UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS

ELOÁ CRISTINA FIGUEIRINHA PELEGRINO

**AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DE UM REATOR BIOLÓGICO
ANAERÓBIO COM LEITO CONSTITUÍDO DE FIBRAS FLEXÍVEIS
APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO**

VERSÃO CORRIGIDA
São Carlos – SP

2016

FOLHA INTENCIONALMENTE DEIXADA EM BRANCO

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM HIDRÁULICA E SANEAMENTO

**Avaliação do desempenho de um reator biológico anaeróbico com leito
constituído de fibras flexíveis aplicado ao tratamento de esgoto.**

ELOÁ CRISTINA FIGUEIRINHA PELEGRINO

Tese apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da
Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção
do título de Doutora em Ciências, Engenharia Hidráulica e
Saneamento.

Orientador: Prof. Dr. Marco Antonio Penalva Reali

São Carlos – SP
2016

AUTORIZO, SOMENTE APÓS A SOLICITAÇÃO DE PRIVILÉGIO DE INVENÇÃO JUNTO À AGENCIA DE INOVAÇÃO DA USP, A REPRODUÇÃO E DIVULGAÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTES TRABALHOS, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

P
381a

Pelegriño, Eloá Cristina Figueirinha
Avaliação do desempenho de um reator biológico anaeróbico com leito constituído de fibras flexíveis aplicado ao tratamento de esgoto. / Eloá Cristina Figueirinha Pelegriño; orientador Marco Antonio Penalva Reali. São Carlos, 2016.

Tese (Doutorado) - Programa de Pós-Graduação e Área de Concentração em Hidráulica e Saneamento -- Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 2016.

1. reator anaeróbico. 2. leito de fibras flexíveis. 3. flexíveis. 4. pós-tratamento. 5. flotação. 6. sedimentação. 7. filtro de fibras flexíveis. 8. esgoto. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidata: Bacharel **ELOÁ CRISTINA FIGUEIRINHA PELEGRINO**.

Título da tese: "Avaliação do desempenho de um reator biológico anaeróbio com leito constituído de fibras flexíveis aplicado ao tratamento de esgoto".

Data da defesa: 25/05/2016

Comissão Julgadora:

Resultado:

Prof. Dr. **Marco Antonio Penalva Reali (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

APROVADA

Prof. Dr. **Luiz Antonio Daniel**
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

APROVADA

Prof. Titular **Roque Passos Pivelli**
(Escola Politécnica/EP-USP)

APROVADA

Prof. Dr. **Edson Aparecido Abdul Nour**
(Universidade Estadual de Campinas/UNICAMP)

APROVADA

Prof. Dr. **Rodrigo Braga Moruzzi**
(Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita Filho"/UNESP – Rio Claro)

Aprovada

Coordenadora do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento:

Profª. Associada **Maria Bernadete A. Varesche Silva**

Presidente da Comissão de Pós-Graduação:

Prof. Associado **Paulo César Lima Segantine**

FOLHA INTENCIONALMENTE DEIXADA EM BRANCO

Este trabalho é dedicado à minha amada família, em especial aos meus pais, irmãos, avós e à mais nova integrante da família, minha sobrinha Helena.

FOLHA INTENCIONALMENTE DEIXADA EM BRANCO

AGRADECIMENTOS

À Deus por estar sempre presente em minha vida e me iluminar meus caminhos ao longo de mais essa importante etapa de minha vida.

Aos meus amados pais, Edimauro e Eliana, pelo amor incondicional, amizade e total apoio a minha educação e formação e também realização de meus sonhos. Aos meus irmãos, Eloísa e Eduardo, “maninhos” queridos, pelo amor, carinho e companheirismo. E agora também aos novos integrantes da família, Heleninha e Anderson, sobrinha e cunhadinho queridos.

Ao meu orientador, Prof. Marco Antonio Penalva Reali pela confiança depositada, paciência e inúmeros ensinamentos ao longo de todos os anos que me orientou.

À banca de qualificação Prof. Márcia Helena R. Z. Damianovic e Prof. Luiz A. Daniel pelas sugestões e valiosas contribuições ao meu trabalho.

À Maria Teresa Hoffmann, técnica do LATAR, pelo auxílio na realização das análises químicas das incontáveis amostras, pela amizade, pelas conversas descontraídas nos cafezinhos, sempre preocupada e acolhedora, uma mãe aos Latarianos.

Aos amigos Latarianos Gabriel Sacchi Dibern, Lucas Ricardo Marcon, Gabriela Palhuzi, Dayane Boni, Fernanda Valdez, Juliana Dias, Andressa Bechara, Karen Meca, Thalita Salgado, Ana Paula Sueitt, Thadeu Sahão, Rodrigo Vieira, Aline Sá, Guilherme Giglio, Paulo Maciel, Priscila Ribeiro pela amizade e agradáveis momentos compartilhados. Em especial as amigas, Gabi, Day, Fer, Ju e Aline pelas conversas, festinhas e companhia no último ano da pesquisa, ajudando a alegrar e animar os dias em São Carlos.

A todos os amigos que cuidaram dos meus “filhinhos” reatores, quando precisei estar ausente, Lucas Marcon, Gabriel Sacchi, Thalita Salgado, Taís Shimna, Adriana Maluf, Karen Meca e Alcino de Paula. Em especial a Drica, por todos os conselhos e dicas sobre o mundo dos reatores, muito valiosos e que facilitaram meu dia a dia.

Aos meus alunos de IC, João Freire, Filipe Perez e Bruno Froes, por toda dedicação, paciência e amizade.

Aos amigos/irmão conquistados em São Carlos, Taís Shimna, Adriana Maluf, Aline Machado, Marjolly Shinzato, Leandro Martins, Daysy Lira, Martins Cavalcanti, Renata Martins, André Silva, Marcos Galbetti, Vinícius Siqueira, pela companhia de

todas as horas, garantindo momentos muito felizes. Também aos meninos mais lindos e carismáticos, Caio e Joaquim, por me contagiarem com sua alegria de crianças.

A Taís Shimna, amiga mais que irmã, por todos os momentos vividos ao longo do mestrado e doutorado, e agora para vida toda.

Aos entes queridos, Vó Maria e Vô Chico, Tio Edson, Tia Sandra, Tio Tico e Guilherme, pelo carinho, amor e incentivo sempre.

Aos amigos de Pres. Venceslau, Kátia Tasquini, Natália Addas, Thiago Andrade e Manoela Henriques, pela amizade, inúmeras risadas e inesquecíveis momentos passados juntos.

Aos Técnicos do Laboratório de Saneamento, Júlio e Cidinha e as Técnica do Laboratório LPB, Janja, Elô, Izabel e Carol pela colaboração na realização de análises.

Ao Alcino de Paula, por me socorrer em todos os momentos que meus reatores apresentaram problemas, sempre muito prestativo, atencioso e eficiente.

Aos funcionários do SHS pelo auxílio prestado e pela simpatia.

A todos que contribuíram direta ou indiretamente na realização deste trabalho, que não tenham sido nominados anteriormente.

E por fim, agradeço ao CNPq pela bolsa de estudos concedida.

"Todo mundo ama um dia todo mundo chora,
Um dia a gente chega, no outro vai embora
Cada um de nós compõe a sua história
Cada ser em si carrega o dom de ser capaz
De ser feliz."

(Tocando em frente - Almir Sater e Renato Teixeira)

FOLHA INTENCIONALMENTE DEIXADA EM BRANCO

RESUMO

PELEGRINO, E. C. F. (2016). Avaliação do desempenho de um reator biológico anaeróbio com leito constituído de fibras flexíveis aplicado ao tratamento de esgoto. 2016. Tese (Doutorado), Departamento de Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. **210 p + Apêndices.** São Carlos, SP.

Nas últimas décadas diversos tipos de meio suporte têm sido propostos para a melhoria da eficiência e/ou aumento da capacidade de reatores biológicos tratando esgoto sanitário. No presente trabalho de doutorado são apresentados os resultados obtidos com a aplicação de um novo tipo de reator biológico anaeróbio de fluxo ascendente com leito de fibras flexíveis aplicado ao tratamento de esgoto sintético. Sua concepção foi motivada pelas dificuldades verificadas em alguns tipos de reatores de leito expandido, os quais ao longo do tempo de operação podem perder suas características hidrodinâmicas iniciais, devido ao acúmulo de biomassa, passando a apresentar expansão não homogênea do leito. A proposta de uso da fibra de nylon como meio suporte se deveu a sua capacidade de atuar como leito flexível - quando fixo em apenas uma de suas extremidades - que, devido à sua flexibilidade, apresenta também características parecidas às de leito móvel. Nesse novo tipo de concepção de leito, a biomassa aderida às fibras flexíveis adquirem forma de longos filamentos, os quais, devido ao próprio escoamento do esgoto e à rotação do eixo em que as fibras são fixadas, permanecem estendidos de modo a proporcionar elevada relação volume/superfície. Essa biomassa na forma de finos filamentos permanece firmemente aderida às fibras flexíveis, reduzindo o potencial de perda de biomassa juntamente com o efluente e também de possíveis obstruções de poros, comum em leitos granulares. Para o estudo, foi projetada, construída, operada e avaliada durante 458 dias, uma instalação piloto constituída de seis reatores na forma de colunas verticais com escoamento contínuo e ascendente, operando em paralelo. Nesses reatores foram variados parâmetros de configuração e operação, como: i) a densidade de fibras flexíveis que compuseram o leito de fibras flexíveis; ii) a rotação do eixo vertical onde foram fixadas as fibras do leito; iii) o tempo de detenção hidráulica (nas etapas de 1 a 4 foram testados TDH de 9; 6; 4 e 3 horas, respectivamente); iv) a interrupção da rotação em reator em andamento. Foram analisadas as eficiências de remoção de carga orgânica e do perfil vertical dos reatores, assim como foi realizada a avaliação da composição da biomassa encontrada no biofilme, com análise de imagem e microscopia. Os resultados demonstram que a configuração dos reatores forneceram excelentes resultados de remoção de carga orgânica e também se mostraram aptos para se adaptar as variações de vazões aplicadas ao longo do trabalho, sendo observados os melhores resultados na Etapa 1 da fase 1, onde o Reator 2 apresentou eficiência de remoção de 91% de DQO total, 96% de DQO filtrada, 86% de DBO e 60% de SST. Também foi possível observar que os reatores com maiores densidades de fibras apresentaram melhores eficiências e permaneceram mais estáveis em face às características investigadas. Quanto à aplicação de rotação foi possível observar sua interferência positiva sobre a eficiência de remoção dos reatores, principalmente para as densidades de fibras inferiores e que o aumento de sua rotação também trazia melhorias na remoção de carga orgânica. Já para a avaliação da interrupção da rotação foi possível observar a redução de eficiência para os parâmetros avaliados. Também foram analisados três pós-tratamentos do efluente do reator anaeróbio por flotação, sedimentação (com e sem coagulante) e filtração em filtro de fibras flexíveis. O pós-tratamento mais adequado para ser aplicado em conjunto ao reator anaeróbio de fibras flexíveis foi a flotação, por separação (sem adição de coagulante), que apresentou remoção de 71% de turbidez, 51% de cor aparente, 40% de DQO, 25% de DQO filtrada, 34% de fósforo total e 52% de SST. Na avaliação do pós-tratamentos físico-químico mais adequado, a flotação por ar dissolvido apresentou melhores resultados utilizando o coagulante PAC em dosagem de 14 mg.L⁻¹ do princípio ativo de Al₂O₃, com eficiência de remoção do sistema de 84% de turbidez, 73% de cor aparente, 50% de DQO total e 31% de DQO filtrada, 45% de fósforo total e 62% SST.

Palavras-chave: reator anaeróbio, leito de fibras flexíveis, pós-tratamento, esgoto, biomassa aderida, rotação, flotação, sedimentação, filtração, filtro de fibras flexíveis, coagulação.

ABSTRACT

PELEGRINO, E. C. F. (2016). Performance evaluation of an anaerobic biological reactor with bed made of flexible fibers applied to sewage treatment. 2016. Thesis (PhD), Department of Hydraulics and Sanitation, School of Engineering of São Carlos, University of São Paulo. 210 p + appendices. São Carlos, SP.

In the last decades, many different types of support media have been proposed for improving the efficiency and / or increasing the compactness of biological reactors treating domestic sewage. The results obtained in the application of a new type of up flow anaerobic bioreactor with flexible fibers bed applied to synthetic wastewater treatment are presented in this PhD thesis. Its design was motivated by the difficulties observed in some types of expanded bed reactors, which may lose their initial hydrodynamic characteristics during operation time, due to the biomass accumulation, leading to inhomogeneous bed expansion. The proposed nylon fiber is used as the support media due to its ability to operate as flexible bed – when it is fixed at only one end - which, due to its flexibility, also has characteristics similar to the moving bed. In this new type of bed design, the biomass attached to the flexible fibers acquire the form of long filaments, which, due to the sewage flow and the rotation axis in which the fibers are fixed, remain extended in order to provide high volume /surface ratio. This biomass in the form of fine filament remains firmly attached to the flexible fibers, thereby reducing the potential loss of biomass along with the effluent, as well as possible pore clogging, which are common in granular beds. For this study, a pilot installation consisted of six parallel reactors in the form of vertical columns with continuous upflow was designed, constructed, operated and evaluated for 458 days. In these reactors were varied configuration settings and operation as: i) the density of flexible fibers that composed the bed of flexible fibers; ii) the rotation of the vertical axis where the bed fibers were fixed; iii) the hydraulic retention time (in steps 1 to 4, HDTs of 9, 6, 4 and 3 hours were tested, respectively); iv) interruption of the rotation in the reactor in progress. The organic load removal and the reactors vertical profile efficiencies were analyzed, as well as the biomass composition found in biofilm, with image analysis and microscopy. The results demonstrate that the configuration of reactors provided excellent results of organic load removal and also proved to be able to adapt to variations in flow rates applied during the tests. The best results were observed in Step 1 in phase 1, where the reactor 2 presented removal efficiency of 91% of total COD, 96% of filtered COD, 86% of BOD and 60% of SST. Reactors with higher fiber density presented improved efficiencies and remained more stable, considering the investigated characteristics. The application of rotation was proved to cause a positive interference on the efficiency of the reactors removal, mainly for lower fiber density, and the increase of this rotation also brought improvements in the organic load removal. The rotation interruption caused an efficiency reduction for the evaluated parameters. Three post-treatments of the effluent of anaerobic reactor were analyzed: flotation, sedimentation (with and without coagulant) and filtration on flexible fibers filter in phase 2. The most suitable post-treatment to be applied along with the anaerobic reactor with flexible fibers was the flotation by separation (without addition of coagulant), which presented removal of 71% of turbidity, 51% of apparent color, 40% of COD, 25% of filtered COD, 34% of total phosphorus and 52% of SST. In the evaluation of the most appropriate chemical-physical post-treatment, the dissolved air flotation presented better results when using the PAC coagulant in the dosage of 14 mg.L^{-1} of the active principle of Al_2O_3 , with removal efficiency of 84% of turbidity, 73% of apparent color, 50% of total COD, 31% of filtered COD, 45% of total phosphorus and 62% of TSS.

Keywords: anaerobic reactor, bed of flexible fibers, post-treatment, sewage, attached biomass, rotation, flotation, sedimentation, filtration, flexible fibers filter, coagulation.

LISTA DE FIGURA

FIGURA 1— ILUSTRAÇÃO DO DESENVOLVIMENTO DO BIOFILME (FONTE: ADAPTADO DE STOODLEY; DIRKX, 2003).	39
FIGURA 2-ESQUEMA DE REATOR BIOLÓGICO DE FIBRAS FLEXÍVEIS (A) E DETALHAMENTO DO MEIO SUPORTE DE FIBRAS FLEXÍVEIS. FONTE: ADAPTADO DE ABDULGADER (2009-B).	43
FIGURA 3 -ESQUEMA DE FILTRO DE FIBRAS FLEXÍVEIS.	49
FIGURA 4 - (A) MÓDULO INDUSTRIAL DE UM FILTRO DE FIBRAS FLEXÍVEIS, (B) LEITO DE FIBRAS DE POLIAMIDA	50
FIGURA 5 – DIAGRAMA DE BLOCOS DAS FASES 1 E 2	52
FIGURA 6 - TANQUE DE ALIMENTAÇÃO COM AGITADOR.	53
FIGURA 7 - SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE ÁGUA PARA PASSAGEM EM SERPENTINA LOCALIZADA DENTRO DO REATOR (A) E RECIPIENTE DE PASSAGEM DE EFLUENTE E USADO PARA MEDIÇÃO DE VAZÃO (B)	54
FIGURA 8 – ESQUEMA DO REATOR ANAERÓBIO DE FIBRAS FLEXÍVEIS PROPOSTO.	55
FIGURA 9 – UNIDADE DE FIBRA FLEXÍVEL DESENVOLVIDA PARA PRESENTE PESQUISA.	56
FIGURA 10 - LÂMINA COM CAMADA FINA DE MASSA DE MODELAR PARA FIXAÇÃO DAS FIBRAS PARA DETERMINAÇÃO DO DIÂMETRO MÉDIO EM MICROSCÓPIO.	59
FIGURA 11 – (A) COLETA DE BIOMASSA NO INTERIOR DO REATOR COM AUXÍLIO DE SERINGA E MANGUEIRAS E (B) NO PONTO DE COLETA A 1M DA BASE, MANGUEIRA DE COLETA NO INTERIOR DA MANGUEIRA DE NIVELAMENTO.	63
FIGURA 12 – COLETA DE EFLUENTE PARA CARACTERIZAÇÃO DO PERFIL VERTICAL.	64
FIGURA 13 - (A) INÍCIO DA INTRODUÇÃO DA SOLUÇÃO DE INOCULAÇÃO E (B) REATORES INOCULADOS E EM REGIME DE OPERAÇÃO NA ETAPA 1.	66
FIGURA 14 - ESQUEMA DA OPERAÇÃO DOS REATORES ANAERÓBIOS DE LEITO DE FIBRAS FLEXÍVEIS NA ETAPA 1	67
FIGURA 15 - ESQUEMA DA OPERAÇÃO DOS REATORES ANAERÓBIOS DE LEITO DE FIBRAS FLEXÍVEIS NA ETAPA 2.	68
FIGURA 16 - ESQUEMA DA OPERAÇÃO DOS REATORES ANAERÓBIOS DE LEITO DE FIBRAS FLEXÍVEIS NA ETAPA 3.	69
FIGURA 17 - ESQUEMA DA OPERAÇÃO DOS REATORES ANAERÓBIOS DE LEITO DE FIBRAS FLEXÍVEIS NA ETAPA 4.	70
FIGURA 18 - DIAGRAMA DE BLOCOS ILUSTRATIVOS DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE SEDIMENTAÇÃO APLICADO AO POSTRATAMENTO DO EFLUENTE DE REATOR ANAERÓBIO.	71
FIGURA 19– EQUIPAMENTOS UTILIZADOS NOS ENSAIOS	71
FIGURA 20 – ALTURA DO PONTO DE COLETA DA COLUNA DE ENSAIO DE FLOCULAÇÃO E SEDIMENTAÇÃO	74
FIGURA 21 - DIAGRAMA DE BLOCOS ILUSTRATIVOS DO SISTEMA DE FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO COMO PÓS-TRATAMENTO DE REATOR ANAERÓBIO.	78
FIGURA 22: EQUIPAMENTO DE FLOTATEST, USADO NOS ENSAIOS DE FLOTAÇÃO E SEDIMENTAÇÃO (COLUNAS DE ACRÍLICO).	79
FIGURA 23 – ALTURA DO PONTO DE COLETA DA COLUNA DE ENSAIO DE FLOCULAÇÃO E FLOTAÇÃO	81
FIGURA 24- DIAGRAMA DE BLOCOS ILUSTRATIVOS DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE ESGOTO SINTÉTICO ESTUDADO.	86
FIGURA 25- FOTO DO TANQUE DE COLETA DO EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO E TAMBÉM USADO COMO PRÉ-SEDIMENTADOR.	87
FIGURA 26 - PENEIRA UTILIZADA PARA GARANTIR A REMOÇÃO DE FLOCOS BIOLÓGICOS QUE POSSAM TER PASSADO PELO PROCESSO DE PRÉ-SEDIMENTADOR.	88
FIGURA 27 – (A) FOTO DO RECIPIENTE, DO SISTEMA DE AGITAÇÃO E BOMBAS UTILIZADAS NOS ENSAIOS E (B) – DETALHE DA SAÍDA DA BOMBA E INÍCIO DO DESLOCAMENTO DO LÍQUIDO POR GRAVIDADE	88
FIGURA 28 – ESQUEMA DA UNIDADE PILOTO DE FILTRAÇÃO.	89
FIGURA 29 – LEITO DE FIBRAS DE POLIÉSTER DE 1000MM DE COMPRIMENTO (A) E CONFIGURAÇÃO DAS FIBRAS DE POLIÉSTER NO LEITO FILTRANTE (B).	90
FIGURA 30 - IMAGEM DE TRECHO DE TOMADA DE PRESSÃO EM METROS DE COLUNA D'ÁGUA.	91

FIGURA 31. IMAGENS UTILIZADAS PARA DETERMINAÇÃO DO DIÂMETRO MÉDIO DAS FIBRAS.	95
FIGURA 32 – FLUXOGRAMA DA FASE 1	96
FIGURA 33 – FLUXOGRAMA OPERACIONAL ETAPA 1.	98
FIGURA 34 - VARIAÇÃO DO PH DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO COM ROTAÇÃO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 1. .	99
FIGURA 35 - VARIAÇÃO DA ALCALINIDADE DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO COM ROTAÇÃO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 1.	100
FIGURA 36- VARIAÇÃO DOS ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS (AGV) DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO COM ROTAÇÃO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 1.FONTE: AUTORIA PRÓPRIA	100
FIGURA 37 – VARIAÇÃO DA DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO (DQO) TOTAL DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO COM ROTAÇÃO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 1.....	103
FIGURA 38 - VARIAÇÃO DA DQO FILTRADA EM MEMBRANA 0,7µm DO AFLUENTE AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO COM ROTAÇÃO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 1.(AFLUENTE NÃO FILTRADO). FONTE: AUTORIA PRÓPRIA	103
FIGURA 39 - VARIAÇÃO DA DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO (DBO) TOTAL DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO COM ROTAÇÃO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 1.....	105
FIGURA 40 - VARIAÇÃO DO FÓSFORO (P) FILTRADO DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO COM ROTAÇÃO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 1.	106
FIGURA 41- VARIAÇÃO DO SST DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO COM ROTAÇÃO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 1.	107
FIGURA 42 – FLUXOGRAMA OPERACIONAL DA ETAPA 2.....	108
FIGURA 43 - VARIAÇÃO DO PH DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) AO LONGO DA ETAPA 2. FONTE: AUTORIA PRÓPRIA.	110
FIGURA 44 - VARIAÇÃO DA ALCALINIDADE TOTAL DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) AO LONGO DA ETAPA 2. FONTE: AUTORIA PRÓPRIA.	110
FIGURA 45 - VARIAÇÃO DO AGV DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA),	

R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) AO LONGO DA ETAPA 2. FONTE: AUTORIA PRÓPRIA.	110
FIGURA 46 - VARIAÇÃO DA DQO TOTAL AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) AO LONGO DA ETAPA 2.	111
FIGURA 47 - VARIAÇÃO DA DQO FILTRADA EM MEMBRANA 0,7µm DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) AO LONGO DA ETAPA 2.	112
FIGURA 48 - AVALIAÇÃO DA REMOÇÃO DA DQO FILTRADA E RESIDUAL DE DQO BRUTA PARA OS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) NO 57º DIA DE OPERAÇÃO DA ETAPA 2.	114
FIGURA 49 - VARIAÇÃO DA DBO TOTAL DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) AO LONGO DA ETAPA 2.	115
FIGURA 50 - VARIAÇÃO DO P FILTRADO DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) AO LONGO DA ETAPA 2.	115
FIGURA 51 - VARIAÇÃO DO SST DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS) AO LONGO DA ETAPA 2.	116
FIGURA 52 – FLUXOGRAMA OPERACIONAL ETAPA 3.	117
FIGURA 53 - VARIAÇÃO DO pH AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO/ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 3. FONTE: AUTORIA PRÓPRIA	118
FIGURA 54 - VARIAÇÃO DA ALCALINIDADE TOTAL AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO/ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 3.FONTE: AUTORIA PRÓPRIA	118
FIGURA 55 - VARIAÇÃO DO AGV AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO/ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 3.FONTE: AUTORIA PRÓPRIA	119
FIGURA 56 - VARIAÇÃO DA DQO TOTAL DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO/ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 3.	120

FIGURA 57 - VARIAÇÃO DO DQO FILTRADA EM MEMBRANA 0,7 μ m DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO/ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 3	121
FIGURA 58 - AVALIAÇÃO DA REMOÇÃO DA DQO FILTRADA E RESIDUAL DE DQO BRUTA PARA OS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) NO 60º DIA DE OPERAÇÃO NA ETAPA 3.	122
FIGURA 59 - VARIAÇÃO DA DBO TOTAL DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO/ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 3. FONTE: AUTORIA PRÓPRIA	124
FIGURA 60 - VARIAÇÃO DO P _{FILTRADO} DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO/ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 3.	124
FIGURA 61- VARIAÇÃO DO SST DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO/ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 3.	125
FIGURA 62 – FLUXOGRAMA OPERACIONAL ETAPA 4.	126
FIGURA 63 - VARIAÇÃO DO pH DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 4. FONTE: AUTORIA PRÓPRIA.....	127
FIGURA 64 - VARIAÇÃO DA ALCALINIDADE TOTAL DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 4. FONTE: AUTORIA PRÓPRIA.....	127
FIGURA 65 - VARIAÇÃO DO AGV DO AFLUENTE E DOS EFLUENTES DOS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) AO LONGO DA ETAPA 4.FONTE: AUTORIA PRÓPRIA	127
FIGURA 66 -VARIAÇÃO DA DQO TOTAL DO AFLUENTE E DOS EFLUENTE DOS REATORES R1, R2, R3, R4, R5 E R6 AO LONGO DA ETAPA 4.	129
FIGURA 67- VARIAÇÃO DA DQO FILTRADA EM MEMBRANA 0,7 μ m DO AFLUENTE E DOS EFLUENTE DOS REATORES R1, R2, R3, R4, R5 E R6 AO LONGO DA ETAPA 4.	129

FIGURA 68 - AVALIAÇÃO DA REMOÇÃO DA DQO FILTRADA E RESIDUAL DE DQO BRUTA PARA OS REATORES R1 (MAIOR DENSIDADE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R2 (MAIOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R3 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO), R4 (DENSIDADE INTERMEDIÁRIA DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO), R5 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ROTATIVO) E R6 (MENOR DENSIDADE DE FIBRAS EM LEITO ESTÁTICO) NO 60º DIA DE OPERAÇÃO NA ETAPA 4. FONTE: AUTORIA PRÓPRIA	130
FIGURA 69 - VARIAÇÃO DA DBO DO AFLUENTE E DOS EFLUENTE DOS REATORES R1, R2, R3, R4, R5 E R6 AO LONGO DA ETAPA 4.	132
FIGURA 70 - VARIAÇÃO DO $P_{FILTRADO}$ DE AMOSTRA DO AFLUENTE E DOS EFLUENTE DOS REATORES R1, R2, R3, R4, R5 E R6 AO LONGO DA ETAPA 4.	133
FIGURA 71 - VARIAÇÃO DO SST DO AFLUENTE E EFLUENTES DOS REATORES R1, R2, R3, R4, R5 E R6 AO LONGO DA ETAPA 4.	133
FIGURA 72 - FOTOMICROGRAFIAS DE MORFOLOGIAS SEMELHANTES <i>METHANOSARCINA</i> SP. (A) E COCOS E BACILOS (B) REFERENTES À AMOSTRA COLETA NO 458º DIA DE OPERAÇÃO EM REATOR 1.	135
FIGURA 73 - FOTOMICROGRAFIAS DE MORFOLOGIAS SEMELHANTES <i>METHANOSARCINA</i> SP. (A) E COCOS E BACILOS (B) REFERENTES À AMOSTRA COLETA NO 458º DIA DE OPERAÇÃO EM REATOR 2.	135
FIGURA 74 - FOTOMICROGRAFIAS DE MORFOLOGIAS SEMELHANTES <i>METHANOSARCINA</i> SP. EM FOTO COMUM (A-1) E COM FLUORESCÊNCIA (A-2) E COCOS E BACILOS (B) REFERENTES A AMOSTRA COLETA NO 458º DIA DE OPERAÇÃO EM REATOR 3.	136
FIGURA 75 - FOTOMICROGRAFIAS DE MORFOLOGIAS SEMELHANTES <i>METHANOSARCINA</i> SP. (A) E FEIXES DE MORFOLOGIAS SEMELHANTES AS <i>METHANOSAETA</i> SP., COCOS E BACILOS (B) REFERENTES A AMOSTRA COLETA NO 458º DIA DE OPERAÇÃO EM REATOR 4.	136
FIGURA 76 - FOTOMICROGRAFIAS DE MORFOLOGIAS SEMELHANTES <i>METHANOSARCINA</i> SP. (A) E COCOS E BACILOS (B) REFERENTES À AMOSTRA COLETA NO 458º DIA DE OPERAÇÃO EM REATOR 5.	137
FIGURA 77 - FOTOMICROGRAFIAS DE MORFOLOGIAS SEMELHANTES <i>METHANOSARCINA</i> SP. (A) E COCOS E ESPIROQUETAS (B) REFERENTES À AMOSTRA COLETA NO 458º DIA DE OPERAÇÃO EM REATOR 6.	137
FIGURA 78 – EM DESTAQUE O REATOR 3, ONDE É POSSÍVEL OBSERVAR A PRESENÇA DA BIOMASSA DE COLORAÇÃO AVERMELHADA AO LONGO DE TODA A COLUNA DE ACRÍLICO, ESSE FATO PODE SER OBSERVADO TAMBÉM EM TODOS OS OUTROS REATORES.	138
FIGURA 79 - FOTOMICROGRAFIA COM ALGUNS BACILOS CURVOS SEMELHANTES À BACTÉRIA FOTOTRÓFICA PÚRPURA, ENCONTRADAS EM PESQUISA DE SAAVEDRA (2007).	139
FIGURA 80 – FOTOMICROGRAFIA COM ALGUNS BACILOS CURVOS SEMELHANTES À BACTÉRIA FOTOTRÓFICA PÚRPURA, ENCONTRADAS NO REATOR 2 DA PRESENTE PESQUISA (A) E (B).	139
FIGURA 81 – REATORES 1, 2 E 3 COM ALTA DENSIDADE DE BIOMASSA AO LONGO DE SEU COMPRIMENTO.	140
FIGURA 82- ASPECTO DA ADESRÊNCIA DO MEIO SUPORTE POR MICRORGANISMOS NO RALFF.	141
FIGURA 83 - ASPECTO DA OCUPAÇÃO DO MEIO SUPORTE POR MICRORGANISMOS NO RALFF.	142
FIGURA 84 – PONTOS DE COLETA DO PERFIL VERTICAL (SETAS VERMELHAS).....	143
FIGURA 85 – MONITORAMENTO DO pH NO PERFIL VERTICAL DOS REATORES NAS ETAPAS 1 (COLETA 214/214º COM TDH DE 9 HORAS), ETAPA 2 (COLETA 360/57º COM TDH DE 6 HORAS), ETAPA 3 (COLETA 421/60º COM TDH DE 4 HORA) E ETAPA 4 (COLETA 458/37º COM TDH DE 3 HORAS).	144
FIGURA 86 - MONITORAMENTO DA ALCALINIDADE NO PERFIL VERTICAL DOS REATORES NAS ETAPAS 1 (COLETA 214/214º COM TDH DE 9 HORAS), ETAPA 2 (COLETA 360/57º COM TDH DE 6 HORAS), ETAPA 3 (COLETA 421/60º COM TDH DE 4 HORA) E ETAPA 4 (COLETA 458/37º COM TDH DE 3 HORAS).	145
FIGURA 87 - MONITORAMENTO DO AGV NO PERFIL VERTICAL DOS REATORES NAS ETAPAS 1 (COLETA 214/214º COM TDH DE 9 HORAS), ETAPA 2 (COLETA 360/57º COM TDH DE 6 HORAS), ETAPA 3 (COLETA 421/60º COM TDH DE 4 HORA) E ETAPA 4 (COLETA 458/37º COM TDH DE 3 HORAS).	147

FIGURA 88 - MONITORAMENTO DA DQO TOTAL NO PERFIL VERTICAL DOS REATORES NAS ETAPAS 1 (COLETA 214/214º COM TDH DE 9 HORAS), ETAPA 2 (COLETA 360/57º COM TDH DE 6 HORAS), ETAPA 3 (COLETA 421/60º COM TDH DE 4 HORA) E ETAPA 4 (COLETA 458/37º COM TDH DE 3 HORAS).	148
FIGURA 89 - MONITORAMENTO DA DQO FILTRADA NO PERFIL VERTICAL DOS REATORES NAS ETAPAS 1 (COLETA 214/214º COM TDH DE 9 HORAS), ETAPA 2 (COLETA 360/57º COM TDH DE 6 HORAS), ETAPA 3 (COLETA 421/60º COM TDH DE 4 HORA) E ETAPA 4 (COLETA 458/37º COM TDH DE 3 HORAS).	150
FIGURA 90 - MONITORAMENTO DO FÓSFORO FILTRADO NO PERFIL VERTICAL DOS REATORES NAS ETAPAS 1 (COLETA 214/214º COM TDH DE 9 HORAS), ETAPA 2 (COLETA 360/57º COM TDH DE 6 HORAS), ETAPA 3 (COLETA 421/60º COM TDH DE 4 HORA) E ETAPA 4 (COLETA 458/37º COM TDH DE 3 HORAS).	151
FIGURA 91 - MONITORAMENTO DO NTK NO PERFIL VERTICAL DOS REATORES NAS ETAPAS 1 (COLETA 214/214º COM TDH DE 9 HORAS), ETAPA 2 (COLETA 360/57º COM TDH DE 6 HORAS), ETAPA 3 (COLETA 421/60º COM TDH DE 4 HORA) E ETAPA 4 (COLETA 458/37º COM TDH DE 3 HORAS).	152
FIGURA 92 – ARMAZENAMENTO DE SERINGAS COM VÁLVULAS <i>MININERT</i> PARA ANÁLISE DE CROMATOGRAFIA GASOSA.	154
FIGURA 93 - GRÁFICO (BOXPLOT) DA DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE CH ₄ E CO ₂ DO REATOR R1 EM TODAS AS ETAPAS COLETADAS.....	154
FIGURA 94 - GRÁFICO (BOXPLOT) DA DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE CH ₄ E CO ₂ DO REATOR R2 EM TODAS AS ETAPAS COLETADAS.....	155
FIGURA 95 - GRÁFICO (BOXPLOT) DA DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE CH ₄ E CO ₂ DO REATOR R3 EM TODAS AS ETAPAS COLETADAS.....	155
FIGURA 96 - GRÁFICO (BOXPLOT) DA DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE CH ₄ E CO ₂ DO REATOR R4 EM TODAS AS ETAPAS COLETADAS.....	155
FIGURA 97 - GRÁFICO (BOXPLOT) DA DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE CH ₄ E CO ₂ DO REATOR R5 EM TODAS AS ETAPAS COLETADAS.....	156
FIGURA 98 - GRÁFICO (BOXPLOT) DA DISTRIBUIÇÃO DOS DADOS DE CH ₄ E CO ₂ DO REATOR R6 EM TODAS AS ETAPAS COLETADAS.....	156
FIGURA 99 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DA DQO TOTAL NAS TRÊS DENSIDADES DE FIBRAS EM CONDIÇÃO ESTÁTICA NA ETAPA 1.	158
FIGURA 100 – EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DA DQO FILTRADA NAS TRÊS DENSIDADES DE FIBRAS EM CONDIÇÃO ESTÁTICA NA ETAPA 1.....	158
FIGURA 101 - AVALIAÇÃO DA DQO TOTAL NAS TRÊS DENSIDADES DE FIBRAS EM CONDIÇÃO ESTÁTICA NA ETAPA 1.	159
FIGURA 102 – AVALIAÇÃO DA DQO FILTRADA NAS TRÊS DENSIDADES DE FIBRAS EM CONDIÇÃO ESTÁTICA NA ETAPA 1.	160
FIGURA 103 - AVALIAÇÃO DA DQO TOTAL NAS TRÊS DENSIDADES DE FIBRAS EM CONDIÇÃO DE ROTAÇÃO NAS ETAPAS 2,3 E 4.	161
FIGURA 104 - AVALIAÇÃO DA DQO FILTRADA NAS TRÊS DENSIDADES DE FIBRAS EM CONDIÇÃO DE ROTAÇÃO NAS ETAPAS 2, 3 E 4.	162
FIGURA 105 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DA DQO TOTAL NOS REATORES EM CONDIÇÃO ESTÁTICA (R1) E EM ROTAÇÃO (R2) NA ETAPA 1.	163
FIGURA 106- EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DA DQO FILTRADA NOS REATORES EM CONDIÇÃO ESTÁTICA (R1) E EM ROTAÇÃO (R2) NA ETAPA 1.	164
FIGURA 107 - AVALIAÇÃO DA DQO FILTRADA NOS REATORES EM CONDIÇÃO ESTÁTICA (R1) E EM ROTAÇÃO (R2) NA ETAPA 1.	165
FIGURA 108 - AVALIAÇÃO DA DQO FILTRADA NOS REATORES EM CONDIÇÃO ESTÁTICA (R1) E EM ROTAÇÃO (R2) NA ETAPA 1.	165

FIGURA 109 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DA DQO (TOTAL E FILTRADA) NOS REATORES EM CONDIÇÃO DE ROTAÇÃO CONSTANTE DE 14 RPM (R2) E ROTAÇÃO CRESCENTE 24 RPM (0 A 60º DIA DE OPERAÇÃO) E 34 RPM (10º AO 37º DIA DE OPERAÇÃO) APLICADO AO REATOR 1 DURANTE AS ETAPAS 3 E 4.	167
FIGURA 110 - AVALIAÇÃO DA DQO NOS REATORES EM CONDIÇÃO DE ROTAÇÃO CONSTANTE DE 14 RPM (R2) E ROTAÇÃO CRESCENTE 24 RPM (0 A 60º DIA DE OPERAÇÃO) E 34 RPM (0 AO 37º DIA DE OPERAÇÃO) APLICADO AO REATOR 2 DURANTE A ETAPA 1.	168
FIGURA 111 – AVALIAÇÃO DA DQO FILTRADA NOS REATORES EM CONDIÇÃO DE ROTAÇÃO CONSTANTE DE 14 RPM (R2) E ROTAÇÃO CRESCENTE 24 RPM (0 A 60º DIA DE OPERAÇÃO) E 34 RPM (10º AO 37º DIA DE OPERAÇÃO) APLICADO AO REATOR 2 DURANTE A ETAPA 1.....	169
FIGURA 112 - EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO DE DQO TOTAL E FILTRADA NOS REATORES 3 E 4 AO LONGO DAS ETAPAS 2, 3 E 4.	170
FIGURA 113 – AVALIAÇÃO DA DQO TOTAL NOS REATORES 3 E 4 AO LONGO DAS ETAPAS 2 E CONJUNTO DE ETAPAS 3 E 4	171
FIGURA 114 - AVALIAÇÃO DA DQO FILTRADA NOS REATORES 3 E 4 AO LONGO DAS ETAPAS 2 E CONJUNTO DE ETAPAS 3 E 4	172
FIGURA 115 – DIAGRAMA DE BLOCOS DA FASE 2 NO QUAL O EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO DE FIBRAS FLEXÍVEIS FOI SUBMETIDO A TRÊS PROCESSOS DE SEPARAÇÃO, SENDO ELES FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO, SEDIMENTAÇÃO OU FILTRAÇÃO EM FILTRO DE FIBRAS FLEXÍVEIS, SEM E COM ADIÇÃO DE COAGULANTE.....	175
FIGURA 116 – EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DOS PARÂMETROS ANALISADOS PARA A ÁGUA SEDIMENTADA PARA OS TRÊS COAGULANTES E BRANCO (SEM COAGULANTE) EM RELAÇÃO AO AFLUENTE SINTÉTICO (A).FONTE: ADAPTADO DE FROES (2015).	179
FIGURA 117 – GRÁFICO DA DISTRIBUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM RELAÇÃO À PORCENTAGEM DO VOLUME PARA A AMOSTRA NA SAÍDA DO REATOR ANAERÓBIO DE LEITO DE FIBRAS FLEXÍVEIS.....	180
FIGURA 118 – GRÁFICO DA DISTRIBUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM RELAÇÃO À PORCENTAGEM DO VOLUME PARA A AMOSTRA COAGULADA USANDO COAGULANTE PAC	181
FIGURA 119 – GRÁFICO DA DISTRIBUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM RELAÇÃO À PORCENTAGEM DO VOLUME PARA A AMOSTRA FLOCULADA/SEDIMENTADA USANDO COAGULANTE PAC	182
FIGURA 120 – GRÁFICO DA DISTRIBUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM RELAÇÃO À PORCENTAGEM DO VOLUME PARA A AMOSTRA COAGULADA USANDO COAGULANTE CLORETO FÉRRICO	182
FIGURA 121 – GRÁFICO DA DISTRIBUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM RELAÇÃO À PORCENTAGEM DO VOLUME PARA A AMOSTRA FLOCULADA/SEDIMENTADA USANDO COAGULANTE CLORETO FÉRRICO	183
FIGURA 122 – GRÁFICO DA DISTRIBUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM RELAÇÃO A PORCENTAGEM DO VOLUME PARA A AMOSTRA COAGULADA USANDO COAGULANTE SULFATO DE ALUMÍNIO	183
FIGURA 123 – GRÁFICO DA DISTRIBUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM RELAÇÃO À PORCENTAGEM DO VOLUME PARA A AMOSTRA FLOCULADA/SEDIMENTADA USANDO COAGULANTE SULFATO DE ALUMÍNIO	184
FIGURA 124 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DOS PARÂMETROS ANALISADOS PARA A ÁGUA FLOTADA PARA OS TRÊS COAGULANTES E AMOSTRA BRANCO (SEM COAGULANTE) EM RELAÇÃO AO AFLUENTE SINTÉTICO (A). FONTE: ADAPTADO DE FREIRE (2016).	188
FIGURA 125 - GRÁFICO DA DISTRIBUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM RELAÇÃO À PORCENTAGEM DO VOLUME PARA A AMOSTRA BRUTA (EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO), COAGULADA E APÓS FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO USANDO COAGULANTE PAC.....	189
FIGURA 126 - GRÁFICO DA DISTRIBUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM RELAÇÃO À PORCENTAGEM DO VOLUME PARA A AMOSTRA BRUTA (EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO), COAGULADA E APÓS FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO USANDO COAGULANTE SULFATO DE ALUMÍNIO.	190

FIGURA 127 - GRÁFICO DA DISTRIBUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM RELAÇÃO À PORCENTAGEM DO VOLUME PARA A AMOSTRA BRUTA (EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO), COAGULADA E APÓS FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDA USANDO COAGULANTE CLORETO FÉRRICO.	191
FIGURA 128 – GRÁFICO DA DISTRIBUIÇÃO DE PARTÍCULAS EM RELAÇÃO A PORCENTAGEM DO VOLUME PARA O ENSAIO COM TAXA DE $110 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ COM A LAVAGEM DO TIPO II	195
FIGURA 129 – COMPARAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS PARA OS COAGULANTES PAC, CLORETO FÉRRICO E SULFATO DE ALUMÍNIO NA FLOTAÇÃO E SEDIMENTAÇÃO (AMOSTRA APÓS FLOTAÇÃO OU SEDIMENTAÇÃO EM RELAÇÃO AO EFLUENTE NA SAÍDA DO REATOR ANAERÓBIO). BRANCO: AMOSTRA PASSADA PELO PROCESSO DE SEPARAÇÃO SEM ADIÇÃO DE COAGULANTE. FONTE: AUTORIA PRÓPRIA.....	197
FIGURA 130 - COMPARAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO ATRAVÉS DA REMOÇÃO OBTIDA COM OS TRÊS PÓS-TRATAMENTOS POR FLOTAÇÃO, SEDIMENTAÇÃO E FILTRAÇÃO EM FILTRO DE FIBRAS FLEXÍVEIS, REMOÇÃO CALCULADA EM RELAÇÃO AO EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO. FONTE: AUTORIA PRÓPRIA.	197
FIGURA 131 - COMPARAÇÃO DA EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DOS TRÊS PÓS-TRATAMENTOS FÍSICO-QUÍMICO POR FLOTAÇÃO E SEDIMENTAÇÃO E SEPARAÇÃO POR FILTRAÇÃO EM FILTRO DE FIBRAS FLEXÍVEIS, REMOÇÃO CALCULADA EM RELAÇÃO AO EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO.	198

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 - CARACTERÍSTICAS DO EFLUENTE SINTÉTICO.	57
TABELA 2 - COMPOSIÇÃO DA SOLUÇÃO MÃE DE MINERAIS TRAÇO.	57
TABELA 3 – QUADRO GERAL DAS ETAPAS 1 A 4 DO PRESENTE PROJETO.	65
TABELA 4 – ESPECIFICAÇÕES DE OPERAÇÃO NAS ETAPAS DE 1 A 4	65
TABELA 5 – ENSAIOS DE SEDIMENTAÇÃO PARA O EFLUENTE DO REATORANAERÓBIO	72
TABELA 6 – DOSAGENS DE PAC PARA AVALIAÇÃO DA DOSAGEM ÓTIMA	73
TABELA 7 – DOSAGENS DE CLORETO FÉRRICO PARA AVALIAÇÃO DA DOSAGEM ÓTIMA	75
TABELA 8 – DOSAGENS DE SULFATO DE ALUMÍNIO PARA AVALIAÇÃO DA DOSAGEM ÓTIMA	76
TABELA 9 - PRINCIPAIS PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS, EQUIPAMENTOS, UNIDADES, MÉTODOS DE MEDIÇÃO E LIMITES DE DETECÇÃO	77
TABELA 10 – ENSAIOS DE FLOTAÇÃO PARA O EFLUENTE DO REATORANAERÓBIO	79
TABELA 11 – DOSAGENS DE PAC PARA AVALIAÇÃO DA DOSAGEM ÓTIMA.....	81
TABELA 12 - FRAÇÕES DE RECIRCULAÇÃO PARA AVALIAÇÃO DA TAXA ÓTIMA	83
TABELA 13 – DOSAGENS DE CLORETO FÉRRICO PARA AVALIAÇÃO DA DOSAGEM ÓTIMA.....	84
TABELA 14 – DOSAGENS DE SULFATO DE ALUMÍNIO PARA AVALIAÇÃO DA DOSAGEM ÓTIMA	84
TABELA 15 – MONITORAMENTO REALIZADO NA PESQUISA	93
TABELA 16. VALORES OBTIDOS PARA OS PARÂMETROS COMPRIMENTO MÉDIO DA FIBRA, NÚMERO MÉDIO DE FIBRAS POR MÓDULO, DIÂMETRO MÉDIO DA FIBRA, PESO DE UM MÓDULO, VOLUME DO REATOR, ÁREA DA FIBRA E DENSIDADE APARENTE DO MÓDULO DE FIBRA.	95
TABELA 17. VALORES OBTIDOS PARA COMPRIMENTO TOTAL DAS FIBRAS, SUPERFÍCIE ESPÉCIFICA, VOLUME DE FIBRAS E MASSA ESPECÍFICA DO REATOR.	95
TABELA 18 – CARACTERÍSTICAS DO AFLUENTE SINTÉTICO UTILIZADO EM TODAS AS ETAPAS DA PRESENTE PESQUISA. ..	97
TABELA 19 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO TOTAL E FILTRADA EM MEMBRANA 0,7 µM NA ETAPA 1.	104
TABELA 20 – PERCENTUAL DE PARCELA VOLÁTIL (%SSV) DOS SÓLIDOS SUSPENSOS EM AMOSTRAS NA ETAPA 1.	107
TABELA 21 – EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO TOTAL E FILTRADA EM MEMBRANA 0,7 µM NA ETAPA 2.....	113
TABELA 22 – PERCENTUAL DE PARCELA VOLÁTIL (%SSV) DOS SÓLIDOS SUSPENSOS EM AMOSTRAS NA ETAPA 2.	116
TABELA 23 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO TOTAL E FILTRADA EM MEMBRANA 0,7 µM NA ETAPA 3.	121
TABELA 24 – PERCENTUAL DE PARCELA VOLÁTIL (%SSV) DOS SÓLIDOS SUSPENSOS EM AMOSTRAS NA ETAPA 3	125
TABELA 25 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE DQO TOTAL E FILTRADA EM MEMBRANA 0,7 µM NA ETAPA 4.....	130
TABELA 26 – PERCENTUAL DE PARCELA VOLÁTIL (%SSV) DOS SÓLIDOS SUSPENSOS EM AMOSTRAS NA ETAPA 4	134
TABELA 27 – TABELA RESUMO DOS DADOS OBTIDOS EM ENSAIO DE SEDIMENTAÇÃO NAS SÉRIES DE I AIV PARA A VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO 2CM.MIN ⁻¹	176
TABELA 28 - TABELA DOS DADOS OBTIDOS EM ENSAIO DE SEDIMENTAÇÃO NA SÉRIE V PARA A VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO 1,5CM.MIN ⁻¹	179
TABELA 29 - RESUMO DOS DADOS OBTIDOS EM ENSAIO DE FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO NAS SÉRIES DE 1 A 5 PARA A VELOCIDADE DE FLOTAÇÃO DE 14,0 CM.MIN ⁻¹	185
TABELA 30 – TABELA DOS DADOS OBTIDOS EM ENSAIO DE FLOTAÇÃO NA SÉRIE VI PARA A VELOCIDADE DE FLOTAÇÃO DE 14,0 CM.MIN ⁻¹	188
TABELA 31 – RESUMO DA COR E TURBIDEZ MONITORADOS NOS 14 ENSAIOS REALIZADOS COM FILTRO DE FIBRAS FLEXÍVEIS PARALELOS.	192
TABELA 32 - RESUMO DASST E DQO MONITORADOS NOS 14 ENSAIOS REALIZADOS COM FILTRO DE FIBRAS FLEXÍVEIS PARALELOS.	193

TABELA 33 - CARACTERIZAÇÃO PARA O AFLUENTE A, EFLUENTE B, AFLUENTE C E COMPOSTA D PARA A TAXA DE 110 M ³ /M ² .H COM A LAVAGEM DO TIPO II	195
TABELA 34 – ANÁLISE DE METAIS COM AMOSTRA AFLUENTE E EFLUENTE DO REATOR 2.	212
TABELA 35 – RESULTADOS DE GERAÇÃO DE SUBPRODUTOS PELA DIGESTÃO ANAERÓBIA EM PERFIL VERTICAL.....	214

LISTA DE ABREVIATURAS, SIMBOLOS E SIGLAS

a: Afluente do reator anaeróbio ascendente de fibras flexíveis

A: Afluente do reator anaeróbio ascendente de fibras flexíveis

AGV: ácidos graxos voláteis (mgH.Ac/L)

b: Efluente do reator anaeróbio ascendente de fibras flexíveis e afluente ao sedimentador ou flotador

B: Efluente do reator anaeróbio ascendente de fibras flexíveis e afluente do decantador

C: Efluente do decantador e afluente do filtro de fibra flexível de poliéster

c: Efluente do flotador e sedimentador de bancada

COV: Carga orgânica volumétrica (kgDQO/m³.dia)

D: Efluente do filtro de fibra flexível de poliéster e do final do processo de tratamento

d1: densidade de fibras 1 com 2,86 kg.m⁻³

d2: densidade de fibras 2 com 1,91 kg.m⁻³

d3: densidade de fibras 3 com 1,59 kg.m⁻³

DBO: Demanda bioquímica de oxigênio

DQO ou DQOt: Demanda química de oxigênio, em mg/L

DQOf: Demanda química de oxigênio da amostra filtrada, em mg/L

EESC Escola de Engenharia de São Carlos

ETE Estação de tratamento de esgoto

FAD: Flotação por Ar dissolvido

FFF ou 3F Filtro de fibra flexível

Gf: Gradiente de velocidade médio na floculação, em s⁻¹

Gmr: gradiente médio de velocidade de mistura rápida, em s⁻¹;

h: altura lida na fita métrica correspondente ao volume retirado durante a primeira coleta nos ensaios de sedimentação;

hs Altura percorrida pela partícula no tanque de sedimentação

LATAR Laboratório de Tratamento Avançado e Reúso de Águas

mca Metros de coluna de água

MEV: Microscopia eletrônica de varredura

NTK Nitrogênio total Kjeldahal (mg N/L)

pH: Potencial hidrogeniônico

Psat: Pressão na câmara de saturação (kPa)

P_{filtrado}: Concentração de fósforo da amostra filtrada, em mg P/L

P_{total}: Concentração de fósforo da amostra bruta, em mg P/L

PVC: Polivinil

Q: Vazão da bomba ou vazão na entrada das unidades

R: Razão de recirculação (%)

R1: Reator anaeróbio com leito de fibras flexíveis unidade 1, com densidade de fibras d1

R2: Reator anaeróbio com leito de fibras flexíveis unidade 2, com densidade de fibras d1

R3: Reator anaeróbio com leito de fibras flexíveis unidade 3, com densidade de fibras d2

R4: Reator anaeróbio com leito de fibras flexíveis unidade 4, com densidade de fibras d2

R5: Reator anaeróbio com leito de fibras flexíveis unidade 5, com densidade de fibras d3

R6: Reator anaeróbio com leito de fibras flexíveis unidade 6, com densidade de fibras d3

RALEx: Reator Anaeróbio de Leito Expansível

RALFF: Reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis

SHS: Departamento de Hidráulica e Saneamento

SST: Sólidos suspensos totais

SSV: Sólidos suspensos voláteis

Tc: tempo de coleta;

TDH: tempo de detenção hidráulico

Tf: Tempo de floculação, em minutos

Tmr: tempo de mistura rápida do coagulante;

Ts: tempo de sedimentação;

UASB: Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo

UFSCar: Universidade Federal de São Carlos

USP: Universidade de São Paulo

Vf: Velocidade de flotação, em cm/min

Vs: Velocidade de sedimentação, em cm/min

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	31
1.1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS.....	31
1.2. CONTEXTO E HIPÓTESE DO REATOR ANAERÓBIO COM LEITO DE FIBRA FLEXÍVEIS	32
2. OBJETIVO.....	34
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	35
3.1. PROCESSOS ANAERÓBIOS	35
3.1.1 PROCESSOS ANAERÓBIOS COM BIOFILME PARA O TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO	35
3.1.2 MEIOS SUPORTES EM REATORES ANAERÓBIOS	36
3.1.3. BIOFILME	38
3.1.4. REATOR BIOLÓGICO DE FIBRA FLEXÍVEL.....	41
3.2. PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATORES ANAERÓBIOS	43
3.2.1. SEDIMENTAÇÃO.....	44
3.2.2. FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO	46
3.2.3. FILTRO DE FIBRAS FLEXÍVEIS (FFF)	48
4. MATERIAIS E MÉTODOS	52
4.1. DESCRIÇÃO GERAL DO SISTEMA DE TRATAMENTO	52
4.2. FASE 1 - REATOR ANAERÓBIO DE LEITO DE FIBRAS FLEXÍVEIS.....	52
4.2.1. TANQUE DE ALIMENTAÇÃO.....	52
4.2.2. REATOR ANAERÓBIO DE LEITO DE FIBRAS FLEXÍVEIS	54
4.3. ESGOTO SINTÉTICO	57
4.4. INÓCULO	58
4.5. MATERIAL SUPORTE	58
4.6. MÉTODOS ANALÍTICOS.....	60
4.6.1. ANÁLISES FÍSICO- QUÍMICAS	60
4.6.2. EXAMES MICROBIOLÓGICOS	61
4.6.2.1. MICROSCOPIA ELETRÔNICA DE VARREDURA (MEV)	61
4.6.2.2. MICROSCOPIA ÓTICA.....	62
4.6.3. ANÁLISE PERFIL VERTICAL	63
4.7. OPERAÇÃO DOS REATORES	64
4.7.1. INOCULAÇÃO E PARTIDA.....	65
4.7.2. ETAPAS OPERACIONAIS.....	66
4.7.2.1. Etapa 1	67
4.7.2.2. Etapa 2.....	67
4.7.2.3. Etapa 3.....	68
4.7.2.4. Etapa 4.....	69
4.8. FASE 2 - PÓS-TRATAMENTO DO EFLUENTE DE REATOR ANAERÓBIO DE LEITO DE FIBRAS FLEXÍVEIS (RALFF).....	70
4.8.1. SEDIMENTAÇÃO.....	70
4.8.1.1. Unidade experimental.....	71
4.8.1.2. Ensaios e procedimentos experimentais	72
4.8.1.2.1. Série I - Ensaios de determinação da demanda de PAC para coagulação.....	72

4.8.1.2.2. Série II - Ensaios para verificação da influência das condições de floculação na eficiência da sedimentação com PAC	74
4.8.1.2.3. Série III - Ensaios de determinação da demanda de cloreto férrico para coagulação.....	75
4.8.1.2.4. Série IV - Ensaios de determinação da demanda de sulfato de alumínio para coagulação.....	75
4.8.1.2.5. Série V –Ensaios para análises detalhadas.....	76
4.8.1.3. Monitoramento dos ensaios	77
4.8.2 FLOTAÇÃO	78
4.8.2.1. Unidade experimental.....	78
4.8.2.2. Ensaios e procedimentos experimentais	79
4.8.2.2.1. Série I - Ensaios de determinação da demanda de PAC para coagulação.....	80
4.8.2.2.2. Série II - Ensaios para verificação da influência das condições de floculação na eficiência da flotação com PAC.....	82
4.8.2.2.3. Série III - Ensaios para verificação da influência da fração de recirculação na eficiência da flotação com PAC.....	82
4.8.2.2.4. Série IV - Ensaios de determinação da demanda de cloreto férrico para coagulação	83
4.8.2.2.5. Série V - Ensaios de determinação da demanda de sulfato de alumínio para coagulação	84
4.8.1.2.6. Série VI –Ensaios para análises detalhadas	85
4.8.2.3. Monitoramento dos ensaios	85
4.8.3. FILTRO DE FIBRA FLEXÍVEIS PARALELOS.....	86
4.8.3.1. Unidade experimental.....	86
4.8.3.2. Ensaios e procedimentos experimentais	91
4.8.3.3. Monitoramento dos ensaios	93

5. RESULTADOS.....94

5.1. CARACTERIZAÇÃO DO MEIO SUPORTE	94
5.2. ETAPAS OPERACIONAIS.....	96
5.2.1. ETAPA 1	97
5.2.2. ETAPA 2	107
5.2.3. ETAPA 3	117
5.2.4. ETAPA 4	126
5.3. EXAMES MICROBIOLÓGICOS (FASE 1- ETAPA 4).....	134
5.3.1. MICROSCOPIA ÓPTICA	134
5.3.2. MEV	139
5.4. AVALIAÇÃO DO PERFIL VERTICAL (ETAPAS 1 A 4)	142
5.5. AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE CH₄ E CO₂	153
5.6. AVALIAÇÃO ENTRE AS DIFERENTES CONFIGURAÇÕES E OPERAÇÕES DOS RALFF NA FASE 1	156
5.6.1. AVALIAÇÃO DA REMOÇÃO DE DQO EM DIFERENTES DENSIDADES DE FIBRAS EM CONDIÇÃO ESTÁTICA (REATORES 1, 3 E 5 NA ETAPA 1) E EM ROTAÇÃO (REATORES 2, 4 E 5 NAS ETAPAS 2, 3 E 4)	157
5.6.2. AVALIAÇÃO DA RELAÇÃO ENTRE AS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO COM LEITO ESTÁTICO E EM ROTAÇÃO NA PARTIDA DOS RALFF (R1 E R2 NA ETAPA 1)	163
5.6.3. AVALIAÇÃO DA RELAÇÃO ENTRE AS CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO COM AUMENTO DE ROTAÇÃO (R1 E R2 NA ETAPA 3 E 4)	166
5.6.4. AVALIAÇÃO DA RELAÇÃO ENTRE AS CONDIÇÕES DE INTERRUÇÃO DA ROTAÇÃO (REATOR 3 NA ETAPA 2 E ETAPA 3 + 4 COMPARADO COM REATOR 4 ETAPA 2 E ETAPA 3 E4)	169
5.7. AVALIAÇÃO GERAL DOS REATORES ANAERÓBIOS DE LEITO DE FIBRAS FLEXÍVEIS (RALFF)	173
5.8. FASE 2- PÓS-TRATAMENTO DE REATOR ANAERÓBIO DE LEITO DE FIBRAS FLEXÍVEIS (RALFF)...	174
5.8.1. SEDIMENTAÇÃO.....	175
5.8.2. FLOTAÇÃO POR AR DISSOLVIDO	184
5.8.3. PRÉ-SEDIMENTAÇÃO SEGUIDA DE FILTRAÇÃO EM FILTROS DE FIBRAS FLEXÍVEIS PARALELOS	191

5.8.4. AVALIAÇÃO DOS PÓS-TRATAMENTOS DE EFLUENTE DE REATOR ANAERÓBIO POR FLOTAÇÃO, SEDIMENTAÇÃO E FILTRAÇÃO EM FILTRO DE FIBRAS FLEXÍVEIS	196
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	200
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	204
APÊNDICE A – ANÁLISE DE METAIS NO AFLUENTE DO SISTEMA E EFLUENTE DO REATOR ANAERÓBIO DE FIBRAS FLEXÍVEIS (REATOR 2).....	211
APÊNDICE B – GERAÇÃO DE PRODUTOS DE FERMENTAÇÃO EM MEIO LÍQUIDO	213

FOLHA INTENCIONALMENTE DEIXADA EM BRANCO

1. INTRODUÇÃO

1.1.Considerações iniciais

A evolução do conhecimento sobre o processo anaeróbico aplicado ao tratamento de águas residuárias vem possibilitando o desenvolvimento de configurações de estações de tratamento de esgoto (ETEs) mais econômicas e sustentáveis do que os sistemas aeróbios convencionais, principalmente para regiões de clima quente ou moderado.

As configurações mais recentes de reatores anaeróbios modernos, com destaque para o UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), possibilitam a remoção confiável de grande parte da matéria orgânica do esgoto (cerca de 65 a 75%) com custos de implantação e operação menores do que os de sistemas convencionais. Os principais fatores que determinam esses baixos custos são: reduzido tempo de detenção hidráulica (o que resulta em pequenas unidades), baixa produção de lodo (pequenas unidades para manejo e menor custo para disposição) e desnecessidade de energia elétrica para aeração e mistura.

O aprimoramento da técnica de imobilização de biomassa aderida a suportes inertes foi de grande importância para a evolução dos processos biológicos no tratamento de águas residuárias (CAMPOS, 1989). Abreu & Zaiat (2008) afirmaram que a retenção de biomassa ativa no interior de reatores anaeróbios foi um fator determinante para o sucesso do processo de tratamento. A perda da biomassa juntamente com o efluente, prejudica o desempenho do tratamento, pode ser evitada através da imobilização em material suporte, ou seja, formando os biofilmes. A adoção desta prática tem como consequência também a separação dos parâmetros tempo de retenção celular e tempo de detenção hidráulica, havendo uma maior permanência dos microrganismos no interior dos reatores, sem o emprego de reatores com elevado volume ou alta taxa de recirculação.

Embora essas características favoreçam seu uso em regiões de clima tropical, principalmente para a remoção de parte da matéria orgânica do esgoto, os reatores anaeróbios apresentam algumas limitações. Por exemplo, são pouco eficientes na remoção de macronutrientes (nitrogênio e fósforo) e de organismos patogênicos, e apresentam concentrações de sólidos relativamente elevadas no efluente, de modo que seus efluentes geralmente não têm qualidade

suficiente para atender aos padrões de emissão e qualidade preconizados na legislação ambiental brasileira, havendo necessidade de adição de um pós-tratamento para o polimento do efluente.

Nesta pesquisa, foi realizado estudo sobre a avaliação de reator anaeróbio composto de meio suporte de fibras flexíveis, sendo estas fibras fixadas a uma haste de alumínio, formando um feixe de fibras e dispostas longitudinalmente ao longo do reator e com extremidade da haste fixada no centro do mesmo. Foram avaliados quatro tempos de detenção hidráulicos, três densidades de fibras variadas e também a inclusão de sistema de rotação do leito de fibras, utilizando como afluente esgoto doméstico sintético.

Também foram avaliados o pós-tratamento do efluente dos reatores anaeróbios pelos processos de (a) flotação por ar dissolvido, (b) sedimentação e (c) filtração em meio filtrante de fibras flexíveis.

1.2.Contexto e hipótese do reator anaeróbio com leito de fibra flexíveis

A proposição deste projeto fundamenta-se na dificuldade encontrada em reatores de leito expandido, que ao longo do tempo de operação vão perdendo suas características hidrodinâmicas iniciais, devido ao acúmulo de biomassa, passando a apresentar expansão não homogênea do leito, ou seja, regiões do leito com diferentes estruturas de fluxo. Isso se deve entre outros fatores ao aumento da densidade das biopartículas (leito + biofilme) com o tempo de retenção no reator, sendo possível o surgimento de situação tal que a uniformidade dos perfis de velocidade ascensional ao longo da seção transversal dos reatores conduzem a expansão desigual do leito na região central em relação às regiões periféricas. Segundo Niciura (2005), o uso do termo expandido deveria ser substituído por leito expansível, uma vez que nem sempre o estado de expansão é alcançado. Blanco et al. (1995) ressalta que em reatores com leito expandido com expansão menor que 20%, ocorre a formação de duas regiões, sendo uma superior, com características fluidificadas e outra inferior e estática, que tende a aumentar (compactação do leito) com a diminuição da velocidade ascensional.

Trata-se da concepção de reator anaeróbio inédito e inovador que envolve avaliação das condições operacionais de um reator anaeróbio de fluxo ascendente com recheio formado por fibras flexíveis (nylon) fixadas no eixo central de reator com formato cilíndrico. Este tipo de leito

pode possibilitar maior homogeneidade na estrutura de escoamento no interior do reator, além do que as fibras flexíveis irão constituir meio suporte de grande superfície específica para formação de biofilme por consórcio de microrganismos anaeróbios. Essa concepção de reator, por apresentar leito fixo, porém flexível, permitirá aplicação de ampla faixa de valores de velocidade ascensional sem a preocupação de carreamento do meio suporte ou falta de expansão do meio, como ocorre usualmente em reatores de leito granular fluidificado.

A configuração ora proposta tem como base as seguintes hipóteses:

- Boa distribuição do afluente pelo reator contendo leito de fibras flexíveis;
- Meio suporte com grande superfície específica;
- Comportamento hidrodinâmico mais constante e homogêneo que os leitos granulares após o crescimento máximo da biomassa aderida a superfície do meio suporte, ou seja, condições de uniformidade da estrutura de fluxo no interior do reator durante todo o período de operação;
- Rápida liberação dos gases;
- Bons resultados em tempo de detenção hidráulica (TDH) baixos.

O uso dos reatores com leito de fibra flexível pode se tornar uma alternativa compacta, capaz de operar com altas taxas de carregamento orgânico e com elevada eficiência para o tratamento de esgoto doméstico. Tal sistema poderá vir a apresentar muitas das vantagens dos reatores de leito expandido ou de leito móvel uma vez que apresenta flexibilidade controlável, mas com extremidades fixas, porém com muitas das limitações desses tipos de reatores minimizados ou, até mesmo, eliminadas.

2. OBJETIVO

O presente trabalho tem como objetivo avaliar o desempenho de um reator anaeróbio constituído de inovador leito de fibras flexíveis, de fluxo ascendente em escala piloto, aplicada ao tratamento de esgoto sintético. Dessa forma, algumas características dos reatores anaeróbios de fibras flexíveis foram avaliadas: i) variação da densidade de fibras flexíveis que compuseram o leito de fibras flexíveis; ii) variação da rotação do eixo vertical onde foram fixadas as fibras do leito; iii) variação do tempo de detenção hidráulica (nas etapas de 1 a 4 foram testados TDH de 9; 6; 4 e 3 horas, respectivamente); iv) avaliação da interrupção da rotação em reator em andamento.

Também analisar as características do meio suporte, a eficiência de remoção de carga orgânica, assim como a avaliação da característica morfológica e fixação da biomassa encontrada nos biofilmes, com emprego de análise de imagem e microscopia.

Por fim, analisar também três pós-tratamentos para o efluente do reator anaeróbio, sendo eles: flotação por ar dissolvido (com e sem coagulante), sedimentação (com e sem coagulante) e filtração em filtro de fibras flexíveis (sem coagulante).

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1.Processos Anaeróbios

3.1.1 Processos Anaeróbios com biofilme para o Tratamento de Esgoto Sanitário

Os reatores anaeróbios são sistemas biológicos que tratam o efluente na ausência de oxigênio livre (digestão anaeróbia), com formação de biomassa anaeróbia e formação de subprodutos como o biogás, composto principalmente por gás carbônico e metano. Para a remoção eficiente da matéria orgânica nesses sistemas é fundamental a presença de grande massa de microrganismos, que deve permanecer por longos períodos no reator, em outras palavras, deve apresentar elevado tempo de retenção celular (TRC). Nas configurações convencionais dos reatores anaeróbios esse elevado TRC era conseguido a partir de grandes tempos de detenção hidráulicos (TDH), que resulta em grandes volumes de reatores ou através da recirculação do lodo biológico.

O aprimoramento da técnica de imobilização de biomassa aderido a suportes inertes foi de grande importância para a evolução dos processos biológicos no tratamento de águas residuárias (CAMPOS, 1989). Abreu & Zaiat (2008) afirmaram que a retenção de biomassa ativa no interior de reatores anaeróbios foi um fator decisivo para o sucesso do processo de tratamento e está condicionada a vários fatores operacionais e ambientais. Uma delas é a perda da biomassa com o efluente, que influencia negativamente o desempenho do tratamento, podendo ser evitada através da imobilização em material suporte, ou seja, por meio da formação dos biofilmes. Com isso, desvincula-se efetivamente o tempo de retenção celular do tempo de detenção hidráulica, havendo uma maior permanência dos microrganismos no reator, sem a necessidade do elevado volume dos reatores ou alta taxa de recirculação.

Essa característica é conseguida por meio dos seguintes princípios (CAMPOS e DIAS, 1989):

- Retenção de microrganismos nos interstícios existentes e aderência do filme biológico em meio suporte inerte que constitui parte de um reator anaeróbio de fluxo ascendente ou descendente (por exemplo, filtro anaeróbio);
- Formação de uma região no reator com elevada concentração de microrganismos ativos que é atravessada pelo fluxo ascendente do efluente a ser tratado (por exemplo, UASB);
- Imobilização de microrganismos pela aderência à superfície de um meio suporte móvel (por exemplo, reatores de leito expandido ou fluidizados).

Esses reatores apresentam grande estabilidade, resistindo a choques de carga, de temperatura e toxicidade, enquadrando-se nas necessidades apontadas.

3.1.2 Meios suportes em reatores anaeróbios

A imobilização da biomassa é caracterizada pela formação dos biofilmes, que são películas ou camadas de lodo que se desenvolvem no processo de tratamento no interior dos reatores. Estes podem se desenvolver e agregar, em altas concentrações de massa de microrganismos por volume de reator, na forma de lodo aderido a um meio suporte (como em filtro anaeróbio e reator de leito expandido/fluidificado) ou agregados uns aos outros na forma de flocos ou grânulos (como em reatores UASB).

A adesão da biomassa em meio suporte resulta em biofilmes de espessuras variáveis e pode ser classificada em biomassa móvel (leito móvel ou sem meio suporte) ou estacionária (leito fixo).

Os reatores com biomassa móvel podem ser encontrados aderidos a um leito ou também na forma de lodo suspenso agregado na forma de flocos ou grânulos. O primeiro caso refere-se àqueles onde a biomassa encontra-se aderida a um meio suporte móvel, nesse caso a mobilidade desse leito depende da agitação hidráulica e da densidade do leito de lodo. O grau de agitação do reator irá definir a expansão do leito de lodo, como é o caso dos reatores de leito expandido (expansão de 10% a 20%) ou fluidificados (100% expandido). Nesses reatores as bactérias encontram-se aderidas a um meio inerte que permanecem suspensas pelo resultado do movimento vertical ascendente da massa líquida e taxa de recirculação aplicada. No segundo caso, os microrganismos aderidos uns aos outros (sem utilizar meio suporte) formam uma biomassa floculenta, que ocupa parcial ou quase totalmente o volume do reator de forma homogênea ou em

camadas de lodo com densidades inconstantes, conforme a agitação no interior do reator, exemplo dos reatores UASB (FORESTI *et al.*, 1999).

Os leitos fixos referem-se àqueles com meio suporte inerte fixo no interior do reator, onde a biomassa adere-se a estes materiais (como britas e seixos) e à medida que o esgoto escoar pelos interstícios no interior do reator, a matéria orgânica vai sendo transformada pelas reações no interior do biofilme, como os filtros anaeróbios.

Uma variedade de materiais porosos pode ser usada como meio suporte para a imobilização de biomassa, destacando-se areia, rochas vulcânicas, pedaços de madeira, escória siderúrgica, óxido de alumínio, vidro, grãos de materiais sintéticos, espumas naturais ou artificiais, carvão ativado, carvão antracitoso, poliuretano, politetrafluoretileno (PTFE), polipropileno (PP), polietileno (PE), cloreto de polivinil (PVC), poliamida (PAM), pedras, material cerâmico, bambu e módulos ou pedaços de materiais sintéticos, etc. (HENZE E HARREMOES, 1983; HOSAKA, 1991; CAMPOS, 1994; ZAIAT *et al.* 1996).

Os materiais utilizados como meio suporte devem ser investigados, levando em conta características como tamanho e forma, resistência e leveza da estrutura, materiais biológicos e quimicamente inertes, facilidade de distribuição do fluxo e dificuldade de obstrução (no caso dos reatores de filme fixo) e facilidade de aquisição e baixo custo (BUSATO, 2004). Isso se deve ao fato de que as características do meio suporte aliadas as características de hidrodinâmica, tempo de detenção hidráulico, tempo de retenção celular, limpeza do leito e outros critérios operacionais determinarão a imobilização do biofilme junto ao meio suporte e sua permanência no interior do reator, determinando a eficiência do tratamento.

Garcia (2005) estudou o desempenho de um reator anaeróbio operado em batelada com agitação, contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano, carvão vegetal e polietileno de baixa densidade reciclado, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário. A avaliação do sistema foi feita considerando o desempenho do reator, análise cinética e exames microbiológicos. A espuma de poliuretano foi considerada o material mais adequado para esta finalidade, apresentando maiores eficiências de remoção de DQO (bruta e filtrada), melhor coeficiente cinético e com a presença de arqueas metanogênicas e bactérias fototróficas em sua biomassa. O carvão ativado apresentou resultados intermediários, porém não satisfatórios, na redução de DQO e biomassa não compatível com o esperado em tratamento anaeróbio biológico. Já o polietileno apresentou resultados menos expressivos, porém sua caracterização microbiológica mostra a potencialidade do

uso deste material para o tratamento de esgoto sanitário com aplicação de tratamento prévio, melhorando suas características físico-químicas.

CAMARGO et al. (2000) estudou o uso de meio suporte de bambu, tendo como característica favorável o baixo custo do material. Ao avaliar a partida de um reator anaeróbio para o tratamento de esgoto sanitário, os autores obtiveram remoções de 69, 70 e 80% para DBO, DQO e ST, respectivamente, utilizando uma carga diária de 1 kg.m^{-3} . No entanto, mencionaram que a utilização do sistema de filtro anaeróbio para o tratamento de esgoto, requer um pós tratamento para satisfazer aos padrões de lançamento. Ao utilizar a carga diária de $4,22 \text{ kg.m}^{-3}$, no tratamento anaeróbio de esgoto sanitário em reatores com meio suporte composto por anéis de bambu, CAMARGO et al. (2001) obtiveram uma eficiência de remoção de DQO de 84% e consideraram a utilização do bambu como meio suporte viável, por este meio apresentar eficiência semelhante aos meios suporte comumente empregados.

O papel do meio suporte no desempenho geral de um reator é uma constatação clara. Portanto, um estudo detalhado do efeito do meio sobre a eficiência do reator é de grande importância para o sucesso do tratamento quando se pretende estudar um novo tipo de meio (CHAIPRASERT et al, 2003).

Estudos realizados por Chaiprasert et al (2003) avaliaram o desempenho de três reatores anaeróbios híbridos com meio suporte de fibra de nylon de diferentes densidades por volume de leito fixo (33, 22 e 11 kg/m^3 em R1, R2 e R3, respectivamente) e foram avaliadas sua capacidade de remover compostos orgânicos em águas residuárias de amido de mandioca, com DQO total entre 15 e 22 g/L . Durante uma operação de seis meses, a taxa de carga orgânica foi aumentada em etapas de $0.5 \text{ kgCOD/m}^3/\text{dia}$ para 4,0 e o tempo de detenção hidráulica (TDH) reduzido para 5,4 dias. A eficiência de remoção de DQO foi mais favorável em R1 (87%) e R2 (84%) do que em R3 (70%). Quando o TDH foi reduzido para três dias, no entanto, a eficiência de ambos os reatores demonstrou uma tendência de queda e chegou a 74% em R1 e 61% em R2.

3.1.3. Biofilme

Xavier et. al (2003) definiram os biofilmes como um consórcio microbiano imobilizado junto a uma matriz de substâncias poliméricas extracelulares de origem microbiana. Esse consórcio

microbiano facilita a cooperação entre os organismos presentes, reduzindo a distância para a transferência de metabólitos.

A formação do biofilme ocorre quando qualquer superfície é exposta a ambientes aquosos não estéreis, onde se fazem presentes constituintes químicos diversos, adequados ao crescimento dos microrganismos (BRYERS, 1998). O desenvolvimento dos biofilmes ocorre em três etapas: aderência, colonização e crescimento e remoção de biofilme. A Figura 1 ilustra a dinâmica de desenvolvimento do biofilme.

Figura 1– Ilustração do desenvolvimento do biofilme (Fonte: Adaptado de STOODLEY; DIRKX, 2003).

A fase de aderência corresponde ao transporte e fixação das células livres do meio aquoso para uma superfície sólida. A adesão inicial dos microrganismos está relacionada a interações físico-químicas não específicas conduzidas por cargas elétricas e hidrofobicidade dos microrganismos e materiais envolvidos (MARSHALL, 1986 apud GONZALEZ, 2009¹). Em seguida ocorre a adesão firme, em que a célula microbiana deposita-se na superfície por meio de ligações fortes (adesão de substâncias poliméricas extracelulares ao material suporte).

A fase de colonização e crescimento microbiano, abrangendo nesse contexto o consumo de substrato, crescimento celular e duplicação, manutenção do biofilme e produção de exopolímeros. Nesta etapa as células fixadas com ligações fortes começam o processo de duplicação, havendo a adesão de uma célula a outra, formando a estrutura do biofilme.

Na fase de desprendimento, quatro fenômenos podem ser observados, sendo eles: predação, cisalhamento, abrasão e desprendimento. Esses fenômenos levam a eventos periódicos de desprendimento de grandes quantidades ou seções inteiras do biofilme da superfície sólida para o meio líquido.

¹ MARSHALL, K. C. (1986). Adsorption and Adhesion Process in Microbial Growth at Interfaces. **Adv. Colloid Interface Sci.**, v.25, p.50-86.

A forma do biofilme bem como sua estrutura pode ser definida pela interface biofilme/líquido, sendo influenciada tanto pela atividade do biofilme (como crescimento das células microbianas, duplicação e produção e excreção de substâncias poliméricas) como também por fatores externos (forças de atrito ocasionadas pela hidrodinâmica do reator, taxa de carregamento de substrato na superfície do biofilme e outras forças mecânicas envolvidas) (XAVIER, 2003, VELUCHAMY; BEYENAL; LEWANDOWSKI, 2008).

Características do biofilme como a espessura podem ser visualizadas através de diversas técnicas como microscopia ótica equipada com micrometro, projeção dos perfis de biopartículas sobre superfícies milimetradas, microscopia eletrônica de varredura (MEV) e confocal de varredura a laser (CVL). Outras técnicas podem ser aplicadas visando à quantificação do transporte de biomassa e determinação de estruturas complexas em sistemas de biofilmes heterogêneos, como ressonância magnética nuclear (RMN), eletrodo de varredura de vibração (SVE), sondas fluorescentes, voltametria cíclica e microssensores e outros (LEWANDOWSKI; BEYENAL, 2006).

Mendonça (2001) estudou os procedimentos para avaliar a evolução e a atividade do biofilme em reator anaeróbio de leito expandido (32 m³) alimentado com esgoto sanitário, sendo realizada a caracterização dos biofilmes durante os períodos de partida e equilíbrio dinâmico aparente do processo. No primeiro período, verificou-se a dinâmica de formação do biofilme, mediante a realização de exames microscópicos e testes de quantificação da biomassa aderida, para avaliar o efeito da velocidade ascensional sobre sua acumulação no material suporte. Os exames microscópicos revelaram que o biofilme formado apresentou três estágios: início de colonização do material suporte; adaptação ao suporte e intensa colonização. Os testes de biomassa aderida demonstraram que o decréscimo da velocidade ascensional propiciou o seu aumento sobre o material suporte. No segundo período, durante o regime de equilíbrio dinâmico aparente, foram realizados exames de microscopia óptica de contraste de fase, fluorescência e eletrônica de varredura, visando à verificação das principais morfologias de microrganismos aderidos em amostras coletadas em três pontos do reator. Os exames microscópicos indicaram a formação de dois padrões distintos de colonização de biofilmes ao longo do leito do reator: um de início de colonização e outro de intensa colonização, sendo observados em ambos os casos microrganismos semelhantes a bactérias redutoras de sulfato; *Methanobacterium sp* e *Methanosaeta sp*.

3.1.4. Reator Biológico de Fibra Flexível

Os reatores anaeróbios constituem processo bastante utilizado para tratamento de águas residuais. No entanto, a eficiência desse processo está relacionada com os materiais utilizados como meio suporte. A utilização de meios suporte nos reatores proporciona um aumento da área de contato dos micro-organismos com o efluente e melhor fixação dos micro-organismos no reator, podendo resultar em uma redução do tempo de detenção necessário para ao tratamento do efluente. No entanto o meio suporte deve apresentar baixo custo e elevado tempo de vida útil, favorecendo assim a relação custo/benefício, durante o processo de implantação e manutenção do sistema.

Os reatores biológicos de fibra flexíveis são unidades inovadoras de reatores, podendo ter sua configuração ascendente ou descendente, e também podendo ser operados em condições aeróbia ou anaeróbia. O leito é formado por feixes de fibras flexíveis, presos a um eixo no centro do reator, formando o meio suporte de fibras flexíveis. Na literatura são encontrados alguns trabalhos utilizando a fibra sintética viscose (“*rayon fibre*”, como é denominada nos trabalhos) como meio suporte para o tratamento de diversos efluentes industriais, conforme citado a seguir.

Yu et al (2002) estudaram o emprego dos reatores biológicos de fibras flexíveis aeróbios para o tratamento de efluentes industriais de processamento de frutas e vegetais. Algumas características foram avaliadas, como: desempenho do processo de tratamento, características de aclimação, eficiência de remoção de DQO e DBO₅ para diferentes cargas orgânicas. Quanto a aclimação, em testes com DQO média de 520mg.L⁻¹ foi conseguida a aclimação em um período de 20 dias com aplicação de TDH de 8 horas e eficiência de remoção de DQO de 93%. Já para os testes com DQO média de 1200mg.L⁻¹ com aplicação de TDH com diminuição gradual de 16h para 8h, a aclimação ocorreu em 8 dias, resultando na remoção de DQO de 87%. Resultados indicaram que 95% de remoção de DBO₅ podem ser alcançados. Também foi realizada a comparação do desempenho dos parâmetros do reator de fibras flexíveis com um reator de lodo ativado convencional operado em paralelo e com condições similares. Foram observadas inúmeras vantagens do reator de fibras flexíveis, como elevada carga orgânica, longos períodos de retenção de lodo e baixa taxa de descarte de lodo, eliminação da recirculação de lodo e ausência de problemas de *bulking* do lodo com elevadas cargas orgânicas.

O tratamento biológico das águas residuais de laticínio em batelada foi investigado por Abdulgader (2009 -a), usando unidade em escala de laboratório de reator biológico de fibra flexível (SBFFBR – *Sequencing Batch Flexible Fibre Biofilm Reactor*) aeróbio. O sistema

SBFFBR foi modificado a partir de um sistema típico de reator em batelada, utilizando oito feixes de fibras flexíveis com elevada superfície específica, que serviram de suporte para os microorganismos. A fibra é de 75 mm de comprimento quando esticada, e 0,07 mm de diâmetro, com uma área de superfície de crescimento específica de $2200 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$. Uma corda de 885 milímetros de comprimento foi fixada verticalmente a uma estrutura de suporte e os feixes ligados com um intervalo de cerca de 80 mm e instalado no centro do reator. Um esquema da montagem experimental é mostrado na Figura 2, o mesmo utilizado por Yu et al (2002). O SBFFBR utilizado tinha uma forma cilíndrica (120 mm de diâmetro, 900 mm de altura) e um volume de trabalho de 8 L. A mistura e entrada de ar foram fornecidos por difusores cerâmicos porosos na parte inferior do reator. A concentração de OD excedeu $4 \text{ mg de O}_2.\text{L}^{-1}$, sendo fornecido ao sistema através de compressor de ar. O reator foi operado sob diferentes demandas químicas de oxigênio afluente (DQO) concentrações (610, 2041 e 4382 mg.L^{-1}) e tempos de retenção hidráulica constantes de 1,6 dias. Os resultados têm mostrado aplicabilidade bem sucedida do sistema SBFFBR para tratar esta água residuária de laticínios. Eficiências elevadas de remoção de DQO entre 89,7 e 97% foram obtidos a taxas de carregamento orgânico médios de 0,4 e $2,74 \text{ kg DQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, respectivamente.

A proposta de uso da fibra como meio suporte tem se mostrado eficiente para o tratamento de efluentes, fato esse relacionado à sua caracterização como um leito fixo, porém flexível, com a biomassa aderida, reduzindo o potencial de perda de biomassa juntamente com o efluente (como ocorre nos reatores de leito fluidificados) e também de possíveis entupimentos de poros (como ocorre nos filtros).

Figura 2-Esquema de reator biológico de fibras flexíveis (a) e detalhamento do meio suporte de fibras flexíveis.
FONTE: Adaptado de Abdulgader (2009-b).

3.2. Pós-tratamento de efluente de reatores anaeróbios

Segundo Reali et. al. (2001), nos últimos anos, pesquisadores vêm buscando mais vantagens no uso de reatores biológicos anaeróbios para tratar esgoto doméstico. Este tipo de reator tem mostrado a remoção de grande parte da matéria orgânica (65% a 80% na remoção de DQO) com menor consumo de energia e produção de lodo, menor quantidade de equipamentos e operação mais fácil do que os sistemas convencionais aeróbios. No entanto, o efluente anaeróbio ainda necessita de tratamento adicional para atender os padrões de emissão, principalmente quanto à concentração residual de sólidos suspensos totais (SST), matéria orgânica (DQO), nitrogênio (NTK) e fósforo total (P).

Os sistemas de tratamento de esgoto que empregam sais metálicos trivalentes (i.e., sais de ferro e alumínio) e, em certos casos, polieletrólitos, com separação dos flocos por sedimentação ou flotação por ar dissolvido, são geralmente eficientes na remoção do material coloidal e em suspensão e também do fósforo no esgoto. Contudo, a eficiência de remoções de material orgânico solúvel é ínfima nesses métodos de tratamento. Entretanto, quando se utiliza o tratamento

biológico anaeróbio precedendo a unidades de tratamento físico-químico tem-se uma boa redução da matéria orgânica solúvel do esgoto, permitindo que o sistema combinado tenha uma boa eficiência final em relação à matéria orgânica e fósforo (ALÉM SOBRINHO E JORDÃO, 2001).

A concentração de sólidos suspensos e coloidais no efluente de reator anaeróbio são relativamente elevadas, principalmente pelo arraste de material recalcitrante e biomassa do meio, que mantém a turbidez do efluente elevada. O tratamento químico seguido de sedimentação ou flotação leva à coagulação do material suspenso e coloidal, com posterior incorporação aos flocos químicos, resultando em efluente com reduzida turbidez. Os efluentes dos reatores anaeróbios são conhecidos pela presença de sulfeto, responsável pelo odor característico. A aplicação de coagulante, como cloreto férrico, resulta na formação de sulfeto de ferro II (FeS) e de sulfeto de ferro III (Fe_2S_3), que serão incorporados aos flocos e removidos no tanque de flotação ou sedimentação, resultando num efluente isento de odores desagradáveis.

Em reatores anaeróbios, a remoção de fósforo é desprezível, pois tal elemento químico é retido pela biomassa apenas para crescimento celular. A remoção é igualmente insignificante na sedimentação das partículas suspensas, devido à presença de 90 % a 95% do fósforo no esgoto sanitário sob a forma coloidal ou dissolvida. O tratamento químico com cloreto férrico promove a precipitação da parcela dissolvida e a coagulação/floculação da parcela precipitada, coloidal e suspensa, que serão removidos no tanque de flotação (PENETRA, 2003).

3.2.1. Sedimentação

A sedimentação consiste na remoção das partículas sólidas em suspensão num líquido por ação da gravidade, a partir das diferenças de densidade entre as partículas e o fluido. A sedimentação é amplamente utilizada em sistemas de tratamento de águas para abastecimento e também águas residuárias, sendo essencial para sua eficiência a adequação dos processos de coagulação e floculação para remoção de sólidos em suspensão e coloidais, como também de nutrientes.

Sinelli (2002) estudou um sistema composto por reator UASB seguidos de unidades de mistura rápida, floculação e decantador lamelar, utilizando como coagulante o cloreto férrico. De acordo com os resultados obtidos para avaliação em escala piloto, verificou-se que para obtenção de efluentes com concentração de fósforo total abaixo de 1 mgP/L foi necessária uma relação em massa $\text{Fe}/\text{P}_{\text{total}}$ afluente entre 2,0 e 3,8, resultando concentrações de P_{total} efluente entre 0,21 e

0,99 mgP/L, onde nesses casos a eficiência de remoção de P_{total} variou de 86 a 97% (P_{total} afluente entre 3,81 e 13,48mg/L). Para a variável DQO, a eficiência média de remoção foi de 45%, com valor máximo de remoção de 74% (concentrações residuais com variação entre 16 e 56 mgO₂/L). Para os SST, a eficiência média de remoção foi de 79%, com concentrações residuais entre 3 e 14 mgSST/L. O pH de floculação variou entre 6,7 e 7,4.

Fabreti et al (2003) testaram o pós tratamento de efluente de lagoas anaeróbios por meio de processo físico químico de coagulação/floculação/sedimentação usando sulfato de alumínio como coagulante. O sistema de tratamento em escala piloto era composto por um tanque de mistura rápida (coagulação), seguido de um tanque de mistura lenta com três compartimentos em série (floculação) e sistema de separação sólido líquido (decantador lamelar), projetados para operar com efluente de um dos módulos de lagoa de estabilização da ETE – Lins-SP. A mistura rápida foi realizada com G_m : 1000s⁻¹ e T_m : 1,5min, para a mistura lenta, cujo tanque era subdividido em três câmaras, os parâmetros utilizados foram T_f : 15 min e G_f : 60 s⁻¹, 45 s⁻¹ e 30 s⁻¹. Para a dosagem de 20mg Al/L foram obtidos os resultados de 85% de remoção de sólidos em suspensão, 57% de remoção de DQO e 98% de fósforo. Com base nesses resultados, o autor conclui que o uso de decantadores laminares são aconselháveis em função da maior simplicidade operacional e obtenção de bons resultados de remoção dos parâmetros analisados nas condições estudadas.

Yoshida (2005) avaliou a remoção de fósforo e matéria orgânica no pós-tratamento de efluente de um reator anaeróbio (escala real), utilizando unidade piloto composta por um tanque de mistura rápida, três tanques de floculação em série e um decantador laminar. O coagulante utilizado foi o cloreto férrico. A eficiência de remoção de fósforo total foi em média de 90% ±7%, quando a dosagem aplicada de ferro/fósforo total de entrada variou de 1,2 a 2,8, produzindo um efluente médio de 0,46 mg/L de fósforo total. Com esta dosagem, a eficiência na remoção de matéria orgânica foi em média de 70% ±4% para DBO produzindo um efluente de 13 mg O₂/L (desvio 3 mg O₂/L) e 63% ±17% para DQO com um efluente de 58 mg O₂/L (desvio 11 mg O₂/L).

Santos (2006) testou o pós-tratamento de efluente de reator RALEX (reator anaeróbio de leite expandido) por processo de coagulação/floculação seguido de sedimentação usando cloreto férrico como coagulante. Para as condições de ensaio de G_m : 800 s⁻¹; T_m : 5s; G_f : 15 s⁻¹; T_f : 15 min e V_s : 1,4 cm/min, foram obtidos os seguintes resultados: apenas com adição de cloreto férrico, sem correção do pH, para dosagem de 100 mg/L de FeCl₃.6H₂O, obtiveram-se eficiências de remoção de turbidez, DQO e fósforo de, respectivamente, 77, 47 e 64%; e já para os ensaios com

adição de ácido (HCl) para ajuste do pH, mesmo com dosagem de coagulante menor, de 60 mg/L de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, obtiveram-se eficiências de remoção ainda mais elevadas, iguais a 87%, 66% e 76%, respectivamente, para turbidez, DQO e fósforo.

3.2.2. Flotação por Ar Dissolvido

A flotação por ar dissolvido (FAD) é uma técnica que consiste na separação de partículas sólidas e/ou líquidas de uma fase líquida através do emprego de bolhas de gás, normalmente ar, que aderem à superfície das partículas, promovendo o aumento do empuxo e sua ascensão à superfície, onde são coletadas após atingirem concentração determinada. Essa técnica vem sendo empregada no campo de saneamento, com resultados bem sucedidos no tratamento de águas residuárias industriais de papel e celulose, petrolífera, de tintas, de óleos vegetais e alimentos em geral, assim como na clarificação de águas de abastecimento, substituindo decantadores (REALI, 1991; CARVALHO, 2003).

A flotação é resultado da combinação de processos físicos e também químicos. Esta técnica pode ser dividida em dois subprocessos: um pré- tratamento, que inclui coagulação e floculação e a flotação propriamente dita. O pré-tratamento é uma etapa fundamental para a eficiência global da técnica de FAD, as partículas são desestabilizadas e pequenos e fortes flocos são produzidos, possibilitando efetivas colisões e associações entre bolhas e flocos na unidade de flotação. A fase da flotação pode ser dividida em três partes interativas: geração de bolhas e concentração de bolhas de ar, interação bolha partícula, incluindo contato e agregação, e ascensão e remoção dos aglomerados bolhas-partículas.

As bolhas de ar apresentam diâmetro médio entre 10 e 120 μm , são geradas por meio da pressurização da parcela recirculada de efluente, através de tanque pressurizado denominado câmara de saturação, onde as pressões são mantidas entre 350 e 585 kPa. A vazão a ser saturada é chamada de vazão de recirculação, que ao ser inserida no tanque de flotação por válvulas de agulha ou bocais projetados para estes fins, sofre redução de pressão a níveis próximos da pressão atmosférica, permitindo o desprendimento do ar dissolvido na solução.

A quantidade de bolhas de ar produzidas pode ser expressa em termos de: (1) a fração de recirculação, R , definida como a razão entre a vazão de recirculação e a vazão afluente ao sistema, (2) a concentração em massa do ar liberado (S^*), (3) a concentração volumétrica das bolhas (Φ_B),

definida como a razão entre a concentração em massa do ar liberado e a densidade do ar saturado, e (4) a concentração numérica das bolhas (NB), definida como a razão entre a concentração volumétrica de bolhas e o volume médio das bolhas (Edzwald, 2010).

As bolhas de ar aderem-se aos flocos e sobem à superfície da câmara de flotação, formando o lodo flotado, retirado através de raspadores mecanizados ou pela operação de inundação. Portanto, o tratamento químico efetivo, a floculação, a quantidade de ar fornecido, os dispositivos injetores e a remoção do lodo flotado afetam a eficiência global da FAD (PENETRA, 2003).

O Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (SHS/EESC/USP) instituiu uma linha de pesquisa sobre FAD desde 1982, em que vem estudando e aperfeiçoando o processo e desenvolvendo novas aplicações e novos sistemas de tratamento de águas de abastecimento e águas residuárias, nos quais a flotação efetivamente apresenta eficiência comprovada.

Realí et. al. (2001a) estudaram a unidade de flotação por ar dissolvido, em escala laboratorial, alimentada com efluente de reator UASB em escala piloto tratando esgoto doméstico, com prévia coagulação utilizando cloreto férrico e polímero catiônico. Foram estudadas as condições de coagulação/floculação (dosagem de coagulantes e polímeros, tempo de floculação e gradiente médio de floculação) e flotação (quantidade de ar requerida). Os ensaios foram divididos em três etapas, sendo a primeira realizada para determinar a dosagem ótima de polímero catiônico entre 1 a 16 mg.L⁻¹. Na segunda etapa foram estudadas as condições de floculação, com tempo de floculação entre 15 a 20 min e gradiente médio de floculação entre 30 e 100 s⁻¹. Na terceira etapa foi analisada a quantidade mínima de ar dissolvido requerida (variando entre 4,7 a 28,5 g.m⁻³), aplicando cloreto férrico e polímero catiônico, com pressão de saturação fixada em 450 ± 10 KPa e a temperatura entre 23 e 24 °C. Os melhores resultados foram obtidos com a dosagem de 65 mg.L⁻¹ de cloreto férrico, tempo de floculação de 15 min e gradiente médio de floculação de 80 s⁻¹ e quantidade de ar requerida variando entre 9,5 e 19 g.m⁻³, resultando na remoção de 85% de DQO, 95% de fósforo total e 95% de SST. Para os ensaios de polímeros, a dosagem em torno de 7 mg.L⁻¹, tempo de floculação de 15 min e gradiente médio de floculação de 30 s⁻¹ apresentaram os melhores resultados, removendo 75% de DQO, 47% de fósforo total e 74% de SST.

Ariano (2009) avaliou a técnica de dosagem variável de coagulante em função da variação da turbidez do esgoto afluente a sistema de pós-tratamento por flotação do efluente de reatores UASB, localizado em Campinas, SP. Utilizou-se equipamento do tipo Flotateste para a flotação em escala de laboratório, sendo fixados os parâmetros: T_{mr} = 15 s; G_{mr} = 800 s⁻¹; T_{floc} = 20 min;

$G_{floc} = 90 \text{ s}^{-1}$; $P_{sat} = 5,00 \text{ Bar}$. Foram estudadas quatro velocidades de flotação (V_f), entre 8 à 20 cm/min. Foram estudados os coagulantes sulfato de alumínio, PAC e cloreto férrico, sendo determinadas as melhores dosagens para o horário das 12:00 horas. Foi verificada remoção de SST, DQO e fósforo para as dosagens de sulfato de alumínio de 11,77mg .L⁻¹, 76,5; 67,6 e 63,9%; para coagulante PAC em dosagem de 8,45 mg .L⁻¹, remoção de 62,5; 75,0 e 82,7% e para cloreto férrico em dosagem de 24,38 mgFe.L⁻¹, remoção de 60,0; 55,9 e 90,3%, respectivamente, para $V_f = 16 \text{ cm/min}$.

Pelegrino (2011) estudou a avaliação da eficiência de remoção de carga orgânica, fósforo e sólidos em suspensão de sistema de flotação tratando esgoto sanitário pré-tratado em reatores UASB, da ETE Monjolinho da cidade de São Carlos/SP, e coagulado com tanino associado ou não a polímeros sintéticos. Os ensaios com variação de dosagem de coagulante tanino e polímeros (polímero catiônico, polímero não-iônico e polímero aniônico) foram realizados em escala de laboratório, com o uso do equipamento flotatest. Em todos os ensaios foram fixados os valores de gradiente de velocidade na mistura rápida (800 s^{-1}) e na floculação (90 s^{-1}), ao tempo de detenção na mistura rápida (20 s) e na floculação (15 min) e, a pressão de saturação 5 bar e a razão de recirculação (17%). Foram avaliados três valores de velocidades de flotação: 12,0 ; 16,0 e 20,0 cm.min⁻¹. Entre as variáveis estudadas, pôde-se verificar maior eficácia do polímero não-iônico e do polímero catiônico para o tratamento por flotação, associado ao coagulante tanino. O conjunto de dosagem de coagulante tanino e polímero mais vantajoso, ou seja, menor dosagem de tanino que, associada a polímero, apresentou remoção satisfatória dos parâmetros estudados, foi 65 mg.L⁻¹ de tanino e 2,0 mg.L⁻¹ de polímero catiônico, atingindo remoções de 95,2% de turbidez (Residual de 3,65 NTU), 82,1% de cor aparente (Residual de 98 mgPT.L-1), 49,2% de fósforo total (Residual de 3,2 mg.L-1), 80,7% de DQO (Residual de 25 mg.L-1) e 87,9 % de SST (Residual de 13 mg.L-1) nas condições encontradas na época dos ensaios, para o pós-tratamento por flotação de efluente de reator UASB da ETE Monjolinho, São Carlos/SP.

3.2.3. Filtro de fibras flexíveis (FFF)

O processo de filtração consiste basicamente em separar um sólido particulado de um fluido, fazendo com que o sólido fique retido num meio poroso, e o fluido passe através desse meio. Muitos trabalhos têm sido realizados sobre o tratamento de efluente (BENAIM et al, 2004),

água potável com filtros de profundidade (LEE et al, 2008), remoção de alga (CHA et al, 2009) e dessalinização de águas oceânicas (LEE et al, 2010) em que o meio filtrante é um conjunto de fibras flexíveis.

Os Filtros de Fibras Flexíveis (FFF ou 3F), uma tecnologia já estabelecida na Coréia do Sul, vem sendo amplamente utilizado em tratamento terciário de efluentes domésticos em indústrias e Estações de Tratamento de Esgoto da Coréia do Sul - cerca de 2 milhões de metros cúbicos diários (Ben Aim *et al*, 2004). O tipo de leito utilizado no filtro de fibras flexíveis combina grandes superfícies específicas e altas porosidades (da ordem de 90%), atingindo altas eficiências de remoção e baixas perdas de carga, apesar do emprego de altas taxas de filtração (Lee *et al*, 2006).

A estrutura do filtro de fibra flexível consiste em uma tubulação preenchida com fibras empacotadas ao longo do seu comprimento e presos em uma ou nas duas extremidades, com disposição longitudinal e no mesmo sentido do fluxo. O comprimento das fibras assim como seu material e o diâmetro da tubulação podem ser variáveis, conforme a qualidade do efluente requerida e também a qualidade do afluente tratado. No filtro coreano, as fibras são de poliamida (náilon) e possuem cerca de 30 μ m de diâmetro, estão presas na parte inferior do filtro (entrada) e soltas na parte superior (saída). O escoamento deste tipo de filtro é ascendente, assim como sua lavagem. O fluxo de água passa por toda a extensão do filtro, fazendo com que a filtração seja por ação de profundidade. Um esquema da configuração usada atualmente na Coréia do Sul é mostrado nas Figuras 3 e 4.

Figura 3 -Esquema de filtro de fibras flexíveis.
FONTE: Adaptado de Lee et al (2008a).

Lee et al (2007) estudaram a eficiência do FFF utilizando água sintética de turbidez 20 uT, fibras de poliamida de 30 μm de diâmetro, e fluxo ascendente. E estudaram a variação do comprimento do leito – 400, 600, 800 e 1000mm, densidade de empacotamento - 50, 65 e 80 kg/m^3 (relacionada diretamente com a porosidade), e taxa de filtração - 20, 40 e 80 m/h. Os autores concluíram que a taxa de filtração teve maior influência nas remoções de turbidez dentre os parâmetros testados: quanto maior a taxa, menor a eficiência de remoção e maior a perda de carga. Para taxas de filtração 20 e 40 m/h, partículas menores que 5 μm foram retidas. Verificou-se também que quanto maior a densidade de empacotamento (menor porosidade), maior era a remoção de partículas e mais rapidamente se dava a perda de carga. Tais comportamentos são similares aos filtros de material granular. Os autores ainda observaram que mesmo a zona de entrada retendo a maior parte das partículas, estas ainda eram encontradas na parte superior do filtro, o que mostra maior ação de profundidade no processo de filtração utilizando FFF do que em filtros convencionais de areia.

Figura 4 - (a) Módulo industrial de um Filtro de Fibras Flexíveis, (b) Leito de fibras de poliamida .
FONTE: Mauchauffee (2010)

O filtro de fibra flexível vem sendo objeto de estudo de diversos pesquisadores da área de saneamento, visando determinar e otimizar os parâmetros influentes no processo e descobrir novas aplicações na área. O departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (SHS/EESC/USP) estabeleceu uma linha de pesquisa sobre os FFF desde 2013, em que vem sendo estudada a aplicação deste tipo de filtro no tratamento de

água para abastecimento, com obtenção de resultados satisfatórios, conforme pesquisas apresentadas a seguir.

MORITA (2013) utilizou filtro de fibra flexível constituído de dois materiais: sisal apresentando porosidade de 85 % e polipropileno com porosidade de 93%, para clarificação de água para abastecimento sintética com turbidez de 8,0 μ T (água de poço com adição de caulinita e ácido húmico e barrilha). A unidade de filtração possuía diâmetro de 28 mm e leito com comprimento variando entre 250 mm e 1000 mm. O coagulante utilizado foi o sulfato de alumínio e estudou-se também a variação da taxa entre 5 e 80 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{h}$. Concluiu-se que para o FFF de sisal apenas o comprimento com 1000 mm foi eficiente na remoção da turbidez, atingindo turbidez de 1 uT. Enquanto que o FFF de polipropileno alcançou os níveis desejados de turbidez (menores que 1uT) em todos os comprimentos, com duração de carreira variável. Sendo assim, concluiu-se a importância da escolha do material filtrante e também a influência do comprimento leito filtrante para o processo de filtração.

FAGUNDES (2015) estudou a filtração em filtro de fibra flexível produzido em algodão mercerizado, com porosidade de 67%, e poliéster, com porosidade de 75%, para clarificação de água para abastecimento sintética com turbidez de 7,7 uT. A unidade de filtração possuía 28 mm de diâmetro e comprimentos de 600 e 1000 mm. Também foi utilizado o sulfato de alumínio como coagulante e variou-se a taxa entre 40 e 120 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{h}$. Constatou-se, como em MORITA (2013), que o comprimento do filtro desempenha um papel determinante no processo de filtração, uma vez que os filtros com 1000 mm apresentaram maiores produtividade efetiva de água e tempo de carreiras maiores.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. Descrição Geral do Sistema de Tratamento

O sistema de tratamento utilizado para o desenvolvimento deste trabalho situa-se na Planta Experimental do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP, alimentado com esgoto sintético. O sistema foi composto por: tanque de alimentação e reator anaeróbico com leito de fibra flexível (RALFF), sendo estes descritos na Fase 1. Na fase 2, o efluente do reator anaeróbico de fibras flexíveis foi utilizado no pós-tratamento pelos processos de sedimentação, flotação por ar dissolvido e filtração em leito de fibras flexíveis (Item 4.8).

Figura 5 – Diagrama de blocos das fases 1 e 2

4.2. Fase 1 - Reator anaeróbico de leito de fibras flexíveis

4.2.1. Tanque de alimentação

O esgoto sintético utilizado na pesquisa foi preparado e armazenado nos tanques de alimentação, sendo formado por duas caixas d'água de 500L e 1000L, ambas com agitadores

mecânicos contínuos, conforme Figura 6. No tanque de maior volume, utilizado nas operações de maiores vazões (tempo de detenção hidráulico de 4h e 3h), foi inserido unidade de resfriamento para manter a temperatura do efluente sintético de alimentação, sendo composto por um serpentina de inox inserida dentro do tanque de alimentação que circulava água resfriada, vindo de um freezer contendo dois reservatórios em seu interior, um para armazenamento da água que seria bombeada para dentro da serpentina e outra para armazenamento da água que retornava do sistema de resfriamento, conforme Figura 7-a.

Figura 6 - Tanque de alimentação com agitador.
Fonte: Autoria própria

O controle da vazão era realizado diariamente, para isso foi incluído um recipiente de passagem de efluente com registro na parte inferior localizado na saída do reator (Figura 7-b), para tanto o procedimento consiste na abertura do registro inferior do recipiente de passagens para o esvaziamento do mesmo e após isso a calibração das bombas era feita por meio de proveta e cronômetro.

Figura 7 - Sistema de resfriamento de água para passagem em serpentina localizada dentro do reator (a) e Recipiente de passagem de efluente e usado para medição de vazão (b).
Fonte: Autoria própria

4.2.2. Reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis

Trata-se da concepção de reator anaeróbio inédito e inovador que envolve avaliação das condições operacionais de um reator anaeróbio de fluxo ascendente com recheio formado por fibras flexíveis (nylon) fixadas no eixo central de reator com formato cilíndrico. Este tipo de leito tinha como premissa possibilitar maior homogeneidade na estrutura de escoamento no interior do reator, além do que as fibras flexíveis constituíam meio suporte de grande superfície específica para formação de biofilme por consórcio de microrganismos anaeróbios. Essa concepção de reator, por apresentar leito fixo, porém flexível, permitirá aplicação de ampla faixa de valores de velocidade ascensional sem a preocupação de carreamento do meio suporte ou falta de expansão do meio (no caso de vazões pequenas), como ocorre usualmente em reatores de leito granular fluidificado.

Os reatores anaeróbios em estudo foram desenvolvidos em escala piloto, utilizando colunas verticais. Foram construídos seis reatores anaeróbios com fluxo ascendente, em seção circular em acrílico para permitir a visualização interna, com as dimensões de 3200 mm de altura e 90 mm de diâmetro interno, resultando em um volume total de 20,34 L cada.

Os reatores possuem alimentação em entrada única com auxílio de um cotovelo na parte interna do reator, para evitar formação de zonas mortas. Também contam com dispositivo de

descarte de lodo, saída do efluente, dois pontos de coletas (dispostos com distâncias uniformes de 1,0 m cada), saída de gás e entrada de ar comprimido (Figura 8). O uso de ar comprimido no reator é o sistema proposto para auxiliar na limpeza do meio suporte quando necessário.

Figura 8 – Esquema do reator anaeróbico de fibras flexíveis proposto.
Fonte: Autoria própria

Todos os reatores estavam equipados com dispositivo de rotação com auxílio de micromotor instalado na parte superior dos mesmos. Por se tratar de reator anaeróbio com produção de gases explosivos, fez-se necessário o desenvolvimento de um mecanismo de proteção da parte elétrica do reator com a proposição de luva de proteção (tubulação de PVC fixada na flange superior do reator, que circundava a barra roscada e encontra-se abaixo do nível de saída de efluente). Este tem como função impedir a passagem dos gases para a parte central-superior do reator, onde há um pequeno orifício no qual está alocada a barra roscada que era rotacionada pelo micromotor, desviando os gases para as extremidades do reator, onde eram coletados e passando pelo selo hídrico contendo água, com a finalidade de controlar a pressão no “*head-space*” do reator.

O meio suporte era formado por módulos em fibra de nylon, com variação no número de módulos em cada par de reatores, caracterizando suas densidades de fibras. Foram testadas três diferentes densidades de fibras (cada uma delas instaladas em 2 reatores), mensuradas conforme descrito no item 4.5 desta tese. Os módulos de fibras flexíveis foram compostos por inúmeras fibras de nylon (caracterização encontra-se no item 5.1 caracterização do meio suporte), com estrutura central produzida em alumínio (Figura 9), material com propriedades mais resistente às características do efluente utilizado na pesquisa e que suportou o processo de torção empregado na confecção dos mesmos. Em caráter informativo foram realizados testes pela empresa fabricante desse módulo, com os seguintes materiais: inox, alumínio, latão, cobre, material cromado, aço galvanizado.

Figura 9 – Unidade de fibra flexível desenvolvida para presente pesquisa.
Fonte: Autoria própria

Os reatores foram mantidos durante o experimento a temperatura de $25 \pm 1.0^\circ\text{C}$, através de sistema de refrigeração ambiente.

4.3. Esgoto Sintético

Os reatores anaeróbios foram alimentados com esgoto sintético preparado para representar o esgoto doméstico. As características do esgoto sintético preparados foram modificadas a partir do Syntho, que foi desenvolvido para representar as águas residuais domésticas pré-definidas (Nopens et al., 2001). A água residual municipal sintético foi composta de leite em pó desnatado (NFDM) (400 mg/L), amido solúvel (130 mg/L), NaCH_3COO (80 mg/L), extrato de levedura (20 mg/L), NH_4Cl (76 mg/L), ureia (43 mg/L), $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ (44 mg/L), e NaHCO_3 (900 mg/L), com DQO final média de 750 mg/L, segundo Tabela 1, adaptado de Ho (2007). Para a composição do efluente sintético também foram adicionados minerais traço a partir de solução mãe, preparada conforme Tabela 2, com adição de 0,0098 mL/L de esgoto sintético.

Tabela 1 - Características do efluente sintético.

<i>Soluções</i>	<i>Dosagens (mg/L)</i>
Amido solúvel	236
Acetato de sódio	145
Extrato de levedura	36
NH_4Cl	107
Ureia	78
$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	77
NaHCO_3	600*
Leite (mg/L)	490

*A dosagem de bicarbonato de sódio era variada conforme necessidade do reator, produção de ácidos e pH.

Fonte: adaptado Ho (2007).

Tabela 2 - Composição da solução mãe de minerais traço.

<i>Composto</i>	<i>Concentração (g/L)</i>	<i>Critério*</i>
$\text{FeCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	35,6	Fe= 200 ppm
ZnCl_2	2,08	Zn= 20ppm
$\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	4,05	Ni= 20 ppm
$\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	4,04	Co= 20 ppm
$\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	3,61	Mn= 20 ppm

*Os números mostrados são a relação dos elementos com a quantidade de leite em pó (peso seco). Exemplo, Fe=200 ppm significa que 200 partes de ferro foram adicionadas por milhão de partes de leite em pó.

Fonte: Ndon, U.J. e Dague, R.R. (1997).

4.4. Inóculo

Na fase 1, o lodo utilizado para inoculação biológica de reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis era proveniente de reator UASB da ETE Monjolinho, São Carlos/SP. O lodo foi previamente peneirado, com objetivo de remover partículas maiores, que poderiam prejudicar o sistema de bombeamento dos reatores.

4.5. Material suporte

Como já descrito no item 4.2.2., na fase 1, o meio suporte foi formado por módulos em fibra de nylon, os quais eram compostos por haste central de alumínio e inúmeras fibras de nylon.

Por se tratar de um meio suporte inédito, algumas características do meio suporte foram analisadas, sendo investigados alguns parâmetros físicos, como: diâmetro médio, comprimento dos fios, densidade, porosidade, comprimento específico e também porcentagem de volume total do reator ocupado pelo leito flexível.

As análises de porosidade (área total de poros, diâmetro médio dos poros e porosidade) e densidade foram realizadas com auxílio do Centro de Caracterização e Desenvolvimento de Materiais (CCDM), no Departamento de Engenharia de Materiais da UFSCAR.

Para determinação do diâmetro médio (Figura 10) e área da fibra foi realizada análise de imagem através do uso do Programa Image Pro Plus Versão 6.3. Para isso foi utilizado sistema computadorizado composto por: Câmara Cosmicam – CCD *Vídeo Camera Module* acoplado à microcomputador. O procedimento foi realizado no Latar (Laboratório de Tratamento Avançado e Reúso de Água), do Departamento de Hidráulica e Saneamento – SHS/EESC/USP.

Figura 10 - Lâmina com camada fina de massa de modelar para fixação das fibras para determinação do diâmetro médio em microscópio.

Fonte: Autoria própria

O comprimento de fibras em cada reator foi determinado através da contagem do número de fibras presentes em cada módulo, usando três módulos escolhidos aleatoriamente, e sabendo-se o comprimento médio das fibras, foi calculado conforme equação 1:

$$C_t = N_{\text{fibras}} * C_{\text{médio}} * N_{\text{módulos}}$$

Equação 1

Tal que:

C_t : comprimento total das fibras por reator(km)

N_{fibras} : número de fibras em cada módulo

$C_{\text{médio}}$: comprimento médio de um fio

$N_{\text{módulos}}$: número de módulos em cada reator

Para determinação do comprimento específico, foi verificado o comprimento total de fibras por reator (C_t) para cada m^3 dos mesmos e foi calculada conforme equação 2:

$$C_e = C_t / Vol$$

Equação 2

Em que:

C_e : comprimento específico (km/m^3)

C_t : comprimento total das fibras (km)

Vol : volume do reator (m^3)

A determinação da densidade aparente do material de enchimento (fibras), levou em consideração o peso das fibras flexíveis em cada m^3 dos reatores pilotos. Sendo calculada conforme equação 3:

$$D_f = P_1 * N_{\text{módulos}} / Vol_f$$

Equação 3

Em que:

D_f : densidade de fibras (g/m^3)

P_1 : peso das fibras de um módulo (g)

$N_{\text{módulos}}$: número de módulo em cada reator

Vol_f : volume das fibras (m^3), sendo calculado pela área da fibra multiplicada pelo comprimento da mesma.

4.6. Métodos Analíticos

Na fase 1, o monitoramento dos reatores foi realizado por meio de coleta pontual e análise de amostras do afluente e efluente. As análises do afluente e efluente dos reatores com relação à demanda química de oxigênio (DQO) de amostras brutas e filtradas, demanda bioquímica de oxigênio (DBO), série sólidos totais, fixos e voláteis (ST, STF e STV), série sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis (SST, SSF, SSV), alcalinidade a bicarbonato, ácidos voláteis totais, nitrogênio total, fósforo total e pH foram realizadas com métodos de análise apresentada no item 4.6.1.

Os dados obtidos nas análises, feitas desde a partida dos reatores, permitiram que se avaliasse o desempenho das unidades. Quando os reatores atingiram estabilidade dinâmica de operação, isto é, quando a eficiência de remoção da matéria orgânica não apresentou variação significativa de uma coleta a outra, era realizado a avaliação do perfil vertical, onde eram coletadas amostras em dois pontos ao longo do comprimento do reator e em seguida alterada a condição de operação dos mesmos para avaliação de novas características, conforme descrito em item 4.7.1.

4.6.1. Análises Físico- químicas

Com o objetivo de avaliar o desempenho do reator anaeróbio de fibras flexíveis na fase 1 e controlar o processo durante a realização do experimento, foram realizadas análises no afluente e efluente dos reatores. Na Tabela 4.4 estão apresentadas as variáveis analisadas e metodologias que foram utilizadas.

A determinação da composição do biogás foi realizada através do uso de cromatógrafo Shimadzu GC-2014, TCD e coluna HP-PLOT/Q (30 m x 0,53 mm de diâmetro interno x 40,0 μm de espessura de filme). Gás de arraste: hidrogênio. Temperatura do injetor: 160°C; split: 5,0; fluxo

da coluna: 4,0 mL/min. Temperatura do detector: 170°C; polaridade: +; Temperatura do forno: 35°C (2 min) até 170°C (1 min), a 60°C/min. Tempo de corrida: 5,25 min.

O pH do efluente dos reatores RALFF foram monitorados a cada alimentação com efluente sintético para verificação da característica do mesmo e detecção da necessidade de possíveis alterações nas dosagens de bicarbonato de sódio, composto responsável pela capacidade de tamponamento do meio, minimizando a possibilidade de acidificação dos reatores.

Tabela 4.4 - Variáveis analisadas e método utilizado

Variáveis	Unidade	Método	nº Método	Referência
pH		Potenciômetro	4500 – H ⁺ B	APHA, 2005
Temperatura	° C	Termométrico	2550 B	APHA, 2005
Alcalinidade	mgCaCO ₃ L ⁻¹	Titulométrico		Dilallo e Albertson, 1961 modificado por Ripley et al.,1986
DQO	mgO ₂ L ⁻¹	Espectrofotométrico	5220 D	APHA, 2005
DBO	mgO ₂ L ⁻¹	Respirométrico	5210 B	APHA, 2005 DBO TRACK – HACH
Ac, org, voláteis	mgHACL ⁻¹	Titulométrico		Método Kapp (Buchauer, 1998)
ST	mgL ⁻¹	Gravimétrico	2540 B	APHA, 2005
SST	mgL ⁻¹	Gravimétrico	2540 D	APHA, 2005
SSV	mgL ⁻¹	Gravimétrico	2540 E	APHA, 2005
SSF	mgL ⁻¹	Gravimétrico	2540 E	APHA, 2005
N _{NTK}	mgNL ⁻¹	Kjeldahl	4500 B N _{NTK}	APHA, 2005
Fósforo	mg P-PO ₄ ³⁻ L ⁻¹	Espectrofotométrico	4500-P	APHA, 2005
Gases (CO ₂ , CH ₄)		Cromatografia gasosa		
Fonte: Autoria própria				

4.6.2. Exames microbiológicos

As análises e determinações propostas para avaliar as características microbiológicas do biofilme formado na fase 1, objetivaram caracterização do consórcio microbiano presente no biofilme (microscopia ótica) e característica de aderência ao meio suporte (MEV).

4.6.2.1. Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV)

A MEV foi realizada no final de operação da fase 1, apenas com amostra do reator de maior densidade de fibras (denominado Reator 2) devido à dificuldade de coleta do meio suporte com biofilme para realização desta análise.

O material coletado foi fixado em solução de glutaraldeído (GTA) a 25% em tampão fosfato a 0,1M pH 7,2 por período de 2 horas. Em seguida, foi realizada a desidratação do material com álcool de acordo com a ordem crescente de concentrações (50, 70, 80, 90, 95 e 100%) em repouso em cada uma delas por período de 10min. Após processo de desidratação foi feita a secagem do material em estufa com temperatura de 38°C por 1 hora e fixada as amostras nos *stubs* para realização da análise no Laboratório de Microscopia Eletrônica e Análise – LMEA, junto ao Instituto de Física de São Carlos - IFSC. A análise foi realizada com auxílio do técnico Manoel Ricardo Roncon e o equipamento utilizado foi Microscópio eletrônico de varredura ZEISS modelo SIGMA equipado com canhão de elétrons por emissão de campo (MEV-FEG).

4.6.2.2. Microscopia Ótica

Para a realização da microscopia ótica na fase 1, o biofilme foi removido do meio suporte em ponto de coleta localizado a 1m da base do reator (alta concentração de biomassa) com auxílio de uma seringa e duas mangueiras de diâmetros distintos, de modo que a mangueira menor era introduzida no interior do reator até atingir o meio suporte, em que com o auxílio da seringa era feita a sucção da biomassa do interior do reator, conforme Figura 11. A mangueira de diâmetro maior foi utilizada para evitar o retorno do efluente no interior do reator uma vez que a mesma era posicionada do ponto de coleta até o nível máximo do reator, mantendo o nivelamento do volume do reator. A análise de microscopia ótica foi realizada com auxílio da técnica Dra. Eloísa Pozzi, através da fixação da biomassa em lâminas de vidro, para posterior observação em microscópio de contraste, marca Olympus BX60-FLA, equipado com sistema de análise de imagens (Imagem-Pro Plus, versão 6.3 for Windows). A microscopia de fluorescência permite identificar as arqueias metanogênicas (com exceção do gênero *Methanosaeta*, que não fluoresce) sem a necessidade de preparações especiais das amostras.

As análises de microscopia foram realizadas na fase final de operação dos reatores.

(a)

(b)

Figura 11 – (a) Coleta de biomassa no interior do reator com auxílio de seringa e mangueiras e (b) no ponto de coleta a 1m da base, mangueira de coleta no interior da mangueira de nivelamento.

Fonte: Autoria própria

4.6.3. Análise Perfil Vertical

A análise do perfil vertical era realizada anteriormente a cada mudança de TDH na fase 1, a fim de se determinar as características ao longo do reator e poder observar o comportamento do reator em cada ponto de coleta de amostra ao final de cada etapa estudado. Esses pontos estavam localizados a 1,0m da base (Figura 12) e a 2,0m da base. Também era analisado o efluente na saída do reator, caracterizando o terceiro ponto de coleta a 3,10m da base.

Figura 12 – Coleta de Efluente para caracterização do perfil vertical
Fonte: Autoria própria

As amostras coletadas para análise de perfil vertical, totalizando três amostras por reator, foram analisadas quanto às análises de: fósforo total, nitrogênio Kjeldahl, demanda química de oxigênio (DQO) de amostras brutas e filtradas em membrana 0,7nm, pH, temperatura, série de sólidos suspensos (Totais, fixos e voláteis), alcalinidade e ácidos voláteis.

4.7. Operação dos reatores

O projeto em estudo na fase 1 foi dividido em quatro etapas, em todas as etapas foram mantidas fixas as densidades de fibras adotadas para cada um dos reatores. Na primeira etapa, foram operados quatro reatores, sendo três deles com leito estático (com densidade de fibras d1, d2 e d3) e um com ativação do mecanismo de rotação do leito (densidade de fios utilizada, d1). Nas outras três etapas, foram operados seis reatores, a cada par de reatores foi mantida densidade de fibras d1 (reator 1 e 2), densidade de fibras d2 (reator 3 e 4) e densidade de fibras d3 (reator 5 e 6).

As avaliações de diferentes variáveis e configurações dos reatores anaeróbio de leito fixo de fibras flexíveis foram divididas em 4 etapas, com o principal diferencial entre elas a variação do tempo de detenção hidráulico, sendo estes: 9 horas (etapa 1), 6 horas (etapa 2), 4 horas (etapa 3) e

3 horas (etapa 4). Estas e outras variações em cada uma das etapas estão sintetizadas na Tabela 3 e algumas especificações de operações, como meio suporte estático, rotativo e suas respectivas rotações por minuto, estão descritas na Tabela 4.

Em todas as etapas foram avaliadas as respostas dos parâmetros físicos, químicos e biológicos estabelecidos, conforme será descrito no item 4.2.

Tabela 3 – Quadro geral das etapas 1 a 4 do presente projeto.

<i>Etapas</i>	<i>TDH (h)</i>	<i>Velocidade Ascensional ($L.h^{-1}$)</i>	<i>Reatores em operação</i>	<i>Tempo de operação (dias)</i>
Etapa 1	9	2,2	4	303
Etapa 2	6	3,3	6	60
Etapa 3	4	4,9	6	58
Etapa 4	3	6,6	6	38

Fonte: Autoria própria

Tabela 4 – Especificações de operação nas etapas de 1 a 4

<i>Etapas</i>	<i>Especificações</i>					
	R1	R2	R3	R4	R5	R6
	d1*	d1*	d2*	d2*	d3*	d3*
Etapa 1	Estático	Rotativo 8 rpm	Estático	NO**-	Estático	NO**-
Etapa 2	Rotativo 14 RPM	Rotativo 14 rpm	Rotativo 14 rpm	Rotativo 14 rpm	Rotativo 14 rpm	Rotativo 14 rpm
Etapa 3	Rotativo 24 RPM	Rotativo 14 rpm	Estático	Rotativo 14 rpm	Rotativo 14 rpm	Rotativo 14 rpm
Etapa 4	Rotativo 34 RPM	Rotativo 14 rpm	Estático	Rotativo 14 rpm	Rotativo 14 rpm	Estático

*As especificações de densidades de fibras d1, d2 e d3, foram definidos no item 5.1. Caracterização meio suporte, conforme número de módulos de fibras flexíveis.

**NO: Não operado nesta etapa

Fonte: Autoria própria

4.7.1. Inoculação e partida

Na fase 1, foi realizado o preparo de solução de inoculação no tanque de alimentação composto por 1/3 de lodo e 2/3 do efluente sintético que foi utilizado na pesquisa com homogeneização contínua através de misturador mecânico. A solução de inoculação foi inserida nos reatores com vazão de $2,2 L.h^{-1}$, a mesma utilizada na condição inicial de operação dos

reatores (Figura 13-a), por período de 9 horas, após esse período o efluente passou a condição de recirculação durante 3 dias.

Passada a condição de recirculação, deu-se início a operação dos reatores na etapa 1, com tempo de detenção hidráulico (TDH) de 9 horas, com alimentação do efluente sintético a base de leite em concentrações definidas no item 4.3. (Figura 13-b).

(a)

(b)

Figura 13 - (a) Início da introdução da solução de inoculação e (b) Reatores inoculados e em regime de operação na etapa 1.

Fonte: Autoria própria

4.7.2. Etapas operacionais

Como já mencionado, os experimentos da fase 1 foram realizados em quatro etapas, sendo a primeira com operação de quatro reatores e as demais etapas com operação de seis reatores. Cada uma das etapas da fase 1 foram detalhadas nos subitens a seguir.

4.7.2.1. Etapa 1

Na primeira etapa de funcionamento dos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis na Fase 1, foram operados em fluxo contínuo, com tempo de detenção hidráulica de 9 horas, o que fornece uma vazão de alimentação de $2,2 \text{ L.h}^{-1}$. Esta etapa teve duração de 303 dias, tempo consideravelmente maior que as fases seguintes devido ao tempo de aclimação dos reatores.

Foram operados quatro reatores, sendo dois deles com maior densidade de fibras, um deles com sistema de rotação acionado, com agitação de 8 rpm (Reator 2) e outro em regime estático (Reator 1). Os outros dois reatores foram operados também em regime estático, e com densidade de fibras intermediária (Reator 3) e outro com menor densidade de fibra (Reator 5). Na Figura 14 pode ser observado o esquema de operação desta primeira etapa.

Figura 14 - Esquema da operação dos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis na etapa 1
Fonte: Autoria própria

Os reatores 4 e 6 foram inoculados 30 dias antes do término da fase 1, com o objetivo de adiantar o processo de aclimação desses novos reatores, antes do início da etapa 2. O protocolo de inoculação foi o mesmo utilizado na inoculação dos quatro primeiros reatores

4.7.2.2. Etapa 2

Na etapa 2 da fase 1, os reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis foram operados em fluxo contínuo, com tempo de detenção hidráulica de 6 horas, o que fornece uma vazão de alimentação de $3,3 \text{ L.h}^{-1}$. Esta etapa teve duração de 60 dias, tempo necessário para estabilização e adaptação dos reatores as novas condições.

Foram operados seis reatores, sendo dois deles com maior densidade de fibras, e ambos com sistema de rotação acionado, com agitação de 14 rpm (Reator 1 e 2). O valor de agitação foi aumentado nessa fase, devido a necessidades operacionais, pois devido ao crescimento e aderência do biofilme no leito fixo, o peso do meio suporte sobrecarregou o motor, que não permitia rotação menor que a adotada.

Os outros quatro reatores foram operados também em regime de rotação, e dois deles com densidade de fibras intermediária (Reator 3 e 4) e outros dois com menor densidade de fibra (Reator 5 e 6). Lembrando que os reatores 4 e 6 haviam sido inoculados a 30 dias apenas. Na Figura 15 pode ser observado o esquema de operação desta segunda etapa. O sistema de rotação nos reatores 1, 3, 4, 5 e 6 foi acionado 20 dias após o aumento da vazão de alimentação, todos com agitação de 14 rpm. O Reator 3, após 51 dias de operação, foi retornada a sua condição estática, devido à problemas na estrutura que sustentava o eixo contendo os módulos de fibras flexíveis (meio suporte).

Figura 15 - Esquema da operação dos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis na etapa 2.

Fonte: Autoria própria

4.7.2.3. Etapa 3

Na etapa 3 da fase 1, os reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis também foram operados em fluxo contínuo, com tempo de detenção hidráulica de 4 horas, o que fornece uma vazão de alimentação de $4,9 \text{ L.h}^{-1}$. Esta etapa teve duração de 58 dias.

Foram operados seis reatores, sendo dois deles com maior densidade de fibras, e ambos com sistema de rotação acionado, com agitação de 24 rpm (Reator 1) e 14 rpm (Reator 2). O valor de agitação foi aumentado nessa fase no Reator 1, devido ao início da avaliação da interferência da rotação nesse tipo de reator.

Os outros quatro reatores foram operados também em regime estático e de rotação. O reator com densidade de fibras intermediária (Reator 3) teve seu sistema de rotação interrompido em definitivo, devido a problemas estruturais, que impossibilitaram o reestabelecimento de operação deste dispositivo. O Reator 4 com densidade de fibras intermediária foi operado em regime de rotação com agitação de 14 rpm. Os outros dois reatores com menor densidade de fibra (Reator 5 e 6) foram operados com rotação, utilizando também a agitação de 14 rpm. Na Figura 16 pode ser observado o esquema de operação desta terceira etapa.

Figura 16 - Esquema da operação dos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis na etapa 3.

Fonte: Autoria própria

4.7.2.4. Etapa 4

Na quarta etapa da fase 1, os reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis também foram operados em fluxo contínuo, com tempo de detenção hidráulica de 3h, o que fornece uma vazão de alimentação de $6,6 \text{ L.h}^{-1}$. Esta etapa teve duração de 38 dias.

Foram operados seis reatores, sendo dois deles com maior densidade de fibras, e ambos com sistema de rotação acionado, com agitação de 34rpm (Reator 1) e 14 rpm (Reator 2).

Os outros quatro reatores foram operados também em regime estático e de rotação, o Reator 3 continuou em regime estático e o Reator 4 operado em regime de rotação com agitação de

14rpm. Os outros dois reatores com menor densidade de fibra foram operados com rotação de 14 rpm (Reator 5) e sob condição estática (Reator 6), devido a problemas estruturais não reparáveis. Na Figura 17 pode ser observado o esquema de operação desta quarta etapa.

Figura 17 - Esquema da operação dos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis na etapa 4.

Fonte: Autoria própria

4.8. Fase 2 - Pós-tratamento do efluente de reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis (RALFF).

Na fase 2, o efluente do reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis foi utilizado para o pós-tratamento em ensaios de flotação, sedimentação e filtração em filtro flexível em ensaios de batelada. Para as tecnologias de flotação e sedimentação houve avaliação de pós-tratamento físico químico com avaliação dos coagulantes PAC, cloreto férrico e sulfato de alumínio.

4.8.1. Sedimentação

Na fase 2, os ensaios de separação por sedimentação sem coagulante e físico-químicos com aplicação dos coagulantes PAC, Cloreto férrico ou Sulfato de Alumínio foram realizados em parceria com o aluno de Iniciação Científica Bruno Henrique Froes Santos sob co-orientação da autora deste trabalho e orientação do prof. Dr. Marco Antonio P. Reali.

4.8.1.1. Unidade experimental

O sistema de tratamento consistia nas seguintes etapas: tratamento em reator anaeróbio, tanque de armazenamento, mistura rápida, floculação e sedimentação, conforme Figura 18.

Figura 18 - Diagrama de blocos ilustrativos do sistema de tratamento de sedimentação aplicado ao pos-tratamento do efluente de reator anaeróbio.

Fonte: Adaptado Froes (2015)

Os ensaios de tratabilidade de todas as séries de sedimentação foram realizados em agitadores mecânicos de bancada para a realização da mistura rápida, da marca NOVA ÉTICA, com seis jarros com capacidade de 2 L cada, provido de eixos com paletas e rotações de variação programável entre 20 e 600 rpm (Figura 20-a), e também colunas de bancadas com agitador mecânico para a realização da floculação e sedimentação (Figura 20-b).

a) Equipamento Jarrest

b) Colunas de bancada com agitador mecânico

Figura 19– Equipamentos utilizados nos ensaios

Fonte: Froes (2015)

4.8.1.2. Ensaios e procedimentos experimentais

Os ensaios de sedimentação com efluente de reator anaeróbio com meio suporte fixo constituído de fibras flexíveis foram executados no Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso de Águas (LATAR) da USP de São Carlos - EESC.

Foram realizadas as séries de ensaios apresentadas na Tabela 5 e serão descrito com mais minúcia nos itens que seguem.

Tabela 5 – Ensaios de sedimentação para o efluente do reator anaeróbio

	Ensaio de Tratabilidade
Série I	Ensaios de determinação da demanda de PAC para coagulação
Série II	Ensaios para verificação da influência das condições de floculação na eficiência da sedimentação com PAC
Série III	Ensaios de determinação da demanda de cloreto férrico para coagulação
Série IV	Ensaios de determinação da demanda de sulfato de alumínio para coagulação
Série V	Ensaios para análises detalhadas

Fonte: Froes (2015)

Nos subitens a seguir são apresentadas as condições utilizadas nas séries de ensaios e os seus respectivos procedimentos. Na descrição das condições utilizadas em cada uma das séries foram adotadas as seguintes abreviações:

- Gmr: gradiente médio de velocidade de mistura rápida;
- Tmr: tempo de mistura rápida do coagulante;
- Gf: gradiente médio de velocidade durante a floculação;
- Tf: tempo de floculação;
- Vs: velocidade de sedimentação;
- Ts: tempo de sedimentação;

4.8.1.2.1. Série I - Ensaios de determinação da demanda de PAC para coagulação

O objetivo da primeira etapa foi obter a dosagem ótima de coagulante PAC para o pós-tratamento do efluente gerado no reator anaeróbio, por meio do processo de sedimentação. As condições utilizadas nos ensaios foram:

- Coagulante: PAC (dosagens variadas referentes ao princípio ativo Al_2O_3);
- Mistura rápida: $T_{mr} = 15 \text{ s}$, $G_{mr} = 900 \text{ s}^{-1}$;
- Floculação: $T_f = 30 \text{ min}$, $G_f = 40 \text{ s}^{-1}$;
- Sedimentação: $V_{s1} = 4,5 \text{ cm/min}$, $V_{s2} = 3,0 \text{ cm/min}$, $V_{s3} = 2,0 \text{ cm/min}$ e $V_{s4} = 1,0 \text{ cm/min}$;
- Variáveis de controle:
 - efluente do reator anaeróbio: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (DQO), DQO filtrada (DQOf), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf);
 - efluente coagulado: pH de coagulação;
 - efluente decantado: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (DQO), DQO filtrada (DQOf), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf).

As dosagens definidas para a avaliação são mostradas na Tabela 6.

Tabela 6 – Dosagens de PAC para avaliação da dosagem ótima

<i>Coagulante</i>	Dosagem (mg/L)											
PAC	8	10	12	14	16	18	20	22	24	26	28	30

Fonte: Froes (2015)

A título de elucidação, para o cálculo dos tempos de coleta de cada velocidade de sedimentação estudados (4,5; 3; 2 e 1 cm/min) foi observada a altura entre o ponto de coleta e o nível d'água na parte superior da coluna, uma vez que a sedimentação relaciona a velocidade de descida das partículas, tendo como ponto de referência a parte superior da coluna de ensaio. Sendo assim, tem-se que após cada coleta a altura entre o ponto de coleta e o nível d'água na coluna se altera, para isso realiza-se a correção do tempo de coleta com o auxílio de uma fita métrica fixada na coluna (Figura 20), a fim de realizar medições da altura mencionada e possibilitar a determinação do tempo de coleta para cada situação. Essa altura inicialmente (com um volume de 2L, padronizado nos ensaios) apresentava 27 cm. Os cálculos dos tempos de coleta são apresentados a seguir na Equação 4:

$$T_c = (27 - h) / V_s$$

Equação 4

Em que:

T_c : tempo de coleta;

h : altura lida na fita métrica correspondente ao volume perdido durante a primeira coleta;

V_s : velocidade de sedimentação para a qual se realizará a coleta.

Figura 20 – Altura do ponto de coleta da coluna de ensaio de floculação e sedimentação
Fonte: Froes (2015).

4.8.1.2.2. Série II - Ensaios para verificação da influência das condições de floculação na eficiência da sedimentação com PAC

A partir da dosagem ótima encontrada para as condições da Série I, foram realizados ensaios para a verificação da influência das condições de floculação na eficiência da sedimentação.

As condições utilizadas nos ensaios foram:

- Coagulante: PAC (22 mg/L, dosagem referente ao princípio ativo Al_2O_3);
- Mistura rápida: $T_{mr} = 15\text{s}$, $G_{mr} = 900\text{ s}^{-1}$;
- Floculação:
 - Tempo de floculação (T_f): $T_{f1} = 30\text{ min}$, $T_{f2} = 40\text{ min}$ e $T_{f3} = 50\text{ min}$;
 - Gradiente de floculação (G_f): $G_{f1} = 40\text{ s}^{-1}$, $G_{f2} = 50\text{ s}^{-1}$, $G_{f3} = 60\text{ s}^{-1}$
- Sedimentação: $V_{s1} = 4,5\text{ cm/min}$, $V_{s2} = 3,0\text{ cm/min}$, $V_{s3} = 2,0\text{ cm/min}$ e $V_{s4} = 1,0\text{ cm/min}$;
- Variáveis de controle:
 - efluente do reator anaeróbio: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf);;
 - efluente decantado: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf).

4.8.1.2.3. Série III - Ensaios de determinação da demanda de cloreto férrico para coagulação

Com o gradiente e tempo de floculação ideais encontrados na Série II foram realizados ensaios para a verificação da influência do cloreto férrico como coagulante na eficiência da sedimentação. As condições utilizadas nos ensaios foram:

- Coagulante: Cloreto Férrico (dosagens variadas referentes ao produto comercial);
- Mistura rápida: $T_{mr} = 15$ s, $G_{mr} = 900$ s⁻¹;
- Floculação: $T_f = 40$ min, $G_f = 60$ s⁻¹ (valores ótimos da Série II)
- Sedimentação: $V_{s1} = 4,5$ cm/min, $V_{s2} = 3,0$ cm/min, $V_{s3} = 2,0$ cm/min e $V_{s4} = 1,0$ cm/min;
- Variáveis de controle:
 - efluente do reator anaeróbio: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf);;
 - efluente decantado: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf).

As dosagens definidas para a avaliação são mostradas na Tabela 7.

Tabela 7 – Dosagens de cloreto férrico para avaliação da dosagem ótima

Cloreto Férrico	Dosagem (mg/L)						
	0	40	50	60	70	80	90

Fonte: Froes (2015).

4.8.1.2.4. Série IV - Ensaios de determinação da demanda de sulfato de alumínio para coagulação

A Série IV foi executada da mesma forma que a Série III, com ensaios realizados para a verificação da influência do sulfato de alumínio como coagulante na eficiência da sedimentação para as condições estudadas. As condições utilizadas nos ensaios foram:

- Coagulante: Sulfato de Alumínio (dosagens variadas referentes ao produto comercial);
- Mistura rápida: $T_{mr} = 15$ s, $G_{mr} = 900$ s⁻¹;
- Floculação: $T_f = 40$ min, $G_f = 60$ s⁻¹ (valores ótimos da Série II)

- Sedimentação: $V_{s1} = 4,5$ cm/min, $V_{s2} = 3,0$ cm/min, $V_{s3} = 2,0$ cm/min e $V_{s4} = 1,0$ cm/min;
- Variáveis de controle:
 - efluente do reator anaeróbio: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf);
 - efluente decantado: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf).

As dosagens definidas para a avaliação são mostradas na Tabela 8.

Tabela 8 – Dosagens de sulfato de alumínio para avaliação da dosagem ótima

<i>Coagulante</i>	Dosagem (mg/L)						
Sulfato de Alumínio	0	40	50	60	70	80	90

Fonte: Froes (2015).

4.8.1.2.5. Série V – Ensaio para análises detalhadas

Para a Série V, os parâmetros ótimos definidos, juntamente com as dosagens dos três coagulantes estudados serão repetidos com detalhamento dos parâmetros investigados. As condições utilizadas nos ensaios foram:

- Coagulantes:
 - PAC (22 mg/L, dosagem referente ao princípio ativo Al_2O_3)
 - Cloreto Férrico (70mg/L, dosagem referente ao produto comercial)
 - Sulfato de Alumínio (90mg/L, dosagem referente ao produto comercial);
- Mistura rápida: $T_{mr} = 15$ s, $G_{mr} = 900$ s⁻¹;
- Floculação: $T_f = 40$ min, $G_f = 60$ s⁻¹ (valores ótimos da Série II)
- Sedimentação: $V_{s1} = 1,5$ cm/min;
- Variáveis de controle:
 - efluente do reator anaeróbio: turbidez, cor aparente e verdadeira fósforo total, DQO, DQO filtrada e distribuição do tamanho das partículas
 - efluente coagulado: pH de coagulação, turbidez e distribuição do tamanho das partículas;
 - efluente decantado: turbidez, cor aparente, fósforo total, DQO, DQO filtrada e distribuição do tamanho das partículas.

4.8.1.3. Monitoramento dos ensaios

Nos ensaios de sedimentação foram utilizados os seguintes produtos químicos:

- Policloreto de Alumínio (PAC): amostra do produto comercial líquido produzido pela Quimisa S/A, com 10,66 % Al_2O_3 , densidade de 1,252 g/cm³;
- Cloreto Férrico ($\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$): amostra do produto comercial produzido pela Labsynth, com teor de pureza de 97,0 a 102,0 %, peso molecular de 270,30 g/mol;
- Sulfato de Alumínio ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 16\text{H}_2\text{O}$): amostra do produto comercial em forma de cristais produzido pela Mallinckrodt Pharmaceuticals.

Na Tabela 9 são apresentados os equipamentos utilizados e os métodos analíticos dos principais variáveis analisadas nos ensaios de sedimentação.

Tabela 9 - Principais parâmetros físico-químicos, equipamentos, unidades, métodos de medição e limites de detecção

<i>Parâmetro</i>	<i>Unidade</i>	<i>Equipamentos**</i>	<i>Método</i>	<i>Limite de detecção</i>
Cor aparente	uH	Espectrofotômetro visível, modelo DR/2800, marca Hach	Espectrofotométrico (*)	1
Cor verdadeira	uH	Filtração 0,45µm e Espectrofotômetro visível, modelo DR/2800, marca Hach	Espectrofotométrico (*)	1
Turbidez	uT (NTU)	Turbidímetro Hach 2100P	Neftelométrico(*)	0,1
pH	Adimensional	pHmetro (potenciômetro), modelo 230 marca Orion	Eletrométrico (*)	0,01
DQO	mgO ₂ /L	Espectrofotômetro visível, modelo DR/2800, marca Hach	Espectrofotométrico (*)	10
DQO filtrada	mgO ₂ /L	Filtração 0,45µm e Espectrofotômetro visível, modelo DR/2800, marca Hach	Espectrofotométrico (*)	10
Fósforo total	mgP-PO ₄ /L	Espectrofotômetro visível, modelo DR/5000, marca Hach	Espectrofotométrico (*)	0,001
Fósforo total filtrado	mgP-PO ₄ /L	Filtração 0,45µm e Espectrofotômetro visível, modelo DR/5000, marca Hach	Espectrofotométrico (*)	0,001
Sólidos Suspensos totais	mg/L	Membrana GF-C 0,45µm e Balança analítica. BL 210 S Sartorius	Gravimétrico(*)	1

* Segundo APHA (2012) – Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater
 Fonte: Froes (2015).

4.8.2 Flotação

Na fase 2, os ensaios de separação por flotação por ar dissolvido sem coagulante e físico-químico com emprego dos coagulantes PAC, cloreto férrico ou sulfato de alumínio foram realizados em parceria com o aluno de Iniciação Científica João Wanderley Freire Junior sob co-orientação da autora deste trabalho e orientação do prof. Dr. Marco Antonio P. Reali.

4.8.2.1. Unidade experimental

O sistema de tratamento consistia nas seguintes etapas: tratamento em reator anaeróbio, tanque de armazenamento, mistura rápida, floculação e flotação por ar dissolvido, conforme Figura 21.

Figura 21 - Diagrama de blocos ilustrativos do sistema de flotação por ar dissolvido como pós-tratamento de reator anaeróbio.

Fonte: autoria própria

Os ensaios de flotação por ar dissolvido foram realizados em agitadores mecânico de bancada para a realização da mistura rápida, da marca NOVA ÉTICA e também equipamento Flotateste composto de 4 colunas cilíndricas independentes ligadas à uma câmara de saturação, cada uma com 60 mm de diâmetro interno, 900 mm de altura e capacidade de 2,5 litros (Figura 22). Para a realização da floculação cada coluna possui agitador mecânico próprio, e para a flotação, adiciona-se a entrada de água da rede de abastecimento saturada de ar, oriunda da câmara de saturação.

Figura 22: Equipamento de flotatest, usado nos ensaios de flotação e sedimentação (colunas de acrílico).
Fonte: Sacchi (2015)

4.8.2.2. Ensaios e procedimentos experimentais

Os ensaios de flotação por ar dissolvido com efluente de reator anaeróbico com meio suporte fixo constituído de fibras flexíveis foram executados no Laboratório de Tratamento Avançado e Reuso de Águas (LATAR) da USP de São Carlos - EESC.

Foram realizadas as séries de ensaios apresentadas na Tabela 10 e serão descritos com maior minúcia nos itens que seguem.

Tabela 10 – Ensaios de flotação para o efluente do reator anaeróbico

	Ensaio de Tratabilidade
Série I	Ensaios de determinação da demanda de PAC para coagulação
Série II	Ensaios para verificação da influência das condições de floculação na eficiência da flotação com PAC
Série III	Ensaios para verificação da influência da fração de recirculação na eficiência da floculação com PAC
Série IV	Ensaios de determinação da demanda de cloreto férrico para coagulação
Série V	Ensaios de determinação da demanda de sulfato de alumínio para coagulação
Série VI	Ensaios para análises detalhadas

Fonte: Freire (2016)

Nos subitens a seguir são apresentadas as condições utilizadas nas séries de ensaios e os seus respectivos procedimentos. Na descrição das condições empregadas foram adotadas as seguintes abreviações:

- Gmr: gradiente médio de velocidade de mistura rápida;
- Tmr: tempo de mistura rápida do coagulante;
- Gf: gradiente médio de velocidade durante a floculação;
- Tf: tempo de floculação;
- Vft: velocidade de flotação;
- Tft: tempo de flotação;
- R: fração de recirculação
- Psat: Pressão de saturação

4.8.2.2.1. Série I - Ensaios de determinação da demanda de PAC para coagulação

O objetivo desta primeira etapa foi encontrar a dosagem ótima de coagulante PAC para o pós-tratamento do efluente gerado no reator anaeróbio, por meio do processo de flotação por ar dissolvido. As condições utilizadas nos ensaios foram:

- Coagulante: PAC (dosagens variadas referentes ao princípio ativo Al_2O_3);
- Mistura rápida: $T_{mr} = 15 \text{ s}$, $G_{mr} = 900 \text{ s}^{-1}$;
- Floculação: $T_f = 15 \text{ min}$, $G_f = 90 \text{ s}^{-1}$;
- Flotação: $V_{ft1} = 22 \text{ cm/min}$, $V_{ft2} = 18 \text{ cm/min}$, $V_{ft3} = 14 \text{ cm/min}$ e $V_{ft4} = 10 \text{ cm/min}$, $R = 17\%$ e $PSat = 5 \text{ bar}$;
- Variáveis de controle:
 - efluente do reator anaeróbio: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf);
 - efluente coagulado: pH de coagulação;
 - efluente após flotação: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf).

As dosagens definidas para a avaliação são mostradas na Tabela 11.

Tabela 11 – Dosagens de PAC para avaliação da dosagem ótima

<i>Coagulante</i>	Dosagem (mg/L)									
PAC	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24

Fonte: Freire (2016)

A título de elucidação, para o cálculo dos tempos de coleta de cada velocidade de flotação estudados (22; 18; 14 e 10 cm/min) foi observada a altura entre o ponto de coleta e a base da coluna do Flotatest (Figura 23), uma vez que a flotação está relacionada com a velocidade de ascensão das partículas, tendo como ponto de referência a parte inferior da coluna de ensaio. Foi obtida a altura de 28,5 cm para o cálculo dos tempos de coleta, sendo este apresentado na Equação 5:

$$Tc = \frac{28,5}{v_{ft}} \quad \text{Equação 5}$$

Onde:

Tc= tempo de coleta;

Vft = velocidade de flotação para a qual se realizará a coleta

Figura 23 – Altura do ponto de coleta da coluna de ensaio de floculação e flotação

Fonte: Freire (2016)

4.8.2.2.2. Série II - Ensaios para verificação da influência das condições de floculação na eficiência da flotação com PAC

A partir da dosagem ótima encontrada para as condições da Série I, foram realizados ensaios para a verificação da influência das condições de floculação na eficiência da flotação por ar dissolvido. As condições utilizadas nos ensaios foram:

- Coagulante: PAC (14 mg/L, dosagem referente ao princípio ativo Al_2O_3);
- Mistura rápida: $T_{mr} = 15\text{s}$, $G_{mr} = 900\text{ s}^{-1}$;
- Floculação:
 - Tempo de floculação (T_f): $T_{f1} = 10\text{ min}$, $T_{f2} = 15\text{ min}$, $T_{f3} = 20\text{ min}$ e $T_{f3} = 25\text{ min}$;
 - Gradiente de floculação (G_f): $G_{f1} = 70\text{ s}^{-1}$, $G_{f2} = 90\text{ s}^{-1}$, $G_{f3} = 110\text{ s}^{-1}$
- Flotação: $V_{ft1} = 22\text{ cm/min}$, $V_{ft2} = 18\text{ cm/min}$, $V_{ft3} = 14\text{ cm/min}$, $V_{ft4} = 10\text{ cm/min}$, $R = 17\%$ e $PSat = 5\text{ bar}$;
- Variáveis de controle:
 - efluente do reator anaeróbio: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (D_f), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (P_f);;
 - efluente após flotação: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (D_f), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (P_f).

4.8.2.2.3. Série III - Ensaios para verificação da influência da fração de recirculação na eficiência da flotação com PAC

Após a definição do gradiente e tempo de floculação ideais na Série II foram realizados ensaios para a verificação da influência da fração de recirculação na eficiência da flotação por ar dissolvido. As condições utilizadas nos ensaios foram:

- Coagulante: PAC (14 mg/L, dosagem referente ao princípio ativo Al_2O_3);
- Mistura rápida: $T_{mr} = 15\text{s}$, $G_{mr} = 900\text{ s}^{-1}$;

- Floculação: $T_f = 15$ min e $G_f = 110$ s⁻¹;
- Flotação: $V_{ft1} = 22$ cm/min, $V_{ft2} = 18$ cm/min, $V_{ft3} = 14$ cm/min, $V_{ft4} = 10$ cm/min e $P_{Sat} = 5$ bar;
- Parâmetros de controle:
 - água bruta (efluente do reator anaeróbio): turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf);;
 - água decantada: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf).

As frações de recirculação definidas para a avaliação são mostradas na Tabela 12.

Tabela 12 - Frações de recirculação para avaliação da taxa ótima

<i>Parâmetro</i>	Percentual (%)						
Fração de Recirculação	8	10	12	14	16	18	20

Fonte: Freire (2016)

4.8.2.2.4. Série IV - Ensaios de determinação da demanda de cloreto férrico para coagulação

Com os parâmetros ideais encontrados nas Séries II e III foram realizados ensaios para a verificação da influência do cloreto férrico como coagulante na eficiência da flotação por ar dissolvido. As condições utilizadas nos ensaios foram:

- Coagulante: Cloreto Férrico (dosagens variadas referentes ao produto comercial);
- Mistura rápida: $T_{mr} = 15$ s, $G_{mr} = 900$ s⁻¹;
- Floculação: $T_f = 15$ min, $G_f = 110$ s⁻¹ (valores ótimos da Série II)
- Flotação: $V_{ft1} = 22$ cm/min, $V_{ft2} = 18$ cm/min, $V_{ft3} = 14$ cm/min, $V_{ft4} = 10$ cm/min, $P_{sat} = 5$ bar e $R = 12\%$ (Valor ótimo da série III);
- Variáveis de controle:
 - efluente do reator anaeróbio: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf);;
 - efluente após flotação: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf).

As dosagens definidas para a avaliação são mostradas na Tabela 13.

Tabela 13 – Dosagens de cloreto férrico para avaliação da dosagem ótima

<i>Coagulante</i>	Dosagem (mg/L)						
Cloreto Férrico	0	40	50	60	70	80	90

Fonte: Freire (2016)

4.8.2.2.5. Série V - Ensaios de determinação da demanda de sulfato de alumínio para coagulação

A Série V foi executada da mesma forma que a Série IV, com ensaios realizados para a verificação da influência do sulfato de alumínio como coagulante na eficiência da flotação por ar dissolvido para as condições estudadas. As condições utilizadas nos ensaios foram:

- Coagulante: Sulfato de Alumínio (dosagens variadas referentes ao produto comercial);
- Mistura rápida: $T_{mr} = 15$ s, $G_{mr} = 900$ s⁻¹;
- Floculação: $T_f = 15$ min, $G_f = 110$ s⁻¹ (valores ótimos da Série II)
- Flotação: $V_{f1} = 22$ cm/min, $V_{f2} = 18$ cm/min, $V_{f3} = 14$ cm/min, $V_{f4} = 10$ cm/min, $P_{sat} = 5$ bar e $R = 12\%$ (Valor ótimo da série III);
- Variáveis de controle:
 - efluente do reator anaeróbio: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf);
 - efluente após flotação: turbidez (T), cor aparente (C), DQO (D), DQO filtrada (Df), fósforo total (P) e fósforo total filtrado (Pf).

As dosagens definidas para a avaliação são mostradas na Tabela 14.

Tabela 14 – Dosagens de sulfato de alumínio para avaliação da dosagem ótima

<i>Coagulante</i>	Dosagem (mg/L)						
Sulfato de Alumínio	0	40	50	60	70	80	90

Fonte: Freire (2016)

4.8.1.2.6. Série VI –Ensaio para análises detalhadas

Para a Série VI, os parâmetros ótimos definidos, juntamente com as dosagens dos três coagulantes estudados foram repetidos com detalhamento dos parâmetros investigados. As condições utilizadas nos ensaios foram:

- Coagulantes:
 - PAC (14 mg/L, dosagem referente ao princípio ativo Al_2O_3)
 - Cloreto Férrico (70mg/L, dosagem referente ao produto comercial)
 - Sulfato de Alumínio (70mg/L, dosagem referente ao produto comercial);
- Mistura rápida: $T_{mr} = 15 \text{ s}$, $G_{mr} = 900 \text{ s}^{-1}$;
- Floculação: $T_f = 15 \text{ min}$, $G_f = 110 \text{ s}^{-1}$ (valores ótimos da Série II)
- Flotação: $V_f = 12 \text{ cm/min}$;
- Variáveis de controle:
 - efluente do reator anaeróbio: turbidez, cor aparente e verdadeira fósforo total, DQO, DQO filtrada e distribuição do tamanho das partículas
 - efluente coagulado: pH de coagulação, turbidez e distribuição do tamanho das partículas;
 - efluente após flotação: turbidez, cor aparente, fósforo total, DQO, DQO filtrada e distribuição do tamanho das partículas.

4.8.2.3. Monitoramento dos ensaios

Para o monitoramento dos afluentes e efluentes dos ensaios de flotação por ar dissolvido foram utilizados os equipamentos e métodos analíticos descritos no item 4.8.1.3., referentes ao monitoramento dos ensaios de sedimentação.

Nos ensaios de flotação por ar dissolvido foram utilizados os mesmos produtos químicos dos ensaios de sedimentação, sendo eles: policloreto de alumínio (PAC - Quimisa S/A, com 10,66 % Al_2O_3 , densidade de $1,252 \text{ g/cm}^3$), cloreto férrico ($\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$) e sulfato de alumínio ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 16\text{H}_2\text{O}$).

4.8.3. Filtro de Fibra Flexíveis Paralelos

Os ensaios realizados com filtro de fibras flexíveis foram realizados em parceria com o aluno de Iniciação Científica Filipe Pasqualini Perez sob co-orientação da autora deste trabalho e orientação do prof. Dr. Marco Antonio P. Reali.

4.8.3.1. Unidade experimental

O sistema de tratamento consistia nas seguintes etapas: tratamento em reator anaeróbio, decantação e filtração, como mostra a Figura 24. Para facilitar o entendimento dos dados nesse trabalho, foram denominados os afluentes e efluentes do processo com letras, conforme descrito abaixo:

- A: Esgoto sintético doméstico e afluente do reator anaeróbio;
- B: Efluente do reator anaeróbio e afluente do decantador;
- C: Efluente do decantador e afluente do filtro;
- D: Efluente do filtro.

Figura 24- Diagrama de blocos ilustrativos do sistema de tratamento de esgoto sintético estudado.
Fonte: Perez (2015)

O efluente do reator anaeróbio (B) era destinado a um tanque de armazenamento, de modo a possibilitar a operação do filtro, pois este possuía vazão superior à vazão do reator. Para cada ensaio em FFF eram coletados aproximadamente 180L de efluente acumulados ao longo de dois dias.

No início de cada ensaio era utilizado um bastão para homogeneizar o efluente B. Após sua homogeneização esperava-se um tempo (t_s) de uma hora, antes de sua coleta. Como havia uma

diferença de 60,0 cm de altura (hs) entre o topo e o ponto da coleta, pela Equação 3 tem-se que a velocidade de sedimentação (vs) era de 1,0 cm/min.

$$v_s = \frac{h_s}{t_s}$$

Equação 6

Após o processo de sedimentação, era realizada descarga de fundo no tanque com volume aproximado de 5 L, com objetivo da remoção das partículas maiores sedimentadas no período de 1 hora, que poderiam prejudicar a carreira de filtração, caso ocorresse a resuspensão das mesmas. Posteriormente, dava-se início à coleta do efluente que seria usado na filtração. Ressalta-se, que a coleta do material sedimentado era realizado em batelada conforme a necessidade de alimentação do filtro. A Figura 25 representa uma foto do tanque de coleta/decantador utilizado.

Figura 25- Foto do tanque de coleta do efluente do reator anaeróbio e também usado como pré-sedimentador.
Fonte: Perez (2015).

Durante a coleta, foi utilizada uma peneira simples de malha 2,5 x 2,5 mm, com objetivo de garantir a proteção do filtro para remoção de partículas aglutinadas ou materiais flutuantes que possam ter passado pelo pré-sedimentador, conforme Figura 26.

Em seguida, o efluente C era realocado para um recipiente com dreno localizado na parte inferior do mesmo, onde este era encaminhado à entrada do FFF por meio de bomba helicoidal, como mostra a Figura 27-a. Esse recipiente possuía capacidade de 15L e era reabastecido ao longo

do ensaio conforme taxa utilizada. Utilizou-se um agitador para homogeneizar o líquido com um regularizador de velocidade de rotação para possibilitar a alteração na velocidade de agitação em função da altura do líquido no recipiente. O líquido C, deslocado para a entrada superior do sistema de filtração, no qual era encaminhado ao filtro por gravidade, como mostra a Figura 27-b.

Figura 26 - Peneira utilizada para garantir a remoção de flocos biológicos que possam ter passado pelo processo de pré-sedimentador.

Fonte: Perez (2015).

a

b

Figura 27 – (a)Foto do recipiente, do sistema de agitação e bombas utilizadas nos ensaios e (b) – Detalhe da saída da bomba e início do deslocamento do líquido por gravidade

Fonte: Perez (2015).

O afluente do filtro era encaminhado por gravidade até acumular energia potencial (carga hidráulica) suficiente para conseguir superar as perdas de carga no leito limpo e assim, iniciar a filtração ascendente. E por último, a saída do efluente do filtro dava-se pela lateral, onde era redirecionado para a rede de esgoto. Essa saída era utilizada para se fazer a coleta do efluente final do sistema (D). A unidade de filtração também contava com sistema de entrada de ar e água para a lavagem dos filtros sempre que necessário. A Figura 28 representa um esquema da constituição da unidade de filtração.

Figura 28 – Esquema da unidade piloto de filtração.
Fonte: Perez (2015).

O meio filtrante era formado por fibras de poliéster com um comprimento de leito de 1000 mm, conforme Figura 29-a. Tal tipo de fibra não apresentou perda de massa em meios agressivos entre pH

$4,7 \pm 0,3$ e $9,0 \pm 0,3$ com um período de contato de até 7 meses. Esse meio filtrante era constituído de fios de costura 100% poliéster TEX 38, da indústria têxtil Sancris.

As fibras de poliéster do leito foram separadas em chumaços com a mesma quantidade de fibras e configurado de forma a diminuir caminhos preferenciais. Para a construção do leito foram utilizados pedaços uniformes de canudo plástico para possibilitar a fixação e manter a configuração de forma homogênea, como mostra a Figura 29-b

(a)

(b)

Figura 29 – Leito de fibras de poliéster de 1000mm de comprimento (a) e configuração das fibras de poliéster no leito filtrante (b).

Fonte: Perez (2015).

As leituras de pressão ao longo do leito filtrante foram realizadas por meio de mangueiras transparentes que eram interligadas aos piezômetros (colunas) dispostos verticalmente possibilitando a medida em metros por coluna de água (mca), como mostra a Figura 30. Esse sistema foi instalado para permitir o registro da perda de carga durante o ensaio e ao longo do leito filtrante. As tomadas de pressões no filtro foram instaladas nas alturas: 0; 8,2 cm; 51,2 cm e 100,0 cm. A máxima carga hidráulica disponibilizada pelo sistema para o processo de filtração era 2,22 mca.

Figura 30 - Imagem de trecho de tomada de pressão em metros de coluna d'água.
Fonte: Perez (2015).

Ainda na base do sistema, antes do leito de filtração, havia um rotâmetro para se verificar a vazão de filtração. Porém, mesmo com este dispositivo, a vazão era verificada volumetricamente através de uma proveta e um cronômetro durante a realização dos ensaios.

4.8.3.2. Ensaios e procedimentos experimentais

Os ensaios realizados foram efetuados com variações da taxa entre 60 e 120 m³/h em um filtro de fibra flexível de poliéster com porosidade entre 76,9% (2145 fios) a 77,3% (2105 fios), calculados conforme Equação 2 e com lavagens do tipo I e II (conforme será citado neste mesmo item). Vale ressaltar que nos filtros de fibras, quanto menor a porosidade, maior o número de fibras e maior é a retenção das partículas.

Durante o ensaio foi estabelecido uma perda de carga máxima de 2,22 mca e o tempo de carreira foi determinado quando atingisse tal perda de carga. Determinou-se também, que caso

ocorresse a aproximação da turbidez do efluente (D) em valores próximos ao do afluente (C), fenômeno denominado transpasse, o ensaio também poderia ser interrompido.

Vale salientar que o armazenamento de afluente C possuía em média volume de 180L, contudo para algumas taxas estudadas seriam necessários volumes maiores de afluente, sendo assim, quando se esgotava o afluente armazenado, o ensaio automaticamente era interrompido. Caso o volume de afluente terminasse antes que se atingisse a perda de carga de 2,22 mca, foi simulado o tempo de duração da carreira até tal perda de carga ser atingida, através do comportamento do gráfico da perda de carga pelo tempo de duração da carreira. Em relação à qualidade desse efluente, adotou-se que não ocorreu forte variações, considerando a composta D como amostra para todo o tempo de carreira com uma perda de carga de 2,22 mca. A amostra composta D era formada pelas amostras coletadas de efluente durante o ensaio com tempos determinados de coleta.

Ao longo do ensaio, foram coletadas amostras com intervalos de tempo iguais para compor uma amostra composta. Durante o ensaio era monitorada a turbidez efluente D para verificar a ocorrência do transpasse. Também, como procedimento dos ensaios, era realizada a lavagem da tubulação, bomba e filtro, após e antes de cada ensaio.

Foram realizados dois tipos de lavagem durante os ensaios, sendo eles denominados lavagem I e lavagem II. A lavagem I foi realizada inserindo ar e água concomitantemente e depois apenas água. Na lavagem II foi alternada a introdução de ar e água para a lavagem do leito. Para a lavagem com água, foi utilizada a rede pública de abastecimento com uma turbidez de aproximadamente 0,19 uT. Já para a introdução de ar na lavagem, foi utilizado um compressor de ar, mantendo a pressão à 0,3 MPa.

As lavagens eram realizadas até que a perda de carga no filtro se igualasse as perdas de carga medida utilizando água. Antes dos ensaios para cada tipo de lavagem, foi realizada a medição da perda de carga em função da taxa de filtração sendo o afluente apenas água. Dessa forma, ocorria uma estabilização da perda de carga, sendo adotado esse valor como o zero para os ensaios. Portanto, só era iniciado o ensaio quando, após a lavagem, os valores de perda de carga se encontravam iguais ou próximos às perdas de carga anteriormente medidas.

4.8.3.3. Monitoramento dos ensaios

A avaliação da eficiência no processo de clarificação do esgoto sintético utilizando FFF constituído de poliéster foi realizada a partir da coleta de amostras com frequência previamente estabelecidas conforme apresentado na Tabela 15.

Tabela 15 – Monitoramento realizado na pesquisa

	Amostra			
	Inicial	Efluente B	Efluente C	Composta D
Verificação vazão da bomba alimentação	A cada 20 min	-	-	-
Leitura da perda de carga	A cada 5 min *	-	-	-
Turbidez	-	1 por ensaio	1 por ensaio	A cada 5 min *
Cor aparente	-	1 por ensaio	1 por ensaio	1 por ensaio
SST	-	1 por ensaio	1 por ensaio	1 por ensaio
Tamanho de partículas	-	1 por ensaio	1 por ensaio	1 por ensaio
Temperatura	-	1 por ensaio	1 por ensaio	1 por ensaio
DQO	-	-	1 por ensaio	1 por ensaio

*Com exceção a carreira com longas durações, quando a verificação ocorria a cada 10 min.

Fonte: Perez (2015).

Análises de fósforo total e dissolvido foram realizadas na taxa de filtração definida como ótima para a o sistema e para o afluente estudado.

O tamanho das partículas foi analisado no equipamento Zetasizer nano modelo ZS90-Malvern que possui capacidade de leitura de partículas com diâmetros entre 0,3 nm a 10 µm. A técnica de leitura deste equipamento consiste no espalhamento dinâmico de laser nos ângulos 12,8° e 90°. Ainda, deve-se ressaltar que o equipamento não registra partículas maiores que 10 µm ou menores que 0,3 nm. Ou seja, partículas que não se enquadram nesse intervalo não são computadas, mesmo estando presentes na amostra. Também é importante esclarecer que o equipamento fornece apenas resultados referentes à porcentagem de partícula nas diversas classes de tamanhos investigadas pelo equipamento, sendo que o equipamento não fornece dados relacionados à concentração de partículas, sendo assim, os resultados possuem um caráter qualitativo. Para todos os ensaios, foi introduzido 1 mL de amostra no equipamento para leitura do tamanho de partículas.

Todos os ensaios foram realizados conforme as recomendações do Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (2012).

5. RESULTADOS

5.1. Caracterização do meio suporte

Algumas características físicas do meio suporte foram analisadas, como: diâmetro médio da fibra, comprimento médio da fibra, superfície específica, massa específica do reator e também porcentagem do volume total do reator ocupado pelo leito flexível.

Para determinação do diâmetro médio e área da fibra foi realizada análise de imagem utilizando o Software Image Pro Plus Versão 6.3., no qual foram feitas medições do diâmetro da fibra. Tomando como base que estas possuíam superfícies circulares, adotou-se como diâmetro de cada fibra o valor médio das duas distâncias mensuradas, conforme pode ser observado na Figura 31. O diâmetro médio obtido através das análises de imagem foi de $211,42 \pm 22,70 \mu\text{m}$.

Figura 31. Imagens utilizadas para determinação do diâmetro médio das fibras.

Fonte: Autoria própria

O comprimento médio da fibra, determinado através da medição de diversas fibras, forneceram o valor médio de $6,47 \pm 0,17$ cm. Na Tabela 16 podem ser observados outros valores determinados, como número médio de fios (666 ± 17), peso das fibras encontradas em um módulo, volume total do reator, área da fibra e densidade aparente do módulo de fibra.

Tabela 16. Valores obtidos para os parâmetros comprimento médio da fibra, número médio de fibras por módulo, diâmetro médio da fibra, peso de um módulo, volume do reator, área da fibra e densidade aparente do módulo de fibra.

Parâmetros	Valor obtido
Comp. médio 1 fibra- $C_{\text{médio}}$ (cm)	6,47
Número médio de fibras - N_{fios}	666
Diâmetro médio fibra - $\varnothing_{\text{médio}}$ (µm)	211,42
Massa das fibras 1 módulo – P_1 (g)	1,08
Volume do reator (m³)	0,02
Volume de 1 módulo (m³)	0,00015
Área da fibra (µm²)	35087
Densidade ap.de 1 módulo (g/m³)	7138,1

Fonte: Autoria própria

A Tabela 17 apresenta os valores obtidos para comprimento total das fibras, superfície específica, volume de fibras e também densidade aparente do material de enchimento.

Tabela 17. Valores obtidos para comprimento total das fibras, superfície específica, volume de fibras e massa específica do reator.

Parâmetros	Valor Obtido		
	Densidade 1 (d1)	Densidade 2 (d2)	Densidade 3 (d3)
Número de módulos	54	36	30
Comprimento total fibras - C_t (km)	2,326	1,550	1,292
Comprimento específico- C_e (km/m³)	114,30	76,20	63,50
Volume de fibras (m³)	$8,16 \times 10^{-5}$	$5,44 \times 10^{-5}$	$4,53 \times 10^{-5}$
Densidade fibras por reator (kg/m³)	385,5	257,0	214,1

Fonte: Autoria própria

Pode-se observar que a variação da densidade de fibras no reator foi condicionada ao número de módulos de fibras flexíveis existente em cada um dos reatores estudados, o que leva em consideração o valor elevado da área superficial específica das fibras de cada módulo e sua disposição, que favorecem a aderência da biomassa, conforme será observado no item 5.4.2.

5.2. Etapas operacionais

Na fase 1, realizada conforme Figura 32, os reatores foram mantidos à temperatura ambiente e operados em fluxo contínuo pelo período total de 458 dias com água residuária sintética no Campus 1 da Universidade de São Paulo em São Carlos. A temperatura do ar na sala dos reatores foi mantida sempre em 25°C, já a caixa de alimentação do esgoto sintética estava localizada na parte externa sem sistema de refrigeração ambiente, a qual, contando apenas com sistema de resfriamento interno teve sua temperatura variando entre 17,8°C e 26,9°C. Esse parâmetro é de grande importância devido aos seus efeitos nas reações químicas, principalmente nas velocidades das reações dentro do reator.

Figura 32 – Fluxograma da fase 1

Fonte: Autoria própria

As características gerais do afluente em todas as etapas estão apresentadas na Tabela 18, com seus respectivos valores máximos, mínimos, médios e desvio padrão. Conforme pode ser observado na tabela, a variação entre os valores máximos e mínimos não foi significativa, justamente por se tratar de um efluente sintético com dosagens padronizadas em todas as preparações. Com exceção do pH e da alcalinidade, pois o bicarbonato de sódio tinha suas dosagens ajustadas conforme necessidade dos reatores no dia da alimentação, essa prática foi adotada para que se obtivesse o pH nos reatores entre 6,6 e 7,4, ideal para crescimento de comunidade metanogênica.

Tabela 18 – Características do afluente sintético utilizado em todas as etapas da presente pesquisa.

<i>Parâmetro</i>	<i>Média</i>	<i>Desvio Padrão</i>	<i>Máxima</i>	<i>Mínimo</i>
Temperatura, °C	23,0	1,4	26,9	17,8
pH	7,46	0,35	8,21	6,70
DQO, mg.L ⁻¹	776,0	49,1	861,6*	669,9
DBO, mg.L ⁻¹	589,6	108,1	778,0	467,0
Alcalinidade, mgCaCO ₃ .L ⁻¹	553,4	145,5	804,5	247,3
Ácidos Voláteis, mgHAc.L ⁻¹	283,8	57,1	440,3	144,9
P total, mg.L ⁻¹	15,1	2,0	18,7	12,3

*Os valores utilizados para caracterização do afluente foram considerado a partir do 10º dia de operação, quando não havia mais lodo de inoculação na tanque de alimentação. Esta medida afetou unicamente o parâmetro de DQO da tabela acima.

Fonte: Autoria própria

Para a avaliação do comportamento dos reatores em todas as etapa da operação, foram realizadas análises de DQO total e filtrada, DBO, pH, alcalinidade e ácidos voláteis, SST, SSV e fósforo.

A seguir estão apresentados os dados de monitoramento obtidos ao longo da operação dos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis (RALFF) em cada uma das quatro etapas avaliadas. Devido ao elevado número de etapas e diversidade de características operacionais avaliadas, foi iniciado cada subitem com um fluxograma das operações realizadas em cada uma das etapas de monitoramento dos reatores. Ao longo dessas etapas foram discutidos resultados a cerca da densidade de fibras dos reatores, sendo elas d1 com valor de 214,1 kg.m⁻³, densidade d2 com valor de 257,0 kg.m⁻³ e densidade d3 com valor de 385,5 kg.m⁻³. Essas três diferentes densidades de fibras serão denominadas ao longo do texto, como maior densidade de fibras, densidade de fibras intermediárias e menor densidade de fibras, respectivamente.

5.2.1. Etapa 1

Na etapa 1 foram operados 4 reatores, seguindo as seguintes características operacionais e de configuração conforme exposto na Figura 33.

Figura 33 – Fluxograma operacional etapa 1.

Fonte: Autoria própria

O dados de pH estão apresentados na Figura 34, neles é possível observar sua variação ao longo da primeira etapa de operação dos reatores. Entre os dias 2 e 3 foi constatado decréscimo acentuado do valor do pH ($\pm 5,6$), sendo considerado baixo para os valores ideais para manutenção da comunidade metanogênica de interesse. Assim foi feito o ajuste deste, através da adição de maior quantidade do composto tampão no afluente. Como pode ser observado no gráfico, o pH afluente passa da faixa de 6,70 para 7,40 neste período, acarretando o aumento do pH na saída dos reatores. O ajuste do pH afluente foi repetido sempre que necessário para que o pH dos reatores permanecesse na faixa de 6,6 a 7,2.

A média do valor do pH afluente ficou em 7,47, com valor máximo de 8,01 (22º dia de operação) e mínimo de 6,70 (2º dia de operação). Para os reatores, os valores médios de pH foram 6,77 para o Reator 1, 6,75 para o Reator 2, 6,74 para o Reator 3 e 6,72 para o Reator 5.

Na Figura 35 podem ser observados os valores de alcalinidade para a primeira etapa de operação. Pode-se observar que este índice apresentou características constantes ao longo do período de operação, fornecendo valores médios de $596,1 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ para o afluente, variando conforme diferentes dosagens de composto tampão adicionada, resultando em valores máximos de $804,49 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ (85º dia de operação) e mínimo de $270,65 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ (1º dia de operação). Já para os reatores, estes apresentaram valores médios de $659,7 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ no Reator 1, $666,3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ para o Reator 2, $661,7 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ para o Reator 3 e $653,4 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ para o Reator 5. Segundo Passig e Blundi (1997), o monitoramento da alcalinidade nos reatores anaeróbios é mais eficaz que o monitoramento do pH, pois enquanto a escala do pH é logarítmica, a escala da alcalinidade é linear.

Figura 34 - Variação do pH do aflunete e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito estático), R2 (maior densidade de fibras em leito com rotação), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R5 (menor densidade de fibras em leito estático) ao longo da Etapa 1.

Fonte: Autoria própria

Figura 35 - Variação da alcalinidade do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito estático), R2 (maior densidade de fibras em leito com rotação), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R5 (menor densidade de fibras em leito estático) ao longo da Etapa 1.

Fonte: Autoria própria

Figura 36- Variação dos Ácidos Graxos Voláteis (AGV) do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito estático), R2 (maior densidade de fibras em leito com rotação), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R5 (menor densidade de fibras em leito estático) ao longo da Etapa 1. Fonte: Autoria própria

Para os valores obtidos de Ácidos Graxos Voláteis (AGV), representados na Figura 36, pode-se analisar que os valores médios afluentes foram $268,31 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, para os reatores foi observado o decréscimo dos valores de ácidos ao longo da período de operação na etapa 1. Para o Reator 1, o valor médio encontrado foi de $253,6 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, com valores máximos de $469,6 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, ocasionado pela geração de ácidos pelos processo de digestão anaeróbia ocorrido no dia 10º dia de operação, o que reforça os valores de pH encontrados na saída do reator nesta ocasião, onde mesmo com o incremento de bicarbonato de sódio no afluente, resultou no valor de 6,24 e também consumo de alcalinidade. Para o Reator 2, o valor médio foi de $242,2 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, para o Reator 3 valor médio foi de $246,8 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ e de $267,4 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ para o Reator 5.

A concentração de ácidos graxos voláteis (AGV) é um parâmetro de grande importância para a digestão anaeróbia. Os ácidos graxos voláteis devem permanecer em equilíbrio com a alcalinidade do sistema. A inibição do processo anaeróbio por ácidos graxos voláteis está associada ao pH, ou seja, baixos valores de pH estão geralmente relacionados a altas concentrações de ácidos graxos. O comportamento dos AGV e da alcalinidade total indicou estabilidade dos reatores com geração de alcalinidade, melhorando a capacidade de tamponamento do reator e não permitindo o acúmulo de ácidos voláteis, que mantiveram-se abaixo do valor recomendado de 200 mg L^{-1} (LETTINGA, 1995), a partir do 85º dia de operação, o que indicou condições de estabilidade do processo, confirmando as condições favoráveis para a atividade microbiana e propiciando os bons resultados de desempenho dos reatores para a remoção de carga orgânica, conforme será relatado a seguir.

No entanto, a informação mais importante acerca do monitoramento dos ácidos voláteis no sistema foi que a concentração dessas substâncias no efluente foi diminuindo ao longo do tempo, conforme verificado na Figura 36, permanecendo abaixo do teor afluente a partir do 71º dia de operação. Observa-se, no final da Etapa 1, que se estabeleceu certa regularidade nesse parâmetro, com valor abaixo de 200 mgHac./L em todos os reatores. Supõe-se, desse modo, que a metanogênese nesse período tenha atingido o equilíbrio dinâmico aparente.

A Figura 37 representa a variação da DQO bruta do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 1. Pode-se inferir desta figura que, com DQO bruta afluente média de $792,1 \text{ mg.L}^{-1}$, houve eficiência média de 47,5 % de remoção de DQO no Reator 1, de 49,2% no Reator 2, 45,8% no Reator 3 e 40,4% para o Reator 5, com algumas coletas apresentando, a partir do 10º dia de operação, problemas de expulsão e carreamento de sólidos do biofilme, fato que acabou reduzindo o valor médio de remoção, haja vista que em condições de estabilidade do

reator, a partir do 179º dia de operação, todos os reatores passaram a apresentar remoção superior a 80%. Versiani et al. (2005) operou um reator UASB tratando esgotos domésticos, este reator quando operado com TDH de 9h, obteve eficiência média de remoção de DQO de 64%.

Para solucionar a interferência da sazonalidade do fenômeno de expulsão parcial de sólidos, foi adotado como parâmetro de monitoramento a DQO filtrada em membrana 0,7µm, que nos permitiria avaliar esse importante índice, eliminando a parcela variável de sólidos do sistema. Neste caso, foi obtido remoção média de 61,3% para o Reator 1, 61,7% para o Reator 2, 59,19% para o Reator 3 e 55,51% para o Reator 5, conforme pode ser observado na Figura 38.

Nessa primeira etapa de operação dos reatores com configurações distintas já era possível observar algumas respostas positivas sobre a interferência da maior densidade de meio suporte, pois os Reatores 1 e 2 apresentaram maiores valores de remoção de DQO total desde o 57º dia de operação e da inserção do sistema de rotação do meio suporte, sendo observado que o Reator 2, que operava com sistema de rotação (rotação de 8 rpm), apresentou melhores resultados de remoção de DQO que o Reator 1, ambos com mesma densidade de fibras, desde o 32º dia de operação.

Com a continuidade de operação desses reatores com TDH de 9 horas, foi possível constatar que todos os reatores passaram a apresentar remoção superior a 85% de DQO filtrada após 152 dias de operação e chegando a valores próximos a 97% de remoção aos 292 dias de operação. A partir desse ponto, optou-se por alterar as condições de operação e iniciar a etapa 2. Todos os valores de eficiência de remoção de DQO citadas acima, juntamente com suas respectivas médias e valores de máximos e mínimos, podem ser observados na Tabela 19.

Figura 37 – Variação da Demanda Química de Oxigênio (DQO) total do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito estático), R2 (maior densidade de fibras em leito com rotação), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R5 (menor densidade de fibras em leito estático) ao longo da Etapa 1. Fonte: Autoria própria

Figura 38 - Variação da DQO filtrada em membrana 0,7µm do afluente afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito estático), R2 (maior densidade de fibras em leito com rotação), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R5 (menor densidade de fibras em leito estático) ao longo da Etapa 1.(Afluente não filtrado). Fonte: Autoria própria

Tabela 19 - Eficiência de remoção de DQO total e filtrada em membrana 0,7 µm na Etapa 1.

Eficiência								
Dias de operação	DQO total				DQO Filtrada			
	R1	R2	R3	R5	R1	R2	R3	R5
1	21,50%	45,20%	39,80%	42,50%				
3	25,20%	11,70%	16,80%	9,70%				
5	9,10%	6,00%	5,50%	2,70%				
8	12,30%	14,00%	11,00%	14,90%				
10	8,20%	5,70%	7,60%	-7,90%				
12	-7,50%	-9,40%	-15,30%	-10,90%				
15	-54,00%	-44,00%	-28,40%	-25,80%	-9,50%	0,20%	4,50%	9,90%
18					17,60%	19,50%	16,20%	18,60%
22					23,40%	25,00%	29,00%	28,30%
25					22,80%	22,20%	22,30%	24,80%
30					24,40%	24,30%	27,60%	27,30%
32					25,40%	28,40%	27,70%	26,60%
38					32,80%	33,70%	29,40%	31,70%
43					40,50%	43,80%	42,30%	40,90%
50	26,20%	31,70%	28,40%	19,40%	37,20%	41,50%	38,90%	30,10%
57	33,90%	38,90%	33,30%	20,40%	46,10%	46,50%	45,50%	38,20%
64	39,10%	39,50%	30,50%	28,20%	50,10%	50,10%	47,10%	36,80%
71	41,90%	44,50%	34,10%	17,50%	48,90%	53,00%	46,60%	33,30%
78	46,2%	52,8%	38,7%	18,9%	53,8%	57,4%	47,1%	35,2%
85	56,4%	51,0%	49,6%	41,6%	67,4%	71,0%	58,2%	49,5%
94	8,0%	54,5%	51,9%	39,5%	63,2%	63,9%	59,9%	52,0%
101	58,6%	44,1%	50,2%	32,1%	74,1%	57,7%	61,1%	46,8%
128	70,0%	67,9%	62,1%	51,6%	79,4%	75,1%	68,4%	60,7%
137	51,5%	53,3%	44,6%	32,3%	66,0%	63,0%	62,4%	44,0%
152	68,6%	59,6%	31,3%	80,8%	89,2%	93,9%	85,2%	90,6%
170	76,0%	77,4%	80,5%	73,7%	91,5%	92,2%	93,4%	88,7%
179	87,1%	87,0%	86,6%	83,7%	93,0%	91,4%	91,1%	86,1%
198°	90,9%	86,2%	86,1%	91,4%	98%	98%	95%	96%
214	85,3%	82,9%	56,9%	75,5%	97,2%	95,8%	91,2%	90,6%
233	88,5%	68,5%	88,4%	88,4%	97,5%	92,0%	89,5%	90,3%
247	87,4%	85,9%	79,6%	66,5%	96,4%	97,0%	91,4%	88,8%
261	75,0%	92,9%	86,6%	44,6%	96,9%	98,1%	92,5%	96,2%
292	88,4%	90,5%	88,1%	80,4%	97,7%	98,6%	98,3%	97,1%
302	88,9%	90,8%	91,6%	78,3%	94,6%	95,4%	95,8%	95,5%
Média de eficiência	47,51%	49,23%	45,78%	40,37%	61,27%	61,74%	59,19%	55,51%
Mínimo	-54,00%	-44,00%	-28,40%	-25,80%	-9,50%	0,20%	4,50%	9,90%
Máximo	90,91%	92,89%	91,64%	91,45%	98,03%	98,62%	98,35%	97,07%

Fonte: Autoria própria

A Figura 39 apresenta a variação da DBO de amostra bruta do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 1. O valor médio da DBO afluente foi de $589,6 \text{ mg.L}^{-1}$, valor este que será adotado como constante nas fases seguintes, devido às limitações do número de amostras analisadas pelo equipamento DBO track. Como pode ser observado, este índice teve seus valores gradualmente reduzidos ao longo do período de operação, com valores médios de remoção em 50% para o Reator 1, 49% para o Reator 2, 45% para o Reator 3 e 42% para o Reator 5. Como comentado para o parâmetro de DQO, é possível verificar que os reatores com maiores densidades de fibras (Reatores 1 e 2) apresentaram eficiência de remoção maiores que os outros dois reatores com densidade de fibras menores. Para este índice, foi obtido remoção superior a 80% para os Reatores 1, 2 e 3 e superior a 75% para o Reator 5 no final dos 302 dias de operação desses reatores na etapa 1. Versiani et al. (2005) operaram um reator UASB tratando esgotos domésticos, este reator quando operado com TDH de 9h, obteve eficiência média de remoção de DBO total de 71%.

Figura 39 - Variação da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) total do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito estático), R2 (maior densidade de fibras em leito com rotação), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R5 (menor densidade de fibras em leito estático) ao longo da Etapa 1.
Fonte: Autoria própria

Na figura 40 é apresentada a variação do fósforo filtrado de amostra do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 1. Com base nos dados apresentados é possível analisar que a remoção biológica do fósforo foi baixa em todos os reatores, um fato já esperado, haja vista a necessidade de uma fase aeróbia posterior para que tal remoção por meio biológico fosse possível, porém como seria estudado também o pós-tratamento físico-químico do efluente deste reator, optou-se por continuar o monitoramento deste índice em todas as etapas estudadas.

Figura 40 - Variação do fósforo (P) filtrado do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito estático), R2 (maior densidade de fibras em leito com rotação), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R5 (menor densidade de fibras em leito estático) ao longo da Etapa 1.

Fonte: Autoria própria

Na figura 41 é apresentada a variação dos sólidos suspensos totais (SST) de amostra bruta do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 1. Com base nos dados apresentados é possível analisar que a grande variação dos dados ao longo das operações, sendo possível verificar correlação nas datas de pico também ocorridas na análise de DQO total, enfatizando a interferência da expulsão da biomassa em alguns parâmetros verificados. Também é possível observar que mais que 85% das amostras em todos os reatores apresentaram valores de sólidos suspensos voláteis superior a 85%, ou seja, pode-se inferir que os sólidos eram, em sua grande maioria, de característica orgânica apresentado na Tabela 20.

Figura 41- Variação do SST do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito estático), R2 (maior densidade de fibras em leito com rotação), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R5 (menor densidade de fibras em leito estático) ao longo da Etapa 1.

Fonte: Autoria própria

Tabela 20 – Percentual de parcela volátil (%SSV) dos sólidos suspensos em amostras na Etapa 1.

	Bruto	R1	R2	R3	R5
Médio	95%	93%	93%	93%	94%
Mínimo	78%	80%	78%	71%	80%
Máximo	100%	100%	100%	100%	100%
N Total amostras	28	29	29	28	29
% valores maiores 95% SSV	60,7%	37,9%	51,7%	42,9%	51,7%
% valores maiores 85% SSV	96,4%	82,8%	86,2%	89,3%	86,2%

Fonte: Autoria própria

5.2.2. Etapa 2

Na etapa 2 (fase 1) foram operados 6 reatores com as características operacionais e de configuração conforme apresentado na Figura 42. Esta etapa teve duração de 57 dias, com 5 coletas ao longo desse período, com acionamento do sistema de rotação de todos os reatores no 20º dia de operação até o final desta etapa, com exceção do reator 3, que teve seu funcionamento interrompido aos 51º dia de operação.

Figura 42 – Fluxograma operacional da etapa 2.

Fonte: Autoria própria

O dados de pH estão apresentados na Figura 43. Neles é possível observar a variação desse índice ao longo da etapa 2 de operação dos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis. A média do valor do pH afluente ficou em 7,72, com valor máximo de 8,12 (57º dia de operação) e mínimo de 7,17 (15º dia de operação). Para os reatores, os valores médios de pH foram 7,11 para o Reator 1, 7,20 para o Reator 2, 7,11 para o Reator 3, 7,05 para o Reator 4, 7,12 para o Reator 5 e 7,17 para o Reator 6.

Na Figura 44 podem ser observados os valores de alcalinidade para a segunda etapa de operação. Pode-se observar que este índice apresentou características constantes ao longo do período de operação, fornecendo valores médios de $531,0 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para o afluente, com valores máximos de $615,4 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ (35º dia de operação) e mínimo de $476,8 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ (57º dia de operação). Já para os reatores, estes apresentaram valores médios de $628,5 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ no Reator 1; $599,0 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para o Reator 2; $587,9 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para o Reator 3; $568,9 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para Reator 4; $589,7 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para o Reator 5 e para o Reator 6 valor médio de $559,0 \text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$. Sendo assim constatado que em todos os reatores houve geração de alcalinidade em relação aos valores afluentes, fato que indica a estabilidade dos reatores.

Na Figura 45 são encontrados os valores obtidos de ácidos graxos voláteis (AGV). Pode-se analisar que os valores médios afluentes para esta etapa foram de $350,0 \text{ mgH.Ác.}\text{L}^{-1}$, para os reatores foi observado o decréscimo dos valores de ácidos ao longo do período de operação na etapa 1. Para o Reator 1, o valor médio encontrado foi de $80,2 \text{ mgH.Ác.}\text{L}^{-1}$, com valores máximos de $141,7 \text{ mgH.Ác.}\text{L}^{-1}$, para o Reator 2 foi de $64,8 \text{ mgH.Ác.}\text{L}^{-1}$ e máximo de $90,8 \text{ mgH.Ác.}\text{L}^{-1}$, para o Reator 3 valor médio foi de $133,6 \text{ mgH.Ác.}\text{L}^{-1}$ e máximo de $288,7 \text{ mgH.Ác.}\text{L}^{-1}$ (57º dia de operação), valor médio de $213,0 \text{ mgH.Ác.}\text{L}^{-1}$ e máximo de $263,4 \text{ mgH.Ác.}\text{L}^{-1}$ para o Reator 4, valor médio de $102,9$

mgH.Ác.L⁻¹ e máximo de 146,1 mgH.Ác.L⁻¹ para o Reator 5, valor médio de 197,2 mgH.Ác.L⁻¹ e máximo de 272,6 mgH.Ác.L⁻¹ para o Reator 6. Fato importante de se destacar quanto aos AGV é que os valores dos efluentes obtidos foram sempre inferiores aos afluentes em todas as datas monitoradas, este fato também foi observado por Niciura (2005) durante a operação de seu reator anaeróbio de leito expansível (Ralex) utilizando banda de rodagem de pneus inservíveis triturada (BPIT) como suporte ao desenvolvimento de biofilmes.

Os reatores 1, 2, 3 e 5 obtiveram comportamento de AGV e da AT que sua indicou estabilidade com geração de alcalinidade, melhorando a capacidade de tamponamento do reator e não permitindo o acúmulo de ácidos voláteis, que mantiveram-se abaixo do valor recomendado de 200 mg L⁻¹ (LETTINGA, 1995). Os Reatores 4 e 6 que haviam sido ligados 30 dias antes da alteração para a etapa 2, ainda se encontravam em processo de aclimação. Para Vela (2006), a concentração de ácidos voláteis no efluente dos reatores biológicos anaeróbios e a manutenção da geração de alcalinidade indicam que o processo metanogênico foi estabelecido.

Observando os dados das Figuras 43, 44 e 45, foi possível notar certa instabilidade dos reatores na coleta do 43º dia de operação, devido ao acionamento do sistema de rotação, como redução do pH e alcalinidade e aumento da produção de ácidos voláteis. No caso do Reator 3, após 51 dias de operação, foi retornada a sua condição estática, devido à problemas na estrutura que sustentava o eixo contendo os módulos de fibras flexíveis (meio suporte), não sendo possível reparação sem o esvaziamento do reator, sendo assim, optou-se por continuar a operação do mesmo na condição em que se encontrava.

Figura 43 - Variação do pH do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras), R2 (maior densidade de fibras), R3 (densidade intermediária de fibras), R4 (densidade intermediária), R5 (menor densidade de fibras) e R6 (menor densidade de fibras) ao longo da Etapa 2. Fonte: Autoria própria.

Figura 44 - Variação da Alcalinidade total do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras), R2 (maior densidade de fibras), R3 (densidade intermediária de fibras), R4 (densidade intermediária), R5 (menor densidade de fibras) e R6 (menor densidade de fibras) ao longo da Etapa 2. Fonte: Autoria própria.

Figura 45 - Variação do AGV do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras), R2 (maior densidade de fibras), R3 (densidade intermediária de fibras), R4 (densidade intermediária), R5 (menor densidade de fibras) e R6 (menor densidade de fibras) ao longo da Etapa 2. Fonte: Autoria própria.

A Figura 46 apresenta a variação da DQO bruta do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 2. Pode-se observar com base nos dados apresentados nessa figura que, com DQO bruta afluente média de $745,7 \text{ mg.L}^{-1}$, houve eficiência média de 70,6% de remoção de DQO no Reator 1, de 86,3% no Reator 2, 52,8% no Reator 3, 59,1% para o Reator 4, 62,0% para o Reator 5 e 61,7% para o Reator 6.

Figura 46 - Variação da DQO total afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras), R2 (maior densidade de fibras), R3 (densidade intermediária de fibras), R4 (densidade intermediária), R5 (menor densidade de fibras) e R6 (menor densidade de fibras) ao longo da Etapa 2.

Fonte: Autoria própria

Apenas a título de comparação com resultados de outro trabalho, vale citar que Versiani et al. (2005) operaram um reator UASB tratando esgotos domésticos, o qual, quando operado com TDH de 7h apresentou eficiência média de remoção de DQO de 68%. Muito embora, deve-se ressaltar que, diferente do citado autor, no presente trabalho foi utilizado esgoto sintético e o reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis não possui separador como os reatores UASB.

Para o índice de monitoramento DQO filtrada em membrana $0,7\mu\text{m}$, foi obtido remoção média de 91,7% para o Reator 1, 94,1% para o Reator 2, 84,7% para o Reator 3, 73,7% para o Reator 4, 87,8% para o Reator 5 e 75,2% para o Reator 6 conforme pode ser observado na Figura 47. Ou seja, o Reator 2, que operava com maior densidade de fibras em leito com rotação desde o início da Etapa 1, apresentou eficiência de remoção de DQO filtrada (94,1%) significativamente maior que as outras configurações de leito investigadas. Em seguida, o Reator 1 (com a mesma densidade de fibras

do Reator 2, mas sem rotação do leito durante a etapa anterior) apresentou a segunda maior eficiência (91,7%).

Isso demonstra que o Reator 2 provavelmente já apresentava biofilme mais adaptado, ou seja, mais resistentes às tensões cisalhantes devidas ao movimento do biofilme em relação ao líquido, em relação ao Reator 1 que teve o seu sistema de rotação acionado somente na segunda etapa. Deve-se salientar ainda que, conforme será mostrado em detalhes mais adiante, o biofilme formado nos reatores cujo leito era submetido à rotação apresentava-se sempre na forma de longas fibras finas em movimento no interior do líquido com uma das extremidades aderida às fibras de poliamida. Essa forma fibrosa do biofilme apresenta grande superfície específica exposta ao líquido, proporcionando condições muito favoráveis de trocas entre o biofilme e o líquido, incluindo a captura de nutrientes do meio líquido.

Figura 47 - Variação da DQO filtrada em membrana 0,7 μ m do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras), R2 (maior densidade de fibras), R3 (densidade intermediária de fibras), R4 (densidade intermediária), R5 (menor densidade de fibras) e R6 (menor densidade de fibras) ao longo da Etapa 2.

Fonte: Autoria própria

De maneira geral, na Etapa 2 de operação dos reatores com configurações distintas foi possível observar que os reatores operados na Etapa 1, sendo eles Reatores 1, 2 e 5, obtiveram melhores resultados na eficiência de remoção tanto da DQO total, como também da filtrada. Isso deve-se ao fato que estes já se apresentavam com biofilme previamente formado e sofreram menos com a sobrecarga aplicada devido à diminuição de TDH de 9 para 6h. No reator 3, devido à interrupção da rotação do meio suporte, apresentou menor eficiência de remoção de DQO (amostra

filtrada). E os Reatores 4 e 6, devido ao curto período de operação, apresentaram menores valores de remoção de DQO (remoções máximas de 83,2% e 85,0% de DQO filtrada). Esses pontos serão novamente abordados com maior profundidade no item 5.7.

Todos os valores de eficiência de remoção de DQO total e filtradas referentes à Etapa 2, juntamente com suas respectivas médias e valores de máximos e mínimos, podem ser observados na Tabela 21.

Tabela 21 – Eficiência de remoção de DQO total e filtrada em membrana 0,7 μ m na Etapa 2.

<i>Eficiência</i>												
Dias de operação	DQO total						DQO filtrada					
	R1	R2	R3	R4	R5	R6	R1	R2	R3	R4	R5	R6
0	88,9%	90,8%	91,6%	55,4%	78,3%	-	94,6%	95,4%	95,8%	63,3%	95,5%	
15°	73,6%	88,5%	70,8%	54,9%	72,6%	45,8%	92,6%	98,4%	89,8%	67,0%	90,1%	63,5%
35°	70,2%	86,7%	51,3%	60,8%	58,9%	77,9%	93,2%	96,0%	95,6%	83,2%	91,3%	85,0%
43°	73,0%	85,7%	50,2%	66,8%	67,1%	75,7%	92,9%	86,1%	86,1%	76,0%	92,9%	84,4%
48°	81,6%	86,3%	53,8%	64,1%	58,4%	62,6%	87,3%	95,8%	80,8%	73,9%	87,7%	72,0%
57°	54,9%	84,5%	37,8%	48,8%	52,8%	46,7%	92,7%	94,4%	70,9%	68,5%	77,0%	71,0%
Média	70,6%	86,3%	52,8%	59,1%	62,0%	61,7%	92,2%	94,4%	86,5%	72,0%	89,1%	75,2%
Mínimo	54,9%	84,5%	37,8%	48,8%	52,8%	45,8%	87,3%	86,1%	70,9%	63,3%	77,0%	63,5%
Máximo	81,6%	88,5%	70,8%	66,8%	72,6%	77,9%	94,6%	98,4%	95,8%	83,2%	95,5%	85,0%

Fonte: Autoria própria

Com base no gráfico de barras mostrado na Figura 48 e na Tabela 21, observam-se dois aspectos importantes: i) analisando apenas os dados de DQO de amostras filtradas e, considerando apenas os cinco reatores com leito no modo "Rotativo" (R1, R2, R4, R5 e R6) , é possível observar-se que após 57 dias de operação com TDH de 6h (equivalente a uma taxa hidráulica de aplicação superficial ascendente nos reatores tipo coluna de 0,5 m/h) houve queda de eficiência gradual da eficiência de remoção de DQO filtrada dos dois primeiros reatores (eficiência média de 93,5%) até os reatores R4 (68,5%), R5 (77,0%) e R6 (71,0%), demonstrando a importância de se dotar esse tipo de reator com maiores valores de densidade de fibra no meio suporte, proporcionando maior concentração de biofilme aderido nas fibras sintéticas do meio; ii) Analisando os dados de DQO total mostrados na Figura 48 e na Tabela 21, é possível observar a ocorrência de remoção de carga orgânica e possivelmente de retenção maior da biomassa ocorreram nos reatores R1 e R2. Isso pode ter ocorrido devido ao maior número de fibras flexíveis, que, com esta velocidade

ascensional estariam segurando mais a biomassa formada, ocorrendo sua expulsão em menores quantidades quando comparados aos reatores R3, R4, R5 e R6 com menores densidades de fibras, para esta etapa 2 com TDH de 6 horas.

Figura 48 - Avaliação da remoção da DQO filtrada e residual de DQO bruta para os reatores R1 (maior densidade de fibras), R2 (maior densidade de fibras), R3 (densidade intermediária de fibras), R4 (densidade intermediária), R5 (menor densidade de fibras) e R6 (menor densidade de fibras) no 57º dia de operação da Etapa 2.

A Figura 49 apresenta a variação da DBO total de amostra dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 2. O valor médio da DBO afluente considerado foi de $589,6 \text{ mg.L}^{-1}$, valor este adotado como constante nesta fase, para o cálculo da eficiência de remoção da DBO. Como pode ser observado, os valores médios de remoção foram de 67,4% para o Reator 1, 78,6% para o Reator 2, 63,3% para o Reator 3, 54,7% para o Reator 4, 66,4% para Reator 5 e 60,0% para Reator 6. Como comentado para o parâmetro de DQO, é possível verificar que os reatores com maiores densidades de fibras (Reatores 1 e 2) apresentaram eficiência de remoção maiores que os outros reatores com densidade de fibras menores. Os Reatores 4 e 6 apresentaram remoções máxima de 64,0% e 72,5%, respectivamente, fato que pode ser explicado pelo tempo de operação desses reatores em comparação com os outros.

Figura 49 - Variação da DBO total dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras), R2 (maior densidade de fibras), R3 (densidade intermediária de fibras), R4 (densidade intermediária), R5 (menor densidade de fibras) e R6 (menor densidade de fibras) ao longo da Etapa 2.

Fonte: Autoria própria

Na figura 50 é apresentada a variação do fósforo filtrado de amostra do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 2. Com base nos dados apresentados é possível analisar que a remoção biológica do fósforo foi baixa em todos os reatores, um fato já esperado, haja vista a necessidade de uma fase aeróbia posterior para que tal remoção por meio biológico fosse possível, porém como foi estudado o pós-tratamento físico-químico do efluente deste reator, optou-se por continuar o monitoramento deste parâmetro em todas as etapas estudadas.

Figura 50 - Variação do P filtrado do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras), R2 (maior densidade de fibras), R3 (densidade intermediária de fibras), R4 (densidade intermediária), R5 (menor densidade de fibras) e R6 (menor densidade de fibras) ao longo da Etapa 2.

Fonte: Autoria própria

Na Figura 51 é apresentada a variação dos sólidos suspensos totais (SST) de amostra bruta do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na Etapa 2. Com base nos dados apresentados é possível analisar que a grande variação dos dados ao longo das operações, sendo possível verificar correlação nas datas de pico também ocorridas na análise de DQO total, enfatizando a interferência da expulsão da biomassa em alguns parâmetros verificados. Também é possível observar que mais que 60% das amostras em todos os reatores apresentaram valores de sólidos suspensos voláteis superiores a 85%, ou seja, pode-se inferir que os sólidos eram, em sua grande maioria de característica orgânica, conforme Tabela 22.

Figura 51 - Variação do SST do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras), R2 (maior densidade de fibras), R3 (densidade intermediária de fibras), R4 (densidade intermediária), R5 (menor densidade de fibras) e R6 (menor densidade de fibras) ao longo da Etapa 2.

Fonte: Autoria própria

Tabela 22 – Percentual de parcela volátil (%SSV) dos sólidos suspensos em amostras na Etapa 2.

	Bruto	R1	R2	R3	R4	R5	R6
Médio	89%	92%	91%	93%	89%	91%	91%
Mínimo	84%	82%	81%	81%	77%	87%	71%
Máximo	97%	100%	99%	100%	100%	94%	100%
N Total amostras	5	5	5	5	5	5	5
% valores maiores 95% SSV	20%	40%	40%	40%	40%	0%	60%
% valores maiores 85% SSV	80%	80%	80%	80%	60%	100%	80%

Fonte: Autoria própria

5.2.3. Etapa 3

Na etapa 3 foram operados 6 reatores, conforme as características operacionais e de configuração representados na Figura 52. Esta etapa teve duração de 60 dias, com 4 coletas ao longo desse período com tempo de detenção hidráulico de 4h e vazão de $4,9\text{L.h}^{-1}$. Nesta etapa, o sistema de rotação do Reator 6 parou de funcionar no 42º dia de operação e não foi possível o restabelecimento da mesma. E no 27º dia de operação houve um problema na calibração das bombas e os reatores operaram com vazão de $6,5\text{L.h}^{-1}$ por 1 dia, e o que influenciou nos resultados da coleta do 28º dia de operação. Também nesta etapa, deu-se início o monitoramento do aumento da rotação aplicado ao Reator 1 no 6º dia de operação, passando este a trabalhar com rotação de 24 rpm.

Figura 52 – Fluxograma operacional etapa 3.

Fonte: Autoria própria

Os dados de pH do efluente dos seis reatores durante a terceira etapa de operação estão apresentados na Figura 53. A média do valor do pH afluente nesta etapa foi de 7,17, com valor máximo de 7,40 (13º dia de operação) e mínimo de 6,98 (28º dia de operação). Para os reatores, os valores médios de pH foram 6,86 para o Reator 1; 6,90 para o Reator 2; 6,75 para o Reator 3; 6,74 para o Reator 4; 6,88 para o Reator 5 e 6,78 para o Reator 6.

Na Figura 54 podem ser observados os valores de alcalinidade para a terceira etapa de operação. Para o afluente, o valor médio obtido foi de $476,1\text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para o afluente, com valores máximos de $499,1\text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ (41º dia de operação) e mínimo de $442,5\text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ (28º dia de operação). P o efluente dos reatores, estes apresentaram valores médios de $586,3\text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ no Reator 1; $537,5\text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para o Reator 2; $488,3\text{ mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ para o Reator 3; $525,6$

$\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ para Reator 4; $533,0 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ para o Reator 5 e para o Reator 6 valor médio de $501,8 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$.

Figura 53 - Variação do pH afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito rotativo/estático) ao longo da Etapa 3. Fonte: Autoria própria

Figura 54 - Variação da alcalinidade total afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito rotativo/estático) ao longo da Etapa 3. Fonte: Autoria própria

Figura 55 - Variação do AGV afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito rotativo/estático) ao longo da Etapa 3. Fonte: Autoria própria

Na Figura 55 são representados os valores obtidos de Ácidos Graxos Voláteis (AGV), pode-se analisar que os valores médios afluentes para esta etapa foram de $335,2 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, para os reatores foi observado o aumento da produção de ácidos no 28º dia de operação, devido a descalibração das bombas de alimentação dos reatores no dia anterior a coleta na etapa 3. Para o Reator 1, o valor médio encontrado foi de $186,6 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, com valores máximos de $260,30 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, para o Reator 2 foi de $198,9 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ e máximo de $341,5 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, para o Reator 3 valor médio foi de $340,9 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ e máximo de $391,6 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, valor médio de $289,7 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ e máximo de $460,0 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ para o Reator 4, valor médio de $259,9 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ e máximo de $376,3 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ para o Reator 5, valor médio de $373,3 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ e máximo de $464,3 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ para o Reator 6. Todos os valores máximos obtidos nesta etapa ocorreram no 28º dia de operação, como já foi mencionado, devido a alteração da vazão de alimentação.

Os reatores 1 e 2 conseguiram manter seu comportamento de AGV e da AT que indicou sua estabilidade com geração de alcalinidade, melhorando a capacidade de tamponamento do reator e não permitindo o acúmulo de ácidos voláteis, que se mantiveram abaixo do valor recomendado de 200 mg L^{-1} (LETTINGA, 1995), com exceção para o 28º dia de operação. Os Reatores 4 e 5, mantiveram suas condições mais próxima aos valores recomendados para AGV, demonstrando que os mesmos estavam se recuperando da sobrecarga sofrida e os reatores 3 e 6 que acabaram sendo prejudicados pelo processo de sobrecarga e interrupção da rotação do meio suporte, apresentando valores bastante elevados de ácidos. Segundo Souza (1984), quando a concentração de ácidos voláteis aumenta, pode ser um indicativo de desequilíbrio no sistema, podendo ser ocasionado por aplicação de sobrecargas orgânicas, hidráulicas ou tóxicas ou por variação da temperatura e do pH.

A Figura 56 apresenta a variação da DQO bruta do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 3. Pode-se inferir nesta figura que, com DQO bruta afluente média de $765,9 \text{ mg.L}^{-1}$, houve eficiência média de 54,0 % de remoção de DQO no Reator 1, de 57,8% no Reator 2, 34,9% no Reator 3, 45,6% para o Reator 4, 50,6% para o Reator 5 e 34,7% para o Reator 6.

Figura 56 - Variação da DQO total do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito rotativo/estático) ao longo da Etapa 3.

Fonte: Autoria própria

No monitoramento DQO filtrada em membrana 0,7 μ m, foi obtido remoção média de 82,7% para o Reator 1, 80,0% para o Reator 2, 51,3% para o Reator 3, 59,3% para o Reator 4, 70,3% para o Reator 5 e 47,5% para o Reator 6 conforme pode ser observado na Figura 57.

Na terceira etapa de operação dos seis reatores com configurações distintas foi possível observar que os Reatores 1, 2 e 5, todos operados em modo rotativo, obtiveram melhores resultados na eficiência de remoção tanto da DQO total, como também da filtrada, isso se deve ao fato que estes já se encontravam estabilizados e sofreram menos com a sobrecarga aplicada. Já o reator 3, devido ao interrupção da rotação do meio suporte, levou à redução de sua eficiência para valor máximo de 60,0% de DQO filtrada. Os Reatores 4 e 6 foram prejudicados com o aumento da vazão de alimentação, atingindo remoções máximas de 71,4% e 58,1%, respectivamente, de DQO filtrada.

O valor da DQO efluente, determinada a partir de amostra filtrada, fornece a eficiência de conversão de matéria orgânica pelos reatores. Com base nos dados da Figura 57, é possível verificar claramente a superioridade do desempenho dos dois reatores contendo maior densidade de fibras (Reatores 1 e 2) em relação aos demais, quando operando com TDH de 4h. A maior atividade microbológica nos Reatores 1 e 2, responsável pela conversão da matéria orgânica biodegradável, deveu-se à maior massa de biofilme aderido nas fibras do leito (biomassa também na forma de fibras

finas e longas) nos dois filtros com maiores densidades de fibra. Esses pontos serão novamente abordados com maior profundidade no item 5.7.

Todos os valores de eficiência de remoção de DQO total e filtrada citadas anteriormente, juntamente com suas respectivas médias e valores de máximos e mínimos, podem ser observados na Tabela 23.

Figura 57 - Variação do DQO filtrada em membrana 0,7µm do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito rotativo/estático) ao longo da Etapa 3

Fonte: Autoria própria

Tabela 23 - Eficiência de remoção de DQO total e filtrada em membrana 0,7 µm na Etapa 3.

Eficiência												
Dias de operação	DQO Total						DQO Filtrada					
	R1	R2	R3	R4	R5	R6	R1	R2	R3	R4	R5	R6
0	92,7%	94,4%	63,7%	68,5%	77,0%	71,0%	92,7%	94,4%	70,9%	68,5%	77,0%	71,0%
13º	58,0%	55,9%	36,3%	52,1%	60,5%	45,9%	89,6%	79,0%	49,2%	62,2%	75,5%	58,1%
28º	47,8%	43,6%	16,9%	20,1%	21,8%	24,0%	71,9%	65,9%	39,8%	34,5%	52,1%	33,3%
41º	79,1%	71,8%	44,2%	53,3%	69,7%	39,1%	91,3%	86,6%	60,0%	71,4%	86,4%	53,1%
60º	31,3%	59,9%	42,2%	56,8%	50,3%	29,9%	78,1%	88,3%	56,1%	69,3%	67,2%	45,6%
Média	54,0%	57,8%	34,9%	45,6%	50,6%	34,7%	82,7%	80,0%	51,3%	59,3%	70,3%	47,5%
Mínimo	31,3%	43,6%	16,9%	20,1%	21,8%	24,0%	71,9%	65,9%	39,8%	34,5%	52,1%	33,3%
Máximo	79,1%	71,8%	44,2%	56,8%	69,7%	45,9%	91,3%	88,3%	60,0%	71,4%	86,4%	58,1%

Fonte: Autoria própria

Figura 58 - Avaliação da remoção da DQO filtrada e residual de DQO bruta para os reatores R1 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito estático) no 60º dia de operação na etapa 3.

Fonte: Autoria própria

Com base no gráfico de barras mostrado na Figura 58 e na Tabela 23, observa-se aspecto muito importante: analisando apenas os dados de DQO de amostras filtradas e, considerando apenas os quatro reatores com leito no modo "Rotativo" (R1, R2, R4 e R5), é possível observar-se que com 60 dias de operação com TDH de 4h (equivalente a uma taxa hidráulica de aplicação superficial ascendente nos reatores tipo coluna de 0,8 m/h) houve: i) queda gradual da eficiência de remoção de DQO filtrada dos dois primeiros reatores (eficiência média de 83,2%) até os reatores R4 (69,3%) e R5 (67,2%), demonstrando a importância de se dotar esse tipo de reator com maiores valores de densidade de fibra no meio suporte, proporcionando maior concentração de biofilme aderido nas fibras sintéticas do meio. Para a DQO total foi possível observar elevada expulsão de sólidos do reator R1 em virtude, além do aumento da velocidade ascensional, de sua maior rotação aplicada ao eixo contendo as fibras flexíveis.

Ainda com base na Figura 58 e Tabela 23, comparando agora os dados dos dois reatores que operaram com leito no modo "Estático", (R3 com maior densidade de fibras que R6), verifica-se que as eficiências de remoção de DQO filtrada foram maiores para R3, mostrando a vantagem de se ter maior densidade de fibras nesse tipo de reator, mesmo com o leito no modo "estático", quando o TDH foi de 4h (Etapa 3). Esses pontos serão novamente abordados com maior profundidade no item 5.7.

A Figura 59 apresenta a variação da DBO total das amostras dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 3. O valor médio da DBO afluente considerado foi de $589,6 \text{ mg.L}^{-1}$, valor este também adotado como constante nesta fase, fato justificado por se tratar de operação com efluente sintético, para o cálculo da eficiência de remoção da DBO. Como pode ser observado, os valores médios de remoção foram de 56,3% para o Reator 1, 56,5% para o Reator 2, 34,3% para o Reator 3, 42,5% para o Reator 4, 51,3% para Reator 5 e 33,1% para Reator 6. Como comentado para o variável de DQO, é possível verificar que os reatores com maiores densidades de fibras (Reatores 1 e 2) apresentaram eficiência de remoção maiores que o Reator 5 com menor densidade de fibras. Os Reatores 4 e 6 apresentaram remoções máxima de 54,9% e 45,4%, respectivamente, ainda, o Reator 6 foi prejudicado também pela interrupção da rotação no 42º dia de operação. Todos os reatores tiveram seu desempenho prejudicado nesta etapa devido à sobrecarga ocorrido no 27º para 28º dia de operação. Os dados de DBO bruta (amostras sem passar por prévia filtração) apresentados devem ser considerados com muito cuidado, pois nessa primeira fase de estudo os reatores não contavam com etapa de separação de sólidos em suspensão de seus efluentes, os quais apresentavam concentrações significativas de sólidos em suspensão (sólidos em excesso expulsos do biofilme e não retidos no leito).

Na figura 60 é apresentada a variação do fósforo filtrado de amostra bruta do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 3. Com base nos dados apresentados é possível analisar que a remoção biológica do fósforo foi baixa em todos os reatores, um fato já esperado, haja vista a necessidade de uma fase aeróbia posterior para que tal remoção por meio biológico fosse possível, porém como foi estudado o pós-tratamento físico-químico do efluente deste reator, optou-se por continuar o monitoramento deste parâmetro em todas as etapas estudadas.

Figura 59 - Variação da DBO total dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito rotativo/estático) ao longo da Etapa 3. Fonte: Autoria própria

Figura 60 - Variação do P_{filtrado} do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito rotativo/estático) ao longo da Etapa 3. Fonte: Autoria própria

Figura 61- Variação do SST do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito rotativo/estático) ao longo da Etapa 3.

Fonte: Autoria própria

Na figura 61 é apresentada a variação dos sólidos suspensos totais (SST) de amostra bruta do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na Etapa 3. Com base nos dados apresentados é possível analisar que a grande variação dos dados ao longo das operações, sendo possível verificar correlação nas datas de pico também ocorridas na análise de DQO total, enfatizando a interferência da expulsão da biomassa em alguns parâmetros verificados. Também é possível observar que mais que 75% das amostras em todos os reatores apresentaram valores de sólidos suspensos voláteis superiores a 85%, ou seja, pode-se inferir que os sólidos possuíam características orgânicas, conforme Tabela 24.

Tabela 24 – Percentual de parcela volátil (%SSV) dos sólidos suspensos em amostras na Etapa 3

	Bruto	R1	R2	R3	R4	R5	R6
Médio	95%	98%	94%	89%	86%	89%	92%
Mínimo	91%	94%	91%	70%	70%	71%	90%
Máximo	99%	100%	100%	100%	99%	97%	95%
N Total amostras	4	4	4	4	4	4	4
% valores maiores 95% SSV	50%	75%	50%	25%	25%	25%	0%
% valores maiores 85% SSV	100%	100%	100%	75%	75%	75%	100%

Fonte: Autoria própria

5.2.4. Etapa 4

Na etapa 4 foram operados 6 reatores, conforme as características operacionais e de configuração conforme demonstrado na Figura 62. Esta etapa teve duração de 37 dias, com 3 coletas ao longo desse período. Também nesta etapa, foi aplicada nova rotação ao Reator 1 no 9º dia de operação, passando este a trabalhar com rotação de 34 rpm.

Figura 62 – Fluxograma operacional etapa 4.

Fonte: Autoria própria

O dados de pH estão apresentados na Figura 63, na qual é possível observar a variação desse índice ao longo da etapa 3 de operação dos RALFFs. A média do valor do pH afluente nesta etapa foi de 7,46, com valor máximo de 7,65 (10º dia de operação) e mínimo de 7,16 (37º dia de operação). Para os reatores, os valores médios de pH foram 6,98 para o Reator 1; 6,94 para o Reator 2; 6,91 para o Reator 3; 6,91 para o Reator 4; 6,96 para o Reator 5 e 6,94 para o Reator 6.

Na Figura 64 podem ser observados os valores de alcalinidade para a terceira etapa de operação. Para o afluente, o valor médio obtido foi de 478,4 mgCaCO₃.L⁻¹ para o afluente, com valores máximos de 500,6 mgCaCO₃.L⁻¹ (10º dia de operação) e mínimo de 441,3 mgCaCO₃.L⁻¹ (37º dia de operação). Para os reatores, estes apresentaram valores médios de 551,0 mgCaCO₃.L⁻¹ no Reator 1; 507,1 mgCaCO₃.L⁻¹ para o Reator 2; 490,0 mgCaCO₃.L⁻¹ para o Reator 3; 508,6 mgCaCO₃.L⁻¹ para Reator 4; 508,7 mgCaCO₃.L⁻¹ para o Reator 5 e para o Reator 6 valor médio de 461,8 mgCaCO₃.L⁻¹.

Figura 63 - Variação do pH do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito estático) ao longo da Etapa 4. Fonte: Autoria própria

Figura 64 - Variação da Alcalinidade total do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito estático) ao longo da Etapa 4. Fonte: Autoria própria

Figura 65 - Variação do AGV do afluente e dos efluentes dos reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito estático) ao longo da Etapa 4. Fonte: Autoria própria

Na Figura 65 são encontrados os valores obtidos de Ácidos Graxos Voláteis (AGV), pode-se analisar que os valores médios afluentes para esta etapa foram de $283,1 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$. Para o Reator 1, o valor médio encontrado foi de $229,7 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, com valores máximos de $300,5 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, para o Reator 2 foi de $298,4 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ e máximo de $327,3 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, para o Reator 3 valor médio foi de $324,8 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ e máximo de $337,3 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$, valor médio de $310,5 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ e máximo de $355,9 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ para o Reator 4, valor médio de $289,2 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ e máximo de $343,1 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ para o Reator 5, valor médio de $391,8 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ e máximo de $440,1 \text{ mgH.}\dot{\text{A}}\text{c.L}^{-1}$ para o Reator 6.

Nesta etapa, todos os reatores apresentaram valores de AGV maiores que 200 mg L^{-1} , indicando que no final da operação desta etapa, os mesmos ainda não haviam atingido sua estabilidade. Também é possível observar que até o 10º dia a concentração de AGV no efluente era menor que no afluente, diferentemente do que ocorreu a partir da coleta 23º, onde foi possível observar o aumento da concentração de ácidos, com exceção do Reator 1, que apresentou valor menor que o afluente. Juntamente com esse fato, foi possível observar o decaimento das curvas de alcalinidade total ao longo da Etapa 4, ou seja, estava ocorrendo o consumo da alcalinidade, mesmo esta ainda sendo superior a alcalinidade afluente, o que também remete ao processo de produção de alcalinidade por meio dos ácidos fracos gerados na acidogênese, o que justifica o fato de não ter havido redução do pH.

A Figura 66 apresenta a variação da DQO bruta do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 4. Pode-se inferir nesta figura que, com DQO bruta afluente média de $716,0 \text{ mg.L}^{-1}$, houve eficiência média de 34,2% de remoção de DQO no Reator 1, de 30,5% no Reator 2, 27,5% no Reator 3, 32,3% para o Reator 4, 25,1% para o Reator 5 e 36,1% para o Reator 6.

Figura 66 -Variação da DQO total do afluente e dos efluente dos reatores R1, R2, R3, R4, R5 e R6 ao longo da Etapa 4.
Fonte: Autoria própria.

Para o monitoramento DQO filtrada em membrana 0,7 μ m, foi obtido 71,9 % de remoção de DQO no Reator 1, de 64,7% no Reator 2, 51,7% no Reator 3, 58,7% para o Reator 4, 56,1% para o Reator 5 e 43,2% para o Reator 6 conforme pode ser observado na Figura 67.

Figura 67- Variação da DQO filtrada em membrana 0,7 μ m do afluente e dos efluente dos reatores R1, R2, R3, R4, R5 e R6 ao longo da Etapa 4.
Fonte: Autoria própria.

Na quarta etapa de operação dos reatores com configurações distintas foi possível observar que os Reatores 1, 2 e 4, obtiveram melhores resultados na eficiência de remoção tanto da DQO total,

como também da filtrada. Já o reator 3 devido a interrupção da rotação do meio suporte, levou a redução de sua eficiência para valor máximo de 38,7% de DQO total e 61,9% de DQO filtrada. Já os Reatores 5 e 6 obtiveram remoções máximas de 61,5% e 50,1%, respectivamente, de DQO filtrada. Todos os valores de eficiência de remoção de DQO total e filtradas citadas acima, juntamente com suas respectivas médias e valores de máximos e mínimos, podem ser observados na Tabela 25.

Tabela 25 - Eficiência de remoção de DQO total e filtrada em membrana 0,7 μm na Etapa 4.

<i>Eficiência</i>												
Dias de operação	DQO Total						DQO Filtrada					
	R1	R2	R3	R4	R5	R6	R1	R2	R3	R4*	R5	R6*
0	3,5%	59,9%	42,2%	56,8%	50,3%	29,9%	78,1%	88,3%	56,1%	69,3%	67,2%	45,6%
10°	44,7%	40,5%	27,1%	50,7%	48,2%	19,0%	73,7%	65,0%	47,7%	65,4%	61,5%	35,9%
23°	55,7%	42,1%	38,7%	30,1%	24,4%	36,7%	80,8%	65,8%	61,9%	59,5%	58,6%	50,1%
37°	2,1%	8,9%	16,8%	16,0%	2,7%	52,6%	61,2%	63,4%	45,4%	51,2%	48,3%	43,7%
Média	34,2%	30,5%	27,5%	32,3%	25,1%	36,1%	71,9%	64,7%	51,7%	58,7%	56,1%	43,2%
Mínimo	2,1%	8,9%	16,8%	16,0%	2,7%	19,0%	61,2%	63,4%	45,4%	51,2%	48,3%	35,9%
Máximo	55,7%	42,1%	38,7%	50,7%	48,2%	52,6%	80,8%	65,8%	61,9%	65,4%	61,5%	50,1%

* Reatores com operando com leito no modo "Estático", ou seja, sem rotação.

Fonte: Autoria própria.

Figura 68 - Avaliação da remoção da DQO filtrada e residual de DQO bruta para os reatores R1 (maior densidade fibras em leito rotativo), R2 (maior densidade de fibras em leito rotativo), R3 (densidade intermediária de fibras em leito estático), R4 (densidade intermediária de fibras em leito rotativo), R5 (menor densidade de fibras em leito rotativo) e R6 (menor densidade de fibras em leito estático) no 60º dia de operação na etapa 4. Fonte: Autoria própria

Com base no gráfico de barras mostrado na Figura 68 e na Tabela 25, observam-se dois aspectos muito importantes: i) analisando apenas os dados de DQO de amostras filtradas e, considerando apenas os quatro reatores com leito no modo rotativo (R1, R2, R4 e R5), é possível

observar-se que após 37 dias de operação com TDH de 3h (equivalente a uma taxa hidráulica de aplicação superficial ascendente nos reatores tipo coluna de 1,1 m/h) houve: i) queda gradual da eficiência de remoção de DQO filtrada dos dois primeiros reatores (eficiência média de 62,3%) até os reatores R4 (51,2%) e R5 (48,3%), demonstrando a importância de se dotar esse tipo de reator com maiores valores de densidade de fibra no meio suporte, proporcionando maior concentração de biofilme aderido nas fibras sintéticas do meio. A título de especulação, pois não foi testada tal situação, poder-se-ia supor que a adoção de maiores valores de densidade de fibras no leito poderia resultar em valores significativamente maiores de eficiência de remoção de DQO; ii) Analisando os dados de DQO total mostrados na Figura 68 e na Tabela 25, é possível observar que, com a diminuição de TDH para 3h e consequente aumento da velocidade ascendente, em todos os reatores operando no modo "rotativo" (R1, R2, R4e R5) houve aumento significativo de arraste de sólidos biológicos para fora dos reatores, causando aumento da DQO bruta nos seus efluentes (2,1% em R1, 8,9% em R2, 16,0% em R4 e 2,7% em R5, no dia 37). Isto era de se esperar tendo em vista que nesta fase do estudo não havia sido ainda incorporada unidade de separação dos sólidos expulsos do leito nos reatores, ou seja, o principal objetivo dessa primeira fase de estudo (Etapas de 1 a 4) foi o de conhecer o comportamento e adequar as condições desse novo tipo de leito (densidade de fibras e rotação do leito em diferentes condições de TDH) com foco na capacidade de conversão da matéria orgânica e não da separação dos sólidos em excesso gerados no leito , a qual foi objeto de outra fase subsequente de estudo, cujos resultados serão apresentados mais adiante.

Ainda com base na Figura 68 e Tabela 25, comparando agora os dados dos dois reatores que operaram com leito no modo estático, (R3 com maior densidade de fibras que R6), verifica-se que as eficiências de remoção de DQO filtrada foram maiores para R3, mostrando a vantagem de se ter maior densidade de fibras nesse tipo de reator, mesmo com o leito no modo "estático", quando o TDH foi de 3h (Etapa 4). Esses pontos serão novamente abordados com maior profundidade no item 5.7.

A Figura 69 apresenta a variação da DBO de amostra dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 4. O valor médio da DBO afluente considerado foi de $589,6 \text{ mg.L}^{-1}$, valor este também adotado como constante nesta fase, para o cálculo da eficiência de remoção da DBO. Com base nos valores do gráfico, os valores médios de remoção foram de 43,1% para o Reator 1, 42,8% para o Reator 2, 31,5% para o Reator 3, 35,3% para o Reator 4, 39,2% para Reator 5 e 27,6% para Reator 6. Como ocorrido nas etapas anteriores, é possível verificar que os reatores com maiores densidades de fibras (Reatores 1 e 2) apresentaram eficiência de remoção maiores que o Reator 5

com menor densidade de fibras e rotação do meio suporte ativa. Os Reatores 4 e 6 apresentaram remoções máxima de 41,3% e 34,0%, respectivamente, lembrando que o Reator 6 encontrava-se sem rotação nesta etapa. Todos os reatores tiveram seu desempenho prejudicado nesta etapa devido ao curto período de operação, que não possibilitou a adaptação dos reatores ao aumento da vazão de alimentação.

Na figura 70 é apresentada a variação do P_{filtrado} de amostra bruta do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na etapa 4. Com base nos dados apresentados é possível analisar que a remoção biológica do fósforo foi baixa em todos os reatores.

Figura 69 - Variação da DBO do afluente e dos efluente dos reatores R1, R2, R3, R4, R5 e R6 ao longo da Etapa 4.
Fonte: Autoria própria.

Figura 70 - Variação do P_{filtrado} de amostra do afluente e dos efluente dos reatores R1, R2, R3, R4, R5 e R6 ao longo da Etapa 4.

Fonte: Autoria própria.

Figura 71 - Variação do SST do afluente e efluentes dos Reatores R1, R2, R3, R4, R5 e R6 ao longo da Etapa 4.

Fonte: Autoria própria.

Na figura 71 é apresentada a variação dos sólidos suspensos totais (SST) de amostra bruta do afluente e dos efluentes ao longo do tempo de operação na Etapa 4. Com base nos dados apresentados é possível analisar que a grande variação dos dados ao longo das operações, sendo possível verificar correlação nas datas de pico também ocorridas na análise de DQO total, enfatizando a interferência da expulsão da biomassa em alguns parâmetros verificados. Também é

possível observar que mais que 67% das amostras em todos os reatores apresentaram valores de sólidos suspensos voláteis superiores a 85%, ou seja, pode-se inferir que os sólidos possuíam características orgânicas, conforme Tabela 26.

Tabela 26 – Percentual de parcela volátil (%SSV) dos sólidos suspensos em amostras na Etapa 4

	Bruto	R1	R2	R3	R4	R5	R6
Médio	94%	92%	95%	94%	90%	88%	92%
Mínimo	90%	89%	93%	91%	83%	77%	86%
Máximo	99%	96%	99%	96%	95%	95%	100%
Número Total de amostras	3	3	3	3	3	3	3
% valores maiores 95% SSV	33%	33%	33%	33%	33%	33%	33%
% valores maiores 85% SSV	100%	100%	100%	100%	67%	67%	100%

Fonte: Autoria própria.

5.3. Exames microbiológicos (Fase 1- Etapa 4)

As características do biofilme formado foram avaliadas, como composição da biomassa e aderência da mesma ao meio suporte. Para caracterização do consorcio microbiano presente no biofilme foi realizada análise de microscopia óptica da biomassa de todos os reatores e para a avaliação da característica de aderência ao meio suporte foi efetuada a microscopia eletrônica de varredura.

5.3.1. Microscopia Óptica

No 458º dia de operação, último dia de operação dos reatores, foi feita a microscopia óptica de biomassa aderida ao meio suporte flexível coletado de cada um dos reatores (coletada a 1,0 m de altura em relação a base). A visualização microscópica mostrou a presença de morfologias semelhantes a *Methanosarcina sp* em todas as amostras dos 6 reatores, estando em maior predominâncias nas amostras dos reatores 1 e 2. Também foi observada a presença de morfologias semelhantes a *Methanosaeta sp.*, bacilos, bacilos fluorescentes, cocos e espiroquetas em todas as

amostras coletadas. As Figuras 72 a 77 mostram algumas morfologias encontradas em cada um dos reatores.

Figura 72 -Fotomicrografias de morfologias semelhantes *Methanosarcina* sp. (a) e cocos e bacilos (b) referentes à amostra coleta no 458º dia de operação em Reator 1.
Fonte: Autoria própria.

Figura 73 - Fotomicrografias de morfologias semelhantes *Methanosarcina* sp. (a) e cocos e bacilos (b) referentes à amostra coleta no 458º dia de operação em Reator 2.
Fonte: Autoria própria.

Figura 74 - Fotomicrografias de morfologias semelhantes *Methanosarcina* sp. em foto comum (a-1) e com fluorescência (a-2) e cocos e bacilos (b) referentes a amostra coleta no 458º dia de operação em Reator 3.
Fonte: Autoria própria.

Figura 75 - Fotomicrografias de morfologias semelhantes *Methanosarcina* sp. (a) e feixes de morfologias semelhantes as *Methanosaeta* sp., cocos e bacilos (b) referentes a amostra coleta no 458º dia de operação em Reator 4.
Fonte: Autoria própria.

Figura 76 - Fotomicrografias de morfologias semelhantes *Methanosarcina* sp. (a) e cocos e bacilos (b) referentes à amostra coletada no 458º dia de operação em Reator 5.
Fonte: Autoria própria.

Figura 77 - Fotomicrografias de morfologias semelhantes *Methanosarcina* sp. (a) e cocos e espiroquetas (b) referentes à amostra coletada no 458º dia de operação em Reator 6.
Fonte: Autoria própria.

Também foi coletada amostra de um dos reatores que apresentavam a formação de uma biomassa com coloração avermelhada, inicialmente apenas na parte superior do mesmo e que durante o período de operação passou a estar distribuída ao longo de todas as colunas, conforme pode ser observado na Figura 78. Esse fato foi observado nos reatores a partir do 80º dia de operação.

Figura 78 – Em destaque o reator 3, onde é possível observar a presença da biomassa de coloração avermelhada ao longo de toda a coluna de acrílico, esse fato pode ser observado também em todos os outros reatores.

Fonte: Autoria própria.

Na microscopia de tal amostra foi possível observar, além das *Methanosarcina* sp, bacilos, cocos e espiroquetas, estrutura similares as bactéria fototrófica púrpura estudadas por SAAVEDRA (2007). Tais bactérias podem ser encontradas em lagoas anaeróbioas e facultativas, e foram caracterizadas pela autora como células semelhantes a bacilos curvos (Figura 79), células essas que inicialmente apresentavam coloração alaranjada e ficavam avermelhadas em função do crescimento celular. As Figuras 80-a e b mostram fotomicrografias com estruturas semelhantes as bactéria fototrófica púrpura encontrada na amostra coletada com coloração vermelha dos Reatores Anaeróbios de leito de fibras flexíveis.

Figura 79 - Fotomicrografia com alguns bacilos curvos semelhantes à bactéria fototrófica púrpura, encontradas em pesquisa de SAAVEDRA (2007).

(a)

(b)

Figura 80 – Fotomicrografia com alguns bacilos curvos semelhantes à bactéria fototrófica púrpura, encontradas no Reator 2 da presente pesquisa (a) e (b).

Fonte: Autoria própria.

5.3.2. MEV

A microscopia eletrônica de varredura (MEV) foi realizada com a finalidade de avaliar a aderência do biofilme no meio suporte original, por se tratar de um meio suporte novo, formado por fibras de nylon, que não apresentava porosidade. Havia-se a preocupação com a aderência da biomassa no meio suporte. Na figura 81 - a, podem ser observados os Reatores 1, 2 e 3 no último dia de operação dos mesmos nesta pesquisa, onde é possível observar que as colunas de acrílico estão intensamente preenchidas com a biomassa formada ao longo da operação.

Figura 81 – Reatores 1, 2 e 3 com alta densidade de biomassa ao longo de seu comprimento.
Fonte: Autoria própria.

As amostras coletadas da parte superior do Reator 2 para análise de MEV fundamentaram o que foi observado ao longo da operação dos reatores, que o meio suporte proposto nesta pesquisa, composto por módulos de fibras flexíveis apresentou boa aderência da biomassa desenvolvida, como pode ser observado na Figura 82 - a e 82 -b. Também devido a aderência da biomassa às fibras flexíveis, estas adquiriram formato de finos filamentos, devido ao próprio escoamento do esgoto e a aplicação de rotação do eixo em que as fibras estavam fixadas, como pode ser observado na Figura 81-b.

(a)

(b)

Figura 82- Aspecto da adesência do meio suporte por microorganismos no RALFF.
Fonte: Autoria própria.

Na Figura 83 é possível observar a densidade de ocupação do meio suporte por uma diversidade de microorganismos.

Figura 83 - Aspecto da ocupação do meio suporte por microrganismos no RALFF.
Fonte: Autoria própria.

5.4. Avaliação do Perfil Vertical (Etapas 1 a 4)

A Figura 84 é uma representação dos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis, com destaque para os pontos onde foram efetuadas as coletas para avaliação do perfil vertical dos mesmos, sendo elas, 1 metro, 2 metros e 3,10 metros. Para cada um dos pontos ao longo da altura das colunas foram determinados: pH, alcalinidade, AGV, DQO em amostra bruta, DQO em amostra filtrada, P e NTK.

Figura 84 – Pontos de coleta do Perfil Vertical (setas vermelhas).
Fonte: Autoria própria.

Nas figuras 85 a 91 podem ser observados dados dos perfis verticais realizados em quatro coletas ao longo do período de operação. Nos gráficos, os valores as curvas de cada coleta são definidas conforme legenda abaixo:

- 0 (eixo y): Valor afluyente obtido
- 214/214°: Coleta dia 214 de operação na etapa 1 e dia 214 de operação geral
- 360/57°: Coleta dia 57 de operação na etapa 2 e dia 360 de operação geral
- 421/60°: Coleta dia 60 de operação na etapa 3 e dia 421 de operação geral
- 458/37°: Coleta dia 37 de operação na etapa 4 e dia 458 de operação geral

Com base na Figura 85, é possível observar a evolução do pH ao longo do comprimento dos reatores, sendo notado redução do pH no primeiro ponto de coleta, o que demonstra a produção de ácidos pelo processo de digestão anaeróbia muito ativa nesta parcela inicial dos reator. Em todos os pontos coletados dos reatores, o valor do pH variou entre 6,4 a 7,5, o que, segundo Speece (1996), é adequada ao desenvolvimento das arqueas metanogênicas, uma vez que os valores de referência estão entre 6,5 e 8,2.

Figura 85 – Monitoramento do pH no perfil vertical dos reatores nas Etapas 1 (Coleta 214/214° com TDH de 9 horas), Etapa 2 (Coleta 360/57° com TDH de 6 horas), Etapa 3 (Coleta 421/60° com TDH de 4 hora) e Etapa 4 (coleta 458/37° com TDH de 3 horas).

Fonte: Autoria própria.

Figura 86 - Monitoramento da Alcalinidade no perfil vertical dos reatores nas Etapas 1 (Coleta 214/214° com TDH de 9 horas), Etapa 2 (Coleta 360/57° com TDH de 6 horas), Etapa 3 (Coleta 421/60° com TDH de 4 hora) e Etapa 4 (coleta 458/37° com TDH de 3 horas).

Fonte: Autoria própria.

Com relação à capacidade de tamponamento do sistema, observando os dados representados na Figura 86, verifica-se que a alcalinidade total afluente variou entre 314 e 488 mgCaCO₃.L⁻¹ e ao longo do comprimento dos reatores durante as quatro coletas do perfil vertical situaram-se entre 322

a $684 \text{ mgCaCO}_3\text{L}^{-1}$. Isso demonstra que estava ocorrendo geração de alcalinidade nos reatores, uma vez que a mesma também é originada de sais de ácidos fracos e bases fortes como, por exemplo, os sais de ácidos fracos, tais com acético e propiônico, gerados no processo de digestão anaeróbia e que contribuem para aumentar alcalinidade do meio. Fato que pode ser observado de forma acentuada nos Reatores 1 e 5, nas coletas do 214º e 458º dia de operação, respectivamente.

Quanto à concentração de ácidos voláteis no afluente do sistema, pode-se observar, na Figura 87, que a variação afluente desse índice situou-se entre os valores de 226 e 308 $\text{mgHac}\cdot\text{L}^{-1}$, durante as coletas do perfil vertical. Dessa forma, infere-se que acidogênese ocorria com maior intensidade no primeiro metro dos reatores, fato fortemente observado nos Reatores 1 (evento dos dias 214 e 421) e 5 (evento dos dias 421 e 458). Ainda, vale ressaltar que os ácidos voláteis tiveram sua concentração reduzida diminuindo ao longo do comprimento dos reatores, fornecendo valores finais, em muitos casos, abaixo do teor afluente.

Figura 87 - Monitoramento do AGV no perfil vertical dos reatores nas Etapas 1 (Coleta 214/214° com TDH de 9 horas), Etapa 2 (Coleta 360/57° com TDH de 6 horas), Etapa 3 (Coleta 421/60° com TDH de 4 hora) e Etapa 4 (coleta 458/37° com TDH de 3 horas).

Fonte: Autoria própria.

Figura 88 - Monitoramento da DQO total no perfil vertical dos reatores nas Etapas 1 (Coleta 214/214° com TDH de 9 horas), Etapa 2 (Coleta 360/57° com TDH de 6 horas), Etapa 3 (Coleta 421/60° com TDH de 4 hora) e Etapa 4 (coleta 458/37° com TDH de 3 horas).

Fonte: Autoria própria.

Para a DQO total (Figura 88), é possível notar maior concentração no ponto de coleta 1, como era esperado, e também menores valores neste ponto quando não estava acionado o sistema de

rotação, como ocorreu no dia 214 para os reatores 1, 3 e 5. Este fato também é observado nos reatores 3 e 6 quando estes passaram a operar em condição estática, no caso do reator 3 ocorrido em todas as coletas e no Reator 6 na coleta do dia 458. Fato que pode ter sido ocasionado pela característica do leito em rotação que promove o desprendimento do biofilme em excesso, e neste caso ocorrendo em maiores proporções no ponto 1.

Para a DQO filtrada, apresentada na Figura 89, foi possível notar que a mesma tendência, tendo maior concentração no Ponto 1 metro, seguindo em ordem decrescente para os pontos 2 e 3. Na coleta 214, é possível notar a evolução do consumo da carga orgânica ao longo do reator, até atingir na saída valores inferiores a 53 mg.L^{-1} nos pontos localizados a 2 e 3 metros em todos os reatores.

Os valores de fósforo filtrado (Figura 90) só foram quantificados nos pontos 1 e 2 na última coleta, sendo verificada pequena alteração nos seus valores ao longo do comprimento dos reatores, o que já era esperado, uma vez que a remoção biológica do fósforo é um fenômeno complexo que necessita, além do consórcio bacteriano específico (bactérias acumuladoras de polifosfato), de uma posterior fase aeróbia para completar o processo, como já foi comentado anteriormente.

Por fim o nitrogênio total Kjeldahl (NTK), foi possível observar que seus valores mantiveram-se próximos em todos os pontos, com algumas alterações possivelmente relacionadas às concentrações do elemento fixadas na biomassa, que ao serem desprendidas do meio suporte, ocasionaram o aumento de valores pontuais, conforme Figura 91. Dessa forma, assim como o fósforo, a remoção biológica do nitrogênio requer uma fase aeróbia, sendo esperados os valores obtidos por este índice.

Amostra filtrada em 0,7 μ m.

Figura 89 - Monitoramento da DQO filtrada no perfil vertical dos reatores nas Etapas 1 (Coleta 214/214° com TDH de 9 horas), Etapa 2 (Coleta 360/57° com TDH de 6 horas), Etapa 3 (Coleta 421/60° com TDH de 4 hora) e Etapa 4 (coleta 458/37° com TDH de 3 horas).

Fonte: Autoria própria.

Amostra filtrada em membrana 0,7 μ m, exceto afluente (0 eixo y).

Figura 90 - Monitoramento do fósforo filtrado no perfil vertical dos reatores nas Etapas 1 (Coleta 214/214° com TDH de 9 horas), Etapa 2 (Coleta 360/57° com TDH de 6 horas), Etapa 3 (Coleta 421/60° com TDH de 4 hora) e Etapa 4 (coleta 458/37° com TDH de 3 horas).

Fonte: Autoria própria.

Amostra centrifugada

Figura 91 - Monitoramento do NTK no perfil vertical dos reatores nas Etapas 1 (Coleta 214/214° com TDH de 9 horas), Etapa 2 (Coleta 360/57° com TDH de 6 horas), Etapa 3 (Coleta 421/60° com TDH de 4 hora) e Etapa 4 (coleta 458/37° com TDH de 3 horas).

Fonte: Autoria própria.

5.5. Avaliação da produção de CH₄ e CO₂

As Figuras 93 a 98 ilustram o Boxplot gerado com os dados obtidos em análise de cromatografia gasosa ao longo de todas as etapas para cada reator, coletados somente a partir de 241 dias de operação para os Reatores 1, 2, 3 e 5, já para os reatores 4 e 6, iniciados após esse período, o monitoramento foi integral. Em caráter de elucidação sobre esse tipo de representação, tem-se que o box mostra a mediana (50% dos valores observados), o primeiro quartil (25% dos valores) e o terceiro quartil (75% dos valores), dessa forma, quanto maior o comprimento do box, maior será a heterogeneidade da amostra, ou seja, maior será o desvio-padrão. Além disso, são discriminados o menor e o maior escores através do limite inferior e superior de linhas retas verticais, que originam do primeiro e terceiro quartis, respectivamente. Para este tipo de gráfico, os pontos fora destes limites são considerados valores discrepantes (outliers) e foram marcados com bolinhas vermelhas (•-). E o ponto marcado com uma bolinha branca (O) no interior do box, refere-se a média dos valores analisados. Os limites foram calculados conforme Equações 7 e 8:

- Limite inferior: $\max\{\min(\text{dados}); Q_1 - 1,5(Q_3 - Q_1)\}$. **Equação 7**

- Limite superior: $\min\{\max(\text{dados}); Q_3 + 1,5(Q_3 - Q_1)\}$. **Equação 8**

Com base nos dados monitorados em análise, foram obtidos os valores médios de CH₄ de 9,86 µMol para o Reator 1, 7,99 µMol para Reator 2, 6,47 µMol para Reator 3, 4,39 µMol para o Reator 4 e 3,28 µMol para o Reator 5 e 7,33 para o Reator 6. Em relação aos valores de CO₂ foram obtidos médios de 1,22 µMol para o Reator 1, 0,68 µMol para Reator 2, 0,64 µMol para o Reator 3, 0,47 µMol para Reator 4, 0,28 µMol para Reator 5 e 0,75 µMol para Reator 6. Foi possível observar que as maiores quantificações dos gases metano e dióxido de carbono, foram obtidas em reator 1 e 2, seguidos em ordem decrescente pelos Reatores 6, 3, 4 e 5. Vale ressaltar também que estas análises eram realizadas em laboratório localizado na área 2 do Campus da USP São Carlos (5 km de distância do ponto de coleta de amostra), sendo possível que tempo de deslocamento e de duração entre as análises de cada reator, possam ter prejudicado os valores obtidos em algumas análises, mesmo tendo sido adotadas medidas para minimizar tais interferências, como uso de válvula de armazenamento (*Mininert - Sigma*) acoplada às seringas de coleta e armazenamento em câmara para transporte, conforme Figura 92.

Figura 92 – Armazenamento de seringas com válvulas *Mininert* para análise de cromatografia gasosa.
Fonte: Autoria própria.

Ainda quanto aos dados obtidos, pode-se observar maior desvio padrão nos valores quantificados do gás metano, em maior intensidade no Reator 2, onde foi encontrada diferença entre o primeiro e terceiro quartil o valor de 6,37 μMol . Para o Reator 1 esta diferença foi de 3,81 μMol e para o Reator 6 foi de 4,42 μMol , o que mostra que dentre os Reatores que tiveram maior produção do referido gás, o Reator 1 foi o que apresentou maior homogeneidade nos dados quantificados.

Figura 93 - Gráfico (boxplot) da distribuição dos dados de CH₄ e CO₂ do reator R1 em todas as etapas coletadas.
Fonte: Autoria própria.

<i>Resumo Descritivo</i>		
<i>Grupos</i>	<i>CH₄</i>	<i>CO₂</i>
Mínimo	2,38	0,08
Limite Inferior	2,38	0,08
1° Quartil	4,01	0,33
Média	7,99	0,68
Mediana	6,04	0,62
3° Quartil	10,38	0,87
Limite Superior	18,64	1,65
Máximo	18,64	1,65

Figura 94 - Gráfico (boxplot) da distribuição dos dados de CH₄ e CO₂ do reator R2 em todas as etapas coletadas.
Fonte: Autoria própria.

<i>Resumo Descritivo</i>		
<i>Grupos</i>	<i>CH₄</i>	<i>CO₂</i>
Mínimo	0,86	0,01
Limite Inferior	0,86	0,01
1° Quartil	4,54	0,41
Média	6,47	0,64
Mediana	6,73	0,51
3° Quartil	8,19	0,78
Limite Superior	12,42	0,99
Máximo	12,42	1,69

Figura 95 - Gráfico (boxplot) da distribuição dos dados de CH₄ e CO₂ do reator R3 em todas as etapas coletadas.
Fonte: Autoria própria.

<i>Resumo Descritivo</i>		
<i>Grupos</i>	<i>CH₄</i>	<i>CO₂</i>
Mínimo	1,97	0,15
Limite Inferior	1,97	0,15
1° Quartil	3,06	0,21
Média	4,39	0,47
Mediana	4,45	0,37
3° Quartil	5,06	0,61
Limite Superior	5,86	1,10
Máximo	8,68	1,10

Figura 96 - Gráfico (boxplot) da distribuição dos dados de CH₄ e CO₂ do reator R4 em todas as etapas coletadas.

Figura 97 - Gráfico (boxplot) da distribuição dos dados de CH₄ e CO₂ do reator R5 em todas as etapas coletadas.
Fonte: Autoria própria.

Figura 98 - Gráfico (boxplot) da distribuição dos dados de CH₄ e CO₂ do reator R6 em todas as etapas coletadas.
Fonte: Autoria própria.

5.6. Avaliação entre as diferentes configurações e operações dos RALFF na Fase 1

A avaliação das diferentes configurações testadas nos reatores anaeróbio de leito fixo de fibras flexíveis será feita através da análise temporal do parâmetro DQO total e DQO filtrada em membrana 0,7µm.

A avaliação da DQO de amostras filtradas apresenta grande importância, pois nesta primeira fase do estudo envolvendo as Etapas de 1 a 4, não havia sido ainda incorporada a etapa de separação dos sólidos expulsos do leito dos reatores, ou seja, o principal objetivo dessa fase foi o de conhecer o

comportamento e adequar as condições desse novo tipo de leito (densidade de fibras e rotação do leito em diferentes condições de TDH) com foco na verificação da capacidade de conversão da matéria orgânica e não da separação dos sólidos em excesso gerados no leito (objeto da outra Fase subsequente do estudo). Ou seja, as análises de DQO bruta (amostras sem prévia submissão à filtração) terão maior sentido apenas na segunda fase de estudos, quando serão descritos os ensaios e testes realizados considerando a incorporação de etapa de separação em sequência aos reatores RALFF. Conforme será visto, foram testadas e comparadas três opções de etapas de separação de sólidos em excesso expulsos pelos leitos dos reatores RALFF: sedimentação, flotação por ar dissolvido (FAD) e filtração de alta taxa em filtros de fibras flexíveis paralelas entre si (filtros ultra rápidos 3F). Assim sendo, os dados de DQO bruta apresentados a seguir devem ser considerados com muito cuidado, pois o efluente dos reatores apresentavam concentrações significativas de SST (sólidos em excesso expulsos do leito) devido ao fato de que, como já foi destacado, nessa primeira fase os reatores não contavam com etapa de separação de sólidos suspensos.

5.6.1. Avaliação da remoção de DQO em diferentes densidades de fibras em condição estática (Reatores 1, 3 e 5 na etapa 1) e em rotação (Reatores 2, 4 e 5 nas etapas 2, 3 e 4)

Na fase 1, para a primeira etapa avaliada foram comparadas também as três densidades de fibras em condição estática, para isso foram utilizados os dados de DQO e DQO filtrada dos reatores que se mantiveram sem o acionamento do sistema de rotação ao longo desta primeira etapa, sendo eles os reatores 1, 3 e 5, em ordem decrescente de densidade de fibras. O reator 2, também operado nesta etapa, não teve seus dados utilizados pois este encontrava-se em rotação, não se enquadrando nesta proposta de comparação. Primeiramente, foi analisado os dados de remoção de cada um dos reatores com densidade de fibras distintas. Os dados de remoção de DQO ao longo a Etapa 1 estão apresentados na Figura 99 e os dados de DQO filtrada estão na Figura 100.

Figura 99 - Eficiência de remoção da DQO total nas três densidades de fibras em condição estática na Etapa 1.
Fonte: Autoria própria.

Figura 100 – Eficiência de remoção da DQO filtrada nas três densidades de fibras em condição estática na Etapa 1.
Fonte: Autoria própria.

Nos gráficos 99 e 100 é possível observar a evolução gradual da remoção de DQO ao longo do período de operação em todas as densidades de fibras avaliadas. No parâmetro DQO total é notado que em todos os reatores existem picos invertidos de menor eficiência de remoção, esses valores ocorreram devido a expulsão de biomassa nos dias das referidas coletas.

Analisando o gráfico de DQO filtrada, é possível notar que o Reator 1, com maior densidade de fibras obteve remoções maiores em um período de tempo menor que as outras duas densidades estudadas, o que acredita-se ser um ponto importante para acelerar o processo de aclimação dos

reatores. Porém, a partir do 152º dia de operação essa diferença entre eles passa a ser ínfima, praticamente igualando as eficiências nas três densidades estudadas.

Os gráficos boxplot gerados com os valores de DQO total estão apresentados na Figura 101 e o gráfico boxplot gerado com os dados de DQO filtrada, ou seja, livre da interferência dos sólidos expelidos pelos reatores ao longo das operações, estão apresentados na Figura 102.

Figura 101 - Avaliação da DQO total nas três densidades de fibras em condição estática na Etapa 1.

Fonte: Autoria própria.

Figura 102 – Avaliação da DQO filtrada nas três densidades de fibras em condição estática na Etapa 1.
Fonte: Autoria própria.

Na figura 101 é possível notar uma amplitude maior entre o primeiro (25% dos valores abaixo dele) e o terceiro quartil (75% dos valores acima deste) no Reator 1, seguido pelo Reator 5 e finalmente pelo Reator 3, tendo o Reator 1, porém, valor do primeiro quartil menor que 100 mg.L⁻¹ de DQO. Os valores médios de DQO na Etapa 1 para cada um dos reatores, que representam as três densidades de fibras avaliadas foram 454,3 mg.L⁻¹, 474,6 mg.L⁻¹ e 523,7 mg.L⁻¹, respectivamente em ordem decrescente de densidade de fibras (R1, R3 e R5). Já a mediana, que fornece o valor, pertencente ou não à amostra, que a divide ao meio, isto é, 50% dos elementos da amostra são menores ou iguais à mediana e os outros 50% são maiores ou iguais à mediana, forneceu valores de 360,2 mg.L⁻¹, 413,8 mg.L⁻¹ e 504,4 mg.L⁻¹, respectivamente em ordem decrescente de densidade de fibras, que direciona, novamente, para os melhores resultados do Reator 1.

Também na Figura 102 é possível verificar que as três densidades de fibras apresentaram uma amplitude entre o primeiro e o terceiro quartil e todos eles com o primeiro quartil abaixo de 100 mg.L⁻¹ de DQO filtrada. Os valores médios para a etapa 1 foram de 305,2; 326,4 e 358,6 mg.L⁻¹, respectivamente em ordem decrescente de densidade de fibras (R1, R3 e R5). A mediana dos valores de DQO filtrada foram 269,9 mg.L⁻¹ para o Reator 1, 335,6 mg.L⁻¹ para o Reator 3 e 418,0 mg.L⁻¹ para o Reator 5.

Para a etapa 1 dos Reatores estáticos com TDH de 9 horas, a avaliação dos dados fornecidos pelos gráfico Boxplot de DQO total e filtrada, demonstram o melhor desempenho do Reator 1 caracterizado com maior densidade de fibras estudadas nesta pesquisa.

Para as etapas 2, 3 e 4 foram comparadas também as três densidades de fibras, porém agora em condição de rotação contínua. Para isso foram utilizados os dados de DQO e DQO filtrada dos reatores que se mantiveram em rotação ao longo destas três etapas, sendo eles os reatores 2, 4 e 5. O reator 1 também foi mantido em rotação contínua nessas etapas, porém foram aplicadas rotações distintas ao longo desse período, o que poderia interferir nos valores de remoção. Os gráficos boxplot gerados com os valores de DQO total estão apresentados na Figura 103 e com os dados de DQO filtrada estão apresentados na Figura 104.

Figura 103 - Avaliação da DQO total nas três densidades de fibras em condição de rotação nas Etapas 2,3 e 4.
Fonte: Autoria própria.

Figura 104 - Avaliação da DQO filtrada nas três densidades de fibras em condição de rotação nas Etapas 2, 3 e 4.
Fonte: Autoria própria.

Para a avaliação dos reatores em rotação contínua, através dos valores médio de DQO total englobando as etapas 2, 3 e 4 com aumento da vazão de alimentação e redução do TDH para 6, 4 e 3 horas, foram de 259,5 mg.L⁻¹ para o Reator 2, 385,5 mg.L⁻¹ para o Reator 4 e 362,3 mg.L⁻¹ para o Reator 5. Para os valores de mediana dos dados de DQO total nestes eventos foram de 214,5 mg.L⁻¹, 354,55 mg.L⁻¹ e 329,08 mg.L⁻¹, respectivamente em ordem decrescente de densidade de fibras.

Para os valores de DQO filtrada, encontrados na Figura 104, os valores médio foram 125,4 mg.L⁻¹ para o Reator 2, 262,78 mg.L⁻¹ para o Reator 4 e 179,4 mg.L⁻¹ para o Reator 5. Os valores médios do Reator 4 foram maiores que os obtidos no Reator 5 (com menor densidade de fibras estudadas), fato que pode ser justificado pelo curto período de operação deste reator, porém o Reator 3 que foi operado desde o início desta pesquisa, também com a densidade de fibra intermediária, não pôde ser utilizado por motivos de danos ocorridos no sistema de rotação do mesmo no final da segunda etapa de operação.

Dessa forma, para os reatores com rotação contínua, operados na etapa 2, 3 e 4, também foi possível verificar o melhor desempenho do reator com maior densidade de fibras (reator 2), agora com maior evidência, o que possibilita inferir que a maior densidade de fibras dos reatores anaeróbios de leito fixo de fibras flexíveis proporciona menor oscilação frente as variações de cargas orgânicas aplicadas. E também no caso do reator com maior densidade de fibras (reator 1) em

situação estática, também apresentou melhor desempenho em curtos períodos de operação, levando em consideração, neste caso, que na etapa 1 foi dada a partida dos reatores após inoculação com lodo anaeróbio.

5.6.2. Avaliação da relação entre as condições de operação com leito estático e em rotação na partida dos RALFF (R1 e R2 na etapa 1)

Para a etapa 1 foram comparadas também os reatores operados em condição estática e em rotação, para isso foram utilizados os dados de DQO e DQO filtrada dos reatores que se mantiveram nestas condições ao longo desta primeira etapa, sendo eles os reatores 1 (estático) e 2 (rotação).

Primeiramente, foram analisados os dados de remoção de cada um dos reatores com condição estática e rotacional. Os dados de remoção de DQO ao longo a Etapa 1 estão apresentados na Figura 105 e os dados de DQO filtrada estão na Figura 106.

Figura 105 - Eficiência de remoção da DQO total nos reatores em condição estática (R1) e em rotação (R2) na Etapa 1.
Fonte: Autoria própria.

Figura 106- Eficiência de remoção da DQO filtrada nos reatores em condição estática (R1) e em rotação (R2) na Etapa 1. Fonte: Autoria própria.

Nas Figuras 105 e 106 é possível observar a evolução gradual da remoção de DQO ao longo do período de operação nas duas condições avaliadas. Na DQO total também é notado que em todos os reatores existem picos invertidos de eficiência de remoção, esses valores ocorreram devido à expulsão de biomassa nos dias das referidas coletas.

Analisando o gráfico de DQO filtrada, é possível notar que ambos os reatores estiveram eficiência semelhantes ao longo de todo período da Etapa 1, com o Reator 2 apresentando eficiência maior no início de operação dos mesmos.

Também foram relacionados os valores reais de DQO total e filtrada em gráficos boxplot, a Figura 107 apresenta os dados de DQO total e a Figura 108 apresenta os dados de DQO filtrada.

A DQO total, apresentada na Figura 104, a amplitude maior entre o primeiro e o terceiro quartil foi maior no Reator 1. Os valores médios de DQO na Etapa 1 para cada um dos reatores foram $454,3 \text{ mg.L}^{-1}$ para o Reator 1 e $448,9 \text{ mg.L}^{-1}$ para o Reator 2. Já a mediana, nos forneceu valores de $360,2 \text{ mg.L}^{-1}$ no Reator 1 e $385,3 \text{ mg.L}^{-1}$ no Reator 2.

A DQO filtrada, na Figura 108, é possível verificar que os dois reatores apresentaram amplitude entre o primeiro e o terceiro quartil semelhante e ambos com o primeiro quartil abaixo de 100 mg.L^{-1} de DQO filtrada e terceiro quartil próximo a 500 mg.L^{-1} . Os valores médios para a etapa 1 foram de $305,2 \text{ mg.L}^{-1}$ para o Reator 1 e $303,8 \text{ mg.L}^{-1}$ para o Reator 2. A mediana dos valores de DQO filtrada foram $269,9 \text{ mg.L}^{-1}$ para o Reator 1 e $302,0 \text{ mg.L}^{-1}$ para o Reator 2.

Figura 107 - Avaliação da DQO filtrada nos reatores em condição estática (R1) e em rotação (R2) na Etapa 1.
Fonte: Autoria própria.

Figura 108 - Avaliação da DQO filtrada nos reatores em condição estática (R1) e em rotação (R2) na Etapa 1.
Fonte: Autoria própria.

No caso dos reatores avaliados na primeira etapa, com maior densidade de fibras, os resultados de DQO total e filtrada ficaram muito próximos, não sendo possível afirmar, nesta situação em questão, qual melhor configuração fornece melhor desempenho, pois ambos

apresentaram resultados muito satisfatórios. No item 5.6.4 foi avaliada a interrupção da rotação nos reatores de densidade média de fibras, ocorrido no Reator 3 e este foi comparado com o Reator 4, com mesma densidade de fibras e rotação contínua, nas etapas 3 e 4, fornecendo panorama interessante sobre esta questão. Essa constatação apresenta grande importância do ponto de vista econômico e operacional relacionado a esse novo tipo de reator, podendo-se destacar os seguintes aspectos:

i) pode-se concluir que mesmo sem a imposição de rotação ao eixo (o que geraria economia de energia e de desgaste de equipamento), verificou-se eficiência análoga (até ligeiramente melhor devido à maior retenção de biomassa no leito) àquela apresentada pelo R2 que operou no modo rotativo (com mesma densidade de fibras de nylon no leito). Assim, em situações de falta de energia ou quebra do sistema de rotação, esse tipo de reator continuaria a operar com mesmo nível de eficiência, demonstrando robustez.

ii) No entanto, há que se destacar que no que se refere ao reator R2, com leito no modo "rotativo", foi possível observar visualmente ocorrência de menor acúmulo de biomassa na parte inferior do mesmo quando comparado com o reator R1 (estático). Ou seja, a imposição de rotação, visualmente, proporcionava "nuvem" de fibras aderidas aos filamentos de nylon do leito, com aparência mais "solta" no líquido. No presente estudo foi utilizado esgoto sintético, não tendo sido observado retenção de sólidos com caráter obstrutivo ao longo de R1 (estático); porém, em situações em que se tenha esgoto sanitário, pode-se inferir, apenas com base em observações visuais da massa de biofilme retida entre as fibras do leito estático em R1 e em R2, que, talvez, o leito no modo "rotativo" de R2 poderia oferecer menores riscos de obstrução. Para se ter idéia conclusiva a esse respeito, serão necessárias pesquisas futuras adicionais com uso de esgoto sanitário, em que sejam testados longos tempos de operação e também seja investigada a eficácia (em relação à expulsão do lodo em excesso) da execução de descargas de fundo no reator com leito estático.

5.6.3. Avaliação da relação entre as condições de operação com aumento de rotação (r_1 e r_2 na etapa 3 e 4)

Nas etapas 3 e 4 foi avaliado o aumento de rotação aplicada em um dos reatores, sendo este o reator R1, que foi confrontado com os resultados de DQO total e filtrada obtidos no Reator 2, por

apresentarem a mesma densidade de fibras, durante as etapas 3 e 4. Na Etapa 3, o aumento da rotação para 24rpm ocorreu no 6º dia de operação e na Etapa 4, o aumento de rotação para 34 rpm ocorreu no 9º dia de operação.

Primeiramente, foram analisados os dados de remoção de cada um dos reatores com aplicação de rotações distintas. Os dados de remoção de DQO total e filtrada ao longo a Etapa 3 e 4 estão apresentados na Figura 109.

Figura 109 - Eficiência de remoção da DQO (total e filtrada) nos reatores em condição de rotação constante de 14 rpm (R2) e rotação crescente 24 rpm (0 a 60º dia de operação) e 34 rpm (10º ao 37º dia de operação) aplicado ao Reator 1 durante as Etapas 3 e 4.

*Nos gráficos o valor 60 da Etapa 3 representa o 0 da Etapa 4, no caso o dia 0 da etapa 3 são os dados do 57º dia de operação da etapa 2.

Fonte: Autoria própria.

Quanto a DQO total e filtrada é possível observar que ambos os reatores apresentaram resultados de eficiência de remoção próximos ao longo da operação da Etapa 3 e 4. Com um decréscimo de eficiência no dia 28 e com sua posterior recuperação no final da Etapa 3. Sendo observada uma expulsão grande de sólidos nos dias 60 (Etapa 3) e 37 (Etapa 4) no Reator 1 e para o Reator 2 somente no segundo evento descrito. Para os dois parâmetros é possível notar, mesmo que modesto, o melhor desempenho do Reator 1, representado no gráfico por tons de azul, em ambas as etapas avaliadas.

Também foram relacionados os valores reais de DQO total e filtrada em gráficos boxplot, a Figura 110 apresenta os dados de DQO total e a Figura 111 apresenta os dados de DQO filtrada.

Em relação a DQO total, a médias obtidas nas duas etapas foram de 388,1 mg.L⁻¹ no Reator 1 e 362,0 mg.L⁻¹ no Reator 2, a média maior ocorrida no Reator 1 foi devido aos dois eventos de expulsão de sólidos observados nos dias 60 e 37, respectivamente na Etapa 3 e 4. Já para o Reator 2 tal evento só foi observado no dia 37 da Etapa 4. Os valores de mediana observados nesses eventos foram de 367,6 mg.L⁻¹ no Reator 1 e de 391,0 mg.L⁻¹ no Reator 2, neste caso é possível notar que 50% dos eventos do Reator 1 ocorreram DQO menores que as observadas no Reator 1.

Figura 110 - Avaliação da DQO nos reatores em condição de rotação constante de 14 rpm (R2) e rotação crescente 24 rpm (0 a 60º dia de operação) e 34 rpm (0 ao 37º dia de operação) aplicado ao Reator 2 durante a Etapa 1.

Fonte: Autoria própria.

Quanto a DQO filtrada, é evidente o melhor desempenho obtido no Reator 1, tendo sido encontrado valores médio de 159,3 mg.L⁻¹ no Reator 1 e 189,1 mg.L⁻¹ no Reator 2. Já em relação a mediana, o Reator 1 apresentou valor de 149,1 mg.L⁻¹ e o Reator 2 de 209,4 mg.L⁻¹, ressaltando ainda mais o bom desempenho do Reator 1, com aplicação de maiores rotações nas Etapas 3 e 4. A avaliação da DQO de amostras filtradas, é bom lembrar, apresenta grande importância nesta primeira fase do estudo envolvendo as Etapas de 1 a 4, pois não havia sido ainda incorporada a etapa de separação dos sólidos suspensos presentes no efluente dos reatores.

Figura 111 – Avaliação da DQO filtrada nos reatores em condição de rotação constante de 14 rpm (R2) e rotação crescente 24 rpm (0 a 60º dia de operação) e 34 rpm (10º ao 37º dia de operação) aplicado ao Reator 2 durante a Etapa 1. Fonte: Autoria própria.

5.6.4. Avaliação da relação entre as condições de interrupção da rotação (reator 3 na etapa 2 e etapa 3 + 4 comparado com reator 4 etapa 2 e etapa 3 e 4)

Nas etapas 3 e 4 foram avaliadas a resposta da interrupção da rotação ocorrida em um dos reatores (Reator 3), sendo este confrontado com os resultados de DQO total e filtrada obtidos no Reator 4 com rotação contínua, por apresentarem a mesma densidade de fibras.

Primeiramente, foi analisado os dados de remoção de cada um dos reatores com aplicação de rotações distintas, os dados de remoção de DQO total e filtrada ao longo a Etapa 3 e 4 estão apresentados na Figura 112.

Figura 112 - Eficiências de Remoção de DQO total e filtrada nos Reatores 3 e 4 ao longo das Etapas 2, 3 e 4.
Fonte: Autoria própria.

A partir dos dados de DQO total e filtrada é possível observar a redução da eficiência de remoção da DQO com o aumento da vazão de alimentação em ambos os reatores avaliados, também é possível notar uma recuperação dos mesmos entre o dia 28 e 41 na Etapa 3, após problema de calibração das bombas. Em relação à DQO filtrada avaliação da Etapa 2 e do conjunto de Etapas 3 e 4, é possível notar que o Reator 3 apresentou melhores resultados na Etapa 2 em relação ao Reator 4. Já na situação em que a rotação foi interrompida (Etapas 3 e 4), foi possível observar uma piora dos resultados de remoção do Reator 3 em comparação ao Reator 4, demonstrando que a rotação influencia positivamente na eficiência de remoção de DQO.

Também foram relacionados os dados de DQO total e filtrada em gráficos boxplot, a Figura 113 apresenta os dados de DQO total e a Figura 114 apresenta os dados de DQO filtrada.

Com a DQO total foram obtidos valores médios de 303,4 mg.L⁻¹ no Reator 3/Etapa 2, 314,8 mg.L⁻¹ no Reator 4/Etapa 2, 507,1 mg.L⁻¹ no Reator 3/Etapa 3 e 4 e 435,01 mg.L⁻¹ no Reator 4/Etapa 3 e 4.

Figura 113 – Avaliação da DQO total nos Reatores 3 e 4 ao longo das Etapas 2 e conjunto de Etapas 3 e 4
Fonte: Autoria própria.

Para os valores de DQO filtrada é possível analisar que na Etapa 2, os valores médios de remoção do $100,2 \text{ mg.L}^{-1}$ no Reator3 e para o Reator 4 de $213,9 \text{ mg.L}^{-1}$, já para as Etapas 3 e 4 foram obtidos valores médios de $361,5 \text{ mg.L}^{-1}$ no Reator 3 e $304,7 \text{ mg.L}^{-1}$ no Reator 4. E as medianas obtidas na Etapa 2 foram de $90,8 \text{ mg.L}^{-1}$ no Reator 3 e $211,6 \text{ mg.L}^{-1}$ no Reator 4, já para Etapas 3 e 4 foram obtidos valores de $362,7 \text{ mg.L}^{-1}$ no Reator 3 e $296,2 \text{ mg.L}^{-1}$ no Reator 4. Esses dados indicam que com a interrupção permanente da rotação o Reator 3 teve menor capacidade de se adaptar as alterações de vazões impostas nas Etapas 3 e 4, o que prejudicou seu desempenho. Deve-se levar em consideração também que o Reator 3 estava sendo operado a 271 dias a mais que o Reator 4 e mesmo nessas condições, somente com a interferência do fenômeno de interrupção da rotação ocorrido na unidade 3, foi possível verificar o decaimento de seu desempenho quando comparado ao Reator 4, sendo então possível confirmar e justificar a importância do sistema de rotação neste tipo de reator. Além disso, deve-se levar em consideração que, neste caso específico, a junção das etapas 3 e 4 foram prejudicadas pois levaram em consideração a imposição de dois aumentos de vazões em um

único conjunto, o que aumentaria seus valores residuais médios e de mediana por incluírem a fase de adaptação dos reatores a essas duas novas condições, porém como o mesmo “erro” foi imposto a ambos os reatores 3 e 4, tal discrepância tenha sido amortizada.

Figura 114 - Avaliação da DQO filtrada nos Reatores 3 e 4 ao longo das Etapas 2 e conjunto de Etapas 3 e 4
Fonte: Autoria própria.

5.7. Avaliação geral dos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis (RALFF)

Por se tratar de um reator inédito com configurações diferenciadas, fez-se necessário o estudo de diversos parâmetros com intuito de dar uma perspectiva inicial a cerca do potencial dos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis, com diferentes densidades de fibras, sendo elas d1 com valor de $385,5 \text{ kg.m}^{-3}$, densidade d2 com valor de $257,0 \text{ kg.m}^{-3}$ e densidade d3 com valor de $214,1 \text{ kg.m}^{-3}$, também foram analisadas as respostas dos mesmos quanto o acionamento de seu sistema de rotação, quanto ao aumento da rotação no reator com densidade de fibras de $385,5 \text{ kg.m}^{-3}$ (reator R1) em comparação com o reator 2 de igual densidade de fibras e por fim também foi analisada a interrupção da rotação no reator de densidade de fibras intermediárias (reator R3) e comparado com os resultados do reator 4 de igual densidade de fibras.

Com base nos resultados expostos, foi possível observar os melhores resultados dos reatores 1 e 2, com maior densidade de fibras, sendo que estes apresentaram melhores remoções de DQO desde a primeira etapa de operação, o que demonstra a influência significativa desta configuração tanto na partida dos reatores, como também na adaptação ao aumento de carga orgânica, pois estes reatores sofriam menor interferência à variação da vazão de alimentação aplicada. Esse fator deve ser levado em consideração ao se avaliar a instalação desses reatores em uma estação de tratamento real, onde há sazonalidade de vazão e também da carga orgânica aplicada ao longo de um mesmo dia de operação.

Para a avaliação de adoção ou não de sistema de rotação, pode-se concluir que mesmo sem a imposição de rotação ao eixo, verificou-se eficiência análoga (até ligeiramente melhor devido à maior retenção de biomassa no leito) àquela apresentada pelo R2 que operou no modo rotativo (com mesma densidade de fibras de nylon no leito). Assim, em situações de falta de energia ou quebra do sistema de rotação, esse tipo de reator continuaria a operar com mesmo nível de eficiência, demonstrando robustez. Por outro lado, há que se destacar que no que se refere ao reator R2, com leito no modo "rotativo", foi possível observar visualmente ocorrência de menor acúmulo de biomassa na parte inferior do mesmo quando comparado com o reator R1 (estático), em caso de operação com esgoto real, o modo rotativo poderia oferecer menor risco de ocorrência de obstrução que o estático.

Quanto à aplicação de maiores rotações no reator R1 com maior densidade de fibras, foi possível observar melhorias nos resultados obtidos em comparação ao R2 com rotação constante,

além da maior eficiência de carga orgânica, outra vantagem dessa configuração é o fato que maiores rotações podem promover a expulsão da biomassa inativa nos reatores com mais efetividade, como pode ser observado em relação a DQO total do reator 1 ao longo da operação da etapa 3 e 4, o que reduziria a necessidade de limpeza do meio suporte e dessa forma também minimizando problemas de obstruções e caminhos preferenciais. A questão da limpeza do meio suporte é uma característica a ser estudada com maiores detalhes, haja vista que durante os 458 dias de operação dos reatores não foram necessárias adoções de tais medidas, até mesmo de descarga de fundo nos reatores. Vale ressaltar que os reatores foram projetados com 4 pequenos orifícios na base, com intuito de injetar ar comprimido para auxiliar na limpeza, porém também não houve necessidade de utilização dos mesmos.

A interrupção da rotação também foi condição analisada nesta pesquisa, sendo observada uma depreciação na qualidade do reator 3 em virtude de tal acontecimento de maneira permanente, nos forneceu valiosa resposta quanto a esta variável. Lembrando que neste caso, o reator 3 já encontrava-se estabilizado e mesmo quando comparado ao reator 4, com menor período de operação, obteve resultados inferiores, demonstrando que a rotação influenciou positivamente na eficiência de remoção de DQO.

5.8. Fase 2- Pós-tratamento de reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis (RALFF)

Após passar por processo de conversão em reator anaeróbio de leito fixo de fibras flexíveis, o efluente gerado, contendo sólidos em suspensão oriundos da atividade microbológica no biofilme aderido às fibras flexíveis, foi submetido a três diferentes tipos de unidades separadoras: sedimentação, flotação por ar dissolvido (FAD) e filtração em leito de fibras flexíveis paralelos. Além de serem investigadas as eficiências de remoção de SST por tais unidades, foram também realizadas investigações experimentais acerca da introdução de pós-tratamento físico-químico por coagulação nas duas primeiras alternativas (sedimentação e FAD). A coagulação nos ensaios de pós-tratamento foi obtida pela aplicação de três tipos de coagulantes: PAC, cloreto férrico e sulfato de alumínio, conforme descrito no item Material e Métodos. A aplicação de coagulante permitiu a avaliação do aumento da eficiência de remoção de carga orgânica adicional (devido á

coagulação/floculação de partículas coloidais presentes no efluente do RAL3F) e de remoção de fósforo por precipitação causada pela adição dos referidos coagulantes.

Em suma, essa fase final de estudo teve o intuito de: i) verificar e comparar a eficiência desses três tipos de operações (sedimentação, FAD e pré-sedimentação seguida de filtração em filtros 3F) na separação de partículas em suspensão presentes no efluente do reator RAL3F, sem a aplicação de coagulantes; ii) investigar o polimento, ou aumento da eficiência global do reator RAL3F (associado às unidades separadoras testadas), com a inserção de etapa físico-química com adição de coagulantes.

Figura 115 – Diagrama de blocos da fase 2 no qual o efluente do reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis foi submetido a três processos de separação, sendo eles flotação por ar dissolvido, sedimentação ou filtração em filtro de fibras flexíveis, sem e com adição de coagulante.

5.8.1. Sedimentação

A avaliação da separação por mecanismo de sedimentação foi realizada em 5 séries, nas quais foram sendo avaliados e definidos parâmetros e dosagens que melhor se ajustaram às características do efluente coletado. Na Tabela 27 foi realizado um levantamento dos principais resultados obtidos nestas séries, sendo destacado em negrito em cada uma delas o parâmetro designado como ótimo para as características avaliadas e os mesmos foram utilizados nas etapas seguintes. Os resultados obtidos nas diferentes velocidades de sedimentação e outras discussões sobre as séries I a IV, estão disponíveis em Froes (2015).

Tabela 27 – Tabela Resumo dos dados obtidos em ensaio de sedimentação nas Séries de I a IV para a velocidade de sedimentação 2cm.min⁻¹.

Série 1: Ensaios de determinação da demanda de PAC para coagulação								
	Dosagens	pH de coagulação	Turbidez	Cor	DQO		Fosforo total	
	PAC		Vs= 2,0 cm/min					
	mg/L		Remoção Turbidez (%)	Remoção Cor Ap. (%)	Remoção DQO (%)	Remoção DQO filtrada (%)	Remoção Fosforo total (%)	Remoção Fosforo filtrado(%)
Série I	8	6,95	35%	30%	30%	17%	20%	17%
	10	6,98	51%	40%	32%	17%	25%	18%
	12	6,98	60%	50%	30%	17%	30%	20%
	14	6,97	65%	59%	42%	17%	33%	25%
	16	6,97	68%	58%	42%	17%	35%	27%
	18	6,96	64%	58%	37%	16%	41%	32%
	20	6,99	75%	72%	44%	16%	40%	33%
	22	7,01	73%	69%	39%	16%	45%	38%
	24	6,98	76%	73%	42%	16%	52%	50%
	26	6,99	76%	74%	32%	17%	46%	41%
	28	7	78%	76%	47%	17%	52%	48%
30	7,01	76%	77%	43%	16%	53%	52%	
Efluente Reator Anaeróbio			24,8	586	290,4	129,9	19,9	14
Série 2: Ensaios para verificação da influência das condições de floculação na eficiência da sedimentação com PAC								
Série II Dosagem 22 mg/L PAC	Tf (min)	Gf (s- 1)	Remoção Turbidez (%)	Remoção Cor Ap. (%)	Remoção DQO (%)	Remoção DQO filtrada (%)	Remoção Fosforo total (%)	Remoção Fosforo filtrado(%)
	0	0	52%	8%				
	30	40	76%	55%	12%	61%	28%	42%
	30	50	77%	62%	21%	71%	34%	43%
	30	60	82%	66%	19%	70%	31%	44%
	40	40	81%	63%	18%	62%	32%	44%
	40	50	80%	66%	22%	59%	33%	42%
	40	60	80%	65%	21%	57%	33%	43%
	50	40	82%	65%	19%	59%	34%	44%
	50	50	79%	61%	28%	60%	31%	41%
50	60	85%	73%	23%	54%	65%	76%	
Efluente Reator Anaeróbio			29,1	395	147,5	104,4	16,5	15,9
Série 3: Ensaios de determinação da demanda de cloreto férrico para coagulação								
Série III	Cloreto Férrico mg/L	Remoção Turbidez (%)	Remoção Cor Ap. (%)	Remoção DQO (%)	Remoção DQO filtrada (%)	Remoção Fosforo total (%)	Remoção Fosforo filtrado(%)	
	0	54%	34%	42%	7%	13%	4%	
	40	61%	46%	46%	6%	21%	23%	
	50	60%	46%	44%	5%	23%	27%	
	60	66%	52%	48%	3%	27%	31%	
	70	70%	59%	48%	13%	33%	36%	
	80	71%	60%	49%	4%	37%	39%	
90	72%	63%	51%	10%	40%	44%		
Efluente Reator Anaeróbio		29,6	564	349	172,1	21	18,1	

Série 4: Ensaios de determinação da demanda de sulfato de alumínio para coagulação

Série IV	Dosagem Sulfato de Alumínio (mg/L)	Remoção Turbidez (%)	Remoção Cor Ap. (%)	Remoção DQO (%)	Remoção DQO filtrada (%)	Remoção Fosforo total (%)	Remoção Fosforo filtrado(%)
	0	2%	2%	18%	23%	1%	2%
	40	56%	35%	36%	21%	8%	22%
	50	59%	40%	33%	22%	10%	23%
	60	65%	47%	39%	24%	16%	29%
	70	61%	47%	37%	27%	15%	33%
	80	61%	45%	40%	27%	18%	38%
	90	73%	60%	50%	25%	32%	41%
Efluente Reator Anaeróbio		32	654	317,3	203,2	16,9	15

Fonte: Adaptado de Froes (2015)

Assim, ficou definido na Série I, a dosagem de 22 mg.L^{-1} do coagulante PAC como a dosagem ótima para as características analisadas, na Série II o conjunto de gradiente de floculação e tempo de floculação ótimos para as amostra analisada foi de 60s^{-1} e 40 min, respectivamente. Para a Série III foi definida a dosagem ótima de 70 mg.L^{-1} para o coagulante cloreto férrico e de 90 mg.L^{-1} para o coagulante sulfato de alumínio na série IV.

Na série V foi abordada com maior detalhamento os melhores resultados obtidos nas séries anteriores a fim de se comparar melhor a eficiência dos três diferentes tipos de coagulantes investigados (PAC, cloreto férrico e sulfato de alumínio) para o pós-tratamento físico-químico do efluente de reator anaeróbio por sedimentação.

Foi utilizado o valor médio do afluente sintético utilizado na alimentação (a) e foram caracterizados o efluente do reator anaeróbio (b) e a efluente floculada/decantada (c) para cada coagulante estudado, com aplicação das respectivas dosagens ótimas e melhores condições de floculação definidas nas séries anteriores. Os resultados obtidos estão apresentados a seguir nas Tabela 28.

Com o uso do coagulante sulfato de alumínio, na dosagem de 90mg.L^{-1} foram obtidas remoções gerais do sistema desde afluente sintético até efluente da sedimentação de 60% de turbidez, 47% de cor aparente, 90% de DQO, 97% de DQO filtrada e 28% de fósforo total. Fabreti et al (2003) testaram o processo físico químico de coagulação/floculação/sedimentação em efluente de lagoas anaeróbias usando sulfato de alumínio como coagulante e para a dosagem de 20mg Al/L foram obtidos os resultados de 85% de remoção de sólidos em suspensão, 57% de remoção de DQO e 98% de fósforo.

Para o ensaio com coagulante cloreto férrico com dosagem de 70 mg.L^{-1} foram obtidos eficiência de remoção de 67% de turbidez, 52% de cor aparente, 92% de DQO total e 97% de DQO filtrada e 31% de fósforo total. Santos (2006), avaliando processo de sedimentação de efluente de reator RALEX usando cloreto férrico em condições de floculação com tempo de 15 min e gradiente de velocidade de 15 s^{-1} e velocidade de sedimentação de 1,4 cm/min, para dosagem de 100 mg/l de $\text{FeCl}_3.6\text{H}_2\text{O}$, obteve eficiências de remoção de turbidez, DQO e fósforo de, respectivamente, 77%, 47% e 64%.

Para o ensaio com coagulante PAC com dosagem de 22 mg.L^{-1} do princípio ativo de Al_2O_3 foram obtidas eficiência de remoção de 83% de turbidez, 72% de cor aparente, 94% de DQO total e 96% de DQO filtrada e 33% de fósforo total.

Com o auxílio da Figura 116, observa-se que para a remoção de turbidez, cor aparente, matéria orgânica (DQO) e fósforo total o coagulante PAC na dosagem de 22 mg.L^{-1} apresentou maior eficiência para o pós tratamento físico-químico por sedimentação do efluente proveniente do reator anaeróbio com leito fixo constituído por fibras flexíveis se comparado ao outro coagulantes estudados.

Tabela 28 - Tabela dos dados obtidos em ensaio de sedimentação na Série V para a velocidade de sedimentação 1,5cm.min⁻¹.

Amostra		Turbidez (uT)				Cor aparente (uH)				DQO (mgO2/L)				DQO Filtrada (mgO2/L)				Fósforo total (mg/L)							
		a	b	c	1-c/b	1-c/a	a	b	c	1-c/b	1-c/a	a	b	c	1-c/b	1-c/a	a*	b	c	1-c/b	1-c/a	a	b	c	1-c/b
Branco		40,25	20,2	18,4	9%	54%	838,43	614	543	12%	35%	776,0	90,0	85,0	6%	89%	776,0	38,1	31,0	19%	96%	-	32,00	31,0	3%
PAC (mg/L)	22			6,88	66%	83%			238	61%	72%			48,9	46%	94%			28,1	26%	96%			21,5	33%
Cloreto Férrico (mg/L)	70			13,2	35%	67%			401	35%	52%			64,3	28%	92%			21,4	44%	97%			22,2	31%
Sulfato de Alumínio (mg/L)	90			16,2	20%	60%			445	28%	47%			80,2	11%	90%			25,2	34%	97%			23,2	28%

Sendo: (a) valor médio do afluente sintético utilizado na alimentação, (b) caracterizados o efluente do reator anaeróbio, (c) efluente floculada/decantada para cada coagulante estudado, (1-c/b) eficiência do sistema de separação/tratamento físico químico e (1-c/a) eficiência do conjunto reator anaeróbio e sistema de separação/tratamento físico químico. Fonte: Adaptado de Froes (2015).

Figura 116 – Eficiência de remoção dos parâmetros analisados para a água sedimentada para os três coagulantes e branco (sem coagulante) em relação ao afluente sintético (a).Fonte: Adaptado de Froes (2015).

Também foi realizada análise da distribuição do tamanho de partículas com cada coagulante estudado. Esta análise trata-se de uma avaliação qualitativa por volume, mostrando apenas valores percentuais das partículas presentes nas diferentes classes de tamanhos analisadas na amostra, sem apresentar as concentrações de partículas nessas diferentes classes de tamanhos. Através desta análise é possível apenas reconhecer os tamanhos (por diâmetro) predominantes nas amostras floculadas/decantadas para cada coagulante, ou seja, esse tipo de análise não permite concluir sobre as eficiências específicas de remoção em cada intervalo (classe) de tamanho de partículas analisados, mas apenas se obter informação qualitativa sobre a faixa de tamanho de partículas que o processo de remoção estudado é mais efetivo. As Figuras 117 a 123 apresentam os gráficos de distribuição do tamanho de partículas da amostra bruta, das amostras coaguladas e também após floculação e sedimentação.

Figura 117 – Gráfico da distribuição de partículas em relação à porcentagem do volume para a amostra na saída do reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis
Fonte: Froes (2015).

Figura 118 – Gráfico da distribuição de partículas em relação à porcentagem do volume para a amostra coagulada usando coagulante PAC
Fonte: Froes (2015).

Na amostra do efluente do reator anaeróbico foi possível inferir a existência de partículas entre 180 e 500 nm, bem como entre 1000 e 6500 nm de diâmetro, conforme pode ser observado na Figura 117. Após adição de coagulante, a amostra foi novamente avaliada quanto sua distribuição de partículas, resultando na Figura 118, na qual foi possível observar além das faixas disponíveis na amostra bruta, uma maior intensidade de partículas entre os diâmetros de 4000 a 6500 nm, resultantes do processo de aglutinação dos coloides em virtude da adição do coagulante. Isso, pois, a coagulação é o processo de desestabilização das partículas coloidais de modo que o crescimento da partícula possa ocorrer em consequência das colisões entre partículas (Metcalf & Eddy, 2003). O papel do coagulante é desestabilizar a suspensão coloidal reduzindo as forças repulsivas, desse modo abaixando a barreira de energia e permitindo partículas de se agregarem.

Após o processo de floculação e sedimentação (Figura 119) foi possível observar a remoção de partículas com diâmetros superiores a 1000 nm devido à ausência destas na amostra floculada/decantada utilizando o coagulante PAC, porém ainda foi possível observar partículas em faixas coloidais (1 a 1000nm) presentes na amostra e que não se aglutinaram, não tendo sido removidas pelo processo de sedimentação.

Figura 119 – Gráfico da distribuição de partículas em relação à porcentagem do volume para a amostra floculada/sedimentada usando coagulante PAC

Fonte: Froes (2015).

Já para o coagulante cloreto férrico foi possível observar que a amostra coagulada apresentou maior intensidade entre as partículas com aproximadamente 950 a 3100 nm (Figura 120). Para a amostra após processo de floculação e sedimentação foi notável a remoção das partículas superior a 1000nm, devido a sua ausência na amostra, conforme Figura 121.

Figura 120 – Gráfico da distribuição de partículas em relação à porcentagem do volume para a amostra coagulada usando coagulante Cloreto Férrico

Fonte: Froes (2015).

Figura 121 – Gráfico da distribuição de partículas em relação à porcentagem do volume para a amostra floculada/sedimentada usando coagulante Cloreto Férrico
Fonte: Froes (2015).

Para o coagulante sulfato de alumínio foi possível observar a remoção de partículas com diâmetros superiores a 1500 nm devido à ausência destes na amostra floculada/decantada (Figura 123) em comparação com a amostra coagulada (Figura 122), na qual era observada intensidade de partículas na faixa de 1000 a 6500 nm.

Figura 122 – Gráfico da distribuição de partículas em relação a porcentagem do volume para a amostra coagulada usando coagulante Sulfato de Alumínio
Fonte: Froes (2015).

Figura 123 – Gráfico da distribuição de partículas em relação à porcentagem do volume para a amostra floculada/sedimentada usando coagulante Sulfato de Alumínio
Fonte: Froes (2015).

Com base na análise do tamanho de partículas em amostra do efluente do reator anaeróbio, amostra coagulada e floculada/sedimentada para cada coagulante foi possível verificar, de modo global, que houve elevada eficiência de remoção de partículas com diâmetros acima de $1,5\ \mu\text{m}$ para todos os coagulantes. Tal afirmação deve-se ao fato do desaparecimento do pico, ou seja, valores de 0% de ocorrência de partículas maiores que tais diâmetros, por se tratar de uma análise qualitativa.

Dessa forma, levando em consideração todos os dados apresentados na Série V, o coagulante PAC na dosagem de $22\ \text{mg.L}^{-1}$ do princípio ativo de Al_2O_3 foi o mais eficiente para o pós-tratamento físico químico por sedimentação do efluente sintético do reator anaeróbio com leito fixo constituído por fibras flexíveis.

5.8.2. Flotação por ar dissolvido

A avaliação da separação por mecanismo de flotação por ar dissolvido foi realizada em 6 séries, nas quais foram sendo avaliados e definidos parâmetros e dosagens que melhor se ajustaram as características do efluente coletado em cada ensaio. Na Tabela 29, foi realizado um levantamento dos principais resultados obtidos nestas séries, sendo destacado em cada uma delas (negrito) o parâmetro designado como ótimo para as características avaliadas e os mesmos foram

utilizados nas etapas seguintes. Os resultados obtidos nas diferentes velocidades de flotação para as series I a V, estão disponíveis em Freire (2016).

Assim, ficou definido na Série I, a dosagem de 14 mg.L^{-1} do coagulante PAC como a dosagem ótima para as características analisadas, na Série II o conjunto de gradiente de floculação e tempo de floculação ótimos para as amostra analisada foi de 110 s^{-1} e 15 min, respectivamente. Para a Série III foram obtidos melhores resultados de remoção com 12% de fração de recirculação. Já na Série IV foi definida a dosagem ótima de 70 mg.L^{-1} para o coagulante cloreto férrico e de 70 mg.L^{-1} para o coagulante sulfato de alumínio na série V.

Tabela 29 - Resumo dos dados obtidos em ensaio de flotação por ar dissolvido nas Séries de 1 a 5 para a velocidade de flotação de $14,0 \text{ cm.min}^{-1}$.

Série 1: Ensaios de determinação da demanda de PAC para coagulação								
	Dosagens	pH de coagulação	Turbidez	Cor	DQO		Fosforo total	
	PAC		Vfl= 14,0 cm/min					
	mg/L		Remoção Turb (%)	Remoção Cor Ap. (%)	Remoção DQO (%)	Remoção DQO filtrada (%)	Remoção Fosforo total (%)	Remoção Fosforo filtrado(%)
Série I	6	7,11	66%	57%	51%	50%	36%	32%
	8	7,10	73%	66%	50%	51%	39%	35%
	10	7,14	73%	64%	53%	50%	42%	40%
	12	7,14	77%	66%	54%	52%	46%	42%
	14	7,11	80%	70%	51%	51%	50%	44%
	16	7,10	81%	74%	54%	51%	51%	49%
	18	7,12	82%	75%	54%	51%	53%	48%
	20	7,10	80%	74%	53%	51%	56%	52%
	22	7,07	74%	67%	54%	51%	55%	54%
24	7,04	67%	58%	54%	51%	52%	54%	
Efluente Reator Anaeróbio			21,6	432	290,43	211,64	22,16	16,86
Série 2: Ensaios para verificação da influência das condições de floculação na eficiência da flotação com PAC								
Série II Dosagem 14 mg/L PAC	Gf (s- 1)	Tf (min)	Remoção Turb (%)	Remoção Cor Ap. (%)	Remoção DQO (%)	Remoção DQO filtrada (%)	Remoção Fosforo total (%)	Remoção Fosforo filtrado(%)
	70	10	76%	70%	42%	51%	37%	36%
	70	15	79%	71%	40%	48%	40%	33%
	70	20	81%	74%	42%	52%	42%	29%
	70	25	81%	73%	43%	55%	39%	29%
	90	10	77%	70%	38%	50%	39%	32%
	90	15	75%	72%	38%	50%	41%	31%
	90	20	80%	73%	37%	46%	42%	33%
	90	25	80%	73%	40%	53%	39%	33%
	110	10	77%	70%	41%	46%	36%	35%
	110	15	81%	74%	46%	52%	39%	40%
	110	20	81%	74%	44%	55%	41%	37%
	110	25	81%	75%	44%	55%	38%	30%
Efluente Reator Anaeróbio			23,3	481	242,03	124,85	17,34	13,3

Série 3: Ensaios de determinação da fração de recirculação							
Série III	Percentual de Recirculação (%)	Remoção Turb (%)	Remoção Cor Ap. (%)	Remoção DQO (%)	Remoção DQO filtrada (%)	Remoção Fosforo total (%)	Remoção Fosforo filtrado(%)
	8	80%	69%	38%	60%	34%	31%
	10	80%	70%	37%	61%	30%	29%
	12	80%	68%	38%	64%	34%	29%
	14	75%	63%	38%	62%	31%	31%
	16	81%	70%	40%	64%	33%	33%
	18	66%	46%	35%	65%	32%	33%
	20	70%	56%	37%	64%	34%	37%
Efluente Reator Anaeróbio		33,1	622	317,3	203,2	22,36	17,7
Série 4: Ensaios de determinação da demanda de cloreto férrico para coagulação							
Série IV	Dosagem Cloreto Férrico mg/L	Remoção Turb (%)	Remoção Cor Ap. (%)	Remoção DQO (%)	Remoção DQO filtrada (%)	Remoção Fosforo total (%)	Remoção Fosforo filtrado(%)
	0	76%	56%	45%	2%	28%	8%
	30	85%	64%	51%	17%	33%	28%
	40	86%	66%	55%	19%	38%	33%
	50	87%	69%	53%	15%	40%	37%
	60	87%	70%	52%	13%	44%	41%
	70	88%	72%	55%	15%	48%	51%
	80	89%	73%	55%	12%	49%	54%
	90	90%	76%	54%	6%	50%	55%
Efluente Reator Anaeróbio		190	1960	769,6	323	21,73	13,43
Série 5: Ensaios de determinação da demanda de sulfato de alumínio para coagulação							
Série V	Dosagem Sulfato de Alumínio (mg/L)	Remoção Turb (%)	Remoção Cor Ap. (%)	Remoção DQO (%)	Remoção DQO filtrada (%)	Remoção Fosforo total (%)	Remoção Fosforo filtrado(%)
	0	70%	38%	43%	20%	13%	22%
	30	80%	57%	50%	25%	23%	33%
	40	83%	63%	49%	21%	24%	39%
	50	85%	65%	50%	25%	26%	41%
	60	85%	68%	52%	28%	30%	45%
	70	87%	72%	50%	24%	37%	50%
	80	88%	75%	50%	25%	41%	55%
	90	89%	77%	50%	22%	41%	57%
Efluente Reator Anaeróbio		88,4	1051	694,39	353,65	20,83	19,15

A Série VI foi abordada com maior detalhamento os melhores resultados obtidos nas séries anteriores a fim de se comparar melhor a eficiência dos três diferentes tipos de coagulantes investigados (PAC, Cloreto Férrico e Sulfato de Alumínio) para o pós-tratamento físico-químico do efluente de reator anaeróbio por flotação por ar dissolvido.

Foi utilizado o valor médio do efluente sintético utilizado na alimentação (a) e foram caracterizados o efluente do reator anaeróbio (b) e a água floculada/flotada (c) para cada

coagulante estudado, com aplicação das respectivas dosagens ótimas e melhores condições de floculação definidas nas séries anteriores. Os resultados obtidos estão apresentados a seguir nas Tabelas 30.

Com o uso do coagulante sulfato de alumínio, na dosagem de 70 mg.L^{-1} foram obtidas remoções gerais do sistema desde afluente sintético até efluente da flotação de 60% de turbidez, 47% de cor aparente, 90% de DQO, 97% de DQO filtrada, 28% de fósforo total e 58% de SST. Ariano (2009), avaliando o pós-tratamento por flotação do efluente de reatores UASB, verificou remoção de 76,5 de SST, 67,6% DQO e 63,9% fósforo para as dosagens de $11,77 \text{ mg.L}^{-1}$ de sulfato de alumínio para $V_f = 16 \text{ cm.min}^{-1}$.

Para o ensaio com coagulante cloreto férrico com dosagem de 70 mg.L^{-1} foram obtidos eficiência global de remoção de 64% de turbidez, 63% de cor aparente, 78% de DQO total e 82% de DQO filtrada, 29% de fosforo total e 65% SST. Ariano (2009) obteve para coagulante cloreto férrico em dosagem de $24,38 \text{ mgFe.L}^{-1}$, remoção de 60,0% de SST; 55,9% de DQO e 90,3% fósforo para $V_f = 16 \text{ cm.min}^{-1}$.

Para o ensaio com coagulante PAC com dosagem de 14 mg.L^{-1} do princípio ativo de Al_2O_3 foram obtidos eficiência global de remoção de 64% de turbidez, 63% de cor aparente, 78% de DQO total e 82% de DQO filtrada, 29% de fosforo total e 65% SST. Já Ariano (2009) obteve para a dosagem de $8,45 \text{ mg.L}^{-1}$ do princípio ativo de Al_2O_3 , remoção de 62,5% de SST; 75,0% DQO e 82,7% de fósforo na velocidade de 16 cm.min^{-1} .

Com o auxílio da Figura 124, observa-se que para a remoção de turbidez, cor aparente, matéria orgânica (DQO) e fósforo total o coagulante PAC na dosagem de 14 mg.L^{-1} apresentou maior eficiência para o pós tratamento físico-químico por flotação do efluente proveniente do reator anaeróbio com leito fixo constituído por fibras flexíveis se comparado aos outros coagulantes estudados.

Tabela 30 – Tabela dos dados obtidos em ensaio de flotação na Série VI para a velocidade de flotação de 14,0 cm.min⁻¹.

Amostra		Turbidez (uT)					Cor aparente (uH)					DQO (mgO ₂ /L)					DQO Filtrada (mgO ₂ /L)					Fósforo total (mg/L)				
		a	b	c	1-c/b	1-c/a	a	b	c	1-c/b	1-c/a	a	b	c	1-c/b	1-c/a	a*	b	c	1-c/b	1-c/a	a	b	c	1-c/b	1-c/a
Branco		40,25	91,6	26,6	71%	34%	838,4	1028	503,7	51%	40%	776	362,86	217,7	40%	72%	776	215,54	161,7	25%	79%	15,2	18	11,9	34%	22%
PAC (mg/L)	14			14,7	84%	64%			277,6	73%	67%			181,4	50%	77%			148,7	31%	81%			9,9	45%	35%
Cloreto Férrico (mg/L)	70			14,7	84%	64%			308,4	70%	63%			174,2	52%	78%			142,3	34%	82%			10,8	40%	29%
Sulfato de Alumínio (mg/L)	70			17,4	81%	57%			329	68%	61%			185,1	49%	76%			148,7	31%	81%			11	39%	28%

Sendo: (a) valor médio do afluente sintético utilizado na alimentação, (b) caracterizados o efluente do reator anaeróbio, (c) efluente floculada/decantada para cada coagulante estudado, (1-c/b) eficiência do sistema de separação/tratamento físico químico e (1-c/a) eficiência do conjunto reator anaeróbio e sistema de separação/tratamento físico químico. Fonte: Adaptado de Freire (2016).

Figura 124 - Eficiência de remoção dos parâmetros analisados para a água flotada para os três coagulantes e amostra branco (sem coagulante) em relação ao afluente sintético (a). Fonte: Adaptado de Freire (2016).

Deve-se ressaltar que o efluente do reator anaeróbio coletado para a realização do ensaio de flotação da série VI estava com elevada presença de sólidos, ficando, dessa forma, a avaliação do sistema global, que compara o efluente na saída do flotador em relação ao afluente sintético (este utilizando valor médio obtido ao longo da operação dos reatores), inferior aos resultados obtidos na sedimentação, porém no item 5.9.3, foram analisados os dados em relação ao efluente na saída do reator anaeróbio que fornece para cada coleta a remoção obtida em cada tratamento. Para a DQO filtrada, como o valor da eficiência foi calculado em relação ao valor médio da DQO total afluente, pode ser observada elevada eficiência de remoção deste índice, porém a diferença entre a remoção da DQO total e filtrada do sistema composto por reator anaeróbio de fibras flexíveis e separação por flotação com ou sem adição de coagulante, apresentados na Figura 124, foi muito pequena, o que demonstra que a maior parcela dos sólidos expelidos, causadores das elevadas DQO totais no processo de conversão (reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis) foram removidas no processo de separação por flotação.

Também foi realizada análise da distribuição do tamanho de partículas com cada coagulante estudado. As Figuras 125 a 127 apresentam os gráficos de distribuição do tamanho de partículas da amostra bruta, das amostras coaguladas e também após floculação e sedimentação.

Figura 125 - Gráfico da distribuição de partículas em relação à porcentagem do volume para a amostra bruta (efluente do reator anaeróbio), coagulada e após flotação por ar dissolvido usando coagulante PAC
 Fonte: Adaptado de Freire (2016).

Na Figura 125 foi possível observar a distribuição do tamanho de partículas de amostra do efluente do reator anaeróbio após coagulação e também após processo de floculação e flotação com emprego do coagulante PAC. Após adição de coagulante, foi possível observar predominâncias de partículas maiores entre 200nm e 500nm, resultantes do processo de aglutinação dos coloides em virtude da adição do coagulante. Depois do processo de floculação e flotação foi possível observar a formação de flocos com diâmetros entre 4000 nm e 7500nm.

Na Figura 126 foi possível verificar a distribuição do tamanho de partículas de amostra do efluente do reator anaeróbio após coagulação e também após processo de floculação e flotação com emprego do coagulante sulfato de alumínio. Para a amostra coagulada foi possível observar sua maior intensidade entre as partículas com aproximadamente 200 a 500 nm, demonstrando a eficiência do processo de coagulação das partículas. Já para amostra após processo de floculação e flotação foi observada partículas com diâmetro entre 250 a 600nm.

Figura 126 - Gráfico da distribuição de partículas em relação à porcentagem do volume para a amostra bruta (efluente do reator anaeróbio), coagulada e após flotação por ar dissolvido usando coagulante Sulfato de alumínio. Fonte: Adaptado de Freire (2016).

Na Figura 127 foi possível observar a distribuição do tamanho de partículas de amostra do efluente do reator anaeróbio após coagulação e também após processo de floculação e flotação com emprego do coagulante cloreto férrico. Para a amostra coagulada foi possível observar sua maior intensidade entre as partículas com aproximadamente 120 a 300 nm, demonstrando a eficiência do processo de coagulação das partículas em relação ao efluente do reator anaeróbio de

fibras flexíveis. Para amostra após processo de floculação e flotação foi observada partículas com diâmetro entre 200 a 500nm.

Figura 127 - Gráfico da distribuição de partículas em relação à porcentagem do volume para a amostra bruta (efluente do reator anaeróbio), coagulada e após flotação por ar dissolvida usando coagulante Cloreto férrico. Fonte: Adaptado de Freire (2016).

Com base na análise do tamanho de partículas em amostra do efluente do reator anaeróbio, amostra coagulada e floculada/flotada para cada coagulante é possível observar, de modo global, que houve a predominância de partículas com diâmetros entre 100 e 1000nm para todos os coagulantes, com exceção da amostra flotada para o coagulante PAC que resultou em partículas com diâmetros maiores que a faixa coloidal.

Dessa forma, levando em consideração todos os dados apresentados na Série VI, o coagulante PAC na dosagem de 14 mg.L^{-1} do princípio ativo de Al_2O_3 foi o mais eficiente para o pós-tratamento físico químico por flotação do efluente sintético do reator anaeróbio com leito fixo constituído por fibras flexíveis.

5.8.3. Pré-sedimentação seguida de filtração em Filtros de fibras flexíveis paralelos

A avaliação da separação por mecanismo de filtração em filtros de fibras flexíveis foi realizada em 14 ensaios, nas quais foram sendo avaliadas as perdas de carga, remoção dos

parâmetros cor, turbidez, SST e DQO para dois procedimentos de lavagens distintos. Nas Tabelas 31 e 32, foram realizados um levantamento dos principais resultados obtidos nestes ensaios. Os resultados obtidos quanto às perdas de cargas, duração, produção por carreira para todos os ensaios, assim como demais discussões sobre os ensaios e distribuição do tamanho de partículas, estão disponíveis em Perez (2015).

Tabela 31 – Resumo da cor e turbidez monitorados nos 14 ensaios realizados com filtro de fibras flexíveis paralelos.

Lavagem	Taxa (m ³ /m ² .h)	Vazão (L/h)	Duração da carreira (min)	Temp. (°C)	Turbidez (NTU)						Cor (uH)					
					A	B	C	D	1- D/C	1- D/A	A	B	C	D	1- D/C	1- D/A
I	60	36,95	359,0	21,0	40,25	15,3	13,7	8,6	37%	79%	838,43	414	362	298	18%	64%
	70	43,11	51,0	20,2		52,4	21,1	11,5	46%	72%		934	526	329	37%	61%
	80	49,26	66,8	20,2		13,8	12,2	7,5	38%	81%		396	363	226	38%	73%
	90	55,42	27,8	20,2		15,8	15,1	7,8	48%	81%		448	427	263	38%	69%
	100	61,58	73,8	21,5		15,0	14,9	8,9	41%	78%		375	381	254	33%	70%
	110	67,74	41,9	21,5		15,0	14,9	9,1	39%	77%		375	381	280	27%	67%
	120	73,90	22,7	21,5		15,0	14,9	8,5	43%	79%		375	381	260	32%	69%
II	60	36,95	621,0	22,0		28,7	13,1	8,1	38%	80%		479	340	259	24%	69%
	70	43,11	708,5	21,0		23,9	11,6	9,8	16%	76%		474	330	271	18%	68%
	80	49,26	346,5	22,5		20,0	11,2	8,2	27%	80%		431	320	237	26%	72%
	90	55,42	138,9	22,0		20,3	11,2	7,6	32%	81%		594	340	205	40%	76%
	100	61,58	111,0	22,5		13,9	11,1	6,5	42%	84%		640	318	210	34%	75%
	110	67,74	86,5	22,5		20,3	11,2	8,3	26%	79%		594	340	215	37%	74%
	120	73,90	50,1	22,5		28,7	8,9	5,8	35%	86%		442	239	135	44%	84%

Sendo: (A) Esgoto sintético doméstico e afluente do reator anaeróbio; (B) Efluente do reator anaeróbio e afluente do decantador; (C) Efluente do decantador e afluente do filtro; (D) Efluente do filtro. Lavagem I: ar e água concomitantemente e depois apenas água. Lavagem II: ar e água introduzido intercalados.

Fonte: Perez (2015).

Tabela 32 - Resumo da SST e DQO monitorados nos 14 ensaios realizados com filtro de fibras flexíveis paralelos.

Lavagem	Taxa (m ³ /m ² .h)	SST (mg/L)						DQO (mg/L)					
		A	B	C	D	1-D/C	1-D/A	A	B	C	D	1-D/C	1-D/A
I	60	119,90	51,3	46,1	29,5	36%	75%	776,00	204	196	160	18%	79%
	70		172,2	70,2	38,8	45%	68%		437	189	165	13%	79%
	80		46,4	41,2	26,0	37%	78%		217	213	175	18%	77%
	90		52,9	50,7	26,9	47%	78%		243	234	168	28%	78%
	100		50,3	50,0	30,5	39%	75%		336	332	298	10%	62%
	110		50,3	50,0	31,1	38%	74%		336	332	270	19%	65%
	120		50,3	50,0	29,2	42%	76%		336	332	253	24%	67%
II	60	119,90	95,0	44,1	27,8	37%	77%	776,00	214,5	-	-	-	-
	70		79,3	39,3	33,4	15%	72%		-	135	116	14%	85%
	80		66,6	38,0	28,2	26%	76%		-	237	158	33%	80%
	90		67,6	38,0	26,2	31%	78%		-	186	-	-	-
	100		46,8	37,3	22,5	40%	81%		527	257	241	6%	69%
	110		67,6	38,0	28,5	25%	76%		-	186	-	-	-
	120		95,0	30,5	20,4	33%	83%		-	222	193	13%	75%

Sendo: (A) Esgoto sintético doméstico e afluente do reator anaeróbio; (B) Efluente do reator anaeróbio e afluente do decantador; (C) Efluente do decantador e afluente do filtro; (D) Efluente do filtro. Lavagem I: ar e água concomitantemente e depois apenas água. Lavagem II: ar e água introduzido intercalados.

Fonte: Perez (2015).

Com base nos dados apresentados na lavagem do tipo I nas varias taxas estudadas foi possível observar que em geral a remoção foi satisfatória, ressaltando-se que não foram utilizados coagulantes nesse experimento. Sendo possível observar que a eficiência do sistema desde o afluente de alimentação (valores médios obtidos ao longo do período de operação) até a saída dos filtros foi entre 71% e 82% quanto ao parâmetro turbidez em todas as taxas, já para cor aparente foi obtida remoção entre 60% e 73%, para os sólidos suspensos totais foi obtida remoção entre 67% e 79% e para DQO remoção entre 61% e 80%, aproximadamente.

Os dados obtidos nos ensaios com variação de taxas para a lavagem do tipo II possibilita inferir que também ocorreram remoções satisfatórias, sendo observada a eficiência do sistema desde o afluente de alimentação (valores médios obtidos ao longo do período de operação) até a saída dos filtros entre 75% e 86% quanto ao parâmetro turbidez em todas as taxas, já para cor aparente foi obtida remoção entre 68% e 84%, para os sólidos suspensos totais foi obtida remoção entre 72% e 83% e para DQO remoção entre 69% e 85%, aproximadamente.

Observa-se que independente da taxa de filtração e da qualidade do efluente C entre 8,9 e 21,1 uT, a qualidade do efluente após filtração obtida através destes ensaios foram semelhante, o

mesmo pode ser notado também para os demais parâmetros, o que demonstra boa resiliência do filtro frente a periodicidade de expulsão de sólidos ocorrido na saída dos reatores anaeróbios.

Analisando o pós-tratamento dos filtros de fibras flexíveis (efluente C em relação ao D), temos que a turbidez apresentou melhor eficiência de remoção nos ensaios com lavagem do tipo I. Tal fato pode estar relacionado diretamente com a maior presença de turbidez encontrada no efluente C desse ensaio, por volta de 15,3 uT, enquanto que no ensaio com lavagem do tipo II a média presente de turbidez no afluente é de 11,2 uT. Ressaltando que a turbidez envolve duas variáveis, presença de colóides e SST, e que tamanhos de partículas diferentes podem caracterizar a mesma turbidez. Como não houve coagulação anteriormente ao processo de filtração, não era esperado que ocorresse a remoção de colóides, com faixa média do tamanho dos colóides varia de 1 a 1000 nm, abaixo da faixa de remoção da unidade de filtração. Sendo assim, pode-se dizer que a redução da turbidez ocorreu devido à redução de SST.

A remoção de SST (efluente C em relação ao D) foi em média de 40 % para o ensaio com lavagem do tipo I e 30 % para o ensaio com lavagem do tipo II, essa diferença também pode ter ocorrido devida a qualidade do efluente C.

A cor aparente está relacionada com a quantidade de matéria orgânica e inorgânica presente na amostra e nos ensaios a remoção média de cor aparente foi de aproximadamente de 32% para ambos os ensaios. Ressalta-se novamente que não ocorreu coagulação, caso contrário a remoção seria mais eficiente, principalmente quanto a DQO, na qual a remoção média de 20 %.

Com base na produção diária apresentada em cada uma das taxas, disponíveis para consulta em Perez (2015), que observou que apesar das altas taxas requererem muitas lavagens por dia, a sua produção de efluente tratada é alta, até que se chega à um momento que devido ao número alto de lavagens, as altas taxas começam a produzir um volume menor de água por dia do que taxas menores. Dessa forma, foi considerada a taxa de 110 m³/m².h como ótima para esse meio filtrante e para esse taxa foram realizadas análise detalhada de turbidez, cor aparente, DQO, SST, fósforo total e distribuição do tamanho de partículas para avaliação do rendimento total do sistema.

Conforme resultados apresentados na Tabela 33, a remoção de fósforo foi baixa, isso porque para o processo de remoção de fósforo por processos de separação é necessário que se promova a precipitação do mesmo com uso de coagulantes, pois a maioria do composto inorgânico de fósforo é solúvel em água (METCALF e EDDY, 2003). Para o parâmetro

turbidez a remoção foi de 86,3 % , para cor aparente foi de 77,5% e SST de 85,6%, mostrando boa eficiência global do sistema de tratamento estudado.

Tabela 33 - Caracterização para o afluente A, efluente B, afluente C e composta D para a taxa de 110 m³/m².h com a lavagem do tipo II

	Temperatura (°C)	pH	Turbidez (uT)	Cor aparente (uH)	DQO (mg/L)	SST (mg/L)	Fósforo total (mg/L)
Afluente A	22,5	7,53	60,4	956	738,1	198,3	18,64
Efluente B	22,5	7,32	20,3	594	-	67,6	18,2
Afluente C	22,5	7,24	11,2	340	186	38	17,44
Composta D	22,5	7,7	8,3	215	-	28,5	17,32
Remoção total	-	-	86,26%	77,51%	-	85,63%	7,08%

Fonte: Perez (2015).

Na Figura 128 é representada a distribuição de tamanho de partículas na água pré-decantada B, afluente C e efluente D. A amostra composta D teve a grande parte de suas partículas entre 122 nm e 955nm. Nota-se que as partículas presentes em todas as amostras (B, C e D), estão em sua maioria na faixa coloidal, tal fato mostra a relevância de estudos com emprego de coagulação precedendo o filtro de fibras flexíveis.

Figura 128 – Gráfico da distribuição de partículas em relação a porcentagem do volume para o ensaio com taxa de 110 m³/m².h com a lavagem do tipo II

Fonte: Perez (2015).

5.8.4. Avaliação dos pós-tratamentos de efluente de reator anaeróbio por flotação, sedimentação e filtração em filtro de fibras flexíveis

Tendo em vista os resultados obtidos nos dois pós-tratamentos feitos com o emprego de coagulantes, sendo eles a flotação (c) e a sedimentação (c), foi possível comparar a eficiência de remoção das técnicas utilizadas, os quais estão apresentados na Figura 129, na qual é possível verificar a eficiência de cada um dos tratamentos em relação ao efluente do reator anaeróbio (b). Considerando o gráfico de barras é possível observar que os melhores resultados de remoção ocorrem nos ensaios de flotação, tanto para o coagulante PAC, seguidos pelo cloreto férrico e sulfato de alumínio. Para todos os coagulantes avaliados na Figura 129, a remoção de DQO filtrada foi baixa, pois estava relacionada ao valor de DQO filtrada do efluente dos reatores anaeróbios, para as Figuras 116 e 124, a DQO filtrada teve sua remoção calculada em relação ao valor médio da DQO total afluente, conforme observado nas Tabelas 28 e 30. Em todos os casos, é possível observar baixa remoção da parcela DQO filtrada no efluente final dos processos de separação e físico-químicos, o que já era esperado, pois após o processo de separação com ou sem adição de produto químico é esperada grande remoção dos sólidos expelidos no processo de conversão dos reatores anaeróbios.

Figura 129 – Comparação da eficiência de remoção de parâmetros físico-químicos para os coagulantes PAC, cloreto férrico e sulfato de alumínio na flotação e sedimentação (amostra após flotação ou sedimentação em relação ao efluente na saída do reator anaeróbio). Branco: amostra passada pelo processo de separação sem adição de coagulante. Fonte: Autoria própria.

Figura 130 - Comparação da eficiência de separação através da remoção obtida com os três pós-tratamentos por flotação, sedimentação e filtração em filtro de fibras flexíveis, remoção calculada em relação ao efluente do reator anaeróbio. Fonte: Autoria própria.

Na Figura 130, na qual foi avaliado o processo de separação, sem adição de coagulante, dos três pós-tratamentos do efluente do reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis, foi possível observar que flotação e a filtração apresentaram excelentes resultados de remoção de turbidez, cor aparente, SST e DQO, isso sugere que estas duas tecnologias se enquadrariam como alternativas

para o processo de separação dos sólidos expelidos pelos reatores anaeróbios no processo de conversão da matéria orgânica.

Com base nos dados fornecidos na Figura 129, 130 e 131 foi possível observar que a flotação apresentou melhores resultados quanto à eficiência de remoção dos parâmetros turbidez, cor aparente, DQO total e filtrada e fósforo total, tanto no processo de separação quanto no pós-tratamento físico-químico com emprego do coagulante PAC em dosagem de 14 mg.L^{-1} do princípio ativo de Al_2O_3 quando relacionado a sedimentação, como também em relação ao processo de separação por filtração em filtros de fibras flexíveis. Para este pós-tratamento físico químico com coagulante PAC foi obtido eficiência global do sistema que inclui reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis e pós-tratamento físico-químico de remoção de 64% de turbidez, 63% de cor aparente, 78% de DQO total e 82% de DQO filtrada, 29% de fósforo total e 65% SST.

Figura 131 - Comparação da eficiência de remoção dos três pós-tratamentos físico-químico por flotação e sedimentação e separação por filtração em filtro de fibras flexíveis, remoção calculada em relação ao efluente do reator anaeróbio.

Fonte: Autoria própria.

Quanto ao fósforo foi observada baixa remoção, mesmo com adição de sais de ferro e alumínio, que promove a remoção dos fosfatos a partir da precipitação química, com formação dos fosfatos pouco solúveis que serão incorporados aos sólidos suspensos e removidos do sistema por processo de separação. Mesmo não tendo sido conseguido provar tal hipótese, acredita-se que tal eficiência seja resultante de interações do leite em pó utilizado como base para a produção do afluente sintético desta pesquisa, que estaria se ligando aos sais metálicos

adicionados, não os deixando disponíveis para interagirem com fósforo, não ocorrendo a precipitação química do mesmo e dessa forma não ocorrendo sua remoção de forma eficaz.

Quanto ao filtro, é notável seu potencial de remoção mesmo sem coagulação prévia, sendo recomendado fortemente estudo adicional utilizando a coagulação do esgoto anteriormente a entrada do filtro de fibra flexível. Perez (2015) avalia que o uso de filtro de fibras flexíveis possui potencial para ser aplicado no Brasil, principalmente devido ao fato de operar em altas taxas, o que possibilita sua instalação em locais com pouco espaço disponível e ressalta a importância da realização de novas pesquisas com essa tecnologia verificando o melhor comprimento do leito filtrante, diâmetro de fibra, porosidade e material a ser utilizado nas fibras, entre outros.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Estão apresentadas, a seguir, as principais conclusões da presente pesquisa e, adicionalmente, algumas recomendações e sugestões relacionadas a essa nova configuração de leito de fibras flexíveis e também quanto ao seu pós-tratamento.

Principais conclusões:

- O leito de fibras flexíveis mostrou-se eficiente para uso como meio suporte de reatores anaeróbios para o tratamento de esgoto sintético, alcançando eficiência de 98,6% de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO filtrada (Reator 2), quando foi operado com tempo de detenção hidráulico de 9 horas e carga orgânica volumétrica de $2,1 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$;
- Os reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis na fase 1 foram capazes de operar com TDH de 3h com eficiência remoção de DQO filtrada de até 81% para o Reator 1 com maior densidade de fibras e aplicação de rotação de 34 rpm, mesmo não tendo sido atingindo regime de equilíbrio dinâmico;
- Assim como os demais reatores anaeróbios, os reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis apresentaram pequenas remoções de fósforo, inferiores a 25%, valor elevado em vista a outros trabalhos como Niciura (2005) que obteve remoções menores que 10%, possivelmente devido a sua retenção na biomassa;
- Na análise do biofilme do meio suporte foram observados diversos tipos morfológicos celulares, aparentemente predominantes, dentre eles: bacilos de dimensões diversas; bacilos curvos semelhantes a bactérias redutoras de sulfato; agrupamentos de cocos; aglomerados de filamentos com extremidades achatadas, semelhantes às arqueas do gênero *Methanosaeta*. Supõe-se, desse modo, que ocorreu a formação de diferentes consórcios sintróficos entre as espécies, contribuindo para o estabelecimento de ambiente favorável à digestão anaeróbia da matéria carbonácea;
- Durante o monitoramento dos reatores, foi sendo observada a formação de biofilme com formato de longos filamentos, devido ao meio suporte oferecido, ao próprio escoamento e aplicação de rotação no eixo no qual estavam fixados os meios suportes. E com microscopia eletrônica de varredura do biofilme fixado nas fibras flexíveis, foi possível constatar que houve boa fixação e aderência da biomassa no meio suporte sugerido;

- Para as densidades de fibras avaliadas, sendo elas d1 com valor de $358,5 \text{ kg.m}^{-3}$, densidade d2 com valor de $257,0 \text{ kg.m}^{-3}$ e densidade d3 com valor de $214,1 \text{ kg.m}^{-3}$, foi possível observar os melhores resultados dos Reatores 1 e 2, com maior densidade de fibras, sendo que estes apresentaram melhores remoções de DQO desde a primeira etapa de operação, o que demonstra a influência significativa desta configuração tanto na partida dos reatores, como também na adaptação ao aumento de carga orgânica, pois estes reatores sofriam menor interferência a variação da vazão de alimentação aplicada;

- Para a avaliação de adoção ou não de sistema de rotação, pode-se concluir que mesmo sem a imposição de rotação ao eixo, verificou-se eficiência análoga (até ligeiramente melhor devido à maior retenção de biomassa no leito) àquela apresentada pelo R2 que operou no modo rotativo (com mesma densidade de fibras de nylon no leito). Assim, em situações de falta de energia ou quebra do sistema de rotação, esse tipo de reator continuaria a operar com mesmo nível de eficiência, demonstrando robustez. Ainda, deve-se ressaltar que o reator R2, com leito no modo "rotativo", foi possível observar visualmente a ocorrência de menor acúmulo de biomassa na parte inferior do mesmo quando comparado com o reator R1 (estático).

- Em relação à aplicação de maiores rotações, foi possível observar melhorias nos resultados obtidos, somados ao fato que a maiores rotações podem promover a expulsão da biomassa inativa nos reatores, reduzindo a necessidade de limpeza do meio suporte e dessa forma também minimizando problemas de obstruções e caminhos preferenciais.

- Não foi necessário descarte de fundo e limpeza do meio suporte durante os 458 dias de operação dos reatores.

- Para o processo de separação por sedimentação foram obtidas remoções de 9% de turbidez, 12% de cor aparente, 6% de DQO, 19% de DQO filtrada e 3% de fósforo total, levando em conta o efluente do reator anaeróbico e efluente após sedimentação, sem adição de coagulante. Para pós-tratamento físico-químico por sedimentação, o coagulante PAC apresentou os melhores resultados de remoção com dosagem de 22 mg.L^{-1} do princípio ativo de Al_2O_3 foram obtidos eficiência globais (do afluente até o efluente após sedimentação) de remoção de 83% de turbidez, 72% de cor aparente, 94% de DQO total e 96% de DQO filtrada e 33% de fósforo total.

- Para o processo de separação por flotação foram obtidas remoções de 71% de turbidez, 51% de cor aparente, 40% de DQO, 25% de DQO filtrada, 34% de fósforo total e 52% de SST, levando em conta o efluente do reator anaeróbico e efluente após sedimentação, sem adição de coagulante. Para pós-tratamento físico-químico por flotação por ar dissolvido, o coagulante PAC

apresentou os melhores resultados de remoção com dosagem de 14 mg.L^{-1} do princípio ativo de Al_2O_3 , sendo obtida eficiência global (em relação a média do afluente sintético) de remoção de 64% de turbidez, 67% de cor aparente, 77% de DQO total e 81% de DQO filtrada, 42% de fósforo total e 59% SST.

- Para o pós-tratamento em filtros de fibras flexíveis paralelos foi considerada a taxa de $110 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ como ótima para esse meio filtrante e sendo obtidos remoções globais de 86,3 % para turbidez, para cor aparente foi de 77,5%, de 7,1% de fósforo total e SST de 85,6%, mostrando boa eficiência global do sistema de tratamento estudado, mesmo sem coagulação prévia.

- Com base nos dados obtidos foi possível observar que o pós-tratamento por flotação por ar dissolvido apresentou melhores resultados quanto à eficiência de remoção de turbidez, cor aparente, DQO total sem adição de coagulante e para o pós-tratamento físico químico com emprego do coagulante PAC em dosagem de 14 mg.L^{-1} do princípio ativo de Al_2O_3 .

- Dos sistemas de conversão estudados, o que obteve melhores eficiências foi o reator anaeróbio de fibras flexíveis com maior densidade de fibras e aplicação de rotação de 24 rpm (R1) seguido do pós-tratamento físico-químico por flotação por ar dissolvido com coagulante PAC na dosagem de 14 mg.L^{-1} do princípio ativo de Al_2O_3 .

Principais sugestões:

- Recomenda-se a otimização da rotação aplicada nos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis, alcançando rotação tal que permita a resistência ao cisalhamento no biofilme filamentosos e promova a manutenção do biofilme ativo.

- Recomenda-se avaliação de operação dos reatores anaeróbios de leito de fibras flexíveis com TDH 3 horas até a obtenção da estabilidade dinâmica dos mesmos e também o estudo desses reatores com TDHs menores, como por exemplo, de 2 horas.

- Recomenda-se também a aplicação de maiores densidades de fibras nos reatores anaeróbios de fibras flexíveis associadas à TDHs menores.

- Recomenda-se a avaliação do reator anaeróbio de fibras flexíveis com esgoto, para confirmar sua adaptação às variações de carga orgânica características de operações com esgoto real, para este caso com a adoção de sistema de pré-tratamento ao reator anaeróbio de fibras flexíveis, com objetivo de remover de sólidos grosseiros e gorduras, que podem prejudicar e causar obstrução do sistema de entrada do reator;

- Recomenda-se a avaliação de um sistema de limpeza do leito de fibras, que não foi necessária ao longo de toda operação dos reatores. No caso, os reatores propostos contam com sistema de entrada de ar comprimido com quatro orifícios localizados na flange inferior, que possibilitaria a limpeza das fibras, caso fosse necessário;
- Recomenda-se estudo dos filtros de fibras flexíveis paralelos como pós-tratamento de reator anaeróbio com coagulação prévia, com intuito aumentar o tamanho das partículas e dessa forma promover sua maior retenção no filtro;
- Sugere-se também a avaliação do sistema de tratamento composto pelo reator anaeróbio de leito de fibras flexíveis, seguido do processo de coagulação, floculação e flotação e posterior unidade de filtro de fibras flexíveis paralelos.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABDULGADER, M. E.; YU Q.J.; WILLIAMS, P.; ZINATIZADEH, A.A.L.(2009-a). Biological treatment of milk processing wastewater in a sequencing batch flexible fibre biofilm reactor. *Asia-Pac. J. Chem. Eng.*, 22(3), 698-703
- ABDULGADER M, YU QJ, ZINATIZADEH A, WILLIAMS P (2009-b) Biological treatment of milk processing wastewater in a sequencing batch flexible fibre biofilm reactor. **Asia-Pac. J. Chem. Eng.**, 22(3), 698-703
- ABREU, S. B.; ZAIAT, M. (2008). Desempenho de reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo no tratamento de esgoto sanitário. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.13, n. 2, p. 181-188.
- ALÉM SOBRINHO, P.; JORDÃO, E.P. (2001) Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios - uma análise crítica. In: CHERNICHARO, C.A.L. (Coordenador) Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Rio de Janeiro. ABES.
- ARIANO, G. C.(2009). **Coagulação, Floculação e flotação do efluente de reatores anaeróbios, tratando esgoto sanitário, com aplicação de diferentes dosagens de coagulante em função da variação da qualidade do esgoto afluyente ao longo do dia.** 2009. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo, São Carlos/SP.
- BENAIM R. et al. (2004). An innovative deep bed filter for the tertiary treatment of wastewater. In: World Filtration Congress, 2004, New-Orleans, USA.
- BRYERS, J. D. (1998). Modeling Biofilm Accumulation. In: Bazin, J. B. & Drossen, J. F. **Physiological Models in Microbiology**, v. 2, cap. 11, p. 109-144.
- BUSATO, R. (2004). **Avaliação do Desempenho de um Filtro Anaeróbio de fluxo Ascendente como Pós-tratamento de um Reator UASB.** Dissertação (Mestrado). Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2004.
- CAMARGO, A. R.; NOUR, E. A. A. Bamboo as an anaerobic medium: effect of filter column Height, **Water Science And Technology**, V. 4, N. 4, P. 63-70, 2000.
- CAMARGO, S. A. R.; NOUR, E. A. A.; CORAUCCI FILHO, B.; BROLLEZE, S. T.(2001) Desempenho de um filtro anaeróbio com enchimento de bambu para tratamento de esgoto sanitário a diferentes tempos de detenção hidráulica. In: Congresso Brasileiro De Engenharia Sanitária, 11., 2001, João Pessoa. Anais... João Pessoa: Abes, 2001. P. 1 Cd-Rom.
- CAMPOS, J. R. (1989). **Remoção de DQO e de Nitrogênio em um Sistema de três Reatores Biológicos de filme Fixo em Série.** Tese (Livre Docência) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1989.
- CAMPOS, J. R. (1994). Biomassa fixa : reatores anaeróbios. III Taller y Seminário Latinoamericano – Tratamento anaeróbio de água residuales. Montevideo.

- CAMPOS, J.R.; DIAS, H.G. (1989). Potencialidade de Filtro Anaeróbio. **Revista DAE**, São Paulo - SP, v. 49, n. 154, p. 29-33.
- CARVALHO, M. E (2003). **Flotação de alta taxa aplicada ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. 2003. 131 p. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2003.
- CHA, J.J., LEE, J.J., CHA, J.H., BENAİM, R., HAN, K.B., KIM, C.W. (2009). Flexible fiber filter: potential for algae removal, **Water Supply**: Aqua, 58 (2) p. 153–157.
- CHAIPRASERTA, P., SUVAJITTANONTB, W., SURARAKSAC, B., TANTICHAROEND, M., BHUMIRATANAD, S. (2003). Nylon fibers as supporting media in anaerobic hybrid reactors: it's effects on system's performance and microbial distribution. **Water Research** , v. 37, p. 4605–4612.
- EDZWALD, J. K. (2010). Dissolved Air Flotation and me. **Water Research**, v.44. p. 2077-2106.
- FABRETI, A. A.; LÉO, L. F. R.; PIVELI, R. P. Pós-tratamento de efluentes de lagoas anaeróbias por meio de processo físico-químico utilizando sulfato de alumínio como coagulante. Pesquisa e Tecnologia MINERVA. 2003
- FAGUNDES, T. S. Emprego de filtro de fibras flexíveis constituído de fibras de algodão mercerizado e poliéster na clarificação de água para abastecimento. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 2015, p. 214.
- FORESTI, E. et al. (1999). Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: CAMPOS, J.R., coord. Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro, ABES/ Projeto PROSAB. Cap2., p.29-52.
- FREIRE, J. W. (2016). **Pós Tratamento Físico Químico por Flotação por Ar Dissolvido de Efluente de Reator Anaeróbio com Leito Fixo Constituído de Fibras Flexíveis**. São Carlos, 2016. Trabalho de Graduação – Engenharia Ambiental, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- FROES, B. H. S. (2015). **Pós Tratamento Físico Químico com Sedimentação de Efluente de Reator Anaeróbio com Leito Fixo Constituído de Fibras Flexíveis**. São Carlos, 2015. Trabalho de Graduação – Engenharia Ambiental, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- GARCIA, M.L. (2006). **Avaliação do material suporte no desempenho de reator anaeróbio operado em bateladas seqüências aplicado ao tratamento de esgoto sanitário**. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.
- GONZALEZ, B.C. (2009). **Construção de microssensores e sua aplicação para estudo de biofilme empregado no tratamento de água residuária**. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2009.

- HENZE, M.; HARREMOES, P. (1983). Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors: a literature review. In: Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactor. Henze, M. The IAWPRC specialized seminar of the IAWPRC, Denmark, 1982. Proceedings. Pergamon Press, p. 1-116.
- HOSAKA, Y. et al. (1991). Fluidized-bed biological nitrogen removal. **Water Environment & Technology**. v. 3, n. 8, p. 48-51.
- LEE, J. J.; IM, J. J., BEN AIM, R.; KIM, J. R.; POO, K. M.; KIM, C. W. (2007) Better understanding of the filtration characteristics in the flexible fibre filter module (3M). *Water Science and Technology*: Volume 55, n 1-2. 2007, p. 77-83.
- LEE, J. J.; CHA, J. H.; BENAIM, R.; HAN, K. B.; KIM, C. W. (2008-a). Fibre filter as an alternative to the process of flocculation–sedimentation for water treatment, **Desalination**, v. 231, p. 323–331.
- LEE, J. J.; CHA, J. H.; BEN AIM, R.; HAN, K. B.; KIM, C. W. (2008-b). Toward an optimization of the backwashing process in the flexible fiber filter. *Separation Science and Technology*, 43. 2008b, p. 1667-1676.
- LEE, J. J.; JOHIR, A. H.; CHINU, K. H.; SHON, H. K.; VIGNESWARAN, S.; KANDASAMY, J.; KIM, C. W.; SHAW, K. (2010). Novel pre-treatment method for sewer reverse osmosis: fibre media filtration. **Desalination**, v. 250, p. 557-561.
- LEWANDOWSKI, Z.; BEYENAL, H. (2006). Introduction to Biofilms and to Biofilm Research. In: **Fundamentals of Biofilm Research**. Cap 1, p. 8-13.
- MAUCHAUFFEE, S. (2010) Application of 3FM technology to pulp and paper waste water filtration. Disponível em: < <http://www.aquafit4use.eu/userdata/file/Mid-term%20Conference/Session%203%20Advanced%20Treatments/Application%20of%203FM%20to%20pulp%20paper%20ww%20filtration.pdf>> Acesso: 04 de outubro de 2015.
- MENDONÇA N. M., NICIURA C.L., GIANOTTI E. P. E. CAMPOS, J.R. (2001). Avaliação da evolução e da atividade do Biofilme em Reator Anaeróbio de Leito Expandido Alimentado com Esgoto Sanitário. In: 21 Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, 2001, João Pessoa, Paraíba.
- METCALF & EDDY. Inc. *Wastewater Engineering treatment Disposal Reuse*. 4. ed. New York, McGraw - Hill Book, 1815p. 2003.
- MORITA, A. K. M. Emprego de filtro de fibra flexível constituído de sisal e de polipropileno na clarificação de água para abastecimento. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 2013, p. 165.
- NDON, U.J. AND DAGUE, R.R. (1997). **Effect of Temperature and Hydraulic Retention Times on Anaerobic Sequencing Batch Reactor Treatment of Low-Strength Wastewater**. *Water Research*, Vol. 31, No. 10, pp 2455-2466

- NICIURA, C. L. (2005). **Avaliação do uso da banda de rodagem de pneus inservíveis triturada como suporte ao desenvolvimento de biofilmes em um reator anaeróbio de leito expansível**. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.
- NOPENS, I., CAPALOZZA, C., VANROLLEGHEM, P. A., 2001. **Technical Report: Stability analysis of a systematic municipal wastewater**. Dept. Applied Mathematics, Biometrics and Process Control, Universiteit Gent, Gent, Belgium.
- PASSIG, F.H, E BLUNDI, C.E. (1997) “Filtro anaeróbio de fluxo ascendente: uma nova concepção” Anais do 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES, I-047, Foz do Iguaçu, PR, Brasil.
- PELEGRINO, E.C.F. (2011). Emprego de coagulante à base de tanino em sistema de pós-tratamento de efluente de reator UASB por flotação. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, 2011
- PENETRA, R. G. (2003). **Flotação Aplicada ao Pós-tratamento do Efluente de Reatores Anaeróbios de Leito Expandido Tratando Esgoto Sanitário**. 2003. 288p. Dissertação (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2003.
- PEREZ, F. P.(2015) **Influência da taxa de filtração em filtro de fibra flexível de poliéster na clarificação de efluente sintético de reator anaeróbio**. 2015. Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2015.
- PRIETO, ANA LUCIA (2011). Sequential Anaerobic and Algal Membrane Bioreactor (A2MBR) System for Sustainable Sanitation and Resource Recovery from Domestic Wastewater (2011). Graduate Theses and Dissertations. Disponível em: <<http://scholarcommons.usf.edu/etd/3296>>
- PROSAB (1999). Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e por Disposição Controlada no Solo. ABES, Rio de Janeiro, 464p.
- REALI, M. A. P. (1991). **Concepção e Avaliação de um Sistema Compacto para Tratamento de Águas de Abastecimento Utilizando o Processo de Flotação por Ar Dissolvido e Filtração com Taxa Declinante**. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- REALI, M.A.P.; PENETRA, R.G.; CARVALHO, M.E. (2001). Flotation Technique with Coagulant and Polymer Application Applied to the Post-treatment of Effluents from Anaerobic Reactor Treating Domestic Sewage. Water Science and Technology 44(04), p. 213-219, 2001.

- REALI, M. A. P. ; CAMPOS, J. R.; PENETRA, R. G. (2001A). Sewage treatment by anaerobic biological process associated with dissolved air flotation. *Water Science and Technology* 43(08), p. 91-98, 2001.
- SAAVEDRA, N.K. (2007). **Avaliação de bactérias fototróficas em lagoas de estabilização: diversidade, purificação e identificação.** Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.
- SACCHI, G. D. (2015). **Flotação por ar dissolvido aplicado à separação de microalgas cultivadas em fotobiorreator, alimentado com vinhaça pré-tratada físico-quimicamente, com vistas à exploração de seu potencial bioenergético.** Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2015.
- SANTOS, H.R. (2006). **Coagulação/precipitação de efluentes de reator anaeróbio de leito expandido e de sistema de lodo ativado precedido de reator UASB, com remoção de partículas por sedimentação ou flotação.** Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2006.
- SEGHEZZO, L. (2004). Anaerobic treatment of domestic wastewater in subtropical regions. Ph.D. Wageningen University, The Netherlands 172p, 2004.
- SHUKLA, S. R.; PAI, R. S. (2005). Adsorption of Cu(II), Ni(II) and Zn(II) on Modified Jute Fibres. *Bioresource Technology*. V. 96, n. 13, p. 1430-1438.
- SILVA, W.R. (2009). **Estudo cinético do processo de digestão anaeróbia de resíduos sólidos vegetais.** Tese (Doutorado) – Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa-PB, 2009.
- SINELLI, P. H. (2002) **Remoção de fósforo de efluente de tratamento anaeróbio por processo físico-químico.** São Paulo. 128 p. + Anexos. Dissertação (Mestrado), Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo.
- SPEECE, R. E. (1996). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*, Archae Press, ISBN: 0- 9650226-0-9, USA.
- VELA, F. J. (2006). **Tratamento de esgoto sanitário em reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais e periodicamente aerados.** 2006. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.
- VELUCHAMY, R. R. A.; BEYENAL, H.; LEWANDOWSKI, Z. (2008). Characterizing Temporal Development Biofilm Porosity Using Artificial Neural Networks. *Water Science & Technology*, Oxford, v. 57, n.12, p. 1867-1872.
- VERSIANI, B. M.; JORDÃO, E. P.; VOLSCHAN JÚNIOR, I.; DEZOTTI, M. W. C.; AZEVEDO, J. P. S. (2005). “Fatores Intervenientes no Desempenho de um Reator UASB Submetido a Diferentes Condições Operacionais” In: Anais do 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária Ambiental, Campo Grande, MS.

- XAVIER, J. B. ; PICIOREANU, C. ; ALMEIDA, J. S.; van LOOSDRECHT, M. C. M. (2003). Monitorização e modelação da estrutura de biofilmes. **Boletim de Biotecnologia**. V. 76, p. 2-13.
- YOSHIDA, F. (2005). **Remoção de matéria orgânica e fósforo de efluente de tratamento anaeróbio por processo físico-químico**. 2005. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo.
- YU, Q., XU, H., WILLIAMS, P. (2002). Development of flexible fibre biofilm reactor for treatment of food processing wastewater. **Environmental Technology**, v.24, p. 429-434.
- ZAIAT , M.; CABRAL, A. K. A.; FORESTI, E. (1996). Cell Wash-out and External Mass Transfer Resistance in Horizontal-flow Anaerobic Immobilized Sludge Reactor. **Water research**, v. 30, n. 10, p. 2435-39.

Apêndice A – Análise de metais no afluente do sistema e efluente do reator anaeróbio de fibras flexíveis (Reator 2)

A caracterização da concentração de metais no substrato foi realizada a partir de amostra com fração líquida sem diluição. Os resultados estão apresentados na Tabela A-1.

Tabela 34 – Análise de metais com amostra afluyente e efluente do Reator 2.

PARÂMETROS		AMOSTRAS		LIMITE DE DETECÇÃO	MÉTODO DE REFERÊNCIA
		BRUTO A5263	R2 A5264		
CÁDMIO	(mg Cd .L ⁻¹)	0,009	0,011	0,0006	SM 3111 B
COBRE	(mg Cu .L ⁻¹)	0,007	0,011	0,003	SM 3111 B
CROMO	(mg Cr .L ⁻¹)	< LD	0,007	0,005	SM 3111 B
CHUMBO	(mg Pb .L ⁻¹)	< LD	< LD	0,01	SM 3111 B
FERRO	(mg Fe .L ⁻¹)	0,507	0,563	0,005	SM 3111 B
MANGANÉS	(mg Mn .L ⁻¹)	0,019	0,023	0,003	SM 3111 B
NÍQUEL	(mg Ni .L ⁻¹)	0,038	0,043	0,008	SM 3111 B
ZINCO	(mg Zn .L ⁻¹)	0,095	0,075	0,002	SM 3111 B

*Ensaio realizado conforme a 22ª edição do Standard Methods

Fonte: Autoria própria.

Com base nos resultados das análises de metais foi possível observar valores muito semelhantes na amostra afluyente (bruto) e amostra do Reator 2, para todos os metais avaliados.

Apêndice B – Geração de produtos de fermentação em meio líquido

Análise de ácidos, acetona e álcoois por headspace

As análises de ácidos (acético, propiônico, isobutírico, butírico, isovalérico, valérico e capríco), acetona e álcoois (metanol, etanol e n-butanol) foram feitas por cromatografia gasosa com detector de ionização de chama (FID, Flame Ionization Dectector), empregando o método de “headspace” estático desenvolvido no LPB – EESC – USP. Utilizou-se ácido crotônico (padrão para os ácidos) e isobutanol (padrão para alcoóis e acetona) em meio ácido (ácido sulfúrico).

Utilizou-se o cromatógrafo Shimadzu GC2010® (software GC Solution) com as seguintes características:

Coluna HP-INNOWAX: comprimento de 30 m, diâmetro interno de 0,25 mm e espessura de filme 25 μm .

Temperatura do injetor: 250°C.

Temperatura do detector: 280°C.

Razão do Split: 1,0.

Fluxo do gás de arraste (H_2): 30 $\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$.

Fluxo do make-up ou gás auxiliar (N_2): 30 $\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$.

Fluxo do gás da chama (ar sintético): 300 $\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$.

Volume da amostra injetada: 400 μL .

Seringa de 2.5 mL.

Temperatura da seringa: 90°C.

Temperatura de incubação da amostra: 100°C.

O preparo das amostras foi feito em frascos – padrão de vidro com capacidade de 10 mL, com tampa rosqueável e septo de silicone com 18 mm de diâmetro. Foram adicionados 1 g de NaCl, 2 mL de amostra, 70 μL de solução de isobutanol, 100 μL de solução de ácido crotônico ($700\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$) e 200 μL de solução de H_2SO_4 2 $\text{mol}\cdot\text{L}^{-1}$.

A determinação dos limites de detecção foi realizada por meio de cálculos estatísticos, com os resultados das curvas de calibração.

Tabela 35 – Resultados de geração de subprodutos pela digestão anaeróbia em perfil vertical.

16/10/2014	18/03/2015	24/06/2015
------------	------------	------------

		P1	P2	P3	P1	P2	P3	P1	P2	P3
Reator 1	Etanol (mg/L)	17,46							16,62	
	Ac. Acético (mg/L)	7,07	5,76	11,55				34,53	244,54	256,28
	Ac. Propiônico (mg/L)	21,90					6,13	7,89	8,39	12,19
	Ac. Butírico (mg/L)	9,63	9,84	9,62	9,06	9,79	9,07	9,18	12,59	14,91
	Ac. Isovalérico (mg/L)	19,35					9,19	10,16	9,57	10,55
	Ac. Valérico (mg/L)	10,78		10,68	10,65	10,58		11,16	10,67	10,67
	Ac. Capróico (mg/L)	6,40					6,24	6,33		
Reator 2	Etanol (mg/L)						13,72			
	Ac. Acético (mg/L)		6,26					230,89	203,92	153,35
	Ac. Propiônico (mg/L)						6,80	19,44	14,82	13,24
	Ac. Butírico (mg/L)		9,66	9,29	9,07		9,00	9,68	9,52	9,83
	Ac. Isovalérico (mg/L)						9,18	11,29	10,63	10,46
	Ac. Valérico (mg/L)					10,75	10,49	10,56	10,63	11,13
	Ac. Capróico (mg/L)			6,27			6,27			
Reator3	Etanol (mg/L)								14,45	14,51
	Ac. Acético (mg/L)	13,95	2,03	0,77	27,63	35,69	6,24	175,87	8,59	229,28
	Ac. Propiônico (mg/L)	36,42	9,46	7,97	7,16	8,73	9,16	7,21		9,25
	Ac. Butírico (mg/L)	11,71	9,61	10,02		10,30		9,42		9,77
	Ac. Isovalérico (mg/L)	11,40	9,79	9,52	9,30	9,46		9,38		9,67
	Ac. Valérico (mg/L)	10,92		10,69	10,63	10,59				10,52
	Ac. Capróico (mg/L)	6,62					6,22		10,77	
Reator 4	Etanol (mg/L)									
	Ac. Acético (mg/L)				2,73	4,30	16,06	224,75	177,85	187,74
	Ac. Propiônico (mg/L)						6,63	19,68	17,78	8,78
	Ac. Butírico (mg/L)					9,00			10,89	9,43
	Ac. Isovalérico (mg/L)				9,34			11,48	10,84	9,59
	Ac. Valérico (mg/L)							11,00	10,58	10,45
	Ac. Capróico (mg/L)							6,58	6,25	
Reator 5	Etanol (mg/L)	1217,88								
	Ac. Acético (mg/L)	292,07					12,03	215,52	245,68	174,64
	Ac. Propiônico (mg/L)	49,24					6,48	35,11	12,83	11,02
	Ac. Butírico (mg/L)	16,70		9,17				9,57	11,74	9,10
	Ac. Isovalérico (mg/L)	11,60		9,76				14,89	10,31	9,91

	Ac. Valérico (mg/L)		10,58			10,54		10,89	10,49	10,55
	Ac. Capróico (mg/L)	7,11		6,25	6,25			6,29	6,24	
Reator 6	Etanol (mg/L)							14,51	21,32	13,80
	Ac. Acético (mg/L)						36,20	268,52	325,53	204,96
	Ac. Propiônico (mg/L)						7,59	11,75	11,95	13,23
	Ac. Butírico (mg/L)					8,97		11,31	9,00	11,06
	Ac. Isovalérico (mg/L)						9,32	10,02	10,03	10,26
	Ac. Valérico (mg/L)							10,72	10,68	10,80
	Ac. Capróico (mg/L)								6,23	6,25

Fonte: Autoria própria.

L