



**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
“JÚLIO DE MESQUITA FILHO”**

Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

PAULA ANDREA MONTENEGRO CHAUCANES

**DESEMPENHO DE REATOR AERÓBIO DE LEITO
FLUIDIZADO COM TERCEIRA CÂMARA PARA
REMOÇÃO DE NITROGÊNIO**

Ilha Solteira

2017

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL

PAULA ANDREA MONTENEGRO CHAUCANES

**DESEMPENHO DE REATOR AERÓBIO DE LEITO
FLUIDIZADO COM TERCEIRA CÂMARA PARA
REMOÇÃO DE NITROGÊNIO.**

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia do Campus de Ilha Solteira - UNESP, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil –Área de Concentração em Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais.

Orientador: Prof. Dr. Tsunao Matsumoto

Ilha Solteira

2017

FICHA CATALOGRÁFICA

Desenvolvido pelo Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação

Montenegro Chaucanes, Paula Andrea.
M777d Desempenho de reator aeróbio de leito fluidizado com terceira câmara para remoção de nitrogênio / Paula Andrea Montenegro Chaucanes. -- Ilha Solteira: [s.n.], 2017
107 f. : il.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Área de conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais, 2017

Orientador: Tsunao Matsumoto
Inclui bibliografia

1. Nitrification. 2. Denitrification. 3. SND. 4. Concentric tubes. 5. HTD. 6. Fluidized bed.

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA

Câmpus de Ilha Solteira

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO DA DISSERTAÇÃO: Desempenho de Reator Aeróbio de Leito Fluidizado com Terceira Câmara para Remoção de Nitrogênio

AUTORA: PAULA ANDREA MONTENEGRO CHAUCANES

ORIENTADOR: TSUNAO MATSUMOTO

COORIENTADOR: MILTON DALL AGLIO SOBRINHO

Aprovada como parte das exigências para obtenção do Título de Mestra 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

Profa. Dra. LILIANE LAZZARI ALBERTIN

Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Prof. Dr. JOÃO PAULO BASSIN

Programa de Engenharia Química - COPPE / Universidade Federal do Rio de Janeiro

Ilha Solteira, 20 de outubro de 2017

AGRADECIMENTOS

Agradeço, em primeiro lugar, a Deus, minha força, meu refúgio, a rocha da minha salvação. Sem a sua presença durante esta jornada, nada teria sido possível, é ótimo poder contar com um ser que pode fazer tudo e que sempre me surpreende com tanto amor, eu te amo! Para a minha família em Cristo, a igreja da CENFOL e Fonte da Vida, por ser o canal do amor e de fraternidade de Deus, por suas orações e palavras de encorajamento para não desistir e pela ajuda incondicional brindada sempre, todos ocupam um lugar especial em meu coração!

Agradeço pelo suporte e amor dado pela minha família, meus pais que eu amo tanto, Braulio e Rosa, e o amor incomparável de minhas duas irmãzinhas que sempre me encorajavam, Carmen e Carolina. Sem essa alegria de vocês, que é tão contagiosa, não teria sido fácil conseguir isto estando longe de vocês, eu amo vocês como não podem imaginar!

Para meus orientadores, professores Milton e Tsunao, por compartilhar comigo todos os seus conhecimentos, pela sua paciência para me ensinar tudo o que eu precisava para realizar este trabalho de pesquisa, e principalmente por toda a qualidade humana que eles sempre mostraram, eu definitivamente não poderia ter melhores orientadores. Não posso deixar de agradecer também a todos os professores do Departamento de Engenharia Civil e ao pessoal administrativo.

Para aquelas pessoas com quem compartilhei no laboratório (Saneamento e LH2), eles fizeram muito mais agradáveis todos os dias. Para o Wiliam e Professor Jeferson Nascimento, foi muito bom ter contado com ajudas incondicionais, oportunas e eficientes! E, claro, como não agradecer aos meus colegas de laboratório, Karen, Mauricio, Lucas e, especialmente Thais e Iara, pelas amizades sinceras, foi ótimo ter compartilhado com todos vocês esses meus dias de alegria e de estresse.

Para aquelas irmãs de convívio que eu nunca pedi para o céu, mas em sua infinita bondade Deus me permitiu ter como um presente, Cindy, Carol, Karol, Dani, Micaella e Camila

(apenas na ordem em que as conheci, mas o carinho é o mesmo para todas), obrigada por fazer minha estadia em Ilha, uma experiência de pura alegria e de muita paciência. Muita!!!!!!!

Também para aquela família que me deu tanto amor e carinho, e que fez dos sábados meus dias favoritos da semana, o grupo escoteiro Urubupungá! Que pessoas lindas. Também foi bom saber que os escoteiros são irmãos de todos os escoteiros pelo mundo. Obrigado por tanto carinho, especialmente a chefia e a patrulha Xavantes, sempre ficarão no meu coração.

A CAPES por me conceder a bolsa de estudos de mestrado que me permitiu a realização da pesquisa.

E, claro, para a UNESP, por dar-me esta bela oportunidade de continuar em me capacitar profissionalmente e pessoalmente! Obrigada!

¡A todos, mil gracias!

"Si un día tienes que elegir entre el mundo y el amor. Recuerda:
si eliges el mundo quedarás sin amor, pero si eliges el amor, con él conquistarás al mundo "
(Albert Einstein)

¿Y qué beneficio obtienes si ganas el mundo entero pero pierdes tu propia alma?
(Marcos 8. 36)

RESUMO

Este estudo mostra o funcionamento dos processos de oxidação de matéria orgânica junto com os processos simultâneos de nitrificação e desnitrificação (SND) dentro do reator aeróbio de leito fluidizado de tubos concêntricos com uma terceira câmara para gerar condições anóxicas (necessárias para garantir o processo de desnitrificação). O reator foi operado por um período de 140 dias, durante o qual a remoção de demanda química de oxigênio (DQO) e de nitrogênio total (NT), atingiu 80% e 44% respectivamente, para um tempo de detenção hidráulica (TDH) de 3 horas. A configuração dos diâmetros dos tubos concêntricos resultou em diferentes relações de áreas e, portanto em diferentes vazões para cada câmara. Na operação do reator foram aplicadas duas relações de vazões alterando o nível de esgoto dentro do reator. Os efeitos destas relações de vazões, alterou a concentração de oxigênio dissolvido (OD) entre os compartimentos aeróbio e anóxico do reator e a relação C:N, as quais foram estudadas durante o funcionamento deste sistema. Os resultados indicaram que a relação de vazões 2(4,8: 3,8: 1 para as câmaras 1, 2 e 3, respectivamente) beneficiou as remoções de DQO e NT. A concentração de OD no compartimento aeróbio apresentou valores médios de $3,57 \pm 1,24 \text{ mg.L}^{-1}$, e no topo da câmara 3, a concentração de OD foi de $1,41 \pm 0,78 \text{ mg.L}^{-1}$. As relações C:N que apresentaram maiores eficiências de remoção de NT foram as superiores a 10, sendo a máxima remoção de T na relação C:N de 17. O tempo de retenção celular (TRC) alcançado no reator foi de $3,16 \pm 3,07$ dias. Neste trabalho de pesquisa foi concluído que a configuração de três câmaras concêntricas para o reator aeróbio de leito fluidizado beneficia a remoção de NT, tornando este reator uma alternativa para o tratamento de águas residuárias domésticas.

Palavras chave: Nitrificação. Desnitrificação. SND. Tubos concêntricos. TDH. Leito fluidizado.

ABSTRACT

This study shows the operation of the organic matter oxidation processes together with the simultaneous processes of nitrification and denitrification (SND) inside the aerobic fluidized bed reactor of concentric tubes with a third chamber to generate anoxic conditions (necessary to guarantee the denitrification process). The reactor operated over a period of 140 days, during which chemical oxygen demand (COD) and total nitrogen (TN) removal reached 80% and 44% respectively, for a 3 hour hydraulic detention time (HDT). The configuration of the diameters of the concentric tubes resulted in different area ratios and therefore in different flow rates for each chamber. In the reactor operation were applied two flow ratios, altering the sewage level inside the reactor. The effects of these flow rates were changing the concentration of dissolved oxygen (DO) between the aerobic and anoxic compartments of the reactor and the C: N ratio, which was studied during the operation of this system. The results indicated that the ratio of flows 2 (4.8: 3.8: 1 for chambers 1, 2 e 3, respectively) benefited the COD and TN removal. The DO concentration in the aerobic compartment presented average values of $3.57 \pm 1.24 \text{ mg.L}^{-1}$, and on top of chamber 3, the DO concentration was $1.41 \pm 0.78 \text{ mg.L}^{-1}$. The C:N ratios that showed higher nitrogen removal efficiencies were higher than 10, with the maximum TN removal at the C:N ratio of 17. The cell retention time reached (CRT) in the reactor was 3.16 ± 3.07 days. In this research, was concluded that three concentric chambers configuration for the aerobic fluidized bed reactor benefits the TN removal, became this reactor an alternative in domestic wastewater treatment.

Key words: Nitrification. Denitrification. SND. Concentric tubes. HTD. Fluidized bed.

Lista de Figuras

Figura 1. Esquema de um reator de recirculação aeróbia. a). Recirculação externa. b). Recirculação interna.	23
Figura 2. Funcionamento de um reator de leito fluidizado trifásico. (a) Estado estacionário; (b) leito fluidizado; (c) reator com recirculação interna e (d) reator com recirculação externa.	24
Figura 3. Fenômeno de fluidização de uma partícula em movimento.....	25
Figura 4. Grau de expansão medido líquido com relação à altura do leito no estado estacionário.	26
Figura 5. Regime de circulação de bolhas de ar em função da vazão de ar injetado.	27
Figura 6. Regimes de circulação de sólidos	29
Figura 7. Representação esquemática da expansão no tubo interno e externo como função da velocidade superficial do gás.	31
Figura 8. $k_L a$ para diferentes cargas de sólidos e velocidades superficial de gás (u_{gr}) a) Sólidos de baixa densidade, b) Sólidos de alta densidade.	33
Figura 9. Efeitos da J_G e m no coeficiente de transferência de massa gás-líquido no riser e downcomer. a). Tubo riser e b). Tubo downcomer.	34
Figura 10. Representação esquemática da construção de um reator BASE a partir de um reator de recirculação aeróbia com tubos concêntricos. I Configuração simples, II Recirculação convencional, III Alocação do tubo concêntrico adicional, IV Recirculação na Extensão e V Alocação do controle de pressão.	36
Figura 11. Ilustração das curvas de formação de biofilme a diferentes velocidades do líquido.	45
Figura 12. Efeito da espessura do biofilme na concentração da biomassa e na velocidade de sedimentação das biopartículas.	46
Figura 13. Efeito da espessura do biofilme na fluidização das partículas suporte.	47
Figura 14. Pedra porosa de vidro usada na injeção de ar no fundo do reator. a). Pedra porosa e b). Pedra porosa injetando ar no fundo do modelo experimental.	49
Figura 15. Esquema do reator piloto e da instalação experimental.	50

Figura 16. Controle da altura do nível de água no reator. a) esquema da saída do efluente e b) controle da altura no decantador na saída do reator.	51
Figura 17. Esquema do processo para preparação das partículas suporte.1. Peneiramento, 2. Imersão em ácido nítrico, 3. Secagem ao sol e 4. Autoclave.	52
Figura 18. Ensaio de velocidades de recirculação no reator Piloto	53
Figura 19. Exemplo da detecção de condutividade e determinação de tempos através do sistema de sondas de condutividade.	54
Figura 20. Velocidade de circulação do líquido em função da altura do nível de água	61
Figura 21. Imagem MEV de uma amostra de partículas suporte 100X	63
Figura 22. Imagem MEV de uma amostra de partículas suporte 1000X	63
Figura 23. Curva da capacidade de oxigenação pelo injetor de ar	65
Figura 24. Função de transferência de oxigênio $k_L a$	66
Figura 25. Comportamento da temperatura durante o tempo de operação do reator	67
Figura 26. Comportamento do pH durante a operação do reator	68
Figura 27. Comportamento do OD durante a operação do reator	69
Figura 28. Comportamento das cargas de DQO durante a operação do reator	70
Figura 29. Influência das cargas de DQO na eficiência de remoção de matéria orgânica no reator	71
Figura 30. Influência da temperatura na remoção de matéria orgânica.....	72
Figura 31. Comportamento das cargas de NT durante a operação do reator.....	73
Figura 32. Influência das cargas de DQO na remoção de NT	74
Figura 33. Influência da relação C:N na remoção de NT	75
Figura 34. Cargas volumétricas das diferentes formas de nitrogênio presentes no sistema de tratamento	76
Figura 35. Comportamento da Biomassa durante o tempo de operação do reator	77
Figura 36. Relação da concentração de biomassa no reator com a eficiência de remoção de DQO	78
Figura 37. Relação da concentração de biomassa no reator com a eficiência de remoção de Nitrogênio	79
Figura 38. Tempo de detenção celular (TDC) durante a operação do reator	80
Figura 39. Influência da relação de vazões na concentração de OD	81

Figura 40. Influência da relação de vazões na eficiência de remoção de DQO e NT durante o tempo de operação	82
Figura 41. Influência da relação de vazões na eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada.....	83
Figura 42. Influência da taxa de recirculação nas diferentes formas de nitrogênio presentes no sistema de tratamento	84
Figura 43. Influência da taxa de recirculação na biomassa presente no reator	85
Figura 44. Influência da relação de vazões no TRC	86

Lista de Tabelas

Tabela 1. Remoção de poluentes nos diferentes níveis de tratamento	18
Tabela 2. Características dos sistemas de tratamento de água residual segundo o nível de tratamento.	19
Tabela 3. Processos e sistemas de tratamento usados frequentemente na estabilização de esgoto doméstico.	21
Tabela 4. Relação estequiométrica e biológica no processo de nitrificação.	39
Tabela 5. Relação estequiométrica e biológica no processo de desnitrificação.	41
Tabela 6. Características de meios de suporte usados em filtros biológicos.....	42
Tabela 7. Efeito da velocidade na estabilidade do biofilme	45
Tabela 8. Métodos para análises do processo biológico.....	57
Tabela 9. Delineamento experimental e frequência das análises	59
Tabela 10. Tempo de operação para cada taxa de recirculação.....	62

SUMÁRIO

RESUMO	8
ABSTRACT	9
1 INTRODUÇÃO	14
2 OBJETIVOS	16
3 FUNDAMENTOS TEÓRICOS	17
3.2 Tratamento de esgoto doméstico.....	17
3.2.1 Reatores biológicos no tratamento de esgoto doméstico	20
3.3 Reator de Leito fluidizado.....	21
3.3.1 Regime de circulação de bolhas.....	27
3.3.2 Regime de circulação de sólidos.....	28
3.3.3 Velocidade de recirculação do fluxo.....	30
3.3.4 Transferência de oxigênio.....	32
3.4 Reator de Leito fluidizado com extensão (ou terceira câmara)	35
3.5 Remoção biológica de nitrogênio	37
3.5.1 Nitrificação	37
3.5.2 Desnitrificação	40
3.6 Meio suporte	42
3.7 Biofilme no desempenho hidrodinâmico do reator.....	43
4 MATERIAIS E MÉTODOS	48
4.1 Esgoto doméstico utilizado	48
4.2 Modelo experimental e reator piloto.....	48
4.3 Meio suporte	51
4.4 Ensaio hidrodinâmico para caracterização dos regimes de escoamentos do reator piloto	53
4.5 Taxa de transferência de oxigênio	55
4.6 Crescimento do Biofilme	56
4.7 Monitoramento do processo biológico.....	57
4.8 Delineamento Experimental.....	58
5 RESULTADOS.....	60

5.1	Ensaio de medição de velocidades.....	60
5.2	Partículas suporte	62
5.3	Estimativa do kLa	64
5.4	Operação do Reator aeróbio de leito fluidizado com a adição de uma terceira câmara	66
5.4.1	Temperatura	66
5.4.2	pH 67	
5.4.3	Oxigênio Dissolvido	68
5.4.4	Demanda Química de Oxigênio	69
5.4.5	Nitrogênio	72
5.4.6	Sólidos Suspensos Voláteis.....	76
5.5	Relação de vazões	80
5.5.1	Influência da relação de vazão na concentração de OD.....	80
5.5.2	Influência da relação de vazões na eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada.....	82
5.5.3	Influência da relação de vazões nas diferentes formas de nitrogênio	83
5.5.4	Influência da relação de vazões na Biomassa	84
6	CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	87
7	CONCLUSÕES	88
8	RECOMENDAÇÕES	89
	REFERÊNCIAS	90

1 INTRODUÇÃO

O tratamento dos esgotos domésticos é uma necessidade que deve ser atendida a fim de reduzir os impactos sócio-econômicos e ambientais que os lançamentos inadequados geram. Na procura de dar uma solução para este problema, os sistemas de tratamentos biológicos têm sido a tecnologia mais usada, tanto no Brasil como na América Latina no tratamento do esgoto doméstico, sendo que estes sistemas são catalogados como os mais simplificados e convenientes pela natureza biodegradável deste tipo de águas residuárias.

Entre os requisitos que os sistemas de tratamento de esgotos devem cumprir estão: o baixo custo de implantação e operação, elevada sustentabilidade do sistema relacionada a pouca dependência no fornecimento de energia e insumos, simplicidade operacional, manutenção e controle, adequadas eficiências de remoção, baixos requisitos de área, possibilidade de recuperação de subprodutos entre outros, como também, a existência de experiências práticas (CHERNICHARO, 2001). Embora não exista uma solução para atender todos os requisitos, existem tecnologias que podem atender, em menor ou maior grau, os principais requisitos técnicos e econômicos.

O reator de leito fluidizado é uma tecnologia que cumpre com alguns dos requisitos mencionados: operação com tempos de detenção hidráulica (TDH) reduzida, o que significa uma menor área para a ocorrência das reações biológicas, uma baixa produção de lodo, boa capacidade para reter uma grande concentração de biomassa ativa, pela qual se traduz em uma boa eficiência de remoção (80% em matéria orgânica). E também por ser um sistema de operação, manutenção e controle simplificados (Von SPERLING, 2005).

A configuração de um reator de leito fluidizado típico consta de um tanque cilíndrico com fluxo ascendente gerado pela injeção de ar no fundo do reator e recirculação do efluente. Geralmente, o reator é constituído por dois tubos concêntricos, sendo o tubo interno, o tubo com direção do fluido ascendente e, o tubo externo, o tubo de recirculação do fluido em direção descendente. O reator opera como um meio trifásico, favorecendo assim a transferência de massa entre as diferentes fases (gás, sólido e líquido), o qual significa um bom contato entre os microrganismos e o substrato (o esgoto). A fase gasosa é o oxigênio

fornecido ao sistema, a fase líquida é o afluente, e a fase sólida são as partículas que permitem a imobilização da biomassa dentro do reator.

Nesta pesquisa foi estudado o desempenho de um reator de leito fluidizado com uma terceira câmara, com o acréscimo de um tubo concêntrico para recirculação adicional, com o propósito de gerar uma zona anóxica, livre de bolhas de ar, a fim de garantir as condições biológicas necessárias para facilitar o processo de desnitrificação. Os resultados indicaram que a configuração de tubos concêntricos proposta neste trabalho permitiu, além de ter uma boa remoção de matéria orgânica, a remoção de nitrogênio, tornando este reator uma alternativa de tratamento de esgoto doméstico.

2 OBJETIVOS

O objetivo geral do trabalho foi obter conhecimentos sobre o comportamento do reator aeróbio de leito fluidizado em tubos concêntricos com adição de uma terceira câmara anóxica, reunindo informações sobre os aspectos hidrodinâmicos e variáveis de controle do reator e sobre a viabilidade de utilização do reator proposto para o tratamento de esgotos domésticos.

Especificamente pretendeu-se investigar:

Eficiência da remoção de matéria carbonácea;

Eficiência de remoção de matéria nitrogenada;

Capacidade da configuração com terceira câmara e decantador de manter as partículas suporte em seu interior e identificar necessidade de reposição do meio de suporte.

3 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

3.2 Tratamento de esgoto doméstico

As águas residuárias domésticas, também conhecidas como esgoto doméstico, são constituídas pelos resíduos líquidos gerados principalmente em domicílios, porém também fazem parte os esgotos produzidos pelas atividades comerciais e institucionais. Segundo Bungay e Bungay (2009), os esgotos domésticos são constituídos por 99% de água e o restante (1%) inclui sólidos orgânicos e inorgânicos, suspensos e dissolvidos, compostos, na sua maioria, de matéria orgânica carbonácea, compostos nitrogenados e lipídios em pequenas quantidades.

A remoção de poluentes das águas residuárias durante o tratamento, com o propósito de atingir os padrões de descarga requeridos, está associado ao conceito de nível de tratamento e eficiência. O tratamento de águas residuárias é usualmente classificado pelos níveis: preliminar, primário, secundário e terciário.

De acordo com os padrões de qualidade de água exigidos pelas autoridades ambientais do Brasil, no que se refere ao teor de matéria orgânica, o limite para lançamento de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) para efluentes de sistemas de tratamento de esgoto doméstico é de 120 mg.L^{-1} , e para o nitrogênio amoniacal, de $20,0 \text{ mg.L}^{-1}$ para lançamentos de efluentes em geral (CONAMA, 2011). Com o propósito de cumprir com estes padrões, tem sido usado diferentes alternativas para o tratamento de esgotos domésticos.

Chernicharo (2005) apresenta uma classificação dos tipos de tratamento segundo os níveis de tratamento e a eficiência de remoção, entre outras características, apresentados nas Tabela 1 e 2. Os nutrientes e os organismos patogênicos podem ser removidos em tratamentos secundários integrais, dependendo das adaptações nos diferentes processos dos sistemas de tratamento correspondentes.

Nos níveis de tratamento preliminar e primário a tendência é ter mecanismos físicos na remoção de poluentes (partículas sólidas principalmente), no nível de tratamento secundário predominam os processos biológicos, e no tratamento terciário a remoção é mediante

tecnologias específicas segundo o poluente a remover, por mecanismos de adsorção, intercambio iônico, osmose reversa, eletrodialise e processos de oxidação avançada.

Geralmente um valor típico de demanda química de oxigênio (DQO) e nitrogênio em esgoto doméstico é de 450 mg.L⁻¹ e de 40 mg.L⁻¹ na forma NTK, respectivamente. Este último, deve ser de 25 mg.L⁻¹ de nitrogênio amoniacal e 15 mg.L⁻¹ de nitrogênio orgânico (Von SPERLING 2005).

Tabela 1. Remoção de poluentes nos diferentes níveis de tratamento

Nível	Remoção
Preliminar	Sólidos suspensos grosseiros (material maior e areia)
Primário	Sólidos suspensos sedimentáveis DBO particulada (ou suspensão, associada aos sólidos sedimentáveis compostos por matéria orgânica).
Secundário	DBO particulada (ou suspensão, associada às partículas de matéria orgânica presentes no esgoto doméstico bruto, ou às partículas não sedimentadas que contêm matéria orgânica, no tratamento primário. DBO solúvel (associada à matéria orgânica na forma de sólidos dissolvidos).
Terciário	Nutrientes (nitrogênio e fósforo) Organismos patogênicos Componentes não biodegradáveis Metais Sólidos inorgânicos dissolvidos Sólidos suspensos restantes

Fonte: Chernicharo (2005).

Tabela 2. Características dos sistemas de tratamento de água residual segundo o nível de tratamento.

Item	Nível de tratamento		
	Preliminar	Primário	Secundário
Remoção de poluentes	Sólidos grosseiros	Sólidos Sedimentáveis, DBO particulada	Sólidos e partículas finas não sedimentáveis, DBO solúvel, Nutrientes*, Patogênicos*
Eficiência de remoção		SS: 60 – 70% DBO: 25 – 40% Coliformes: 30 – 40%	SS: 65 – 95% DBO: 60 – 99% Coliformes: 60 – 99%
Mecanismo de tratamento predominante	Físico	Físico	Biológico
Cumprimento com os padrões de descarga	Não	Não	Usualmente sim
Aplicação	No início na ETE	Fase intermediária de um tratamento mais completo	Tratamento completo de matéria orgânica

Fonte. Chernicharo (2005).

Os sistemas de tratamento de esgoto doméstico geralmente são constituídos por uma unidade de tratamento físico, com o propósito de retirar a maior quantidade de sólidos grosseiros e gorduras, e uma unidade de tratamento biológico como alternativo de tratamento de esgoto doméstico mais usual na remoção da matéria orgânica solúvel. O esgoto é composto basicamente de material orgânico biodegradável, o que favorece o tratamento por meio da ação biológica de conjunto de microrganismos capaz de metabolizar esta matéria orgânica em substâncias mais simples.

Embora a maioria dos sistemas de tratamento biológico tenha como objetivo a remoção da matéria orgânica carbonácea, alguns destes tem conseguido a remoção de nutrientes como nitrogênio e fósforo (GEBARA, 2006; CORREIA 2010, 2013).

3.2.1 *Reatores biológicos no tratamento de esgoto doméstico*

Os principais processos empregados para o tratamento biológico de esgotos sanitários são aeróbios e anaeróbios. O fator importante destes processos é o metabolismo bacteriano, no qual as bactérias degradam as matérias orgânicas presentes no esgoto na presença de oxigênio (processo aeróbio) ou na ausência deste (processo anaeróbio).

O esgoto doméstico fornece substrato de crescimento dos microrganismos imersos no sistema de tratamento biológico, uma vez que as bactérias utilizam a matéria orgânica e nutrientes contido no esgoto como fonte de energia para o seu crescimento e reprodução, reduzindo a matéria orgânica em outros compostos mais simples como dióxido de carbono (CO_2), água, nitritos, nitratos, fosfatos e em outras matérias orgânicas (BUNGAY; BUNGAY, 2009).

Os sistemas de tratamento biológicos podem ser classificados, além do tipo de metabolismo (aeróbio e anaeróbio), segundo o tipo de crescimento da biomassa. O sistema pode apresentar um tipo de crescimento suspenso, no qual as bactérias se desenvolvem de forma individual ou em pequenos flocos no meio líquido, geralmente ocorre em tanques abertos como reservatórios. Por outro lado, o crescimento aderido, no qual as bactérias formam um biofilme em torno de uma partícula inerte (meio suporte), podem ser estes de leito fixo ou de leito móvel, este tipo de crescimento usualmente se desenvolve em reatores fechados ou em filtros biológicos. Segundo Hartley e Ollson (2003), os sistemas biológicos também podem ser classificados segundo o tipo do fluxo de alimentação, o qual pode ser de tipo contínuo ou intermitente (em batelada), e quanto a mistura do substrato com a biomassa dentro do reator, podendo ser de mistura completa ou de fluxo pistonado.

A Tabela 3 apresenta um esquema dos diferentes métodos de tratamento que podem ser aplicados na estabilização de esgoto.

Tabela 3. Processos e sistemas de tratamento usados frequentemente na estabilização de esgoto doméstico.

Poluente	Operação, Processo e Sistema de Tratamento
Sólidos suspensos	Grade Remoção de areia (desarenadores) Sedimentação Infiltração no solo
Matéria orgânica biodegradável	Lagoas de estabilização Infiltração no solo Reatores anaeróbios Lodos ativados Reatores aeróbios com biofilme
Organismos patógenos	Lagoas de maturação Infiltração no solo Desinfecção com produtos químicos Desinfecção com raios ultravioletas Membranas
Nitrogênio	Nitrificação e desnitrificação biológica Lagoas de maturação de alta taxa Infiltração no solo Processos físico-químicos
Fósforo	Remoção biológica Lagoas de maturação de alta taxa Processos físico-químicos

Fonte: Adaptado de Chernicharo (2005).

3.3 Reator de Leito fluidizado

O reator de leito fluidizado quando utilizar injeção de ar para recirculação, também conhecido na literatura como reator BAS (*Biofilm Airlift Suspension*), faz parte dos sistemas de tratamento biológico com biofilme (crescimento aderido e móvel), que surgiram como uma alternativa de tratamento de águas residuárias na remoção de matéria orgânica na década de 80. Este reator foi usado no tratamento de esgotos domésticos com o objetivo da oxidação aeróbia de matéria orgânica e minimizar a geração de lodo no tratamento. Porém, após a primeira aplicação desta tecnologia no tratamento de esgoto doméstico, as pesquisas neste sistema vêm avançando, sendo estudadas aplicações na oxidação e remoção de nutrientes

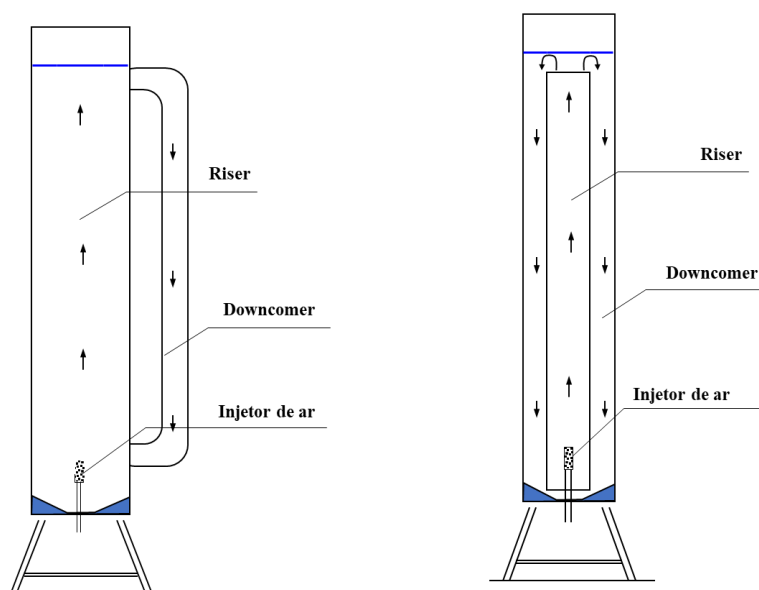
como nitrogênio e fósforo, além da matéria orgânica (GEBARA, 2006; CORREIA 2010, 2013).

Segundo Chernicharo (2005) e Alves (2002), uma das características principais deste tipo de reator é a imobilização de microrganismos, a qual se consegue com a formação de biofilme no leito de partículas sólidas retidas e fluidizadas no reator. Permitindo assim, ter uma grande concentração de microrganismos ativos, melhorando desta forma o contato da biomassa com o substrato, operado com tempos de detenção hidráulica (TDH) reduzidos, maior idade do lodo, assim aumentando a eficiência de remoção da carga orgânica e, reduzindo o tamanho do reator pela menor área necessária para as reações biológicas.

Outra característica deste tipo de reator é a mistura entre substratos e microrganismos, a qual é promovida pela agitação dentro do reator (ou seja, não precisa o uso de agitação mecânica), sendo este tipo conhecido na literatura como *Airlift*, no qual a mistura provocada pela agitação das bolhas do ar permite atingir a transferência de massa necessária entre as diferentes fases (gasosa, líquida e sólida) do reator. Dentro desta configuração estão também os reatores que usam gás produzido para atingir fluidização, como o caso do reator UASB ou o reator anaeróbio de leito expandido, os quais também podem usar a injeção de outros tipos de gases como metano, CO₂oxigênio, nitrogênio, hidrogênio, hélio, entre outros (MARTÍN, 2001).

O funcionamento do reator consiste de um tanque (geralmente cilíndrico) com uma relação altura-diâmetro elevada que permite a aplicação de altas velocidades ascensionais do líquido (até 10 m/h ou superior) (CHERNICHARO, 2005). A velocidade é atingida pela injeção de ar no fundo do tubo de subida, conhecido na literatura como *riser* (em inglês), o qual gera uma diferença de pressão entre o tubo de subida e o tubo de descida (também conhecido na literatura como *downcomer*). Esta diferença de pressão é a força motriz que permite o movimento interno de circulação do fluxo líquido, partículas sólidas e bolhas de ar (Van BENTHUM 1999a). Na Figura 1 é mostrado um esquema do funcionamento deste tipo de reator.

Figura 1. Esquema de um reator de recirculação aeróbia. a). Recirculação externa. b). Recirculação interna.

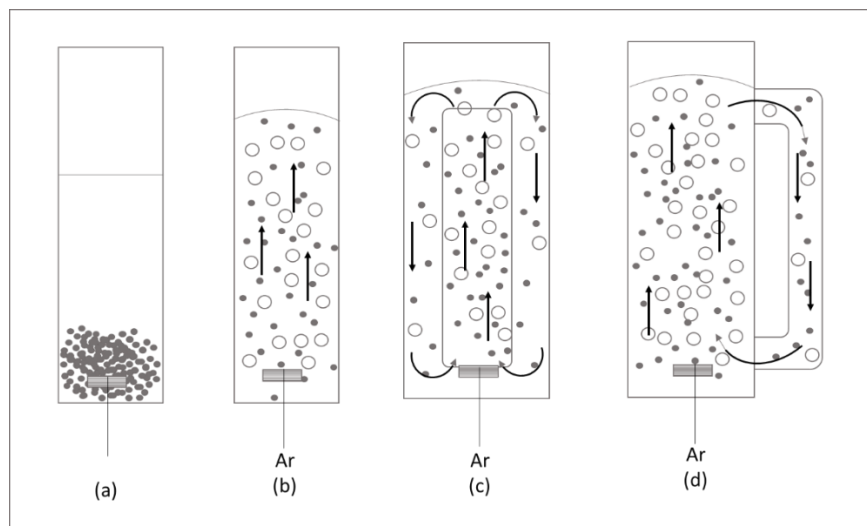


Fonte: Elaboração do autor

O fluxo do reator é primeiramente ascendente e, quando necessário, este sistema pode contar com um esquema de recirculação, o qual pode ser interno ou externo. Segundo Gonçalves et al. (2001), o regime de escoamento de um leito fluidizado bifásico é considerado com um escoamento do tipo pistão, e em um leito trifásico, o regime é próximo da mistura completa.

Em um reator de leito fluidizado trifásico é utilizada injeção de gás e de líquido, os quais contribuem para melhorar a transferência de massa líquida/sólida e provoca alta tensão de cisalhamento esta controla a espessura do biofilme, (LAZAROVA; MANEM (1993) e Sagberr et al. (1992) apud Gonçalves et al. (2001). A Figura 2 indica o funcionamento de um reator leito fluidizado com sistema trifásico.

Figura 2. Funcionamento de um reator de leito fluidizado trifásico. (a) Estado estacionário; (b) leito fluidizado; (c) reator com recirculação interna e (d) reator com recirculação externa.



Fonte: Elaboração do autor

No estado estacionário inicial do reator, o leito é bifásico (sólido e líquido), porém a medida que inicia sua operação através da injeção de gás (ar ou oxigênio, em caso de ser aeróbio, ou um gás não reagente, se o reator for anaeróbio), forma o sistema trifásico (sólido, líquido e gás). A fluidização ocorre quando as partículas sólidas são submetidas à expansão pela ação de uma corrente de gás e líquido, o qual também favorece a transferência de massa das fases gás – líquido, e líquido – sólido, devido ao tipo de mistura e contato entre as diferentes fases (Van BENTHUM, 1999b).

Enquanto as condições para que o fenômeno de fluidização exista, Gebara (2006) cita que este fenômeno ocorre em meios compostos por partículas sólidas, que quando submetidas a um fluxo ascendente de fluido, a força de arraste das partículas iguala ou ultrapassa o valor do peso das partículas, ou de outra forma, quando a velocidade do gás é superior à velocidade de sedimentação das partículas sólidas (MARTÍN, 2001). Na Figura 3 pode-se identificar melhor este conceito.

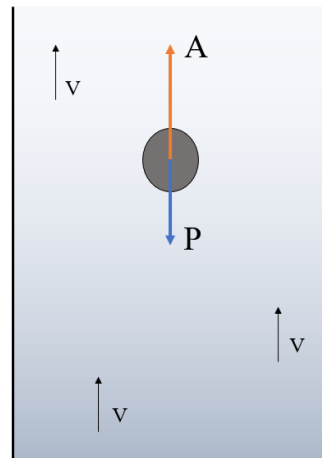
Figura 3. Fenômeno de fluidização de uma partícula em movimento.

• **Fluidização**

A força de arraste iguala ou ultrapassa ao peso da partícula

P: Peso da partícula

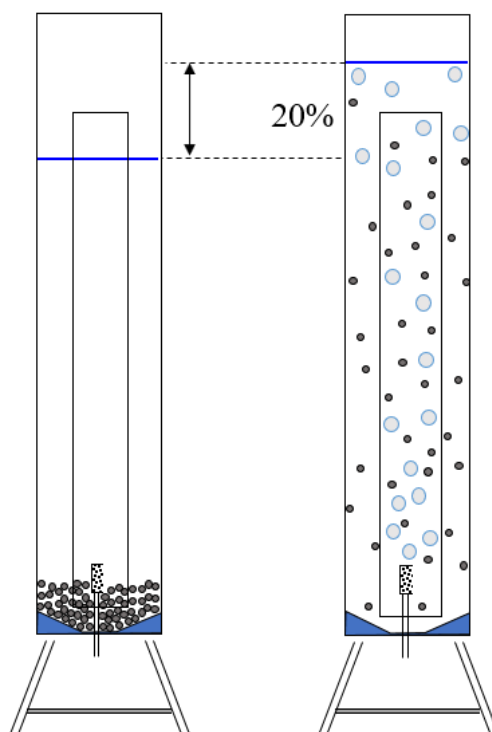
A: Força de arraste devido a velocidade ascensional



Fonte: Elaboração do autor

Se o grau de expansão medido com relação à altura do leito em estado estacionário for 20% e 30%, pode ser suficiente para se considerar como o leito fluidizado (CHERNICHARO, 2005), observe-se a Figura 4. Se a expansão do leito não for suficiente para atingir a fluidização, o reator é denominado de leito expandido.

Figura 4. Grau de expansão medido líquido com relação à altura do leito no estado estacionário.



Fonte: Elaboração do autor

Segundo Martín (2001), em um sistema de recirculação interna como o indicado na Figura2 (c), é possível identificar quatro zonas bem diferenciadas:

Zona ascendente: onde o ar é injetado no *riser* provocando uma corrente que arrasta as fases sólidas e líquidas do reator.

Zona descendente: No *downcomer* ou setor da recirculação propriamente dito, onde as fases sólidas e líquidas mais densas descem.

Zona superior: região onde a direção da corrente inverte o sentido provoca a separação da fase gasosa das demais e, portanto, as fases densas descem pelo *downcomer*. Pode existir circulação de gás se a velocidade de descida for suficiente para seu arraste.

Zona inferior: região onde o ar é injetado. Outro ponto de inversão de direção do fluxo, também ponto de sedimentação da fase sólida no caso da sua existência.

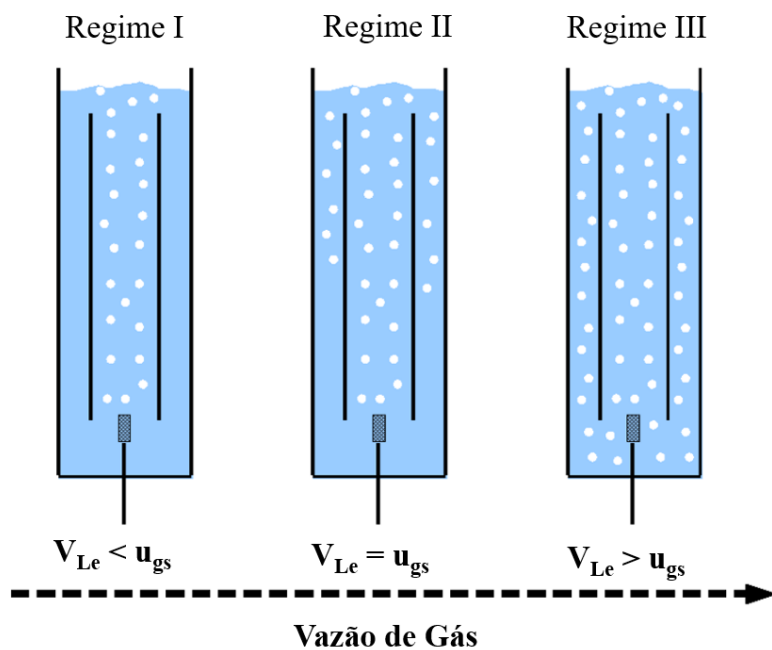
3.3.1 Regime de circulação de bolhas

Com a introdução de jato de ar com uma pressão superior ao peso da coluna de fluido existente, dentro de uma fase fluída mais densa (ou em um conjunto bifásico líquido – sólido), este se incorpora em forma de bolhas, ocasionando uma expansão do leito. A quantidade de bolhas circulando dentro dos compartimentos do sistema (*riser* e *downcomer*) permitem identificar diferentes regimes de circulação de gás.

Siegel et al (1986) apud Gebara (2006) descrevem a ocorrência de diferentes regimes de circulação de gás influenciados pela zona de separação das fases gás – líquido e da velocidade do líquido no tubo de descida.

A Figura 5 mostra um esquema dos diferentes regimes de recirculação de bolhas que podem se apresentar no sistema conforme o aumento a vazão de ar.

Figura 5. Regime de circulação de bolhas de ar em função da vazão de ar injetado.



Fonte: Adaptado de Heijnen et al. (1997) apud Gebara (2006).

Regime 1. Devido às baixas vazões de ar, o tubo de descida não apresenta arraste de gás. A velocidade da fase líquida é menor do que a velocidade relativa das bolhas ($v_{Le} < u_{gs}$).

Regime 2. Há presença de bolhas (parcial ou total) no tubo de descida, porém não existe arraste delas até a parte inferior do reator. A velocidade de circulação da fase líquida é igual a velocidade relativa das bolhas ($v_{Le}=u_{gs}$).

Regime 3. Existe arraste de bolhas no tubo de descida e estas são levadas novamente para o tubo interno, havendo completa circulação do gás. A velocidade do líquido é maior que a velocidade relativa das bolhas ($v_{Le}>u_{gs}$). No regime 3, a quantidade de gás no tubo interno é maior que a injetada pelos borbulhadores (van BENTHUM et al. 1999b apud CORREIA, 2010).

Segundo Chisti e Moo-Young (1987) apud Martín (2001), a zona superior, onde o fluxo ascendente vira descendente e provoca a liberação do gás, é a região de maior homogeneização e de mistura, ao contrário, da região de descida das fases densas é onde existe menor índice de mistura. O regime anterior é devido a diferença de regime turbulento no tubo interno (mais turbulento) do que no tubo de descida.

3.3.2 *Regime de circulação de sólidos*

Segundo Heijnen (1990) apud Martín (2001) a velocidade de gás exigida para a fluidização das partículas sólidas dependerá da concentração das partículas sólidas no reator.

Segundo Gebara (2006), os regimes que podem ser identificados para meios trifásicos variam conforme a vazão de ar injetado. Da menor à maior quantidade de ar injetado, pode-se reconhecer o leito fixo, o leito fluidizado e o leito em completa suspensão e circulação dos sólidos.

Leito Fixo: Neste regime, a velocidade de ar é tão baixa que não existe recirculação de líquido para o tubo externo e as partículas sólidas estão sedimentadas no fundo do reator.

Leito fluidizado: Neste regime as partículas são arrastadas a diferentes alturas no tubo interno, porém, elas são carregadas para a parte superior deste tubo. Segundo Garcia-Calvo (1999) apud Gebara (2006), a condição de operação para que o reator trabalhe neste regime é dada pela equação(1).

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

Onde: ε_g é fração volumétrica de gás,

ε_s^0 é a fração volumétrica inicial de sólidos;

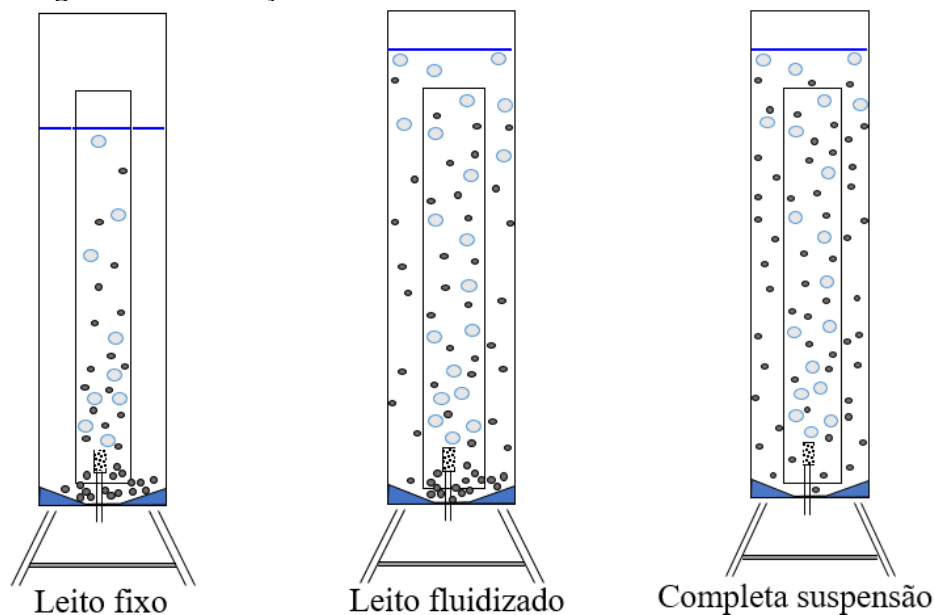
ρ_s é a massa específica dos sólidos, e

ρ_L é a massa específica do líquido.

Nesta relação, a massa específica do conteúdo do tubo interno (*riser*) deve ser menor ou igual a massa específica do conteúdo do tubo externo (*downcomer*). Neste regime o sistema começa a se comportar como um sistema trifásico.

Leito de completa suspensão: este regime é atingido quando a velocidade do líquido é maior do que a velocidade de sedimentação das partículas sólidas. Neste regime as partículas começam a recircular entre o tubo interno e externo. Segundo Martín (2001), a característica principal é não existir partículas sedimentadas no fundo do reator, porque todas elas estarão circulando. A Figura 6 indica os diferentes regimes de circulação de sólidos.

Figura 6. Regimes de circulação de sólidos



Fonte: Elaboração do autor

3.3.3 Velocidade de recirculação do fluxo

O desempenho hidrodinâmico do reator está sujeito a diferentes fatores que podem alterar a velocidade de recirculação. Gebara (2006) fez uma análise sobre o efeito que tem a fração volumétrica de gás, a concentração de sólidos, e a relação entre a área externa e interna dos tubos, sobre a velocidade de circulação do reator.

Heijnen et al. (1997), destaca que a fração volumétrica do gás é função da velocidade superficial característica do gás como indicado na equação (2).

$$\varepsilon_g = \frac{v_{gs}^C}{0,25} \quad (2)$$

Onde: ε_g é a fração volumétrica do gás, e

v_{gs}^C é a velocidade superficial característica do gás.

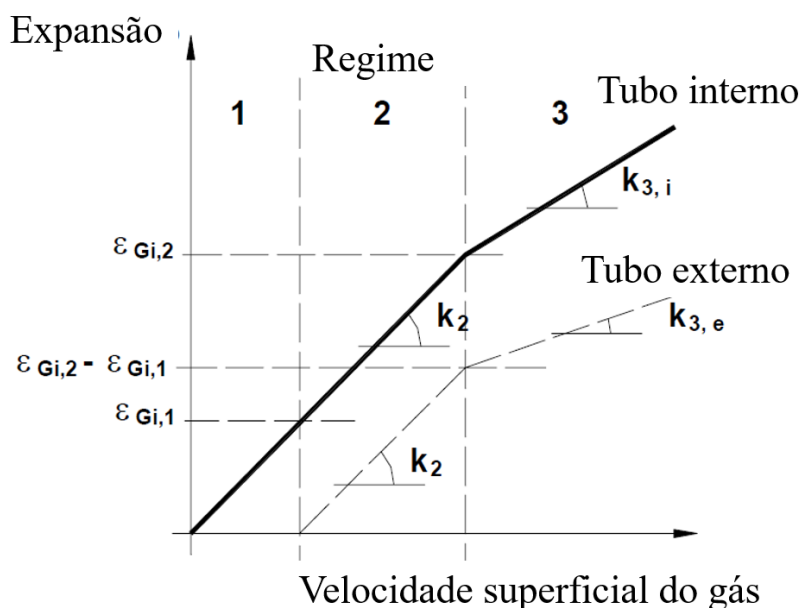
Pela equação (2) pode-se inferir que a velocidade de recirculação e a fração volumétrica de gás são funções da velocidade superficial característica do gás.

Segundo van Benthum et al., (1999b) apud Gebara (2006) descrevem o comportamento da velocidade para cada um dos regimes, incrementando a velocidade do gás. No regime 1, a velocidade do fluxo no tubo interno aumenta rapidamente com o aumento da vazão de gás, isto devido à diferença da fração volumétrica de gás, uma vez que o ar está apenas no tubo interno. No regime 2, o tubo externo pode estar parcial ou completamente preenchido de bolhas, porém estas bolhas não atingem o fundo deste tubo, a velocidade do fluxo continua aumentando a medida que aumenta a fração volumétrica do gás. Quando a vazão de gás continua aumentando, a cortina de bolhas no tubo externo irá descendo até chegar ao fundo, ficando bem distribuídas ao longo deste, neste sentido se tem a transição do regime 2 para o regime 3.

Segundo van Benthum et al. (1999b) apresentam um esquema referente ao comportamento da expansão nos tubos, interno e externo, em função da vazão de ar, o qual pode ser observado na Figura 7. Neste esquema, no regime 3, a velocidade de recirculação aumenta à medida que a vazão de ar aumenta, porém, a tangente k_3 diminui tanto no tubo

interno como no externo, devido à menor diferença da fração volumétrica de gás entre estes dois compartimentos.

Figura 7. Representação esquemática da expansão no tubo interno e externo como função da velocidade superficial do gás.



Fonte: Gebara (2006), adaptado de van Benthum (1999b).

Na análise que Gebara (2006) fez em relação à influência da concentração de sólidos, indica que esta concentração afeta a fração volumétrica de gás, e desta forma a velocidade de recirculação. Com o aumento da concentração das partículas sólidas dentro do reator, a fração volumétrica de gás tem um decréscimo significativo no tubo interno, isto porque a área do fluxo de gás diminui devido a que esta área é ocupada pelas partículas sólidas.

Segundo van Benthum et al. (1999a) citam que a influência da presença de partículas tem sido descrita na literatura por diferentes autores, os quais concluíram que as partículas sólidas interferem nos fatores físicos do meio líquido como: viscosidade, tensão superficial, gradiente de tensão superficial, e força iônica, os quais alteram as propriedades de coalescência da bolha do ar no fluido e portanto, se diminuir o diâmetro das bolhas de ar diminuí a velocidade de recirculação no reator.

Em relação à configuração geométrica do reator, os diâmetros dos tubos, interno e externo, e a altura dos mesmos cumprem um papel importante na hidrodinâmica do reator.

Diferentes configurações de diâmetro e altura no tubo interno provocam diferentes frações volumétricas de gás para uma mesma vazão de ar (MARTÍN 2001).

O diâmetro pelo qual flui a fase gasosa de forma ascensional, arrastando as fases líquida e sólida, vai influenciar na velocidade de recirculação, por esta razão, o diâmetro deste compartimento é considerado como uma variável importante no projeto.

A relação das áreas dos tubos, externo e interno, é uma variável importante na hidrodinâmica do reator. Gravilescu e Tudose (1998) apud Gebara(2006)concluíram que para reatores de tubos concêntricos, a força motriz para a recirculação aumenta à medida que a relação da área externa e área interna (A_e/A_i) também aumentam, isto também coincide com os resultados apresentados por Bello et al. (1984) apud Gebara (2006).

3.3.4 Transferência de oxigênio

A quantidade de ar injetado dentro do sistema é um fator importante no desempenho do sistema. Este gás deve ser fornecido em quantidades suficientes para garantir a fluidização do leito de partículas sólidas, como também estar presente nas quantidades suficientes para garantir os processos biológicos.

Nos mecanismos que envolvem o contato de diferentes fases (gás, líquido) vão acontecer processos de transferência de massa. Para avaliar a capacidade de transferência de oxigênio de um meio gasoso para um meio líquido é necessário determinar o coeficiente global de transferência de oxigênio, conhecido como kLa .

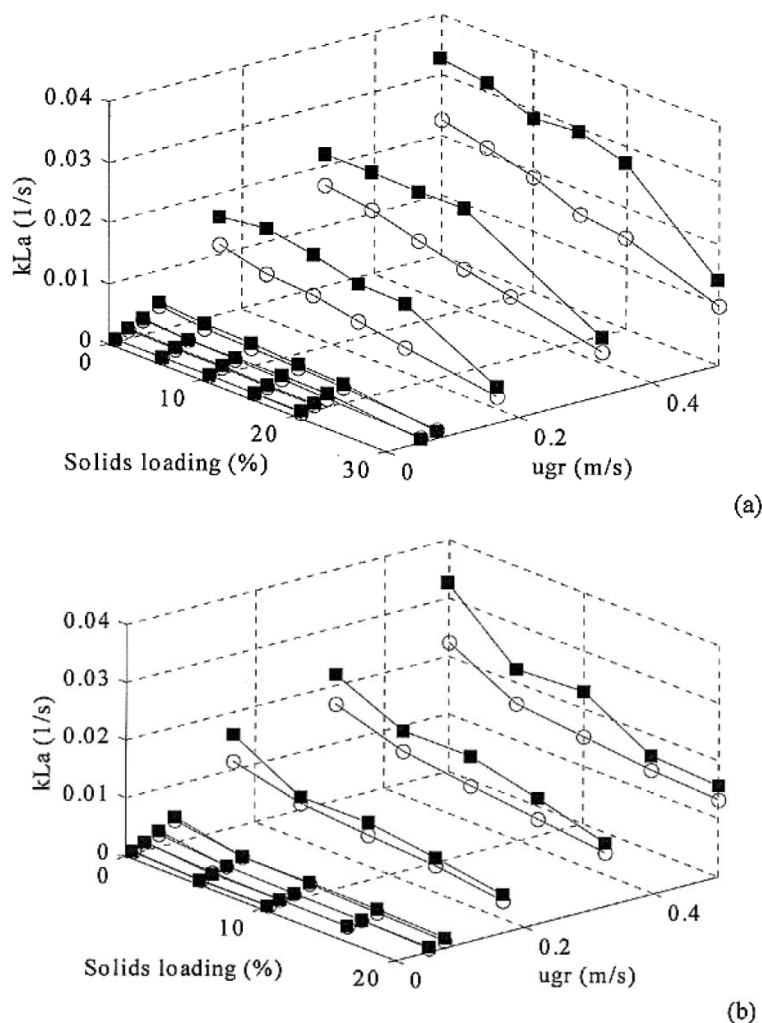
Para o caso do reator de leito fluidizado, a transferência do oxigênio da fase gasosa para a fase líquida é uma variável de grande importância. No processo biológico do sistema, o oxigênio é um componente fundamental no metabolismo bacteriano para conseguir a estabilização da matéria orgânica e atingir as reações aeróbicas de nitrificação.

Em outra pesquisa, Freitas e Teixeira (2001) determinaram o kLa para um reator de leito fluidizado trifásico de recirculação interna para diferentes velocidades de gás (entre 0,01 a 0,5 $m.s^{-1}$), cargas de sólidos acima de 30% v.v⁻¹, e massas específicas de sólidos diferentes (entre 1023 e 1048 $Kg.m^{-3}$). Neste estudo determinou-se que com o incremento da vazão de ar e adição de etanol na fase líquida, o coeficiente de transferência de massa aumenta. O caso contrário ocorre com a adição progressiva de sólidos como também com um pequeno

aumento nas massas específicas dos sólidos, na qual foi observada uma diminuição no coeficiente de transferência de massa.

A Figura 8 apresenta os valores de kLa em função da carga de sólidos (%) e da velocidade superficial do gás (u_{gr}), obtidos do trabalho de Freitas e Teixeira (2001).

Figura 8. kLa para diferentes cargas de sólidos e velocidades superficial de gás (u_{gr}) a) Sólidos de baixa densidade, b) Sólidos de alta densidade.



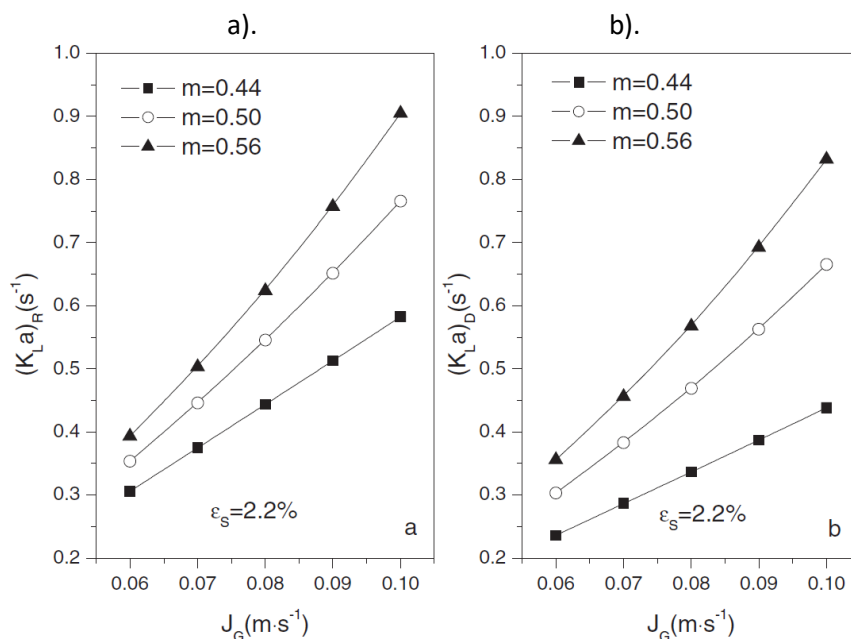
Nota: Para água (o) e para uma solução de etanol (■).

Fonte: Freitas e Teixeira (2001)

Na pesquisa de Wen et al. (2005), os autores analisaram as características hidrodinâmicas de um reator de leito fluidizado trifásico de recirculação interna. Entre os fatores hidrodinâmicos estudados foi verificado como para diferentes valores de velocidade

superficial do gás e diferentes relações de área interna, influem no coeficiente de transferência de massa kLa . Na Figura 9 são indicados os efeitos da velocidade superficial do gás (que os autores identificam como J_G) e de diferentes frações de área da seção transversal do tubo *riser* (m) e uma única concentração de sólidos, no coeficiente de transferência de massa kLa (gás – líquido) para o tubo interno (*riser*) e o tubo externo (*downcomer*).

Figura 9. Efeitos da J_G e m no coeficiente de transferência de massa gás-líquido no *riser* e *downcomer*. a). Tubo *riser* e b). Tubo *downcomer*.



Fonte: Wen et al. (2005).

Desta forma, Wen et al.(2005) concluíram que a fração da área transversal do tubo *riser* tem efeito no coeficiente de transferência de massa nos tubo *sriser* e *downcomer* para uma mesma fração volumétrica de sólidos ($\epsilon_s = 2.2\%$) na qual as frações volumétricas de gás e kLa aumentam quando m aumenta nas configurações estudadas tanto no *riser* como no *downcomer*. Da mesma forma, o kLa aumenta com o aumento da velocidade superficial do gás.

Nos processos de tratamento biológico, principalmente na fase de nitrificação em reatores de leito fluidizado, van Benthum et al. (2000), concluíram que o fator que limita a

conversão aeróbica de nitrificação é a transferência de massa de oxigênio no líquido. Os autores mencionam que o único método para conseguir incrementar a capacidade de transferência de massa é aumentar a superfície específica do biofilme até um nível onde a transferência de massa de oxigênio atingisse um valor de $20 - 30 \text{ Kg O}_2 \cdot \text{m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Este nível de transferência pode ser alcançado se o biofilme crescesse aderido em pequenas partículas com áreas específicas entre 2000 e 4000 $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ do volume total do reator.

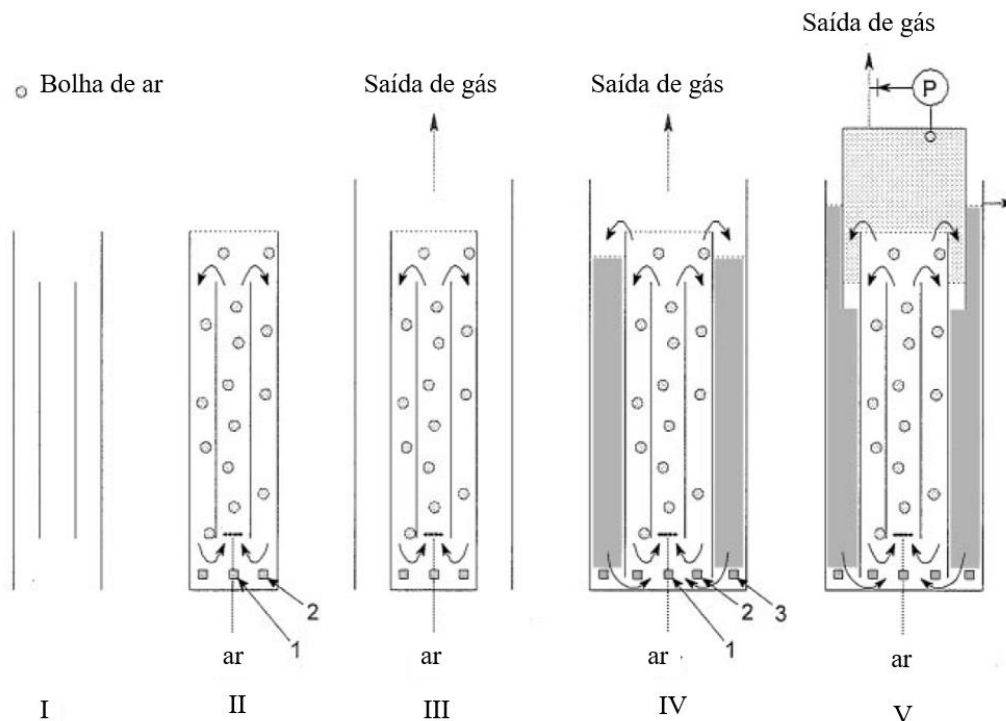
3.4 Reator de Leito fluidizado com extensão (ou terceira câmara)

O reator de leito fluidizado tem evoluído desde quando foi inventado por Carl Emanuel Löscher em 1797. Desde então, à medida que na aplicação se apresentaram oportunidades de melhora, diferentes pesquisas sobre o desempenho deste tipo de reator (Kato et al. 1975, Apazidis. 1985, Clark e Dabolt. 1986 e Morrison et al. 1987; todos apud Hanafizadeh, 2012) apresentaram modificações no sistema, a fim de conseguir um melhor desempenho e eficiência. Estas alterações podem se apresentar com diferentes configurações na injeção de ar, no tipo de recirculação e geometrias diferentes no *riser* onde o ar é injetado (HANAFIZADEH, 2012).

No trabalho de van Benthum et al. (1999a), apresentam uma modificação no sistema a partir dos princípios básicos do reator BAS. Para melhorar as condições do efluente no tratamento de águas residuárias, os autores propõem adicionar uma extensão no reator, ao qual denominaram como reator BASE (*Biofilm Airlift Suspension Extension*), no qual uma terceira câmara (a extensão) foi adicionada ao sistema com a finalidade de garantir as condições anóxicas que favorecessem o processo de desnitrificação na remoção de nitrogênio.

Na Figura 10 é apresentado um esquema de um reator de recirculação aeróbia de tubos concêntricos e a transformação até o reator BASE (situação V). A extensão está representada na cor cinza, a qual é o compartimento anóxico no sistema.

Figura 10. Representação esquemática da construção de um reator BASE a partir de um reator de recirculação aeróbia com tubos concêntricos. I Configuração simples, II Recirculação convencional, III Alocação do tubo concêntrico adicional, IV Recirculação na Extensão e V Alocação do controle de pressão.



Fonte: Adaptado de van Benthum et al. (1999a).

O reator BASE consiste em um compartimento aeróbio composto por dois tubos, um *riser* e outro *downcomer*, no qual o ar é injetado (só no *riser*) para gerar a fluidização das partículas sólidas no meio líquido. Além disso, o reator tem um compartimento livre de bolhas de ar, denominado como extensão indicado na Figura 10, na situação IV.

A circulação da extensão para o compartimento aeróbio (situação IV) é o resultado da diferença de pressão entre estas duas zonas. Na situação IV da Figura 10, na posição 3, a pressão hidrostática tem que ser maior do que na posição 2 para induzir a recirculação. A diferença de pressão é resultante da quantidade de gás no compartimento aeróbio. O controle da velocidade, para o reator proposto por van Benthum et al. (1999 a), está na zona de pressão fechada, alocada na parte alta do reator como indica a situação V da Figura 10.

No trabalho mencionado, os parâmetros de maior influência na operação hidráulica deste sistema são a velocidade do fluxo na extensão, o conteúdo de gás no compartimento aeróbio e o coeficiente de atrito nos orifícios de recirculação entre a extensão e o

compartimento aeróbio. Estes parâmetros estão diretamente relacionados com o OD no compartimento aeróbio, o qual é necessário para a oxidação da matéria orgânica e para o processo de nitrificação; o tempo de residência na extensão para permitir o processo de desnitrificação; e a taxa de recirculação entre os dois compartimentos.

3.5 Remoção biológica de nitrogênio

A água residual contém várias formas de nitrogênio, o qual pode estar presente na forma inorgânica, principalmente representado pela amônia na forma livre (NH_3) e na forma ionizada (NH_4^+), pelo nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-); mas também na forma orgânica, no qual o nitrogênio é representado principalmente pela uréia e aminoácidos (RIBEIRO, 2007).

Entre as técnicas de tratamento de remoção do nitrogênio, os processos biológicos são as alternativas mais econômicas para controlar este elemento nos efluentes de águas residuais. Segundo Lin et al. (2009), o processo de remoção das diferentes formas de nitrogênio consta de três passos no tratamento biológico, o primeiro é a redução anaeróbia ou hidrólises das formas orgânicas de nitrogênio para obter nitrogênio amoniacal, o passo seguinte é a nitrificação, onde a amônia é oxidada para nitrato com formação intermediária de nitrito, e o terceiro e passo final é a desnitrificação, onde o nitrato é reduzido para gás nitrogênio.

As reações de nitrificação são catalisadas pela presença de dois grupos de microrganismos denominados como nitrossomonas, que são as bactérias que oxidam a amônia para nitrito, e as nitrobacter, que são o grupo de bactérias que oxidam o nitrito para nitrato. No caso da desnitrificação as bactérias responsáveis pelo processo são conhecidas como desnitrificantes.

3.5.1 Nitrificação

O primeiro processo para a oxidação do nitrogênio é a amonificação, no qual o nitrogênio orgânico é convertido para amônia. Este processo usualmente ocorre no mesmo sistema de esgotamento, antes de entrar na estação de tratamento de esgoto, porém não afeta a quantidade de nitrogênio total (NTK)(CHERNICHARO, 2001).Continuando com o

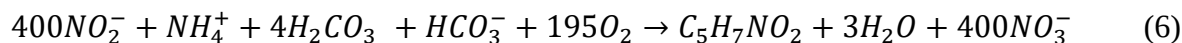
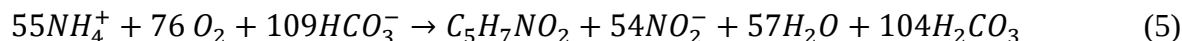
processo de nitrificação, como foi mencionado, integra a reação de oxidação de amônia para nitrato com formação intermediária de nitrito. Apresenta-se a equação (3) como estequiometria do processo de oxidação de amônia para nitrito pela ação das bactérias nitrossomonas:



A reação da oxidação de nitrito para nitrato pela ação das bactérias nitrobacter é dada pela equação (4):



Segundo Lin et al (2009), usando a formula empírica para a formação de biomassa como $C_5H_7NO_2$, as equações (5) e (6) foram propostas para a sínteses de bactérias nitrossomonas e nitrobacter, respectivamente:



Das equações (5) e (6) pode-se inferir que a nitrificação é um processo estritamente aeróbio, e que a alcalinidade representada como carbonato e bicarbonato (H_2CO_3 e HCO_3^-) cumpre um papel importante no processo de nitrificação.

A Water Environment Federation -WEF (2007), cita uma relação de quantidades de compostos consumidos ou gerados por miligrama de nitrogênio oxidado em sistemas de remoção de nitrogênio para o processo de nitrificação, o qual se indica na Tabela 4.

Tabela 4. Relação estequiométrica e biológica no processo de nitrificação.

Relações no controle biológico de nitrogênio	
Oxidação Biológica de Nitrogênio (Nitrificação)	4,57 mg de oxigênio são requeridas por mg de nitrogênio oxidado. 7,14 mg de alcalinidade como CaCO ₃ são consumidos por mg de nitrogênio oxidado. 0,06 a 0,2 mg de SSV (material celular) são formados por mg de nitrogênio oxidado.

Fonte: Adaptado da Water Environment Federation (2007).

Quanto à biologia no processo de nitrificação, os microrganismos responsáveis nas reações de oxidação são tipicamente químio-autotróficos, ou seja, que reduzem compostos inorgânicos e fixam dióxido de carbono como a sua fonte de carbono (LIN et al., 2009). O crescimento deste tipo de bactérias é geralmente afetado por múltiplos fatores, um deles é a competência com os organismos heterotróficos, os quais têm também um papel muito importante na degradação de matéria orgânica e não apresentam condições especiais para seu desenvolvimento no meio ambiente, por isso a taxa de crescimento das bactérias heterotróficas é maior que as autótrofas (CHERNICHARO, 2001).

Segundo Linet al. (2009), outro fator que pode limitar o crescimento das bactérias nitrificantes é a quantidade de amônia livre, principalmente as bactérias nitrobacter, o limite para evitar a inibição na nitrificação é de 10 a 50 mg.L⁻¹ de NH₃ para as bactérias nitrossomonas, e de 0,1 a 4,0 mg.L⁻¹ de NH₃ para as bactérias nitrobacter.

Outras limitantes são: pH que pode afetar o crescimento deste tipo de bactérias, no qual o pH ótimo está na faixa de 7,8 a 8,0. A temperatura, a faixa é bastante ampla, abrangendo ambientes desde os 4 até os 45°C. O oxigênio disponível, como foi mencionado na Tabela 2, é necessário contar com oxigênio disponível (4,57 mg.L⁻¹) e 7,14 mg.L⁻¹ de alcalinidade. Segundo Linet al. (2009) a concentração crítica de oxigênio é de 0,2 mg.L⁻¹.

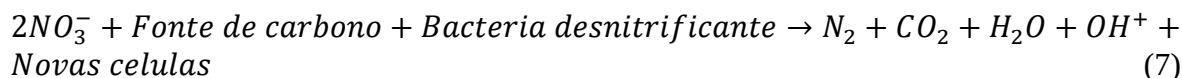
A relação C:N é um dos parâmetros importantes no processo de nitrificação, sendo esta a relação entre o carbono orgânico (DQO) e o nitrogênio (TKN). Segundo Carrera 2001 apud Ferrara (2010) o conteúdo destes componentes na água determina a competência no crescimento dos microrganismos autótrofos e heterótrofos. Valores elevados de C:N indicam que a matéria orgânica está em excesso o qual favorece às bactérias heterótrofas e as bactérias autótrofas ficam em detrimento. Segundo Barajas (2002) citado por Ferrara (2010), tendo a

DBO₅ como representante de carbono, menciona que quando a relação C:N incrementa de 0,5 a 8, a fração de bactérias nitrificantes diminui frente as heterótrofas. O autor indica também que quando a relação é maior a 5 o processo pode ser considerado como a combinação dos processos de oxidação e nitrificação, porém quando a relação é menor a 0,5 o processo pode considerar-se como exclusivamente à nitrificação pelas bactérias autótrofas.

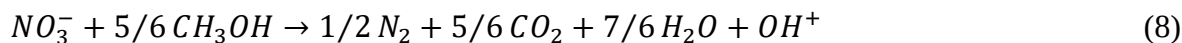
3.5.2 Desnitrificação

Este processo envolve a redução biológica de nitrato para nitrito, e deste último para óxidos de nitrogênio e/ou nitrogênio gasoso, não solúvel em água, o qual escapa para atmosfera. No caso da desnitrificação, o nitrogênio é o receptor final de elétrons em lugar do oxigênio no processo de respiração celular, é por esta razão que o processo de desnitrificação ocorre em condições anóxicas.

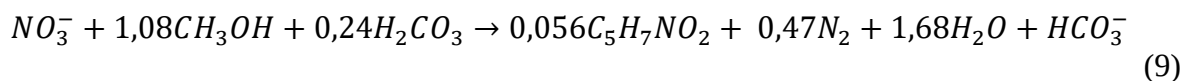
O processo de desnitrificação requer a transferência de elétrons de um doador de elétron, neste caso uma fonte de carbono que pode ser a matéria orgânica presente na água residual (ou de uma fonte adicional de carbono), para um receptor de elétrons, o nitrato ou nitrito no processo de desnitrificação. A reação de redução de nitrato a nitrogênio gasosos pode-se ver na equação (7) (CHERNICHARO, 2007):



Segundo Lin et al. (2009), propõe uma equação estequiométrica (8), usando como fonte externa de carbono metanol:



Segundo a equação (8) a síntese celular no processo de desnitrificação pode se representar como na equação (9):



A Water Environment Federation (2007) cita uma relação estequiométrica por mg de nitrogênio removido no processo de desnitrificação, o qual se indica na Tabela 5.

Tabela 5. Relação estequiométrica e biológica no processo de desnitrificação.

Relações no controle biológico de nitrogênio	
Remoção Biológica de nitrogênio oxidado (Desnitrificação)	2,86 mg de oxigênio é conservado por mg de nitrogênio oxidado removido.
	Em quanto à fonte de carbono necessária:
	1,9 mg de metanol por mg de nitrogênio oxidado removido.
	0,7 mg de metanol por mg de oxigênio dissolvido removido.
	8,6 mg de DQO por mg de nitrogênio oxidado removido.
	3,57 mg de alcalinidade como CaCO ₃ é recuperada por mg de nitrogênio oxidado removido.
	0,5 mg de VSS são produzidos por mg de DQO removida.

Fonte: Adaptado da Water Environment Federation (2007).

Diferente da nitrificação, o processo de desnitrificação pode ocorrer na presença de diferentes tipos de bactérias que estão na maioria dos meios naturais. Estes organismos são do tipo heterótrofo e facultativo, ou seja, os microrganismos podem se desenvolver em condições aeróbias e anóxicas. A taxa de crescimento deste tipo de microrganismos não afeta o processo, sempre que se garantam as condições do ambiente.

Os fatores que podem afetar o processo de desnitrificação são a quantidade disponível de matéria orgânica, a concentração de nitrato, presença de areação, e o pH. Como o processo de desnitrificação está ligado ao metabolismo de bactérias heterótrofas, estas precisam de carbono orgânico como fonte de energia e como doador de elétrons. 8,6 mg de DQO podem ser necessários para a remover de 1 mg de nitrato, porém se a matéria orgânica é facilmente degradável 0,7 a 1,9 mg de DQO podem ser suficientes (WEF, 2007). Uma fonte externa de carbono muito usada para o processo de desnitrificação é o metanol devido ao baixo custo e alta eficiência na desnitrificação (LIN et al, 2009).

Uma concentração de oxigênio dissolvido maior a 1.0 mg.L⁻¹ pode causar que o processo de desnitrificação seja subestimado pela comunidade de bactérias, sendo que as bactérias preferem usar o oxigênio molecular em lugar do nitrato para sua respiração, em

quanto ao valor de pH a desnitrificação pode acontecer na faixa entre 3,9 até 9,0, porém o melhor desempenho do processo ocorre com um pH entre 7,0 e 8,0 (LIN et al, 2009).

3.6 Meio suporte

Segundo Jordão e Pessoa (2005), as partículas usadas como meio de suporte para a formação do biofilme são de fundamental importância no desempenho do processo de tratamento. Os materiais usados com este propósito são muito diversos, como pedra britada, areia, carvão ativado granular, materiais sintéticos como plástico e polímeros. Entre as características do meio de suporte está a massa específica, a superfície específica que está relacionada com a área de contato entre o líquido e o biofilme, e o índice de vazios.

Segundo análise feita por Santos (2005), dentre os materiais de meio de suporte recomendados, os plásticos apresentam melhores características para o desenvolvimento do biofilme, garantindo propriedades físicas como a maior área superficial específica, o índice de vazios e a massa específica. Em continuação se apresenta a Tabela 6 com a comparação destas características para diversos materiais.

Tabela 6. Características de meios de suporte usados em filtros biológicos.

Meio Suporte	Área Superficial Específica (m³/m².d)	Índice de vazios (%)	Massa específica (Kg/m³)
Pedra britada	50	50	800 – 1400
Escória de Alto forno	~100	~50	1110
Plástico	80 – 50	>90	30 – 80

Fonte: Jordao e Pessoa (1995), Metcalf e Eddy (2003) e Porto (2002) apud Santos (2005).

Correia (2010) fez uma análise para identificar a influência que o meio suporte tem sobre o desempenho do sistema de tratamento. As partículas suporte podem determinar aspectos como: a estrutura do biofilme e a velocidade de colonização microbiana segundo van Loodrecht et al. (1995) apud Correia (2010). A importância de considerar a rugosidade da partícula suporte, devido ao aumento da superfície de contato e protege do desprendimento do biofilme provocado pela tensão de cisalhamento.

Por outro lado, Teixeira e Oliveira (1996) estudaram o tipo de suporte que permite uma melhor imobilização dos microrganismos com o objetivo de garantir uma atividade biológica mais eficiente no processo de nitrificação em um reator de leito fluidizado com recirculação externa. Neste trabalho, as partículas suporte usadas foram areia, calcário, basalto, pedra pomes e “*poraver*” (vidro expandido), sendo o “*poraver*” o meio de suporte de maior eficiência na formação do biofilme para baixas cargas orgânicas e o calcário para carga mais elevada, 0,25 e 0,50 Kg.m⁻³d⁻¹, respectivamente. Os autores também mencionaram que na escolha de um meio suporte é importante ter em conta, critérios como: a porosidade, rugosidade e diâmetro das partículas, os quais vão garantir a adesão dos microrganismos. Além disso, outros critérios importantes são: o material deve ser resistente, de baixo custo e de grande disponibilidade no mercado.

Segundo Heijnen et al. (1997), também analisaram a formação e adesão do biofilme para diferentes tipos de partículas suporte em um reator de leito fluidizado. A rugosidade, hidrofobia e carga positiva foram fatores analisados no desempenho de adesão em diferentes tipos de leitos como: grãos de vidro, areia e grãos basálticos. Os resultados indicaram que as condições hidrodinâmicas e a colisão entre partículas controlam a formação do biofilme. Estes dois fatores mencionados determinam o balanço entre o crescimento e o desprendimento do biofilme. O estudo determinou que as propriedades físico-químicas da partícula suporte não influem de forma significativa, porém a rugosidade promove a acumulação do biofilme.

3.7 Biofilme no desempenho hidrodinâmico do reator

O biofilme é uma estrutura biológica altamente hidratada sujeita a um suporte, composta por microrganismos, substâncias poliméricas extracelulares produzidas por eles, como também partículas inertes capturadas do meio líquido e que são incorporadas no biofilme (MELO e VIEIRA, 1999).

A formação do biofilme e seu crescimento é um parâmetro importante na operação de reatores de leito fluidizado. O controle da espessura do biofilme vai ser refletido na eficiência e desempenho do processo. É demonstrado que os reatores trifásicos garantem o aumento das

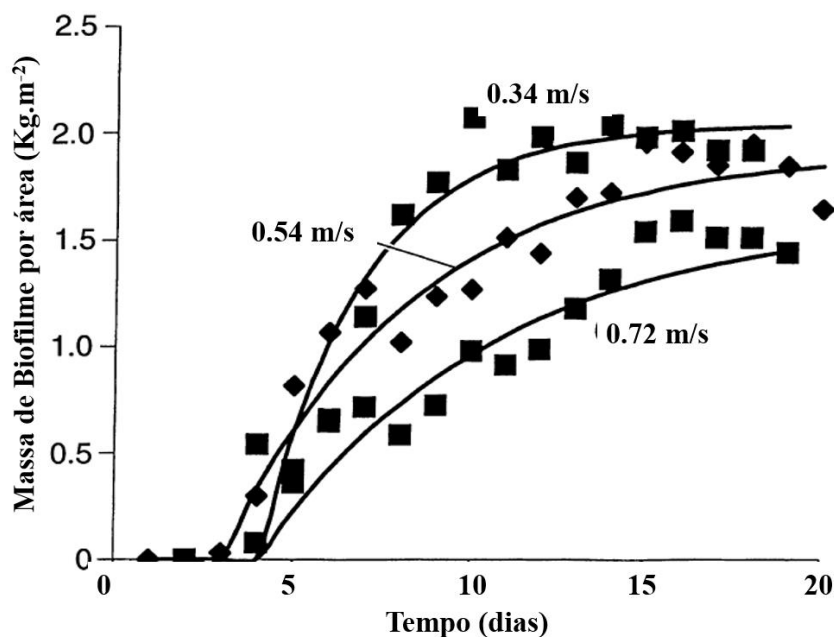
reações biológicas, podendo, além disso, ter um controle mais efetivo da espessura do biofilme, que os reatores bifásicos (COSTA, 1989 apud GONÇALVES et al. 2001).

Por outro lado, Melo e Vieira (1999), estudaram a formação de biofilme em condições de fluxo turbulento, alta velocidade (no redor de $1,0 \text{ m.s}^{-1}$) e a baixas concentrações de substrato, no qual foi analisado como as forças hidrodinâmicas afetam o desprendimento do biofilme da partícula suporte. Os resultados deste estudo demonstraram que a estabilidade do biofilme melhora com o aumento da velocidade do líquido, enquanto que a taxa de consumo de substrato decresce a estabilidade do biofilme diminui.

Os autores indicam que a altas velocidades (no redor de $0,72 \text{ m.s}^{-1}$) a formação do biofilme é fina, o qual favorece a completa penetração do substrato e reduz o lavado da biomassa por desprendimento. Assim Tavares et al. (1995) apud Melo e Vieira (1999), estudaram o efeito da velocidade do gás no crescimento de biofilme em um reator trifásico de leito fluidizado indicando que a altas velocidade o crescimento do biofilme é fino e mais estável.

A Figura 11 indica como a velocidade no líquido afeta a formação do biofilme para uma mesma concentração de substrato, mostrando que para altas velocidades a biomassa aderida é menor, o qual resulta em biofilmes finos. A Tabela 7 indica o efeito da velocidade na massa específica e na estabilidade física do biofilme, confirmando que à medida que a velocidade aumenta a estabilidade do biofilme também cresce.

Figura 11. Ilustração das curvas de formação de biofilme a diferentes velocidades do líquido.



Fonte: Adaptado de Melo e Vieira (1999)

Tabela 7. Efeito da velocidade na estabilidade do biofilme.

Velocidade do líquido durante a formação do biofilme (m.s ⁻¹)	Densidade seca do biofilme (Kg.m ⁻³)	Fracção do biofilme removido quando a velocidade aumento para 1 m.s ⁺
0,35	14	40%
0,62	28	0%

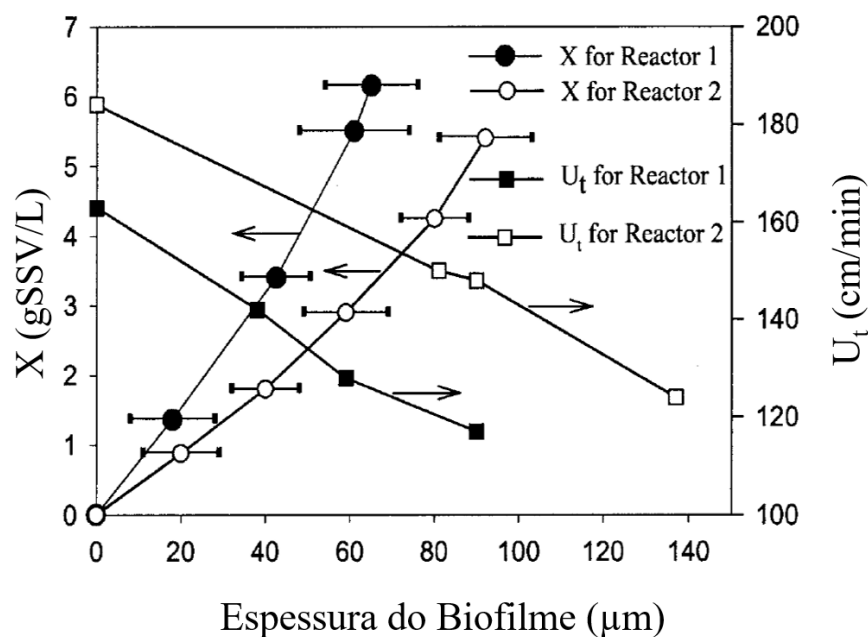
Fonte: Melo e Vieira (1999)

Em outro trabalho desenvolvido por Zhou et al. (2002), foi estudado o desempenho de um reator de leito fluidizado trifásico tratando água residual doméstica para dois tipos de partículas suporte (0,25 – 0,5 mm para reator 1 e 0,5 – 0,71mm para o reator 2). Neste trabalho foi determinado que a medida que concentração das partículas suporte aumenta, a concentração da biomassa também cresce, porém, a espessura do biofilme decresce. Os resultados indicaram uma concentração de biomassa de $6,16 \pm 0,12$ VSS L⁻¹ (reator 1) e $5,5 \pm 0,1$ VSS L⁻¹ (reator 2) para uma concentração de partículas suporte de 100 g L⁻¹. No trabalho foi concluído que a espessura do biofilme tem um efeito importante no desempenho

do reator, uma vez que com o incremento da espessura do biofilme, a concentração da biomassa incrementa, porém, a velocidade crítica do gás para manter o leito fluidizado reduz.

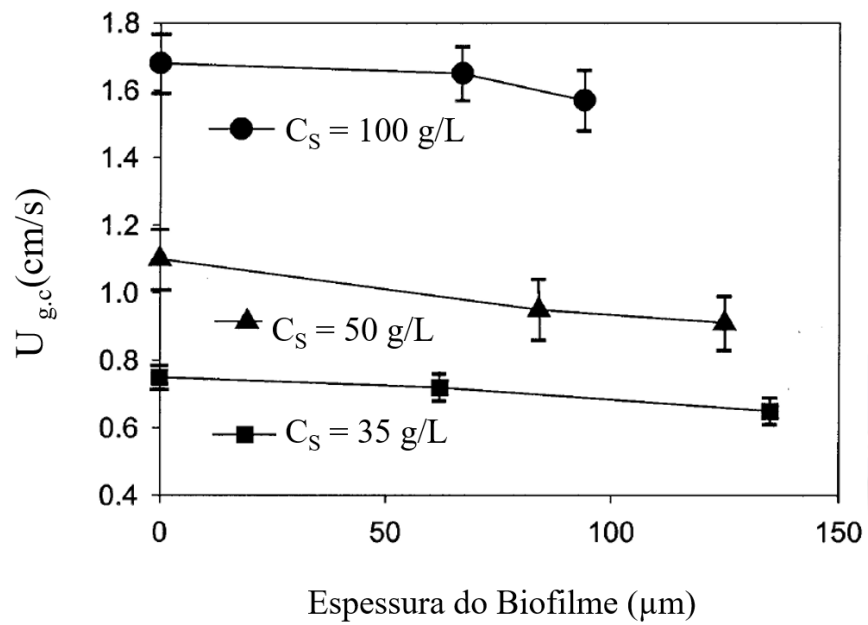
Na Figura 12 pode ser observada como a espessura do biofilme afeta a concentração de biomassa e a velocidade de sedimentação das biopartículas (U_t), na qual U_t diminui quando a concentração de biomassa aumenta à medida que a espessura do biofilme também aumenta. O fato da velocidade de sedimentação diminuir, indica que as biopartículas vão-se tornando cada vez mais leves, isto pode conduzir a uma velocidade crítica do gás menor, o que pode ser observado na Figura 13, abaixo da velocidade crítica, a circulação do leito fluidizado não pode ser mantida.

Figura 12. Efeito da espessura do biofilme na concentração da biomassa e na velocidade de sedimentação das biopartículas.



Fonte: Adaptado de Zhou et al. (2002)

Figura 13. Efeito da espessura do biofilme na fluidização das partículas suporte.



Fonte: Adaptado de Zhou et al. (2002)

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Esgoto doméstico utilizado

O substrato do reator piloto foi esgoto sanitário, de origem predominantemente doméstica, captado no poço de sucção da estação elevatória de esgotos da Zona Sul da cidade de Ilha Solteira – SP. O esgoto foi submetido a uma peneira estática com abertura de 0,5 mm antes de ser bombeado ao reator.

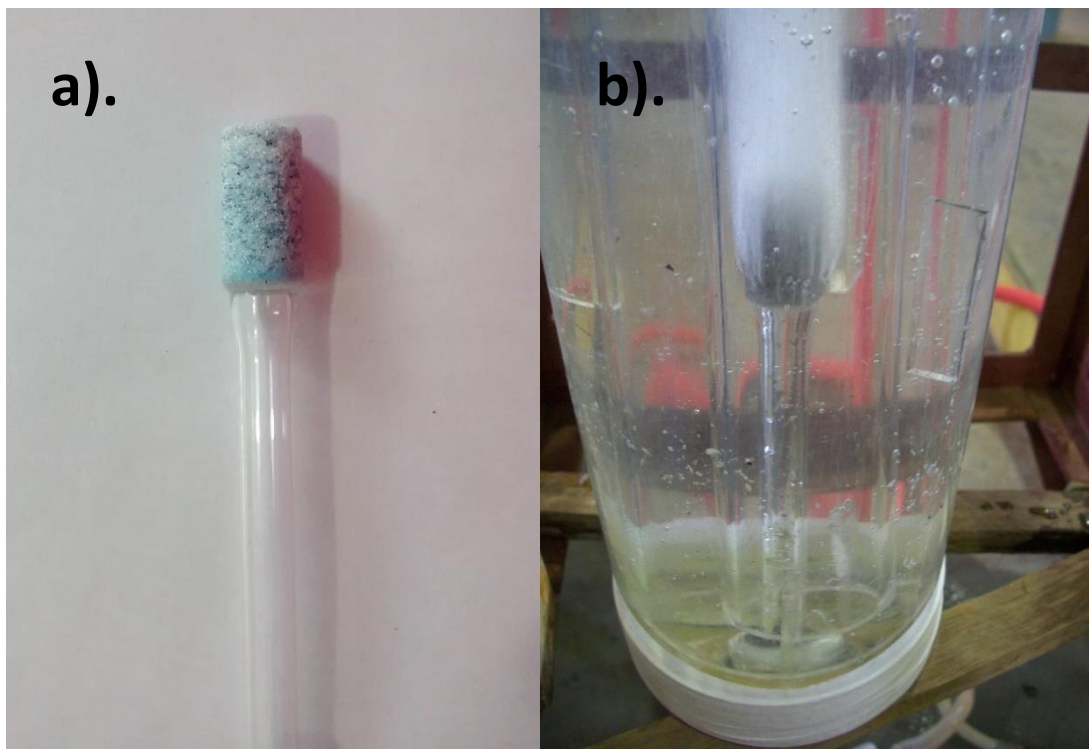
4.2 Modelo experimental e reator piloto

Preliminarmente à construção e montagem do reator piloto utilizado foi elaborado um modelo experimental no Laboratório de Hidrologia e Hidrometria – LH2, da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira – FEIS.

Este modelo foi construído com 3 tubos de acrílico, colocados um dentro de outro de forma concêntrica. Os diâmetros dos tubos foram 0,025 m, 0,050 m e 0,100 m e as alturas foram 1,42 m, 2,11 m e 2,43 m para os tubos 1, 2 e 3, respectivamente.

O modelo experimental permitiu ilustrar os aspectos básicos do funcionamento da terceira câmara, por meio de ensaios realizados com água limpa e dois meios suporte, areia e Tereftalato de Polietileno (PET) triturado. Nos ensaios foram constatados que o PET é um material que pode ser fluidizado com menor vazão de ar, por isto foi escolhido como meio suporte dos microrganismos no reator. A Figura 14 indica o difusor de pedra porosa usado na injeção de ar no fundo do modelo experimental de acrílico e em funcionamento.

Figura 14. Pedra porosa de vidro usada na injeção de ar no fundo do reator. a). Pedra porosa e b). Pedra porosa injetando ar no fundo do modelo experimental.

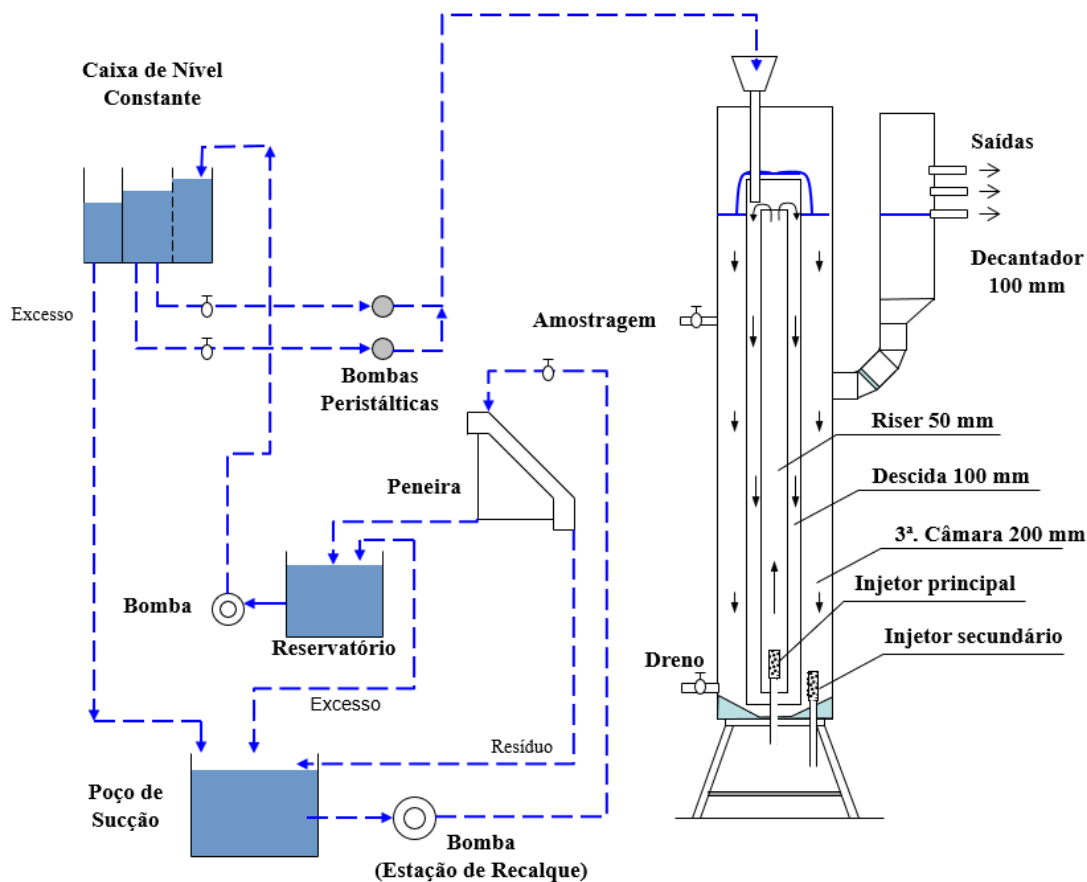


Fonte: Elaboração do autor

A montagem do reator piloto foi na estação elevatória de esgoto (EEE) localizada no setor sul da cidade de Ilha Solteira – SP.

O reator piloto foi construído em tubos de PVC, com a configuração de tubos concêntricos de diâmetros 0,05 m (tubo1), 0,10 m (tubo 2) e 0,20 m (tubo3). As alturas dos tubos 1, 2 e 3 são de 1,70 m, 1,80 m e 2,00 m, respectivamente. O esquema deste reator pode ser observado na Figura 15, juntamente com o esquema geral da instalação experimental montada.

Figura 15. Esquema do reator piloto e da instalação experimental.



Fonte: Elaboração do autor

O esgoto afluyente foi injetado no topo do tubo 2 do reator. A vazão foi controlada por meio de bomba peristáltica, usando uma inversora de frequência. No reator foram usadas duas bombas sendo uma de reserva, garantindo assim que o reator operasse de forma contínua. A vazão do afluyente foi ajustada para um TDH de 3 horas, considerando o volume dos três tubos e desprezando o volume do decantador.

Para facilitar a recirculação das partículas sólidas sedimentadas no fundo do reator, assim no terceiro tubo o fundo era cônico, dirigindo as partículas para a base do tubo 1.

O efluente sai pela parte superior do reator através de uma tubulação inserida no tubo externo (tubo 3), a qual está ligada a um decantador com 0,10 m de diâmetro, para reter as partículas sólidas e evitando que estas saiam junto com o efluente final. Na saída do decantador foi instalado um pequeno sistema usando tubos e cotovelos de 1/2 polegada, o

qual permitiu graduar a altura do nível de saída do esgoto tratado. A Figura 16 indica o controle da altura do nível do efluente tratado na saída do reator.

Figura 16. Controle da altura do nível de água no reator. a) esquema da saída do efluente e b) controle da altura no decantador na saída do reator.



Fonte: Elaboração do autor

A injeção de ar foi realizada no fundo do reator, através de um injetor cilíndrico de pedra de vidro porosa, injetado no tubo 1 ou *riser*. Além do injetor principal existe um injetor secundário na base do terceiro tubo. Este injetor secundário foi usado para facilitar a ressuspensão do meio suporte quando necessário, normalmente foi ligado todo dia por um período de um minuto. O ar foi fornecido por um compressor de ar dotado de tanque com capacidade de 350 L, potência de 7,5 HP e vazão máxima de $85 \text{ m}^3 \cdot \text{min}^{-1}$. O controle da vazão foi realizado por meio de um rotômetro instalado após válvula reguladora de pressão, para vazão máxima de até $1.000 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$.

4.3 Meio suporte

O material de suporte utilizado na operação do reator para o crescimento do biofilme foi PET triturado ativado com ácido nítrico que permitiu maior adesão e aumentar a área superficial específica.

Segundo Parra (2004), é necessário para o tratamento do PET, antes da sua utilização, deixar o material mergulhado por 24 horas em ácido nítrico (1 mol.L^{-1}) para que aumente seus microporos. Depois desta etapa é feita a lavagem do material e a secagem do mesmo. Uma vez que o material estiver seco, este deve ser colocado em autoclave por 5 horas, e assim, o PET estará pronto para ser utilizado.

As partículas de PET usadas como meio suporte passaram por um processo de peneiramento usando as peneiras com aberturas de 0,85 e 1,19 mm. Uma quantidade de 3 Kg. foi colocada durante 24 horas em uma solução de ácido nítrico (1 mol.L^{-1}) para aumentar a aderência superficial do material. A secagem foi realizada mediante radiação solar por um período de uma semana e autoclavada por 5 horas segundo as recomendações de Parra (2004).

Figura 17. Esquema do processo para preparação das partículas suporte. 1. Peneiramento, 2. Imersão em ácido nítrico, 3. Secagem ao sol e 4. Autoclave.



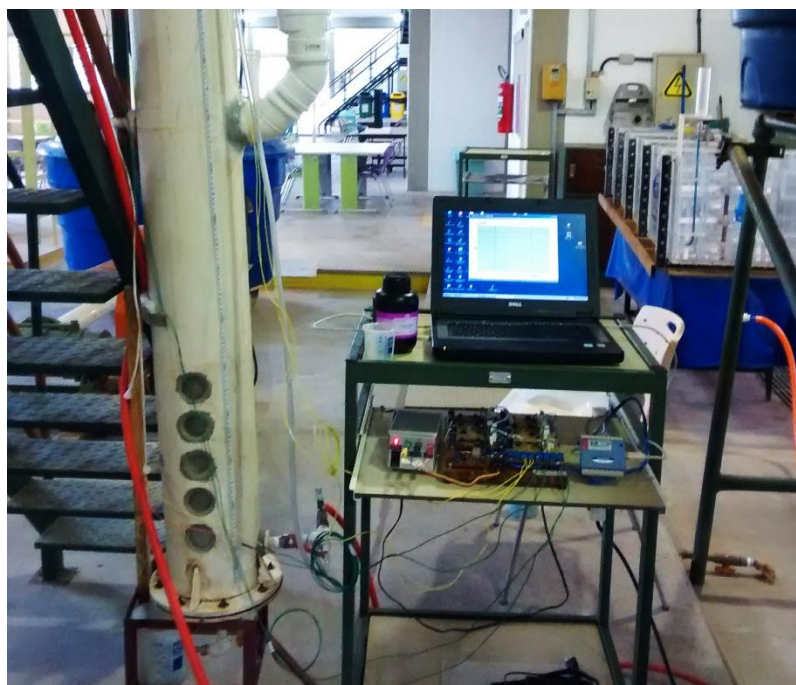
Fonte: Elaboração do autor

As análises da superfície das partículas foram realizadas por meio das imagens geradas por um Microscópio Eletrônico de Varredura (MEV) para identificar sítios de aderência dos microrganismos na superfície.

4.4 Ensaios hidrodinâmicos para caracterização dos regimes de escoamentos do reator piloto

Os ensaios hidrodinâmicos foram feitos com água limpa no LH2 - Laboratório de Hidrologia e Hidrometria da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira (FEIS) – UNESP, com a intenção de caracterizar os regimes de escoamento no interior dos 3 tubos concêntricos do reator e identificar parâmetros hidráulicos para controlar o tempo de permanência das biopartículas no tubo 3 anóxico. A Figura 18 indica o reator piloto no momento da realização do ensaio de velocidades de recirculação.

Figura 18. Ensaio de velocidades de recirculação no reator Piloto



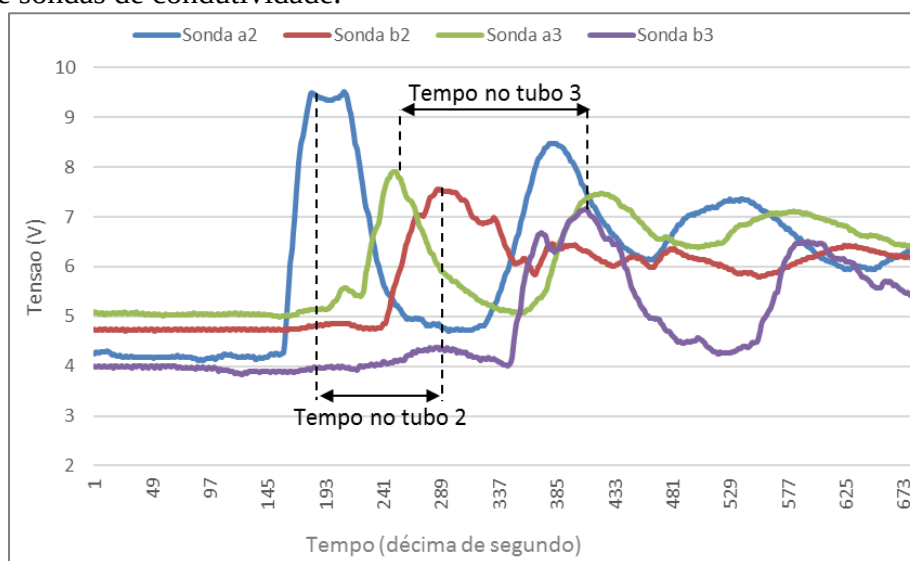
Fonte: Elaboração do autor

Outro objetivo dos ensaios hidrodinâmicos foi investigar as condições de partida do reator após a sedimentação das partículas do meio suporte. Estes ensaios foram do tipo qualitativo, procurando identificar as vazões de ar necessárias e as concentrações de meio suporte passíveis de serem re-suspendidas, bem como o efeito da variação da diferença de nível da água entre o tubo 2 e o tubo 3 sobre o procedimento de restauração da recirculação normal das fases no reator.

O método usado na avaliação da velocidade emprega ensaios do tipo estímulo – resposta, usando solução de NaCl como traçador e um sistema de aquisição de dados com quatro sondas medidoras de condutividade elétrica, sendo instaladas duas no tubo 2 e duas no tubo 3. As sondas detectam a presença do traçador (NaCl) e emitem sinais elétricos a um condicionador de sinais e armazenados no computador. Uma interface de aquisição de dados com interface USB é utilizada para adquirir os sinais das quatro sondas. Os sinais de tensão elétrica são lidos numa frequência de 10 leituras por segundo, gerando curvas de tensão, inversamente proporcionais à concentração de sais em função do tempo.

Uma curva típica do padrão esperado nos ensaios é apresentada na Figura 19. Observa-se que a curva de cada sonda apresenta picos, que representam o instante em que a maior concentração de traçador passou pela sonda, aumentando a tensão.

Figura 19. Exemplo da detecção de condutividade e determinação de tempos através do sistema de sondas de condutividade.



Fonte: Elaboração do autor

No exemplo do comportamento da condutividade pode se identificar que as curvas de cor azul e vermelho pertencem as sondas alocadas no tubo 2, e as curvas de cor verde e roxa fazem referência as sondas no tubo 3. O tempo transcorrido entre os picos para cada par de sondas corresponde ao tempo que o líquido percorre a distância compreendida entre cada par de sondas (150 cm).

Pelo gráfico, podem ser observados os tempos de pico em cada sonda, e conhecendo a distância entre pares de sondas, tem-se a velocidade de circulação do líquido nas diferentes condições de ensaio.

Os ensaios foram realizados com uma vazão de ar constante, variando a diferença de cotas entre a saída do *riser* (tubo 1) e do *downcomer* (tubo 2). Esse parâmetro, juntamente com a diferença de cotas entre o topo do *downcomer* e o nível da água no tubo 3, serão investigadas para determinar a combinação ideal para garantir a ressuspensão e circulação das partículas entre dois primeiros tubos e um tempo de detenção suficientemente alto no tubo 3.

4.5 Taxa de transferência de oxigênio

A determinação da taxa de transferência do oxigênio (TTO) para o meio foi calculada a partir do kLa . Com este objetivo foram realizados ensaios com água limpa e com a quantidade de partículas suporte que o reator ia conter durante a operação (1.300 g).

Na estimativa do kLa , utilizou-se um medidor portátil de OD marca YSI® série 6, com termômetro embutido. A determinação do coeficiente kLa seguiu a metodologia padronizada para emprego em água limpa, método não estacionário, recomendada pela American Society of Civil Engineers – ASCE (1990).

O cloreto de cobalto ($CoCl_2$) foi utilizado como catalisador e o sulfito de sódio utilizado como reagente, para eliminar a concentração de OD do meio fluido, o qual é em seguida, reoxigenado.

O processo de re-oxigenação se caracteriza pela etapa iniciada após uma mistura completa do reagente e, por conseguinte, o registro de leituras de OD. As leituras foram registradas em intervalos de tempo pre-definidos até que a concentração de OD alcançar nível próximo ao de saturação.

Nos ensaios com água limpa e partículas suporte (meio trifásico), a vazão de ar utilizada foi de 400 L.h⁻¹. Com os dados obtidos no ensaio, procedeu-se o cálculo do kLa através de uma regressão não linear, conforme algoritmo recomendado pela ASCE (1990).

Os valores de kLa foram obtidos a partir do coeficiente angular da reta da equação de linearização da curva de OD em função do tempo dada pela equação (10).

$$\ln(C_s - C_t) = \ln(C_s - C_0) - (K_{La})t \quad (10)$$

Sendo:

C_s = concentração de OD na saturação

C_t = concentração de OD no tempo t

C_0 = concentração de OD inicial

t = tempo (min)

kLa = coeficiente de transferência de oxigênio (min⁻¹)

4.6 Crescimento do Biofilme

O crescimento do biofilme foi realizado por meio de ensaios de concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV), para o qual foi tomada amostras de 16 mL no topo do tubo 2. A amostra com conteúdo de partículas suporte foram submetidas a lavagem por fricção para retirar o biofilme aderido, a solução resultante da lavagem das partículas foi filtrada para determinação de SSV. As partículas suporte livre de biofilme foram pesadas para determinar a massa do biofilme aderida em gramas de SSV por gramas de partículas suporte. Desta forma foi determinada a concentração volumétrica de SSV usando o volume da amostra (16 mL).

Para determinar o tempo de detenção celular foi usada a equação (11).

$$TDC = \frac{V \cdot X}{Q \cdot X_e} \quad (11)$$

Onde: TDC = tempo de detenção celular (dias)

X = a concentração de biomassa (mg L⁻¹)

V = o volume útil do reator (L)

Q = a vazão de alimentação ($L\ h^{-1}$), e

X_e = a concentração de sólidos suspensos no efluente ($mg\ L^{-1}$)

4.7 Monitoramento do processo biológico

Durante o período de operação do reator piloto foram feitas análises de DQO, Nitrogênio Total (NT), Nitrogênio Amoniacal ($N-NH_3$), Nitrato ($N-NO_3$), OD, pH, temperatura e SSV. Os métodos utilizados para as análises foram os preconizados pelo Standards Methods for Examination of Water and Wastewater (APHA, AWWA e WPCF, 1998) estão apresentados na Tabela 8.

Tabela 8. Métodos para análises do processo biológico

Determinação analítica	Método usado
Demanda Química de Oxigênio (DQO)	Método colorimétrico, utilizando espectrofotômetro ¹
Nitrogênio Total	Método da digestão do persulfato, utilizando espectrofotômetro ¹
Nitrogênio amoniacal	Método do salicilato, utilizando espectrofotômetro
Nitrato	Método da redução de cádmio, utilizando espectrofotômetro ¹
Oxigênio dissolvido	Medição direta com sonda utilizando método potenciométrico
pH	Medição direta com sonda
Temperatura	Medição direta com sonda de temperatura
Crescimento do Biofilme	Método proposto por esta pesquisa
ST	Método gravimétrico ¹
SSV	Método gravimétrico ¹

¹ O espectrofotômetro utilizado nas análises será o Hach DR/2500

Fonte: APHA, AWWA e WPCF (1998).

4.8 Delineamento Experimental

Inicialmente foi realizada a caracterização do meio suporte e a velocidade de circulação do líquido no reator (com água limpa). Estes ensaios foram realizados no Laboratório de Hidrologia e Hidrometria – FEIS/UNESP. Após esta etapa, o reator piloto foi instalado na estação elevatória da cidade de Ilha Solteira –SP.

O reator foi operado em uma única fase na determinação da quantidade de meio suporte e obteve um TDH de 3 horas. Porém, foram aplicadas duas relações de vazão, cada relação de vazão foi controlada mudando a altura da saída do reator, pois a altura do nível de esgoto dentro do reator influenciou nas relações de vazão para cada um dos tubos, alterando assim a velocidade de recirculação do reator.

As diferentes relações de vazão operaram da seguinte forma, a relação 1 foi aplicada durante um período de 95 dias, dos quais, 40 dias foram parte do período de adaptação e 55 dias de operação, a relação de transição foi aplicada por uma semana para evitar a desestabilização do sistema por uma mudança brusca na recirculação, e a relação 2 foi aplicada durante os últimos 38 dias de operação.

Como citado, a partida do reator, teve um período de adaptação dos microrganismos, durante o qual foram adicionadas gradualmente as partículas do meio suporte até atingir os valores máximos identificados nos ensaios hidrodinâmicos (1.300 g).

Durante esta etapa de adaptação foram realizadas análises de DQO para verificação da estabilidade do tratamento, além disto, foi feita medição de pH, temperatura e OD. Esta fase foi importante para o desenvolvimento do biofilme aderido ao meio suporte.

Posteriormente aos 40 dias da partida, foram feitas a mesmas análises citadas e também as análises de SSV, NT, N-NH₃ e N-NO₃. A Tabela 9 apresenta o delineamento experimental e a frequência das análises realizadas.

Tabela 9. Delineamento experimental e frequência das análises

Fase Operacional	Frequência das análises (quantidade por semana)								
	DQO_{filtrada}	Biofilme	Sólidos	NTK	N_{am}	NO₃	pH	T	OD
Partida (40 dias)	3	---	---	---	---	---	7	7	7
Operação (100 dias)	7	3	3	1	1	1	7	7	7

Fonte: Elaboração do autor

Uma vez atingido o período de operação, aos dados coletados das análises foram aplicados testes estatísticos. Assim foi realizada a verificação da hipótese de que, para uma dada vazão de ar e um TDH determinado, é possível conseguir, além da remoção de matéria orgânica carbonácea, a remoção de matéria nitrogenada do esgoto doméstico usando um reator aeróbio de leito fluidizado com terceira câmara. Na análise dos resultados foram avaliadas as relações: entre os sólidos suspensos voláteis como parâmetro indicador do biofilme, a remoção de matéria orgânica e nitrogênio para as condições hidrodinâmicas testadas e de carga orgânica ensaiadas.

5 RESULTADOS

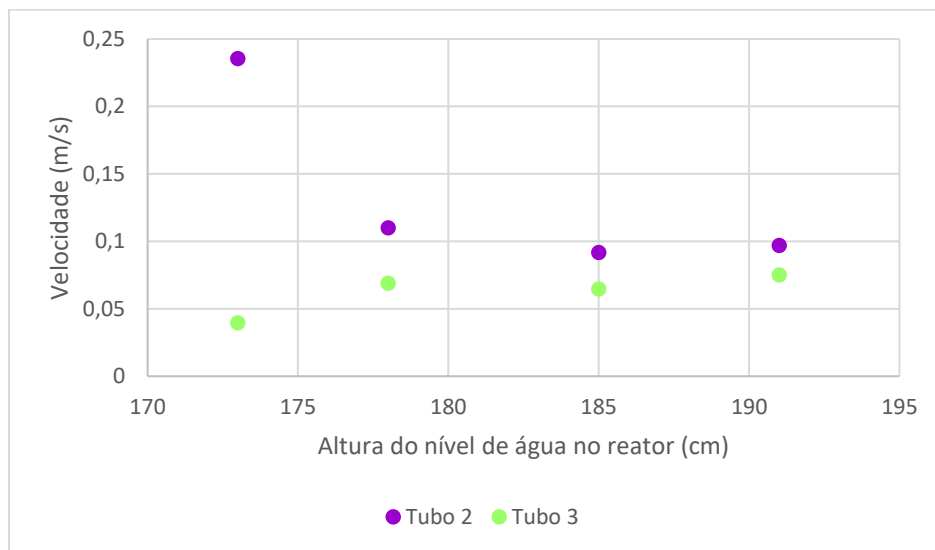
Antes da entrada em operação do reator, foram feitos ensaios de velocidade com o objetivo de determinar as diferentes taxas de recirculação que foram aplicadas no funcionamento do reator. A superfície das partículas suporte foi analisada a fim de identificar a capacidade de aderência dos microrganismos na formação do biofilme. E finalmente, a estimativa do kLa , importante na determinação da TTO, o qual é responsável nos processos da oxidação da matéria orgânica carbonácea e no processo de nitrificação no sistema.

Uma vez colocado em marcha o reator, a pesquisa foi conduzida para analisar o desempenho do reator de leito fluidizado com terceira câmara (anóxica), para o qual foram controladas variáveis de operação como Temperatura, pH, OD, DQO, NT, N-NH₃ e N-NO₃, e SSV. Finalizando, foi analisada a influência da recirculação segundo a relação de vazões nas câmaras do reator, na concentração de OD, na eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea (DQO) e nitrogenada (NT) e na biomassa presente no sistema.

5.1 Ensaio de medição de velocidades

Usando as curvas de tensão em função do tempo, geradas a partir do ensaio estímulo - resposta, usando traçador e sondas medidoras de condutividade elétrica, foi calculada a velocidade de circulação do líquido, segundo a metodologia apresentada. O ensaio foi realizado para diferentes níveis do líquido e para uma vazão de ar constante (400 L h⁻¹) no reator. A Figura 20 apresenta os resultados da velocidade de circulação do líquido em função da altura do nível de água no reator piloto, no qual foi possível observar que as velocidades no tubo 2 (interno) são maiores do que as velocidades no tubo 3 (externo).

Figura 20. Velocidade de circulação do líquido em função da altura do nível de água



Fonte: Elaboração do autor

Sabendo que o tubo externo (tubo 3) deve trabalhar como uma região anóxica onde ocorrerá o processo de desnitrificação, é importante frisar que a velocidade neste compartimento deve permitir um TDH das biopartículas para acontecer o processo de desnitrificação, porém, uma baixa velocidade neste tubo pode influenciar nas velocidades máximas nos tubos aeróbios (tubos 1 e 2). Segundo van Benthum et al. (1999a) para permitir que o processo de desnitrificação seja realizado é necessário garantir um tempo de descida das partículas com biofilme no tubo 3, em torno de 8 minutos.

Uma vez que, a velocidade de recirculação como função da altura do nível de água, foi calculada a velocidade do fluido em cada um dos tubos e as respectivas vazões para diferentes níveis de água no reator. Desta forma foi determinada a relação de vazões para os tubos, a qual foi aplicada durante a operação do reator mudando a altura da saída do efluente no reator. Na Tabela 10, é apresentada as relações de área, velocidade e a relação de vazões para cada altura do nível do efluente na saída do reator.

Tabela 10. Relações de área, velocidade, vazão e taxa de recirculação.

Altura do nível de água no reator (m)	Area (m ²)			Velocidade (m/s)			Vazão (m ³ /s)			Relação de vazões			Relação de vazão
	Tubo1	Tubo 2	Tubo 3	Tubo 1	Tubo 2	Tubo 3	Tubo1	Tubo 2	Tubo 3	Tubo1	Tubo 2	Tubo 3	
1,76				3,377	0,920	0,051	0,0066	0,0054	0,0012	5,5	4,5	1,0	1
1,79	0,0020	0,0059	0,0236	3,371	0,899	0,056	0,0066	0,0053	0,0013	5,0	4,0	1,0	Transição *
1,81				3,398	0,895	0,059	0,0067	0,0053	0,0014	4,8	3,8	1,0	2

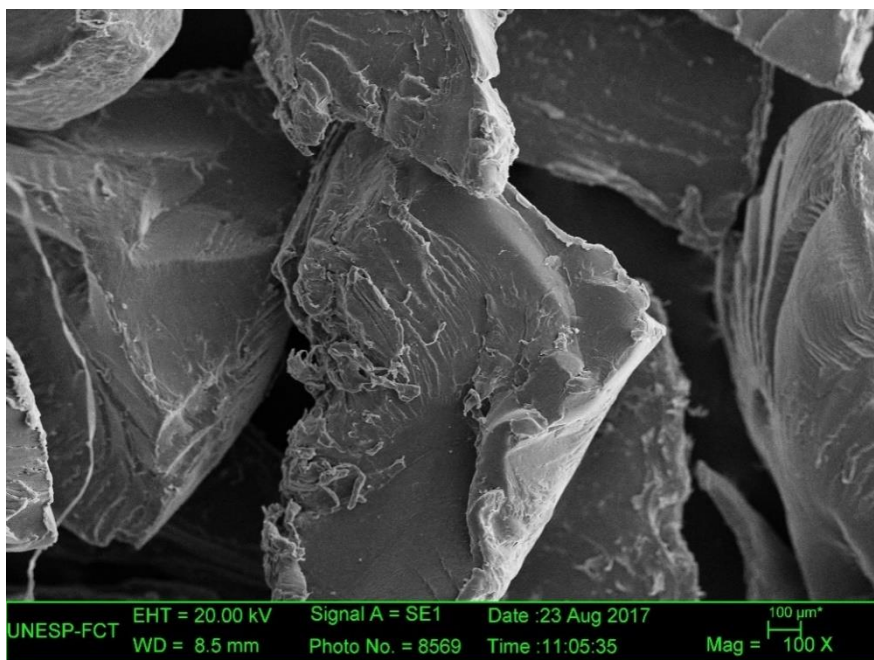
Fonte: Elaboração do autor

O cálculo para determinar a relação de vazões para cada uma das alturas aplicadas foi obtida dividindo cada uma das vazões dos tubos 1, 2 e 3 pela vazão do tubo 3, assim pode ser inferido que, para cada ciclo do esgoto no tubo 3, este recircula nos tubos 1 e 2, um certo número de vezes. Por exemplo, na relação de vazão 1, para cada vez que o esgoto recircula no tubo 3, este recircula 5,5 vezes no tubo 1, e 4,5 vezes no tubo 2.

5.2 Partículas suporte

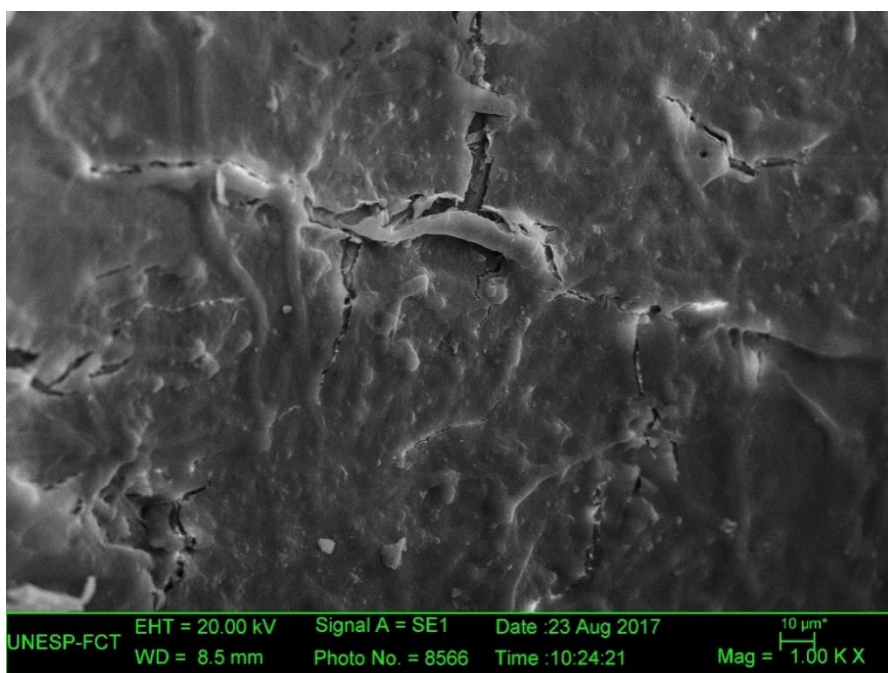
A superfície das partículas suporte foi analisada por meio de Microscópio Eletrônico de Varredura – MEV, no qual a superfície analisada foi varrida com um feixe de elétrons. A imagem gerada representa as características superficiais da amostra, permitindo produzir imagens que passam informações da morfologia da superfície do material a ser usado como suporte. Nas Figura 21 e 22 podem ser observadas as superfícies de uma amostra de partículas do meio suporte.

Figura 21. Imagem MEV de uma amostra de partículas suporte 100X



Fonte: Elaboração do autor

Figura 22. Imagem MEV de uma amostra de partículas suporte 1000X



Fonte: Elaboração do autor

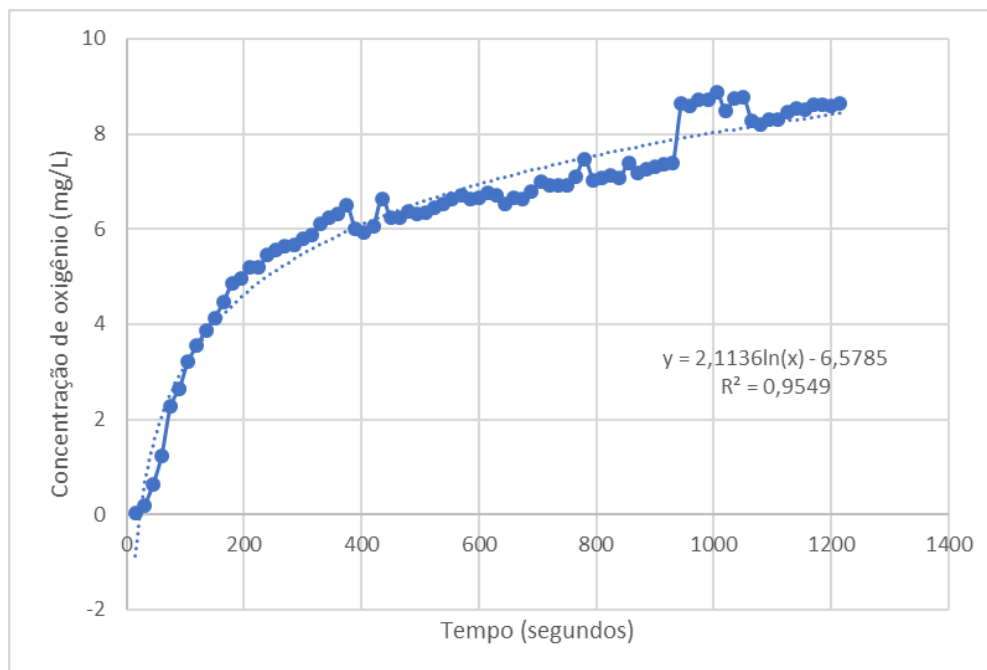
A análise da área superficial específica deu como resultado que as partículas PET tem $13,59 \text{ m}^2 \cdot \text{g}^{-1}$, Segundo van Benthum et al. (2000), para conseguir uma transferência de massa de oxigênio (gás – líquido) mínima de $20 - 30 \text{ Kg O}_2 \text{ m}^{-3}$, deve-se ter uma área superficial específica entre $2000 - 4000 \text{ m}^2$ por m^3 . Para este estudo, com 1.300 g , o reator conta com $1,18 \times 10^6 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$, o qual garante uma alta TTO e uma alta capacidade de concentração de microrganismos.

5.3 Estimativa do kLa

Segundo a metodologia proposta pela ASCE (1990), foi usado sulfito de sódio ($7,88 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$) para a desoxigenação do meio líquido no reator. A concentração do CoCl_3 , usado como catalisador, foi de $0,5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. A adição destes reagentes permitiu obter um meio líquido livre de oxigênio. Uma vez atingida a desoxigenação foi ligado o injetor de ar no fundo do reator com uma vazão de ar de $400 \text{ L} \cdot \text{h}^{-1}$ e imediatamente foram registrados os valores de concentração de oxigênio em função do tempo.

A Figura 23 indica a curva de oxigenação obtida no ensaio, permitindo observar o incremento de concentração de oxigênio durante o tempo do ensaio até chegar na concentração de saturação, que para as condições locais de Ilha Solteira (337 metros de altitude e 28°C) é de $7,5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ (von SPERLING, 1999).

Figura 23. Curva da capacidade de oxigenação pelo injetor de ar

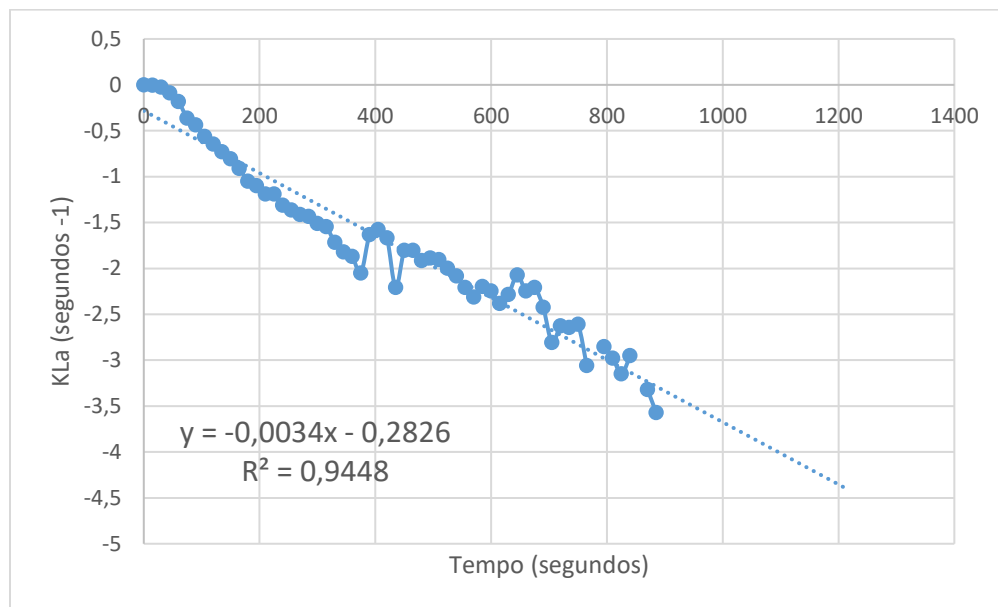


Fonte: Elaboração do autor

O coeficiente kLa foi calculado a partir da curva de oxigenação aplicando-se a equação (10). O gráfico obtido e a sua respectiva equação estão indicados na Figura 24.

A partir da metodologia aplicada, determinou-se o coeficiente kLa , sendo o valor de kLa igual a $12,24 \text{ h}^{-1}$ com a temperatura média da água igual a 28°C , desta forma alcançando uma taxa de transferência de oxigênio de $2,68 \text{ KgO}_2.\text{h}^{-1}$.

Figura 24. Função de transferência de oxigênio kLa



Fonte: Elaboração do autor

5.4 Operação do Reator aeróbio de leito fluidizado com a adição de uma terceira câmara

Em continuação se apresenta os resultados das variáveis do controle da operação do reator de leito fluidizado com a adição de uma terceira câmara.

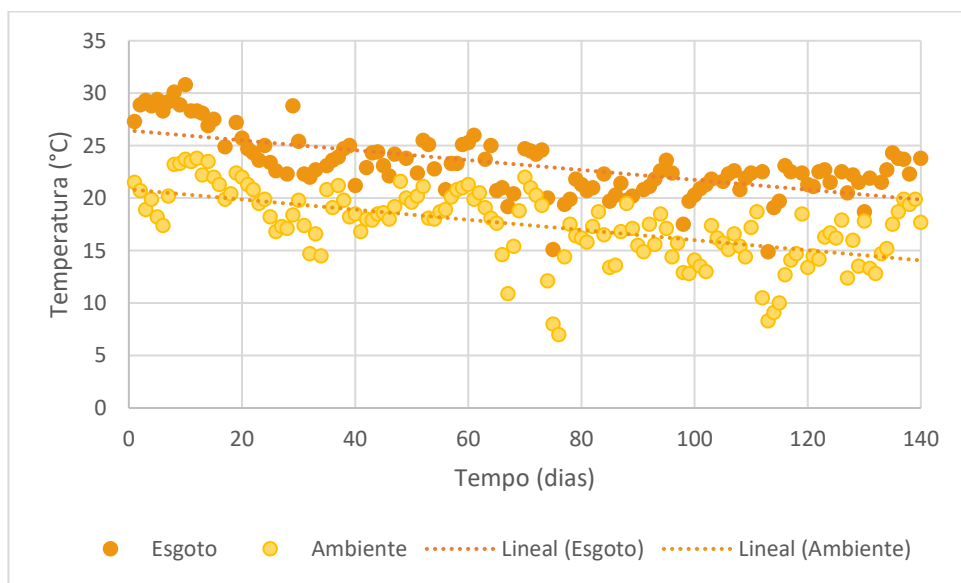
5.4.1 Temperatura

O tempo de operação do reator ocorreu durante os meses de março a agosto, período no qual a temperatura ambiente desce de 25 a 15°C. A temperatura média do ambiente foi de $17,45 \pm 3,32$ °C. Na Figura 25 é possível observar o comportamento da temperatura ambiente e do esgoto dentro do reator, esta última teve uma média de $23,09 \pm 2,93$ °C.

O comportamento da temperatura ambiente bem como do esgoto durante o período de funcionamento do reator foi decrescente. A temperatura do esgoto permaneceu sempre acima da temperatura ambiente durante todo o tempo de operação. Isto se deve ao fato de que o calor específico da água, o principal componente do esgoto, é maior que do ar e por esta

razão a tendência de manter a temperatura constante é maior no esgoto. No item 5.4.4 será tratado sobre a influencia deste parâmetro na remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada.

Figura 25. Comportamento da temperatura durante o tempo de operação do reator



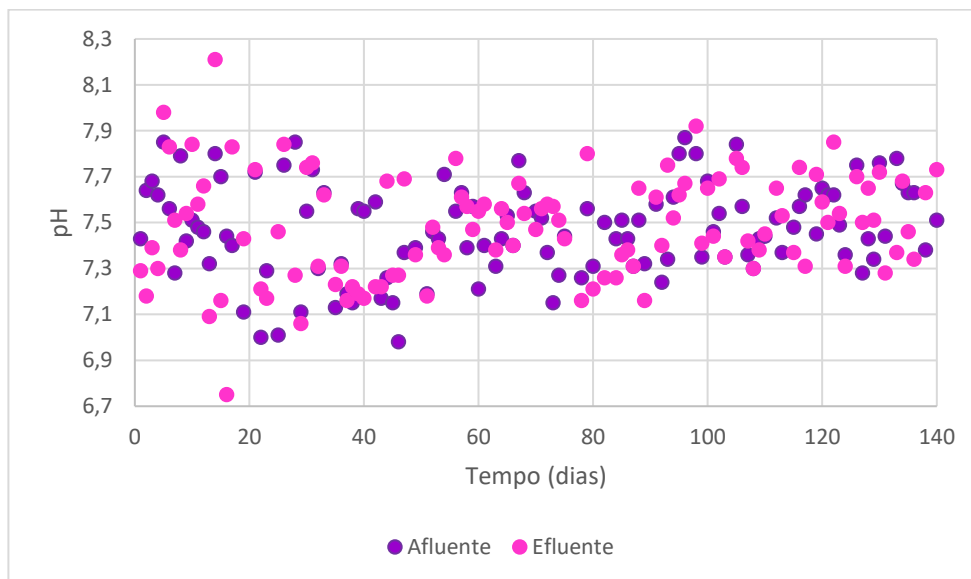
Fonte: Elaboração do autor

5.4.2 pH

Os valores de pH ao longo do período experimental, tanto do afluente como do efluente podem ser observados na Figura 26.

Os valores médios do pH do afluente e efluente foram $7,48 \pm 0,24$ e $7,43 \pm 0,70$, respectivamente. O comportamento desta variável para o afluente indica valores com tendência constante durante o período de operação, porém para o efluente é possível identificar que estes valores foram se tornando constantes com a operação do sistema, a partir do dia 50, o qual pode indicar que o sistema foi estabilizando-se com o tempo.

Figura 26. Comportamento do pH durante a operação do reator



Fonte: Elaboração do autor

5.4.3 Oxigênio Dissolvido

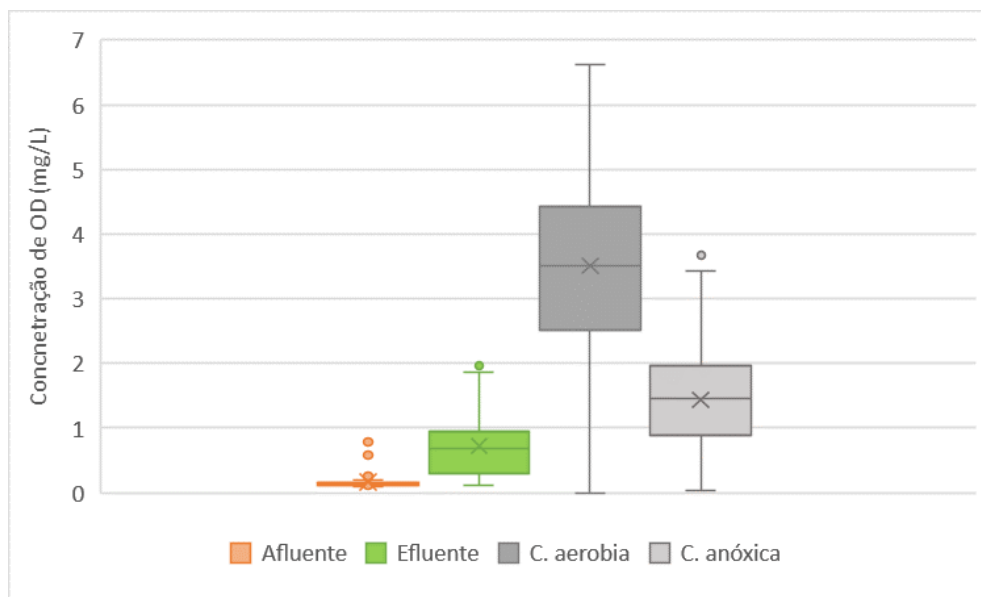
O oxigênio dissolvido apresentou valores médio de $0,22 \pm 0,20 \text{ mg.L}^{-1}$ no afluente e de $0,79 \pm 0,64 \text{ mg.L}^{-1}$ no efluente, e na câmara aeróbia e anóxica estes valores resultaram em $3,57 \pm 1,24 \text{ mg.L}^{-1}$ e $1,41 \pm 0,78 \text{ mg.L}^{-1}$ respectivamente. A Figura 27 apresenta o comportamento desta variável.

Desta forma, pode-se observar que a concentração de OD no afluente e efluente tem um comportamento constante no sistema, principalmente na entrada. No entanto, a câmara aeróbia (tubos 1 e 2) apresentou maior variação, porém a concentração foi mantida acima de $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$, condição necessária para garantir o processo de nitrificação (LIN *et al*, 2009) e oxidação de matéria orgânica.

O observado na câmara anóxica indica que embora tivesse concentrações abaixo de $1,0 \text{ mg.L}^{-1}$, condição necessária para forçar a respiração por nitrogênio como receptor final de elétrons, permitindo assim o processo de desnitrificação (LIN *et al*, 2009), a concentração média durante o tempo de operação permaneceu acima de $1,0 \text{ mg.L}^{-1}$. É importante mencionar que entre o ponto de amostragem na câmara anóxica (tubo3) até a saída houve

consumo de oxigênio, alcançando-se as condições anóxicas esperadas, que garantem que ocorra o processo de desnitrificação.

Figura 27. Comportamento do OD durante a operação do reator



Fonte: Elaboração do autor

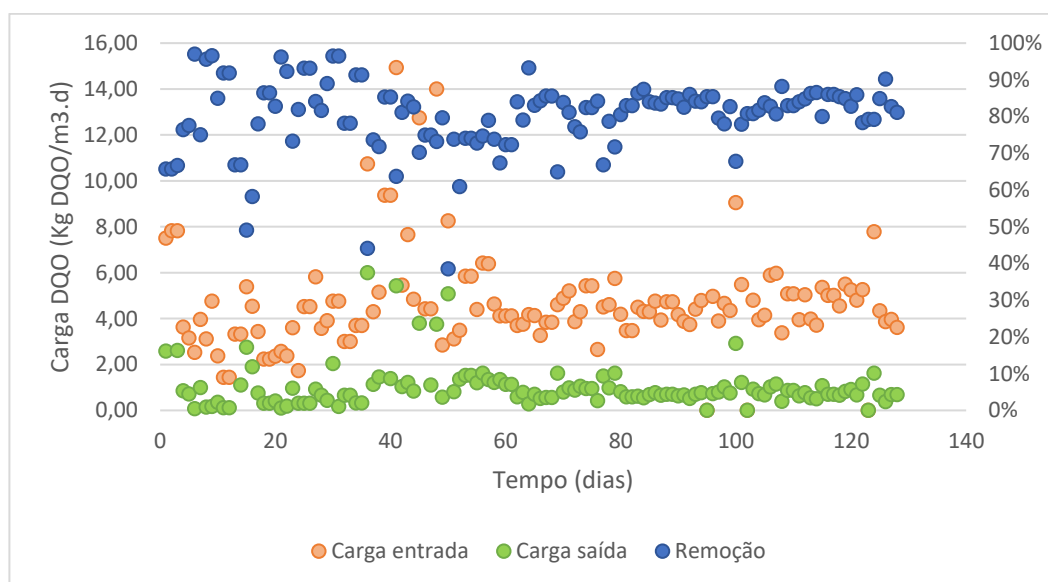
O item 5.5 abordará a influência da relação de vazões neste parâmetro e por conseguinte na remoção de matéria orgânica carbonácea (DQO) e nitrogenada (NT).

5.4.4 Demanda Química de Oxigênio

A Figura 28 indica o comportamento das cargas volumétrica de DQO ($\text{Kg DQO m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) durante todo o tempo de operação do reator, identificando que a carga média de DQO na entrada manteve-se em $4,65 \pm 2,22 \text{ Kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, e na saída foi obtido um valor médio de $1,00 \pm 0,96 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, tendo uma remoção de carga do esgoto de $3,69 \pm 1,44 \text{ KgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, valor que se encontra acima dos valores de remoção de DQO por unidade de volume de $1,12 \text{ Kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, comparável com outros reatores reportados na literatura. (FDEZ-POLANCO (ano) apud ZHANG; WEI, 2013).

A eficiência de remoção apresentada atingiu uma média de $80 \pm 10\%$, o esperado para este tipo de reatores segundo a literatura (85 e 70%) (ZHOU, 2002; ZHANG, 2005). Na Figura 29 pode-se identificar que o sistema não consegue suportar uma variação brusca de carga de matéria orgânica (por volta do dia 40), pois o sistema se desestabiliza, o que foi refletido na eficiência de remoção abaixo de 60%.

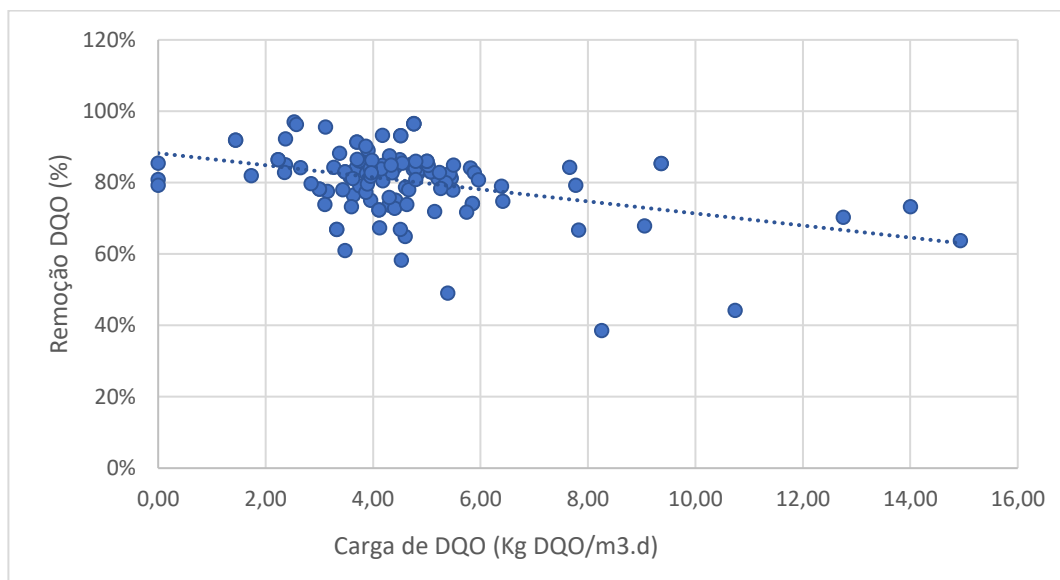
Figura 28. Comportamento das cargas de DQO durante a operação do reator



Fonte: Elaboração do autor

Este fato pode ser observado também na Figura 29, onde é possível identificar que para cargas entre 4 até 6 $\text{Kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, o sistema tem tendência a permanecer estável com eficiências de remoção acima de 80%. No entanto, quando as cargas superam esses valores, pode-se observar que o sistema fica instável e a eficiência de remoção cai para valores menores que 70%.

Figura 29. Influência das cargas de DQO na eficiência de remoção de matéria orgânica no reator

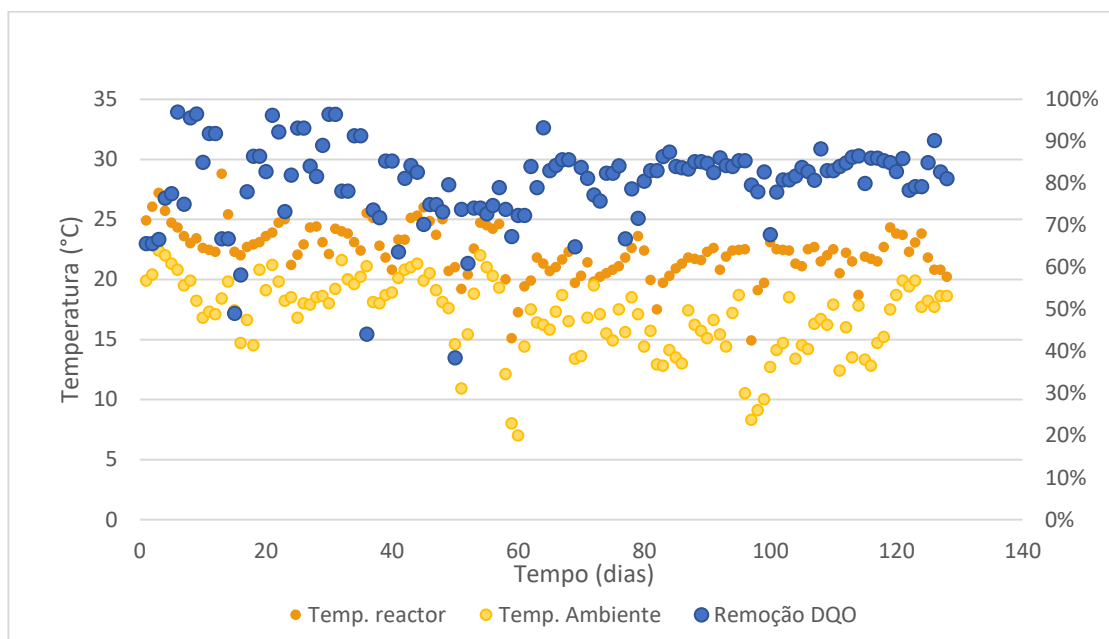


Fonte: Elaboração do autor

A influência da temperatura no sistema de tratamento pode ser observada na Figura 30, onde se apresenta o comportamento da eficiência de remoção de matéria orgânica em função da temperatura. Pode-se observar que no início da operação a temperatura apresentava valores por volta dos 25°C, resultando em eficiências acima dos 90% de remoção de matéria orgânica, valor relacionado com o reportado por Nachaiyasit e Stuckey (1997), que reportaram eficiências de remoção de matéria orgânica acima dos 95% para temperaturas superiores aos 25°C, isto devido a maiores temperaturas que tem a tendência de aumentar a velocidade de reação.

Contudo, quando começa a ocorrer as primeiras quedas de temperatura (abaixo dos 20°C) o sistema se desestabiliza resultando em baixas eficiências de remoção de matéria orgânica, devido a diminuição de velocidades de reação com a temperatura, chegando a ter a mínima eficiência perto de 40%. Não obstante aos fatos relatados, o sistema conseguiu se estabilizar, mesmo apresentando temperaturas abaixo de 25°C com mínimas abaixo dos 18°C por alguns dias. O sistema de tratamento tornou-se estável com o decorrer do tempo, a partir do dia 80, apresentou eficiências de remoção de matéria orgânica ao redor de 80%.

Figura 30. Influência da temperatura na remoção de matéria orgânica

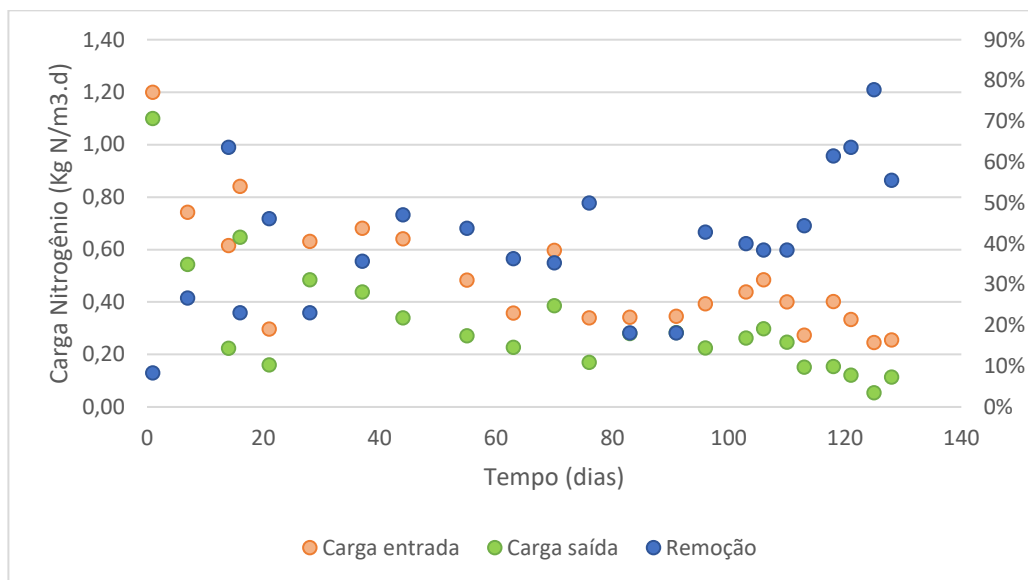


Fonte: Elaboração do autor

5.4.5 Nitrogênio

A Figura 31 indica o comportamento da carga volumétrica de NT ($\text{KgNT.m}^{-3} \text{d}^{-1}$) durante todo o tempo de operação do reator, identificando que a carga volumétrica média de NT no afluente foi de $0,47 \pm 0,23 \text{ KgNT.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, convertendo a uma carga no efluente de $0,28 \pm 0,22 \text{ Kg NT.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, sendo removida assim do sistema uma carga volumétrica média de $0,19 \pm 0,07 \text{ Kg NT.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

Figura 31. Comportamento das cargas de NT durante a operação do reator.

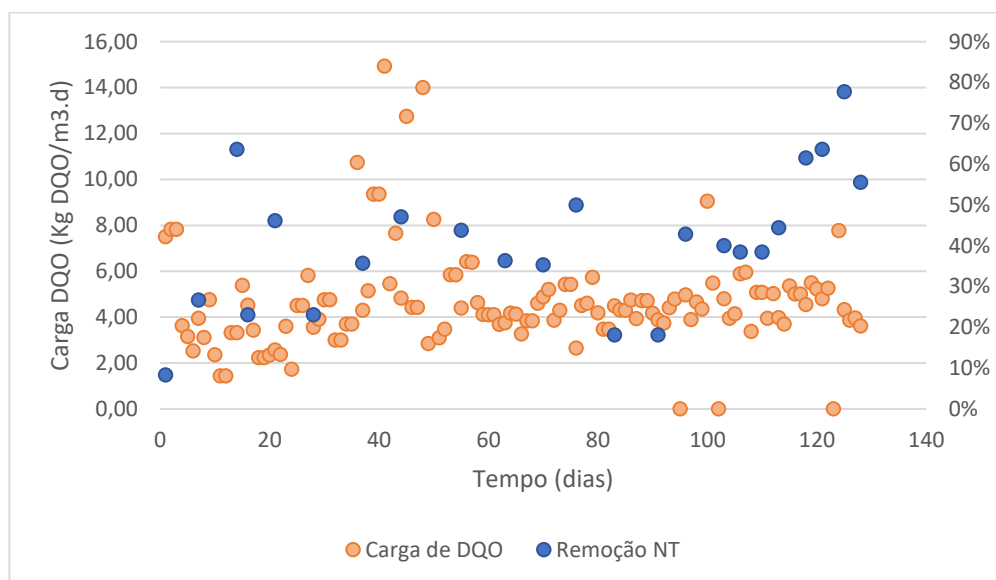


Fonte: Elaboração do autor

A eficiência média de remoção de NT, durante a operação do reator, foi de $44 \pm 17\%$, este valor se comparado com a eficiência do reator aeróbio de leito fluidizado com a mesma configuração de três tubos concêntricos, reportado por van Benthum et al. (1999a), foi muito menor, o qual tinha atingido uma eficiência de 95% de remoção de NT, porém foi operado com TDH de 10,5 horas. Outro trabalho reportado na literatura foi de Correia (2010), a qual conseguiu eficiências de remoção de 38, 40 e 54% para um reator aeróbio de leito fluidizado convencional, utilizando concentrações de partículas suporte diferente para TDH de 3 horas. Segundo Zhang e Wei (2013), reportaram uma eficiência de remoção de NT de 76,3% para TDH de 16 horas, neste trabalho foi integrado ao reator aeróbio de leito fluidizado convencional, um decantador anóxico com zona de desnitrificação.

Um fator de influência estudado na remoção de NT foi a carga de DQO. Na Figura 32, é possível identificar que para mudanças bruscas na DQO, a eficiência de remoção de NT diminui indicada por uma desestabilização do sistema de tratamento que resulta em eficiências de remoção baixa (abaixo da média). Ao contrário disso, quando as cargas de DQO permanecem constantes (a partir do dia 60 de operação) o reator tendeu a estabilização e melhorou a eficiência de remoção, apresentado um comportamento crescente.

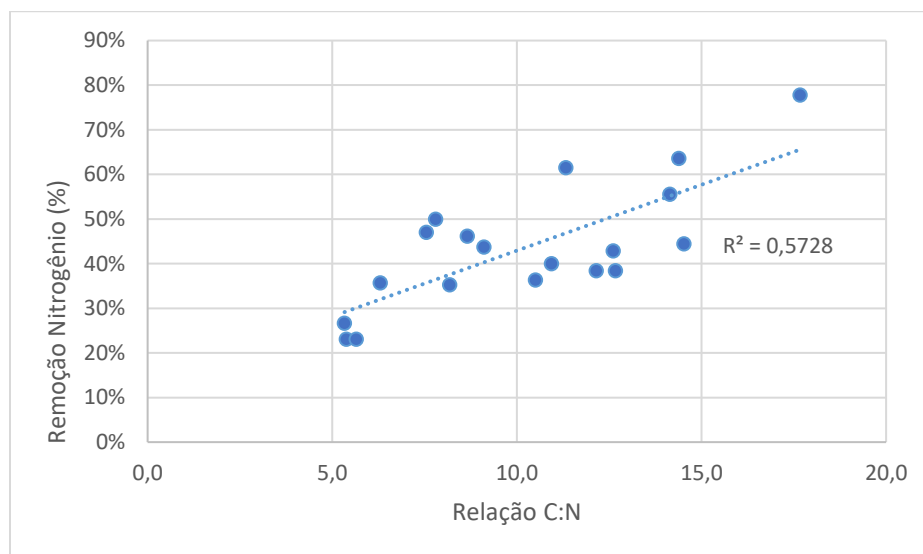
Figura 32. Influência das cargas de DQO na remoção de NT



Fonte: Elaboração do autor

Outra variável de influência na remoção de NT analisada foi a relação C:N, que resultou em $10,2 \pm 3,63$. A Figura 33 ilustra o desempenho da eficiência em função desta variável, na qual é possível identificar que para relações acima de 10, a eficiência de remoção de NT apresentou um comportamento crescente. Segundo Zhang e Wei (2013) com o incremento da relação C:N de 4 para 10 foi possível atingir a remoção máxima de NT e acima de 10, a remoção permanece constante, porém com condições diferentes de TDH (16 h) e concentrações de OD ($0,5 - 0,8 \text{ mg.L}^{-1}$).

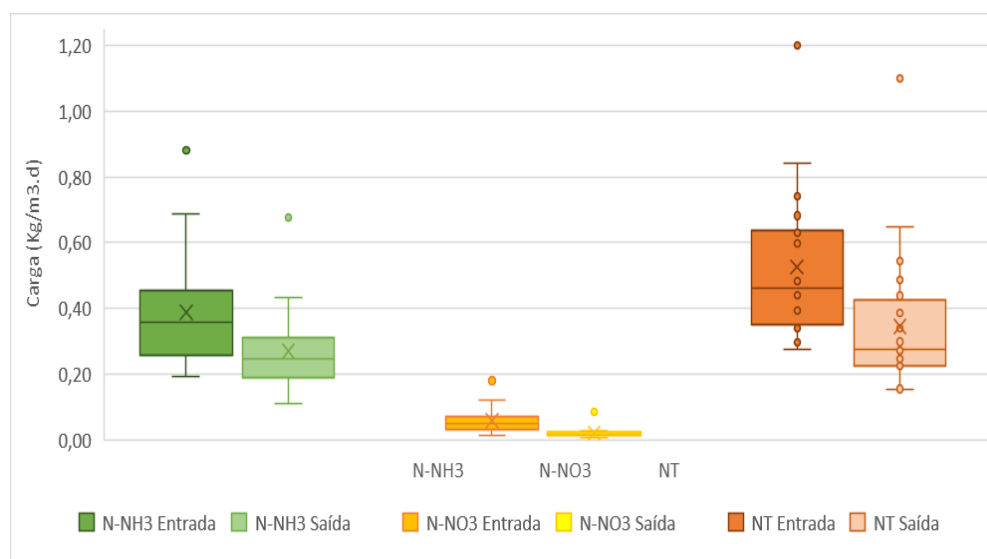
Figura 33. Influência da relação C:N na remoção de NT



Fonte: Elaboração do autor

As diferentes formas de nitrogênio também foram analisadas durante a execução deste trabalho para ter maior percepção dos processos de nitrificação e desnitrificação. A Figura 34 indica as cargas do afluente e efluente, resultando em valores médios para oxidação de amônia de $0,12 \pm 0,04 \text{ Kg N-NH}_3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, na oxidação de nitrato de $0,04 \pm 0,02 \text{ Kg N-NO}_3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, e de remoção de N uma carga média de $0,18 \pm 0,003 \text{ Kg NT} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$.

Figura 34. Cargas volumétricas das diferentes formas de nitrogênio presentes no sistema de tratamento

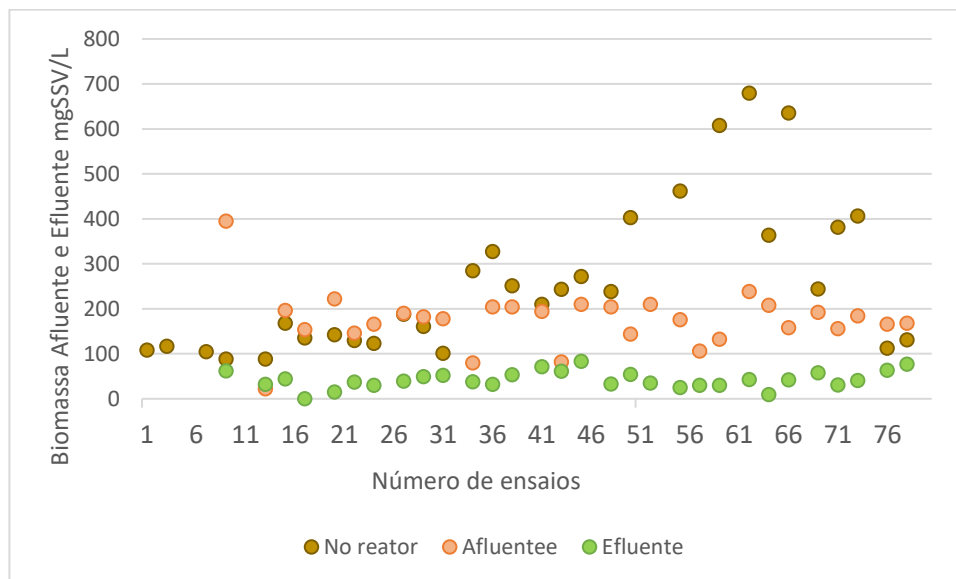


Fonte: Elaboração do autor

5.4.6 Sólidos Suspensos Voláteis

Na Figura 35 pode ser observada a concentração de Biomassa durante a operação do sistema, o valor médio de SSV no afluente do sistema foi de $175,57 \pm 62,39 \text{ mg.L}^{-1}$, para o efluente o valor médio foi de $43,70 \pm 17,47 \text{ mg.L}^{-1}$ e os SSV dentro do reator resultaram em $0,26 \pm 0,15 \text{ g.L}^{-1}$.

Figura 35. Comportamento da Biomassa durante o tempo de operação do reator

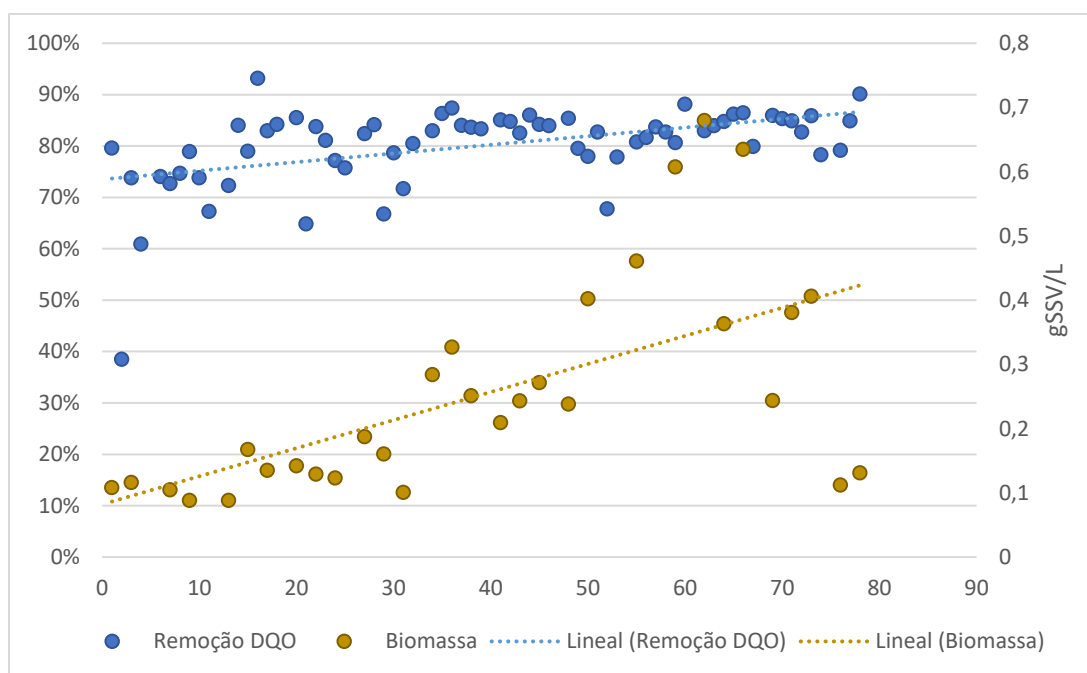


Fonte: Elaboração do autor

O comportamento dos SSV para o efluente tem uma tendência constante, porém pode-se identificar também que o comportamento desta variável para os sólidos dentro do reator apresenta um comportamento crescente até atingir uma concentração máxima de $0,4 \text{ gSSV.L}^{-1}$, depois as concentrações começam a apresentar variação, que pode ser devido à mudança na taxa de recirculação, que favorecia o desprendimento do biofilme. Contudo este parece se estabilizar, chegando a atingir uma concentração máxima de $0,72 \text{ gSSV.L}^{-1}$, depois do qual a concentração diminui, indicando um desprendimento da biomassa, que pode significar um acúmulo de lodo no fundo do reator, pois a concentração no efluente não apresentou incremento deste parâmetro como resposta ao desprendimento de biofilme.

A influência da concentração dos SSV dentro do reator para a eficiência de remoção de matéria orgânica pode ser observado na Figura 36, na qual é possível identificar que a eficiência de remoção foi se estabilizando à medida que a concentração dos SSV foi aumentando até o primeiro valor máximo de $0,4 \text{ gSSV.L}^{-1}$, depois do qual a eficiência apresentou um comportamento estável.

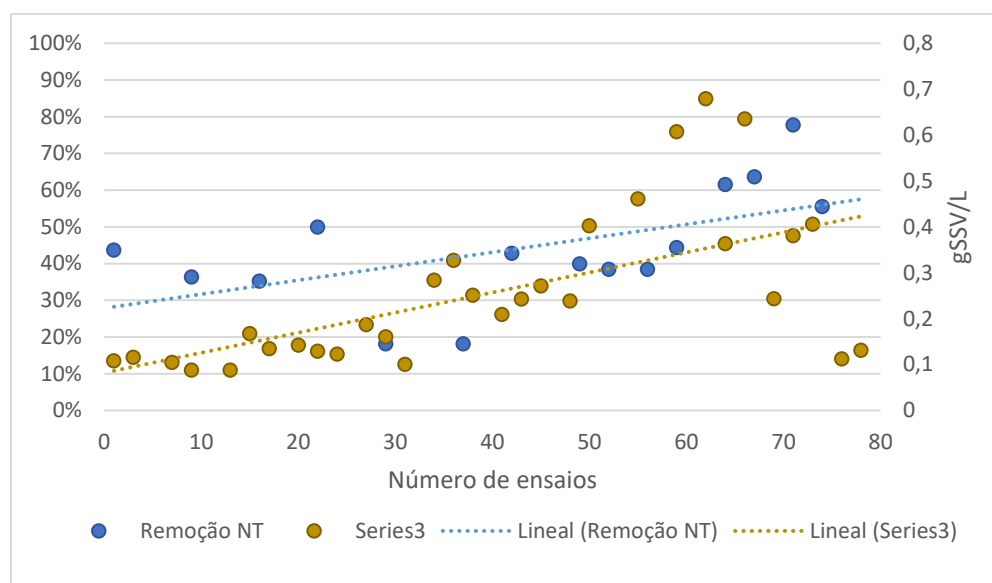
Figura 36. Relação da concentração de biomassa no reator com a eficiência de remoção de DQO



Fonte: Elaboração do autor

Por outro lado, a influência da concentração dos SSV dentro do reator para a eficiência de remoção de matéria nitrogenada apresentou uma função crescente, que pode ser observada na Figura 37, onde a eficiência de remoção de matéria orgânica nitrogenada foi crescendo à proporção que a concentração dos SSV aumentava no reator, apresentando o valor máximo de remoção de nitrogênio é coincidente com o valor máximo de concentração de SSV.

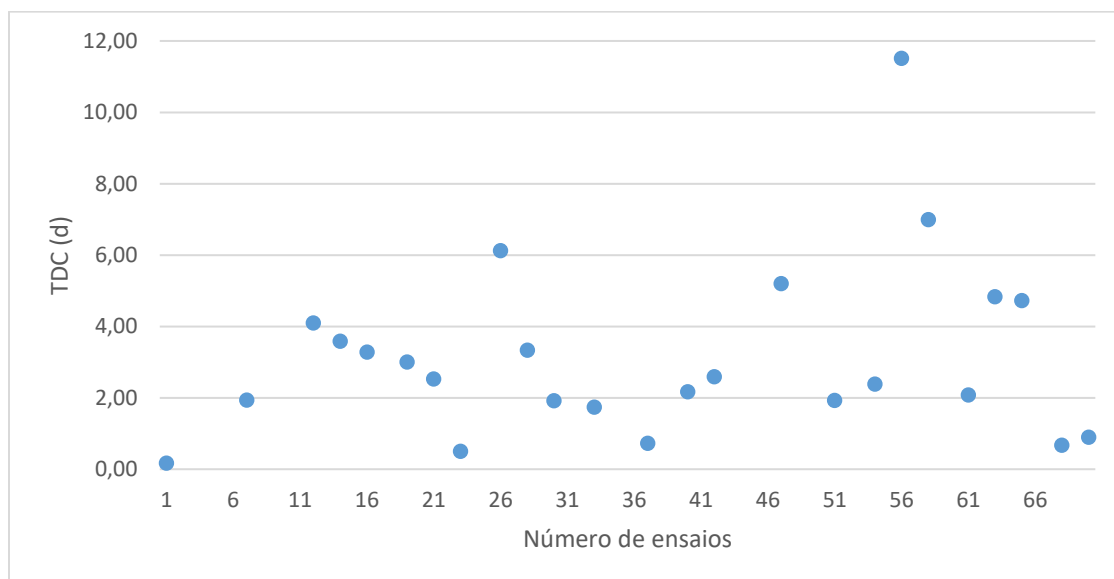
Figura 37. Relação da concentração de biomassa no reator com a eficiência de remoção de Nitrogênio



Fonte: Elaboração do autor

Na Figura 38 pode-se observar o desempenho do tempo de detenção celular, o qual apresentou um valor médio de $3,16 \pm 2,27$ dias atingindo um valor máximo de 11,51 dias. Este valor coincide com a máxima concentração de SSV apresentada dentro do reator, o que aconteceu durante a relação de vazões 2, a qual foi aplicada no decorrer da última etapa de operação do reator, porém este parâmetro teve uma queda significativa na retenção celular, indicando que houve desprendimento de biofilme após ter atingido o valor máximo na concentração de biomassa. Isto porque o biofilme pode ter apresentado uma espessura que tornou instável a aderência deste nas partículas suporte, além do maior atrito como resultado da maior recirculação.

Figura 38. Tempo de detenção celular (TDC) durante a operação do reator



Fonte: Elaboração do autor

5.5 Relação de vazões

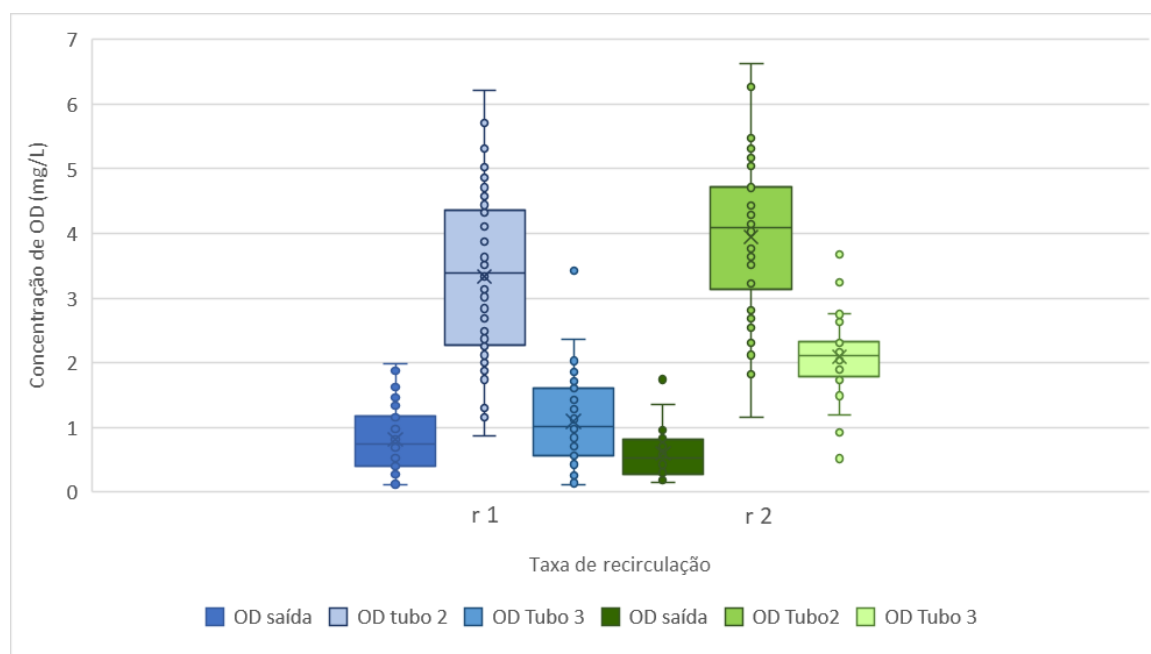
Durante a operação do reator foi analisado o desempenho frente a uma mudança hidráulica, alterando a altura da saída no reator e, por tanto, modificando as velocidades do fluido nas diferentes câmaras, resultando em diferentes relações de vazão nas câmaras do reator, afetando desta forma a recirculação do fluido. Na sequência é apresentada a influência deste fator na concentração de OD, na eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada, nas diferentes formas de nitrogênio e na biomassa presente no reator.

5.5.1 Influência da relação de vazão na concentração de OD

Durante a operação com as diferentes relações de vazão, foi possível identificar mudanças na concentração do OD para cada câmara do reator. Na Figura 39 é possível observar o comportamento desta variável para os diferentes níveis de altura de água na saída do reator. Os valores médios de concentração de OD para a relação de vazão 1 no reator foram de $3,33 \pm 1,20 \text{ mg.L}^{-1}$, $1,10 \pm 0,65 \text{ mg.L}^{-1}$ e $0,81 \pm 0,51 \text{ mg.L}^{-1}$ para o tubo 2, tubo 3 e

na saída do reator, respectivamente. Para a relação de vazão 2 os valores de concentração de OD foram de $4,03 \pm 1,15 \text{ mg.L}^{-1}$, $2,14 \pm 0,52 \text{ mg.L}^{-1}$ e $0,60 \pm 0,36 \text{ mg.L}^{-1}$ para o tubo 2, tubo 3 e na saída do reator, respectivamente.

Figura 39. Influência da relação de vazões na concentração de OD



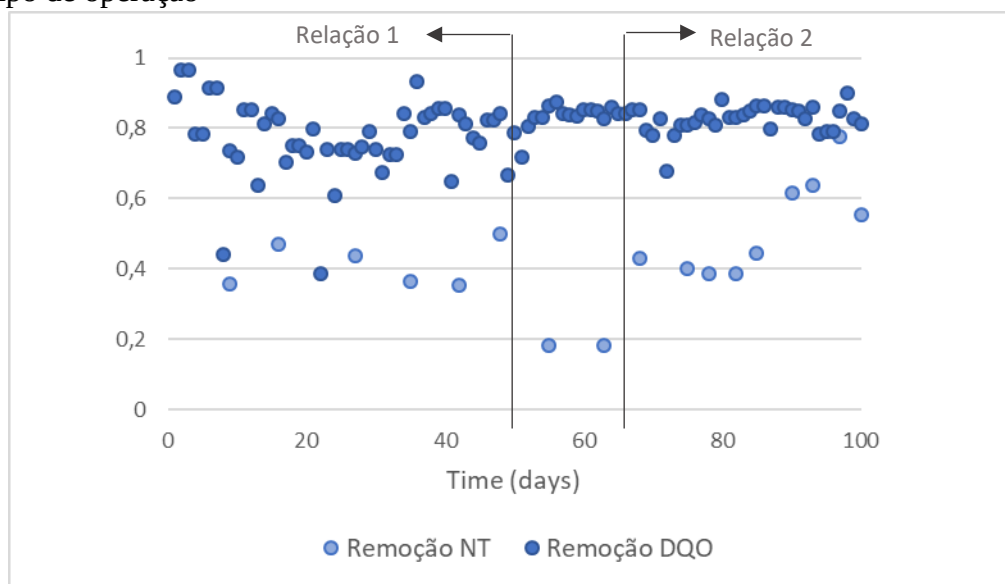
Fonte: Elaboração do autor

Assim, pode-se inferir que para uma maior recirculação do meio líquido as câmaras dos tubos 2 e 3 são mais oxigenadas o que pode incrementar a oxidação das diferentes substâncias presentes no esgoto. As condições anóxicas que se esperava garantir com a adição da terceira câmara podem não ter sido atingidas na sua totalidade, pois para o período de operação com a relação de vazão 2, no topo da câmara do tubo 3 apresentou concentrações de OD em sua maioria das vezes superiores a $1,00 \text{ mg.L}^{-1}$, porém durante o percurso desta câmara até a saída do efluente, as condições anóxicas foram atingidas, obtendo-se na saída uma concentração de OD sempre menor a $1,00 \text{ mg.L}^{-1}$.

5.5.2 *Influência da relação de vazões na eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada*

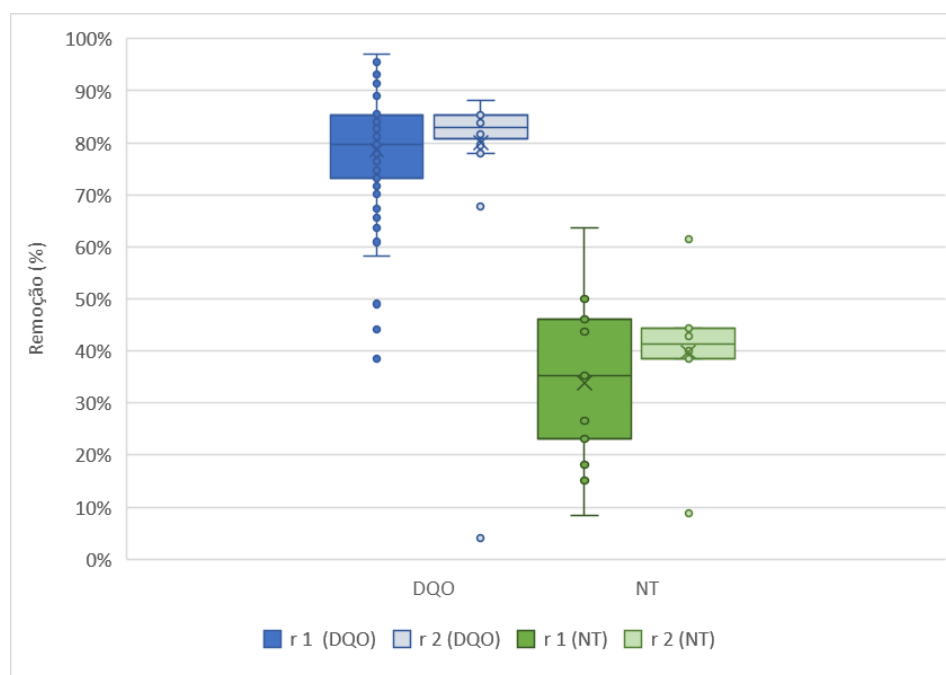
Outra variável estudada para as diferentes relações de vazão foi a remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada. Nas Figuras 40 e 41 pode ser observados o comportamento destas variáveis para as relações de vazão operadas, no qual é identificado que o comportamento das eficiências de remoção é positivo em função do incremento da recirculação (sendo a relação de vazões 2 a que apresentou maior recirculação do fluxo no reator), principalmente na remoção de NT.

Figura 40. Influência da relação de vazões na eficiência de remoção de DQO e NT durante o tempo de operação



Fonte: Elaboração do autor.

Figura 41. Influência da relação de vazões na eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada



Fonte: Elaboração do autor

Os valores obtidos para a eficiência de remoção de matéria orgânica para a relação de vazões 1 e 2 foram de $79 \pm 11\%$ e $83 \pm 4\%$, respectivamente, indicando que a maior recirculação permite uma maior oxidação de matéria orgânica dentro do reator o qual garante uma melhor eficiência de remoção deste parâmetro.

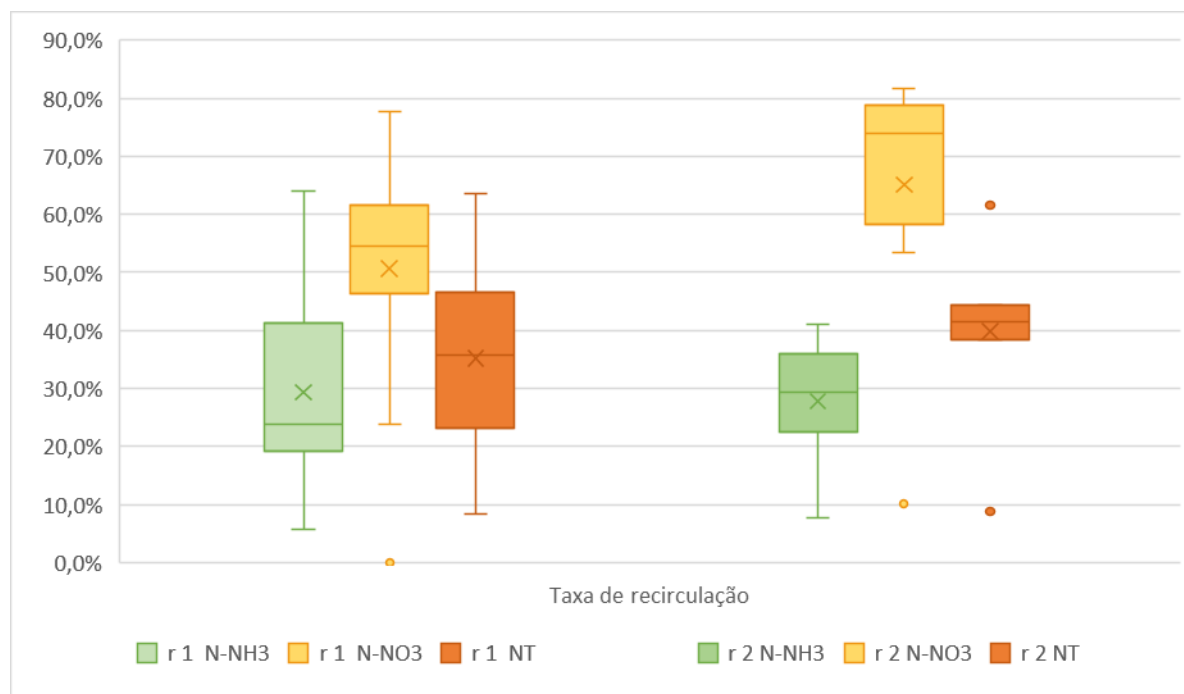
Da mesma maneira, para a eficiência de remoção de NT, os valores resultaram em $35 \pm 15\%$ e $44 \pm 9\%$ para as relações de vazões 1 e 2 respectivamente, indicando um comportamento positivo na eficiência do sistema na remoção de NT.

5.5.3 Influência da relação de vazões nas diferentes formas de nitrogênio

Na Figura 42 pode-se observar a influência da relação de vazões nas diferentes formas de nitrogênio presentes no sistema, as quais foram analisadas para identificar como os processos de nitrificação e desnitrificação podem ser influenciados por esta variável. Os valores médios para a relação de vazões 1 foram: oxidação de amônia, de $29,39 \pm 28\%$, para oxidação de nitrato de $54 \pm 13\%$ e como eficiência de remoção de NT teve-se uma média de

$35 \pm 15\%$. Para a relação de vazões 2, os valores médios foram para oxidação de amônia, nitrato e NT, resultaram em: $36,6 \pm 8\%$, $73 \pm 10\%$ e $44,3 \pm 9\%$, respectivamente. Isto devido a maior recirculação, representada pela relação 2 foi a melhor condição de tratamento oferecido para obter maiores eficiências de oxidação no processo de nitrificação e de desnitrificação.

Figura 42. Influência da taxa de recirculação nas diferentes formas de nitrogênio presentes no sistema de tratamento



Fonte: Elaboração do autor

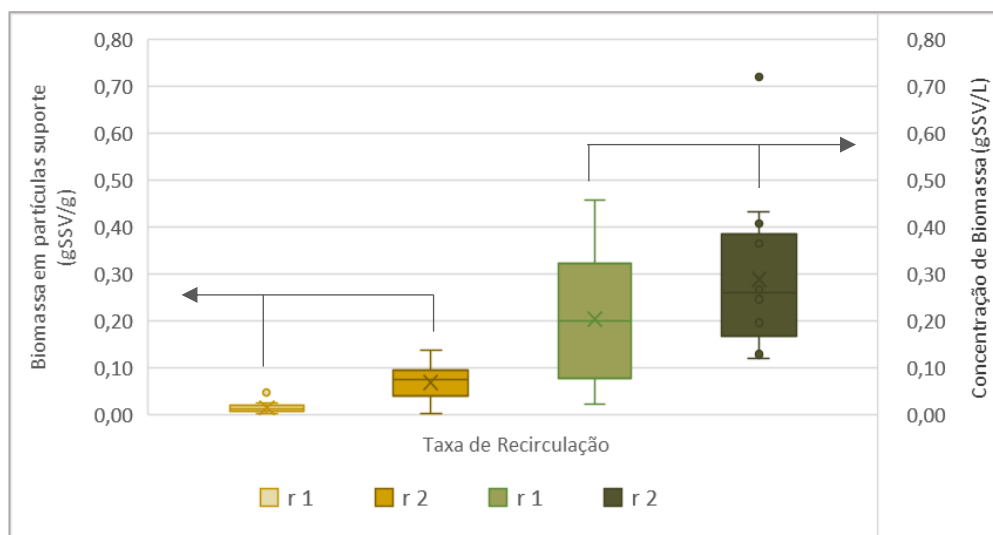
5.5.4 Influência da relação de vazões na Biomassa

Outro parâmetro analisado durante a operação do reator foi a biomassa, representada pelos SSV. Esta foi classificada como a biomassa aderida nas partículas suporte (g de SSV por g de partícula suporte) e como a concentração da biomassa presente no reator (g de SSV por L).

A Figura 43 indica o comportamento desta variável para as diferentes relações de vazão operadas no reator. Claramente é observado que à medida que a recirculação vai sendo

incrementada (da relação de vazões 1 para a relação 2), a biomassa também aumenta no reator, tanto para a biomassa exclusivamente aderida nas partículas como a suspensa no reator.

Figura 43. Influência da taxa de recirculação na biomassa presente no reator

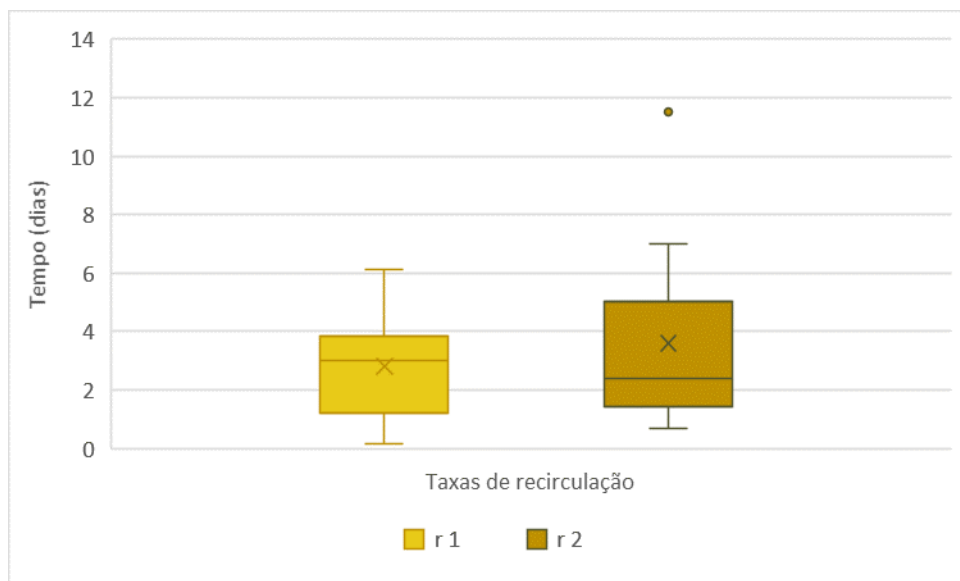


Fonte: Elaboração do autor

A biomassa aderida nas partículas foi de $0,014 \pm 0,01 \text{ g SSV.g}^{-1}$ e $0,068 \pm 0,04 \text{ gSSV.g}^{-1}$ para a relação de vazões 1 e 2, respectivamente. A concentração da biomassa presente no reator durante o tempo de funcionamento mesmo foi de $0,203 \pm 0,14 \text{ gSSV.L}^{-1}$ e $0,289 \pm 0,16 \text{ gSSV.L}^{-1}$. Estes valores inferem que o comportamento da biomassa foi crescente à medida que recirculação aumentou no reator. Desta forma, pode-se deduzir que o aumento da recirculação (da relação 1 para a 2) favoreceu o crescimento da biomassa no reator beneficiando assim os processos de remoção de matéria orgânica e nitrogênio no reator.

O incremento da concentração da biomassa mencionado pode se observar refletido no TRC, o qual aumentou com a relação de vazões 2. A Figura 44 indica esta variável para as relações de vazão operadas no reator. Os TRC médios encontrados durante a operação foram de $2,8 \pm 1,83$ dias para a relação 1, e para a relação 2 o TRC aumentou para $3,6 \pm 3,07$ dias, indicando que com uma maior recirculação dentro do reator os microrganismos permanecem aderidos no meio suporte.

Figura 44. Influência da relação de vazões no TRC



Fonte: Elaboração do autor

6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Em relação à remoção da matéria orgânica carbonácea, verificou-se que a relação de vazões que beneficiou o processo de oxidação foi a relação 2, na qual foi atingida uma eficiência de remoção média de 83%, devido à maior recirculação do leito oxigenado, gerando condições apropriadas para os microrganismos heterótrofos.

A relação de vazões 2 favoreceu do mesmo modo a remoção do material nitrogenado presente no esgoto, alcançando uma porcentagem média de remoção de $44 \pm 9\%$, o qual indica que a maior recirculação do leito oxigenado favoreceu as condições de nitrificação, na qual se teve uma oxidação média de amônia de $36.1 \pm 8\%$ superior do que a apresentada para a relação de vazões ($29.39 \pm 28\%$).

Apesar de que para a relação de vazões 2, a concentração média de OD foi de 2.14 mg.L^{-1} foi possível atingir condições para ocorrer desnitrificação, aparentemente no fundo da câmara até a saída (onde a concentração média de OD foi de $0,60 \text{ mg.L}^{-1}$, apresentando sempre um efluente anóxico) ou talvez pela presença de uma camada de biofilme anóxico nas partículas suporte, o qual permitiu alcançar uma eficiência de remoção média de $44 \pm 17\%$.

A relação de vazões 2 aplicada, permitiu a formação de biomassa no reator, atingindo à máxima concentração de VSS.L^{-1} durante a operação, porem durante a aplicação desta relação de vazões foi apresentado uma queda brusca da concentração de biomassa, indicando que para uma maior recirculação existe maior risco de desprendimento de biofilme.

7 CONCLUSÕES

A relação de vazões 2 beneficiou a remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada.

Apesar do tubo 3 não atingir valores totalmente anóxico durante a operação do reator, o sistema conseguiu remover NT.

A relação de vazões 2 permitiu o incremento de biomassa e o incremento de recirculação provocou o desprendimento de biofilme.

O reator aeróbio de leito fluidizado com terceira câmara é uma alternativa oportuna para o tratamento de esgoto doméstico na remoção de matéria orgânica e NT.

8 RECOMENDAÇÕES

Sugere-se para estudos futuros uma investigação que permita analisar o efeito da recirculação testando outras relações de vazões nas câmaras do reator (alterando a altura da saída do reator), na remoção de compostos nitrogenados e de matéria carbonácea presentes no esgoto doméstico a fim de analisar o efeito desta variável até atingir os valores máximos de remoção.

Propõe-se também incrementar o volume da câmara do tubo 3 (anóxica) para garantir menor recirculação de leito oxigenado, e permitir assim maiores condições anóxicas no reator.

Tendo em conta que as condições de temperatura afetaram a estabilidade dos processos microbiológicos no reator, recomendasse uma alteração operacional que possa evitar mudanças bruscas de temperatura, e se possível a operação do reator seja realizado durante os meses de novembro a março período no qual as condições ambientais podem beneficiar a adaptação dos microrganismos.

Em vista de que a operação do reator foi com uma mesma concentração de meio suporte, poderia realizar um estudo para analisar a influência desta variável na remoção de matéria orgânica carbonácea e nitrogenada.

REFERÊNCIAS

ASCE. **Standard measurement of oxygen transfer in clear water**. ANSI/ASCE, 1990.

ALVES, C. F., MELO, L. F., VIEIRA, M. J. Influence of medium composition on the characteristics of a denitrifying biofilm formed by *Alcaligenes denitrificans* in a fluidised bed reactor. **Process Biochemistry**, London, v. 37, n. 8, p. 837-845, 2002.

BUNGAY, M. L.; BUNGAY, H. R. Fundamental concepts for environmental processes. In: WANG, L. K. et al. **Biological Treatment Processes**. [S. l.]: Springer, 2009. v. 8. p. 1-27.

CHERNICHARO, C.A.L., SPERLING, M.V. **Biological wastewater treatment in warm climate regions**. London: IWA, 2005.

CORREIA, G.T. **Efeito da concentração do meio de suporte e relação entre áreas no desempenho de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação interna no tratamento de esgoto doméstico**. 2010. 111 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2010.

CORREIA, G.T., SÁNCHEZ, I. A., ARAUJO, L. S., GEBARA, D., DALL'AGLIO SOBRINHO, M., MATSUMOTO, T. Remoción de fósforo de diferentes aguas residuales en reactores aerobios de lecho fluidizado trifásico con circulación interna. **Revista Facultad de Ingeniería Universidad de Antioquia**, Medellín, n. 67, p. 172-182, 2013.

CORREIA, G.T., SÁNCHEZ, I. A., ARAUJO, L. S., GEBARA, D., DALL'AGLIO SOBRINHO, M., MATSUMOTO, T. Fluidised bed airlift reactors with internal circulation: hydrodynamics and carrier characterization. **Revista Facultad de Ingeniería Universidad de Antioquia**, Medellín, v. 56, p. 68-77, 2010.

FERRARA, G.G e RAMIREZ, A. Influencia de la Relación C:N en la Remoción de Nitrógeno, usando un Sistema Combinado de Reactores por Carga Secuencial. **Revista de la Facultad de Ingeniería U.C.V.**, Caracas, v. 25, n. 4, p. 41-51, 2010.

FREITAS, C., e TEIXEIRA, J. A. Oxygen mass transfer in a high solids loading three-phase internal-loop airlift reactor. **Chemical Engineering Journal**, Amsterdam, v. 84, n. 1, p. 57-61, 2001.

GEBARA, D. **Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. 2006. 400 f. Tese (Doutorado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

GONÇALVES, R. F., CHERNICHARO, C. A., NETO, C. O., SOBRINHO, P. A., KATO, M. T., RIBEIRO, R. H., AISSE, M. M., ZAIAT, M. Pós tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme em: CHERNICHARO, C. A. de L. (Org.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: FINEP, 2001. v. 1, p. 171-271.

HARTLEY, K; OLSSON, G. Fluidized bed denitrification. **Tuning Biological Nutrient Removal Plants**, Londres, p. 110-124, 2013.

HANAFIZADEH, P., & GHORBANI, B. Review study on airlift pumping systems. **Multiphase Science and Technology**, v. 24, n. 4, 2012.

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

LIN, Y. M., TAY, J. H., LIU Y., HUNG, Y. T. Biological nitrification and denitrification processes. In: WANG, L. K. et al. **Biological treatment processes**. [S. l.]: Springer, 2009. v. 8, p. 539-588,

L.F. MELO., M.J. VIEIRA. Physical stability and biological activity of biofilms under turbulent flow and low substrate concentration. In: **Bioprocess engineering**. [S. l.: s. n.], 1999. v. 20, p. 363-368.

MARTÍN, R. D. **Estudio del flujo de reactores con tres fases por simulación**. 2001. Tese (Doutorado) - Facultad de Ciencias Químicas, Universidad Complutense de Madrid, Madrid, 2001.

RIBEIRO, R. S. **Reator de leito expandido em escala plena com zonas anaeróbia e aeróbia sobrepostas: Remoção conjunta de matéria orgânica e nutrientes e estudo do comportamento microbiológico do biofilme, por respirometria e microsensor de OD**. 2007. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2007.

VAN BENTHUM, W. A. J., VAN DEN HOOGEN, J. H. A., VAN DER LANS, R. G. J. M., VAN LOODRECHT, M. C. M., HEIJNEN, J. J. The BiofilmAirliftSuspensionReactor. Part I: Design and two-phases hydrodynamics. **Chemical Engineering Science**, Kidlington, v. 54, p. 1909-1924, 1999a.

VAN BENTHUM, W. A. J., VAN DER LANS, R. G. J. M., VAN LOOSDRECHT, M. C. M., HEIJNEN, J. J. Bubble recirculation regimes in an internal-loop airlift reactor. **Chemical engineering science**, Kidlington, v. 54, n. 18, p. 3995-4006, 1999b.

VAN BENTHUM, W.A.J., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., HEIJNEN, J.J. Integration of nitrification and denitrification in biofilm airlift suspension reactors. **Water science and technology**, London, v. 41, n. 4-5, p. 97-103, 2000.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 3. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG, 2005. v. 1. 452 p.

WEN, J. P., JIA, X. Q., e FENG, W. Hydrodynamic and Mass Transfer of Gas-Liquid-Solid Three-Phase Internal Loop Airlift Reactors with Nanometer Solid Particles. **Chemical engineering and technology**, Weinheim, v. 28, n. 1, p. 53-60, 2005.

Water Environment Federation. **Biological nutrient removal processes in operation of water resource recovery facilities**. 7. ed. n. 11, p. 1-66, 2007.

ZHOU, P., HE, J., e QIAN, Y. Biofilm Airlift Suspension Reactor Treatment of Domestic Wastewater. **Water, Air, and Soil Pollution**, Dordrecht, v. 144, p. 81-100, 2003.

**APÊNDICE A - RESULTADOS DE OXIGÊNIO DISSOLVIDO
DURANTE O CONTROLE DA OPERAÇÃO DO REATOR**

Variável: OXIGÊNIO DISSOLVIDO

Data	Afluente (mg/L)	Topo tubo 2 (mg/L)	Topo Tubo 3 (mg/L)	Efluente (mg/L)	Nível de esgotonoreator (m)
28/03/2017	0,98	1,09	3,87		1,76
29/03/2017	0,94	1,05	2,85		1,76
30/03/2017	0,59	0,92	2,4		1,76
31/03/2017	1,29	1,88	3,47		1,76
1/04/2017	0,94	5,15	6,29		1,76
2/04/2017	0,67	1,65	5,37		1,76
3/04/2017	0,78	0,83	2,76		1,76
4/04/2017	0,26	0,97	3,62		1,76
5/04/2017	0,53	0,26	2,59		1,76
6/04/2017	0,94	2,14	3,51		1,76
7/04/2017	0,16	1,01	3,12		1,76
8/04/2017	0,11	0,55	3,76		1,76
9/04/2017	0,26	1,37	3,23		1,76
10/04/2017	0,19	0,57	3,58		1,76
11/04/2017	0	0	8		1,76
12/04/2017	0	0	2,37	0	1,76
13/04/2017	0	0,93	2,34	0,3	1,76
14/04/2017					1,76
15/04/2017	0,21	0,43	2,18	0,31	1,76
16/04/2017				0,034	1,76
17/04/2017	0,15	0,4	2	0,31	1,76
18/04/2017					1,76
19/04/2017		0,74	3,41	0,89	1,76
20/04/2017		0,75	4,11	0,98	1,76
21/04/2017		1,74	4,11	1,97	1,76
22/04/2017		1,63	3,97	1,79	1,76
23/04/2017					1,76
24/04/2017		1,74	4,32	1,82	1,76
25/04/2017		0,3	1,3	0,14	1,76
26/04/2017	0,26	1,35	5,71	1,72	1,76
27/04/2017	0,13	0,76	2,25	0,63	1,76
28/04/2017	0,23	0,18	1,8	0,34	1,76
29/04/2017	0,13	1,04	3,87	1,01	1,76

30/04/2017					1,76
1/05/2017	0,13	1,5	4,21	1,7	1,76
2/05/2017	0,15	1,22	4,53	1,31	1,76
3/05/2017	0,12	1,03	4,35	0,95	1,76
4/05/2017	0,23	1,35	3,38	1,47	1,76
5/05/2017	0,26	0,69	3,04	0,81	1,76
6/05/2017	0,67	1,73	5,08	1,87	1,76
7/05/2017					1,76
8/05/2017	0,15	0,62	2,49	0,85	1,76
9/05/2017	0,13	0,48	2,08	0,56	1,76
10/05/2017	0,12	0,62	2,37	0,71	1,76
11/05/2017	0,14	0,57	2,06	0,98	1,76
12/05/2017	0,12	0,13	1,87	0,15	1,76
13/05/2017	0,14	1,16	4,37	1,86	1,76
14/05/2017					1,76
15/05/2017	0,1	0,27	1.16	0,43	1,76
16/05/2017					1,76
17/05/2017	0,23	1,46	4,57	1,88	1,76
18/05/2017	0,12	0,13	2,2	0,52	1,76
19/05/2017	0,87	1,17	3,63	1,28	1,76
20/05/2017	0,81	1,97	3,53	2,03	1,76
21/05/2017					1,76
22/05/2017	0,12	1,48	2,69	1,63	1,76
23/05/2017	0,11	0,11	2,28	0,14	1,76
24/05/2017	0,15	0,75	4,87	1,03	1,76
25/05/2017	0,13	0,88	3,02	1,01	1,76
26/05/2017	0,14	0,54	4,11	0,89	1,76
27/05/2017	0,12	0,15	1,87	0,19	1,76
28/05/2017					1,76
29/05/2017	0,13	0,85	2,12	1,46	1,76
30/05/2017	0,12	0,19	3,14	0,89	1,76
31/05/2017	0,19	1,27	4,71	1,43	1,76
1/06/2017	0,12	0,12	2,14	0,12	1,76
2/06/2017	0,58	1,98	4,37	2,36	1,76
3/06/2017	0,13	0,23	3,52	0,26	1,76
4/06/2017					1,76
5/06/2017	0,12	0,13	2,51	0,19	1,76
6/06/2017	0,14	0,53	3,57	0,2	1,76
7/06/2017	0,11	0,19	1,74	0,21	1,76
8/06/2017	0,13	0,18	2,56	0,25	1,76
9/06/2017	0,15	0,46	5,03	0,93	1,76
10/06/2017	0,78	1,87	6,21	1,94	1,76

11/06/2017					1,76
12/06/2017	0,13	0,77	4,54	1,6	1,76
13/06/2017					1,76
14/06/2017	0,11	0,82	2,17	1,34	1,76
15/06/2017	0,14	0,92	5,37	1,16	1,76
16/06/2017	0,11	0,9	4,53	1,43	1,76
17/06/2017	0,13	0,92	5,31	1,29	1,76
18/06/2017					1,76
19/06/2017	0,12	1,33	4,36	1,89	1,76
20/06/2017	0,11	0,87	3,51	1,13	1,76
21/06/2017	0,13	0,61	2,71	1,37	1,76
22/06/2017	0,12	0,73	2,51	1,19	1,76
23/06/2017	0,11	0,85	2,76	0,9	1,76
24/06/2017	0,11	0,97	4,41	1,47	1,76
25/06/2017					1,76
26/06/2017	0,11	0,41	2,53	0,84	1,76
27/06/2017	0,12	0,69	4,44	1,2	1,76
28/06/2017	0,11	0,34	0,86	3,42	1,76
29/06/2017	0,12	0,47	3,63	1,37	1,76
30/06/2017	0,13	0,38	2,84	0,89	1,76
1/07/2017	0,13	0,19	2,47	0,92	1,76
2/07/2017					1,76
3/07/2017	0,15	1,35	4,35	1,67	1,76
4/07/2017	0,11	0,98	3,33	1,63	1,76
5/07/2017	0,14	0,94	3,28	1,79	1,79
6/07/2017	0,11	0,16	2,71	1,54	1,79
7/07/2017	0,12	0,24	2,92	1,42	1,79
8/07/2017	0,12	0,36	2,7	1,72	1,79
9/07/2017					1,79
10/07/2017	0,12	0,19	2,55	1,39	1,79
11/07/2017	0,13	0,2	2,23	1,38	1,79
12/07/2017					1,79
13/07/2017	0,14	0,94	4,71	1,97	1,81
14/07/2017	0,11	0,23	2,81	1,75	1,81
15/07/2017	0,14	0,44	3,76	1,49	1,81
16/07/2017					1,81
17/07/2017	0,12	0,22	4,23	1,8	1,81
18/07/2017	0,16	1,74	6,27	3,24	1,81
19/07/2017	0,15	0,66	4,29	2,34	1,81
20/07/2017	0,15	0,48	2,31	3,68	1,81
21/07/2017	0,14	0,18	1,82	0,92	1,81
22/07/2017	0,16	0,19	2,88	1,98	1,81

23/07/2017					1,81
24/07/2017	0,12	0,23	3,34	2,07	1,81
25/07/2017	0,16	0,3	4,71	2,31	1,81
26/07/2017	0,13	0,46	6,63	2,63	1,81
27/07/2017	0,14	0,58	2,69	2,05	1,81
28/07/2017	0,16	0,15	2,54	1,19	1,81
29/07/2017	0,13	1,36	5,05	2,76	1,81
30/07/2017					1,81
31/07/2017	0,15	0,79	3,52	2,31	1,81
1/08/2017	0,14	0,96	5,08	2,75	1,81
2/08/2017	0,14	0,81	3,52	2,37	1,81
3/08/2017	0,15	0,91	4,53	2,33	1,81
4/08/2017	0,13	0,86	5,17	2,16	1,81
5/08/2017	0,13	0,46	3,23	1,9	1,81
6/08/2017					1,81
7/08/2017	0,14	0,36	3,24	1,76	1,81
8/08/2017	0,16	0,78	4,15	2,01	1,81
9/08/2017	0,14	0,23	3,64	1,74	1,81
10/08/2017	0,13	0,34	3,62	2,04	1,81
11/08/2017	0,15	0,77	4,43	2,1	1,81
12/08/2017	0,13	0,91	5,47	2,13	1,81
13/08/2017					1,81
14/08/2017	0,12	0,19	2,12	1,73	1,81
15/08/2017	0,14	0,43	5,31	2,36	1,81
16/08/2017	0,13	0,82	4,77	2,26	1,81
17/08/2017	0,14	0,83	4,35	2,16	1,81
18/08/2017	0,16	0,71	4,71	2,24	1,81

Fonte: Elaboração do autor.

**APÊNDICE B - RESULTADOS DE TEMPERATURA E pH
DURANTE O CONTROLE DA OPERAÇÃO DO REATOR**

Variáveis: Temperatura e pH

Data	Temperatura (°C)		pH	
	Esgoto	Ambiente	Afluente	Efluente
28/03/2017	27,3	21,5	7,43	7,29
29/03/2017	28,9	20,7	7,64	7,18
30/03/2017	29,3	18,9	7,68	7,39
31/03/2017	28,8	19,9	7,62	7,3
1/04/2017	29,4	18,2	7,85	7,98
2/04/2017	28,3	17,4	7,56	7,83
3/04/2017	29,2	20,2	7,28	7,51
4/04/2017	30,1	23,2	7,79	7,38
5/04/2017	28,9	23,3	7,42	7,54
6/04/2017	30,8	23,7	7,51	7,84
7/04/2017	28,3	23,5	7,48	7,58
8/04/2017	28,3	23,8	7,46	7,66
9/04/2017	28,1	22,2	7,32	7,09
10/04/2017	26,9	23,5	7,8	8,21
11/04/2017	27,5	22	7,7	7,16
12/04/2017		21,3	7,44	6,75
13/04/2017	24,9	19,9	7,4	7,83
14/04/2017		20,4		
15/04/2017	27,2	22,4	7,11	7,43
16/04/2017	25,7	22		
17/04/2017	24,7	21,3	7,72	7,73
18/04/2017	24,3	20,8	7	7,21
19/04/2017	23,6	19,5	7,29	7,17
20/04/2017	25	19,9		
21/04/2017	23,4	18,2	7,01	7,46
22/04/2017	22,6	16,8	7,75	7,84
23/04/2017		17,3		
24/04/2017	22,3	17,1	7,85	7,27
25/04/2017	28,8	18,4	7,11	7,06
26/04/2017	25,4	19,8	7,55	7,74
27/04/2017	22,3	17,4	7,73	7,76
28/04/2017	22	14,7	7,3	7,31
29/04/2017	22,7	16,6	7,63	7,62
30/04/2017		14,5		
1/05/2017	23,1	20,8	7,13	7,23

2/05/2017	23,6	19,1	7,32	7,31
3/05/2017	23,9	21,2	7,19	7,16
4/05/2017	24,7	19,8	7,15	7,22
5/05/2017	25	18,2	7,56	7,19
6/05/2017	21,2	18,5	7,55	7,17
7/05/2017		16,8		
8/05/2017	22,9	18	7,59	7,22
9/05/2017	24,3	17,9	7,17	7,22
10/05/2017	24,4	18,5	7,26	7,68
11/05/2017	23,1	18,6	7,15	7,27
12/05/2017	22,1	18	6,98	7,27
13/05/2017	24,2	19,2	7,37	7,69
14/05/2017		21,6		
15/05/2017	23,8	20	7,39	7,36
16/05/2017		19,6		
17/05/2017	22,4	20,2	7,19	7,18
18/05/2017	25,5	21,1	7,46	7,48
19/05/2017	25,1	18,1	7,43	7,39
20/05/2017	22,8	18	7,71	7,36
21/05/2017		18,7		
22/05/2017	20,8	18,9	7,55	7,78
23/05/2017	23,3	20,1	7,63	7,61
24/05/2017	23,3	20,8	7,39	7,57
25/05/2017	25,1	21	7,57	7,47
26/05/2017	25,3	21,3	7,21	7,55
27/05/2017	26	19,9	7,4	7,58
28/05/2017		20,5		
29/05/2017	23,7	19,1	7,31	7,38
30/05/2017	25	18,1	7,43	7,56
31/05/2017	20,7	17,6	7,53	7,5
1/06/2017	21	14,6	7,4	7,4
2/06/2017	19,2	10,9	7,77	7,67
3/06/2017	20,4	15,4	7,63	7,54
4/06/2017		18,8		
5/06/2017	24,7	22	7,55	7,47
6/06/2017	24,5	21	7,52	7,56
7/06/2017	24,2	20,3	7,37	7,58
8/06/2017	24,6	19,3	7,15	7,57
9/06/2017	20	12,1	7,27	7,51
10/06/2017	15,1	8	7,44	7,43
11/06/2017		7		
12/06/2017	19,4	14,4		

13/06/2017	19,9	17,5	7,26	7,16
14/06/2017	21,8	16,4	7,56	7,8
15/06/2017	21,3	16,2	7,31	7,21
16/06/2017	20,7	15,8		
17/06/2017	21	17,3	7,5	7,26
18/06/2017		18,7		
19/06/2017	22,3	16,5	7,43	7,26
20/06/2017	19,7	13,4	7,51	7,36
21/06/2017	20,3	13,6	7,43	7,38
22/06/2017	21,4	16,8	7,31	7,31
23/06/2017	19,8	19,5	7,51	7,65
24/06/2017	20,2	17,1	7,32	7,16
25/06/2017		15,5		
26/06/2017	20,8	14,9	7,58	7,61
27/06/2017	21,1	17,5	7,24	7,4
28/06/2017	21,8	15,6	7,34	7,75
29/06/2017	22,6	18,5	7,61	7,52
30/06/2017	23,6	17,1	7,8	7,62
1/07/2017	22,4	14,4	7,87	7,67
2/07/2017		15,7		
3/07/2017	17,5	12,9	7,8	7,92
4/07/2017	19,7	12,8	7,35	7,41
5/07/2017	20,3	14,1	7,68	7,65
6/07/2017	20,9	13,5	7,46	7,44
7/07/2017	21,3	13	7,54	7,69
8/07/2017	21,8	17,4	7,35	7,35
9/07/2017		16,2		
10/07/2017	21,6	15,7	7,84	7,78
11/07/2017	22,3	15,1	7,57	7,74
12/07/2017	22,6	16,6	7,36	7,42
13/07/2017	20,8	15,4	7,3	7,3
14/07/2017	21,9	14,4	7,43	7,38
15/07/2017	22,4	17,2	7,44	7,45
16/07/2017		18,7		
17/07/2017	22,5	10,5	7,52	7,65
18/07/2017	14,9	8,3	7,37	7,53
19/07/2017	19,1	9,1		
20/07/2017	19,7	10	7,48	7,37
21/07/2017	23,1	12,7	7,57	7,74
22/07/2017	22,5	14,1	7,62	7,31
23/07/2017		14,7		
24/07/2017	22,4	18,5	7,45	7,71

25/07/2017	21,3	13,4	7,65	7,59
26/07/2017	21,1	14,5	7,62	7,5
27/07/2017	22,5	14,2	7,62	7,85
28/07/2017	22,7	16,3	7,49	7,54
29/07/2017	21,5	16,7	7,36	7,31
30/07/2017		16,2		
31/07/2017	22,5	17,9	7,75	7,7
1/08/2017	20,5	12,4	7,28	7,5
2/08/2017	22,2	16	7,43	7,65
3/08/2017	21,5	13,5	7,34	7,51
4/08/2017	18,7	17,8	7,76	7,72
5/08/2017	21,9	13,3	7,44	7,28
6/08/2017		12,8		
7/08/2017	21,5	14,7	7,78	7,37
8/08/2017	22,7	15,2	7,67	7,68
9/08/2017	24,3	17,5	7,63	7,46
10/08/2017	23,8	18,7	7,63	7,34
11/08/2017	23,7	19,9		
12/08/2017	22,3	19,4	7,38	7,63
13/08/2017		19,9		
14/08/2017	23,8	17,7	7,51	7,73
15/08/2017	21,8	18,2	7,23	7,89
16/08/2017	20,8	17,7	7,88	7,8
17/08/2017	20,8	18,6	7,37	7,47
18/08/2017	20,2	18,6	7,46	7,38

Fonte: Elaboração do autor.

APÊNDICE C - RESULTADOS DE VAZÃO E DQO DURANTE O CONTROLE DA OPERAÇÃO DO REATOR

Variáveis: Vazão e DQO					
Data	Vazão	DQO (mg/L)			Eficiência
	(m ³ /s)	Afluente	Efluente	Filtrada	(%)
28/03/2017		344	123		64,24%
29/03/2017		277	180		35,02%
30/03/2017		270	167		38,15%
31/03/2017		297	143		51,85%
1/04/2017		353	74		79,04%
2/04/2017		210	90		57,14%
3/04/2017		303	277		8,58%
4/04/2017		294	267		9,18%
5/04/2017		300	220		26,67%
6/04/2017		307	117		61,89%
7/04/2017		340	103		69,71%
8/04/2017		340	130		61,76%
9/04/2017		403	160		60,30%
10/04/2017		380	147		61,32%
11/04/2017		387	120		68,99%
12/04/2017		344	153		55,52%
13/04/2017		300	103		65,67%
14/04/2017					
15/04/2017		300	100		66,67%
16/04/2017	7,5	310	73		76,45%
17/04/2017	5,88	343	77		77,55%
18/04/2017	4,91	330	10		96,97%
19/04/2017	7,91	320	80	60	75,00%
20/04/2017	6,78	294	13		95,58%
21/04/2017	7,56	403	14		96,53%
22/04/2017	8,42	180	27		85,00%
23/04/2017					
24/04/2017	3,94	234	19		91,88%
25/04/2017	7,53	284	284		91,88%
26/04/2017	8,94	238	79		66,81%
27/04/2017	10,98	314	160		49,04%
28/04/2017	10,35	280	117		58,21%
29/04/2017	7,23	304	67		77,96%
30/04/2017	7,56				

1/05/2017	3,4	420	57		86,43%
2/05/2017	3,86	390	67		82,82%
3/05/2017	3,66	450	17		96,22%
4/05/2017	4,89	310	24		92,26%
5/05/2017	7,33	314	84		73,25%
6/05/2017	4	277	50		81,95%
7/05/2017	6,61				
8/05/2017	6,61	437	30		93,14%
9/05/2017	7,69	484	77		84,09%
10/05/2017	7,76	294	54		81,63%
11/05/2017	6,87	364	40		89,01%
12/05/2017	4	407	327		19,66%
13/05/2017	4,52	674	24		96,44%
14/05/2017	4,33				96,44%
15/05/2017	4,33	444	97		78,15%
16/05/2017	4,45				
17/05/2017	4,45	532	46		91,35%
18/05/2017	14,44	476	266		44,12%
19/05/2017	7,79	353	93		73,65%
20/05/2017	9,1	362	102		71,82%
21/05/2017	9,89				
22/05/2017	9,89	606	89		85,31%
23/05/2017	13,93	686	249		63,70%
24/05/2017	5,67	616	116	103	81,17%
25/05/2017	5,06	969	153		84,21%
26/05/2017	6,03	513	89	46	82,65%
27/05/2017	10,61	769	229		70,22%
28/05/2017	4,54				
29/05/2017	4,54	623	156	149	74,96%
30/05/2017	9,89	906	243		73,18%
31/05/2017	2,79	653	133		79,63%
1/06/2017	10,38	509	313	229	38,51%
2/06/2017	4,03	493	129		73,83%
3/06/2017	4,68	476	186		60,92%
4/06/2017	4,95				
5/06/2017	4,95	756	196	163	74,07%
6/06/2017	4,83	583	159		72,73%
7/06/2017	4,97	826	209		74,70%
8/06/2017	4,89	836	176		78,95%
9/06/2017	4,97	596	156	133	73,83%
10/06/2017	4,33	609	199		67,32%
11/06/2017	4,88				

12/06/2017	4,88	539	149		72,36%
13/06/2017	4,96	476	76		84,03%
14/06/2017	5,2	462	97		79,00%
15/06/2017	5,01	533	36		93,25%
16/06/2017	4,53	583	99		83,02%
17/06/2017	4,99	419	66		84,25%
18/06/2017	4,12				
19/06/2017	4,12	596	86		85,57%
20/06/2017	5,97	493	173		64,91%
21/06/2017	5,62	556	90	158	83,81%
22/06/2017	5,1	653	123		81,16%
23/06/2017	4,86	509	116		77,21%
24/06/2017	5,01	549	133		75,77%
25/06/2017	5,4				
26/06/2017	5,4	643	113		82,43%
27/06/2017	3,4	499	79		84,17%
28/06/2017	6,02	479	159		66,81%
29/06/2017	4,86	606	129		78,71%
30/06/2017	7,12	516	146	133	71,71%
1/07/2017	5,87	456	89		80,48%
2/07/2017	3,57				
3/07/2017	3,57	623	106		82,99%
4/07/2017	4,97	579	79	72	86,36%
5/07/2017	5,02	549	69		87,43%
6/07/2017	5,1	539	86	69	84,04%
7/07/2017	5,16	589	96		83,70%
8/07/2017	4,5	559	93	73	83,36%
9/07/2017	4,68				
10/07/2017	4,68	646	96	59	85,14%
11/07/2017	5,14	519	79		84,78%
12/07/2017	5,03	493	86		82,56%
13/07/2017	4,23	566	79		86,04%
14/07/2017	4,84	583	92		84,22%
15/07/2017	5,97	513	82	76	84,02%
16/07/2017					
17/07/2017	4,5	706	103	89	85,41%
18/07/2017	4,8	519	106		79,58%
19/07/2017	5,86	509	112	99	78,00%
20/07/2017	4,86	573	99		82,72%
21/07/2017	8,93	649	209		67,80%
22/07/2017	6,36	552	122		77,90%
23/07/2017					

24/07/2017	4,68	656	126		80,79%
25/07/2017	5,03	503	92		81,71%
26/07/2017	5,01	530	86		83,77%
27/07/2017	5,96	632	109		82,75%
28/07/2017	6,03	633	122		80,73%
29/07/2017	3,36	643	76		88,18%
30/07/2017					
31/07/2017	4,93	659	112		83,00%
1/08/2017	4,22	599	96	69	83,97%
2/08/2017	5,31	606	92	89	84,82%
3/08/2017	4,87	523	72	66	86,23%
4/08/2017	4,85	489	66	62	86,50%
5/08/2017	6,13	559	112		79,96%
6/08/2017					
7/08/2017	4,83	663	93	86	85,97%
8/08/2017	4,94	589	86	82	85,40%
9/08/2017	5,36	656	99	92	84,91%
10/08/2017	5,11	656	113	99	82,77%
11/08/2017	4,85	633	89	76	85,94%
12/08/2017	5,13	656	142	129	78,35%
13/08/2017					
14/08/2017	5,68	876	182	142	79,22%
15/08/2017	4,36	636	96	73	84,91%
16/08/2017	4,35	569	56	46	90,16%
17/08/2017	4,76	533	92	89	82,74%
18/08/2017	4,55	509	96	76	81,14%

Fonte: Elaboração do autor.

**APÊNDICE D - RESULTADOS DE AMÔNIA, NITRATO E NITROGÊNIO
TOTAL DURANTE O CONTROLE DA OPERAÇÃO DO REATOR**

Variáveis: Amônia, Nitrato, NT e C:N

Data	Amônia (mg/L)		Nitrato (mg/L)		NT (mg/L)		Eficiência	C:N
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	%	
13/04/2017	35,2	27,1	7,2	3,4	48	44	8,33%	6,25
19/04/2017	42,8	33,5	3,2	1,5	60	44	26,67%	5,33
26/04/2017	49,2	17,7	2,1	1,6	44	16	63,64%	5,41
28/04/2017	28,4	26,8	2,2	1	52	40	23,08%	5,38
3/05/2017	35,7	19,4	2,2	0,9	52	28	46,15%	8,65
10/05/2017	31,4	26,1	2,7	1,3	52	40	23,08%	5,65
19/05/2017	29,5	26,1	2,2	1,3	56	36	35,71%	6,30
26/05/2017	53,7	29,8	3,3	1,4	68	36	47,06%	7,54
6/06/2017	36,1	24,5	3,9	1,9	64	36	43,75%	9,11
14/06/2017	51,6	31,9	9,2	3,3	44	28	36,36%	10,50
21/06/2017	50,1	34,1	6,3	1,4	68	44	35,29%	8,18
27/06/2017	36,2	27,9	4,3	1,9	64	32	50,00%	7,80
4/07/2017	41,8	31,8	4,8	1,6	44	36	18,18%	13,16
12/07/2017	32,1	21,8	7,1	3,3	44	36	18,18%	11,20
17/07/2017	40,4	27,4	8,2	1,5	56	32	42,86%	12,61
24/07/2017	33,7	21,1	14,5	3,5	60	36	40,00%	10,93
27/07/2017	43,8	31,6	12,8	2,6	52	32	38,46%	12,15
31/07/2017	40,4	31,3	11,5	3,2	52	32	38,46%	12,67
3/08/2017	32,9	25,4	7,2	1,8	36	20	44,44%	14,53
8/08/2017	46,2	27,2	7,1	3,3	52	20	61,54%	11,33
11/08/2017	46,3	31,9	9,5	2,6	44	16	63,64%	14,39
15/08/2017	33,3	21	8,6	2,8	36	8	77,78%	17,67
18/08/2017	28,1	21	6,4	1,5	36	16	55,56%	14,14

Fonte: Elaboração do autor.

**APÊNDICE E - RESULTADOS DE SÓLIDOS SUSPENSOS
VOLÁTEIS E TEMPO DE DETENÇÃO CELULAR
DURANTE O CONTROLE DA OPERAÇÃO DO REATOR**

Variáveis: SSV e Tempo de detenção celular

Data	SSV (mg/L)			gSSV/g partículas	TDC (dias)
	Afluente	Efluente	No reator	No Biofilme	
31/05/2017			108,3	0,0068	
2/06/2017			116,5	0,0087	
6/06/2017			104,7	0,0060	
8/06/2017	395	61,9999	88,4	0,0023	0,2
12/06/2017	22	99,4	88,4	0,0023	
14/06/2017	196	44	167,6	0,0203	1,9
16/06/2017	154	-	135,3	0,0130	
19/06/2017	222	15	142,5	0,0146	4,1
21/06/2017	146	37	129,3	0,0116	3,6
23/06/2017	166	30	123,2	0,0102	3,3
26/06/2017	190	39	187,6	0,0248	3,0
28/06/2017	182	49	160,6	0,0187	2,5
30/06/2017	178	52	100,9	0,0052	0,5
3/07/2017	80	38	284,5	0,0467	6,1
5/07/2017	204	32	327,2	0,0564	3,3
7/07/2017	204	53	251,3	0,0392	1,9
10/07/2017	194	71	209,7	0,0298	1,7
12/07/2017	82	72	243,3	0,0374	
14/07/2017	210	83	272,0	0,0439	0,7
17/07/2017	204	33	238,7	0,0364	2,2
19/07/2017	144	54	402,6	0,0735	2,6
21/07/2017	210	35			
24/07/2017	176	25	461,4	0,0868	5,2
26/07/2017	106	30			
28/07/2017	132	30	607,5	0,1199	1,9
31/07/2017	238	43	679,7	0,1362	2,4
2/08/2017	208	9	363,6	0,0517	11,5
4/08/2017	158	42	635,3	0,1042	7,0
7/08/2017	192	57	243,7	0,0597	2,1
9/08/2017	156	31	381,3	0,0773	4,8
11/08/2017	184	41	406,2	0,0855	4,7
14/08/2017	166	63	112,5	0,0098	0,7
16/08/2017	168	77	131,2	0,0027	0,9

Fonte: Elaboração do autor.