-se perda do excesso do CABC, tornando o efluente mais turvo. Estes efluentes não foram analisados e assim nos ciclos seguintes de repetições não foram observadas as perdas. Desse modo, as análises foram realizadas a partir do sétimo dia de operação do reator.

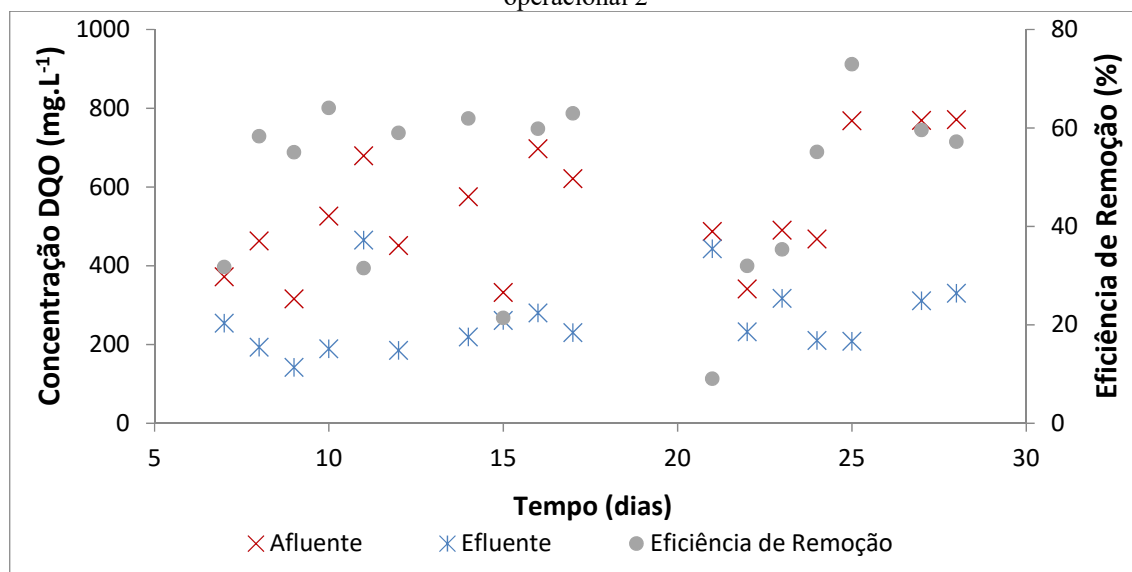
Dessa maneira, os dados apresentados nas Figuras 22 e 23 demonstram, de modo comparativo, uma diferença da média da eficiência de remoção de DQO não significativa, sendo assim, as médias obtidas no ciclo de tempo de menor e maior aeração de $56,56 \pm 9,90\%$ e $57,20 \pm 17,95\%$. No entanto, os dados do ciclo de 8 horas foram mais consistentes principalmente na variação de eficiência de remoção da DQO.

Figura 22 - Concentração de DQO e eficiência de remoção para o ciclo de aeração de 8 horas da estratégia operacional 1



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 23 - Concentração de DQO e eficiência de remoção para o ciclo de aeração de 16 horas da estratégia operacional 2



Fonte: Elaboração do próprio autor

Nesse sentido, observou-se que a eficiência de remoção carbonácea foi maior quando a DQO do afluente se encontrava em altas concentrações, o que estava em consonância com os estudos que utilizaram altas taxas de carregamento orgânico para facilitar a formação do grânulo aeróbio (DE KREUK; VAN LOOSDRECHT, 2006; DE KREUK et al., 2010; SHENG et al., 2010). As características do esgoto doméstico, efluente do reator e a carga aplicada durante o experimento estão demonstradas na Tabela 10.

Tabela 10 - Características do esgoto doméstico, efluente e cargas aplicadas durante as estratégias operacionais I e II

Variáveis	8h (n=17)	16h (n=17)
DQO _a (mg.L ⁻¹)	463 ± 138	490 ± 157
DQO _e (mg.L ⁻¹)	210 ± 51	232 ± 88
Carga orgânica (Kg DQO _a .m ⁻³ .d ⁻¹)	1,47	0,7
Taxa de Aeração (L.min ⁻¹)	300	200

Fonte: Elaboração do próprio autor

O dado com maior eficiência de remoção analisado neste período foi no 11º dia do experimento, para o ciclo de 8h, na qual resultou uma remoção de carbono em 74,16%. No entanto, as variações dos resultados são referentes à instabilidade microbiológica que ocorreu no reator. Para Wang et al. (2015), o crescimento do grânulo aeróbio depende da fonte de carbono que é utilizada no sistema, pois a quantidade destes compostos (acetato, glicose, fenol, propionato entre outros) afetam a diversidade na comunidade microbiológica, na qual alteram

a morfologia e a estrutura interna do grânulo, o que possivelmente estaria ligada à remoção carbonácea e de nutrientes.

Contudo, até o 25º dia do experimento, o sistema demonstrou alta instabilidade. Dessa maneira, houve a preocupação em diminuir o tempo dos ciclos operacionais com a finalidade de otimizar a eficiência de remoção da matéria orgânica. Nesse sentido, os dados foram coletados a partir do 29º e comprovou que esta estratégia melhorou o sistema de remoção carbonácea, sendo assim iniciou a fase operacional.

5.3 FASE OPERACIONAL

A fase operacional foi composta por duas estratégias distintas denominadas de Fase A e Fase B, porém com as mesmas características de operação. A Fase A foi manuseada ao longo de 27 dias enquanto que a Fase B por 39 dias. Em relação aos ciclos operacionais da partida, foi adicionado um terceiro ciclo, o que fez com que aumentasse a carga orgânica diária aplicada na Fase B. Para Thanh, Visvanathan e Aim (2009), as características dos grânulos aeróbios sob diferentes cargas orgânicas, reportaram que os tamanhos dos grânulos aumentam com o acréscimo da carga orgânica aplicada. De acordo com Yang et al. (2004), isso ocorre pelo fato de uma alta carga de substrato pode resultar na elevação da taxa de crescimento microbiano, que conseqüentemente resulta em grânulos de maior tamanho.

Dessa maneira, foram efetuados 3 ciclos ao longo do dia com espaço de tempo de 6h, 6h e 12h. Para testar a eficiência da taxa de aeração no reator utilizou-se os ciclos de menor duração com $300\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ e para o de maior duração, a taxa de $200\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$.

5.3.1 Fase A

Esta fase foi iniciada dia 01 de setembro de 2015, os dados coletados do sistema compunham as análises diárias do esgoto doméstico assim como o efluente tratado, pelos parâmetros DQO, temperatura e pH. Ao observar uma maior consistência dos dados da eficiência de remoção da matéria carbonácea através da DQO deu-se o início a Fase B, subsequente.

De acordo com o estudo de Qin, Liu e Tay (2004) a seleção da pressão hidráulica em termos de sedimentabilidade é decisiva na formação de grânulos aeróbios, dessa forma o tempo de sedimentação pode ser considerado não eficiente quando for maior que 5 min. Nesta

contextualização, diminuiu-se o tempo de sedimentação de 12 para 5 min (Tabela 11) a fim de melhorar a eficiência de remoção do reator.

Tabela 11 - Estratégia de diminuição do tempo de sedimentação conforme os dias

Data	Dia	Tempo de sedimentação (min)
08/set	36	10
10/set	38	8
12/set	40	6
14/set	42	5

Fonte: Elaboração do próprio autor

Segundo Carvajal-Arroyo et al. (2013), o sistema de LAG apresenta alta resistência às flutuações da carga hidráulica do esgoto doméstico, além de remover altas taxas de carga orgânica. Nesse sentido, observou que houve a diminuição da eficiência de remoção de DQO no ciclo subsequente com a diminuição do tempo de sedimentação. Entretanto, nos ciclos posteriores, o sistema demonstrou retornar sua eficiência e aumentando a remoção como o previsto.

Todavia, no 38º dia houve uma intensificação na remoção, o que pode ser explicado pelo fato da DQO afluente ser maior ($568 \text{ mg DQO.L}^{-1}$) neste dia do que em outros, pois quanto maior a DQO mais rápido é o processo para a formação e estabilização do grânulo aeróbio.

Para melhorar a discussão, os dados diários foram então analisados por ciclos operacionais. Nesse sentido, o ciclo matinal (6h), vespertino (6h) e noturno (12h) foram denominados por ciclos operacionais I, II e III respectivamente e discutidos por meio das variáveis que foram monitorados na Fase A. Dessa maneira procurou-se averiguar se houve interferência das estratégias dos ciclos propostos no tratamento do esgoto doméstico de Ilha Solteira - SP.

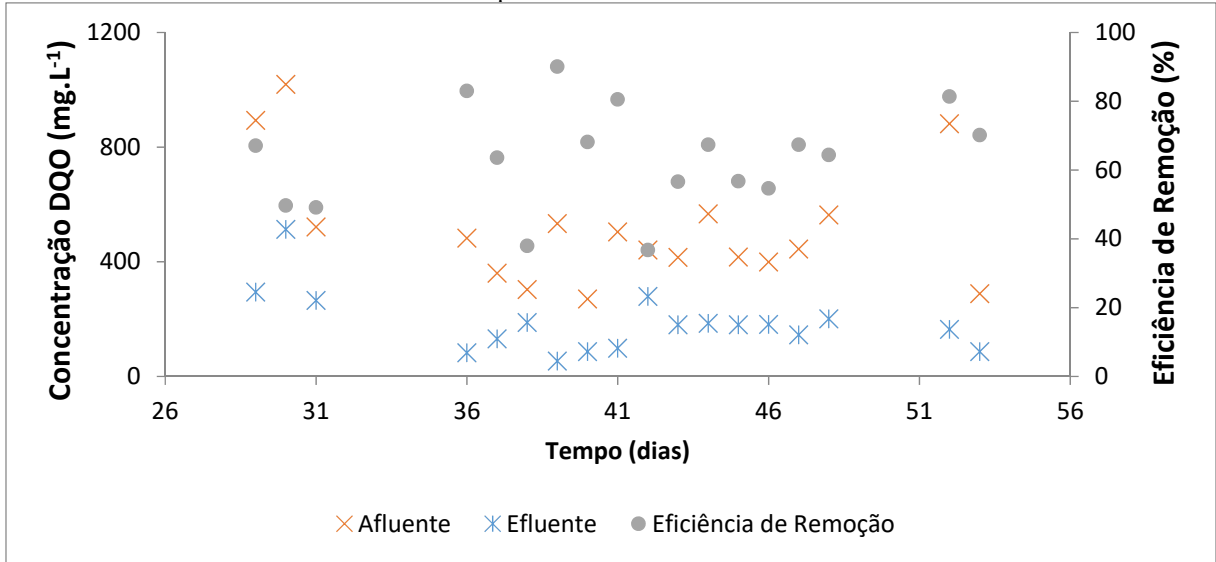
5.3.1.1 Demanda química de oxigênio (DQO) da Fase A

Os resultados dos ciclos operacionais apresentaram dados com menores diferenças referente à eficiência de remoção. A média do melhor ciclo desenvolvido foi do operacional I, na qual alcançou um percentual de eficiência de remoção de DQO em $65,72 \pm 14,84\%$ enquanto que os ciclos II e III atingiram $62,97 \pm 18,49\%$ e $56,28 \pm 17,71\%$, respectivamente.

Os gráficos das Figuras 24, 25 e 26 demonstram os dados da DQO coletada no período desta Fase e dos dias do experimento em que foram analisados. Nesta Fase foi notável a grande variação dos resultados diários no decorrer da pesquisa. Essa variação no comportamento do

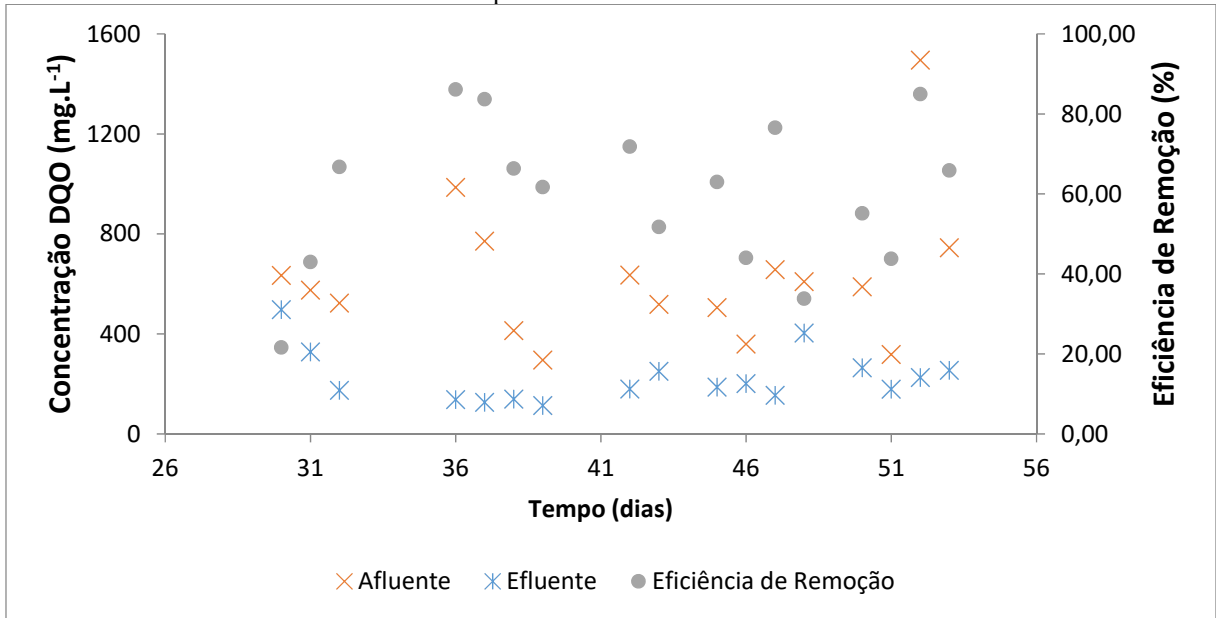
reator ocorreu devido ao processo de adaptação devido as mudanças operacionais a que o reator foi submetido.

Figura 24 - Concentração de DQO e eficiência de remoção durante o período de 6 horas de ciclo no ciclo operacional I da Fase A



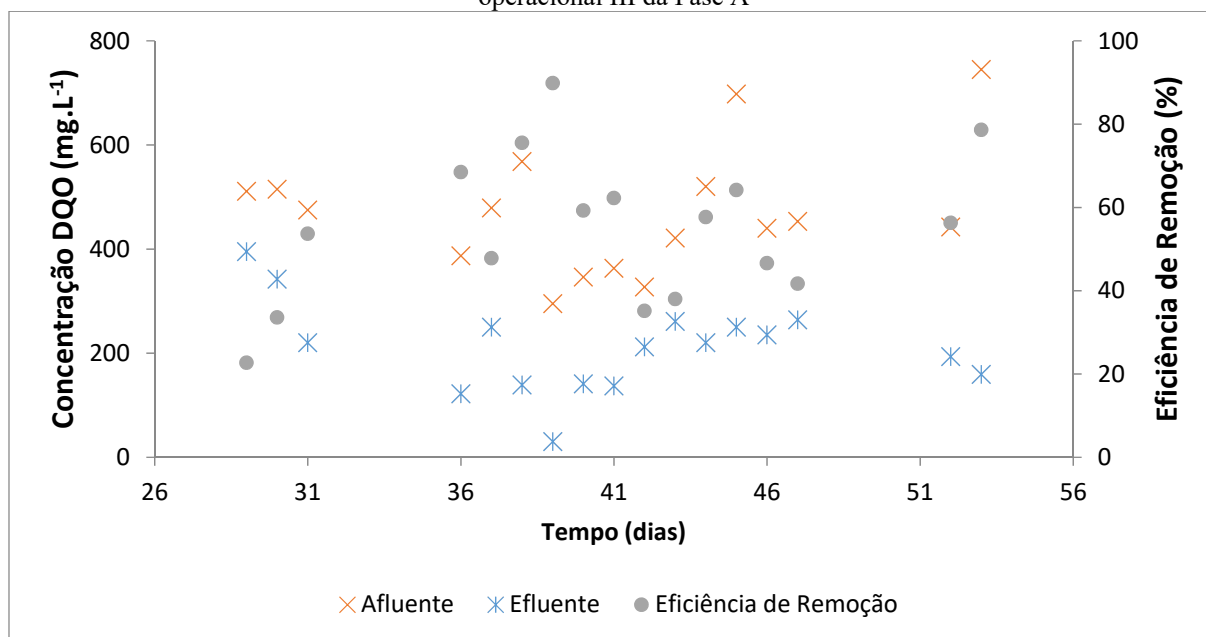
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 25 - Concentração de DQO e eficiência de remoção durante o período de 6 horas de ciclo no ciclo operacional II da Fase A



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 26 - Concentração de DQO e eficiência de remoção durante o período de 12 horas de ciclo no ciclo operacional III da Fase A



Fonte: Elaboração do próprio autor

Os resultados DQO do efluente são elevadas, uma vez que para a formação de grânulos com boas características de tratamento foi necessário selecionar os flocos/grânulos com melhores sedimentabilidade, ou seja, grande parte da biomassa era arrastada, assim o efluente do Reator apresentava mais sólidos suspensos, o que resultou na elevada concentração de DQO no efluente.

Como esperado, o ciclo com maior tempo de duração foi o que obteve a menor remoção, pois conforme Liu e Tay (2015), a combinação de uma forte pressão hidráulica combinada à altas taxas de carga orgânica podem propiciar um ambiente para uma estratégia rápida de granulação assim refletindo nas remoções carbonáceas.

Nesse sentido, as médias de remoção de DQO do esgoto doméstico e da concentração do efluente que ocorreram nos ciclos operacionais I, II e III, assim como a Carga Orgânica aplicada no reator, estão apresentadas na Tabela 12.

Tabela 12 - Resultados obtidos na Fase A a respeito das DQO do afluente e efluente, a Carga Orgânica aplicada e as respectivas taxas de aeração conforme os ciclos operacionais

Variável	Ciclos Operacionais		
	I (n=18)	II (n=17)	III (n=17)
DQO_a (mg.L⁻¹)	463 ± 212	589 ± 187	453 ± 117
DQO_c (mg.L⁻¹)	180 ± 107	283 ± 103	220 ± 84
Eficiência de Remoção da DQO (%)	65,72 ± 14,84	62,97 ± 18,49	56,28 ± 17,71
Carga orgânica (Kg DQO_a.m⁻³.d⁻¹)	2,26	2,43	0,96
Taxa de Aeração (L.min⁻¹)	300	300	200

Fonte: Elaboração do próprio autor

Pode-se observar a variação da quantidade de matéria orgânica na produção do esgoto doméstico da cidade de Ilha Solteira - SP, na qual preponderou maiores valores nos dados de DQO do afluente no ciclo operacional II.

5.3.1.2 pH e temperatura da Fase A

Os dados de pH e temperatura começaram a ser coletadas, respectivamente no 42º e 46º dia do experimento. Apesar dos dados na primavera, onde geralmente são registradas temperaturas com valores menores, os dados indicam que foi um período quente na região do Município de Ilha Solteira - SP. Os valores de temperatura e pH estão apresentados na Tabela 13.

Segundo Metcalf & Eddy (2003), a matéria orgânica carbonácea pode ser oxidada quando aparecem na faixa de pH entre 6 a 9, porém a sua potencialidade ótima encontra-se próximo ao valor neutro. O melhor desempenho do sistema, no que diz respeito à nitrificação, está numa faixa de pH entre 7,4 a 8,0. Todavia, quando o pH é apresentado numa faixa abaixo de 6,8 a taxa de nitrificação diminui consideravelmente (METCALF & EDDY, 2003). Nessa contextualização, pode-se afirmar que o processo de desnitrificação, a correlação do pH é menos acentuada que na nitrificação (VAN HAANDEL et al., 2006).

Os dados obtidos para as análises de pH encontram-se parcialmente em consenso com os dados obtidos nos ciclos operacionais. Na qual indica que o pH, mesmo sem o controle desta variável, os dados foram satisfatórios.

Tabela 13 - Resultados obtidos para temperatura e pH nas fases aeradas ao longo da Fase A e seus respectivos ciclos operacionais

Variável	Análise	Ciclo Operacional		
		I	II	III
Temperatura do afluente (°C)	Média	30	32,9	30,15
	Desvio Padrão	2,04	1,89	1,2
	Máxima	31,2	35,2	32
	Mínima	24,3	29,2	27,8
	Nº de dados	12	10	10
Temperatura do efluente (°C)	Média	34,04	30,65	28,7
	Desvio Padrão	2,73	2,44	1,02
	Máxima	34,9	32,9	30,1
	Mínimo	25,2	26	27,1
	Nº de dados	12	10	10
pH (afluente)	Média	7,11	7,47	7,49
	Desvio Padrão	0,21	0,15	0,21
	Máxima	7,58	7,61	7,82
	Mínima	7,08	7,15	7,09
	Nº de dados	11	11	12
pH (efluente)	Média	7,68	7,5	7,25
	Desvio Padrão	0,11	0,16	0,15
	Máxima	7,85	7,73	7,52
	Mínima	7,48	7,23	7,04
	Nº de dados	11	11	12

Fonte: Elaboração do próprio autor

As altas temperaturas no efluente do ciclo operacional I indicaram que houve absorção das radiações solares no período diurno, pois ao mesmo tempo era coletada a temperatura do esgoto doméstico da entrada do próximo ciclo operacional, o que indica que estas taxas de temperatura podem influenciar negativamente na remoção de DQO e fósforo (Winkler et al., 2011).

Para Bernet e Spérandio (2009), as bactérias nitrificantes apresentam temperaturas ótimas entre 28 e 36°C, o que concorda com os dados analisados nesta pesquisa. No entanto, para Sant'Anna Junior (2010), altas temperaturas não seria eficiente para remoção carbonácea, uma vez que sua faixa potencial de remoção encontra-se entre 18 e 21°C.

Segundo Bassin (2012), as condições de remoção de fósforo podem ser favoráveis quando operadas às temperaturas mais baixas. Em sua pesquisa, constatou que a remoção de fósforo foi melhor em temperaturas de 20°C comparadas as de 30°C. Isso ocorre devido às altas temperaturas favorecerem o crescimento dos GAO, que competem diretamente com os PAO (LOPEZ-VAZQUEZ et al., 2009).

Durante a Fase A observou a segregação do lodo no reator, ou seja, na parte superior havia lodo flotado. Para Bassin (2012), esta segregação ocorre devido as diferentes

concentrações que ocorrem no reator, sendo assim, as concentrações de GAO se localizam preferencialmente no topo, enquanto as PAO na base.

Uma das formas que poderia melhorar a estimulação da competição destes organismos para melhorar a remoção de fósforo foi proposta por Winkler et al. (2011), onde a remoção de aproximadamente 80% do lodo no topo do reator e 20% da base do mesmo.

Nesse sentido, a temperatura influenciou na remoção carbonácea, assim como nos nutrientes do sistema que foi proposto. Segundo Bassin (2012), há poucos estudos que utilizam esgoto doméstico em condições de clima tropical, ou seja, em média de 30°C. Portanto, para melhorar tal sistema é necessário aprofundar os estudos que contemplam o conhecimento do ecossistema microbiológico e suas vias metabólicas, na qual compõe os grânulos aeróbios em climas tropicais.

5.3.2 Fase B

A Fase B teve como objetivo avaliar a remoção da matéria carbonácea assim como a remoção da matéria nitrogenada e do fósforo, além de dar continuidade as análises dos outros parâmetros.

5.3.2.1 Demanda química de oxigênio (DQO) da Fase B

Os resultados obtidos com o reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada estão apresentados na Tabela 14. As Figuras 27, 28 e 29 demonstram, respectivamente, o comportamento das concentrações dos afluentes e efluentes que concerne à DQO e as eficiências de remoções carbonáceas no decorrer da Fase B conforme os três ciclos operacionais.

Após a estabilização da remoção carbonácea na Fase A as máximas eficiências de remoção carbonácea foram de 85%, 92% e 85% para os ciclos operacionais I, II e III, respectivamente. Entretanto, observou-se que os valores da eficiência de remoção da DQO, em todos os ciclos, diminuíram a partir do 80º dia, e nesse período obteve os menores valores de remoção carbonácea atingidos nos ciclos operacionais I, II e III, nesta ordem, foram de 54%, 66% e 14%.

A interferência ocorreu provavelmente pelo fato do excesso de lodo produzido pelo reator. Como a quantificação do lodo no reator não era praticável, na Fase A, no 53º dia foi retirada uma grande quantidade de lodo, o que desequilibrou biologicamente o sistema. Deste

modo, esses dados não foram utilizados, sendo que nos dois dias seguintes houve a consolidação da eficiência de remoção e assim iniciou-se a Fase B.

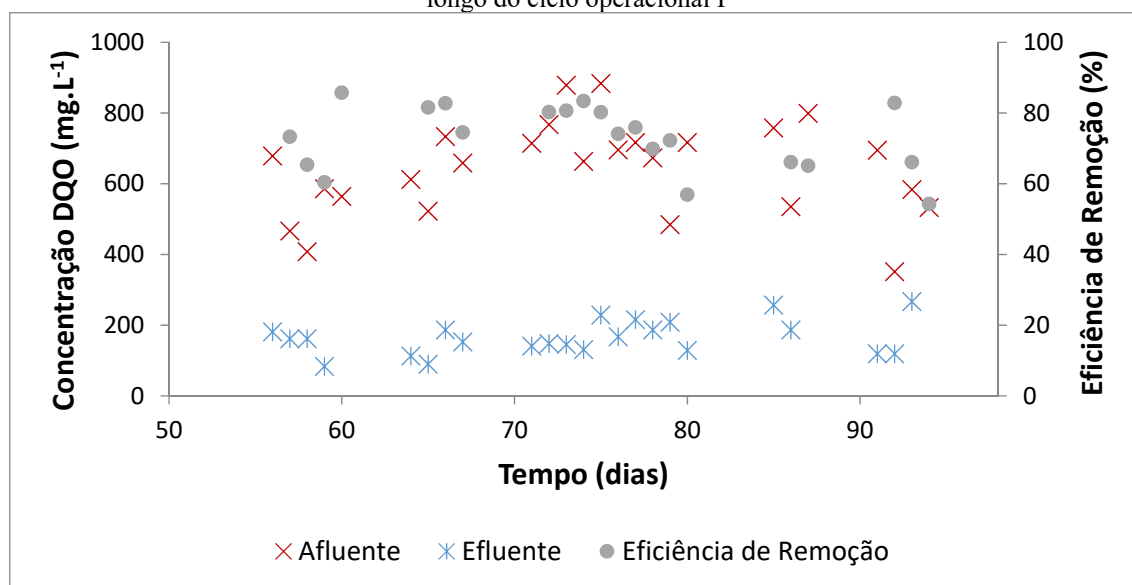
Nesse contexto, o reator operou em boas condições durante 24 dias sem nenhuma descarga necessária, depois desse período os dados de remoção de DQO, assim como a remoção do nitrogênio total, declinaram. No entanto não foi realizada uma terceira remoção do lodo remanescente no reator.

Tabela 14 - Desempenho do reator em relação à matéria carbonácea durante a Fase B

Período	Análise	Amostras (mg.L ⁻¹)		Eficiência (%)
		Afluente	Efluente	
Ciclo Operacional I	Média	668	162	74,1
	Desvio Padrão	134	48	9,02
	Máximo	884	267	85,8
	Mínimo	351	84	54,3
Ciclo Operacional II	Média	651	131	78,4
	Desvio Padrão	160	59	6,9
	Máximo	962	279	92,4
	Mínimo	286	39	66
Ciclo Operacional III	Média	505	187	63,2
	Desvio Padrão	90	60	15,5
	Máximo	673	301	85,3
	Mínimo	349	74	13,9

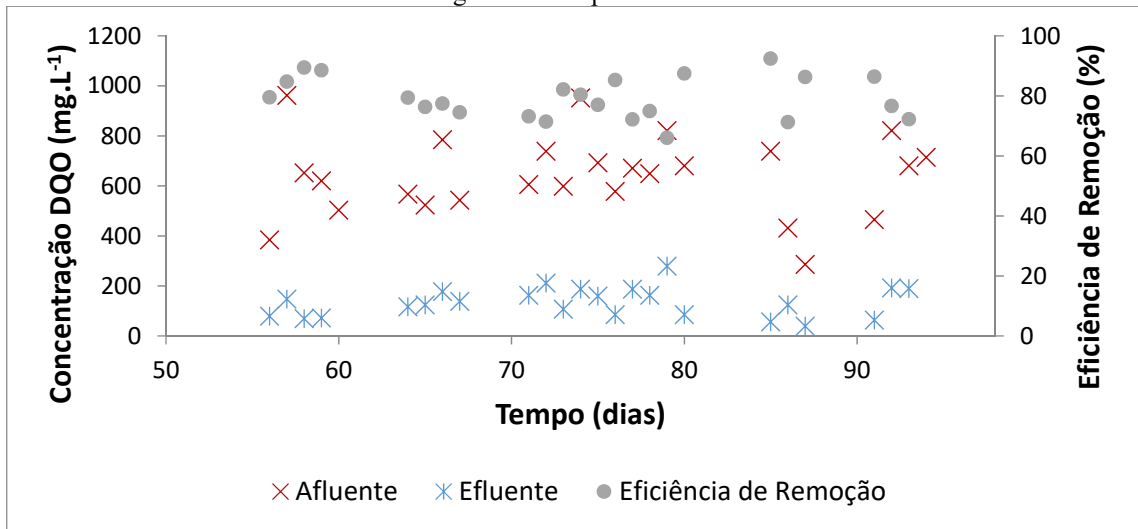
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 27 - Comportamento da concentração de DQO afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo do ciclo operacional I



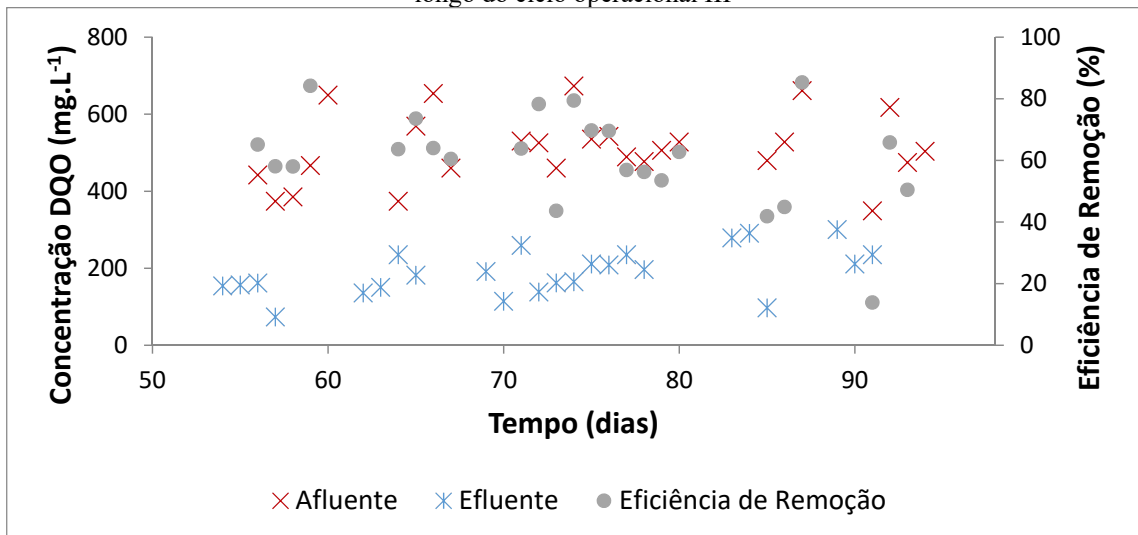
Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 28 - Comportamento da concentração de DQO afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo do ciclo operacional II



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 29 - Comportamento da concentração de DQO afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo do ciclo operacional III



Fonte: Elaboração do próprio autor

5.3.2.2 Comparativos entre as Fases A e B

A comparação dos dados obtidos durante a Partida (2 ciclos operacionais: de 8h e 16h), nas quais as eficiências de remoção da DQO foram em média de 56,6% e 57,2% pode-se argumentar que na Fase B a diminuição do TDH e do tempo de sedimentação foi de grande importância, uma vez que houve aumento expressivo nas remoções da carga carbonácea.

A Fase B quando comparada à Fase A, pode-se relacionar a maiores eficiências na última estratégia devido a maior concentração de sólidos suspensos totais (SST) no reator

durante o período de operação. De acordo com Liu e Tay (2008), uma alta concentração de biomassa favorece o desempenho e a estabilidade dos reatores biológicos.

Outra estratégia adotada na Fase B que promoveu melhorias na eficiência foi a diminuição do tempo de sedimentação. Segundo Liu e Tay (2004) em reatores idênticos nomeados de R1-R4 operados em diferentes tempos de sedimentação de 20, 15, 10 e 5min, respectivamente, observou melhores formações de grânulos aeróbios no reator que apresentava o menor tempo de sedimentação.

Em comparação à outros estudos (CORSINO et al., 2016; ZHOU et al., 2015; WAN et al., 2015; WAGNER, 2011), esta pesquisa concorda satisfatoriamente em relação ao parâmetro de DQO como demonstrado na Tabela 15.

Tabela 15 - Dados de remoção carbonácea e da concentração de DQO de outras pesquisas realizadas

Autores	Afluente	Remoção Carbonácea (%)	DQO (mg/L)⁽¹⁾
Este estudo	Esgoto Doméstico	78 ⁽²⁾⁽³⁾	349-962
Corsino et al. (2016)	Industrial	90 ⁽²⁾	5.622 ⁽²⁾
Zhou et al. (2015)	Esgoto Sintético	94,4 ⁽²⁾	503 ⁽²⁾
Wan et al. (2015)	Esgoto Sintético	>85	200
Wagner (2011)	Esgoto Doméstico	82 ⁽²⁾	191-602
Liu et al. (2010)	Esgoto Doméstico	80 ⁽²⁾	250-1800
Ni et al. (2009)	Esgoto Doméstico	85-95	35-120
de Kreuk & van Loosdrecht (2006)	Esgoto Doméstico	49 ⁽²⁾	280

⁽¹⁾ Concentração do afluente; ⁽²⁾ Valores médios; ⁽³⁾ Valores do ciclo operacional II da Fase B.

Fonte: Elaboração do próprio autor

Este estudo foi conduzido sem nenhuma modificação na composição do esgoto doméstico, ou seja, sem nenhuma aplicação de compostos orgânicos para controlar os parâmetros analisados. No entanto, Wagner (2011) ao elevar a carga orgânica do esgoto doméstico a fim de avaliar o efeito deste aumento no desempenho do reator, acrescentou doses de acetato de sódio no afluente. Por outro lado, Liu et al. (2010) utilizaram 40% do esgoto doméstico e os outros 60% de esgoto sintético. Ni et. al (2009) e de Kreuk e van Loosdrecht (2006) utilizaram o esgoto doméstico sem adicionais, todavia em ambos esgotos doméstico a concentração de DQO permaneceu abaixo quando comparado com este estudo. Também pode-se observar que quando há maior carga orgânica, melhor é a adaptação do grânulo aeróbio,

aumentando a eficiência de remoção, como nos casos de Corsino et al. (2016) e Zhou et al. (2015).

5.3.2.3 Comportamento da matéria nitrogenada da Fase B

Na Tabela 16 são apresentados os dados obtidos em relação à matéria nitrogenada. A escolha de trabalhar com essas variáveis nesta etapa foi devido a maior eficiência de remoção da matéria carbonácea apresentada na Fase A.

Além disso, os microrganismos nitrificantes, em comparação aos microrganismos responsáveis pela estabilização da matéria orgânica, são vagarosos. Nesse sentido, o aumento do tempo de residência celular por meio de menores tempos aplicados nos ciclos operacionais viabilizou melhores condições de formação das bactérias nitrificantes (VON SPERLING, 2002), ou seja, a boa taxa de remoção da matéria nitrogenada está associada ao acúmulo de grânulos aeróbios no interior do reator.

Desse modo, a diminuição da frequência em que os sólidos são descartados melhoraram as condições de desenvolvimento das bactérias nitrificantes. De acordo com Wang et al. (2009), as durações dos ciclos devem ser rápidas suficientes para selecionar grânulos aeróbios com melhores características e também o bastante longo para propiciar o desenvolvimento e o aglomerado de microrganismos nitrificantes.

Tabela 16 - Concentrações de nitrogênio total e nitrato e eficiência de remoção do nitrogênio total

Variável	Análise	Amostras		Eficiência de Remoção (%)
		Afluente	Efluente	
Nitrogênio Total (mg.L ⁻¹)	Média	56	30,5	51,03
	Desvio Padrão	19,6	8,9	12
	Máximo	100	50	67,4
	Mínimo	42	20	23
	Número de dados	14	14	14
NO ₃ ⁻ -N (mg.L ⁻¹)	Média	4,25	1,1	-
	Desvio Padrão	1,59	1,0	-
	Máximo	8,6	3,8	-
	Mínimo	2,1	0,3	-
	Número de dados	14	14	-

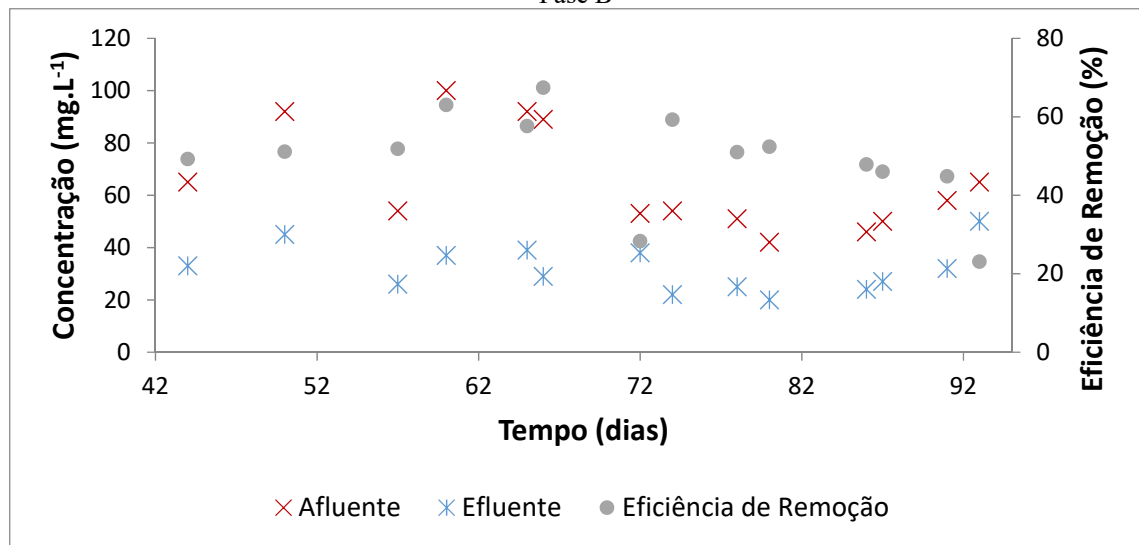
Fonte: Elaboração do próprio autor

Na Figura 30 encontra-se o comportamento da matéria nitrogenada. Pode-se notar que o nitrogênio total durante o período de análise obteve um decréscimo na remoção ao final desta fase, isto pode ter ocorrido devido à falta de descarte do lodo remanescente no reator como discutido no item 5.3.2.1. As baixas taxas de remoção de nitrogênio total apresentada em alguns

pontos da Figura 30 podem ser explicadas através da troca do receptor de elétrons do nitrato pelo OD que ocorrem nas bactérias facultativas desnitrificadoras (LIU et al., 2010).

Neste sentido, as condições do ciclo operacional de 6h foram eficientes para remoção de nitrogênio total. No entanto é necessário conduzir estudos que ampliem os conceitos da hidrodinâmica deste tipo de reator para melhor entender a influência do sistema nos processos de desnitrificação e nitrificação.

Figura 30 - Concentração de nitrogênio total e a eficiência de remoção ao longo do tempo de operação na Fase B



Fonte: Elaboração do próprio autor

A Tabela 17 compara os estudos realizados com o tipo de parâmetro analisados conforme o tratamento do tipo de afluente utilizado (CORSINO et al., 2016; WAGNER et al., 2015; LIU et al., 2010; NI et al., 2009; DE KREUK; VAN LOOSDRECHT, 2006).

Tabela 17 - Dados de remoção nitrogenada e da concentração de nitrogênios de outras pesquisas realizadas

Autores	Afluente	Remoção de Nitrogênio Total (%)	Nitrogênio (mg/L)⁽¹⁾
Este estudo	Esgoto Doméstico	51	42-100
Corsino et al. (2016)	Industrial	98 ⁽²⁾	1.152
Wagner et al. (2015)	Esgoto Doméstico	70,1 ⁽²⁾	74,7
Zhang et al. (2015)	Esgoto Doméstico	80 ⁽²⁾	1500
Wan et al. (2015)	Esgoto Sintético	95 ⁽³⁾	50
Wagner (2011)	Esgoto Doméstico	46	
Liu et al. (2010)	Esgoto Doméstico	98 ⁽⁴⁾	39-93 ⁽⁵⁾
Ni et al. (2009)	Esgoto Doméstico	90-99 ⁽⁴⁾	10-40 ⁽⁵⁾
de Kreuk & van Loosdrecht (2006)	Esgoto Doméstico	11 ⁽⁴⁾	57 ⁽⁵⁾

⁽¹⁾ Concentração do afluente; ⁽²⁾ Valores máximos de remoção de Nitrogênio Total; ⁽³⁾ Remoção da nitrificação; ⁽⁴⁾ Remoção da eficiência de amônia; ⁽⁵⁾ Concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$.

Fonte: Elaboração do próprio autor

Liu et al. (2010) atingiu um sistema estável no período dos primeiros 50 dias, numa duração de ciclo de 4h. Posteriormente, a eficiência de remoção do $\text{NH}_4^+\text{-N}$ obteve médias de 98%. Ni et al. (2009) atingiu altas eficiências de remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ somente após 3 meses de operação em ciclos de 3h. De acordo com de Kreuk e van Loosdrecht (2006), um reator em batelada sequencial de grânulos aeróbios (RBSG) com ciclos de 2h, não obtiveram um sistema estável durante todo o tempo de operação (70 dias). Os autores verificaram que o processo de nitrificação foi limitado (em torno de 11% de eficiência) e que a eficiência média de remoção de DQO foi de apenas 49%. Em relação à concentração de NH_4^+ do efluente, os autores obtiveram valores médios de 51 mg.L^{-1} .

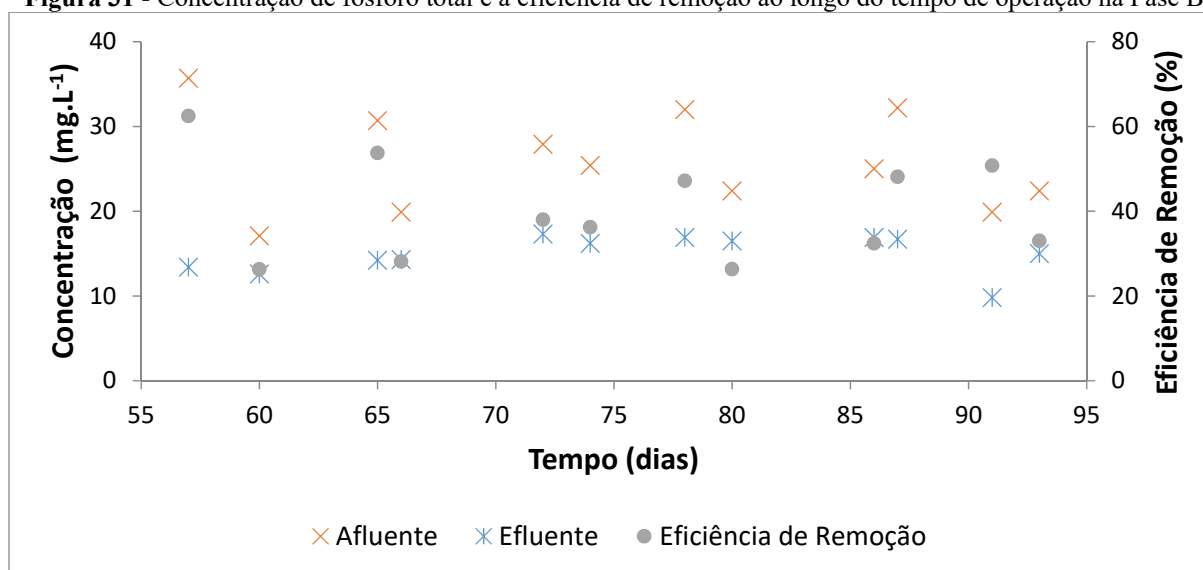
5.3.2.4 Comportamento do fósforo total da Fase B

As concentrações de fósforo total e as respectivas eficiências de remoção obtidas durante a Fase B no ciclo operacional II estão apresentadas na Tabela 18. O comportamento da concentração de fósforo total do afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção estão apresentados na Figura 31.

Tabela 18 - Concentrações de fósforo total e eficiência de remoção durante a Fase B do ciclo operacional II

Variável	Análise	Amostras		Eficiência de Remoção (%)
		Afluente	Efluente	
Fósforo Total (mg.L ⁻¹)	Média	25,2	15,6	37,1
	Desvio Padrão	5,8	2,2	11,9
	Máximo	35,7	17,3	62,46
	Mínimo	17,1	9,8	26,31
	Número de dados	12	12	12

Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 31 - Concentração de fósforo total e a eficiência de remoção ao longo do tempo de operação na Fase B

Fonte: Elaboração do próprio autor

O reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação não foi eficiente na remoção de fósforo total. Isto pode ter ocorrido provavelmente devido haver poucas zonas anaeróbias (micro) nos grânulos aeróbios (ZHU et al., 2015). Recentes pesquisas que alternam as fases foram reportadas e apresentaram relevantes resultados (CASSIDY; BELIA, 2005; LI et al., 2005; ZHU et al., 2015; KISHIDA et al., 2009; WANG et al., 2009; WU et al., 2010). Zhu et al. (2015) obtiveram eficiências de remoção de fosfato (PO_4^-) maiores que 60% quando o floco biológico era predominante no sistema, e no processo de formação dos grânulos houve um aumento gradual de 67-87% e quando os grânulos aeróbios se apresentaram maduros, a remoção atingiu taxas de 99% de remoção.

Outra hipótese para melhoria na remoção de fósforo pode ser atribuída à disponibilidade de substrato orgânico, pois segundo Sant'Anna Junior (2010), a disponibilidade de uma fonte de carbono facilmente degradável é relevante para a remoção do fósforo.

Nesse sentido, Thans (2008) estudou um reator RBS em escala real para o tratamento de esgoto doméstico, obtendo ótimos resultados de remoção de fósforo, com eficiências variando entre 80 e 100%, e efluente final com concentrações médias de $1,2\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Caso haja nitrato no esgoto afluente, na etapa anaeróbia, haverá redução de eficiência do processo. Dessa forma, a nitrificação deve ser evitada ou acompanhada de uma eficiente desnitrificação (HENZE, 2007). Assim como não foi possível realizar a desnitrificação durante a pesquisa a remoção biológica do fósforo não apresentou bons resultados.

5.3.2.5 pH e temperatura na Fase B

Os valores de pH e temperatura das amostras do afluente e efluente ao decorrer da Fase B estão apresentados na Tabela 19. As análises de pH realizadas durante os ciclos operacionais apresentaram poucas variações em seus resultados, no entanto os resultados referentes à temperatura demonstraram grandes variações devido a sazonalidade climática conforme o ciclo operacional analisado.

Tabela 19 - Resultados e as análises do pH e temperatura conforme o ciclo operacional

Variável	Análise	Ciclo Operacional		
		I	II	III
pH (afluente)	Média	7,34	7,26	7,33
	Desvio Padrão	0,21	0,23	0,23
	Máximo	7,76	7,55	7,74
	Mínimo	7,02	6,7	6,97
	Nº de dados	21	19	18
pH (efluente)	Média	7,55	7,16	7,2
	Desvio Padrão	0,21	0,25	0,26
	Máximo	7,84	7,75	7,81
	Mínimo	7,04	6,88	6,96
	Nº de dados	21	19	18
Temperatura do afluente (°C)	Média	29,7	32,3	29,5
	Desvio Padrão	1,8	1,54	1,29
	Máximo	33,9	35,3	33
	Mínimo	27,3	29,4	27,8
	Nº de dados	21	22	20
Temperatura do efluente (°C)	Média	31,9	30,2	24,7
	Desvio Padrão	2,23	2,15	2,81
	Máximo	35,2	33,9	33,7
	Mínimo	27,7	26,8	23,7
	Nº de dados	21	22	20

Fonte: Elaboração do próprio autor

O pH nesta fase estava dentro das conformidades para todos os ciclos operacionais. Observou-se pouca variação nos valores ao decorrer da pesquisa, o que indicou que houve melhoramento no tratamento, pois nestas condições há facilidade de proliferação dos

microrganismos assim como incremento na multiplicação de bactérias específicas para nitrificação (METCALF & EDDY, 2003).

Em comparação à Fase A os dados obtidos na Fase B foram ligeiramente mais alcalinos, no entanto estas pequenas diminuições não diferenciam nas condições em que o reator estava operando. Nesse contexto, não houve mudança no que se refere ao parâmetro pH.

A temperatura apresentou valores semelhantes à fase anterior, visto que as análises foram realizadas durante a mesma estação sazonal. Os referidos valores estão na faixa de temperatura ótima para as bactérias nitrificantes de acordo com (ABREU, 1994). Para Leenen et al. (1997) os sistemas de biofilme são menos sensíveis às variações de temperaturas do que os sistemas de sólidos em suspensão e floculados, além da formação do grânulo poder se desenvolver em temperaturas de funcionamento relativamente elevadas (LIU et al., 2003) como demonstram os valores da temperatura ao decorrer da Fase B.

5.3.2.6 Séries de sólido

As concentrações de SST e sólidos suspensos voláteis (SSV) obtidas ao longo da operação da Fase B estão mostrados na Tabela 20. Durante os ciclos operacionais, a concentração da massa foi mais pronunciada no ciclo operacional II (108mg.L^{-1}), no entanto os melhores resultados obtidos para SST do efluente foi observado no ciclo operacional I, na qual a concentração alcançou resultados de 86 mg.L^{-1} .

Segundo de Kreuk, Pronk e van Loosdrecht (2005) os valores de SST podem variar entre $0,88$ a $16,2\text{ g.L}^{-1}$ em reatores granulares, e a média está em torno de $6,8\text{ g.L}^{-1}$. Ni et al. em sua investigação observaram concentrações de SST no reator entre $8,0$ e $10,0\text{ g.L}^{-1}$ e menores concentrações de SST no efluente com valores aproximados em 15 g.L^{-1} . Liu et al. (2010), relataram altas concentrações de biomassa após o processo de granulação, aproximadamente $10,0\text{ g.L}^{-1}$.

Tabela 20 - Resultados obtidos do $\text{SST}_{\text{efluente}}$ e $\text{SSV}_{\text{efluente}}$ durante os ciclos operacionais

Variável	Ciclo Operacional		
	I	II	III
$\text{SST}_{\text{efluente}} (\text{mg.L}^{-1})$	360	449	367
$\text{SSV}_{\text{efluente}} (\text{mg.L}^{-1})$	66	68,6	64

Fonte: Elaboração do próprio autor

Wagner (2011) em sua estratégia operacional II, na qual teve o objetivo de avaliar o efeito da carga orgânica no desempenho do reator e nas características morfológicas dos

grânulos obteve a concentrações de SST no reator e no efluente em torno de $3,7 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ e $70 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Portanto este estudo demonstra que mesmo que haja uma pequena retenção de biomassa, os resultados do SST do efluente estão em consonância com os estudos de Wagner (2011). A Tabela 21 mostra os valores médios obtidos pelas séries de sólidos totais (ST), incluindo os sólidos totais fixos (STF) e sólidos totais voláteis (STV).

Tabela 21 - Resultados obtidos de ST, STF durante os ciclos operacionais

Variável	Ciclo Operacional		
	I	II	III
ST afluente ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	690	639	745
ST efluente ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	479	508	461
STF afluente ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	35	41	43
STF efluente ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	19	30	33
SST afluente ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	360	449	367
SST efluente ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	162	201	152

Fonte: Elaboração do próprio autor

Os valores das concentrações de sólidos demonstram que o sistema não é estável com o parâmetro das séries de sólidos. Nesse sentido, o ciclo que mais reteve sólidos foi o ciclo III devido o maior TRH.

5.3.2.7 Alcalinidade

Na Tabela 22 é apresentado o comportamento da alcalinidade (unidade), nos ciclos operacionais I, II e III ao longo da Fase B. A alcalinidade indicou valores de tamponamento do sistema, ou seja, alcalinidade evita a ocorrência de quedas bruscas do pH. A Alcalinidade teve uma ampla faixa de dados, isto ocorreu devido ao esgoto doméstico oscilar em seus parâmetros.

Em processos de digestão anaeróbia, o processo de amonificação produz alcalinidade ou também pode ocorrer por meio da remoção dos ácidos voláteis, dessa maneira a manutenção dos valores do pH e a estabilidade do processo. A redução de acidez tanto pode ocorrer por dissorção de CO_2 (produção de biogás) como por conversão de ácidos voláteis para metano (LETTINGA, 1995).

No caso do consumo de alcalinidade em reatores aeróbios pode indicar a ocorrência da nitrificação do efluente, visto que este estudo não abrangeu estas análises. Teoricamente a taxa de remoção da alcalinidade é de $7,1 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{mg}^{-1}$ de amônia oxidada. A remoção de alcalinidade observada é geralmente igual ou menor do que a teórica (FERREIRA, 2000).

Ainda segundo Ferreira (2000), durante os processos de desnitrificação ocorre a produção da alcalinidade, assim as concentrações de ácido carbônico diminuem. A relação estequiométrica teórica da produção pode ser representada por 3,57 mg de CaCO_3 por mg de nitrato (NO_3^-) reduzido à nitrogênio gasoso (N_2).

Tabela 22 - Comportamento da alcalinidade ($\text{mg.CaCO}_3.\text{L}^{-1}$), nos ciclos operacionais I, II e III ao longo da Fase B

Período	Análise	Amostras	
		Afluente	Efluente
Ciclo Operacional I	Média	268	230
	Desvio Padrão	33,6	14,12
	Máximo	325	270
	Mínimo	221	223
Ciclo Operacional II	Média	227	260
	Desvio Padrão	22	26
	Máximo	304	287
	Mínimo	204	213
Ciclo Operacional III	Média	220	253
	Desvio Padrão	13	17
	Máximo	253	287
	Mínimo	190	212

Fonte: Elaboração do próprio autor

Tetila (2015) investigando a respeito da nitrificação em um reator aeróbio de leito fluidizado como pós tratamento de um reator anaeróbio por meio das análises de alcalinidade não obteve sucesso, uma vez que as condições aeróbias que o efluente foi exposto não contribuíram para a remoção de nitrogênio. Nesse sentido, esta pesquisa teve resultados parecidos quando comparado à alcalinidade do esgoto doméstico até o efluente final da pesquisa de Tetila (2015). Dessa maneira, pode-se realizar a etapa da nitrificação e desnitrificação em um único reator.

6 CONCLUSÃO

Os grânulos aeróbios podem ser cultivados em um reator aeróbio granular em tubos concêntricos com circulação operado em batelada utilizando o esgoto doméstico. Esta pesquisa realizou a etapa de partida e a Fase operacional com distintos ciclos operacionais com finalidade de aumentar eficiência de remoção de carbono e nutrientes.

O sistema de tratamento por meio deste reator apresentou desempenho satisfatório na eficiência de remoção em carga orgânica carbonácea, na qual os melhores resultados obtidos foram no ciclo operacional II da Fase B que tiveram como característica um ciclo operacional de 6 h com 5 min de tempo de sedimentação. Nesta fase a média da remoção carbonácea foi de 78%, porém observou valores de remoção carbonácea acima de 85% ao decorrer da pesquisa.

Por meio desta pesquisa, pode-se observar que em ciclos de tempo mais longo a formação do grânulo é prejudicada. Dessa maneira, conclui-se que tempos menores no ciclo operacional como executado na Fase A e B possibilitaram melhores remoções de material orgânico carbonáceo. Assim como, o decréscimo no tempo de sedimentação para 5 min também beneficiou o sistema.

No que se refere a remoção de nitrogênio total, o sistema obteve bons resultados. Apesar de ser mensurado somente na Fase B, devido ao maior acúmulo de grânulos aeróbio que nas outras fases, houve uma remoção média de 51% e apresentou remoções acima de 60%.

No entanto, a remoção de nutrientes foi prejudicada no final dessa fase em consequência do grande acúmulo de grânulos aeróbios e dessa maneira prejudicou o sistema, pois aumentou a concentração de nutrientes no reator aeróbio granular em tubos concêntricos.

Tanto quanto o nitrogênio total, o fósforo total foi mensurado na Fase B. Assim, verificou que ambos resultados não foram satisfatórios comparados a outras pesquisas que utilizaram como efluente o esgoto sintético. No entanto, quando comparado ao efluente de esgoto doméstico bruto, se obteve nos parâmetros. Nesse sentido, a remoção de 37% de fósforo total indica dados satisfatórios no tratamento de esgoto doméstico bruto, uma vez que comparado à sistemas convencionais são mais eficientes.

7 RECOMENDAÇÕES

- ✓ Automatização do sistema para diminuir os ciclos operacionais a fim de melhorar a remoção carbonácea e assegurar o mecanismo operacional;
- ✓ Análise microbiológica para detectar os microrganismos presentes nos grânulos afim de melhorar o tratamento do esgoto doméstico;
- ✓ Inocular lodo ativado com finalidade de redução no tempo de partida do reator;
- ✓ Análises com outros meios de suporte afim de diminuir o tempo de partida assim como melhorar as características do grânulo aeróbio;
- ✓ Aumentar o percentual de troca volumétrica (60-70%) para melhorar a tratabilidade do reator;
- ✓ Analisar a concentração do oxigênio dissolvido como parâmetro de melhorar a remoção carbonácea e de nutrientes no reator.

REFERÊNCIAS

- ABREU, Lucia Muxi de. Aspectos microbiológicos de los procesos de nitrificación e desnitrificación. In: TALLER Y SEMINARIO LATINO-AMERICANO DE TRATAMIENTO ANAERÓBIO DE ÁGUAS RESIDUALES, 3., 1994, Montevideo. **Anais...** Montevideo: Universidad de la República, 1994. p. 55-63.
- ADAV, Sunil S. et al. Aerobic granular sludge: recent advances. **Biotechnology Advances**, v. 26, n. 5, p. 411-423, 2008.
- AHN, Young-Ho. Sustainable nitrogen elimination biotechnologies: a review. **Process Biochemistry**, v. 41, n. 8, p. 1709-1721, 2006.
- AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION; AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION; WATER ENVIRONMENT FEDERATION. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 20th ed. Washington: APHA, 1998.
- ARAÚJO, Leandro Santos de. **Influência da relação entre diâmetros no comportamento hidrodinâmico de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos**. 2008. 177 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2008.
- ARORA, Madan L.; BARTH, Edwin F.; UMPHRES, Margaret B. Technology evaluation of sequencing batch reactors. **Journal (Water Pollution Control Federal)**, v. 57, n. 8, p. 867-875, 1985.
- AUN, Mariana Vivolo. **Estudo da remoção de nitrogênio via nitrito e via nitrato em sistemas de lodo ativado alimentados por despejo com elevada concentração de fenol**. 2007. 248 f. Tese (Doutorado em Engenharia Civil) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2007.
- BARBOSA, Aneli M. et al. Produção e aplicações de exopolissacarídeos fúngicos. **Semina: Ciências Exatas e Tecnológicas**, v. 25, n. 1, p. 29-42, 2004.
- BASSIN, João Paulo. **Remoção biológica de nutrientes em sistemas compactos e estudo da diversidade microbiana por técnicas de biologia molecular**. 2012. 229 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.
- BERNET, Nicolas; SPÉRANDIO, Mathieu. Principles of nitrifying processes. In: CERVANTES, Francisco J. (Ed). **Environmental technologies to treat nitrogen pollution: principles and engineering**. London: IWA Publishing, 2009. p. 23-39.
- BEUN, Janneke J. et al. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor. **Water Research**, v. 33, n. 10, p. 2283-2290, 1999.
- BLAŽEJ, Michal; KIŠA, Michal; MARKOŠ, Jozef. Scale influence on the hydrodynamics of an internal loop airlift reactor. **Chemical Engineering and Processing**, v. 43, n. 12, p. 1519-1527, 2004.

BRASIL. Ministério das Cidades. Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental. **Serviço Nacional de Informações sobre Saneamento: diagnóstico dos serviços de água e esgotos - 2013**. Brasília: SNSA/MCIDADES, 2014. 181 p.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente. Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 18 mar. 2005.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente. Resolução nº 430, de 13 de maio de 2011. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 16 maio 2011.

CAMMAROTA, Magali C.; SANT'ANNA JUNIOR, Geraldo L. Metabolic blocking of exopolysaccharides synthesis: effects on microbial adhesion and biofilm accumulation. **Biotechnology Letters**, v. 20, n. 1, p. 1-4, 1998.

CAMPOS, José Roberto (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. 464 p.

CARVAJAL-ARROYO, Jose Maria et al. Inhibition of anaerobic ammonium oxidizing (anammox) enrichment cultures by substrates, metabolites and common wastewater constituents. **Chemosphere**, v. 91, n. 1, p. 22-27, 2013.

CARVALHO JUNIOR, Orlando de. **Nova configuração de biofiltro aerado submerso utilizado no pós-tratamento do efluente de reator UASB**. 2008. 144 f. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008.

CASSIDY, Daniel P.; BELIA, Evangelina. Nitrogen and phosphorus removal from an abattoir wastewater in a SBR with aerobic granular sludge. **Water Research**, v. 39, n. 19, p. 4817-4823, 2005.

CHENG, Kuan-Chen; DEMIRCI, Ali; CATCHMARK, Jeffrey M. Advances in biofilm reactors for production of value-added products. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 87, n. 2, p. 445-446, 2010.

CHUDOBA, Jan et al. Control of activated sludge filamentous bulking: experimental verification of a kinetic selection theory. **Water Research**, v. 19, n. 2, p. 191-196, 1985.

COLLIVER, Bettina B.; STEPHENSON, Tom. Production of nitrogen oxide and dinitrogen oxide by autotrophic nitrifiers. **Biotechnology Advances**, v. 18, n. 3, p. 219-232, 2000.

CORDEIRO, Guilherme Chagas; TOLEDO FILHO, Romildo Dias; FAIRBAIRN, Eduardo de Moraes Rego. Caracterização de cinza de bagaço de cana-de-açúcar para emprego como pozolana em materiais cimentícios. **Química Nova**, v. 32, n. 1, p. 82-86, 2009.

COROMINAS, Lluís et al. Life cycle assessment applied to wastewater treatment: state of the art. **Water Research**, v. 47, n. 15, p. 5480-5492, 2013.

CORREIA, Gleyce Teixeira. **Efeito da concentração do meio suporte em relação entre áreas no desempenho de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação interna no**

tratamento de esgoto doméstico. 2010. 113 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2010.

CORREIA, Gleyce Teixeira et al. Desempenho de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação interna na remoção de matéria carbonácea tratando diferentes águas residuárias. **Interciencia**, v. 37, n. 4, p. 266-271, 2012.

CORSINO, Santo Fabio et al. Simultaneous nitrification-denitrification for the treatment of high-strength nitrogen in hypersaline wastewater by aerobic granular sludge. **Water Research**, v. 88, p. 329-336, 2016.

DALL'AGLIO SOBRINHO, Milton; RUGGERI JÚNIOR, Humberto Carlos; GEBARA, Dib. Perdas de carga em reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação. **Revista Brasileira de Recursos Hídricos (RBRH)**, v. 11, n. 4, p. 77-88, 2006.

DE KREUK, Merle K.; PRONK, Mario; VAN LOOSDRECHT, Mark C. Formation of aerobic granules and conversion processes in an aerobic granular sludge reactor at moderate and low temperatures. **Water Research**, v. 39, n. 18, p. 4476-4484, 2005.

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

DE KREUK, Merle K. et al. Behavior of polymeric substrates in an aerobic granular sludge system. **Water Research**, v. 44, n. 20, p. 5929-5938, 2010.

ECKENFELDER, William Wesley. **Industrial water pollution control**. 2nd ed. Singapura: McGraw-Hill, 1989. v. 1, 389 p.

FARIA, Katia Cristina Pereira de; GURGEL, Ricardo Fernandes; HOLANDA, José Nilson França de. Characterization of sugarcane bagasse ash for use in ceramic bodies. **Materials Science Forum**, v. 660-661, p. 1049-1052, 2010.

FERREIRA, Eduardo S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e denitrificação biológica. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2000, Porto Alegre. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2000. p. 1-25.

FREITAS, Elaine de Souza. **Caracterização da cinza do bagaço da cana-de-açúcar do município de Campos dos Goytacazes para uso na construção civil**. 2005. 96 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Centro de Ciência e Tecnologia, Universidade Estadual do Norte Fluminense, Campos dos Goytacazes, 2005.

FRØLUND, Bo et al. Extraction of extracellular polymers from activated sludge using a cation exchange resin. **Water Research**, v. 30, n. 8, p. 1749-1758, 1996.

GAO, Dawen et al. Aerobic granular sludge: characterization, mechanism of granulation and application to wastewater treatment. **Critical Reviews in Biotechnology**, v. 31, n. 2, p. 137-152, 2011.

GARCÍA-CALVO, Eloy et al. A fluid dynamic model for three-phase airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 54, n. 13-14, p. 2359-2370, 1999.

GEBARA, Dib. **Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. 2006 401 f. Tese (Doutorado em Engenharia Civil) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

GOBBI, Andressa. **Cinza do bagaço de cana-de-açúcar como adição para concreto: investigação sobre a atividade pozolânica**. 2010. 64 f. Monografia (Graduação em Engenharia Civil) - Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2010.

GONÇALVES, Ricardo Franci et al. Associação de um reator UASB e biofiltros aerados submersos para tratamento de esgoto sanitário. In: CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios: coletânea de trabalhos vol. 1**. Belo Horizonte: PROSAB, 2000. p. 107-118.

HEIJNEN, Sef J. et al. A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two and three-phase interna airlift reactor operating in the gas recirculation regime. **Chemical Engineering Science**, v. 52, n. 15, p. 2527-2540, 1997.

HENZE, Mogens. Groundbreaking papers in Water Research 1967-2006. **Water Research**, v. 41, n. 1, p. 1, 2007.

HENZE, Mogens et al. **Wastewater treatment: biological and chemical processes**. 3rd ed. Berlin: Springer, 2002. 430 p.

KISHIDA, Naohiro et al. Simultaneous nitrogen and phosphorus removal from high-strength industrial wastewater using aerobic granular sludge. **Environmental Engineering**, v. 135, n. 3, p. 153-158, 2009.

KONG, Yun-Hua et al. Aerobic granulation in sequencing batch reactors with different reactor height/diameter ratios. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 45, n. 5, p. 379-383, 2009.

LEE, Duu-Jong et al. Advances in aerobic granule formation and granule stability in the course of storage and reactor operation. **Biotechnology Advances**, v. 28, n. 6, p. 919-934, 2010.

LEENEN, Emily J. T. M. et al. Reduced temperature sensitivity of immobilized *Nitrobacter agilis* cells caused by diffusion limitation. **Enzyme Microbiology Technology**, v. 20, n. 8, p. 573-580, 1997.

LEME, Edson José de Arruda. **Manual prático de tratamento de águas residuárias**. São Carlos: EdUFSCar, 2007. 595 p.

LEONETI, Alexandre Bevilacqua; PRADO, Eliana Leão do; OLIVEIRA, Sonia Valle Walter Borges de. Saneamento básico no Brasil: considerações sobre investimentos e sustentabilidade para o século XXI. **Revista de Administração Pública**, v. 45, n. 2, p. 331-348, 2011.

LETTINGA, Gatzke. Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. **Antonie van Leeuwenhoek**, v. 67, n. 1, p. 3-28, 1995.

LETTINGA, Gatzke et al. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment especially for anaerobic treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 22, n. 4, p. 699-734, 1980.

LI, An-Jie; LI, Xiao-Yan; YU, Han-Qing. Granular activated carbon for aerobic sludge granulation in a bioreactor with a low-strength wastewater influent. **Separation and Purification Technology**, v. 80, n. 2, p. 276-283, 2011.

LI, An-Jie; LI, Xiao-Yan; YU, Han-Qing. Aerobic sludge granulation facilitated by activated carbon for partial nitrification treatment of ammonia-rich wastewater. **Chemical Engineering Journal**, v. 218, p. 253-259, 2013.

LI, An-Jie et al. Microbial population dynamics during aerobic sludge granulation at different organic loading rates. **Water Research**, v. 42, n. 13, p. 3552-3560, 2008.

LI, Ming; NAKHLA, George; ZHU, Jesse. Simultaneous carbon and nitrogen removal with enhanced bioparticle circulation in a Circulating Fluidized Bed Biofilm Reactor. **Chemical Engineering Journal**, v. 181-182, p. 35-44, 2012.

LI, Xiao Ming et al. Simultaneous phosphorus and nitrogen removal by aerobic granular sludge in single SBR system. In: BATHE, Stephan et al. (Ed.). **Aerobic granular sludge**. London: IWA Publishing, 2005. p. 71-78.

LIN, Yue-Mei; LIU, Yu; TAY, Joo-Hwa. Development and characteristics of phosphorus accumulating microbial granules in sequencing batch reactors. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 62, n. 4, p. 430-435, 2003.

LIN, Yue-Mei; SHARMA, Prashant K.; VAN LOOSDRECHT, Mark C. The chemical and mechanical differences between alginate-like exopolysaccharides isolated from aerobic flocculent sludge and aerobic granular sludge. **Water Research**, v. 47, n. 1, p. 57-65, 2012.

LIN, Yue-Mei et al. Characterization of alginate-like exopolysaccharides isolated from aerobic granular sludge in pilot-plant. **Water Research**, v. 44, n. 11, p. 3355-3364, 2010.

LIU, Xian-Wei; SHENG, Guo-Ping; YU, Han-Qing. Physicochemical characteristics of microbial granules. **Biotechnology Advances**, v. 27, n. 6, p. 1061-1070, 2009.

LIU, Yong-Qiang; TAY, Joo-Hwa. 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, Yong-Qiang; TAY, Joo-Hwa. Influence of starvation time on formation and stability of aerobic granules in sequencing batch reactors. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 5, p. 980-985, 2008.

LIU, Yong-Qiang; TAY, Joo-Hwa. Fast formation of aerobic granules by combining strong hydraulic selection pressure with overstressed organic loading rate. **Water Research**, v. 80, p. 256-266, 2015.

LIU, Yong-Qiang et al. Formation, physical characteristics and microbial community structure of aerobic granule/s in a pilot-scale sequencing batch reactor for real wastewater treatment. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 46, n. 6, p. 520-525, 2010.

LIU, Yu; LIU, Qi-Shan. Causes and control of filamentous growth in aerobic granular sludge sequencing batch reactor. **Biotechnology Advances**, v. 24, n. 1, p. 115-127, 2006.

LIU, Yu; TAY, Joo-Hwa. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. **Biotechnology Advances**, v. 22, n. 7, p. 533-563, 2004.

LIU, Yu et al. The mechanisms and models for anaerobic granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Water Research**, v. 37, n. 3, p. 661-673, 2003.

LIU, Yu et al. Selection pressure-driven aerobic granulation in a sequencing batch reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 67, n. 1, p. 26-32, 2005.

LOCHMATTER, Samuel; GONZALEZ-GIL, Graciela; HOLLIGER, Christof. Optimized aeration strategies for nitrogen and phosphorus removal with aerobic granular sludge. **Water Research**, v. 47, n. 16, p. 6187-6197, 2013.

LOPEZ-VAZQUEZ, Carlos M. et al. Temperature effects on the aerobic metabolism of glycogen accumulating organisms. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 101, n. 2, p. 295-306, 2008.

LV, Yi et al. Microbial communities of aerobic granules: granulation mechanisms. **Bioresource Technology**, v. 169, p. 344-351, 2014.

MAIGUAL ENRIQUEZ, Yemall Alexander. **Utilização de reator aeróbio de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos no tratamento de águas residuárias da produção intensiva de tilápia com recirculação da água tratada**. 2011. 172 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2011.

MAIORANO, Alfredo Eduardo et al. Influência das condições de aeração no tratamento de efluentes com biofilmes em reator aeróbio. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 10, n. 4, p. 285-289, 2005.

MARTÍN, Pablo Redondo. **Análisis del flujo y cambio de escala em sistemas líquido-gas**. 2002. 365 f. Tesis Doctoral (Doctorado em Ciências Químicas) - Facultad de Ciencias Químicas, Universidad Complutense de Madrid, Madrid, 2002.

MCSWAIN STURM, Belinda Sue; IRVINE, Robyn L. Dissolved oxygen as a key parameter to aerobic granule formation. **Water Science & Technology**, v. 58, n. 4, p. 781-787, 2008.

METCALF & EDDY INC. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4th ed. New York: McGraw-Hill, 2003. 1819 p.

MILANESE, Daniel Henrique Egas. **Hidrodinâmica de reatores aeróbios retangulares de leito fluidizado com circulação**. 2002. 191 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2002.

MISHIMA, Koji; NAKAMURA, Masaaki. Self-immobilization of aerobic activated sludge: a pilot study of the aerobic upflow sludge blanket process in municipal sewage treatment. **Water Science & Technology**, v. 23, n. 4-6, p. 981-990, 1991.

MORAIS, Ismarley Lage Horta. **Tratamento com lodo aeróbio granular de efluente de fábrica de papel**. 2011. 119 f. Dissertação (Mestrado em Ciência Florestal) - Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2011.

MORGENROTH, Eberhard; WILDERER, Peter A. Sequencing batch reactor technology: Concepts, design and experiences (abridged). **Water and Environment Journal**, v. 12, n. 5, p. 314-320, 1998.

MOSQUERA-CORRAL, Anuska et al. Partial nitrification in a SHARON reactor in the presence of salts and organic carbon compounds. **Process Biochemistry**, v. 40, n. 9, p. 3109-3118, 2005.

NEEF, Alexander et al. Population analysis in a denitrifying sand filter: conventional and in situ identification of *Paracoccus* spp. in methanol-fed biofilms. **Applied and Environmental Microbiology**, v. 62, n. 12, p. 4329-4339, 1996.

NI, Bing-Jie et al. Granulation of activated sludge in a pilot-scale sequencing batch reactor for the treatment of low-strength municipal wastewater. **Water Research**, v. 43, n. 3, p. 751-761, 2009.

NICOLELLA, Cristiano; VAN LOODRESCHT, Mark C.; HEIJNEN, Sef J. Identification of mass transfer parameters in three-phase biofilm reactors. **Chemical Engineering Science**, v. 54, n. 13-14, p. 3143-3152, 1999.

PRONK, Mario et al. Effect and behaviour of different substrates in relation to the formation of aerobic granular sludge. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 99, n. 12, p. 5257-5268, 2015.

QIN, Lei; LIU, Yu; TAY, Joo-Hwa. Effect of settling time on aerobic granulation in sequencing batch reactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 21, n. 1, p. 47-52, 2004.

QIN, Lei; TAY, Joo-Hwa; LIU, Yu. Selection pressure is a driving force of aerobic granulation in sequencing batch reactors. **Process Biochemistry**, v. 39, n. 5, p. 579-584, 2004.

RUFATO, Fernando Henrique. **Efeito da redução do diâmetro interno sobre o desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. 2005. 98 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2005.

RUGGERI JÚNIOR, Humberto Carlos. **Hidrodinâmica de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos**. 2002. 121 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2002.

SÁNCHEZ ORTIZ, Iván Andrés. **Remoção de nitrogênio de água residuária de produção intensiva de tilápias com recirculação utilizando reator de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos**. 2009. 152 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2009.

SANT'ANNA JUNIOR, Geraldo Lippel. **Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações**. Rio de Janeiro: Interciência, 2013. v. 2, 424 p.

SANTANA, Adriana Miranda de. **Avaliação de sistema composto por reatores aeróbios e aeróbios para tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2008. 283 f. Tese (Doutorado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2008.

SATO, Cibele Midori. **Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio compartimentado no tratamento de esgoto doméstico**. 2013. 109 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2013.

SCHMIDT, Ingo et al. New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater. **FEMS Microbiology Reviews**, v. 27, p. 481-492, 2003.

SHENG, Guo-Ping et al. Effects of seed sludge properties and selective biomass discharge on aerobic sludge granulation. **Chemical Engineering Journal**, v. 160, n. 1, p. 108-114, 2010.

SIEGEL, Marc H.; MERCHUK, Jose C.; SCHÜGERL, Karl. Air-lift reactor analysis: interrelationships between riser, downcomer, and gas-liquid separator behavior, including gas recirculation effects. **AIChE Journal**, v. 32, n. 10, p. 1585-1596, 1986.

SUTHERLAND, Ian W. Biofilm exopolysaccharides: a strong and sticky framework. **Microbiology**, v. 147, p. 3-9, 2001.

TETILA, Moacir Feba. **Uso de reator aeróbio de leito fluidizado com circulação como dispositivo de pós-tratamento do efluente de um reator anaeróbio compartimentado tratando esgoto sanitário**. 2015. 131 f. Dissertação (Mestre em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2015.

THANH, Bui Xuan; VISVANATHAN, Chettiyappan; AIM, Roger Ben. Characterization of aerobic granular sludge at various organic loading rates. **Process Biochemistry**, v. 44, n. 2, p. 242-245, 2009.

THANS, Felipe Castellani. **Controle operacional de reator em bateladas sequenciais (RBS): ajustes na concentração de oxigênio dissolvido visando à remoção de nutriente**. 2008. 105 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2008.

TIJHUIS, Lars; VAN LOOSDRECHT, Mark C.; HEIJNEN, Sef J. Formation and growth of heterotrophic aerobic biofilms in small suspended particles in airlift reactors. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 44, n. 5, p. 595-608, 1994.

VAN BENTHUM, Wim A. J. et al. Bubble recirculation regimes in an internal-loop airlift reactor. **Chemical Engineering Science**, v. 54, n. 18, p. 3995-4006, 1999.

VAN HAANDEL, Adrianus Cornelius; MARAIS, Gerrit. **O comportamento do sistema de lodo ativado: teoria e aplicações para projetos e operação**. Campina Grande: EPGRAF, 1999. 472 p.

VAN HAANDEL, Adrianus Cornelius et al. Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v. 5, n. 1, p. 21-38, 2006.

VAN LOOSDRECHT, Mark C. et al. Biological phosphate removal processes. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 48, n. 3, p. 289-296, 1997.

VON SPERLING, Marcos. **Princípios de tratamento biológico de águas residuárias: introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 2. ed. Belo Horizonte: UFMG, 1996. v. 1, 243 p.

VON SPERLING, Marcos. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: lodos ativados**. 2. ed. Belo Horizonte: UFMG, 2002. v. 1, 428 p.

VON SPERLING, Marcos; CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. **Biological wastewater treatment in warm climate regions**. London: IWA Publishing, 2005. v. 1, 835 p.

WAGNER, Jamile. **Desenvolvimento de grânulos aeróbios e tratamento de esgoto doméstico em um reator em bateladas sequenciais (RSB) sob diferentes condições operacionais**. 2011. 211 f. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) - Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2011.

WAGNER, Jamile; COSTA, Rejane Helena Ribeiro da. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor using real domestic wastewater. **Journal of Environmental Engineering**, v. 139, n. 11, p. 1391-1396, 2013.

WAGNER, Jamile et al. Aerobic granular sludge technology and nitrogen removal for domestic wastewater treatment. **Water Science & Technology**, v. 71, n. 7, p. 1040-1046, 2015.

WAN, Chunli et al. Formation of bacterial aerobic granules: role of propionate. **Bioresource Technology**, v. 197, p. 489-494, 2015.

WANG, Bin-Bin et al. A new classification paradigm of extracellular polymeric substances (EPS) in activated sludge: separation and characterization of exopolymers between floc level and microcolony level. **Water Research**, v. 64, p. 53-60, 2014.

WANG, Fen et al. Characteristics of aerobic granule and nitrogen and phosphorus removal in a SBR. **Journal of Hazardous Materials**, v. 164, n. 2-3, p. 1223-1227, 2009.

WANG, Li et al. Mechanism of enhanced Sb(V) removal from aqueous solution using chemically modified aerobic granules. **Journal of Hazardous Materials**, v. 284, p. 43-49, 2015.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION; AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS; ENVIRONMENTAL AND WATER RESOURCE INSTITUTE. **Biological nutrient removal (BNR) operation in wastewater treatment plants: manual of practice n° 29**. New York: McGraw-Hill, 2006.

WIESMANN, Udo; CHOI, In Su; DOMBROWSKI, Eva-Maria. **Fundamentals of biological wastewater treatment**. Berlin: Wiley, 2007. v. 1, 391 p.

WILÉN, Britt-Marie; BALMÉR, Peter. The effect of dissolved oxygen concentration on the structure, size and size distribution of activated sludge flocs. **Water Research**, v. 33, n. 2, p. 391-400, 1999.

WINKLER, Mari K. H. et al. Microbial diversity differences within aerobic granular sludge and activated sludge flocs. **Environmental Biotechnology**, v. 97, n. 16, p. 7447-7458, 2012.

WINKLER, Mari K. H. et al. Selective sludge removal in segregated aerobic granular biomass system as a strategy to control PAO-GAO competition at high temperatures. **Water Research**, v. 45, n. 11, p. 3291-3299, 2011.

WORLD COMMISSION ON ENVIRONMENT AND DEVELOPMENT. **Our common future: the word commission on environment and development**. Oxford: Oxford University Press, 1987. 400 p.

WU, Chang-Yong et al. Enhanced biological phosphorus removal by granular sludge: from macro- to micro-scale. **Water Research**, v. 44, n. 3, p. 807-814, 2010.

YANG, Shu-Fang et al. Growth kinetics of aerobic granules developed in sequencing batch reactor. **Letters in Applied Microbiology**, v. 38, p. 106-112, 2004.

ZHOU, Jia-Heng et al. Granular activated carbon as nucleating agent for aerobic sludge granulation: effect of CAG size on velocity field differences (CAG versus flocs) and aggregation behavior. **Bioresource Technology**, v. 198, p. 358-363, 2015.

ZHU, Liang. et al. Specific component comparison of extracellular polymeric substances (EPS) in flocs and granular sludge using EEM and SDS-PAGE. **Chemosphere**, v. 121, p. 26-32, 2015.