



Campus de São Carlos

**FLOTO-FILTRAÇÃO COMO PÓS-TRATAMENTO DO
EFLUENTE DE REATOR ANAERÓBIO TRATANDO
ESGOTO SANITÁRIO**

ANDRÉ LUIZ DE OLIVEIRA

ORIENTADOR: PROF. DR. MARCO ANTÔNIO PENALVA REALI

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO



**ESCOLA DE ENGENHARIA
DE SÃO CARLOS**

Livros Grátis

<http://www.livrosgratis.com.br>

Milhares de livros grátis para download.

**FLOTO-FILTRAÇÃO COMO PÓS-
TRATAMENTO DO EFLUENTE DE REATOR
ANAERÓBIO TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO**

André Luiz de Oliveira

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

Orientador: Prof. Doutor Marco Antônio Penalva Reali

São Carlos

2007

AUTORIZO A REPRODUÇÃO E DIVULGAÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento da Informação do Serviço de Biblioteca – EESC/USP

048f Oliveira, André Luiz de
Floto-filtração como pós-tratamento do efluente de reator anaeróbio tratando esgoto sanitário / André Luiz de Oliveira ; orientador Marco Antônio Penalva Reali. -- São Carlos, 2007.

Tese (Doutorado-Programa de Pós-Graduação em Hidráulica e Saneamento) -- Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 2007.

1. Flotação. 2. Floto-filtração. 3. Taxa de aplicação superficial. 4. Leito filtrante. 5. Quantidade de ar. 6. Reator anaeróbio - pós-tratamento. 7. Reator anaeróbio. I. Título.


FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **ANDRÉ LUIZ DE OLIVEIRA**

Tese defendida e julgada em 23-02-2007 perante a Comissão Julgadora:



Prof. Dr. **MARCO ANTONIO PENALVA REALI (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP) **APROVADO**



Prof. Titular **JOSÉ ROBERTO CAMPOS**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP) **APROVADO**



Prof.ª Dr.ª **SILVIA CLAUDIA SEMENSATO POVINELLI**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP) **APROVADO**



Prof. Dr. **MILTON TOMOYUKI TSUTIYA**
(Escola Politécnica/USP) **APROVADO**



Prof. Dr. **ANTONIO EDUARDO GIANSANTE**
(Universidade Anhembi/Morumbi) **APROVADO**



Prof. Associado **MARCELO ZAIAT**
Coordenador do Programa de Pós-Graduação
em Engenharia (Hidráulica e Saneamento)



Prof. Associado **GERALDO ROBERTO MARTINS DA COSTA**
Presidente da Comissão da Pós-Graduação da EESC

É costume de um tolo quando erra
queixar-se dos outros, é costume de
um sábio queixar-se de si mesmo.

Descartes

DEDICATÓRIA

À Ana Flávia, minha esposa, por tudo que representa em minha vida. Pelo carinho, pelo amor, pelo sorriso e pela dedicação a mim dispensados, sempre sem economia.

Aos meus pais José Francisco e Elza Augusto que sempre estiveram comigo e que incondicionalmente me dedicaram o mais puro e sincero amor.

Aos meus irmãos que sempre torceram por mim e que hoje certamente compartilham da minha felicidade.

AGRADECIMENTOS

À Ana Flávia por tudo o que representa em minha vida e pelo intenso apoio durante a realização deste trabalho.

Ao professor Marco Antônio Penalva Reali, por toda confiança, ensinamentos, incentivo e liberdade. Agradeço-o por oferecer a oportunidade de aprender engenharia visando à aplicação prática de nossas pesquisas e por me tornar um profissional com coragem de enfrentar novos desafios.

Aos professores e amigos Luiz Antônio Daniel, Marcelo Zaiat e José Roberto Campos pelos ensinamentos, pelas sugestões e pelo incentivo.

À professora Maria do Carmo Calijuri pela seriedade e competência com que coordena a pós-graduação do Departamento de Hidráulica e Saneamento.

À equipe do Laboratório de Saneamento, por toda colaboração, ensinamentos e cordialidade. Ao Paulo Fragiácomo, pela confiança e organização do laboratório; ao Júlio César Trofini, por toda ajuda, disposição, ensinamentos e paciência; à Maria Aparecida Peres Viúdes, por todo apoio e ajuda durante os oito anos de laboratório; à Juliana pela colaboração nas análises.

À equipe e grupo de amigos do Laboratório de Processos Biológicos, pelo apoio e dedicação em todas as atividades, exemplo de grupo de trabalho. Em especial, à professora Elizabeth Moraes (Beth) e a Maria Ângela Talarico Adorno (Janja), pela cordialidade, presteza, bom senso e carinho.

Aos professores Marcelo Zaiat, Luiz Antônio Daniel e Luiz Di Bernardo pelos ensinamentos, sugestões e dicas para a pesquisa.

Aos meus amigos e colegas de doutorado Cristiano Niciura, Marcelo de Júlio, Marcelo Barroso, Gustavo da Silva Prado, Rodrigo Braga Moruzzi, Renata Moretti, Renato Siman, Jeanete Beber, Carlos Vidal, Hélio Rodrigues dos Santos, Adelena e Leila Patrizzi pela ajuda, companheirismo e troca de idéias durante todo o trabalho experimental.

Aos funcionários da Seção de Transporte da EESC – USP, Paulo Roberto Romano, Ananias Paulino da Silva, Luiz Horácio dos Santos, Gilberto Peres e Gerson Sudano pela ajuda, suporte, companhia e paciência durante a operação do sistema.

Ao amigo Alcino que contribuiu imensamente para a realização desta pesquisa sempre com muita paciência e presteza e aos amigos Edson e Maurílio, sempre a postos para ajudar.

Aos funcionários do SHS: Rose, Sá, Pavi, Márcia, Valderez, Cecília, Sérgio, Valdecir, André, Roberto, Luiz, Edson, Therezinha e Adelina por toda colaboração.

Ao técnico Francisco Bergamin pelo apoio e auxílio na montagem da coluna de ensaios de expansão e fluidificação. Aos técnicos Roberto Bergamo, Wagner Lamon, Ana Paula Paim e Glauce GP por toda ajuda prestada e pela amizade.

Aos amigos e colegas da pós-graduação Luciana Mendonça, André Campos, Fernando Passig, Márcio Barboza, Nélia Callado, Rogers e Samantha Ribeiro, Flávia Talarico Saia, Arnaldo Sarti, Valmir Moraes, Mércia Domingues, Romeu Gadotti, Eduardo Cattony, Sávia Santos, Aurélio Picanço, Márcio Nemer, Giovane Penner, José Alberto Correia Leite, Ariovaldo da Silva, Alexandre Silveira, Leonardo Vieira Soares, Sérgio Brasil, Sérgio Siembra, Ana Paula Miqueleto, Alisson Borges, Luiz Hamilton Garbossa, Katt Lapa, Luis Ricardo Barros, João Moreira, Alexandre Botari, Patrícia de Falco, Saulo Godoi, Ronan Contrera, Monique Salgado, Karina Querne, André Coelho, Lara Steil, Luana Marelli, Cristina Iamamoto, Julia Hirasawa, Iolanda Cristina Duarte, Fábio Chinaglia, Rogério Gomes Penetra, Marcelo Eustáquio de Carvalho e Pedro Ivo dos Santos pelas lições e momentos de descontração.

Ao Flávio Gonçalves, meu sogrão, por todo incentivo, carinho e respeito.

À Escola de Engenharia de São Carlos e principalmente ao Departamento de Hidráulica e Saneamento que me recebeu por sete anos e,

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo, pela concessão da bolsa de doutorado (Processo FAPESP 01/06598-8). Ao assessor da fundação que acompanhou o desenvolvimento de todo o trabalho, pelas sugestões e críticas apresentadas nos pareceres dos relatórios, contribuindo efetivamente para melhora da pesquisa.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS.....	vii
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS.....	x
RESUMO.	xii
ABSTRACT	xiii
1-INTRODUÇÃO.....	1
2 - OBJETIVOS.....	3
3 - REVISÃO DE LITERATURA	4
3.1 - Flotação por ar dissolvido	4
3.2 - Filtração de esgoto sanitário	12
3.3 - Floto-filtração	18
4 - MATERIAL E MÉTODOS	24
4.1 - Considerações iniciais.....	24
4.2 - Descrição das instalações experimentais	24
4.2.1 - Reator Anaeróbio de Leito Expandido	24
4.2.2 - Unidades de coagulação, floculação/flotação e filtração em escala de bancada	27
4.2.3 - Descrição da Unidade de floto-filtração utilizada nas etapas 1 e 2 da fase 2 do trabalho experimental.....	29
4.2.3.1 - Particularidades a respeito da unidade de floto-filtração utilizada estritamente na etapa 2 da fase 2 do trabalho experimental.....	35
4.3 - Programação dos ensaios	38
4.3.1 – Fase 1: Ensaios preliminares	38
4.3.1.1 - Monitoramento durante 24 horas do Esgoto Bruto (EB) e do efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEx) utilizado como unidade precedente à unidade piloto de floto-filtração (FFAD)	39
4.3.1.2 - Determinação da eficiência da câmara de saturação utilizada nos experimentos com a instalação piloto de floto-filtração e da câmara de saturação utilizada nos experimentos em escala de bancada (flotateste)	40
4.3.1.3 - Ensaios com a unidade de flotação por ar dissolvido em escala de bancada (Flotateste).....	43
4.3.1.4 - Ensaios com a unidade de flotação por ar dissolvido seguida de unidade de filtração em escala de bancada (Flotateste-filtros)	48
4.3.2 - Fase 2: Ensaios com a instalação piloto de floto-filtração por ar dissolvido... 50	
4.3.2.2 - Etapa 1 da fase 2: Ensaios com a instalação piloto de floto-filtração por ar dissolvido sem colocação de leito filtrante (FAD).....	54
4.3.2.3 - Etapa 2 da fase 2: Ensaios com a instalação piloto de floto-filtração por ar dissolvido com leito filtrante (FFAD).....	59
5 - APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS.....	63
5.1 - Considerações iniciais.....	63
5.2 - Resultados obtidos na fase 1 da investigação experimental: Ensaios preliminares 63	
5.2.1 - Desempenho do Reator Anaeróbio de Leito Expandido no monitoramento 24 horas	63
5.2.2 - Resultados obtidos no ensaio de determinação da eficiência da câmara de saturação.....	66
5.2.3 - Ensaios realizados com a instalação de floculação/flotação em escala de laboratório (flotateste)	69

5.2.4 - Resultados obtidos com a utilização da unidade de flotação por ar dissolvido seguida de unidade de filtração em escala de bancada (flotatestes-filtros)	84
5.3 - Resultados obtidos na fase 2 da investigação experimental com utilização da unidade piloto de floto-filtração por ar dissolvido (FFAD)	95
5.3.1 - Etapa 1 da fase 2: Resultados obtidos para os ensaios realizados com a unidade piloto de floto-filtração sem o leito filtrante	95
5.3.1.1 - Ensaio 1: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 10 \%$ ($S^* = 8 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$)	95
5.3.1.2 - Ensaio 2: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$) ..	100
5.3.1.3 - Ensaio 3: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 20 \%$ ($S^* = 16 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$) ..	105
5.3.1.4 - Ensaio 4: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 250 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 10 \%$ ($S^* = 8 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$) ..	110
5.3.1.5 - Ensaio 5: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 250 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$) ..	115
5.3.1.6 - Ensaio 6: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 250 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 20 \%$ ($S^* = 16 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$) ..	119
5.3.1.7 - Ensaio 7: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 10 \%$ ($S^* = 8 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$) ..	124
5.3.1.8 - Ensaio 8: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$) ..	129
5.3.1.9 - Ensaio 9: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 20 \%$ ($S^* = 16 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$) ..	133
5.3.1.10 - Considerações finais a respeito da operação da unidade piloto de floto-filtração sem a utilização dos leitos filtrantes	138
5.3.2 - Etapa 2 da Fase 2: Resultados para os ensaios realizados com a unidade piloto de floto-filtração com utilização de leito filtrante (FFAD - unidade “completa”)....	142
5.3.2.1 - Resultados obtidos com operação do floto-filtro com leito filtrante composto por areia uniforme (C.U. < 1,25) com grãos de tamanho entre 0,59 mm e 0,84 mm e T.E. de 0,6	142
5.3.2.1.1 - Ensaio 1: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$)	142
5.3.2.1.2 - Ensaio 2: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 250 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$)	151
5.3.2.1.3 - Ensaio 3: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $TAS = 300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$)	159
5.3.2.2 - Resultados obtidos com a operação do floto-filtro com leito filtrante composto por areia uniforme (C.U. < 1,13) com grãos de tamanho entre 0,7 mm e 1,0 mm e T.E. de 0,8	168
5.3.2.2.1 - Ensaio 1: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $T_F = 20$ min, $TAS = 200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$)	168
5.3.2.2.2 - Ensaio 2: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $T_F = 20$ min, $TAS = 250 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$)	176

5.3.2.2.3 - Ensaio 3: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $G_F = 90$ s ⁻¹ , $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m ³ /m ² .dia, $R = 15$ % ($S^* = 12$ g _{ar} /m ³).....	185
5.3.2.2.4 - Considerações a respeito da operação da unidade piloto de floto-filtração com o leito filtrante (unidade “completa”)	192
6 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	198
7 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	202

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Evolução da tecnologia de Flotação por ar dissolvido nas últimas 8 décadas...	7
Figura 3.2 - Esquema dos materiais suporte K1L e K2L	17
Figura 3.3 - Esquema da instalação de floto-filtração em contracorrente (COCO-DAFF).	22
Figura 4.1 - Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEx) e seus componentes	26
Figura 4.2 - Fotos do Reator Anaeróbio de Leito Expandido precedente à unidade de floto-filtração, situado no Campus I da USP em São Carlos – SP.....	27
Figura 4.3 - Fotografia do Equipamento de Flotatestes desenvolvido no Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos – SP e unidades de filtração em areia acopladas às câmaras de floculação/flotação.....	28
Figura 4.4 - Fotografia dos filtros em escala de bancada acoplados ao equipamento de Flotatestes para ensaios preliminares de floculação/flotação e filtração	29
Figura 4.5 - Fotografia da unidade de mistura rápida em linha com destaque para o ponto de injeção de coagulante e detalhes do dispositivo	30
Figura 4.6 - a) Fotografia dos floculadores mecanizados e b) detalhes da parte interna dos floculadores mecanizados.....	31
Figura 4.7 - a) Fotografia da unidade de floto-filtração no ponto de entrada de água floculada, água saturada com ar e registro de agulha para controle da vazão de recirculação e b) detalhe dos dispositivos	33
Figura 4.8 - a) Fotografia do raspador de superfície com destaque para a calha coletora e os mecanismos que compõem o raspador e b) detalhes do dispositivo com detalhe para o ponto de locação do moto redutor, do raspador e da calha de coleta.....	33
Figura 4.9 - Fotografias dos equipamentos pertencentes ao aparato experimental utilizado nas etapas 1 e 2 da segunda fase do trabalho experimental.....	34
Figura 4.10 - Fotografia frontal da instalação piloto ilustrando o reator principal e parte dos acessórios da unidade	35
Figura 4.11 - Fotografias dos equipamentos pertencentes à instalação experimental utilizada estritamente na etapa 2 da fase 2 do trabalho experimental	37
Figura 4.12 - Resumo dos ensaios preliminares realizados na fase 1 do trabalho experimental	39
Figura 4.13 - Equipamento para medir a eficiência de saturação da câmara de saturação .	40
Figura 4.14 - Composição equilibrada de ar saturado a diferentes pressões de saturação ..	43
Figura 4.15 - Resumo de todos os ensaios realizados com a unidade de flotação por ar dissolvido em escala de laboratório (flotatestes)	47
Figura 4.16 - Resumo de todos os ensaios realizados com a unidade de flotação por ar dissolvido seguida de filtros em escala de bancada.....	49
Figura 4.17 - Pontos de coleta de amostras e análises realizadas em cada ponto na etapa 1 da fase 2, ou seja, operação do floto-filtro sem utilização do leito filtrante.....	55
Figura 4.18 - Fluxograma de realização dos experimentos da etapa 1 da fase 2 com utilização da unidade piloto de floto-filtração sem o leito filtrante.....	59
Figura 4.19 - Pontos de coleta de amostras e análises realizadas em cada ponto na etapa 2 da fase 2, ou seja, operação do floto-filtro com utilização do leito filtrante	61
Figura 4.20 - Fluxograma de realização dos experimentos da etapa 2 da fase 2 da investigação experimental com utilização da unidade piloto de floto-filtração com leito filtrante	62
Figura 5.1 - Valores de DQO bruta e filtrada (DQO_B , DQO_F), $P-PO_4^{3-}$, pH, temperatura, e ST do esgoto bruto e efluente do RALEx para o ensaio de monitoramento com duração de 24 horas.....	64
Figura 5.2 - Valores de SST, turbidez, alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB), nitrogênio total kjedahl (NTK), nitrogênio amoniacal ($N-NH_4^+$), do EB e	

- RALEx para o ensaio de monitoramento com duração de 24 horas e eficiências de remoção dos parâmetros constantes na Figura 5.2 e na Figura 5.1. 65
- Figura 5.3 - Dados de turbidez, cor e Abs_{254nm} para ensaio com o flotateste, fixos os valores de Psat = 450 kPa, R = 20%, Tmr = 10 s, Gmr = 1000 s⁻¹, G_F = 80 s⁻¹ com: a, b, c) Passo 1–DCF = 30 mg/L, 40 mg/L, 50 mg/L, 60 mg/L, 70 mg/L, 80 mg/L, 90 mg/L e 100 mg/L, T_F = 20 min; d, e, f) Passo 2–T_F=10, 14, 18, 22 min, DCF = 60 mg/L, G_F = 80 s⁻¹. 70
- Figura 5.4 - Dados de turbidez, cor e absorvância a 254 nm para ensaio com o flotateste, fixos os valores de Psat = 450 kPa, DCF=60 mg/L, Tmr = 10 s, Gmr = 1000 s⁻¹, com: a, b, c) Passo 3: G_F = 60, 70, 90, 100 s⁻¹, T_F = 20 min, R = 20% e d, e, f) Passo 4: R = 10, 15, 25, 30%, DCF = 60 mg/L, T_F = 20 min, G_F = 90 s⁻¹. 72
- Figura 5.5 - a, b, c) Dados de turbidez, cor e Abs_{254nm} para ensaio com o flotateste com DCF = 55, 60, 65 e 70 mg/L, Tmr = 10 s, Gmr = 1000 s⁻¹, T_F = 20 min, G_F = 90 s⁻¹, R = 10% e Psat = 450 kPa e d) resultados de turbidez, cor Abs_{254nm}, pH e temperatura do EB e do RALEx 73
- Figura 5.7 - a, b, c) Dados de turbidez, cor e Abs_{254nm} para ensaio com o flotateste utilizando-se DCF = 0, 30, 40, 50, 60, 65, 70, 75, 80, 90, 100, 120, 140 e 160 mg/L, Tmr = 10 s, Gmr = 1000 s⁻¹, T_F = 20 min, G_F = 90 s⁻¹, R = 10% e Psat = 450 kPa e d) resumo dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm}, pH e temperatura para o EB e RALEx e os valores de pH de coagulação 75
- Figura 5.8 - a, b, c, d, e, f) Dados de turbidez, para ensaio com o flotateste com variação da Dosagem de Cloreto Férrico em decorrência da variação da turbidez do efluente do RALEx de acordo com o horário de coleta de amostra mantendo-se fixos Tmr = 10 s, Gmr = 1000 s⁻¹, T_F = 20 min, G_F = 90 s⁻¹, R = 10% e Psat = 450 kPa e g) resumo dos valores de turbidez e pH do EB e RALEx durante o ensaio..... 77
- Figura 5.9 - Dados de turbidez, cor e Abs_{254nm} para amostras do efluente do RALEx coletadas às 9:00 horas (a, b, c) e 12:00 horas (d, e, f) com DCF de 0 mg/L a 90 mg/L, Psat = 450 ± 10 kPa, Tsat = 10 min, Tmr = 10s, Gmr = 1000 s⁻¹, T_F = 15 min, G_F = 90 s⁻¹ e R = 15% e g) resumo dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm} e pH para o EB e RALEx..... 80
- Figura 5.10 - Dados de turbidez, cor e Abs_{254nm} para amostras do efluente do RALEx coletadas às 15:00 horas (a, b, c) e 18:00 horas (d, e, f) com DCF de 0 mg/L a 90 mg/L, Psat = 450 ± 10 kPa, Tsat = 10 min, Tmr = 10s, Gmr = 1000 s⁻¹, T_F = 15 min, G_F = 90 s⁻¹ e R = 15% e g) resumo dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm} e pH para o EB e RALEx..... 81
- Figura 5.11 - a) Valores de P-PO₄³⁻ do EB, RALEx e do efluente flotado do RALEx para diferentes DCF, b) valores de DQO filtrada e bruta do EB , DQO filtrada e bruta do RALEx e DQO do efluente flotado do RALEx para diferentes DCF, c) valores de SST do EB e do RALEx e d) resumo dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm} e pH do EB e RALEx . Foram mantidos fixos para o ensaio Psat = 450 ± 10 kPa, Tsat = 10 min, Tmr = 10s, Gmr = 1000 s⁻¹, T_F = 15 min, G_F = 90 s⁻¹ e R = 15%. 82
- Figura 5.12 - Fração de turbidez do efluente flotado do RALEx de amostra coletadas a velocidades de flotação de 7,5, 12,5, 17,5, 22,5 e 27,5 cm/min. Nos passos 1 e 2 fixou-se Psat = 450 kPa, Tsat = 10 min, Tmr = 10 s, Gmr = 1000 s⁻¹, T_F = 20 min, G_F = 90 s⁻¹ e R = 10%. Para os passos 3, 4 e 5 fixou-se Psat = 450 kPa, Tsat = 10 min, Tmr = 10 s, Gmr = 1000 s⁻¹, DCF = 65 mg/L e R = 10%. No passo 6 fixou-se Psat = 450 ± 10 kPa, Tsat = 10 min, Tmr = 10 s, Gmr = 1000 s⁻¹, DCF = 65 mg/L, T_F = 15 min e G_F = 60 s⁻¹ 85
- Figura 5.13 - a, b, c, d, e, f) Dados de turbidez de amostra coletada do efluente flotado do RALEx com velocidades de flotação de 7,5 cm/min (E VF7,5) e efluente filtrado (E

Filtrado) após passar por filtro de areia com tamanho de grãos entre 0,42 mm e 0,59 mm e g) resumos do valores de turbidez, cor, Abs _{254nm} , pH e temperatura para o EB e RALEx.....	87
Figura 5.14 - a, b, c, d, e, f) Dados de cor de amostra coletada do efluente flotado do RALEx com velocidades de flotação de 7,5 cm/min (E VF7,5) e efluente filtrado (E Filtrado) após passar por filtro de areia com tamanho de grãos entre 0,42 mm e 0,59 mm e g) resumos do valores de turbidez, cor, Abs _{254nm} , pH e temperatura para o EB e RALEx.....	88
Figura 5.15 - a, b, c, d, e, f) Dados de Abs _{254nm} de amostra coletada do efluente flotado do RALEx com velocidades de flotação de 7,5 cm/min (E VF7,5) e efluente filtrado (E Filtrado) após passar por filtro de areia com tamanho de grãos entre 0,42 mm e 0,59 mm e g) resumos do valores de turbidez, cor, Abs _{254nm} , pH e temperatura para o EB e RALEx.....	89
Figura 5.16 - Resultados do ensaio com o flotateste seguido de filtro com tamanho dos grãos de 0,59 a 0,71 mm.....	92
Figura 5.17 - Resultados do ensaio com o flotateste seguido de filtro 1 com tamanho dos grãos de 0,71 a 0,84 mm (a, b, c, d) e filtro 2 de 0,84 a 1,00 mm (e, f, g, h).	93
Figura 5.18 - Valores de pH, SST, SST _F , SST _V , DQO _B , DQO _F obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, G _F = 90s ⁻¹ , TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 10 %.....	96
Figura 5.19 - Valores de turbidez, cor, OD, Abs ₂₅₄ , P-PO ₄ ³⁻ , obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, G _F = 90s ⁻¹ , TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 10 %.....	97
Figura 5.20 - Valores de pH, SST, SST _F , SST _V , DQO _B , DQO _F obtidos com operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, G _F = 90s ⁻¹ , TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	101
Figura 5.21 - Valores de turbidez, cor, OD, P-PO ₄ ³⁻ , obtidos com operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, G _F = 90s ⁻¹ , TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	102
Figura 5.22 - Valores de pH, SST, SST _F , SST _V , DQO _B , DQO _F obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, G _F = 90s ⁻¹ , TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 20 %.....	106
Figura 5.23 - Valores de turbidez, cor, OD, P-PO ₄ ³⁻ , obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, G _F = 90s ⁻¹ , TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 20 %.....	107
Figura 5.24 - Valores de pH, SST, SST _F , SST _V , DQO _B , DQO _F obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 10 %.....	111
Figura 5.25 - Valores de turbidez, OD, P-PO ₄ ³⁻ , obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 10 %.....	112
Figura 5.26 - Valores de pH, SST, SST _F , SST _V , DQO _B , DQO _F obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	116
Figura 5.27 - Valores de turbidez, OD, P-PO ₄ ³⁻ , obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	117
Figura 5.28 - Valores de pH, SST, SST _F , SST _V , DQO _B , DQO _F obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 20 %.....	120
Figura 5.29 - Valores de turbidez, OD, P-PO ₄ ³⁻ , obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 20 %.....	121

Figura 5.30 - Valores de pH, SST, SST _F , SST _V , DQO _B , DQO _F obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 15 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 10 %.	125
Figura 5.31 - Valores de turbidez, OD, P-PO ₄ ³⁻ , obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 15 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 10 %.	126
Figura 5.32 - Valores de pH, SST, SST _F , SST _V , DQO _B , DQO _F obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 15 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	130
Figura 5.33 - Valores de turbidez, OD, P-PO ₄ ³⁻ , obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 15 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	131
Figura 5.34 - Valores de pH, SST, SST _F , SST _V , DQO _B , DQO _F obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 15 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 20 %.	135
Figura 5.35 - Valores de turbidez, OD, P-PO ₄ ³⁻ , obtidos com operação do floto-filtro com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 15 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 20 %.	136
Figura 5.36 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO ₄ ³⁻ e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	144
Figura 5.37 - Valores de SST, Abs _{254nm} e DQO obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	145
Figura 5.38 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	147
Figura 5.39 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,59 mm - 0,84 mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	148
Figura 5.40 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	148
Figura 5.41 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO ₄ ³⁻ e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	153
Figura 5.42 - Valores de SST, Abs _{254nm} , DQO e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	154
Figura 5.43 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	155
Figura 5.44 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,59 mm - 0,84 mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	157
Figura 5.45 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	157
Figura 5.46 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO ₄ ³⁻ e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 18 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.	160

Figura 5.47 - Valores de SST, Abs _{254nm} e DQO obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 18 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	163
Figura 5.48 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 18 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	164
Figura 5.49 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,59 mm - 0,84 mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 18 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 15 %... ..	164
Figura 5.50 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 18 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	165
Figura 5.51 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO ₄ ³⁻ e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,7 mm-1,0mm) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	169
Figura 5.52 - Valores de SST, Abs _{254nm} , DQO e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,7 mm-1,0mm) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	171
Figura 5.53 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm-1,00 mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	172
Figura 5.54 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,70 mm - 1,00 mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %... ..	173
Figura 5.55 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm - 1,00 mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 200 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	173
Figura 5.56 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO ₄ ³⁻ e turbidez obtidos com operação do floto-filtro composto por areia de tamanhos dos grãos entre 0,7 mm e 1,0mm, com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	177
Figura 5.57 - Valores de SST, Abs _{254nm} nm, DQO e turbidez com operação do floto-filtro (0,7 mm-1,0mm) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	179
Figura 5.58 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm-1,00 mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	181
Figura 5.59 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,70 mm - 1,00 mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %... ..	181
Figura 5.60 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm - 1,00 mm, Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 20 min, TAS = 250 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	182
Figura 5.61 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO ₄ ³⁻ e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,7 mm-1,0mm) com Psat = 450 ± 10 kPa, T _F = 18 min, TAS = 300 m ³ /m ² .dia e R = 15 %.....	186

- Figura 5.62 - Valores de SST, Abs_{254nm} nm, DQO e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,7 mm-1,0mm) com $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m^3/m^2 .dia e $R = 15$ % 187
- Figura 5.63 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm-1,00 mm, $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m^3/m^2 .dia e $R = 15$ % 188
- Figura 5.64 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,70 mm - 1,00 mm, $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m^3/m^2 .dia e $R = 15$ %... 189
- Figura 5.65 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm - 1,00 mm, $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m^3/m^2 .dia e $R = 15$ % 190

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 - Composição da camada suporte do filtro e dos leitos filtrantes utilizados na etapa 2 da fase 2 do trabalho experimental.....	36
Tabela 4.2 - Valores das constantes da Lei de Henry para o oxigênio e o nitrogênio a diferentes temperaturas.....	42
Tabela 4.3 - Quadro demonstrativo das taxas de aplicação superficial testadas, vazões afluentes e tempos de floculação para os ensaios da fase 2.....	53
Tabela 5.1 - Concentração mássica teórica de ar na água em equilíbrio com o colchão de ar pressurizado no interior da câmara de saturação de escoamento contínuo e os valores da concentração real de ar na massa líquida	67
Tabela 5.2 -Valores das concentrações de ar disponível para o processo de flotação para as diferentes taxas de recirculação e taxas de aplicação superficial estudadas no floto-filtro na fase 2 do trabalho.....	67
Tabela 5.3 - Concentração teórica de ar em equilíbrio na câmara de saturação com ventosa (flotateste).....	68
Tabela 5.4 - Valores obtidos para pH, turbidez, cor, Abs _{254nm} , SST, SST _F , SST _V , P-PO ₄ ³⁻ , DQO _B , DQO _F , OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 1 descrito no item 5.3.1.1.....	98
Tabela 5.5 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 1 descrito no item 5.3.1.1	99
Tabela 5.6 - Valores obtidos para pH, turbidez, cor, SST, SST _F , SST _V , P-PO ₄ ³⁻ , DQO _B , DQO _F , OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 2 descrito no item 5.3.1.2.....	104
Tabela 5.7 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 2 descrito no item 5.3.1.2.....	104
Tabela 5.8 - Valores obtidos para pH, turbidez, cor, SST, SST _F , SST _V , P-PO ₄ ³⁻ , DQO _B , DQO _F , OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 3 descrito no item 5.3.1.3.....	108
Tabela 5.9 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 3 descrito no item 5.3.1.3.....	109
Tabela 5.10 - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST _F , SST _V , P-PO ₄ ³⁻ , DQO _B , DQO _F , OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 4 descrito no item 5.3.1.4.....	113
Tabela 5.11 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 4 descrito no item 5.3.1.4.	114
Tabela 5.12 - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST _F , SST _V , P-PO ₄ ³⁻ , DQO _B , DQO _F , OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 5 descrito no item 5.3.1.5.....	118
Tabela 5.13 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do	

- flotador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 5 descrito no item 5.3.1.5. 118
- Tabela 5.14** - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 6 descrito no item 5.3.1.6..... 122
- Tabela 5.15** - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 6 descrito no item 5.3.1.6. 122
- Tabela 5.16** - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 7 descrito no item 5.3.1.7..... 127
- Tabela 5.17** - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 7 descrito no item 5.3.1.7. 128
- Tabela 5.18** - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 8 descrito no item 5.3.1.8..... 132
- Tabela 5.19** - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB) e do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 8 descrito no item 5.3.1.8. 133
- Tabela 5.20** - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 9 descrito no item 5.3.1.9..... 137
- Tabela 5.21** - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB) e do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 9 descrito no item 5.3.1.9. 137
- Tabela 5.22** - Resumo dos valores médios obtidos para turbidez, SST, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, cor, Abs_{254nm}, P-PO₄³⁻ do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) e do Efluente do Flotador (FAD) para todos os ensaios da etapa 1 da fase 2. 140
- Tabela 5.23** - Valores obtidos para pH, temperatura, turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, condutividade, cor, Abs_{254nm}, OD e P-PO₄³⁻, para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 1 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos de 0,59 mm a 0,84 mm como descrito no item 5.3.2.1.1. 150
- Tabela 5.24** - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 1 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos de 0,59 mm a 0,84 mm como descrito no item 5.3.2.1.1..... 151
- Tabela 5.25** - Valores obtidos para pH, temperatura, turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, condutividade, cor, Abs_{254nm}, OD e P-PO₄³⁻, para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 2 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos do leito de 0,59 mm a 0,84 mm como descrito no item 5.3.2.1.2. 158
- Tabela 5.26** - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 2 realizado com o floto-filtro com

tamanho dos grãos do leito de 0,59 mm a 0,84 mm como descrito no item 5.3.2.1.2.	159
Tabela 5.27 - Valores obtidos para pH, temperatura, turbidez, SST, DQO _B , DQO _F , condutividade, cor, Abs _{254nm} , OD e P-PO ₄ ³⁻ , para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 3 realizado com o floto-filtro com tamanhos dos grãos do leito de 0,59 mm a 0,84 mm como descrito no item 5.3.2.1.3.	167
Tabela 5.28 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 3 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos do leito de 0,59 mm a 0,84 mm como descrito no item 5.3.2.1.3.	168
Tabela 5.29 - Valores obtidos para pH, temperatura, turbidez, SST, DQO _B , DQO _F , condutividade, cor, Abs _{254nm} , OD e P-PO ₄ ³⁻ , para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 1 realizado com o floto-filtro com tamanhos dos grãos do leito de 0,7 mm a 1,0 mm como descrito no item 5.3.2.2.1.	175
Tabela 5.30 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 1 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos do leito de 0,7 mm a 1,0 mm como descrito no item 5.3.2.2.1. .	176
Tabela 5.31 - Valores obtidos para pH, temperatura, turbidez, SST, DQO _B , DQO _F , condutividade, cor, Abs _{254nm} , OD e P-PO ₄ ³⁻ , para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 2 realizado com o floto-filtro com tamanhos dos grãos do leito de 0,7 mm a 1,0 mm como descrito no item 5.3.2.2.2	184
Tabela 5.32 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 2 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos do leito de 0,7 mm a 1,0 mm como descrito no item 5.3.2.2.2 ..	185
Tabela 5.33 - Valores obtidos para pH, temperatura, turbidez, SST, DQO _B , DQO _F , condutividade, cor, Abs _{254nm} , OD e P-PO ₄ ³⁻ , para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 3 realizado com o floto-filtro com tamanhos dos grãos do leito de 0,7 mm a 1,0 mm como descrito no item 5.3.2.2.3	191
Tabela 5.34 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 3 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos do leito de 0,7 mm a 1,0 mm como descrito no item 5.3.2.2.3 ..	192
Tabela 5.35 – Resumo dos valores médios obtidos para turbidez, SST, DQO _B , DQO _F , cor, Abs _{254nm} , P-PO ₄ ³⁻ para todos os ensaios da etapa 2 da fase 2 e as eficiências de remoção.	195
Tabela 5.36 – Resumo dos valores médios obtidos para sulfato, dureza, N-NH ₄ ⁺ , NTK, DBO, coliformes totais (Coli T), coliformes fecais (Coli F), alcalinidade intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis (Ac. Vol.) para todos os ensaios da etapa 2 da fase 2.	196

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

- $Ab_{S_{254nm}}$ - Absorbância da amostra medida no comprimento de onda 254 nm (cm^{-1})
- Ac.Vol - Ácidos Voláteis
- COCO-DAFF - Floto-Filtração por Ar Dissolvido em Contra-Corrente
- COT - Carbono Orgânico Total
- C.U. - Coeficiente de Desuniformidade
- D_{10} - Diâmetro Efetivo (mm)
- D_{60} - tamanho equivalente a 60% em peso massa do material que passa no peneiramento (mm)
- DBO - Demanda Bioquímica de Oxigênio ($mg\ O_2/L$)
- DCF - Dosagem de Cloreto Férrico ($mg\ Fe_2Cl_3/L$)
- DQO - Demanda Química de Oxigênio ($mg\ O_2/L$)
- DQO_F - Demanda Química de Oxigênio de amostra Filtrada ($mg\ O_2/L$)
- DQO_B - Demanda Química de Oxigênio de amostra Bruta ($mg\ O_2/L$)
- EB - Esgoto Bruto
- EESC - Escola de Engenharia de São Carlos
- E Filtrado - Efluente do Ralex Flotado filtrado em filtro de areia
- ETE - Estação de Tratamento de Esgoto
- ETEs - Estações de Tratamento de Esgoto
- E VF7,5 - Efluente do Ralex Flotado coletado a velocidade de flotação de 7,5 cm/min
- FADAT - Flotação por Ar Dissolvido de Alta Taxa
- FAD - Flotação por Ar Dissolvido
- FADEHBR - Flotação por Ar Dissolvido com Escoamento Horizontal entre placas e Baixos números de Reynolds
- FD - Filtração Direta
- FFAD - Floto-Filtração por Ar Dissolvido
- G_{mr} - Gradiente velocidade da Mistura Rápida (s^{-1})
- G_F - Gradiente de velocidade da Floculação (s^{-1})
- NTK - Nitrogênio Total Kjeldahal ($mg\ N/L$)
- $N-NH_4^+$ - Nitrogênio na forma de nitrogênio amoniacal ($mg\ O_2/L$)
- OD - Oxigênio Dissolvido ($mg\ O_2/L$)
- pH - Potencial Hidrogeniônico
- $P-PO_4^{3-}$ - Fósforo na forma de fosfato (mg/L)

Psat - Pressão de Saturação (kPa)

RALEx - Reator Anaeróbio de Leito Expandido

RA - Registro de Agulha

R - Taxa de recirculação (%)

SEH - Sedimentação com Escoamento Horizontal

SEV - Sedimentação com Escoamento Vertical

S* - Quantidade de ar fornecida ao processo de flotação por ar dissolvido ($\text{g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$)

SS - Sólidos Suspensos (mg/L)

SST - Sólidos Suspensos Totais (mg/L)

SST_F - Sólidos Suspensos Totais Fixos (mg/L)

SST_V - Sólidos Suspensos Totais Voláteis (mg/L)

TAS - Taxa de Aplicação Superficial ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$)

TC - Tempo de Contato (min)

T.E. - Tamanho Efetivo (mm)

Tmr - Tempo de Mistura Rápida (s)

T_F - Tempo de Floculação (min)

Tsat - Tempo de saturação (min)

TS - Taxa de Aplicação de Sólidos ($\text{Kg SST}/\text{m}^2.\text{dia}$)

UASB - Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo

USP - Universidade de São Paulo

UV - Radiação Ultravioleta

V_F - Velocidade de Flotação (cm/min)

RESUMO

OLIVEIRA, A.L. (2007). *Floto-filtração como pós-tratamento do efluente de reator anaeróbio tratando esgoto sanitário*. São Carlos, 2007. 209 p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

Este trabalho compreende o estudo do desempenho de sistema piloto de floto-filtração, aplicado ao pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio, sob diferentes taxas de aplicação superficial, quantidade de ar fornecida ao processo e leitos filtrantes. O trabalho foi dividido em duas fases: ensaios preliminares (fase 1) e ensaios com o floto-filtro (fase 2), sem utilização de leito filtrante (etapa 1 da fase 2) e com utilização do leito filtrante (etapa 2 da fase 2). A fase 1, realizada com unidade de flotação por ar dissolvido em escala de bancada, apresentou resultados satisfatórios em termos de redução de turbidez, cor e Abs_{254nm} para dosagens de cloreto férrico entre 40 a 80 mg/L na maior parte dos ensaios. Os dados desta fase serviram principalmente para a determinação e adoção dos melhores parâmetros operacionais a serem utilizados na fase seguinte. Na etapa 1 da fase 2, o sistema foi analisado sob a ótica da qualidade da água produzida em condições variáveis de dosagem de cloreto férrico, tempo e gradiente de floculação, taxa de recirculação e taxa de aplicação superficial. Para as amostras coletadas foram analisadas as variáveis turbidez, temperatura, condutividade, DQO, SST, pH, cor, Abs_{254nm} , metais, OD, $P-PO_4^{3-}$, NTK e $N-NH_4^+$. Foram obtidas eficiências globais de 88 a 97% de redução na turbidez (residual < 20 uT), 84 a 98% de SST (residual < 25 mg/L), 87 a 94% de DQO_B (residual < 60 mg/L), 78 a 92% de DQO_F (residual < 40 mg/L), 85 a 96% de $P-PO_4^{3-}$ (residual < 2 mg/L) e menor que 30% para NTK e $N-NH_4^+$. Na etapa 2 da fase 2, além das análises supracitadas, foram analisadas as variáveis DBO, coliformes totais e fecais, sulfatos, dureza, alcalinidade, ácidos voláteis e turbidez ao longo do leito filtrante além da medida de perda de carga no decorrer da carreira de filtração. Foram monitorados a perda de carga ao longo do leito filtrante, carreira de filtração. Nesta fase, a instalação piloto de floto-filtração foi avaliada mediante a variação da taxa de aplicação superficial e do leito filtrante. Os resultados foram positivos com efluente final apresentando turbidez média abaixo de 2 uT e duração média da carreira filtração de 24 horas. Foram obtidas eficiências globais de 96 a 99% de redução na turbidez (residual < 7 uT), 96 a 99% de SST (residual < 6 mg/L), 93 a 96% de DQO_B (residual < 40 mg/L), 89 a 97% de DQO_F (residual < 34 mg/L), 93 a 98% de $P-PO_4^{3-}$ (residual < 0,3 mg/L), menor que 30% para NTK e $N-NH_4^+$, 96 a 98% de cor (residual < 50 uC) e 80 a 82% de Abs_{254nm} (residual < 0,198). Desta forma, em virtude dos bons resultados apresentados, pôde-se constatar que a floto-filtração é uma alternativa atraente no pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio.

Palavras-chave: Floto-filtração, taxa de aplicação superficial, leito filtrante, quantidade de ar, pós-tratamento, reator anaeróbio.

ABSTRACT

OLIVEIRA, A.L. (2007). *Floto-filtração como pós-tratamento do efluente de reator anaeróbio tratando esgoto sanitário*. São Carlos, 2007. 209 p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

This work assesses the performance of a floto-filtration pilot system, applied to the post-treatment of an anaerobic reactor effluent, under different superficial application rates, amount of air supplied to the process and filter beds. The work was divided in two phases: preliminary essays (phase 1), essays with the floto-filter without using filter bed (step 1 of phase 2) and essays with the floto-filter using filter beds (step 2 of phase 2). Phase 1, carried out with bench scale dissolved air flotation unit, presented satisfactory results regarding turbidity removal, color and Abs_{254nm} for ferric chloride dosages between 40 – 80 mg/L in most of the essays. The data acquired from this phase were mainly used to determine and adopt the best operational parameters to be employed in the following phase. In step 1 of phase 2, the system was analyzed concerning the quality of the water produced in favorable conditions for ferric chloride dosages, time and flocculation gradient, recirculation gradient and superficial application rate. The following variables were analyzed from the collected samples: turbidity, temperature, conductivity, COD, TSS, pH, color, Abs_{254nm} , metais, OD, $P-PO_4^{3-}$, NTK and $N-NH_4^+$. Global efficiencies of 88 to 97% for turbidity removal (residual < 20 uT), 84 to 98% for TSS (residual 25 mg/L), 87 to 94% for COD (residual < 60 mg/L), 78 to 92% for COD_F (residual < 40 mg/L), 85 to 96% $P-PO_4^{3-}$ (residual < 2 mg/L) and less than 30% for NTK and $N-NH_4^+$ were obtained. In step 2 of phase 2, besides the aforementioned analyses, BOD, total and fecal coliforms, sulphates, hardness, alkalinity, volatile acids and turbidity throughout the filter in addition to the measure of headloss during the filter run. In this phase, the floto-filtration pilot plant was assessed varying the superficial application and filter bed rate. The results were positive with the final effluent presenting mean turbidity below 2uT and mean filter run time of 24hours. Global efficiencies of 96 to 99% for turbidity removal (residual < 7 uT), 96 to 99% for TSS (residual < 6 mg/L), 93 to 96% for COD_B (residual < 40 mg/L), 89 to 97% for COD_F (residual < 34 mg/L), 93 to 98% for $P-PO_4^{3-}$ (residual < 0,3 mg/L), less than 30% for NTK and $N-NH_4^+$, 96 to 98% for color (residual < 50 uC) and 80 to 82% for Abs_{254nm} (residual < 0,198). Thus, due to the good results that were presented, it can be said that floto-filtration is an attractive alternative for the post-treatment of an anaerobic reactor effluent.

Key words: Floto-filtration, superficial application rate, filter bed, amount of air, post-treatment, anaerobic reactor.

1-INTRODUÇÃO

O tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio vem recebendo cada vez mais atenção por parte de pesquisadores e profissionais da área de Saneamento. Pode-se dizer que hoje a tecnologia encontra-se estabelecida no Brasil, em virtude dos grandes avanços alcançados no projeto e operação destas unidades e principalmente das condições ambientais favoráveis à aplicação desta tecnologia em nosso país. Porém, mesmo com seu uso difundido e diversos aprimoramentos, os reatores anaeróbios, na maioria dos casos, não são capazes de sozinhos produzirem efluente final com qualidade compatível aos padrões de lançamento estabelecidos pela legislação ambiental. A adequação do efluente de forma a satisfazer tais exigências pode ser conseguida, principalmente, com a adoção de sistemas combinados de tratamento nos quais as vantagens de cada unidade são exploradas em sua potencialidade, é o caso, por exemplo, de ETEs que utilizam os reatores UASB seguidos de sistema de Lodos Ativados. Esta é apenas uma entre várias alternativas de sistemas de tratamento de esgoto nos quais se têm como primeira etapa o tratamento anaeróbio.

A flotação por ar dissolvido por ser processo de alta taxa, com boa eficiência na remoção das partículas suspensas e flocos produzidos pela coagulação biológica e/ou química de águas residuárias (geralmente > 90% de remoção), apresenta grande potencial para o pós-tratamento de efluentes de reatores biológicos cuja concentração de sólidos suspensos e partículas coloidais é considerável.

Estudos realizados no Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos envolvendo associação de reatores anaeróbios com unidades de flotação comprovam a eficácia desse tipo de associação, resultando em eficiências globais de remoção de carga orgânica (DQO) da ordem de 85%, SST da ordem de 95% e Fosfato total da ordem de 95% (CAMPOS *et al.*, 1996; PENETRA *et al.*, 1999; REALI *et al.*, 2000; PENETRA, 2003; CARVALHO, 2003). Entretanto, em situações que se requeiram um nível mais avançado de tratamento com vistas ao reúso mais nobre do efluente, torna-se necessário a inclusão de uma etapa complementar para o polimento final do efluente visando a remoção de fração significativa de SST e carga orgânica residuais, entre outros poluentes. Para tanto, é importante a realização de estudos envolvendo o emprego de unidades complementares de tratamento capazes de satisfazer tais exigências. Neste ponto é inserida a presente pesquisa que procura investigar a potencialidade do uso da floto-filtração em areia praticamente uniforme como pós-tratamento do efluente de reator

anaeróbio sob a hipótese de que as impurezas porventura passantes pela etapa de flotação sejam em parte capturadas pelo leito filtrante.

O sistema de floto-filtração consiste em opção promissora como pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, sobretudo pela elevada eficiência na remoção de sólidos suspensos, DQO não solúvel, fósforo, sulfetos e outros poluentes mediante a adição de produto químico (no caso desta pesquisa, cloreto férrico), possibilidade de compensação das deficiências do tratamento biológico na ocasião da partida do sistema e sobrecarga orgânica além de barreira adicional aos sólidos remanescentes presentes no efluente do flotador, constituída pelo leito filtrante. KROFTA *et al* (1996), obtiveram bons resultados com o emprego da floto-filtração no tratamento de esgoto, porém em configurações distintas da apresentada nesta pesquisa, que é inédita.

2 - OBJETIVOS

Objetivo Geral

- Estudar o desempenho de sistema piloto de floto-filtração aplicado ao pós-tratamento do efluente de sistema de tratamento biológico de esgotos sanitários constituído de reator anaeróbio.

Objetivos específicos

- Comparar a eficiência da floto-filtração utilizando, na etapa de filtração, leitos filtrantes de composição diferente.
- Investigar a influência da quantidade de ar fornecida ao processo na eficiência da unidade de floto-filtração.
- Estudar a influência da taxa de aplicação superficial no desempenho da unidade de floto-filtração.

3 - REVISÃO DE LITERATURA

3.1 - Flotação por ar dissolvido

O sistema de flotação por ar dissolvido (FAD) é composto basicamente de dois subprocessos: coagulação/floculação, responsável pela desestabilização das partículas e formação dos flocos, e flotação, responsável pela remoção dos flocos por meio da agregação de microbolhas de ar. Na flotação propriamente dita, ocorre a interação entre a geração e concentração de bolhas de ar, a agregação das bolhas de ar com os flocos formados e a ascensão do agregado até superfície da unidade. Dentre as diversas modalidades de flotação esta técnica é a mais utilizada na área de saneamento, com eficiência comprovada no tratamento de água de abastecimento, em especial quando se trata de água de reservatório eutrofizado, e mais recentemente, no tratamento de efluentes, principalmente secundários, com vários trabalhos já publicados que corroboram com sua aplicação também para este fim.

De acordo com TIEHM *et al.* (1999) parte considerável da DQO e fósforo presente nos esgotos está relacionada aos sólidos suspensos. Dessa forma, a aplicação da FAD, eficiente na remoção de SS pode ser utilizada com sucesso, além de que parte do material dissolvido também é removido com o uso do coagulante. Segundo ADIN (1999) a remoção de sólidos particulados (já existentes ou formados pela coagulação/floculação) deve-se principalmente à habilidade que as pequenas bolhas têm em capturar os sólidos particulados/flocos. De fato, EDZWALD (1995) afirma que a eficiência da FAD é fundamentalmente dependente da formação de pequenas bolhas de ar (dependente da pressão de saturação) e do contato promovido entre estas bolhas e os flocos na zona de reação.

A quantidade de ar requerida para a FAD aplicada ao tratamento de água de abastecimento, depende apenas da vazão total a ser tratada e não da quantidade de sólidos suspensos (para $SS < 1000 \text{ mg/L}$), de acordo com ZABEL (1985), isso porque quando se trata de efluentes com baixa concentração de sólidos, a razão A/S é bem maior do que quando se trata de efluentes com carga de sólidos muito elevada. A opção pela utilização do parâmetro g de ar/m³ de esgoto afluente para o cálculo da quantidade de ar a ser fornecida à flotação, em determinadas situações, deveu-se a esse fato, no qual o parâmetro de A/S pode tornar-se inadequado para o monitoramento do processo. Nesses casos, deve-se usar o parâmetro “g de ar dissolvido/m³ de esgoto afluente” supracitado, o qual informa indiretamente a concentração de microbolhas introduzidas no flotador. Assim, tal

parâmetro é capaz de fornecer as melhores informações a respeito da taxa de colisões entre microbolhas e flocos presentes, por exemplo, em flotores utilizados para o tratamento de águas de abastecimento. Vale ressaltar que o sucesso da Flotação está relacionado com a quantidade total de ar fornecida e não da recirculação e pressão de saturação analisados isoladamente. No entanto, VLASKI *et al.* (1997) a partir de modelo teórico verificaram que a dispersão dos tamanhos de bolhas influencia na eficiência do processo e pode ser controlada pela variação do binômio vazão de recirculação/pressão de saturação. Porém a relação tamanho da bolha/pressão de saturação não é linear, sendo comprovado que para pressões na câmara de saturação acima de 5 atm há pouca diminuição no tamanho médio alcançado.

A aplicação da flotação por ar dissolvido tornou-se ao longo dos anos prática crescente no tratamento de água de abastecimento e residuárias. Vários foram os avanços alcançados com o emprego da FAD, tanto no ponto de vista hidrodinâmico quanto sob a ótica de controle do processo, desde o início de sua aplicação. KIURU (2001) estabelece de maneira sucinta a evolução dos estudos acerca do emprego da flotação por ar dissolvido nas últimas 8 décadas, principalmente sob o aspecto da dinâmica do fluxo dentro dos reatores.

Os primeiros sistemas de flotação foram utilizados na década de 20 e apresentavam tanques rasos, estreitos e compridos com a utilização de baixas taxas de aplicação superficial ($48 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ a $96 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$). O fluxo na zona de clarificação era quase horizontal, da saída da zona de contato até ponto de coleta do efluente clarificado, na extremidade posterior. Devido à hidrodinâmica desfavorável havia formação de manta de microbolhas muito fina que praticamente não produzia “filtração” da água a ser tratada. Além disso, boa parte do “tanque” de flotação não era efetivamente utilizada, pois, em várias ocasiões, a manta de microbolhas não alcançava toda a extensão da zona de clarificação.

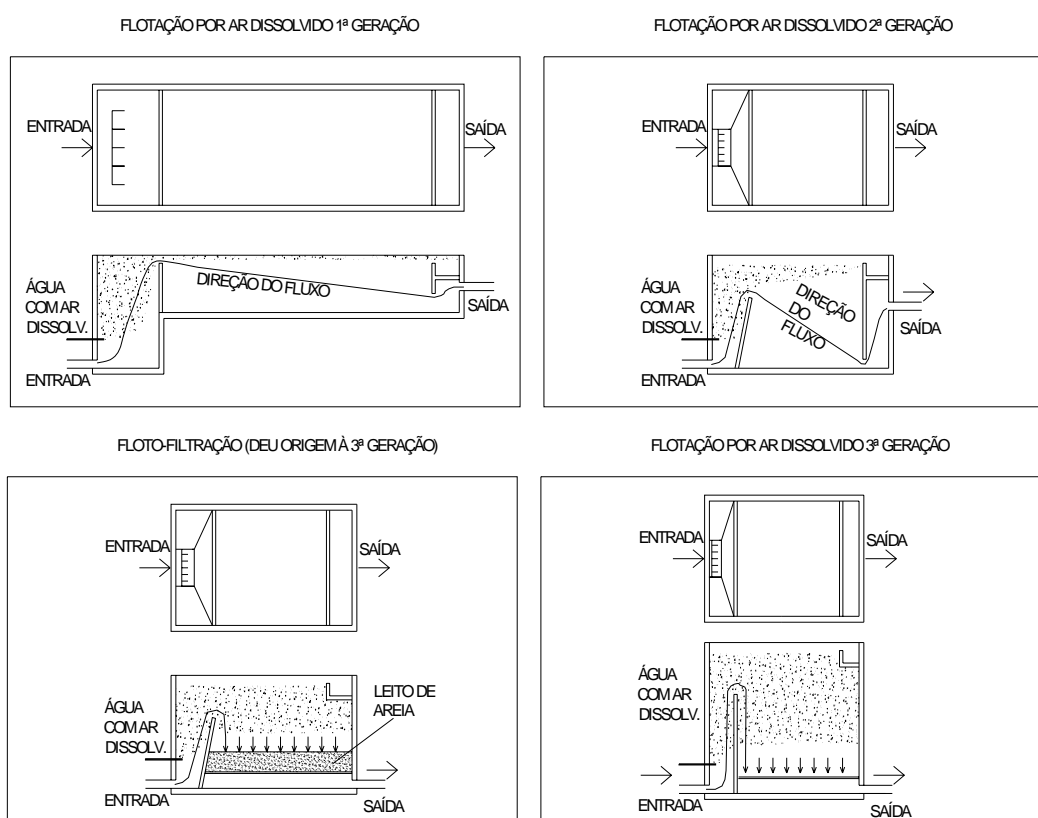
A partir da necessidade de se melhorar a hidrodinâmica e conseqüente distribuição de microbolhas na unidade de flotação em decorrência do aumento da taxa de aplicação superficial foi introduzido o conceito da segunda geração dos sistemas de flotação por ar dissolvido. Esta geração, introduzida na década de 60, largamente utilizada ainda hoje, trouxe grandes avanços na hidrodinâmica e conseqüente distribuição de microbolhas. Estas unidades são mais altas e apresentam comprimento pouco maior que a largura. As taxas de aplicação superficial aplicadas situam-se entre $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ e $170 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ não

excedendo $240 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{dia}$. A direção do fluxo é inclinada entre 30° e 45° com a horizontal. Decorrente desta configuração há formação de camada mais espessa de microbolhas no início do tanque de flotação entre a camada de lodo flotado e do líquido clarificado que diminui pouco de espessura até o final do tanque, se comparado com as unidades de primeira geração. A manta formada atua como filtro proporcionando aumento da taxa de aderência das bolhas aos sólidos na passagem da água.

Uma variante deste sistema é o floto-filtro, também desenvolvido na década de 60. Neste sistema é feita uma combinação entre a flotação e a filtração rápida em areia em um único tanque. A flotação ocorre na parte superior do tanque enquanto que a filtração na parte inferior. O fluxo é, portanto, descendente podendo alcançar taxas de aplicação superficial de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{dia}$ a $360 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{dia}$ com fluxo laminar, pois a camada de areia direciona as linhas de fluxo. O que limita o uso de taxas maiores é a possibilidade de rápida colmatação do leito filtrante e, portanto ocorrência de curta carreira de filtração. Segundo o autor, quando se considera o desenvolvimento da FAD, provavelmente o passo mais importante do ponto de vista hidráulico foi a invenção do floto-filtro que inspirou a idealização da terceira geração da FAD nos anos 90. A camada de areia foi substituída por uma fina placa rígida com abundância de orifícios circulares pelos quais ocorre o fluxo. Esta inovação possibilitou o direcionamento das linhas de fluxo (como nos floto-filtros) sem o inconveniente do aumento da perda de carga ocasionado pelo uso de leito de areia, o que possibilitou a aplicação de taxas mais altas, na faixa de $600 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{dia}$ a $960 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{dia}$, já tendo sido relatada unidade com até $1440 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{dia}$. Não existe risco de obstrução dos orifícios o que possibilita a utilização da FAD até mesmo em regimes turbulentos. A camada de microbolhas com espessura de 1,5 m a 2,5 m é continuamente renovada e ajuda na clarificação da água, pois promove a “filtração” quando atravessada pela água floculada. Pode-se dizer que neste caso, ocorre predominantemente a remoção de sólidos suspensos por filtração, pela espessa camada de microbolhas. A Figura 3.1 ilustra a evolução dos sistemas de flotação por ar dissolvido desde a década de 20 de acordo com o autor.

A aplicação da FAD no tratamento de água e no tratamento de esgoto, nas suas diferentes configurações (evoluídas em função de seu grande potencial de aplicação) tem conduzido a ótimos resultados na remoção de DQO, SST, Turbidez e Fosfato Total entre outros parâmetros. No entanto, para que a eficiência global deste tipo de sistema seja adequada, tão importantes quanto a hidrodinâmica dentro dos tanques são o tratamento

químico, o sistema de formação dos flocos, o sistema de geração e difusão das microbolhas e o sistema de coleta do lodo que devem ser projetados e operados corretamente. Em virtude do grande potencial apresentado por este tipo de tratamento e da necessidade do aprimoramento da técnica, o Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos estabeleceu desde 1982 uma linha de pesquisa com o uso do tratamento físico-químico constituído de flotação por ar dissolvido e vem através da qual estudando e aperfeiçoando o processo, como ilustra cronologicamente a Tabela 3.1. Foram desenvolvidos vários trabalhos de Doutorado e de Mestrado com a aplicação da flotação por ar dissolvido no tratamento de água de abastecimento, espessamento de lodo e tratamento de efluentes.



Fonte: Adaptado de KIURU (2001)

Figura 3.1 - Evolução da tecnologia de Flotação por ar dissolvido nas últimas 8 décadas

Além das Teses de Doutorado e Dissertações de Mestrado podemos citar como primeiros trabalhos os desenvolvidos por CAMPOS & REALI (1984) e CAMPOS & REALI (1985). Hoje, reconhecidamente um processo de alta taxa com tecnologia difundida entre vários países, a aplicação da FAD, com unidades compactas e versáteis,

viabiliza sistemas descentralizados de tratamento, o que representa menor investimento. Notadamente eficiente na remoção de material particulado em suspensão e de flocos produzidos pela coagulação química de águas residuárias, a FAD apresenta vários aspectos positivos, como produção de lodo espesso, arraste de parcela de gases e compostos voláteis e oxidação de íons metálicos, dissolvidos em efluentes de reatores anaeróbios (PENETRA, 1998; REALI, 1991).

Além destas vantagens, DOMBROSKI (1996) aplicando a FAD no tratamento de água de abastecimento, observa que se comparado à sedimentação, este tipo de instalação requer menores dosagens de coagulante e auxiliares de floculação (formação de flocos menos densos); apresenta partida rápida (podendo alcançar qualidade constante da água em 45 minutos); produz lodo com concentração de sólidos relativamente alta e apresenta melhor remoção de algas e de outras partículas de pequena densidade, que podem diminuir a duração das carreiras de filtração em estações convencionais ou de filtração direta. Conseqüentemente, o emprego da FAD no tratamento de água de abastecimento conduz a uma redução no volume de água de lavagem dos filtros, se comparado a sistemas convencionais de tratamento.

CAMPOS *et al.* (1996), utilizando a FAD como pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), empregando 50 mg/L de cal hidratada juntamente com 100 mg/L de cloreto férrico, obtiveram uma remoção de 84% de fosfato total, 73% de DQO, 73% de DBO, 70% de turbidez e 49% de Nitrogênio Total Kjeldahl. PENETRA *et al.* (1999), também empregando o sistema UASB-FAD utilizando 65 mg/L de cloreto férrico, T_F de 15 min e G_F de 80 s^{-1} , alcançaram 88% de remoção de DQO, 96% de Fosfato Total, 94% de SST e 97% de turbidez. Posteriormente, REALI *et al.* (2000), operando este mesmo tipo de sistema, avaliaram a aplicação de polímero não iônico como auxiliar de floculação. A aplicação de apenas 0,4 mg/L de polímero não iônico, antes da flotação, possibilitou a redução da dosagem de cloreto férrico de 65 mg/L para 30 mg/L, sem prejuízo da qualidade final do efluente. Foram obtidas eficiências globais de 79% para DQO (residual abaixo de 25 mg/L), 86% para Fosfato Total (residual de 0,9 mg/L) e 98 % para turbidez (residual de 2,6 uT), para tempo de floculação (T_F) de 20 min e gradiente de floculação (G_F) de 80 s^{-1} .

Tabela 3.1 - Teses e dissertações envolvendo a flotação por ar dissolvido desenvolvidas no Departamento de Hidráulica e Saneamento.

Autor	Título do trabalho
Reali, M. A.P. (1984)	Aplicação da flotação por ar dissolvido ao tratamento de águas de abastecimento
Coelho, E. R.C. (1990)	Estudo da taxa de aplicação superficial em uma instalação piloto de flotação por ar dissolvido aplicada ao tratamento de água para abastecimento
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
Lima, M. R. A. (1996)	Emprego da flotação por ar dissolvido no tratamento das águas residuárias de uma indústria de papel visando a recuperação de fibras
Marchetto, M. (1996)	Estudo de uma unidade de flotação por ar dissolvido com escoamento horizontal entre placas aplicada ao tratamento de água de abastecimento
Dombroski, S. A. G. (1996)	Influência das condições de floculação na eficiência da flotação por ar dissolvido de alta taxa aplicada ao tratamento de água de abastecimento
Santos, S. P. (1997)	Estudo de uma unidade de flotação por ar dissolvido com escoamento vertical entre placas, aplicada a remoção de algas em águas de abastecimento
Patrizzi, L. J. (1998)	Redução do volume de lodo gerado em decantadores de estações de tratamento de água tradicionais utilizando espessamento por flotação, e por gravidade seguidos de centrifugação
Braga, G. A. (1998)	Emprego da flotação por ar dissolvido no pré-tratamento de efluentes líquidos de uma indústria cítrica
Penetra, R. G. (1998)	Pós-tratamento físico-químico por flotação de efluentes de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB)
Sartori, L. (1998)	Influência do uso de polímeros sintéticos no desempenho da flotação por ar dissolvido aplicada no tratamento de água para abastecimento
Marchioretto, M. M. (1999)	Ozonização seguida de coagulação/floculação e flotação como pós-tratamento do efluente de reator anaeróbio com chicanas tratando esgoto sanitário
Pires, L. C. (2000)	Potencialidade da utilização de resíduos orgânicos removidos por flotação de efluentes líquidos de indústrias de alimentos como fonte de nutrientes para bovinos
Costanzi, R.N. (2000)	Estudo de tratamentos físico-químicos
Moruzzi, R. B. (2000)	Tratamento de água para abastecimento, contendo ácido húmico complexado com ferro e manganês, utilizando a flotação por ar dissolvido conjugada à oxidação química
Moretti, R. C. (2000)	Tratamento de esgoto sanitário em sistema conjugando processos anaeróbio (UASB), aeróbio (Lagoa aerada) e físico-químico por flotação (FAD), dispostos sequencialmente
Porto, T. G. (2001)	Tratamento avançado de esgoto sanitário em sistema sequencial composto por processo biológico anaeróbio, flotação, filtração em areia e em membranas
Marchetto, M. (2001)	Remoção de nutrientes do efluente de reator anaeróbio utilizando reatores microaeróbio e com aeração intermitente seguidos de flotação por ar dissolvido
Centurione Filho, P. L. (2002)	Desenvolvimento e operação de uma instalação de flotação de bancada para águas de abastecimento
Patrizzi, L. J. (2002)	Remoção de ferro, manganês e substâncias húmicas de água para abastecimento utilizando unidade de flotação por ar dissolvido de alta taxa e oxidação química
Carvalho, M. E. (2003)	Flotação de alta taxa aplicada ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios
Penetra, R. G. (2003)	Flotação aplicada ao pós-tratamento do efluente de reator anaeróbio de leito expandido tratando esgoto sanitário
Bueno, F. B. A. (2005)	Tratamento de água para abastecimento contendo cianobactérias e microcistina em sistema constituído por etapas de pré-cloração, coagulação/floculação, flotação e adsorção em carvão ativado
Moretti, R. C. (2005)	Emprego da flotação lamelar de alta taxa e convencional como pós-tratamento do efluente de sistema constituído de reator anaeróbio seguido de reator aeróbio tratando esgoto sanitário
Moruzzi, R. B. (2005)	Avaliação da influência da distribuição de tamanho de partículas e do binômio velocidade/tempo de detenção na zona de reação no desempenho da flotação com utilização de sonda ultra-sônica e técnica de análise por imagem

MORETTI (2000) estudou a FAD em escala de bancada como pós-tratamento do efluente de sistema seqüencial UASB-lagoa aerada. O emprego da flotação apresentou bons resultados na remoção de SST, DQO, turbidez e cor aparente até mesmo sem a aplicação de produtos químicos (81,6%, 69,9%, 75,9% e 46,6% respectivamente) e, ao passo que com a aplicação de pequena dosagem de polímero sintético catiônico (0,32 a 1,08 mg/L) a eficiência de remoção alcançou um expressivo aumento (86,4% a 95,0% e 74,9% a 90,9% para SST e DQO respectivamente). Já com a aplicação de DCF entre 40 e 80 mg/L houve remoção de 95,5% a 98,5% para SST, 80,8% a 98,6% para DQO, 87,1% a 98,1% de turbidez, 74,3% a 95,8% de cor aparente e Fosfato total de 92,3% a 99,0%.

Também sob o aspecto de controle do processo com a utilização de instalação piloto de Flotação, definida como de segunda geração (KIURU, 2001), PENETRA (2003), estudou e avaliou os principais parâmetros operacionais da flotação por ar dissolvido no tratamento do efluente de reator anaeróbio de leito expandido (RALEx). Os resultados demonstraram que o sistema constitui-se alternativa bastante atraente, capaz de promover elevado grau de tratamento dos esgotos sanitários. Tal sistema apresentou eficiência de remoção de 96,7% de turbidez, 91,6% de DQO, 91,8% de fósforo, 96,6% de sólidos suspensos totais e 76,2% de ferro, com tempo de detenção hidráulica no RALEx de 3 horas e dosagem de coagulante (cloreto férrico) de 50 mg/L na unidade de coagulação/floculação/flotação. O sistema não contava com unidade adicional de desinfecção, mesmo assim, foi verificada remoção de até 99,8% de coliformes fecais. Apesar dos altos valores de eficiências alcançados, o autor salienta que embora este trabalho tenha identificado e quantificado os principais parâmetros operacionais mais adequados a flotação, a grande variação da composição físico-química existente entre diferentes esgotos sanitários pode resultar em alterações das condições operacionais ótimas. Desta forma, a adoção da flotação, após reatores anaeróbios que tratam esgotos sanitários, deve ser precedida de ensaios para investigação das condições operacionais mais adequadas ao esgoto a ser tratado.

Como grande contribuição ao processo de Flotação por ar dissolvido aplicado ao tratamento de água de abastecimento e residuária diante da necessidade de aprimoramento das condições hidrodinâmicas no sistema, SANTOS (1997) estudou um novo tipo de unidade de FAD de alta taxa, contendo placas planas paralelas em seu interior. Dessa forma obteve-se uma unidade capaz de operar com escoamento vertical entre as placas associado a baixos números de Reynolds (Rey). Tal unidade foi utilizada no tratamento de

água de abastecimento com desempenho consideravelmente melhor que o apresentado em unidades convencionais de FAD (com escoamento turbulento). Isso foi possível devido ao escoamento laminar entre as placas que possibilitou a formação de uma região de baixa velocidade de escoamento próxima às paredes das mesmas, onde os aglomerados puderam subir à superfície com pouca interferência do líquido que escoava entre as placas em sentido contrário. Trata-se, portanto, de um grande avanço nas condições hidrodinâmicas mais favoráveis. MARCHETTO (1996) e MARCHETTO e REALI (2000), avaliaram o desempenho de uma unidade de flotação por ar dissolvido com escoamento horizontal entre placas em escala piloto, tratando água de abastecimento, com baixo número de Reynolds, e verificaram que esse tipo de reator apresentou elevada eficiência, demonstrando capacidade para suportar taxas de aplicação superficial bastante elevadas e requerimento de menores quantidades de ar, resultando em unidades mais compactas. Para taxas de aplicação superficial de 227 a 453 m³/m².dia o sistema apresentou eficiência de remoção de cor de 89% a 90%, turbidez de 83% a 88%, de SST de 86% a 94% para água bruta com pH de 7,0, turbidez de 5,0 a 7,0 e cor aparente de 94,0 a 120,0. Para água com pH 7,0, turbidez de 4,14 a 5,07, e cor aparente de 263 a 281 foi alcançada remoção de cor de 84% e 88% para taxas de aplicação superficial em torno de 275 m³/m².dia. De maneira geral, os autores concluíram que a instalação piloto de flotação por ar dissolvido (FADEHBR) com baixo número de Reynolds entre as placas e taxas de aplicação mais elevadas (>600 m³/m².dia) apresentou resultados satisfatórios em termos de remoção de cor, sólidos e turbidez. PATRIZZI (2002), também no tratamento de água de abastecimento, avaliou o desempenho da flotação por ar dissolvido lamelar de alta taxa e oxidação química para remoção de ferro, manganês e substâncias húmicas. A água bruta afluenta apresentava turbidez em torno de 15 uT, cor aparente em torno de 120 uC, ferro em torno de 3,4 mg/L e manganês por volta de 0,20 mg/L. Para TAS de até 940 m³/m².dia e fornecimento de ar de 4,3 g ar/m³ após adequação de coagulação/floculação e oxidação química o sistema apresentou ótimo desempenho com remoções acima de 90%.

Mediante os bons resultados alcançados com o uso das placas paralelas no interior da unidade de flotação viabilizando maiores taxas de aplicação superficial sem comprometimento da qualidade da água tratada em virtude de melhores condições hidrodinâmicas, CARVALHO (2003), avaliou a aplicação da flotação por ar dissolvido de alta taxa (FADAT), com placas paralelas, para pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de leito expandido (RALEx). O reator anaeróbio era alimentado com uma vazão

de 10 m³/h seguido pela FADAT com vazão afluyente de 5,58 m³/h. Dentre várias condições operacionais adotadas a partir da variação dos parâmetros de controle da unidade de flotação, os melhores resultados foram alcançados com taxa de aplicação superficial de 504 m³/m².dia, dosagem de cloreto férrico de 70 mg/L, gradiente médio de velocidade de flocculação de 80 s⁻¹ e 8,1 g de ar/m³ de efluente. Nestas condições foram obtidos 84% de eficiência na remoção de turbidez, 73% de DQO, 75% de fósforo e 67% de SST. O autor conclui, principalmente, que a aplicação da FADAT apresenta economia de energia de 25% a 50% se comparado com a aplicação da FAD convencional.

MORETTI (2005) empregou flotação lamelar e convencional por ar dissolvido no pós-tratamento de efluente de sistema UASB - Lodos Ativados tratando esgoto sanitário. A autora observou que para TAS (taxa de aplicação superficial) em torno de 350 m³/m².dia, associada a valores de TS (taxa de aplicação de sólidos) entre 120 e 250 kg de SST/m².dia e fornecimento de ar entre 15,0 e 18,0 g ar/m³ de esgoto afluyente foram obtidos em média 94% de eficiência na remoção de turbidez (residual de 13 uT), 89% de DQO (residual de 23 mg/L), e 98% de SST (residual de 98%), mesmo sem a aplicação de coagulante. Aplicando-se TAS em torno de 250 m³/m².dia, associada a valores de TS maiores que 180 kg de SST/m².dia foi constatado desempenho insatisfatório do sistema, entretanto, para TS em torno de 160 SST/m².dia e quantidade de ar entre 13,8 e 18,3 g ar/m³ de afluyente (A/S de 0,023 a 0,028) foi possível remoção de 94% turbidez (residuais de 28 uT e 22 uT), 89% a 92% de DQO (residuais de 77 mg/L e 67 mg/L), 47% a 96% de SST (residuais de 47 mg/L e 36 mg/L) e P-PO₄³⁻ de 70% a 65% (residuais de 2,2 mg/L e 2,8 mg/L). De acordo com a autora o processo de flotação por ar dissolvido lamelar ou convencional pode ser aplicado com êxito na remoção de sólidos de sistema de Lodos Ativados, desde que fornecidas as condições adequadas para cada caso, ou seja, desde que sejam adotados os melhores parâmetros de controle em função da qualidade do efluente do sistema considerado.

3.2 - Filtração de esgoto sanitário

A filtração consiste na remoção de partículas suspensas e coloidais e microrganismos presentes na água que escoam através de um meio poroso. Em geral a filtração é o processo final de uma estação de tratamento de água, antes da desinfecção e, atualmente, em configurações mais modernas, compõe parte final em sistema de

tratamento de esgoto, como pós-tratamento. De acordo com DI BERNARDO (1993) a retenção de impurezas pela filtração é considerada como resultado de dois mecanismos distintos, porém complementares: aderência e transporte. Os mecanismos de transporte são impacto inercial, interceptação, sedimentação, difusão e ação hidrodinâmica e os mecanismos de aderência são interação combinada das forças Eletrostáticas e de Van der Waals e interação química. Iniciado o funcionamento e considerando constante a vazão afluente a um filtro, as partículas são pouco a pouco retidas nos vazios inter-granulares causando diminuição das dimensões destes, com conseqüente aumento da velocidade intersticial e força de cisalhamento, responsáveis pelo arraste de partículas para subcamadas inferiores do meio filtrante até o momento em que estas atravessam completamente o leito, ocorrendo transpasse, um dos critérios de parada de uma carreira de filtração quando se está tratando água de abastecimento.

No entanto, para o pós-tratamento de efluentes, pode-se intuir que a carreira de filtração é dependente principalmente da carga hidráulica máxima disponível no filtro, devido aos requisitos menos restritivos de qualidade da água produzida, em termos de turbidez e cor, entre outros, dependendo da aplicação do efluente tratado.

De acordo com CIKUREL *et al* (1996) a filtração e posterior desinfecção de efluentes secundários são técnicas cada vez mais aplicadas em estações de tratamento de esgoto com vistas a reúso, principalmente em regiões com escassez de água. A água residuária após passar pelo tratamento terciário, com devida remoção de turbidez, cor e sólidos suspensos, com posterior desinfecção, pode ser usada na agricultura, em torres de resfriamento, limpeza de pátios, rega, além de outras aplicações. Um sistema convencional com tratamento terciário físico-químico apresenta geralmente, após as unidades de tratamento primário e secundário, coagulação química seguida de floculação, sedimentação/flotação, filtração e desinfecção, a respeito dos sistemas convencionais de tratamento de água para abastecimento. A experiência no estudo e/ou projeto de plantas de tratamento terciário com etapa de filtração é crescente no mundo inteiro na medida em que os recursos tornam-se cada vez mais escassos e as legislações cada vez mais restritivas, no entanto, os parâmetros de controle da filtração para águas residuárias não são tão bem conhecidos como no caso da filtração de água de abastecimento.

Porém, de acordo com GHOSH *et al.* (1994), já que o pré-tratamento (coagulação/floculação) desempenha o papel principal na filtração, os diagramas de coagulação desenvolvidos para água de abastecimento por AMITHARAJAH e

colaboradores (AMITHARAJAH & MILLS, 1982; JOHNSON & AMITHARAJAH, 1983; AMITHARAJAH, 1988) podem ser usados como ferramenta importante na previsão das condições ótimas de desestabilização das partículas e efetiva filtração. Tais conceitos de coagulação, generalizados para água de abastecimento, podem também ser usados para se prever a dosagem de produtos químicos na coagulação/floculação e eficiente filtração de água residuária, entretanto, de acordo com HAMODA *et al.* (2004), embora a filtração em meio granular seja prática comum há muito tempo no tratamento de água de abastecimento, os critérios de projeto de filtros para água residuária não podem ser derivados diretamente da experiência adquirida nestes sistemas. Os filtros nestes casos são operados a taxas de carregamento de sólidos praticamente constantes o que certamente não ocorre no tratamento de esgoto. Além disso, a matéria particulada encontrada no esgoto é totalmente diferente da encontrada em águas de abastecimento e apresenta estrutura “pegajosa” o que dificulta lavagem dos filtros. Além disso, a natureza da matéria orgânica não é consistente e varia de acordo com a unidade de tratamento precedente. De maneira geral, METCALF & EDDY (1991) sugerem que para eficiente etapa de filtração, é necessário que o tratamento químico / físico-químico precedente seja capaz de produzir efluente com concentração de SST menor que 5 mg/L e concentração de DBO menor que 5 mg/L.

Avaliando a filtração de esgoto como unidade de pós-tratamento, CIKUREL *et al* (1996) realizaram vários experimentos utilizando sistema de filtração em areia para diversas dosagens de coagulante (alumínio ou polieletrólitos), tamanhos dos grãos e taxa de aplicação superficial. O afluente aos filtros era efluente de ETE, constituída de sistema de Lodos Ativados e apresentava turbidez variando entre 5 e 25 uT, SST de 10 a 60 mg/L e pH de 7,3 a 8,5. O sistema de filtração era composto de três colunas de acrílico dispostas em paralelo, com diâmetro de 3,24 cm, altura de 30 cm e leito filtrante composto de 20 cm de areia de quartzo com diâmetro efetivo de 1,12 a 1,49 mm. Os filtros eram operados a taxa constante de 120 a 600 m³/m².dia. Os melhores resultados de remoção de turbidez foram alcançados com a utilização do filtro com Tamanho Efetivo dos grãos de 1,1 mm, taxa de aplicação superficial de 240 a 360 m³/m².dia e dosagem de alumínio de 10 mg/L. Segundo os autores, com o pH de coagulação entre 5,5 a 8,5 e aplicação de dosagens de alumínio acima de 15 mg/L prevalecia o mecanismo de coagulação por varredura, formando flocos grandes. Foi verificado que o efeito do tamanho dos grãos era mais significativo a baixas velocidades de aproximação (120-240 m³/m².dia) e menos

significantes a velocidades maiores (360-600 m/h). Os autores concluíram que as eficiências de remoção eram maiores para dosagem de alumínio até 10 mg/L (para tamanho dos grãos de 1,1 mm, taxa de 240 a 360 m³/m².dia), e, se comparado à dosagem de 20 mg/L apresentou resultados bem superiores. De fato, entre pH de 5,5 a 8,5 e dosagens de alumínio maiores que 15 mg/L, prevaleceu o mecanismo de coagulação/floculação por varredura o que conduziu a formação de flocos muito volumosos. Os autores puderam também verificar que em alguns casos, a melhoria observada na filtração com o uso de filtros com maiores tamanhos médios dos grãos, pode ser explicada pela menor velocidade intersticial nesses leitos minimizando o efeito do arraste dos flocos aderidos.

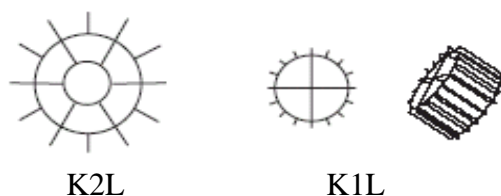
GHOSH *et al* (1994), estudaram o processo de desestabilização de partículas de efluente secundário para posterior tratamento terciário por filtração. Neste intento, foram realizados vários estudos com a utilização do equipamento de Jar Test para otimização do pré-tratamento químico antes da filtração, envolvendo coagulação com alumínio (na forma de sulfato de alumínio), floculação e sedimentação sendo estabelecidos os mecanismos de coagulação por neutralização das cargas e por varredura a diferentes dosagens de coagulante e condições de pH. Foi estabelecida região ótima do diagrama de coagulação para aplicação de sulfato de alumínio a partir de dosagens de 55 a 60 mg/L e pH de 6 a 6,5. Neste domínio, os níveis de DBO, COT, Turbidez, Fósforo total e Ortofosfato do efluente secundário foram reduzidos em 73%, 57%, 98%, e 99% respectivamente após a filtração terciária em coluna de 5 cm de diâmetro com 46 cm de carvão antracito com tamanho efetivo de 1,0 mm e coeficiente de uniformidade de 1,4. De acordo com os autores, a coagulação e floculação são os passos mais importantes para remoção das partículas da água a ser tratada, inclusive vírus, pois de acordo com LEVINE *et al.* (1985) apud GHOSH *et al* (1994), os processos químicos de coagulação-floculação são capazes de agregar constituintes do esgoto com tamanhos variando de 0,1 µm até maiores que 10 mm. Apesar de verificada eficiência de quase 100% na remoção de Fósforo (na forma de fosfato, ortofosfato, e fósforo orgânico) para pH entre 6 e 6,8 e dosagem de sulfato de alumínio acima de 55 mg/L, não foi verificada remoção de nitrogênio amoniacal. Por fim foi também realizada análise dos tamanhos das partículas após a sedimentação e após a filtração do efluente, com pré-tratamento na zona de neutralização das cargas e na zona de varredura. Foi observada grande diferença no tamanho das partículas entre o efluente

filtrado e o sedimentado para a zona de neutralização das cargas, no entanto para a zona de coagulação por varredura essa diferença foi bem menor.

HAMODA *et al.* (2004), avaliaram o desempenho de filtros em areia em escala de bancada como pós-tratamento de efluentes de três ETEs no Kuwait por período de um ano, uma composta por Lodos Ativados de dois estágios e as outras duas compostas de sistema de aeração prolongada. Os filtros rápidos eram operados por gravidade e apresentavam camada de areia de 60 cm e camada suporte de pedregulho de 40 cm. Eram operados à taxa constante de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$ sem aplicação de produto químico para coagulação/floculação, no entanto foi feita a pré-cloração e a pós-cloração. A eficiência dos filtros foi determinada em termos de remoção de ST, SST, DBO e DQO. Os autores verificaram que a mais alta eficiência de remoção foi alcançada na ETE que utilizava processo de aeração prolongada e não passou por grandes variações sazonais na qualidade do esgoto afluente (possibilitou melhor operação do filtro), chegando a valores próximos de 70% para SST, 56% para SSV, 38% para DQO e 54% para DBO. Ao final dos experimentos, os autores concluíram que a filtração terciária é capaz de remover os SS residuais encontrados no efluente secundário que interferem na desinfecção posterior, reduz a matéria orgânica que pode reagir com o desinfetante (no caso o cloro) e melhora a qualidade estética da água de reúso com a redução dos SS (turbidez). Como a filtração remove SS que protegem os patogênicos (aumenta a eficiência de inativação) e melhora a estética, os autores concluíram que o efluente gerado neste sistema pode ser usado tranquilamente na irrigação de jardins.

Além do uso da filtração como parte integrante de estações de tratamento terciário de esgoto para algum tipo de reúso, tem sido realizados vários estudos acerca do pré-tratamento de esgotos com vistas a uma maior sustentabilidade dos sistemas secundários. LEVINE *et al.* (1991) afirmam que o pré-tratamento físico-químico é baseado principalmente na separação das partículas coloidais e suspensas do esgoto em primeiro estágio, porém não dispensa tratamento posterior para complementação na remoção, dado que a maior parte de DQO afluente consiste em material particulado. De acordo com os autores mais de 70% da DQO é atribuída a partículas maiores que $0,45 \mu\text{m}$ (de fato a DQO de afluente que passa em filtro de $0,45 \mu\text{m}$ é cerca de 30 a 40% da DQO bruta), além disso, muitos poluentes são incorporados ou adsorvidos no material particulado (nitrogênio, fósforo, metais pesados, micro-poluentes orgânicos e patogênicos). Desta forma, como resultado do pré-tratamento, há certo alívio no pós-tratamento (menor carga orgânica) e a estação de tratamento pode ser projetada de forma a obter menor consumo de energia e

espaço. Nesta linha, VAN NIEUWENHUIJZEN *et al* (2001) avaliaram a filtração ascendente e descendente de esgoto bruto como pré-tratamento para posterior tratamento secundário. Foram testados um filtro ascendente e outro descendente com diferentes composições do meio filtrante. Os autores concluíram que nas melhores condições o efluente filtrado apresentava características constantes como baixa concentração de SS (39 mg/L) e baixa turbidez (53 uT). No entanto, as carreiras de filtração foram muito pequenas (de 70 minutos a 220 minutos dependendo do caso), devido à colmatção do leito filtrante. Apesar de os autores sugerirem que a filtração direta afluente, a partir dos dados coletados, pode ser usada como sistema compacto de tratamento capaz de produzir efluente primário de boa qualidade e características constantes, parece mais adequado o uso de sistemas convencionais de pré-tratamento. Já o sistema de filtração utilizado por LIAO & ØDEGAARD (2002) como pré-tratamento (tratamento primário) de esgoto sanitário apresentou melhor desempenho que o testado por VAN NIEUWENHUIJZEN *et al* (2001). Foram utilizados como leito filtrante três tipos de material suporte semelhantes aos utilizados em bio-reatores de leito móvel. Os experimentos visaram principalmente a eficiência de remoção de SS, taxas de filtração, dosagem de polímero, frequência de lavagem dos filtros e produção total de água. Devido às características do material particulado tanto no esgoto bruto quanto no coagulado, os autores sugerem que o material suporte do filtro deve ser grande o suficiente para evitar contínua lavagem e pequeno o bastante para possibilitar a eficiência de remoção desejada. Dessa forma, foram testados dois tipos de meio suporte para os filtros, semelhantes aos geralmente utilizados em processo de tratamento com biofilme em leito móvel (K1L feito de polipropileno com densidade de 950 kg/m^3 e K2L de PVC com densidade de 1450 kg/m^3). Os materiais suporte são mostrados na Figura 3.2.



Fonte: LIAO & ØDEGAARD (2002)

Figura 3.2 - Esquema dos materiais suporte K1L e K2L

Com a utilização destes materiais suporte como leito filtrante, isolados ou conjuntamente, foram alcançadas, dependendo da configuração, eficiência de remoção de

80% a 90% de SS (com dosagem de polímero de 2 a 3 mg/L) e taxas de aplicação de 480 m³/m².dia (isolados) e 480 a 720 m³/m².dia (juntos). O filtro com material K2L apresentou maiores carreiras de filtração, interrompidas pelo traspasse, se comparado ao K1L, interrompidas por perda de carga máxima.

De maneira geral, a adequação dos filtros para obtenção de melhor desempenho no tratamento primário ou terciário é uma questão de ponderação entre a configuração do leito filtrante, taxa de filtração, dosagem de produtos químicos em vista da eficiência de remoção necessária e os custos aceitáveis (determinados pela configuração do filtro, energia para limpeza e custo do produto químico).

3.3 - Floto-filtração

Os sistemas que conjugam numa única estrutura as unidades de coagulação, floculação, flotação por ar dissolvido e filtração têm sido objeto de grande interesse para alguns pesquisadores na área de tratamento de água e esgoto, pois, além da grande economia de espaço, pode-se prever intuitivamente que a presença de leito filtrante na parte inferior da zona de clarificação da câmara de flotação promova uma melhor uniformização das linhas de fluxo no sentido descendente com conseqüente diminuição dos espaços mortos no reator, como descrito por (REALI, 1991).

REALI (1991), concebeu, construiu e operou um sistema compacto para tratamento de água de abastecimento que conjugava numa única estrutura as unidades de floculação, flotação por ar dissolvido e filtração tendo resultado em instalação de pequenas dimensões e fácil operação. Os resultados obtidos comprovaram que o sistema constitui alternativa tecnicamente viável para clarificação de águas de abastecimento. A pequena área requerida em planta deveu-se ao bom aproveitamento dos espaços internos e ao fato de a flotação constituir um processo de alta taxa. Essas características permitiram que o sistema entrasse em regime de equilíbrio em espaços de tempo relativamente pequenos, mas mostrou-se sensível a variações bruscas na qualidade da água bruta e nas condições de floculação.

VAN VUUREM *et al.* apud REALI (1991), utilizando instalação piloto constituída por unidade de floculação seguida de unidade de FAD/filtração rápida, analisaram água proveniente de reservatório eutrofizado e alcançaram bons resultados na remoção de algas se comparados aos resultados obtidos com outros dois sistemas em operação na Estação de Tratamento da localidade estudada. Um sistema era composto por unidade de

sedimentação com escoamento horizontal (SEH) seguido de filtração e o outro composto por unidade de sedimentação com escoamento vertical (SEV) seguido de filtração. Enquanto o sistema FAD/Filtração, operado a taxas de 120, 180 e 240 m³/m²d, forneceu resultados de turbidez média da ordem de 0,6, 0,9 e 1,1 uT respectivamente, com carreiras de filtração de 48 h, o sistema SEH/Filtração, operado com carreiras de 12 horas e taxa de 15 m³/m²d, forneceu turbidez média na saída de 3,7 uT e o sistema SEV/Filtração, com carreira de 12 horas e taxa de 36 m³/m²d, forneceu água com turbidez média de 0,9 uT.

MILES et al. (2000), avaliaram na estação de tratamento de água em Felindre (País de Gales) instalação piloto de tratamento de água constituída de duas linhas distintas de tratamento, com o propósito da escolha de uma das alternativas para realização de estudos subseqüentes para tratamento de água proveniente de reservatório com elevada concentração de algas e visando principalmente remoção de manganês. Uma das linhas era composta por unidades de coagulação, floculação, flotação por ar dissolvido (FAD), filtração primária, ajuste de pH com cal, cloração e filtração secundária. A outra linha era compreendida por coagulação, floculação “in line”, filtração direta primária, ajuste de pH com cal, cloração e filtração secundária. Os ensaios preliminares focaram as diferenças entre o desempenho da Flotação por Ar Dissolvido e a Filtração primária direta (FD), particularmente no que diz respeito à perda de carga desenvolvida nos filtros. Neste aspecto foi possível observar que o desenvolvimento de perda de carga na FAD foi cerca de 40% menor que na FD. Considerando-se a qualidade da água foi observado que as duas linhas de tratamento produziram água com características semelhantes, com turbidez menor que 0,5 uT, cor menor que 5 uC e concentração residual de alumínio entre 0,02 e 0,05 mg/L. As mais altas taxas de aplicação superficial testadas foram de 192 m³/m².dia e 216 m³/m².dia, porém o desempenho da FD foi prejudicado. Portanto, baseado nos resultados encontrados foi escolhido o sistema composto pela unidade de flotação por ar dissolvido para determinação dos parâmetros ótimos operacionais como tempo de floculação, aumento das taxas de aplicação proporcionado pela FAD, taxas de recirculação e taxas de filtração primária. Além destas unidades também foi operada instalação piloto de floto-filtração (FFAD) que produziu água com qualidade equivalente à do processo convencional de FAD seguida de filtração, até mesmo em condições de turbidez acima de 40 uT, porém, com menor requerimento de espaço e conseqüentemente menor custo operacional. Foi alcançada remoção de manganês “quase completa” com residual abaixo de 10 µg/L. Após a realização de todos os ensaios e verificação de todas as alternativas

foram determinados como parâmetros chave para operação da estação de tratamento em escala plena dosagem de sulfato de alumínio de até 50 mg/L (normalmente entre 20 e 30 mg/L), tempo de floculação mínimo de 15 minutos, taxa de aplicação na FAD de 216 m³/m². dia, taxa de recirculação de 9% a 10%, taxa de aplicação superficial na filtração primária (60 cm de antracito e 60 cm de areia) até 216 m³/m².dia, dosagem de cal até 40 mg/L (normalmente entre 10 e 20 mg/L), dosagem de cloro de 1 a 3,5 mg/L (normalmente 1,5 mg/L), pH de 8,0 a 9,0, tempo de reação de 15 minutos e taxa de filtração secundária de 216 m³/m².dia. Com a adoção destes parâmetros foi possível a produção de água com características de acordo com o recomendado pelos padrões de qualidade do Reino Unido e da União Européia, inclusive o padrão para o manganês que é de 50 µg/L.

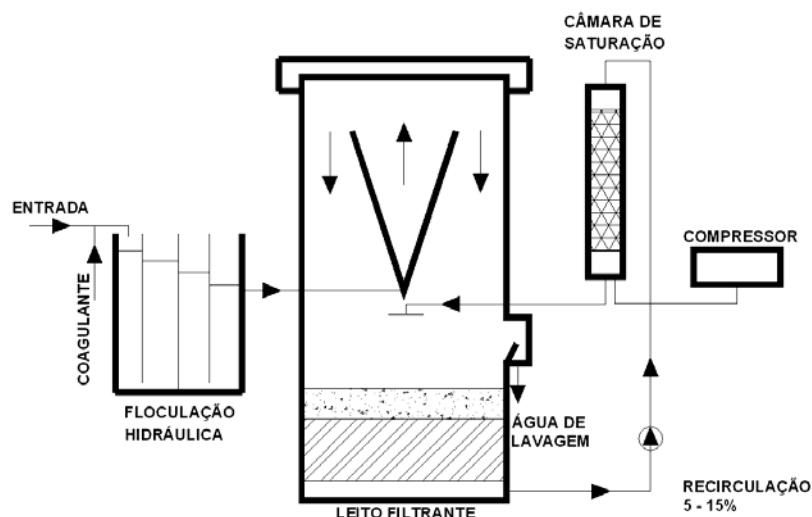
CROSSLEY *et al.* (2000), operando estação piloto para tratamento de água de abastecimento empregando o sistema de FAD-ozonização-filtração, durante 13 meses, obteve água tratada de excelente qualidade, com turbidez abaixo de 0,1 uT e cor abaixo de 1 uC, sob as mais variadas condições da água bruta. Não foram observadas diferenças consideráveis na qualidade da água para diferentes taxas de aplicação superficial, havendo apenas mudanças na produção total de água tratada.

LAINÉ *et al* (1998), realizaram o tratamento de água de chuva com a finalidade de produzir água dentro dos padrões de qualidade específicos para higiene pessoal. Os autores afirmam que durante muito tempo as águas de chuva foram incorretamente consideradas limpas, o que não é verdade, pois, segundo os autores a carga anual de poluição, trazida para ambientes naturais pelas águas drenadas durante as chuvas é equivalente às cargas anuais descartadas por ETEs. Em alguns casos, problemas de contaminação microbiológica de certas águas costeiras continuavam a existir após a modernização de ETEs, devido à carga microbiológica dessas águas descartadas ao longo da costa. Neste intento os autores desenvolveram estudo com o emprego da flotação seguida de filtração e desinfecção no tratamento destas águas drenadas. Tal sistema foi testado em escala piloto na cidade de Paris, França. A eficiência de remoção de SST e DQO, alcançada apenas com utilização da FAD, foi sempre superior a 90%. Com apenas 1 minuto de operação, a concentração de SST na saída da unidade permaneceu constante (45 mg/L) independente das variações do carregamento orgânico na entrada do sistema. O filtro em areia, com 4 m de altura, tamanho dos grãos de 1,1 mm, operado com taxa de 144 m³/m².dia em fluxo ascendente, apresentava sistema de lavagem contínuo em que as camadas de areia mais sujas eram removidas da base por ejetor pneumático. Considerando-se além da FAD, a unidade de

filtração, a eficiência de remoção de SST aumentou de 90% para 95% além de contribuir consideravelmente para a eliminação de Helmintos e Cistos de *Giardia*. Finalmente, com a aplicação da radiação UV, o efluente enquadrou-se no padrão estipulado para este tipo de uso. Portanto, os autores concluíram que a combinação destas três tecnologias configura sistema com alta eficiência físico-química e microbiológica na remoção de poluentes, não sofrendo alterações com as variações de carga afluentes ao sistema.

FERGUSON *et al* (1995), avaliaram a filtração direta com e sem pré-ozonização e a flotação por ar dissolvido seguida de filtração. Com pré-tratamento apropriado, ou seja, efetiva coagulação, a turbidez final para ambos os sistemas foi similar, com média de 0,10 uT, porém o sistema composto por FAD seguida de filtração alcançou carreiras de filtração mais longas, devido à considerável eficiência na remoção de sólidos, decorrente do processo de flotação. Considerando-se a disposição final dos resíduos, o sistema FAD/filtração apresentou grande vantagem, visto que a razão água de lavagem/água tratada foi bem menor que na filtração direta, além de que o lodo produzido foi bem mais concentrado. Como resultado, foram necessárias menores instalações para tratamento da água de lavagem e conseqüentemente menores custos. Em suma, ambos os sistemas produziram água tratada de boa qualidade, no entanto as vantagens acerca da aplicação do sistema FAD/filtração foram evidentes: maiores carreiras de filtração, operação com altas taxas de aplicação superficial e maior produção de água com menor produção de lodo.

Uma nova configuração de sistemas que conjugam Flotação e filtração em uma mesma unidade foi desenvolvida. O sistema foi patenteado e denominado COCO-DAFF, ou seja, Filtração e Flotação por ar dissolvido em contracorrente. Seu projeto visava à remoção de material particulado da água. A grande idéia deste sistema segundo EADES & BRIGNALL (1995) comparado com a floto-filtração convencional é que a recirculação pressurizada é introduzida após a entrada na estrutura, acima do filtro. Assim é gerada uma manta de bolhas pela qual o fluxo deve passar e a introdução da recirculação distante da entrada de água floculada elimina o problema da quebra dos flocos. O esquema da unidade piloto, que foi utilizada em Londres, é dado pela Figura 3.3.



Fonte: EADES & BRIGNALL (1995)

Figura 3.3 - Esquema da instalação de floto-filtração em contracorrente (COCO-DAFF)

Comparando-se as carreiras de filtração da COCO-DAFF com as carreiras de filtração da filtração convencional foi possível observar carreiras de filtração da ordem de dez vezes superiores às do sistema convencional. Também verificou-se que o sistema pôde proteger com eficiência os filtros primários do “bloom” de algas impedindo a rápida colmatação. Em algumas vezes, dependendo da qualidade da água, o sistema pôde ser operado apenas com a unidade de filtração o que reduziu bastante os custos operacionais.

Vale ressaltar que a floto-filtração já foi objeto de muitas pesquisas como VAN VUUREN *et al.* (1983), REALI (1991) citados anteriormente, e que a diferença básica da COCO-DAFF consiste na configuração adotada para o sistema em que o fluxo ascendente da recirculação pressurizada vai de encontro com a água floculada em movimento contrário.

SCRIVEN *et al* (1999), estudaram o impacto do tratamento físico-químico de água em processo de flotação/filtração. Geralmente a eficiência da FAD é melhor quando é utilizada a floculação mecânica, em vez da floculação hidráulica. Os autores compararam o funcionamento da unidade do tipo COCO-DAFF sob diferentes tipos de floculação: mecânica e hidráulica. Para uma ampla faixa de G_F , a floculação mecânica produziu melhores resultados que a floculação hidráulica e mostrou-se mais efetiva a altos valores de G_F ($>$ de 80 s^{-1}) se comparado a valores convencionais ($30 - 60 \text{ s}^{-1}$). Não foram observadas grandes diferenças na remoção de turbidez e metais entre os dois modelos de

floculação para tempo de contato (TC) entre 2,25 min a 12,5 min. No entanto, a floculação mecânica proporcionou maiores carreiras de filtração, devido provavelmente ao regime de mistura mais homogêneo comparado com o tipo de mistura no flocculador hidráulico. Foi verificado que a eficiência do processo, em termos da qualidade da água produzida, não foi reduzida com a utilização de valores de tempo de contato na zona de reação próximos a 2 minutos, no entanto, a carreira de filtração mostrou-se dependente do tempo de floculação.

Com o sucesso observado na aplicação da floto-filtração para tratamento de águas de abastecimento, vários estudos foram realizados com o intuito de se verificar a aplicabilidade desta tecnologia no tratamento de esgoto.

KROFTA *et al* (1996), realizaram estudos em dois sistemas de pós-tratamento de esgoto com o objetivo de reúso na irrigação: 1-lagoas de estabilização - floto-filtração e 2-lagoas de estabilização – FAD – floto-filtração. Os autores comentam que apesar de a irrigação com esgoto sanitário ser, por si só, alternativa eficiente de tratamento de esgoto, freqüentemente torna-se essencial o tratamento adicional antes que essa água possa ser reusada na irrigação paisagística. No caso deste trabalho, o número de coliformes no efluente das lagoas não excedia 20/100 mL, turbidez de 82,5 uT e concentração de SST de 85,5 mg/L o que praticamente satisfazia o grau de restrição para este uso. O sistema estudado proporcionou obtenção de baixos valores de turbidez (2 uT) com o uso de 175 mg/L de $Al_2(SO_4)_3$ e 1 mg/L de Magnafloc 1839 A (polímero aniônico de média densidade de carga). Durante os testes com aumento do carregamento hidráulico, foi verificado grande aumento na perda de carga do leito filtrante para o sistema da alternativa 1, entretanto em uma estreita faixa foi possível a obtenção de efluente com turbidez satisfatória. Em contraste, o desempenho do sistema da alternativa 2 foi favorecido a altos carregamentos hidráulicos (227,1 a 340,65 L/min). Os autores deste sistema, chamado de KAMET (“Krofta Advanced Municipal Effluent Treatment”) concluíram que tal sistema é capaz de absorver elevadas cargas de choque podendo ser usado para redução de grandes quantidades de sólidos sob altos carregamentos hidráulicos. Sugerem, ainda, que o sistema modular flotação-flotação/filtração pode ser considerado como nova tecnologia para tratamento avançado de água residuária municipal, com reúso do efluente tratado, na irrigação de pastagens.

4 - MATERIAL E MÉTODOS

4.1 - Considerações iniciais

Este trabalho foi dividido em duas fases. A fase 1, denominada ensaios preliminares, compreendeu a investigação de parâmetros de controle e equipamentos acessórios utilizados na fase 2, denominada ensaios com a instalação piloto de floto-filtração por ar dissolvido. A fase 1 foi dividida em perfil de monitoramento do esgoto bruto (EB) e do efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEx), ensaios com a câmara de saturação, ensaios com o flotateste e ensaios com o flotateste seguido de filtros em escala de bancada tratando efluente do RALEx. Por sua vez a fase 2 foi dividida em etapa 1 que compreendeu ensaios com a instalação piloto de floto-filtração por ar dissolvido sem colocação de leito filtrante (FAD) e etapa 2 que compreendeu ensaios com a instalação piloto de floto-filtração por ar dissolvido com leito filtrante (FFAD) tratando efluente do RALEx. Desta forma, neste capítulo são apresentadas as descrições de todas as instalações e equipamentos utilizados no trabalho bem como a configuração e monitoramento dos sistemas testados.

4.2 - Descrição das instalações experimentais

4.2.1 - Reator Anaeróbio de Leito Expandido

De acordo com PEREIRA (2000), o reator foi fabricado em aço carbono zincado a quente, com 14,9 m de altura e volume útil de 32 m³ dividido em câmara de reação, destinada à degradação do material orgânico, formação do biofilme e produção do biogás; e câmara de sedimentação, responsável pela separação das biopartículas e decantação do efluente. A câmara de reação era cilíndrica com altura de 12 m e diâmetro de 1,5 m. A câmara de sedimentação apresentava o formato de uma taça, com 2,9 m de altura, com diâmetro da base de 1,5 m e do topo de 2,5 m. Ao longo do reator existiam 24 pontos de coleta de amostras, sendo 21 desses pontos com diâmetro de 25,4 mm e os outros com diâmetro de 85 mm. Os primeiros foram destinados à amostragem do leito suporte (verificação da altura de expansão, não avaliada neste trabalho), enquanto que os últimos à coleta de amostras para análise em laboratório. O leito, que ocupava 8 metros da altura do reator, era composto por pneu triturado com “diâmetro” médio (diâmetro equivalente) de 4,3mm e massa específica média de 1,14 g/cm³. Com volume total de 32 m³, foi pré-

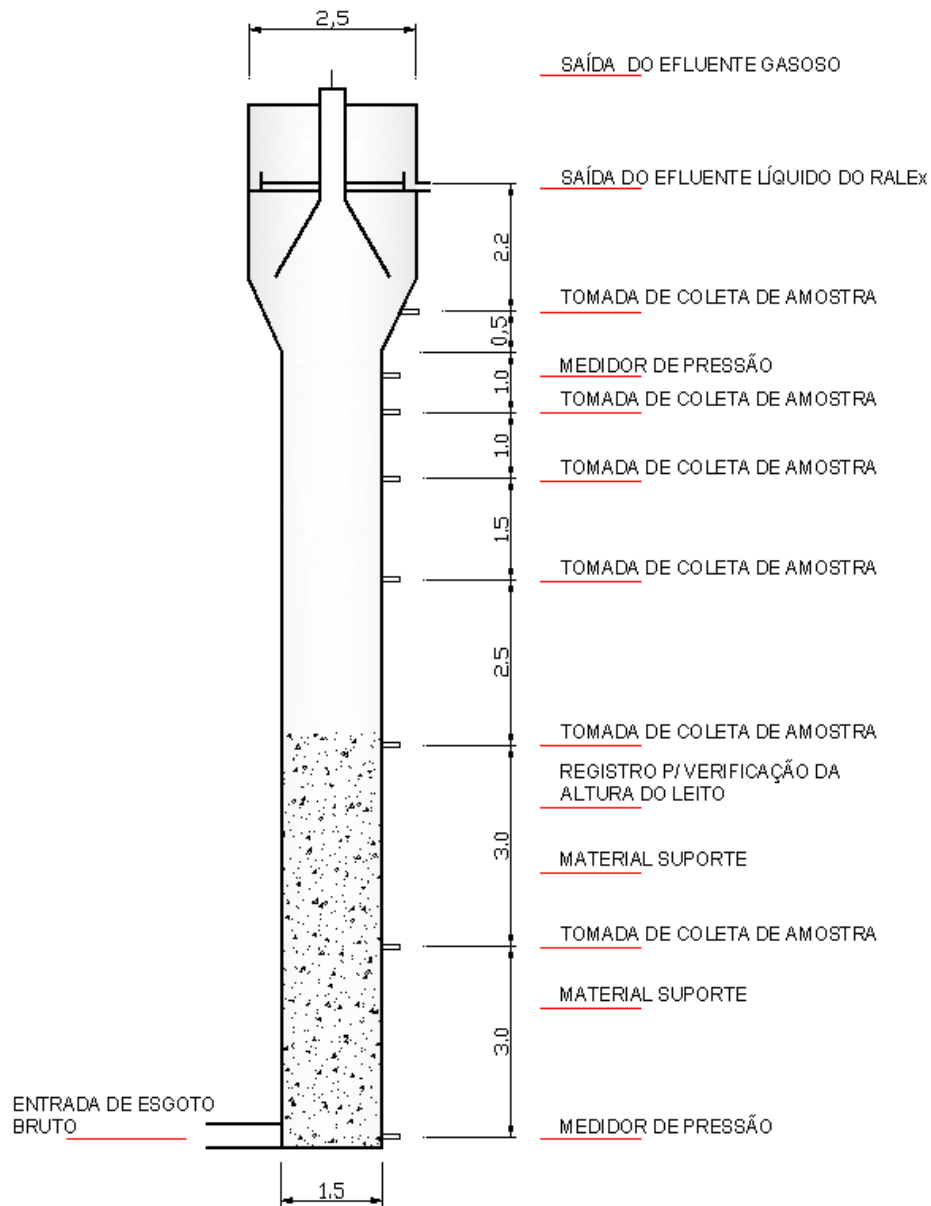
dimensionado para o tratamento de 5,0 a 20,0 m³/h de esgoto sanitário proveniente de interceptor da rede pública da cidade que atravessava o campus da USP em São Carlos.

Além do corpo do reator, o sistema experimental era constituído pelas seguintes unidades, dispositivos e equipamentos:

- Caixa coletora de esgoto em concreto armado;
- Grade com 2,5 cm de espaçamento entre barras;
- Poço de sucção em concreto armado (2,7 m³);
- Dois motores elétricos, marca WEG IV, com potência de 5 cv e frequência de 60 Hz (apenas um em funcionamento, não houve recirculação de efluente);
- Duas bombas helicoidais, marca Geremia, modelo HF-60L com pressão máxima de 6 Kgf/cm² e sucção máxima de 8 m.c.a. (apenas uma em funcionamento, não houve recirculação de efluente),
- Poço em concreto armado para recirculação do efluente, que para o caso desta pesquisa serviu apenas para acúmulo e regularização do efluente (3,78 m³);
- Painel eletrônico com dois indicadores de pressão digitais na faixa de 0/32 m.c.a., botoeira de controle dos conjuntos moto-bombas e indicadores de operação (tempo de funcionamento das bombas, rotação dos motores, voltagem e amperagem);
- Dois transmissores eletrônicos de pressão com selo e amortecedor de pulsação na faixa de 0/45 psi;
- Medidor de volume de gás TECNOBRÁS, modelo gallus 2000-G4.

Tal reator foi objeto do trabalho de Doutorado do aluno Cristiano Luchesi Niciura intitulado “Avaliação da Banda de Rodagem de Pneu Inservível Triturada como Suporte ao Desenvolvimento de Biofilme em Reator Anaeróbio de Leito Expandido”. Nesse trabalho todo o leito, composto inicialmente por carvão ativado granular com “diâmetro” médio de 2,1 mm e massa específica de 1,79 g/cm³, foi substituído por 8000 kg de partículas de BPIT (Banda de pneus inservíveis triturada) com “diâmetro” médio (diâmetro equivalente) de 4,3mm e massa específica média de 1,14g/cm³ que serviram de suporte para o desenvolvimento do biofilme no RALEx. A altura total do leito era de 8,0m (em repouso). Portanto, para maiores informações a respeito do sistema procurar em NICIURA (2005).

As Figuras 4.1 e 4.2 ilustram em detalhes o Reator Anaeróbio de Leito Expandido descrito anteriormente.



Fonte: Adaptado de MEDONÇA (1999)

Figura 4.1 - Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEx) e seus componentes



Figura 4.2 - Fotos do Reator Anaeróbio de Leito Expandido precedente à unidade de floto-filtração, situado no Campus I da USP em São Carlos – SP

LEGENDA: ponto de entrada do esgoto bruto, bomba helicoidal e válvula de retenção (a), corpo do reator (b), quadro elétrico de comando do reator (c).

4.2.2 - Unidades de coagulação, floculação/flotação e filtração em escala de bancada

O equipamento de flotateste, mostrado na Figura 4.3, foi desenvolvido no Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC-USP. Tal equipamento era composto por quatro colunas cilíndricas de acrílico com 60 mm de diâmetro interno, 900 mm de altura, 5 mm de parede e capacidade útil de 2,5 litros, independentes entre si e interligadas a uma câmara de saturação. Cada coluna possui agitador próprio (tipo eixo vertical, paletas paralelas ao eixo, dois braços e uma paleta por braço) impulsionado por meio de conjunto moto-redutor

e ligado a regulador de rotação para controle da energia fornecida à flocculação (gradiente de velocidade da flocculação).

A câmara de saturação, na qual eram interligadas as colunas de flotação, foi construída com tubo de acrílico com parede de 10 mm de espessura (para suportar as altas pressões solicitadas), 105 mm de diâmetro interno, 1000 mm de altura perfazendo total de 78 litros de volume útil. Para sua operação e controle, a câmara de saturação possuía manômetro, válvula de segurança, entrada e saída de ar comprimido e entrada de água proveniente da rede de abastecimento público. O ar comprimido era fornecido por compressor de ar marca Shultz, modelo MSI-2.6 VL40, C56JZ, 1/cv, 850 rpm. A entrada da água saturada com ar nas colunas de flotação, proveniente da câmara de saturação, era controlada por registros de agulha posicionados na parte inferior das colunas.

As câmaras de flotação eram dotadas de pequenos orifícios existentes ao longo da altura das colunas para coleta de amostras. A partir da caracterização dessas amostras coletadas foram construídas as “curvas de flotação”, conforme método proposto por REALI (1991).



Figura 4.3 - Fotografia do Equipamento de Flotatestes desenvolvido no Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos – SP e unidades de filtração em areia acopladas às câmaras de flocculação/flotação

Os filtros acoplados ao flotateste, mostrados na Figura 4.4, foram construídos em tubo de PVC DN 25 e altura total de 450 mm, baseado em DI BERNARDO *et al.* (2001). A espessura do meio filtrante foi fixada em 150 mm o que proporcionava 300 mm de carga hidráulica acima do topo do leito. A taxa de aplicação superficial era regulada no início da filtração por meio de abertura/fechamento de registro na mangueira de acesso aos filtros e ao final era medida novamente para o cálculo da taxa média de aplicação superficial. Para este estudo foram testados leitos filtrantes compostos de diferentes tipos de areia, ou seja, areia com tamanho dos grãos de 0,42 a 0,59 mm, de 0,59 a 0,71 mm, de 0,71 a 0,84 mm, e de 0,84 a 1,0 mm. Como parte da análise dos resultados foram comparados os desempenhos dos filtros na redução de cor e absorbância a 254 nm (Abs_{254nm}) e, principalmente, de turbidez.



Figura 4.4 - Fotografia dos filtros em escala de bancada acoplados ao equipamento de Flotateste para ensaios preliminares de floculação/flotação e filtração

4.2.3 - Descrição da Unidade de floto-filtração utilizada nas etapas 1 e 2 da fase 2 do trabalho experimental

A unidade de floto-filtração objeto principal deste trabalho constituía sistema compacto de tratamento físico-químico que conjugava numa mesma estrutura os processos de floculação, flotação e filtração em areia com bom aproveitamento do espaço interno e menor área em planta se comparado às unidades de flotação e filtração convencionais. Além da existência da camada filtrante que funcionava bem como barreira para parte dos sólidos porventura não removidos pelo estágio de flotação havia um bom direcionamento das linhas de fluxo no sentido descendente proporcionando melhora neste estágio.

Os ensaios das etapas 1 e 2 da fase 2 foram conduzidos utilizando-se a unidade de tratamento posicionada após reator anaeróbio de leito expandido (RALEx).

Na etapa 1 o controle do nível de água no interior da unidade era feito por meio de vertedor regulável posicionado na parte superior, que dependendo da taxa de aplicação superficial empregada no ensaio era abaixado ou elevado de forma a manter o nível de água no interior da unidade, ideal para a raspagem de lodo acumulado na parte superior. Neste sistema o efluente do RALEx recebia coagulante por meio de misturador tubular “*in line*” conectado a sistema automático de dosagem composto por bomba dosadora e turbidímetro de escoamento contínuo como mostrado nas Figuras 4.5, 4.9-9 e 4.9-10. Dependendo da qualidade do efluente do RALEx o equipamento de medição contínua de turbidez enviava para a bomba dosadora sinal variável entre 4 a 20 mA, limites para menor e maior turbidez respectivamente, o que significava menor e maior dosagem de cloreto férrico, escolhido como coagulante para esta pesquisa com base em resultados de pesquisas desenvolvidas na Escola de Engenharia de São Carlos. Em seguida o efluente com as partículas desestabilizadas pela ação conjunta da adição do cloreto férrico e da turbulência gerada no misturador *in line* era encaminhado aos floculadores mecanizados para promoção da oportunidade de choque entre as partículas e conseqüente formação dos flocos.

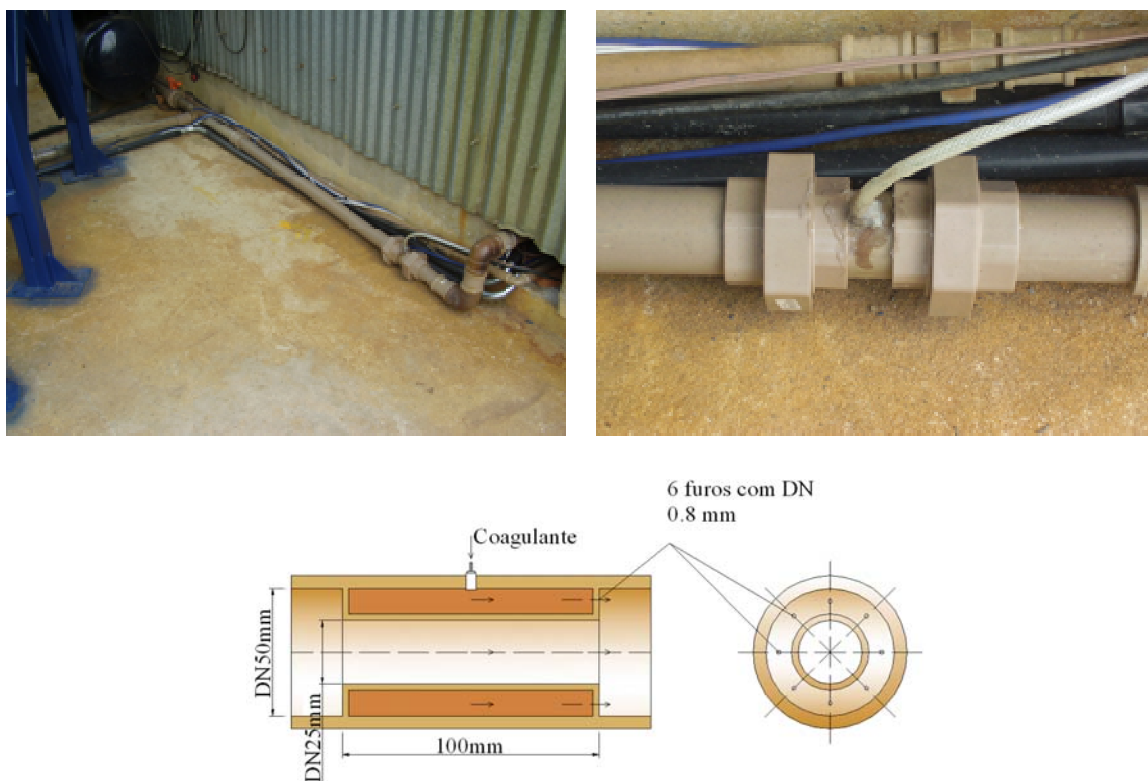


Figura 4.5 - Fotografia da unidade de mistura rápida em linha com destaque para o ponto de injeção de coagulante e detalhes do dispositivo

A unidade de mistura rápida, como pode ser observado na Figura 4.5 fazia parte da própria tubulação de alimentação da unidade de floto-filtração e constituía-se basicamente por dois tubos concêntricos (DN 50 e DN 25). Tal configuração imprimia altos gradientes de velocidade pela redução e ampliação abruptas na tubulação. O coagulante era injetado no ponto de ampliação do misturador no qual havia maior dissipação de energia. Desta forma, considerando-se as vazões estudadas neste trabalho, o gradiente de velocidade no misturador situava-se entre de 2000 a 7000 s⁻¹ aproximadamente.

Após passagem pelo dispositivo de mistura rápida o esgoto era encaminhado à unidade de floculação, constituída de dois floculadores mecanizados como mostrado na Figura 4.6.

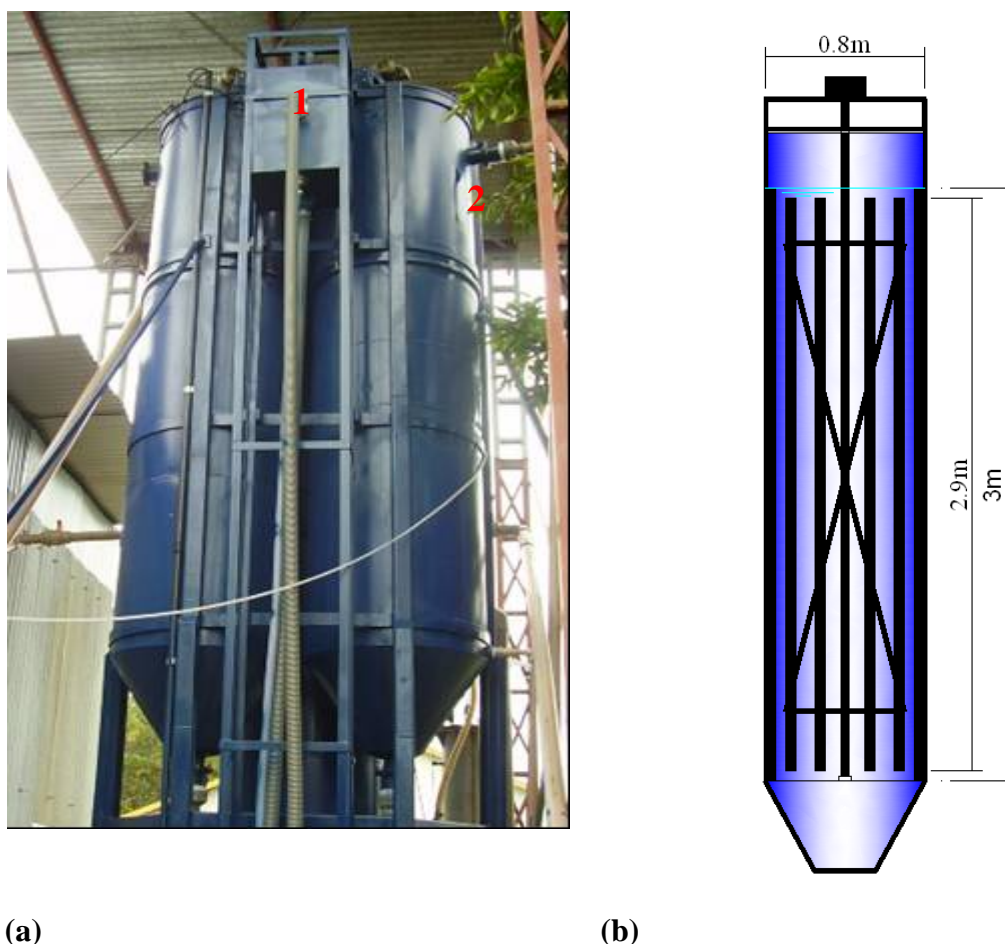


Figura 4.6 - a) Fotografia dos floculadores mecanizados e b) detalhes da parte interna dos floculadores mecanizados

LEGENDA: 1-vertedor utilizado para controle de nível dentro da unidade nos ensaios de etapa 1 da fase 2 e 2-ponto de entrada do afluyente.

Os floculadores tinham altura de 3,0 m e diâmetro de 0,8 m com volume útil de 1,58 m³. Na realização dos ensaios desta fase apenas a entrada superior (indicada pelo nº 2

na Figura 4.6) foi utilizada em função das vazões estudadas e dos tempos de floculação desejados não sendo utilizados os dois flocladores em nenhum ensaio. A saída do efluente coagulado/floculado era feita na parte inferior do floclador. Os moto-redutores dos agitadores, situados na parte superior da unidade de floculação, eram controlados por inversor de frequência marca SIEMENS que permitia a variação da rotação do motor e mantinha o gradiente de velocidade imposto à massa líquida dentro do limite escolhido. De forma a possibilitar o estudo de diferentes tempos de floculação foi instalada tubulação para descarte de parcela do afluente imediatamente antes da entrada na câmara de flotação.

Ao sair dos flocladores, o esgoto floclado era misturado à vazão de recirculação pressurizada, proveniente da câmara de saturação, imediatamente antes da zona de contato. O ar dissolvido na água a pressões da ordem de 450 kPa era liberado na forma de microbolhas devido à queda de pressão (valores de pressão próximos à atmosférica) após passagem pelo registro de agulha situado na parte inferior da zona de contato (tubulação de acesso), responsável pelo controle da vazão de recirculação, como ilustrado na Figura 4.7.

A agregação das microbolhas aos flocos ocasionava a flotação propriamente dita com formação dos agregados flocos/microbolhas. Tais agregados eram encaminhados à superfície da zona de flotação sob efeito do empuxo da água, da qual eram removidos por meio de raspador mecanizado localizado na parte superior da unidade (Figura 4.8).

O equipamento de pressurização e saturação da água era formado, basicamente, por bomba centrífuga, compressor de ar e câmara de saturação. Tal câmara foi construída de acordo com procedimentos descritos em REALI & CAMPOS (1992).

A unidade de floto-filtração foi projetada para trabalhar com taxa de filtração constante (vazão afluente e efluente constantes) e carga hidráulica disponível constante. Na etapa 1 da fase 2, como não havia leito filtrante, e, portanto perda de carga constante no sistema, o controle do nível da água era realizado por meio de vertedor situado na parte superior da unidade o que mantinha o nível sempre estável e em condições adequadas para remoção do lodo acumulado na parte superior. As Figuras 4.9 e 4.10 ilustram de forma clara os componentes do sistema de floto-filtração utilizado na etapa 1 da fase 2 (todos os equipamentos, menos o vertedor, também foram usados na etapa 2 da fase 2).

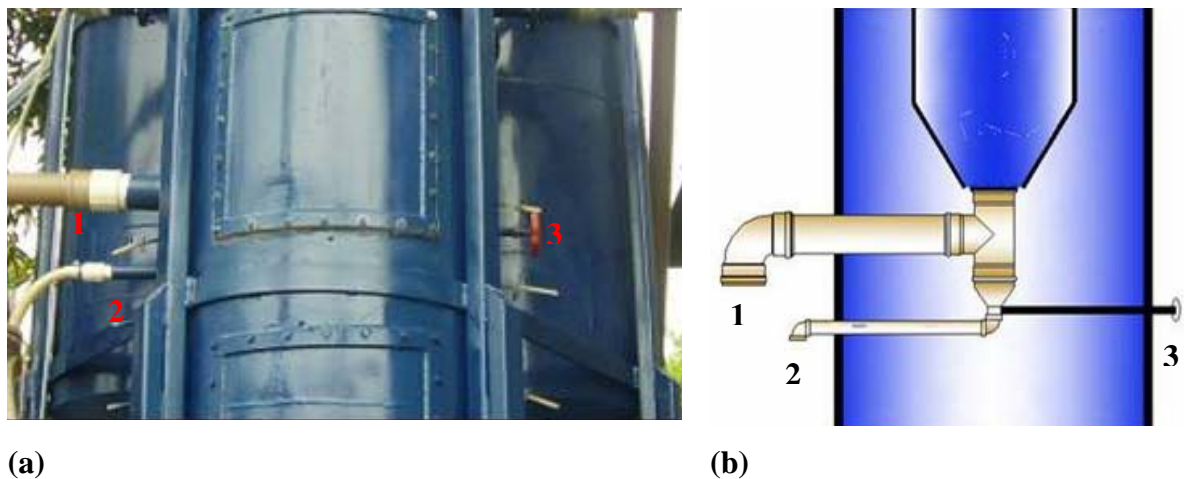


Figura 4.7 - a) Fotografia da unidade de floto-filtração no ponto de entrada de água floculada, água saturada com ar e registro de agulha para controle da vazão de recirculação e b) detalhe dos dispositivos

LEGENDA: 1-entrada de água floculada, 2-entrada da recirculação e 3-registro de agulha.

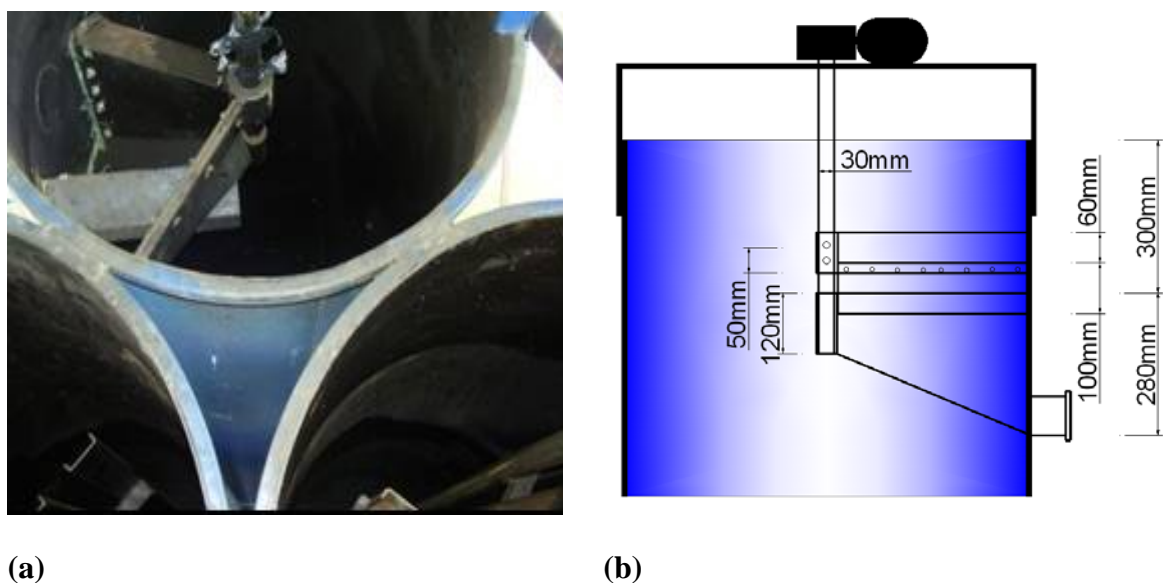


Figura 4.8 - a) Fotografia do raspador de superfície com destaque para a calha coletora e os mecanismos que compõem o raspador e b) detalhes do dispositivo com detalhe para o ponto de locação do moto redutor, do raspador e da calha de coleta



Figura 4.9 - Fotografias dos equipamentos pertencentes ao aparato experimental utilizado nas etapas 1 e 2 da segunda fase do trabalho experimental

LEGENDA: 1-câmara de saturação, 2-entrada de afluente, 3-bomba de recirculação, 4-bomba de descarte, 5-medidor de vazão, 6-reservatório de lodo, 7-compressores, 8-câmara de saturação, 9-turbidímetro de escoamento contínuo, 10-bomba dosadora, 11-misturador rápido, 12-quadro de comando



Figura 4.10 - Fotografia frontal da instalação piloto ilustrando o reator principal e parte dos acessórios da unidade

LEGENDA: 1-reservatório de solução de cloreto férrico, 2-medidor de vazão de entrada no sistema e 3-bomba de alimentação.

4.2.3.1 - Particularidades a respeito da unidade de floto-filtração utilizada estritamente na etapa 2 da fase 2 do trabalho experimental

As diferenças básicas do sistema utilizado na etapa 2 em comparação com o utilizado na etapa 1 consistiram na substituição do controle de nível realizado por vertedor, na etapa 1, para controle realizado com válvula proporcional e sensor de nível, na etapa 2 além da colocação de leito filtrante na parte inferior da unidade de floto-filtração. Dessa forma havia perda de carga crescente no floto-filtro ocasionada pela retenção de impurezas no leito filtrante. Para que o nível no interior da unidade se mantivesse constante tal acréscimo era compensado por abertura da válvula de controle proporcional situada na parte inferior que no início da operação encontrava-se praticamente fechada e ao fim quase que totalmente aberta. O leito filtrante constituinte do sistema de floto-filtração tinha espessura 1,10 m. A faixa de tamanhos dos grãos foi conseguida por meio de peneiramento realizado pela firma fornecedora dos leitos. Após recebimento das areias, as mesmas foram

submetidas a ensaios granulométricos no Departamento de Geotecnia da Escola de Engenharia de São Carlos. Após os ensaios foi possível realizar o cálculo da maior e menor partícula, tamanho efetivo (T.E. ou D_{10}) e coeficiente de desuniformidade (C.U.). O tamanho efetivo é definido como diâmetro tal que 10% das partículas, em massa, apresentam diâmetros menores que ele. O coeficiente de desuniformidade é definido pela razão entre o tamanho equivalente a 60% em peso massa do material que passa no peneiramento (D_{60}), e o tamanho efetivo D_{10} . Dessa forma o C.U. é igual ao valor obtido dividindo-se o D_{60} pelo D_{10} . A Tabela 4.1 ilustra a composição e altura da camada suporte do filtro e as especificações das areias utilizadas como leito filtrante na etapa 2 da fase 2 deste trabalho resultantes do ensaio granulométrico.

Tabela 4.1 - Composição da camada suporte do filtro e dos leitos filtrantes utilizados na etapa 2 da fase 2 do trabalho experimental

<i>LEITOS FILTRANTES</i>					
<i>CARACTERÍSTICAS</i>	<i>UNID.</i>	<i>LEITO 1 (0,59-0,84)</i>		<i>LEITO 2 (0,7-1,0)</i>	
<i>ESPESSURA DA CAMADA DE AREIA</i>	<i>m</i>	1,1		1,1	
<i>TAMANHO DO MENOR GRÃO</i>	<i>mm</i>	0,59		0,7	
<i>TAMANHO DO MAIOR GRÃO</i>	<i>mm</i>	0,84		1	
<i>TAMANHO EFETIVO = D_{10}</i>	<i>mm</i>	0,6		0,8	
<i>D_{60}</i>	<i>mm</i>	0,75		0,9	
<i>COEF. DE UNIFORMIDADE = D_{60}/D_{10}</i>		1,25		1,13	

<i>CAMADA SUPORTE</i>					
<i>CARACTERÍSTICAS</i>	<i>UNID.</i>	<i>1ª</i>	<i>2ª</i>	<i>3ª</i>	<i>4ª</i>
<i>ESPESSURA DA CAMADA</i>	<i>cm</i>	15	5	5	5
<i>TAMANHO DO MENOR GRÃO</i>	<i>mm</i>	12,5	6,4	3,2	1,6
<i>TAMANHO DO MAIOR GRÃO</i>	<i>mm</i>	19	12,5	6,4	3,2

Por toda altura do leito filtrante existiam dez pontos de tomadas de amostras distantes uns dos outros de 20 cm, no entanto, apenas nove eram considerados. Do lado oposto da unidade e na mesma altura destes pontos de tomada de amostras foram instalados piezômetros para medida da perda de carga no leito. A distância entre o topo da camada filtrante e da base da zona de contato era de 0,80 m. Esta por sua vez foi dimensionada para operar com tempo de contato mínimo de 1 min. A Figura 4.11 ilustra as modificações na unidade de floto-filtração para realização dos ensaios da etapa 2 da fase 2 do trabalho.

A diferença principal do sistema da etapa 1 para o sistema da etapa 2, como dito anteriormente, além do leito filtrante, era o novo dispositivo para controle do nível na unidade, constituído de válvula controladora de nível e sensor de nível ultra-sônico em substituição ao utilizado na etapa 1. Tal dispositivo era situado na parte superior da unidade para manutenção de nível constante no interior do floto-filtro.



Figura 4.11 - Fotografias dos equipamentos pertencentes à instalação experimental utilizada estritamente na etapa 2 da fase 2 do trabalho experimental

Legenda: 1-sensor de nível ultra-sônico, 2-vaso comunicante para instalação do sensor de nível, 3-bomba de lavagem do filtro, 4-reservatório de água de lavagem do filtro, 5-válvula controladora de nível, 6-quadro piezométrico.

4.3 - Programação dos ensaios

Este trabalho foi dividido em duas fases para melhor entendimento da metodologia adotada e do avanço dos experimentos. No item 4.3.1 são descritos os ensaios realizados na fase 1 (ensaios preliminares) que serviram de suporte para a realização dos ensaios previstos na fase 2 (ensaios com a unidade piloto de floto-filtração), descritos no item 4.3.2.

4.3.1 – Fase 1: Ensaios preliminares

Os ensaios preliminares realizados na Fase 1 do trabalho experimental forneceram suporte para a programação dos ensaios da Fase 2, com a instalação piloto de floto-filtração, ou seja, possibilitou a obtenção de variáveis de controle e operação mais adequados a serem testados na unidade piloto de floto-filtração. Tais ensaios compreenderam perfil temporal de monitoramento do RALEx, estudo da eficiência da câmara de saturação, ensaios com o flotateste e ensaios com o flotateste seguido por filtros. Os resultados esperados nesta Fase 1 eram o entendimento do comportamento variável da qualidade do esgoto bruto (EB) e do efluente do RALEx (RALEx), determinação da capacidade de saturação da câmara e conseqüente quantidade de ar disponível para o processo de flotação, adoção de variáveis mais adequadas para serem utilizadas na Fase 2 como tempo de floculação (T_F), gradiente médio de velocidade na floculação (G_F), dosagem de cloreto férrico (DCF) e análise do desempenho, em termos de remoção de impurezas, de quatro tipos de leitos filtrantes compostos de areia uniforme (C.U. <1,3). A Figura 4.12 apresenta resumo esquemático dos ensaios realizados na Fase 1 do trabalho experimental. Nos sub-ítens seguintes são descritos os ensaios do fluxograma ilustrado na Figura supracitada.

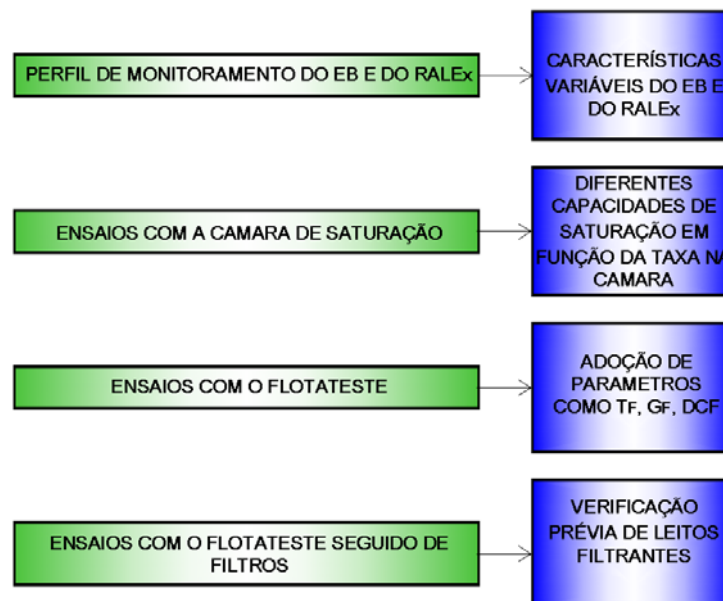


Figura 4.12 - Resumo dos ensaios preliminares realizados na fase 1 do trabalho experimental

4.3.1.1 - Monitoramento durante 24 horas do Esgoto Bruto (EB) e do efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEx) utilizado como unidade precedente à unidade piloto de floto-filtração (FFAD)

Este ensaio teve como principal objetivo a verificação da variação na qualidade do Esgoto Bruto e do efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEx) em um período de 24 horas seguidas. Os resultados encontrados não representam o comportamento do sistema em todos os dias do ano, mas podem indicar certo padrão de funcionamento. De fato, no decorrer deste trabalho foram obtidos vários resultados que demonstram similaridade com os obtidos neste perfil de monitoramento (item 5.2.1). Os parâmetros medidos na análise de amostras coletadas de três em três horas tanto do EB quanto do efluente do RALEx foram demanda química de oxigênio de amostra bruta (DQO_B), demanda química de oxigênio de amostra filtrada (DQO_F), fosfato ($P-PO_4^{3-}$), pH, temperatura, sólidos totais (ST), sólidos suspensos totais (SST), turbidez, alcalinidade, nitrogênio amoniacal ($N-NH_4^+$) e nitrogênio total Kjeldal (NTK). Todos os parâmetros caracterizados obedeceram à padronização de ensaios descrita no Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (AWWA-APHA & WPCF, 1999).

4.3.1.2 - Determinação da eficiência da câmara de saturação utilizada nos experimentos com a instalação piloto de floto-filtração e da câmara de saturação utilizada nos experimentos em escala de bancada (flotateste)

Para o desenvolvimento destes ensaios, ou seja, determinação da quantidade de ar fornecida pelas câmaras de saturação foi realizado experimento com equipamento padronizado conforme proposto por STEINBACH & HAARHOFF (1998). Foram testadas taxas de aplicação superficial de $100 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ a $600 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ na câmara de escoamento contínuo uma vez que as taxas utilizadas na câmara de saturação para o desenvolvimento deste trabalho experimental foram de $160 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ a $439 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$. Para a câmara de saturação em escala de laboratório foi apenas calculada a saturação teórica, aproximação aceitável visto que o sistema é em batelada e com todas as condições de contorno bem controladas além de possuir ventosa. Os detalhes do equipamento utilizado são mostrados na Figura 4.13. Os acessórios ao equipamento, necessários para a realização dos ensaios foram balança com capacidade até 5 kg, proveta de 1000 mL, recipiente para coleta do efluente, balde ou bécker plástico (capacidade mínima: 5 L), esquadro, termômetro e tanque com mangueira para encaminhamento da vazão de descarte do equipamento para o sistema de águas pluviais ou de esgoto.

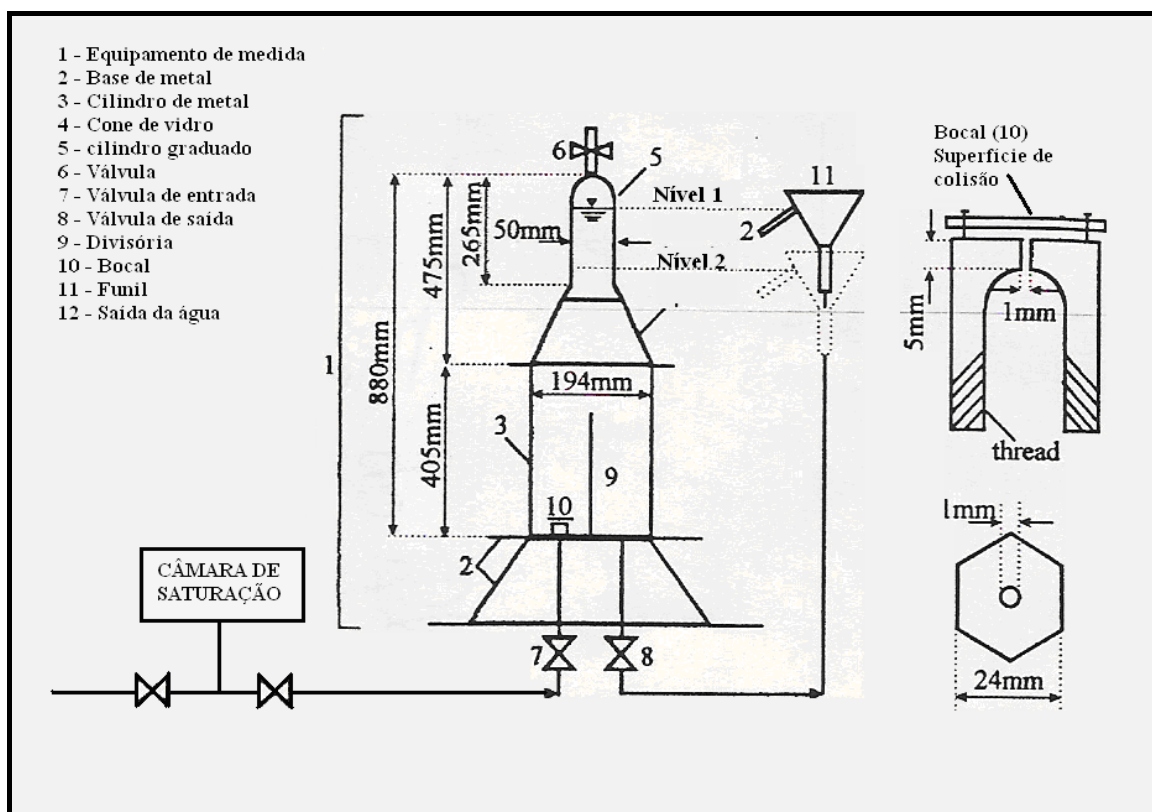


Figura 4.13 - Equipamento para medir a eficiência de saturação da câmara de saturação

Fonte: STEINBACH & HAARHOFF (1998)

O procedimento operacional para verificação da eficiência de saturação da câmara de saturação, realizado de acordo com recomendação dos autores, constituiu em:

- Manter a câmara de saturação em operação durante período de cerca de 12 horas antes do início dos ensaios para alcance estabilização;
- Manter as válvulas que controlam o escoamento do afluente e do efluente ao equipamento na posição “aberta”;
- Pesas o bécker/balde de coleta vazio (tara) e anotar o valor para ser descontado posteriormente;
- Manter a válvula superior do medidor também aberta (expulsão de ar);
- Manter o funil vertedor no nível 1 (ANOTAR o valor do volume referente à diferença entre o nível 1 e o nível 2);
- Após o período de estabilização dos equipamentos, era iniciado o ensaio com o fechamento da válvula superior (expulsão de ar) do medidor e, concomitantemente era dado início à coleta do efluente do funil vertedor com bécker ou balde de coleta (devidamente tarado);
- Em paralelo, era posicionado o nível de água do funil vertedor na posição do nível 2 (nível de final de ensaio) com ajuda de um esquadro. Ao ser atingido o nível 2 no interior do medidor, imediatamente era retirada a mangueira de descarte do funil vertedor de dentro do bécker/balde de coleta.
- Depois era pesado o bécker/balde de coleta e descontado a tara, para obtenção do volume de água do ensaio. Neste ponto era importante conferir o volume com a proveta de 1000 mL;
- Era anotado o volume de ar compreendido entre os níveis 1 e 2, a temperatura ambiente e da água e a altitude do local.

Os cálculos para determinação da saturação alcançada pela câmara foram feitos seguindo-se os passos descritos abaixo:

- Cálculo da concentração teórica de ar em equilíbrio na água afluente à câmara de saturação, ou seja, em condições de pressão atmosférica (sem pressurização):

$$C_{a,o} = 0,209.44,6 \left(\frac{32}{H_0} \right) \left[\frac{273,15}{T(^{\circ}K)} \right] \left(\frac{P_a}{101,3} \right) \quad 4.1$$

$$C_{a,N} = 0,791.44,6 \left(\frac{28}{H_N} \right) \left[\frac{273,15}{T(^{\circ}K)} \right] \left(\frac{P_a}{101,3} \right) \quad 4.2$$

$$C_a = C_{a,0} + C_{a,N} \quad 4.3$$

Em que,

C_a = concentração mássica de ar na água de alimentação da câmara (g/m^3)

$C_{a,o}$ = concentração mássica de oxigênio na água que entra na câmara de saturação (g/m^3)

$C_{a,N}$ = idem para o Nitrogênio (g/m^3)

T = temperatura da água (em °K)

Pa = pressão atmosférica no local do ensaio (kPa)

Hi = constante da Lei de Henry

Tabela 4.2 - Valores das constantes da Lei de Henry para o oxigênio e o nitrogênio a diferentes temperaturas

	5 °C	10 °C	15 °C	20 °C	25 °C	30 °C
H_N	49,8	54,0	58,2	62,3	66,5	70,7
H_o	23,9	26,4	28,8	31,3	33,8	36,3

- Cálculo da concentração mássica teórica na água em equilíbrio com o colchão de ar pressurizado no interior da câmara:

$$C^*_{s,0} = Y_{s,0} \cdot 44,6 \left(\frac{32}{H_o} \right) \left[\frac{273,15}{T(^{\circ}K)} \right] \left(\frac{P_{sat}}{101,3} \right) \quad 4.4$$

$$C^*_{s,N} = Y_{s,N} \cdot 44,6 \left(\frac{28}{H_N} \right) \left[\frac{273,15}{T(^{\circ}K)} \right] \left(\frac{P_{sat}}{101,3} \right) \quad 4.5$$

$$C^*_s = C^*_{s,0} + C^*_{s,N} \quad 4.6$$

Onde:

$C^*_{s,0}$ = Concentração teórica de oxigênio na água em equilíbrio com o colchão de ar (rico em nitrogênio) no interior da câmara (g/m^3)

$C^*_{s,N}$ = idem de Nitrogênio

C^*_s = Concentração teórica de ar na água efluente da câmara de saturação

P_{sat} = Pressão absoluta de saturação (pressão lida no manômetro + pressão atmosférica no local)

$Y_{s,0}$ = de acordo com a Figura 4.14, para 25 °C, temperatura considerada nos ensaios, é igual a 0,133 (sem ventosa – instalação piloto), com ventosa é 0,209 (flotateste).

$Y_{s,N} = 1 - Y_{s,0}$ que resulta em 0,867 (sem ventosa – instalação piloto), com ventosa o valor é 0,781 (flotateste).

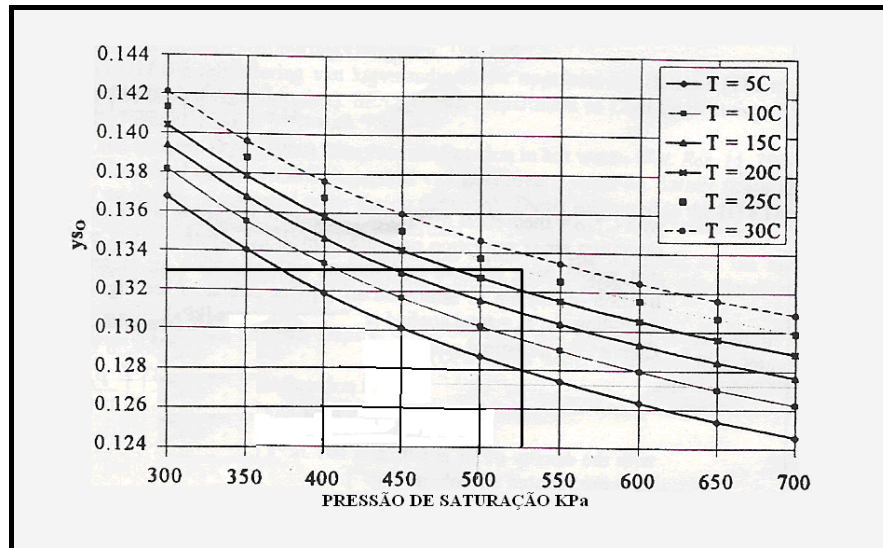


Figura 4.14 - Composição equilibrada de ar saturado a diferentes pressões de saturação
 Fonte: Fonte: STEINBACH & HAARHOFF (1998)

- Conversão da concentração volumétrica de ar precipitado no ensaio (V_p) em concentração mássica (a_p em mg/L):

$$a_p = V_p \cdot 1,2929 \left[\frac{273,15}{T(^{\circ}K)} \right] \left(\frac{P_a}{101,3} \right) \quad 4.7$$

Em que, $1,2929 \text{ kg/m}^3$ é o valor da densidade do ar a 0°C e $101,3 \text{ kPa}$

4) Cálculo da eficiência de saturação η_s :

$$\eta_s = \frac{a_p}{0,92(C_s^* - C_a)} \quad 4.8$$

4.3.1.3 - Ensaios com a unidade de flotação por ar dissolvido em escala de bancada (Flotateste)

A operação das unidades de bancada era bem simples. Primeiro era feita a mistura rápida mecanizada com utilização do equipamento de Jar test. As dosagens de coagulante eram estabelecidas previamente. Após a mistura rápida, o líquido coagulado era transferido para as colunas de flotação nas quais se dava o início da floculação. O gradiente de velocidade em cada uma das câmaras era estabelecido de maneira independente por meio de controlador de rotação. Decorrido o tempo de floculação, as hastes eram retiradas e por meio da abertura dos registros de agulha posicionados na parte inferior das colunas era introduzida a água saturada com ar proveniente da câmara de saturação instalada junto às colunas de floculação/flotação propiciando o processo de flotação propriamente dito. Após a recirculação de todo o volume desejado, ou seja, alcance da água nas colunas até as

marcas pré-estabelecidas em função da recirculação escolhida, era acionado o cronômetro. As amostras relativas às diferentes velocidades de flotação eram retiradas em seus devidos tempos. As velocidades de flotação de interesse eram 7,5 cm/min, 12,5 cm/min, 17,5 cm/min, 22,5 cm/min e 27,5 cm/min correspondentes a tempos de coleta de 4 min, 2 min e 45 s, 1 min e 43 s, 1 min e 20 s e 1 min e 6 s, respectivamente, calculados considerando-se a distância entre o ponto de entrada da recirculação e o ponto de coleta de amostras.

Ensaio 1

Para realização deste ensaio foi coletado efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido instalado junto ao Campus I da USP em São Carlos – SP. O ensaio foi realizado em cinco passos com amostra do efluente do RALEx coletada às 8:00 horas. Os parâmetros de análise foram turbidez, cor e Abs_{254nm} . O efluente do RALEx encontrava-se “diluído”, se comparado com os valores de turbidez de outros dias. Isso é devido provavelmente à ocorrência de chuva na noite anterior ao ensaio. Os passos seguidos para o ensaio foram:

1 - Variação da Dosagem de Cloreto Férrico (DCF = 30 mg/L, 40 mg/L, 50 mg/L, 60 mg/L, 70 mg/L, 80 mg/L, 90 mg/L e 100 mg/L). Foram mantidos constantes tempo de mistura rápida ($T_{mr} = 10$ s), gradiente de mistura rápida ($G_{mr} = 1000$ s⁻¹), tempo de floculação ($T_F = 20$ min), gradiente de velocidade da floculação ($G_F = 80$ s⁻¹), taxa de recirculação ($R = 20\%$) e pressão de saturação ($P_{sat} = 450$ kPa).

2 - Variação do tempo de floculação ($T_F = 10$ min, 14 min, 18 min, 22 min). Foram mantidos constantes tempo de mistura rápida ($T_{mr} = 10$ s), gradiente de mistura rápida ($G_{mr} = 1000$ s⁻¹), dosagem de cloreto férrico (DCF = 60 mg/L), gradiente de velocidade da floculação ($G_F = 80$ s⁻¹), taxa de recirculação ($R = 20\%$) e pressão de saturação ($P_{sat} = 450$ kPa).

3 - Variação do gradiente de velocidade da floculação ($G_F = 60$ s⁻¹, 70 s⁻¹, 90 s⁻¹, 100 s⁻¹). Foram mantidos constantes tempo de mistura rápida ($T_{mr} = 10$ s), gradiente de mistura rápida ($G_{mr} = 1000$ s⁻¹), dosagem de cloreto férrico (DCF = 60 mg/L), tempo de floculação ($T_F = 20$ min), taxa de recirculação ($R = 20\%$) e pressão de saturação ($P_{sat} = 450$ kPa).

4 - Variação da taxa de recirculação ($R = 10\%$, 15%, 25%, 30%). Foram mantidos constantes tempo de mistura rápida ($T_{mr} = 10$ s), gradiente de mistura rápida ($G_{mr} = 1000$ s⁻¹), dosagem de cloreto férrico (DCF = 60 mg/L), tempo de floculação ($T_F = 20$ min),

gradiente de velocidade de floculação ($G_F = 90 \text{ s}^{-1}$) e pressão de saturação ($P_{\text{sat}} = 450 \text{ kPa}$).

5 - Variação da Dosagem de Cloreto Férrico (DCF = 55 mg/L, 60 mg/L, 65 mg/L, 70 mg/L). Foram mantidos constantes tempo de mistura rápida ($T_{\text{mr}} = 10 \text{ s}$), gradiente de mistura rápida ($G_{\text{mr}} = 1000 \text{ s}^{-1}$), tempo de floculação ($T_F = 20 \text{ min}$), gradiente de velocidade da floculação ($G_F = 90 \text{ s}^{-1}$), taxa de recirculação ($R = 10\%$) e pressão de saturação ($P_{\text{sat}} = 450 \text{ kPa}$).

Ensaio 2

Para realização deste ensaio foi coletado efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido instalado junto ao Campus I da USP em São Carlos – SP. O ensaio foi realizado variando-se a DCF de 0 a 160 mg/L utilizando-se o efluente do RALEX coletado às 8:00 horas. Os parâmetros de análise foram turbidez, cor e $\text{Abs}_{254\text{nm}}$. As DCF estudadas foram 0, 30, 40, 50, 55, 60, 65, 70, 75, 80, 90, 100, 120, 140 e 160 mg/L. Foram mantidos constantes tempo de mistura rápida ($T_{\text{mr}} = 10 \text{ s}$), gradiente de mistura rápida ($G_{\text{mr}} = 1000 \text{ s}^{-1}$), tempo de floculação ($T_F = 20 \text{ min}$), gradiente de velocidade da floculação ($G_F = 90 \text{ s}^{-1}$), taxa de recirculação ($R = 10\%$) e pressão de saturação ($P_{\text{sat}} = 450 \text{ kPa}$) para cada DCF estudada.

Ensaio 3

Para realização deste ensaio foram coletadas amostras do efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido instalado junto ao Campus I da USP em São Carlos – SP em diversos horários do dia. As amostras foram coletadas às 9:00, 11:00, 13:00, 15:00, 17:00 e 19:00 horas com DCF variando de 60 a 75 mg/L, 65 a 80 mg/L, 65 a 90 mg/L, 80 a 110 mg/L, 80 a 110 mg/L, 80 a 110 mg/L, respectivamente. As DCF foram incrementadas à medida que a qualidade do efluente do RALEX ia se deteriorando. Para este ensaio foram mantidos fixos tempo de mistura rápida ($T_{\text{mr}} = 10 \text{ s}$), gradiente de mistura rápida ($G_{\text{mr}} = 1000 \text{ s}^{-1}$), tempo de floculação ($T_F = 20 \text{ min}$), gradiente de velocidade da floculação ($G_F = 90 \text{ s}^{-1}$), taxa de recirculação ($R = 10\%$) e pressão de saturação ($P_{\text{sat}} = 450 \text{ kPa}$) para cada DCF estudada. O parâmetro analisado nas amostras produzidas foi a turbidez.

Ensaio 4

Para realização deste ensaio foram realizadas coletas do efluente do RALEX às 9:00, 12:00, 15:00 e 18:00 horas. As amostras foram ensaiadas no equipamento de flotatestes e analisadas sob o ponto de vista de redução da turbidez, cor e $\text{Abs}_{254\text{nm}}$. Foram mantidos fixos tempo de mistura rápida ($T_{\text{mr}} = 10 \text{ s}$), gradiente de mistura rápida ($G_{\text{mr}} = 1000 \text{ s}^{-1}$),

tempo de floculação ($T_F = 20$ min), gradiente de velocidade da floculação ($G_F = 90$ s⁻¹), taxa de recirculação ($R = 10\%$) e pressão de saturação ($P_{sat} = 450$ kPa). Todas as amostras foram analisadas com aplicação de DCF na mistura rápida de 0, 30, 40, 50, 60, 70, 80 e 90 mg/L

A Figura 4.15 ilustra resumidamente os ensaios realizados com a instalação de flotação por ar dissolvido em escala de laboratório.

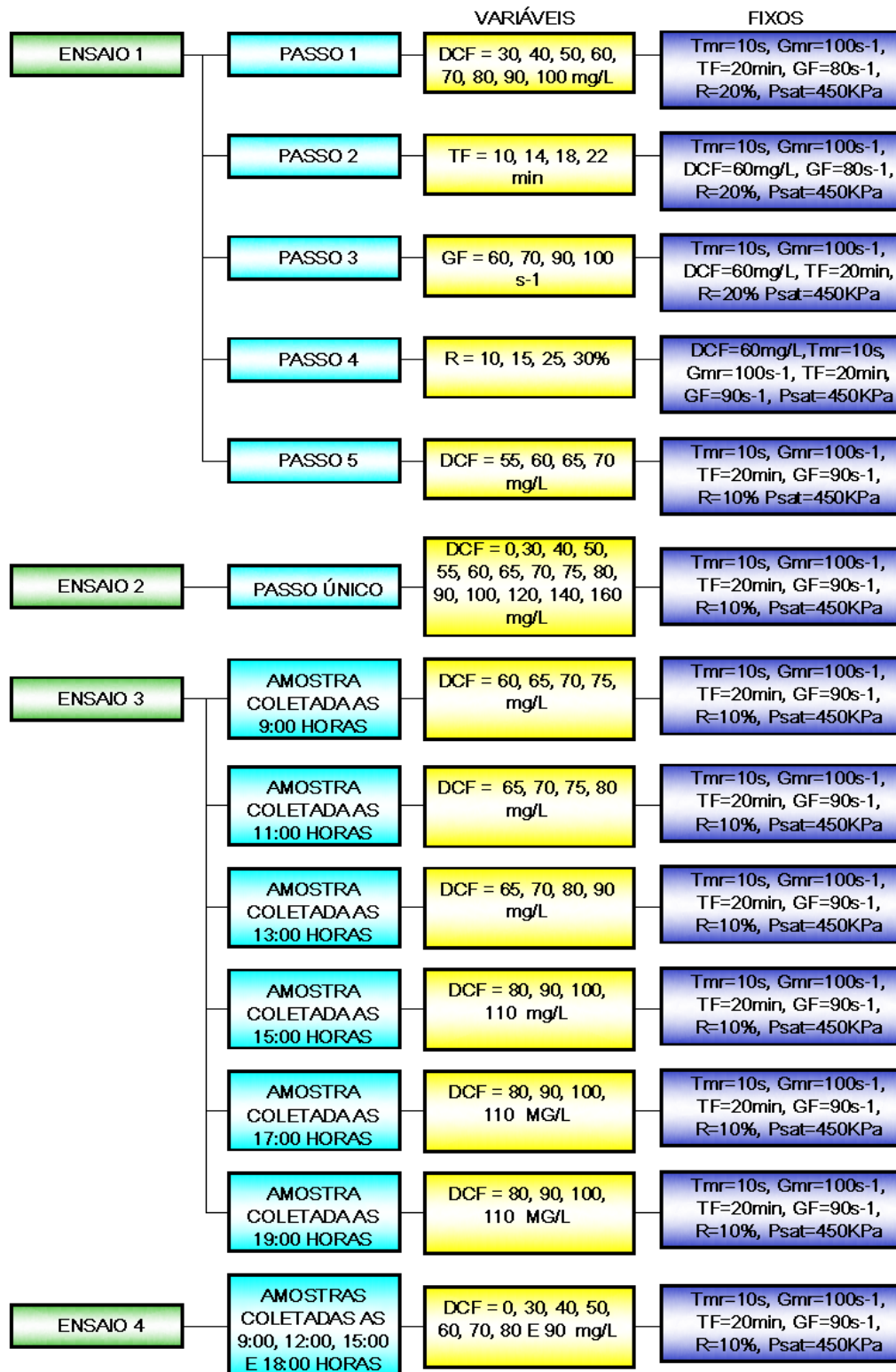


Figura 4.15 - Resumo de todos os ensaios realizados com a unidade de flotação por ar dissolvido em escala de laboratório (flotateste)

4.3.1.4 - Ensaios com a unidade de flotação por ar dissolvido seguida de unidade de filtração em escala de bancada (Flotateste-filtros)

Para a realização dos ensaios com utilização do equipamento de flotatestes seguido de unidades de filtração era seguido o mesmo procedimento descrito no item 4.3.1.3 acrescido dos procedimentos relativos à etapa de filtração. Os filtros eram alimentados com água flotada após o tempo necessário para ocorrência da menor taxa de flotação estudada, ou seja, o registro para acesso da água flotada aos filtros era aberto logo após a coleta da amostra com velocidade de flotação de 7,5 cm/min. Os filtros eram operados à taxa inicial de 14 cm/min e ao final à taxa de 12,5 cm/min devido à diminuição na carga hidráulica disponível (abaixamento do nível nas câmaras de flotação do flotatestes). A coleta de amostra nos filtros era realizada depois de decorridos 10 minutos do início da alimentação dos mesmos para garantir que toda a água destilada contida nas unidades de filtração, usada para lavagem dos filtros, fosse escoada. Estes ensaios foram importantes do ponto de vista da avaliação da capacidade de retenção de impurezas pelos filtros compostos por diferentes tipos de leitos. Sendo assim, foram realizados os ensaios como se segue:

Ensaio 1

Para realização deste ensaio foi efetuada coleta do efluente do RALEX às 9:00 horas. A areia constituinte dos leitos filtrantes utilizada neste ensaio apresentava tamanho dos grãos de 0,42 a 0,59 mm. O ensaio foi conduzido em quatro passos. No passo 1 foram testadas DCF de 0, 30, 40, 50, 60, 70, 80 e 90 mg/L. No passo 2 foram testadas DCF próximas a 70 mg/L (em função dos resultados do passo anterior), ou seja, DCF iguais a 65, 67,5, 70 e 72,5 mg/L. No passo 3 foram estudados três tempos de floculação ($T_F = 10, 15$ e 20 min) combinados a quatro gradientes de velocidade na floculação ($G_F = 40, 60, 80,$ e 100 s⁻¹). No passo 4 foram estudados quatro taxas de recirculação ($R = 7, 13, 16$ e 19%). Logo após a coleta da amostra do flotor relativa à última velocidade de flotação (7,5 cm/min) dava-se início o processo de filtração. A coleta de amostra dos filtros era realizada após 10 minutos de passagem pelo filtro do efluente do estágio de flotação para garantir que a água destilada no interior do mesmo não exercesse influência nos resultados alcançados. Todos os outros parâmetros permaneceram fixos em todos os passos com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_{sat} = 10$ min, $T_{mr} = 10$ s, $G_{mr} = 1000$ s⁻¹, $T_F = 15$ min e $G_F = 60$ s⁻¹ e $R = 10$ %.

Ensaio 2

Para a este ensaio foi realizada coleta do efluente do RALEX às 08:00 horas. Foram testados três tipos de leitos filtrantes nos filtros em escala de bancada instalados após o flotatete. No passo 1 foram testadas DCF de 40, 50, 60, 65, 67,5, 70, 72,5 e 75 mg/L e utilizado nos filtros areia com tamanho dos grãos entre 0,59 e 0,71 mm. No passo 2 foram testados filtros com tamanhos dos grãos entre 0,71 e 0,84 mm. Foram adotados os valores de DCF de 65, 67,5, 70 e 72,5 mg/L. Esta faixa de DCF foi adotada em função da obtenção de melhores resultados no passo anterior. No passo 3 também foram testadas as mesmas DCF, no entanto os filtros continham areia com tamanho dos grãos de 0,84 a 1,00 mm. Todos os outros parâmetros permaneceram fixos em todos os passos com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_{sat} = 10$ min, $T_{mr} = 10$ s, $G_{mr} = 1000$ s⁻¹, $T_F = 15$ min e $G_F = 60$ s⁻¹ e $R = 10$ %. A Figura 4.16 ilustra o resumo dos ensaios realizados com a unidade de flotação por ar dissolvido seguida de filtros em escala de bancada.

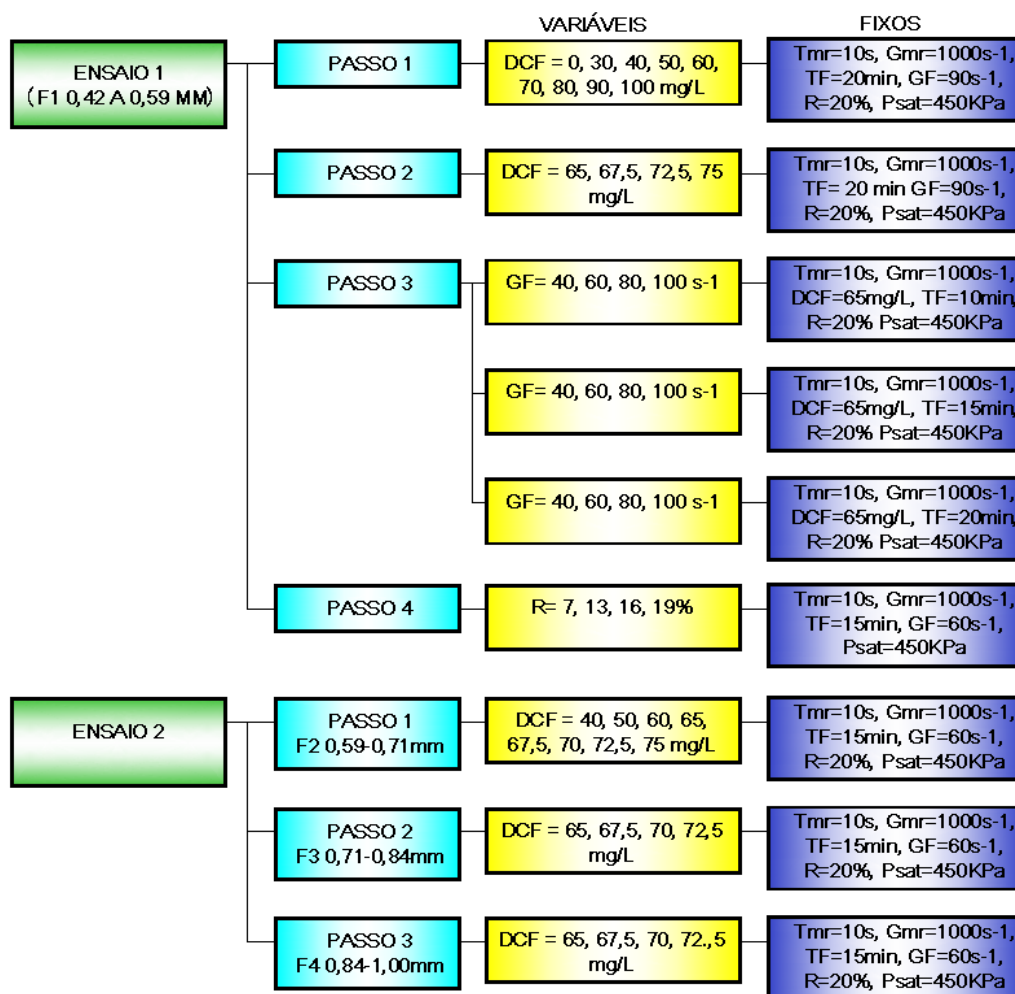


Figura 4.16 - Resumo de todos os ensaios realizados com a unidade de flotação por ar dissolvido seguida de filtros em escala de bancada

4.3.2 - Fase 2: Ensaios com a instalação piloto de floto-filtração por ar dissolvido

4.3.2.1-Considerações iniciais

O sistema de floto-filtração aplicado ao pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio foi avaliado sob duas condições distintas. Primeiramente, os experimentos foram realizados sem o leito filtrante (etapa 1 da fase 2) na unidade de floto-filtração na qual a configuração do sistema era apenas de flotação por ar dissolvido (FAD). Nesta etapa os ensaios tinham início às 8:00 horas e término às 20:00 horas. Tais ensaios foram de extrema importância principalmente no que se refere à verificação de parâmetros operacionais para serem utilizados os melhores na etapa seguinte. Desta forma, a partir da análise dos resultados obtidos nesta etapa, as melhores condições operacionais foram adotadas para prosseguimento dos experimentos (etapa 2 da fase 2). Na etapa 2, já com a adoção das condições mais adequadas de operação da instalação piloto, o sistema foi avaliado com a utilização em separado de dois diferentes leitos filtrantes, constituídos de areia praticamente uniforme, a saber, areia com tamanho dos grãos de 0,59 mm a 0,84 mm e areia com tamanho dos grãos de 0,7 mm a 1,0 mm, ambas com coeficiente de uniformidade menor que 1,3 (C.U. <1,3) como descrito na Tabela 4.1. Nesta etapa os ensaios tinham início às 11:00 horas e término no momento de alcance da carga hidráulica máxima disponível para o ensaio. Foram avaliados principalmente a variação da quantidade de ar aplicada ao processo, diferentes taxas de aplicação superficial e suas implicações na qualidade da água produzida. Para cada ensaio específico, os demais parâmetros permaneceram fixos, com exceção da dosagem de coagulante que era variável de acordo com a turbidez afluente (efluente do RALEX).

Para realização dos ensaios relativos a esta fase foi adotado o procedimento descrito a seguir.

- Enchimento da unidade de floto-filtração com água potável proveniente de rede de abastecimento de água para garantia das mesmas características de partida para todos os ensaios. O início da coleta de amostra dava-se após uma hora do sistema funcionando adequadamente, ou seja, com todos os parâmetros controlados. Como decorrência desta metodologia de partida os resultados da primeira amostra coletada podem apresentar valores um pouco alterados, em relação aos valores reais, em virtude da permanência da água limpa inicialmente dentro do reator e conseqüente diluição do esgoto.

- Controle do gradiente de velocidade na floculação por meio do aumento ou diminuição da rotação dos agitadores mecanizados, constituídos de eixo vertical e paletas

perpendiculares ao eixo localizados dentro das unidades de floculação. A rotação era controlada por meio de inversor de frequência que acionava os moto-redutores acoplados aos agitadores mecanizados.

- Controle da vazão de recirculação pela abertura ou fechamento de registro de agulha localizado na parte inferior da zona de contato da câmara de flotação. O monitoramento da vazão era auxiliado por medidor eletromagnético instalado na tubulação. A pressão dentro da câmara de saturação era mantida em 450 ± 10 kPa, pelo aumento ou diminuição da vazão de entrada e saída da unidade. Era mantido na câmara de saturação, juntamente com a recirculação de água (produzida no próprio sistema) vazão de ar por meio de dois compressores ligados em linha. A pressão dentro da câmara, portanto, era uma composição entre as vazões de entrada de água, entrada de ar e saída de água saturada com ar.

- Controle da vazão afluyente ao sistema (efluente do Reator Anaeróbio de Leito Expandido - RALEx), em função da Taxa de Aplicação Superficial escolhida para o experimento. A vazão de entrada era monitorada por meio de medidor eletromagnético instalado na linha de abastecimento e controlada por meio de registro globo, regulado manualmente de acordo com o valor pré-estabelecido para o ensaio, que apesar de não ser o mais indicado para tal fim proporcionava passagem da vazão desejada com precisão de 99%, em termos de leitura no visor do equipamento.

- Com uso de bomba dosadora e turbidímetro de escoamento contínuo era feito o controle da injeção de solução de cloreto férrico na linha afluyente por meio de misturador rápido tubular “in line”. As dosagens de cloreto férrico adotadas foram determinadas em ensaios de laboratório, na fase 1 do trabalho experimental. Foi elaborada previamente uma curva de Dosagem de Cloreto Férrico de acordo com a turbidez do esgoto afluyente ao sistema. Esta curva foi inserida no sistema de controle de coagulante constituído de turbidímetro de escoamento contínuo e bomba dosadora. As vazões de solução de coagulante para estabelecimento das dosagens pré-determinadas foram calculadas preliminarmente considerando-se vazão afluyente ao sistema e concentração da solução de cloreto férrico também preparada preliminarmente levando-se em consideração as vazões máximas e mínimas da bomba dosadora.

- Controle do tempo de floculação, função da vazão de entrada, realizado com o auxílio de bomba de descarte, cuja tubulação era localizada na última câmara de floculação próximo ao acesso à zona de contato da câmara de flotação. A vazão de descarte

era controlada por registro tipo globo e monitorada por medidor eletromagnético. O controle do tempo de floculação era, portanto, função da vazão afluyente ao sistema e vazão de descarte, uma vez que o volume dos flocladores era constante.

- O nível da água dentro da unidade de floto-filtração da etapa 1 da fase 2 era estabelecido manualmente elevando-se ou abaixando-se vertedor retangular instalado na saída do e na etapa 2 da fase 2 era controlado automaticamente por válvula controladora de nível ligada a sensor de nível ultra-sônico.

- Uma vez estabilizada a unidade de floto-filtração por ar dissolvido, seguindo os passos descritos anteriormente, era aguardado um período de 1 hora para que a mesma entrasse em regime e dado início à coleta de amostras para análise dos parâmetros desejados.

- Os cálculos para determinação da vazão de entrada, em função da aplicação superficial desejada, e do tempo de floculação da unidade foram feitos utilizando-se as equações 4.9 e 4.10.

$$Q_{Afl} = \frac{T.A.S. * A}{(1 + R)} \quad 4.9$$

em que:

Q_{Afl} = vazão floclada afluyente ao flotador (m³/dia)

T.A.S. = taxa de aplicação superficial (m³/m².dia)

A = área do filtro / flotador (m²)

R = fração de recirculação adimensional

$$T_F = \frac{V}{Q_{Afl}} \quad 4.10$$

em que:

T_F = tempo de floculação (min)

V = volume do floclador (m³)

Q_{Afl} = vazão floclada afluyente ao flotador (m³/min)

$$Q_{FLOT} = Q_R + Q_{Afl} \quad 4.11$$

$$Q_{Ent} = Q_{FLOT} + Q_D \quad 4.12$$

em que:

Q_{FLOT} = vazão de flotação (m^3/h)

Q_R = vazão de recirculação (m^3/h)

Q_D = vazão de descarte (m^3/h)

Q_{Ent} = vazão de entrada na unidade (m^3/h)

A Tabela 4.3 mostra as taxas de aplicação superficial, as vazões de entrada e os tempos de floculação.

Tabela 4.3 - Quadro demonstrativo das taxas de aplicação superficial testadas, vazões afluentes e tempos de floculação para os ensaios da fase 2.

Taxa de aplicação superficial no filtro =>						200	($m^3/m^2 d$)
				T_F (min)		20	
R	Q_{Flot}	Q_R	Q_{Afl}	Q_{Ent}	Q_D		
%	(m^3/h)	(m^3/h)	(m^3/h)	(m^3/h)	(m^3/h)		
10	4,19	0,38	3,81	4,75	0,94		
15	4,19	0,55	3,64	4,75	1,11		
20	4,19	0,70	3,49	4,75	1,26		

Taxa de aplicação superficial no filtro =>						250	($m^3/m^2 d$)
				T_F (min)		20	
R	Q_{Flot}	Q_R	Q_{Afl}	Q_{Ent}	Q_D		
%	(m^3/h)	(m^3/h)	(m^3/h)	(m^3/h)	(m^3/h)		
10	5,24	0,48	4,76	4,75	-		
15	5,24	0,68	4,55	4,75	0,20		
20	5,24	0,87	4,36	4,75	0,39		

Taxa de aplicação superficial no filtro =>						300	($m^3/m^2 d$)
				T_F (min)	15	T_F (min)	18
R	Q_{Flot}	Q_R	Q_{Afl}	Q_{Ent}	Q_D	Q_{Ent}	Q_D
%	(m^3/h)	(m^3/h)	(m^3/h)	(m^3/h)	(m^3/h)	(m^3/h)	(m^3/h)
10	6,28	0,57	5,71	6,34	0,62	5,28	-0,43
15	6,28	0,82	5,46	6,34	0,87	5,28	-
20	6,28	1,05	5,24	6,34	1,10	5,28	0,04

Os passos seguintes referem-se estritamente ao procedimento adotado para os ensaios realizados na etapa 2 da fase 2.

- Além das coletas de três em três horas realizadas no EB, RALEx, FAD e FFAD eram também coletadas amostras de uma em uma hora por toda a altura do leito filtrante em amostradores espaçados de 20 cm entre eles para análise de turbidez e também era anotado o valor da perda de carga no leito.

- A carreira de filtração era interrompida no momento em que era utilizada toda a carga hidráulica disponível e não foi considerado como parâmetro de encerramento a ocorrência de traspasse.

- Após a utilização de toda a carga hidráulica disponível era encerrada a carreira de filtração. Neste momento iniciava-se a lavagem do filtro. Nesta pesquisa não foi feito estudo de otimização na lavagem do filtro, no entanto foi padronizado método de lavagem utilizado em todos os ensaios. Era feito revolvimento do leito com ar por três minutos e logo após a lavagem com água por 7 minutos à taxa de $950 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$. Após esse período a turbidez da água de lavagem era da ordem de 1 uT. A partir daí procurava-se compactar o meio filtrante até a posição inicial de operação com leves batidas nas paredes do filtro, de modo que não permanecessem bolhas no interior do meio filtrante.

Para início do novo ensaio, a unidade era cheia com água proveniente do abastecimento público.

Os ensaios realizados em cada etapa desta fase e os parâmetros medidos estão descritos nos itens seguintes.

4.3.2.2 - Etapa 1 da fase 2: Ensaios com a instalação piloto de floto-filtração por ar dissolvido sem colocação de leito filtrante (FAD)

Nesta etapa foram realizadas coletas do EB, do efluente do RALEx, vários pontos locados pela altura da unidade de floto-filtração sem leito (FAD) e do efluente final do sistema, de três em três horas. Cada amostra foi caracterizada em termos de pH, turbidez, cor, $\text{Abs}_{254\text{nm}}$, SST, SST_F , SST_V , P-PO_4^{3-} , DQO_B , DQO_F , OD e para amostras compostas os metais Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu e Cr.

A Figura 4.17 ilustra claramente os pontos de coleta de amostras e suas respectivas análises no período de operação do floto-filtro sem filtração, ou seja, sem leito filtrante no interior do reator. De acordo com a figura existiam três pontos principais de coleta de amostra que eram o EB, o efluente do RALEx e o efluente do floto-filtro (coletas de três em três horas). Os outros pontos de coleta não menos importantes, porém com menor número de coletas consideradas, eram pontos acessórios e a análise de amostras destes pontos serviu de suporte para discussões e para fechamento das conclusões.

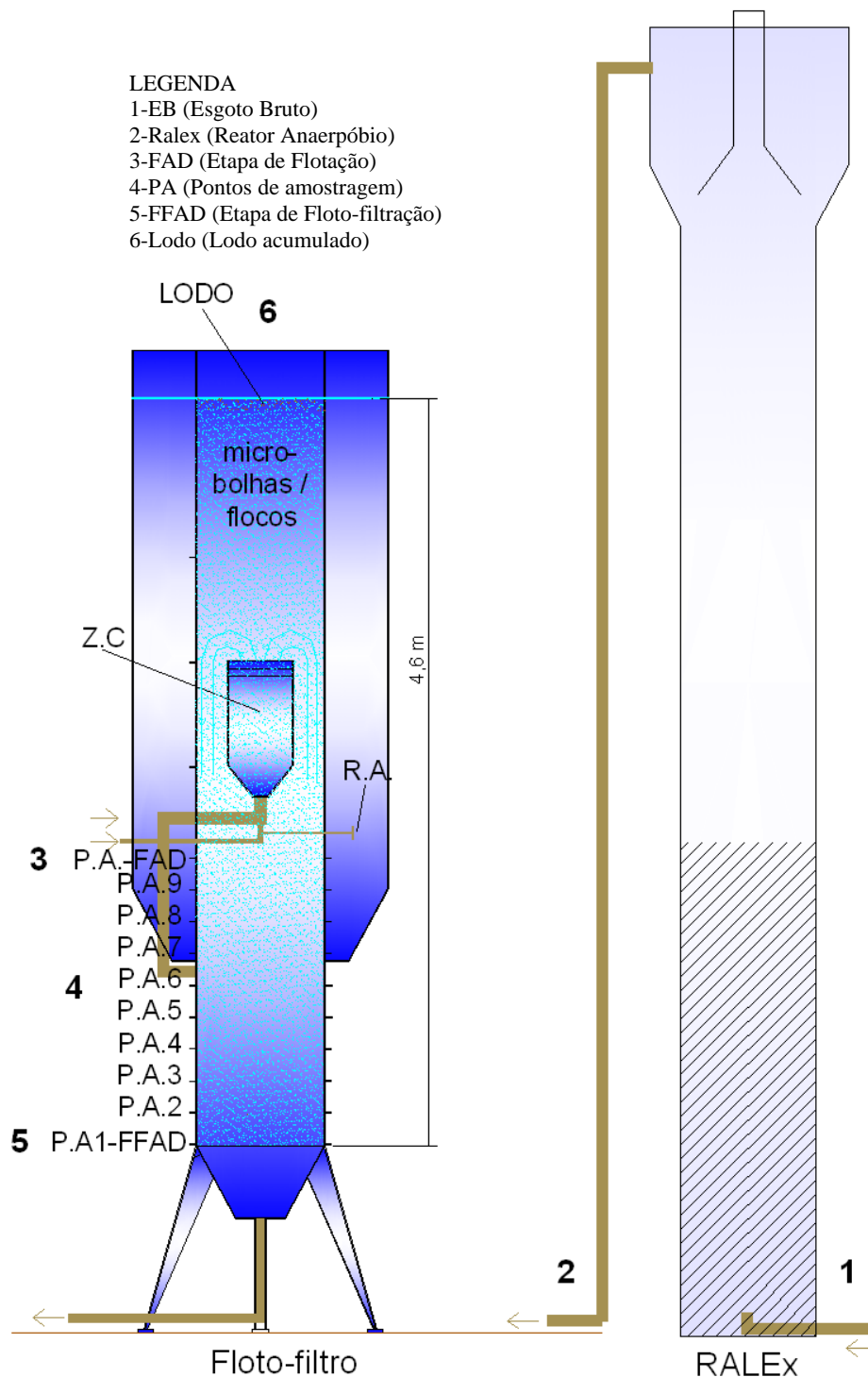


Figura 4.17 - Pontos de coleta de amostras e análises realizadas em cada ponto na etapa 1 da fase 2, ou seja, operação do floto-filtro sem utilização do leito filtrante

Análises de três em três horas realizadas nos pontos **1, 2 e 3** – pH, cor, turbidez, Abs_{254nm} , SST, SST_F , SST_V , $P-PO_4^{3-}$, DQO_B , DQO_F e OD; Análises de uma em uma hora realizadas nos pontos **3, 4 e 5** – turbidez e OD; Análises de amostras compostas dos pontos **1, 2** – metais (Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu, Cr); Análises de três em três horas realizadas no ponto **3** – metais (Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu, Cr).

Tal avaliação foi de grande importância para consolidação dos melhores parâmetros de operação do floto-filtro nas diferentes taxas de aplicação superficial e quantidades de ar fornecidas ao processo. A dosagem de cloreto férrico foi dependente da turbidez afluyente ao sistema proporcionando características “menos variáveis” do afluyente durante a operação.

Foram realizados nove ensaios e o objetivo principal foi avaliação do sistema com a utilização de três taxas de aplicação superficial diferentes associadas a três tipos de recirculação. Os ensaios são descritos a seguir.

Ensaio 1

Para realização deste ensaio foram seguidos todos os procedimentos descritos no item 4.3.2.1. A instalação piloto de floto-filtração encontra-se instalada junto ao Campus I da USP em São Carlos. O sistema foi colocado em operação uma hora antes do início da coleta de amostras para que o mesmo entrasse em regime. Para este ensaio foi utilizada taxa de aplicação superficial no flotador de $200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ e taxa de recirculação de 10% (quantidade de ar fornecida ao processo $S^* = 8 \text{ g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$ afluyente) o que resultou em vazão de entrada (Q_{Ent}) na unidade de $4,75 \text{ m}^3/\text{h}$, vazão de descarte (Q_{D}) de $0,94 \text{ m}^3/\text{h}$, vazão afluyente ao flotador (Q_{Afl}) de $3,81 \text{ m}^3/\text{h}$, vazão de recirculação de $0,38 \text{ m}^3/\text{h}$ e vazão de flotação (Q_{Flot}) de $4,19 \text{ m}^3/\text{h}$ como pode ser observado na Tabela 4.3. O período de coleta de amostras deste ensaio foi de 08:00 horas até 20:00 horas. Foram mantidos fixos $P_{\text{sat}} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ e T_{F} de 20 min. A DCF foi variável em função da turbidez de chegada, ou seja, turbidez do efluente do reator anaeróbio de leito expandido (RALEx).

Ensaio 2

Para realização deste ensaio foram seguidos todos os procedimentos descritos no item 4.3.2.1. Para este ensaio foi utilizada taxa de aplicação superficial no flotador de $200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ e taxa de recirculação de 15% ($12 \text{ g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$ afluyente) o que resultou em vazão de entrada (Q_{Ent}) na unidade de $4,75 \text{ m}^3/\text{h}$, vazão de descarte (Q_{D}) de $1,11 \text{ m}^3/\text{h}$, vazão afluyente ao flotador (Q_{Afl}) de $3,64 \text{ m}^3/\text{h}$, vazão de recirculação de $0,55 \text{ m}^3/\text{h}$ e vazão de flotação (Q_{Flot}) de $4,19 \text{ m}^3/\text{h}$ como pode ser observado na Tabela 4.3. O período de coleta de amostras deste ensaio foi de 08:00 horas até 20:00 horas. Foram mantidos fixos $P_{\text{sat}} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ e T_{F} de 20 min. A DCF foi variável em função da turbidez de chegada, ou seja, turbidez do efluente do reator anaeróbio de leito expandido (RALEx).

Ensaio 3

Para realização deste ensaio foram seguidos todos os procedimentos descritos no item 4.3.2.1. Para este ensaio foi utilizada taxa de aplicação superficial no flotador de $200 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{dia}$ e taxa de recirculação de 20% ($16 \text{ g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$ afluente) o que resultou em vazão de entrada (Q_{Ent}) na unidade de $4,75 \text{ m}^3/\text{h}$, vazão de descarte (Q_{D}) de $1,26 \text{ m}^3/\text{h}$, vazão afluente ao flotador (Q_{Afl}) de $3,49 \text{ m}^3/\text{h}$, vazão de recirculação de $0,70 \text{ m}^3/\text{h}$ e vazão de flotação (Q_{Flot}) de $4,19 \text{ m}^3/\text{h}$ como pode ser observado na Tabela 4.3. O período de coleta de amostras deste ensaio foi de 08:00 horas até 20:00 horas. Foram mantidos fixos $P_{\text{sat}} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ e T_{F} de 20 min. A DCF foi variável em função da turbidez de chegada, ou seja, turbidez do efluente do reator anaeróbio de leito expandido (RALEx).

Ensaio 4

Para realização deste ensaio foram seguidos todos os procedimentos descritos no item 4.3.2.1. Neste ensaio e nos próximos dois foi utilizada taxa de aplicação superficial no flotador de $250 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{dia}$, para o caso específico deste usou-se taxa de recirculação de 10% ($8 \text{ g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$ afluente) o que resultou em vazão de entrada (Q_{Ent}) na unidade de $4,75 \text{ m}^3/\text{h}$, não houve descarte (Q_{D}), vazão afluente ao flotador (Q_{Afl}) de $4,75 \text{ m}^3/\text{h}$, vazão de recirculação de $0,480 \text{ m}^3/\text{h}$ e vazão de flotação (Q_{Flot}) de $5,24 \text{ m}^3/\text{h}$ como pode ser observado na Tabela 4.3. O período de coleta de amostras deste ensaio foi de 08:00 horas até 20:00 horas. Foram mantidos fixos $P_{\text{sat}} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ e T_{F} de 20 min. A DCF foi variável em função da turbidez do RALEx.

Ensaio 5

Para realização deste ensaio foram seguidos todos os procedimentos descritos no item 4.3.2.1. Foi testada no flotador taxa de aplicação superficial de $250 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{dia}$ e taxa de recirculação de 15% ($12 \text{ g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$ afluente) resultando em $Q_{\text{Ent}} = 4,75 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{\text{D}} = 0,20 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{\text{Afl}} = 4,55 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{\text{R}} = 0,68 \text{ m}^3/\text{h}$ e $Q_{\text{Flot}} = 5,24 \text{ m}^3/\text{h}$. Foram realizadas coletas de amostras do EB, RALEx e FAD no período compreendido entre 08:00 horas até 20:00 horas de três em três horas. Foram mantidos fixos $P_{\text{sat}} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ e T_{F} de 20 min. A DCF foi variável em função da turbidez do RALEx.

Ensaio 6

Para realização deste ensaio foram seguidos todos os procedimentos descritos no item 4.3.2.1. Foi testada no flotador taxa de aplicação superficial de $250 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{dia}$ e taxa de recirculação de 20% ($16 \text{ g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$ afluente) resultando em $Q_{\text{Ent}} = 4,75 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{\text{D}} = 0,39 \text{ m}^3/\text{h}$,

$Q_{Afl} = 4,36 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_R = 0,87 \text{ m}^3/\text{h}$ e $Q_{Flot} = 5,24 \text{ m}^3/\text{h}$. Foram realizadas coletas de amostras do EB, RALEX e FAD no período compreendido entre 08:00 horas até 20:00 horas de três em três horas. Foram mantidos fixos $Psat = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ e T_F de 20 min. A DCF foi variável em função da turbidez do RALEX.

Ensaio 7

Neste ensaio, no ensaio 8 e no 9 foi testada no flotor taxa de aplicação superficial de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$. Por questões de limitação da vazão afluyente ao floto-filtro (vazão do RALEX máxima de $7 \text{ m}^3/\text{h}$ em vista da piora na qualidade de seu efluente) foi utilizado tempo de floculação de 15 min nos ensaios 7, 8 e 9. A taxa de recirculação de 10 % ($8 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$ afluyente) utilizada neste ensaio em conjunto com a taxa de aplicação superficial de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ e $T_F = 15 \text{ min}$ resultaram em $Q_{Ent} = 6,34 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_D = 0,62 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{Afl} = 5,71 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_R = 0,57 \text{ m}^3/\text{h}$ e $Q_{Flot} = 6,28 \text{ m}^3/\text{h}$. Foram realizadas coletas de amostras do EB, RALEX e FAD no período compreendido entre 08:00 horas até 20:00 horas de três em três horas. A DCF foi variável em função da turbidez do RALEX e a $Psat = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ durante o ensaio.

Ensaio 8

Foi testada no flotor taxa de aplicação superficial de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, taxa de recirculação de 15 % ($12 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$ afluyente) resultando em $Q_{Ent} = 6,34 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_D = 0,87 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{Afl} = 5,46 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_R = 0,82 \text{ m}^3/\text{h}$ e $Q_{Flot} = 6,28 \text{ m}^3/\text{h}$. Foram realizadas coletas de amostras do EB, RALEX e FAD no período compreendido entre 08:00 horas até 20:00 horas de três em três horas. A DCF foi variável em função da turbidez do RALEX e a $Psat = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ durante o ensaio.

Ensaio 9

Foi testada no flotor taxa de aplicação superficial de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, taxa de recirculação de 20 % ($16 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$ afluyente) resultando em $Q_{Ent} = 6,34 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_D = 1,10 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{Afl} = 5,24 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_R = 1,05 \text{ m}^3/\text{h}$ e $Q_{Flot} = 6,28 \text{ m}^3/\text{h}$. Foram realizadas coletas de amostras do EB, RALEX e FAD no período compreendido entre 08:00 horas até 20:00 horas de três em três horas. A DCF foi variável em função da turbidez do RALEX e a $Psat = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ durante o ensaio.

A Figura 4.18 ilustra o resumo dos ensaios realizados na etapa 1 da fase 2 da investigação experimental.

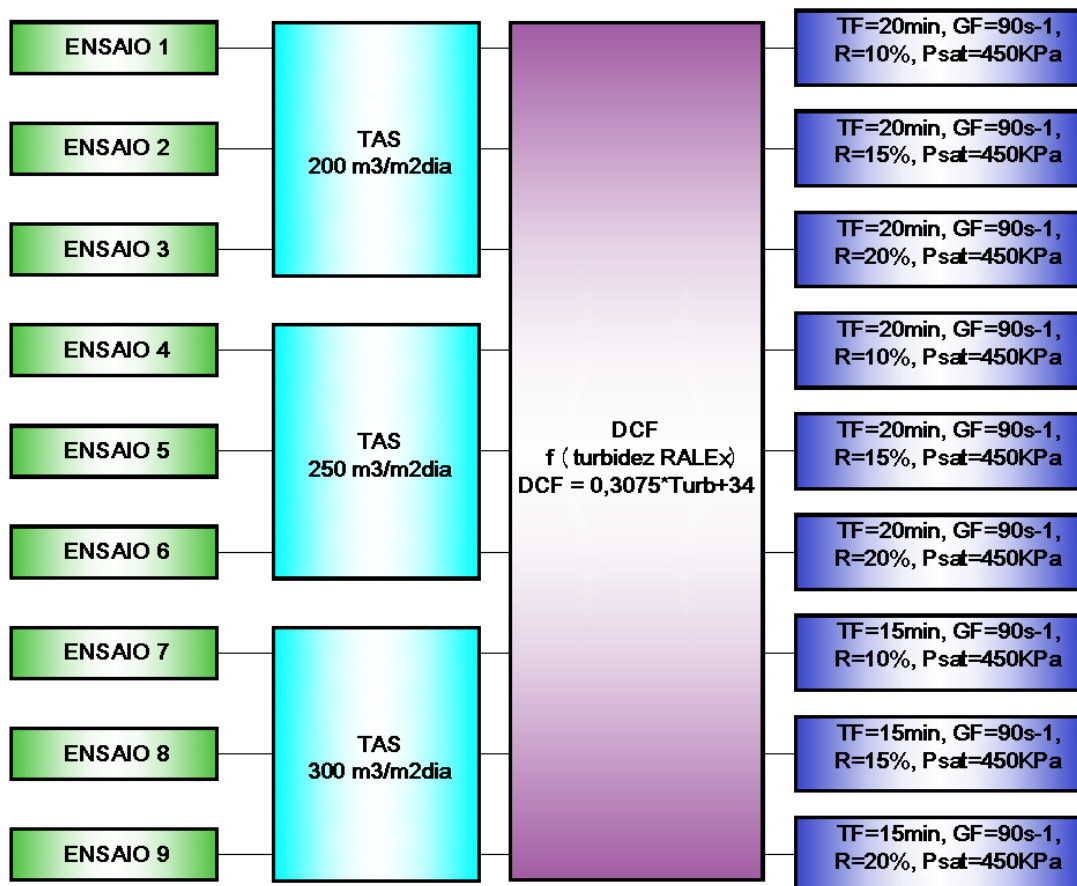


Figura 4.18 - Fluxograma de realização dos experimentos da etapa 1 da fase 2 com utilização da unidade piloto de floto-filtração sem o leito filtrante

4.3.2.3 - Etapa 2 da fase 2: Ensaios com a instalação piloto de floto-filtração por ar dissolvido com leito filtrante (FFAD)

Em todos os ensaios envolvendo a unidade completa, ou seja, incluído o leito filtrante, foram realizadas coletas de amostras do EB, do efluente do RALEx, vários pontos locados pela altura da unidade de floto-filtração com leito (FFAD) e do efluente final do sistema, de três em três horas. Cada amostra foi caracterizada em termos de pH, turbidez, cor, temperatura, condutividade, Abs_{254nm} , SST, $P-PO_4^{3-}$, DQO_B , DQO_F , OD e para amostras compostas NTK, $N-NH_4^+$, os metais Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu e Cr, sulfato, dureza, DBO, coliformes fecais (Coli F), coliformes totais (Coli T), alcalinidade (AI, AT, AB) e ácidos voláteis (Ac. vol.).

A Figura 4.19 ilustra claramente todas as análises realizadas durante a operação do floto-filtro com leito filtrante no interior do reator. De acordo com a figura existiam quatro pontos principais de coleta: o esgoto bruto, o efluente do RALEx, ponto imediatamente antes do leito filtrante na unidade de floto-filtração, ou seja, efluente da flotação (FAD) e o

efluente final do floto-filtro (FFAD). Nos outros pontos de coleta foram analisadas menos variáveis, porém também importantes, uma vez que as análises de amostras destes pontos serviram de suporte para discussões e para fechamento das conclusões. São mostrados todos os pontos de tomada de pressão ao longo do filtro, posicionados estrategicamente na mesma direção dos pontos de coleta de amostra para facilitar a formulação das idéias e conceitos durante a discussão dos resultados. Já a Figura 4.20 ilustra o fluxograma seguido para realização dos ensaios da etapa 2 da fase 2 experimental para avaliação dos parâmetros operacionais do floto-filtro com a utilização de leito filtrante.

Nestes ensaios a unidade foi testada com a inclusão, separadamente, de dois tipos de leito filtrante, dispostos convenientemente na parte inferior da unidade como ilustra a Figura 4.19. Com a utilização do leito filtrante com tamanho dos grãos variando de 0,59 a 0,84 mm foram realizados os ensaios descritos a seguir.

Ensaio 1

Os procedimentos relativos à operação do sistema “completo” estão descritos no item 4.3.2.1. Neste ensaio foi testada no flotador taxa de aplicação superficial de $200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, taxa de recirculação de 15 % ($12 \text{ g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$ afluente) e $T_F = 20 \text{ min}$ resultando em $Q_{\text{Ent}} = 4,75 \text{ m}^3/\text{h}$ $Q_D = 1,11 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{\text{Afl}} = 3,64 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_R = 0,55 \text{ m}^3/\text{h}$ e $Q_{\text{Flot}} = 4,19 \text{ m}^3/\text{h}$. As coletas de amostras do EB, RALEX, FAD e FFAD tiveram início às 11:00 horas e término no momento de alcance da perda de carga máxima disponível no filtro, momento no qual de encerramento da carreira de filtração. A DCF foi variável em função da turbidez do RALEX e a $P_{\text{sat}} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ durante o ensaio.

Ensaio 2

Foi testada no flotador taxa de aplicação superficial de $250 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, taxa de recirculação de 15 % ($12 \text{ g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$ afluente) e $T_F = 20 \text{ min}$ resultando em $Q_{\text{Ent}} = 4,75 \text{ m}^3/\text{h}$ $Q_D = 0,20 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{\text{Afl}} = 4,55 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_R = 0,68 \text{ m}^3/\text{h}$ e $Q_{\text{Flot}} = 5,24 \text{ m}^3/\text{h}$. As coletas de amostras do EB, RALEX, FAD e FFAD tiveram início às 11:00 horas e término no momento de alcance da perda de carga máxima disponível no filtro, momento no qual de encerramento da carreira de filtração. A DCF foi variável em função da turbidez do RALEX e a $P_{\text{sat}} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ durante o ensaio.

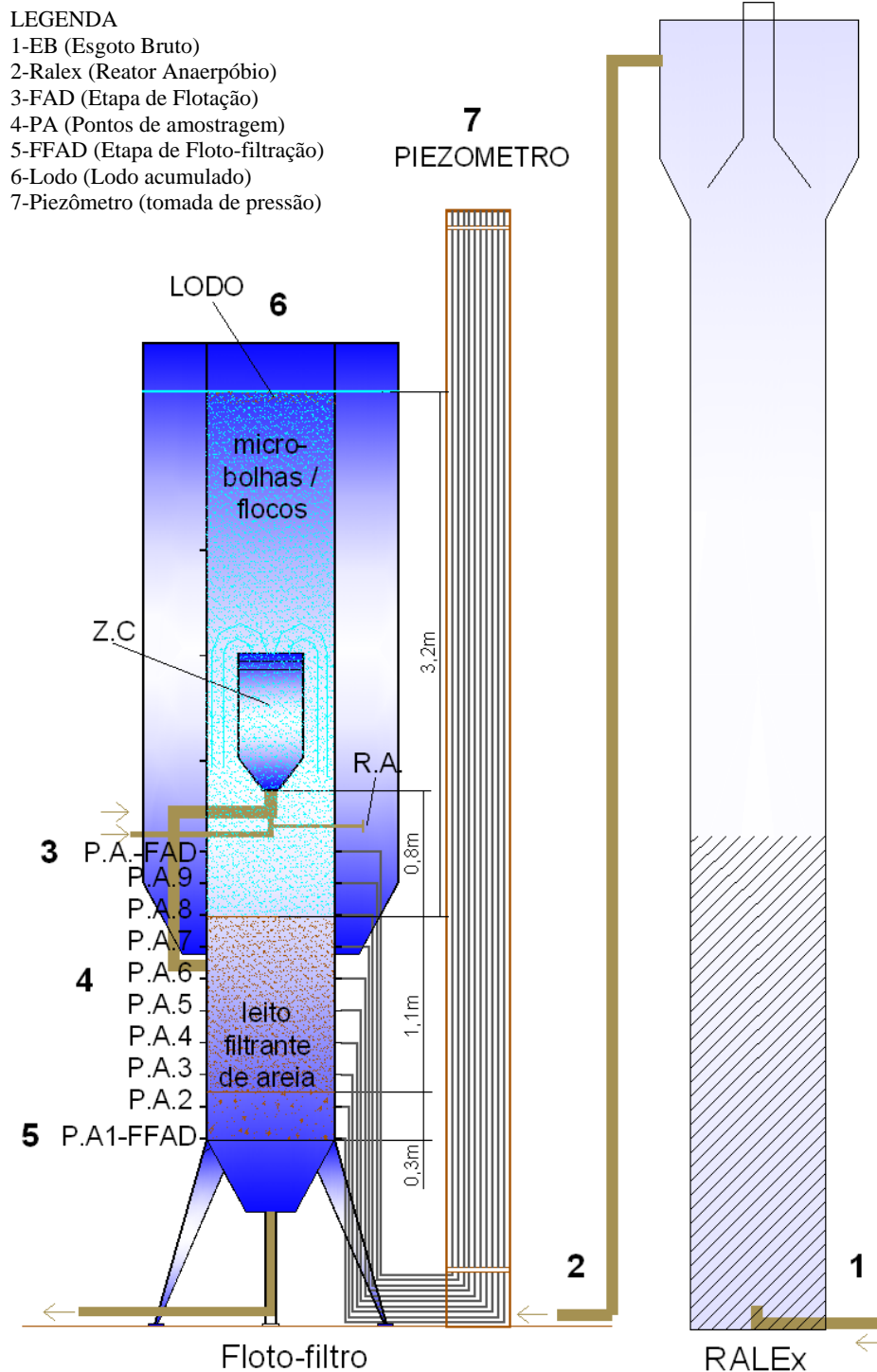


Figura 4.19 - Pontos de coleta de amostras e análises realizadas em cada ponto na etapa 2 da fase 2, ou seja, operação do floto-filtro com utilização do leito filtrante

Análises de três em três horas realizadas nos pontos **1, 2, 3 e 5** – pH, condutividade, temperatura, cor, turbidez, Ab_{825nm} , $P-PO_4^{3-}$, SST, DQO_B , DQO_F e OD; Análises de uma em uma hora realizadas nos pontos **3, 4 e 5** – turbidez e OD; Análises de amostras compostas dos pontos **1, 2 e 3** – metais (Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu, Cr); Análises de três em três horas realizadas no ponto **5** – metais (Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu, Cr); Análises de amostra composta dos pontos **1, 2, 3 e 5** – sulfato, dureza, $N-NH_4^+$, NTK, DBO, coliformes totais (Coli T), coliformes fecais (Coli F), alcalinidade e ácidos voláteis; Análise realizada e uma em uma hora no ponto 7) - tomada de pressão.

Ensaio 3

Foi testada no flotor taxa de aplicação superficial de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, taxa de recirculação de 15 % ($12 \text{ g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$ afluente) e $T_F = 18 \text{ min}$ (não pôde ser de 20 min por limite de vazão) resultando em $Q_{\text{Ent}} = 5,28 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_D = 0,00 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_{\text{Afl}} = 5,46 \text{ m}^3/\text{h}$, $Q_R = 0,82 \text{ m}^3/\text{h}$ e $Q_{\text{Flot}} = 6,28 \text{ m}^3/\text{h}$. As coletas de amostras do EB, RALEx, FAD e FFAD tiveram início às 11:00 horas e término no momento de alcance da perda de carga máxima disponível no filtro, momento no qual de encerramento da carreira de filtração. A DCF foi variável em função da turbidez do RALEx e a $P_{\text{sat}} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$ durante o ensaio.

Para os ensaios com utilização do leito filtrante composto de areia com tamanho dos grãos variando de 0,70 a 1,00 mm são repetidos todos os parâmetros dos três ensaios realizados com o filtro composto por areia de tamanho dos grãos variando de 0,59 a 0,84 mm. Portanto a única diferença entre os ensaios é o tipo de leito filtrante.

O fluxograma dos ensaios para a unidade “completa”, ou seja, com os processos de coagulação / floculação / flotação / filtração ocorrendo conjuntamente na mesma unidade é apresentado na Figura 4.20.

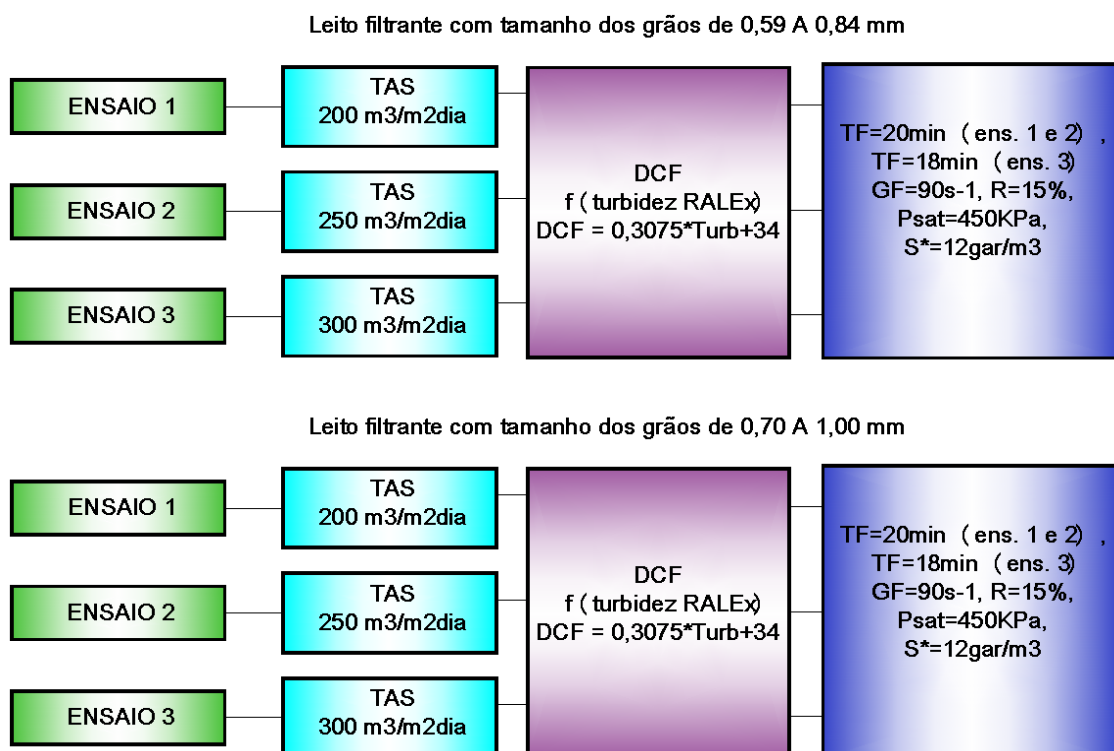


Figura 4.20 - Fluxograma de realização dos experimentos da etapa 2 da fase 2 da investigação experimental com utilização da unidade piloto de floto-filtração com leito filtrante

5 - APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

5.1 - Considerações iniciais

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos nas fases 1 e 2 da investigação experimental. No item 5.2 encontram-se relatados todos os experimentos realizados na fase 1 do trabalho que engloba estudo do desempenho do RALEx durante 24 horas tratando esgoto sanitário (5.2.1), estudo da eficiência de saturação da câmara de saturação instalada junto à unidade piloto de floto-filtração e cálculo da capacidade teórica de saturação da câmara utilizada nos ensaios com o flotateste (5.2.2), estudos para obtenção de melhores parâmetros operacionais na flotação utilizando-se o equipamento de bancada flotateste (5.2.3) e verificação da capacidade de filtração de leitos filtrantes compostos de areia utilizando-se equipamento de flotateste seguido de filtros de bancada. No item 5.3 encontram-se relatados todos os experimentos realizados na fase 2 do trabalho experimental que engloba estudo do desempenho da instalação piloto de floto-filtração tratando efluente de reator anaeróbico sem colocação do leito filtrante (5.3.1) e resultados obtidos com estudo do desempenho da instalação piloto de floto-filtração tratando efluente de reator anaeróbico com colocação em separado de dois tipos de leito filtrante (5.3.2). Em todos os gráficos apresentados foram unidos os valores discretos obtidos para as variáveis monitoradas em função dos horários de coleta, para facilitar a visualização do comportamento de cada variável avaliada, o que não configura linha de tendência, podendo os valores das variáveis monitoradas apresentarem comportamento completamente distinto do visualizado entre os pontos considerados.

5.2 - Resultados obtidos na fase 1 da investigação experimental: Ensaios preliminares

5.2.1 - Desempenho do Reator Anaeróbico de Leito Expandido no monitoramento 24 horas

Os resultados obtidos durante a caracterização físico-química do esgoto bruto e do efluente do RALEx ao longo de 24 horas possibilitaram a verificação do comportamento do sistema ao longo dos períodos diurno e noturno, que como pode ser comprovado pelas Figuras 5.1 e 5.2 sofre grandes oscilações tanto do esgoto bruto quanto do efluente do RALEx dependendo do horário de coleta. São apresentados nas Figuras 5.1 e 5.2 os resultados do acompanhamento da DQO bruta e filtrada do esgoto bruto e do efluente do RALEx (DQO_B , DQO_F) bem como dados de $P-PO_4^{3-}$ do esgoto bruto e do efluente do RALEx, pH do esgoto bruto e efluente do RALEx, temperatura, sólidos totais (ST), sólidos

suspensos totais (SST), valores da concentração de nitrogênio orgânico total (NTK) e amoniacal (N-NH_4^+) e da turbidez do esgoto bruto e RALEx no período de 24 horas. Pode-se observar que em média houve boa remoção de DQO bruta e filtrada pelo RALEx em torno de 55% (cerca de 70% no início de coleta dos dados e nenhuma eficiência a partir da vigésima hora monitoramento). O mesmo não pode ser verificado em termos de remoção de Fósforo (P-PO_4^{3-}), pois em média a concentração de P-PO_4^{3-} do efluente foi igual a do afluente. Os valores de pH e temperatura tanto do EB quanto do efluente do RALEx apresentaram pequena oscilação durante a realização do perfil o que permite a afirmação de que o desempenho do sistema de tratamento não foi afetado pela variação nestas variáveis.

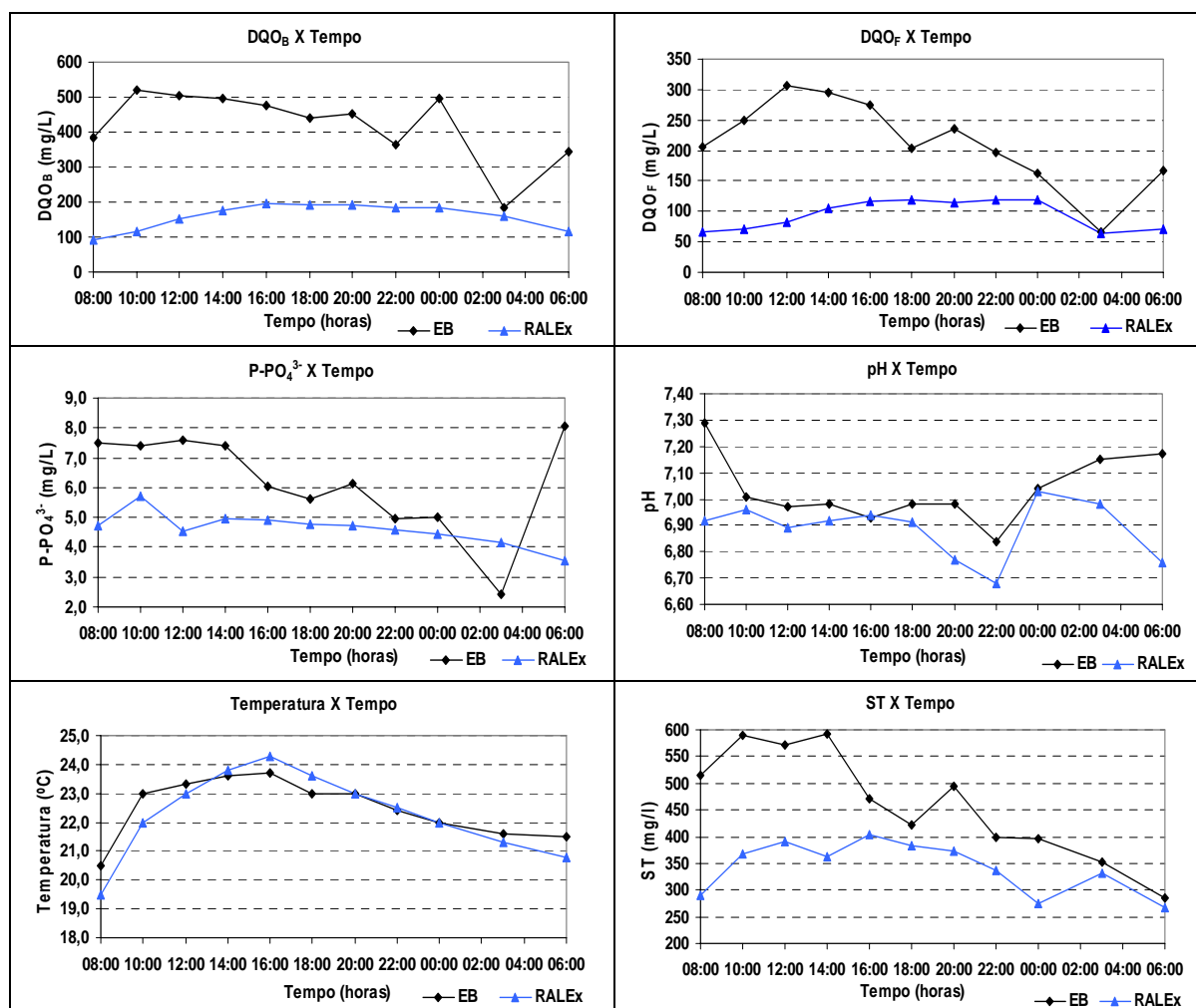


Figura 5.1 - Valores de DQO bruta e filtrada (DQO_B , DQO_F), P-PO_4^{3-} , pH, temperatura, e ST do esgoto bruto e efluente do RALEx para o ensaio de monitoramento com duração de 24 horas.

O sistema também apresentou remoção satisfatória de ST e SST. De maneira geral, o RALEx perdeu, gradativamente, eficiência de remoção de DQO, Fósforo, Sólidos Totais e Sólidos Suspensos Totais até a vigésima hora de ensaio (duas horas da manhã), chegando

a zero em decorrência da diluição do esgoto afluente no período compreendido entre 0:00 horas e 6:00 horas.

A realização de perfil de funcionamento do RALEx durante período de 24 horas forneceu importantes subsídios para a instalação da unidade de floto-filtração. De fato, foi possível prever, por exemplo, que as dosagens de cloreto férrico (DCF) utilizadas para coagulação do efluente do RALEx no sistema de floto-filtração podem ser bem menores nos períodos compreendidos entre 0:00 e 6:00 horas do que em outros horários, devido à menor concentração de impurezas presentes no efluente do RALEx neste período.

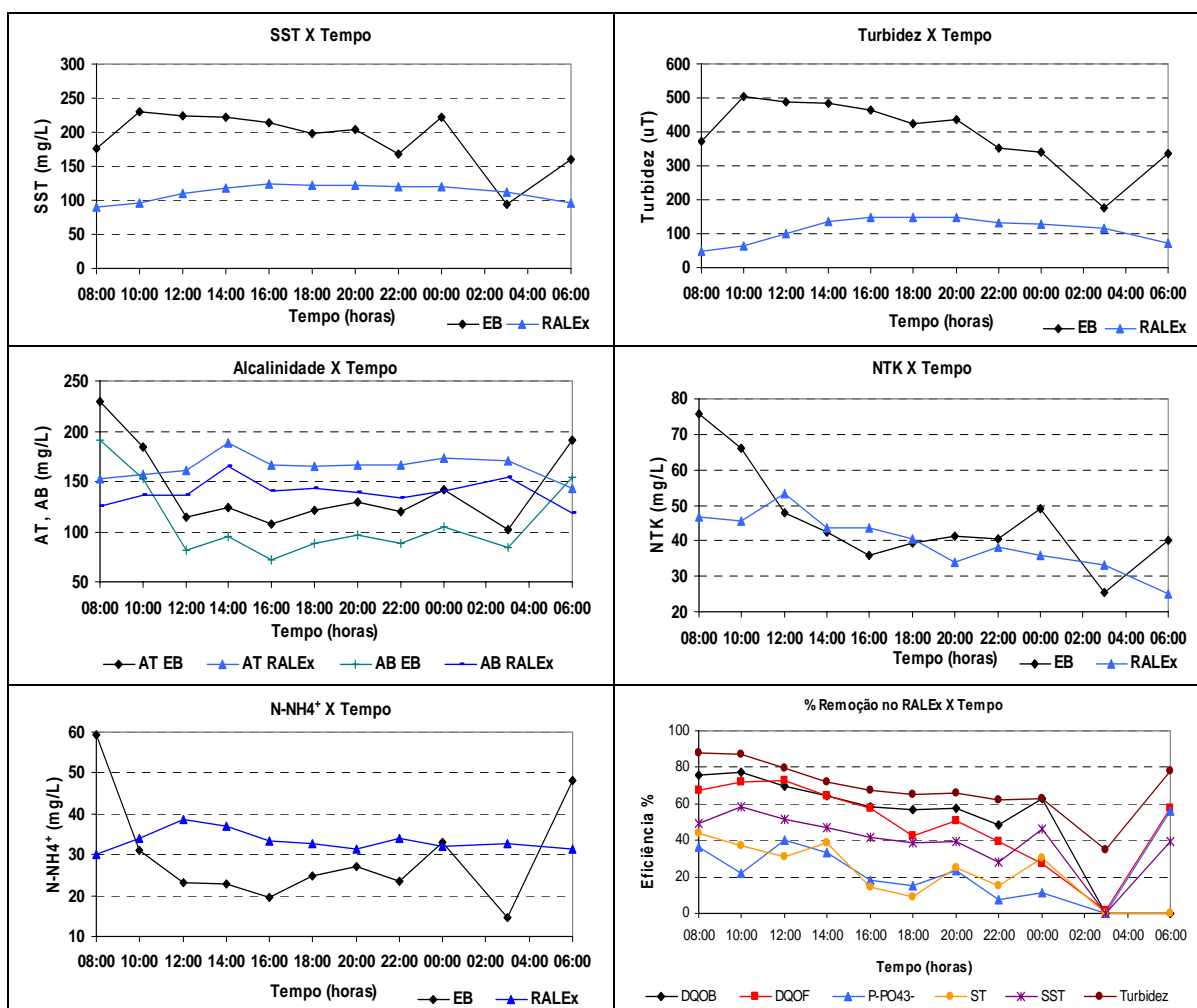


Figura 5.2 - Valores de SST, turbidez, alcalinidade total (AT), alcalinidade a bicarbonato (AB), nitrogênio total kjedahl (NTK), nitrogênio amoniacal ($N-NH_4^+$), do EB e RALEx para o ensaio de monitoramento com duração de 24 horas e eficiências de remoção dos parâmetros constantes na Figura 5.2 e na Figura 5.1.

Mesmo diante de grande variação da qualidade do EB ao longo do dia, os valores de DQO bruta e filtrada do efluente do RALEx mantiveram-se durante todo período, entre 100 mg/L e 200 mg/L para a DQO_B e 50 mg/L e 120 mg/L para a DQO_F . Os valores de concentração de sólidos suspensos totais e de turbidez do efluente do RALEx também

apresentaram pouca variação durante o ensaio, entre 90 a 130 mg/L e 50 a 150 uT respectivamente. As menores eficiências de remoção, considerando-se todos os parâmetros de análise, são verificadas no período compreendido entre 0:00 h e 4:00 h. Isso ocorre provavelmente por causa da diluição do esgoto afluyente. É importante ressaltar que o efluente do RALEx variou muito pouco se comparado ao esgoto bruto afluyente, ou seja, o reator anaeróbio foi capaz de absorver as grandes variações de carga orgânica apresentadas pelo esgoto bruto durante o ensaio.

Observações importantes concernentes a esse ensaio

No período compreendido entre 08:00 e 00:00 o esgoto bruto apresentou-se mais concentrado, ou seja, neste intervalo foram encontrados os valores mais elevados para turbidez, DQO e SST das amostras coletadas. Em contrapartida, o efluente do RALEx apresentou os maiores valores para as variáveis monitoradas no período compreendido entre 24:00 horas e 03:00 horas. Para manutenção da qualidade do afluyente aos filtros, verificados na etapa 2 da fase 2 deste trabalho experimental, presumiu-se, a partir dos resultados deste ensaio, que durante os períodos de menor carga orgânica poderia ser utilizada menor dosagem de coagulante e nos horários de efluente mais concentrado, maior dosagem de coagulante, como verificado posteriormente.

5.2.2 - Resultados obtidos no ensaio de determinação da eficiência da câmara de saturação

Como descrito no item 4.3.1.2, para desenvolvimento deste ensaio foi utilizado equipamento padronizado conforme proposto por STEINBACH & HAARHOFF (1998). Foram testadas taxas de aplicação superficial na câmara de saturação de 100 m³/m²dia a 600 m³/m²dia, limite este no qual estava inserida a faixa de trabalho da câmara de saturação, que foi operada à taxas de 160 m³/m²dia a 439 m³/m²dia. Além do ensaio com a câmara de saturação de escoamento contínuo são também apresentados os resultados relativos à saturação teórica da câmara de saturação em batelada (acoplada ao flotateste). A Tabela 5.1 apresenta a concentração mássica teórica de ar na água em equilíbrio com o colchão de ar pressurizado no interior da câmara de saturação e os valores da concentração real de ar na massa líquida.

Tabela 5.1 - Concentração mássica teórica de ar na água em equilíbrio com o colchão de ar pressurizado no interior da câmara de saturação de escoamento contínuo e os valores da concentração real de ar na massa líquida

C_{S^*} g/m ³	$C_{S,o}$ g/m ³	$C_{S,N}$ g/m ³	T °K	P_{manom} KPa	P_{SAT} Kpa	H_o Cte	H_N Cte	Taxa m ³ /m ² d	V_p L/m ³	$V_{p,corr}$ L/m ³	a_p g/m ³	η_{SAT}
106,4	27,3	79,1	25,0	450,0	537,2	33,8	66,5	100,0	81,2	78,3	79,9	99,0
106,4	27,3	79,1	25,0	450,0	537,2	33,8	66,5	200,0	80,3	78,1	79,6	98,6
106,4	27,3	79,1	25,0	450,0	537,2	33,8	66,5	300,0	79,4	77,6	79,1	98,0
106,4	27,3	79,1	25,0	450,0	537,2	33,8	66,5	400,0	78,5	77,2	78,7	97,6
106,4	27,3	79,1	25,0	450,0	537,2	33,8	66,5	500,0	77,6	76,6	78,1	96,8
106,4	27,3	79,1	25,0	450,0	537,2	33,8	66,5	600,0	75,9	76,3	77,8	96,4

De acordo com a Tabela 5.1 pode-se observar que o aumento da taxa de aplicação superficial na câmara de saturação, de 100 para 600 m³/m²dia, não implicou em decréscimo acentuado na eficiência de saturação, diminuindo a quantidade de ar disponível para o processo de flotação de 79,9 g_{ar}/m³ para 77,8 g_{ar}/m³. A Tabela 5.2 ilustra o efeito decorrente desta queda na eficiência para as diferentes taxas de aplicação superficial estudadas no floto-filtro e respectivas vazões de recirculação pressurizada.

Tabela 5.2-Valores das concentrações de ar disponível para o processo de flotação para as diferentes taxas de recirculação e taxas de aplicação superficial estudadas no floto-filtro na fase 2 do trabalho

Taxa de aplicação superficial no filtro => 200 (m³/m²d)							
R	Q_{flot}	Q_R	TAS_{cam}	Q_{filtro}	$C_{ar\ cam}$	$C_{ar\ aplic}$	$C_{ar\ adot}$
%	(m ³ /h)	(m ³ /h)	(m ³ /m ² d)	(m ³ /h)	(g/m ³)	(g/m ³)	(g/m ³)
10	4,19	0,38	160	3,81	79,69	8,0	8
15	4,19	0,55	229	3,64	79,39	11,9	12
20	4,19	0,70	293	3,49	79,11	15,8	16
Taxa de aplicação superficial no filtro => 250 (m³/m²d)							
R	Q_{flot}	Q_R	TAS_{cam}	Q_{filtro}	$C_{ar\ cam}$	$C_{ar\ aplic}$	$C_{ar\ adot}$
%	(m ³ /h)	(m ³ /h)	(m ³ /m ² d)	(m ³ /h)	(g/m ³)	(g/m ³)	(g/m ³)
10	5,24	0,48	200	4,76	79,52	8,0	8
15	5,24	0,68	286	4,55	79,14	11,9	12
20	5,24	0,87	366	4,36	78,79	15,8	16
Taxa de aplicação superficial no filtro => 300 (m³/m²d)							
R	Q_{flot}	Q_R	TAS_{cam}	Q_{filtro}	$C_{ar\ cam}$	$C_{ar\ aplic}$	$C_{ar\ adot}$
%	(m ³ /h)	(m ³ /h)	(m ³ /m ² d)	(m ³ /h)	(g/m ³)	(g/m ³)	(g/m ³)
10	6,28	0,57	239	5,71	79,34	7,9	8
15	6,28	0,82	344	5,46	78,89	11,8	12
20	6,28	1,05	439	5,24	78,47	15,7	16

De acordo com a Tabela 5.2 pode-se verificar que com o aumento da vazão de recirculação no floto-filtro houve aumento da taxa de aplicação superficial na câmara de saturação, porém as concentrações de ar calculadas para cada uma das razões de recirculação (10, 15 e 20%) não tiveram seus valores muito distanciados em virtude da

queda de eficiência. Portanto, foram adotados como referência para os ensaios, valores de concentrações de ar de 8, 12 e 16 $\text{g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$ de esgoto afluyente para as recirculações de 10, 15 e 20% respectivamente. Com relação ao cálculo da saturação teórica de ar na câmara de saturação em batelada, é apresentada a Tabela 5.3 que ilustra os valores das concentrações de ar para as razões de recirculação de 10, 15 e 20% utilizadas nos ensaios preliminares com o flotateste (fase 1).

Tabela 5.3 - Concentração teórica de ar em equilíbrio na câmara de saturação com ventosa (flotateste)

C_a g/m^3	C_{S^*} g/m^3	$C_{S,O}$ g/m^3	$C_{S,N}$ g/m^3	$Y_{S,O}$	$Y_{S,N}$	T $^{\circ}\text{K}$	P_{SAT} KPa	H_O Cte	H_N Cte	$C_{\text{ar}} (\text{g}/\text{m}^3)$ para R (%) de		
										10%	15%	20%
18,67	115,04	42,88	72,17	0,209	0,791	25,00	537,20	33,80	66,50	10	14	19

Como esperado, as concentrações de ar disponíveis para a flotação calculadas utilizando-se a câmara de saturação em batelada (flotateste) foram superiores às concentrações de ar verificadas com o uso da câmara de saturação de fluxo contínuo (floto-filtro). A câmara de saturação em batelada era equipada com ventosa, o que aumentava a dissolução do oxigênio na água e, além disso, as condições de controle eram muito melhores, portanto, a diferença nos valores encontrados é plausível.

Observações importantes concernentes a esse ensaio

A queda na eficiência de saturação devido ao aumento da taxa de aplicação superficial na câmara, considerando-se o intervalo de 100 a 600 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{dia}$, não foi grande o bastante para imprimir diferenças notáveis na quantidade de ar fornecida ao processo, portanto, para a discussão dos resultados da fase 2 foram adotadas as concentrações de ar disponíveis de 8, 12 e 16 $\text{g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$ de afluyente. Nos resultados obtidos com a câmara de saturação em batelada as maiores concentrações de ar encontradas devem-se às melhores condições de controle e pela presença de ventosa em sua estrutura.

5.2.3 - Ensaio realizados com a instalação de floculação/flotação em escala de laboratório (flotateste)

São relatados neste item todos os resultados obtidos com a utilização do equipamento de flotateste no tratamento de amostras coletadas do efluente do RALEx. O cronograma dos ensaios e os parâmetros de controle são descritos no item 4.3.1.3 e ilustrados na Figura 4.15. Em todos os ensaios conduzidos com a instalação de flotação em escala de bancada foi utilizado tempo médio de saturação, na câmara de saturação, de 5 minutos.

Ensaio 1

As Figuras 5.3, 5.4 e 5.5 ilustram os resultados obtidos para as diversas condições adotadas. Os ensaios de Flotateste apresentaram ótimos resultados de remoção de turbidez, cor e absorvância (Abs_{254nm}) em amostra coletada às 08:00 do efluente do RALEx. Os dados de turbidez, cor, Abs_{254nm} e temperatura do EB e do RALEx estão mostrados na Figura 5.5. De acordo com a Figura 5.3 pode-se observar que tanto a porcentagem remanescente de turbidez quanto de cor e absorvância apresentam comportamentos semelhantes, ou seja, a partir da DCF de 60 mg/L a remoção não foi beneficiada significativamente com aumento da DCF. Portanto, para os ensaios seguintes foi adotada Dosagem de Cloreto Férrico de 60 mg/L. É possível verificar que bons resultados já foram conseguidos com Dosagens de 40 e 50 mg/L. Na segunda bateria de ensaios (passo 2), representada pela Figura 5.3, foi mantida a DCF de 60 mg/L e variou-se o Tempo de floculação. Também para esta bateria de ensaios foi verificado comportamento semelhante na remoção de turbidez, cor e absorvância obtendo-se os melhores resultados para tempo de floculação de 20 minutos. Pode-se observar que a diferença na eficiência de remoção para cada tempo de floculação é muito pequena. Portanto, foi utilizado na bateria de ensaios seguintes tempo de floculação de 20 minutos.

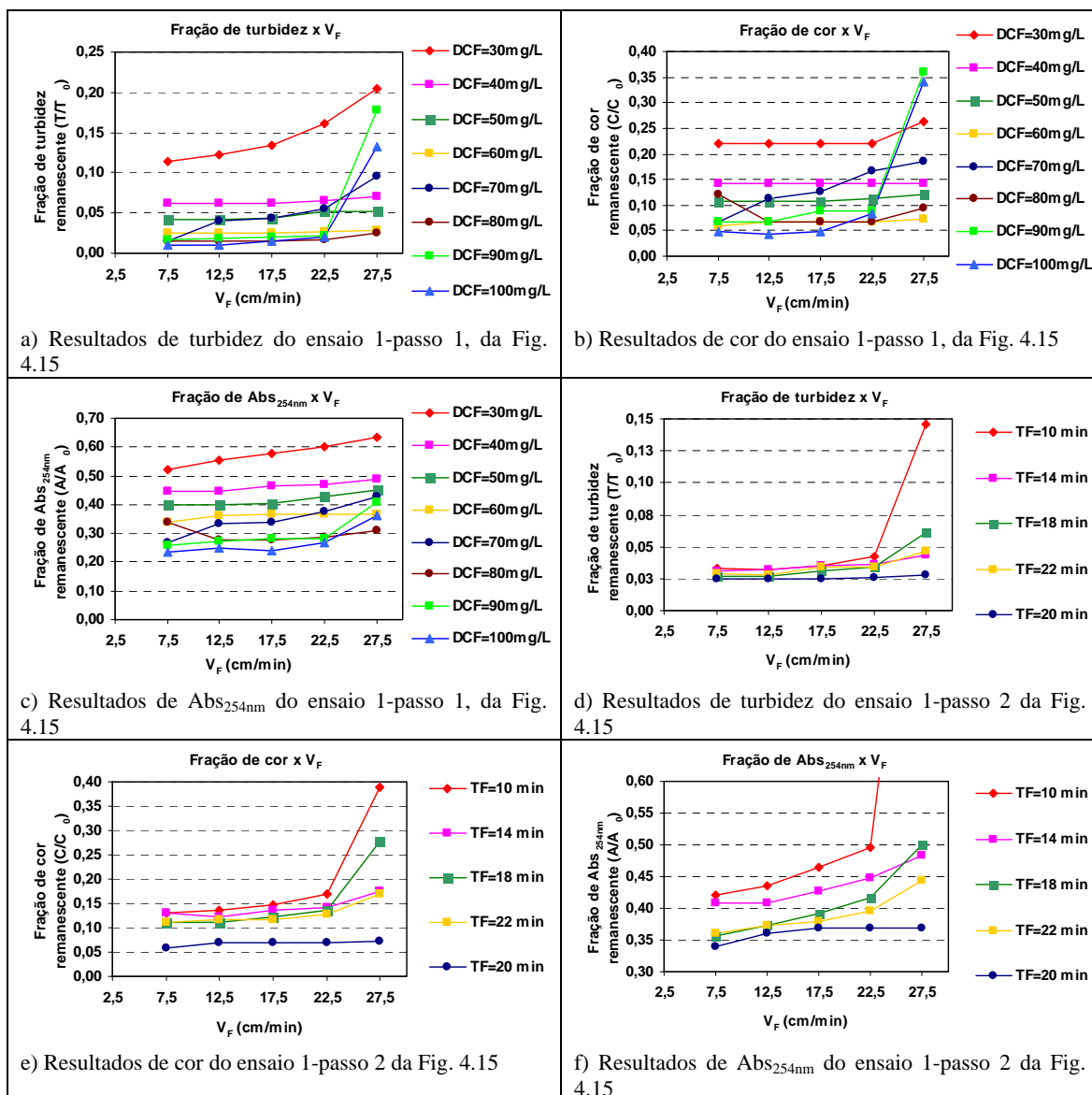


Figura 5.3 - Dados de turbidez, cor e Abs_{254nm} para ensaio com o flotatete, fixos os valores de $P_{sat} = 450$ kPa, $R = 20\%$, $T_{mr} = 10$ s, $G_{mr} = 1000$ s⁻¹, $G_F = 80$ s⁻¹ com: **a, b, c**) Passo 1–DCF = 30 mg/L, 40 mg/L, 50 mg/L, 60 mg/L, 70 mg/L, 80 mg/L, 90 mg/L e 100 mg/L, $T_F = 20$ min; **d, e, f**) Passo 2– $T_F = 10, 14, 18, 22$ min, DCF = 60 mg/L, $G_F = 80$ s⁻¹.

Na terceira bateria de ensaios (passo 3) representada na Figura 5.4 foram utilizados gradientes de velocidade de mistura rápida de 40, 60, 90, 100 e 80 s⁻¹. Para todos os gradientes de velocidade utilizados, a remoção de turbidez foi excelente, cerca de 95%. No entanto, a utilização de gradiente de velocidade de 90 s⁻¹ forneceu resultados um pouco superiores aos demais na remoção de cor e absorvância. Dessa forma, o gradiente de

velocidade de floculação escolhido para ser utilizado na bateria de ensaios seqüente foi de 90 s^{-1} .

Na quarta bateria de ensaios (passo 4) cujos resultados estão representados pela Figura 5.4, foram variadas as taxas de recirculação pressurizada ($R = 10, 15, 20, 25$ e 30%). Os melhores valores de remoção de turbidez, cor e absorvância foram alcançados com a utilização da taxa de recirculação de 30% . Na prática, o aumento na taxa de recirculação representa grande aumento no custo do m^3 de esgoto tratado. Dessa forma, considerando-se custos envolvidos e a pequena diferença existente entre os resultados encontrados com a utilização das taxas de recirculação de 30% e 10% , a taxa de recirculação de 10% foi utilizada na bateria de ensaios seguintes, mesmo apresentando eficiências pouco inferiores, em torno de 95% .

Na última bateria de ensaios (passo 5), cujos resultados estão representados pela Figura 5.5, foram fixados os parâmetros mais adequados encontrados nos ensaios anteriores e foram estudados valores de DCF próximos à DCF que produziu os melhores resultados no passo 1. Portanto, foram mantidos fixos tempo de floculação de 20 minutos, gradiente de velocidade de floculação de 80 s^{-1} e taxa de recirculação de 10% . Em todas as baterias de ensaios (todos os passos) foram mantidos fixos o tempo de mistura rápida, o gradiente de mistura rápida e a pressão de saturação. Nesta última bateria de ensaios foi observado que para maiores velocidades de flotação a DCF que promoveu maior redução nos valores de turbidez, cor e absorvância foi de 55 mg/L .

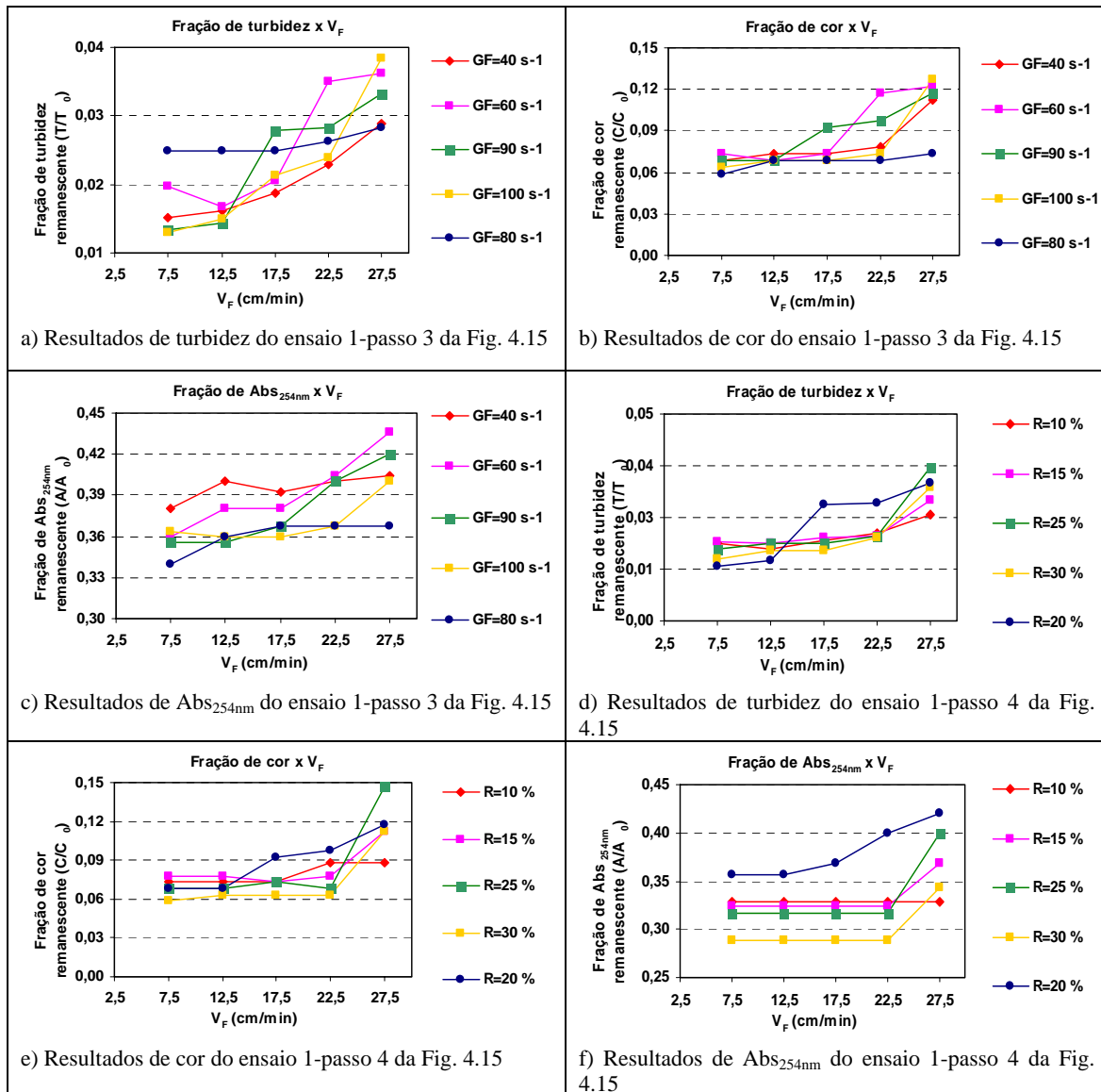


Figura 5.4 - Dados de turbidez, cor e absorvância a 254 nm para ensaio com o flotateste, fixos os valores de $P_{sat} = 450$ kPa, $DCF = 60$ mg/L, $T_{mr} = 10$ s, $G_{mr} = 1000$ s⁻¹, com: **a, b, c**) Passo 3: $G_F = 60, 70, 90, 100$ s⁻¹, $T_F = 20$ min, $R = 20\%$ e **d, e, f**) Passo 4: $R = 10, 15, 25, 30\%$, $DCF = 60$ mg/L, $T_F = 20$ min, $G_F = 90$ s⁻¹.

Os ensaios que forneceram os resultados apresentados nestas figuras foram realizados com efluente do RALEx coletado logo após dia de chuva (8:00), comprovado pelos baixos valores encontrados para turbidez (35 uT), cor (205 uC) e Abs_{254nm} (0,25) da amostra bruta do efluente.

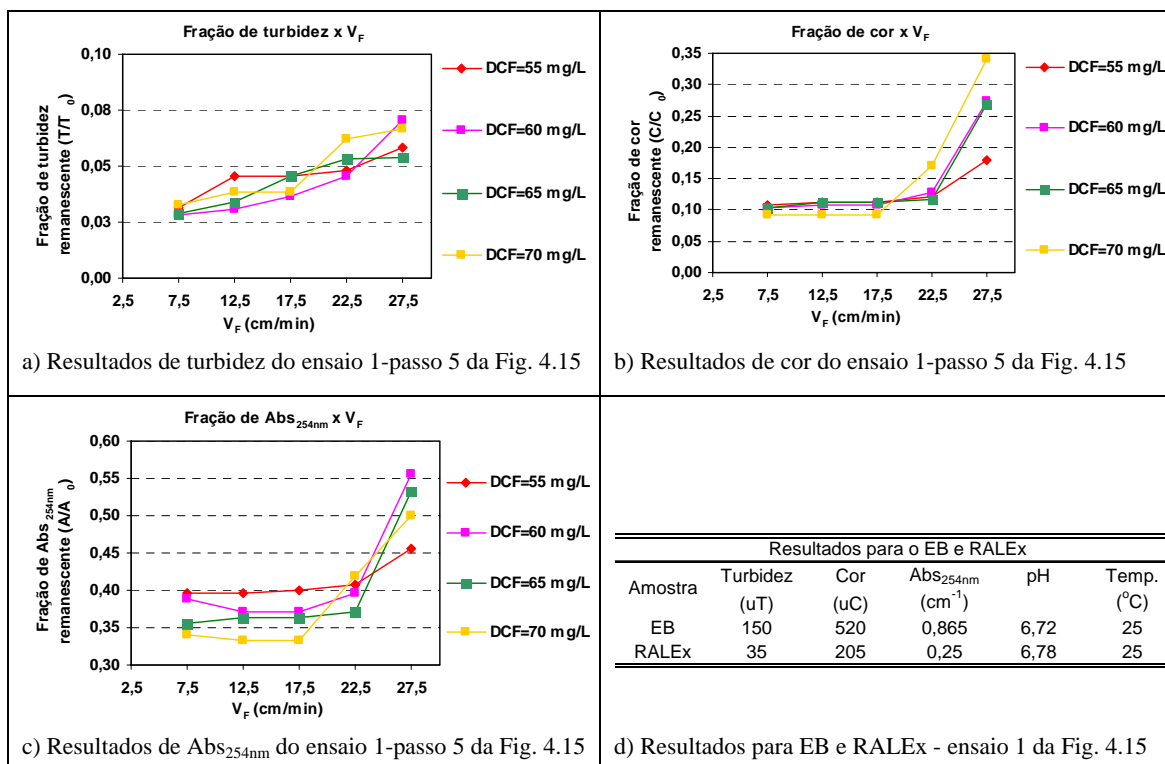


Figura 5.5 - a, b, c) Dados de turbidez, cor e Abs_{254nm} para ensaio com o flotatestes com DCF = 55, 60, 65 e 70 mg/L, T_{mr} = 10 s, G_{mr} = 1000 s⁻¹, T_F = 20 min, G_F = 90 s⁻¹, R = 10% e P_{sat} = 450 kPa e **d)** resultados de turbidez, cor Abs_{254nm}, pH e temperatura do EB e do RALEx

Observações importantes concernentes a esse ensaio

A partir destes ensaios foi possível verificar que dosagens de cloreto férrico acima de 55 mg/L são suficientes para produzir efluente com baixos valores de turbidez, cor e Abs_{254nm}. Apesar do efluente do RALEx apresentar certa diluição em virtude da ocorrência de chuva no dia anterior foi importante a realização deste ensaio. A partir deles foi possível observar que para condições de baixa turbidez e, por aproximação grosseira, baixa DQO e baixa concentração de sólidos do efluente do RALEx, são necessárias baixas DCF. Essa é uma importante constatação visto que durante o período da madrugada o efluente do RALEx apresenta estas características, ou seja, encontra-se diluído (baixa carga orgânica).

Ensaio 2

Esses ensaios foram realizados para avaliação do comportamento do processo de flotação em função do aumento gradativo da DCF no tratamento do efluente do RALEX, em equipamento de bancada. De acordo com a Figura 5.7 pode-se observar que é desnecessário DCF muito elevada ($\gg 50$ mg/L) quando se pretende redução de turbidez e cor, no entanto, quando se pretende redução dos valores de Abs_{254nm} acima de 90% há necessidade de maiores DCF (> 80 mg/L). O acréscimo na DCF certamente proporcionou aumento na eficiência de remoção, no entanto, com a DCF apenas de 50 mg/L foram alcançados níveis de remoção em torno de 90% para turbidez e cor o que é muito satisfatório considerando-se que o efluente apresentou, após a remoção, residuais de turbidez e cor de apenas 5 uT e 40 uC, respectivamente.

Em virtude dos bons resultados alcançados mesmo a baixas dosagens de coagulante com amostras coletadas de efluente diluído do RALEX (ensaio 1), esse ensaio foi realizado para verificação da manutenção das eficiências em dias sem chuva. Como pode ser observado, para as baixas velocidade de flotação (7,5, 12,5 e 17,5 cm/min) as eficiências na remoção de turbidez foram maiores que 90% quando aplicada DCF acima de 50 mg/L e para remoção de cor acima de 55 mg/L.

Considerando-se os valores de Abs_{254nm} pode-se verificar que remoções consideráveis apenas foram conseguidas com aplicação DCF acima de 80 mg/L. Tais resultados podem ser explicados pelo fato de que a flotação mesmo sendo eficiente na remoção de compostos dissolvidos é mais eficiente na remoção de material particulado. Nesta questão, o processo que predomina no efeito final do tratamento é o processo de coagulação que se bem conduzido, proporciona juntamente com o processo de floculação a formação de flocos mais propícios a flotação.

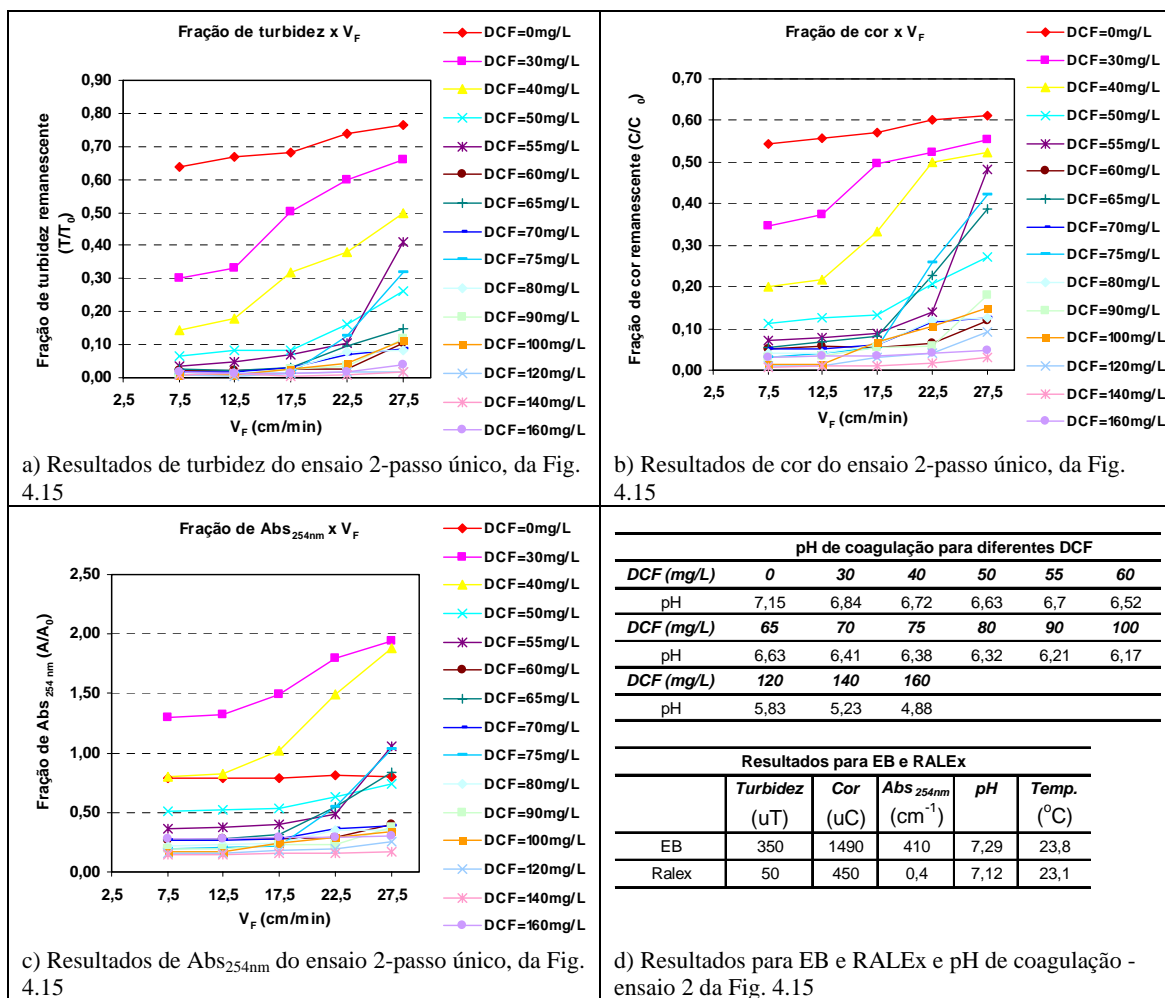


Figura 5.7 - a, b, c) Dados de turbidez, cor e Abs_{254nm} para ensaio com o flotatete utilizando-se DCF = 0, 30, 40, 50, 60, 65, 70, 75, 80, 90, 100, 120, 140 e 160 mg/L, T_{mr} = 10 s, G_{mr} = 1000 s⁻¹, T_F = 20 min, G_F = 90 s⁻¹, R = 10% e P_{sat} = 450 kPa e d) resumo dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm}, pH e temperatura para o EB e RALEX e os valores de pH de coagulação

É importante lembrar que o emprego de elevadas concentrações de coagulante além do custo do produto, implica diretamente em maior produção de lodo. Por esse motivo é importante a aplicação de menores quantidades de coagulante, desde que sejam reproduzidas as eficiências de remoção desejadas.

Observações importantes concernentes a esse ensaio

A definição das dosagens de coagulante a serem utilizadas no processo de flotação deve ser criteriosa observando-se sempre a viabilidade econômica em virtude da qualidade esperada para o efluente final do tratamento. Com a tecnologia da FAD amplamente estudada e difundida nos dias de hoje, principalmente no que diz respeito aos elementos físicos

constituintes da unidade de flotação, como zona de contato, zona de reação, dispositivos de depressurização, entre outros, pode-se dizer que grande parte do processo é significativamente influenciada pelas etapas precedentes, ou seja, coagulação e floculação.

Ensaio 3

Como comprovado anteriormente pelos resultados encontrados com a realização do perfil temporal de monitoramento do RALEX, a eficiência do reator é variável em função da qualidade do esgoto afluente, que oscila muito durante o dia em decorrência das atividades antrópicas. Dessa forma, a Figura 5.8 representa o estudo da remoção de turbidez do efluente do RALEX para diferentes dosagens de coagulante em virtude da variação da qualidade do efluente durante o dia.

Para este ensaio foram coletadas amostras de duas em duas horas do efluente do RALEX a partir das 8:00 horas. As velocidades de flotação estudadas foram 7,5 cm/min, 17,5 cm/min e 27,5 cm/min. A DCF foi aumentada gradualmente em virtude da elevação da turbidez das amostras do efluente do RALEX, para verificação da manutenção da qualidade do efluente flotado. O foco destes ensaios foi o estudo da variação da DCF em função do horário de coleta do efluente do RALEX e conseqüentemente em função da piora em suas características (durante o dia o efluente torna-se mais concentrado). Para obtenção de parâmetros de comparação confiáveis (na operação do floto-filtro) era necessário que o efluente flotado, afluente ao filtro, apresentasse características dos parâmetros de controle (DQO, turbidez, etc.) com pouca variação durante toda a carreira de filtração.

Como o sistema de floto-filtração era composto por sistema de mudança automática da DCF, nestes ensaios e no subseqüente, no qual foram testadas DCF iguais em todos os horários de coleta de amostras, buscou-se a obtenção de relação entre a turbidez do efluente do RALEX, por ser de medida imediata, e a DCF, de forma a manter o mais constantes as características de qualidade do efluente flotado no decorrer do dia.

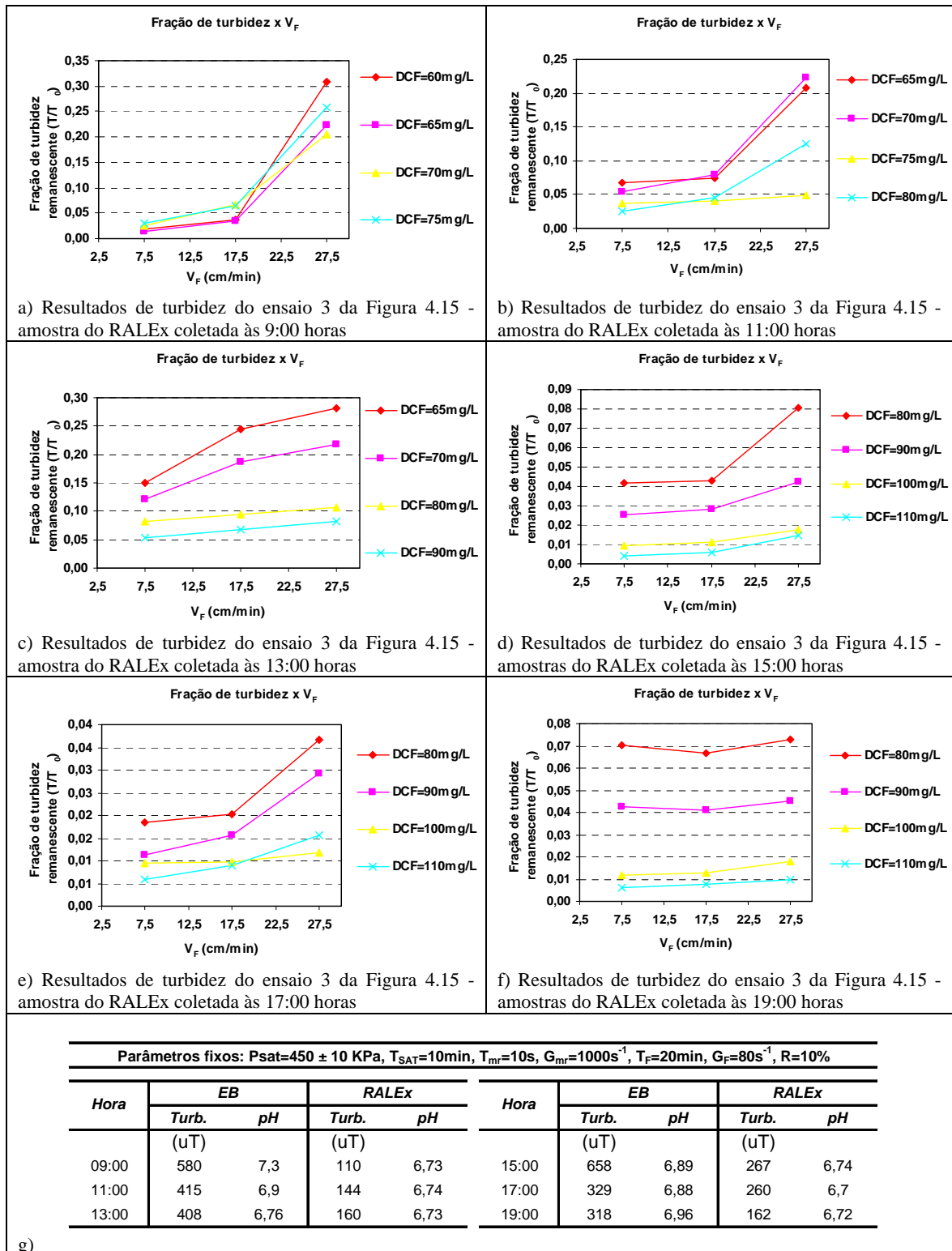


Figura 5.8 - a, b, c, d, e, f) Dados de turbidez, para ensaio com o flotateste com variação da Dosagem de Cloreto Férrico em decorrência da variação da turbidez do efluente do RALEx de acordo com o horário de coleta de amostra mantendo-se fixos $T_{mr} = 10$ s, $G_{mr} = 1000$ s^{-1} , $T_F = 20$ min, $G_F = 90$ s^{-1} , $R = 10\%$ e $Psat = 450$ kPa e **g)** resumo dos valores de turbidez e pH do EB e RALEx durante o ensaio

Para este primeiro ensaio com a variação da DCF e variação do horário de coleta de amostras do efluente do RALEx (o ensaio 4 tem o mesmo objetivo) foram medidos apenas os valores de turbidez das amostras coletadas. De acordo com a Figura 5.8 pode-se verificar que para a amostra do efluente do RALEx coletada às 9:00 horas e velocidade de flotação de 17,5 cm/min, considerando-se todas as DCF testadas (60, 65, 70 e 75 mg/L), houve remoção de turbidez maior que 90%. Os mesmos resultados foram observados para amostra coletada às 11:00 horas e 13:00 horas com a DCF variando entre 65 e 80 mg/L e entre 80 e 90 mg/L, respectivamente. Já para os outros horários de coleta, a remoção de turbidez do efluente do RALEx foi avaliada utilizando-se DCF entre 80 e 110 mg/L em virtude da piora na qualidade do efluente. Em todos os horários e para todas as velocidades de flotação estudadas foi observada remoção de turbidez acima de 90% com o aumento da DCF.

Observações importantes concernentes a esse ensaio

Como a turbidez efluente do RALEx apresentou grandes variações durante o dia, para que a qualidade do flotado fosse mantida, ou para que fosse alcançado o mesmo percentual de eficiência na remoção e turbidez a DCF teve aumento considerável. No entanto, mesmo mantendo-se a mesma eficiência de remoção, houve aumento da turbidez residual nas amostras do flotado. Em linhas gerais pode-se concluir que mesmo com a queda na qualidade do efluente do RALEx durante o dia e considerando-se também a turbidez residual das amostras, as DCF situadas entre 60 e 90 mg/L foram suficientes para promover remoção de turbidez superior a 90%, não sendo, para estes ensaios, necessárias DCF superiores a estas.

Ensaio 4

No ensaio conduzido anteriormente, as DCF foram aumentadas gradualmente em função do aumento da turbidez do efluente do RALEx. Nesta bateria de ensaios, como ilustram as Figuras 5.9, 5.10 e 5.11, todas as DCF experimentadas no primeiro horário de coleta foram aplicadas também aos demais. Desta forma a “varredura” das DCF e respectivas eficiências de remoção nos diferentes horários de coleta de amostra foi mais significativa. Além de turbidez, também foram feitas medidas de cor e Ab_{254nm} das amostras coletadas.

De acordo com a Figura 5.9 pode-se verificar que houve aumento considerável nos valores de turbidez cor e absorvância na amostra coletada às 12:00 horas em relação à amostra coletada às 9:00 horas. Em decorrência deste aumento dosagens maiores de cloreto férrico foram requeridas para obtenção do mesmo percentual de turbidez, cor e absorvância remanescentes.

Como ponto de referência para análise dos resultados foi considerado a eficiência de remoção de turbidez de 90%. Para amostra coletada às 9:00 horas foi necessária DCF de 40 mg/L e 50 mg/L para alcance deste percentual na remoção de turbidez e cor respectivamente. Não foi verificado esse nível de remoção para $Ab_{S_{254nm}}$ para nenhuma das DCF estudadas. Para amostra coletada às 12:00 horas foi necessária DCF de 60 mg/L para turbidez e 80 mg/L para cor. Como no caso anterior tal nível de remoção não foi observado para a absorvância para nenhuma das DCF.

De acordo com a Figura 5.10 pode-se verificar comportamento semelhante na remoção de turbidez, cor e $Ab_{S_{254nm}}$, ou seja, o aumento nos valores medidos destes parâmetros no efluente do RALEx acarretou aumento direto da DCF para obtenção de valores percentuais de remoção próximos a 90%. Para amostra coletada às 15:00 horas foram requeridas DCF de 70 mg/L para remoção de turbidez e 80 mg/L para remoção de cor. Também não foi verificado esse nível de remoção para $Ab_{S_{254nm}}$ para nenhuma das DCF estudadas. Para amostra coletada às 18:00 horas foi necessária DCF de 60 mg/L para remoção de turbidez e 80 mg/L para remoção de cor. Como nos outros casos, também não foram alcançados níveis tão altos na remoção de $Ab_{S_{254nm}}$. De maneira geral pode ser observado que com a utilização da relação DCF / Turbidez variando de 0,4 a 0,7 os valores encontrados são significativos em termos de redução de turbidez e cor.

A Figura 5.11 ilustra a variação da concentração $P-PO_4^{3-}$ e DQO no esgoto bruto, efluente do RALEx e efluente flotado (coletado à $V_F = 17,5$ cm/min) nas diferentes DCF e ilustra também a variação dos SST no esgoto bruto e no efluente do RALEx para os diferentes horários de coletas de amostra.

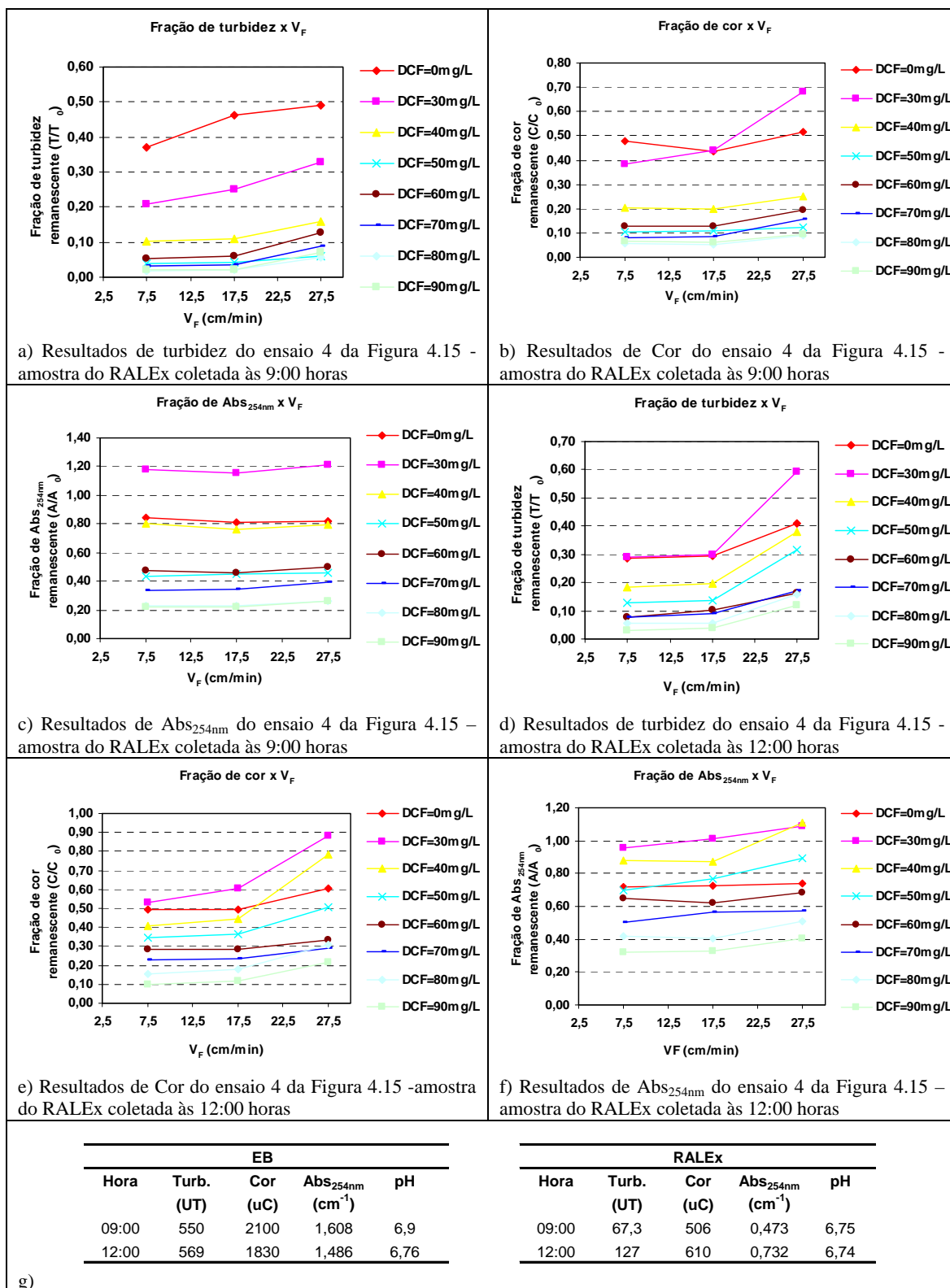


Figura 5.9 - Dados de turbidez, cor e Abs_{254nm} para amostras do efluente do RALEx coletadas às 9:00 horas (a, b, c) e 12:00 horas (d, e, f) com DCF de 0 mg/L a 90 mg/L, P_{sat} = 450 ± 10 kPa, T_{sat} = 10 min, T_{mr} = 10s, G_{mr} = 1000 s⁻¹, T_F = 15 min, G_F = 90 s⁻¹ e R = 15% e g) resumo dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm} e pH para o EB e RALEx

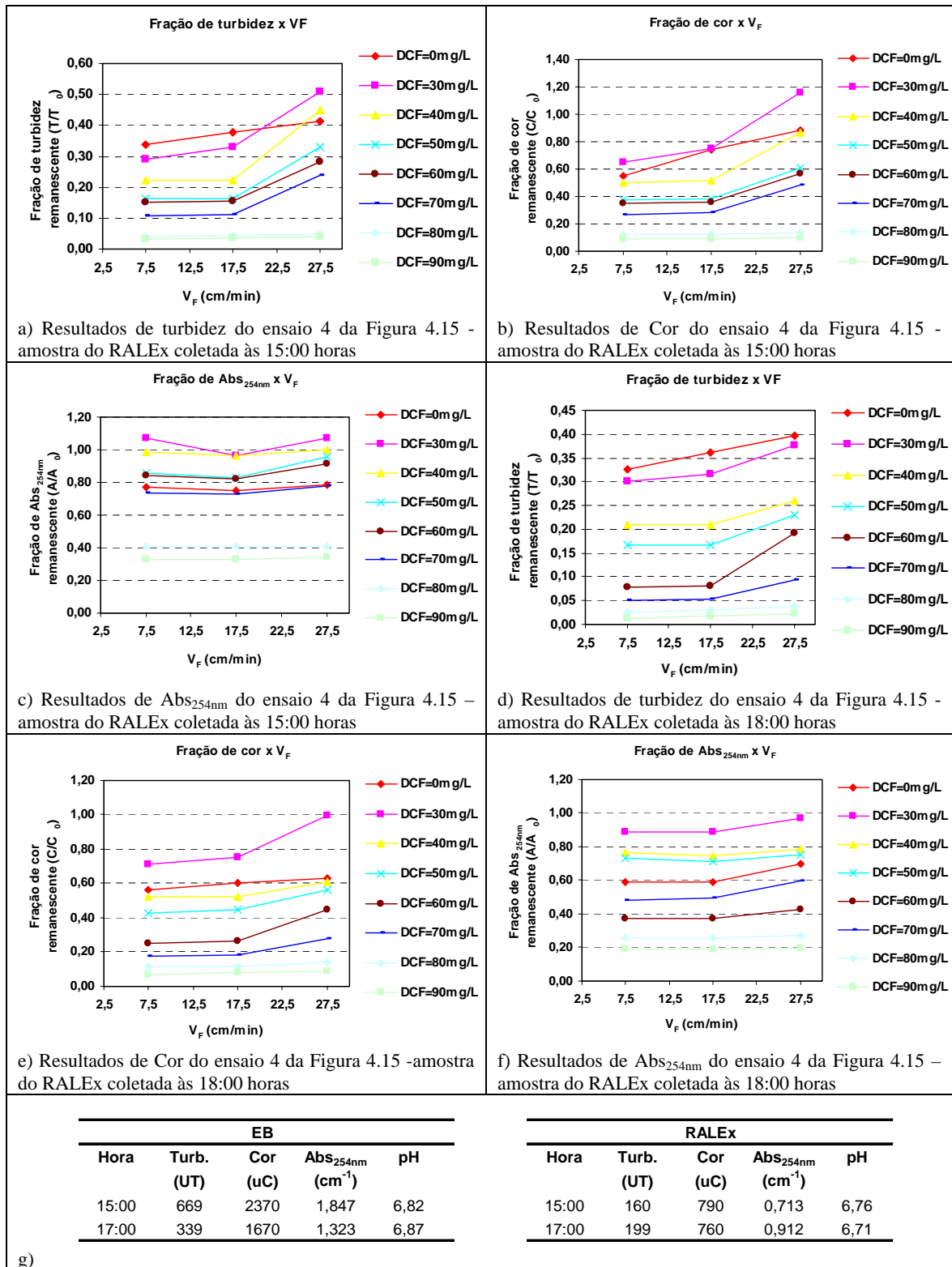


Figura 5.10 - Dados de turbidez, cor e Abs_{254nm} para amostras do efluente do RALEx coletadas às 15:00 horas (a, b, c) e 18:00 horas (d, e, f) com DCF de 0 mg/L a 90 mg/L, Psat = 450 ± 10 kPa, Tsat = 10 min, Tmr = 10s, Gmr = 1000 s⁻¹, T_F = 15 min, G_F = 90 s⁻¹ e R = 15% e g) resumo dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm} e pH para o EB e RALEx

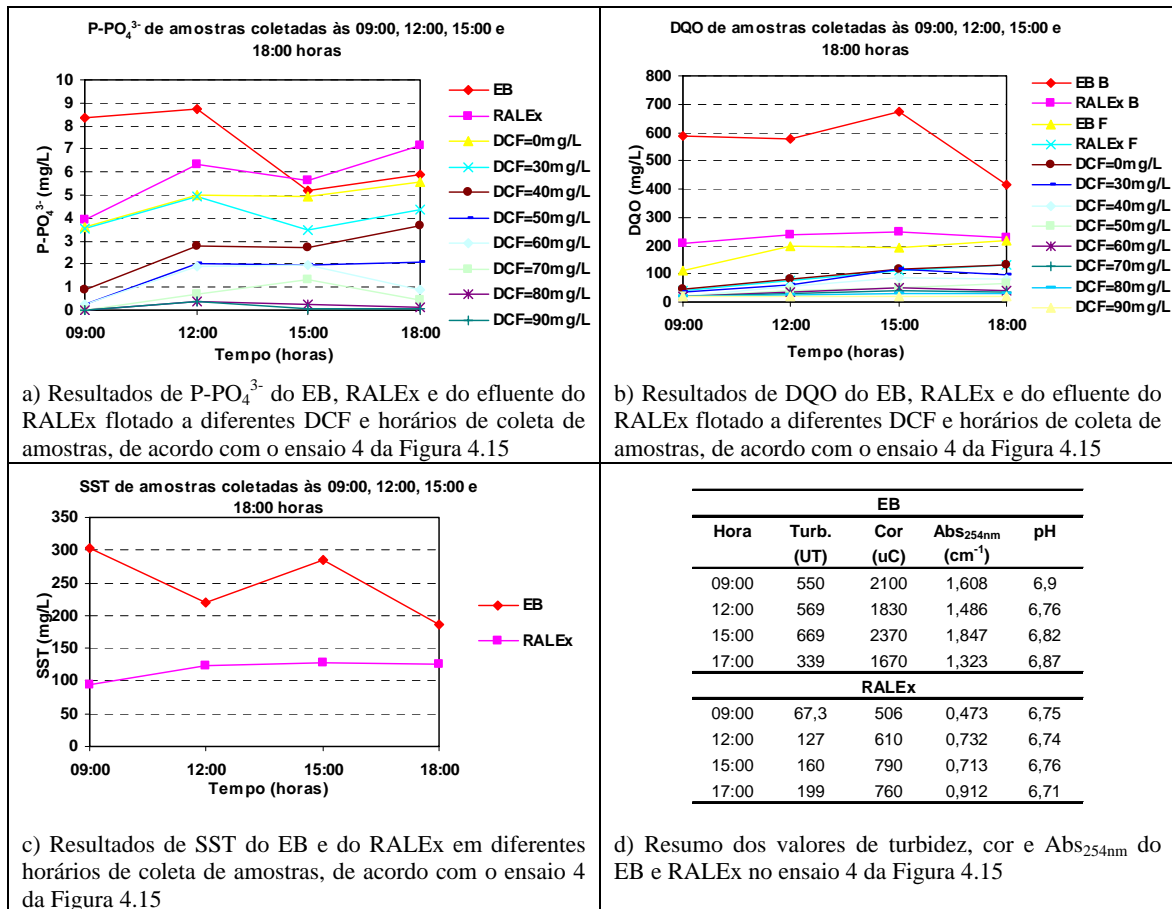


Figura 5.11 - a) Valores de P-PO₄³⁻ do EB, RALEx e do efluente flotado do RALEx para diferentes DCF, **b)** valores de DQO filtrada e bruta do EB, DQO filtrada e bruta do RALEx e DQO do efluente flotado do RALEx para diferentes DCF, **c)** valores de SST do EB e do RALEx e **d)** resumo dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm} e pH do EB e RALEx. Foram mantidos fixos para o ensaio Psat = 450 ± 10 kPa, Tsat = 10 min, Tmr = 10s, Gmr = 1000 s⁻¹, TF = 15 min, GF = 90 s⁻¹ e R = 15%.

Pode-se verificar que não há considerável remoção de Fósforo (medido em termos de fosfato) no RALEx. O mesmo comportamento pode ser verificado em NICIURA (2005). Já no efluente flotado é possível verificar o aumento na remoção de P-PO₄³⁻ com o aumento da DCF, como esperado. A remoção de P-PO₄³⁻ é ocasionada pela adição do cloreto férrico que favorece a formação dos fosfatos precipitados pouco solúveis (forma particulada) removidos posteriormente no processo de flotação propriamente dito. Os flocos formados pela adição de dosagens adequadas de cloreto férrico apresentaram características de tamanho e de superfície (hidrofobicidade) que os tornaram passíveis de flotação. No entanto sempre que a coagulação e floculação foram deficientes não houve boa formação de flocos, com grande parte do fósforo permanecendo na forma dissolvida. Nessas situações, a flotação apresentou baixa eficiência de remoção dos precipitados resultando em efluente final com residuais de fósforo elevados.

O RALEx apresentou razoável eficiência na remoção de DQO em todos os horários de coleta de amostra (67%, 63%, 64% e 50% para coletas às 9:00 horas, 12:00 horas, 15:00 horas e 18:00 horas, respectivamente). Considerando-se o efluente do flotatete em relação ao EB, mesmo utilizando-se a menor DCF (30 mg/L) foi alcançada remoção global de DQO em torno de 90% (residuais de 50 mg/L). Considerando-se o efluente do flotatete em relação ao efluente do RALEx, foram alcançadas eficiências de remoção em torno de 60%. Os sólidos suspensos totais do esgoto bruto e do efluente do RALEx apresentaram comportamento semelhante ao da DQO. Em todos os horários de coleta os valores de concentração de SST permaneceram próximos à metade do valor encontrado para os valores de DQO bruta (DQO_B) das amostras.

Observações importantes concernentes a esse ensaio

Com a verificação das mesmas dosagens de coagulante para ensaios realizados com amostras do RALEx coletadas nos diversos horários do dia foi possível verificar que para a manutenção da qualidade do efluente flotado (valores de turbidez, cor e Abs_{254nm} com residuais próximos para as diferentes amostras), e não apenas a manutenção de valores altos de eficiência de remoção, foram necessárias DCF mais elevadas. Com relação à remoção de $P-PO_4^{3-}$ foram observados residuais abaixo de 1 mg/L apenas com DCF acima de 70 mg/L, apesar de existirem diversos relatos de que eficiências equivalentes a esta já são obtidas com DCF em torno de 40 mg/L como em PENETRA (2003), PENETRA (1998) e JENKINS & HERMANOWICZ (1991).

Observações importantes de caráter geral a respeito dos ensaios realizados com a instalação de flotação por ar dissolvido em escala de bancada no tratamento do efluente do RALEx

Após análise de todos os resultados foi possível a obtenção de correlação entre a turbidez do efluente do RALEx e a DCF necessária para manutenção da qualidade final do efluente mesmo sob as condições variáveis na qualidade do efluente do RALEx. É importante salientar que o objetivo principal destes ensaios foi fornecer subsídios para obtenção de dosagens de cloreto férrico (DCF) necessárias para o bom funcionamento do sistema estudado na fase 2. Os pares de dados turbidez x DCF foram inseridos no sistema de dosagem automática de cloreto férrico (turbidímetro de escoamento contínuo / bomba

dosadora), integrante do sistema composto por reator anaeróbio de leito expandido (RALEx) seguido de unidade de floto-filtração por ar dissolvido (FFAD), estudado na fase 2 deste trabalho. A equação encontrada é demonstrada a seguir.

$$DCF = 0,3075 * TURB_{RALEx} + 34 \quad 4.13$$

em que:

DCF = Dosagem de Cloreto Férrico e

TURB_{RALEx} = Turbidez do efluente do RALEx

Como o sistema de controle de dosagem de coagulante admitia apenas entrada linear de dados, para obtenção da equação 4.13, foram fixados os limites mínimo e máximo de turbidez do efluente do RALEx e respectivas DCF necessárias para produzir efluente do floto-filtro com valores de turbidez 90% menores que do RALEx. A reta supracitada, utilizada na “otimização” do sistema de dosagem de coagulante (turbidímetro de escoamento contínuo e bomba dosadora), considerando-se sempre, para todos os valores intermediários aos limites fixados, valores de DCF que promoveram redução mínima de turbidez de 90%, apresentou coeficiente de correlação (R^2) igual a 0,9. Portanto, do ponto de vista operacional, a reta utilizada satisfaz as necessidades do sistema de automação da dosagem de coagulante em função da turbidez afluente.

5.2.4 - Resultados obtidos com a utilização da unidade de flotação por ar dissolvido seguida de unidade de filtração em escala de bancada (flotateste-filtros)

Nos ensaios conduzidos neste ítem foram utilizados quatro filtros de areia em escala de bancada dispostos logo após as colunas de floculação/flotação do equipamento de flotateste. Em todos os ensaios conduzidos com esta instalação foi utilizado tempo médio de saturação, na câmara de saturação, de 5 minutos.

Ensaio 1

Para realização deste ensaio foi utilizado como leito filtrante dos filtros de bancada, dispostos logo após as colunas de flotação do flotateste, areia com tamanho dos grãos entre 0,42 e 0,59 mm. A seqüência dos ensaios é mostrada na Figura 4.16 e todos os resultados encontrados são mostrados nas Figuras 5.12, 5.13, 5.14 e 5.15. Além dos dados relativos ao efluente do RALEx flotado são também mostrados nas figuras supracitadas, valores de

turbidez, cor e Abs_{254nm} relativos ao EB e ao efluente do RALEx de todas as amostras utilizadas no ensaio.

A Figura 5.12 representa os resultados obtidos para a turbidez do efluente do RALEx flotado coletado a velocidades de flotação de 7,5, 12,5, 17,5, 22,5 e 27,5 cm/min em todos os passos de desenvolvimento do ensaio.

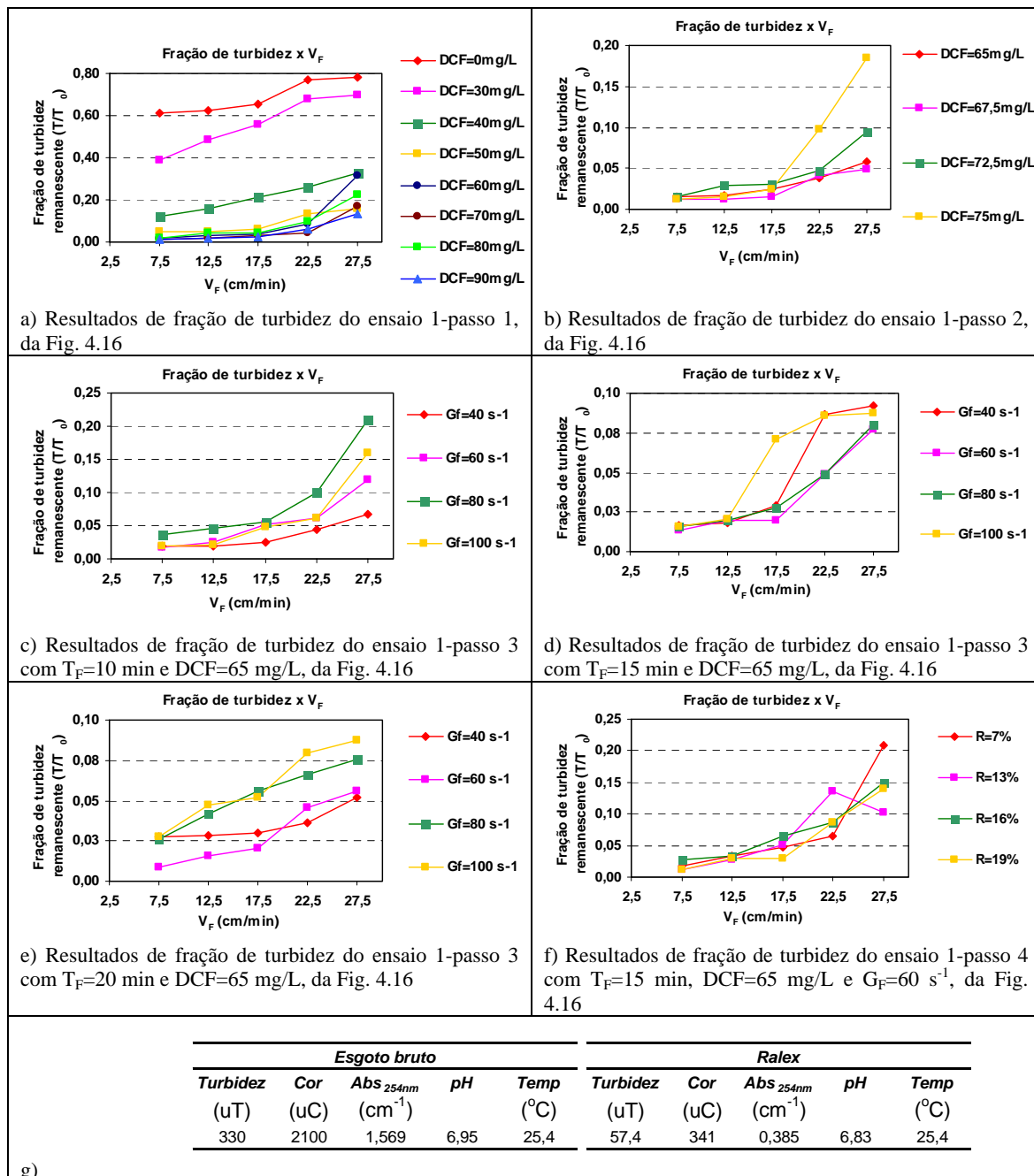


Figura 5.12 - Fração de turbidez do efluente flotado do RALEx de amostra coletadas a velocidades de flotação de 7,5, 12,5, 17,5, 22,5 e 27,5 cm/min. Nos passos 1 e 2 fixou-se $Psat = 450$ kPa, $Tsat = 10$ min, $Tmr = 10$ s, $Gmr = 1000$ s⁻¹, $T_F = 20$ min, $G_F = 90$ s⁻¹ e $R = 10\%$. Para os passos 3, 4 e 5 fixou-se $Psat = 450$ kPa, $Tsat = 10$ min, $Tmr = 10$ s, $Gmr = 1000$ s⁻¹, $DCF = 65$ mg/L e $R = 10\%$. No passo 6 fixou-se $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $Tsat = 10$ min, $Tmr = 10$ s, $Gmr = 1000$ s⁻¹, $DCF = 65$ mg/L, $T_F = 15$ min e $G_F = 60$ s⁻¹

Pode-se observar que a partir do passo 1 os valores medidos para a turbidez remanescente do efluente flotado permaneceram praticamente inalterados com aplicação de DCF acima de 70 mg/L. Portanto, no passo 2 do ensaio, foram investigadas DCF próximas à dosagem de 70 mg/L (65, 67,5, 70 e 72,5 mg/L) para verificação da DCF que possibilitasse a obtenção dos melhores resultados em termos de turbidez remanescente do efluente flotado. Verificou-se que os melhores resultados foram alcançados para DCF de 65 mg/L sendo tal dosagem escolhida para os experimentos seguintes (passos 3 e 4). Pode-se verificar, no entanto, da análise dos resultados dos passos 1 e 2 que dosagens de cloreto férrico da ordem de 50 mg/L já forneceram resultados significativos, com frações remanescentes de turbidez próximas a 5% considerando-se amostras coletadas a V_F (velocidade de flotação) igual a 17,5 cm/min.

No passo 3 foi mantida a DCF de 65 mg/L e variou-se o T_F e G_F em três combinações: $T_F = 10$ min e $G_F = 40, 60, 80$ e 100 s⁻¹; $T_F = 15$ min e $G_F = 40, 60, 80$ e 100 s⁻¹ e $T_F = 20$ min e $G_F = 40, 60, 80$ e 100 s⁻¹. Considerando-se a velocidade de flotação de 17,5 cm/min foi observado que os melhores resultados de remoção de turbidez foram alcançados utilizando-se o $T_F = 15$ min e $G_F = 60$ s⁻¹. Portanto, esses valores foram adotados como constantes no passo posterior.

Por último (passo 4) foi avaliada a quantidade de ar fornecida ao processo de flotação por meio da variação da porcentagem, em volume, da recirculação pressurizada. Como esperado, os melhores valores de remoção de turbidez foram alcançados com a utilização da taxa de recirculação mais elevada, ou seja, 19%. No entanto, bons resultados foram alcançados também com a utilização das outras taxas de recirculação. Para velocidade de flotação de 17,5 cm/min todas as amostras coletadas apresentaram fração remanescente de turbidez menor que 7% (residuais < 3 uT), o que representa condições adequadas do efluente para ser encaminhado a leito filtrante. A partir desses resultados, pode-se inferir que para tratamento de efluente do RALEX com baixo valor de turbidez são requeridos DCF entre 40 mg/L e 60 mg/L (como confirmado nos resultados relatados no item 5.2.3), T_F por volta de 15 min, G_F entre 60 e 80 s⁻¹ e taxas de recirculação da ordem de 10%. As Figuras 5.13, 5.14 e 5.15 ilustram os gráficos construídos a partir dos resultados de turbidez, cor e absorvância do efluente do RALEX, do efluente do RALEX flotado coletado à velocidade de flotação de 7,5 cm/min (mesmos valores do flotado apresentados na Figura 5.12), e do filtrado em filtro de areia em escala de bancada com tamanho dos grãos variando entre 0,49 mm e 0,59 mm.

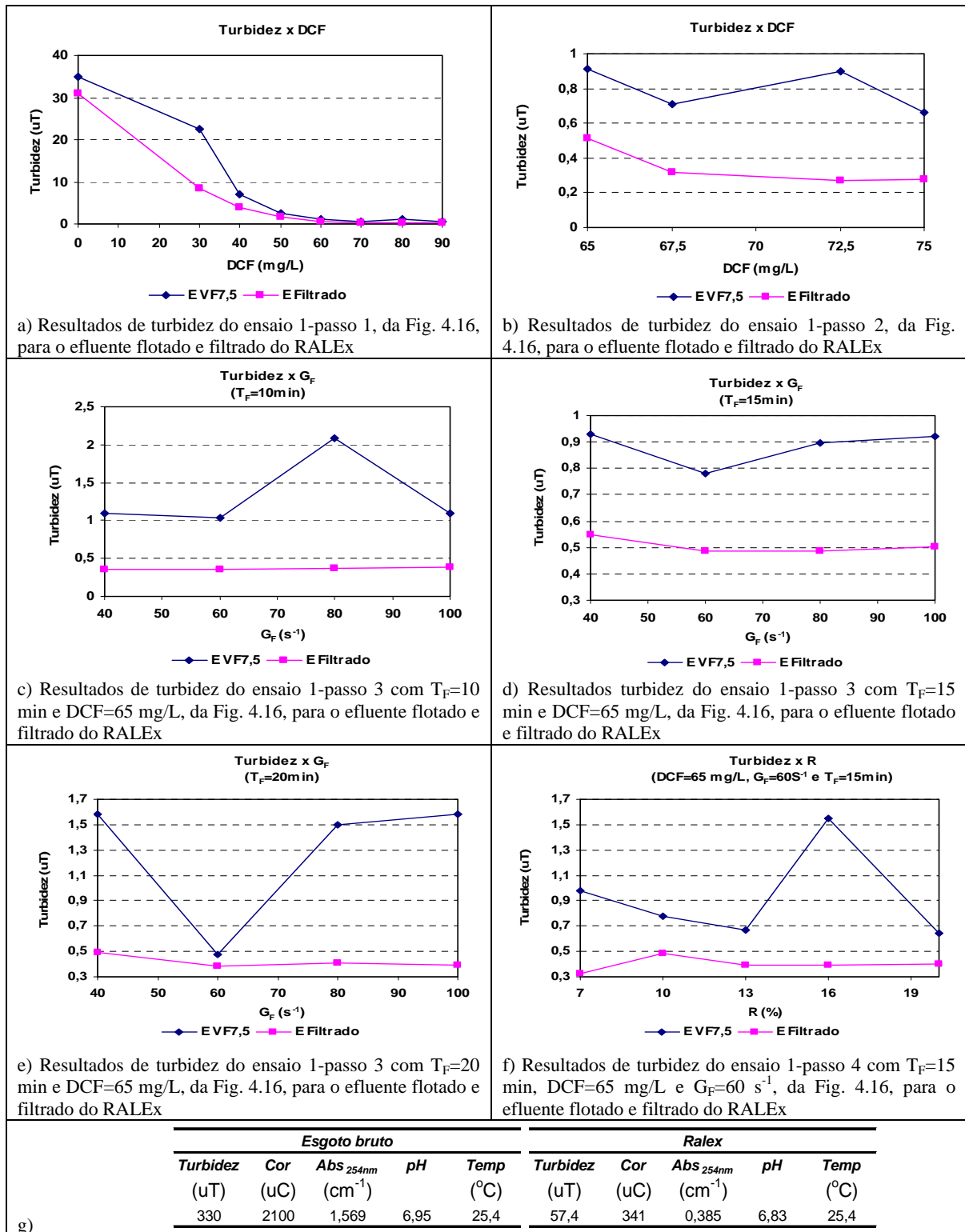


Figura 5.13 - a, b, c, d, e, f) Dados de turbidez de amostra coletada do efluente flotado do RALEx com velocidades de flotação de 7,5 cm/min (E VF7,5) e efluente filtrado (E Filtrado) após passar por filtro de areia com tamanho de grãos entre 0,42 mm e 0,59 mm e **g)** resumos dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm}, pH e temperatura para o EB e RALEx.

Nos passos 1 e 2 (a, b) foram mantidos $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_{sat} = 10$ min, $T_{mr} = 10$ s, $G_{mr} = 1000$ s⁻¹, $G_F = 80$ s⁻¹ e $R = 10\%$, $T_F = 20$ min e variou-se a DCF, no passo 3 (c, d, e) variou-se o par T_F e G_F mantendo-se constantes os demais e no passo 4 (f) variou-se a taxa de recirculação fixando-se os demais.

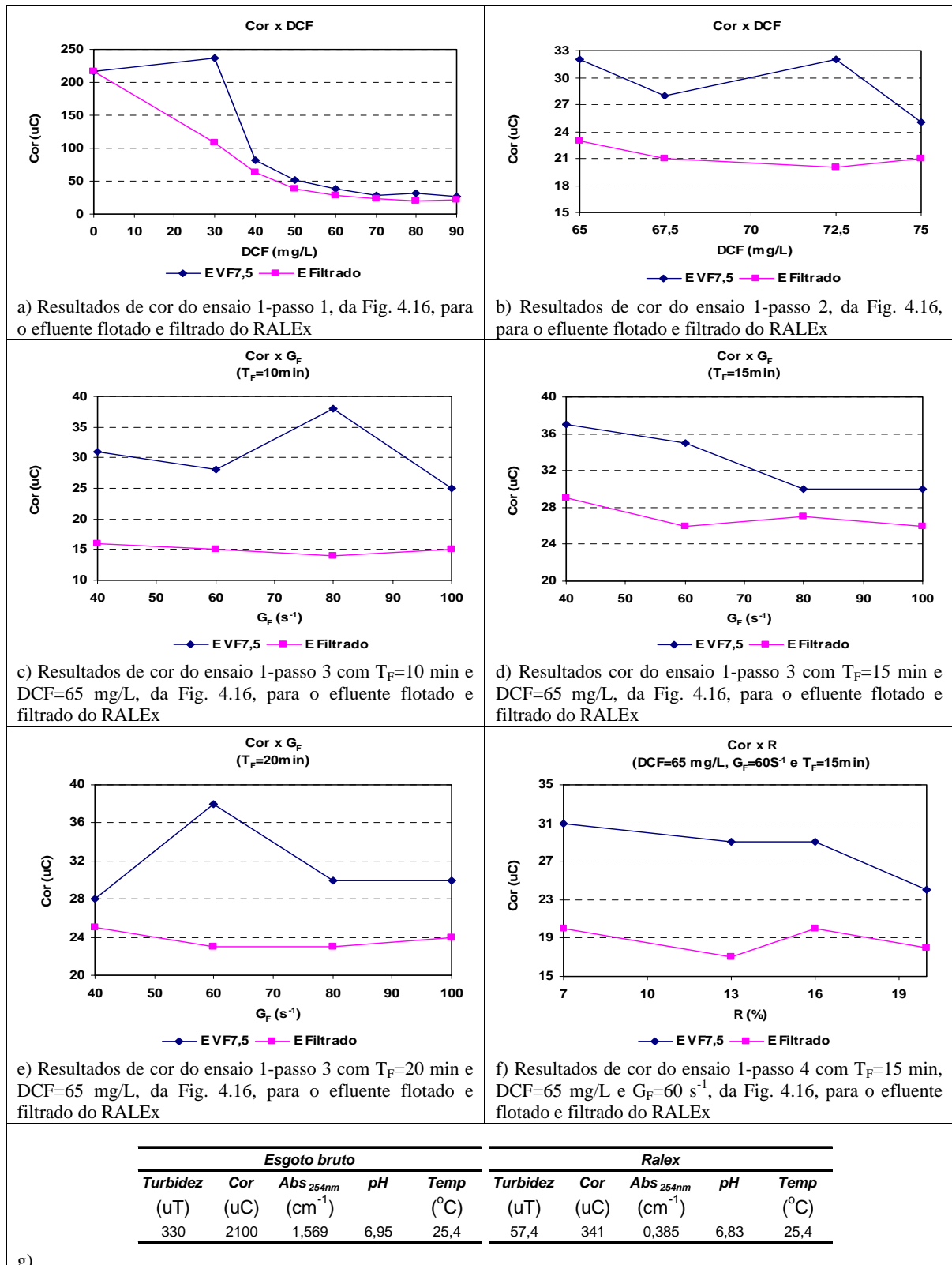


Figura 5.14 - a, b, c, d, e, f) Dados de cor de amostra coletada do efluente flotado do RALEx com velocidades de flotação de 7,5 cm/min (E VF7,5) e efluente filtrado (E Filtrado) após passar por filtro de areia com tamanho de grãos entre 0,42 mm e 0,59 mm e **g)** resumos dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm}, pH e temperatura para o EB e RALEx.

Nos passos 1 e 2 (a, b) foram mantidos $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_{sat} = 10$ min, $T_{mr} = 10$ s, $G_{mr} = 1000 s^{-1}$, $G_F = 80 s^{-1}$ e $R = 10\%$, $T_F = 20$ min e variou-se a DCF, no passo 3 (c, d, e) variou-se o par T_F e G_F mantendo-se constantes os demais e no passo 4 (f) variou-se a taxa de recirculação fixando-se os demais.

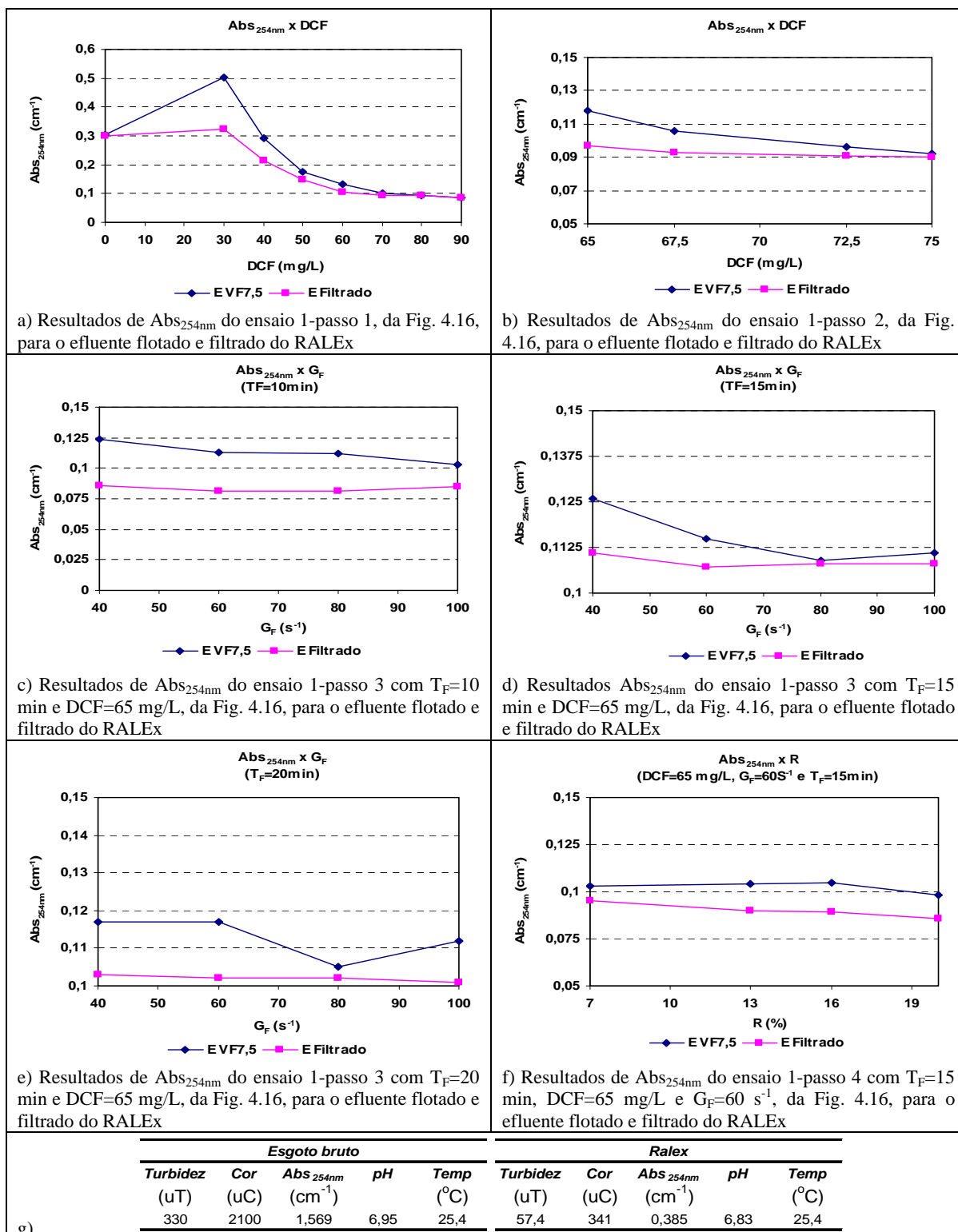


Figura 5.15 - a, b, c, d, e, f) Dados de Abs_{254nm} de amostra coletada do efluente flotado do RALEx com velocidades de flotação de 7,5 cm/min (E VF7,5) e efluente filtrado (E Filtrado) após passar por filtro de areia com tamanho de grãos entre 0,42 mm e 0,59 mm e **g)** resumos dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm} , pH e temperatura para o EB e RALEx.

Nos passos 1 e 2 (a, b) foram mantidos $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_{sat} = 10$ min, $T_{mr} = 10$ s, $G_{mr} = 1000$ s^{-1} , $G_F = 80$ s^{-1} e $R = 10\%$, $T_F = 20$ min e variou-se a DCF, no passo 3 (c, d, e) variou-se o par T_F e G_F mantendo-se constantes os demais e no passo 4 (f) variou-se a taxa de recirculação fixando-se os demais.

Tais resultados foram obtidos juntamente com os resultados ilustrados na Figura 5.12, ou seja, na medida em que as variáveis DCF, G_F , T_F e R foram testadas de acordo com os passos 1, 2, 3 e 4 da Figura 4.16 (ensaio 1) também foram computados os resultados que deram origem às Figuras 5.13, 5.14 e 5.15 nas quais constam os valores de turbidez, cor e Abs_{254nm} , respectivamente, para o efluente flotado a V_F igual a 7,5 cm/min antes e após passagem pelos filtros de bancada.

Na Figura 5.13 é possível verificar que os filtros constituídos de leitos de areia com tamanhos dos grãos variando entre 0,49 mm e 0,59 mm foram capazes de produzir efluente final do sistema de bancada flotatete/filtros com turbidez sempre abaixo de 0,5 uT para todos os passos do ensaio 1 descrito na Figura 4.16. Nota-se do passo 1, Figura 5.13a, que o efluente final somente chegou ao patamar de turbidez residual de 1 uT apenas com DCF superiores a 60 mg/L, o que, se tratando de esgoto sanitário, representa um bom resultado.

Avaliando-se a remoção de cor no sistema flotatete/filtros, de acordo com a Figura 5.14, é possível verificar que nos ensaios conduzidos, o efluente final apresentou cor aparente em torno de 20 uC o que, se comparado aos resultados de turbidez encontrados, não representa resultados tão animadores. É possível sugerir que o sistema de bancada flotatete/filtros é mais eficiente na remoção de material particulado, mais relacionado a turbidez, do que material dissolvido, mais relacionado a cor. Corroboram com esta suposição, os resultados encontrados para os valores de Abs_{254nm} das amostras coletadas que apresentaram valores do efluente final próximos a $0,100 \text{ cm}^{-1}$, como pode ser verificado na Figura 5.15.

É importante salientar que o objetivo da inserção dos filtros em areia após a unidade de flotação em batelada (escala de laboratório) foi a verificação da capacidade do leito em reter as partículas formadas no processo de coagulação/floculação e não retidas na flotação. No escopo deste trabalho tal procedimento foi importante do ponto de vista da praticidade, ou seja, os leitos verificados em escala de laboratório formularam uma idéia de qual faixa de granulometria dos grãos deveria ser testada na instalação experimental em escala piloto. Além disso, com a utilização dos filtros em escala de bancada, os testes puderam ser conduzidos com maior rapidez.

Considerações relativas a este ensaio

De maneira geral, independe dos parâmetros fixos e variáveis estudados na realização dos ensaios, principalmente nos ensaios nos quais a DCF adotada foi de 65 mg/L, os filtros apresentaram boa capacidade de retenção dos sólidos remanescentes da flotação. Apenas no primeiro ensaio (Figura 5.13) e para DCF abaixo de 60 mg/L é que se pôde verificar pouca eficiência na remoção de turbidez, cor e absorvância da amostra afluyente (efluente flotado na velocidade de flotação de 7,5 cm/min) aos filtros. Dosagens baixas de cloreto férrico não foram capazes de promover a desestabilização adequada das partículas ou a formação de flocos com boas características de flotabilidade dificultando a eficiência do processo de filtração. Pode-se observar também que em alguns ensaios o sistema apresentou maiores eficiências de remoção pelos filtros, no entanto, maiores residuais de turbidez, cor e Abs_{254nm} se comparados aos resultados de outros ensaios nos quais as eficiências do sistema foram menores. É importante observar que nestes casos foi verificado tratamento satisfatório já na etapa de flotação, ou seja, o afluyente ao filtro já apresentava valores baixos para os parâmetros medidos.

Ensaio 2

O objetivo principal desse ensaio foi a verificação da influência da DCF na eficiência dos filtros em bancada com leitos compostos de areia com tamanhos dos grãos variando de 0,59 a 0,71 mm, 0,71 a 0,84 mm e 0,84 a 1,0 mm, mantendo-se fixos os parâmetros considerados adequados no ensaio 1, ou seja, $T_{mr} = 10$ s, $G_{mr} = 1000$ s⁻¹, $T_F = 15$ min, $G_F = 60$ s⁻¹, $R = 20\%$ e $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa. No ensaio 1 foram avaliadas DCF de 40 a 75 mg/L sendo constatado que DCF na faixa entre 65 e 72,5 mg/L as eficiências de remoção de turbidez, cor e Abs_{254nm} foram satisfatórias. Portanto essa faixa de DCF foi adota no ensaio 2.

Analisando-se a Figura 5.16a pode-se observar que para DCF maiores de 50 mg/L houve no mínimo 83% de remoção de turbidez considerando-se as velocidades de flotação até 22,5 cm/min. No entanto, como dito anteriormente, os melhores resultados foram observados para a faixa de DCF entre 65 mg/L e 72,5 mg/L, para todas as velocidades de flotação. Dessa forma as DCF variando nessa faixa foram escolhidas para realização dos ensaios com os filtros acoplados ao flotateste. Os outros parâmetros de interesse (P_{sat} , T_{sat} , T_{mr} , G_{mr} , T_F , G_F e R) foram adotados do ensaio 1, como dito anteriormente.

As remoções parciais de turbidez, cor e absorvância apresentaram comportamento semelhante. As maiores DCF proporcionam eficiências elevadas de remoção, já na etapa de flotação, de forma que o afluente aos filtros apresentou baixas concentrações de turbidez, cor e Abs_{254nm} .

A Figura 5.16 também ilustra os valores de turbidez, cor e Abs_{254nm} para o efluente do RALEx flotado e para o efluente final filtrado com utilização de filtros com tamanho dos grãos de areia de 0,59 a 0,71. A Figura 5.17 ilustra os resultados encontrados com utilização dos filtros com tamanhos dos grãos de areia de 0,71 a 0,84 mm e 0,84 a 1,00 mm.

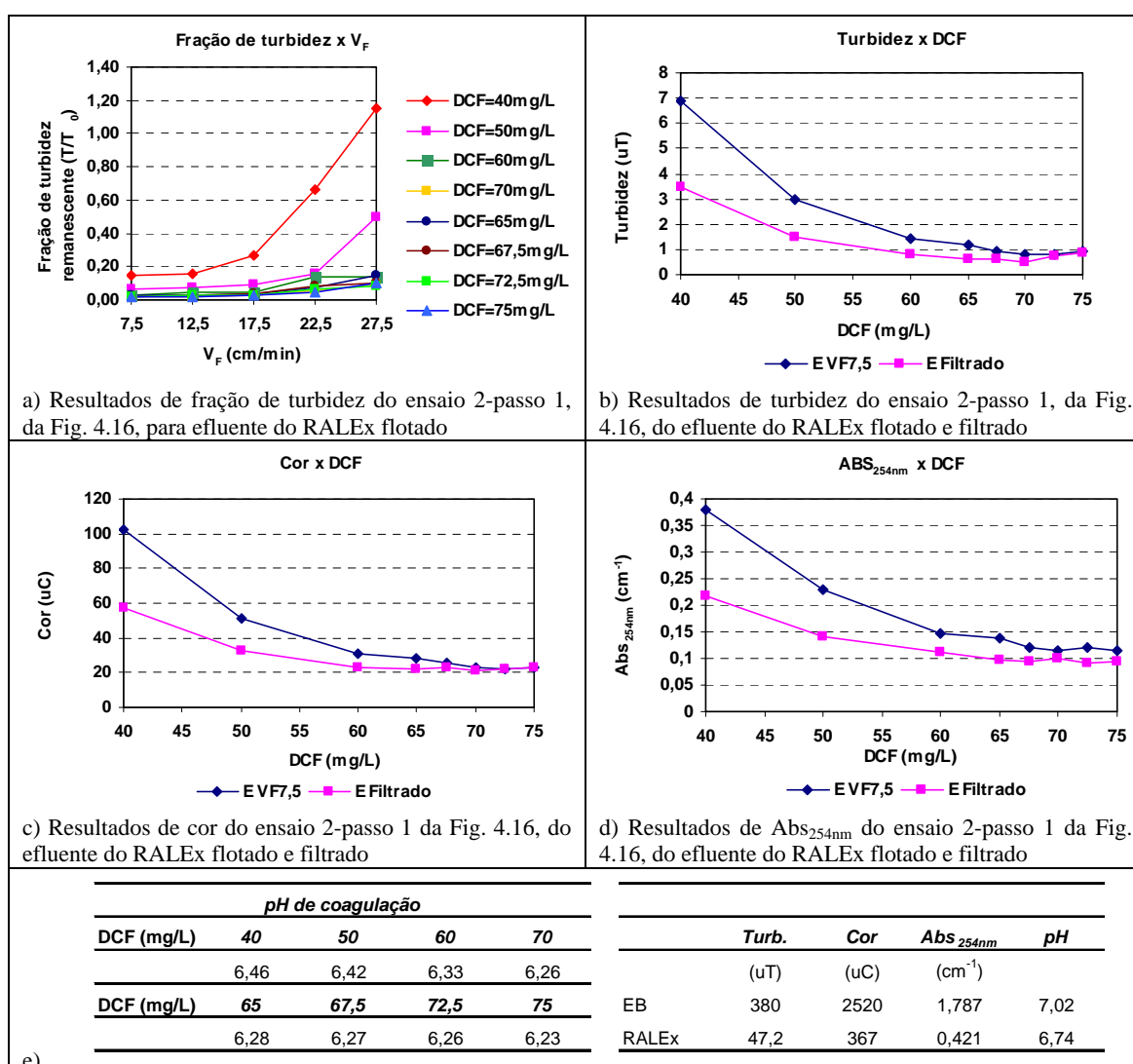


Figura 5.16 - Resultados do ensaio com o flotatestes seguido de filtro com tamanho dos grãos de 0,59 a 0,71 mm.

LEGENDA: **a)** fração de turbidez do efluente do RALEx e de amostra flotada coletada a velocidades de flotação de 7,5, 12,5, 17,5, 22,5 e 27,5 cm/min com DCF de 40a 75 mg/L; **b, c, d)** valores de turbidez, cor e Abs_{254nm} respectivamente do efluente flotado à velocidade de flotação de 7,5 cm/min e filtrado e **e)** resumo dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm} e pH do EB e RALEx e pH de coagulação. Foram mantidos fixos $T_{mr} = 10$ s, $G_{mr} = 1000$ s⁻¹, $T_F = 15$ min, $G_F = 60$ s⁻¹, $R = 20\%$ e $P_{sat} = 450$ kPa

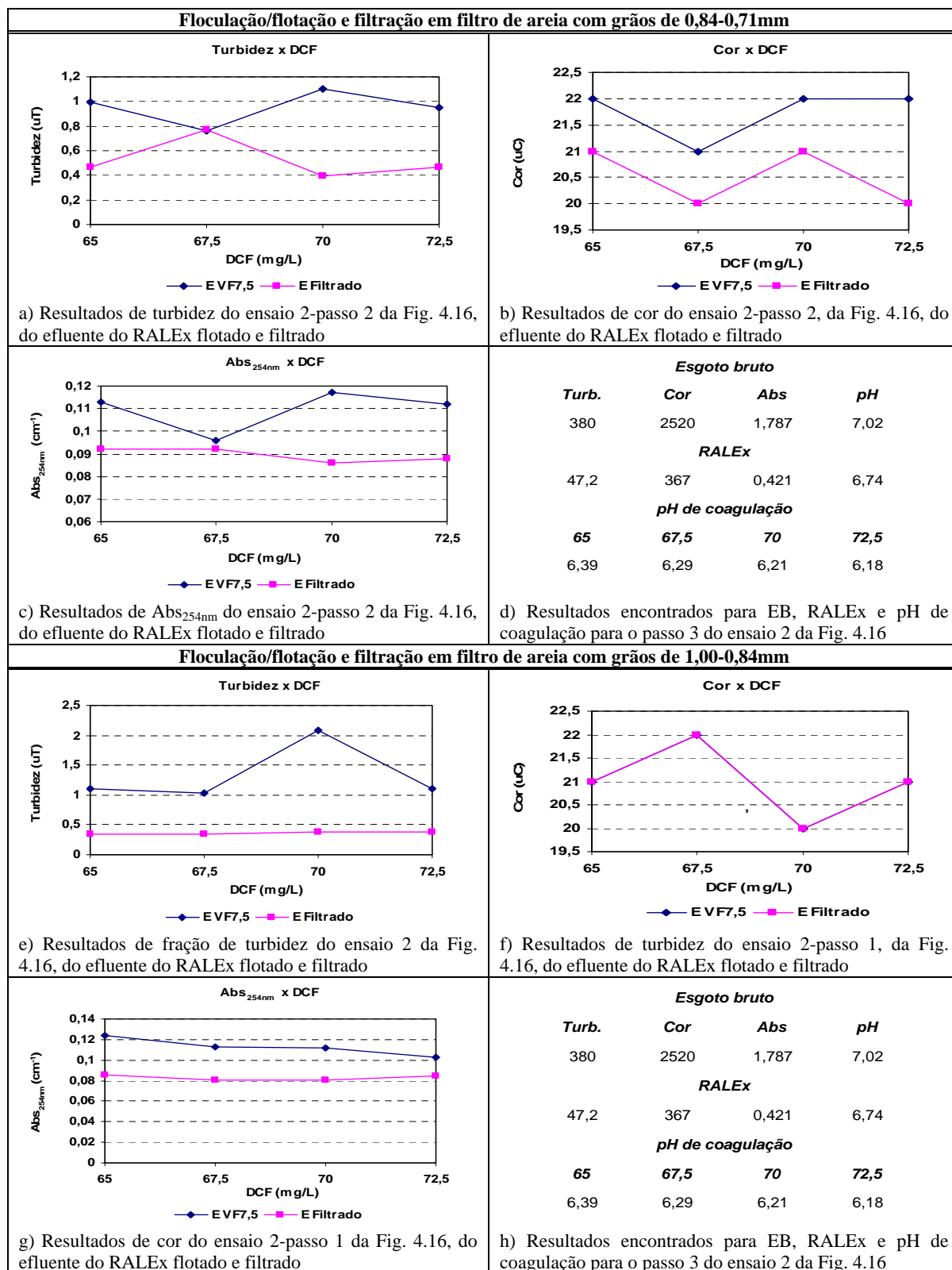


Figura 5.17 - Resultados do ensaio com o flotateste seguido de filtro 1 com tamanho dos grãos de 0,71 a 0,84 mm (a, b, c, d) e filtro 2 de 0,84 a 1,00 mm (e, f, g, h).

LEGENDA: **a, b, c)** valores de turbidez, cor e Abs_{254nm} respectivamente do efluente flotado à $V_F = 7,5$ cm/min e filtrado no filtro 1, **e, f, g)** valores de turbidez, cor e Abs_{254nm} respectivamente do efluente flotado à $V_F = 7,5$ cm/min e filtrado no filtro 2, e **d, h)** resumo dos valores de turbidez, cor, Abs_{254nm} e pH do EB e RALEx e pH de coagulação. Foram mantidos fixos $T_{mr} = 10$ s, $G_{mr} = 1000$ s⁻¹, $T_F = 15$ min, $G_F = 60$ s⁻¹, $R = 20\%$ e $P_{sat} = 450$ kPa

Nos ensaios com os filtros compostos de areia com tamanho dos grãos compreendidos entre 0,59 e 0,71 mm (teste 1) foram avaliadas DCF de 40 a 75 mg/L, já com a utilização dos outros filtros foram testadas apenas DCF de 65 a 72,5 mg/L uma vez que esta faixa proporcionou os melhores resultados do ensaio realizado com o primeiro filtro testado.

Pode-se dizer que com o aumento da granulometria dos filtros não houve queda nas características do efluente final filtrado em termos de turbidez e Abs_{254nm} , no entanto, para o parâmetro cor não houve redução com o emprego do filtro com tamanhos dos grãos de 1,00 a 0,84 mm.

De maneira geral pode ser concluído que o sistema composto por flotatestes seguido de filtros em escala de bancada foi bastante eficaz na retenção de impurezas do afluente ao sistema (efluente do RALEx). De acordo com a Figura 5.17 os experimentos conduzidos com filtro de tamanho dos grãos de areia entre 0,71 mm e 0,84 mm proporcionaram redução da turbidez do flotado a 7,5 cm/min de 1,1 uT para 0,4 uT no efluente filtrado com DCF de 70 mg/L. Em contrapartida praticamente não foi capaz de remover cor e absorvância com valores destes parâmetros no efluente flotado e filtrado muito próximos. O mesmo acontece com a utilização do filtro com tamanho dos grãos entre 0,84 mm e 1,0 mm. A proximidade nos valores encontrados deve-se principalmente a grande eficiência de redução destes parâmetros já na etapa de flotação.

Observações importantes concernentes a esse ensaio

De maneira geral, os três tipos de filtros conduziram a bons resultados como “barreira” para as impurezas que atravessaram a etapa de flotação. No entanto, como esperado, as maiores eficiências são conseguidas para remoção de turbidez, que está mais relacionada ao material particulado, do que cor e Abs_{254nm} que estão mais relacionados ao material dissolvido. Isso nos permite concluir que se após as etapas de floculação/flotação o efluente ainda apresentar elevados valores de cor e Abs_{254nm} , provavelmente também apresentará após a etapa de filtração.

5.3 - Resultados obtidos na fase 2 da investigação experimental com utilização da unidade piloto de floto-filtração por ar dissolvido (FFAD)

Os ensaios desta fase foram realizados em duas etapas. Na etapa 1 foi investigada principalmente a influência da quantidade de ar fornecida ao processo para diferentes taxas de aplicação superficial no floto-filtro operando sem leito filtrante. Na etapa 2 de posse da quantidade de ar fornecida ao processo mais adequada (S^* , equivalente a R na discussão de acordo com tabela 5.2), foram testadas as mesmas taxas de aplicação superficial anteriormente verificadas para cada um dos leitos filtrantes estudados, ou seja, com tamanhos dos grãos para filtro 1 (F_1) entre 0,59 a 0,84 mm e para filtro 1 (F_2) entre 0,70 a 1,00 mm. Os pontos de amostragem e o fluxograma seguido para realização dos ensaios da etapa 1 da fase 2 são mostrados nas Figuras 4.17 e 4.18 respectivamente e para realização dos ensaios da etapa 2 da fase 2 são mostrados nas Figuras 4.19 e 4.20 respectivamente.

5.3.1 - Etapa 1 da fase 2: Resultados obtidos para os ensaios realizados com a unidade piloto de floto-filtração sem o leito filtrante

5.3.1.1 - Ensaio 1: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 200$ m³/m².dia, $R = 10$ % ($S^* = 8$ g_{ar}/m³)

Os primeiros ensaios com a unidade de floto-filtração referentes à primeira etapa (sem leito filtrante) apresentaram resultados satisfatórios em termos de remoção de turbidez, DQO, SST e P-PO₄³⁻, cor e Abs_{254nm} como ilustram as Figuras 5.18 e 5.19. A Tabela 5.4 ilustra o resumo das análises realizadas para as amostras do EB, efluente do RALEx e efluente da FAD coletadas durante o ensaio e a Tabela 5.5 ilustra os valores medidos para as concentrações dos metais Zn (zinco), Pb (chumbo), Cd (cádmio), Ni (níquel), Fe (ferro), Mn (manganês), Cu (cobre) e Cr (cromo) presentes nas amostras coletadas. Foram mantidos fixos a pressão de saturação ($P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa), tempo de floculação ($T_F = 20$ minutos), gradiente de floculação (90 s⁻¹), taxa de aplicação superficial ($TAS = 200$ m³/m².dia) e vazão de recirculação ($R = 10\%$). A DCF foi variável no decorrer dos ensaios em função da turbidez do efluente do RALEx. As amostras foram coletadas nos pontos descritos na Figura 5.12, de três em três horas e analisados os parâmetros indicados.

As figuras 5.18 e 5.19 mostram que o pH do esgoto bruto apresentou ligeira queda, de 6,95 às 8:00 para 6,5 às 20:00 não apresentando grande oscilação no período de coleta.

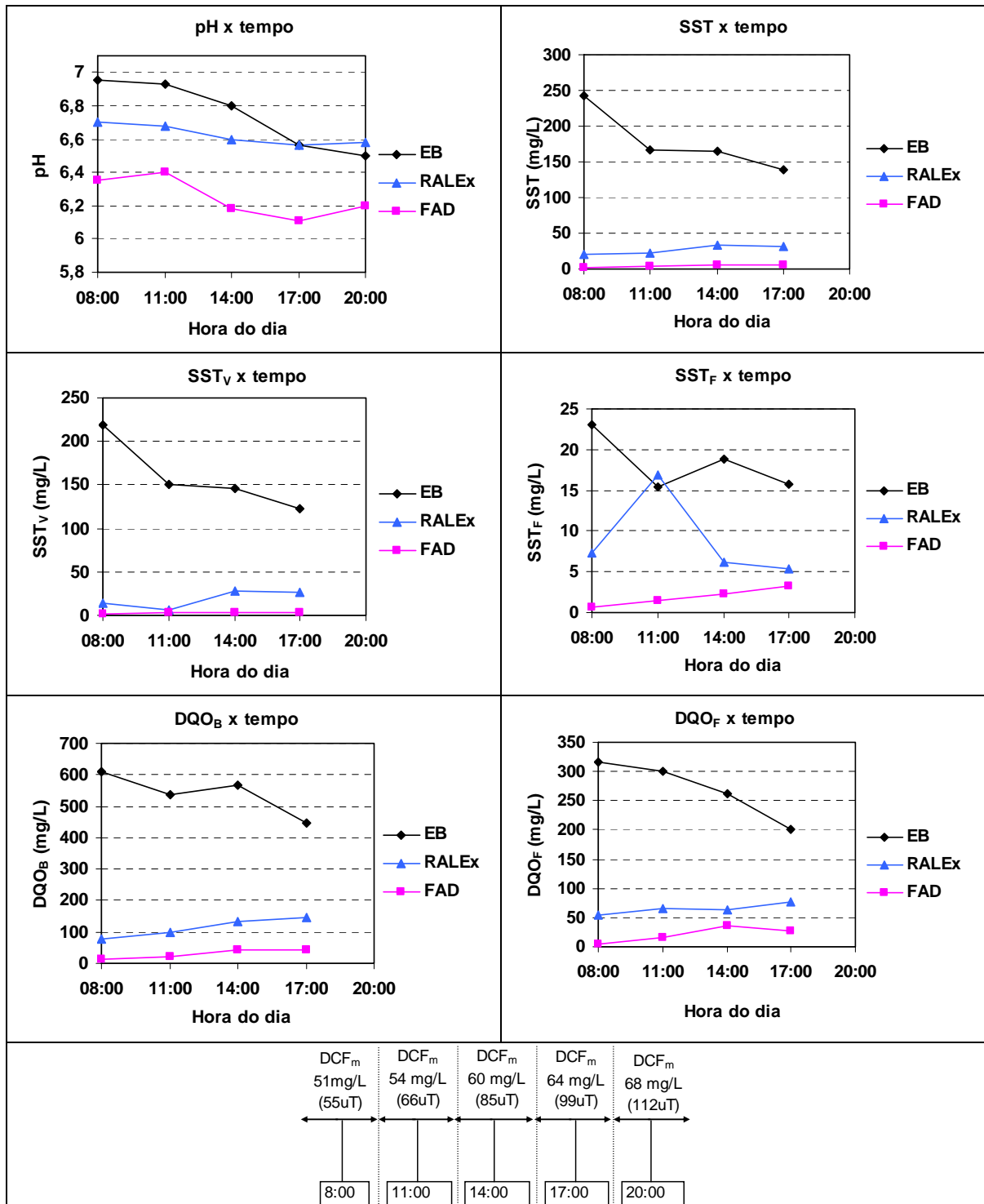


Figura 5.18 - Valores de pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F obtidos com operação do floto-filtro com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90s^{-1}$, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 10$ %.

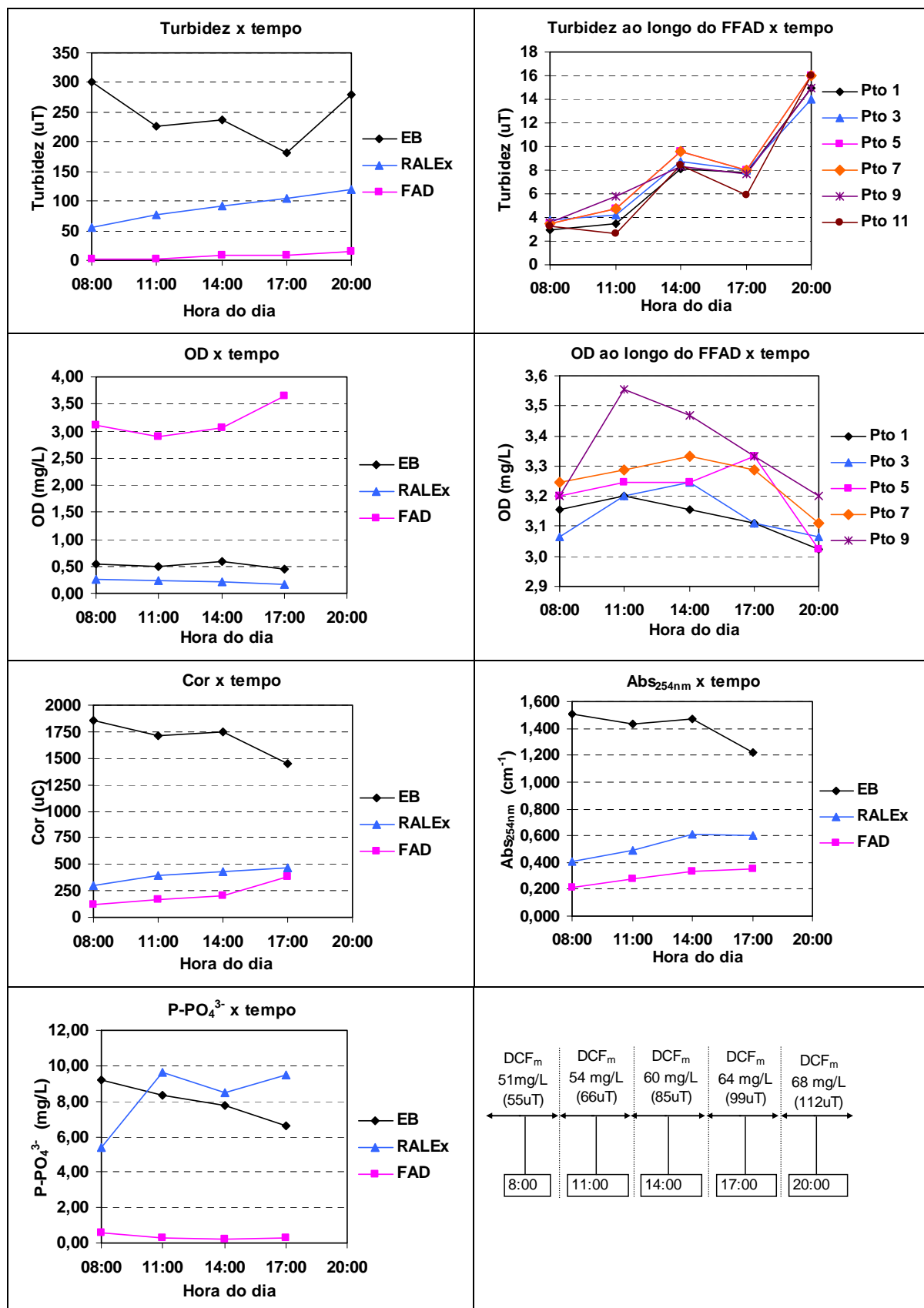


Figura 5.19 - Valores de turbidez, cor, OD, Abs₂₅₄, P-PO₄³⁻, obtidos com operação do floto-filtro com P_{sat} = 450 ± 10 kPa, T_F = 20 min, G_F = 90s⁻¹, TAS = 200 m³/m².dia e R = 10 %.

Tabela 5.4 - Valores obtidos para pH, turbidez, cor, Abs_{254nm}, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 1 descrito no item 5.3.1.1

	pH			Turbidez (uT)			Cor (uC)			Abs _{254nm} (cm ⁻¹)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD
08:00	6,95	6,7	6,35	300	55	3	1856	301	120	1,512	0,41	0,213
11:00	6,93	6,68	6,4	227	77	3	1715	390	169	1,436	0,49	0,274
14:00	6,8	6,6	6,18	237	92	8	1745	435	200	1,468	0,615	0,336
17:00	6,56	6,56	6,11	181	105	7	1450	472	384	1,220	0,603	0,35
20:00	6,5	6,58	6,2	279	119	15	0	0	0			
Média				245	90	7	1353	320	175	1,127	0,424	0,235
E %					63	92		76	45		62	45
ES %						97			87			79

	SST (mg/L)			SST _F (mg/L)			SST _V (mg/L)			P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD
08:00	243	21	2	23	7	1	220	13	1	9,19	5,37	0,57
11:00	166	23	4	15	17	1	150	6	2	8,34	9,62	0,27
14:00	164	34	6	19	6	2	145	28	4	7,78	8,48	0,21
17:00	139	32	6	16	5	3	123	26	3	6,65	9,47	0,30
20:00												
Média	178	27	4	18	9	2	160	18	2	7,99	8,24	0,34
E %		85	84		51	79		89	87		-	96
ES %			98			90			99			96

	DQO _B (mg/L)			DQO _F (mg/L)			OD (mg/L)			
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	
08:00	609	78	13	316	55	5	0,53	0,27	3,11	As eficiências de remoção foram obtidas como se segue: E% = (EB - RALEx)/EB, (RALEx - FAD)/RALEx, e ES% = (EB - FAD)/EB
11:00	536	99	24	301	65	16	0,49	0,24	2,89	
14:00	567	133	42	261	63	37	0,58	0,22	3,07	
17:00	447	146	44	201	76	26	0,44	0,17	3,64	
20:00	0	0	0	0	0	0	0,00	0,00	0,00	
Média	540	114	31	270	65	21	0,5	0,2	3,2	
E %		79	73		76	68				
ES %			94			92				

	Turbidez (uT)						Oxigênio Dissolvido (mg/L)					
	Pto 1	Pto 3	Pto 5	Pto 7	Pto 9	Pto 11	Pto 1	Pto 3	Pto 5	Pto 7	Pto 9	Pto 11
08:00	3	3,8	3,5	3,5	3,54	3,3	3,2	3,1	3,2	3,2	3,2	3,0
11:00	3,44	4,26	4,77	5,39	5,82	2,67	3,2	3,2	3,2	3,3	3,6	3,2
14:00	8,07	8,77	9,53	8	8,32	8,47	3,2	3,2	3,2	3,3	3,5	3,3
17:00	7,84	7,95	7,95	5,93	7,64	5,85	3,1	3,1	3,3	3,3	3,3	3,2
20:00	15	14	16	15	15	16	3,0	3,1	3,0	3,1	3,2	3,2

O mesmo comportamento foi observado para o efluente do RALEx e do floto-filtro com valores sempre próximos de 6,6 e 6,2 respectivamente, o que em linhas gerais pode indicar estabilidade do sistema.

No decorrer do experimento foi evidente a queda da qualidade do efluente do RALEx ocasionada provavelmente pela variação nas características do esgoto afluente. De fato, durante o período noturno o esgoto afluente ao RALEx era bem diluído e durante o dia (ocasião dos ensaios realizados) bem concentrado, o que explica a boa qualidade do efluente do RALEx nas primeiras horas de operação (8:00-12:00) e qualidade inferior nas

horas restantes (12:00-20:00). Esta mudança nas características do efluente do RALEx motivou o uso do controle automático de DCF em função da turbidez do RALEx o que possibilitou maior controle do sistema.

No entanto, mesmo com a grande oscilação das características do efluente do RALEx, a eficiência de remoção de turbidez pelo floto-filtro foi de 97% em média. O EB, efluente do RALEx e efluente da FAD apresentaram turbidez média de 245 uT, 90 uT e 7 uT respectivamente. A redução de cor foi em média 87% com residuais de 320 uC e 175 uC para o efluente do RALEx e efluente da FAD, respectivamente.

As eficiências finais de remoção de SST e DQO_B e DQO_F foram de 98, 94 e 92% respectivamente. O EB, efluente do RALEx e efluente da FAD apresentaram concentrações médias de 178, 27 e 4 mg/L de SST, 54, 114 e 31 mg/L de DQO_B e 270, 65 e 21 mg/L de DQO_F, respectivamente. Pode-se verificar que o efluente final do sistema apresentou valores baixos de concentração de matéria orgânica em comparação à concentração do EB.

Já os valores médios de Abs_{254nm} do EB, efluente do RALEx e efluente da FAD foram de 1,127, 0,424 e 0,235 cm⁻¹, respectivamente, com eficiência total do sistema na redução desta variável de 79% em média. Observa-se que as eficiências de redução de cor e Abs_{254nm} são sempre inferiores às eficiências de redução de turbidez, SST e DQO. É possível concluir que o sistema apresenta maior eficiência de remoção de matéria particulada uma vez que tanto os valores de cor quanto de Abs_{254nm} estão mais relacionados ao material dissolvido.

Tabela 5.5 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotor coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 1 descrito no item 5.3.1.1

	Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
Amostras do efluente do Flotador								
FAD								
08:00	0,13	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,30	0,05	0,05	0,09
11:00	0,13	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	3,12	0,06	0,04	0,11
14:00	0,09	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	3,90	0,07	0,05	0,09
17:00	0,19	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	5,30	0,08	0,05	0,06
Amostras compostas								
EB	0,3075	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,65	0,04	0,08	0,07
RALEx	0,16	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,41	0,04	0,08	0,06

A concentração de P-PO₄³⁻ no esgoto bruto foi de 9,19 mg/L às 8:00 decrescendo até 6,65 mg/L às 17:00. No efluente do RALEx a concentração de fosfato subiu de 5,37

mg/L às 8:00 para valores próximos de 9 mg/L nas demais amostras coletadas no ensaio. Vale ressaltar que a remoção biológica de P-PO_4^{3-} no RALEx não foi favorecida por não haver neste sistema condições adequadas de desenvolvimento microbiano para tal fim. O efluente da FAD apresentou residuais de P-PO_4^{3-} menores que 0,57 mg/L em todas as amostras analisadas. O aumento da DCF no floto-filtro, proporcional à diminuição da qualidade do afluente à unidade (aumento da carga orgânica medida em termos de turbidez) não implicou em aumento expressivo na remoção química de P-PO_4^{3-} . Provavelmente, a dosagem adicional de cloreto férrico foi também consumida para a coagulação de parcela de carga orgânica adicional (parcela coloidal e/ou constituída de macromoléculas sujeitas à coagulação).

Com relação à redução na concentração de metais pode-se dizer que no RALEx houve 50% de remoção de Zn sendo que as concentrações dos outros metais permaneceram praticamente inalteradas, a não ser as concentrações de Fe que tiveram ligeiro aumento devido a sua utilização como coagulante. A etapa de flotação (FAD) não foi eficiente na remoção dos metais analisados.

Considerando-se as concentrações de oxigênio dissolvido (OD) presentes no efluente final do sistema fica evidente a grande contribuição da flotação para manutenção dos valores mínimos de OD no efluente tratado preconizados pelo CONAMA.

5.3.1.2 - Ensaio 2: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $\text{Psat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $\text{TAS} = 200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$)

As Figuras 5.20 e 5.21 e as Tabelas 5.6 e 5.7 ilustram o desempenho do floto-filtro (sem leito filtrante) tratando efluente do RALEx mantidos fixos a pressão de saturação ($\text{Psat} = 450 \pm 10$ kPa), tempo de floculação ($T_F = 20$ minutos), gradiente de floculação ($G_F = 90 \text{ s}^{-1}$) taxa de aplicação superficial ($\text{TAS} = 200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$) e vazão de recirculação ($R = 15\%$). A Tabela 5.6 ilustra o resumo das análises realizadas e a Tabela 5.7 ilustra as análises de metais para as amostras coletadas durante a realização do ensaio.

A DCF, como no ensaio anterior, foi variável no decorrer do ensaio em função da turbidez do efluente do RALEx, regulada por meio da atuação de turbidímetro de escoamento contínuo. O turbidímetro media a turbidez de entrada e enviava sinal para bomba dosadora que por sua vez aumentava ou diminuía a vazão de solução de cloreto férrico (quanto maior a turbidez maior a vazão da bomba dosadora).

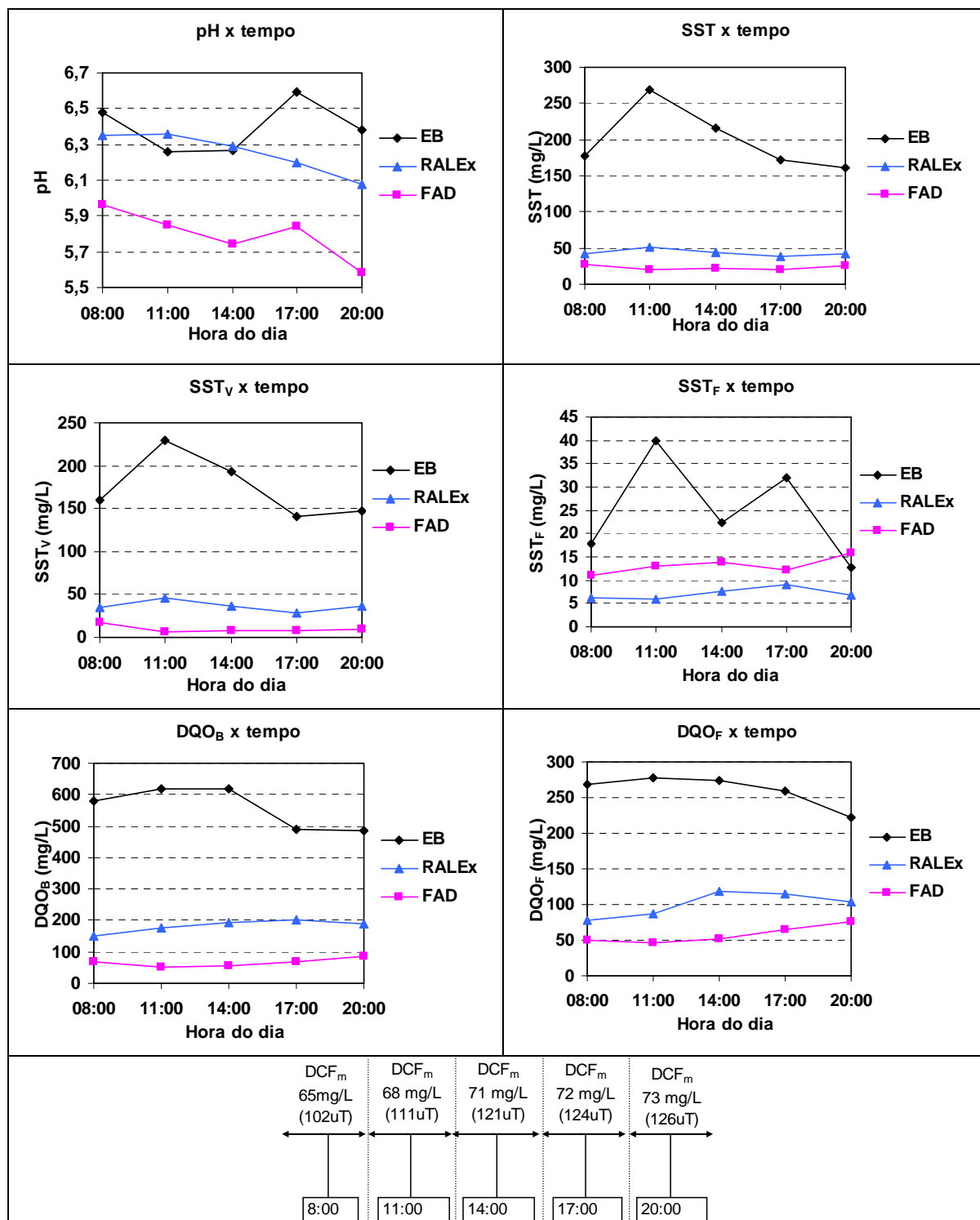


Figura 5.20 - Valores de pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F obtidos com operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90s^{-1}$, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

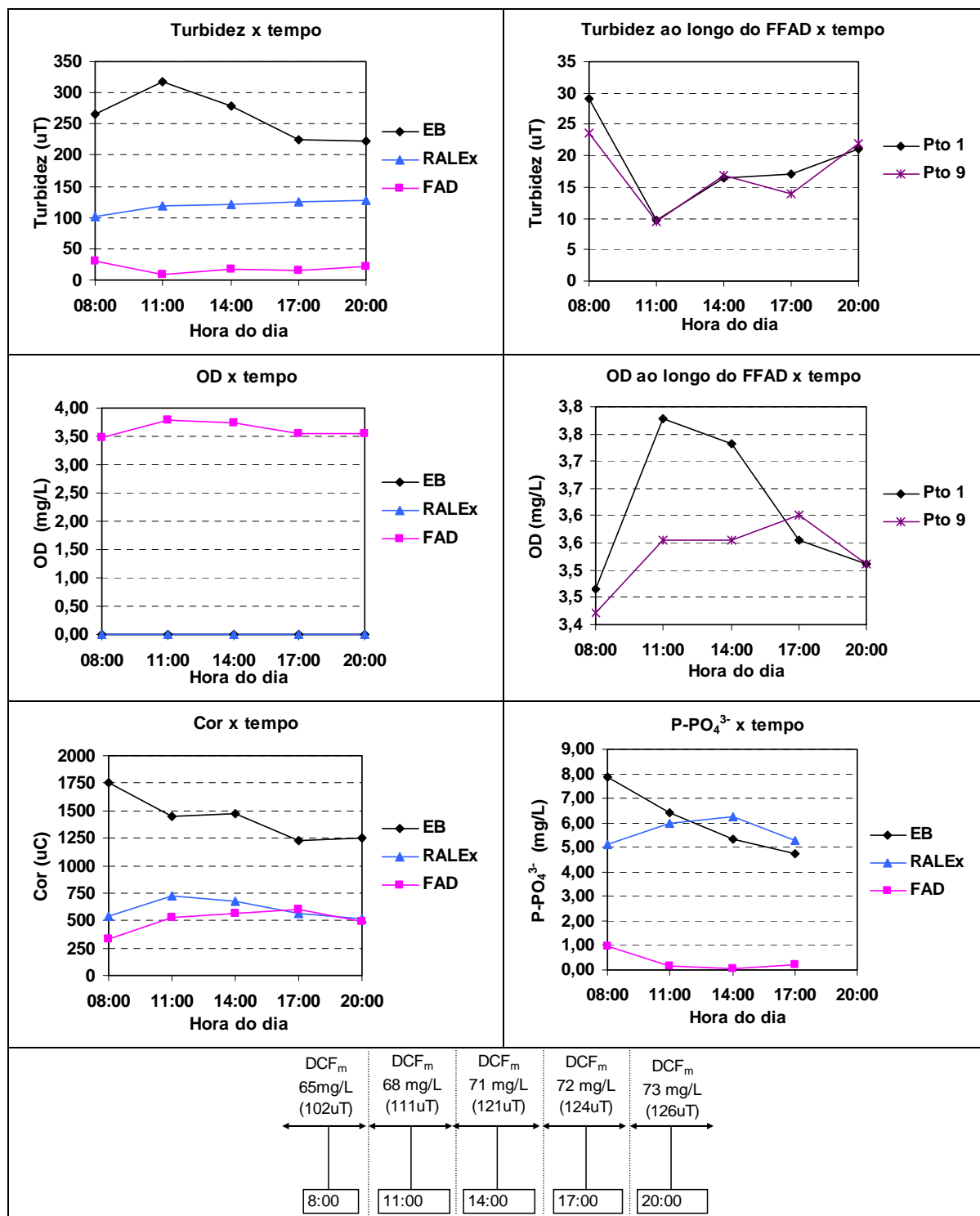


Figura 5.21 - Valores de turbidez, cor, OD, P-PO₄³⁻, obtidos com operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90s^{-1}$, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Os resultados encontrados com a mudança da taxa de recirculação pressurizada de 10% para 15% não refletiram ganhos consideráveis nos valores de eficiência de remoção das variáveis de controle, como era esperado. Na realidade, ao contrário do que se

esperava, as eficiências de remoção de SST, DQO, turbidez e cor pela unidade de floto-filtração com o aumento da taxa de recirculação (R) foram inferiores aos valores encontrados no ensaio anterior quando foi usada $R = 10\%$.

De acordo com as Figuras 5.20 e 5.21 a eficiência de remoção de SST foi maior que 50% na maior parte do tempo. Analisando-se as concentrações de SST, percebe-se que o RALEx e a FAD apresentaram eficiências médias de remoção de 78% e 48% respectivamente, em relação ao EB. As concentrações médias de SST do EB, efluente do RALEx e efluente da FAD foram de 199, 44 e 23 mg/L, respectivamente. Estes resultados podem ser considerados muito satisfatórios.

As amostras do efluente final do sistema apresentaram valores de turbidez em torno de 20 uT com valor médio de 18 uT. A turbidez do EB apresentou maior valor às 08:00 horas (29 uT) e menor valor às 11:00 horas (10 uT), valores estes elevados visto que na etapa 2 desta fase do trabalho foi instalado leito filtrante na unidade de floto-filtração.

O efluente do estágio de flotação (FAD) apresentou concentrações médias de OD de 3,6 mg/L. Este valor de OD representa sinal de boa aeração do efluente final do sistema o que redundava em contribuição importante para manutenção dos níveis de OD no efluente exigidos pela legislação ambiental.

A eficiência de remoção de DQO pelo sistema de floto-filtração apresentou média de 88% e 78% para amostras brutas e filtradas respectivamente com residuais para o EB, efluente do RALEx e efluente da FAD de 558, 182 e 67 mg/L para DQO_B e 260, 100 e 58 mg/L para DQO_F , respectivamente.

Tabela 5.6 - Valores obtidos para pH, turbidez, cor, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 2 descrito no item 5.3.1.2

	pH			Turbidez (uT)					Cor (uC)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9	EB	RALEx	FAD
08:00	6,48	6,35	5,96	265	102	29	29,2	23,7	1750	540	330
11:00	6,26	6,36	5,85	318	119	10	9,61	9,47	1450	720	529
14:00	6,27	6,29	5,74	278	122	17	16,5	16,8	1470	680	560
17:00	6,59	6,2	5,84	225	125	16	17	14	1230	560	600
20:00	6,38	6,08	5,58	222	127	21	21	22	1250	510	490
Média				262	119	18	19	17	1430	602	502
E %					55	84				58	17
ES %						93					65

	SST (mg/L)			SST _F (mg/L)			SST _V (mg/L)			P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD
08:00	178	42	28	18	6	11	160	36	17	7,85	5,12	0,99
11:00	269	52	19	40	6	13	230	46	6	6,41	5,97	0,14
14:00	216	45	22	22	8	14	193	37	8	5,33	6,26	0,04
17:00	173	38	19	32	9	12	141	29	7	4,72	5,29	0,23
20:00	160	43	26	13	7	16	148	36	10	4,67	4,77	0,35
Média	199	44	23	25	7	13	174	37	10	5,79	5,48	0,35
E %		78	48		71	-		79	74		5	94
ES %			89			47			94			94

	DQO _B (mg/L)			DQO _F (mg/L)			OD (mg/L)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00	580	152	68	269	78	50	-	-	3,47	3,5	3,4
11:00	620	175	52	277	86	47	-	-	3,78	3,8	3,6
14:00	617	193	58	275	118	52	-	-	3,73	3,7	3,6
17:00	489	204	71	259	115	65	-	-	3,56	3,6	3,6
20:00	486	188	86	222	105	76	-	-	3,56	3,5	3,5
Média	558	182	67	260	100	58					
E %		67	63		61	42					
ES %			88			78					

As eficiências de remoção foram obtidas como se segue: E% = (EB - RALEx)/EB, (RALEx - FAD)/RALEx, e ES% = (EB - FAD)/EB

Tabela 5.7 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 2 descrito no item 5.3.1.2

	Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
Amostras do efluente do Flotador								
FAD								
08:00	0,14	< 0,02	< 0,0006	0,09	4,04	0,06	0,03	< 0,005
11:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	0,25	5,31	0,1	0,02	< 0,005
14:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	0,22	6,87	0,1	0,03	< 0,005
17:00	0,09	< 0,02	< 0,0006	0,22	8,22	0,1	0,01	< 0,005
20:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	0,22	9,21	0,11	0,01	< 0,005
Amostra composta								
EB	0,17	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,47	0,16	0,03	< 0,005
RALEx	0,13	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,5	0,05	0,05	< 0,005

Avaliando-se as concentrações de $P-PO_4^{3-}$ verificou-se que o RALEx não foi capaz de reduzir sua concentração em comparação ao EB, no entanto a FAD obteve 94% de remoção com residuais no efluente final do sistema de 0,35 mg/L. Com relação à concentração de metais nas amostras coletadas para o EB, RALEx e FAD, pôde-se observar que a única variação considerável ocorreu para o Fé tendo sua concentração aumentada no efluente final do sistema, provavelmente pelo seu uso na etapa de coagulação.

5.3.1.3 - Ensaio 3: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90 s^{-1}$, $TAS = 200 m^3/m^2.dia$, $R = 20 \%$ ($S^* = 16 g_{ar}/m^3$)

As Figuras 5.22 e 5.23 e as Tabelas 5.8 e 5.9 ilustram os resultados das variáveis de controle de amostras coletadas do esgoto bruto, o efluente do RALEx e do floto-filtro para ensaio como o floto-filtro com a taxa de aplicação superficial fixa em $200 m^3/m^2.dia$ e taxa de recirculação em 20%.

De acordo com os resultados encontrados, pode-se dizer que o sistema permaneceu estável durante todo o período de duração do ensaio (8:00-20:00) como podem comprovar os gráficos e tabelas apresentados. Os valores obtidos para o pH do EB foram próximos de 6,3 com valor máximo se 6,41 às 08:00 horas e mínimo de 6,21 às 14:00 horas, semelhantes aos valores de pH para amostras do efluente do RALEx que permaneceram entre 6,08 a 6,31. Já o efluente da FAD (efluente final do sistema) apresentou valores de pH menores que os apresentados para o EB e RALEx situando-se entre 5,67 e 5,87, em parte devido à dosagem de cloreto férrico na etapa de coagulação/floculação. Os valores de pH observados indicam estabilidade do sistema durante o período do ensaio já que os valores de pH das amostras coletadas foram próximos durante o ensaio.

Durante a realização deste ensaio, o EB apresentou o maior valor de turbidez às 11:00 horas (327 uT) decrescendo para 190 uT às 20:00 horas, ao fim do ensaio. O efluente do RALEx apresentou turbidez média de 109 uT e o efluente da etapa de flotação (FAD) de 20 uT. O efluente final do sistema apresentou turbidez média de 20 uT com eficiência final do sistema de 92%.

Os valores de cor medidos para as amostras do EB, efluente do RALEx e efluente da FAD foram, em média de 1438 uC, 497 uC e 483 uC. Apesar dos altos valores medidos

para amostra do efluente final do sistema (efluente da FAD) foi verificada eficiência de redução de cor de 66% o que é razoável.

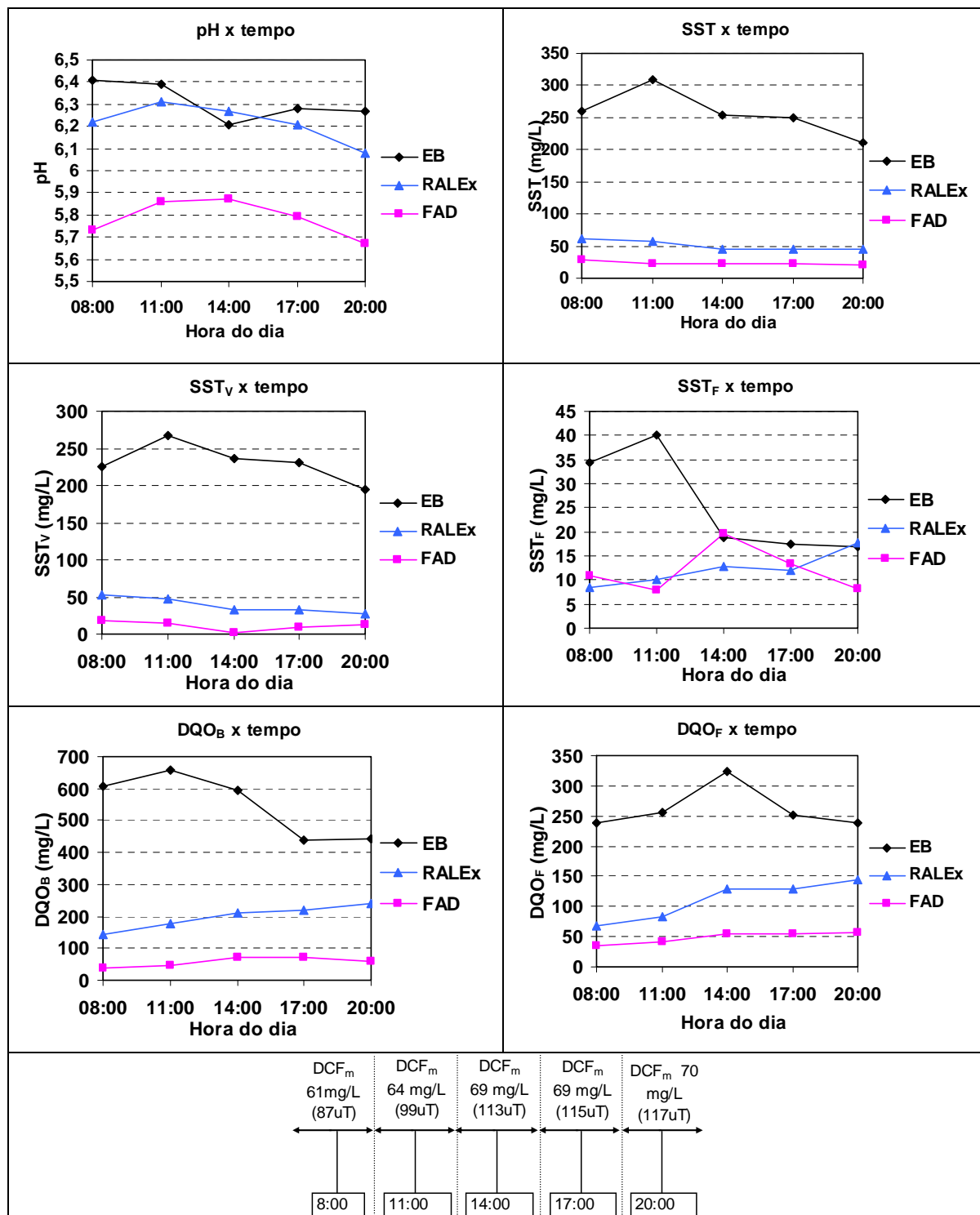


Figura 5.22 - Valores de pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F obtidos com operação do floto-filtro com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90s^{-1}$, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 20$ %.

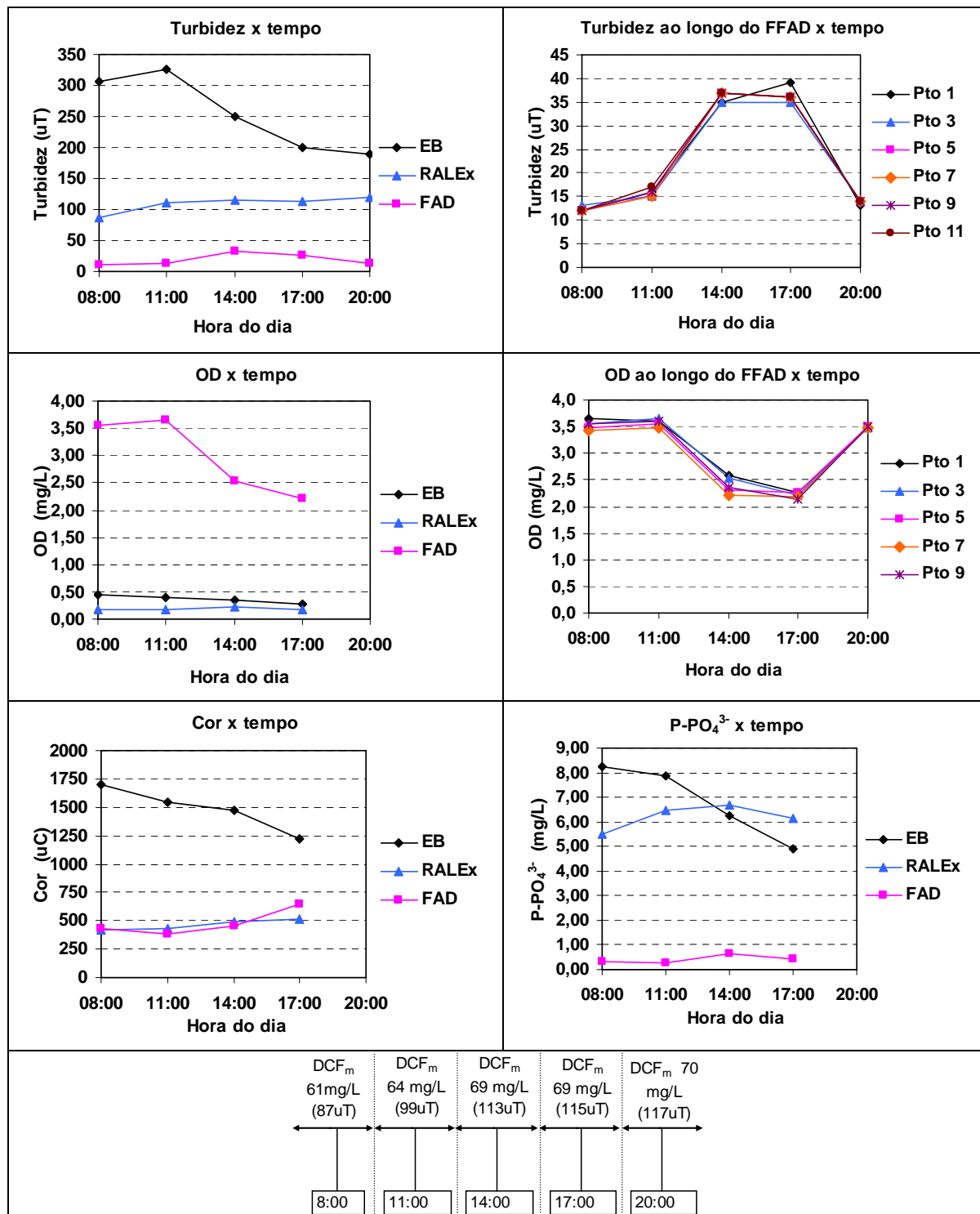


Figura 5.23 - Valores de turbidez, cor, OD, P-PO₄³⁻, obtidos com operação do floto-filtro com $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90s^{-1}$, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 20$ %.

É importante observar que os piores resultados de eficiência do sistema estão relacionados aos momentos de pior qualidade do efluente do reator RALEx, como confirmado pelos resultados obtidos nos outros ensaios. Provavelmente as dosagens extras de coagulante para os processos de coagulação/floculação não foram suficientes para

produção de flocos com boas características de flotabilidade e conseqüente manutenção da qualidade final do efluente do sistema de floto-filtração (sem leito filtrante).

A Tabela 5.8 ilustra o resumo dos valores de pH, turbidez, cor, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD das amostras coletadas e a Tabela 5.9 ilustra os resultados de análise de metais.

Tabela 5.8 - Valores obtidos para pH, turbidez, cor, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 3 descrito no item 5.3.1.3

	pH			Turbidez (uT)					Cor (uC)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9	EB	RALEx	FAD
08:00	6,41	6,22	5,73	306	87	11	12	12	1700	415	430
11:00	6,39	6,31	5,86	327	110	14	16	16	1550	430	380
14:00	6,21	6,27	5,87	250	116	33	35	37	1470	490	450
17:00	6,28	6,21	5,79	200	113	27	39	36	1220	520	650
20:00	6,27	6,08	5,67	190	120	14	13	14	1250	630	505
Média				255	109	20	23	23	1438	497	483
E %					57	82				65	3
ES %						92					66

	SST (mg/L)			SST _F (mg/L)			SST _V (mg/L)			P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD
08:00	260	62	29	34	8	11	226	53	17	8,27	5,50	0,30
11:00	308	57	23	40	10	8	268	47	15	7,86	6,45	0,27
14:00	255	46	22	19	13	20	236	33	2	6,24	6,67	0,64
17:00	249	45	22	17	12	13	232	33	9	4,92	6,17	0,41
20:00	211	44	21	17	18	8	194	27	13	4,60	5,29	0,13
Média	257	51	23	26	12	12	231	39	11	6,38	6,02	0,35
E %		80	54		52	1		83	71		6	94
ES %			91			53			95			95

	DQO _B (mg/L)			DQO _F (mg/L)			OD (mg/L)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00	609	144	37	238	68	34	0,44	0,18	3,56	3,6	3,6
11:00	659	175	47	256	84	42	0,40	0,18	3,64	3,6	3,6
14:00	596	209	73	324	128	55	0,36	0,22	2,53	2,6	2,4
17:00	437	220	73	251	128	55	0,27	0,18	2,22	2,3	2,1
20:00	444	241	58	238	144	58	0,13	0,27	3,47	3,5	3,5
Média	549	198	58	261	110	49	0,32	0,20	3,1	3,1	3,0
E %		64	71		58	56					
ES %			90			81					

As eficiências de remoção foram obtidas como se segue: E% = (EB - RALEx)/EB, (RALEx - FAD)/RALEx, e ES% = (EB - FAD)/EB

A remoção global de SST foi de 91% com concentrações médias de SST de 257 mg/L, 51 mg/L e 23 mg/L para o EB, efluente do RALEx e efluente da FAD, respectivamente. Como esperado, os valores de concentração de SST_V foram superiores aos valores de SST_F em todas as amostras coletadas.

Tabela 5.9 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotorador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 3 descrito no item 5.3.1.3

	Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
Amostras do efluente do Flotador								
FAD								
08:00	0,13	< 0,02	< 0,0006	0,19	4,86	0,06	0,03	< 0,005
11:00	0,08	< 0,02	< 0,0006	0,2	5,40	0,07	0,02	< 0,005
14:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	0,23	8,88	0,07	0,01	< 0,005
17:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	0,24	10,30	0,09	0,01	< 0,005
20:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	0,26	12,51	0,12	0,02	< 0,005
Amostra composta								
EB	0,20	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,46	0,06	0,04	< 0,005
RALEx	0,15	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,07	0,07	0,05	< 0,005

Os valores de DQO_B medidos para o EB, efluente do RALEx e efluente da FAD apresentaram valores médios de 549, 198 e 58 mg/L respectivamente com eficiências médias de remoção de 80, 54 e 91% para o RALEx em relação ao EB, a FAD em relação ao efluente do RALEx e eficiência global do sistema, respectivamente.

Com relação à presença de oxigênio dissolvido (OD) nas amostras coletadas do efluente final do sistema, pode-se dizer que a concentração residual média de OD de 3,1 mg/L constitui contribuição significativa para que sejam atendidos os requisitos usuais da legislação ambiental no que se refere aos níveis mínimos de OD necessários para correto lançamento de efluentes de sistemas de tratamento de esgoto no corpo receptor.

Os valores obtidos para as concentrações de $P-PO_4^{3-}$ presentes nas amostras do EB e do efluente do RALEx foram semelhantes durante o ensaio com médias de 6,38 e 6,02 mg/L respectivamente. Portanto, o RALEx não contribuiu com a redução do $P-PO_4^{3-}$ presente no EB, já a FAD obteve 95% de remoção com concentração residual média de 0,35 mg/L.

Analisando-se a presença de metais nas amostras coletadas pode-se verificar que apenas o Fe apresentou mudanças significativas na sua concentração quando analisadas as amostras do efluente final do sistema de tratamento, devido, provavelmente, à sua utilização como coagulante. Parte do Fe utilizado como coagulante atravessou o sistema ou por não ter formado precipitado ou por não ter sido removido na forma particulada.

5.3.1.4 - Ensaio 4: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 250$ m³/m².dia, $R = 10$ % ($S^* = 8$ g_{ar}/m³)

Neste ensaio, a taxa de aplicação superficial foi aumentada de 200 m³/m².dia para 250 m³/m².dia. Para esta taxa de aplicação superficial foram testadas as taxas de recirculação de 10%, 15% e 20% nos ensaios 4, 5 e 6 respectivamente. As Figuras 5.24 e 5.25 apresentam os valores de pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F, turbidez, OD, e P-PO₄³⁻ do esgoto bruto, do efluente do RALEx e do floto-filtro medidos para operação do floto-filtro com DCF variável, $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 250$ m³/m².dia e taxa de recirculação de 10%.

O pH do esgoto bruto oscilou entre 6,55 e 7,02 e do RALEx entre 6,74 e 6,53. Esta pequena variação nos valores de pH não implicou em instabilidade do sistema, no entanto, como o processo de coagulação é dependente do valor do pH no líquido, é sempre importante a verificação da necessidade de sua correção para efetiva coagulação/floculação/flotação. O pH do floto-filtro apresentou ligeira queda durante o dia, de 6,38 às 8:00 horas para 6,22 às 17:00 horas permanecendo praticamente constante até o fim do ensaio. A redução do pH na unidade foi em parte ocasionada pelo contínuo aumento da DCF em função do aumento da turbidez do efluente do RALEx (aumento gradativo durante o ensaio).

O EB apresentou grande variação nos valores de turbidez para amostras coletadas durante o dia, saindo de 532 uT às 8:00 horas e chegando a 190 uT às 20:00 horas. A turbidez do efluente do RALEx variou de 87 uT a 142 uT com respectiva DCF média de 65 mg/L a 76 mg/L. O efluente do floto-filtro apresentou turbidez de 13 uT no início do ensaio e de 31 uT no fim do ensaio. A eficiência global do sistema foi de 92% e da FAD e, relação ao efluente do RALEx, de 79%.

A concentração de P-PO₄³⁻ no esgoto bruto caiu de 8,77 mg/L às 8:00 horas para 4,34 mg/L às 11:00 horas mantendo-se praticamente constante até o fim do ensaio quando foi de 4,09 mg/L. Já o efluente do RALEx apresentou pequeno aumento na concentração de P-PO₄³⁻, saindo de 4,5 mg/L às 8:00 horas para 5,9 mg/L às 11:00 horas e caindo novamente para valores próximos de 5,0 mg/L para o restante das amostras coletadas. O floto-filtro apresentou 85% de remoção global de P-PO₄³⁻ com residuais próximos a 0,8 mg/L.

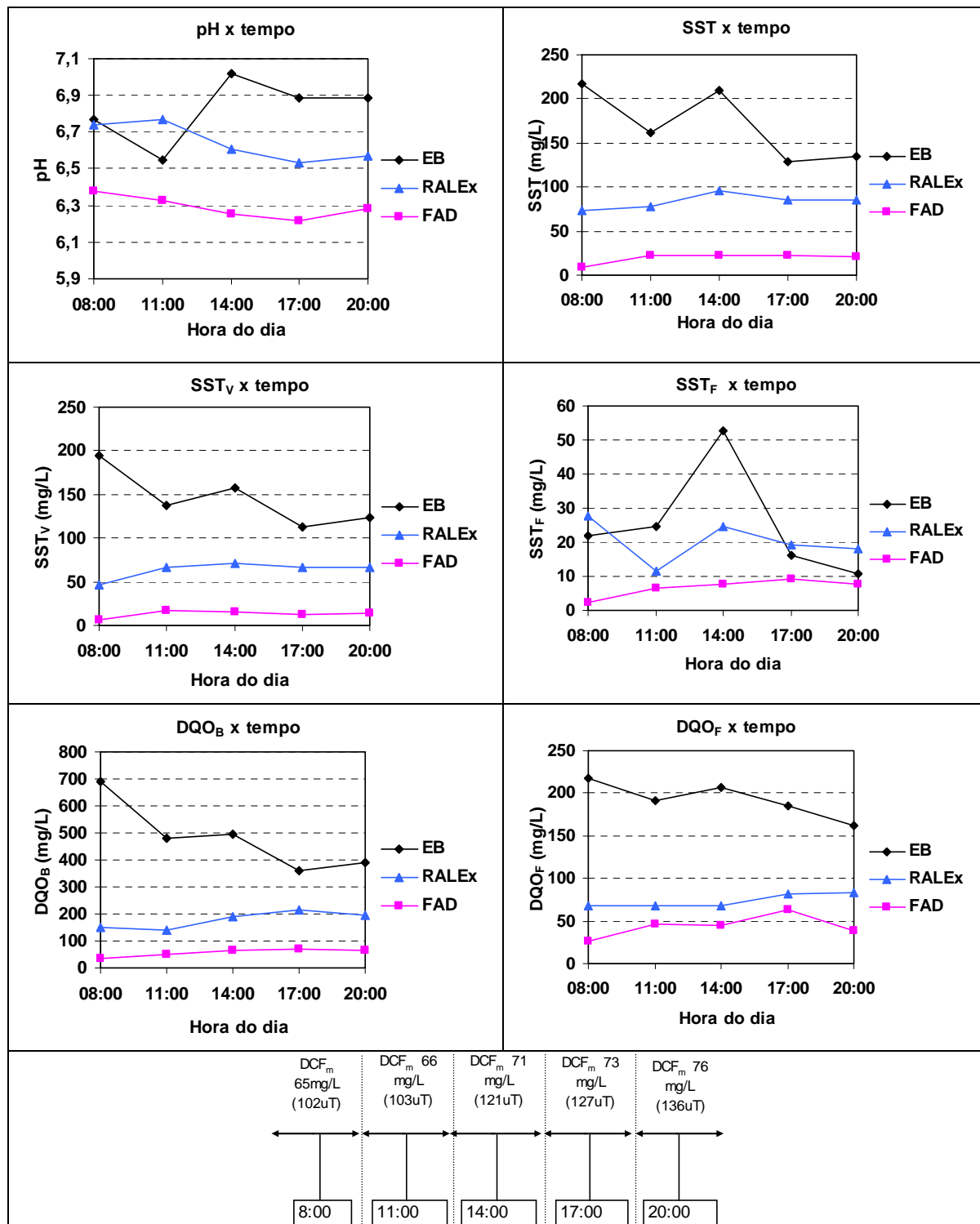


Figura 5.24 - Valores de pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F obtidos com operação do floto-filtro com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250$ m³/m².dia e $R = 10$ %.

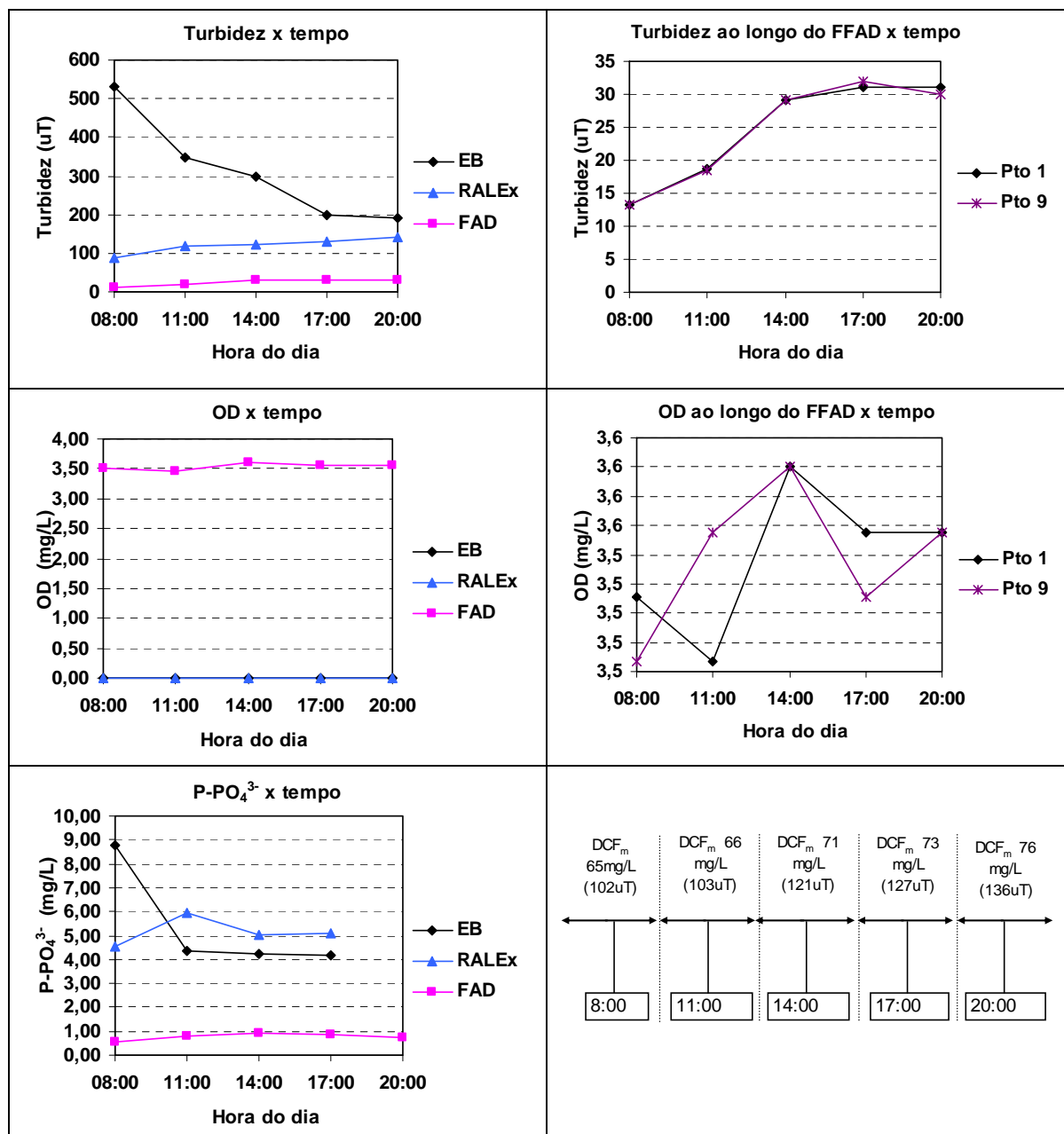


Figura 5.25 - Valores de turbidez, OD, P-PO₄³⁻, obtidos com operação do floto-filtro com P_{sat} = 450 ± 10 kPa, T_F = 20 min, TAS = 250 m³/m².dia e R = 10 %.

É bom salientar que a DCF foi “otimizada” para proporcionar condições adequadas de remoção de matéria orgânica em concordância com menor produção de lodo se comparado ao uso de DCF fixas em valores elevados durante todo o período de experimento. Tal otimização influenciou diretamente na remoção de P-PO₄³⁻.

Tanto no esgoto bruto quanto no efluente do RALEx não foi detectada presença de oxigênio dissolvido (OD). Já no efluente do floto-filtro a concentração de OD ficou sempre por volta de 3,5 mg/L devido à concentração adicional de OD presente na água de recirculação pressurizada.

Os valores de concentração de SST no EB variaram entre de 217 mg/L (às 8:00 horas) a 128 mg/L (às 17:00 horas). Já o efluente do RALEx apresentou concentração de SST de 74 mg/L às 8:00 horas aumentando para 96 mg/L às 14:00 horas diminuindo para 85 mg/L ao fim do ensaio (20:00 horas). A eficiência média de remoção de SST do RALEx foi de 51% e da FAD em relação ao RALEx de 77% perfazendo eficiência global do sistema de 89%. O efluente do floto-filtro apresentou concentração de SST de 20 mg/L em média com pequenas oscilações.

A Tabela 5.10 ilustra o resumo dos valores de pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD das amostras coletadas e a Tabela 5.11 ilustra os resultados de análise de metais.

Tabela 5.10 - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 4 descrito no item 5.3.1.4

	pH			Turbidez (uT)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00	6,77	6,74	6,38	532	87	13	13,3	13,2
11:00	6,55	6,77	6,33	346	118	18	18,7	18,5
14:00	7,02	6,61	6,25	298	123	29	29,2	29,1
17:00	6,89	6,53	6,22	200	130	32	31	32
20:00	6,89	6,57	6,28	190	142	31	31	30
Média				313	120	25	25	25
E %					62	79		
ES %						92		

	SST (mg/L)			SST _F (mg/L)			SST _V (mg/L)			P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD
08:00	217	74	9	22	28	2	195	46	7	8,77	4,54	0,54
11:00	162	78	23	24	12	6	138	66	16	4,34	5,94	0,78
14:00	210	96	23	53	25	8	157	71	15	4,21	5,01	0,92
17:00	128	86	22	16	19	9	112	67	13	4,14	5,08	0,83
20:00	134	85	21	11	18	8	124	67	14	4,09	4,37	0,75
Média	170	84	20	25	20	7	145	63	13	5,11	4,99	0,76
E %		51	77		19	67		56	80		2	85
ES %			89			74			91			85

	DQO _B (mg/L)			DQO _F (mg/L)			OD (mg/L)			Pto 1	Pto 9
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD		
08:00	688	149	37	217	68	26	-	-	3,51	3,5	3,5
11:00	481	141	52	191	68	47	-	-	3,47	3,5	3,6
14:00	494	191	63	207	68	44	-	-	3,60	3,6	3,6
17:00	358	214	71	186	81	63	-	-	3,56	3,6	3,5
20:00	392	196	63	162	84	39	-	-	3,56	3,6	3,6
Média	483	178	57	192	74	44	-	-	3,5	3,5	3,5
E %		63	68		62	40					
ES %			88			77					

As eficiências de remoção foram obtidas como se segue: E% = (EB - RALEx)/EB, (RALEx - FAD)/RALEx, e ES% = (EB - FAD)/EB

Tabela 5.11 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotor coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 4 descrito no item 5.3.1.4

	Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
Amostras do efluente do Flotador								
FAD								
08:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,1	0,05	0,03	< 0,005
11:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,8	0,06	0,02	< 0,005
14:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	3,95	0,05	0,04	< 0,005
17:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	4,12	0,06	0,02	< 0,005
20:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	4,15	0,06	0,02	< 0,005
Amostra composta								
EB	0,22	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,85	0,05	0,05	< 0,005
RALEx	0,18	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,24	0,03	0,04	< 0,005

Os valores de DQO_B e DQO_F apresentaram comportamento semelhante aos valores medidos de SST considerando-se o mesmo horário de coleta de amostras. A eficiência de remoção de DQO no RALEx foi de 60% e no floto-filtro em relação ao RALEx, de 70% em média. Já a eficiência global média do sistema foi de 88% para a DQO_B e 77% para a DQO_F .

Os valores de OD no efluente final do sistema são semelhantes aos valores apresentados em todos os ensaios, ou seja, sua concentração permaneceu próxima de 3,5 mg/L em média.

O sistema de DCF variável se mostrou um eficiente método de controle uma vez que proporcionou mudanças automáticas na dosagem, sem desprendimento de tempo por parte do operador, produzindo efluente do floto-filtro sem grandes variações em sua qualidade. Este fato foi de grande importância uma vez que o objetivo maior desta etapa 1 da fase 2 foi proporcionar condições adequadas de operação do sistema da segunda etapa com inclusão de leitos filtrantes na unidade de floto-filtração. No sistema da etapa 2 é requerido que o afluente ao filtro seja o mais constante possível para possibilitar comparações mais embasadas.

De acordo com a tabela 5.11 observa-se residual elevado de Fe, o que pode indicar falha no processo de coagulação/floculação ocasionando flotação ineficaz. Dos metais analisados este foi o único que apresentou mudança em sua concentração nas diversas amostras coletadas.

5.3.1.5 - Ensaio 5: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90s^{-1}$, $TAS = 250 m^3/m^2 \cdot dia$, $R = 15$ % ($S^* = 12 g_{ar}/m^3$)

As Figuras 5.26 e 5.27 apresentam os valores de pH, SST, SST_F , SST_V , DQO_B , DQO_F , turbidez, OD, e $P-PO_4^{3-}$ do esgoto bruto, do efluente do RALEx e do floto-filtro medidos para operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com DCF variável, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90 s^{-1}$, $TAS = 250 m^3/m^2 \cdot dia$ e taxa de recirculação de 15%.

A Tabela 5.12 ilustra o resumo dos valores de pH, turbidez, SST, SST_F , SST_V , $P-PO_4^{3-}$, DQO_B , DQO_F , OD das amostras coletadas do EB, efluente do RALEx e efluente da FAD e a Tabela 5.13 ilustra os resultados de análise de metais.

Durante o experimento, o pH do esgoto bruto aumentou gradativamente de 6,64 para 6,95 e o efluente do RALEx apresentou valores de pH compreendidos entre 6,56 e 6,72 sem qualquer prejuízo aparente ao funcionamento do sistema. Já os valores de pH das amostras coletadas do floto-filtro apresentaram queda constante durante o dia, saindo de 6,45 às 8:00 horas indo para 6,16 às 20:00 horas. A redução do pH na unidade foi em parte decorrente do contínuo aumento da DCF.

Os valores da concentração de SST nas amostras do esgoto bruto foram de 367 mg/L às 8:00 horas, 215 mg/L às 11:00, 265 mg/L às 14:00, 143 mg/L às 17:00 e 175 mg/L às 20:00 horas com média de 233 mg/L. Já o RALEx apresentou concentração de SST praticamente constante durante o dia (em torno de 92 mg/L) a não ser a amostra coletada às 17:00 horas que apresentou uma concentração de SST de 170 mg/L. A eficiência média de remoção no floto-filtro em relação ao RALEx foi de 83% e a eficiência global de 92%. Como em todos os outros ensaios nos quais foram feitas análises de SST_F e SST_V percebe-se que as concentrações de SST_V foram muito superiores às concentrações de SST_F nas amostras coletadas.

A eficiência média de remoção de DQO_B pelo RALEx foi de 61% e de DQO_F de 59%. Já as eficiências globais médias foram de 89% para DQO_B e 83% para DQO_F com o efluente do RALEx e efluente da FAD apresentando residuais médios de 224 e 61 mg/L para DQO_B e 98 e 41 mg/L para DQO_F , respectivamente.

A turbidez do esgoto bruto apresentou grande variação durante o dia, saindo de 443 uT às 8:00 horas e chegando a 257 uT às 20:00 horas com média de 333 uT. Às 14:00 horas houve pico de turbidez no EB, devido provavelmente a alguma descarga industrial na rede que abastecia o sistema de tratamento. A turbidez do efluente do RALEx variou de

103 uT a 189 uT durante o período do ensaio com média de 141 uT. As DCF médias correspondentes foram de 65 mg/L e 82 mg/L. O efluente final do floto-filtro (FAD) apresentou turbidez de 15 uT no início do ensaio aumentando para 35 uT às 17:00 e caindo para 15 uT ao fim do ensaio (às 20:00 horas) com média de 23 uT.

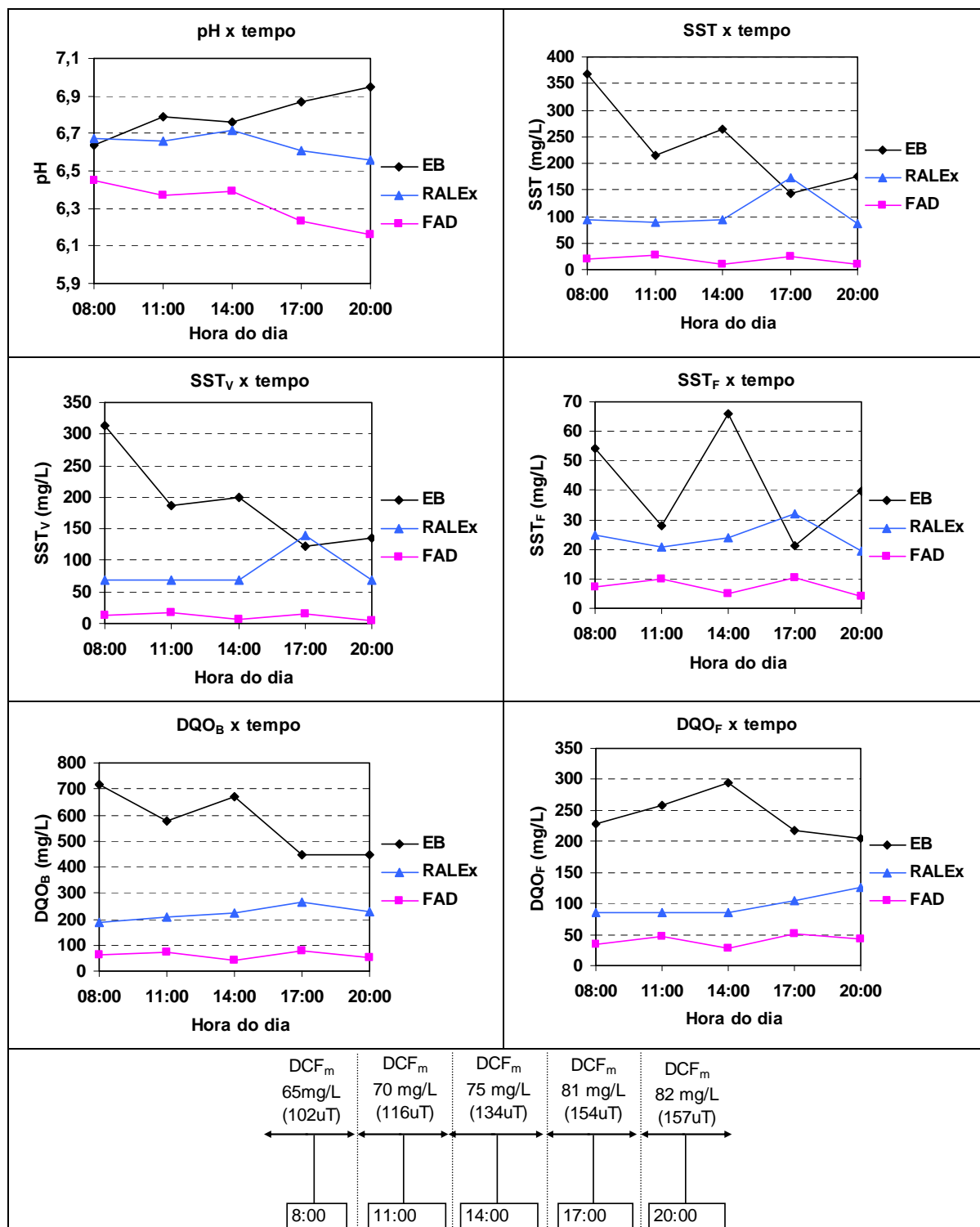


Figura 5.26 - Valores de pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F obtidos com operação do floto-filtro com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

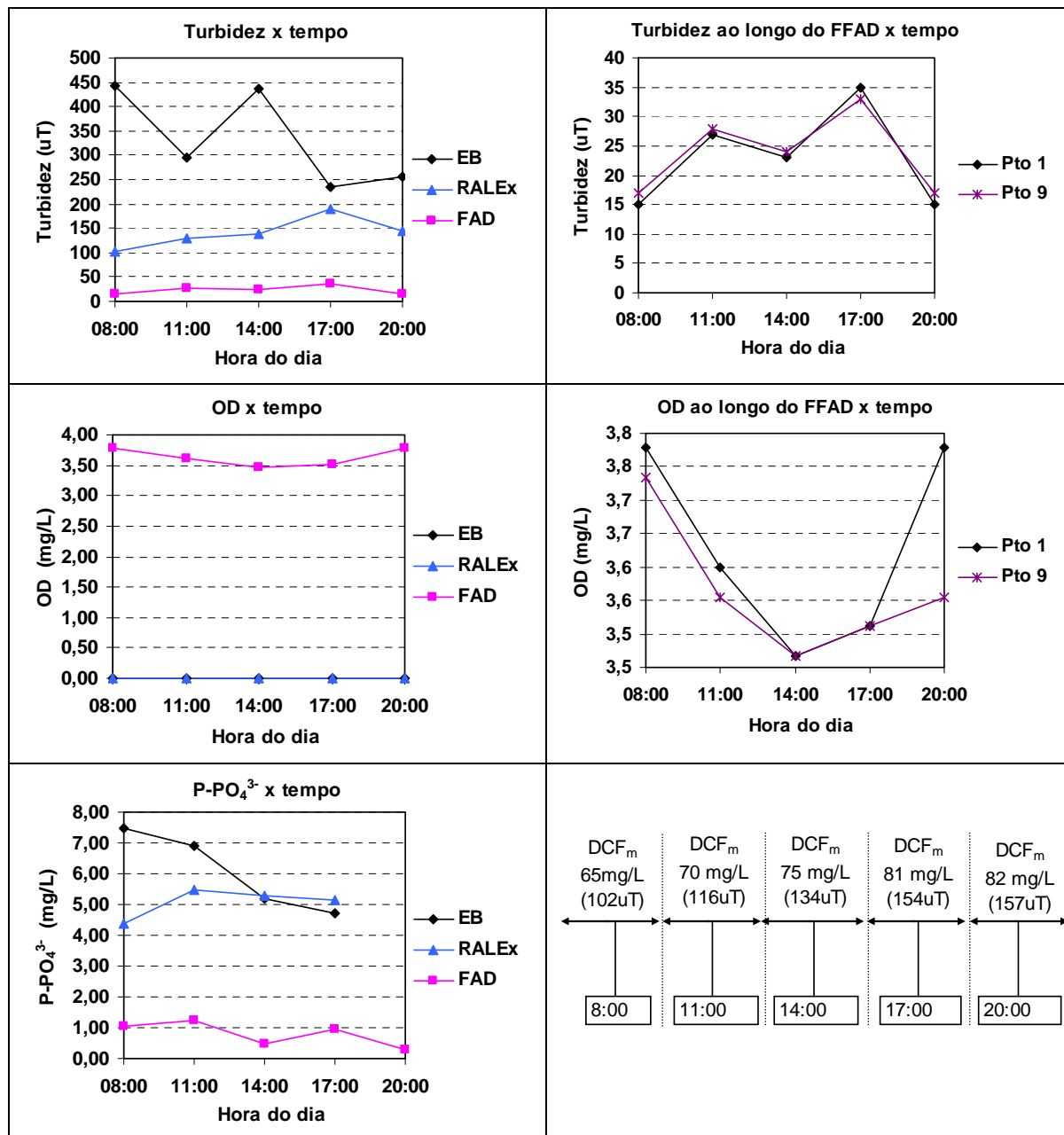


Figura 5.27 - Valores de turbidez, OD, P-PO₄³⁻, obtidos com operação do floto-filtro com P_{sat} = 450 ± 10 kPa, T_F = 20 min, TAS = 250 m³/m².dia e R = 15 %.

A concentração de fósforo (P-PO₄³⁻) no esgoto bruto caiu de 7,5 mg/L às 8:00 horas para 4,7 mg/L às 17:00 horas. Já no efluente do RALEx foi verificado pequeno aumento na concentração, de 4,3 mg/L às 8:00 horas para 5,4 mg/L às 11:00 horas, permanecendo neste patamar até o fim do ensaio. O floto-filtro apresentou remoção de fósforo de 87% com concentração média residual de 0,79 mg/L.

Tabela 5.12 - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 5 descrito no item 5.3.1.5

	pH			Turbidez (uT)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00	6,64	6,67	6,45	443	103	15	15	17
11:00	6,79	6,66	6,37	294	130	27	27	28
14:00	6,76	6,72	6,39	438	138	23	23	24
17:00	6,87	6,61	6,23	234	189	35	35	33
20:00	6,95	6,56	6,16	257	145	15	15	17
Média				333	141	23	23	24
E %					58	84		
ES %						93		

	SST (mg/L)			SST _F (mg/L)			SST _V (mg/L)			P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD
08:00	367	94	21	54	25	7	313	69	13	7,49	4,37	1,05
11:00	215	88	27	28	21	10	187	68	17	6,89	5,47	1,23
14:00	265	93	11	66	24	5	199	69	6	5,20	5,30	0,45
17:00	143	172	25	21	32	10	122	140	14	4,71	5,13	0,93
20:00	175	87	9	40	19	4	136	68	5	4,98	4,67	0,28
Média	233	107	18	42	24	7	191	83	11	5,85	4,99	0,79
E %		54	83		42	70		57	87		15	84
ES %			92			82			94			87

	DQO _B (mg/L)			DQO _F (mg/L)			OD (mg/L)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00	716	188	63	227	86	34	-	-	3,78	3,8	3,7
11:00	578	209	71	259	86	47	-	-	3,60	3,6	3,6
14:00	669	225	42	295	86	29	-	-	3,47	3,5	3,5
17:00	444	267	78	217	105	52	-	-	3,51	3,5	3,5
20:00	444	230	52	204	125	42	-	-	3,78	3,8	3,6
Média	570	224	61	241	98	41	-	-	3,6	3,6	3,6
E %		61	73		59	58					
ES %			89			83					

As eficiências de remoção foram obtidas como se segue: E% = (EB - RALEx)/EB, (RALEx - FAD)/RALEx, e ES% = (EB - FAD)/EB

Tabela 5.13 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotor coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 5 descrito no item 5.3.1.5

	Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
Amostras do efluente do Flotor								
FAD								
08:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,9	0,03	0,03	< 0,005
11:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,52	0,05	0,02	< 0,005
14:00	0,15	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	7,5	0,06	0,02	< 0,005
17:00	0,1	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	6,52	0,07	0,02	< 0,005
20:00	0,07	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	5,11	0,06	0,01	< 0,005
Amostra composta								
EB	0,22	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	3,02	0,05	0,03	< 0,005
RALEx	0,19	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,17	< 0,003	0,06	< 0,005

Tanto no esgoto bruto quanto no efluente do RALEx não foi detectada presença de oxigênio dissolvido (OD). Já no efluente do floto-filtro a concentração de OD ficou sempre acima de 3,5 mg/L chegando a um máximo de 3,8 mg/L. Estes valores de OD são sinais de boa aeração do efluente final do sistema o que representa contribuição importante para o atendimento à legislação ambiental no que se refere à presença mínima de OD antes do lançamento no corpo receptor.

Mais uma vez são observados elevados valores na concentração residual de Fe. Observa-se que os maiores valores são medidos nos horários nos quais o sistema apresenta desempenho inferior aos demais o que indica falha em alguma etapa do processo de tratamento.

5.3.1.6 - Ensaio 6: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 250$ m³/m².dia, $R = 20$ % ($S^* = 16$ g_{ar}/m³)

As Figuras 5.28 e 5.29 mostram os valores pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F, turbidez, OD, e P-PO₄³⁻ do esgoto bruto, do efluente do RALEx e do floto-filtro mantidos fixos os parâmetros de operação $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 250$ m³/m².dia e taxa de recirculação de 20%, com DCF variável em função da turbidez do efluente do RALEx.

Tanto o pH do RALEx quanto do floto-filtro tiveram ligeira queda durante o experimento. O pH do esgoto bruto baixou de 7,22 às 8:00 horas para 6,8 às 14:00 horas, mantendo-se constante até o fim do experimento. O pH das amostras do RALEx baixou de 6,7 às 11:00 horas para 6,5 às 17:00 horas e o pH das amostras coletadas do floto-filtro baixou de 6,5 às 8:00 horas para 6,15 às 20:00 horas. Nota-se que em todos os ensaios realizados não ocorreram mudanças abruptas nos valores de pH das amostras coletadas, o que pode indicar estabilidade no funcionamento do sistema.

O RALEx contribuiu com cerca de 60% na remoção dos sólidos apresentando concentração média de 76 mg/L. A concentração de SST no efluente do RALEx foi de 35 mg/L às 8:00 horas, 86 mg/L às 11:00, 151 mg/L às 14:00, 67 mg/L às 17:00 e 42 mg/L às 20:00 horas com média de 43 mg/L. A eficiência média de remoção no RALEx foi de 60% até às 14:00 horas baixando para 44% às 17:00 horas, aumentando para 63% às 20:00 horas o que resulta em eficiência média de remoção de 54%. Já a eficiência média de remoção de SST no floto-filtro foi de 80% e a eficiência global de 94%. O efluente final apresentou concentração residual de SST de 13 mg/L em média. O esgoto bruto apresentou

forte oscilação nos valores de SST. Foram observados valores de SST entre 225 e 110 mg/L. Nota-se que os valores de SST_V são sempre superiores aos valores de SST_F , como esperado (essa relação é válida para esgoto doméstico que apresenta predominância de matéria orgânica na sua composição).

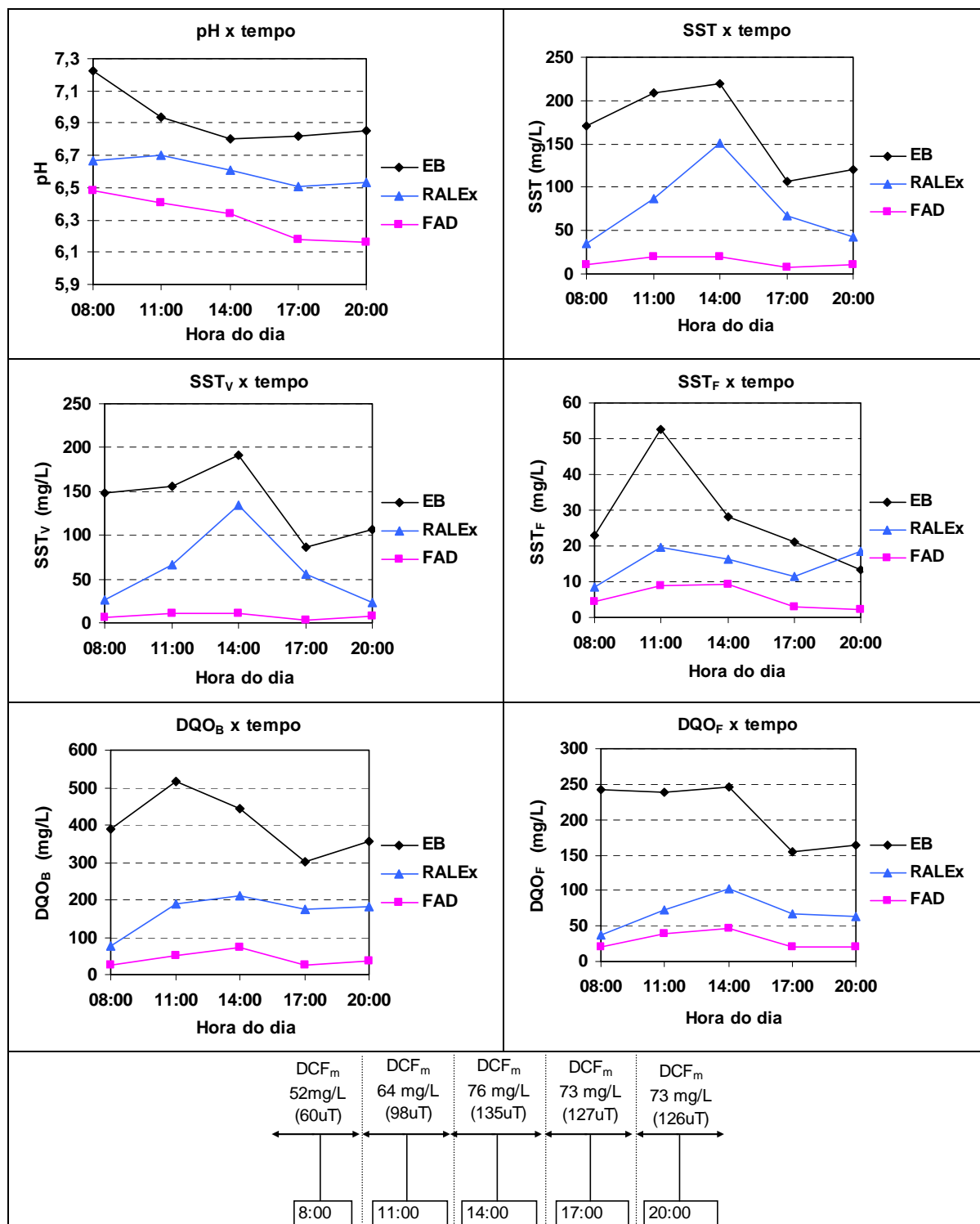


Figura 5.28 - Valores de pH, SST, SST_F , SST_V , DQO_B , DQO_F obtidos com operação do floto-filtro com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250$ m³/m².dia e $R = 20$ %.

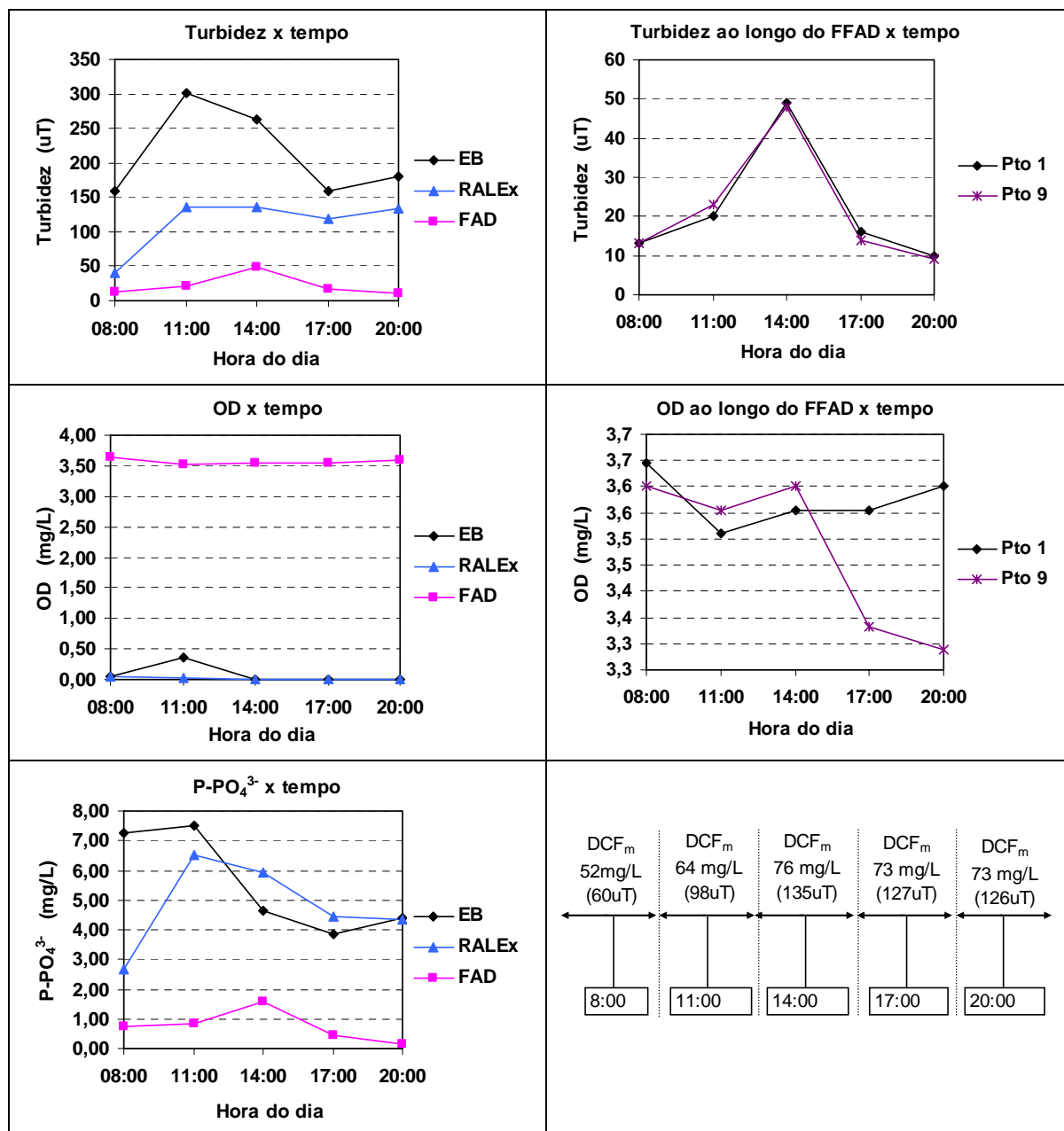


Figura 5.29 - Valores de turbidez, OD, P-PO₄³⁻, obtidos com operação do floto-filtro com $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250$ m³/m².dia e $R = 20$ %.

A Tabela 5.14 ilustra o resumo dos valores de pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD das amostras coletadas e a Tabela 5.15 ilustra os resultados de análise de metais.

Tabela 5.14 - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 6 descrito no item 5.3.1.6

	pH			Turbidez (uT)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00	7,22	6,67	6,48	160	40	13	13	13
11:00	6,94	6,7	6,41	302	135	21	20	23
14:00	6,8	6,61	6,34	264	135	49	49	48
17:00	6,82	6,51	6,18	160	118	16	16	14
20:00	6,85	6,53	6,16	180	133	10	10	9
Média				213	112	22	22	21
E %					47	81		
ES %						90		

	SST (mg/L)			SST _F (mg/L)			SST _V (mg/L)			P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD
08:00	171	35	10	23	9	5	148	27	6	7,28	2,69	0,76
11:00	209	86	20	52	20	9	156	67	11	7,52	6,50	0,83
14:00	220	151	20	28	16	9	192	135	11	4,64	5,94	1,58
17:00	107	67	7	21	11	3	86	56	4	3,85	4,47	0,47
20:00	121	42	10	13	19	2	107	24	8	4,38	4,33	0,16
Média	165	76	13	28	15	6	138	62	8	5,53	4,78	0,76
E %		54	82		46	62		55	87		14	84
ES %			92			80			94			86

	DQO _B (mg/L)			DQO _F (mg/L)			OD (mg/L)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00	390	76	26	243	37	21	0,04	0,04	3,64	3,6	3,6
11:00	518	188	52	238	73	39	0,36	0,04	3,51	3,5	3,6
14:00	444	212	73	246	102	47	0,00	0,00	3,56	3,6	3,6
17:00	301	175	26	154	68	21	0,01	0,00	3,56	3,6	3,3
20:00	356	183	37	165	63	21	0,00	0,00	3,60	3,6	3,3
Média	402	167	43	209	68	30	-	-	3,6	3,6	3,5
E %		58	74		67	56					
ES %			89			86					

As eficiências de remoção foram obtidas como se segue: E% = (EB - RALEx)/EB, (RALEx - FAD)/RALEx, e ES% = (EB - FAD)/EB

Tabela 5.15 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotor coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 6 descrito no item 5.3.1.6

	Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
Amostras do efluente do Flotor								
FAD								
08:00	0,12	< 0,02	< 0,0006	0,17	2,14	0,01	0,03	< 0,005
11:00	0,14	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,75	0,02	0,04	< 0,005
14:00	0,11	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	4,2	0,02	0,04	< 0,005
17:00	0,13	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	5,01	0,02	0,04	< 0,005
20:00	0,14	< 0,02	< 0,0006	0,15	4,51	0,02	0,04	< 0,005
Amostra composta								
EB	0,17	< 0,02	< 0,0006	0,1	1,37	0,01	0,08	< 0,005
RALEx	0,17	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,59	< 0,003	0,07	< 0,005

A eficiência média de remoção de DQO_B pelo RALEx foi de 58% e de DQO_F de 67%. Já as eficiências globais médias foram de 89% para DQO_B e 86% para DQO_F . O EB, efluente do RALEx e efluente da FAD apresentaram valores médios de DQO_B de 402, 167 e 43 mg/L e de DQO_F de 209, 68 e 30 mg/L.

O esgoto bruto apresentou turbidez com grande variação durante o dia: 160 uT às 8:00 horas, 302 uT às 11:00, 264 uT às 14:00, 160 uT às 17:00, chegando a 180 uT às 20:00 horas. A turbidez do efluente do RALEx aumentou de 40 uT às 8:00 horas para 135 uT às 11:00 permanecendo com valores próximos a este durante o restante do experimento. A DCF média variou de 52 mg/L por volta de 8:00 horas até 73 mg/L por volta de 20:00 horas. Como já explicitado anteriormente, a variação automática de DCF em função da qualidade do efluente do RALEx (turbidez) foi de grande importância para manutenção da qualidade do efluente produzido pelo floto-filtro durante o dia de experimento. O sistema apresentou eficiência média de redução de turbidez de 90%, com residual de 22 uT.

O esgoto bruto apresentou pequena concentração de OD às 11:00 horas (0,4 mg/L) não sendo detectado nas outras amostras coletadas. O efluente do RALEx não apresentou concentração detectável de OD em nenhuma das amostras analisadas. Já o efluente do floto-filtro apresentou OD sempre acima de 3,5 mg/L.

As concentrações de fósforo ($P-PO_4^{3-}$) no esgoto bruto e no efluente do RALEx não seguiram nenhuma tendência lógica. O esgoto bruto apresentou concentrações variáveis entre 7,52 mg/L e 3,85 mg/L para as amostras coletadas durante o experimento. O mesmo ocorreu com o efluente do RALEx com valores mínimo e máximo de $P-PO_4^{3-}$ de 2,69 e 6,5 mg/L respectivamente. O floto-filtro apresentou remoção média de fósforo de 86% com residuais de 0,76, 0,83, 1,58, 0,47 e 0,16 mg/L para amostras coletadas às 8:00, 11:00, 14:00, 17:00 e 20:00 horas respectivamente.

De acordo com a Tabela 5.15 pode-se observar que mais uma vez os residuais de Fe encontram-se elevados fora dos padrões desejáveis, sempre acima de 2,0 mg/L para as amostras coletadas do floto-filtro (FAD). Nota-se que os valores de concentração de Fe no efluente final do sistema (FAD) são superiores aos valores medidos para o EB e para o efluente do RALEx. Isto ocorre pela utilização de cloreto férrico como coagulante na unidade de floto-filtração (FAD).

5.3.1.7 - Ensaio 7: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 300$ m³/m².dia, $R = 10$ % ($S^* = 8$ g_{ar}/m³)

São apresentados nas Figuras 5.30 e 5.31 os valores pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F, turbidez, OD, e P-PO₄³⁻ do esgoto bruto, do efluente do RALEx e do efluente do floto-filtro obtidos com a operação do floto-filtro mantidos fixos $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 300$ m³/m².dia e taxa de recirculação de 10%, com DCF variável, apresentando médias de 49 mg/L às 8:00 horas, 67 mg/L às 11:00 horas, 81 mg/L às 14:00 horas, 84 mg/L às 17:00 horas e 86 mg/L às 20:00 horas.

Neste ensaio e nos ensaios 8 e 9 foi mantido $T_F = 15$ minutos em virtude da vazão limitante do Reator Anaeróbio de Leito Expandido (RALEx). O máximo tempo de floculação possível era de 18 minutos, no entanto como este valor não foi testado nos ensaios de laboratório optou-se por testar o tempo de floculação de 15 minutos. Entretanto, comparando-se com os ensaios anteriores, pode-se verificar que os piores resultados foram obtidos nesta nova configuração (taxa de aplicação superficial de 300 m³/m².dia e T_F de 15 minutos), portanto, nos ensaios conduzidos na etapa 2 da fase 2 com taxa de aplicação superficial de 300 m³/m².dia foi utilizado $T_F = 18$ minutos. Além do baixo Tempo de floculação (T_F) outro fator que pode ter contribuído negativamente foi a baixa qualidade do efluente do RALEx (liberação de sólidos crescente com o passar do tempo).

As amostras coletadas do EB apresentaram valores de pH próximos de 6,8, exceto no início da operação do sistema quando o pH do EB foi de 7,1. Os valores de pH para amostras do efluente do RALEx tiveram comportamento parecido, ou seja, permaneceram praticamente constantes com valor aproximado de 6,6. O mesmo aconteceu com os valores de pH medidos das amostras do efluente final da unidade de floto-filtração, com valores próximos a 6,2 mesmo com a adição de cloreto férrico.

A concentração de SST no esgoto bruto baixou de 258 mg/L às 8:00 horas para 147 mg/L às 17:00 horas permanecendo praticamente constante até às 20:00 horas, ocasião do fim do ensaio. Foram observadas remoções de 81%, 66%, 55%, 40% e 50% de SST pelo RALEx nas amostras coletadas às 8:00, 11:00, 14:00, 17:00 e 20:00 horas com residuais de 40, 100, 87, 90 e 77 mg/L, respectivamente. O floto-filtro promoveu remoção média de SST de 71% em relação ao efluente do RALEx e 88% em relação ao EB afluente ao sistema. Os valores médios de SST para o EB, efluente do RALEx e efluente da FAD foram de 195, 79 e 23 mg/L. Os valores de SST_V foram sempre superiores aos valores de

concentração dos SST_F evidenciando as características biológicas do esgoto doméstico utilizado como afluente ao sistema investigado neste trabalho experimental.

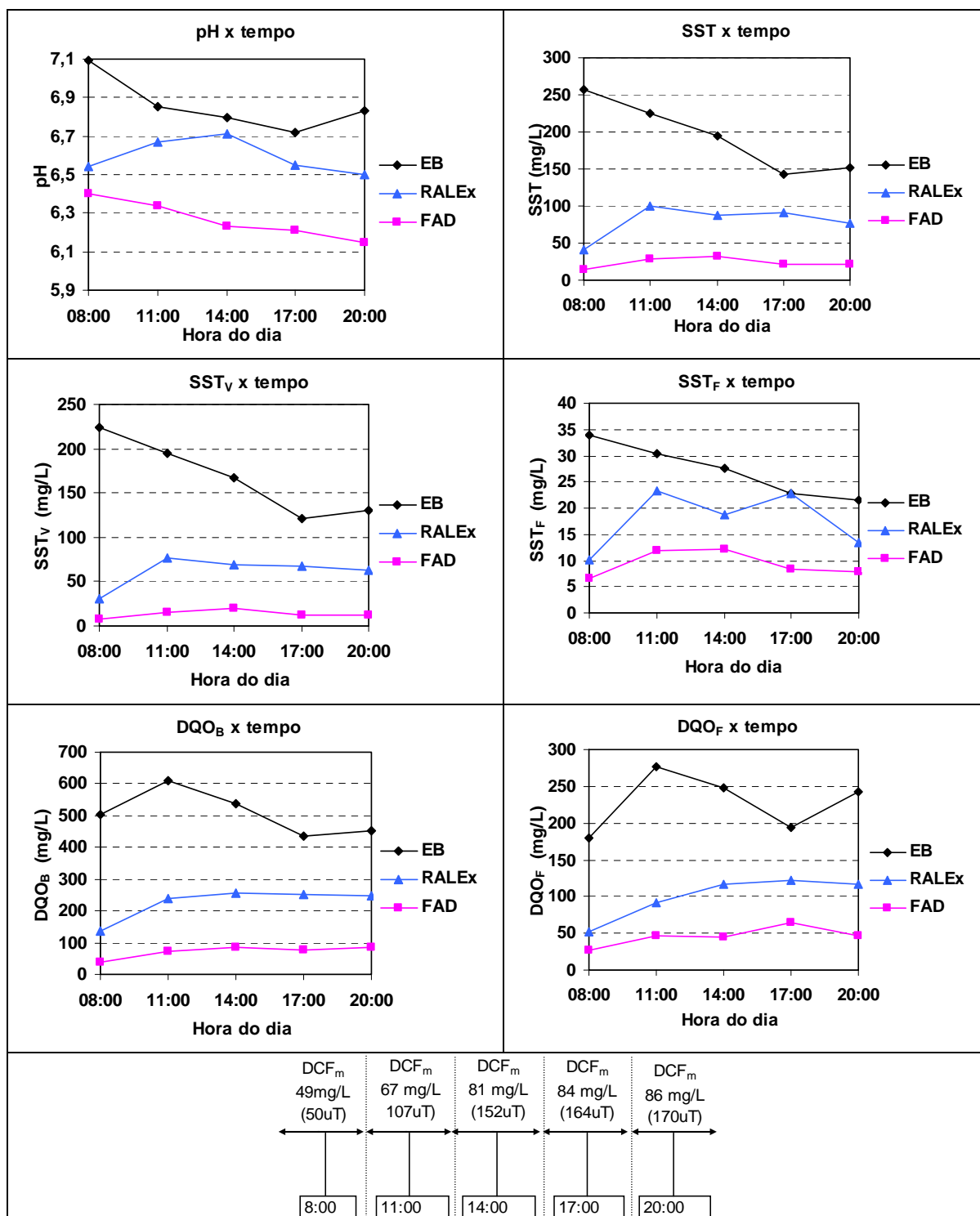


Figura 5.30 - Valores de pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F obtidos com operação do floto-filtro com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 10$ %.

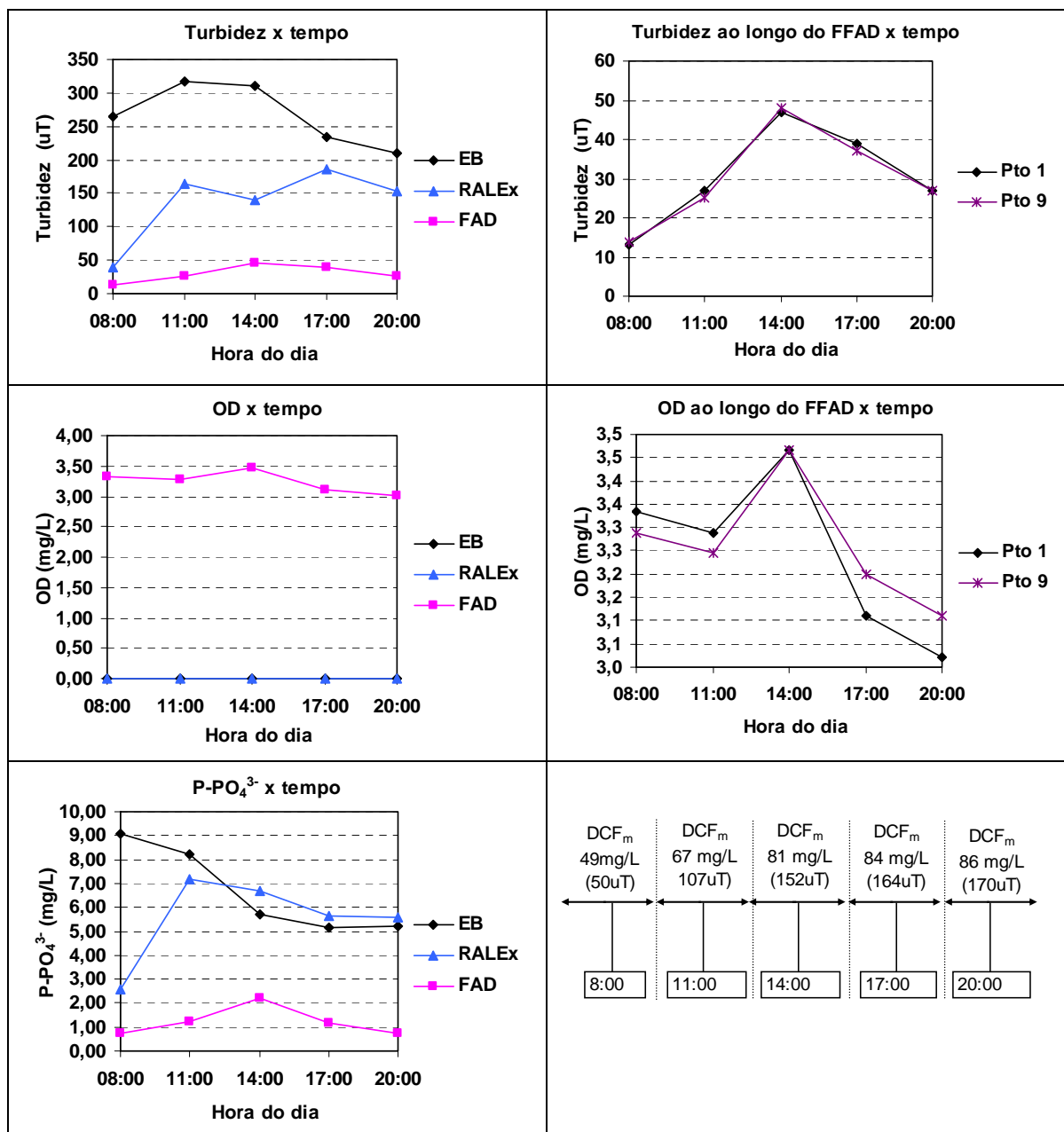


Figura 5.31 - Valores de turbidez, OD, P-PO₄³⁻, obtidos com operação do floto-filtro com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 10$ %.

A eficiência média de remoção de DQO_B no RALEx foi de 55% e de DQO_F de 56% com residuais de 227 e 100 mg/L respectivamente. O floto-filtro apresentou eficiência média de 69% para DQO_B e 54% para DQO_F em relação ao EB. Já as eficiências globais médias foram de 86% para DQO_B e 80% para DQO_F.

A turbidez do esgoto bruto apresentou valor máximo de 318 uT às 11:00 horas e mínimo de 210 uT às 20:00 horas com média final de 267 uT. O efluente do RALEx apresentou valores de turbidez elevados, em torno de 150 uT, a não ser na amostra coletada

às 08:00 horas, que apresentou turbidez de 40uT. O valor médio da turbidez do efluente do RALEx foi de 137 uT. O floto-filtro proporcionou redução média de turbidez em relação ao RALEx de 78% e em relação do EB de 89% (eficiência final do sistema). A DCF média apresentou valores de 49 mg/L, 67 mg/L, 81 mg/L, 84 mg/L e 86 mg/L para os horários de coleta do início para o fim do ensaio, respectivamente, garantindo condições mais estáveis do efluente do floto-filtro.

A Tabela 5.16 ilustra o resumo dos valores de pH, turbidez, cor, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD das amostras coletadas no decorrer do ensaio e a Tabela 5.17 ilustra os resultados de análise de metais.

Tabela 5.16 - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 7 descrito no item 5.3.1.7

	pH			Turbidez (uT)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00	7,09	6,54	6,4	264	40	13	13	14
11:00	6,85	6,67	6,34	318	163	27	27	25
14:00	6,8	6,71	6,23	310	140	47	47	48
17:00	6,72	6,55	6,21	235	187	39	39	37
20:00	6,83	6,5	6,15	210	153	27	27	27
Média				267	137	31	31	30
E %					49	78		
ES %						89		

	SST (mg/L)			SST _F (mg/L)			SST _V (mg/L)			P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD
08:00	258	40	13	34	10	6	224	30	7	9,06	2,60	0,75
11:00	225	100	28	30	23	12	194	77	16	8,23	7,17	1,24
14:00	195	87	32	28	19	12	167	69	20	5,71	6,67	2,23
17:00	143	90	21	23	23	8	121	68	13	5,15	5,64	1,19
20:00	152	77	21	22	13	8	131	63	13	5,19	5,60	0,75
Média	195	79	23	27	18	9	167	61	14	6,67	5,54	1,23
E %		59	71		35	47		63	78		17	78
ES %			88			66			92			82

	DQO _B (mg/L)			DQO _F (mg/L)			OD (mg/L)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00	505	139	37	180	52	26	-	-	3,33	3,3	3,3
11:00	612	241	71	277	92	47	-	-	3,29	3,3	3,2
14:00	539	256	86	248	118	44	-	-	3,47	3,5	3,5
17:00	434	254	78	193	123	65	-	-	3,11	3,1	3,2
20:00	452	248	86	243	118	47	-	-	3,02	3,0	3,1
Média	508	227	72	228	100	46	-	-	3,2	3,2	3,3
E %		55	69		56	54					
ES %			86			80					

As eficiências de remoção foram obtidas como se segue: E% = (EB - RALEx)/EB, (RALEx - FAD)/RALEx, e ES% = (EB - FAD)/EB

Não foi detectada presença de OD no EB e no efluente do RALEx. Já o efluente da FAD apresentou concentração de OD sempre acima de 3,0 mg/L, o que pode constituir contribuição significativa para o atendimento dos níveis mínimos de OD no efluente tratado, preconizados pela legislação ambiental.

O floto-filtro apresentou remoção média de $P-PO_4^{3-}$ de 82% não havendo remoção por parte do RALEx. Ao invés disso, na maior parte do tempo, houve liberação de $P-PO_4^{3-}$. Os valores das concentrações residuais de $P-PO_4^{3-}$ para o EB, efluente do RALEx e efluente da FAD (efluente final) foram de 6,67, 5,54 e 1,23 mg/L respectivamente.

Tabela 5.17 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotador coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 7 descrito no item 5.3.1.7

	Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
Amostras do efluente do Flotador								
FAD								
08:00	0,13	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,52	< 0,003	0,06	< 0,005
11:00	0,1	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	4,23	0,02	0,06	< 0,005
14:00	0,12	< 0,02	< 0,0006	0,08	7,51	0,03	0,07	< 0,005
17:00	0,11	< 0,02	< 0,0006	0,09	6,52	0,02	0,07	< 0,005
20:00	0,1	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	6,89	0,03	0,07	< 0,005
Amostra composta								
EB	0,18	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,48	0,01	0,08	< 0,005
RALEx	0,16	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,55	0,02	0,11	< 0,005

Como nos outros ensaios desta fase, os valores encontrados para as concentrações de Fe foram muito elevados e as concentrações dos outros metais presentes nas amostras coletadas permaneceram praticamente inalteradas.

5.3.1.8 - Ensaio 8: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 300$ m³/m².dia, $R = 15$ % ($S^* = 12$ g_{ar}/m³)

As Figuras 5.32 e 5.33 apresentam os valores de pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F, turbidez, OD, e P-PO₄³⁻ do esgoto bruto, do efluente do RALEX e do efluente da FAD medidos para operação do floto-filtro com DCF variável, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 300$ m³/m².dia e taxa de recirculação de 15%.

Neste ensaio, o pH do EB variou pouco ficando entre os valores de 6,68 e 6,92 e do efluente do RALEX de 6,51 a 6,7 sem prejuízo ao bom funcionamento do sistema. O pH do floto-filtro apresentou pequena queda durante o dia com valores próximos de 6,2.

A concentração média de SST no EB foi de 187 mg/L e no efluente do RALEX de 127 mg/L. O RALEX apresentou eficiência média de remoção de 32%, a FAD com relação ao efluente do RALEX de 74% e eficiência final do sistema de 83% com residual médio no efluente final de 21 mg de SST/L. Nota-se que os valores de concentração de SST_V foram superiores aos valores de SST_F em todas as amostras coletadas, como ocorreu nos outros ensaios.

A eficiência de remoção de DQO_B no RALEX foi de 50% e de DQO_F de 65%. Já as eficiências globais médias foram de 90% para DQO_B e 88% para DQO_F. Os valores médios de DQO_B para o EB, efluente do RALEX e efluente da FAD foram de 528, 264 e 54 mg/L e de DQO_F foram de 249, 88 e 29 mg/L respectivamente. Comparando-se aos valores observados nos outros ensaios percebe-se que a qualidade do efluente do RALEX neste ensaio estava bem inferior aos demais, o que refletiu nos valores residuais finais e consequentemente na eficiência do sistema.

O esgoto bruto apresentou turbidez de 335 uT às 11:00 horas, 330 uT às 14:00 horas, 218 uT às 17:00 horas e 209 uT às 20:00 horas com média de 273 uT. A turbidez média do efluente do RALEX foi de 188 uT resultando em 31% de eficiência de remoção apenas. O floto-filtro apresentou turbidez média de 31 uT com eficiência média de remoção em relação ao efluente do RALEX, de 84% e em relação ao EB de 89% (eficiência final do sistema). Observa-se que o floto-filtro (nesta etapa chamado FAD) consiste em barreira eficaz para a carga orgânica caso as unidades precedentes não funcionem adequadamente, que é caso deste ensaio, como comprovaram os valores médios de eficiência do RALEX.

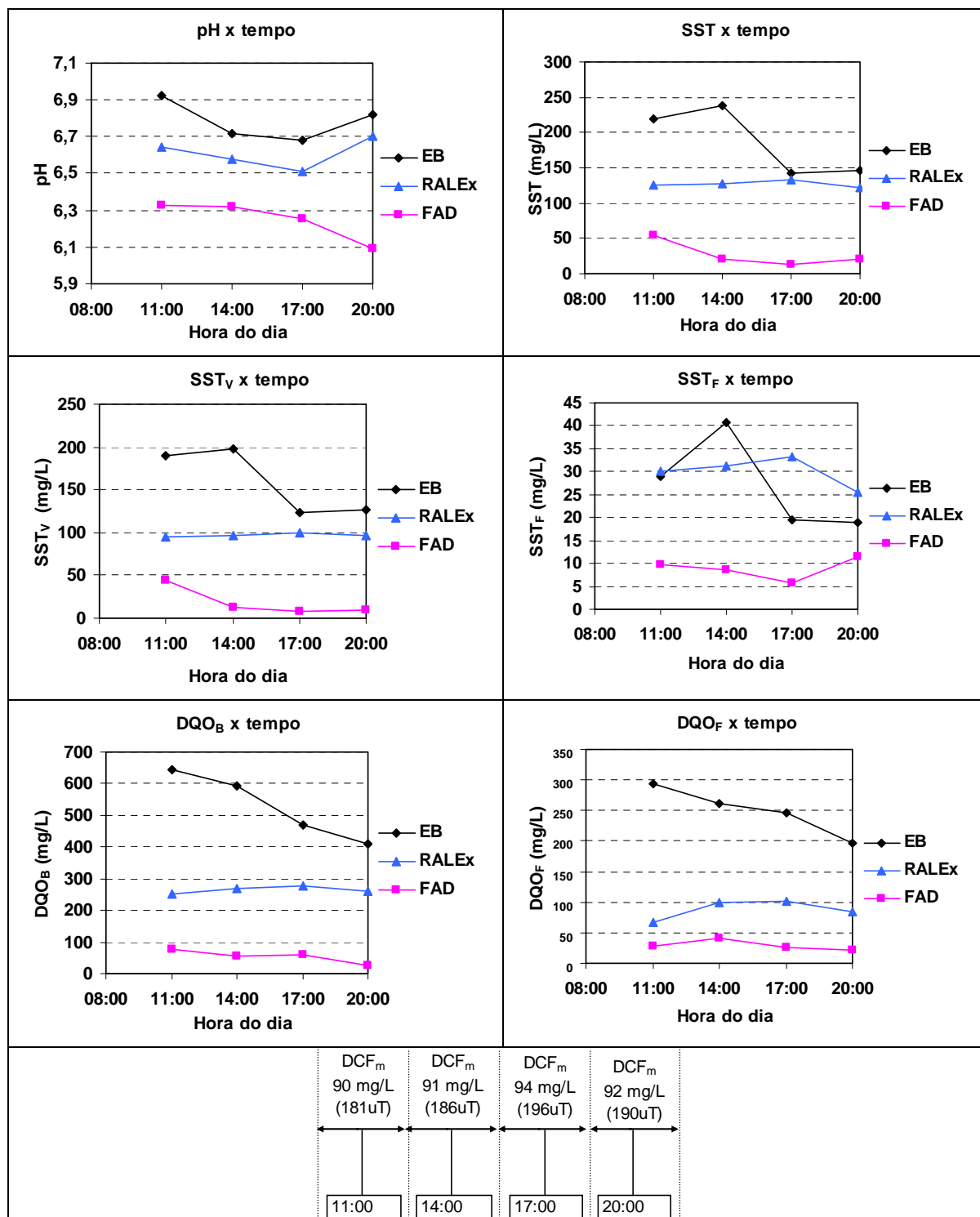


Figura 5.32 - Valores de pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F obtidos com operação do floto-filtro com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

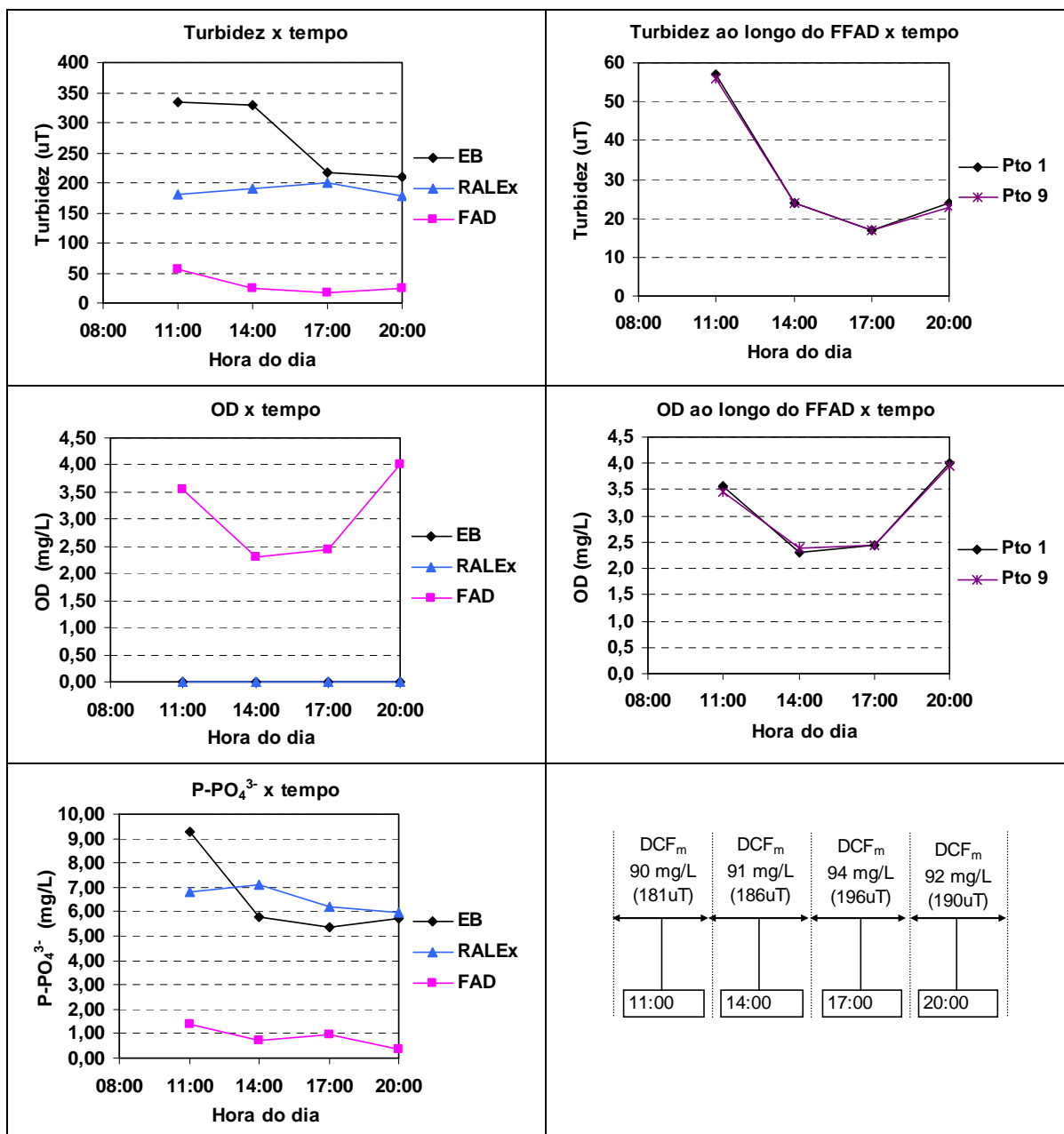


Figura 5.33 - Valores de turbidez, OD, P-PO₄³⁻, obtidos com operação do floto-filtro com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Tanto no esgoto bruto quanto no efluente do RALEx não foi detectada presença de oxigênio dissolvido (OD), já o efluente do floto-filtro apresentou concentrações de OD de 3,5 mg/L, 2,3 mg/L, 2,5 mg/L e 4 mg/L para as amostras coletadas às 11:00, 14:00, 17:00 e 20:00 horas respectivamente. Em média, o corpo receptor receberia efluente tratado com 3,1 mg de OD/L o que constitui grande contribuição ao atendimento dos valores mínimos de OD no efluente e no ponto de lançamento, preconizados pela legislação ambiental.

Os valores de concentração de P-PO₄³⁻ para as amostras do EB e RALEx foram oscilantes aumentando ou diminuindo entre uma coleta e outra de amostra. As eficiências

médias finais de remoção de $P-PO_4^{3-}$ foram de 87% tanto da FAD com relação ao efluente do RALEx quanto da FAD em relação ao EB.

A Tabela 5.18 ilustra o resumo dos valores de pH, turbidez, cor, Abs_{254nm} , SST, SST_F , SST_V , $P-PO_4^{3-}$, DQO_B , DQO_F , OD das amostras coletadas e a Tabela 5.19 ilustra os resultados de análise de metais.

Tabela 5.18 - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST_F , SST_V , $P-PO_4^{3-}$, DQO_B , DQO_F , OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 8 descrito no item 5.3.1.8

	pH			Turbidez (uT)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00								
11:00	6,92	6,64	6,33	335	181	57	57	56
14:00	6,72	6,58	6,32	330	191	24	24	24
17:00	6,68	6,51	6,25	218	200	17	17	17
20:00	6,82	6,7	6,09	209	179	24	24	23
Média				273	188	31	31	30
E %					31	84		
ES %						89		

	SST (mg/L)			SST_F (mg/L)			SST_V (mg/L)			$P-PO_4^{3-}$ (mg/L)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD
08:00												
11:00	219	125	55	29	30	10	190	95	45	9,30	6,82	1,39
14:00	238	127	21	41	31	9	198	96	12	5,77	7,10	0,71
17:00	143	133	14	19	33	6	123	100	8	5,34	6,22	0,99
20:00	146	122	21	19	26	11	127	96	10	5,71	5,94	0,37
Média	187	127	28	27	30	9	160	97	19	7	7	0,86
E %		32	78		-	71		39	81		-	87
ES %			85			67		88				87

	DQO_B (mg/L)			DQO_F (mg/L)			OD (mg/L)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00											
11:00	643	251	78	293	68	29	-	-	3,56	3,6	3,5
14:00	593	269	55	261	99	42	-	-	2,31	2,3	2,4
17:00	468	277	60	246	102	26	-	-	2,44	2,4	2,4
20:00	408	259	24	196	84	21	-	-	4,00	4,0	4,0
Média	528	264	54	249	88	29	-	-	3,1	3,1	3,1
E %		50	79		65	67					
ES %			90			88					

As eficiências de remoção foram obtidas como se segue: $E\% = (EB - RALEx)/EB$, $(RALEx - FAD)/RALEx$, e $ES\% = (EB - FAD)/EB$

Tabela 5.19 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotor coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB) e do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 8 descrito no item 5.3.1.8

	Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
Amostras do efluente do Flotador								
FAD								
08:00	-	-	-	-	-	-	-	-
11:00	0,14	< 0,02	< 0,0006	0,07	5,4	0,03	0,11	0,27
14:00	0,18	< 0,02	< 0,0006	0,12	7,2	0,03	0,1	0,08
17:00	0,12	< 0,02	< 0,0006	0,09	7,02	0,03	0,09	< 0,005
20:00	0,11	< 0,02	< 0,0006	0,08	8,1	0,03	0,06	0,04
Amostra composta								
EB	0,2	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,98	0,01	0,06	< 0,005
RALEx	0,24	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,72	0,01	0,08	< 0,005

Observa-se que os resultados de metais apontam para o excesso de Fe no efluente final do sistema de tratamento. De acordo com a Tabela 5.19 pode-se observar que os residuais de Fe encontram-se elevados e fora dos padrões desejáveis, sempre acima de 5,0 mg/L para as amostras coletadas do floto-filtro (FAD) bem superior aos valores medidos para o EB e para o efluente do RALEx. Este aumento ocorreu devido à não utilização de todo o Fe adicionado ao sistema para o processo de coagulação.

5.3.1.9 - Ensaio 9: Operação do floto-filtro (sem leito filtrante) com $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 300$ m³/m².dia, $R = 20$ % ($S^* = 16$ g_{ar}/m³)

Neste ensaio o floto-filtro foi analisado com o emprego da taxa de aplicação superficial de 300 m³/m².dia e taxa de recirculação de 20% mantendo-se fixos os outros parâmetros.

As Figuras 5.34 e 5.35 apresentam os valores medidos de pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F, turbidez, OD, e P-PO₄³⁻ do esgoto bruto, do efluente do RALEx e do floto-filtro na operação do floto-filtro com DCF variável em função da turbidez do efluente do RALEx, $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 300$ m³/m².dia e taxa de recirculação de 20%.

O pH do esgoto bruto ficou estável, próximo a 6,7, durante todo o ensaio e o pH do RALEx apresentou ligeira queda de 6,7 no início do ensaio para 6,55 ao fim do experimento. Os valores do pH das amostras coletadas do efluente do floto-filtro permaneceram praticamente inalterados com valores próximos 6,3.

De acordo com as figuras supracitadas e a Tabela 5.20 pode-se verificar que a concentração de SST no EB apresentou valor máximo de 549 mg/L às 20:00 horas devido a forte chuva que “carreou” as impurezas existentes na rede de esgoto que abastece o sistema. Porém, a não ser nas amostras do EB a chuva não provocou nenhuma interferência nos resultados obtidos neste ensaio uma vez que a mesma ocorreu durante o período da última coleta, ou seja, às 20:00 horas. As amostras do efluente do RALEx apresentaram concentração média de SST de 91 mg/L o que resultou em eficiência média de remoção de SST no RALEx de 66%. A concentração residual média de SST no efluente final do sistema foi de 44 mg/L perfazendo eficiência global de 84%.

As eficiências de remoção de DQO_B e DQO_F pelo RALEx foram em média de 64% e 58% respectivamente e as eficiências da FAD com relação ao efluente do RALEx foram em média de 64% e 52% o que resulta em eficiências médias globais do sistema de 87% e 80% respectivamente. Os valores obtidos informam que o sistema não foi tão eficiente quanto nos outros ensaios. O que pode ter prejudicado o funcionamento do sistema de floto-filtração foi a redução do tempo de floculação para 15 minutos, por limitações de vazão da unidade de tratamento. De fato pode-se perceber ligeira queda na eficiência do sistema nos ensaios nos quais foi utilizada taxa de aplicação superficial de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ e, conseqüentemente, por questões de limitação da vazão afluente ao sistema, tempos de floculação de 15 minutos. Nos ensaios da etapa 2 da fase 2, o tempo de floculação foi aumentado de 15 minutos para 18 minutos, valor este o máximo possível com operação do sistema a taxas de aplicação superficial de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$.

Os valores de turbidez das amostras do EB apresentaram média de 403 uT com valor máximo de 879 uT para amostra coletada às 20:00 horas, com tempo chuvoso. Os valores médios de turbidez para o efluente do RALEx e efluente da FAD foram de 157 e 48 uT respectivamente. As eficiências médias de redução de turbidez foram de 61%, 69% e 88% para o RALEx, a FAD em relação ao efluente do RALEx e a FAD em relação ao EB (eficiência global do sistema), respectivamente.

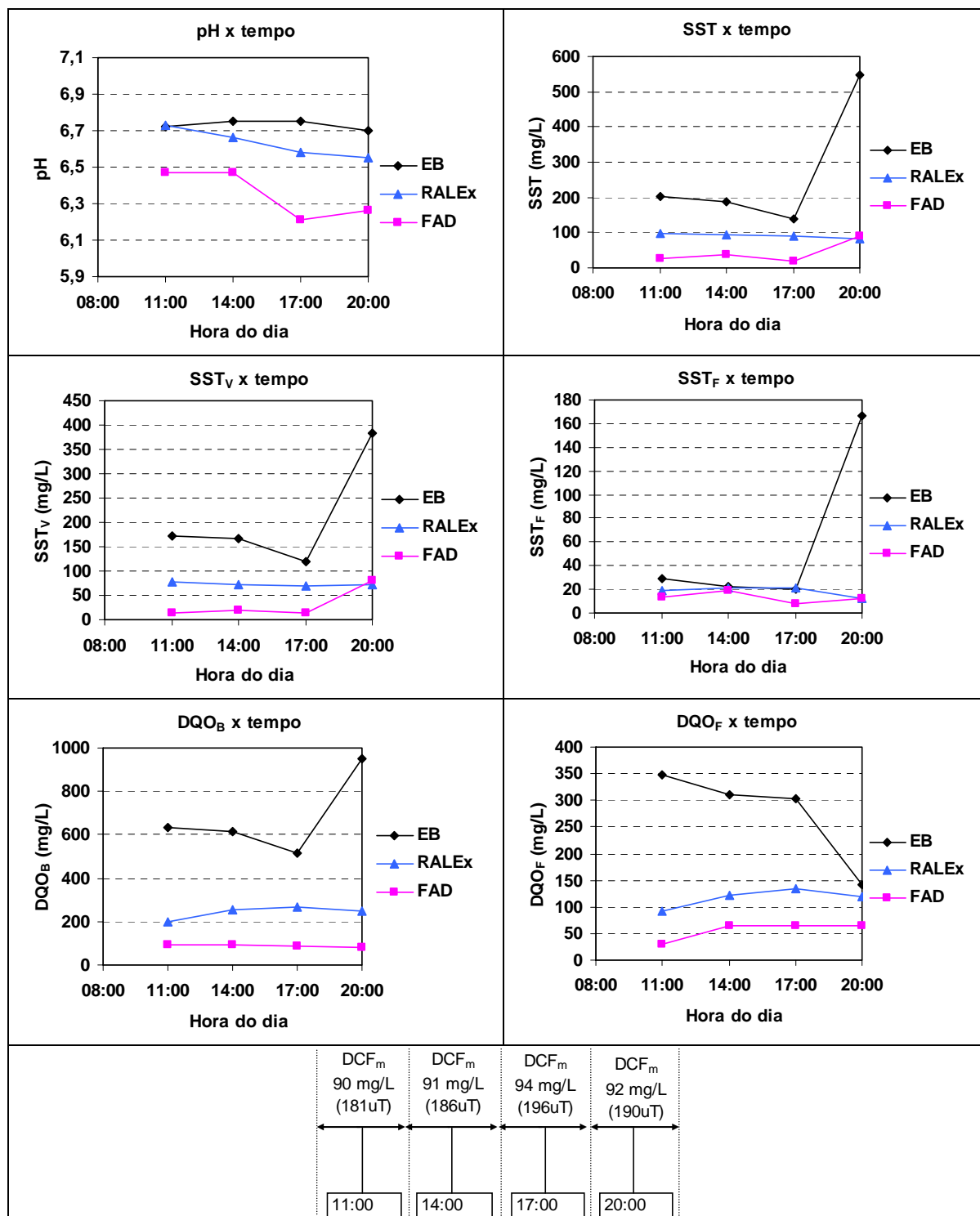


Figura 5.34 - Valores de pH, SST, SST_F, SST_V, DQO_B, DQO_F obtidos com operação do floto-filtro com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 20$ %.

Não foi observada remoção de $P-PO_4^{3-}$ no RALEx, no entanto, a FAD apresentou eficiência de remoção de 71% com concentração residual média de 1,77 mg/L.

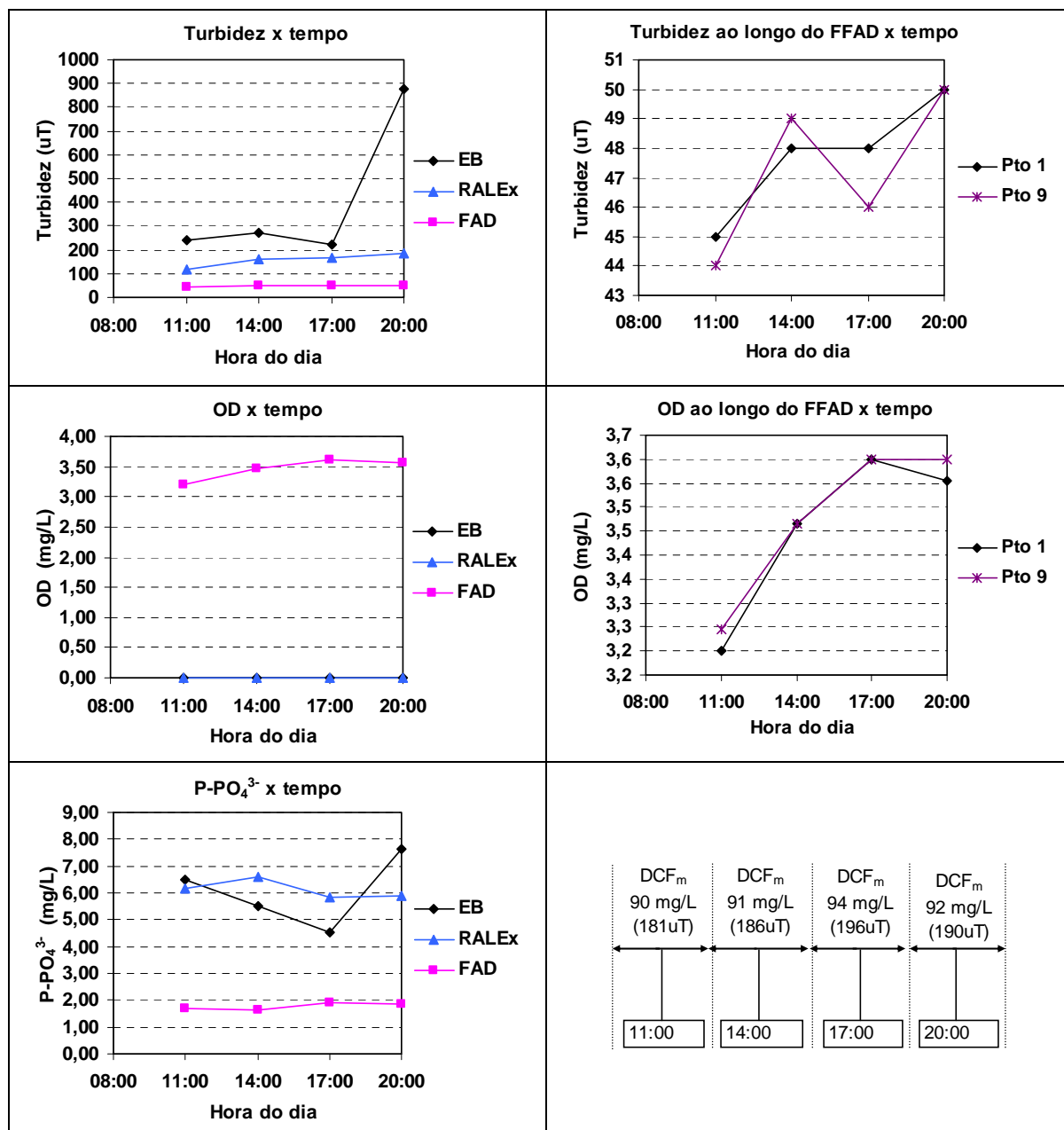


Figura 5.35 - Valores de turbidez, OD, P-PO₄³⁻, obtidos com operação do floto-filtro com $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 15$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 20$ %.

A Tabela 5.20 ilustra o resumo dos valores de pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD das amostras coletadas e a Tabela 5.21 ilustra os resultados de análise de metais.

Com relação à presença de oxigênio dissolvido (OD), o efluente da FAD apresentou valor médio de 3,5 mg/L o que constitui contribuição significativa para que sejam atendidos os requisitos usuais da legislação ambiental no que diz respeito à concentração mínima de OD no efluente final de sistema de tratamento de esgoto.

Tabela 5.20 - Valores obtidos para pH, turbidez, SST, SST_F, SST_V, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, OD para amostras coletadas de 8:00 às 20:00 bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 9 descrito no item 5.3.1.9

	pH			Turbidez (uT)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00								
11:00	6,72	6,73	6,47	239	120	45	45	44
14:00	6,75	6,66	6,47	273	158	48	48	49
17:00	6,75	6,58	6,21	220	164	48	48	46
20:00	6,7	6,55	6,26	879	184	50	50	50
Média				403	157	48	48	47
E %					61	69		
ES %						88		

	SST (mg/L)			SST _F (mg/L)			SST _V (mg/L)			P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)		
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD
08:00												
11:00	201	96	28	29	19	13	172	77	15	6,48	6,15	1,70
14:00	188	94	37	23	21	18	165	72	19	5,51	6,59	1,63
17:00	140	91	20	20	21	8	120	70	13	4,52	5,84	1,91
20:00	549	84	92	167	13	12	383	71	80	7,64	5,87	1,84
Média	270	91	44	60	18	13	210	73	31	6	6	1,77
E %		66	51		-	31		65	57		-	71
ES %			84			79			85			71

	DQO _B (mg/L)			DQO _F (mg/L)			OD (mg/L)				
	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	EB	RALEx	FAD	Pto 1	Pto 9
08:00											
11:00	633	201	92	348	92	29	-	-	3,20	3,2	3,2
14:00	614	254	92	311	123	65	-	-	3,47	3,5	3,5
17:00	518	267	86	303	133	65	-	-	3,60	3,6	3,6
20:00	952	246	78	141	120	65	-	-	3,56	3,6	3,6
Média	679	242	87	276	117	56	-	-	3,5	3,5	3,5
E %		64	64		58	52					
ES %			87			80					

As eficiências de remoção foram obtidas como se segue: E% = (EB - RALEx)/EB, (RALEx - FAD)/RALEx, e ES% = (EB - FAD)/EB

Tabela 5.21 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras do efluente do flotor coletadas de 8:00 às 20:00 e para amostras compostas do Esgoto Bruto (EB) e do Efluente do RALEx (RALEx) no período, no ensaio 9 descrito no item 5.3.1.9

	Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
Amostras do efluente do Flotor								
FAD								
08:00	-	-	-	-	-	-	-	-
11:00	0,13	< 0,02	< 0,0006	0,09	4,31	0,02	0,05	< 0,005
14:00	0,1	< 0,02	< 0,0006	0,12	5,21	0,03	0,07	< 0,005
17:00	0,11	< 0,02	< 0,0006	0,11	6,12	0,03	0,08	< 0,005
20:00	0,1	< 0,02	< 0,0006	0,2	5,1	0,03	0,06	< 0,005
Amostra composta								
EB	0,28	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	5,09	0,02	0,1	< 0,005
RALEx	0,19	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,03	0,02	0,09	< 0,005

Como observado em todos os outros ensaios, o efluente final do sistema apresentou concentração elevada de Fe, no entanto, neste ensaio, as concentrações residuais foram

superiores às encontradas nos outros ensaios. Na etapa 2 da fase 2 do trabalho, com a inclusão do leito filtrante na unidade de floto-filtração, o problema relacionado à concentração de Fe residual foi parcialmente solucionado, com o filtro servindo de barreira adicional às impurezas que porventura atravessaram a etapa da FAD.

5.3.1.10 - Considerações finais a respeito da operação da unidade piloto de floto-filtração sem a utilização dos leitos filtrantes

Durante os ensaios desta etapa pôde-se concluir que o sistema de Flotação (filtros desativados) apresentou fácil operação, comportamento estável e desempenho satisfatório, provavelmente com a produção, na etapa de coagulação/floculação, de flocos com características de tamanho e hidrofobicidade próprios ao processo de flotação, salvo em algumas ocasiões de mau funcionamento. É importante destacar que com o controle automático da dosagem de coagulante através da determinação contínua da turbidez do efluente do RALEx foi possível proporcionar condições adequadas de remoção de matéria carbonácea e fósforo com a “otimização” do consumo de coagulante e conseqüente geração de lodo químico (hidróxido de ferro), ou seja, em momentos de menor turbidez (parâmetro utilizado para quantificação grosseira das impurezas da água) não era utilizada a mesma DCF que quando o afluente apresentava valores elevados. Desta forma, o sistema mostrou-se capaz, de forma automática, adequar os parâmetros de DCF em virtude do bom ou mau funcionamento da unidade precedente (RALEx). Principalmente, no que diz respeito ao floto-filtro (com os leitos filtrantes), o controle da DCF, de modo a fornecer efluente do Flotador com qualidade mais constante possível, é de extrema importância, uma vez que para se avaliar as potencialidades de leito filtrante faz-se necessário a manutenção dos parâmetros de qualidade do afluente aos mesmos.

De acordo com os resultados obtidos foi possível verificar também que aparentemente o sistema é sensível às variações das características do afluente além dos parâmetros internos de controle. No entanto, com a utilização de taxas de aplicação superficial de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ e T_F de 15 min foram obtidos os resultados menos satisfatórios. Como a investigação da influência da taxa de aplicação na eficiência da filtração foi parte dos objetivos deste trabalho, na etapa 2 foi aumentado o T_F para 18 minutos que foi o máximo possível para as condições deste trabalho (limitação geométrica e de vazão afluente).

Em situações de tratamento por flotação de efluentes de reatores anaeróbios, tem-se concentração de sólidos suspensos quase sempre abaixo de 100 mg/L. Nesse caso, o parâmetro de controle do processo de flotação ao invés da conhecida razão A/S (utilizada para o caso de espessamento de lodo por flotação), passa a ser a razão S^* definida como sendo a massa de ar dissolvido fornecida por unidade de volume líquido afluente ao flotor ($S^* = g_{ar}/m^3$ de esgoto afluente), ou seja, as razões de recirculação de 10, 15 e 20% representam 8, 12 e 16 g_{ar}/m^3 de afluente. Diante disto, e após análise dos resultados desta etapa optou-se pela utilização da taxa de recirculação de 15% (12 g_{ar}/m^3) nos ensaios da etapa 2 desta segunda fase. A escolha desta taxa de recirculação foi baseada nas seguintes observações, com o auxílio da Tabela 5.22 e dos outros resultados apresentados:

- Nos ensaios com utilização de taxa de aplicação superficial de 200 m^3/m^2 .dia no floto-filtro sem leito filtrante (FAD) verificou-se eficiências médias de remoção de turbidez, SST, DQO_B , DQO_F e $P-PO_4^{3-}$ de 92, 84, 73, 68 e 96% respectivamente, para recirculação de 10%; 84, 48, 63, 42 e 94% respectivamente para recirculação de 15%; 82, 54, 71, 56 e 94% respectivamente para recirculação de 20%. Portanto, as eficiências de remoção para o maior número de parâmetros analisados foram obtidas com a utilização da razão de recirculação de 10% (8 g_{ar}/m^3),
- Nos ensaios com utilização de taxa de aplicação superficial de 250 m^3/m^2 .dia no floto-filtro sem leito filtrante (FAD) verificou-se eficiências médias de remoção de turbidez, SST, DQO_B , DQO_F e $P-PO_4^{3-}$ de 79, 77, 68, 40 e 85% respectivamente para recirculação de 10%; 84, 83, 73, 58 e 84% respectivamente para recirculação de 15%; 81, 82, 74, 56 e 84% respectivamente para recirculação de 20%. Portanto, as eficiências de remoção para o maior número de parâmetros analisados foram obtidas com a utilização da razão de recirculação de 15% (12 g_{ar}/m^3),
- Nos ensaios com utilização de taxa de aplicação superficial de 300 m^3/m^2 .dia no floto-filtro sem leito filtrante (FAD) verificou-se eficiências médias de remoção de turbidez, SST, DQO_B , DQO_F e $P-PO_4^{3-}$ de 78, 71, 69, 54 e 78% respectivamente para recirculação de 10%; 84, 74, 79, 67 e 87% respectivamente para recirculação de 15%; 69, 51, 64, 52 e 71% respectivamente para recirculação de 20%. Portanto, as eficiências de remoção para o maior número de parâmetros analisados foram obtidas com a utilização da razão de recirculação de 15% (12 g_{ar}/m^3).

Tabela 5.22 - Resumo dos valores médios obtidos para turbidez, SST, P-PO₄³⁻, DQO_B, DQO_F, cor, Abs_{254nm}, P-PO₄³⁻ do Esgoto Bruto (EB), do Efluente do RALEx (RALEx) e do Efluente do Flotador (FAD) para todos os ensaios da etapa 1 da fase 2.

Ensaio	Amostra	Turbidez (uT)	SST (mg/L)	DQO _B (mg/L)	DQO _F (mg/L)	Cor (uC)	Abs _{254nm} (cm ⁻¹)	P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)
01	EB	245	178	540	270	1353	1,127	8,0
	RALEx	90	27	114	65	320	0,424	8,2
	FAD	7,0	4,0	31,0	21,0	175,0	0,235	0,3
	E% (EB-RALEx)	63	85	79	76	76	62	-
	E%(RALEx-FAD)	92	84	73	68	45	45	96
	E%(EB-FAD)	97	98	94	92	87	79	96
02	EB	262	199	558	260	1430	-	5,8
	RALEx	119	44	182	100	602	-	5,5
	FAD	18	23	67	58	502	-	0,4
	E% (EB-RALEx)	55	78	67	61	58	-	5
	E%(RALEx-FAD)	84	48	63	42	17	-	94
	E%(EB-FAD)	93	89	88	78	65	-	94
03	EB	255	257	549	261	1438	-	6,4
	RALEx	109	51	498	110	497	-	6,0
	FAD	20	23	58	49	483	-	0,4
	E% (EB-RALEx)	57	80	64	58	65	-	6
	E%(RALEx-FAD)	82	54	71	56	3	-	94
	E%(EB-FAD)	92	91	90	81	66	-	95
04	EB	313	170	483	192	-	-	5,1
	RALEx	120	84	178	74	-	-	5,0
	FAD	25	20	57	44	-	-	0,8
	E% (EB-RALEx)	62	51	63	62	-	-	2
	E%(RALEx-FAD)	79	77	68	40	-	-	85
	E%(EB-FAD)	92	89	88	77	-	-	85
05	EB	333	233	570	241	-	-	5,9
	RALEx	141	107	224	98	-	-	5,0
	FAD	23	18	61	41	-	-	0,8
	E% (EB-RALEx)	58	54	61	59	-	-	15
	E%(RALEx-FAD)	84	83	73	58	-	-	84
	E%(EB-FAD)	93	92	89	83	-	-	87
06	EB	213	165	402	209	-	-	5,5
	RALEx	112	76	167	68	-	-	4,8
	FAD	22	13	43	30	-	-	0,76
	E% (EB-RALEx)	47	54	58	67	-	-	14
	E%(RALEx-FAD)	81	82	74	56	-	-	84
	E%(EB-FAD)	90	92	89	86	-	-	86
07	EB	267	195	508	228	-	-	6,7
	RALEx	137	79	227	100	-	-	5,5
	FAD	31	23	72	46	-	-	1,23
	E% (EB-RALEx)	49	59	55	56	-	-	17
	E%(RALEx-FAD)	78	71	69	54	-	-	78
	E%(EB-FAD)	89	88	86	80	-	-	82
08	EB	273	187	528	249	-	-	6,5
	RALEx	188	127	264	88	-	-	6,5
	FAD	31	28	54	29	-	-	0,86
	E% (EB-RALEx)	31	32	50	65	-	-	-
	E%(RALEx-FAD)	84	78	79	67	-	-	87
	E%(EB-FAD)	89	85	90	88	-	-	87
09	EB	403	270	679	276	-	-	6,0
	RALEx	157	91	242	117	-	-	6,1
	FAD	48	44	87	56	-	-	1,77
	E% (EB-RALEx)	61	66	64	58	-	-	71
	E%(RALEx-FAD)	69	51	64	52	-	-	-
	E%(EB-FAD)	88	84	87	80	-	-	71

- Analisando-se os valores residuais de turbidez, SST, DQO_B, DQO_F e P-PO₄³⁻ verificou-se que os melhores resultados obtidos foram observados com a utilização das razões de recirculação de 10, 20 e 15% para os ensaios com utilização de taxas de aplicação superficial na FAD de 200, 250 e 300 m³/m².dia respectivamente.
- Sendo assim, considerando-se as eficiências da FAD e os valores residuais dos parâmetros avaliados foi adotada a razão de recirculação de 15% como parâmetro de controle fixo nos ensaios da etapa 2 da fase 2.

Além disso, do ponto de vista da engenharia, a aplicação de taxas de recirculação elevadas (maiores que 15%) acabariam onerando o emprego da flotação, pois maiores taxas acarretam necessidade de câmaras de saturação e compressores de maior capacidade, tubulações e acessórios de maior diâmetro, câmaras de floto-filtração de maiores dimensões além de maior consumo de energia.

Os ensaios relativos a etapa 1 da fase 2 na qual a unidade de floto-filtração foi avaliada apenas no estágio da flotação e portanto neste caso chamada FAD mostraram que o aumento da taxa de aplicação superficial não acarretou queda na eficiência de tratamento pela FAD em relação ao RALEx de acordo com argumentos supracitados. Em linhas gerais considerando-se apenas as taxas de aplicação superficial na FAD independentemente das razões de recirculação pode-se verificar que houve ocorrência de mais parâmetros com melhores eficiências para taxas de 200, 250 e 300 m³/m².dia respectivamente. É possível notar que quando ocorreram os piores resultados na eficiência de tratamento foram verificados os maiores residuais de Fe o que pode indicar que as etapas de coagulação e de floculação não foram eficientes. Isto pode ter acontecido devido a alguma mudança na característica do EB e conseqüentemente do efluente do RALEx ou a DCF fornecida pode ter sido menor que a requerida, ou seja, a quantidade de coagulante pode ter sido insuficiente para os processos efetivos de coagulação/floculação e flotação.

Em linhas gerais observa-se que o processo sensível às variações da qualidade do afluente ao sistema o que justifica a implantação de dispositivos de controle da dosagem de coagulante de acordo com a qualidade do afluente ao sistema de coagulação/floculação e floto-filtração.

5.3.2 - Etapa 2 da Fase 2: Resultados para os ensaios realizados com a unidade piloto de floto-filtração com utilização de leito filtrante (FFAD - unidade “completa”)

São apresentados a seguir, os resultados referentes aos dados coletados para operação do sistema “completo”, ou seja, com o leito filtrante. Foram testados dois tipos de leitos filtrantes:

- Leito com areia de tamanho de grãos entre 0,59 mm e 0,84 mm e C.U. < 1,3
- Leito com areia de tamanho de grãos entre 0,7 mm e 1,0 mm e C.U. < 1,3

5.3.2.1 - Resultados obtidos com operação do floto-filtro com leito filtrante composto por areia uniforme (C.U. < 1,25) com grãos de tamanho entre 0,59 mm e 0,84 mm e T.E. de 0,6

5.3.2.1.1 - Ensaio 1: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 200$ m³/m².dia, $R = 15$ % ($S^* = 12$ g_{ar}/m³)

Neste ensaio da investigação experimental o floto-filtro foi avaliado utilizando-se como leito filtrante areia uniforme (C.U. < 1,25) com grãos de tamanho entre 0,59 e 0,84 mm. Foi testada taxa de aplicação superficial de 200 m³/m².dia com razão de recirculação de 15%, adotada da etapa 1 da fase 2. A Figura 5.36 mostra os valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO₄³⁻ e turbidez medidos de três em três horas por um período de 15 horas e a Figura 5.37 mostra os valores de SST, absorvância (Abs_{254nm}), DQO_B, e DQO_F do EB, efluente do RALEx, efluente do estágio de flotação (FAD) e efluente do estágio de filtração (FFAD), ou seja, efluente final do sistema. De acordo com a Figura 5.36 observa-se que o pH do EB apresentou ligeira oscilação entre 6,6 a 6,9, o mesmo ocorreu com o pH do efluente do RALEx que passou de 6,75 no início do ensaio para 6,5 no fim do ensaio. Esta pequena oscilação indica que o sistema permaneceu estável durante a realização do ensaio. Já o pH do efluente da FAD e o efluente da FFAD apresentaram valores muito próximos e baixaram de 6,55 no início para 6,2 ao fim do ensaio. Este decréscimo, em parte, deve-se à adição do cloreto férrico no processo de coagulação/floculação.

Os valores de condutividade inicialmente baixos para os efluentes da FAD e da FFAD (230 e 110 µS/cm), provavelmente em decorrência do método de partida do sistema (explicado no item 4.3.2.1), aumentaram para valores próximos da condutividade apresentada pelo EB e pelo efluente do RALEx. Em alguns momentos dos ensaios

seguintes, os valores de condutividade do efluente da FAD e do efluente da FFAD superam os valores do efluente do RALEx provavelmente pela adição do coagulante (cloreto férrico).

As temperaturas do EB, efluente do RALEx, efluente do estágio de flotação (FAD) e efluente do floto-filtro (FFAD) variaram pouco, de valores próximos a 27 °C às 11:00 horas, chegando a valores próximos a 25 °C ao final do ensaio, que ocorreu às 02:00. Esta pequena variação na temperatura provavelmente não teve influência significativa nos resultados encontrados.

O sistema de floto-filtração apresentou neste ensaio bons resultados na redução de cor, $P-PO_4^{3-}$, turbidez, SST, $Ab_{S_{254nm}}$ e DQO.

Às 11:00, no início do ensaio, os valores obtidos para cor do EB, efluentes do RALEx, FAD e FFAD foram de 1500, 560, 115, e 39 uC respectivamente. O EB apresentou cor da ordem de 1200 uC até 20:00 horas chegando a 340 uC às 02:00 horas. Durante o período da madrugada, no qual as atividades antrópicas eram menos intensas, é coerente aceitar que ocorra esta “diluição no esgoto”. Já no efluente do RALEx a variação da cor não foi considerável, apresentando limites superior e inferior de 900 uC às 17:00 e 560 uC às 11:00. O efluente da flotação (estágio da FAD) apresentou cor máxima às 14:00 (242 uC) e mínima às 02:00 (65 uC). O efluente da FFAD (efluente final) apresentou cor relativamente baixa, se tratando de sistema de tratamento de esgoto sanitário. O maior valor de cor foi medido às 14:00 horas e o menor às 20:00. Em média, o sistema apresentou eficiência de 97% na remoção de cor.

A variação de turbidez das amostras seguiu o mesmo padrão de variação da cor. O EB apresentou a maior turbidez no início do ensaio (280 uT) mantendo-se praticamente constante até 20:00 horas e a partir daí começou a diminuir até o valor de 40 uT ao fim do ensaio (02:00 horas). O efluente do RALEx apresentou turbidez de 50 uT, aumentando para 92 uT às 17:00, permanecendo neste patamar até às 20:00 diminuindo para 69 uT às 02:00 horas. Verifica-se que mesmo com grande variação da turbidez do EB não houve, neste ensaio, variação acentuada nos valores de turbidez do efluente do RALEx. Da mesma forma, pode-se verificar que tanto o efluente da FAD (estágio da flotação) quanto o efluente da FFAD (efluente final) também não apresentaram grandes modificações nos valores de turbidez.

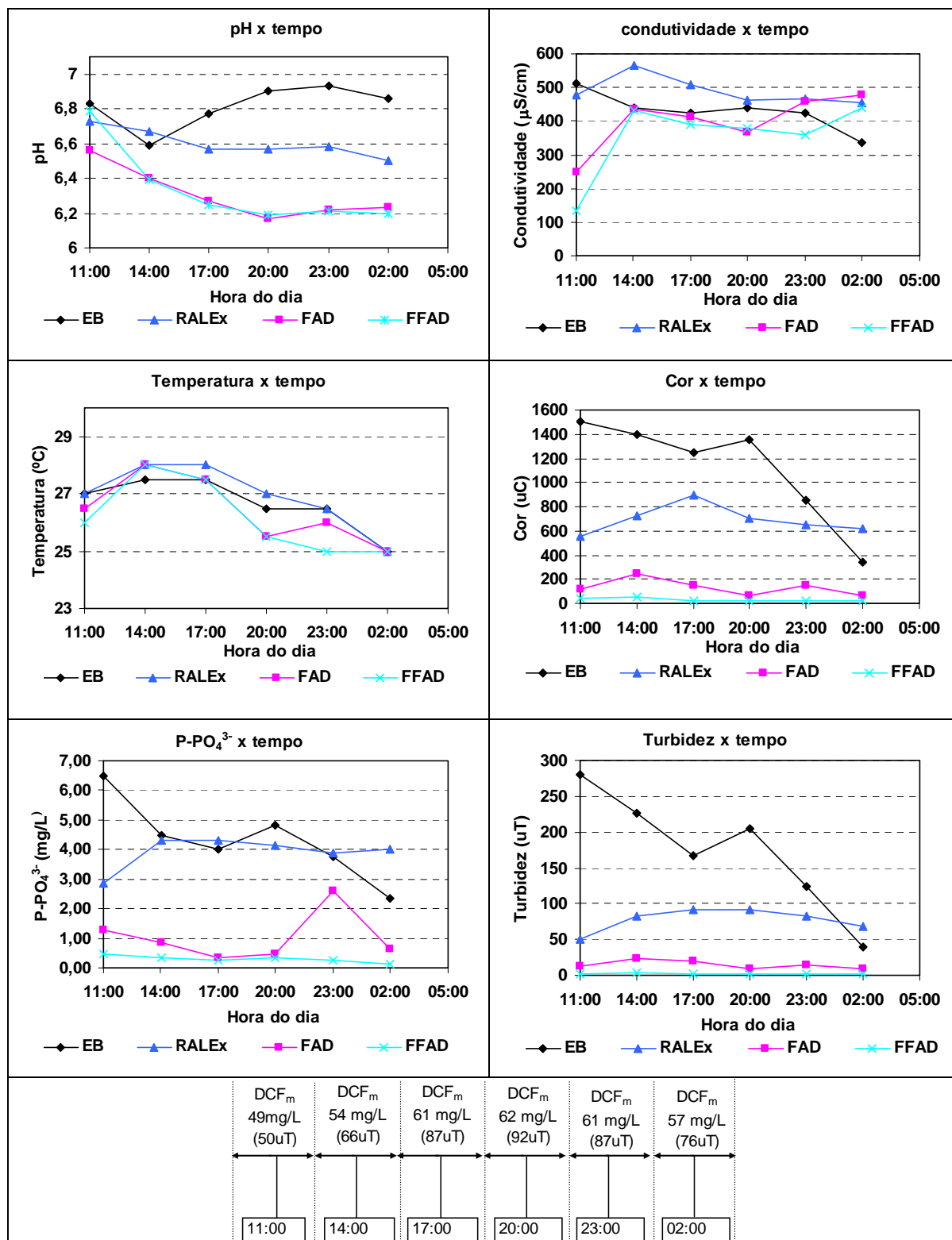


Figura 5.36 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO₄³⁻ e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

O sistema apresentou efluente com turbidez média de 2 uT, com a máxima às 14:00 horas (4 uT) e mínima às 20:00 horas (1,0 uT) perfazendo eficiências médias de remoção de 99%.

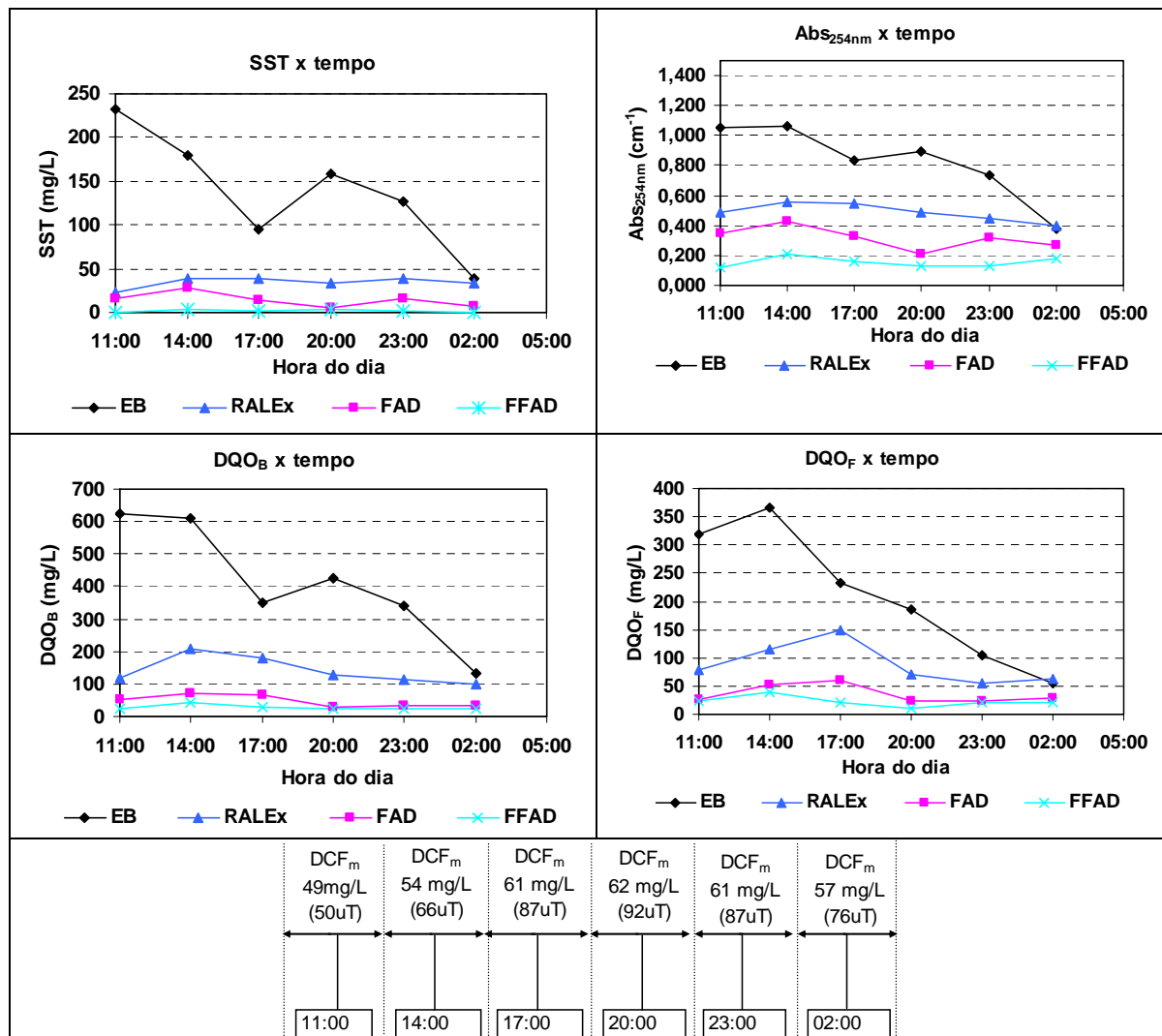


Figura 5.37 - Valores de SST, Abs_{254nm} e DQO obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Com relação às concentrações de $P-PO_4^{3-}$ no RALEX e EB pode-se observar que nos horários em que o EB era mais concentrado (08:00) o mesmo apresentava concentrações de $P-PO_4^{3-}$ maiores que do efluente do RALEx, em contrapartida, nos horários em que o EB era menos concentrado, o efluente do RALEx apresentava maior concentração de $P-PO_4^{3-}$ que o EB, porém, nos outros horários, a concentração de fósforo em ambos era muito semelhante. Este comportamento foi verificado em quase todos os ensaios deste trabalho. Com relação ao efluente do estágio da FAD foi observado que a amostra coletada às 23:00 horas apresentou concentração de fósforo muito superior aos outros valores medidos, o que pode indicar erro na determinação em laboratório. O sistema apresentou remoção média de $P-PO_4^{3-}$ de 93% com residuais de 0,13 a 0,46 mg/L como pode ser visto na Tabela 5.23.

Com relação à concentração de SST, o RALEx apresentou papel fundamental no decorrer do ensaio com eficiência média de remoção de 75% e remanescentes no efluente de 24 a 40 mg/L. Já a FAD apresentou 60% de remoção do remanescente do RALEx com residuais de 4,4 a 27 mg/L. O efluente final apresentou concentrações de SST de 0,6 a 3,2 mg/L com eficiência global do sistema de 99%.

Caso seja desejada desinfecção posterior do efluente, o processo de desinfecção por radiação ultravioleta apresenta grande potencialidade de uso em vista dos baixos valores de SST encontrados no efluente final da unidade de floto-filtração. Com relação à absorvância no comprimento de onda 254 nm ($Ab_{S_{254nm}}$) pode-se verificar que os valores encontrados para as amostras do EB decrescem de $1,062\text{ cm}^{-1}$ às 8:00 horas para $0,382\text{ cm}^{-1}$ às 20:00 horas. O efluente do RALEx apresentou valores com pequena oscilação ($0,395$ a $0,555\text{ cm}^{-1}$) porém bem menores do que os medidos para o EB. A eficiência total do sistema na redução de $Ab_{S_{254nm}}$ foi de 81% com valores do efluente final do sistema entre $0,119$ a $0,209\text{ cm}^{-1}$.

Com relação à presença de oxigênio dissolvido (OD) houve uma ligeira queda nos valores de concentração medidos para o efluente do estágio de flotação (FAD) que variaram de 3,2 a 4,0 mg/L para 2,93 a 3,3 no efluente final (FFAD). Esta concentração residual de OD constitui contribuição significativa para que sejam atendidos os requisitos usuais da legislação ambiental no que tange ao padrão de oxigênio dissolvido no efluente final do sistema de tratamento de esgoto.

Durante o período do ensaio foram realizadas coletas horárias de amostras ao longo da altura do leito filtrante. Os resultados são ilustrados pelas Figuras 5.38, 5.39 e 5.40.

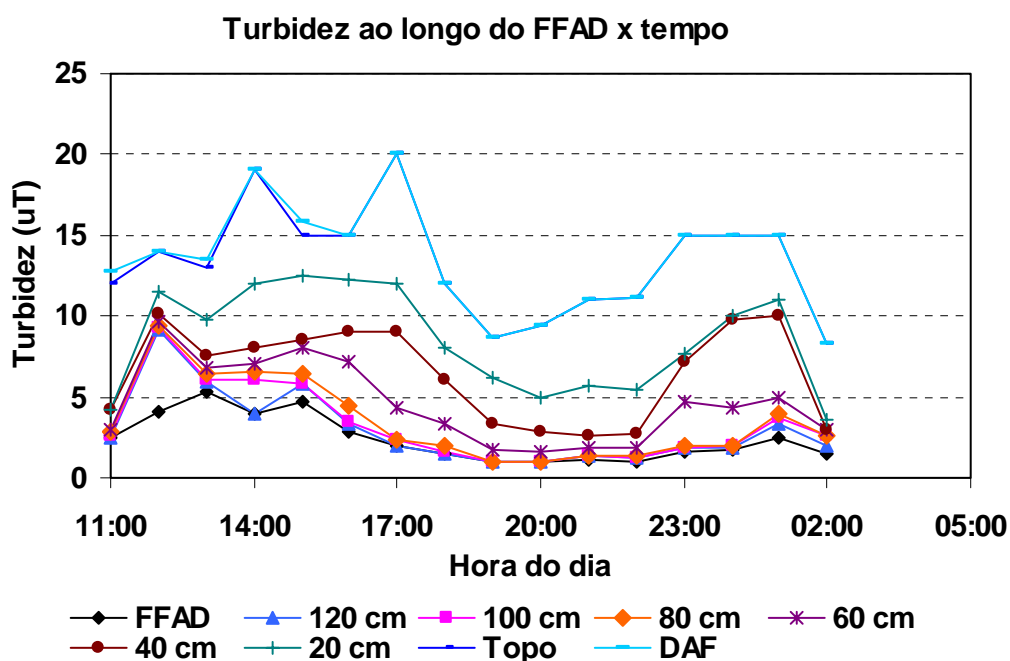


Figura 5.38 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Como pode ser observado, a maior retenção de impurezas ocorreu na primeira camada do filtro, ou seja, a 20 cm do topo do leito filtrante. No entanto, pode-se verificar que até a profundidade de 80 cm aproximadamente, na maior parte do tempo, o leito filtrante trabalha efetivamente como etapa de polimento. É bem provável que o aprofundamento das impurezas no leito esteja também relacionado ao aumento da velocidade intersticial no leito, resultante do abrir e fechar da válvula de controle proporcional, e não apenas ao fato do mesmo ser constituído de areia praticamente uniforme (favorece a penetração de impurezas).

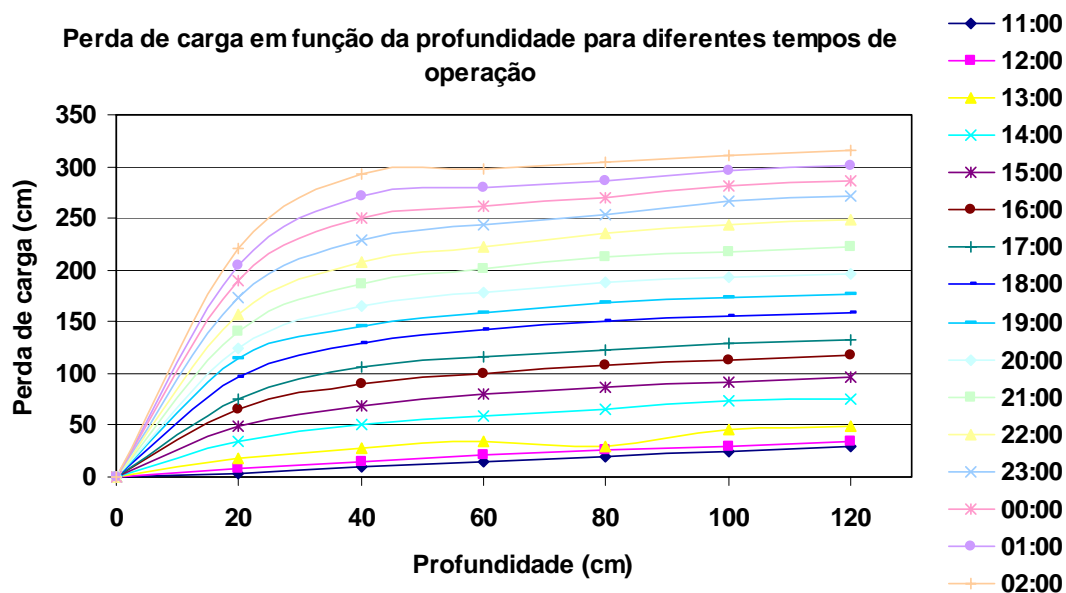


Figura 5.39 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,59 mm - 0,84 mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

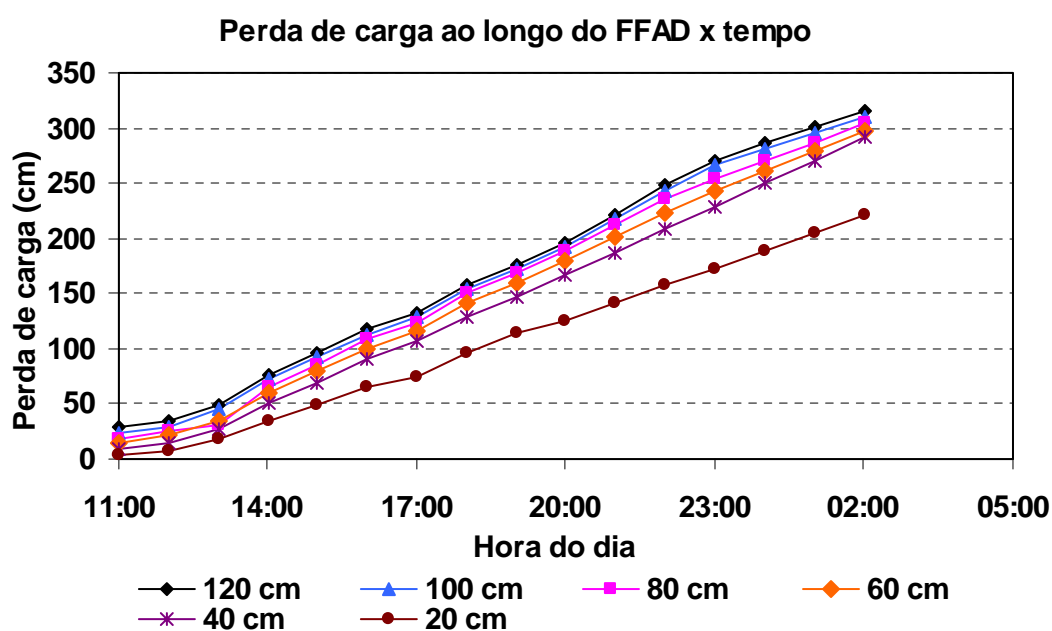


Figura 5.40 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

O nível no interior da unidade de floto-filtração podia ser considerado constante, no entanto passava por pequenas oscilações devido ao aumento da perda de carga no leito e a compensação por parte da válvula controladora de nível.

Na Figura 5.39 estão apresentados os valores de perda de carga em função da profundidade do leito para as diferentes horas de leitura do piezômetro. Observa-se que a frente de impurezas não penetra muito no leito filtrante contrariando a Figura 5.38 na qual é nitidamente observado que quase todo o leito filtrante trabalha efetivamente. Este comportamento é devido, provavelmente, à baixa concentração de impurezas abaixo dos últimos 40 cm a contar do topo do leito imprimindo baixa perda de carga nesta região.

Na Figura 5.40 fica mais claro o desenvolvimento da perda de carga ao longo do filtro. De acordo com a figura nas duas primeiras camadas ocorre quase toda a perda de carga do leito. O alcance da carga hidráulica máxima disponível (320 cm) e conseqüente encerramento da carreira de filtração ocorreu às 02:00 após decorridas 15 horas de ensaio. Considerando-se que para lavagem do filtro foram gastos 2,22 m³ de água limpa (3 min de injeção de ar e 7 min com vazão de água ascendente igual a 19 m³/h) resulta que a produção bruta de água foi de 54,6 m³ e a produção líquida de 52,38 m³. A taxa de aplicação superficial utilizada na lavagem do filtro foi de 912 m³/m²dia, limitada pela vazão máxima da bomba utilizada para a lavagem em sentido ascendente.

A Tabela 5.23 apresenta resumo de todos os valores medidos de pH, temperatura, turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, condutividade, cor, Abs_{254nm}, OD e P-PO₄³⁻ durante a realização do ensaio. Podem ser observadas eficiências finais médias de tratamento de 99, 99, 94, 89, 97, 81 e 93% para turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, cor, Abs_{254nm} e P-PO₄³⁻.

De acordo com a Tabela 5.24 que apresenta valores medidos dos metais Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu e Cr para o EB, RALEx, FAD e FFAD pode-se verificar que apenas para a concentração de Fe houve mudança considerável, que no entanto manteve-se sempre abaixo de 1,35 mg/L. Pode-se verificar também que o estágio de filtração, considerando-se as médias de eficiência de tratamento obtidas, foi capaz de remover cerca de 40% do Fe contido no efluente da etapa de flotação, que estava provavelmente na forma de precipitado.

Tabela 5.24 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 1 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos de 0,59 mm a 0,84 mm como descrito no item 5.3.2.1.1.

		Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
compostas	EB	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,89	0,04	< 0,003	0,17
	RALEx	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,98	0,03	< 0,003	0,12
	FAD	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,37	0,08	< 0,003	0,12
	FFAD	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,35	0,05	< 0,003	0,10
11:00	FFAD	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,06	0,02	< 0,003	0,04
14:00	FFAD	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,35	0,05	< 0,003	0,09
17:00	FFAD	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,29	0,05	< 0,003	0,05
20:00	FFAD	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,10	0,05	< 0,003	0,13
23:00	FFAD	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,88	0,05	< 0,003	0,07
02:00	FFAD	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,90	0,06	< 0,003	0,12

5.3.2.1.2 - Ensaio 2: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $G_F = 90$ s⁻¹, $TAS = 250$ m³/m².dia, $R = 15$ % ($S^* = 12$ g_{ar}/m³)

Neste ensaio da investigação experimental o leito filtrante do floto-filtro também era composto de areia uniforme (C.U.<1,25) com grãos de tamanho entre 0,59 mm e 0,84 mm. A diferença básica deste ensaio para o descrito no item 5.3.2.1.1 foi taxa de aplicação superficial que passou de 200 para 250 m³/m².dia. A razão de recirculação foi mantida constante em 15%. Os valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO₄³⁻ e turbidez de amostras coletadas de três em três horas encontram-se na Figura 5.41. Nota-se que com relação ao estudo da taxa de aplicação superficial de 200 m³/m².dia (ensaio 1 da etapa 1) houve um aumento de três horas no período de coleta de amostras, ou seja, a carreira de filtração aumentou de 15 para 18 horas. Em linhas gerais houve ganho na produção de água tratada de 34%, passando de 54,6 m³ para 81,9 m³. Já a Figura 5.42 mostra os valores de SST, absorvância (Abs_{254nm}), DQO_B, e DQO_F do EB, efluente do RALEx, efluente do estágio de flotação (FAD) e do efluente final do sistema (FFAD). Durante o ensaio o pH do EB oscilou entre 6,55 e 7,1 e o do efluente do RALEx entre 6,61 e 6,58 não dando sinais de estabilidade do sistema durante realização do ensaio. Já os efluentes da FAD e FFAD apresentaram pH próximo 6,6 no início do ensaio e 6,1 no final. Observa-se que essa variação está dentro dos níveis aceitáveis para este tipo de sistema, ou seja, o decréscimo no valor pH era esperado visto que houve acréscimo da DCF. As temperaturas do EB, efluentes do RALEx, da FAD e da FFAD variaram bastante, de valores próximos a 29° C às 11:00 horas, chegando a 25 °C às 17:00 horas diminuindo para valores próximos a 24 °C ao final do ensaio (05:00 horas). No início da operação do sistema o dia estava claro,

com sol forte, e que ao fim da tarde, pouco antes das 17:00 horas, choveu por aproximadamente 15 minutos. Pelos resultados obtidos e pelo apresentado nas Figuras 5.41 e 5.42 esta mudança climática, salvo mudanças na característica do EB na coleta das 17:00 horas, não incorreu em prejuízo no funcionamento do sistema.

Os valores de condutividade inicialmente baixos para os efluentes da FAD e da FFAD (119 e 106 $\mu\text{S}/\text{cm}$, respectivamente), assim como no ensaio anterior, provavelmente em decorrência do método de partida do sistema (explicado no item 4.3.2.1), aumentaram para valores próximos da condutividade apresentada pelo EB e pelo efluente do RALEx. A condutividade do EB teve um ligeiro aumento às 17:00 pelas razões explicadas no parágrafo anterior e ligeira queda a partir das 23:00. Os valores de condutividade do RALEx, FAD e FFAD apresentaram comportamento semelhante. Imaginava-se que com os estágios da flotação e filtração a condutividade fosse diminuir, no entanto permaneceu constante, devido provavelmente à adição de cloreto férrico para coagulação/floculação.

As amostras finais do sistema (efluente do floto-filtro) apresentaram valores de turbidez elevados no início do ensaio, em torno de 5,9 uT decrescendo até valores abaixo de 1 uT logo após as 20:00 horas. A partir daí a turbidez das amostras permaneceu sempre neste patamar até o fim do ensaio que ocorreu às 05:00 horas. A turbidez do EB apresentou pico às 17:00 horas de 980 uT, em amostra coletada após a ocorrência da chuva mencionada anteriormente. No restante do ensaio o EB apresentou turbidez sempre abaixo de 233 uT chegando a 24 uT às 05:00 horas. Como a chuva foi de baixa duração, o rendimento do RALEx não foi influenciado apresentando turbidez na maior parte do tempo abaixo de 100 uT. A eficiência média de redução de turbidez pelo sistema foi de 99% e do estágio de flotação de 98%. A turbidez residual média foi de 2,1 uT e poderia ter sido menor caso a turbidez encontrada para amostra coletada às 11:00 apresentasse turbidez compatível com as do restante do ensaio. Já a cor do EB, efluentes do RALEx, FAD e FFAD foram em média 1580, 751, 69 e 30 uC respectivamente. O valor médio de cor de 30 uC para o efluente final do sistema indica a boa eficiência de remoção de impurezas no sistema. Em média, o sistema apresentou eficiências de 53% no RALEx, 91% na FAD, 96% na FFAD e como já mencionado, eficiência global do sistema de 98%.

Com relação às concentrações de P-PO_4^{3-} no RALEX e EB pode-se observar que são muito parecidas durante o ensaio salvo em horários de pico nos quais o EB apresenta valores superiores.

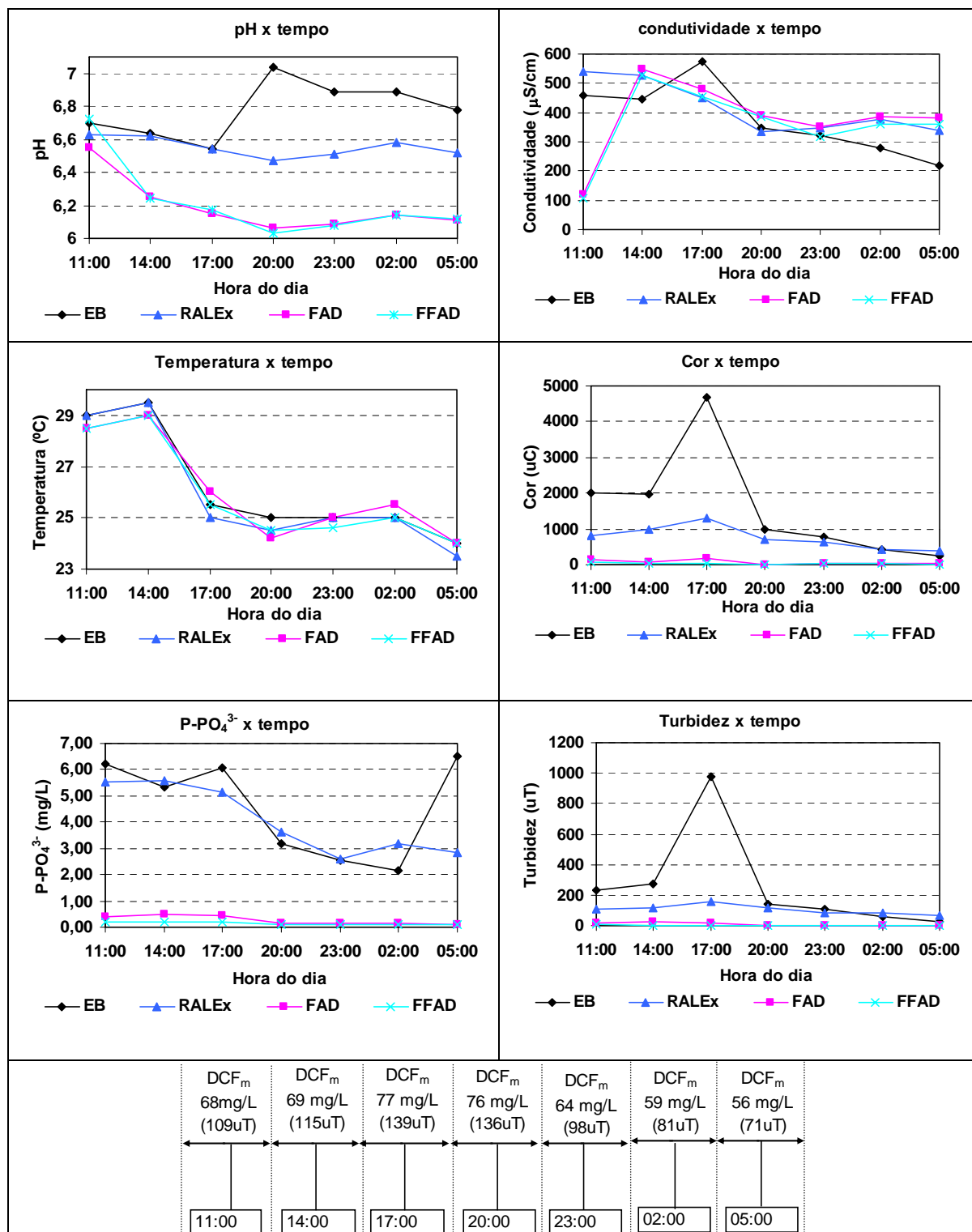


Figura 5.41 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P- PO_4^{3-} e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com $P_{\text{sat}} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $\text{TAS} = 250$ $\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{dia}$ e $R = 15$ %.

As eficiências médias finais de remoção de P- PO_4^{3-} foram de 11, 94, 97 e 97% para o RALEX em relação ao EB, FAD e FFAD em relação ao RALEX e do sistema (FFAD em relação ao EB), respectivamente.

Analisando-se as concentrações de SST, fora o pico de carga afluente ao RALEx às 17:00 horas o sistema apresentou comportamento semelhante ao apresentado no ensaio anterior, ou seja, foram obtidas eficiências no RALEx, FAD e FFAD de 76, 85 e 97% respectivamente, com eficiência final do sistema de 99%. As concentrações médias residuais de SST das amostras do efluente do RALEx, do efluente do estágio de flotação (FAD) e do estágio de filtração foram de 52, 8 e 2 mg/L respectivamente. Estes resultados podem ser considerados muito satisfatórios.

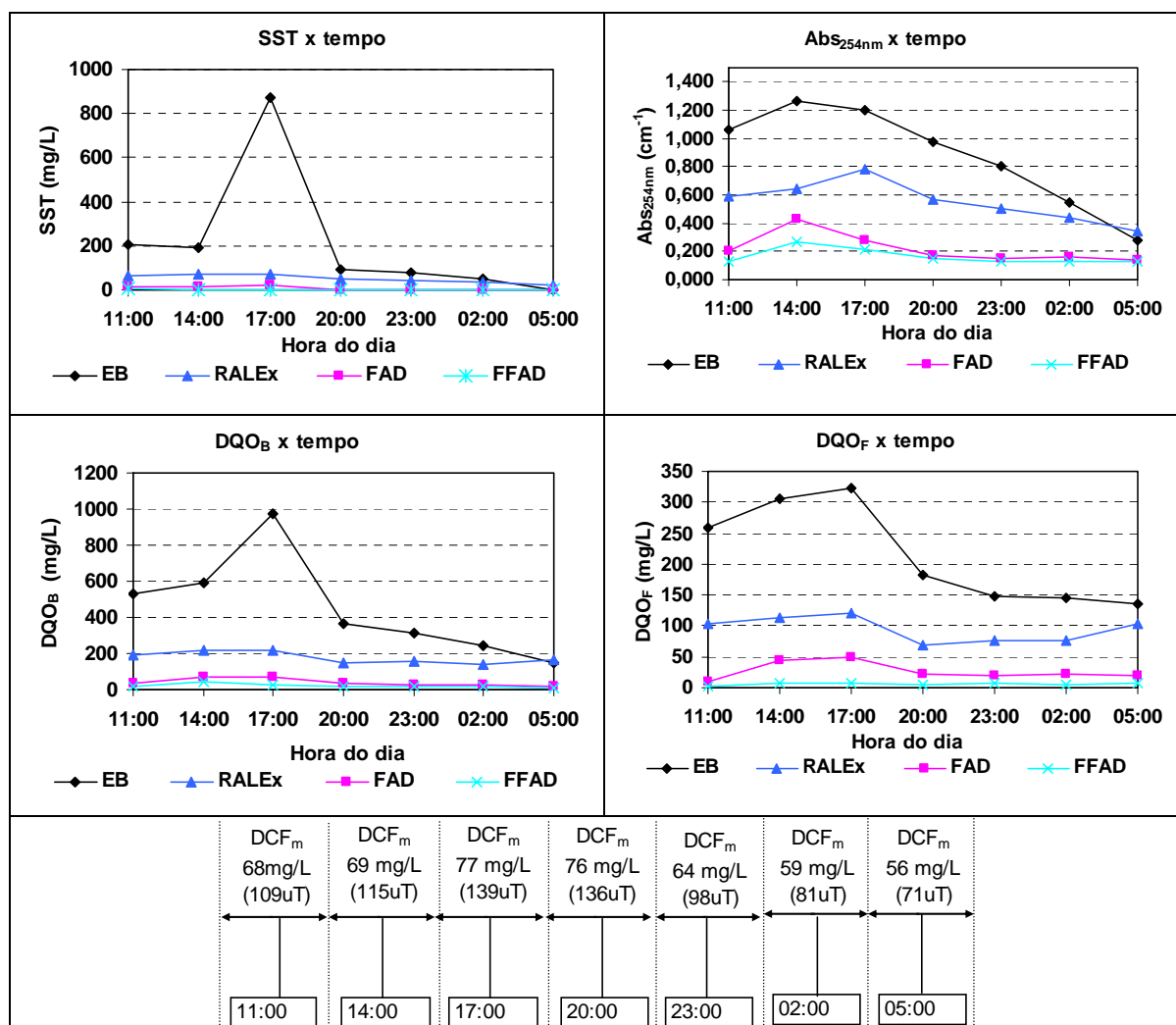


Figura 5.42 - Valores de SST, Abs_{254nm}, DQO e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Com relação à absorvância no comprimento de onda 254 nm (Abs_{254nm}) pode-se verificar que os valores encontrados para as amostras do EB permaneceram próximos a 1000 cm⁻¹ até às 23:00 horas aproximadamente. O valor máximo de 1,265 cm⁻¹ para ABS_{254nm} foi verificado às 17:00 provavelmente em decorrência da chuva momentos antes da coleta da amostra referente a este horário. O efluente do RALEx apresentou valores de

0,347 a 0,785 cm^{-1} com média de 0,554 cm^{-1} . A eficiência total do sistema na redução de $\text{Abs}_{254\text{nm}}$ foi de 81% (mesma eficiência final encontrada no ensaio anterior) com valores do efluente final do sistema entre 0,133 a 0,272).

O efluente do estágio de flotação (FAD) apresentou concentrações médias de OD de 3,6 mg/L e efluente final (FFAD) de 3,1 mg/L. É bem provável que parte do oxigênio dissolvido presente no efluente da etapa de flotação tenha sido retida na forma de pequenas bolhas de ar no estágio de filtração, pelo leito filtrante. Estes valores de OD são sinais de boa aeração do efluente final do sistema o que representa contribuição importante para o atendimento à legislação ambiental no que se refere à presença mínima de OD no efluente de sistemas de tratamento de esgoto.

As coletas horárias de amostras ao longo da altura do leito filtrante e seus respectivos valores de turbidez são ilustrados na Figura 5.43.

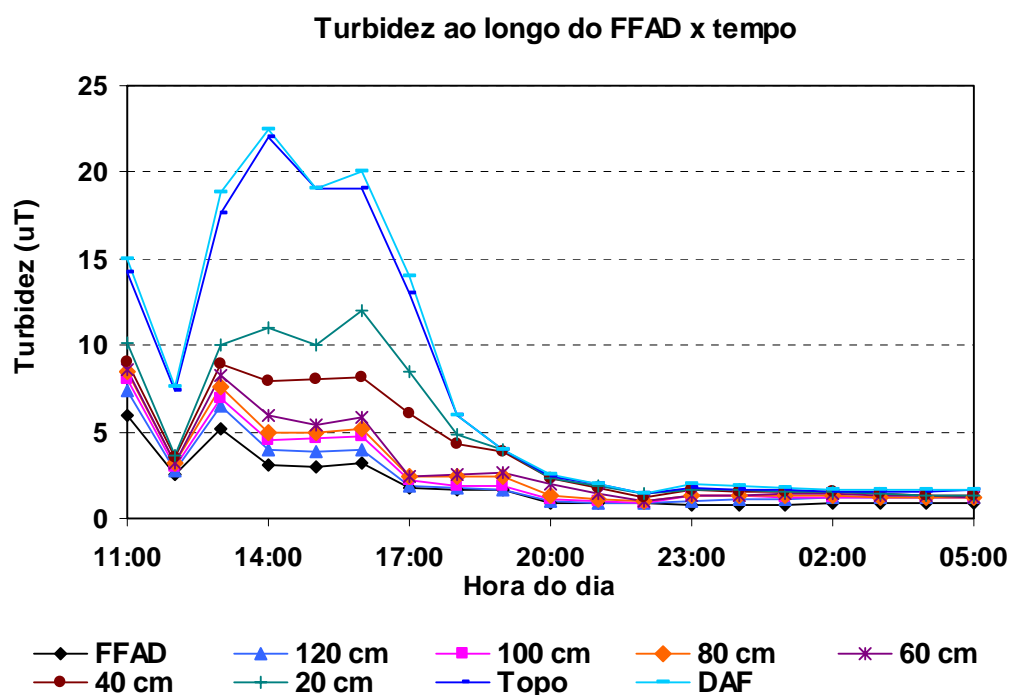


Figura 5.43 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, $P_{\text{sat}} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$ e $R = 15$ %.

De maneira análoga ao que aconteceu no ensaio anterior, a maior retenção de impurezas ocorreu na primeira camada do filtro, ou seja, a 20 cm do topo do leito filtrante. No entanto, pode-se verificar que até a profundidade de 80 cm aproximadamente, na maior parte do tempo, o leito filtrante trabalha efetivamente como etapa de polimento. Pode-se observar que no início do ensaio no qual o efluente da FAD apresentou valores elevados de turbidez, o leito filtrante conseguiu absorver bem o impacto decorrente desta elevada

turbidez e conduziu o efluente final a valores de turbidez abaixo de 5 uT. É bem provável que nesta situação em particular, os flocos formados na etapa de coagulação/flotação apresentem boas condições de tamanho e hidrofobicidade, no entanto, em decorrência de alguma deficiência no estágio de flotação não foram removidas. Esta observação é importante visto que em alguns casos deste trabalho quando o efluente o estágio de flotação apresentou elevada turbidez, o mesmo ocorreu para o efluente do estágio de filtração, neste caso, indicando deficiência no processo de coagulação/floculação. Nota-se a partir da Figura 5.43 que o efluente final permaneceu após determinado período de experimento sempre abaixo de 5 uT. Decorrente disto temos que a turbidez média do efluente foi de 2,1 uT. De certa forma, apesar de as Figuras 5.44 e 5.45 não demonstrarem de forma clara a evolução da frente de impurezas, fica claro pela Figura 5.43 que todo o leito filtrante trabalhou efetivamente, as primeiras camadas absorvendo a maior parte das impurezas e as camadas inferiores dando polimento final.

Na Figura 5.44 estão apresentados os valores de perda de carga em função da profundidade do leito para as diferentes horas de leitura do piezômetro. Observa-se que a frente de impurezas apresentou comportamento semelhante ao visto no ensaio anterior, ou seja, sua evolução não pôde ser observada claramente. Este problema pode estar associado à dificuldade, explicada anteriormente, em se medir os níveis de carga hidráulica no piezômetro.

Já a Figura 5.45 apresenta o desenvolvimento da perda de carga para cada uma das sub-camadas do leito filtrante. Fica claro que houve certa dificuldade em aferir os valores da carga hidráulica uma vez que pode-se observar claramente a aproximação das curvas referentes a perdas de carga de diferentes subcamadas.

A carreira de filtração teve duração de 18 horas, finalizada quando a carga hidráulica máxima disponível foi utilizada, ou seja, 320 cm. Considerando-se a vazão de entrada de 4,55 m³/h resulta que a produção bruta de água foi de 81,9 m³ e a produção líquida, descontando-se o volume necessário para lavagem do filtro, de 79,68 m³. A taxa de aplicação superficial utilizada na lavagem do filtro foi de 912 m³/m²dia.

A Tabela 5.25 apresenta resumo de todos os valores medidos de pH, temperatura, turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, condutividade, cor, Abs_{254nm}, OD e P-PO₄³⁻ durante a realização do ensaio. Podem ser observadas eficiências médias finais 99, 99, 95, 97, 98, 81 e 97% para turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, cor, Abs_{254nm} e P-PO₄³⁻. Os valores das concentrações dos metais ZN, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu e Cr para o EB, RALEx, FAD e

FFAD são apresentados na Tabela 5.26. Pode-se verificar que apenas nas concentrações de Fe houve mudança considerável, no entanto os valores encontrados para o efluente final do sistema foram sempre abaixo de 3,0 mg/L.

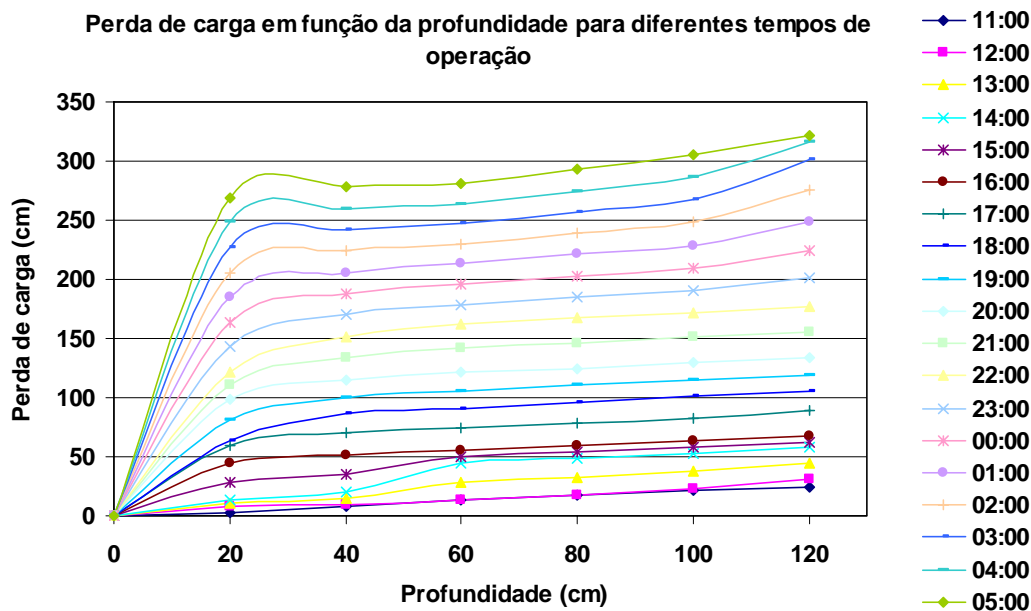


Figura 5.44 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,59 mm - 0,84 mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

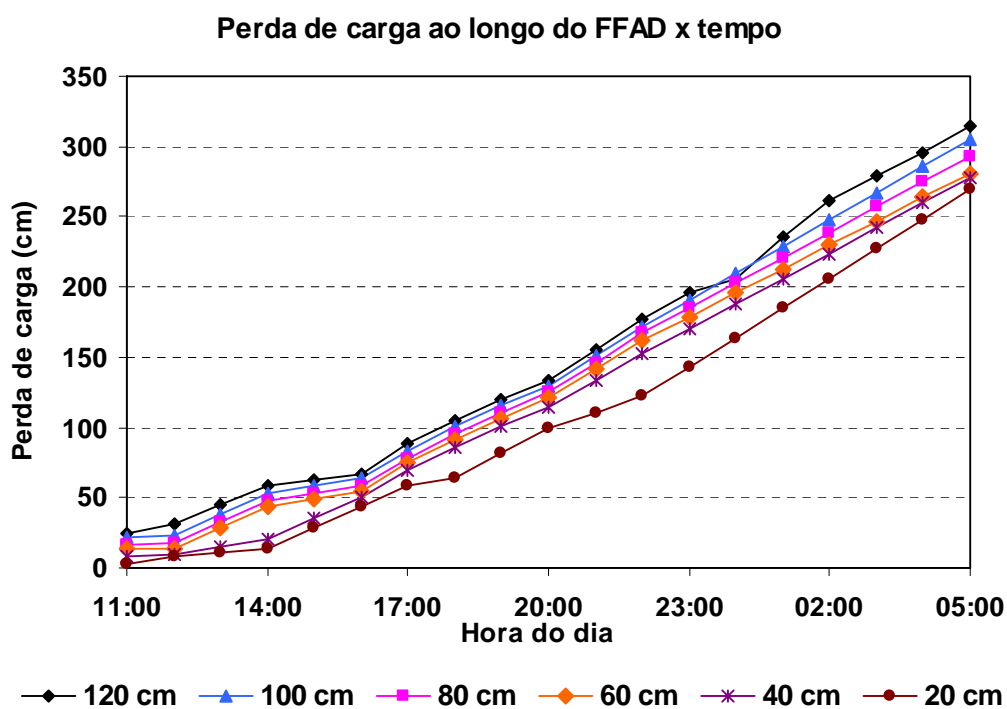


Figura 5.45 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Tabela 5.25 - Valores obtidos para pH, temperatura, turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, condutividade, cor, Abs_{254nm}, OD e P-PO₄³⁻, para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração bem como valores das eficiências de remoção para o ensaio 2 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos do leito de 0,59 mm a 0,84 mm como descrito no item 5.3.2.1.2.

	pH				Temperatura (°C)				Turbidez (uT)			
	EB	RALE _x	FAD	FFAD	EB	RALE _x	FAD	FFAD	EB	RALE _x	FAD	FFAD
11:00	6,7	6,6	6,6	6,7	29	29	29	29	233	109	15	5,9
14:00	6,6	6,6	6,3	6,2	30	30	29	29	269	120	23	3,1
17:00	6,5	6,5	6,2	6,2	26	25	26	26	980	158	19	1,8
20:00	7,0	6,5	6,1	6,0	25	25	24	25	143	113	2	1,1
23:00	6,9	6,5	6,1	6,1	25	25	25	25	110	82	2	0,8
02:00	6,9	6,6	6,1	6,1	25	25	26	25	60	79	2	0,8
05:00	6,8	6,5	6,1	6,1	24	24	24	24	24	63	2	0,9
Média					26	26	26	26	260	104	9	2,1
E%										60	91	98
ES%												99
	SST (mg/L)				DQO _B (mg/L)				DQO _F (mg/L)			
	EB	RALE _x	FAD	FFAD	EB	RALE _x	FAD	FFAD	EB	RALE _x	FAD	FFAD
11:00	203	65	12,7	4,9	534	191	32	22	259	102	11	3
14:00	188	70	16,6	3,0	593	221	67	43	305	113	43	8
17:00	872	73	19,2	1,2	971	216	67	27	324	121	49	7
20:00	91	51	1,9	0,4	364	151	35	16	183	70	22	5
23:00	78	41	1,3	0,7	313	156	30	19	148	76	19	8
02:00	52	37	2,0	0,8	240	143	24	19	146	76	22	5
05:00	-2	24	1,4	0,4	151	164	22	11	135	102	19	8
Média	212	52	8	2	452	178	40	22	214	94	26	6
E%		76	85	97		61	78	87		56	72	93
ES%				99				95				97
	Condutividade (µS/cm)				Cor (uC)				Abs _{254nm} (cm ⁻¹)			
	EB	RALE _x	FAD	FFAD	EB	RALE _x	FAD	FFAD	EB	RALE _x	FAD	FFAD
11:00	457	539	119	106	2000	820	124	60	1,066	0,594	0,204	0,128
14:00	444	528	549	527	1980	990	85	52	1,265	0,645	0,432	0,272
17:00	574	451	480	454	4700	1300	164	42	1,200	0,785	0,277	0,213
20:00	346	336	389	385	980	690	15	10	0,975	0,568	0,167	0,147
23:00	320	348	351	319	760	640	34	20	0,802	0,502	0,146	0,128
02:00	280	376	385	360	440	430	30	18	0,543	0,440	0,157	0,132
05:00	217	340	381	358	230	390	30	10	0,274	0,347	0,141	0,133
Média	377	417	379	358	1584	751	69	30	0,875	0,554	0,218	0,165
E%						53	91	96		37	61	70
ES%								98				81
	OD (mg/L)				P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)							
	EB	RALE _x	FAD	FFAD	EB	RALE _x	FAD	FFAD				
11:00	0,0	0,0	4,4	3,0	6,20	5,53	0,39	0,18				
14:00	0,0	0,0	3,0	2,9	5,36	5,56	0,49	0,18				
17:00	0,0	0,0	3,2	3,2	6,06	5,16	0,46	0,18				
20:00	0,0	0,0	3,5	3,3	3,19	3,60	0,13	0,09				
23:00	0,0	0,0	3,5	3,3	2,54	2,60	0,13	0,09				
02:00	0,0	0,0	3,7	3,0	2,15	3,19	0,13	0,10				
05:00	0,0	0,0	3,9	2,7	6,50	2,86	0,12	0,09				
Média			3,6	3,1	4,57	4,07	0,26	0,13				
E%						11	94	97				
ES%								97				

As eficiências de remoção foram obtidas como se segue: E% = (EB - Ralex)/EB, (Ralex - FAD)/Ralex, (Ralex - FFAD)/Ralex e ES% = (EB - FFAD)/EB

Tabela 5.26 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 2 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos do leito de 0,59 mm a 0,84 mm como descrito no item 5.3.2.1.2.

		Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
compostas	EB	0,13	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,20	0,03	< 0,003	< 0,005
	RALEx	0,10	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,87	0,03	< 0,003	0,14
	FAD	0,03	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,59	0,03	< 0,003	< 0,005
	FFAD	0,03	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,35	0,03	< 0,003	< 0,005
11:00	FFAD	0,04	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,47	0,02	< 0,003	< 0,005
14:00	FFAD	0,03	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,45	0,03	< 0,003	< 0,005
17:00	FFAD	0,03	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,96	0,08	< 0,003	< 0,005
20:00	FFAD	0,04	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,8	0,04	< 0,003	0,03
23:00	FFAD	0,10	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,9	0,03	< 0,003	< 0,005
02:00	FFAD	0,40	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,15	0,03	< 0,003	< 0,005
05:00	FFAD	0,06	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	< 0,005	0,03	< 0,003	< 0,005

De maneira geral pode-se afirmar que o sistema operando à taxa de aplicação superficial de $250 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$, $R=15\%$ e DCF variável de acordo com a turbidez do afluente (efluente do RALEx), apresentou desempenho satisfatório, produzindo efluente final com turbidez média de 2,1 uT, SST de 2 mg/L, DQO_B de 22 mg/L, DQO_F de 6 mg/L, cor de 30 uC, $\text{Abs}_{254\text{nm}}$ de $0,165 \mu\text{S}/\text{cm}$ e P-PO_4^{3-} de 0,13 mg/L.

5.3.2.1.3 - Ensaio 3: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $\text{Psat} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$, $T_F = 18 \text{ min}$, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $\text{TAS} = 300 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{\text{ar}}/\text{m}^3$)

Neste ensaio da investigação experimental a instalação de floto-filtração, composta com leito filtrante de areia com tamanho dos grãos entre 0,59 e 0,84 mm e T.E. = 0,6, foi avaliada com uso da taxa de aplicação superficial de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$. Para este ensaio foi adotado tempo de floculação igual a 18 minutos em virtude da limitação de vazão afluente e geometria dos flocoadores. Este ensaio apresentou os melhores resultados para o estudo do floto-filtro com este tipo de leito. A turbidez média na saída do sistema foi de 1 uT e a carreira de filtração de 24 horas perfazendo um volume total de efluente tratado de $131,04 \text{ m}^3$. A Figura 5.46 mostra os valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO_4^{3-} e turbidez medidos de três em três horas por um período de 24 horas e a Figura 5.47 mostra os valores de SST, absorvância ($\text{Abs}_{254\text{nm}}$), DQO_B , e DQO_F do EB, efluente do RALEx, efluente do estágio de flotação (FAD) e efluente do estágio de filtração (FFAD).

As temperaturas do EB, RALEx, FAD e FFAD variaram muito, de valores próximos a $30 \text{ }^\circ\text{C}$ até valores abaixo de $23 \text{ }^\circ\text{C}$, no entanto, não foi verificada nenhuma

alteração no desempenho do sistema que comprovasse a influência da variação da temperatura nos resultados obtidos.

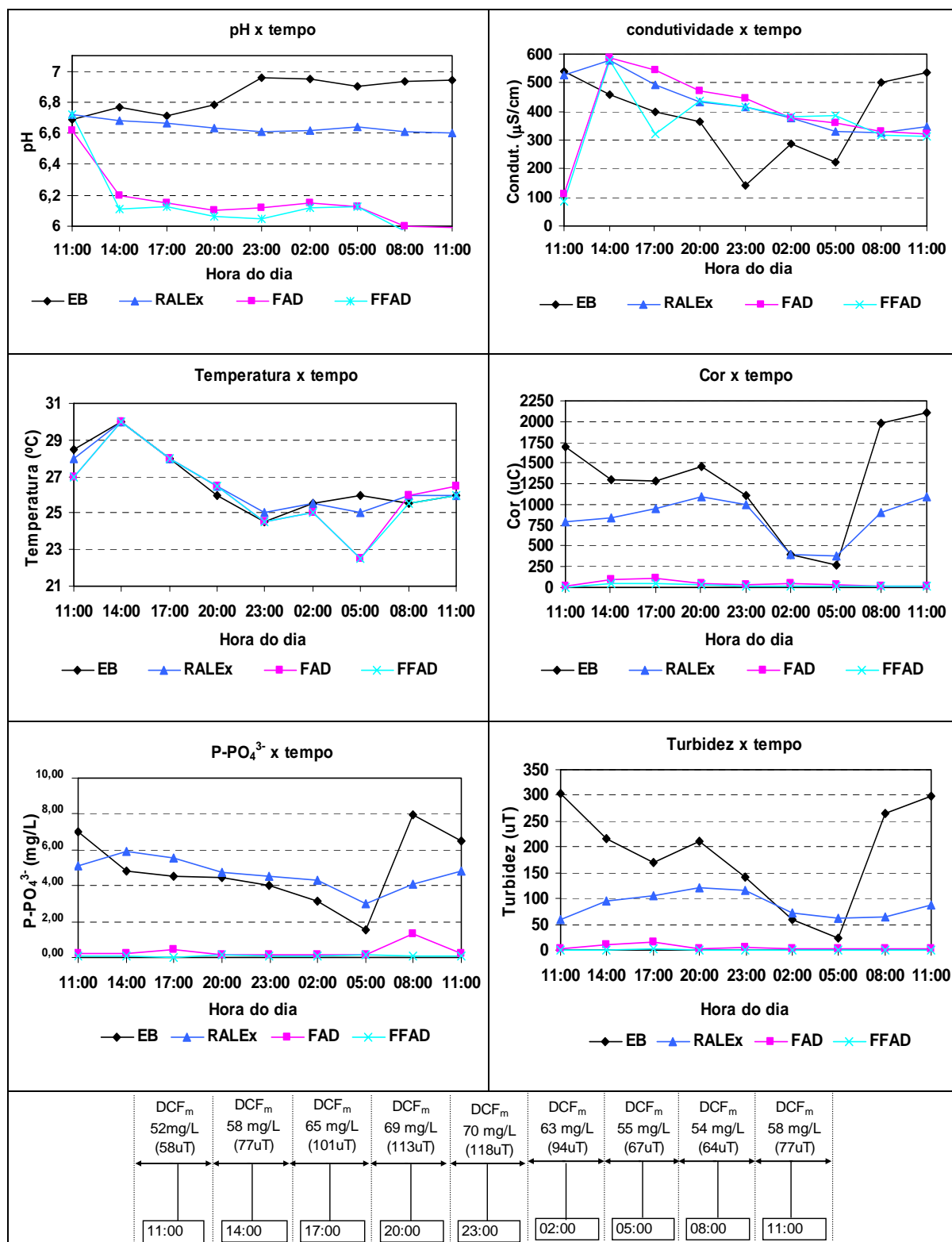


Figura 5.46 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P- PO_4^{3-} e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com $\text{Psat} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$, $T_F = 18 \text{ min}$, $\text{TAS} = 300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ e $R = 15 \%$.

O pH do EB apresentou ligeiro aumento no decorrer do ensaio passando de 6,7 no início do ensaio (11:00 horas), chegando a 6,9 ao final do ensaio (11:00 do outro dia) e o pH do efluente do RALEx permaneceu praticamente constante, próximo a 6,65. Os valores de pH do efluente da FAD e do efluente da FFAD apresentaram comportamentos semelhantes, como esperado. No início do ensaio apresentavam valores de pH próximos de 6,6 e ao final valores de pH próximos de 6,0. Em parte, o decréscimo no valor do pH deveu-se à adição do cloreto férrico na etapa de coagulação.

Neste ensaio os valores de condutividade do EB foram menores que os dos outros pontos de coleta de amostra (RALEx, FAD e FFAD). Da mesma forma que nos ensaios anteriores os valores encontrados para a FAD e para FFAD são próximos aos valores encontrados para o efluente do RALEx também, em parte, devido ao acréscimo do cloreto férrico (coagulante) pois, como o efluente do RALEx passou por mais duas etapas de tratamento (FAD e FFAD) era esperado redução nos valores de condutividade, o que não ocorreu.

Os valores de concentração de $P-PO_4^{3-}$ medidos no efluente final (FFAD) foram sempre inferiores 0,16 mg/L. É importante ressaltar que o estágio da FAD proporcionou 93% de remoção (residuais de 0,13 a 1,30) e considerando-se o estágio da filtração a eficiência alcançada foi de 98% (residuais de 0,01 a 0,16). O EB apresentou concentração de fósforo de 7 mg/L às 11:00 horas, 1,56 mg/L às 05 horas e 7,93 às 08:00 horas o que evidencia a grande oscilação desta variável de controle no EB. O efluente do RALEx apresentou concentração média de fósforo de 4,7 mg/L.

O sistema apresentou eficiência global na remoção de cor de 98% com concentrações residuais médias de 828, 48 e 23 mg/L para os efluentes do RALEx, FAD e FFAD, respectivamente. Os valores de cor do efluente final do sistema variaram de 7 uC na primeira amostra coletada (11:00 horas) pra 50 uC para a amostra coletada às 17:00 horas. Na maior parte do tempo os valores de cor medido foram inferiores a 23 uC.

A variação de turbidez das amostras seguiu o mesmo padrão de variação da cor, ou seja, a etapa de flotação atuou de maneira decisiva na qualidade final do efluente, reduzindo em média 94% da turbidez afluyente. O EB e efluente do RALEx apresentaram turbidez de 23 a 303 uT e de 58 a 120 uT dependendo do horário de coleta. Os maiores valores de turbidez do EB e do RALEx foram de amostras coletadas entre 14:00 horas e 23:00, às 05:00 horas o EB apresentou turbidez mínima de 23 uT, valor inferior ao apresentado pelo efluente do RALEx no mesmo horário de coleta. As eficiências médias de

remoção foram de 54, 94, 99 e 99,2 % para o RALEx em relação ao EB, para a FAD em relação ao RALEx, para a FFAD em relação ao RALEx e para a FFAD em relação ao EB (eficiência final do sistema), respectivamente. Estes valores obtidos são expressivos e comprovam o bom funcionamento da unidade.

Com relação às concentrações de $P-PO_4^{3-}$ no RALEX e EB pode-se observar comportamentos semelhantes aos encontrados nos ensaios anteriores, ou seja, apresentaram concentrações de fósforo próximas porém oscilantes no decorrer do experimento. As concentrações nos efluentes da etapa de flotação (FAD) e da etapa de floto-filtração (FFAD) também tiveram comportamento parecido ao apresentado em outros ensaios, ou seja, os valores ficaram abaixo de 0,46 mg/L durante todo o tempo do ensaio exceto às 08:00 horas quando o valor encontrado para o efluente da FAD foi de 1,3 mg/L. É bem provável que esse valor “alto” seja decorrente de erro na coleta da amostra ou análise em laboratório, pois todos os outros valores estão muito próximos e praticamente constantes.

Com relação à concentração de SST, o RALEx apresentou papel fundamental no decorrer do ensaio com eficiência média de remoção de 68% e remanescentes no efluente de 32 a 77 mg/L. Já a FAD apresentou 85% de remoção do remanescente do RALEx com residuais de 2 a 24 mg/L (em quase todas as amostras menor que 11 mg/L). O efluente final apresentou concentrações de SST de 0,6 a 4,3 mg/L com eficiência global do sistema de 99%. Pode-se afirmar que o efluente produzido é adequado, considerando-se os níveis de SST, caso seja requerido desinfecção do efluente com o emprego de radiação ultravioleta, por exemplo.

Pode-se verificar que os valores encontrados para a Abs_{254nm} das amostras do EB são bem superiores nos horários de coleta compreendidos entre 11:00 horas e 23:00 horas. A Abs_{254nm} média foi próxima de $0,866\text{ cm}^{-1}$ para o EB enquanto que às 05:00 horas foi de $0,215\text{ cm}^{-1}$. O efluente do RALEx apresentou valores com pequena oscilação com média de $0,427\text{ cm}^{-1}$. A eficiência total do sistema na redução de Abs_{254nm} foi de 80% com valor médio do efluente final do sistema de $0,176\text{ cm}^{-1}$.

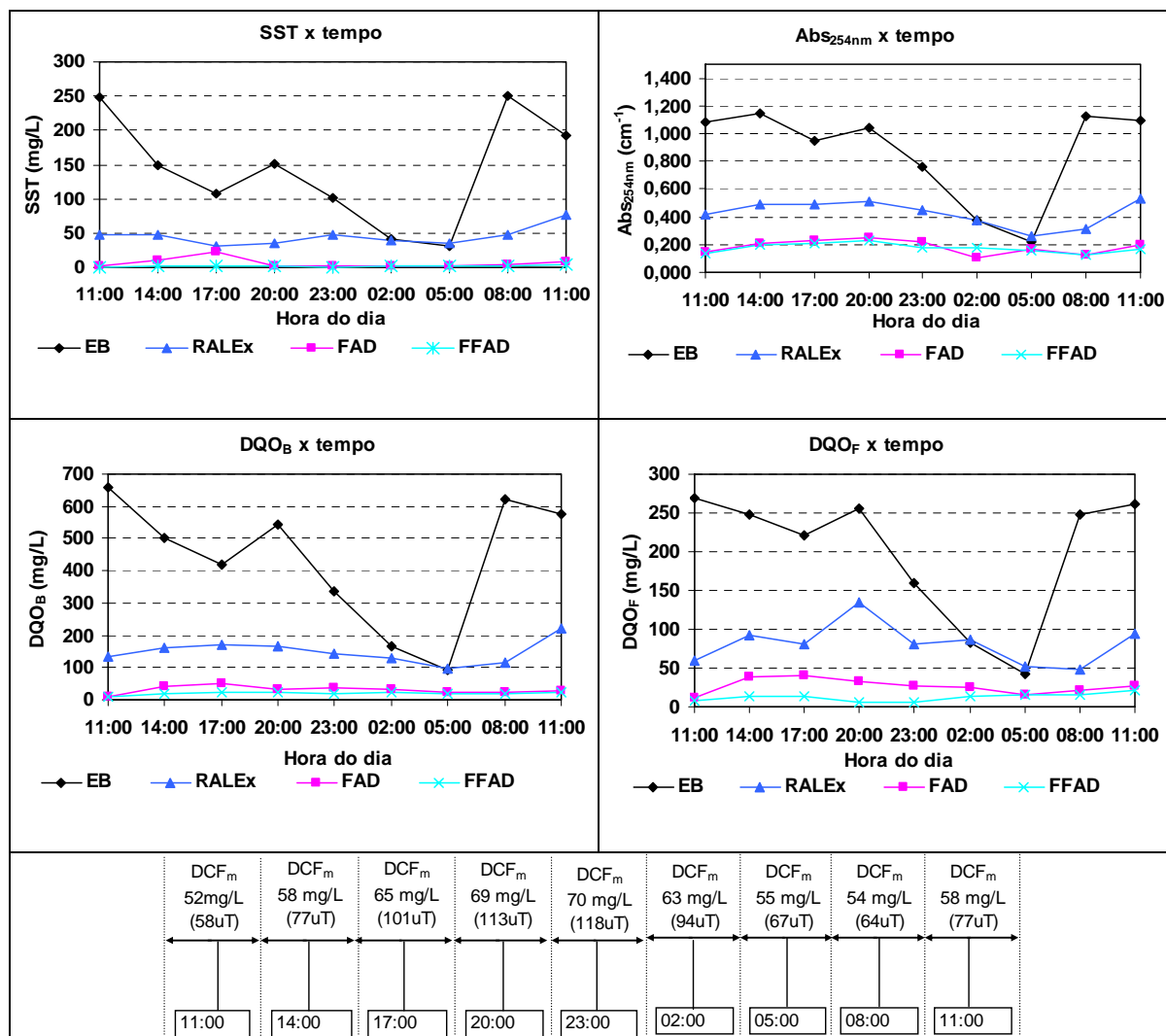


Figura 5.47 - Valores de SST, Abs_{254nm} e DQO obtidos com operação do floto-filtro (0,59 mm-0,84mm) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Com relação à presença de oxigênio dissolvido (OD) assim como nos outros ensaios, houve em média uma queda do OD do efluente da FAD para o efluente final do sistema (FFAD) que passou de 3,7 mg/L para 2,9 mg/L. Provavelmente parte do OD ficou retido no leito filtrante na etapa de filtração. Não foi detectada presença de OD no EB e no efluente do RALEx em nenhuma das amostras coletadas.

A Figura 5.48 ilustra os valores de turbidez de amostras coletadas de uma em uma hora para as diferentes alturas do leito filtrante. Pode-se verificar claramente que a maior parte das amostras apresenta turbidez inferior a 2 uT. A média final do efluente foi de 1 uT o que representa resultado excelente tratando-se de pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio.

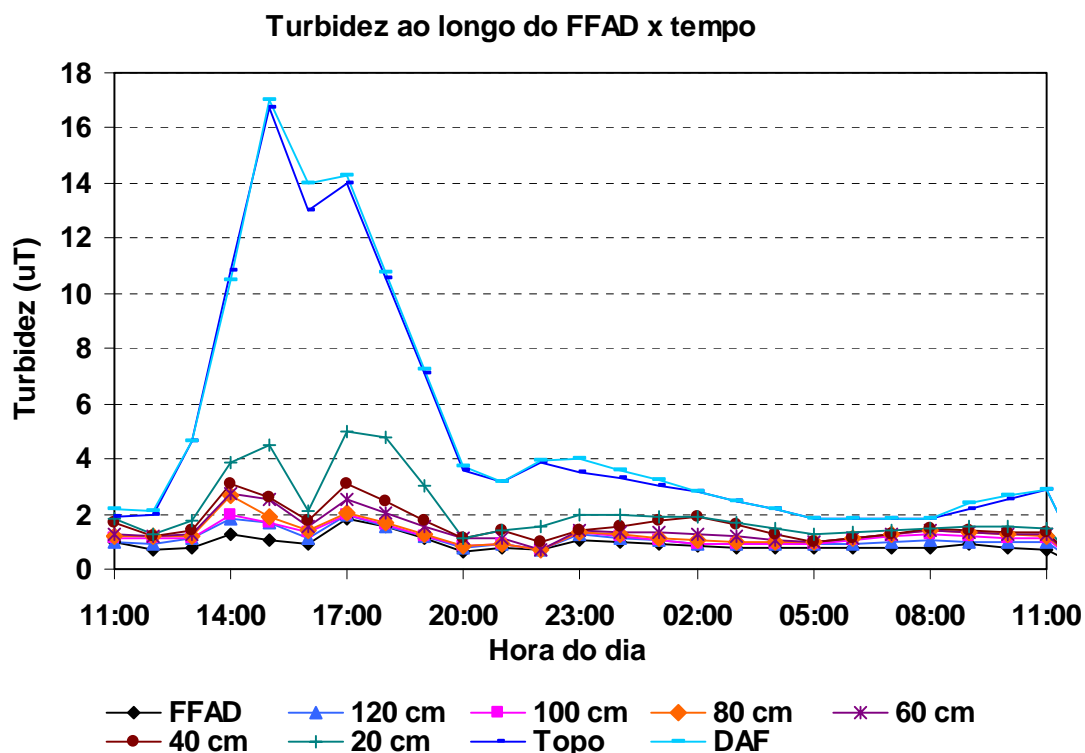


Figura 5.48 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

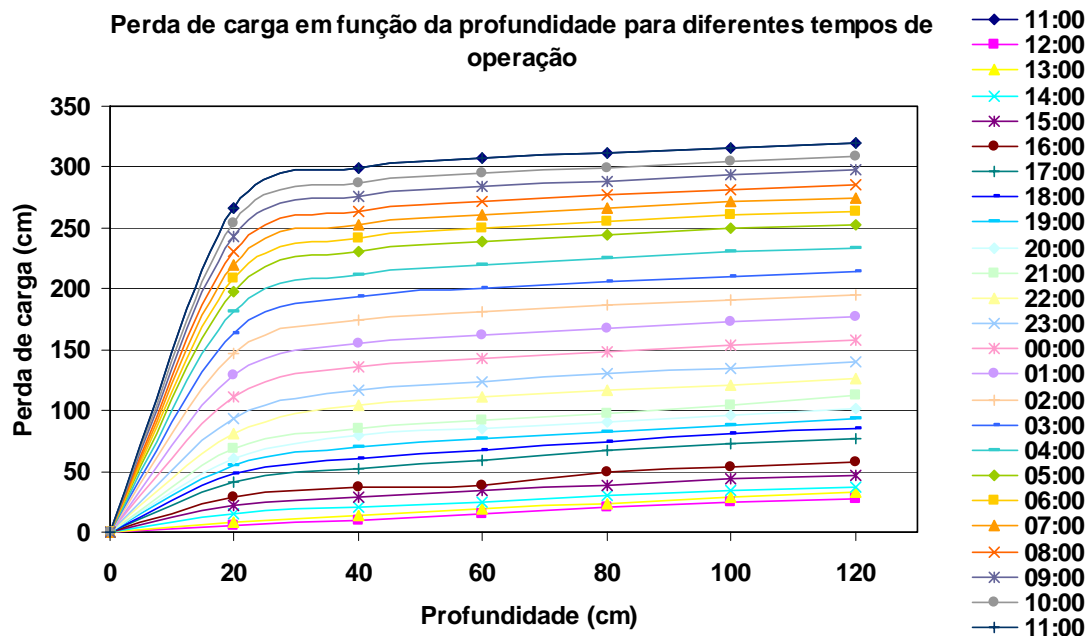


Figura 5.49 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,59 mm - 0,84 mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

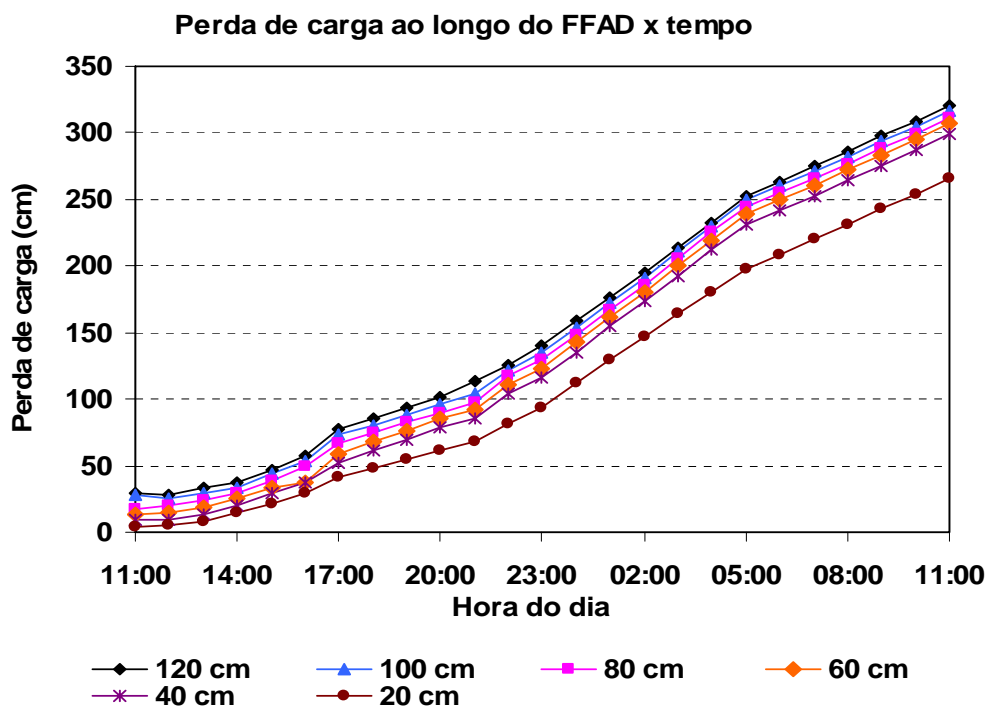


Figura 5.50 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,59 mm-0,84mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Como pode ser observado, as linhas são praticamente paralelas o que nos dá a informação de que todo o leito filtrante trabalhou de alguma forma. As camadas superiores como barreira principal e as demais como polimento do efluente.

Na Figura 5.49 estão apresentados os valores de perda de carga em função da profundidade do leito para as diferentes leituras de nível no piezômetro. Observa-se que a frente de impurezas não é muito nítida, porém pode-se dizer que a maior parte da perda de carga ficou concentrada nas primeiras camadas.

Na Figura 5.50 fica mais claro ainda a afirmação do parágrafo anterior. O desenvolvimento da perda de carga ao longo do filtro é bem mais acentuado nos primeiros 20 cm de leito. De acordo com a figura nas duas primeiras camadas ocorre quase toda a perda de carga do leito. O alcance da carga hidráulica máxima disponível (320 cm) e conseqüente encerramento da carreira de filtração ocorreu às 11:00 após decorridas 24 horas de ensaio. Considerando-se que para lavagem do filtro foram gastos aproximadamente 2,22 m³ de água limpa (3 min de injeção de ar e 7 min com vazão igual a 19 m³/h) resulta que a produção bruta de água foi de 131,04 m³ e a produção líquida de 128,82 m³. A taxa de aplicação superficial utilizada na lavagem do filtro foi de 912 m³/m².dia.

A Tabela 5.27 apresenta resumo de todos os valores medidos de pH, temperatura, turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, condutividade, cor, Abs_{254nm}, OD e P-PO₄³⁻ durante a realização do ensaio. Podem ser observadas eficiências médias de tratamento de 99, 99, 96, 94, 98, 80 e 99% para turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, cor, Abs_{254nm} e P-PO₄³⁻.

De acordo com a Tabela 5.28 que apresenta valores medidos dos metais Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu e Cr para o EB, RALE_x, FAD e FFAD pode-se verificar que apenas para a concentração de Fe houve mudança considerável, assim como nos outros ensaios realizados. A concentração máxima de Fe no efluente final do sistema foi de 2,10 mg/L às 17:00 e mínima de 0,7 mg/L às 11:00 com média final de 1,15 mg/L. Para os outros metais avaliados não houve variações das concentrações dos mesmos ao atravessarem o sistema, ou seja, houve pouca oscilação nos valores medidos do efluente final, acompanhando sempre os valores medidos para o EB.

De maneira geral, os resultados forneceram subsídios suficientes para a afirmação de que dos três ensaios realizados com o floto-filtro com leito de tamanhos dos grãos entre 0,59 e 0,84 mm, os melhores resultados foram obtidos com taxa de aplicação superficial nos filtros de 300 m³/m²dia, contrariando o que seria lógico, ou seja, melhores resultados relacionados à menor taxa de aplicação superficial. Apesar de não estar claro nos gráficos das Figuras 5.48, 5.49 e 5.50 uma justificativa para a melhora do sistema com o aumento da taxa de aplicação pode ser o maior caminhamento da frente de impurezas no leito filtrante.

Tabela 5.28 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 3 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos do leito de 0,59 mm a 0,84 mm como descrito no item 5.3.2.1.3.

		Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)	
	EB	0,22	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,10	0,10	0,03	0,30	
	RALEx	0,07	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,10	0,11	0,04	0,25	
	FAD	0,09	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,50	0,10	0,01	0,40	
compostas	FFAD	0,15	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,15	0,10	0,04	0,40	
	11:00	FFAD	0,18	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,20	0,11	0,04	0,31
	14:00	FFAD	0,08	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,10	0,10	0,04	0,26
	17:00	FFAD	0,08	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,10	0,10	0,03	0,68
	20:00	FFAD	0,04	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,98	0,09	0,03	0,79
	23:00	FFAD	0,03	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,96	0,09	0,02	0,97
	02:00	FFAD	0,02	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,95	0,08	0,02	1,16
	05:00	FFAD	0,05	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,80	0,08	0,02	1,16
	08:00	FFAD	0,06	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,81	0,08	0,02	1,16
	11:00	FFAD	0,03	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,70	0,08	0,02	1,16

5.3.2.2 - Resultados obtidos com a operação do floto-filtro com leito filtrante composto por areia uniforme (C.U. < 1,13) com grãos de tamanho entre 0,7 mm e 1,0 mm e T.E. de 0,8

5.3.2.2.1 - Ensaio1: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $T_F = 20 \text{ min}$, $TAS = 200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$)

Neste ensaio da investigação experimental o floto-filtro foi avaliado utilizando-se como leito filtrante areia uniforme (C.U.<1,13) com grãos de tamanho entre 0,70 e 1,00 mm. Foi testada taxa de aplicação superficial de $200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ com razão de recirculação de 15%, adotada da etapa 1 da fase 2. São mostrados na Figura 5.51 os valores de pH, condutividade, temperatura, cor, $P\text{-PO}_4^{3-}$ e turbidez medidos de três em três horas por um período de 24 horas e na Figura 5.52 os valores de SST, absorvância (Ab_{S254nm}), DQO_B , e DQO_F do EB, efluentes do RALEx, FAD e FFAD.

De acordo com a Figura 5.51 as temperaturas do EB, efluente do RALEx, efluente do estágio de flotação (FAD) e efluente do floto-filtro (FFAD) tiveram grande variação, de valores próximos a 26 °C às 11:00 horas, 23 °C às 05:00 horas chegando a 28 °C às 11:00 horas do outro dia (final do ensaio). Mesmo com esta grande oscilação nos valores de temperatura provavelmente não houve influência significativa nos resultados encontrados uma vez que não houve queda de eficiência nos horários em que a temperatura apresentou valores próximos a 23 °C (valores mais baixos).

Observa-se que o pH do RALEx permaneceu praticamente inalterado em torno de 6,6 durante todo o ensaio, já o pH do EB apresentou ligeira oscilação entre 6,6 a 7,2, valor este medido às 8:00 horas próximo ao fim do ensaio. Os efluentes da FAD e FFAD apresentaram valor de pH próximos apresentando máximo de 6,6 no início do ensaio e mínimo de 6,2 às 23:00 horas. O decréscimo no valor do pH do efluente da FAD e FFAD deve-se em parte pela DCF, como já descrito nos ensaios anteriores.

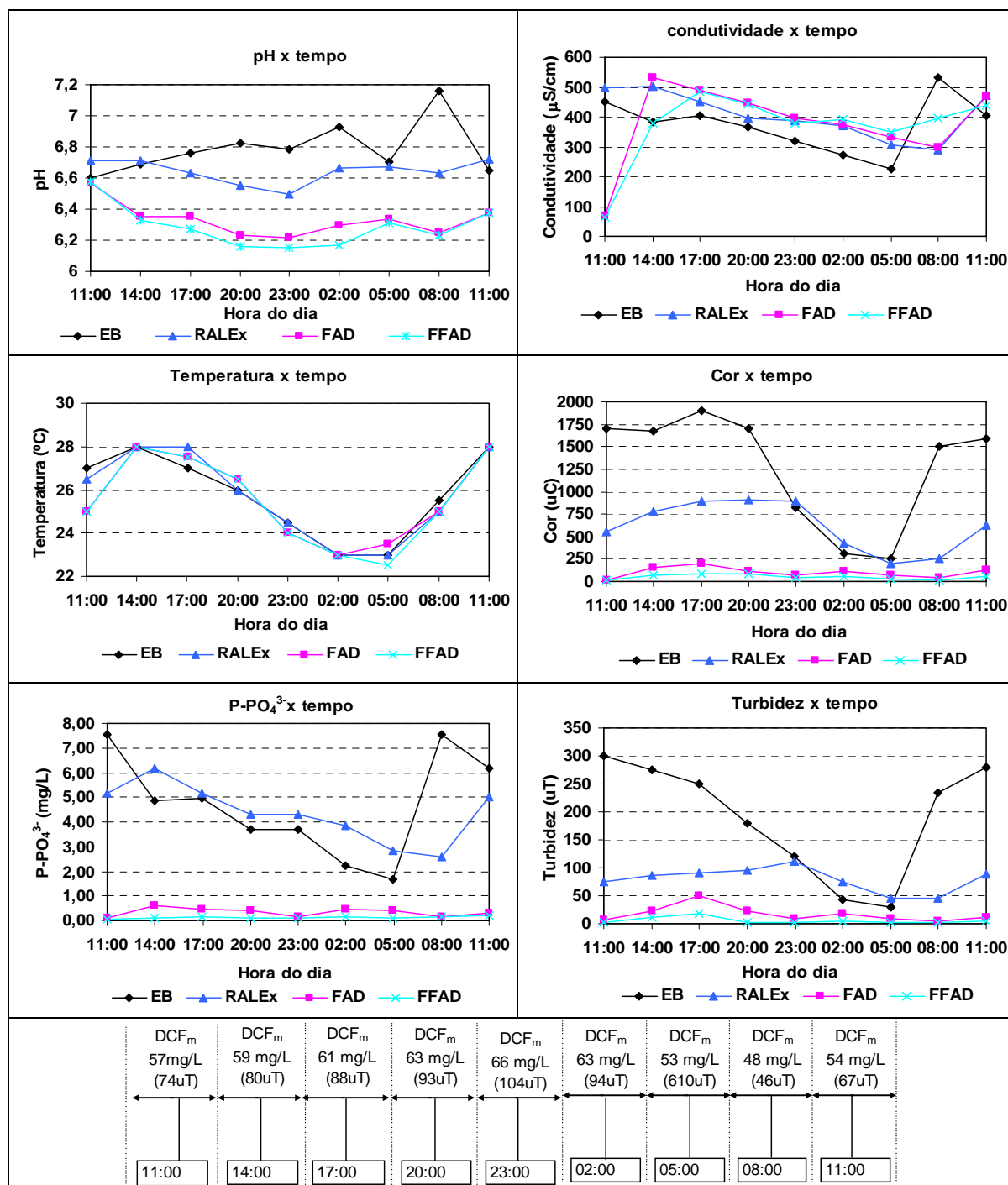


Figura 5.51 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P- PO_4^{3-} e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,7 mm-1,0mm) com $\text{Psat} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$, $T_F = 20 \text{ min}$, $\text{TAS} = 200 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ e $R = 15 \%$.

Os valores de condutividade das amostras coletadas para o EB, RALEx, FAD e FFAD, permaneceram entre 225 e 532 $\mu\text{S}/\text{cm}$ a não ser os valores de condutividade das amostras dos efluentes da FAD e FFAD coletadas às 11:00 (início do ensaio) que foram próximos de 65 $\mu\text{S}/\text{cm}$, devido provavelmente ao método de partida do sistema adotado neste trabalho.

O sistema de floto-filtração apresentou neste ensaio bons resultados na redução de cor, P-PO_4^{3-} , turbidez, SST, $\text{Abs}_{254\text{nm}}$ e DQO. Os valores obtidos no início do ensaio para cor do EB, efluentes do RALEx, FAD e FFAD foram de 1700, 550, 17, e 8 uC respectivamente. O EB apresentou cor da ordem de 1700 uC até 20:00 horas chegando a 250 às 05:00 horas. O efluente do RALEx apresentou cor variando de 200 a 910 uC para amostras coletadas às 05:00 horas e 20:00 horas respectivamente. O efluente do estágio de flotação (FAD) apresentou cor máxima às 17:00 horas (200 uC) e mínima às 11:00 horas (17 uC). O efluente da FFAD (efluente final) apresentou cor variando de 8 uC no início do ensaio a 90 uC às 17:00 horas. O sistema apresentou remoção média de cor de 96%, o que é bem satisfatório tratando-se de pós-tratamento de esgoto (efluente de reator anaeróbico).

O EB apresentou turbidez máxima de 300 uT no início do ensaio e mínima de 30 uT às 05:00 horas. Em quase todos os ensaios verificou-se que os mínimos valores dos parâmetros medidos para o EB foram encontrados às 05:00 horas, período no qual encontrava-se geralmente mais diluído. O efluente do RALEx apresentou turbidez média de 79 uT com valor máximo de 112 uT às 23:00 horas e mínimo de 45 uT às 08:00 horas do dia seguinte ao início do ensaio. O sistema apresentou efluente com turbidez média de 5,4 uT, bem acima dos valores observados nos ensaios realizados com filtro com filtro de areia de tamanho dos grãos entre 0,59 e 0,84 mm. A eficiência média alcançada foi de 97% o que em termos de eficiência é bem significativo.

Com relação às concentrações de P-PO_4^{3-} no RALEX e EB pode-se observar que nos horários em que o EB era mais concentrado (08:00) o mesmo apresenta concentrações de P-PO_4^{3-} maiores que do efluente do RALEx, em contrapartida, nos horários em que o EB era menos concentrado, o efluente do RALEx apresentava maior concentração de P-PO_4^{3-} , porém nos outros horários a concentração de fósforo em ambos era muito parecida (esse comportamento ocorreu em quase todos os ensaios deste trabalho). O sistema apresentou remoção média de P-PO_4^{3-} de 97% com residuais de 0,05 a 0,18 mg/L como pode ser visto na Tabela 5.29 e na Figura 5.51.

Com relação à concentração de SST, o RALEx apresentou papel fundamental durante o ensaio com eficiência média de remoção de SST de 76% com remanescentes no efluente de 18 a 95 mg/L. Já a FAD apresentou 75% de remoção do remanescente do RALEx com residuais de 5 a 16 mg/L. O efluente final apresentou concentrações de SST de 2 a 5 mg/L com eficiência global do sistema de 98%.

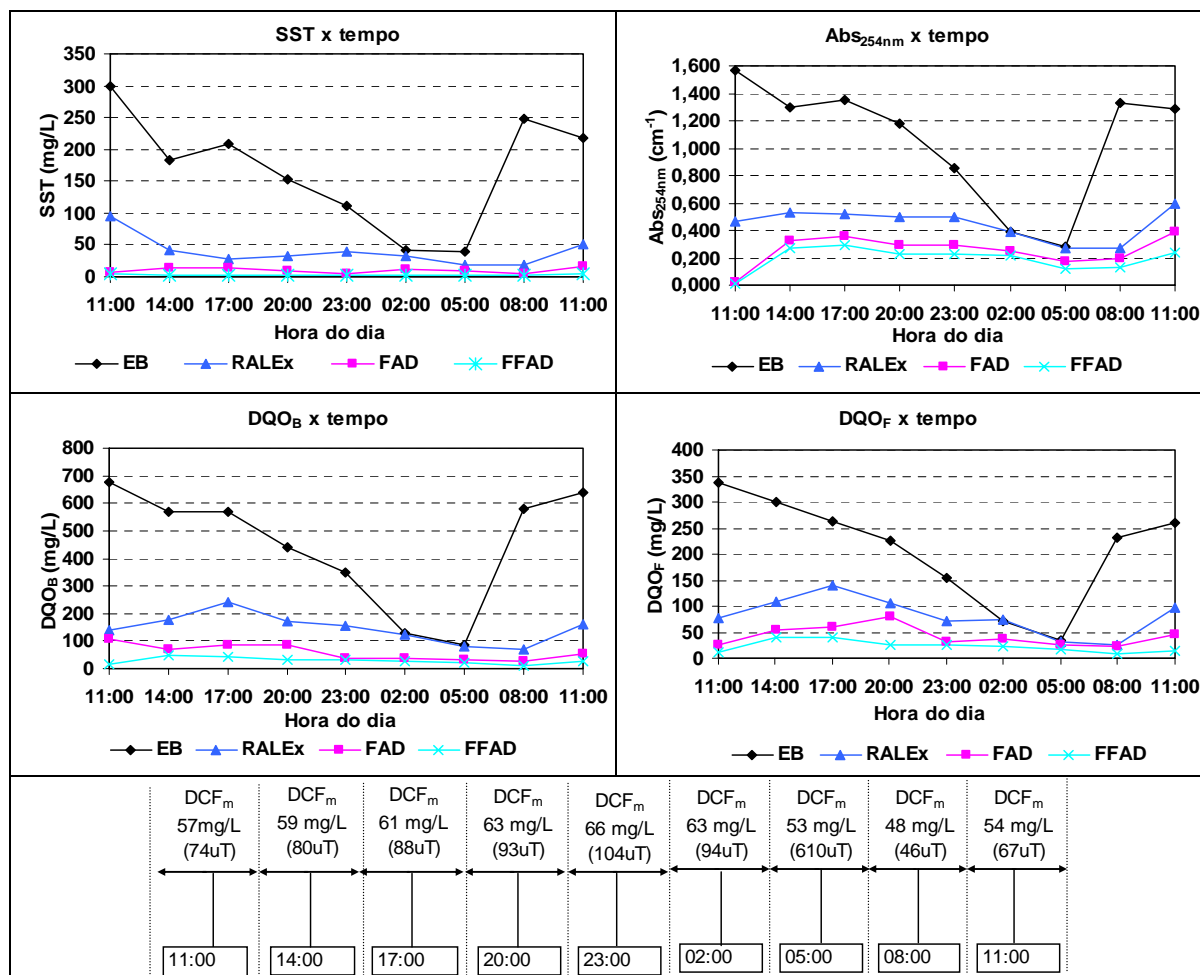


Figura 5.52 - Valores de SST, Abs_{254nm} , DQO e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,7 mm-1,0mm) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Com relação à absorvância no comprimento de onda 254 nm (Abs_{254nm}) pode-se verificar que os valores encontrados para as amostras do EB decrescem de 1,568 μ S/cm às 8:00 horas para 0,283 μ S/cm às 05:00 horas. O efluente do RALEx apresentou valores com grande oscilação (0,267 a 0,598 μ S/cm) porém bem menores do que os medidos para o EB. A eficiência total do sistema na redução de Abs_{254nm} foi de 82% com valores de Abs_{254nm} do efluente final do sistema entre 0,015 a 0,291 μ S/cm.

Com relação à presença de oxigênio dissolvido (OD) houve uma ligeira queda nos valores medidos para o efluente do estágio de flotação (FAD) que variaram de 3,5 a 4,9

mg/L, para os valores medidos de OD no efluente final (FFAD) que foram de 2,1 a 3,3 mg/L. A concentração residual de OD pode dispensar utilização de tecnologia de aeração após o sistema estudado, composto de reator RALEx seguido de floto-filtro, dependendo dos valores requeridos de OD no efluente final.

Durante o período do ensaio foram realizadas coletas horárias de amostras ao longo da altura do leito filtrante para medida de turbidez. Os resultados são ilustrados pela Figura 5.53.

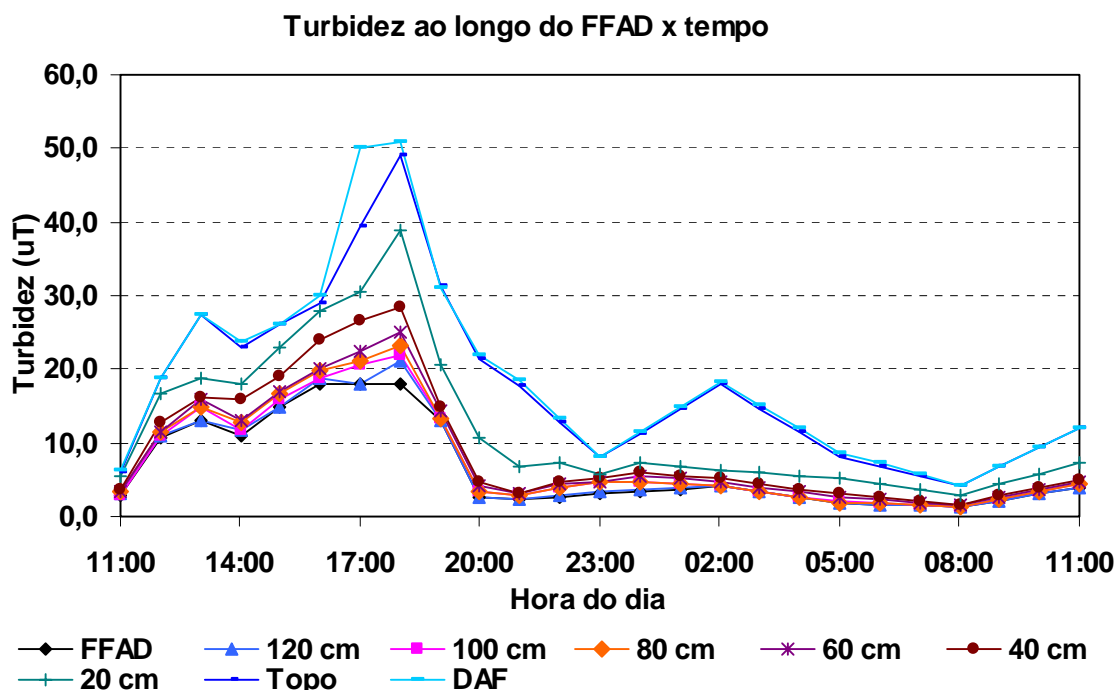


Figura 5.53 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm-1,00 mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Como pode ser observado, aparentemente os processos de coagulação/floculação no início da operação do sistema não estavam adequados. Provavelmente a DCF disponível era menor que a requerida. No entanto, o sistema entrou em equilíbrio aparente por volta de 20:00, momento a partir do qual o sistema produziu efluente com turbidez menor que 5 uT. Nota-se que a maior retenção de impurezas ocorreu na primeira camada do filtro, ou seja, a 20 cm do topo do leito filtrante. No entanto, pode-se verificar que todo o leito filtrante trabalhou efetivamente como etapa final de polimento.

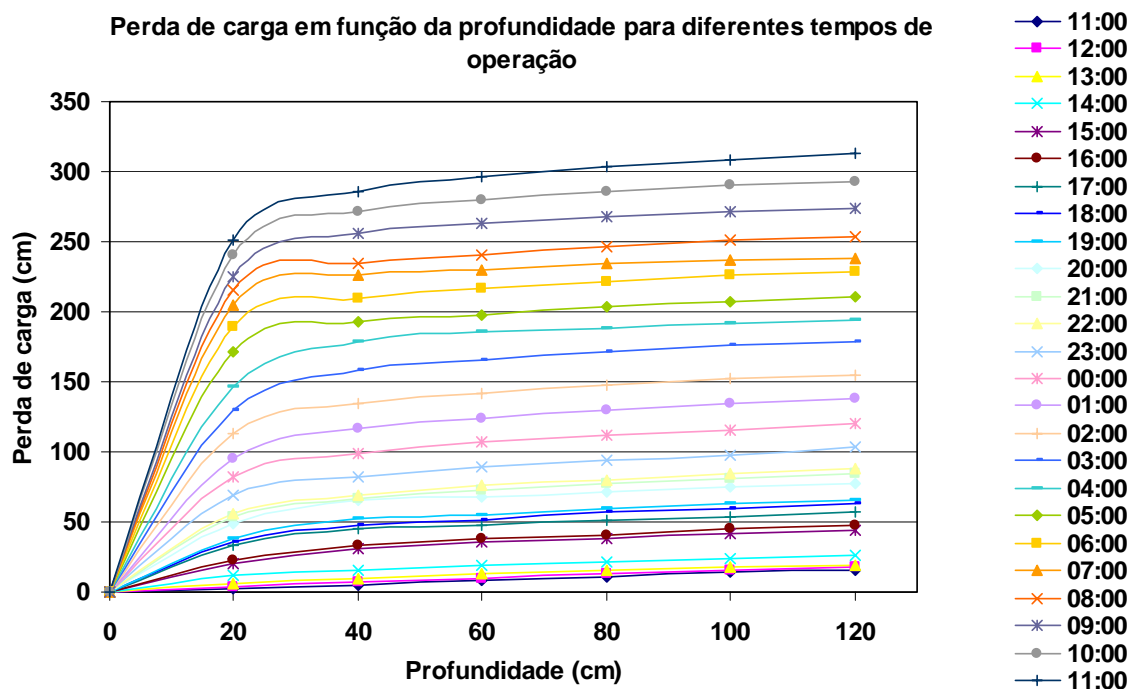


Figura 5.54 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,70 mm – 1,00 mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

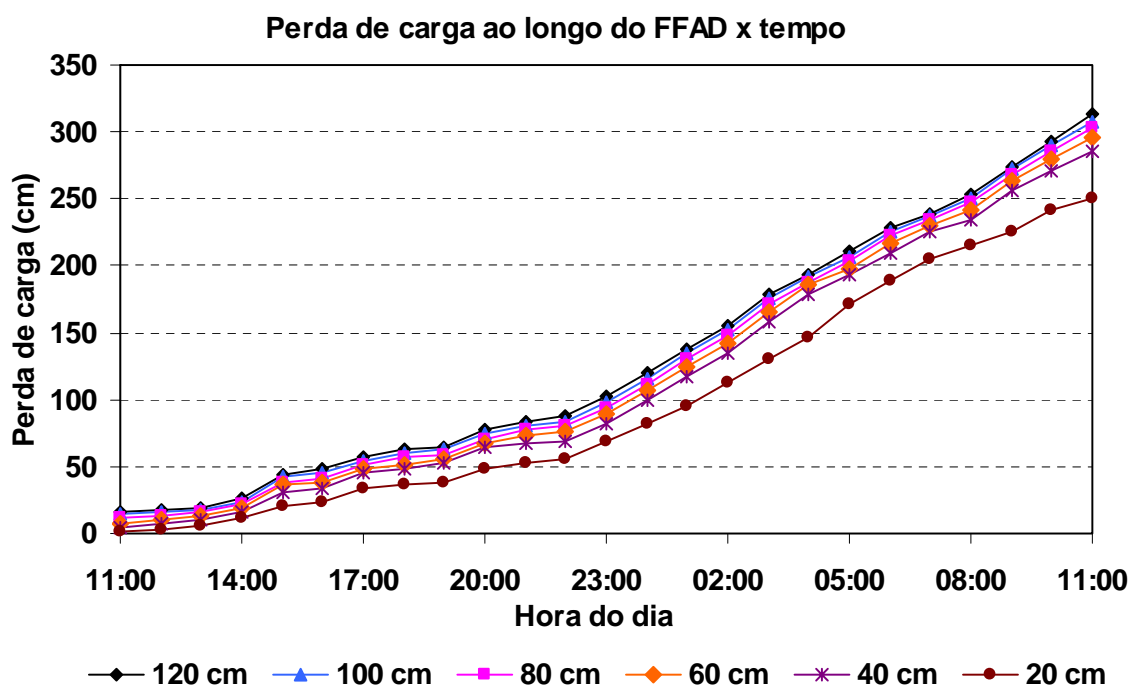


Figura 5.55 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm - 1,00 mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 200$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Na Figura 5.54 estão apresentados os valores de perda de carga em função da profundidade do leito para as diferentes horas de leitura do piezômetro. Observa-se que a frente de impurezas não apresenta caminhamento definido, o que de certa forma contraria

os dados ilustrados na Figura 5.53 na qual é nitidamente observado que todo o leito filtrante trabalha efetivamente, no entanto, as impurezas retidas nas camadas inferiores podem não apresentar concentração suficiente de sólidos que imprimam perda de carga considerável no leito.

Na Figura 5.55 fica mais claro o desenvolvimento da perda de carga ao longo do filtro. De acordo com a figura nas duas primeiras camadas ocorre quase toda a perda de carga do leito. O alcance da carga hidráulica máxima disponível (320 cm) e conseqüente encerramento da carreira de filtração ocorreu às 11:00 após decorridas 24 horas de ensaio. Considerando-se que para lavagem do filtro foram gastos 2,22 m³ de água limpa (3 min de injeção de ar e 7 min com vazão igual a 19 m³/h) resulta que a produção bruta de água foi de 87,36 m³ e a produção líquida de 85,14 m³. A taxa de aplicação superficial utilizada na lavagem do filtro foi de 912 m³/m²dia.

A Tabela 5.29 apresenta resumo de todos os valores medidos de pH, temperatura, turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, condutividade, cor, Abs_{254nm}, OD e P-PO₄³⁻ durante a realização do ensaio. Podem ser observadas eficiências médias de tratamento de 97, 98, 98, 89, 96, 82 e 97% para turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, cor, Abs_{254nm} e P-PO₄³⁻.

De acordo com a Tabela 5.30 que apresenta valores medidos dos metais Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu e Cr para o EB, RALEx, FAD e FFAD pode-se verificar que apenas na concentração de Fe houve mudança considerável devido à utilização de cloreto férrico como coagulante. Às 14:00 horas o efluente do sistema apresentou concentração máxima de Fe de 4,2 mg/L. Observou-se neste horário piora na qualidade do efluente final do sistema o que pode ser explicado pelo comportamento inadequado dos processos de coagulação/floculação no momento da coleta da amostra.

Tabela 5.30 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 1 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos do leito de 0,7 mm a 1,0 mm como descrito no item 5.3.2.2.1.

		Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
compostas	EB	0,04	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,80	0,05	< 0,003	0,17
	RALE _x	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,22	0,04	< 0,003	0,24
	FAD	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	4,45	0,06	< 0,003	0,18
	FFAD	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,9	0,06	< 0,003	0,19
11:00	FFAD	< 0,002	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,031	0,03	< 0,003	0,14
14:00	FFAD	0,03	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	4,2	0,04	< 0,003	< 0,005
17:00	FFAD	0,25	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	3,74	0,06	< 0,003	0,18
20:00	FFAD	0,13	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,9	0,06	< 0,003	0,13
23:00	FFAD	0,13	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	3,5	0,04	< 0,003	0,16
02:00	FFAD	0,30	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,53	0,06	< 0,003	0,15
05:00	FFAD	0,16	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,29	0,05	< 0,003	0,20
08:00	FFAD	0,06	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,28	0,05	< 0,003	0,20
11:00	FFAD	0,05	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,3	0,04	< 0,003	0,23

5.3.2.2.2 - Ensaio 2: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $T_F = 20 \text{ min}$, $TAS = 250 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_{ar}/\text{m}^3$)

Neste ensaio da investigação experimental o floto-filtro foi avaliado utilizando-se como leito filtrante areia praticamente uniforme ($C.U. < 1,13$) com grãos de tamanho entre 0,70 e 1,00 mm. Foi testada taxa de aplicação superficial de $250 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$ com razão de recirculação de 15%, adotada da etapa 1 da fase 2. A Figura 5.56 mostra os valores de pH, condutividade, temperatura, cor, $P\text{-PO}_4^{3-}$ e turbidez medidos de três em três horas por um período de 24 horas e a Figura 5.57 mostra os valores de SST, absorvância (Abs_{254nm}), DQO_B , e DQO_F do EB, efluente do RALE_x, efluente da FAD e da FFAD (efluente final do sistema). De acordo com a Figura 5.56 observa-se que o pH do EB apresentou oscilação entre 6,5 a 7,0. O pH do efluente do RALE_x permaneceu praticamente constante, em torno de 6,7. As amostras coletadas dos efluentes da FAD e FFAD apresentaram valores de pH muito próximos e em torno de 6,2.

A temperatura neste dia variou bastante, no entanto não foi caracterizada nenhuma perda aparente ao funcionamento do sistema em decorrência dessa variação. As temperaturas médias do EB, RALE_x, FAD e FFAD foram de 26 °C. Os valores de condutividade inicialmente baixos para os efluentes da FAD e da FFAD na primeira amostra coletada (105 e 82 $\mu\text{S}/\text{cm}$), provavelmente em decorrência do método de partida do sistema (explicado no item 4.3.2.1), alcançaram patamares próximos da condutividade

apresentada pelo EB e pelo efluente do RALEx nas outras amostras coletadas, ou seja, apresentaram valores entre 300 e 500 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

O sistema de floto-filtração apresentou neste ensaio bons resultados na redução de cor, P-PO_4^{3-} , turbidez, SST, $\text{Abs}_{254\text{nm}}$ e DQO. De fato esta foi uma característica marcante do sistema operado com a utilização do leito filtrante. Em quase todas as amostras coletadas houve redução da variável considerada em mais de 90%.

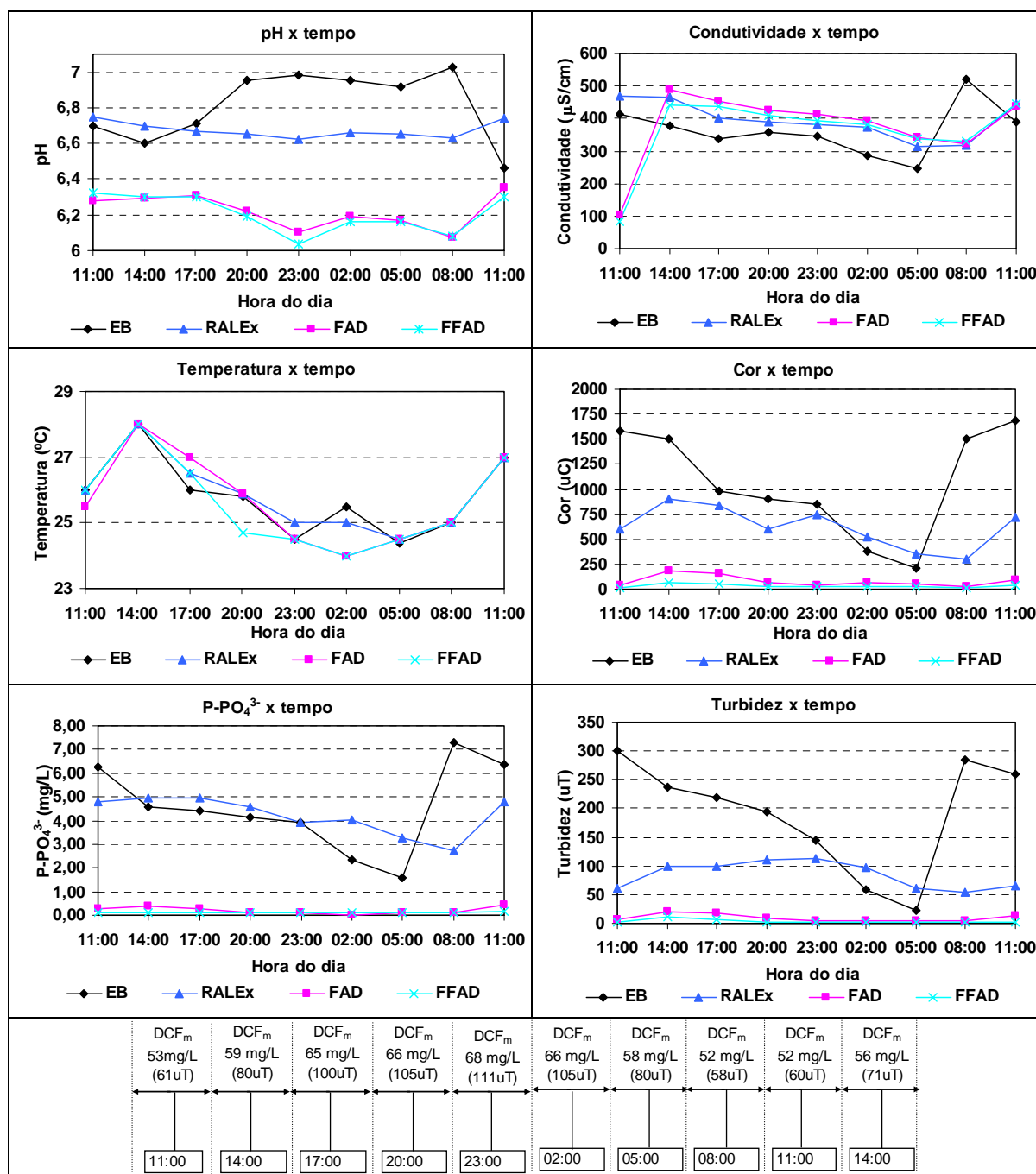


Figura 5.56 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO_4^{3-} e turbidez obtidos com operação do floto-filtro composto por areia de tamanhos dos grãos entre 0,7 mm e 1,0mm, com $\text{Psat} = 450 \pm 10 \text{ kPa}$, $T_F = 20 \text{ min}$, $\text{TAS} = 250 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$ e $R = 15 \%$.

Os valores obtidos para cor do EB, efluentes do RALEx, FAD e FFAD foram de 1580, 600, 40, e 8 uC respectivamente, para amostras do primeiro horário de coleta (11:00 horas). O EB apresentou valores de cor decrescentes até 05:00 chegando a 214 uC, a partir daí começou a apresentar valores crescentes até o fim do ensaio quando chegou a 1690 uC, às 11:00 horas do outro dia. Os valores de cor para as amostras coletadas do EB apresentaram comportamento similar aos valores de cor dos outros pontos de coleta considerados com decréscimo até o período compreendido entre 02:00 e 05:00 horas e aumento nos valores medidos até o fim do ensaio. Analisando-se os valores medidos das outras variáveis de controle, pôde-se verificar comportamento semelhante, em consequência da “diluição” do efluente do RALEx no período da “madrugada”.

O efluente do RALEx apresentou valor médio de cor de 620 uC com valor máximo de 900 uC às 14:00 horas e mínimo de 300 uC às 08:00. Já o efluente do estágio de flotação (FAD) apresentou valor máximo de 189 uC às 14:00 horas e mínimo de 20 uC às 08:00 horas. O efluente final (FFAD) apresentou valor médio de cor de 33 uC, com máximo de 70 uC às 14:00 horas e mínimo de 8 uC às 11:00 horas, quando o ensaio foi iniciado. É importante observar que os piores resultados de eficiência do estágio da FAD estão relacionados aos momentos de pior qualidade do efluente do reator RALEx. Provavelmente dosagens extras de coagulante para os processos de coagulação/floculação proporcionariam melhora no estágio da flotação e conseqüente melhora no estágio da filtração. De modo geral pode-se afirmar que os valores de cor medidos são relativamente baixos, tratando-se de efluente final de sistema de tratamento de esgoto sanitário.

A variação de turbidez das amostras seguiu o mesmo padrão de variação da cor, SST e DQO como dito anteriormente. O EB apresentou o maior valor de turbidez no início do ensaio (301 uT) decrescendo até o valor de 22 uT às 05:00 horas. A partir da coleta desta amostra todas as outras apresentaram aumento dos valores de turbidez. O efluente do RALEx apresentou turbidez média de 85 uT, e os efluentes das etapas de flotação (FAD) e filtração (FFAD) de 10 e 3,8 uT respectivamente. O efluente da FFAD apresentou valor mais elevado às 14:00 (12 uT). Verifica-se em todos os ensaios que esse horário é crítico para o processo. Os residuais mais elevados são medidos de amostras coletadas neste período. De qualquer forma o efluente final do sistema apresentou em média turbidez abaixo de 5 uT o que representa boa eficiência do sistema no período considerado.

Analisando-se as concentrações de $P-PO_4^{3-}$ das amostras coletadas do EB e do efluente do RALEX pode-se observar que nos horários em que o EB é mais concentrado

(geralmente período da manhã), o mesmo apresenta concentrações de $P-PO_4^{3-}$ maiores que do efluente do RALEx, em contrapartida, nos horários em que o EB é menos concentrado, o efluente do RALEx apresenta maior concentração de $P-PO_4^{3-}$, porém nos outros horários a concentração de fósforo em ambos é muito semelhante. Situação semelhante a esta foi observada em quase todos os ensaios realizados na Fase 2 deste trabalho. No início do ensaio a concentração de $P-PO_4^{3-}$ no EB foi sempre superior à concentração de $P-PO_4^{3-}$ presente no efluente do RALEx devido, provavelmente, à entrada no RALEx de esgoto bruto diluído durante as horas do período da madrugada. No entanto, nas amostras coletadas do efluente final do sistema (FFAD) as concentrações de $P-PO_4^{3-}$ apresentaram valores sempre inferiores a 0,18 mg/L, com média de 0,11 mg de $P-PO_4^{3-}$ por litro de efluente tratado.

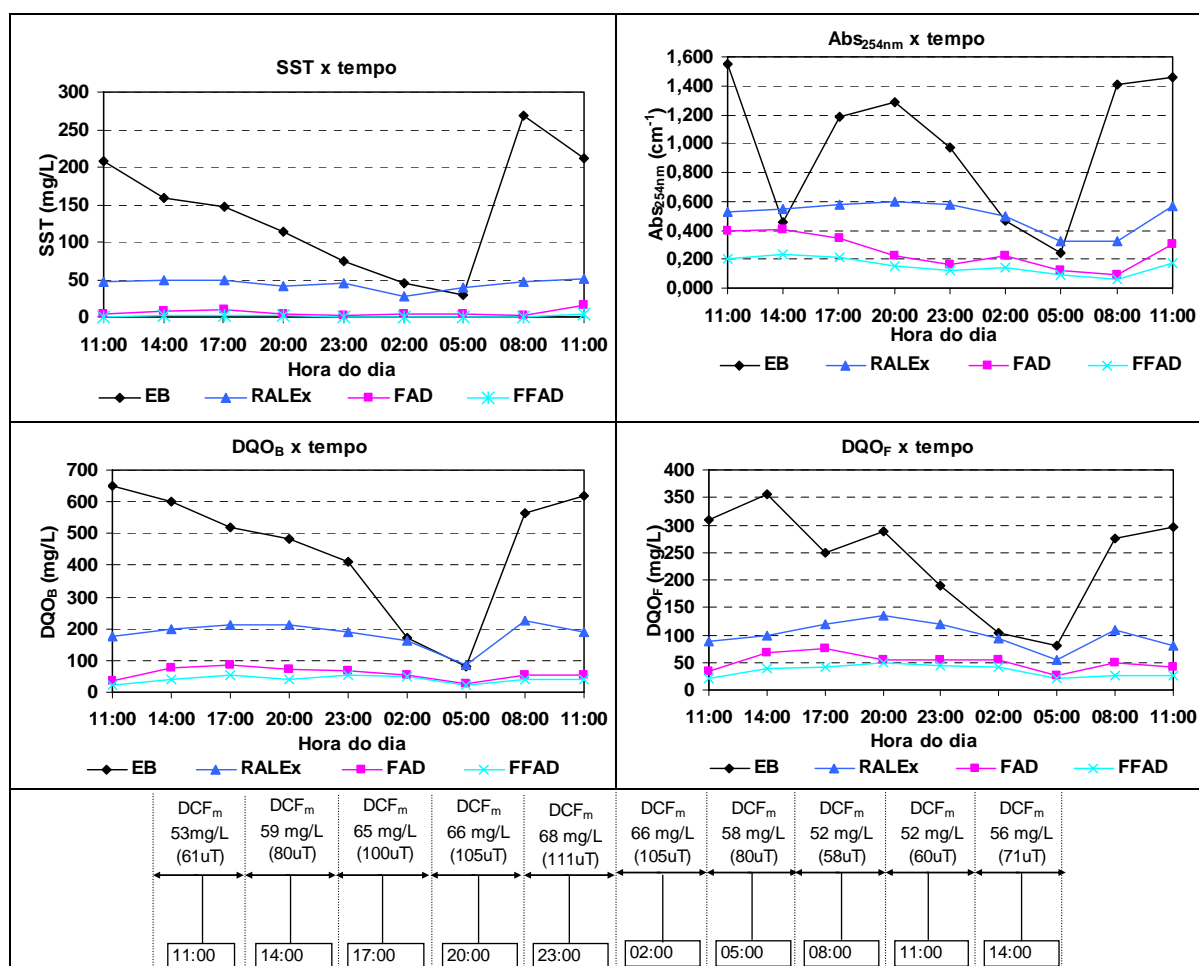


Figura 5.57 - Valores de SST, Abs_{254nm} nm, DQO e turbidez com operação do floto-filtro (0,7 mm-1,0mm) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Com relação à concentração de SST, o RALEx apresentou papel fundamental no decorrer do ensaio com eficiência média de remoção de 68% com concentrações de SST remanescentes no efluente de 27 a 51 mg/L. A etapa da FAD removeu em média 87 % do

remanescente do efluente do RALEx apresentando residuais de 2 a 15 mg/L e média de 6 mg/L. O efluente final apresentou concentrações de SST de 0,3 a 3,6 mg/L com eficiência global do sistema de 99%. A concentração de SST média final foi de 2 mg/L e na maior parte do tempo inferior a 1 mg/L.

O valor medido inicialmente para a DQO_B do EB apresentou queda nas primeiras horas do ensaio, diminuindo de 650 mg/L para 81 mg/L às 05:00 horas, chegando a 620 mg/L ao fim do ensaio. Já a concentração de DQO_F subiu de 310 mg/L no início do experimento para 356 mg/L após três horas de ensaio, e depois começou a decrescer chegando ao valor de 81 mg/L às 05:00 horas, elevando novamente ao fim do ensaio para 297 mg/L. O efluente do RALEx apresentou DQO_B e DQO_F com tendências bem semelhantes. Os valores medidos de DQO_F apresentaram valores da ordem de 0,5 vezes os valores medidos para DQO_B durante todo o experimento ou seja, média de 183 mg/L para DQO_B e 100 mg/L para a DQO_F . O efluente da FAD apresentou valores médios de DQO_B e DQO_F de 59 e 51 mg/L respectivamente. A eficiência do sistema na remoção de DQO foi em média de 91 e 86 % para a bruta e filtrada respectivamente. Os valores médios remanescentes para a DQO_B e DQO_F foram de 41 e 34 mg/L para o efluente final do sistema (FFAD) correspondentes a 91% e 86% de eficiência de remoção, respectivamente.

Com relação à absorvância no comprimento de onda 254 nm (Abs_{254nm}) pode-se verificar que os valores encontrados para as amostras do EB decrescem de $1,554\text{ cm}^{-1}$ às 8:00 horas para $0,244\text{ cm}^{-1}$ às 05:00 horas. O efluente do RALEx apresentou valores compreendidos entre $0,319\text{ cm}^{-1}$ e $0,600\text{ cm}^{-1}$. Já os efluentes da FAD e FFAD apresentaram valores médios de Abs_{254nm} de $0,253\text{ cm}^{-1}$ e $0,152\text{ cm}^{-1}$ respectivamente. A eficiência total do sistema na redução de Abs_{254nm} foi de 85% com valores do efluente final do sistema entre $0,060\text{ cm}^{-1}$ a $0,230\text{ cm}^{-1}$.

Durante o período do ensaio, além das coletas de amostras de 3 em 3 horas, foram realizadas coletas horárias de amostras ao longo da altura do leito filtrante para verificação do comportamento do filtro, como avanço das impurezas em seu interior. Foram coletadas amostras de nove pontos dispostos ao longo da altura do floto-filtro: seis pontos no interior do leito filtrante, um ponto no topo do leito filtrante, um ponto situado a 80 cm acima do topo do leito filtrante (FAD) e um ponto após o leito filtrante (FFAD). Os resultados são ilustrados nas Figuras 5.58, 5.59 e 5.60.

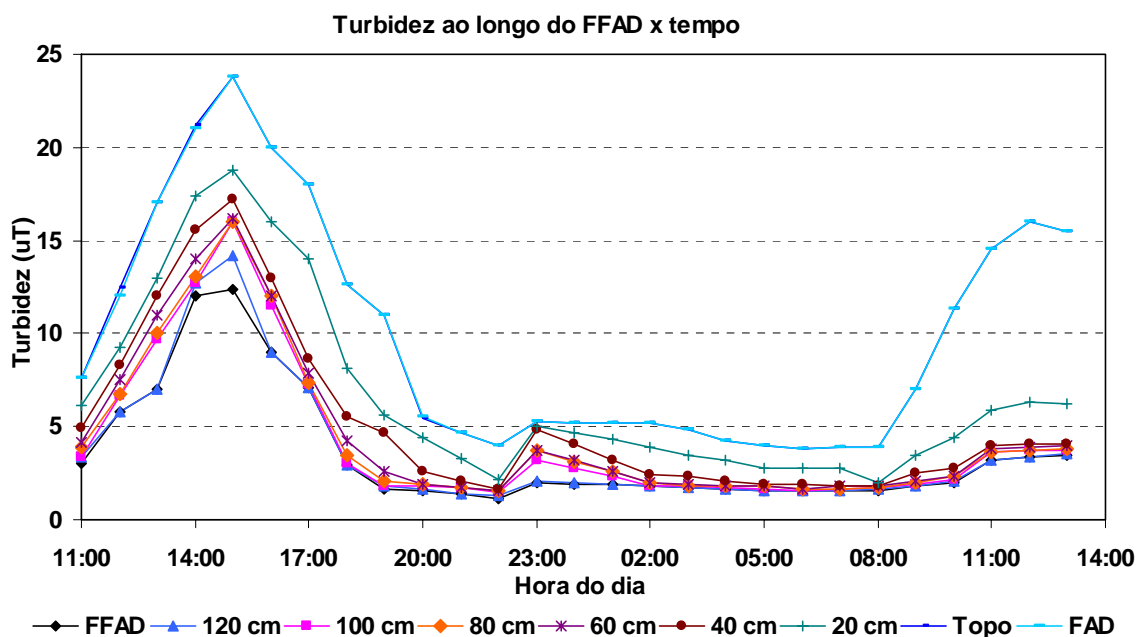


Figura 5.58 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm-1,00 mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

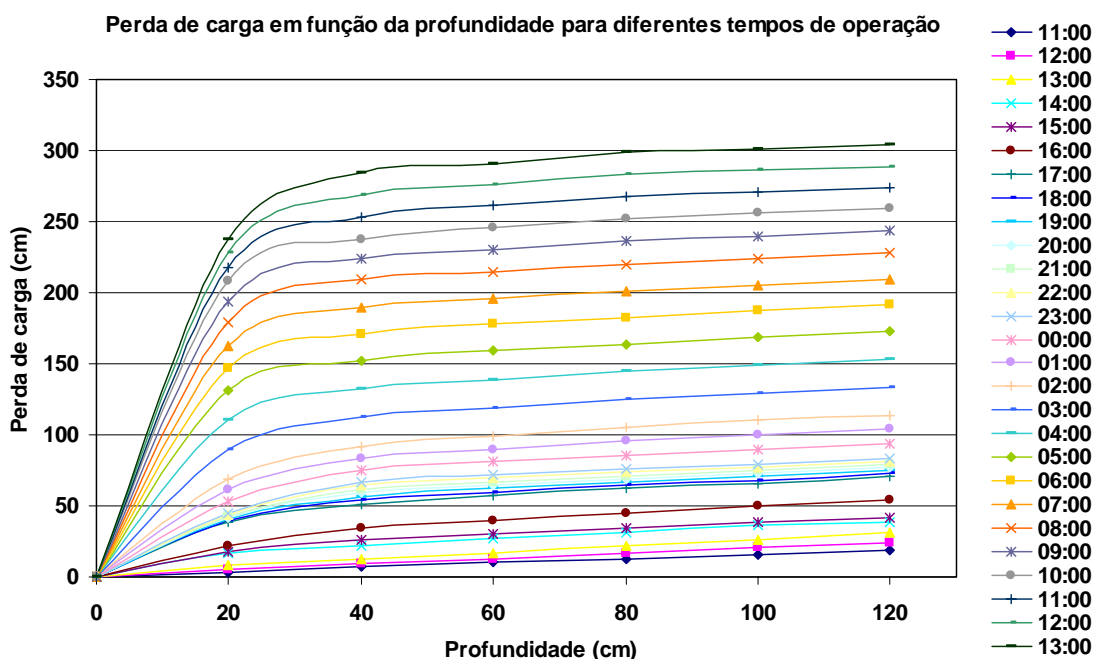


Figura 5.59 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,70 mm – 1,00 mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

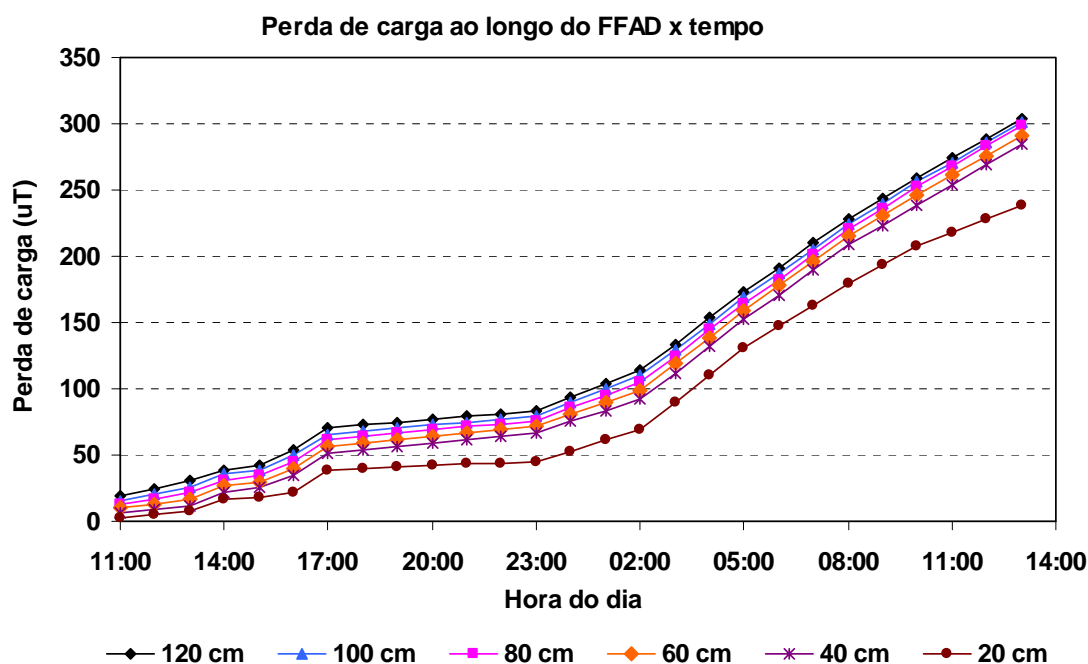


Figura 5.60 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm - 1,00 mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 20$ min, $TAS = 250$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

De acordo com a Figura 5.58 pode ser observado que na maior parte do tempo (de 20:00 horas a 13:00 horas) o efluente final do sistema apresentou turbidez inferior a 3 uT. Apenas no início do ensaio houve certo descontrole no sistema com turbidez máxima de 13 uT às 15:00 horas, devido, provavelmente ao método de partida do sistema para início do ensaio, como descrito anteriormente, ou pela qualidade inferior do efluente do RALEX neste horários. Na Figura 5.59 estão apresentados os valores de perda de carga em função da profundidade do leito para as diferentes horas de leitura do piezômetro. Observa-se que a frente de impurezas penetra apenas a primeira camada contrariando a Figura 5.58 na qual é nitidamente observado que a turbidez diminui na medida em que o afluente vai passando pelo filtro. Este comportamento é devido provavelmente à baixa concentração de impurezas abaixo dos 40 cm do topo do leito imprimindo perdas de carga insignificantes nesta região.

Como pode ser observado na Figura 5.60, a primeira camada do filtro removeu a maior parte das impurezas, ou seja, a maior parte da retenção ocorreu nos primeiros 20 cm a contar do topo do leito filtrante. Pode-se verificar, no entanto que até a profundidade de 80 cm aproximadamente, o leito filtrante trabalhou efetivamente como etapa de polimento. De acordo com a figura, assim como em todas as figuras deste tipo apresentadas, nas duas primeiras camadas ocorre quase toda a perda de carga do leito. O alcance da carga hidráulica máxima disponível (320 cm) e conseqüente encerramento da carreira de

filtração ocorreu às 13:00 após decorridas 26 horas de ensaio. Considerando-se que para lavagem do filtro foram gastos $2,22 \text{ m}^3$ de água limpa (3 min de injeção de ar e 7 min com vazão igual a $19 \text{ m}^3/\text{h}$) resulta que a produção bruta de água foi de $118,3 \text{ m}^3$ e a produção líquida de $116,08 \text{ m}^3$. A taxa de aplicação superficial utilizada na lavagem do filtro foi de $912 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{dia}$.

A Tabela 5.31 apresenta resumo de todos os valores medidos de pH, temperatura, turbidez, SST, DQO_B , DQO_F , condutividade, cor, $\text{Abs}_{254\text{nm}}$, OD e P-PO_4^{3-} durante a realização do ensaio. Podem ser observadas eficiências médias de tratamento de 98, 99, 91, 86, 97, 85 e 98% para turbidez, SST, DQO_B , DQO_F , cor, $\text{Abs}_{254\text{nm}}$ e P-PO_4^{3-} .

De acordo com a Tabela 5.32 que apresenta valores medidos dos metais Zn, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu e Cr para o EB, RALEx, FAD e FFAD pode-se verificar que as concentrações de Zn, Mn e Cr apresentaram certa oscilação, porém apenas as concentrações de Fe apresentaram alterações significativas, devido, provavelmente à adição de cloreto férrico como coagulante. Verifica-se que neste ensaio que alguns valores para concentração de Fe estão muito elevados o que pode indicar deficiência no processo de coagulação.

Tabela 5.32 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 2 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos do leito de 0,7 mm a 1,0 mm como descrito no item 5.3.2.2.2

		Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
compostas	EB	0,05	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,05	0,03	< 0,003	0,12
	RALEx	0,11	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,17	0,04	< 0,003	0,17
	FAD	0,10	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	4,10	0,05	< 0,003	0,23
	FFAD	0,24	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,95	0,05	< 0,003	0,22
11:00	FFAD	0,48	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,90	0,01	< 0,003	0,29
14:00	FFAD	0,11	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	3,50	0,03	< 0,003	< 0,005
17:00	FFAD	0,08	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	3,00	0,03	< 0,003	< 0,005
20:00	FFAD	0,12	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,90	0,03	< 0,003	< 0,005
23:00	FFAD	0,12	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	5,73	0,06	< 0,003	0,20
02:00	FFAD	0,07	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,42	0,03	< 0,003	< 0,005
05:00	FFAD	0,09	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,65	0,03	< 0,003	0,05
08:00	FFAD	0,12	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,02	0,04	< 0,003	0,13
11:00	FFAD	0,03	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,51	0,03	< 0,003	< 0,005

5.3.2.2.3 - Ensaio 3: Operação do floto-filtro mantendo-se constantes $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $G_F = 90 \text{ s}^{-1}$, $T_F = 18 \text{ min}$, $TAS = 300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, $R = 15 \%$ ($S^* = 12 \text{ g}_a/\text{m}^3$)

Neste ensaio foi estudado o floto-filtro utilizando-se como leito filtrante areia uniforme (C.U.<1,13) com grãos de tamanho entre 0,70 e 1,00 mm. Foi testada taxa de aplicação superficial de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$ com razão de recirculação de 15%, adotada da etapa 1 da fase 2. São mostrados na Figura 5.61 os valores de pH, condutividade, temperatura, cor, $P\text{-PO}_4^{3-}$ e turbidez medidos de três em três horas por um período de 27 horas e na Figura 5.62 os valores de SST, absorvância (Abs_{254nm}), DQO_B , e DQO_F do EB, efluentes do RALEx, FAD e FFAD, ou seja, efluente final do sistema.

De acordo com a Figura 5.61 as temperaturas do EB, efluente do RALEx, efluente do estágio de flotação (FAD) e efluente do floto-filtro (FFAD) variaram de valores próximos a $26 \text{ }^\circ\text{C}$ às 11:00 horas, para valores próximos a $24 \text{ }^\circ\text{C}$ às 05:00 horas e próximos a $27 \text{ }^\circ\text{C}$ ao fim do ensaio. O pH do RALEx ficou entre 6,6 e 6,7, do EB entre 6,5 e 7, do efluente da FAD entre 6,2 e 6,3 e do efluente da FFAD entre 6,2 e 6,4. Os valores de pH observados indicam estabilidade do sistema durante o período do ensaio. A condutividade média apresentada pelo EB foi de 357, do RALEx de 396, do efluente da FAD de 398 e do efluente da FFAD de 356.

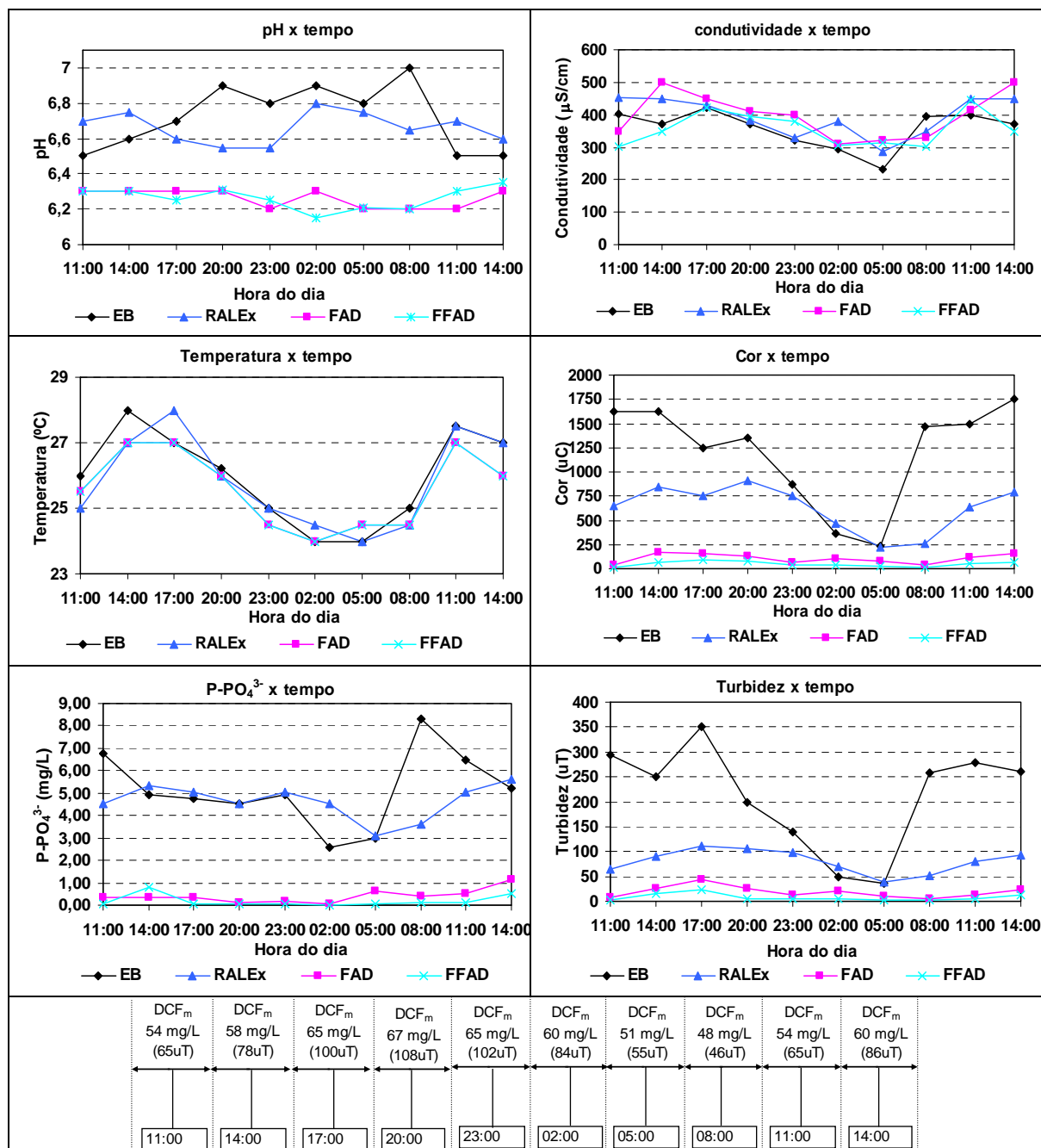


Figura 5.61 - Valores de pH, condutividade, temperatura, cor, P-PO₄³⁻ e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,7 mm-1,0mm) com Psat = 450 ± 10 kPa, T_F = 18 min, TAS = 300 m³/m².dia e R = 15 %.

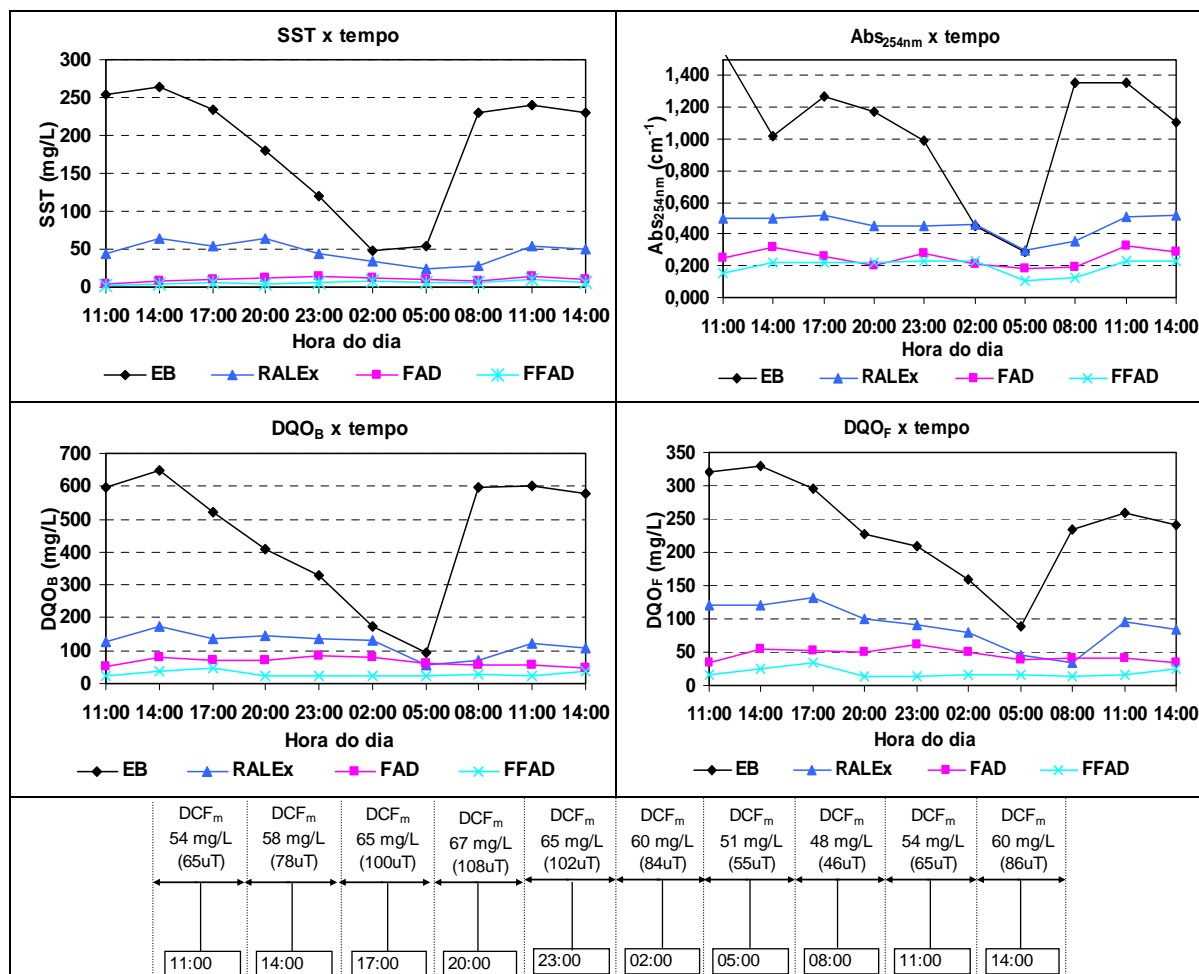


Figura 5.62 - Valores de SST, Abs_{254nm} nm, DQO e turbidez obtidos com operação do floto-filtro (0,7 mm-1,0mm) com $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

As eficiências médias de remoção de cor do RALEx em relação ao EB, da FAD em relação ao RALEx, da FFAD em relação ao RALEx e da FFAD em relação ao EB foram de 48, 83, 92 e 96% respectivamente. Os residuais médios de cor para o RALEx, FAD e FFAD foram de 629, 105 e 48 uC.

O EB apresentou turbidez máxima de 350 uT às 17:00 horas e mínima de 35 uT às 05:00 horas. Em quase todos os ensaios verificou-se que os mínimos valores das variáveis medidas para o EB foram encontrados às 05:00 horas, período no qual encontra-se mais diluído. O efluente do RALEx apresentou turbidez média de 80 uT com valor máximo de 110 uT às 17:00 horas e mínimo de 40 uT às 05:00 horas. O sistema apresentou efluente com turbidez média de 7,5 uT. A eficiência média alcançada foi de 96% considerando-se o sistema como um todo.

Com relação às concentrações de $P-PO_4^{3-}$, o efluente tratado apresentou concentração média de fosfato de 0,2 mg/L, o que é bem satisfatório.

As eficiências na remoção de DQO_B e DQO_F foram de 94 e 92% respectivamente com residuais médios no efluente final de 29 e 19 mg/L.

Com relação à concentração de SST, o RALEX apresentou eficiência média de remoção de 68% e o sistema de 96% com remanescentes no efluente de 2 a 10 mg/L.

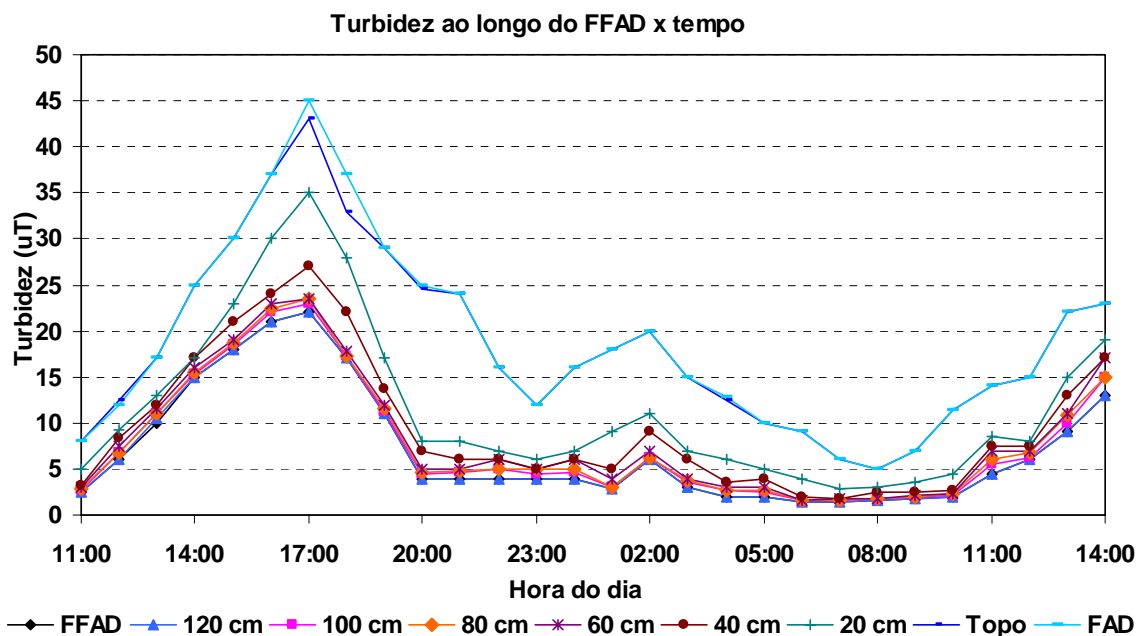


Figura 5.63 - Valores de turbidez ao longo do leito em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm-1,00 mm, $Psat = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Os valores encontrados para absorvância das amostras do EB decresceram de 1,554 às 11:00 horas para 0,288 às 05:00 horas. O efluente do RALEX apresentou moderada oscilação nos valores de absorvância, entre 0,301 e 0,518. A eficiência total do sistema na redução de Abs_{254nm} foi de 81% com valores do efluente final do sistema entre 0,102 a 0,235.

Com relação à presença de oxigênio dissolvido (OD) houve uma ligeira queda nos valores de concentração medidos para o efluente do estágio de flotação (FAD) que variaram de 3,8 mg/L para 3,0 no efluente final (FFAD). Esta concentração residual de OD constitui contribuição significativa para que sejam atendidos os requisitos usuais da legislação ambiental no que tange ao padrão de oxigênio dissolvido final no efluente tratado.

Durante o período do ensaio foram realizadas coletas horárias de amostras ao longo da altura do leito filtrante. Os resultados de turbidez residual são mostrados na Figura 5.63.

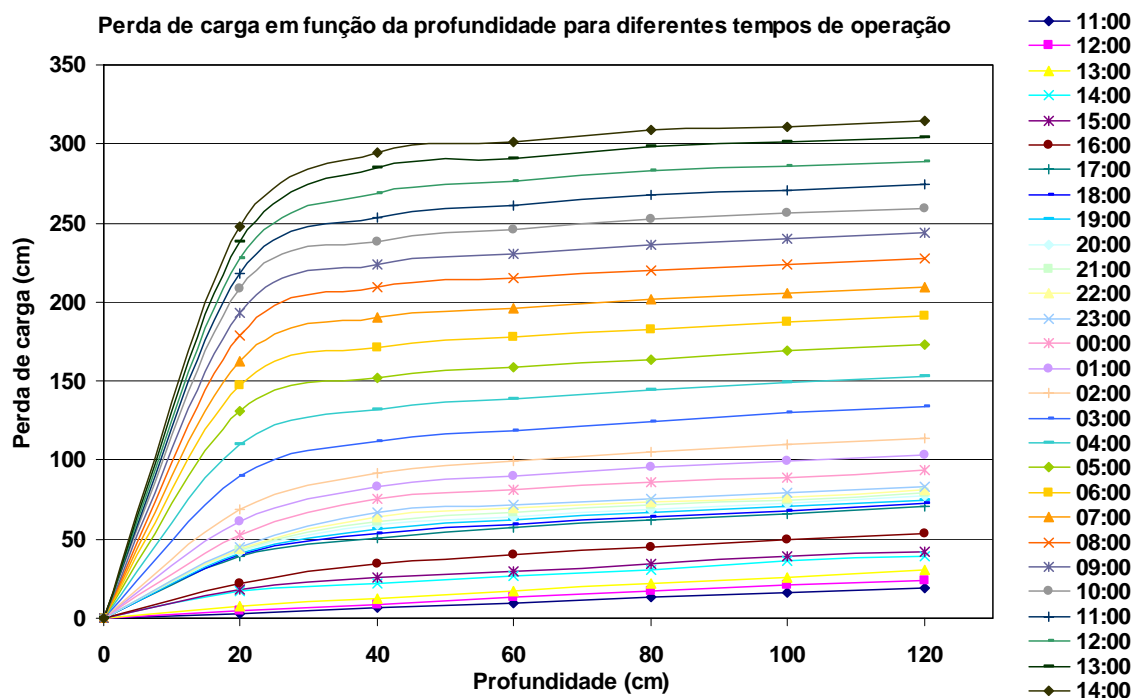


Figura 5.64 - Valores de perda de carga no leito filtrante em função da profundidade para cada tempo de operação do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos entre 0,70 mm – 1,00 mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

Como pode ser observado, aparentemente os processos de coagulação/floculação no início da operação do sistema não estavam adequados. Provavelmente a DCF disponível era menor que a requerida. No entanto, o sistema entrou em equilíbrio aparente por volta de 20:00, momento a partir do qual o sistema produziu efluente com turbidez menor que 5 uT. Nota-se que a maior retenção de impurezas ocorreu na primeira camada do filtro, ou seja, a 20 cm do topo do leito filtrante. No entanto, pode-se verificar que todo o leito filtrante trabalha efetivamente como etapa de polimento.

Na Figura 5.64 estão apresentados os valores de perda de carga em função da profundidade do leito para as diferentes horas de leitura do piezômetro. Pela Figura 5.63 observa-se que todo o leito filtrante trabalha efetivamente, no entanto, as impurezas retidas nas camadas inferiores podem não apresentar concentração suficiente de forma que imprimam perda de carga considerável no leito, o que pode justificar o pequeno aumento na perda de carga nas camadas inferiores.

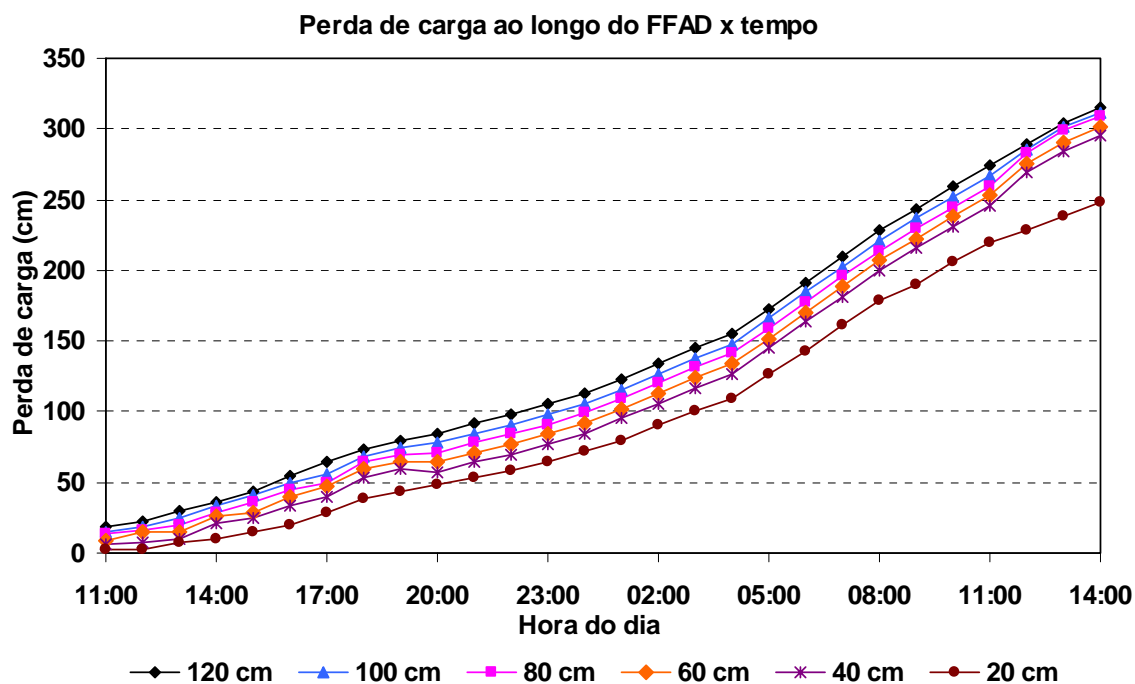


Figura 5.65 - Valores da perda de carga no leito filtrante para diferentes profundidades em função do tempo de operação do floto-filtro com leito filtrante de tamanho dos grãos entre 0,70 mm - 1,00 mm, $P_{sat} = 450 \pm 10$ kPa, $T_F = 18$ min, $TAS = 300$ m³/m².dia e $R = 15$ %.

De acordo com a Figura 5.65 verifica-se que nas duas primeiras camadas ocorre quase toda a perda de carga do leito. O alcance da carga hidráulica máxima disponível (320 cm) e conseqüente encerramento da carreira de filtração ocorreu às 14:00 após decorridas 27 horas de ensaio. Considerando-se que para lavagem do filtro foram gastos 2,22 m³ de água limpa (3 min de injeção de ar e 7 min com vazão igual a 19 m³/h) resulta que a produção bruta de água foi de 147,42 m³ e a produção líquida de 145,2 m³.

A Tabela 5.33 apresenta resumo de todos os valores medidos de pH, temperatura, turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, condutividade, cor, Abs_{254nm}, OD e P-PO₄³⁻ durante a realização do ensaio. Podem ser observadas eficiências médias de tratamento de 96, 96, 94, 92, 96, 81 e 96% para turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, cor, Abs_{254nm}, P-PO₄³⁻.

De acordo com a Tabela 5.34 que apresenta valores medidos dos metais ZN, Pb, Cd, Ni, Fe, Mn, Cu e Cr para o EB, RALEx, FAD e FFAD pode-se verificar que apenas na concentração e Fe houve mudança considerável devido à utilização de cloreto férrico como coagulante, da mesma forma como ocorreu nos outros ensaios. Às 20:00 horas o efluente do sistema apresentou concentração máxima de Fe de 5,4 mg/L. Observou-se neste horário piora na qualidade do efluente final do sistema o que pode ser explicado pelo mau funcionamento dos processos de coagulação/floculação.

Tabela 5.34 - Valores obtidos para zinco (Zn), chumbo (Pb), Cd (cádmio), níquel (Ni), ferro (Fe), manganês (Mn), cobre (Cu) e cromo (Cr) para amostras coletadas durante o período da carreira de filtração para o ensaio 3 realizado com o floto-filtro com tamanho dos grãos do leito de 0,7 mm a 1,0 mm como descrito no item 5.3.2.2.3

		Zn (mg/L)	Pb (mg/L)	Cd (mg/L)	Ni (mg/L)	Fe (mg/L)	Mn (mg/L)	Cu (mg/L)	Cr (mg/L)
compostas	EB	0,09	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,15	0,03	< 0,003	0,012
	RALEx	0,11	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,72	0,03	< 0,003	0,02
	FAD	0,078	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	3,58	0,03	< 0,003	0,09
	FFAD	0,14	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,59	0,03	< 0,003	0,08
11:00	FFAD	0,21	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	1,3	0,02	< 0,003	0,1
14:00	FFAD	0,08	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,56	0,03	< 0,003	0,12
17:00	FFAD	0,075	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	3,57	0,08	< 0,003	< 0,005
20:00	FFAD	0,08	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	5,4	0,04	< 0,003	< 0,005
23:00	FFAD	0,095	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,8	0,03	< 0,003	< 0,005
02:00	FFAD	0,32	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,15	0,03	< 0,003	< 0,005
05:00	FFAD	0,1	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	0,25	0,03	< 0,003	< 0,005
08:00	FFAD	0,1	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,10	0,09	0,02	0,23
11:00	FFAD	0,13	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,30	0,10	0,04	0,31
14:00	FFAD	0,16	< 0,02	< 0,0006	< 0,008	2,50	0,11	0,06	0,39

5.3.2.2.4 - Considerações a respeito da operação da unidade piloto de floto-filtração com o leito filtrante (unidade “completa”)

De maneira geral, todos os ensaios realizados com a instalação completa de floto-filtração proporcionaram bons resultados em termos de remoção/redução dos parâmetros de monitoramento. A operação do sistema foi facilitada com a adoção do controle da DCF em função do aumento ou diminuição da turbidez do afluente. O estudo prévio das DCF mais adequadas ao processo, descrito na fase 1 – ensaios preliminares, foi de extrema importância uma vez que para se fazer este tipo de estudo em escala piloto despender-se muito tempo, levando a uma diminuição da grade de ensaios previstas.

O controle de nível do sistema realizado por válvula de controle proporcional e sensor de nível ultra-sônico teve desempenho satisfatório e pode, com certeza, ser utilizado com tranquilidade quando for necessária a manutenção de nível praticamente constante no interior do floto-filtro. No entanto, deve-se registrar que a válvula controladora de nível era do tipo pneumática e funcionava ao comando de sinal 4-20 mA emitido pelo sensor de nível. O sensor de nível por sua vez operava com precisão de 1 cm. Dessa forma o controle automatizado apresentava pouca instabilidade no que se refere à manutenção do nível, porém, quando se tratava da leitura da carga hidráulica através dos piezômetros, verificava-se certa oscilação do nível de água na mangueira do referido piezômetro. Essas oscilações deveriam-se aos movimentos automáticos de abertura/fechamento da válvula controladora

de vazão/nível. Entretanto, tal fato não acarretou queda detectável de eficiência do floto-filtro. O problema da oscilação de nível nos piezômetros foi contornado adotando-se padrão de coleta de amostras no qual era esperado um ciclo completo de oscilação no piezômetro e anotado valores médios observados.

Com relação ao monitoramento dos parâmetros de controle, as Tabelas 5.35 e 5.36 ilustram os resultados gerais dos experimentos desta segunda etapa. Nas tabelas os ensaios foram numerados de 01 a 06 para facilitar o entendimento da ordem de realização dos mesmos, ou seja, os ensaios 04, 05 e 06 das tabelas representam os ensaios 01, 02 e 03 realizados com utilização do leito filtrante composto de areia de tamanhos dos grãos compreendidos entre 0,7 e 1,0 mm (F2).

Em relação às eficiências parciais e globais de tratamento alcançadas pelo sistema de reator anaeróbio e floto-filtro podem ser feitas algumas ponderações. A remoção de turbidez no F1 (tamanho dos grãos de 0,59 a 0,84 mm) foi de 99% para as três taxas de aplicação superficial testadas, no entanto, com o aumento da taxa de aplicação superficial houve aumento na carreira de filtração, encerrada sempre quando se atingiu perda de carga total igual a 3,2 m.c.a.. Considerando-se que a duração da carreira de filtração para a taxa de $200 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ foi de 15 horas (volume tratado de 55 m^3), para a taxa de $250 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ foi de 18 horas (82 m^3) e de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ foi de 24 horas (131 m^3) e, considerando ainda que para lavagem do filtro eram gastos $2,22 \text{ m}^3$ de água, pode-se concluir que para as referidas taxas houve uma perda relativa de água tratada para lavagem de filtros (por carreira de filtração) equivalentes a 4%, 3% e 2% respectivamente (em relação ao volume total produzido). Portanto para este tipo de leito filtrante o sistema ganhou em quantidade e qualidade com o aumento da taxa de aplicação superficial analisando-se o parâmetro turbidez. É importante ponderar que no ensaio 3 o efluente da etapa de FAD apresentou os menores valores de turbidez se comparado aos valores do ensaio 1 e 2. Pode-se afirmar que o resultado final foi influenciado positivamente pelo bom desempenho da FAD. KIURU (2001) diz em seu estudo a respeito da evolução do processo de flotação por ar dissolvido que do ponto de vista hidráulico, o mais importante passo dado no desenvolvimento da tecnologia de FAD, foi a invenção do floto-filtro que ocorreu no final da década de 60 na Suécia. De fato na floto-filtração é possível a adoção de valores mais elevados de taxa de aplicação superficial, sem que ocorra perda na eficiência da flotação. Isso se deve à presença do filtro na parte inferior da unidade de FAD (constituindo a FFAD), o que proporciona fluxo vertical da água da superfície do tanque para baixo sendo as linhas de

corrente mais uniformemente distribuídas ao longo da superfície horizontal do tanque em decorrência da perda de carga no leito de areia. A discussão a respeito da unidade de floto-filtração com e sem leito filtrante está descrita posteriormente. Pode-se verificar que comportamento semelhante do sistema pode ser verificado quando são considerados SST, DQO_B, DQO_F, cor e Ab_{S254nm}, com eficiências de remoção distintas, porém com tendências semelhantes.

Considerando-se a remoção de fósforo pode-se concluir que para as faixas de DCF utilizadas não existe diferença significativa nas eficiências obtidas entre os ensaios, porém é importante destacar que o leito filtrante foi decisivo na produção de efluente com concentrações de P-PO₄³⁻ inferiores a 0,3 mg/L. De acordo com os trabalhos de JENKINS & HERMANOWICZ (1991) e PENETRA (1998) dosagens da ordem de Fe acima de 30 mg/L produzem efluente com residual menor que 0,5 mg/L. Já as concentrações de P-PO₄³⁻ do EB e RALEx permaneceram próximas em todos os ensaios, como esperado. De fato, para que ocorra remoção biológica de fósforo é necessário que haja incorporação na biomassa, no entanto, apenas o tratamento anaeróbio não fornece condições para que isso aconteça, é necessário que seja impresso aos microrganismos um regime de “stress” com alternância entre as tecnologias aeróbias e anaeróbias de tratamento, o que não ocorria no caso do sistema biológico específico deste trabalho.

Nesta pesquisa foram alcançadas remoções de turbidez, SST, DQO e Cor de 99%, 99%, 96%, 94%, respectivamente. Tais valores são superiores aos que KROFTA *et al.* (1995) alcançaram no tratamento avançado de águas residuárias municipais, com sistema piloto de tratamento composto de unidade primária de flotação e clarificador com flotação/filtração combinadas. Na investigação experimental, os autores verificaram eficiência de remoção de SST de 99%, remoção de 75% a 88% de DQO, 82% a 96% de remoção de P-PO₄³⁻ e apenas 30% a 55% de remoção de nitrogênio.

Assim como nos experimentos conduzidos por KROFTA *et al.*, o sistema de floto-filtração estudado neste trabalho também não foi eficaz na remoção de nitrogênio. De acordo com a Tabela 5.36 pode-se verificar que a eficiência do sistema em remover nitrogênio ficou compreendida entre 2% a 40% considerando-se todos os ensaios realizados na Fase 2 deste trabalho.

Tabela 5.35 – Resumo dos valores médios obtidos para turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, cor, Abs_{254nm}, P-PO₄³⁻ para todos os ensaios da etapa 2 da fase 2 e as eficiências de remoção.

Ensaio	Amostra	Turbidez (uT)	SST (mg/L)	DQO _B (mg/L)	DQO _F (mg/L)	Cor (uC)	Abs _{254nm} (cm ⁻¹)	P-PO ₄ ³⁻ (mg/L)	
01	EB	174	138	413	210	1115	0,828	4,3	
	RALEx	78	35	142	88	693	0,486	3,9	
	F1	FAD	14,9	13,9	47,2	36,0	131,0	0,315	1,0
		FFAD	2,0	1,8	26,1	23,4	29,7	0,155	0,3
E% (EB-RALEx)		55	75	66	58	38	41	9	
E%(RALEx-FAD)		81	60	67	59	81	35	74	
E%(RALEx-FFAD)		97	95	82	73	96	68	93	
E%(EB-FFAD)		99	99	94	89	97	81	93	
02	EB	260	212	452	214	1584	0,875	4,6	
	RALEx	104	52	178	94	751	0,554	4,1	
	F1	FAD	9	8	40	26	69	0,218	0,3
		FFAD	2	2	22	6	30	0,165	0,1
E% (EB-RALEx)		60	76	61	56	53	37	11	
E%(RALEx-FAD)		91	85	78	72	91	61	94	
E%(RALEx-FFAD)		98	97	87	93	96	70	97	
E%(EB-FFAD)		99	99	95	97	98	81	97	
03	EB	187	142	435	199	1289	0,866	4,9	
	RALEx	87	45	149	81	828	0,427	4,7	
	F1	FAD	5	7	31	26	48	0,185	0,3
		FFAD	1	2	19	13	23	0,176	0,1
E% (EB-RALEx)		54	68	66	59	36	51	4	
E%(RALEx-FAD)		94	85	79	67	94	57	93	
E%(RALEx-FFAD)		99	96	88	84	97	59	98	
E%(EB-FFAD)		99	99	96	94	98	80	98	
04	EB	191	167	404	209	1272	1,059	4,7	
	RALEx	79	40	146	82	613	0,448	4,4	
	F2	FAD	17	10	59	43	101	0,256	0,3
		FFAD	5	3	28	23	50	0,192	0,1
E% (EB-RALEx)		58	76	64	61	52	58	7	
E%(RALEx-FAD)		79	75	60	48	83	43	92	
E%(RALEx-FFAD)		93	93	81	72	92	57	97	
E%(EB-FFAD)		97	98	93	89	96	82	97	
05	EB	191	140	456	239	1066	1,003	4,5	
	RALEx	85	44	183	100	620	0,504	4,2	
	F2	FAD	10	6	59	51	80	0,253	0,2
		FFAD	4	2	41	34	33	0,152	0,1
E% (EB-RALEx)		56	68	60	58	42	50	7	
E%(RALEx-FAD)		88	87	68	49	87	50	95	
E%(RALEx-FFAD)		96	97	78	66	95	70	97	
E%(EB-FFAD)		98	99	91	86	97	85	98	
06	EB	212	142	472	245	1203	1,055	5,2	
	RALEx	80	45	186	98	629	0,456	4,7	
	F2	FAD	19	11	65	46	105	0,250	0,41
		FFAD	7,5	6	29	19	48	0,198	0,20
E% (EB-RALEx)		62	68	61	60	48	57	10	
E%(RALEx-FAD)		77	76	65	53	83	45	91	
E%(RALEx-FFAD)		91	86	84	81	92	57	96	
E%(EB-FFAD)		96	96	94	92	96	81	96	

F1 = FILTRO 1 (0,59 mm a 0,84 mm)

F2 = FILTRO 2 (0,7 mm a 1,0 mm)

Tabela 5.36 – Resumo dos valores médios obtidos para sulfato, dureza, N-NH₄⁺, NTK, DBO, coliformes totais (Coli T), coliformes fecais (Coli F), alcalinidade intermediária (AI), total (AT) e a bicarbonato (AB) e ácidos voláteis (Ac. Vol.) para todos os ensaios da etapa 2 da fase 2.

Ensaio	Amostra	Sulfato (mg/L)	Dureza (mg/L)	N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	NTK (mg/L)	DBO (mg/L)	Coli T (UFC)	Coli F (UFC)	Alcalinidade (mg/L)			Ác. vol. (mg/L)
									AI	AT	AB	
01	EB	46,60	47	36,75	49,00	258	6,0E+08	6,0E+06	52	71	41	43
	RALEx	38,20	55	35,28	47,04	58	4,0E+07	3,0E+06	56	80	64	22
	F1 FAD	24,20	45	24,26	37,24	10	7,0E+05	4,0E+05	22	37	27	14
	FFAD	20,00	40	21,81	36,26	7	4,0E+04	3,0E+04	22	38	29	13
	E% (EB-RALEx)	18,0	-17,0	4,0	4,0	77,5	93,333	50,000				
	E%(RALEx-FAD)	36,6	18,2	31,3	20,8	82,8	98,250	86,667				
	E%(RALEx-FFAD)	47,6	27,3	38,2	22,9	87,9	99,900	99,000				
	E%(EB-FFAD)	57,1	14,9	40,7	26,0	97,3	99,993	99,500				
02	EB	38,00	56	29,40	42,14	271	5,0E+08	1,0E+08	59	101	64	52
	RALEx	34,00	47	29,65	40,18	72	4,0E+08	4,0E+07	104	147	129	26
	F1 FAD	15,00	43	26,46	34,30	15	3,0E+06	3,0E+05	54	78	62	22
	FFAD	15,00	39	24,50	33,32	10	2,0E+05	1,0E+05	56	80	61	26
	E% (EB-RALEx)	10,5	16,1	-0,8	4,7	73,4	20,000	60,000				
	E%(RALEx-FAD)	55,9	8,5	10,7	14,6	79,2	99,250	99,250				
	E%(RALEx-FFAD)	55,9	17,0	17,4	17,1	86,1	99,950	99,750				
	E%(EB-FFAD)	60,5	30,4	16,7	20,9	96,3	99,960	99,900				
03	EB	47,00	60	34,30	52,92	252	7,0E+07	9,0E+06	75	125	82	60
	RALEx	29,00	53	34,79	44,10	61	1,0E+07	4,0E+06	118	175	162	19
	F1 FAD	17,00	51	27,44	36,26	6	5,0E+05	4,0E+04	56	93	83	14
	FFAD	16,00	49	26,95	33,32	4	9,0E+04	1,0E+04	52	81	59	31
	E% (EB-RALEx)	38,3	11,7	-1,4	16,7	75,8	85,714	55,556				
	E%(RALEx-FAD)	41,4	3,8	21,1	17,8	90,2	95,000	99,000				
	E%(RALEx-FFAD)	44,8	7,5	22,5	24,4	93,4	99,100	99,750				
	E%(EB-FFAD)	66,0	18,3	21,4	37,0	98,4	99,871	99,889				
04	EB	50,00	54	26,22	42,14	267	6,0E+08	8,0E+06	80	136	101	49
	RALEx	37,00	51	33,57	46,06	101	3,0E+07	2,0E+06	120	174	160	21
	F2 FAD	17,00	46	26,95	36,26	12	3,0E+06	1,0E+05	64	104	94	14
	FFAD	17,00	42	25,73	36,26	8	7,0E+05	2,0E+04	69	108	98	15
	E% (EB-RALEx)	26,0	5,6	-28,0	-9,3	62,2	95,000	75,000				
	E%(RALEx-FAD)	54,1	9,8	19,7	21,3	88,1	90,000	95,000				
	E%(RALEx-FFAD)	54,1	17,6	23,4	21,3	92,1	97,667	99,000				
	E%(EB-FFAD)	66,0	22,2	1,9	14,0	97,0	99,883	99,750				
05	EB	47,00	61	28,42	45,08	270	5,0E+08	4,0E+07	80	139	100	55
	RALEx	32,00	57	35,04	47,04	68	5,0E+08	3,0E+07	128	180	164	22
	F2 FAD	19,00	49	28,42	32,34	27	6,0E+06	5,0E+05	63	106	96	13
	FFAD	17,00	53	26,95	32,39	12	5,0E+05	4,0E+04	57	98	88	14
	E% (EB-RALEx)	31,9	6,6	-23,3	-4,3	74,8	0,000	25,000				
	E%(RALEx-FAD)	40,6	14,0	18,9	31,3	60,3	98,800	98,333				
	E%(RALEx-FFAD)	46,9	7,0	23,1	31,1	82,4	99,900	99,867				
	E%(EB-FFAD)	63,8	13,1	5,2	28,2	95,6	99,900	99,900				
06	EB	41,02	50	28,18	41,75	280	8,0E+08	7,0E+07	61	101	68	46
	RALEx	30,84	47	30,16	40,18	65	9,0E+07	9,0E+06	93	133	119	20
	F2 FAD	16,54	42	23,86	32,05	28	6,0E+05	1,0E+06	46	73	63	14
	FFAD	15,30	39	22,49	31,07	15	1,0E+05	6,0E+04	45	71	58	18
	E% (EB-RALEx)	24,8	5,3	-7,0	3,8	76,8	88,750	87,143				
	E%(RALEx-FAD)	46,4	10,7	20,9	20,2	56,9	99,333	88,889				
	E%(RALEx-FFAD)	50,4	16,2	25,4	22,7	76,9	99,889	99,333				
	E%(EB-FFAD)	62,7	20,6	20,2	25,6	94,6	99,988	99,914				

Analisando-se os resultados obtidos com a operação do floto-filtro cuja etapa de filtração era composta pelo F2 (tamanho dos grãos de areia de 0,70 a 1,00 mm) pode-se verificar que a produção de água tratada durante a carreira de filtração (finalizada ao se atingir perda de carga total de 3,2 m.c.a.) foi superior do que a observada quando analisado o sistema com leito de tamanho dos grãos entre 0,59 a 0,84 mm. Considerando-se o estudo

do floto-filtro com leito de tamanho dos grãos de 0,59 a 0,84 mm, a taxas de 200 m³/m².dia, 250 m³/m².dia e 300 m³/m².dia houve produção bruta de água tratada de 54,6 m³, 81,9 m³ e 131,04 m³, correspondentes a carreiras de filtração de 15, 18 e 24 horas (ensaios 1, 2 e 3 da etapa 1 da fase 2), respectivamente. Já nos experimentos da etapa 2 da fase 2 com utilização do leito filtrante com tamanho dos grãos de 0,71 mm a 1,00 mm a produção bruta de água foi de 87,36 m³, 118,3 m³ e 147,42 m³ para taxas de aplicação superficial de 200 m³/m².dia, 250 m³/m².dia e 300 m³/m².dia, respectivamente. É prudente afirmar que o ganho em quantidade de água tratada com utilização do F2 (leito tipo 2) não supera o ganho em qualidade obtido com o F1 (leito tipo 1), ou seja, dos leitos filtrantes testados o de menor tamanho dos grãos apresentou-se como alternativa mais atraente, tendo em vista as razões discutidas a seguir.

Pode-se verificar a partir dos resultados de turbidez, SST, DQO_B, DQO_F, cor e Abs_{254nm} obtidos com a utilização do F2 (leito tipo 2) que o funcionamento do sistema apresentou certa tendência de melhora nas eficiências de remoção das variáveis de controle com o aumento da taxa de aplicação superficial a título do que ocorreu com os ensaios da etapa 1 desta segunda fase. Como se trata de tratamento de esgoto sanitário estas discrepâncias nos resultados podem ser facilmente entendidas pela enorme variabilidade das características do esgoto sanitário verificadas não só ao longo dos dias da semana como também ao longo dos meses do ano. Com relação à dureza do efluente final pode-se afirmar que para todos os ensaios, o valor residual final ficou sempre na faixa de 39 a 53 mgCaCO₃/L. O mesmo ocorre para a remoção de nitrogênio que em nenhum momento passou de 40% de eficiência na remoção global, permanecendo na maioria das vezes em torno de 22 a 37%. PENETRA (2003), MORETTI (2005), entre outros autores, utilizando unidade de flotação por ar dissolvido constataram os mesmos níveis de eficiência de remoção de nitrogênio. De maneira geral é possível verificar que o leito filtrante com tamanho dos grãos entre 0,59 mm e 0,84 mm (leito filtrante tipo 1), apesar de fornecer carreira de filtração ligeiramente menor do que o leito composto por grãos de tamanhos entre 0,7 mm e 1,0 mm (leito filtrante tipo 2) produziu efluente de melhor qualidade. É possível observar também, que para ambos os leitos filtrantes não houve muito aprofundamento da frente de impurezas. Poder-se-ia intuir que a espessura do leito pudesse ser diminuída, porém, a análise das Figuras 5.38, 5.43, 5.48, 5.53, 5.58 e 5.63 mostram claramente que, apesar de a maior retenção de impurezas terem ocorrido nas camadas superiores (nos primeiros 0,80 m a partir do topo da camada filtrante), verificou-se, em

todos os ensaios (com os dois tipos de leito), que as camadas inferiores (últimos 0,40 m da camada) constituíram barreira final que atuou no sentido de conferir polimento final ao efluente do FFAD.

O sistema apresentou estabilidade e confiabilidade na operação. As maiores dificuldades estão associadas à variação da qualidade do efluente do RALEx ocasionada pela inconstância das características do esgoto bruto durante o dia e às limitações e características próprias da unidade RALEx utilizada na pesquisa.

6 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Com base nos resultados obtidos com a realização do trabalho, são possíveis as seguintes conclusões e recomendações:

1 – Com base nos ensaios de flotação do efluente do reator anaeróbio (RALEx) utilizando unidade em escala de laboratório, verificou-se a existência de correlação entre a turbidez do efluente do reator RALEx com a dosagem de cloreto férrico requerida para a obtenção de condições satisfatórias de coagulação, floculação e flotação. Para o esgoto e tipo de reator anaeróbio investigado, a equação que correlacionava tais parâmetros foi:

$$DCF = 0,3075 * TURB_{RALEx} + 34$$

2- A utilização da correlação entre DCF e turbidez do efluente do reator (obtida nos ensaios de laboratório) para regulagem do sistema automático de dosagem de coagulante da instalação piloto de FFAD proporcionou operação estável do sistema de coagulação/floculação/flotação, resultando na produção de efluente ao longo do dia com características adequadas à etapa final de filtração. Esse sistema demonstrou ser bastante versátil permitindo ajuste da faixa de dosagem em função da variação da qualidade (em termos de turbidez) do afluente ao sistema de flotação ao longo do tempo.

3- Com relação ao valor da razão de recirculação no sistema piloto de FFAD, foi verificado que os melhores resultados foram obtidos com a aplicação de 15% de recirculação, pressurizada a 450 ± 10 kPa.

4- Com relação à utilização do controle de nível composto por sensor de nível e válvula de controle proporcional pode-se dizer que constituiu sistema eficiente, tendo sido capaz de manter o nível no interior da unidade FFAD permitindo a operação eficiente do sistema de raspagem e remoção do lodo flotado.

5- Comparando-se os ensaios realizados com o floto-filtro sem o leito filtrante (FAD) com os ensaios realizados com o leito filtrante, mantendo-se constantes os mesmos parâmetros operacionais (S^* e taxa de aplicação superficial) verificou-se que os resultados obtidos para o estágio da FAD são bem superiores na unidade de floto-filtração completa (com o leito) devido, provavelmente, à distribuição mais uniforme das linhas de escoamento dentro do floto-filtro ocasionadas pela presença do leito filtrante.

6- A remoção de turbidez quando foi empregado leito filtrante tipo 1 (tamanho dos grãos de 0,59 a 0,84 mm) foi de 99% para as três taxas de aplicação superficial testadas, e, com o aumento da taxa de aplicação superficial houve aumento na carreira de filtração, ou seja, foi de 15, 18 e 24 horas para os valores de taxa de aplicação superficial de 200, 250 e 300 m^3/m^2 .dia, respectivamente. Além disso, foi observada ligeira melhora na qualidade do efluente final com o aumento da taxa de aplicação superficial. Portanto, o aumento da taxa de aplicação superficial no filtro composto de areia com tamanho dos grãos de 0,59 a 0,84 mm para 300 m^3/m^2 .dia proporcionou os melhores resultados tanto no que se refere à qualidade do efluente final quanto à quantidade da água produzida.

7- Quando operado com leito filtrante tipo 2 (grãos de areia na faixa de 0,7 a 1,0 mm), o sistema FFAD apresentou os melhores resultados de remoção de sólidos suspensos, DQO e fosfato total no ensaio em que foi aplicada taxa de flotação/filtração de 250 m^3/m^2 .dia, com produção bruta de esgoto tratado de 118,3 m^3 ao fim da carreira de filtração. A produção líquida foi de 116,08 m^3 , descontando-se 2,22 m^3 de água utilizados na lavagem do filtro.

8- Comparando os dois tipos de leito filtrante, o sistema com o leito filtrante tipo 1 (tamanho dos grãos de areia de 0,59 a 0,84mm) operado com taxa de filtração/flotação igual a 300 m^3/m^2 .dia apresentou os melhores resultados de remoção de todos os parâmetros investigados. Apesar de apresentar duração de carreira de filtração ligeiramente menor (24 horas) que aquela observada no ensaio com leito filtrante tipo 2 composto por areia de tamanho dos grãos entre 0,7 e 1,00 mm (26 horas) e taxa de 250 m^3/m^2 .dia, o leito filtrante tipo 1 foi considerado mais adequado para o sistema RALEx/FFAD investigado.

9- Considerando-se a remoção de fósforo pode-se concluir que para as faixas de DCF aplicadas (49 a 80 mg/L), não foi detectada diferença significativa nas eficiências obtidas entre os ensaios, porém é importante destacar que a existência do leito filtrante foi decisiva na produção de efluente com concentrações de $P-PO_4^{3-}$ sempre inferiores a 0,3 mg/L .

10- O sistema de floto-filtração dotado de leito filtrante constituído de areia praticamente uniforme (C.U. < 1,3) com altura total de 1,20 m e grãos com tamanho entre 0,59 mm e 0,84 mm, operando com taxa de flotação/filtração de 300 m³/m².dia, recebendo 12 g de ar dissolvido/m³ de esgoto, alimentado com efluente de reator anaeróbio (RALEx) coagulado com aplicação de dosagem média de cloreto férrico de 60 mg/L (dosagem variada automaticamente ao longo da carreira de filtração em função da turbidez do efluente do RALEx), foi capaz de produzir ao longo de uma carreira de filtração, efluente final com turbidez média de 1,0 uT (99% de remoção), DQO média de 19 (96% de remoção), concentração média de P-PO₄³⁻ de 0,1 mg/L, concentração média de NTK de 33 mg/L, de N-NH₄⁺ de 27 mg/L e de SST de 2 mg/L.

A partir dos resultados encontrados neste trabalho foi possível a verificação de aspectos que ainda precisam ser melhor entendidos e portanto investigados com maior profundidade:

1- Em vista da recente publicação da Resolução 357 do CONAMA, em que foi estabelecida concentração máxima permitida de nitrogênio amoniacal igual a 20mg/L no efluente de sistemas de tratamento de esgoto sanitário, fica patente a necessidade de realização de novos estudos visando à complementação do tratamento conferido pelo sistema RALEx/FFAD objeto do presente trabalho no que se refere à remoção de N-NH₄⁺. A esse respeito, vale ressaltar que na maioria dos ensaios finais com o sistema RALEx/FFAD, a concentração final de N-NH₄⁺ ficou entre 20 e 26,9 mg/L, portanto, acima do novo padrão de emissão preconizado pelo CONAMA. Em vista da excelente qualidade do efluente final obtido com o sistema RALEx/FFAD no que concerne aos outros parâmetros determinados (SST, DQO, P-PO₄³⁻, Cor, turbidez), sugere-se a realização de pesquisa a respeito do emprego de colunas de troca iônica, específicas para remoção de N-NH₄⁺, como etapa final adicional ao sistema RALEx/FFAD, de forma a analisar a viabilidade técnica e econômica do seu uso.

2-Recomenda-se investigação experimental com o objetivo de avaliar a possibilidade de ocorrência de precipitação e acumulação de pequenas bolhas de ar junto ao topo da camada filtrante, pois a perda de carga excessiva no leito pode ter sido predominantemente influenciada pela aglomeração de bolhas de ar na superfície do leito. Caso tal fenômeno seja confirmado, recomenda-se avaliação da possibilidade da utilização de leito filtrante de

camada dupla de antracito e areia, em que a maior granulometria do antracito pudesse minimizar perdas de carga excessivas na camada superior.

3-Como em todos os ensaios verificou-se que nas primeiras seis horas de ensaio o efluente da etapa de flotação apresentava valores superiores aos de amostras de outros horários, (problema que pode ter sido ocasionado pela presença de água tratada dentro da unidade, oriunda da rede pública de abastecimento) recomenda-se a avaliação de novas formas de partida do sistema. Recomenda-se que o enchimento da unidade seja realizado com todos os equipamentos em funcionamento e até que o sistema entre em regime a saída de água na parte inferior do sistema deve ser interrompida e substituída por saída de água posicionada logo acima do leito, o que evitará o fluxo no interior do leito filtrante e conseqüente retenção de impurezas pelo filtro. Este procedimento provavelmente proporcionará o alcance do regime em poucos minutos devido ao fato de que dentro do reator permanecerá apenas efluente do RALEx flocculado.

4-Adoção de dosagens de cloreto férrico mais elevadas em momentos de pico de concentração de carga orgânica (turbidez) no afluente ao FFAD, por meio de regulagem adequada do sistema de dosagem automática (aumento da relação DCF/turbidez).

5-Verificar a adoção de polímeros como auxiliares de flocculação.

7 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ADIN, A. (1999). Particle Characteristics: a Key Factor in Effluent Treatment and Reuse. *Water Science and Technology*, v 40, n 4-5, pp 67-74.
- AMIRTHARAJAH, A. (1988). Some Theoretical and Conceptual Views of Filtration. *Journal of the Water Works Association*, v 80, pp 36-46.
- AMIRTHARAJAH, A. & MILLS, K. M. (1982). Rapid-Mix Design for Mechanism of Alum Coagulation. *Journal of the Water Works Association*, v. 74, n. 4, pp 210-216.
- BRAGA, G. A. (1998). *Emprego da Flotação por Ar Dissolvido no Pré-tratamento de Efluentes Líquidos de um Indústria Cítrica*. São Carlos, 1998. 104 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- BUENO, F. B. A. (2005). *Tratamento de Água para Abastecimento Contendo Cianobactérias e Microcistina em Sistema Constituído por Etapas de Pré-cloração, Coagulação/Floculação, Flotação e Adsorção em Carvão Ativado*. São Carlos, 2005. 123 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- CAMPOS, J. R.; REALI, M. A. P.; DOMBROSKI, S. S. G.; MARCHETTO, M. & LIMA, M. R. A. (1996). Tratamento Físico-Químico por Flotação de Efluentes de Reatores Anaeróbios. XXV CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITÁRIA Y AMBIENTAL – AIDIS, 1996, México, Novembro de 1996.
- CAMPOS, J. R. & REALI, M. A. P. (1984). Emprego da Flotação por Ar Dissolvido no Tratamento de Águas de Abastecimento. In: IX CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL – AIDIS, 1984, Santiago. **Anais do IX Congresso AIDIS-84**. Santiago, Chile: AIDIS, 1984 v.1, pp. 1-22.
- CAMPOS, J. R. & REALI, M. A. P. (1985). Emprego da Flotação por Ar Dissolvido no Tratamento de Águas para Abastecimento. *Revista DAE*, São Paulo – SP, v.45, n. 142, pp. 290-297.
- CARVALHO, M. F. (2003). *Flotação de alta taxa aplicada ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. São Carlos, 2003. 131 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- CENTURIONE FILHO, P. L. (2002). *Desenvolvimento e Operação de uma Instalação de Flotação de Bancada para Águas de Abastecimento*. São Carlos, 2002. 110 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- CIKUREL, H. REBHUM, M., AMIRTHARAJAH, A. & ADIN, A. (1996). Wastewater Effluent reuse by In-line Flocculation Filtration Process. *Water Science Technology*, vol. 33, n. 10-11, pp. 203-211.
- CONSTANZI, R. N. (2000). *Estudo de tratamentos físico-químicos : flotação por ar dissolvido, sedimentação, microfiltração e ozonização do efluente de uma fábrica de papel para imprimir visando o reúso de água*. São Carlos, 2000, 275 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- CROSSLEY, I. A., VALADE, M. T. & SHAWCROSS, J. (2000). Using Lessons Learned and Advanced Methods to Design a 1,500 ml/day DAF Water Treatment Plant.
- DI BERNARDO, L.; PÁDUA, V.L.; DI BERNARDO, A.S. (2001). Desenvolvimento de Instalação de Laboratório para Determinação da Dosagem de Coagulante na Filtração Direta. Anais eletrônicos do IX SILUBESA – Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Porto Seguro, BA.
- DI BERNARDO, L. (1993). Métodos e técnicas de tratamento de água. Vol II – Rio de Janeiro, ABES, 1993, 503p. ed.13.
- DOMBROSKI, S. A. G. (1996). *Influência das condições de floculação na eficiência da flotação por ar dissolvido de alta taxa aplicada ao tratamento de água de abastecimento*. São Carlos. 199 p. Dissertação (Mestrado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- EADES, A. and BRIGNALL, W. J. (1995). Counter-Current Dissolved Air Flotation/Filtration. *Water Science Technology*, vol. 31, n. 3-4, pp. 173-178.
- EDZWALD, J. K. (1995). Principles and Applications of Dissolved Air Flotation. *Water Science and Technology*, v 31, n 3-4, pp 1-23.
- FERGUSON, C.; LOGSDON, G. S. and CURLEY, D. (1995). Comparison of Dissolved Air Flotation and Direct Filtration. *Water Science Technology*, vol. 31, n. 3-4, pp. 113-124.

- GHOSH, M., AMIRTHARAJAH, A. and ADIN, A. (1994). Particle Desestabilization for Tertiary Treatment of Municipal Wastewater by Filtration. *Water Science and Technology*, vol 30, n. 9, pp. 209-218.
- HAMODA, M. F.; AL-GHUSAIN, I. & AL-MUTAIRI, N. Z. (2004). Sand Filtration of Wastewater for Tertiary Treatment and Water Reuse. *Desalination*, v. 164, pp 203-211.
- HERMANOWICZ, S. W. & ASANO, T. (1999). Abel Wolman's "The Metabolism of Cities" Revisited: A Case for Water Recycling and Reuse. *Water Science Technology*, vol. 40, n. 4-5, pp. 29-36.
- JENKINS, D. & HERMANOWICZ, S. W. (1991). Principles of chemical phosphate removal, in *Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater*, 2nd ed., R. I. Sedlak, ed.c Chelsea, MI, Sewis Publishers.
- JOHNSON, P. N. & AMIRTHARAJAH, A. (1983). Ferric Chloride and Alum as Single and Dual Coagulants. *Journal of the American Water Works Association*, v 75, pp 232-239.
- KIURU, H. J. (2001). Development of Dissolved Air Flotation Technology from the First Generation to the Newest (third) one (DAF in Turbulent Flow Conditions). *Water Science Technology*, vol. 43, n.8, p.1-7.
- KROFTA, M.; MISKOVIC, D.; BURGESS, D. and FAHEY, E. (1996). The Investigation of the Advanced Treatment of Municipal Wastewater by Modular Flotation-Filtration Systems and Reuse for Irrigation. *Water Science Technology*, vol. 33, n. 10-11, pp. 171-179.
- KROFTA, M.; MISKOVIC, D.; BURGESS, D. (1995). Primary-Secondary Flotation of Three Municipal Wastewaters: Pilot-Scale Study. *Water Science Technology*, vol. 31, n. 3-4, pp. 295-298.
- LAINÉ, S.; POUJOL, T.; DUFAY, S.; BARON, J. and ROBERT, P. (1998) Treatment of Stormwater to Bathing Water Quality by Dissolved Air Flotation, Filtration and Ultraviolet Disinfection. *Water Science and Technology*, vol. 38 n 10 pp. 99-105.
- LEVINE, A.; TCHOBANOGLAUS, G. & ASANO, T. (1985). Characterization of the Size Distribution of Contaminants in Wastewater: Treatment an Reuse Implications. *Journal of the Water Pollution control Federation*, v. 57, n. 7, pp 805-816.

- LEVINE, A.; TCHOBANOGLAUS, G. & ASANO, T. (1991). Size Distribution of Particulate Contaminant in Wastewater and their Impact on Treatability. *Water Resource*, v. 25, n. 8, pp 911-922.
- LIAO, Z.; ØDEGAARD, H. (2002). Coarse Media Filtration for Enhanced Primary Treatment of Municipal Wastewater, v. 46, n. 4-5, pp 19-26.
- LIMA, M. R. A. (1996). *Emprego da Flotação por Ar Dissolvido no Tratamento de Águas Residuárias de uma Indústria de Papel Visando a Recuperação de Fibras*. São Carlos, 1996. 102 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MARCHETTO, M. (1996). *Estudo de uma Unidade de Flotação por Ar Dissolvido com Escoamento Horizontal entre Placas Aplicada ao Tratamento de Água de Abastecimento*. São Carlos, 1996. 179 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MARCHETTO, M. (2001). *Remoção de Nutrientes do Efluente de Reator Anaeróbio Utilizando Reatores Microaerado e com Aeração Intermitente Seguidos de Flotação por Ar Dissolvido*. São Carlos, 2001. 228 p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MARCHETTO, M. & REALI, M. A. P. (2000). Unidade de Flotação por Ar Dissolvido com Escoamento Horizontal entre placas Aplicada ao Tratamento de Água. *Engenharia e Arquitetura – Caderno de Engenharia Sanitária e Ambiental*, v.2, n.1, pp. 24-31.
- MARCHIORETTO, M. M. (1999). *Ozonização Seguida de Coagulação / Floculação e Flotação como Pós-tratamento do Efluente de Reator Anaeróbio com Chicanas Tratando Esgoto Sanitário*. São Carlos, 1999. 190 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MENDONÇA, N. M. (1999). *Caracterização do material suporte e estudo da partida de um reator anaeróbio de leito expandido utilizado no tratamento de esgoto sanitário*. São Carlos, 1999. 191p. Dissertação (Mestrado) Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- METCALF & EDDY (1991). *Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse*. McGraw-Hill, 3rd edition, 1334p.
- MILES, J.P., DAVIES, P. H. & MURPHY, I. (2000). Improving the Security and Performance of the Largest Water Treatment Plant in Wales: Upgrading of

Felindre WTW with the Addition of First Stage CO-CO-DAFF Clarification-Filtration. *The 4th International Conference Flotation in Water and Wastewater Treatment*. Helsinki Finland 11-14 September 2000.

- MORETTI, R. C. (2000). *Processo de Flotação por Ar Dissolvido Aplicado à Clarificação Final do Efluente de Sistema Sequencial de Tratamento Biológico de Esgoto Sanitário Constituído de Reator Anaeróbio (UASB) Seguido de Lagoa Aerada*. São Carlos, 2000, 203 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MORETTI, R. C. (2005). *Emprego da Flotação Lamelar de Alta Taxa e Convencional como Pós-tratamento do Efluente de Sistema constituído de Reator Anaeróbio seguido de Reator Aeróbio Tratando Esgoto Sanitário*. São Carlos, 2005, 305 p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo
- MORUZZI, R. B. (2000). *Tratamento de Água para Abastecimento, Contendo Ácido Húmico Complexado com Ferro e Manganês, Utilizando Flotação por Ar Dissolvido Conjugada à Oxidação Química*. São Carlos, 2000, 214 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MORUZZI, R. B. (2005). *Avaliação da Influência da Distribuição de Tamanho de Partículas e do Binômio Velocidade/Tempo de Detenção na Zona de Reação no Desempenho da Flotação com Utilização de Sonda Ultra-sônica e Técnica de Análise por Imagem*. São Carlos, 2005, 240 p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- MUJERIEGO, R. & ASANO, T. (1999). The Role of Advanced Treatment in Wastewater Reclamation and Reuse. *Water Science and Technology*, vol. 40, n. 4-5, pp. 1-9.
- 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*. São Carlos, 2005, 179 p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PATRIZZI, L. J. (1998). *Redução de Volume de Lodo Gerado em Decantadores de Estações de Tratamento de Água Tradicionais Utilizando Espessamento por Flotação e por Gravidade Seguidos de Centrifugação*. São

Carlos, 1998. 223 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- PATRIZZI, L. J. (2002). *Remoção de Ferro, Manganês e Substâncias Húmicas de Água para Abastecimento Utilizando Unidade de Flotação por Ar Dissolvido de Alta Taxa e Oxidação Química*. São Carlos, 2002. 232 p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PENETRA, R. G. (1998). *Pós-tratamento Físico-químico por Flotação de Efluentes de Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo (UASB)*. São Carlos, 1998. 140 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PENETRA, R. G. (2003). *Flotação aplicada ao pós-tratamento de reator anaeróbio de leito expandido tratando esgoto sanitário*. São Carlos, 2003. 288p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PENETRA, R. G.; REALI, M. A. P.; FORESTI, E. & CAMPOS, J. R. (1999). Post-Treatment of Effluents from Anaerobic Reactor Treating Domestic Sewage by Dissolved-Air Flotation. *Water Science and Technology*, v.40, n. 8, pp. 137-43.
- PENETRA, R. G. (1998). *Pós-Tratamento Físico-Químico por Flotação de Efluentes de Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo (UASB)*. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PENETRA, R. G. (2003). *Flotação Aplicada ao Pós-tratamento do Efluente de Reator Anaeróbio de Leito Expandido Tratando Esgoto Sanitário*. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PEREIRA, J. A. R. (2000). *Concepção, construção e operação de reator anaeróbio de leito expandido, em escala real, para tratamento de esgoto sanitário*. São Carlos, 2000, 339 p. Tese (doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- PIRES, L. C. (2000). *Potencialidade da Utilização de Resíduos Orgânicos Removidos por Flotação de Efluentes Líquidos de Indústrias de Alimentos como Fonte de Nutrientes par Bovinos*. São Carlos, 2000, 176 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- PORTO, T. G. (2001). *Tratamento Avançado de Esgoto Sanitário em Sistema Seqüencial Composto por Processo Biológico Anaeróbio, Flotação, Filtração em Areia e em Membranas*. São Carlos, 2001, 144 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- REALI, M. A. P. (1984). *Aplicação da Flotação por Ar Dissolvido ao Tratamento de Águas de Abastecimento*. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- 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. & CAMPOS, J. R., (1992). Projeto de Câmaras de Saturação de Sistemas de Flotação por Ar Dissolvido com Recheios de Anéis de PVC. In: XVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL – AIDIS, 1992, La Habana – Cuba.
- REALI, M. A. P. & SANTOS, S. P. (1999). Emprego de uma Unidade de Flotação por Ar Dissolvido com Escoamento Vertical para Remoção de Algas de Águas para Abastecimento. *Engenharia e Arquitetura – Caderno de Engenharia Sanitária e Ambiental*, v.1, n.1, pp. 37-45.
- REALI, M. A. P., PENETRA, R. G. & CARVALHO, M. E. (2000). Flotation Technique with Coagulant and Polymer Application Applied to the Post-Treatment of Effluents from Anaerobic Reactor Treating Sewage. *The Latin-American Workshop and Seminar on Anaerobic Digestion*. Recife-Brasil 5-9 November, 2000.
- SANTOS, S. P. (1997). *Estudo de uma Unidade de Flotação por Ar Dissolvido com Escoamento Vertical entre Placas, Aplicada à remoção de Algas em Águas de Abastecimento*. São Carlos, 1997. 111 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- SARTORI, L. (1998). *Influência do Uso de Polímeros Sintéticos no Desempenho da Flotação por Ar Dissolvido Aplicada no Tratamento de Água para Abastecimento*. São Carlos, 1998. 191 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- SCRIVEN, R. J.; OUKI, S. K.; DOGGART, A. S. and BAUER, M. J. (1999). The Impact of Physico-Chemical Water Treatment on a Novel Flotation/Filtration Process. *Water Science Technology*, vol. 39, n. 10-11, pp. 211-215.
- SETTI, M. C. B. C. (1995). *Reuso da Água - Condições de Contorno*. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo.
- Steinbach, S. & Haarhoff, J. (1998) A simplified method for assessing the saturation efficiency at full-scale dissolved air flotation plants. *Water Science and Technology*, vol.38, n.6, pp. 303-310.
- TIEHM, A.; HERWIG, V. & NEIS, U. (1999). Particle Size Analysis for Improved Sedimentation and Filtration in Wastewater Treatment. *Water Science and Technology*, vol. 39, n. 8, pp. 99-106.
- VAN NIEUWENHUIJZEN, A. F.; VAN DER GRAAL, J. H. J. M. & MELS, A. R. (2001). Direct Influent Filtration as a Pretreatment Step for More Sustainable Wastewater Treatment Systems. *Water Science Technology*, v. 43, n. 11, pp 91-98.
- VAN VUREN, L. R. J.; DE WET, F. J. & CILLIE, G. G. (1983). Treatment of Water from Eutrophied Impoundments. *Water Supply* vol. 1, n. 1. pp. 145-156.
- VLASKI, A.; VAN BREEMEN, N. A. & ALAERTS, G. J. (1997). The Role of Particle Size and Density in Dissolved Air Flotation and Sedimentation. *Water Science and Technology*, v 36, n 4, pp 177-189.
- ZABEL (1985). The Advantages of Dissolved Air Flotation for Water Treatment. *Journal AWWA*, pp 42-46

Livros Grátis

(<http://www.livrosgratis.com.br>)

Milhares de Livros para Download:

[Baixar livros de Administração](#)

[Baixar livros de Agronomia](#)

[Baixar livros de Arquitetura](#)

[Baixar livros de Artes](#)

[Baixar livros de Astronomia](#)

[Baixar livros de Biologia Geral](#)

[Baixar livros de Ciência da Computação](#)

[Baixar livros de Ciência da Informação](#)

[Baixar livros de Ciência Política](#)

[Baixar livros de Ciências da Saúde](#)

[Baixar livros de Comunicação](#)

[Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE](#)

[Baixar livros de Defesa civil](#)

[Baixar livros de Direito](#)

[Baixar livros de Direitos humanos](#)

[Baixar livros de Economia](#)

[Baixar livros de Economia Doméstica](#)

[Baixar livros de Educação](#)

[Baixar livros de Educação - Trânsito](#)

[Baixar livros de Educação Física](#)

[Baixar livros de Engenharia Aeroespacial](#)

[Baixar livros de Farmácia](#)

[Baixar livros de Filosofia](#)

[Baixar livros de Física](#)

[Baixar livros de Geociências](#)

[Baixar livros de Geografia](#)

[Baixar livros de História](#)

[Baixar livros de Línguas](#)

[Baixar livros de Literatura](#)
[Baixar livros de Literatura de Cordel](#)
[Baixar livros de Literatura Infantil](#)
[Baixar livros de Matemática](#)
[Baixar livros de Medicina](#)
[Baixar livros de Medicina Veterinária](#)
[Baixar livros de Meio Ambiente](#)
[Baixar livros de Meteorologia](#)
[Baixar Monografias e TCC](#)
[Baixar livros Multidisciplinar](#)
[Baixar livros de Música](#)
[Baixar livros de Psicologia](#)
[Baixar livros de Química](#)
[Baixar livros de Saúde Coletiva](#)
[Baixar livros de Serviço Social](#)
[Baixar livros de Sociologia](#)
[Baixar livros de Teologia](#)
[Baixar livros de Trabalho](#)
[Baixar livros de Turismo](#)