

**UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL**

**DUPLA FILTRAÇÃO EM FILTROS ASCENDENTES DE
PEDREGULHO E FILTROS DESCENDENTES DE AREIA
APLICADA À REMOÇÃO DE ALGAS: INFLUÊNCIA DA
TAXA DE FILTRAÇÃO E GRANULOMETRIA DO FILTRO
DE AREIA**

FUAD MOURA GUIMARÃES BRAGA

ORIENTADORA: CRISTINA CELIA SILVEIRA BRANDÃO

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E
RECURSOS HÍDRICOS**

PUBLICAÇÃO: PTARH.DM - 084/05

BRASÍLIA/DF: JULHO – 2005

Livros Grátis

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

Milhares de livros grátis para download.

**UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL**

**DUPLA FILTRAÇÃO EM FILTROS ASCENDENTES DE
PEDREGULHO E FILTROS DESCENDENTES DE AREIA
APLICADA À REMOÇÃO DE ALGAS: INFLUÊNCIA DA TAXA DE
FILTRAÇÃO E GRANULOMETRIA DO FILTRO DE AREIA.**

FUAD MOURA GUIMARÃES BRAGA

**DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO DEPARTAMENTO DE
ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL DA FACULDADE DE
TECNOLOGIA DA UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA COMO PARTE
DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU
DE MESTRE EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E RECURSOS
HÍDRICOS.**

APROVADA POR:

**PROF^a. CRISTINA CELIA SILVEIRA BRANDÃO, PhD (ENC-UnB)
(Orientadora)**

**PROF. MARCO ANTONIO ALMEIDA DE SOUZA, PhD (ENC-UnB)
(Examinador Interno)**

**PROF. VALTER LÚCIO DE PÁDUA, DSc (DESA-UFMG)
(Examinador Externo)**

BRASÍLIA/DF, 25 DE JULHO DE 2005.

FICHA CATALOGRÁFICA

BRAGA, FUAD MOURA GUIMARÃES

Dupla Filtração em Filtros Ascendentes de Pedregulho e Filtros Descendentes de Areia Aplicada à Remoção de Algas: Influência da Taxa de Filtração e Granulometria do Filtro de Areia.

xxix, 174p., 210 x 297 mm (ENC/FT/UnB, Mestre, Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, 2005). Dissertação de Mestrado – Universidade de Brasília. Faculdade de Tecnologia.

Departamento de Engenharia Civil e Ambiental.

1. Tratamento de água

2. Dupla Filtração

3. Filtração Ascendente em Pedregulho

4. Remoção de Algas

I. ENC/FT/UnB

II. Título (série)

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

BRAGA, F. M. G. (2005). *Dupla Filtração em Filtros Ascendentes de Pedregulho e Filtros Descendentes de Areia Aplicada à Remoção de Algas: Influência da Taxa de Filtração e Granulometria do Filtro de Areia*. Dissertação de Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, Publicação PTARH.DM-084/05, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 174p.

CESSÃO DE DIREITOS

AUTOR: Fuad Moura Guimarães Braga

TÍTULO: Dupla Filtração em Filtros Ascendentes de Pedregulho e Filtros Descendentes de Areia Aplicada à Remoção de Algas: Influência da Taxa de Filtração e Granulometria do Filtro de Areia.

GRAU: Mestre

ANO: 2005

É concedida à Universidade de Brasília permissão para reproduzir cópias desta dissertação de mestrado e para emprestar ou vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva outros direitos de publicação e nenhuma parte dessa dissertação de mestrado pode ser reproduzida sem autorização por escrito do autor.

Fuad Moura Guimarães Braga
QI 31, Bloco 9, Apto 415- Edifício Rio Verde
71.065-310 - Guará II/DF - Brasil
Endereço Eletrônico: fuadmoura@gmail.com

*Aos meus pais, meus maiores mestres,
Guilherme e Ivonice.
À minha avó Maria, pela convivência
carinhosa nesses dois anos em Brasília.
À Sasha, pelo amor, incentivo e paz em mim
depositados.*

Com muito amor, dedico.

AGRADECIMENTOS

Ao fim deste trabalho não poderia deixar de expressar a minha sincera gratidão a todos que, direta ou indiretamente, contribuíram para o êxito do meu mestrado.

À minha querida família, meu pai, Guilherme, e minha mãe, Ivonice, pelo amor, incentivo e compreensão em todos os momentos da minha vida. À minha irmã, Beatriz. Às minhas avós, Diva e Maria, e aos meus padrinhos, Fuad e Beatriz, pelas orações destinadas a mim. Aos meus tios, Teca e Arthur, por proporcionarem o reencontro de toda a família Guimarães em maio de 2005, no Rio de Janeiro, para o casamento da minha prima Márcia.

Aos meus tios, tias, primos, primas, e, em especial, aos meus familiares residentes em Brasília. O carinho e atenção recebidos amenizaram as saudades do Ceará, tendo sido de extrema importância para que eu concluísse esta etapa da minha vida.

À professora Cristina, por sua orientação intensa e presente, pelo profissionalismo e dedicação incontestáveis, além do apoio e amizade. A todos os professores do PTARH, pelos conhecimentos transmitidos.

À FINATEC e ao CNPQ, pelo suporte financeiro com concessão da bolsa de mestrado.

À CAESB, pelo fornecimento do PAC, em especial ao Engenheiro Gustavo, gerente da ETA Brasília.

Ao Boy e João, funcionários da UnB, e ao Bernardo, bolsista de iniciação científica do projeto, pelo auxílio de fundamental importância na etapa experimental do trabalho. Aos funcionários do Laboratório de Materiais, Xavier e Severino, pelo apoio no período de peneiramento da areia dos filtros.

Aos amigos Davi Marwell e Ana Elisa pelas valiosas dicas de operação da ETA-Piloto, pela forma solícita e prestativa com que sempre me receberam.

À turma do Laboratório de Análise de Águas da UnB: André, Carol, Christinne, Eliane, Jazielli e Simone.

Aos amigos da turma de 2005 do PTARH, a turma dos 10 anos do Programa: Camila, Cristiane, Edmundo, Fernán, Itonaga, Jailma, Juliana Mol, Simoneli, Simone, Socorro, Thales e Viviane. Aos amigos Daniela e Pablo, pelas conversas divertidas e descontraídas em nosso tradicional rodízio de carros. Ao amigo Carlos Daidi, por seu apreço dispensado a todos integrantes da turma, fundamental para a harmonia do grupo.

A todos os amigos firmados no ambiente do PTARH: Alexandre, Andréia, Cláudia, Cristina, Deborah, Domingo, Edson, Gustavo, Janaína, Luciana, Renata Sâmia, Rosângela, Selma, Sidcley e, mais recentemente, Ronaldo.

À Universidade Federal do Ceará pela base da minha formação acadêmica, em especial ao professor Suetônio Mota, meu primeiro incentivador para a escolha do saneamento ambiental como área de atuação, e aos professores José Carlos Araújo e Valter Lúcio de Pádua, pelos primeiros passos na pesquisa científica.

Aos amigos cearenses, tanto os da época de colégio (turma do Bob), quanto os da época de faculdade (turma EC2002), que, nas minhas idas à Fortaleza, sempre me receberam de forma alegre e festiva, provando que amizades sinceras não são abaladas pelo tempo ou distância.

Aos amigos cearenses residentes no Distrito Federal, Ana, Tanta, Marina e Edma (o Ceará na Brasília), pelo alto astral constante e pelas pessoas bacanas que conheci por meio de vocês. Enfim, por serem a minha segunda família no Planalto Central.

Por fim, à minha namorada Sasha, por seu esforço para estar, de alguma forma, sempre presente, principalmente no meu coração. Pela fundamental importância que tem em minha vida e por me transmitir amor e paz.

A Deus...

RESUMO

DUPLA FILTRAÇÃO EM FILTROS ASCENDENTES DE PEDREGULHO E FILTROS DESCENDENTES DE AREIA APLICADA À REMOÇÃO DE ALGAS: INFLUÊNCIA DA TAXA DE FILTRAÇÃO E GRANULOMETRIA DO FILTRO DE AREIA

Autor: Fuad Moura Guimarães Braga

Orientador: Cristina Celia Silveira Brandão

**Programa de Pós-Graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos
Brasília, Julho de 2005.**

O presente trabalho consiste na avaliação do desempenho do processo de dupla filtração, constituída por filtração ascendente em pedregulho seguida de filtração rápida descendente em areia, no tratamento de águas com baixa turbidez e presença de algas, com ênfase na melhoria do desempenho do filtro descendente.

O trabalho experimental foi desenvolvido em instalação piloto composta por 1 dispositivo de mistura rápida, 1 filtro ascendente de pedregulho, e 2 colunas de filtração rápida descendente em areia, com diferentes granulometrias (FRD 1 e FRD 2), operadas em paralelo. Os estudos em escala piloto foram precedidos por estudos de bancada (testes de jarro) para a construção de diagramas de coagulação e definição das faixas de dosagem de coagulante e pH de coagulação a serem usados nos experimentos de filtração.

O filtro de pedregulho foi operado com uma única taxa de filtração, 90 m/d, enquanto que os filtros rápidos foram operados com taxas de filtração de 250, 350 e 450 m/d. Foram realizados 17 experimentos de filtração. Em 12 deles, o coagulante utilizado foi o cloreto de polialumínio, enquanto que nos demais experimentos utilizou-se o sulfato de alumínio.

Os filtros rápidos descendentes (FRDs) caracterizaram-se por uma filtração com ação superficial, e, independentemente da taxa de filtração, apresentaram efluente com valores médios de turbidez de 0,30 a 0,45 uT, e clorofila-a em torno de 1 a 2 µg/L. Além disso, o desempenho dos FRDs não foi significativamente influenciado pelo tipo de coagulante utilizado. Uma parcela considerável da remoção de impurezas presentes na água bruta ocorria no filtro ascendente de pedregulho.

O FRD 2, filtro com granulometria mais grossa (tamanho efetivo de 1,29 mm e coeficiente de desuniformidade de 1,2), apresentou um melhor desempenho que o FRD 1, com duração das carreiras de filtração de 5 a 18 horas mais longas, a depender da taxa de filtração adotada. A taxa de filtração de 450 m/d revelou-se como a melhor opção para a operação dos filtros rápidos descendentes, em função de apresentar uma maior produção efetiva de água filtrada, embora sua menor duração de carreira de filtração.

ABSTRACT

DOUBLE FILTRATION IN UPFLOW GRAVEL FILTER AND DOWNFLOW SAND FILTERS APPLIED FOR ALGAE REMOVAL: INFLUENCE OF THE FILTRATION RATE AND GRANULOMETRIC OF THE SAND FILTER

Author: Fuad Moura Guimarães Braga

Supervisor: Cristina Celia Silveira Brandão

**Programa de Pós-Graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos
Brasília, July of 2005.**

The present work evaluates the performance of the two-stage (double) filtration process, composed by upflow gravel filter followed by rapid downflow sand filter, in the treatment of raw water with low turbidity and presence of algae, emphasizing the role of the rapid downflow filter in the treatment process.

The experimental work was developed in pilot plant composed by a hydraulic flash mixing device, a upflow gravel filter, and two rapid downflow sand filter columns, with filtration bed of different granulometric compositions (FRD 1 and FRD 2), operated in parallel. The filtration experiments in pilot scale were preceded by benches studies (jar tests) to produce coagulation diagrams, to allow the definition of the coagulant dosage range and coagulation pH to be used in the filtration experiments.

The upflow gravel filter was operated with a fixed filtration rate of 90 m/d, while the downflow filters had been operated with filtration rates of 250, 350 and 450 m/d. 17 filtration experiments were accomplished. In 12 of them, the coagulant used was the polichloride aluminum (PAC), while in the others 5 experiments the aluminum sulphate was used.

The rapid downflow sand filters (FRDs) were characterized surface filtration, and, independently of the filtration rate, presented an effluent with average turbidity values of 0.30 NTU to 0.45 NTU, and chlorophyll-a around 1 and 2 µg/L. Moreover, the type coagulant used did not significantly influence the performance of the FRDs. A considerable amount of the impurities removal occurred in the upflow gravel filter.

The FRD 2, filter with coarser granulometric composition (effective size of 1.29 mm and uniformity coefficient of 1.2), presented a better performance than FRD 1, with filtration runs 5 to 18 hours longer, depending of the filtration rate used. The filtration rate of 450 m/d was the best option for the operation of the rapid downflow sand filters, because of the higher filtered water production, even though the shorter filter run.

SUMÁRIO

1 – INTRODUÇÃO.....	1
2 – OBJETIVOS.....	5
3 - FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRAFICA	6
3.1 - ASPECTOS GERAIS.....	6
3.2 - ASPECTOS BÁSICOS DA TEORIA DE FILTRAÇÃO RÁPIDA	12
3.3 – REMOÇÃO DE ALGAS POR FILTRAÇÃO DIRETA.....	15
3.4 – A EXPERIÊNCIA DA UNB NA REMOÇÃO DE ALGAS COM FILTRAÇÃO ASCENDENTE EM PEDREGULHO E DESCENDENTE EM AREIA	31
4 – METODOLOGIA	38
4.1 - DESCRIÇÃO DA ETA PILOTO.....	38
4.1.1 – Sistema de Captação	41
4.1.2 – Dispositivo Medidor de Vazão	42
4.1.3 – Coagulação e Mistura Rápida	43
4.1.3.1 – Coagulantes utilizados	43
4.1.3.2 – Dispositivo de Mistura Rápida	44
4.1.4 – Filtro de Pedregulho com Escoamento Ascendente (FAP).....	47
4.1.5 – Filtros Rápidos de Escoamento Descendente (FRD).....	50
4.2 – DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL	54
4.3 – ROTINA DOS EXPERIMENTOS DE FILTRAÇÃO	57
4.4 – ANÁLISE ESTATÍSTICA	60
5 – APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS E DISCUSSÃO	62
5.1 – ETAPA I – DIAGRAMAS DE COAGULAÇÃO.....	62
5.2 – ETAPA II – EXPERIMENTOS DE FILTRAÇÃO.....	65
5.2.1 - FASE 1 – Avaliação do PAC com taxa de filtração dos FRDs = 250 m/d.	68
5.2.2 - FASE 2 – Avaliação do PAC com taxa de filtração dos FRDs = 350 m/d.	74
5.2.3 - FASE 3 – Avaliação do PAC com taxa de filtração dos FRDs = 450 m/d.	80
5.2.4 - FASE 4 – Avaliação do Sulfato de Alumínio com taxa de filtração dos FRDs = 450 m/d.....	85

5.2.5 - FASE 5 – Avaliação do Sulfato de Alumínio com taxa de filtração dos FRDs = 250 m/d.....	91
5.3 – AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA TAXA DE FILTRAÇÃO E DO TIPO DE COAGULANTE NO DESEMPENHO GERAL DOS FILTROS DESCENDENTES DE AREIA - FRDs	96
5.3.1 – Avaliação da influência da taxa de filtração no desempenho dos filtros descendentes de areia.....	97
5.3.1.1 – Experimentos utilizando o PAC como coagulante	97
5.3.1.2 – Experimentos utilizando o sulfato de alumínio como coagulante	101
5.3.2 – Avaliação da influência do tipo de coagulante no desempenho dos filtros descendentes de areia.....	104
6 – CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	109
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	111
APÊNDICES	
A - TABELA DE DENSIDADE X %AL₂O₃ X SÓLIDOS DO PANFLOC 346, FORNECIDA PELA PAN-AMERICANA S.A.....	116
B - DIMENSIONAMENTO DO DISPOSITIVO DE MISTURA RÁPIDA (DMR) .	117
C - METODOLOGIA DE CÁLCULO UTILIZADA PARA A PREPARAÇÃO DAS SOLUÇÕES DE COAGULANTE	119
D - DADOS RELATIVOS AOS EXPERIMENTOS DA FASE 1.....	121
E – TESTE DE HIPÓTESE PARA O DESEMPENHO DOS FRDS - FASE 1.....	129
F - DADOS RELATIVOS AOS EXPERIMENTOS DA FASE 2	130
G - TESTE DE HIPÓTESE PARA O DESEMPENHO DOS FRDS - FASE 2.	138
H - DADOS RELATIVOS AOS EXPERIMENTOS DA FASE 3.....	139
I - TESTE DE HIPÓTESE PARA O DESEMPENHO DOS FRDS - FASE 3.....	147
J - DADOS RELATIVOS AOS EXPERIMENTOS DA FASE 4.....	148
L - TESTE DE HIPÓTESE PARA O DESEMPENHO DOS FRDS - FASE 4.....	154
M - DADOS RELATIVOS AOS EXPERIMENTOS DA FASE 5	155
N - TESTE DE HIPÓTESE PARA O DESEMPENHO DOS FRDS - FASE 5	159

O - TESTE DE HIPÓTESE PARA O DESEMPENHO DOS FRDS - EXPERIMENTOS UTILIZANDO O PAC COMO COAGULANTE	160
P - TESTE DE HIPÓTESE PARA O DESEMPENHO DOS FRDS - EXPERIMENTOS UTILIZANDO O SULFATO DE ALUMÍNIO COMO COAGULANTE.....	163
Q - TESTE DE HIPÓTESE PARA O DESEMPENHO DOS FRDS – INFLUÊNCIA DO TIPO DE COAGULANTE NO DESEMPENHO DOS FRDS	164
R – CÁLCULO DA PRODUÇÃO MENSAL DE ÁGUA TRATADA. COMPARAÇÃO ENTRE AS TAXAS DE FILTRAÇÃO.....	167
R.1 – FRD 1. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 350 M/D E 450 M/D (FASES 2 E 3 - PAC)	168
R.2 – FRD 1. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 250 M/D E 450 M/D (FASES 1 E 3 - PAC).....	169
R.3 – FRD 2. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 250 M/D E 350 M/D (FASES 1 E 2 - PAC)	170
R.4 – FRD 2. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 350 M/D E 450 M/D (FASES 2 E 3 - PAC)	171
R.5 – FRD 2. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 250 M/D E 450 M/D (FASES 1 E 3 - PAC)	172
R.6 – FRD 1. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 250 M/D E 450 M/D (FASES 4 E 5 – SULFATO DE ALUMÍNIO)	173
R.7 – FRD 2. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 250 M/D E 450 M/D (FASES 4 E 5 – SULFATO DE ALUMÍNIO)	174

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 - Distribuição de ETAs operadas pelas CESB, por tipo de tecnologia	2
Figura 3.1 - Seqüência de processos e operações do tratamento convencional.....	6
Figuras 3.2 - Variantes da tecnologia de filtração direta - (a) Filtração direta com pré-floculação (b) Filtração direta sem pré-floculação (filtração direta).	7
Figura 3.3 - Seqüência de processos da tecnologia de dupla filtração.....	8
Figura 3.4 - Mecanismos de transporte na filtração rápida (Di Bernardo, 1993).	13
Figura 3.5 - Etapa inicial da filtração rápida descendente (período de maturação). (Di Bernardo et al., 2003).....	15
Figura 3.6 - Variação da carga elétrica dos flocos de S. minúscula na coagulação com sulfato de alumínio para diferentes valores de pH de coagulação (Benhardt e Clasen, 1994, modificado).....	18
Figura 3.7 - Diagrama de seleção de processos de tratamento (Janssens e Buekens, 1993, modificado).	23
Figura 3.8 - Esquema de parte da instalação piloto que mostra a alimentação direta de cada filtro rápido descendente (FRD) por um filtro ascendente de pedregulho (FAP).....	34
Figura 4.1- Localização geográfica da ETA-Piloto: (a) Destaque da área de localização da Estação Experimental da Biologia na imagem de Brasília/DF; (b) Destaque da área da Estação Hidrometeorológica e da ETA-Piloto na imagem que situa a Estação Experimental da Biologia; e (c) Destaque da área ocupada pela ETA-Piloto.	39
Figura 4.2 - Diagrama esquemático da ETA-Piloto.	40
Figura 4.3 - Vista superior da ETA-Piloto.....	41
Figura 4.4 - Visor do Dispositivo Medidor de Vazão (DMV).....	42
Figura 4.5 - Dimensões do injetor utilizado como dispositivo de mistura rápida.	44
Figura 4.6 - Arranjos de injeção de coagulante: (a) Configuração para os experimentos com sulfato de alumínio; e (b) Configuração para os experimentos com PAC - uso do dispositivo de diluição	46
Figura 4.7- Esquema de uso das bombas dosadoras: (a) sem o uso do dispositivo de diluição (uso do sulfato de alumínio como coagulante); e (b) com o dispositivo de diluição (uso do PAC como coagulante).	46

Figura 4.8 - Vista das bombas dosadoras instaladas sobre os tanques de armazenamento de coagulantes.....	47
Figura 4.9 - Esquema do Filtro Ascendente de Pedregulho, dimensões em metros.....	48
Figura 4.10 - Vista do FAP utilizado nos experimentos.....	48
Figura 4.11 - Esquema da unidade de filtração descendente (FRD), dimensões em metros.....	50
Figura 4.12 - Vista de um dos FRDs utilizado nos experimentos.	51
Figura 4.13 - Curvas granulométricas do FRD 1 e do FRD 2.	52
Figura 4.14 - Tomadas piezométricas de cada unidade de filtração descendente.	53
Figura 4.15 - Comparação entre os resultados obtidos com o filtro de papel e o filtro de laboratório de areia como etapa de filtração para o teste de jarro, Brandão et al. (2001).	55
Figura 4.16 - Seqüência dos experimentos realizados durante as cinco fases experimentais.	56
Figura 5.1 - Diagrama de Coagulação (PAC).....	63
Figura 5.2 - Diagrama de Coagulação (Sulfato de Alumínio).....	64
Figura 5.3 - Experimento de filtração 3 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	69
Figuras 5.4 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 3. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	71
Figuras 5.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 3. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	71
Figuras 5.6 - Resultados do teste de hipótese – Fase 1.....	73
Figura 5.7 - Experimento de filtração 8 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	75
Figura 5.8 - Experimento de filtração 8. Formação de grumos no topo do leito filtrante do FRD 1 - (a) Início da carreira de filtração, (b) Durante a carreira de	

Filtração, (c) Fim da carreira de filtração (início da lavagem); e (d) Após a lavagem.	76
Figura 5.9 - Experimento de filtração 8. Formação de grumos no topo do leito filtrante do FRD 2 - (a) Início da carreira de filtração, (b) Durante a carreira de Filtração, (c) Fim da carreira de filtração(início da lavagem); e (d) Após a lavagem.	77
Figuras 5.10 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 8. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.	77
Figuras 5.11 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 8. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.	78
Figuras 5.12 - Resultados do teste de hipótese – Fase 2.	80
Figura 5.13 - Experimento de filtração 10 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: PAC.	81
Figuras 5.14 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 10. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.	83
Figuras 5.15 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 10. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.	83
Figuras 5.16 - Resultados do teste de hipótese – Fase 3.	85
Figura 5.17 - Experimento de filtração 14 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.	87
Figuras 5.18 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 14. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.	88
Figuras 5.19 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 14. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.	88

Figuras 5.20 - Resultados do teste de hipótese – Fase 4.....	90
Figura 5.21 - Experimento de filtração 16 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.....	92
Figuras 5.22 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 16. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.	94
Figuras 5.23 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 16. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.	94
Figuras 5.24 - Resultados do teste de hipótese – Fase 5.....	96
Figura 5.25 - Resumo do resultado dos testes de hipótese para a avaliação da influência da taxa de filtração no desempenho do FRD 1 – PAC como coagulante.	99
Figura 5.26: Resumo do resultado dos testes de hipótese para a avaliação da influência da taxa de filtração no desempenho do FRD 2 – PAC como coagulante.	99
Figura 5.27 - Resumo do resultado dos testes de hipótese para a avaliação da influência da taxa de filtração no desempenho do FRD 1 – sulfato de alumínio como coagulante.	102
Figura 5.28 - Resumo do resultado dos testes de hipótese para a avaliação da influência da taxa de filtração no desempenho do FRD 2 – sulfato de alumínio como coagulante.	103
Figura 5.29 - Resumo dos resultados dos testes de hipótese para a avaliação da influência do tipo de coagulante no desempenho dos FRDs – Taxa de filtração = 450 m/d.....	105
Figura 5.30 - Resumo dos resultados dos testes de hipótese para a avaliação da influência do tipo de coagulante no desempenho dos FRDs – Taxa de filtração = 250 m/d.....	107
Figura B.1 - Esquema do injetor utilizado como dispositivo de mistura rápida.....	117
Figura C.1 - Esquema do balanço de massa utilizado para experimentos com Sulfato de Alumínio - Obtenção da Equação C.1.....	119
Figura C.2 - Esquema do balanço de massa utilizado para experimentos com PAC. Uso do dispositivo de diluição - Obtenção da Equação C.2.....	119

Figura D.1 - Experimento de filtração 1 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	121
Figuras D.2 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 1. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	122
Figuras D.3 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 1. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	122
Figura D.4 - Experimento de filtração 2 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	123
Figuras D.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 2. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	124
Figuras D.6 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 2. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	124
Figura D.7 - Experimento de filtração 3 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	125
Figuras D.8 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 3. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	126
Figuras D.9 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 3. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	126
Figura D.10 - Experimento de filtração 4 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	127

Figuras D.11 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 4. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	128
Figuras D.12 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 4. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.....	128
Figuras E.1 - Teste de hipótese entre as médias obtidas pelos FRDs para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade, e eficiência de remoção de clorofila-a e turbidez – Fase 1.....	129
Figura F.1 - Experimento de filtração 5 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	130
Figuras F.2 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 5. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	131
Figuras F.3 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 5. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	131
Figura F.4 - Experimento de filtração 6 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	132
Figuras F.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 6. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	133
Figuras F.6 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 6. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	133
Figura F.7 - Experimento de filtração 7 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a, e; (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	134

Figuras F.8 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 7. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	135
Figuras F.9 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 7. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	135
Figura F.10 - Experimento de filtração 8 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	136
Figuras F.11 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 8. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	137
Figuras F.12 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 8. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.....	137
Figuras G.1 - Teste de hipótese entre as médias obtidas pelos FRDs para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiência de remoção de clorofila-a e turbidez – Fase 2.....	138
Figura H.1 - Experimento de filtração 9 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	139
Figuras H.2 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 9. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	140
Figuras H.3 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 9. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	140
Figura H.4 - Experimento de filtração 10 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	141

Figuras H.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 10. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	142
Figuras H.6 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 10. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	142
Figura H.7 - Experimento de filtração 11 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	143
Figuras H.8 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 11. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	144
Figuras H.9 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 11. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	144
Figura H.10 - Experimento de filtração 12 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	145
Figuras H.11 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 12. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	146
Figuras H.12 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 12. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.....	146
Figuras I.1 - Teste de hipótese entre as médias obtidas pelos FRDs para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiência de remoção de clorofila-a e turbidez – Fase 3.....	147
Figura J.1 - Experimento de filtração 13 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.....	148

Figuras J.2 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 13. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.....	149
Figuras J.3 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 13. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.....	149
Figura J.4 - Experimento de filtração 14 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.....	150
Figuras J.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 14. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.....	151
Figuras J.6 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 14. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.....	151
Figura J.7 - Experimento de filtração 15 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.....	152
Figuras J.8 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 15. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.....	153
Figuras J.9 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 15. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.....	153
Figuras L.1 - Teste de hipótese entre as médias obtidas pelos FRDs para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiência de remoção de clorofila-a e turbidez – Fase 4.....	154
Figura M.1 - Experimento de filtração 16 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.....	155

Figura M.2 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 16. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.	156
Figura M.3 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 16. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.	156
Figura M.4 - Experimento de filtração 17 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.	157
Figuras M.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 17. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.	158
Figuras M.6 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 17. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.	158
Figuras N.1 - Teste de hipótese entre as médias obtidas pelos FRDs para a duração da carreira de filtração, fator de eficiência do filtro e eficiência de remoção de clorofila-a e turbidez – Fase 5.	159
Figura O.1 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 2.	160
Figura O.2 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 2.	160
Figura O.3 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 2 e 3.	161
Figura O.4 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 2 e 3.	161
Figura O.5 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 3.	162

Figura O.6 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 3.	162
Figura P.1 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 4 e 5.	163
Figura P.2 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 4 e 5.	163
Figura Q.1 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 3 e 4.	164
Figura Q.2 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 3 e 4.	164
Figura Q.3 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 5.	165
Figura Q.4 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 5.	165
Figura Q.5 - Teste de hipótese (U de Mann-Whitney) entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração nas Fases 1 e 5.	166
Figura R.1 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 350 m/d.	168
Figura R.2 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 450 m/d.	168
Figura R.3 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 250 m/d.	169
Figura R.4 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 450 m/d.	169
Figura R.5 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 250 m/d.	170
Figura R.6 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 350 m/d.	170
Figura R.7 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 350 m/d.	171
Figura R.8 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 450 m/d.	171
Figura R.9 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 250 m/d.	172
Figura R.10 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 450 m/d.	172
Figura R.11 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 250 m/d.	173

Figura R.12 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 450 m/d. 173

Figura R.13 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 250 m/d. 174

Figura R.14 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 450 m/d. 174

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1: Parâmetros de qualidade da água bruta para as tecnologias de filtração rápida (Di Bernardo <i>et al.</i> , 2003).....	9
Tabela 3.2: Parâmetros testados no experimento de Janssens <i>et al.</i> (1988). Comparação entre a pre-ozonização e a pré-cloração para remoção de algas por filtração direta. ..	21
Tabela 3.3: Características da água bruta utilizada nos experimentos de Sens <i>et al.</i> (2002).	24
Tabela 3.4: Características dos meios filtrantes utilizados no experimento de Sens <i>et al.</i> (2002).....	25
Tabela 3.5: Características dos filtros piloto estudados por Teixeira <i>et al.</i> (2004).	26
Tabela 3.6: Duração média da carreira de filtração observada nos experimentos de Teixeira <i>et al.</i> (2004).....	27
Tabela 3.7: Características da água bruta durante a investigação experimental de Sales <i>et al.</i> (2004).....	28
Tabela 3.8: Especificação granular dos filtros ascendentes e descendentes estudados por Sales <i>et al.</i> (2004).	29
Tabela 3.9: Características granulométricas dos filtros ascendentes de pedregulho (FAPs).	35
Tabela 3.10: Características granulométricas dos três filtros rápidos descendentes (FRDs), na segunda etapa do experimento.	36
Tabela 4.1: Características do Sulfato de Alumínio Hidratado (PA) fabricado pela Vetec Química Fina Ltda.	43
Tabela 4.2: Características do PANFLOC AB 346 - densidade = 1,280 - fabricado pela Panamericana S.A. Indústrias Químicas.....	44
Tabela 4.3: Características granulométricas do filtro ascendente de pedregulho (FAP).....	49
Tabela 4.4: Características granulométricas dos Filtros Rápidos Descendentes (FRDs)....	51
Tabela 4.5: Parâmetros adotados para a realização dos testes de jarro.....	55
Tabela 4.6: Análises dos diferentes parâmetros de qualidade da água a serem realizados.	58
Tabela 5.1: Resumo das cinco Fases experimentais.....	66
Tabela 5.2: Duração das carreiras de filtração dos dois FRDs nas cinco Fases experimentais.	66
Tabela 5.3: Caracterização da água bruta para as cinco Fases experimentais.....	67
Tabela 5.4: Caracterização da água bruta durante a Fase 1.	68

Tabela 5.5: Valores médios referentes às unidades de filtração. Eficiências de remoção, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade – Fase 1.....	72
Tabela 5.6: Caracterização da água bruta durante a Fase 2.	74
Tabela 5.7: Valores médios referentes às unidades de filtração. Eficiências de remoção, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade – Fase 2.....	79
Tabela 5.8: Caracterização da água bruta durante a Fase 3.	80
Tabela 5.9: Valores médios referentes às unidades de filtração. Eficiências de remoção, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade – Fase 3.....	84
Tabela 5.10: Caracterização da água bruta durante a Fase 4.	86
Tabela 5.11: Valores médios referentes às unidades de filtração. Eficiências de remoção, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade – Fase 4.....	90
Tabela 5.12: Caracterização da água bruta durante a Fase 5.	91
Tabela 5.13: Valores médios referentes às unidades de filtração. Eficiências de remoção, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade – Fase 5.....	95
Tabela 5.14: Resumo dos resultados referentes ao filtro 1 nas Fases 1, 2 e 3.	98
Tabela 5.15: Resultados referentes ao filtro 2 nas Fases 1, 2 e 3.	98
Tabela 5.16: Resumo dos resultados referentes ao filtro 1 nas Fases 4 e 5.	102
Tabela 5.17: Resumo dos resultados referentes ao filtro 2 nas Fases 4 e 5.	102
Tabela 5.18: Resumo dos resultados referentes aos filtros 1 e 2 nas Fases 3 e 4.	105
Tabela 5.19: Resultados referentes aos filtros 1 e 2 nas fases 1 e 5.	106
Tabela A.1: Densidade X % Al ₂ O ₃ X sólidos do Panfloc 346.....	116
Tabela D.1: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 1.	121
Tabela D.2: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 2.	123
Tabela D.3: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 3.	125
Tabela D.4: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 4.	127
Tabela F.1: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 5.	130
Tabela F.2: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 6.	132
Tabela F.3: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 7.	134
Tabela F.4: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 8.	136
Tabela H.1: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 9.	139
Tabela H.2: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 10.	141
Tabela H.3: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 11.	143
Tabela H.4: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 12.	145
Tabela J.1: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 13.....	148

Tabela J.2: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 14.....	150
Tabela J.3: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 15.....	152
Tabela M.1: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 16.....	155
Tabela M.2: Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 17.....	157

LISTA DE SIMBOLOS, NOMECLATURA E ABREVIACÕES

AB	Água Bruta
AC	Água Coagulada
Al	Alumínio
$Al_2(SO_4)_3$	Sulfato de alumínio
ATJM	Aparelho de Teste de Jarro Modificado
BD	Bombas Dosadoras
BR	Bomba para Retrolavagem dos filtros rápidos
°C	Graus Celsius
CAB	Caixa de captação de água bruta
CAT	Caixa de Coleta e controle de vazão de Água Tratada
CD	Coefficiente de Desuniformidade
CESB	Companhias Estaduais de Saneamento Básico
Cl_2	Cloro
cm	Centímetro
cv	Cavalo vapor
d	Dia
d_{co}	Diâmetro do coletor
DF	Dupla Filtração
DFIs	Descargas de Fundo Intermediárias
DMR	Dispositivo de Mistura Rápida
DMV	Dispositivo para Medição de Vazão
ETA	Estação de Tratamento de Água
F	Fator de Filtrabilidade
FAD	Flotação por ar dissolvido
FAP	Filtro ascendente de pedregulho
FD	Filtração Direta
Fe	Ferro
FIME	Filtração em múltiplas etapas
FLA	Filtro de Laboratório de Areia
FRD	Filtro rápido descendente
G	Gradiente de velocidade

GL	Graus de liberdade
g	Gramma
H ₀	Hipótese nulitiva
H ₁	Hipótese Alternativa
h	Hora
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
Ind	Indivíduo
INJ	Injetor de Alcalinizante ou Acidificante
KMnO ₄	Permanganato de Potássio
L	Litro
m ²	Metro quadrado
m ³	Metro cúbico
mg	Miligrama
min	Minuto
mm	Milímetro
n	Número de dados de uma população
Mn	Manganês
MOE	Matéria Orgânica Extracelular
mV	Milivolts
NMP	Número Mais Provável
PAC	Cloreto de polialumínio
P _c	Produção de água tratada por carreira de filtração
P _{Mês}	Produção mensal de água tratada
P _{TMês}	Produção mensal total de água tratada
pH	Potencial Hidrogeniônico
PIZ	Ponto isoelétrico
PROSAB	Programa de Pesquisa em Saneamento Básico
ptp	Ponto de tomada piezométrica
PZ	Potencial Zeta
Q _{Lav}	Volume mensal de água de lavagem
SC	Sistema de Captação
SED	Sedimentação
T	Turbidez

TqAL	Tanque de Água de Lavagem
t _{CALC}	Estatística teste para a distribuição t de Student
TqCoag	Tanques de para armazenamento da solução de Coagulante
T _X	Taxa de Filtração
t _{Lav}	Tempo de duração de cada retro-lavagem
t _{LIMITE}	Valor limite para a estatística teste
UnB	Universidade de Brasília
UPA	Unidade Padrão de Algas
uT	Unidade de Turbidez
uH	Unidade padrão de cor (unidade Hazen)
V _{oo}	Velocidade de Aproximação
V _{asc}	Velocidade ascensional para a lavagem do leito filtrante
μ	Média
μg	Micrograma
μm	Micrometro
σ _x	Desvio Padrão

1 – INTRODUÇÃO

O crescimento populacional e o aumento de atividades industriais e agrícolas apresentam como conseqüências a crescente demanda por água e, ao mesmo tempo, a deterioração da qualidade dos recursos hídricos.

A degradação dos recursos hídricos, aliada à escassez de água e à dificuldade de tratamento, entre outros fatores, são causas do comprometimento da qualidade da água fornecida à população. É consenso que as condições de saúde e de longevidade da população estão diretamente ligadas ao acesso à água de qualidade segura.

Recentemente, uma das questões mais abordadas no âmbito do tratamento de águas é a presença de algas e cianobactérias nos mananciais para abastecimento público que, dependendo das concentrações encontradas, caracterizam-se como mananciais eutrofizados. A ocorrência do processo de eutrofização está geralmente ligada ao aporte de nutrientes aos corpos d'água afluentes aos mananciais de abastecimento e pode restringir o uso dessa água para consumo humano, devido a problemas de objeção de cor, sabor e odor e de risco à saúde (produção de toxinas).

A fim de combater esse problema e manter as condições de saúde pública, fazem-se necessárias, por um lado, estratégias de controle de aportes de nutrientes e, por outro, a busca de novas tecnologias para o tratamento de águas de abastecimento público, e o aprimoramento das existentes.

Ao mesmo tempo, para universalizar o acesso da população à água segura e de qualidade, há necessidade de redução nos custos dos sistemas de abastecimento por meio do uso de técnicas adequadas e de menor custo. Ao mesmo tempo, para garantir a sustentabilidade, deve-se buscar utilizar sistemas com operação e manutenção simples, capazes de serem gerenciados com os recursos financeiros e mão de obra locais. As populações que hoje não têm acesso à água de qualidade possuem uma limitação de recursos para investir em tecnologias sofisticadas para o abastecimento de água, e dificuldade em conseguir mão de obra qualificada para operar sistemas complexos.

O IBGE, na Pesquisa Nacional de Saneamento Básico, realizada em 2000, classificou as tecnologias de tratamento de água para abastecimento como convencional (ou de ciclo completo), que incluem todas as etapas tradicionais do processo (coagulação, floculação, sedimentação e filtração), e não-convencional, incluindo nessa categoria a filtração direta ascendente e descendente, a dupla filtração e a filtração lenta (IBGE, 2002 *apud* Di Bernardo *et al.*, 2003). A Figura 1.1 apresenta, por estado da federação, uma distribuição dos tipos de tecnologias de tratamento de água usados por Companhias Estaduais de Saneamento Brasileiras (CESB).

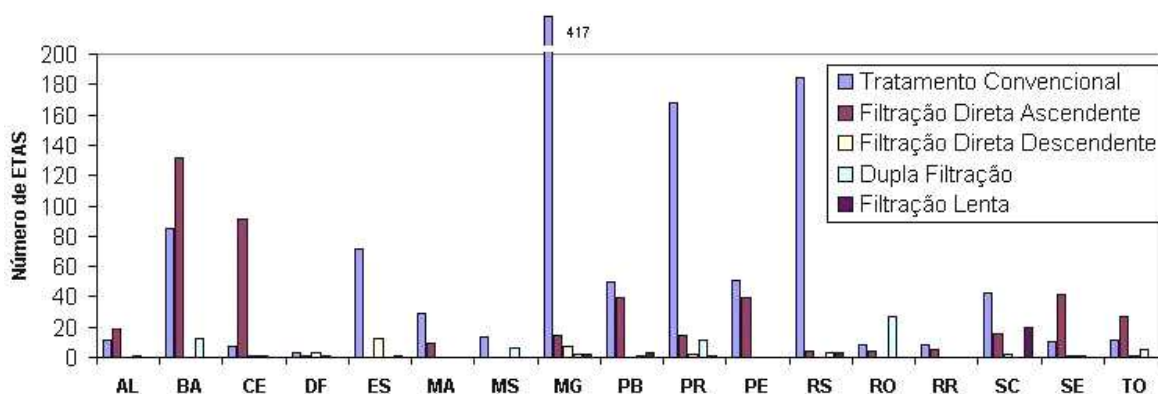


Figura 1.1 - Distribuição de ETAs operadas pelas CESB, por tipo de tecnologia (Di Bernardo *et al.*, 2003, modificado).

Na Figura 1.1 observa-se que a tecnologia de tratamento de água mais difundida é o tratamento convencional, ou de ciclo completo. A dificuldade de realização de experimentos em escala piloto e a pouca disponibilidade de dados sobre a qualidade da água bruta colaboram para que, muitas vezes, o tratamento convencional seja adotado sem necessariamente constituir-se na alternativa mais adequada para o tratamento de uma determinada água.

Nesses casos, a opção pelo tratamento convencional ocorre em função de sua faixa de aplicação mais ampla em termos de qualidade da água bruta, porém a necessidade de mão-de-obra especializada, o maior custo operacional, e, por vezes, a mecanização de processos, são alguns dos fatores que representam desvantagens na utilização do tratamento convencional quando comparado a outras tecnologias, como a filtração direta e a dupla filtração.

Diante disso, a filtração direta surge como uma alternativa potencial, apresentando diversas vantagens em relação ao tratamento convencional: (i) menor número de unidades envolvidas; (ii) menor consumo de produtos químicos durante o processo de tratamento; (iii) operação e manutenção mais simples; e (iv) menor produção de lodo.

É visível na Figura 1.1 que apesar do predomínio do tratamento convencional, algumas Companhias Estaduais de Saneamento já apresentam um número significativo de ETAs com tratamento não convencional, entre elas destacam-se as Companhias dos Estados da região nordeste.

Em instalações existentes de filtração direta descendente e ascendente, a depender da extensão do problema, a remoção de algas da água bruta pode ser melhorada por meio de alterações de variáveis operacionais, tais como, alteração no tipo e/ou na dosagem de coagulante (Bernhardt e Clasen, 1991; Tilton *et al.*, 1972 *apud* Cezar, 2000), ou adoção de uma etapa de pré-oxidação (Petruševski *et al.*, 1996; Lage Filho e Ferreira Filho, 1997 *apud* Cezar, 2000). Entretanto, a depender da extensão do problema, a adoção de uma outra etapa de separação de sólidos antecedendo a filtração far-se-á necessária. Nesse caso, para não recorrer ao tratamento convencional utilizando flotação, pode ser uma opção o uso da dupla filtração, seja utilizando apenas filtros de areia, ou substituindo a filtração ascendente em areia por filtração em pedregulho.

Segundo Kuroda (2002), a aplicação da filtração direta ascendente em pedregulho como pré-tratamento à filtração rápida descendente compõe uma variação do sistema de dupla filtração e tem merecido a atenção de pesquisadores da área, principalmente como alternativa ao uso do tratamento com ciclo completo em pequenas e médias cidades. Porém, há a necessidade da realização de estudos adicionais relacionados ao desempenho desta tecnologia, considerando principalmente os parâmetros dos filtros ascendentes e descendentes e a avaliação do sistema de tratamento sob o uso de diferentes coagulantes.

Cezar (2000) e Amaral *et al.* (2001) desenvolveram estudos aplicando a filtração ascendente em pedregulho como pré-tratamento para a filtração rápida descendente no tratamento de água com presença de algas. A tecnologia revelou grande potencial, contudo vários aspectos dessa variante do sistema de dupla filtração necessitavam ser avaliados para otimização do sistema.

Assim, a partir de 2001, dentro do escopo das pesquisas desenvolvidas no PROSAB, o Departamento de Engenharia Civil e Ambiental da Universidade de Brasília deu continuidade a essa linha de trabalho, buscando avaliar a melhor combinação de taxas de filtração e granulometrias nas unidades de filtração. Como resultado desse trabalho, foi possível uma melhor definição em relação aos parâmetros do filtro ascendente de pedregulho, porém os parâmetros do filtro descendente necessitavam de mais estudos para que fosse obtida uma filtração com ação de profundidade (Di Bernardo *et al.*, 2003; Melo, 2003).

O presente trabalho deu continuidade aos estudos desenvolvidos no PROSAB (Programa de Pesquisa em Saneamento Básico) e buscou contribuir para o tema em questão, avaliando os parâmetros (taxa de filtração e granulometria) do filtro descendente de areia e utilização do sulfato de alumínio e do cloreto de polialumínio como coagulantes na seqüência de tratamento em questão.

2 – OBJETIVOS

O trabalho teve como objetivo geral avaliar a eficiência do processo de dupla filtração, constituída por filtração ascendente em pedregulho seguida de filtração rápida descendente em areia, no tratamento de águas com baixa turbidez e presença de algas, com ênfase na melhoria do desempenho do filtro descendente.

Os objetivos específicos foram:

1. avaliar a influência da granulometria do meio filtrante no desempenho do filtro descendente de areia;
2. avaliar a influência da taxa de filtração no desempenho do filtro descendente de areia, buscando uma maior produção efetiva de água;
3. comparar a utilização do cloreto de polialumínio (PAC) e do sulfato de alumínio (SA) como coagulante para a água em questão e seus efeitos sobre o desempenho do sistema de dupla filtração.

O objetivo geral e os objetivos específicos consideram o pressuposto de que os parâmetros de projeto e operação do filtro ascendente de pedregulho já foram otimizados para água em estudo.

3 - FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA E REVISÃO BIBLIOGRAFICA

3.1 - ASPECTOS GERAIS

A filtração é uma combinação de processos físicos, químicos e, em alguns casos, biológicos, que viabiliza a separação de partículas suspensas, coloidais, e de microrganismos presentes na água quando essa atravessa um meio granular (meio filtrante).

A filtração rápida caracteriza-se pela necessidade de condicionamento prévio da água bruta com uso de coagulantes e utilização de taxas de filtração elevadas, tendo como conseqüência a predominância de mecanismos químicos e físicos de retenção de impurezas. Já na filtração lenta, a taxa de filtração é baixa, ocasionando um elevado tempo de detenção no filtro, o que viabiliza o desenvolvimento e predominância de mecanismos biológicos de potabilização da água.

Atualmente a tecnologia de tratamento mais utilizada no Brasil, apesar da maior difusão das demais nos últimos anos, é a convencional (ou de ciclo completo), que consiste basicamente na seqüência de processos mostrada na Figura 3.1.

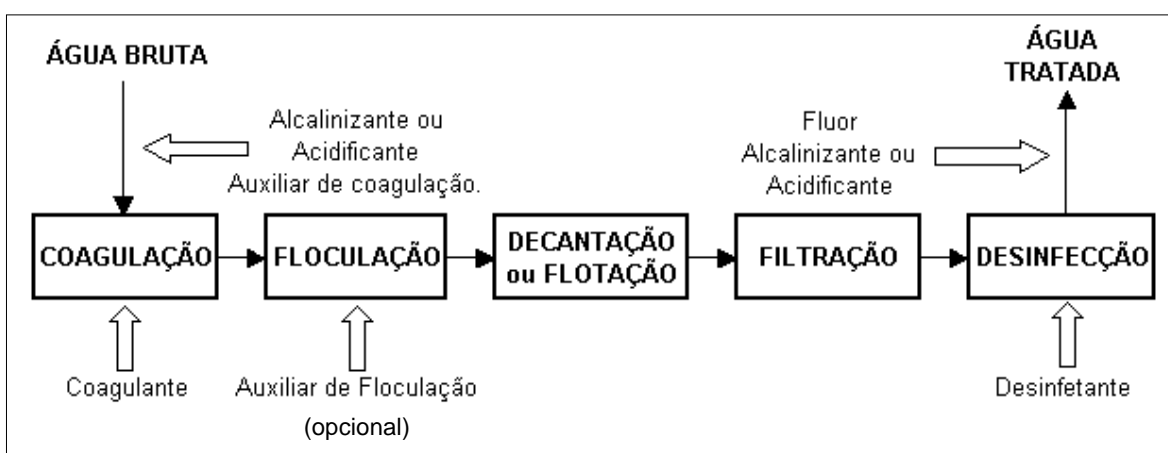
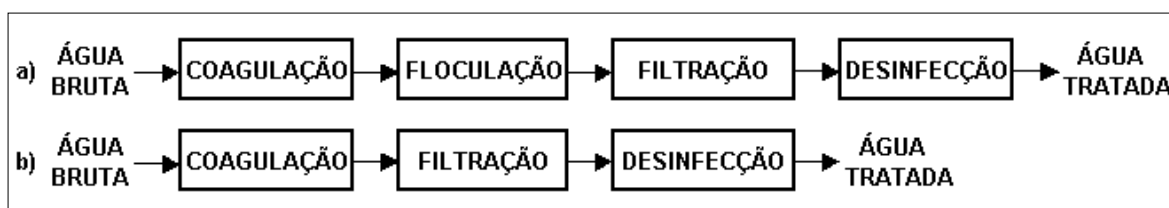


Figura 3.1 - Seqüência de processos e operações do tratamento convencional.

As tecnologias de filtração direta caracterizam-se pela não existência da etapa de decantação na seqüência de tratamento. Quando a água coagulada, e posteriormente floculada, segue para o filtro, a seqüência de tratamento é denominada como filtração direta com pré-floculação (Figura 3.2a). Entretanto, os floculadores também podem ser

dispensados e, nesse caso, a seqüência de tratamento é denominada filtração direta sem pré-floculação ou simplesmente filtração direta (Figura 3.2b).



Figuras 3.2 - Variantes da tecnologia de filtração direta - (a) Filtração direta com pré-floculação (b) Filtração direta sem pré-floculação (filtração direta).

Na filtração direta podem ser utilizados filtros de escoamento ascendente ou descendente. Na filtração direta ascendente, o meio filtrante é constituído de um único material, geralmente de areia ou pedregulho, já na filtração direta descendente o meio filtrante pode ser constituído tanto de um único material, camada simples que também geralmente é constituída de areia, como por materiais diferentes, múltiplas camadas. O exemplo mais comum de filtros de múltiplas camadas é o filtro de dupla camada, geralmente constituído de antracito e areia.

Segundo Di Bernardo *et al.* (2003), entre as tecnologias disponíveis de tratamento de água com uso de coagulante, a filtração direta é a que apresenta o menor custo de implantação, pois, além de dispensar algumas unidades operacionais, utiliza também menor quantidade de coagulante, o que resulta em uma menor produção de lodo.

Como desvantagens, a filtração direta apresenta dificuldades no tratamento de águas com turbidez elevada, a necessidade de um controle mais cuidadoso da dosagem do coagulante e um pequeno tempo de detenção na estação de tratamento de água (ETA). O pequeno tempo de detenção na ETA dificulta a implantação de medidas operacionais corretivas, pois os reflexos de uma alteração brusca na qualidade da água bruta serão rapidamente observados na qualidade da água tratada. Sendo assim, a filtração direta é mais recomendada para o tratamento de águas com baixa cor, turbidez e algas, e que não apresentam variações bruscas de qualidade.

Diante das limitações da filtração direta, a dupla filtração pode ser considerada uma alternativa ao tratamento convencional para o tratamento de águas com valores

relativamente elevados de turbidez, cor e algas. O arranjo da dupla filtração caracteriza-se pelo uso de filtros ascendentes, no primeiro estágio, e descendentes, no segundo. O afluente ao filtro ascendente é a água coagulada. O efluente dos filtros ascendentes é encaminhado para os filtros descendentes, e o efluente desse (água filtrada final) é conduzido para a etapa de desinfecção. A Figura 3.3 ilustra a seqüência de processos da dupla filtração.

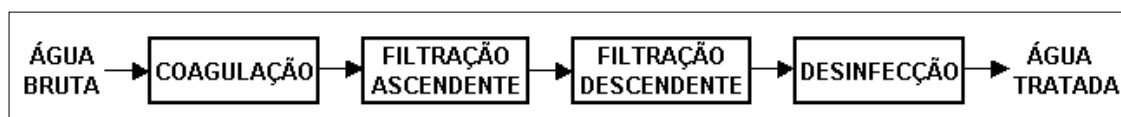


Figura 3.3 - Seqüência de processos da tecnologia de dupla filtração.

Ainda segundo Di Bernardo *et al.* (2003), as principais vantagens da dupla filtração são: a) permitir o tratamento de água com pior qualidade; b) possibilitar o uso de taxas de filtração mais elevadas no filtro ascendente, quando comparado ao uso desse filtro como única unidade de separação de impurezas; c) oferecer maior segurança do ponto de vista operacional em relação às variações bruscas de qualidade da água bruta; d) maior remoção global de microorganismos, aumentando a segurança em relação à desinfecção final; e, e) não necessidade de descarte do efluente do filtro ascendente no início da carreira de filtração, pois essa água será filtrada no filtro descendente. Cabe aqui acrescentar que, do ponto de vista de barreiras microbiológicas, a dupla filtração é mais vantajosa que o tratamento convencional.

No Brasil, cresce a atenção para a dupla filtração utilizando como primeira etapa do processo a filtração ascendente em pedregulho. Esse tipo de filtro oferece um maior volume de acumulação de impurezas, possibilita a ocorrência de uma etapa de floculação na camada inferior do meio filtrante, e é capaz de promover um processo de clarificação semelhante ao da etapa de sedimentação.

A Tabela 3.1, proposta por Di Bernardo *et al.* (2003), apresenta um referencial para a seleção da seqüência de tratamento, tendo por base alguns parâmetros de qualidade da água bruta. Para aplicação dessa Tabela, que idealmente deve ser utilizada como etapa preliminar à realização de estudos de tratabilidade em escala de bancada e piloto, faz-se necessário disponibilidade de número significativo de dados de qualidade da água do

manancial a ser utilizado, lembrando que a qualidade da água, especialmente de mananciais superficiais, sofre grandes variações segundo a estação do ano. Logo, deve ser cuidadosamente analisado o efeito do período no qual ocorre a deterioração da qualidade da água sobre o processo de tratamento em consideração.

Tabela 3.1 - Parâmetros de qualidade da água bruta para as tecnologias de filtração rápida (Di Bernardo *et al.*, 2003).

Características da água bruta	Tecnologias de tratamento			
	Filtração direta descendente	Filtração direta ascendente	Dupla Filtração	Dupla Filtração
			Pedregulho ¹ + areia ou Camada Dupla ²	Areia grossa ¹ + areia ou Camada Dupla ²
Turbidez (uT)	90% ≤ 10	90% ≤ 10	90% ≤ 100	90% ≤ 50
	95% ≤ 25	95% ≤ 25	95% ≤ 150	95% ≤ 100
	100% ≤ 100	100% ≤ 100	100% ≤ 200	100% ≤ 150
Cor verdadeira (uC)	90% ≤ 20	90% ≤ 20	90% ≤ 50	90% ≤ 50
	95% ≤ 25	95% ≤ 25	95% ≤ 75	90% ≤ 75
	100% ≤ 50	100% ≤ 50	100% ≤ 100	100% ≤ 100
Sólidos em suspensão (mg/L)	95% ≤ 25	95% ≤ 25	95% ≤ 150	95% ≤ 100
	100% ≤ 100	100% ≤ 100	100% ≤ 200	100% ≤ 150
Coliformes totais	1000	1000	5000	5000
<i>E. coli</i> (NMP/100ml)	500	500	1000	1000
Densidade de algas (UPA/ml)	500	500	1000	1000
Taxa de filtração (m/d)	200-600	160-240	FAP ³ 80-180 FRD ⁴ 180-600	FAAG ⁵ 120-240 FRD 200-600

¹ ↑ Filtro Ascendente

⁴ Filtro Rápido Descendente

² ↓ Filtro Descendente

⁵ Filtro Ascendente em Areia Grossa

³ Filtro Ascendente em Pedregulho

Particularmente em relação aos valores de referência para a densidade de algas na água bruta apresentados na Tabela 3.1, Di Bernardo *et al.* (2003) destacam que esses valores são restritivos em função da diversidade de gêneros e espécies, e das diferentes características de tamanho, forma, mobilidade, toxicidade, que esses organismos apresentam. Portanto, ressalta-se a dificuldade de estabelecer valores referenciais únicos que atendam a essas especificidades. Tal complexidade justifica a necessidade de realização de estudos para a avaliação da aplicação das variantes da filtração direta com águas de diferentes mananciais e para diferentes espécies de algas.

Nas tecnologias de filtração direta a etapa de coagulação é de fundamental importância, pois um mau desempenho dessa etapa compromete significativamente a retenção de impurezas nos filtros.

A coagulação é o processo no qual, a partir da adição de um produto químico (coagulante) em quantidade apropriada, ocorre a desestabilização das impurezas (partículas) presentes na água, permitindo uma posterior agregação dessas impurezas em partículas maiores, conhecidas com o nome de flocos.

As impurezas presentes na água geralmente possuem carga superficial negativa, impedindo que as mesmas aproximem-se umas das outras. A adição do coagulante, ao promover a desestabilização dessas partículas, permite a minimização ou eliminação das forças de repulsão, de modo que as forças de atração predominam. Nesse caso, se a hidrodinâmica do sistema permite o encontro entre as partículas, ocorrerá a formação do floco.

A eficiência da ação do coagulante depende da aplicação da dosagem apropriada e do pH de coagulação, que, por sua vez, dependem dos parâmetros de qualidade da água bruta, principalmente alcalinidade, pH e turbidez, entre outros. Nas ETAs, a coagulação ocorre na unidade de mistura rápida, onde o coagulante deve ser aplicado o mais rápida e homoganeamente possível na água a ser tratada.

Amirtharajah e Mills (1982) e Di Bernardo (1993), entre outros, citam quatro mecanismos responsáveis pela desestabilização das partículas: compressão da camada difusa; adsorção-neutralização de cargas; varredura e adsorção-neutralização com ligação por pontes. Durante a coagulação, é possível que um desses mecanismos predomine sobre os demais. Isso depende basicamente do valor do pH de coagulação, da dosagem e do tipo de coagulante e das características da água bruta.

Quando coagulantes metálicos são adicionados à água, os principais mecanismos são: adsorção-neutralização de cargas; varredura e compressão da camada difusa. Porém este último é menos usual, pois depende do íon metálico permanecer na sua forma original que lhe confere características “eletrólito indiferente”. Geralmente, os coagulantes metálicos ao

serem adicionados a água sofrem reações de hidrólise e não se configuram como “eletrólitos indiferentes”.

O mecanismo de adsorção-neutralização de cargas caracteriza-se pela ocorrência da interação entre espécies hidrolisadas positivamente carregadas (resultado da reação do coagulante com a água) e a superfície das impurezas dispersas na água bruta. As espécies hidrolisadas dissolvidas não são íons indiferentes e são capazes de serem adsorvidas na superfície dessas impurezas dispersas, promovendo a neutralização parcial ou total de suas cargas. A neutralização de cargas, por sua vez, promove a minimização ou eliminação das forças de repulsão eletrostática entre as partículas, permitindo a aglutinação, e a conseqüente formação de flocos.

No mecanismo de adsorção-neutralização de cargas, a adição de coagulante em excesso leva à adsorção em excesso, e à reversão da carga superficial da partícula (impureza), que, anteriormente, estava negativamente carregada e passa a ficar positivamente carregada. Assim, surgem novas forças de repulsão, dessa vez com sinal positivo. Esse fenômeno indesejado é conhecido com o reestabilização.

Já o mecanismo de varredura ocorre quando há a precipitação de hidróxido metálico (como por exemplo, $\text{Al}(\text{OH})_3$ ou $\text{Fe}(\text{OH})_3$) resultantes da reação do coagulante com a água. Como esse mecanismo não depende necessariamente da neutralização de cargas dos colóides, normalmente sua predominância ocorre quando é aplicada uma alta dosagem de coagulante. Os precipitados formados apresentam vazios e agem “capturando” (varrendo) as impurezas, adquirindo maiores dimensões.

A coagulação por varredura é mais apropriada ao tratamento convencional, pois é capaz de promover a formação de flocos com maiores dimensões, que sedimentam mais facilmente. Já a coagulação por adsorção-neutralização de cargas é mais recomendada ao tratamento por filtração direta, pois, como a carga superficial das impurezas foi previamente neutralizada, a retenção das mesmas no meio filtrante ocorre mais facilmente.

3.2 - ASPECTOS BÁSICOS DA TEORIA DE FILTRAÇÃO RÁPIDA

O processo da filtração não pode ser definido simplesmente pela ação de coar a água em um meio poroso, e sim pela combinação de mecanismos diversos que são influenciados pelas características físicas e químicas tanto das impurezas presentes na água bruta, como do meio filtrante. Na filtração rápida, os mecanismos responsáveis pela remoção das partículas são: transporte, aderência e desprendimento.

A filtração rápida em meio granular pode ser entendida como um conjunto de subcamadas que, progressivamente e seqüencialmente, vão exaurindo a sua capacidade de retenção de partículas. Nesse processo, os mecanismos de transporte são responsáveis por conduzir partículas suspensas para as proximidades da superfície dos coletores (grãos de antracito, areia ou outro material granular).

Os mecanismos de aderência devem proporcionar resistência às forças de cisalhamento resultantes das características hidrodinâmicas do escoamento ao longo do meio filtrante, garantindo a aderência das partículas à superfície dos coletores. O mecanismo de desprendimento é resultado da superação das forças de aderência pelas forças de cisalhamento do escoamento, e faz com que as partículas migrem para a camada subsequente do meio filtrante (inferiores, no caso de filtros descendentes e superiores, no caso de filtros ascendentes), viabilizando a filtração com ação de profundidade. (Yves, 1970; Di Bernardo *et al.*, 2003, entre outros).

Os mecanismos de transporte comumente considerados para explicar a aproximação das partículas aos grãos do meio filtrante, são os seguintes: impacto inercial, interceptação, sedimentação, difusão e ação hidrodinâmica (Figura 3.4).

O impacto inercial está associado ao tamanho e massa específica da partícula, e faz com que a partícula, pela sua inércia, saia das linhas de corrente que divergem nas proximidades do grão do meio filtrante (coletor), e se aproximem da superfície do mesmo. Já mecanismo de sedimentação ocorre devido à ação da gravidade atuando sobre as partículas, deslocando-as das linhas de correntes mais distantes do coletor em direção da proximidade do coletor.

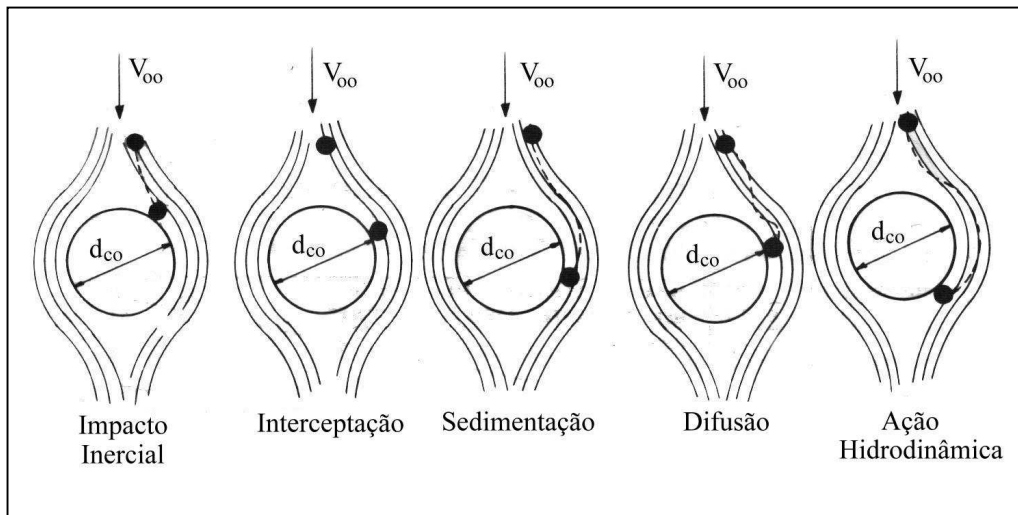


Figura 3.4 - Mecanismos de transporte na filtração rápida (Di Bernardo, 1993).

A difusão é resultado do movimento errático que algumas partículas pequenas apresentam quando estão suspensas em meio líquido. A aproximação do coletor se dá pelo fenômeno conhecido como movimento Browniano, que é o bombardeio intenso da molécula de água devido ao aumento da energia termodinâmica da água. Esse é o mecanismo predominante para a retenção de partículas menores que $1\ \mu\text{m}$.

A ação hidrodinâmica faz com que a partícula tenha movimentos giratórios e perpendiculares à direção do escoamento, originando uma força que conduz a partícula de uma linha de corrente para outra, podendo chegar à proximidade do coletor. Esse mecanismo de transporte é responsável pela remoção de partículas grandes.

O mecanismo de intercepção atua sobre as partículas que se encontram nas linhas de corrente cuja distância da superfície do coletor é inferior à metade do diâmetro das partículas. De alguma forma, os demais mecanismos induzem o transporte das partículas para linhas de correntes mais próximas da superfície do coletor, fazendo com que a intercepção seja a etapa final dos vários mecanismos.

Enquanto as características físicas das partículas e do meio filtrante determinam os mecanismos de transporte, suas características químicas são fundamentais para garantir a aderência nos grãos coletores.

As forças de repulsão de origem eletrostática atuam sobre os grãos do meio filtrante quando submersos em água, por apresentar cargas superficiais negativas. Assim a

desestabilização das partículas é fundamental para minimizar a repulsão entre a partícula de impureza e coletor, e entre as próprias partículas, permitindo uma maior aderência.

Inicialmente, quando a partícula aproxima-se da superfície do meio filtrante, nem sempre a aproximação resulta em retenção da partícula, porém à medida que o grão coletor passa a ser recoberto por partículas desestabilizadas, a aderência torna-se mais efetiva. Com o passar do tempo de filtração a camada de partículas aderidas ao grão coletor vai se tornando mais espessa e, conseqüentemente, os capilares formados no meio filtrante vão apresentando sessões menores e velocidades intersticiais maiores e em um dado momento o cisalhamento associado ao aumento de velocidade se sobrepõe às forças de aderência provocando o carreamento das partículas para as camadas subseqüentes ou mesmo para o efluente final, caracterizando o traspasse.

Com a contínua retenção de impurezas no decorrer da filtração e aumento da velocidade intersticial, ocorre um aumento da perda de carga no meio filtrante. Quando a perda de carga atinge um valor limite, faz-se necessário que o filtro seja paralisado para manutenção. Essa manutenção se dá, basicamente, com a lavagem do filtro, que geralmente é realizada pela introdução de água, no sentido ascensional com velocidade relativamente alta. O intervalo de tempo delimitado entre o início de duas lavagens consecutivas é denominado carreira de filtração.

No início da filtração, após a lavagem, a qualidade da água filtrada geralmente não atende o padrão de potabilidade. A Figura 3.5 apresenta o comportamento típico dos primeiros minutos de uma carreira de filtração em um filtro rápido descendente.

No primeiro estágio, até o tempo T_u , a primeira fração de água de lavagem com qualidade satisfatória sai do filtro. Em seguida inicia-se um período de degradação da qualidade do efluente até a ocorrência do primeiro pico de turbidez no tempo T_m , que é o tempo de deslocamento da segunda fração de água remanescente da água de lavagem (dependendo da eficiência da lavagem, esse pico pode não ocorrer). No período entre T_m e T_b , a água filtrada é a terceira fração remanescente, de pior qualidade, podendo surgir um pico de turbidez mais elevado. Finalmente, após o tempo T_b , é observada a melhoria contínua da qualidade do efluente, até que seja atingido o padrão de qualidade operacional desejado (Amirtharajah e Wetstein, 1980; Amirtharajah, 1985 *apud* Di Bernardo *et al.*, 2003). O

intervalo de tempo decorrido entre o início da operação e a produção de água com qualidade desejada é denominado período de maturação ou amadurecimento.

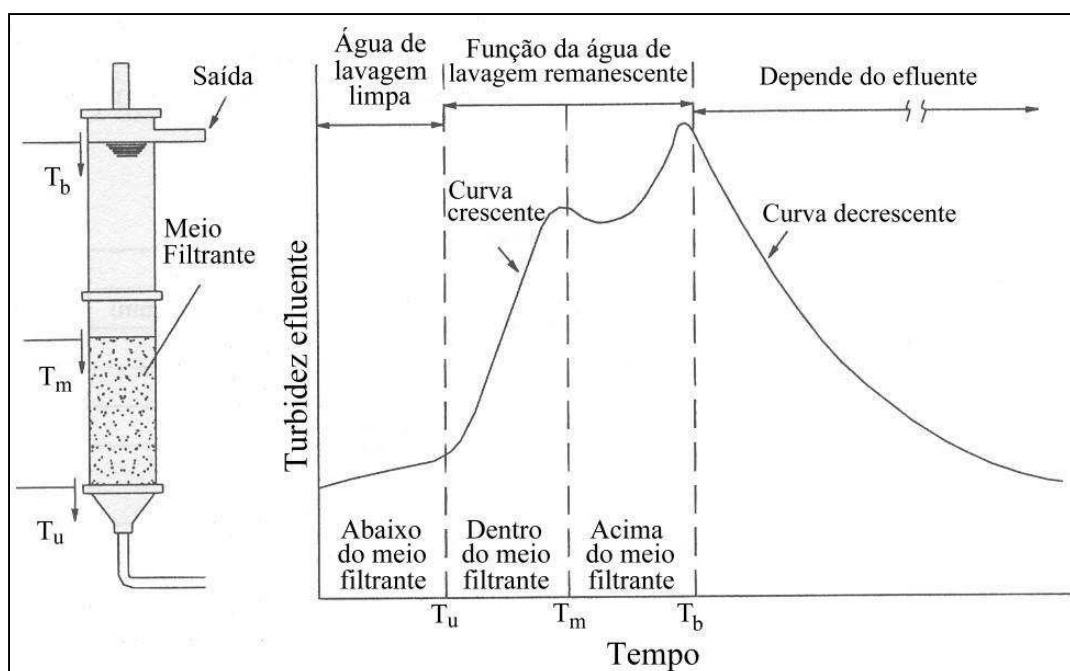


Figura 3.5 - Etapa inicial da filtração rápida descendente (período de maturação). (Di Bernardo *et al.*, 2003).

Entre as seqüências de tratamento da filtração rápida, a ocorrência da filtração de ação superficial (que se limita aos primeiros centímetros do leito filtrante), é menos efetiva que a filtração com ação de profundidade (em que toda a espessura do leito é aproveitada, ou seja, todos os coletores ao longo da camada filtrante possuem impurezas aderidas à sua superfície), pois gera carreiras de filtração curtas, aumentando o custo do processo e diminuindo a produção efetiva de água (volume total de água tratada produzida subtraído do volume necessário para a lavagem dos filtros). Para o melhor aproveitamento da capacidade de acumulação do filtro, é desejável que o encerramento da carreira de filtração se dê pela ocorrência simultânea da perda de carga limite e da turbidez-limite.

3.3 – REMOÇÃO DE ALGAS POR FILTRAÇÃO DIRETA

No tratamento de água bruta com a presença de algas, por filtração direta, alguns problemas são freqüentemente apontados, tais como: colmatção prematura dos filtros, baixo desempenho dos filtros em função da presença de matéria oriunda do metabolismo

das algas e ocorrência de sabor e odor na água (Benhardt e Clasen, 1991). A colmatação prematura dos filtros tem como consequência a diminuição da carreira de filtração.

Diversos trabalhos têm sido desenvolvidos com o objetivo de propor alternativas capazes de atenuar esses problemas. Entretanto, devido a grande variedade de formas e tamanhos das células dos diferentes gêneros e espécies de algas e cianobactérias, não é possível estabelecer uma regra geral que atenda ao comportamento de todas elas durante os processos de coagulação/floculação e filtração.

Considerando a importância dos processos de coagulação e floculação na filtração direta, Benhardt e Clasen (1991) desenvolveram uma pesquisa ampla buscando entender os mecanismos atuantes na coagulação das algas. Os autores constataram que a coagulação/floculação dessas impurezas ocorre sob o mecanismo de adsorção-neutralização de cargas desde que esses organismos sejam lisos e parcialmente esféricos. Nesse caso há uma relação estequiométrica entre a área superficial total desses organismos dispersos na água e a dosagem do coagulante a ser aplicado.

Porém, para outros tipos de algas, filamentosas e de formas irregulares, foi constatado que o formato atrapalha na ação do mecanismo de adsorção neutralização de cargas, não sendo válida, nesse caso, a relação estequiométrica citada anteriormente. A coagulação/floculação satisfatória das algas de formato irregular deve ocorrer com maior adição de coagulante, garantindo a formação de hidróxido metálico precipitado, promovendo a coagulação por varredura.

Para algas que produzem mucilagem, tais como gel (polissacarídeos, lipoproteínas e poliaminoácidos), e que ficam aderidas à sua parede celular, Benhardt e Clasen (1991) mencionaram que, sob condições propícias, essas substâncias orgânicas podem atuar como auxiliares de coagulação/floculação.

Por sua vez, o plâncton com capacidade de mobilidade (flagelados) causa problemas ao processo de floculação, em função da capacidade de desprendimento dos flocos em formação. A inativação dessa capacidade de mobilidade é fundamental para o sucesso da etapa de floculação. O estudo realizado sugere alguns métodos para promover essa

inativação, entre eles a aplicação prévia de ozônio ou de permanganato de potássio na pré-oxidação.

Ainda com o interesse de analisar a coagulação/floculação das células, de algas Benhardt e Clasen (1994) continuaram os estudos sob a hipótese de que as células de algas podiam ser removidas da mesma forma que a matéria orgânica particulada, através do mecanismo de adsorção neutralização de cargas.

Segundo Benhardt e Clasen (1994), apesar da estrutura química das paredes periféricas das células das algas não ter efeito sob a ocorrência do mecanismo de adsorção e neutralização de cargas, alguns grupos funcionais (carboxílicos, por exemplo), que são associados a essa parede de células, induzem à formação de centros de carga negativa sobre as superfícies das células e determinam a adsorção dos coagulantes empregados, como os polieletrólitos orgânicos ou espécies hidrolisadas de ferro ou alumínio.

Durante o experimento, Benhardt e Clasen (1994) verificaram inicialmente o comportamento da coagulação das algas quando um polieletrólito catiônico foi aplicado como coagulante. Foi observado que uma dosagem apropriada de polieletrólito promovia a agregação, e, quando essa dosagem era ultrapassada, ocorria o fenômeno da reestabilização de cargas. Essa observação confirma a ocorrência da coagulação sob o mecanismo de adsorção neutralização de cargas.

Para verificar a coagulação das células de algas com o uso de espécies hidrolisadas de alumínio, Benhardt e Clasen (1994) realizaram experimentos adicionais, utilizando três valores para o pH de coagulação.

Primeiramente, para o pH de coagulação de 4,0, foi observado que as algas não são neutralizadas, sendo esse valor de pH inadequado para a coagulação com o uso de espécies hidrolisadas de alumínio. O ajuste do pH para um valor de 5,0 promoveu a ocorrência da neutralização de cargas com uma dosagem de aproximadamente 7,5 mg Al/L. Nesse caso uma dosagem excessiva de alumínio pode levar à reestabilização da suspensão de algas, contudo tal fenômeno não foi observado. Isso porque, para valores de pH iguais ou superiores a 5,0, a adição de concentrações mais elevadas de alumínio levou à formação do precipitado de hidróxido metálico, que passou a proporcionar a coagulação por varredura.

Na aplicação do pH de 6,0, os dois mecanismos de coagulação (adsorção neutralização de cargas e varredura) ocorreram conjuntamente. Para valores superiores a 6,0, a atuação do mecanismo de coagulação por varredura mostrou-se mais evidente (principalmente para valores de pH próximos de 7,0). A Figura 3.6 mostra a variação da carga elétrica dos flocos de *S. minuscula* presentes na água devido à formação de espécies hidrolisadas de alumínio para os diferentes valores de pH estudados.

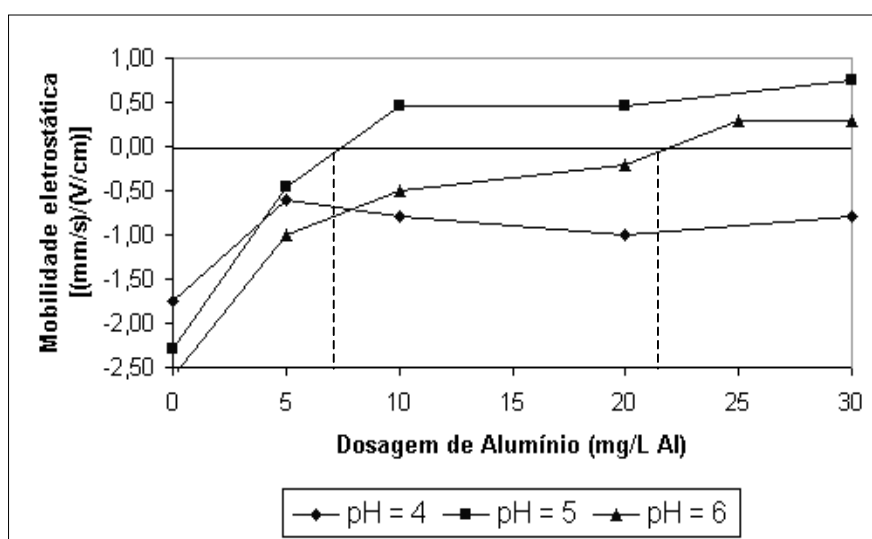


Figura 3.6 - Variação da carga elétrica dos flocos de *S. minuscula* na coagulação com sulfato de alumínio para diferentes valores de pH de coagulação (Benhardt e Clasen, 1994, modificado).

Em um outro trabalho que também abordou a coagulação de algas presentes na água de estudo, Haarhoff e Cleasby (1989) realizaram experimentos com água bruta contendo uma certa concentração de alga do gênero *Chlorella*. O coagulante utilizado foi um polímero catiônico. Entre os objetivos dessa pesquisa destacaram-se: a avaliação da influência da matéria orgânica extracelular (MOE) oriunda dessa alga na eficiência da filtração direta; a avaliação do efeito da dosagem e da densidade de carga do polímero catiônico; e, a avaliação da influência da etapa de floculação entre a adição do polímero e a filtração.

Haarhoff e Cleasby (1989) concluíram que a eficiência de remoção de algas pelo processo de filtração direta depende da dosagem do polímero adicionada à água ser suficiente para atender tanto à demanda da MOE quanto das células de algas propriamente ditas e das outras impurezas presentes na água. Os resultados mostraram que polímeros com uma

maior densidade de carga apresentaram melhor desempenho do que os de menor densidade.

Outro fato importante constatado por Haarhoff e Cleasby (1989) foi a influência da floculação na seqüência de tratamento, que teve como conseqüência um aumento na eficiência da remoção no período inicial da filtração, fazendo com que o período de maturação do filtro fosse reduzido. Além disso, a introdução de um período de floculação resultou na diminuição do desenvolvimento da perda de carga no filtro.

Além desses aspectos, a adoção de um período de floculação fez com que as eficiências de remoção de partículas grandes e pequenas presentes na água bruta, virtualmente se igualassem. Quando a etapa de floculação não fazia parte da seqüência de tratamento, a agregação das partículas pequenas ocorria no interior do leito filtrante. Assim, devido à pequena espessura do meio filtrante utilizado (20cm), ocorria o transpasse da turbidez ocasionada pelas partículas que ainda não tinham atingido o tamanho adequado para que fossem retidas. Por outro lado, quando a etapa de floculação foi introduzida, as partículas se agregavam antes de chegar ao filtro, sendo mais eficientemente removidas no meio filtrante.

Petrusevski *et al.* (1995) buscaram a otimização das condições de coagulação para filtração direta da água bruta de um reservatório, caracterizado pela ocorrência sazonal de altas concentrações de algas. Os resultados obtidos na filtração direta foram comparados aos do tratamento convencional, também sob condições ótimas, sendo que, em ambos, houve a incorporação da ozonização, porém em diferentes pontos da seqüência de tratamento.

O sulfato férrico, coagulante utilizado, foi aplicado à água bruta do reservatório com um gradiente de mistura rápida de $1400s^{-1}$, e um tempo de mistura rápida menor que 1s. Depois disso, foi realizado um experimento de filtração em escala piloto com uma taxa de filtração constante de 240 m/d. A aplicação de ozônio foi estudada de duas formas. A primeira aplicada ao aparelho de teste de jarro modificado (ATJM, durante a análise experimental da dosagem ótima de coagulante) e a segunda com a simulação da pré-ozonização com um reator de fluxo contínuo, com tempo de contato de 150s, para a filtração direta.

Resultados preliminares indicaram que somente a filtração direta seria incapaz de atingir uma remoção satisfatória de material particulado oriundo das algas, de modo que o pré-tratamento com ozônio ou permanganato de potássio mostrou-se essencial para que a filtração direta garantisse a produção de água com qualidade desejada. Um pré-tratamento com dosagem 1,8 mg/L O₃ e uso de sulfato férrico como coagulante melhorou a eficiência de remoção de material particulado de 62% para 98%. Com baixas dosagens de coagulante foi observada uma diminuição na efetividade da ação do ozônio.

Ainda segundo Petrusovski *et al.* (1995), em comparação ao tratamento convencional, a filtração direta (ambos com a incorporação da ozonização) pôde atingir níveis comparáveis ou superiores em termos de remoção de partículas e turbidez, com dosagens de coagulante 4 a 6 vezes menores. Um aumento de pH de coagulação acima de 7,9 resultou claramente em um melhora no desempenho do tratamento.

Continuando a abordagem dessa linha de pesquisa, Petrusovski *et al.* (1996) avaliaram o efeito do pré-tratamento com permanganato de potássio (KMnO₄) e coagulação composta (aplicação de sulfato férrico e polímero catiônico) para remoção de algas por filtração direta através de um filtro em múltiplas camadas.

A necessidade da coagulação composta adveio dos ensaios realizados somente com sulfato férrico ou polímero, em que, para um pré-tratamento com 0,7 mg KMnO₄/L, apesar da redução significativa na contagem de partículas do filtrado, foram observados valores de turbidez e residuais de manganês elevados.

A aplicação da coagulação composta, com dosagens de sulfato férrico e polímero catiônico de, respectivamente, 1,5 mg/L e 1,0 mg/L, associada à aplicação do pré-tratamento com 0,7 mg KMnO₄/L, resultou em uma melhora de aproximadamente 10% nos níveis de remoção de algas e material particulado, produzindo água tratada com turbidez ≤ 0,06 uT, residual de manganês < 5 µg/L, ferro < 0,05 mg/L e, aproximadamente, 10 partículas/mL. Além disso, a aplicação do polímero catiônico também eliminou completamente o aumento de turbidez na água filtrada e a formação de residual de manganês, comumente associada ao uso do permanganato de potássio.

A adoção do pré-tratamento com permanganato de potássio foi capaz de promover a inativação de microrganismos móveis, dentre eles, algas. Essa ação acarreta em uma produção natural de um auxiliar de coagulação e acelera a cinética de floculação devido ao aumento na concentração das partículas. Em outras palavras, a pré-oxidação com permanganato de potássio, contribui para a coagulação e floculação das partículas, antes mesmo da adição do coagulante. Já a coagulação composta resultou na ocorrência dos mecanismos de varredura, com a formação do precipitado, e de adsorção neutralização de cargas.

Segundo Petrusovski *et al.* (1996), a efetividade do permanganato de potássio no controle de odor e sabor em águas é bem consolidada, principalmente se oriundos de algas. Também existem relatos de que o uso do permanganato de potássio na pré-oxidação reduz a formação de trihalometanos (THMs) em tratamentos com a cloração tradicional.

A dificuldade vivenciada no tratamento de água com presença de algas, principalmente com a ocorrência de florações, por meio da filtração direta, levou Janssens *et al.* (1988) a desenvolver um estudo comparativo entre a adoção de diferentes processos na etapa de pré-tratamento. Os processos avaliados foram: a pré-ozonização, a pré-cloração e a flotação.

As duas alternativas de pré-oxidação foram estudadas paralelamente em escala piloto. Na pré-ozonização foram aplicadas dosagens de 0,8 a 2,3 mg/L O₃, já na pré-cloração as dosagens variaram de 2,5 a 3,5 mg/L Cl₂. Os demais parâmetros do experimento encontram-se na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 - Parâmetros testados no experimento de Janssens *et al.* (1988). Comparação entre a pré-ozonização e a pré-cloração para remoção de algas por filtração direta.

Coagulantes	Sulfato de alumínio, cloreto de polialumínio e cloreto férrico
Características do leito filtrante	Camada de areia – diâmetro: 0,4–0,8mm; espessura: 0,30m
	Camada de antracito – diâmetro: 0,8–1,4mm; espessura: 0,60m
Taxa de filtração	204-209m/d

Os resultados mostraram que o desempenho operacional dos filtros (considerando conjuntamente qualidade da água produzida e duração da carreira de filtração) aumenta quando aplicada a pré-ozonização, pois as carreiras de filtração obtidas foram maiores do que as da pré-cloração. Também foi constatado que o desempenho dos filtros, quando utilizada a pré-ozonização, mostrou-se independente do tipo de coagulante utilizado, enquanto que, na aplicação da pré-cloração, os melhores resultados foram obtidos com o uso de cloreto de polialumínio.

Ainda nessa pesquisa, Janssens *et al.* (1988) avaliaram, em escala piloto, a combinação entre a flotação e a filtração em dupla e em tripla camada no período de floração das algas no reservatório em estudo. Os coagulantes testados foram o cloreto férrico e o sulfato de alumínio. O dispositivo de mistura rápida adotado foi um ressalto hidráulico. O gradiente de velocidade na floculação (G_f) variou entre 30 e 80 s^{-1} . A taxa de filtração utilizada foi de 240m/d.

Para pequenas partículas (menores que $1\mu m$) o desempenho da flotação melhorou com um aumento na dosagem de sulfato de alumínio. Porém, para partículas com dimensões entre 10 e $20\mu m$ (faixa característica das algas do gênero *Ulothrix*), percebeu-se uma dificuldade de remoção por meio da flotação, independente da dosagem de coagulante aplicada.

Verificou-se que, dependendo das dosagens do coagulante, a flotação é capaz de remover até 97% de clorofila-a presente na água bruta, resultando em carreiras de filtração mais longas. A aplicação da flotação também permitiu um aumento na taxa de filtração, que favoreceu o aumento da produção de água tratada em aproximadamente 20%.

Considerando dados como a qualidade da água tratada requerida, características da água bruta, sistemas de tratamento existentes, investimento necessário, operação e manutenção, processos adicionais de pós e pré-tratamento e manejo dos resíduos gerados, Janssens e Buekens (1993) estudaram uma forma de sistematizar a seleção do processo de tratamento de água.

Esse estudo resultou em uma árvore de decisão em que o avanço à etapa seguinte pode ser feito através de uma resposta, SIM ou NÃO, para perguntas relativas aos parâmetros de qualidade da água, principalmente clorofila-a e turbidez. A partir da compilação de

resultados experimentais e em escala real de diversos processos de tratamento, essa árvore de decisão foi simplificada em um diagrama de seleção, conforme mostra a Figura 3.7.

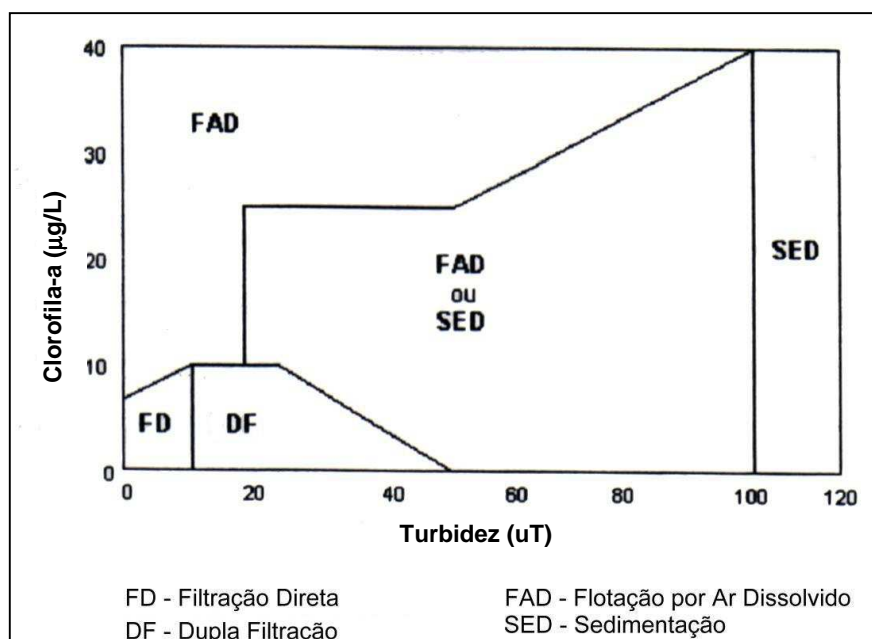


Figura 3.7 - Diagrama de seleção de processos de tratamento (Janssens e Buekens, 1993, modificado).

As soluções propostas no diagrama variam desde a filtração direta, com e sem floculação; flotação por ar dissolvido, seguida de filtração rápida; tratamento convencional e a dupla filtração. Nesse diagrama a dupla filtração é recomendada para águas com valores de clorofila-a de no máximo 10µg/L e valores de turbidez na faixa de 10 a 50 uT. Na medida em que a turbidez aumenta, restringe-se o valor de clorofila-a que poderá ser tratado por essa tecnologia.

Outras formas de melhorar o desempenho da filtração direta foram estudadas, entre elas a aplicação de pré-tratamento envolvendo uma etapa preliminar de filtração, inclusive com o uso da filtração em pedregulho, a chamada dupla filtração. Estudos nessa temática foram realizados por Kawamura (1985), Cruz *et al.* (1996), Megda (1999), Gusmão (2001), Kuroda (2002), entre outros, para águas com elevado teor de turbidez e/ou cor.

Para a remoção de algas, a filtração em pedregulho, como pré-tratamento para a filtração direta, vem sendo avaliada nos estudos desenvolvidos na UnB (Cezar, 2000; Amaral *et al.*, 2001; Mello, 2003; Di Bernardo *et al.*, 2003).

Estudos comparativos sobre filtração direta ascendente e descendente em escala piloto foram realizados por Sens *et al.* (2002), utilizando a água bruta proveniente da Lagoa do Peri, em Florianópolis – SC. Esse manancial caracteriza-se por apresentar, em boa parte do ano, baixos valores de turbidez e cor aparente, e elevada concentração de algas, principalmente as cianofíceas, que crescem consideravelmente nos meses mais quentes do ano, causando sérios transtornos ao sistema de tratamento da ETA local. O coagulante testado no experimento foi o sulfato de alumínio. A Tabela 3.3 mostra as características da água bruta utilizada no experimento

Foram estudadas quatro configurações diferentes de colunas de filtração, todos operados com taxa constante de 200 m/d e carga hidráulica variável. Todas as colunas de filtração possuíam carga hidráulica limite de 2,0 m.

Tabela 3.3 - Características da água bruta utilizada nos experimentos de Sens *et al.* (2002).

Características	Referências
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	5,5 a 18,3
Condutividade (uS/cm)	53 a 80
Cor Aparente (uH)	27 a 122
Cor Verdadeira (uH)	3 e 19
Fitoplâncton Total (indivíduos/mL)	5373 a 109224
pH	6,38 a 8,49
Temperatura (°C)	17,5 a 30,8
Turbidez (uT)	2,4 a 10,3

Primeiramente foram operadas duas colunas de filtração em paralelo, sendo a primeira composta pelo leito 1 do filtro ascendente e a segunda composta pelo leito 1 do filtro descendente (camada dupla com antracito e areia). Diante dos resultados insatisfatórios promovidos pelo leito 1 descendente, foram realizadas algumas modificações na configuração desse meio filtrante (adoção de um tamanho efetivo mais elevado e o aumento da espessura e da camada de antracito), originando o leito 2 descendente. Posteriormente, o leito 2 descendente passou por novas modificações, entre elas a inclusão de uma nova camada, originando um meio filtrante com camada tripla, o leito 3

descendente. A Tabela 3.4 mostra as características das quatro configurações testadas por Sens *et al.* (2002).

Os melhores resultados foram obtidos com o uso do leito 1 da filtração direta ascendente, tanto em termos de qualidade da água filtrada, como da duração das carreiras de filtração. Em termos qualitativos, com a filtração direta ascendente foram obtidos menores valores de turbidez (média de 0,46 uT), cor aparente (média de 5 uH), e concentração residual de alumínio, (máxima de 0,14 mg/L). As carreiras de filtração direta ascendente tiveram duração média de 18,8 horas, enquanto as de filtração direta descendente a duração média foi de 10 horas. A remoção de fitoplânctons, avaliada por meio da concentração de clorofila-a, também foi ligeiramente superior no sistema de filtração direta ascendente.

Tabela 3.4 - Características dos meios filtrantes utilizados no experimento de Sens *et al.* (2002).

Características do Leito	Filtro	Filtro Descendente		
	Ascendente	Leito 1	Leito 2	Leito 3
Esferas plásticas (ABS*)				
Espessura da camada (cm)				47
Antracito				
Espessura da camada (cm)		90	118	68
Diâmetro dos grãos (mm)		0,71 – 2,40	1,60 – 2,40	0,71 – 2,40
Diâmetro efetivo (mm)		1,10	1,61	1,10
Areia				
Espessura da camada (cm)	180	30	30	30
Diâmetro dos grãos (mm)	0,59 – 2,30	0,42 – 1,41	0,42 – 1,41	0,42 – 1,41
Diâmetro efetivo (mm)	0,70	0,50	0,50	0,50
Camada Suporte				
Espessura da camada (cm)	60	35	35	35
Diâmetro dos grãos (mm)	2,4 - 19	1,6 - 19	1,6 - 19	1,6 - 19

*ABS – Acrilonitrila Butadieno Estireno

No filtro ascendente, a retenção das impurezas ocorreu predominantemente na camada suporte, enquanto que, no filtro descendente, a retenção de impurezas ocorreu praticamente

nos primeiros 20 cm da camada de areia. Essa retenção superficial promoveu um rápido crescimento da perda de carga, e conseqüentemente carreiras de filtração mais curtas.

Quanto ao desempenho da coluna de filtração descendente quando preenchida com os leitos 2 e 3, apesar das melhorias apresentadas por esse dois leitos, os resultados obtidos com a filtração direta ascendente não foram superados. Como recomendações, os pesquisadores afirmaram a necessidade de pesquisas com novas configurações de leito para a filtração direta descendente, bem como o uso de coagulantes alternativos.

Teixeira *et al.* (2004) realizaram uma investigação experimental que avaliou o desempenho da filtração direta ascendente e descendente para tratamento de águas oriundas do reservatório de acumulação da ETA Várzea das Flores, operada pela Copasa-MG. O reservatório em questão caracteriza-se pela baixa turbidez e condições favoráveis para o desenvolvimento de algas e cianobactérias. Foi estudado o comportamento de três unidades piloto, sendo duas colunas de filtração de escoamento descendente e uma de escoamento ascendente. Foram testadas taxas de filtração de 180 e 240 m/d em quatro ensaios distintos. A Tabela 3.5 mostra as características dos filtros piloto estudados.

Tabela 3.5 - Características dos filtros piloto estudados por Teixeira *et al.* (2004).

Características do meio filtrante	Filtro Ascendente	Filtro Descendente 1	Filtro Descendente 2
Composição	areia	areia	areia
Espessura da camada	2,00 m	0,50 m	1,10 m
Diam. do menor grão	0,50 mm	0,50 mm	1,19 mm
Diam. do maior grão	2,38 mm	2,38 mm	1,68 mm
Coef. de desuniformidade	1,8 – 2,0	1,8 – 2,0	1,08
Tamanho efetivo dos grãos	0,70 – 0,80 mm	0,70 – 0,80 mm	1,30 mm

As carreiras de filtração encerravam-se quando a turbidez da água filtrada superasse 1 uT, ou quando se atingia a perda de carga limite de 1,0 m, para os filtros de escoamento descendente, e 0,5 m para a unidade de escoamento ascendente. Teixeira *et al.* (2004) justificaram a limitação destes valores em função do local de implantação dos filtros, que não permitia maiores avanços da carga hidráulica. A Tabela 3.6 mostra a duração média da carreira de filtração observada nos experimentos.

Tabela 3.6 - Duração média da carreira de filtração observada nos experimentos de Teixeira *et al.* (2004).

Taxa de filtração	Filtro	Duração média da carreira de filtração
180 m/d	Filtro Descendente 1	9 horas
	Filtro Descendente 2	6 horas
	Filtro Ascendente	10 horas
240 m/d	Filtro Descendente 1	6 horas
	Filtro Descendente 2	4 horas
	Filtro Ascendente	9 horas

Os melhores resultados de qualidade da água resultaram do filtro de escoamento descendente 2, com areia praticamente uniforme. Porém, de uma forma geral, mais de 80% e, aproximadamente, 30% dos resultados apresentaram valores de turbidez inferiores a 0,5 uT e 0,3 uT, respectivamente, para os filtros e taxas aplicadas.

Teixeira *et al.* (2004) também observaram que, contrariando fundamentos teóricos, a aplicação da taxa de filtração de 240 m/d resultou em um maior percentual de valores de turbidez inferior a 0,5 uT do que quando aplicada a taxa de 180 m/d. Tal não se sucedeu para valores de turbidez inferiores a 0,3 uT.

Segundo Teixeira *et al.* (2004), a carreira de filtração dos filtros de escoamento descendente foi inferior à esperada, tornando-se inaplicável em escala real sob as condições em que foram realizados os experimentos. Os autores recomendaram a realização de outros experimentos aumentando-se a granulometria do material filtrante e a avaliação da possibilidade de aumento das carreiras de filtração com o uso de polímero e com a pré-oxidação da água bruta.

Mesmo com a limitação imposta quanto ao baixo valor da perda de carga limite, o filtro de escoamento ascendente mostrou-se eficiente, apontando para a possibilidade de obtenção de carreiras de filtração relativamente longas com a produção de água com qualidade satisfatória.

Com o objetivo de apontar alternativas técnicas e economicamente possíveis para o projeto da futura estação de tratamento de água para a Região Metropolitana de Fortaleza-CE, Sales *et al.* (2004) realizaram estudos comparativos entre a dupla filtração e a floto-filtração. Ambas as seqüência de tratamento foram analisadas em escala piloto, precedida de ensaios de bancada. Do ponto de vista técnico e econômico, a dupla filtração mostrou-se a melhor solução.

A água de estudo foi proveniente do sistema composto pelos açudes Pacajus, Pacoti, Riachão e Gavião, responsável pelo abastecimento de água da região metropolitana de Fortaleza, onde nota-se que o valor de turbidez é relativamente baixo e a concentração de algas é elevada. A Tabela 3.7 mostra as características da água bruta durante a investigação experimental.

Tabela 3.7 - Características da água bruta durante a investigação experimental de Sales *et al.* (2004).

Características	Referências
Turbidez (uT)	6,8 a 11,9
Cor Aparente (uH)	92 a 156
Cor Verdadeira (uH)	14 a 16
pH	7,3 e 7,6
Oxigênio consumido (mg O ₂ /L)	7,4 a 7,8
Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ /L)	38,0 a 44,1
Temperatura (°C)	27 a 28
Concentração de Algas (indivíduos/mL)	4 x 10 ⁵ a 5 x 10 ⁵
Sólidos Suspensos Totais (mg SST/L)	7,0 a 7,2

Os ensaios de bancada foram realizados em aparelho de teste de jarro associado a filtros de bancada para simulação da filtração direta. Nessa etapa os coagulantes primários utilizados foram sulfato de alumínio, cloreto férrico e cloreto de polialumínio. Além disso, foi utilizado como auxiliar de coagulação, um polímero sintético catiônico. Os melhores resultados nos ensaios de bancada foram obtidos com o cloreto de polialumínio (também conhecido como PAC), com dosagem de 10 mg/L, e 2 mg/L de polímero como auxiliar de coagulação. Esses resultados foram aplicados no estudo piloto de dupla filtração.

A instalação piloto utilizada era composta por uma unidade de mistura rápida mecanizada e por quatro unidades de dupla filtração, composta por filtração ascendente em pedregulho e areia grossa seguida da filtração rápida descendente em areia. Duas dessas unidades, que aqui serão identificadas como unidades 2 e 4, recebiam 2 mg/L de cloro entre os filtros ascendentes e descendentes. Nos filtros ascendentes das unidades 3 e 4 foram efetuadas descargas de fundo intermediárias (DFI) a cada 8 h, com duração de 30 s. Já a unidade 1, não recebia cloração entre os seus filtros, nem tão pouco eram submetidas a DFIs nos filtros ascendentes.

As taxas de filtração utilizadas nos filtros ascendentes e descendentes foram, respectivamente, 325 e 180 m/d. As carreiras de filtração foram limitadas nos filtros ascendentes e descendentes, respectivamente a 2,1 e 1,75 m de perda de carga devido a limitações da instalação. A Tabela 3.8 mostra a especificação do granular dos filtros ascendentes e descendentes.

Tabela 3.8 - Especificação granular dos filtros ascendentes e descendentes estudados por Sales *et al.* (2004).

Filtro	Material	Subcamadas	Espessura total (cm)	Tamanho dos grãos (mm)
Ascendente	Camada Suporte	Primeira	10,0	25,4 – 19,0
		Segunda	10,0	12,7 – 19,0
		Terceira	10,0	6,4 – 12,7
		Quarta	15,0	3,2 – 6,4
		Quinta	7,5	6,4 – 12,7
		Sexta	7,5	12,7 – 19,0
	Areia	Tam. efetivo: 0,56 mm (sic)*	70,0	1,05 – 2,4
Descendente	Areia	Tam. efetivo: 0,56 mm	70,0	0,42 – 1,41

* Em comunicação pessoal, os autores esclareceram que o valor do tamanho efetivo é de 1,2mm.

Sales *et al.* (2004) perceberam que as unidades em que as DFIs foram aplicadas a cada 8 horas resultaram em carreiras de filtração em torno de 30 horas. Já nas unidades em que as

DFIs não foram aplicadas, as carreiras de filtração duraram apenas 18 horas. Além disso, os pesquisadores ressaltaram que com o aumento da granulometria do meio filtrante de ambos os filtros é possível prever carreiras com duração de pelo menos 48h. Quanto as taxas de operação recomendadas, verificou-se que para os filtros ascendentes essa deve estar entre 180 e 240 m/d e nos filtros descendentes de 280 a 320 m/d.

Em todos os experimentos de filtração, o encerramento da carreira de filtração foi limitado pelo filtro ascendente, que antes do filtro descendente, atingia o limite da carga hidráulica disponível.

Todas as unidades produziram água com qualidade satisfatória. A turbidez remanescente dos filtros ascendentes durante todas as carreiras variaram em média de 0,40 a 0,55 uT e a cor aparente remanescente de 3 a 12 uH. No filtro com descarga de fundo intermediária sem inter-cloração a turbidez e a cor aparente remanescentes foi igual a 0,40 uT e 1uH, respectivamente. Nos filtros com descarga de fundo intermediária e com inter-cloração a turbidez remanescente foi de 0,35 a 0,40 uT e a cor aparente remanescente variou de 3 a 10uH (sic). O pH de coagulação esteve entre 7,3 e 7,5.

Segundo Di Bernardo *et al.* (2003), os coagulantes mais utilizados no Brasil são o sulfato de alumínio e o cloreto férrico, embora nos últimos anos o cloreto de polialumínio (PAC) tenha ganhado espaço no mercado nacional e mundial. O PAC é um coagulante inorgânico pré-hidrolisado que se apresenta na forma líquida.

Quanto à eficiência do PAC, Di Bernardo *et al.* (2003) relatam vários trabalhos realizados que demonstram a eficiência desse coagulante para o tratamento de águas com elevados valores de turbidez. Também são relatadas algumas vantagens do PAC em relação ao sulfato de alumínio, entre elas: a) apresentar uma maior estabilidade das espécies hidrolisadas, o que resulta em maior efetividade na desestabilização das partículas; b) possibilitar a aplicação de menor dosagem para obter a mesma qualidade de água tratada; e, c) possibilitar um maior percentual de remoção para Fe e Mn. Porém, existem poucos relatos de estudos avaliando a eficiência do PAC para o tratamento de águas com presença de algas, o que justifica a necessidade de trabalhos para melhor investigar o assunto.

3.4 – A EXPERIÊNCIA DA UnB NA REMOÇÃO DE ALGAS COM FILTRAÇÃO ASCENDENTE EM PEDREGULHO E DESCENDENTE EM AREIA

As investigações em escala piloto da UnB com a filtração ascendente em pedregulho para a remoção de algas iniciaram-se em 1998. O estudo, realizado por Brandão *et al.* (1998), avaliou um sistema de filtração em múltiplas etapas (FiME) com a seguinte seqüência: um pré-filtro dinâmico que alimentava dois pré-filtros de pedregulho com escoamento ascendente. Cada pré-filtro alimentava um filtro lento.

Os pré-filtros possuíam granulometrias diferentes e foram operados com taxas de 12 e 18 m/d. Apesar da mesma espessura total do leito de pedregulho (1,50 m), o pré-filtro 1 era dividido em 4 camadas, enquanto que o pré-filtro 2 era dividido em 5 camadas.

O pré-filtro ascendente com 5 camadas, com camada de topo com granulometria mais fina, apresentou-se mais eficiente que o pré-filtro ascendente com 4 camadas, tanto na remoção de turbidez quanto na remoção de clorofila-a, sendo que, esse melhor desempenho foi mais evidente quando tratou-se da remoção de clorofila-a.

Dando continuidade aos estudos de FiME, Brandão *et al.* (1999) voltaram a encontrar resultados que confirmava a eficiência da filtração ascendente em pedregulho como pré-tratamento para a filtração lenta na remoção de algas. Com isso, a equipe de pesquisadores da UnB passou a realizar experimentos utilizando a filtração ascendente em pedregulho como pré-tratamento para a filtração descendente em areia, constituindo assim uma variante do sistema de dupla filtração.

Os trabalhos no campo da dupla filtração, com filtro ascendente de pedregulho e filtro descendente de areia, na UnB, iniciaram-se com o trabalho de Cezar (2000). Os resultados promissores motivaram o trabalho de Amaral *et al.* (2001) e posteriormente, o projeto desenvolvido como parte do Edital 3 do PROSAB, no Tema 1 - Água. Esses trabalhos, no seu conjunto, buscaram avaliar e otimizar essa tecnologia para o tratamento de águas brutas com presença de algas. Vale aqui destacar que na época não foram encontrados registros de estudos abordando essa aplicação da dupla filtração.

A evolução do trabalho na UnB, considerando desde o trabalho de Cezar (2000), está descrito no livro editado pelo PROSAB intitulado “Tratamento de Água para Abastecimento por Filtração Direta” de autoria de Di Bernardo *et al.*, (2003).

Como o presente trabalho é uma continuidade dessa linha de pesquisa, a seguir apresenta-se um resumo evolutivo dos trabalhos desenvolvidos. Importante lembrar que todos os trabalhos foram desenvolvidos utilizando água do lago Paranoá que se caracteriza por baixa turbidez e contínua presença de algas porém, em concentrações que não são consideradas demasiadamente elevadas.

Cezar (2000) desenvolveu um trabalho em que o objetivo geral foi a avaliação do filtro de pedregulho com escoamento ascendente como pré-tratamento para a filtração rápida descendente, tendo como ênfase a definição do melhor ponto para a aplicação do coagulante. Duas situações foram avaliadas, na primeira, o filtro de pedregulho com escoamento ascendente recebia água previamente coagulada com sulfato de alumínio, enquanto na segunda, o filtro de pedregulho com escoamento ascendente era alimentado com água bruta, e o seu efluente recebia o coagulante antes de ser submetido à filtração direta descendente.

Os pré-filtros ascendentes de pedregulho foram operados com taxas de 12, 24 e 60 m/d. Os filtros rápidos descendentes foram operados com taxa de filtração constante e fixa de 300 m/d.

Dos resultados obtidos, Cezar (2000) concluiu que a primeira situação avaliada (alimentação do filtro de pedregulho com escoamento ascendente com água coagulada) se mostrou a alternativa para o tratamento de águas contendo algas em concentrações elevadas.

Porém, em função de uma granulometria de topo muito fina adotada no filtro de pedregulho com escoamento ascendente, ocorreu a contínua acumulação de impurezas nessa camada que, mesmo quando eram realizados os procedimentos de limpeza por meio de descargas de fundo, não era removida. Como consequência, foram observadas sucessivas elevações na perda de carga inicial, com interferências negativas sobre a taxa de

crescimento da perda de carga e sobre as durações das carreiras de filtração do pré-filtro ascendente.

Por essa razão, Cezar (2000) ressaltou a necessidade de investigar formas de aprimoramento no sistema de limpeza dos filtros de pedregulho e de se investigar faixas granulométricas mais apropriadas, tanto para o filtro de pedregulho, como para os filtros rápidos descendentes, além da otimização das taxas de filtração.

Dando continuidade ao trabalho de Cezar (2000), Amaral *et al.* (2001) realizaram um trabalho experimental em instalação-piloto a fim de avaliar as faixas granulométricas mais apropriadas para o filtro ascendente de pedregulho e a influência da taxa de filtração dessa unidade no desempenho da dupla filtração. Seguindo as conclusões de Cezar (2000), Amaral *et al.* (2001) implantaram a etapa de coagulação com sulfato de alumínio antes da filtração ascendente em pedregulho, que era seguida pela filtração rápida descendente em areia. Os filtros ascendentes foram operados com taxas de filtração de 48, 72, 110, 120 e 140 m/d, enquanto que os filtros descendentes foram operados com taxa constante e igual a 300 m/d.

Mais uma vez foi constatada a dificuldade na limpeza dos filtros de pedregulho, particularmente aqueles com granulometria de topo mais fina. Os autores relataram que era necessária a execução de várias descargas de fundo para que o filtro retornasse às condições de perda de carga próximas ao valor da perda de carga do leito limpo.

Amaral *et al.* (2001) concluíram que o aumento da taxa de filtração, considerando um determinado arranjo granulométrico, não alterou significativamente a qualidade da água produzida no sistema de tratamento como um todo. Entretanto, o aumento da taxa de filtração refletiu negativamente na duração da carreira de filtração dos filtros de pedregulho ascendente, ao passo que o uso de meios granulares mais grossos afeta a duração da carreira de filtração dos filtros rápidos.

Os resultados obtidos também mostraram, como esperado, que o uso da filtração em pedregulho ascendente contribui para o aumento da duração da carreira de filtração dos filtros rápidos descendentes, mas os autores ressaltaram a necessidade de se continuar buscando combinações de taxa de filtração e composição granulométrica nos filtros de

pedregulho ascendentes e filtros rápidos descendentes que aumentassem o desempenho do conjunto de filtros.

A partir de 2002, iniciou-se a investigação experimental do PROSAB. Na primeira etapa do experimento, que dava continuidade ao objetivo de otimizar os parâmetros de dupla filtração em pedregulho e areia aplicada a remoção de algas, cada filtro de pedregulho com escoamento ascendente (FAP) alimentava um filtro rápido descendente de areia (FRD) (FAP1 \Rightarrow FRD1; FAP2 \Rightarrow FRD2; FAP3 \Rightarrow FRD3), conforme a Figura 3.8. As composições das camadas de pedregulho de cada filtro nesse estudo são apresentadas na Tabela 3.9. Essas composições levaram em consideração a experiência anterior.

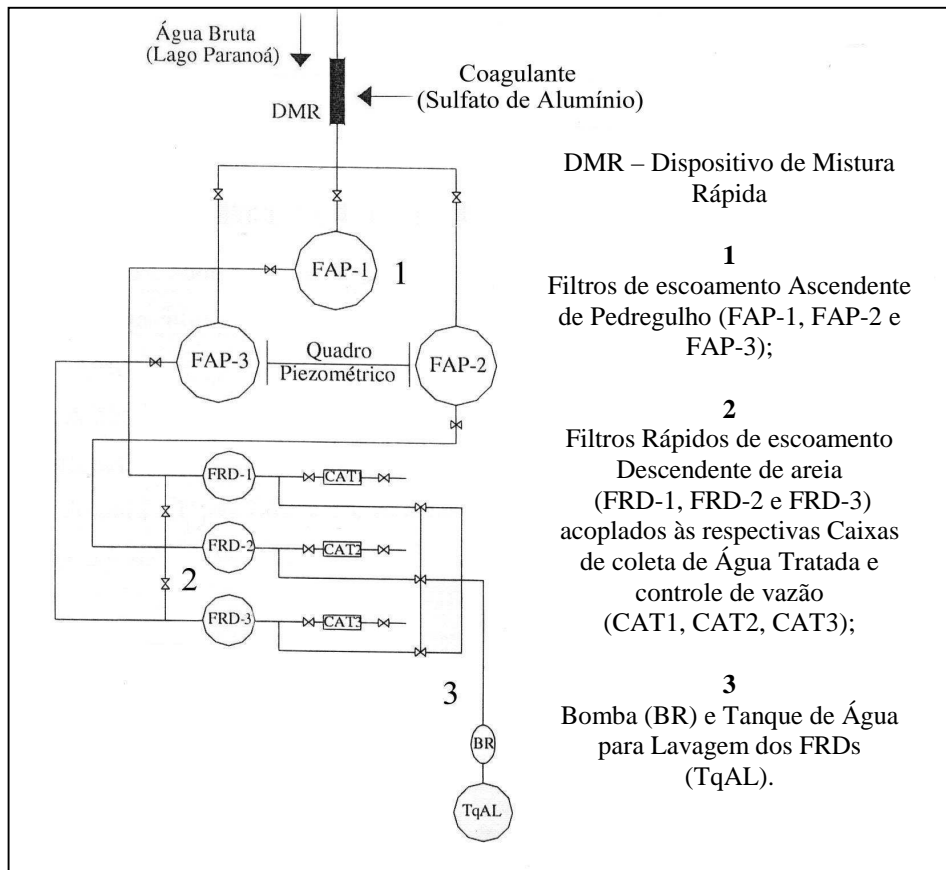


Figura 3.8 - Esquema de parte da instalação piloto que mostra a alimentação direta de cada filtro rápido descendente (FRD) por um filtro ascendente de pedregulho (FAP).

Tabela 3.9 - Características granulométricas dos filtros ascendentes de pedregulho (FAPs).

Camada	Espessura	Tamanho do pedregulho (mm)		
		FAP1	FAP2	FAP3
1 (topo)	0,30	3,2 a 6,4	4,8 a 6,4	6,4 a 9,6
2	0,30	6,4 a 9,6	6,4 a 9,6	
3	0,30	9,6 a 15,9	9,6 a 15,9	9,6 a 15,9
4	0,30	19 a 25,4	19 a 25,4	19 a 25,4
5 (fundo)	0,30	31,4 a 50	31,4 a 50	31,4 a 50

Os FAPs foram operados em paralelo com taxas de filtração de 60, 90, 120, 150, e 180 m/d. Já os filtros rápidos descendentes (FRDs) foram operados com taxa constante de 270 m/d. Os três filtros rápidos descendentes possuíam areia com as mesmas características granulométricas conservadoras (diâmetro efetivo = 0,55 mm, CD = 1,5 e espessura da camada = 0,8 m).

Os resultados obtidos na 1ª etapa indicaram que:

- De um modo geral, os filtros de pedregulho com granulometria de topo mais fina, (FAP-1 e FAP-2) mostraram-se mais instáveis e frequentemente apresentavam sinais de ocorrência de fissuras e expansão na camada mais fina do meio granular, tendo, como consequência, a perda de impureza previamente retida no meio granular. Esse fenômeno era acentuado com o uso de taxas de filtração mais elevadas, sugerindo que essa taxa não deve exceder 120 m/d, e, preferencialmente, estar em torno de 90 m/d.
- Já o filtro de pedregulho 3 (FAP-3), dotado de camada de topo mais grossa, além de produzir efluente de qualidade média similar à dos filtros com camada de topo mais fina, mostrou-se menos sujeito a oscilações (instabilidade) de comportamento.

Considerando as dificuldades na limpeza dos FAPs (por simples descargas de fundo final da carreira de filtração) relatadas na experiência anterior, ainda na primeira etapa do PROSAB, foram avaliadas algumas formas de limpeza para o filtro ascendente em pedregulho. Para tal, os meios filtrantes dos FAP-1 e FAP-2, foram modificados para obtenção de uma composição granulométrica similar à do FAP-3. Os FAPs eram operados em paralelo, sendo cada unidade submetida a um procedimento de limpeza distinto, a

saber: i) descargas de fundo somente no final dos experimentos; ii) descargas ao longo da execução dos experimentos, denominadas descargas de fundo intermediárias (DFIs), e ao final dos mesmos; e, (iii) descargas de fundo intermediárias (DFIs) precedidas de lavagem com água e ar e descarga de fundo no término dos experimentos.

Os resultados indicaram que o 3º método de limpeza (DFIs com prévia injeção água e ar) apresentou maior vantagem em relação aos demais, pois mesmo consumindo um maior volume de água para a limpeza, apresentou maior produção efetiva de água no sistema como um todo. Importante destacar que a água utilizada no método de limpeza era a água coagulada e não a água filtrada.

Na segunda etapa do experimento, buscou-se otimizar a granulometria dos filtros rápidos descendentes. Os filtros de pedregulho com escoamento ascendente foram operados com taxa constante de 90 m/d, enquanto que os filtros rápidos descendentes foram operados com taxa constante de 200 m/d. As características dos meios filtrantes avaliados em cada FRD estão apresentadas na Tabela 3.10.

Tabela 3.10 - Características granulométricas dos três filtros rápidos descendentes (FRDs), na segunda etapa do experimento.

Características	FRD 1	FRD 2	FRD 3
Espessura (m)	0,9	0,9	0,9
Material	areia	areia	areia
Tamanho efetivo (mm)	0,6	1,0	1,1
Coefficiente de Desniformidade	1,3	1,3	1,3
Porosidade	0,40	0,40	0,40

Ainda nessa etapa foram realizados alguns experimentos em que o coagulante sulfato de alumínio foi substituído pelo PAC.

Os resultados descritos por Melo (2003) e DiBernardo *et al.* (2003) revelaram que, independentemente da granulometria do FRD, a água filtrada apresentava turbidez sempre menor que 0,5 uT, em torno de 0,2 uT, e clorofila-a menor que 1µg/L, com valor aproximado de 0,4 µg/L. A eficiência total dos sistemas testados era sempre superior a 90%, tanto na remoção de turbidez quanto na remoção de clorofila-a.

A duração das carreiras de filtração nos FRDs aumentou significativamente com a adoção das descargas de fundo intermediárias nos FAPs. Os filtros de granulometria mais grossa apresentaram duração de carreira de filtração cerca de 1,5 vezes maior do que o filtro mais fino, entretanto, ainda apresentando características de filtração superficial na medida em que apenas os primeiros centímetros eram efetivamente utilizados para a remoção de impurezas. Ainda assim, as durações das carreiras obtidas foram consideradas distantes do desejável, pois a evolução da perda de carga no início da filtração era linear. Contudo ao longo do desenvolvimento da carreira de filtração, a perda de carga passava a crescer exponencialmente.

O uso do PAC como coagulante contribuiu para o aumento do intervalo entre DFIs no filtro de pedregulho, contribuindo para o aumento produção efetiva de água tratada. Porém, ressaltou-se também a necessidade de uma análise mais aprofundada quanto à adoção do PAC, como coagulante.

4 – METODOLOGIA

O trabalho experimental foi realizado em duas partes: a primeira com estudos de bancada em laboratório, e a segunda com a montagem dos componentes da Estação Piloto de Tratamento de Água (ETA Piloto) e com os experimentos de filtração em escala piloto. A ETA Piloto da UnB está situada na Estação Experimental da Biologia, ao lado da Estação Hidrometeorológica do Departamento de Engenharia Civil e Ambiental da UnB, às margens do lago Paranoá, Brasília-DF. A Figura 4.1 mostra, por meio de imagens de satélite, a localização geográfica da ETA-Piloto, situada no ponto de coordenadas 15°44'09'' Sul e 47°52'55'' Oeste, na cidade de Brasília. Essa ETA Piloto simula o processo de tratamento por dupla filtração. A água utilizada para a realização dos experimentos era captada no lago Paranoá.

4.1 - DESCRIÇÃO DA ETA PILOTO

A ETA Piloto foi inicialmente construída para realização de experimentos dentro do escopo do Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB), Edital 3. Entretanto, a Piloto utilizada nesse trabalho sofreu modificações para adequar-se aos objetivos do trabalho.

A ETA Piloto utilizada consistiu das seguintes unidades: Sistema de Captação (SC); Caixa de Alimentação de Água Bruta (CAB); Dispositivo para Medição de Vazão (DMV); Dispositivo de Mistura Rápida para coagulante (DMR); um Filtro de escoamento Ascendente de Pedregulho (FAP); dois Filtros Rápidos de escoamento Descendente de areia (FRD); Tanques de armazenamento da solução de Coagulante (TqCoag); Tanque de água para Retrolavagem (TqRt); Bombas Dosadoras (BD); Bomba para Retrolavagem dos filtros rápidos (BR); Caixas de Coleta e controle de vazão de Água Tratada (CAT).

A Figura 4.2 e a Figura 4.3 apresentam respectivamente, o diagrama esquemático da instalação e uma vista superior da ETA-Piloto.

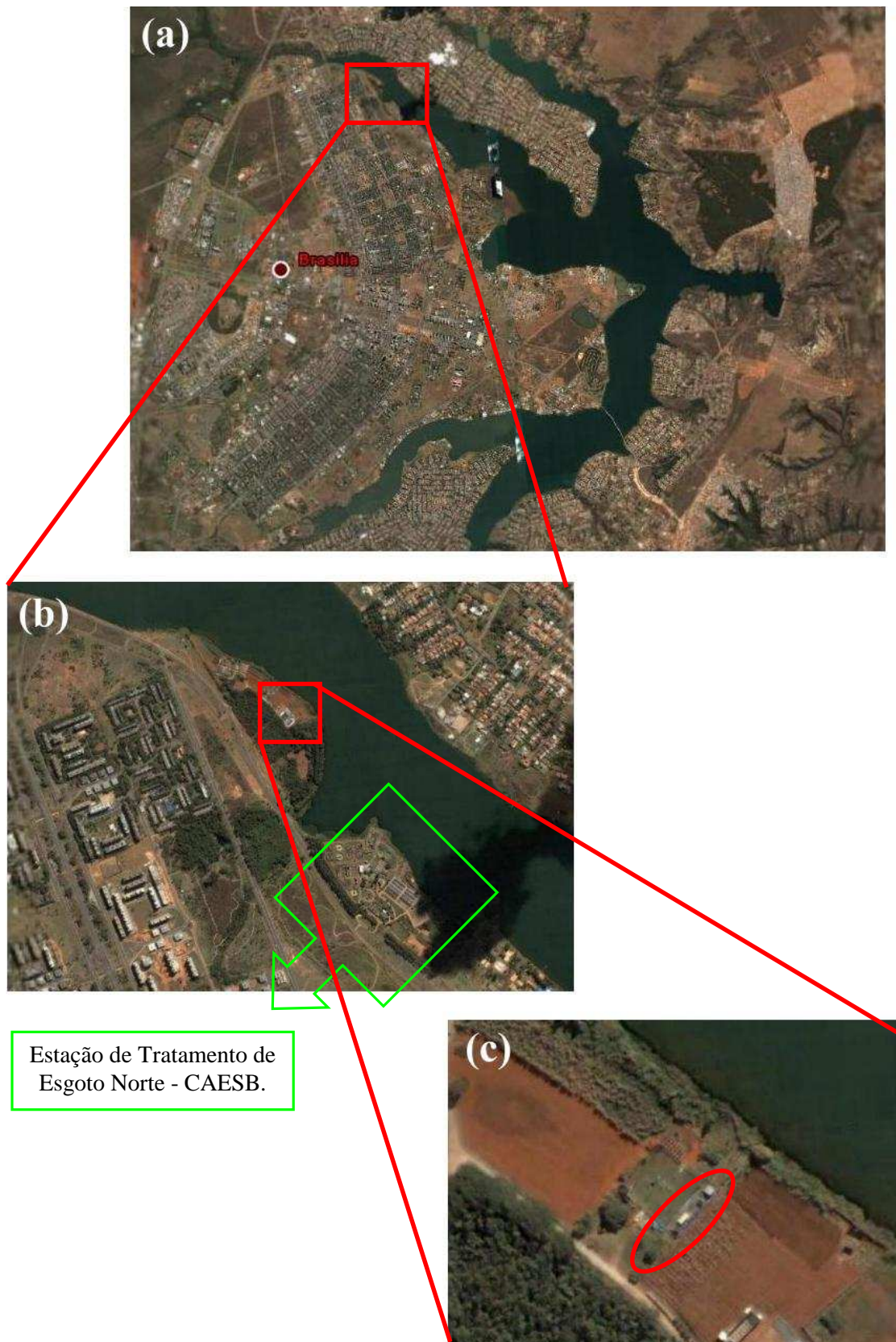


Figura 4.1- Localização geográfica da ETA-Piloto: (a) Destaque da área de localização da Estação Experimental da Biologia na imagem de Brasília/DF; (b) Destaque da área da Estação Hidrometeorológica e da ETA-Piloto na imagem que situa a Estação Experimental da Biologia; e (c) Destaque da área ocupada pela ETA-Piloto.

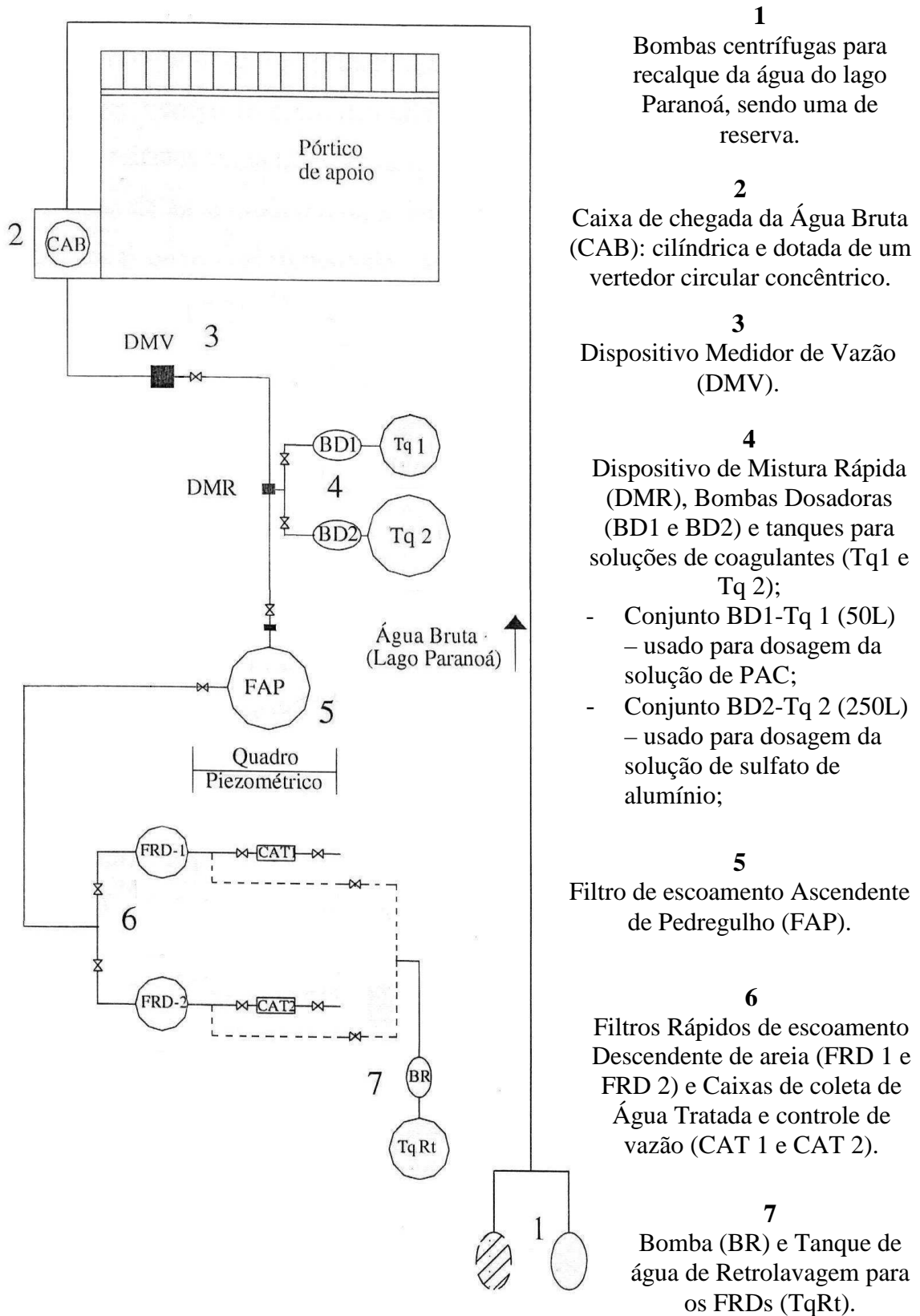


Figura 4.2 - Diagrama esquemático da ETA-Piloto.

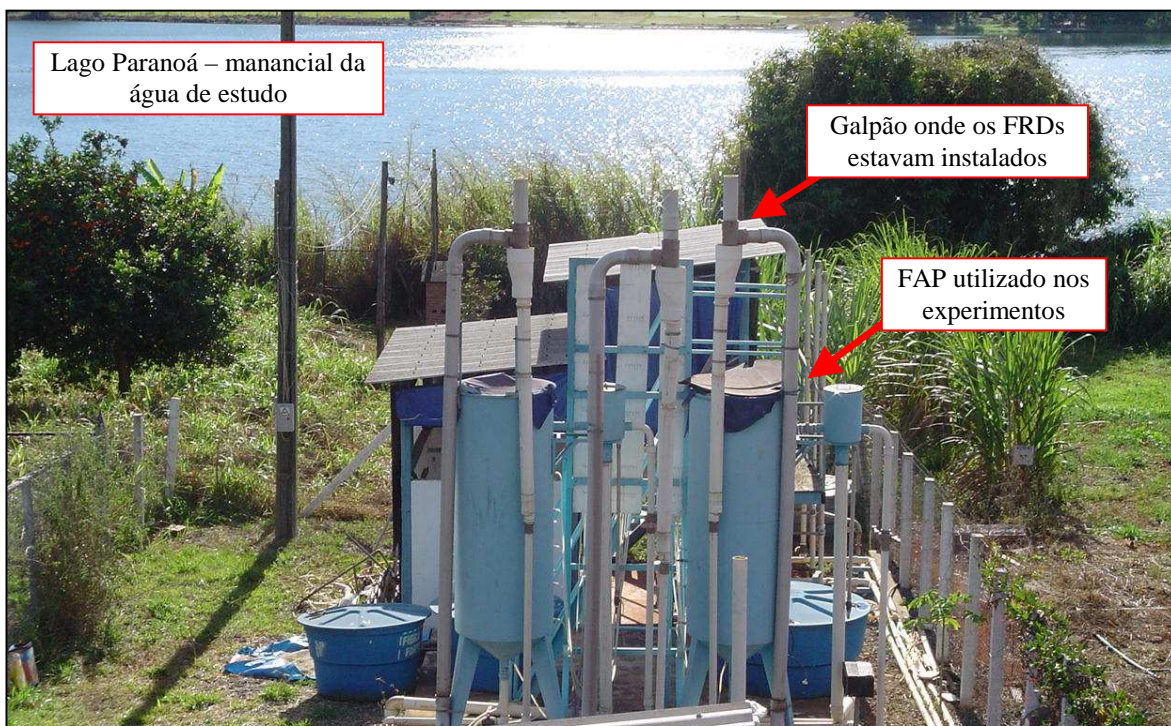


Figura 4.3 - Vista superior da ETA-Piloto.

4.1.1 – Sistema de Captação

A água bruta utilizada para a realização da investigação experimental era captada do lago Paranoá. A captação era realizada a uma distância de cerca de 40 metros da margem do lago, local onde a profundidade varia de 1,3 a 2 metros. A tomada d'água nesse ponto foi realizada por meio de um dispositivo tipo “manifold”, de modo a garantir que, com a alteração do nível do lago, a água fosse captada a uma profundidade aproximadamente constante (cerca de 40 cm) em relação ao nível da água do lago. Nessa região concentra-se a maior densidade de fitoplâncton na água.

A água bruta era recalçada utilizando-se um conjunto de duas bombas centrífugas, sendo que uma bomba era mantida em funcionamento e a outra de reserva. A água bruta era elevada a uma altura de aproximadamente 5 metros, até a caixa de distribuição, localizada sobre o pórtico de apoio.

Na caixa de distribuição a carga hidráulica era mantida constante por meio de um vertedor tubular concêntrico, para permitir um melhor controle da vazão de água bruta encaminhada

ao filtro de pedregulho, controle esse feito por meio de um registro de esfera. O excesso de água era continuamente descartado e retornado para o Lago Paranoá.

Dessa caixa, a fração da água encaminhada ao filtro ascendente passava pelo dispositivo medidor de vazão (DMV) e, posteriormente, pelo dispositivo de mistura rápida (DMR), onde ocorria a adição de coagulante.

4.1.2 – Dispositivo Medidor de Vazão

Como mencionado, após o controle da vazão ocorrido na caixa de distribuição de entrada, a água bruta seguia na tubulação onde estava instalado, em linha, o dispositivo medidor de vazão (DMV), modelo MAGFLO[®] - MAG 5000, fabricado pela Danfoss. O DMV utilizado consiste de um sensor eletromagnético e de um processador de sinal, com visor. Esse último fornece a vazão e o volume contínuo, permitindo avaliar a estabilidade da vazão de alimentação do FAP. A Figura 4.4 mostra o visor do DMV em funcionamento.



Figura 4.4 - Visor do Dispositivo Medidor de Vazão (DMV)

4.1.3 – Coagulação e Mistura Rápida

4.1.3.1 – Coagulantes utilizados

Na investigação experimental foi avaliada a utilização de dois tipos de coagulantes: o sulfato de alumínio (SA) e o cloreto de polialumínio (PAC). O sulfato de alumínio foi selecionado em função de ser o coagulante mais usado no país. O PAC, por sua vez, foi escolhido em função de ter apresentado resultados promissores em experimentos realizados no PROSAB (Melo, 1998), assim como pela aceitação crescente que vem tendo no mercado (Di Bernardo *et al.*, 2003).

O sulfato de alumínio utilizado foi o Sulfato de Alumínio Hidratado (PA) na forma sólida, fabricado pela Vetec Química Fina Ltda., cujas características fornecidas pelo fabricante encontram-se na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 - Características do Sulfato de Alumínio Hidratado (PA) fabricado pela Vetec Química Fina Ltda.

Características	Referências
Número de moléculas de água	14 a 18 H ₂ O
Peso Molecular	56,11
Insolúvel em H ₂ O	máximo 0,01%
Cloreto (Cl ⁻)	máximo 0,005%
Arsênico (As)	máximo 0,005 ppm
Substâncias não precipitáveis em NH ₄ OH, como SO ₄	máximo 0,2%
Metais pesados, como chumbo (Pb)	máximo 0,002%
Ferro (Fe)	máximo 0,002%

O PAC utilizado foi o PANFLOC AB 346, nome comercial do produto químico produzido pela Panamericana S.A. Indústrias Químicas. O produto químico se apresenta na forma líquida e foi fornecido pela CAESB que, com a realização de ensaios de controle de qualidade, constatou que a remessa de solução apresentava densidade de 1,280. Segundo a Tabela A1 (Apêndice A), fornecida pelo fabricante, o valor da densidade encontrada corresponde às características expressas na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 - Características do PANFLOC AB 346 - densidade = 1,280 - fabricado pela Panamericana S.A. Indústrias Químicas.

Características	Referências
Al ₂ O ₃	10,4 % m/m
Sólidos - base 29% Al ₂ O ₃	35,86 % m/m
Concentração de sólidos	459,03 g/L

Além disso, foi recomendado pela CAESB que o intervalo de diluição da solução de PAC fosse de 3 a 40%, a fim de assegurar a eficiência do produto na coagulação.

4.1.3.2 – Dispositivo de Mistura Rápida

Durante a coagulação, o coagulante deve ser misturado à água bruta de forma rápida e homogênea, de modo a desestabilizar as impurezas presentes na água, dentro do mecanismo de coagulação adequado.

O coagulante foi misturado à água bruta por meio do injetor, utilizado como dispositivo de mistura rápida (DMR), mostrado na Figura 4.5. Nesse injetor, a mistura rápida se dá devido à turbulência criada por uma expansão, que apresentava uma relação entre áreas de 7:1, conforme proposto por Vrale e Jorden (1971) *apud* Cezar (2000). Nesse dispositivo a adição de produto químico na água é feita por meio de jatos gerados em seis orifícios, no sentido do escoamento, no ponto de expansão do dispositivo.

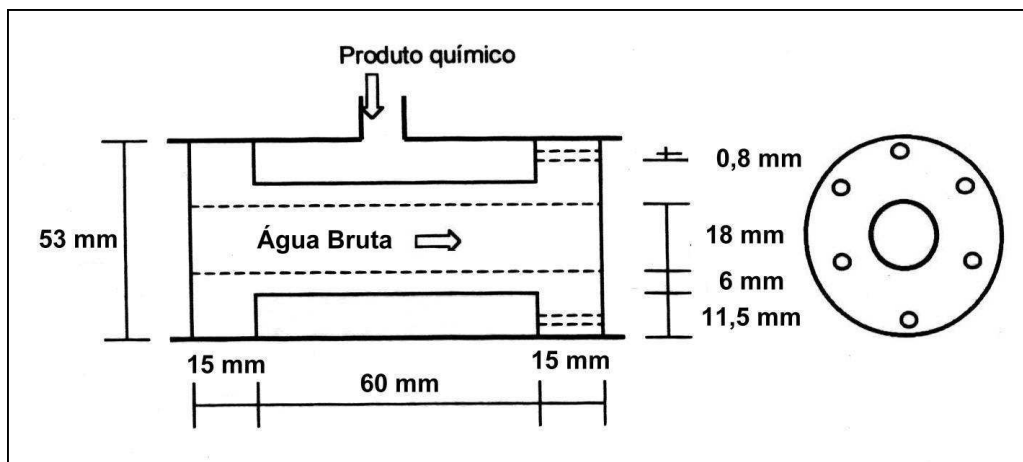


Figura 4.5 - Dimensões do injetor utilizado como dispositivo de mistura rápida.

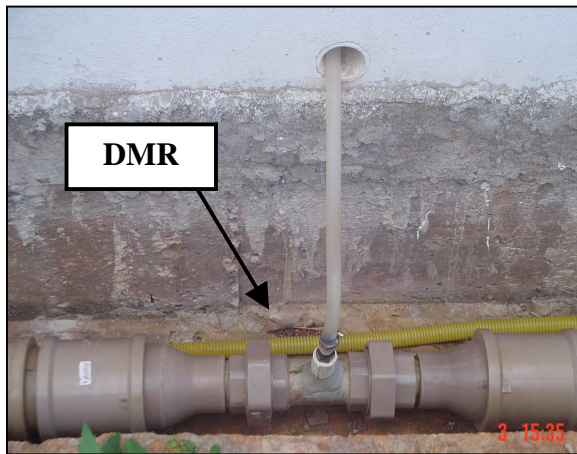
As dimensões do DMR mostradas na Figura 4.4 foram calculadas com o intuito de garantir um gradiente de velocidade elevado. Segundo Amirtharajah e Mills (1982) uma maior intensidade de mistura é importante para a melhoria da coagulação pelo mecanismo de adsorção neutralização de cargas. Esse é o mecanismo mais recomendado para a filtração direta.

O gradiente de velocidade resultante do DMR utilizado e da vazão de entrada de água bruta na instalação piloto, foi de 3.794 s^{-1} . Os cálculos desse gradiente de velocidade encontram-se detalhados no Apêndice B. Os cálculos foram realizados conforme metodologia descrita por Cezar (2000) e DiBernardo *et al.* (2003).

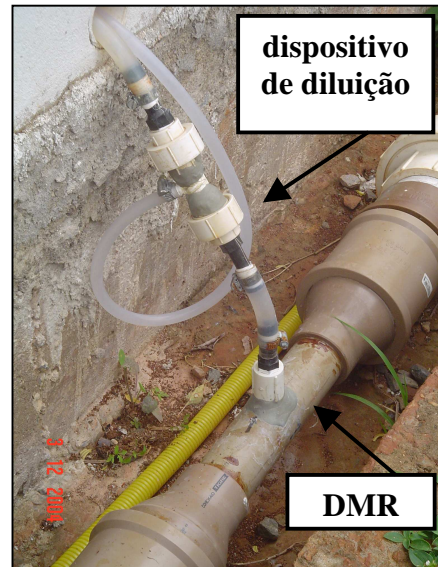
Nos experimentos em que o sulfato de alumínio foi empregado, a solução de coagulante era alimentada diretamente no DMR instalado na tubulação, que recebia água bruta, utilizando apenas uma bomba dosadora (ProMinent, tipo Sigma, com vazão máxima de 60 L/h).

Já nos experimentos em que o PAC foi utilizado como coagulante, em função da diluição adotada para a solução do produto (3%), das condições operacionais da ETA-Piloto (taxa de filtração) e da qualidade da água bruta, que requeria o uso de baixas dosagens de coagulante, em torno de 4 a 5 mg/L, fez-se necessária a adoção de um dispositivo de diluição. Esse dispositivo atuava no momento da injeção, servindo como um artifício para garantir que a solução de coagulante fosse armazenada conforme o limite de diluição anteriormente citado. A Figura 4.6 mostra os diferentes arranjos para a injeção do coagulante.

A fim de viabilizar que o dispositivo de diluição atuasse no momento da injeção, foi utilizada uma bomba dosadora que possuísse menor amplitude (ProMinent, tipo Gamma/L, com vazão máxima de 32 L/h) de forma a garantir uma maior precisão na vazão da solução de PAC bombeada. Essa solução era armazenada em um tanque de 50 L, enquanto que a água para diluição da solução de PAC (oriunda da rede de abastecimento da CAESB) era armazenada no tanque de 250 L e era injetada com bomba dosadora ProMinent, tipo Sigma, com vazão máxima de 60 L/h (mesma bomba utilizada para a dosagem da solução de sulfato de alumínio).



(a)



(b)

Figura 4.6 - Arranjos de injeção de coagulante: (a) Configuração para os experimentos com sulfato de alumínio; e (b) Configuração para os experimentos com PAC - uso do dispositivo de diluição

A Figura 4.7 mostra o esquema de uso das bombas dosadoras para os experimentos sem o uso do dispositivo de diluição (uso do sulfato de alumínio como coagulante), e com o dispositivo de diluição (uso do PAC como coagulante).

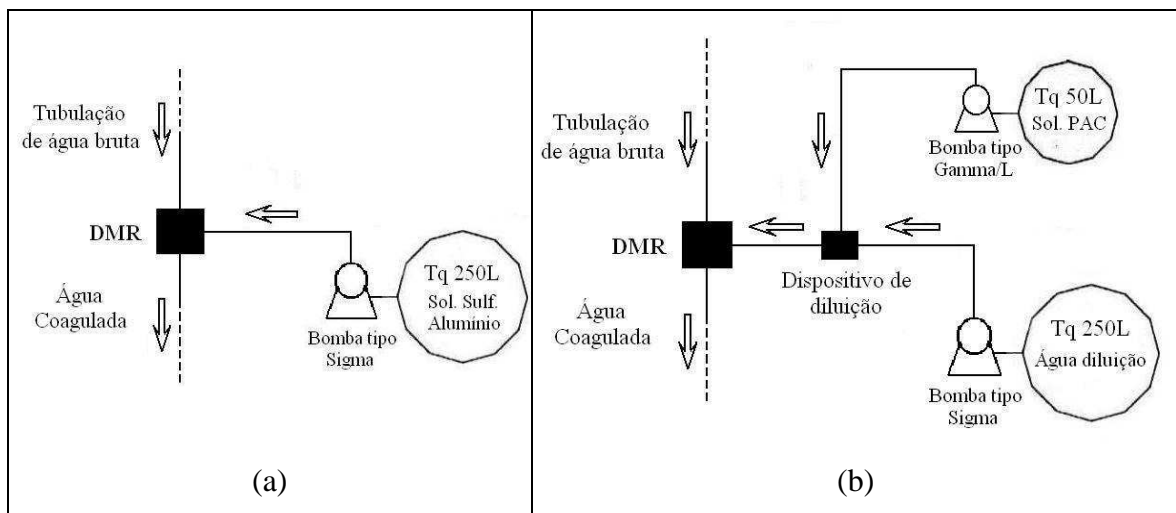


Figura 4.7- Esquema de uso das bombas dosadoras: (a) sem o uso do dispositivo de diluição (uso do sulfato de alumínio como coagulante); e (b) com o dispositivo de diluição (uso do PAC como coagulante).

O coagulante era injetado com vazão constante. A solução de coagulante era preparada em concentração compatível com a dosagem usada em cada experimento. A Figura 4.8 mostra

a vista das bombas dosadoras instaladas sobre os tanques de armazenamento de coagulantes.



Figura 4.8 - Vista das bombas dosadoras instaladas sobre os tanques de armazenamento de coagulantes.

4.1.4 – Filtro de Pedregulho com Escoamento Ascendente (FAP)

Foi utilizado apenas um FAP que alimentava simultaneamente os dois FRDs disponíveis. O FAP foi operado com taxa constante de 90 m/d. Essa taxa foi adotada em função dos bons resultados apresentados pelos estudos de dupla filtração realizados na mesma instalação piloto (Melo, 2003). Como pode ser visualizado na Figura 4.9, o FAP tem diâmetro de 0,8 metros e altura útil de 2,3 metros, sendo 1,5 metros ocupados pelo meio filtrante, composto de 5 camadas sobrepostas. Geometricamente, a carga hidráulica do FAP disponível para a realização dos experimentos era de 1,0 metro. Porém, a fim de evitar o desprendimento dos flocos e o conseqüente aumento no efluente do filtro de pedregulho (Melo, 2003), a perda de carga limite desse filtro foi fixada em 0,6 metros. A Figura 4.10 mostra a vista do FAP utilizado nos experimentos.

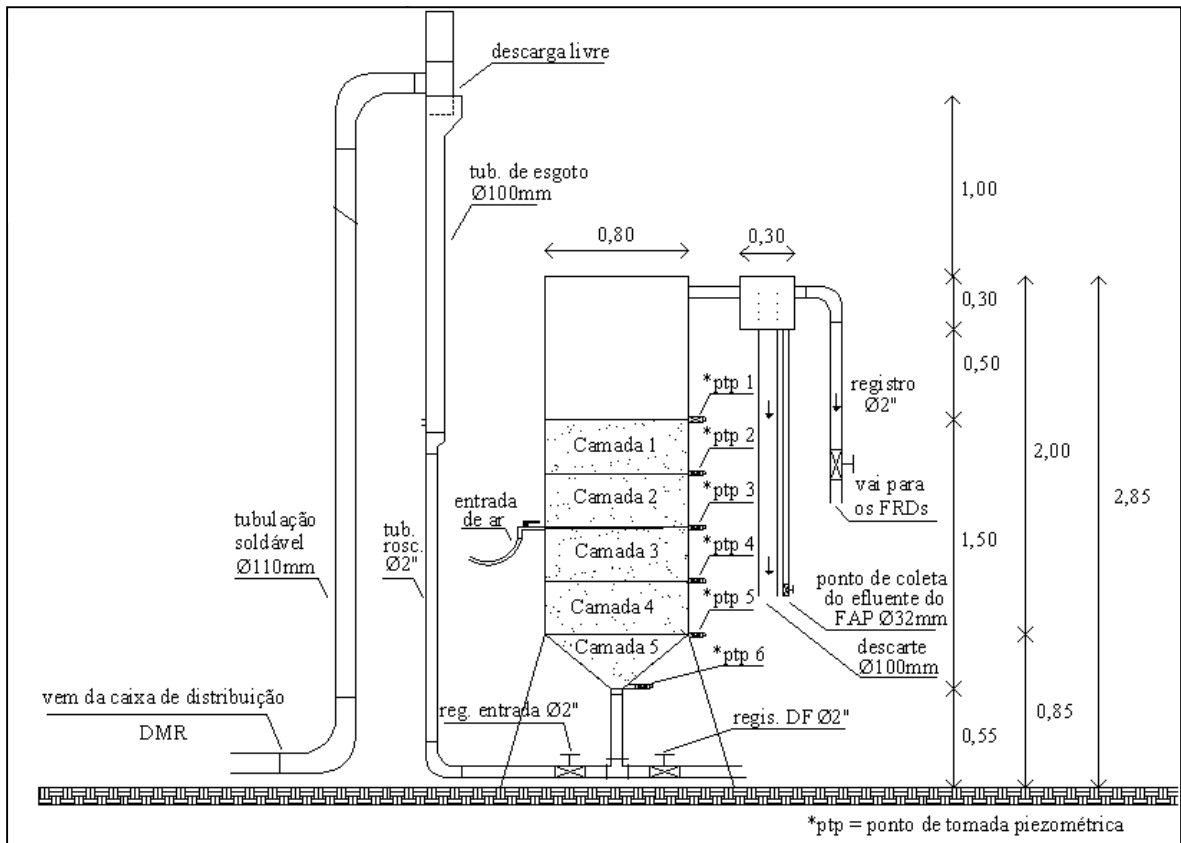


Figura 4.9 - Esquema do Filtro Ascendente de Pedregulho, dimensões em metros.

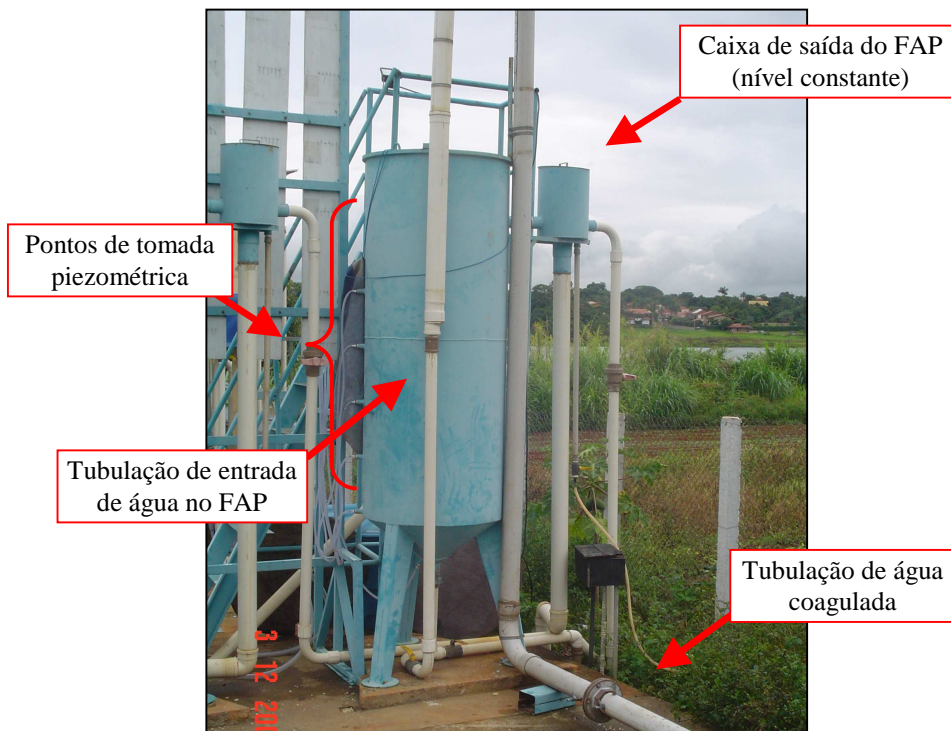


Figura 4.10 - Vista do FAP utilizado nos experimentos.

As características do meio filtrante do FAP utilizado neste trabalho são apresentadas na Tabela 4.3. A seleção dessa granulometria baseou-se nos resultados obtidos na pesquisa

desenvolvida na UnB como parte do PROSAB Edital 3, utilizando água do lago Paranoá (Di Bernardo *et al.*, 2003; Melo, 2003). Nessa pesquisa os parâmetros aplicados ao FAP, para a dupla filtração destinada à remoção de algas, obtiveram resultados satisfatórios.

Tabela 4.3 - Características granulométricas do filtro ascendente de pedregulho (FAP).

Camada	Espessura	FAP - Tamanho do pedregulho (mm)
1 (topo)	0,30	6,4 a 9,6
2	0,30	
3	0,30	9,6 a 15,9
4	0,30	19 a 25,4
5 (fundo)	0,30	31,4 a 50

Conforme a experiência dos trabalhos realizados anteriormente (Melo, 2003), o método de limpeza mais apropriado para o FAP é a execução de descargas de fundo intermediárias (DFIs) precedida de injeção de água e ar por 2 minutos. No presente trabalho, o critério para a realização da limpeza do FAP foi o valor da turbidez do efluente do FAP. Quando o valor da turbidez efluente aproximava-se de 1 uT, era realizada uma DFI simples, a fim de conter a elevação da turbidez. Todavia, quando a turbidez efluente do FAP superava 1 uT era realizado o método de limpeza completo, com a DFI precedida de injeção de água e ar por 2 minutos.

Esse valor de 1 uT, estabelecido como critério para a realização da limpeza completa do FAP, também é proveniente das recomendações feitas por Melo (2003). Nesse trabalho observou-se que quando a turbidez afluenta aos FRDs atingia um valor maior que 1 uT, o crescimento da perda de carga nesses filtros aumentava consideravelmente, antecipando o término das carreiras de filtração.

4.1.5 – Filtros Rápidos de Escoamento Descendente (FRD)

A filtração rápida descendente é a etapa final da seqüência de tratamento na ETA piloto. O sistema de filtração descendente foi composto por duas colunas de filtração. Cada coluna de filtração foi confeccionada em acrílico e possuía diâmetro interno de 0,2 metros e altura de 3,8 metros, sendo que 0,7 metros eram ocupados pelo meio filtrante e 0,4 metros pela camada suporte. As demais dimensões dos FRDs encontram-se na Figura 4.11. A Figura 4.12 apresenta uma vista de um dos FRDs.

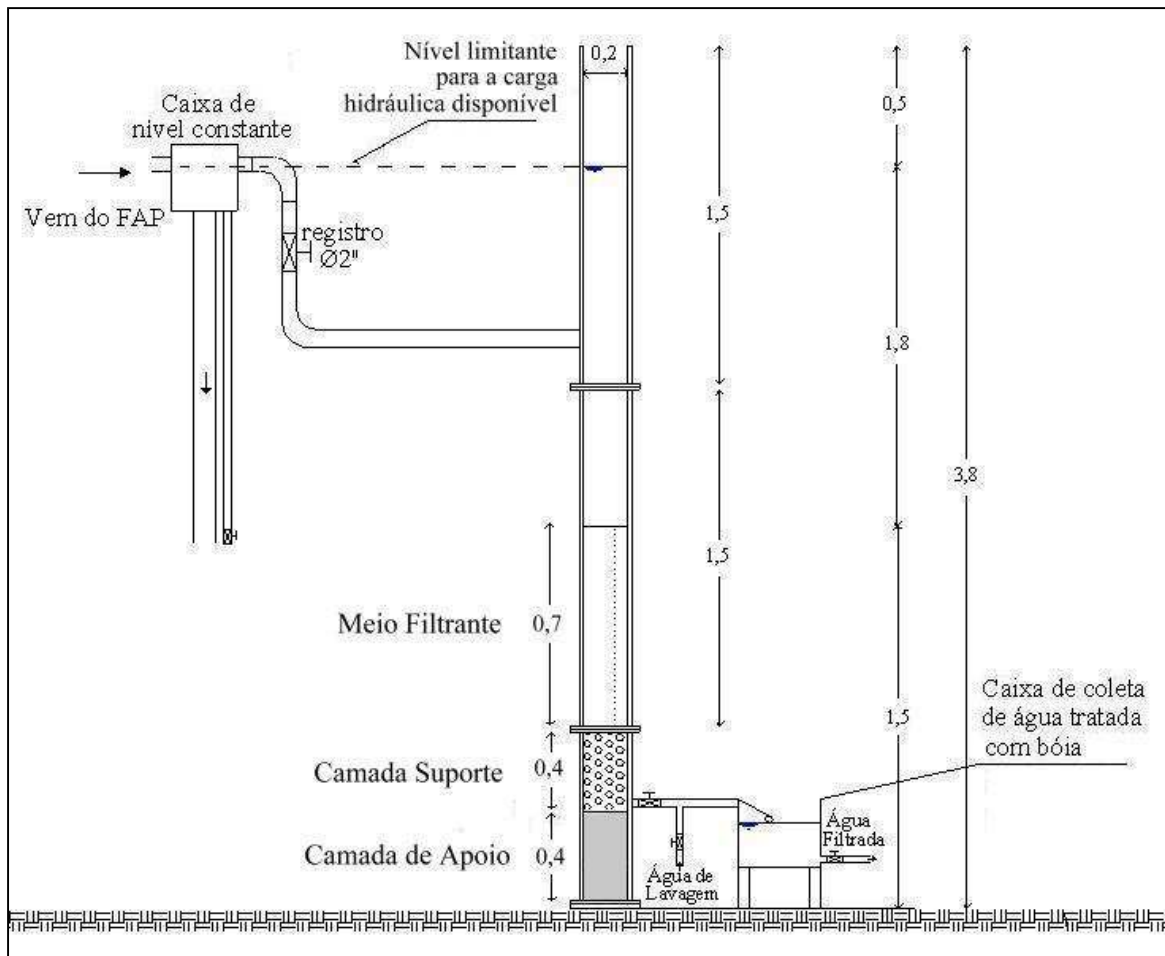


Figura 4.11 - Esquema da unidade de filtração descendente (FRD), dimensões em metros.

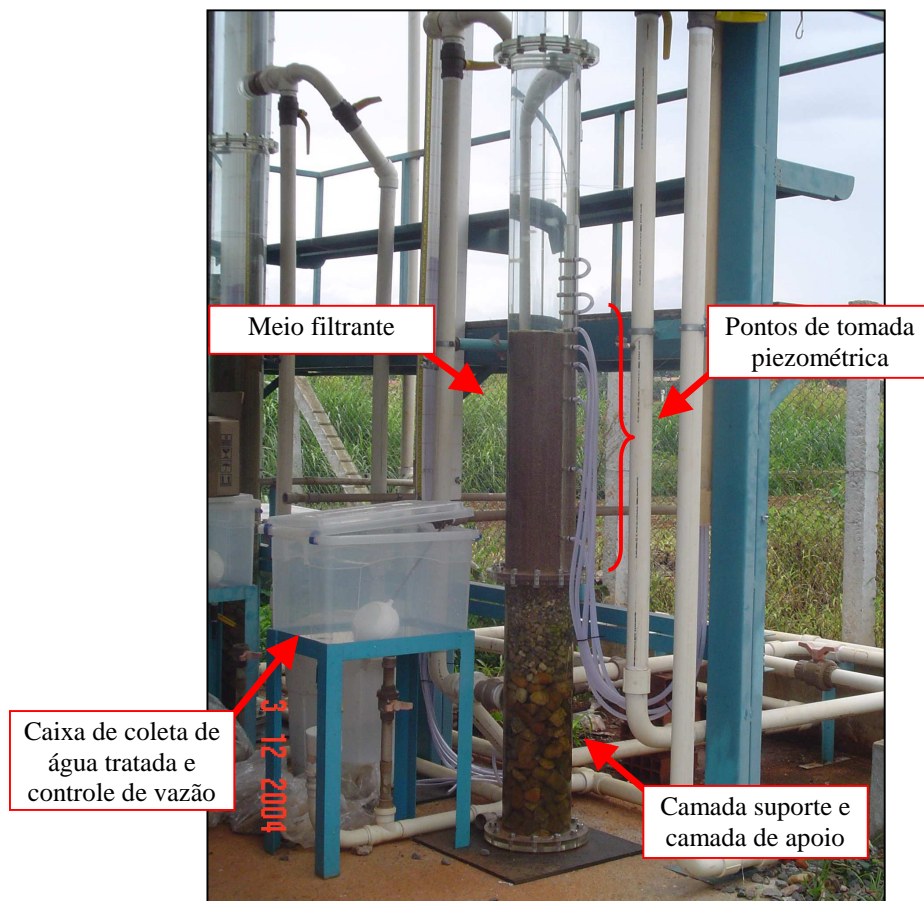


Figura 4.12 - Vista de um dos FRDs utilizado nos experimentos.

Cada coluna de filtração recebeu areia com características granulométricas distintas. As características dos meios filtrantes adotados para cada FRD estão apresentadas na Tabela 4.4. As curvas granulométricas dos FRDs 1 e 2 estão apresentadas na Figuras 4.13.

Tabela 4.4 - Características granulométricas dos Filtros Rápidos Descendentes (FRDs).

Características	FRD 1	FRD 2
Espessura do leito (m)	0,7	0,7
Material	areia	areia
Tamanho efetivo - D_{10} (mm)	0,91	1,29
D_{60} (mm)	1,23	1,57
Coefficiente de Desuniformidade - CD	1,4	1,2
Porosidade	0,40	0,40

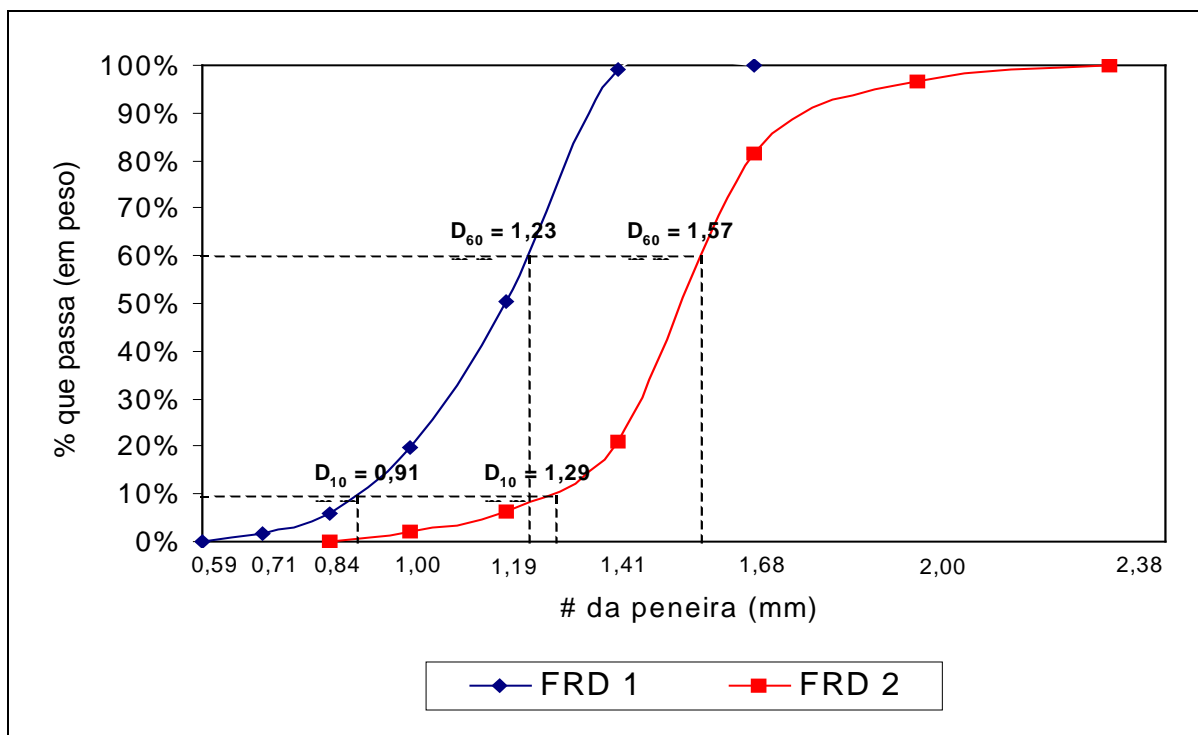


Figura 4.13 - Curvas granulométricas do FRD 1 e do FRD 2.

Comparando as características granulométricas da Tabela 4.4 com a Tabela 3.10, percebe-se que as características granulométricas adotadas no FRD 1 são semelhantes às do FRD 2 adotado nas pesquisas anteriores do PROSAB (Melo, 2003). Isso porque, entre as granulometrias estudadas anteriormente, essa apresentou o melhor desempenho para o sistema de dupla filtração aplicado a água de estudo, que caracteriza-se pela baixa turbidez e pela presença de algas.

Já a escolha do FRD 2, com um menor coeficiente de desuniformidade (CD) e granulometria mais grossa, pode ser justificada pela busca da filtração com ação de profundidade. Segundo Di Bernardo (1993), mesmo que os demais parâmetros do meio filtrante sejam iguais, a penetração de impurezas ao longo do meio filtrante está intimamente ligada ao coeficiente de desuniformidade. Quanto menor o valor do CD, mais uniforme será o material granular e, portanto, mais profunda resultará a penetração de impurezas, possibilitando, por vezes, uma duração da carreira de filtração mais longa.

Como mencionado, a espessura da camada filtrante adotada neste trabalho foi de 0,7 metros para os dois FRDs, diferentemente do valor adotado nas pesquisas anteriores, que a espessura era de 0,9 metros. Optou-se por esse valor para permitir uma carga hidráulica disponível para operação de 1,6 metros, valor mais próximo do usualmente adotado na

prática de filtração. Importante destacar que, a adoção de uma espessura menor aumenta o risco de ocorrência de transpasse, caso se verifique a filtração com ação de profundidade.

Entretanto, para os experimentos em questão, em função das características da ETA Piloto que tinha como fator limitante para a carga hidráulica disponível a caixa de nível constante (instalada entre a tubulação de saída do FAP e a tubulação de entrada dos FRDs - Figura 4.10), fazia-se necessário optar por uma condição de trabalho específica.

As taxas de filtração testadas nos experimentos foram de 250, 350 e 450 m/d. A escolha de taxas mais elevadas, comparadas às pesquisas anteriores, é justificada pela tendência de utilização de taxas de filtração mais elevadas na prática, bem como pelo fato de não se ter observado ação de profundidade nos estudos desenvolvidos com taxa da ordem de 200 m/d.

Para avaliar a penetração de impurezas, eram realizadas leituras de perda de carga em diferentes profundidades do meio filtrante. As leituras de perda de carga baseavam-se na medição da pressão a partir de seis tomadas piezométricas, localizadas a 0, 5, 10, 20, 40 e 60 centímetros abaixo da superfície da areia. Essa distribuição das tomadas piezométricas pode ser visualizada na Figura 4.14.

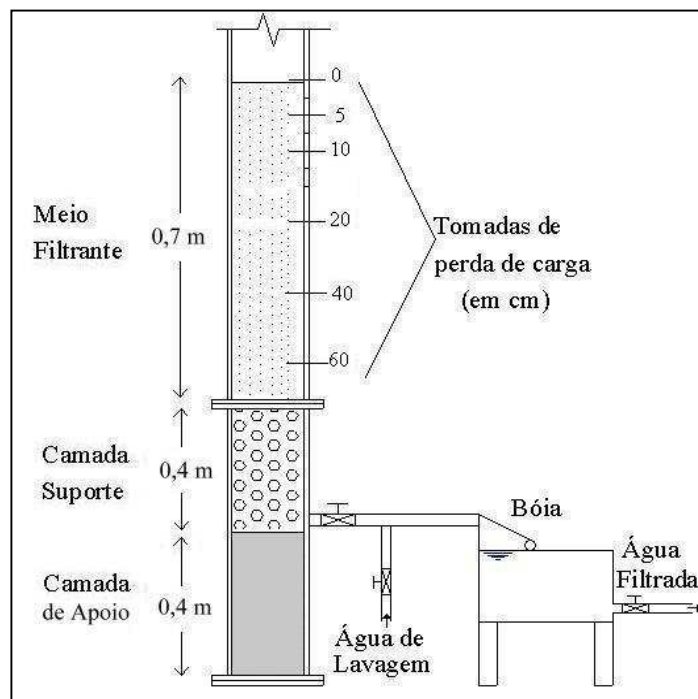


Figura 4.14 - Tomadas piezométricas de cada unidade de filtração descendente.

Ao final de cada carreira de filtração, os FRDs eram lavados com água em contra-corrente (sentido ascensional) por 20 minutos. Optou-se por um tempo de lavagem relativamente elevado para garantir uma maior eficiência na limpeza do meio filtrante, removendo por completo as impurezas retidas durante cada experimento.

4.2 – DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

A investigação experimental pode ser dividida em duas etapas, sendo a primeira de estudos preliminares com a realização de testes de jarro, e a segunda de experimentos de filtração na ETA Piloto. Porém, entre essas duas etapas, eram realizadas as atividades de adaptação da ETA Piloto para o trabalho em questão. Ações como montagem das colunas de filtração, preparação dos meios granulares do FAP e dos FRDs, inspeções e reparos em geral, entre outras, fizeram parte dessas atividades. Ainda antecedendo a segunda etapa, foram realizadas algumas carreiras de filtração preliminares, que possibilitaram uma melhor familiaridade com os procedimentos, além de uma averiguação final do comportamento hidráulico da instalação.

A etapa I consistiu em estudos preliminares, com a realização de testes de jarro, conforme metodologia proposta por Di Bernardo *et al.*, 2003. Nessa Etapa 1 foi avaliado o comportamento da água do lago Paranoá para as diferentes condições de coagulação (pH e dosagem de coagulante). Os resultados permitiram a definição do pH de coagulação a ser adotado nos experimentos de filtração (etapa II).

Os testes de jarro foram realizados para ambos os produtos que foram avaliados como coagulante; o sulfato de alumínio (SA) e o cloreto de polialumínio (PAC), variando-se o valor do pH de coagulação na faixa de 5 a 7. As avaliações para caracterização da água bruta consistiram nas análises dos seguintes parâmetros: pH, alcalinidade, turbidez, alumínio e clorofila-a. Os parâmetros operacionais que foram adotados para os testes de jarro são apresentados na Tabela 4.5.

O tempo de floculação adotado corresponde, aproximadamente, ao tempo de detenção hidráulica da água coagulada nas 3 primeiras subcamadas de entrada do FAP. Em função

da grossa granulometria, o escoamento da água por essas camadas é capaz de promover condições de floculação (Gusmão e Di Bernardo, 2003).

Tabela 4.5 - Parâmetros adotados para a realização dos testes de jarro.

Parâmetro	Valor
Gradiente de velocidade para a mistura rápida (G_{MR})	1000 s^{-1}
Tempo de mistura rápida (t_{MR})	1 min
Gradiente de velocidade para a floculação (G_F)	80 s^{-1}
Tempo de floculação (t_F)	15 min

Nos testes de jarro, após o período de mistura rápida e floculação, uma amostra de cada jarro foi filtrada em filtro de papel com abertura do poro de cerca de $8\mu\text{m}$. Apesar do filtro de laboratório de areia (FLA) ser mais preconizado para a simulação da etapa de filtração em ensaios de bancada (Di Bernardo *et al.*, 2003), optou-se por usar o filtro de papel em função da eficácia comprovada por esse dispositivo para a água de estudo em questão. Analisando a Figura 4.15, é possível observar a similaridade entre os resultados obtidos por Brandão *et al.* (2001) na comparação entre o filtro de papel e o filtro de laboratório de areia. Esse estudo foi realizado com água bruta oriunda do lago Paranoá.

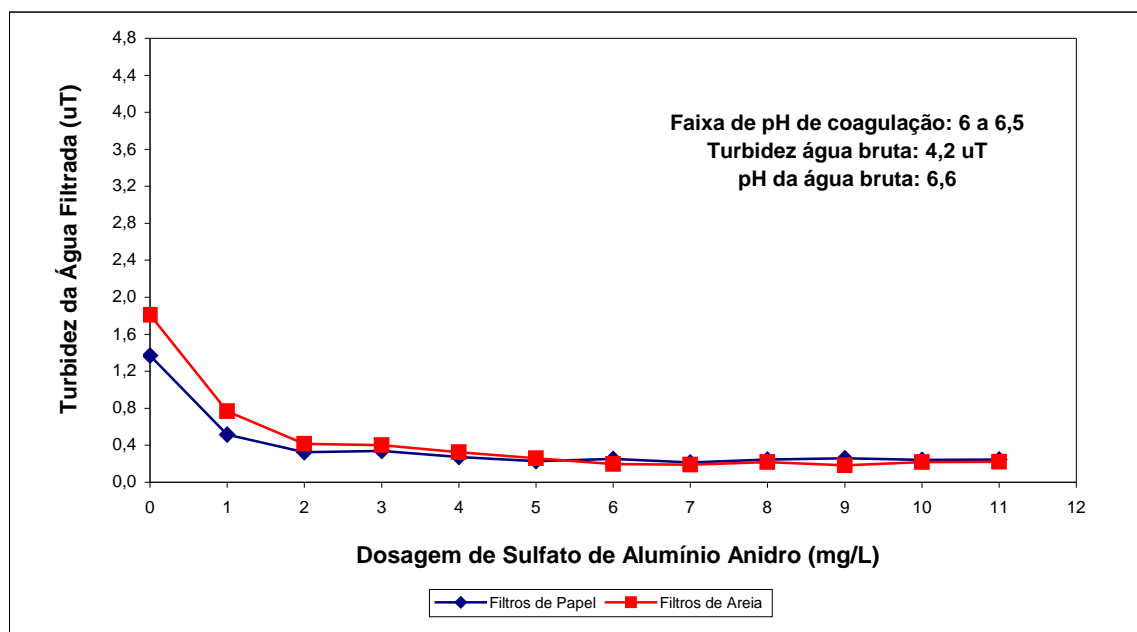


Figura 4.15 - Comparação entre os resultados obtidos com o filtro de papel e o filtro de laboratório de areia como etapa de filtração para o teste de jarro, Brandão *et al.* (2001).

A partir de dados obtidos nos testes de jarro, foram construídos os diagramas de coagulação, para cada coagulante. Nesses diagramas, os eixos x e y correspondem, respectivamente, ao valor do pH de coagulação e a dosagem de coagulante. Para cada par (x,y) , o ponto no diagrama representa um valor de residual de turbidez da água filtrada. Assim, foi possível identificar as regiões (condição de pH e faixa de dosagem) capazes de conduzir à melhor qualidade da água filtrada. Importante lembrar que para a água em questão a turbidez é praticamente toda devida à presença de algas.

Baseado nos resultados da etapa I, na etapa II foram realizados os experimentos de filtração na estação piloto. A etapa II, por sua vez, pode ser sub dividida em cinco fases, nas quais foram aplicadas diferentes taxas de filtração no filtro descendente e testados os dois tipos de coagulantes já mencionados. A Figura 4.16 mostra a seqüência dos experimentos realizados, bem como as taxas de filtração adotadas e os coagulantes testados.

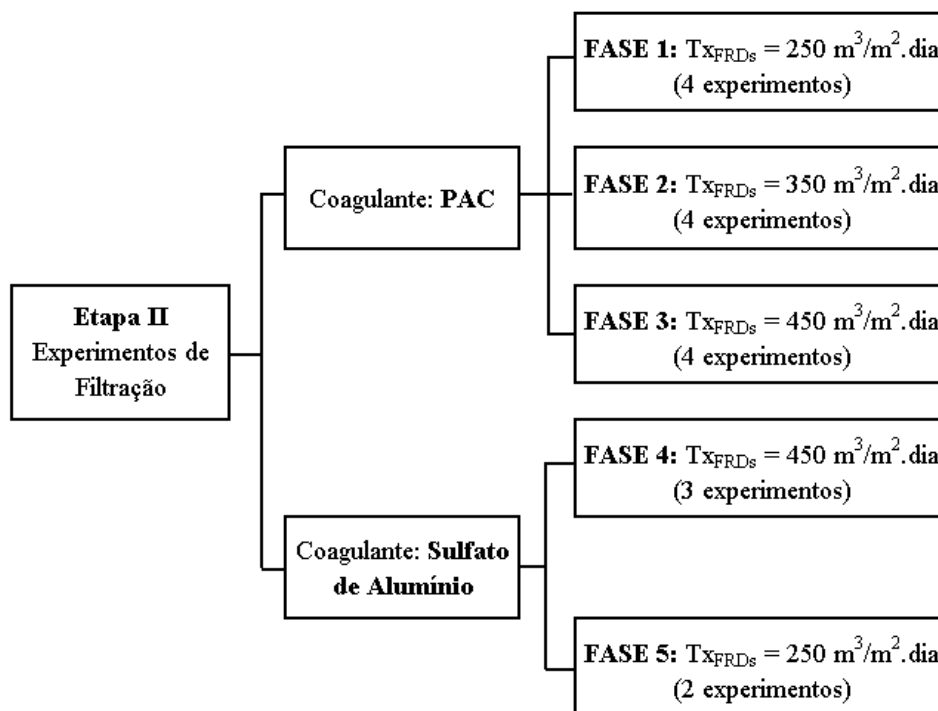


Figura 4.16 - Seqüência dos experimentos realizados durante as cinco fases experimentais.

Ao todo foram realizados 17 experimentos. Todos os experimentos eram precedidos por testes de jarro, a fim de identificar a dosagem ótima do coagulante testado. Além disso,

foram realizados três conjuntos de análises para caracterização da água bruta. Esses ensaios de caracterização ocorreram:

- antes do experimento 1, juntamente com a elaboração do diagrama de coagulação do PAC;
- antes do experimento 7, em função do período em que não houve atividade na ETA Piloto, e portanto mudança nas características da água bruta;
- antes do experimento 13, juntamente com a elaboração do diagrama de coagulação do sulfato de alumínio.

4.3 – ROTINA DOS EXPERIMENTOS DE FILTRAÇÃO

Cada experimento de filtração foi precedido por uma rotina de inspeções das condições da ETA Piloto no que se refere à limpeza das unidades (filtros e tanques) e equipamentos, assim como funcionamento (bombas), calibração de equipamentos e inspeção das tomadas de perda de carga (bolhas ou vazamentos).

Com esses procedimentos realizados, dava-se início ao teste de jarro para a definição da dosagem de coagulante a ser usada no experimento. Os parâmetros operacionais desses testes de jarro foram os mesmos adotados na etapa I (diagramas de coagulação), já citados anteriormente (Tabela 4.5). Com a identificação da dosagem ótima, era preparada a solução de coagulante a ser utilizada no experimento. Para tal, levava-se em consideração a dosagem encontrada, a vazão da instalação piloto e a vazão da(s) bomba(s) dosadora(s) (balanço de massa). A metodologia de cálculo utilizada para a preparação dos tanques de coagulante está descrita no Apêndice C. Assim, iniciava-se o experimento de filtração propriamente dito (carreira de filtração).

Cabe lembrar que, durante os experimentos, em função das possíveis variações nos parâmetros de qualidade da água bruta ao longo do dia, também eram realizados testes de jarro para verificar a necessidade de alteração na dosagem do coagulante.

O controle da vazão afluente ao FAP era realizado por meio do DMV, já descrito anteriormente. Eram anotados os volumes durante intervalos regulares de tempo. A vazão efluente dos FRDs era monitorada por meio de medição volumétrica com proveta graduada e cronômetro digital na saída das respectivas caixas de nível constante. Caso necessário,

procedia-se o ajuste por meio do registro de saída da caixa de acumulação. Durante o experimento, esse procedimento era repetido para que houvesse o controle da vazão, e, portanto, da taxa de filtração.

Ao longo da carreira de filtração (experimento), para avaliar a eficiência total da sequência de tratamento, e também de cada unidade individualmente, eram feitas coletas de amostras do afluente e efluente de cada unidade de filtração para medidas de turbidez e pH. Também eram realizadas leituras de perda de carga nos filtros. As leituras de perda de carga e medidas de turbidez e pH eram realizadas de 1 em 1 hora. Foi utilizado um turbidímetro Hach[®] 2100P para medir a turbidez, enquanto que a determinação de pH foi realizada em pHmetro portátil, modelo 210A, marca Orion[®].

Além disso, durante a carreira de filtração, eram também coletadas amostras para posterior determinação, em laboratório, da biomassa de algas presentes (clorofila-a) e alumínio residual. A Tabela 4.6 apresenta os pontos de coleta e as frequências de amostragem de cada parâmetro monitorado.

Tabela 4.6 - Análises dos diferentes parâmetros de qualidade da água.

Parâmetros	Frequência	Pontos de Coleta
Turbidez e pH	A cada 1 hora	Água bruta, água coagulada*, efluente do FAP e efluente dos FRDs
Clorofila-a	A cada 6 horas	
Alumínio residual	A cada 6 horas	

(*) apenas para o pH e alumínio.

Para determinação da clorofila-a era coletado 1 litro de amostra. Esse volume era filtrado em filtro de microfibras de vidro com retenção de partículas de 1 µm. Os filtros eram então preservados longe da claridade em caixas de isopor com gelo, e posteriormente levados para o laboratório para execução do ensaio.

A metodologia adotada para determinação dos teores de clorofila-a foi a extração em solução de clorofórmio-metanol, 2:1, v/v. Após a filtração, os filtros de microfibras de vidro eram imersos em 10mL da mistura de clorofórmio-metanol em frasco de vidro, em ambiente escuro, por um tempo de 4 horas, no qual ocorre a extração de clorofila-a. A

determinação da absorção de luz pelo extrato foi realizada no espectrofotômetro HACH® modelo DR/4000U, em dois comprimentos de onda, 665 e 750 nm.

A concentração de clorofila-a na amostra é proporcional à absorção de luz e foi calculada pela equação proposta por Boyd (1979 *apud* Cezar, 2000), descrita na Equação 4.1.

$$\text{Clorofila-a } (\mu\text{g/L}) = \frac{P(A_{665} - A_{750}).(F.V)}{(S).(PL)} \quad (\text{Equação 4.1})$$

- Em que: P = Constante de proporcionalidade em mg.cm/L, derivado do coeficiente de extração molar de clorofórmio e metanol → 13,2 mg.cm/L;
- A₆₆₅ = Absorbância da solução medida em 665 nm;
- A₇₅₀ = Absorbância da solução medida em 750 nm;
- V = Volume da solução de clorofórmio usada em mL;
- S = Volume da amostra filtrada em mL;
- PL = Caminho óptico através da solução em cm (espessura da cubeta utilizada);
- F = Fator de correção de unidades = 1000 µg/mg.

O volume das amostras coletadas para determinação de alumínio era de 200 mL. As amostras foram devidamente acidificadas com ácido nítrico concentrado até atingir pH inferior ou igual a 2. A determinação de alumínio foi realizada no Laboratório de Análise de Águas da UnB, utilizando-se o método ECR (*Eriochrome Cyanine R dye*) adaptado do “Standard Methods” (APHA, AWWA e WPCF, 1985) para uso com reagentes e espectrofotômetro da HACH® modelo DR/4000U.

A Tabela 4.7 resume os métodos e equipamentos utilizados para a determinação dos parâmetros de qualidade da água analisados ao longo a investigação experimental.

Tabela 4.7 - Métodos de determinação dos parâmetros de qualidade da água.

Parâmetros	Método	Equipamento
Turbidez	Nefelométrico	Turbidímetro Hach [®] , modelo 2100P
pH	Potenciométrico	pHmetro portátil Orion [®] , modelo 210A
Clorofila-a	Extração em solução de clorofórmio-metanol, (2:1), e determinação da absorbância em comprimentos de onda de 665 e 750 nm	Espectrofotômetro da Hach [®] , modelo DR/4000U
Alumínio residual	Método 8326, Hach, ECR (<i>Eriochrome Cyanine R dye</i>) adaptado do “Standard Methods”	Espectrofotômetro da Hach [®] , modelo DR/4000U

4.4 – ANÁLISE ESTATÍSTICA

Para a avaliação da influência da granulometria dos meios filtrantes, da taxa de filtração e do tipo de coagulante no desempenho dos filtros rápidos descendentes, foi utilizada a ferramenta estatística do teste de hipótese. As considerações iniciais para os testes de hipótese aplicados foram:

- a distribuição dos dados segue uma distribuição t de Student ($n_1 + n_2 < 30$);
- confiabilidade de 95%;
- hipótese nultiva (H_0) é a de igualdade entre as médias do parâmetro avaliado.

Quando o número de amostras das populações avaliadas no teste de hipótese era igual ($n_1 = n_2$), a estatística teste era calculada conforme a equação 4.2. Já quando o número de amostra das populações avaliadas no teste de hipótese era diferente ($n_1 \neq n_2$), a estatística teste era calculada conforme a equação 4.3.

$$t_{CALC} = \frac{\mu_1 - \mu_2}{\sqrt{\frac{\sigma_1^2}{n_1} + \frac{\sigma_2^2}{n_2}}} \quad \text{(Equação 4.2)}$$

$$t_{CALC} = \frac{\mu_1 - \mu_2}{\sqrt{\left[\frac{(n_1 - 1) \cdot \sigma_1^2 + (n_2 - 1) \cdot \sigma_2^2}{n_1 + n_2 - 2} \right] \cdot \left(\frac{1}{n_1} + \frac{1}{n_2} \right)}} \quad \text{(Equação 4.3)}$$

Quando houve a necessidade de formular um segundo teste de hipótese, a fim de confirmar o resultado do primeiro, foi aplicado o teste U de “Mann-Hitney”, conforme descrito por Spiegel, M. R. (1994).

A rotina de cálculos referente aos testes de hipótese foi realizada com o suporte da planilha eletrônica Microsoft® Excel.

Os parâmetros avaliados nos testes de hipótese foram: eficiência de remoção de clorofila-a, eficiência de remoção de turbidez, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade.

O fator de filtrabilidade – F (“filterability number”), proposto por Yves (1978) e apresentado na equação 4.4, permite a avaliação comparativa do desempenho de diferentes unidades de filtração.

$$F = \frac{H_f \cdot T_{EF}}{T_{XFRD} \cdot T_{AF} \cdot t} \quad (\text{Equação 4.4})$$

Em que: H_f = Carga Hidráulica disponível (m)
 T_{EF} = Turbidez Efluente do FRD (uT)
 T_{XFRD} = Taxa de filtração do FRD (m/h)
 T_{AF} = Turbidez Afluente do FRD (uT)
 t = Duração da carreira de filtração (h)

5 – APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS E DISCUSSÃO

O trabalho experimental foi iniciado em Junho/2004, com a realização de testes de jarro preliminares que possibilitaram uma melhor familiaridade com os procedimentos relativos à etapa I. Em seguida, iniciaram-se as atividades de adaptação da ETA Piloto para o trabalho em questão (montagem das colunas de filtração, preparação dos meios granulares do FAP e dos FRDs, inspeções e reparos em geral), seguidas da realização de algumas carreiras de filtração preliminares.

Após os estudos preliminares e as atividades de preparação e adaptação da ETA Piloto, deu-se início à etapa I, com a realização dos testes de jarro. Posteriormente, foi realizada a etapa II do trabalho experimental com os experimentos de filtração na instalação piloto de tratamento de água.

Nos itens que seguem, os resultados experimentais obtidos são apresentados e discutidos de forma mais detalhada. Inicialmente são mostrados os resultados da etapa I (diagramas de coagulação), a partir dos quais buscou-se a determinação das faixas de pH e dosagem de coagulante, a serem adotados na etapa II (experimentos de filtração).

Em seguida, são apresentados os dados obtidos nos experimentos de filtração realizados na ETA Piloto, divididos conforme as indicações da Figura 4.16 da Metodologia. A discussão dos resultados nessa etapa contempla a remoção de turbidez e algas, evolução da perda de carga, penetração da frente de impurezas nos FRDs e a influência da taxa de filtração e do tipo de coagulante nas composições granulométricas dos filtros descendentes.

5.1 – ETAPA I – DIAGRAMAS DE COAGULAÇÃO

Para a determinação da faixa do pH e dosagem, além da averiguação de necessidade da correção de pH previamente à etapa de mistura rápida na instalação piloto, foram elaborados os diagramas de coagulação, utilizando os dois coagulantes em estudo. Esses diagramas foram obtidos por meio de testes de jarros, seguindo a metodologia de ensaios de bancada para filtração direta proposta por Di Bernardo *et al.* (2003).

Para a realização dos testes de jarro, foi utilizada a água bruta captada no lago Paranoá. Com os resultados obtidos nos testes de jarro, foram plotados os diagramas de coagulação para o PAC e para o sulfato de alumínio que são apresentados nas Figuras 5.1 e 5.2, respectivamente .

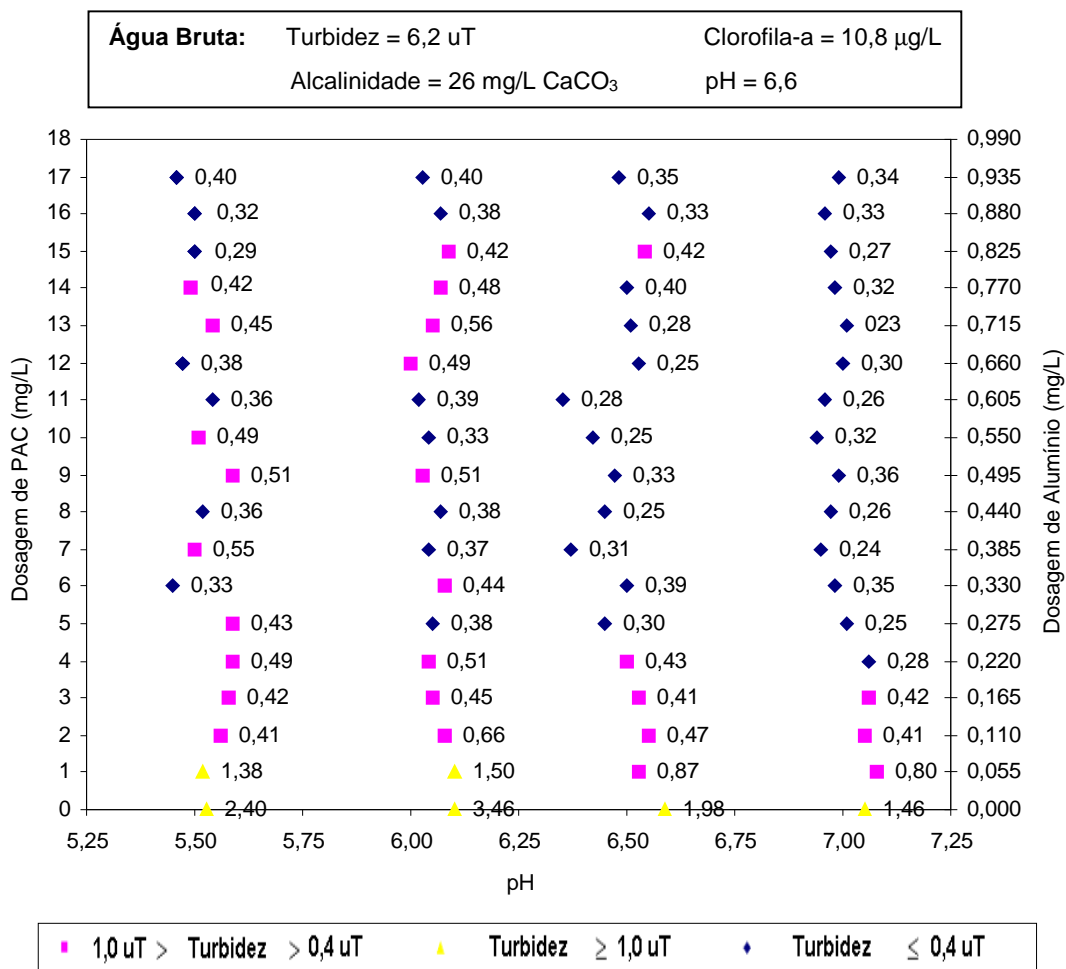


Figura 5.1 - Diagrama de Coagulação (PAC).

Analisando o diagrama de coagulação do PAC (Figura 5.1), observa-se que, a partir da dosagem de 3 mg/L, independente do pH de coagulação, a turbidez da água filtrada em filtro de papel era, em geral, menor que 0,5 uT, sendo consistentemente inferior a 0,4 uT em valores de pH de coagulação em torno de 7,0.

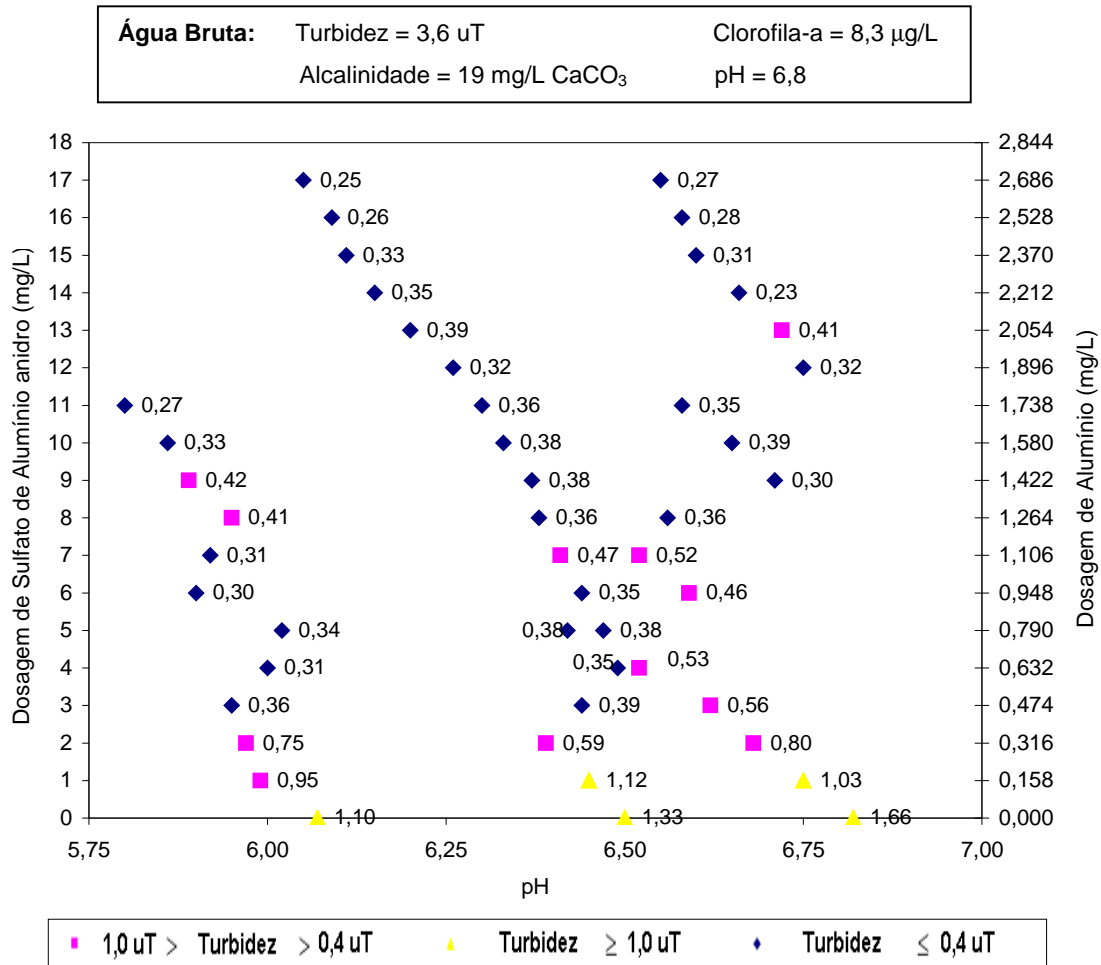


Figura 5.2 - Diagrama de Coagulação (Sulfato de Alumínio).

Para o diagrama do sulfato de alumínio (Figura 5.2) também foi observado que, mesmo sofrendo uma maior influência do pH de coagulação, é possível obter uma turbidez da água filtrada com valores inferiores a 1uT, inclusive para baixas dosagens aplicadas. Observa-se ainda que a partir da dosagem de 5 mg/L de sulfato de alumínio anidro, é possível obterem-se valores de residual de turbidez consistentemente inferiores a 0,5 uT.

Comparando as características da água bruta utilizada para a elaboração dos dois diagramas (PAC e Sulfato de Alumínio), é possível perceber que, mesmo quando a água de estudo apresentou maiores valores de turbidez e clorofila-a, a dosagem ótima observada para o PAC (3 mg/L), foi menor que a dosagem ótima observada para o sulfato de alumínio (5 mg/L).

Em ambos os diagramas de coagulação (Figura 5.1 e 5.2) observa-se que, para as faixas de dosagens testadas, a eficiência de remoção de turbidez é alta para uma ampla faixa de

dosagem de coagulante e para diferentes valores de pH de coagulação. Essa observação é consistente com o trabalho de Cezar (2000) em que foi utilizada a mesma água de estudo.

Diante das observações feitas a partir dos diagramas de coagulação do PAC e do sulfato de alumínio, e do resultado obtido no trabalho de Cezar (2000), optou-se por realizar experimentos de filtração (etapa II) sem prévia correção do pH, o que, na faixa de 0,165 mg/L (equivalente à 3 mg/L de PAC) a 0,790 mg/L (equivalente à 5 mg/L de sulfato de alumínio) de dosagem de alumínio, produzia um valor de pH de coagulação em torno de 6,0 a 6,5.

5.2 – ETAPA II – EXPERIMENTOS DE FILTRAÇÃO

O trabalho experimental na ETA Piloto foi realizado entre Novembro/2004 e Abril/2005. Foram realizados 17 experimentos, e investigadas três taxas de filtração diferentes para os filtros rápidos descendentes: 250, 350 e 450 m/d. Já o filtro ascendente de pedregulho foi operado com taxa de filtração constante e igual a 90 m/d em todos os experimentos. Também foram avaliados dois coagulantes diferentes, o PAC e o sulfato de alumínio.

Os experimentos foram divididos em cinco fases, conforme a Tabela 5.1. As dosagens de coagulante empregadas, e apresentadas na Tabela 5.1, foram determinadas a partir de ensaios de testes de jarro, realizados antes de cada experimento. O pH de coagulação adotado nos experimentos de filtração foi resultante da adição do coagulante sem a prévia acidificação ou alcalinização da água bruta.

O valor da duração da carreira de filtração apresentado na Tabela 5.1 atendeu ao critério de perda de carga limite, ou seja, na maioria dos casos, quando o experimento era finalizado, a perda de carga nos FRDs havia atingido, ou estava próxima de atingir o limite de carga disponível. Nos casos em que o experimento foi finalizado antes que os FRDs atingissem a carga limite, estimou-se o tempo de carreira a partir da tendência de evolução da perda de carga. A Tabela 5.2 indica a duração das carreiras de filtração dos dois FRDs, nas cinco fases experimentais.

Tabela 5.1 - Resumo das cinco Fases experimentais.

Fase	Experi- -mento	Data	Coagulate testado	Dosagem de coagulante (mg/L)	Taxa de Filtração (m/d)		Duração do experi- -mento (h)
					FAP	FRDs	
1	1	25/Nov/2004	PAC	5	90	250	28
	2	29/Nov/2004	PAC	3	90	250	28
	3	2/Dez/2004	PAC	4	90	250	26,5
	4	9/Dez/2004	PAC	5	90	250	33
2	5	16/Dez/2004	PAC	5	90	350	22
	6	20/Dez/2004	PAC	5	90	350	26
	7	15/Fev/2005	PAC	4	90	350	32
	8	21/Fev/2005	PAC	4	90	350	27
3	9	28/Fev/2005	PAC	4	90	450	21
	10	10/Mar/2005	PAC	4	90	450	17,5
	11	16/Mar/2005	PAC	4	90	450	13
	12	22/Mar/2005	PAC	4	90	450	18
4	13	3/Abr/2005	Sulf.Alum.	8	90	450	15,5
	14	6/Abr/2005	Sulf.Alum.	5	90	450	19
	15	10/Abr/2005	Sulf.Alum.	5	90	450	20,5
5	16	13/Abr/2005	Sulf.Alum.	5	90	250	26
	17	19/Abr/2005	Sulf.Alum.	5	90	250	26

Tabela 5.2 - Duração das carreiras de filtração dos dois FRDs nas cinco Fases experimentais.

Duração das carreiras de filtração dos filtros descendentes (em horas)																	
Fase	1				2				3				4			5	
Exp.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
FRD1	36*	16	26,5	32	14	18,5	19	19	13,5	13,5	10	14,5	11	13	14,5	20	18
FRD2	52*	40*	34*	56*	22	26	32	27	21	17,5	13	18	15,5	19	20,5	27,5*	29*

(*) Valores estimados considerando a tendência de evolução da perda de carga.

Os valores médios das diferentes características de qualidade da água bruta para as cinco Fases experimentais são mostrados nas Tabelas 5.3.

Tabela 5.3 - Caracterização da água bruta para as cinco Fases experimentais.

Parâmetro	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	2,5 – 8,9	4,7	1,4
Clorofila-a (µg/L)	4,2 – 20,6	10,4	3,8
pH	6,3 – 7,6	6,9	0,3
Alcalinidade (mg/L CaCO ₃)	18 – 25	23	4
Condutividade elétrica (µS/cm)	72 – 81	77	4
Alumínio (mg/L)	0,08 – 0,23	0,13	0,04

Segundo a classificação de Palmer (1959) *apud* Di Bernardo (1993), os valores de clorofila-a apresentados na Tabela 5.3, sugerem que, ao longo dos experimentos realizados, o nível trófico da água bruta variou entre mesotrófico (4-10 µg/L) e eutrófico (>10 µg/L). O baixo valor de turbidez da água bruta deve-se ao fato do lago funcionar como um “sedimentador natural”, fazendo com que a maior parte dessa turbidez seja associada à presença de algas. Já a presença de alumínio na água de estudo pode ser justificada pela proximidade entre o ponto de captação da água bruta e a ponto do despejo do efluente da Estação de Tratamento de Esgotos Norte da CAESB, conforme pode ser observado na Figura 4.1(b) da Metodologia. Nessa ETE a Companhia de saneamento local faz uso do sulfato de alumínio na etapa de polimento do tratamento.

Em função dos FRDs serem considerados o objeto maior de estudo deste trabalho, é importante ressaltar que, em todos os experimentos, procurou-se garantir que os filtros descendentes sempre recebessem um afluente com turbidez menor que 1 uT. Para que isso fosse possível, optou-se por realizar descargas de fundo intermediárias (DFIs) no FAP sempre que era notado um aumento na turbidez efluente desse filtro, seguindo recomendações de Gusmão e Di Bernardo (2003), Melo (2003), Sales *et al.* (2004), entre outros. Essa medida garantiu que, em todos os experimentos, os FRDs recebessem água com valores de turbidez semelhante, viabilizando uma melhor comparação entre os dados obtidos em cada carreira de filtração.

5.2.1 - FASE 1 – Avaliação do PAC com taxa de filtração dos FRDs = 250 m/d.

A Tabela 5.4 apresenta algumas características da água bruta durante a realização dos experimentos relativos à Fase 1.

Tabela 5.4 - Caracterização da água bruta durante a Fase 1.

Parâmetros	Experimento 1	Experimento 2	Experimento 3	Experimento 4
	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)
Turbidez (uT)	6,6 \pm 0,9 (5,3 - 8,7)	4,8 \pm 0,7 (3,8 - 6,7)	4,2 \pm 0,5 (3,5 - 5,2)	5,3 \pm 1,0 (3,8 - 7,6)
pH	6,7 \pm 0,2 (6,4 - 7,4)	6,7 \pm 0,3 (6,3 - 7,4)	6,8 \pm 0,2 (6,4 - 7,1)	7,0 \pm 0,2 (6,7 - 7,5)
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	18,0 \pm 2,1 (16,1 - 20,6)	15,2 \pm 1,3 (13,6 - 16,5)	13,9 \pm 0,7 (14,5 - 13)	14,6 \pm 0,7 (13,6 - 15,2)
Alumínio (mg/L)	0,11 \pm 0,02 (0,09 - 0,14)	0,10 \pm 0,01 (0,08 - 0,11)	0,09 \pm 0,01 (0,08 - 0,10)	0,14 \pm 0,01 (0,13 - 0,16)

Conforme os dados da Tabela 5.4, é possível observar que, com o tempo, o valor de clorofila-a da água bruta diminuiu. Apesar disso, os demais parâmetros mantiveram-se na mesma faixa de valor, caracterizando uma água bruta sem maiores variações na Fase 1.

Analisando o comportamento do FRD 1 e do FRD 2 nos experimentos 1 a 4 dessa Fase 1 (Apêndice D), observa-se uma similaridade de comportamento em relação aos parâmetros de evolução da perda de carga e qualidade dos efluentes. Dessa forma, a discussão sobre o comportamento das unidades de filtração na Fase 1 será realizada com base nos resultados obtidos no experimento 3, representativo do grupo.

A Figura 5.3(a), mostra que durante toda a carreira de filtração a evolução da perda de carga do FAP foi linear. A Figura 5.3(b), mostra que o FAP produziu um efluente com média de turbidez de 0,55 uT. Apesar da baixa turbidez média do efluente do FAP, a ação das DFIs não se mostrou eficiente para manter esse valor aproximadamente constante por um longo tempo, particularmente após a 24^a hora de experimento. Na 26^a hora foi

registrada uma turbidez do efluente do FAP de 1,02 uT. A partir da Figura 5.3(c) é possível concluir que uma parcela considerável da remoção de clorofila-a deve-se ao FAP. A média de clorofila-a efluente dos filtros de areia foi de 1,7 $\mu\text{g/L}$ para o FRD 1 e 1,9 $\mu\text{g/L}$ para o FRD 2.

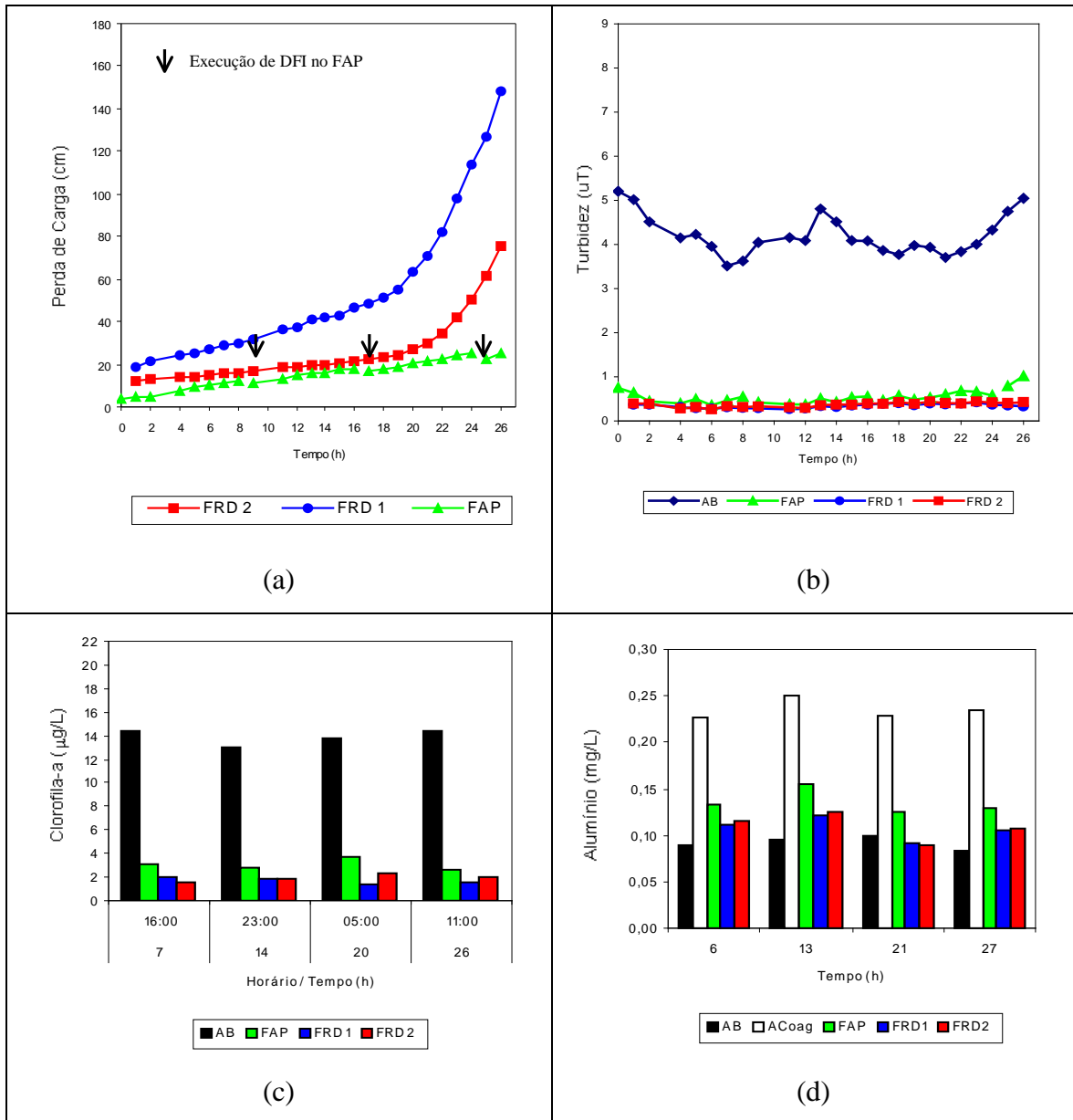


Figura 5.3 - Experimento de filtração 3 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: PAC.

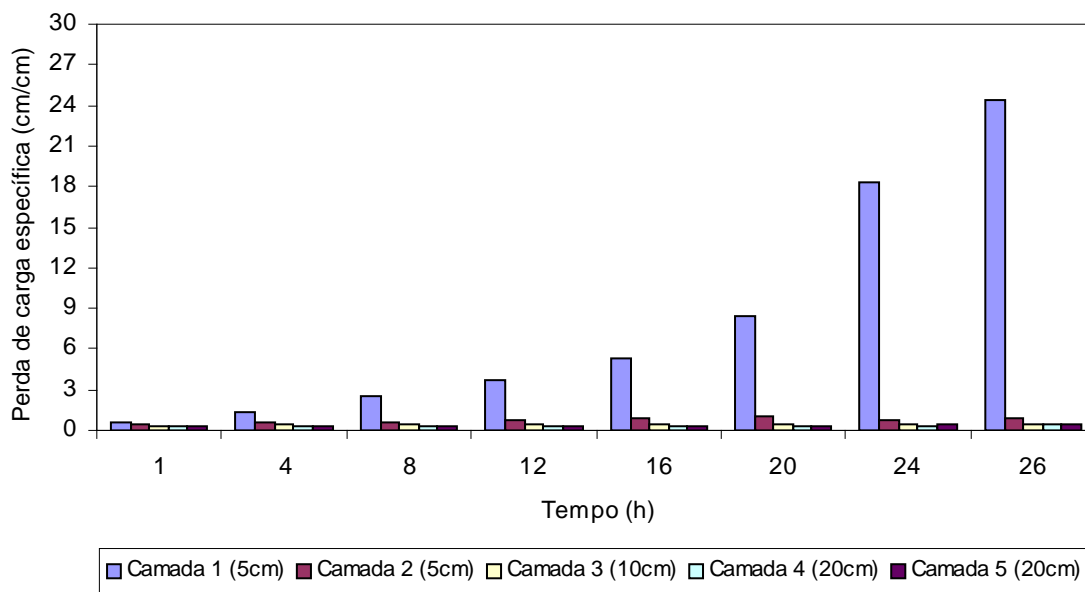
Quanto aos filtros rápidos, observa-se, na Figura 5.3(a), que a evolução da perda de carga foi linear, do início da carreira de filtração até aproximadamente a 19^a hora da mesma. Contudo, a partir desse momento, a inclinação da curva de perda de carga aumenta

bruscamente, principalmente no filtro de granulometria mais fina, FRD 1. Tal fato está associado à degradação do efluente do FAP, que após a 23^a hora havia atingido uma turbidez de 0,60 uT. Ao final da carreira de filtração, os filtros rápidos continuavam produzindo água com turbidez baixa, em torno de 0,40 uT. A duração média das carreiras de filtração na Fase 1 foi de 27,5 horas para o FRD 1, e de 45,5 horas para o FRD 2.

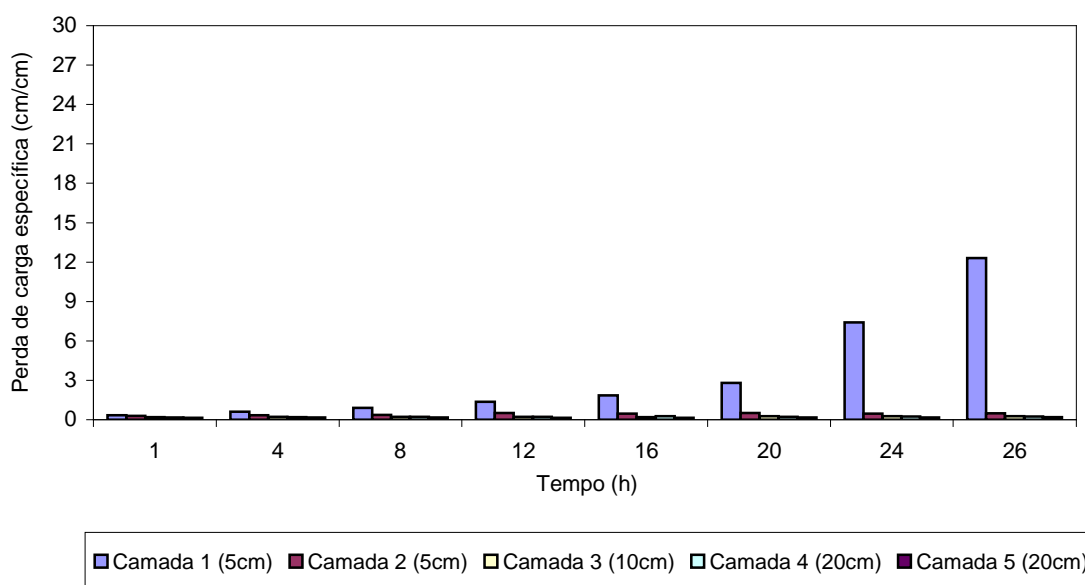
Assim, é possível constatar que o crescimento da perda de carga nos FRDs mostrou-se bastante sensível à variação da turbidez do efluente do FAP, conforme já observado por Melo (2003) para o tratamento de água por dupla filtração para águas com baixa turbidez e presença de algas, e por Kuroda e Di Bernardo (2002) para o tratamento de águas com turbidez elevada e presença de cor. Nos experimentos em que não houve uma degradação do efluente do FAP (experimentos 1 e 4) os FRDs foram capazes de produzir carreiras de filtração mais longas, conforme pode ser observado nas Figuras D.1 e D.10. Porém, no experimento 2 (experimento no qual o FAP apresentou o pior desempenho em relação à qualidade do seu efluente), o FRD 2 mostrou-se capaz de absorver os efeitos de um afluente de pior qualidade (com média de 0,70 uT). Sendo assim, caso a evolução da perda de carga do FRD 2 seguisse a mesma tendência apresentada no final do experimento 2 (Figura D.4), a duração da sua carreira de filtração resultaria em torno de 40 horas, 6 horas a mais do que a tendência observada no experimento 3.

As Figuras 5.4 e 5.5 mostram a taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 e FRD 2, respectivamente. A perda de carga específica para cada camada, expressa em centímetro de coluna de água por centímetro de meio filtrante, foi calculada dividindo-se a diferença entre as leituras de tomadas piezométricas subseqüentes distribuídas ao longo do meio filtrante (Figura 4.14 da Metodologia) pela espessura da camada em questão.

Analisando as Figuras 5.4 e 5.5, observa-se que, em ambos os filtros, a ocupação do meio granular pelas impurezas ocorre praticamente na primeira camada, caracterizando o processo de filtração superficial. Porém, esse processo de filtração superficial ocorre de forma mais acentuada no filtro de granulometria mais fina, FRD 1. A ação superficial provavelmente explica a elevada influência da qualidade da água afluente aos filtros descendentes no desenvolvimento da perda de carga.



Figuras 5.4 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 3. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras 5.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 3. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.

Observando a Figura 5.3(d), nota-se que a água coagulada apresentava uma média de concentração de alumínio de 0,24 mg Al/L, enquanto que o efluente do FAP apresentava uma média de concentração de alumínio residual de 0,14 mg Al/L. Considerando os quatro experimentos da Fase 1, os filtros rápidos produziram água filtrada com média de 0,11 mg

Al/L, valor abaixo de 0,20 mg Al/L, que é o valor máximo permitido pela Portaria 518/2004 do Ministério da Saúde.

A Tabela 5.5 apresenta os valores médios de turbidez e clorofila-a dos efluentes de cada filtro, além da eficiência de remoção desses parâmetros, duração da carreira de filtração e o fator de filtrabilidade (F) em cada unidade de filtração. As informações são referentes aos experimentos da Fase 1.

Tabela 5.5 - Valores médios referentes às unidades de filtração. Eficiências de remoção, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade – Fase 1.

Exp.	Unidade de Filtração	Turbidez Efluente (uT)	Remoção de turbidez (%)	Clorofila-a Efluente (µg/L)	Remoção de Clorofila-a (%)	Duração da Carreira (h)	Fator de Filtrabilidade - F
1	FAP	0,45	93,2	3,0	83,3	-	-
	FRD 1	0,30	33,9	2,4	19,8	36*	$2,84 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,30	32,0	2,7	11,1	52*	$2,03 \cdot 10^{-3}$
2	FAP	0,70	85,5	2,4	84,4	-	-
	FRD 1	0,35	52,8	1,3	46,1	16	$4,53 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,35	53,2	1,7	28,2	40*	$1,81 \cdot 10^{-3}$
3	FAP	0,55	87,0	3,1	77,9	-	-
	FRD 1	0,35	37,2	1,7	45,4	26,5	$3,58 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,35	32,4	1,9	36,6	34*	$3,04 \cdot 10^{-3}$
4	FAP	0,55	89,4	2,2	84,6	-	-
	FRD 1	0,35	35,9	1,8	22,1	32	$3,09 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,40	31,7	1,6	29,0	56*	$1,86 \cdot 10^{-3}$

(*) Valores estimados considerando a tendência de evolução da perda de carga.

O fator de filtrabilidade – F (“filterability number”), proposto por Yves (1978) e apresentado na equação 4.1, permite a avaliação comparativa do desempenho de diferentes unidades de filtração. Quanto menor for o valor de F, melhor o desempenho do filtro.

Para avaliar se existem diferenças significativas entre os valores de eficiências de remoção, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade apresentados na Tabela 5.5 para os dois filtros, foi realizado um teste hipótese. Conforme descrito na Metodologia, o teste foi realizado considerando que a distribuição dos dados segue uma distribuição t de Student, com confiabilidade de 95%. Também foi assumido que, para a hipótese nultiva (H_0), a média dos parâmetros testados, obtida para o FRD 1 e FRD 2, eram iguais.

A Figura 5.6 mostra os resultados do teste de hipótese entre as médias obtidas pelos FRDs para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiência de remoção de clorofila-a e turbidez.

Existe diferença significativa?		FRD 2 - 250 m/d			
		Duração da carreira	F	% Remoção Turbidez	% Remoção Clorofila-a
FRD 1 - 250 m/d	Duração da carreira	SIM	↓	↓	↓
	F	→	SIM	↓	↓
	% Remoção Turbidez	→	→	NÃO	↓
	% Remoção Clorofila-a	→	→	→	NÃO

Figuras 5.6 - Resultados do teste de hipótese – Fase 1.

A partir da Figura E.1 do Apêndice E é possível afirmar, com 95% de confiabilidade, que não há diferença significativa entre as médias de remoção de turbidez e clorofila-a obtidas pelos filtros rápidos 1 e 2. Porém, há diferença estatisticamente significativa em relação à duração da carreira de filtração e entre os fatores de filtrabilidade desses dois filtros, revelando a superioridade de desempenho do FRD 2 (maior D_{10} e menor CD) sobre o FRD 1.

Por fim, é possível concluir que, sob as condições experimentais da Fase 1, o meio granular do filtro 2 apresentou melhor desempenho do que o meio granular do filtro 1, pois foi capaz de produzir uma carreira de filtração mais longa, com um menor F e com eficiências de remoção de turbidez e clorofila-a semelhante às do FRD 1.

5.2.2 - FASE 2 – Avaliação do PAC com taxa de filtração dos FRDs = 350 m/d.

A Tabela 5.6 apresenta algumas características da água bruta durante a realização dos experimentos relativos à Fase 2.

Tabela 5.6 - Caracterização da água bruta durante a Fase 2.

Parâmetros	Experimento 5	Experimento 6	Experimento 7	Experimento 8
	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)
Turbidez (uT)	5,0 \pm 0,7 (3,9 - 6,6)	6,1 \pm 0,5 (5,3 - 7,1)	3,3 \pm 0,5 (2,5 - 4,5)	3,5 \pm 0,3 (3,0 - 4,2)
pH	6,8 \pm 0,1 (6,6 - 7,0)	6,9 \pm 0,1 (6,7 - 7,0)	6,7 \pm 0,2 (6,4 - 7,0)	7,1 \pm 0,1 (6,9 - 7,4)
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	12,7 \pm 1,3 (10,8 - 13,7)	12,3 \pm 1,4 (10,3 - 13,5)	6,5 \pm 1,6 (4,2 - 7,8)	5,4 \pm 0,2 (5,2 - 5,7)
Alumínio (mg/L)	0,14 \pm 0,00 (0,14 - 0,14)	0,15 \pm 0,01 (0,15 - 0,16)	0,08 \pm 0,00 (0,08 - 0,08)	0,11 \pm 0,03 (0,08 - 0,15)

Conforme os dados da Tabela 5.6, é possível observar que houve uma variação considerável nos parâmetros de alumínio, turbidez e clorofila-a da água bruta entre os experimentos 6 e 7. Esses valores decresceram durante o período da Fase experimental 2. Os valores de turbidez e clorofila-a dos experimentos 7 e 8 são praticamente 50% menores que os valores correspondentes aos experimento 5 e 6.

A Figura 5.7 apresenta os dados de perda de carga e a qualidade da água bruta e dos efluentes dos filtros durante o experimento 8. Os demais resultados referentes aos outros experimentos da Fase 2 estão apresentados no Apêndice F.

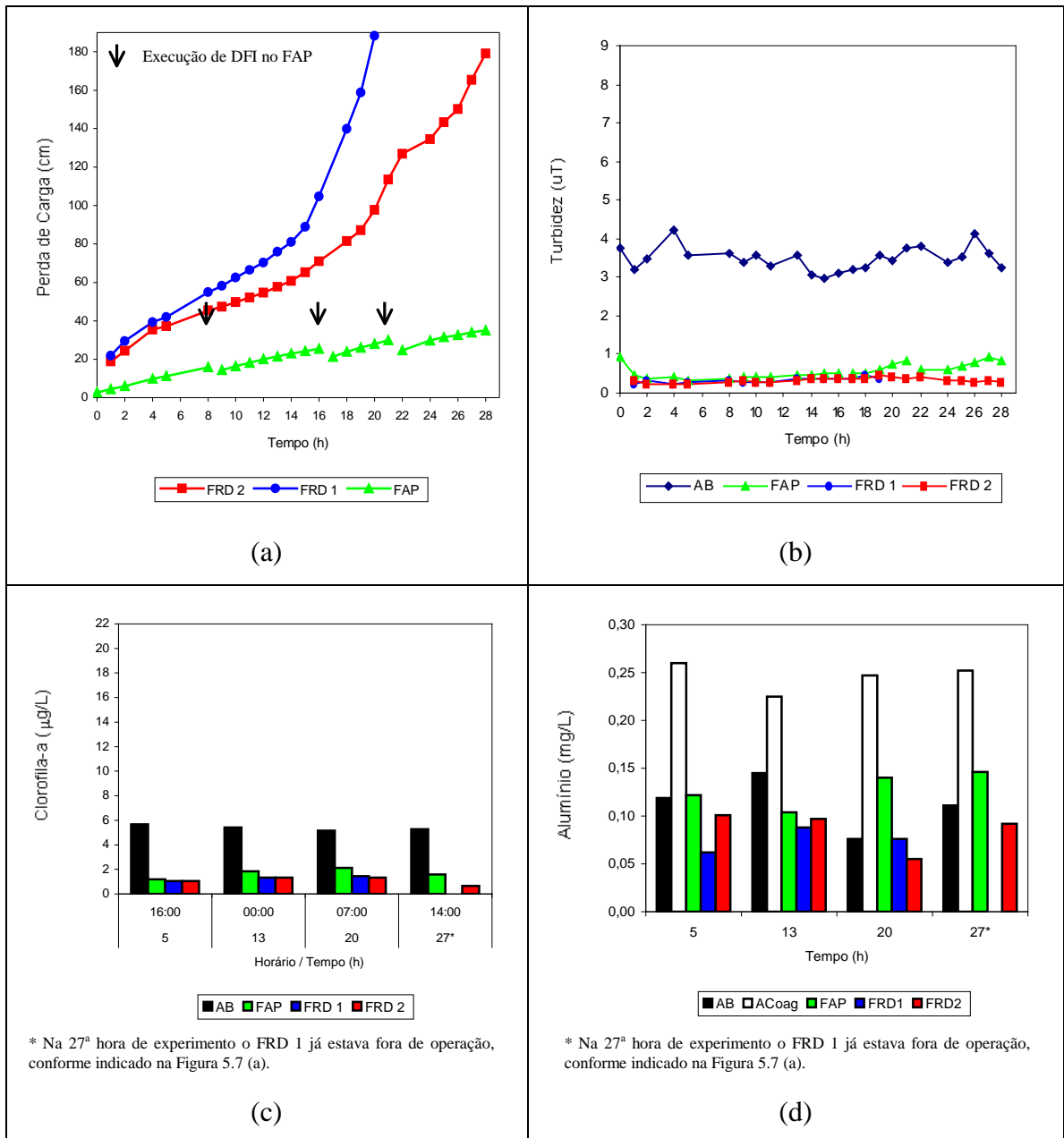


Figura 5.7 - Experimento de filtração 8 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 350 m/d. Coagulante: PAC.

A Figura 5.7(a) mostra que, para conter o aumento da turbidez efluente do FAP no experimento 8, foram realizadas descargas de fundo intermediárias (DFIs) no filtro de pedregulho. Essas descargas foram realizadas a cada 8 horas de experimento, mesmo que a turbidez efluente do FAP não apresentasse sinal de crescimento. As DFIs programadas para a 8^a e 16^a hora foram realizadas conforme o planejado. Porém, a DFI que deveria ocorrer na 24^a hora foi antecipada para a 21^a hora, em função do aumento de turbidez observado no efluente do FAP (Figura 5.7 (a) e (b)).

Quanto ao comportamento dos filtros rápidos descendentes, novamente foi observado um aumento brusco na inclinação das curvas de perda de carga, assim como na Fase 1. Para o FRD 1 essa variação na evolução da perda de carga ocorreu em torno da 15^a hora, enquanto que para o FRD 2, em torno da 19^a hora. Depois disso, o FRD 1 operou por mais cinco horas e o FRD 2 por mais oito horas, atingindo o limite da carga hidráulica disponível para a retenção de impurezas. A duração média das carreiras de filtração na Fase 2 foi de: 17,5 horas para o FRD 1, e de 27 horas para o FRD 2.

No experimento 8 o aumento da inclinação da curva de perda de carga dos FRDs não pode, a princípio, ser creditado à degradação no efluente do FAP, pois nas horas 15 e 19, o valor da turbidez efluente do FAP era de 0,45 uT e 0,55 uT, respectivamente, sendo esses valores similares aos observados desde o início da carreira de filtração. Sendo assim, uma possível justificativa para o aumento da inclinação da curva de perda de carga dos FRDs pode estar na formação de grumos na camada superficial do meio filtrante, conforme pode ser observado nas Figura 5.8, para o FRD 1 e Figura 5.9 para o FRD 2. É válido destacar que essa formação de grumos no topo da areia dos filtros descendentes, mais notável no FRD 2 (ver Figuras 5.8(d) e 5.9(d)), ocorreu também em outros experimentos em que o PAC foi utilizado como coagulante.

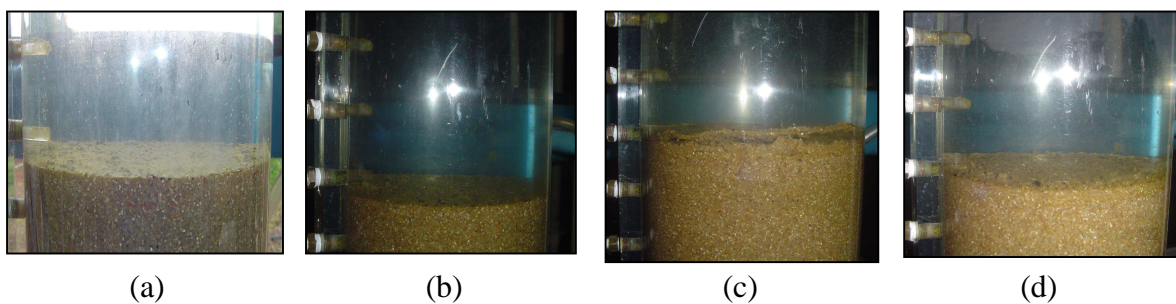


Figura 5.8 - Experimento de filtração 8. Formação de grumos no topo do leito filtrante do FRD 1 - (a) Início da carreira de filtração, (b) Durante a carreira de Filtração, (c) Fim da carreira de filtração (início da lavagem); e (d) Após a lavagem.

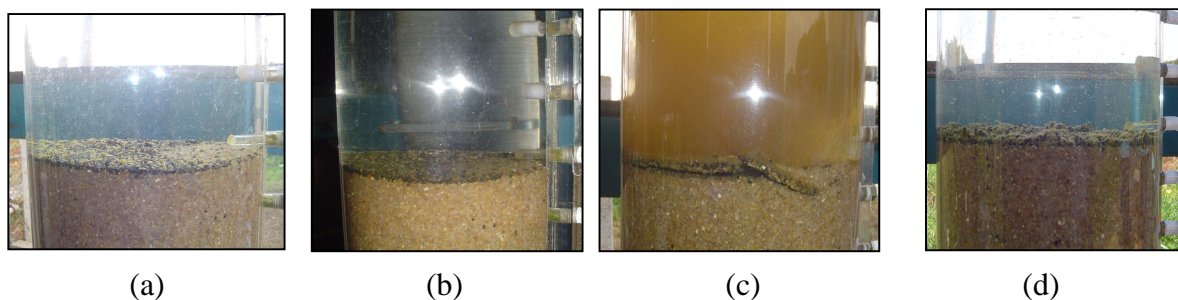
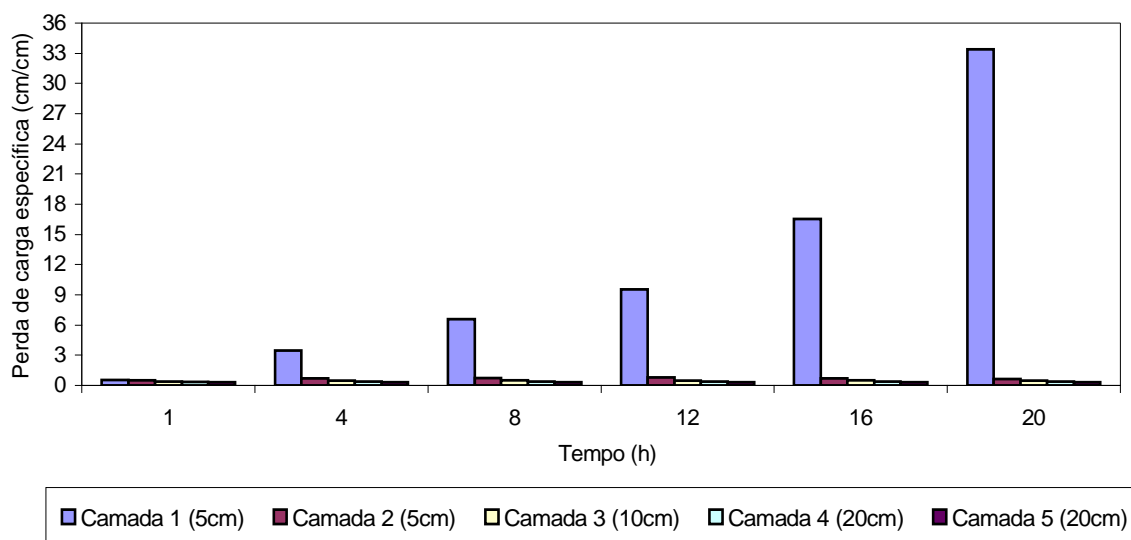


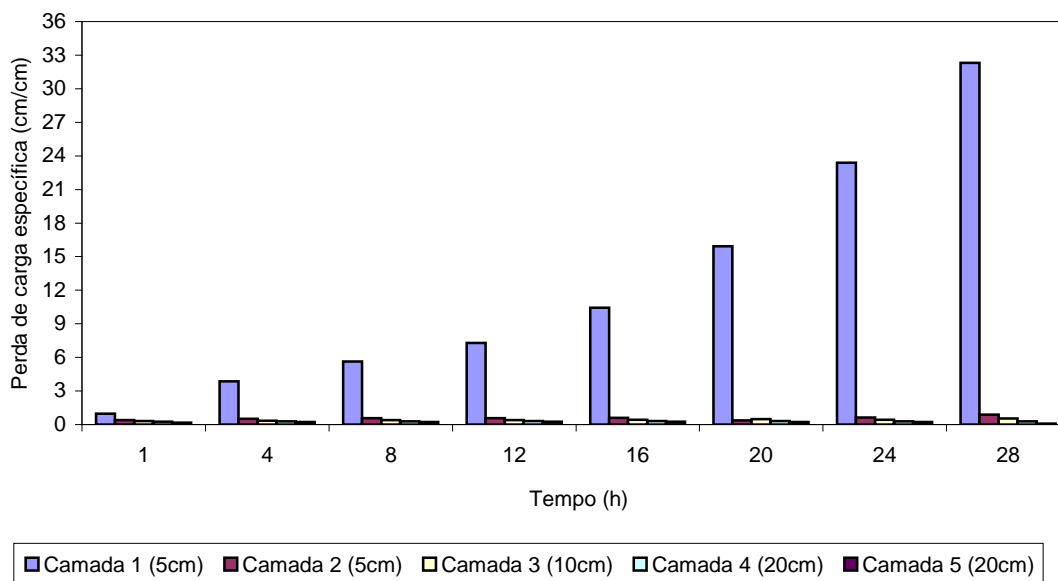
Figura 5.9 - Experimento de filtração 8. Formação de grumos no topo do leito filtrante do FRD 2 - (a) Início da carreira de filtração, (b) Durante a carreira de Filtração, (c) Fim da carreira de filtração(início da lavagem); e (d) Após a lavagem.

As Figuras 5.10 e 5.11 mostram a taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 e FRD 2 respectivamente.

Analisando as Figuras 5.10 e 5.11, observa-se que o aumento da taxa de filtração nos FRDs (de 250 m/d na Fase 1, para 350 m/d na Fase 2) não criou condições para promover uma filtração com ação de profundidade. Assim como na Fase 1, na Fase 2 constatou-se o processo de filtração superficial, com ocupação apenas dos primeiros 5 cm dos filtros.



Figuras 5.10 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 8. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras 5.11 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 8. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.

É válido destacar na Figura F.9, que mostra a taxa de crescimento da perda de carga por camadas para o FRD 2 no experimento 7 (experimento da Fase 2, em que a água bruta apresentou menor teor de clorofila-a), é possível observar que a penetração das impurezas, mesmo que discretamente, começava a alcançar as camadas 2 e 3. Apesar de um melhor quadro em relação aos outros experimentos, o processo de filtração superficial também prevaleceu no experimento 7.

A partir da Figura 5.7(c) é possível concluir que uma parcela considerável da remoção de clofifila-a deve-se ao FAP. A média de clorofila-a efluente dos filtros de areia foi de 1,2 $\mu\text{g/L}$ para o FRD 1 e 1,1 $\mu\text{g/L}$ para o FRD 2.

Na Figura 5.7(d) nota-se que a água coagulada possuía, em média, concentração de alumínio de 0,25 mg Al/L, enquanto que o efluente do FAP apresentou uma concentração residual média de alumínio de 0,13 mg Al/L. Considerando os quatro experimentos realizados na Fase 2, os FRDs 1 e 2 produziram água filtrada com média de 0,08 mg Al/L e 0,09 mg Al/L, respectivamente, valor inferior ao máximo permitido pela Portaria 518/2004.

A Tabela 5.7 contém os valores médios de turbidez e clorofila-a dos efluentes de cada filtro, além da eficiência de remoção desses parâmetros, duração da carreira de filtração e o fator de filtrabilidade (F) em cada unidade de filtração. As informações são referentes aos experimentos da Fase 2.

Tabela 5.7 - Valores médios referentes às unidades de filtração. Eficiências de remoção, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade – Fase 2.

Exp.	Unidade de Filtração	Turbidez Efluente (uT)	Remoção de turbidez (%)	Clorofila-a Efluente (µg/L)	Remoção de Clorofila-a (%)	Duração da Carreira (h)	Fator de Filtrabilidade - F
5	FAP	0,65	86,8	2,7	78,6	-	-
	FRD 1	0,40	39,7	1,2	57,3	14	$4,75 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,40	38,5	1,5	43,9	22	$3,10 \cdot 10^{-3}$
6	FAP	0,65	89,6	1,8	85,8	-	-
	FRD 1	0,40	38,0	1,1	39,6	18,5	$3,67 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,40	34,3	1,3	28,3	26	$2,75 \cdot 10^{-3}$
7	FAP	0,60	82,2	1,8	72,7	-	-
	FRD 1	0,30	51,0	1,0	42,8	19	$2,89 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,30	51,9	0,9	48,3	32	$1,66 \cdot 10^{-3}$
8	FAP	0,55	84,1	1,7	68,7	-	-
	FRD 1	0,35	39,6	1,2	29,4	19	$3,57 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,35	40,4	1,1	35,3	27	$2,44 \cdot 10^{-3}$

Novamente, para avaliar se existem diferenças significativas entre os valores apresentados na Tabela 5.7, foram realizados testes de hipótese que são apresentados na Figura G.1 (Apêndice G) e resumidos na Figura 5.12. As considerações iniciais do teste, aplicado à Fase 2, foram as mesmas do teste aplicado à Fase 1 (distribuição t de Student, confiabilidade de 95% e hipótese nultiva de igualdade entre as médias).

Existe diferença significativa?		Filtro 2 - 350 m/d			
		Duração da carreira	F	% Remoção Turbidez	% Remoção Clorofila-a
Filtro 1 - 350 m/d	Duração da carreira	SIM	↓	↓	↓
	F	→	SIM	↓	↓
	% Remoção Turbidez	→	→	NÃO	↓
	% Remoção Clorofila-a	→	→	→	NÃO

Figuras 5.12 - Resultados do teste de hipótese – Fase 2.

Por fim, com os dados apresentados anteriormente e os resultados dos testes de hipótese, é possível concluir que, sob as condições experimentais da Fase 2, o meio granular do filtro 2 apresentou melhor desempenho que o meio granular do filtro 1, pois foi capaz de produzir uma carreira de filtração mais longa, com eficiências de remoção de turbidez e clorofila-a semelhantes às do FRD 1, portanto produzindo um menor valor de F.

5.2.3 - FASE 3 – Avaliação do PAC com taxa de filtração dos FRDs = 450 m/d.

A Tabela 5.8 apresenta algumas características da água bruta durante a realização dos experimentos relativos à Fase 3.

Tabela 5.8 - Caracterização da água bruta durante a Fase 3.

Parâmetros	Exp. 9	Exp. 10	Exp. 11	Exp. 12
	Média ± σ_x (Faixa)	Média ± σ_x (Faixa)	Média ± σ_x (Faixa)	Média ± σ_x (Faixa)
Turbidez (uT)	4,6 ± 0,5 (3,2 - 6,2)	5,5 ± 0,5 (4,9 - 6,8)	7,4 ± 0,9 (5,4 - 6,8)	6,7 ± 0,5 (5,7 - 7,7)
pH	6,9 ± 0,1 (6,7 - 7,2)	6,9 ± 0,2 (6,6 - 7,2)	6,5 ± 0,1 (6,3 - 6,7)	6,7 ± 0,1 (6,5 - 7,0)
Clorofila-a (µg/L)	7,2 ± 0,3 (6,9 - 7,4)	7,1 ± 1,0 (6,1 - 8,1)	6,8 ± 0,5 (6,5 - 7,2)	7,5 ± 0,3 (7,3 - 7,8)
Alumínio (mg/L)	0,11 ± 0,03 (0,08 - 0,15)	0,19 ± 0,02 (0,17 - 0,21)	0,17 ± 0,02 (0,15 - 0,19)	0,20 ± 0,02 (0,18 - 0,23)

Conforme os dados da Tabela 5.8, é possível observar que houve uma pequena variação nos parâmetros de alumínio e turbidez da água bruta durante o período da Fase experimental 3. Os valores de turbidez e clorofila-a não apresentaram maiores variações.

A Figura 5.13 apresenta os dados de perda de carga e a qualidade da água bruta e dos efluentes dos filtros durante o experimento 10. Os demais resultados referentes aos outros experimentos da Fase 3 estão apresentados no Apêndice H.

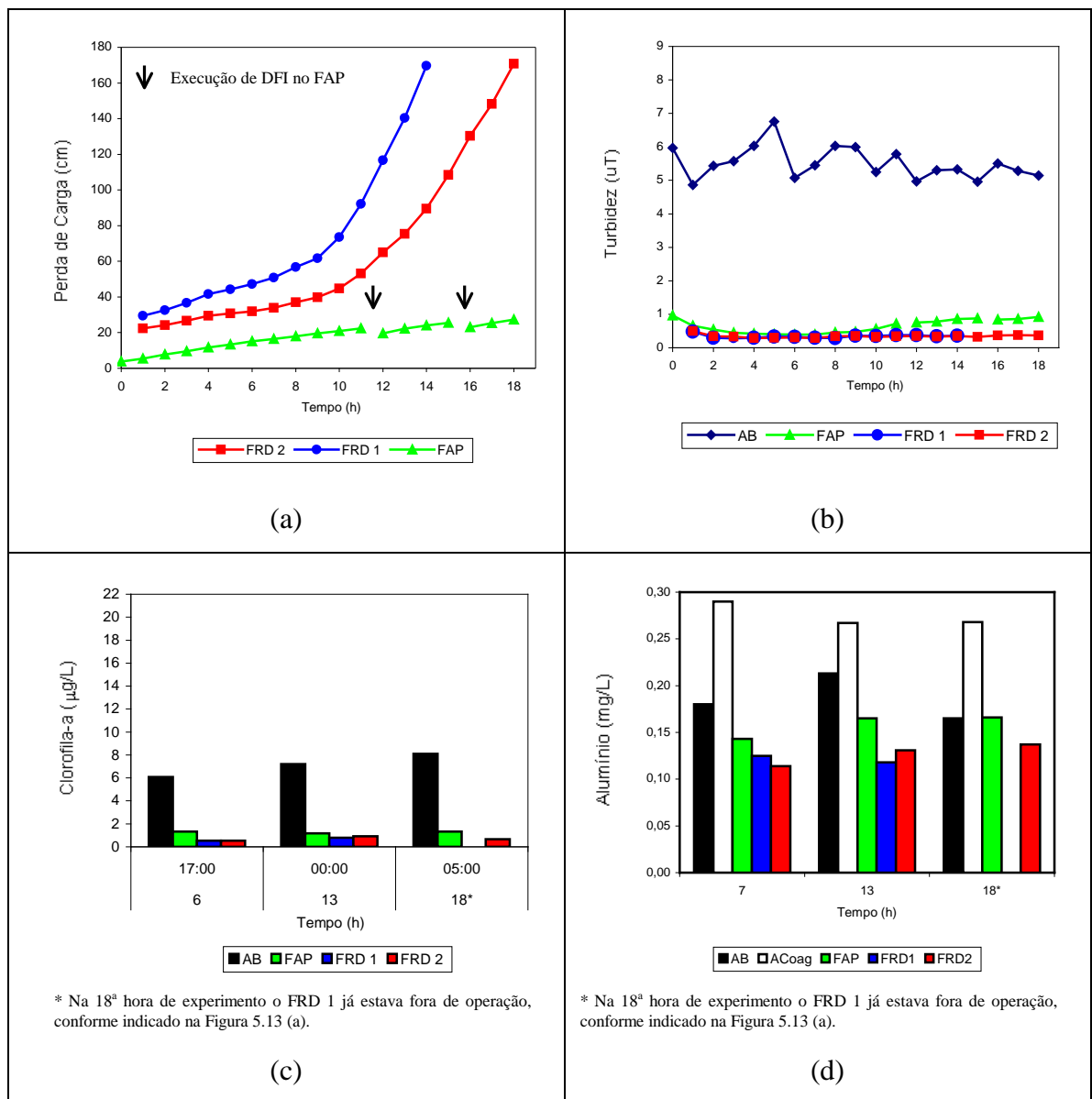


Figura 5.13 - Experimento de filtração 10 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: PAC.

Analisando a Figura 5.13 (a) verifica-se que foram realizadas duas descargas de fundo intermediárias (DFIs) no FAP a fim de conter o aumento da sua turbidez efluente. A primeira DFI ocorreu na 11^a hora e a segunda na 15^a.

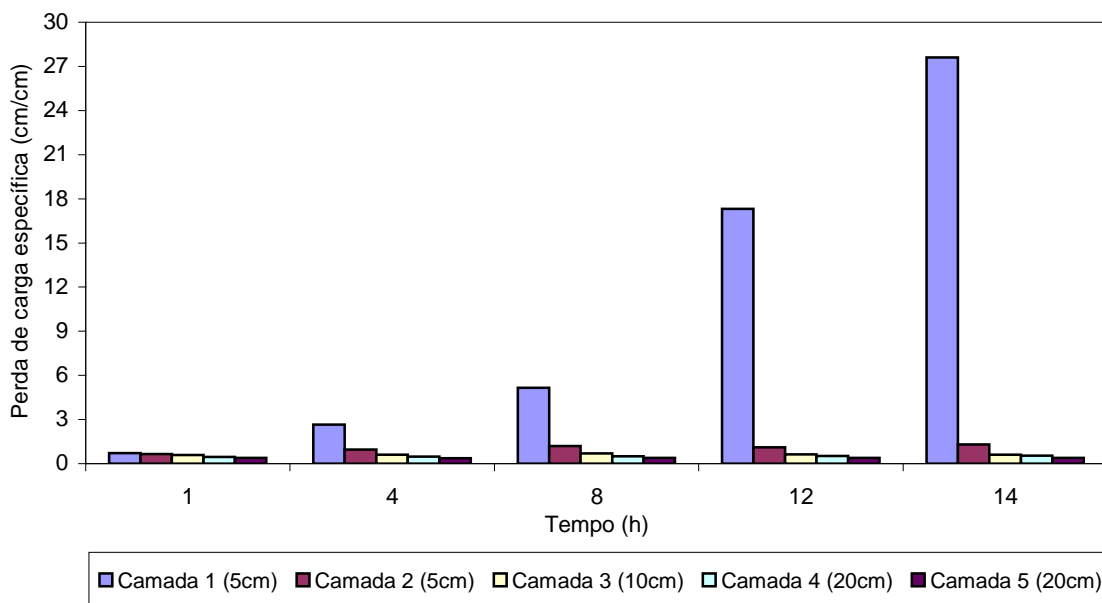
Quanto aos filtros rápidos, observa-se a que a evolução da perda de carga seguiu uma tendência exponencial durante, praticamente, todo o experimento, diferentemente do ocorrido nas Fases 1 e 2, em que essa evolução seguia uma tendência linear e, durante a carreira de filtração, a inclinação da reta de perda de carga aumentava bruscamente. A duração média das carreiras de filtração na Fase 3 foi de: 13 horas para o FRD 1, e de 17,5 horas para o FRD 2.

A Figura 5.13 (b) mostra que durante todo o experimento 10, o FAP produziu um efluente com turbidez menor que 1,0 uT. Quanto a turbidez efluente dos FRDs, a média registrada para os dois filtros foi de 0,35 uT.

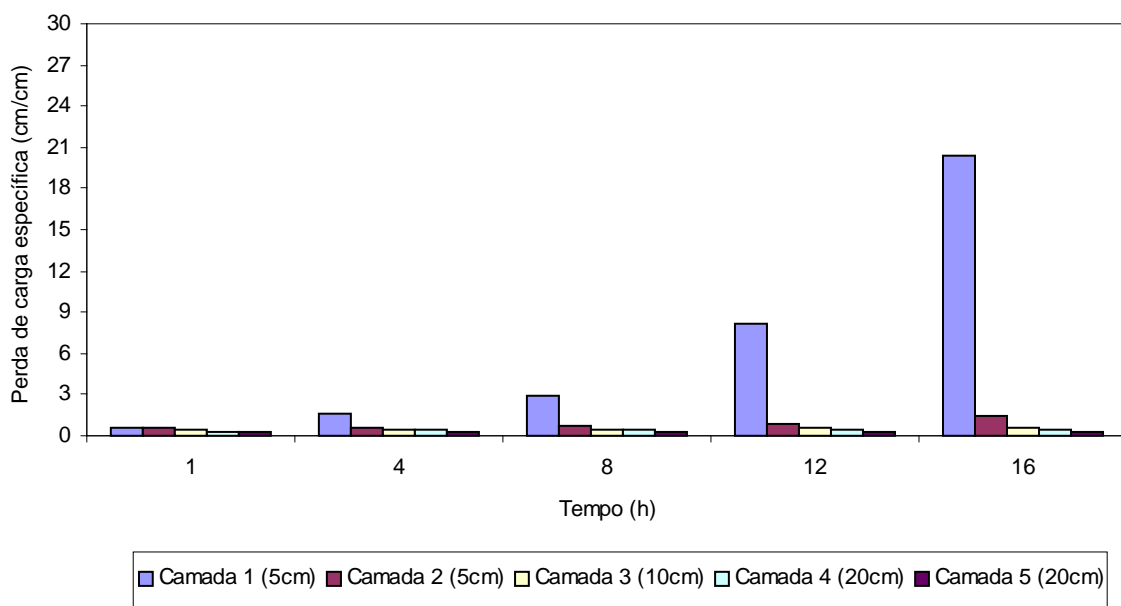
A partir da Figura 5.13(c) é possível concluir que uma parcela considerável da remoção de clorofila-a deve-se ao FAP. A média de clorofila-a efluente dos filtros de areia foi de 0,7 µg/L, tanto para o FRD 1 quanto para o FRD 2.

As Figuras 5.14 e 5.15 mostram a taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 e FRD 2 respectivamente.

Analisando as Figuras 5.14 e 5.15, observa-se que o novo aumento da taxa de filtração dos FRDs (dessa vez de 350 m/d na Fase 2, para 450 m/d na Fase 3) não criaram condições para promover a filtração com ação de profundidade. Assim como nas fases anteriores, constatou-se a predominância do processo de filtração superficial, sendo mais acentuado no filtro de granulometria mais fina, FRD 1. Esse tipo de comportamento também é relatado em outros trabalhos envolvendo estudos em escala piloto para águas com presença de algas. Sens *et al.* (2002) observou que as atividades do filtro descendente limitavam-se aos primeiros 15 cm do leito filtrante, resultando em um rápido crescimento da perda de carga.



Figuras 5.14 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 10. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras 5.15 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 10. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.

Observando a Figura 5.13(d), nota-se que a água coagulada possuía em média concentração de alumínio de 0,28 mg Al/L, enquanto que o efluente do FAP apresentou uma concentração residual média de alumínio de 0,16 mg Al/L. Considerando os quatro

experimentos realizados na Fase 3, os FRDs 1 e 2 produziram água filtrada com média de 0,13 mg/L, valor abaixo do máximo permitido pela Portaria 518/2004.

A Tabela 5.9 mostra os valores médios de turbidez e clorofila-a dos efluentes de cada filtro, além da eficiência de remoção desses parâmetros, duração da carreira de filtração e o fator de filtrabilidade (F) em cada unidade de filtração para os experimentos da Fase 3.

Tabela 5.9 - Valores médios referentes às unidades de filtração. Eficiências de remoção, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade – Fase 3.

Exp.	Unidade de Filtração	Turbidez Efluente (uT)	Remoção de turbidez (%)	Clorofila-a Efluente (µg/L)	Remoção de Clorofila-a (%)	Duração da Carreira (h)	Fator de Filtrabilidade - F
9	FAP	0,65	86,4	2,6	63,3	-	-
	FRD 1	0,35	45,1	1,3	51,7	13,5	$3,41 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,40	39,1	1,9	30,0	21	$2,45 \cdot 10^{-3}$
10	FAP	0,65	88,6	1,3	82,1	-	-
	FRD 1	0,35	46,0	0,7	48,4	13,5	$3,41 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,35	45,6	0,7	44,9	17,5	$2,63 \cdot 10^{-3}$
11	FAP	0,55	92,2	1,5	77,7	-	-
	FRD 1	0,30	48,0	1,2	21,7	10	$4,49 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,30	46,1	1,0	34,8	13	$3,57 \cdot 10^{-3}$
12	FAP	0,65	90,0	1,3	82,6	-	-
	FRD 1	0,45	34,4	0,9	35,0	14,5	$3,86 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,45	31,2	1,1	16,7	18	$3,25 \cdot 10^{-3}$

A Figura I.1 (Apêndice I) mostra o resultado do teste de hipótese entre valores da Tabela 5.9. As considerações iniciais são as mesmas aplicadas aos testes anteriores.

A partir da Figura 5.16, que apresenta os resultados dos testes de hipótese, é possível afirmar que não há diferença significativa entre as médias dos parâmetros testados. Remoção de turbidez, remoção de clorofila-a, duração da carreira de filtração e fator de

filtrabilidade são estatisticamente iguais para os filtros rápidos 1 e 2 (para um grau de confiabilidade de 95%).

Existe diferença significativa?		Filtro 2 - 450 m/d			
		Duração da carreira	F	% Remoção Turbidez	% Remoção Clorofila-a
Filtro 1 - 450 m/d	Duração da carreira	NÃO	↓	↓	↓
	F	→	NÃO	↓	↓
	% Remoção Turbidez	→	→	NÃO	↓
	% Remoção Clorofila-a	→	→	→	NÃO

Figuras 5.16 - Resultados do teste de hipótese – Fase 3.

Por fim, o teste de significância realizado mostra que, sob as condições experimentais da Fase 3, os desempenhos dos FRD 1 e 2 são iguais. Assim, é possível concluir que com o aumento da taxa de filtração os filtros de areia avaliados tendem a apresentar o mesmo comportamento, apesar de suas diferentes características granulométricas.

5.2.4 - FASE 4 – Avaliação do Sulfato de Alumínio com taxa de filtração dos FRDs = 450 m/d.

A Tabela 5.10 apresenta algumas características da água bruta durante a realização dos experimentos relativos à Fase 4. Dos dados da Tabela 5.10 é possível observar que não houve variação considerável entre os parâmetros de qualidade da água bruta durante o período de desenvolvimento dos experimentos da Fase 4. Porém, comparando-se esses dados com os das Fases 1, 2 e 3, verifica-se uma diminuição nos valores de turbidez, enquanto que os valores de clorofila-a aumentaram durante o período entre a Fase 3 e a Fase 4.

Tabela 5.10 - Caracterização da água bruta durante a Fase 4.

Parâmetros	Experimento 13	Experimento 14	Experimento 15
	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)
Turbidez (uT)	3,6 \pm 0,6 (2,8 - 4,7)	3,5 \pm 0,4 (3,0 - 4,2)	3,5 \pm 0,3 (3,1 - 4,2)
pH	7,1 \pm 0,2 (6,8 - 7,4)	7,3 \pm 0,2 (7,1 - 7,6)	7,0 \pm 0,2 (6,7 - 7,6)
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	8,3 \pm 0,6 (7,9 - 8,7)	8,0 \pm 0,5 (7,4 - 8,5)	7,5 \pm 0,4 (7,1 - 7,9)
Alumínio (mg/L)	0,19 \pm 0,03 (0,16 - 0,21)	0,16 \pm 0,01 (0,14 - 0,17)	0,14 \pm 0,03 (0,11 - 0,17)

Antes do início dos experimentos da Fase 4, com o intuito de minimizar a instabilidade observada no desempenho do FAP nas Fases 2 e 3, que gerou a necessidade de limpeza com injeção de ar e água, optou-se por proceder uma limpeza rigorosa dos primeiros 10 cm da camada granular de topo do FAP. Para tal, o volume de pedregulho equivalente aos primeiros 10 cm foi retirado do filtro e foi lavado com água sob pressão, sendo posteriormente espalhado sobre uma lona para secagem. Após esse procedimento, o volume de pedregulho foi repostado no FAP. Essa medida surtiu efeito e contribuiu para que o FAP voltasse ser operado continuamente, sem a necessidade da execução de DFIs para conter o desprendimento precoce de flocos durante a carreira de filtração.

A Figura 5.17 apresenta os dados de perda de carga e a qualidade da água bruta e dos efluentes dos filtros durante o experimento 14. Esse experimento pode ser considerado representativo da Fase experimental 4 e subsidiará a discussão do comportamento das unidades de filtração nessa Fase. Os demais resultados referentes aos outros experimentos da fase 4 estão apresentados no Apêndice J.

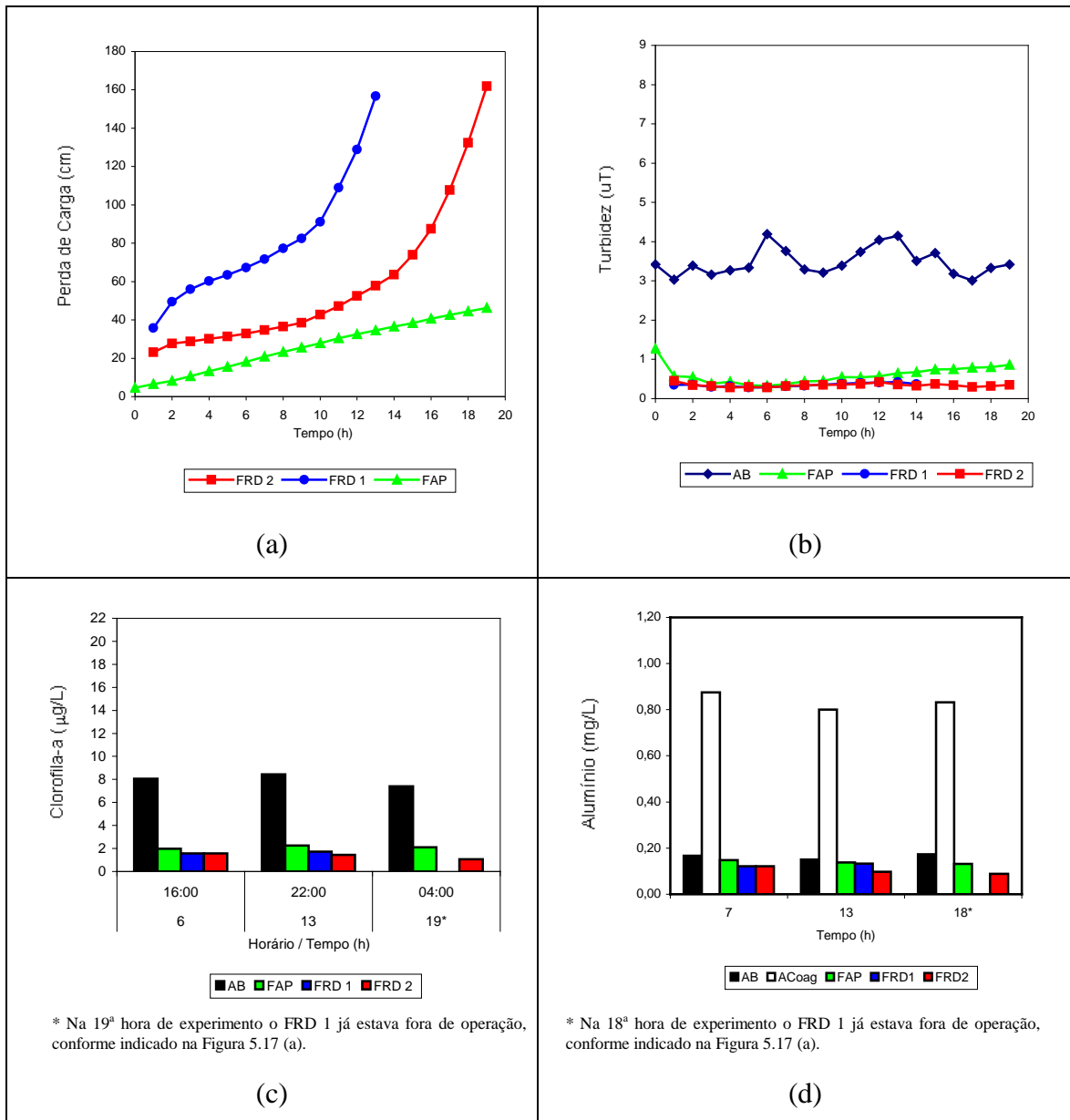
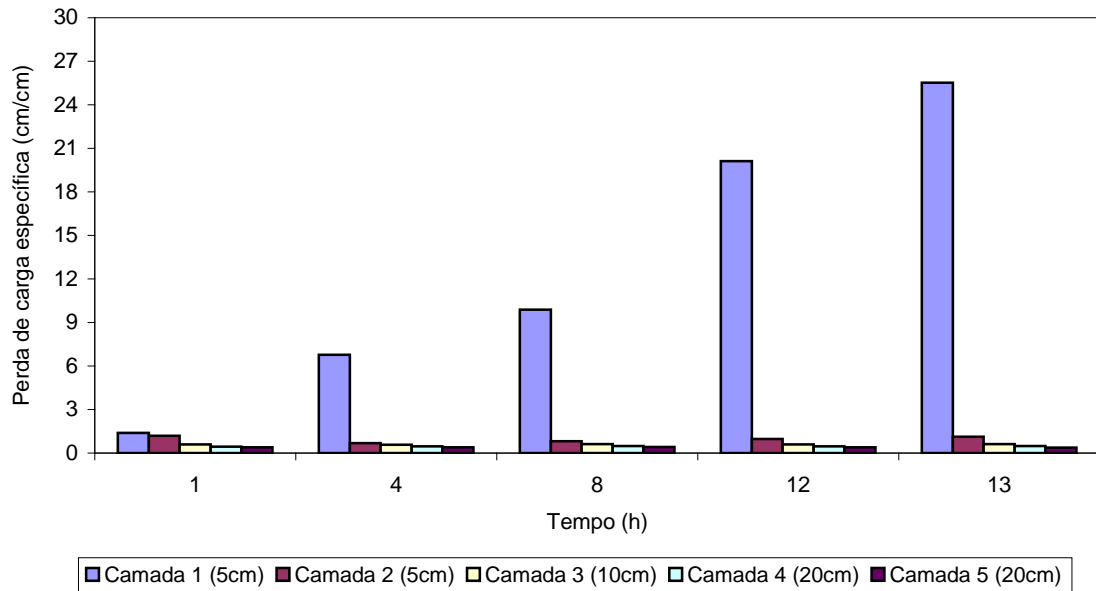


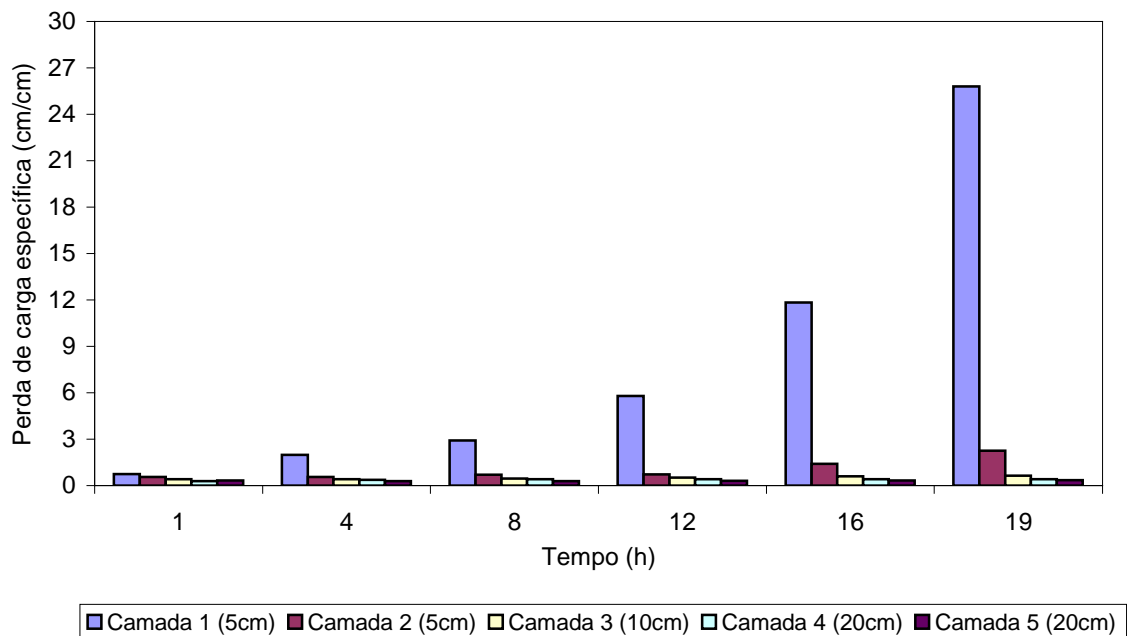
Figura 5.17 - Experimento de filtração 14 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

Analisando a Figura 5.17 (a), verifica-se que durante toda a carreira de filtração a evolução da perda de carga do FAP foi linear. Quanto aos filtros rápidos, constata-se que, durante todo o experimento, a evolução da perda de carga seguiu uma tendência exponencial. Esse comportamento foi similar ao observado nos experimentos da Fase 3, em que os FRDs também foram operados com taxa de filtração de 450 m/d, porém tendo o PAC como coagulante. A duração média das carreiras de filtração na Fase 4 foi de: 13 horas para o FRD 1, e de 18,5 horas para o FRD 2.

As Figuras 5.18 e 5.19 mostram a taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 e FRD 2 respectivamente.



Figuras 5.18 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 14. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.



Figuras 5.19 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 14. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

A partir das Figuras 5.19 e 5.20, observa-se que, assim como nas Fases experimentais em que o PAC foi usado como coagulante, no experimento 14, a adoção do sulfato de alumínio não foi capaz de proporcionar uma filtração com ação de profundidade. Isso indica que, a princípio, para uma taxa de filtração de 450 m/d nos FRDs, o coagulante utilizado (PAC ou sulfato de alumínio) não influencia na penetração da frente de impurezas no meio granular FRDs. Novamente houve a predominância do processo de filtração superficial nos dois filtros de areia. Porém, nos outros dois experimentos da fase 4, é possível notar um melhor desempenho dos filtros descendentes quanto à penetração de impurezas (Figuras J.2, J.3, J.8 e J.9). Apesar dessa melhora, essas Figuras também demonstram a predominância do processo de filtração superficial nos FRDs.

A Figura 5.17 (b) mostra que, durante toda a carreira de filtração, o efluente do FAP apresentou valores de turbidez menores que 1 uT. Já os filtros rápidos produziram água com turbidez média de 0,35 uT. A partir da Figura 5.17(c), é possível concluir que uma parcela considerável da remoção de clorofila deve-se ao FAP. A média de clorofila-a efluente dos filtros de areia foi de 1,6 µg/L para o FRD 1 e 1,4 µg/L para o FRD 2.

Observando a Figura 5.17(d), nota-se que a água coagulada apresentava uma média de concentração residual de alumínio de 0,84 mg Al/L, enquanto que o efluente do FAP apresentava uma média de concentração residual de alumínio de 0,14 mg Al/L. Os FRDs 1 e 2 produziram água filtrada com média de 0,13 e 0,10 mg Al/L, respectivamente, valor abaixo de 0,20 mg Al/L, que é o valor máximo permitido pela Portaria MS 518/2004.

A Tabela 5.11 mostra os valores médios de turbidez e clorofila-a dos efluentes de cada filtro, além da eficiência de remoção desses parâmetros, duração da carreira de filtração e o fator de filtrabilidade em cada unidade de filtração para os experimentos da Fase 4.

A Figura 5.20 mostra o resultado do teste de hipótese entre valores da Tabela 5.11 para os dois filtros descendentes. As considerações iniciais são as mesmas aplicadas nos testes anteriores.

Tabela 5.11 - Valores médios referentes às unidades de filtração. Eficiências de remoção, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade – Fase 4.

Exp.	Unidade de Filtração	Turbidez Efluente (uT)	Remoção de turbidez (%)	Clorofila-a Efluente (µg/L)	Remoção de Clorofila-a (%)	Duração da Carreira (h)	Fator de Filtrabilidade F
13	FAP	0,55	84,1	0,9	89,7	-	-
	FRD 1	0,30	51,2	0,4	53,2	11	$3,81 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,30	48,9	0,5	46,2	15,5	$2,80 \cdot 10^{-3}$
14	FAP	0,55	83,7	2,1	73,5	-	-
	FRD 1	0,35	38,6	1,6	25,0	13	$4,03 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,35	39,8	1,4	35,4	19	$2,68 \cdot 10^{-3}$
15	FAP	0,65	81,0	2,0	73,5	-	-
	FRD 1	0,35	48,3	1,2	40,0	14,5	$2,99 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,35	45,3	1,3	33,3	20,5	$2,24 \cdot 10^{-3}$

Os testes de hipótese realizados para comparação do comportamento dos filtros FRD 1 e FRD 2 que estão detalhados na Figura L.1 do Apêndice L e resumido na Figura 5.20, revelaram que, no limite de confiança de 95%, não há diferença significativa entre a remoção de turbidez e clorofila-a apresentada pelos FRDs 1 e 2. Porém, há diferença entre a duração da carreira de filtração e entre os fatores de filtrabilidade desses dois filtros.

Existe diferença significativa?		Filtro 2 - 450 m/d			
		Duração da carreira	F	% Remoção Turbidez	% Remoção Clorofila-a
Filtro 1 - 450 m/d	Duração da carreira	SIM	↓	↓	↓
	F	→	SIM	↓	↓
	% Remoção Turbidez	→	→	NÃO	↓
	% Remoção Clorofila-a	→	→	→	NÃO

Figuras 5.20 - Resultados do teste de hipótese – Fase 4.

Assim, é possível concluir que, sob as condições experimentais da Fase 4, o meio granular do filtro 2 apresentou desempenho superior ao meio granular do filtro 1, pois foi capaz de produzir uma carreira de filtração mais longa, com um menor fator de filtrabilidade e com eficiências de remoção de turbidez e clorofila-a semelhante às do FRD 1. Tal fato difere do observado na Fase 3, em que o PAC foi avaliado. Na Fase 3 o comportamento dos filtros foi estatisticamente igual.

5.2.5 - FASE 5 – Avaliação do Sulfato de Alumínio com taxa de filtração dos FRDs = 250 m/d.

A Tabela 5.12 apresenta as características da água bruta durante a realização dos experimentos relativos à Fase 5. Dos dados da Tabela 5.12 é possível observar que a qualidade da água bruta não variou consideravelmente entre os dois experimentos dessa Fase experimental.

Tabela 5.12 - Caracterização da água bruta durante a Fase 5.

Parâmetros	Experimento 16	Experimento 17
	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)	Média $\pm \sigma_x$ (Faixa)
Turbidez (uT)	3,6 \pm 0,3 (3,1 - 4,5)	3,7 \pm 0,5 (2,9 - 4,5)
pH	7,0 \pm 0,2 (6,8 - 7,3)	7,2 \pm 0,1 (7,0 - 7,4)
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	9,5 \pm 0,3 (9,2 - 9,9)	9,3 \pm 0,4 (8,8 - 9,6)
Alumínio (mg/L)	0,16 \pm 0,03 (0,14 - 0,21)	0,13 \pm 0,04 (0,09 - 0,18)

A Figura 5.21 apresenta os dados de perda de carga e a qualidade da água bruta e dos efluentes dos filtros durante o experimento 16. Os resultados referentes ao experimento 17 constam do Apêndice M.

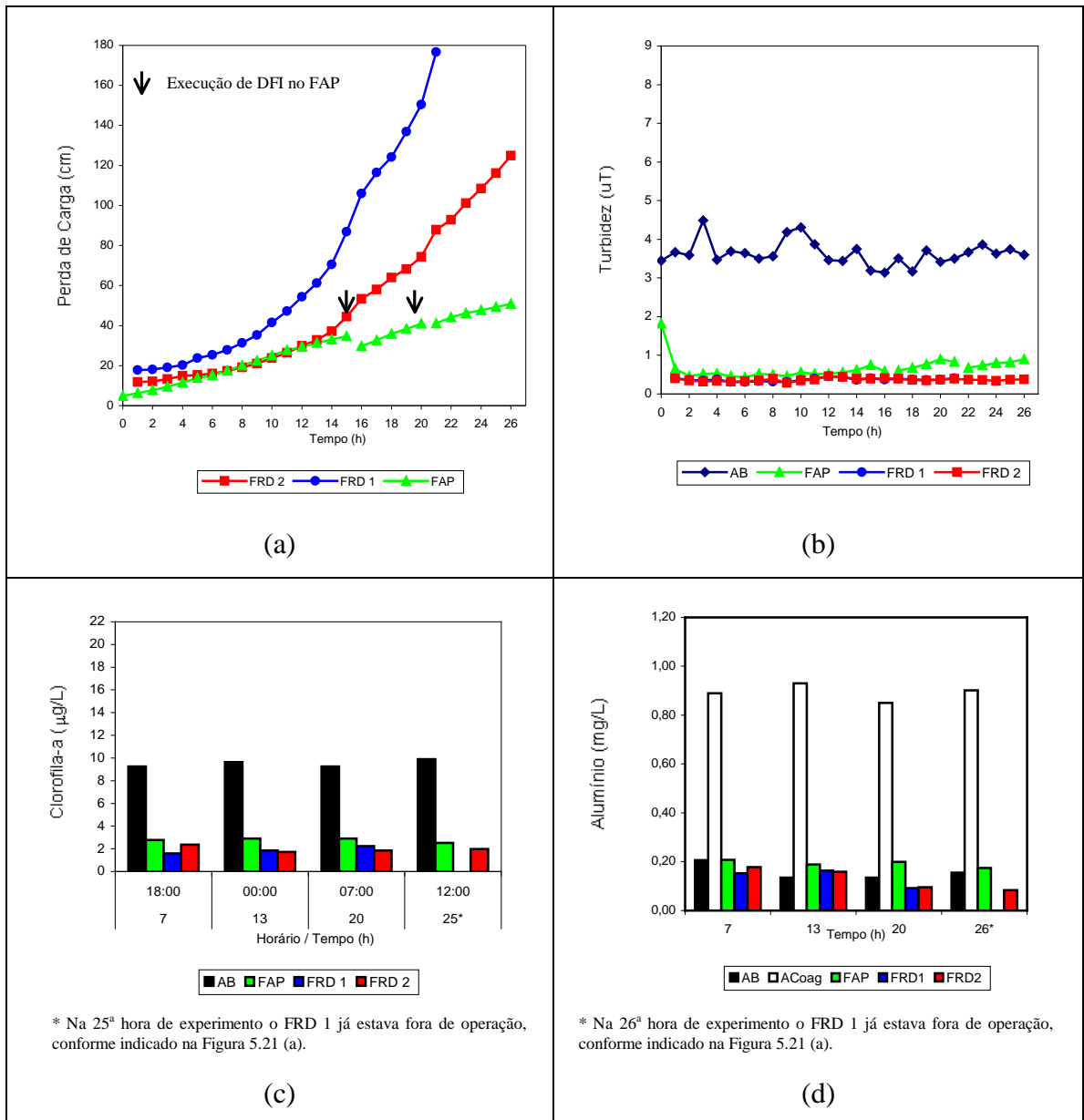


Figura 5.21 - Experimento de filtração 16 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

Analisando a Figura 5.21 (a), é possível observar que, durante todo o experimento, o FAP apresentou uma evolução linear da perda de carga. Além disso, o FAP não foi operado continuamente, necessitando de duas DFIs para conter o aumento da turbidez efluente. A primeira DFI foi realizada com 15 horas de experimento, enquanto que a segunda foi realizada com 20 horas.

De uma forma geral, ao longo das cinco fases experimentais, observou-se esse aumento da turbidez efluente do FAP durante a carreira de filtração. Tal fato era ocasionado pelo

desprendimento dos flocos retidos no meio granular desse filtro, o que contribuía para o crescimento da evolução da perda de carga dos FRDs. Esse mesmo fenômeno foi observado por Kuroda e Di Bernardo (2002).

Outra observação válida para as cinco fases experimentais, é que o fator limitante para o encerramento da carreira de filtração era a carga hidráulica disponível atingida pelos FRDs, ao contrário do observado por Sales *et al.* (2004), em que as carreiras de filtração eram limitadas em função do filtro ascendente atingir a carga hidráulica disponível. Porém, é válido ressaltar que, além do uso de polímero como auxiliar de coagulação, a sequência de dupla filtração estudada por Sales *et al.* (2004) era de filtração ascendente em areia grossa seguida de filtração descendente em areia.

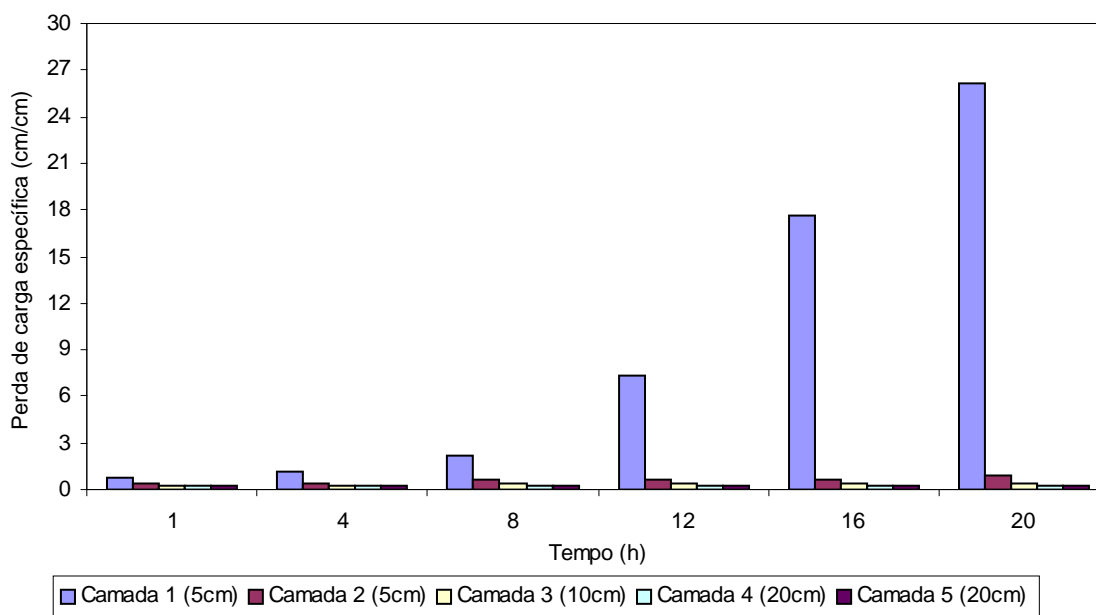
Quanto ao FRD 1, constata-se que durante todo o experimento, assim como na Fase 4 (em que os filtros foram operados com 450 m/d), a evolução da perda de carga seguiu uma tendência exponencial. Já para o FRD 2, observa-se um aumento brusco na inclinação das curvas de perda de carga, assim como na Fase 1 (em que os filtros foram operados com 250 m/d).

Desse modo, para a água de estudo (presença de algas), independentemente da taxa de operação do FRD 1 (250 ou 450 m/d), a utilização do sulfato de alumínio como coagulante resultou em uma evolução exponencial da perda de carga desse filtro. Já para o FRD 2 operado com o sulfato de alumínio, a diminuição da taxa de filtração (de 450 para 250 m/d) resultou em uma mudança no comportamento da evolução da curva de perda de carga desse filtro, aumentando a duração da carreira de filtração. A duração média das carreiras de filtração na Fase 5 foi de: 19 horas para o FRD 1, e de 28 horas para o FRD 2.

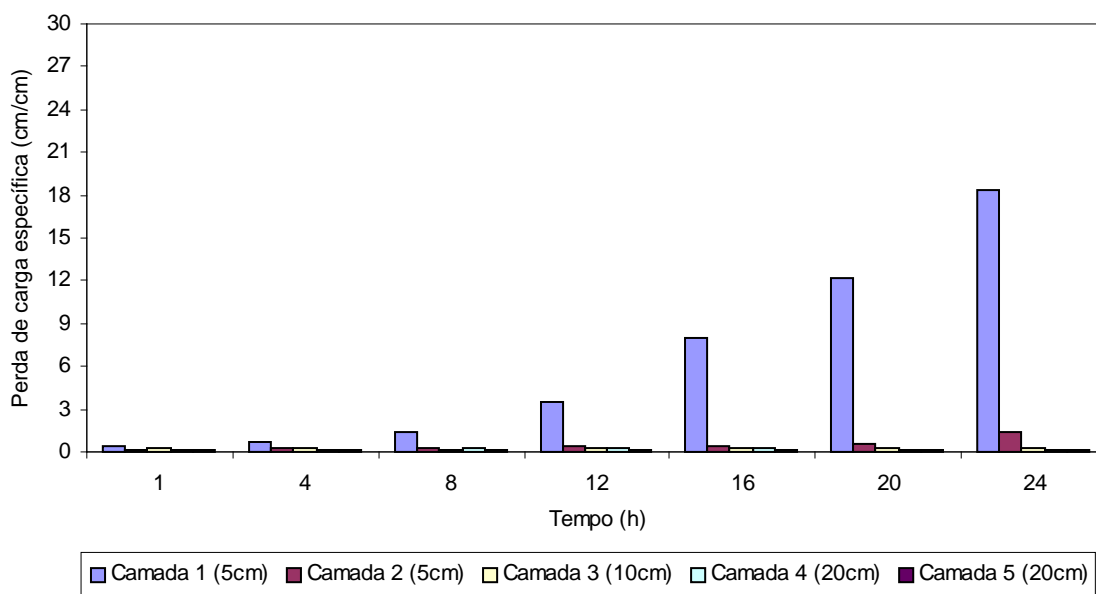
A Figura 5.21 (b) mostra que, durante toda a carreira de filtração, o efluente do FAP possuía turbidez menor que 1,0 uT. Já os filtros rápidos descendentes produziram água com turbidez média de 0,35 uT. A partir da Figura 5.21(c) é possível concluir que uma parcela considerável da remoção de clorofila-a deve-se ao FAP. A média de clorofila-a efluente dos filtros de areia foi de 1,9 µg/L para o FRD 1 e 2,0 µg/L para o FRD 2.

As Figuras 5.22 e 5.23 mostram, mais uma vez, a ocorrência de uma filtração sem ação de profundidade. Assim, é possível concluir que, para a água em estudo, sob todas as taxas de

filtração testadas, independentemente do coagulante utilizado, a retenção de impurezas ficou limitada aos primeiros centímetros dos meios granulares que compunham os FRD 1 e 2. Essa conclusão é coerente com as observações de Cezar (2000) e Melo (2003). Nesses dois trabalhos, foi utilizada a mesma água de estudo em questão. Em ambos, foi relatada a ocorrência da filtração com ação superficial.



Figuras 5.22 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 16. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.



Figuras 5.23 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 16. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

Observando a Figura 5.23(d), nota-se que a água coagulada apresentava uma média de concentração de alumínio de 0,89 mg Al/L, enquanto que o efluente do FAP apresentava uma média de concentração de alumínio residual de 0,19 mg Al/L. Os FRDs 1 e 2 produziram água filtrada com média de 0,14 e 0,13 mg Al/L respectivamente.

A Tabela 5.13 apresenta os valores médios de turbidez e clorofila-a dos efluentes de cada filtro, além da eficiência de remoção desses parâmetros, duração da carreira de filtração, e o fator de filtrabilidade em cada unidade de filtração para os experimentos da Fase 5.

Tabela 5.13 - Valores médios referentes às unidades de filtração. Eficiências de remoção, duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade – Fase 5.

Exp.	Unidade de Filtração	Turbidez Efluente (uT)	Remoção de turbidez (%)	Clorofila-a Efluente ($\mu\text{g/L}$)	Remoção de Clorofila-a (%)	Duração da Carreira (h)	Fator de Filtrabilidade - F
16	FAP	0,65	82,7	2,8	70,8	-	-
	FRD 1	0,35	41,2	1,9	31,7	20	$4,51 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,35	41,5	2,0	28,6	27,5	$3,28 \cdot 10^{-3}$
17	FAP	0,60	83,6	2,7	70,9	-	-
	FRD 1	0,35	42,5	1,8	35,3	18	$4,90 \cdot 10^{-3}$
	FRD 2	0,35	40,7	1,9	32,1	29	$3,13 \cdot 10^{-3}$

Os testes de hipótese realizados para comparação do comportamento dos filtros FRD 1 e FRD 2 estão detalhados na Figura N.1 do Apêndice N e resumidos na Figura 5.24.

Existe diferença significativa?		FRD 2 - 250 m/d			
		Duração da carreira	F	% Remoção Turbidez	% Remoção Clorofila-a
FRD 1 - 250 m/d	Duração da carreira	SIM	↓	↓	↓
	F	→	SIM	↓	↓
	% Remoção Turbidez	→	→	NÃO	↓
	% Remoção Clorofila-a	→	→	→	NÃO

Figuras 5.24 - Resultados do teste de hipótese – Fase 5.

A partir da Figura 5.24 é possível afirmar, com 95% de confiabilidade, que não há diferença significativa entre as médias de remoção de turbidez e clorofila-a obtida pelos FRDs 1 e 2. Porém, há diferença entre a duração da carreira de filtração e entre os fatores de filtrabilidade desses dois filtros.

Por fim, é possível concluir que sob as condições experimentais da Fase 5, o meio granular do filtro 2 apresentou desempenho superior ao meio granular do filtro 1, pois foi capaz de produzir uma carreira de filtração mais longa, com um menor fator de filtrabilidade e com eficiências de remoção de turbidez e clorofila-a semelhante às do FRD 1. Tal fato também foi observado na Fase 1, em que o PAC foi utilizado como coagulante.

5.3 – AVALIAÇÃO DA INFLUÊNCIA DA TAXA DE FILTRAÇÃO E DO TIPO DE COAGULANTE NO DESEMPENHO GERAL DOS FILTROS DESCENDENTES DE AREIA - FRDs

Nesse item, utilizando a ferramenta estatística do teste de hipótese, são avaliados a influência da taxa de filtração adotada sobre o desempenho geral dos filtros 1 e 2, com diferentes composições granulométricas, bem como do uso do PAC ou sulfato de alumínio sobre o comportamento dessas unidades de filtração.

As considerações iniciais para os testes de hipótese aplicados foram as mesmas adotadas nos testes anteriores. Quais sejam:

- a distribuição dos dados segue uma distribuição t de Student ($n_1 + n_2 < 30$);
- confiabilidade de 95%;
- hipótese nulitiva (H_0) é a de igualdade entre as médias do parâmetro avaliado.

Aqui é importante destacar que é possível comparar experimentos que foram realizados em condições de qualidade de água bruta distintas pois a comparação restringe-se aos filtros rápidos descendentes, que eram precedidos do filtro de escoamento ascendente de pedregulho. Da forma como foi operado o FAP, a água afluenta ao filtro rápido descendente era similar, independentemente das características da água bruta.

Em cada um dos itens que seguem, inicialmente é apresentada uma tabela que resume as médias obtidas em cada experimento para os parâmetros objeto de comparação. Foram selecionados os parâmetros remoção de turbidez, remoção de clorofila-a (representando a biomassa algácea), duração da carreira de filtração e fator de filtrabilidade. Os valores mostrados nas tabelas servem de base para o cálculo das médias gerais por etapa de filtração que são comparados estatisticamente. O detalhamento do cálculo estatístico é apresentado nos Apêndices O, P e Q e um resumo dos resultados é mostrado sob forma de Figura no corpo do texto.

5.3.1 – Avaliação da influência da taxa de filtração no desempenho dos filtros descendentes de areia

5.3.1.1 – Experimentos utilizando o PAC como coagulante

Os resultados referentes aos filtros 1 e 2, quando operados nas 3 taxas de filtração avaliadas (250, 350 e 450 m/d), estão apresentados nas Tabela 5.14 e 5.15.

As Figuras 5.25 e 5.26 resumem os testes de hipótese realizados para a comparação da influência da taxa de filtração no comportamento dos filtros. O detalhamento dos testes de hipótese pode ser encontrado no Apêndice O.

Tabela 5.14 - Resumo dos resultados referentes ao filtro 1 nas Fases 1, 2 e 3.

Unidade de Filtração	Fase	Exp.	Remoção de turbidez (%)	Remoção de Clorofila-a (%)	Duração da Carreira (h)	Fator de Filtrabilidade F
FRD 1	1	1	33,9	19,8	36*	$2,84.10^{-3}$
		2	52,8	46,1	16	$4,53.10^{-3}$
		3	37,2	45,4	26,5	$3,58.10^{-3}$
		4	35,9	22,1	32	$3,09.10^{-3}$
	2	5	39,7	57,3	14	$4,75.10^{-3}$
		6	38,0	39,6	18,5	$3,67.10^{-3}$
		7	51,0	42,8	19	$2,89.10^{-3}$
		8	39,6	29,4	19	$3,57.10^{-3}$
	3	9	45,1	51,7	13,5	$3,41.10^{-3}$
		10	46,0	48,4	13,5	$3,41.10^{-3}$
		11	48,0	21,7	10	$4,49.10^{-3}$
		12	34,4	35,0	14,5	$3,86.10^{-3}$

(*) Valor estimado considerando a tendência de evolução da perda de carga.

Tabela 5.15 - Resultados referentes ao filtro 2 nas Fases 1, 2 e 3.

Unidade de Filtração	Fase	Exp.	Remoção de turbidez (%)	Remoção de Clorofila-a (%)	Duração da Carreira (h)	Fator de Filtrabilidade F
FRD 2	1	1	32,0	11,1	52*	$2,03.10^{-3}$
		2	53,2	28,2	40*	$1,81.10^{-3}$
		3	32,4	36,6	34*	$3,04.10^{-3}$
		4	31,7	29,0	56*	$1,86.10^{-3}$
	2	5	38,5	43,9	22	$3,10.10^{-3}$
		6	34,3	28,3	26	$2,75.10^{-3}$
		7	51,9	48,3	32	$1,66.10^{-3}$
		8	40,4	35,3	27	$2,44.10^{-3}$
	3	9	39,1	30,0	21	$2,45.10^{-3}$
		10	45,6	44,9	17,5	$2,63.10^{-3}$
		11	46,1	34,8	13	$3,57.10^{-3}$
		12	31,2	16,7	18	$3,25.10^{-3}$

(*) Valor estimado considerando a tendência de evolução da perda de carga.

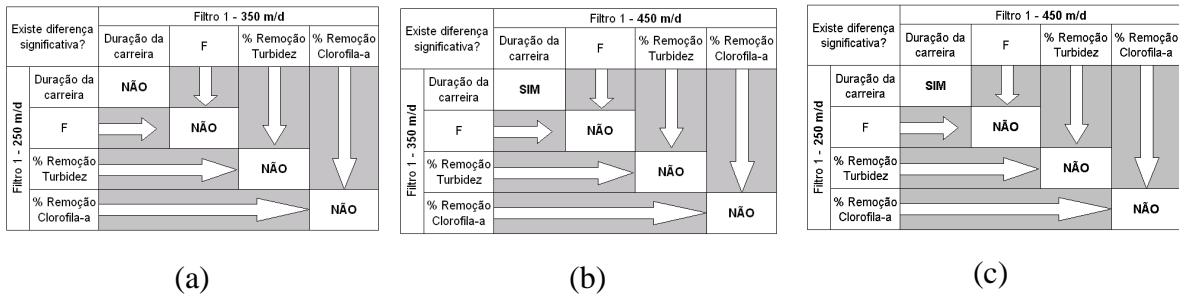


Figura 5.25 - Resumo do resultado dos testes de hipótese para a avaliação da influência da taxa de filtração no desempenho do FRD 1 – PAC como coagulante.

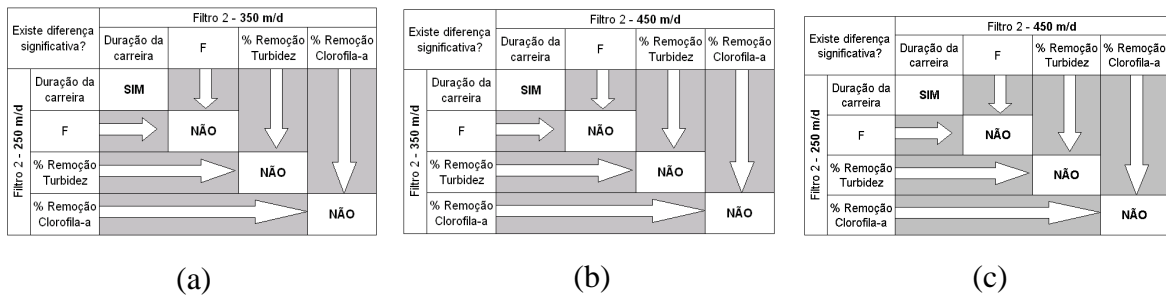


Figura 5.26: Resumo do resultado dos testes de hipótese para a avaliação da influência da taxa de filtração no desempenho do FRD 2 – PAC como coagulante.

A partir da Figura 5.25(a) é possível afirmar, com 95% de confiabilidade, que não há diferença significativa entre os parâmetros avaliados quando o FRD 1 é operado com 250 ou 350 m/d. Assim, para a granulometria utilizada no FRD 1, a taxa de filtração de 350 m/d constitui-se como a melhor opção se comparada à taxa de 250 m/d. Como não existe diferença significativa entre a duração da carreira de filtração dessas duas taxas, para o FRD 1, a adoção da taxa de 350 m/d resultaria em uma maior produção de água tratada, com qualidade semelhante à adoção da taxa de 250 m/d.

A Figura 5.25(b) mostra que não há diferença significativa entre as eficiências de remoção, e tampouco entre os fatores de filtrabilidade, quando o FRD 1 é operado com 350 ou 450 m/d. Porém, quanto à duração da carreira de filtração do FRD 1, verifica-se que há diferença significativa entre os dois eventos.

Com isso, para a granulometria utilizada no FRD 1, a adoção da taxa de filtração de 350 m/d é capaz de proporcionar uma carreira de filtração mais longa do que a adoção da taxa de 450 m/d, sem diferença na qualidade do efluente tratado. Todavia, considerando as médias de duração das carreiras de filtração pela aplicação das duas taxas (17,6 h para 350

m/d e 12,9 h para 450 m/d), a aplicação da taxa de 450 m/d, seria capaz de produzir um volume mensal de água tratada aproximadamente 23% maior do que a aplicação da taxa de 350 m/d, conforme indicado no Apêndice R.1 (a metodologia utilizada para o cálculo do volume mensal de água tratada está apresentada no Apêndice R). Portanto, a aplicação da taxa de 450 m/d, se comparada à aplicação da taxa de 350 m/d, apresenta-se como uma melhor opção para o FRD 1.

Assim como na Figura 5.25(b), na Figura 5.25(c) somente a duração da carreira de filtração apresenta diferença significativa entre os dois eventos. Os outros parâmetros são estatisticamente iguais quando o FRD 1 é operado com 250 ou 450 m/d.

A adoção da taxa de filtração de 250 m/d é capaz de proporcionar uma carreira de filtração mais longa do que a adoção da taxa de 450 m/d, sem diferença na qualidade do efluente tratado. Entretanto, considerando as médias de duração das carreiras de filtração pela aplicação das duas taxas (27,6 h para 250 m/d e 12,9 h para 450 m/d), a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir um volume mensal de água tratada aproximadamente 44% maior do que a aplicação da taxa de 250 m/d, conforme indicado no Apêndice R.2.

Portanto, conclui-se que a aplicação da taxa de 450 m/d, se comparada às aplicações das taxas de 250 e 350 m/d, apresenta-se como uma melhor opção para o FRD 1. Apesar de proporcionar uma menor duração da carreira de filtração, a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir uma maior quantidade de água tratada, com qualidade semelhante à das menores taxas de filtração avaliadas.

Quanto ao FRD 2, a Figura 5.26(a) mostra que não há diferença significativa entre as eficiências de remoção (turbidez e clorofila-a), e tampouco entre os fatores de filtrabilidade, quando o FRD 2 é operado com 250 ou 350 m/d. Porém, existe diferença significativa entre as médias das durações da carreira de filtração do FRD 2 para essas duas taxas de filtração.

Apesar de promover uma carreira de filtração mais longa para o FRD 2, comparada à adoção da taxa de 350 m/d, a adoção da taxa de filtração de 250 m/d resulta em uma menor produção mensal de água tratada. Considerando as médias de duração das carreiras de filtração pela aplicação das duas taxas (45,5 h para 250 m/d e 26,8 h para 350 m/d), a

produção mensal de água tratada referente à taxa de 350 m/d supera em aproximadamente 28% a da taxa de 250 m/d, conforme indicado no Apêndice R.3.

O resultado dos testes de hipótese apresentados na Figura 5.26(a), repetiu-se nas Figuras 5.26(b) e 5.26(c). Sendo assim, a análise do resultado dos testes de hipótese referente à Figura 5.26(a), também se aplica às Figuras 5.26(b) e 5.26(c).

No caso da comparação entre a aplicação das taxas de 350 e 450 m/d (Figura 5.26(b)), consideradas as médias de duração das carreiras de filtração pela aplicação das duas taxas (26,8 h para 350 m/d e 17,4 h para 450 m/d), a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir um volume mensal de água tratada aproximadamente 22% maior do que a aplicação da taxa de 350 m/d, conforme indicado no Apêndice R.4.

Da mesma forma, na comparação entre a aplicação das taxas de 250 e 450 m/d (Figura 5.26(c)), consideradas as médias de duração das carreiras de filtração pela aplicação das duas taxas (45,5 h para 250 m/d e 17,4 h para 450 m/d), a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir um volume mensal de água tratada aproximadamente 44% maior do que a aplicação da taxa de 250 m/d, conforme indicado no Apêndice R.5.

Portanto, assim como observado para o FRD 1, conclui-se que a aplicação da taxa de 450 m/d, se comparada às aplicações das taxas de 250 e 350 m/d, apresenta-se como uma melhor opção para o FRD 2. Apesar de proporcionar uma menor duração da carreira de filtração, a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir uma maior quantidade de água tratada, com qualidade semelhante à das menores taxas de filtração avaliadas.

5.3.1.2 – Experimentos utilizando o sulfato de alumínio como coagulante

Os resultados referentes aos filtros 1 e 2, quando operados com as taxas de filtração de 450 m/d e 250 m/d, utilizando o sulfato de alumínio, estão apresentados nas Tabelas 5.16 e 5.17.

Tabela 5.16 - Resumo dos resultados referentes ao filtro 1 nas Fases 4 e 5.

Unidade de Filtração	Fase	Exp.	Remoção de turbidez (%)	Remoção de Clorofila-a (%)	Duração da Carreira (h)	Fator de Filtrabilidade F
FRD 1	4	13	51,2	53,2	11	$3,81.10^{-3}$
		14	38,6	25,0	13	$4,03.10^{-3}$
		15	48,3	40,0	14,5	$2,99.10^{-3}$
	5	16	41,2	31,7	20	$4,51.10^{-3}$
		17	42,5	35,3	18	$4,90.10^{-3}$

Tabela 5.17 - Resumo dos resultados referentes ao filtro 2 nas Fases 4 e 5.

Unidade de Filtração	Fase	Exp.	Remoção de turbidez (%)	Remoção de Clorofila-a (%)	Duração da Carreira (h)	Fator de Filtrabilidade F
FRD 2	4	13	48,9	46,2	15,5	$2,80.10^{-3}$
		14	39,8	35,4	19	$2,68.10^{-3}$
		15	45,3	33,3	20,5	$2,24.10^{-3}$
	5	16	41,5	28,6	27,5	$3,28.10^{-3}$
		17	40,7	32,1	29	$3,13.10^{-3}$

As Figuras 5.27 e 5.28 resumem os resultados obtidos a partir dos testes de hipótese na comparação da influência da taxa de filtração no desempenho geral dos filtros. O detalhamento dos testes de hipótese está disponível no Apêndice P.

Existe diferença significativa?		Filtro 1 - 450 m/d			
		Duração da carreira	F	% Remoção Turbidez	% Remoção Clorofila-a
Filtro 1 - 250 m/d	Duração da carreira	SIM	↓	↓	↓
	F	→	NÃO	↓	↓
	% Remoção Turbidez	→	→	NÃO	↓
	% Remoção Clorofila-a	→	→	→	NÃO

Figura 5.27 - Resumo do resultado dos testes de hipótese para a avaliação da influência da taxa de filtração no desempenho do FRD 1 – sulfato de alumínio como coagulante.

Existe diferença significativa?		Filtro 2 - 450 m/d			
		Duração da carreira	F	% Remoção Turbidez	% Remoção Clorofila-a
Filtro 2 - 250 m/d	Duração da carreira	SIM	↓	↓	↓
	F	→	NÃO	↓	↓
	% Remoção Turbidez	→	→	NÃO	↓
	% Remoção Clorofila-a	→	→	→	NÃO

Figura 5.28 - Resumo do resultado dos testes de hipótese para a avaliação da influência da taxa de filtração no desempenho do FRD 2 – sulfato de alumínio como coagulante.

A partir da Figura 5.27 é possível afirmar, com 95% de confiabilidade, que, tendo o sulfato de alumínio como coagulante, não há diferença significativa entre as eficiências de remoção (clorofila-a e turbidez), e tampouco entre os fatores de filtrabilidade, quando o FRD 1 é operado com 450 ou 250 m/d. Porém, em relação às durações das carreiras de filtração do FRD 1, quando submetido a essas duas taxas de filtração, verifica-se que há diferença estatística entre os dois eventos, sendo a duração da carreira de filtração proporcionada ao FRD1, quando este é operado com 250 m/d, maior do que quando operado com 450 m/d.

Entretanto, considerando as médias de duração das carreiras de filtração pela aplicação das duas taxas (12,8 h para 450 m/d e 19 h para 250 m/d), a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir um volume mensal de água tratada 45% maior do que a aplicação da taxa de 250 m/d, conforme indicado no Apêndice R.6.

Com isso, é possível concluir que a aplicação da taxa de filtração de 450 m/d, se comparada à aplicação da taxa de 250 m/d, constitui-se como uma melhor opção para o FRD-1.

O resultado dos testes de hipótese apresentados na Figura 5.27, referente ao FRD 1, repetiu-se na Figura 5.28, referente ao FRD 2. Sendo assim, a análise do resultado dos testes de hipótese referente à Figura 5.27 também se aplica à Figura 5.28.

Dessa forma, considerando a diferença entre as durações médias da carreira de filtração do FRD 2 para as taxas de filtração de 250 e 450 m/d (28,3 h e 18,3 h, respectivamente), a

aplicação da taxa de 450 m/d, é capaz de produzir um volume mensal de água tratada aproximadamente 45% maior do que a aplicação da taxa de 250 m/d conforme indicado no Apêndice R.7.

Por fim, conclui-se que a aplicação da taxa de filtração de 450 m/d, se comparada à aplicação da taxa de 250 m/d, constitui-se como uma melhor opção para os FRDs 1 e 2. Apesar de promover uma carreira de filtração mais curta, a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir uma maior quantidade mensal de água tratada, com qualidade semelhante à resultante da aplicação da taxa de 250 m/d.

5.3.2 – Avaliação da influência do tipo de coagulante no desempenho dos filtros descendentes de areia.

A Tabela 5.18 apresenta os resultados referentes aos filtros 1 e 2 quando operados com taxa de 450 m/d, nas Fases 3 e 4, em que, respectivamente, foram utilizados como coagulante o PAC e o sulfato de alumínio.

A Figura 5.29 resume os resultados dos testes de hipótese realizados a partir dos valores mostrados na Tabela 5.18. O Apêndice Q apresenta o detalhamento dos testes realizados.

A partir da Figura 5.29 (a) é possível afirmar, com 95% de confiabilidade, que para o FRD 1, tendo como taxa de filtração 450 m/d, não há diferença significativa entre a adoção do PAC ou do sulfato de alumínio como coagulante. Os parâmetros avaliados, quando esses dois coagulantes são utilizados, são estatisticamente iguais.

Da mesma forma, para o FRD 2 (Figura 5.29 (b)), não há diferença significativa entre a adoção do PAC ou do sulfato de alumínio como coagulante. O resultado dos testes de hipótese realizados para o FRD 2 foi o mesmo do FRD 1 (Figura 5.29 (a) e (b)).

Assim, para as granulometrias utilizadas nos filtros 1 e 2, e utilizando-se uma taxa de filtração 450 m/d, a adoção do PAC ou do sulfato de alumínio como coagulante é capaz de proporcionar eficiências de remoção semelhantes, assim como de durações de carreira de filtração. Portanto, por meio dos parâmetros analisados, e sob as condições operacionais

das Fases 3 e 4, os efeitos gerados pelos dois coagulantes testados, nesses filtros, são iguais.

Tabela 5.18 - Resumo dos resultados referentes aos filtros 1 e 2 nas Fases 3 e 4.

Unidade de Filtração	Fase	Exp.	Remoção de turbidez (%)	Remoção de Clorofila-a (%)	Duração da Carreira (h)	Fator de Filtrabilidade F
FRD 1	3	9	45,1	51,7	13,5	$3,41 \cdot 10^{-3}$
		10	46,0	48,4	13,5	$3,41 \cdot 10^{-3}$
		11	48,0	21,7	10	$4,49 \cdot 10^{-3}$
		12	34,4	35,0	14,5	$3,86 \cdot 10^{-3}$
	4	13	51,2	53,2	11	$3,81 \cdot 10^{-3}$
		14	38,6	25,0	13	$4,03 \cdot 10^{-3}$
15		48,3	40,0	14,5	$2,99 \cdot 10^{-3}$	
FRD 2	3	9	39,1	30,0	21	$2,45 \cdot 10^{-3}$
		10	45,6	44,9	17,5	$2,63 \cdot 10^{-3}$
		11	46,1	34,8	13	$3,57 \cdot 10^{-3}$
		12	31,2	16,7	18	$3,25 \cdot 10^{-3}$
	4	13	48,9	46,2	15,5	$2,80 \cdot 10^{-3}$
		14	39,8	35,4	19	$2,68 \cdot 10^{-3}$
		15	45,3	33,3	20,5	$2,24 \cdot 10^{-3}$

Existe diferença significativa?	Filtro 1 - PAC			
	Duração da carreira	F	% Remoção Turbidez	% Remoção Clorofila-a
Filtro 1 - Sulfato de Alumínio	Duração da carreira	NÃO	↓	↓
	F	→	↓	↓
	% Remoção Turbidez	→	NÃO	↓
	% Remoção Clorofila-a	→	→	NÃO

(a)

Existe diferença significativa?	Filtro 2 - PAC			
	Duração da carreira	F	% Remoção Turbidez	% Remoção Clorofila-a
Filtro 2 - Sulfato de Alumínio	Duração da carreira	NÃO	↓	↓
	F	→	NÃO	↓
	% Remoção Turbidez	→	NÃO	↓
	% Remoção Clorofila-a	→	→	NÃO

(b)

Figura 5.29 - Resumo dos resultados dos testes de hipótese para a avaliação da influência do tipo de coagulante no desempenho dos FRDs – Taxa de filtração = 450 m/d.

A Tabela 5.19 apresenta os resultados referentes aos filtros 1 e 2 quando operados com taxa de 250 m/d nas fases 1 e 5, em que, respectivamente, foram utilizados como coagulante o PAC e o sulfato de alumínio.

Tabela 5.19 - Resultados referentes aos filtros 1 e 2 nas Fases 1 e 5.

Unidade de Filtração	Fase	Exp.	Remoção de turbidez (%)	Remoção de Clorofila-a (%)	Duração da Carreira (h)	Fator de Filtrabilidade F
FRD 1	1	1	33,9	19,8	36*	$2,84.10^{-3}$
		2	52,8	46,1	16	$4,53.10^{-3}$
		3	37,2	45,4	26,5	$3,58.10^{-3}$
		4	35,9	22,1	32	$3,09.10^{-3}$
	5	16	41,2	31,7	20	$4,51.10^{-3}$
		17	42,5	35,3	18	$4,90.10^{-3}$
FRD 2	1	1	32,0	11,1	52*	$2,03.10^{-3}$
		2	53,2	28,2	40*	$1,81.10^{-3}$
		3	32,4	36,6	34*	$3,04.10^{-3}$
		4	31,7	29,0	56*	$1,86.10^{-3}$
	5	16	41,5	28,6	27,5	$3,28.10^{-3}$
		17	40,7	32,1	29	$3,13.10^{-3}$

(*) Valor estimado considerando a tendência de evolução da perda de carga.

A Figura 5.30 resume os resultados dos testes de hipótese realizados a partir dos valores mostrados na Tabela 5.19. O Apêndice Q apresenta o detalhamento dos testes realizados.

A partir da Figura 5.30 (a) é possível afirmar que para o FRD 1, tendo como taxa de filtração 250 m/d, não há diferença significativa entre a adoção do PAC ou do sulfato de alumínio como coagulante. Os parâmetros avaliados, quando esses dois coagulantes são utilizados, são estatisticamente iguais.

Da mesma forma, para o FRD 2 (Figura 5.30 (b)), os testes de hipótese realizados indicaram que não há diferença significativa entre a adoção do PAC ou do sulfato de alumínio como coagulante.

Existe diferença significativa?		Filtro 1 - Sulfato de Alumínio			
		Duração da carreira	F	% Remoção Turbidez	% Remoção Clorofila-a
Filtro 1 - PAC	Duração da carreira	NÃO	↓	↓	↓
	F	→	NÃO	↓	↓
	% Remoção Turbidez	→	→	NÃO	↓
	% Remoção Clorofila-a	→	→	→	NÃO

(a)

Existe diferença significativa?		Filtro 2 - Sulfato de Alumínio			
		Duração da carreira	F	% Remoção Turbidez	% Remoção Clorofila-a
Filtro 2 - PAC	Duração da carreira	NÃO	↓	↓	↓
	F	→	NÃO	↓	↓
	% Remoção Turbidez	→	→	NÃO	↓
	% Remoção Clorofila-a	→	→	→	NÃO

(b)

Figura 5.30 - Resumo dos resultados dos testes de hipótese para a avaliação da influência do tipo de coagulante no desempenho dos FRDs – Taxa de filtração = 250 m/d.

Porém, para o filtro 2, apesar do resultado do teste de hipótese indicar que as durações das carreiras de filtração referentes ao PAC e ao sulfato de alumínio são estatisticamente iguais, a diferença entre essas médias é de aproximadamente 17 h (média de 45,5 h para os experimentos em que o PAC foi utilizado e de 28,3h para os experimentos em que o sulfato de alumínio foi utilizado), conforme indicado na Figura Q.4 do Apêndice Q.

Sendo assim, no caso do teste de hipótese referente à avaliação da duração da carreira de filtração, em função da elevada diferença observada entre as médias, é importante avaliar a possibilidade de ter ocorrido um erro tipo II (aceitar a hipótese nula, H_0 , quando essa é falsa).

A fim de esclarecer a provável ocorrência do erro tipo II, no teste t de Student, foi realizado um segundo teste de hipótese para os resultados de duração da carreira de filtração apresentados pelo FRD 2 nas Fases 1 e 5. Optou-se pela metodologia do teste U de “Mann-Hitney”, descrita com detalhes na Figura Q.5 do Apêndice Q.

O teste U de “Mann-Hitney” (Figura Q.5 do Apêndice Q) confirma a aceitação da hipótese nula (H_0) podendo-se concluir que não há diferença significativa entre as médias de duração da carreira de filtração avaliadas, e portanto não se confirma a ocorrência do erro tipo II no teste t de Student.

Diante disso, para a taxa de filtração de 250 m/d e para as duas granulometrias utilizadas nos filtros rápidos descendentes, a adoção do PAC ou do sulfato de alumínio como

coagulante é capaz de proporcionar eficiências de remoção e durações de carreira de filtração semelhantes. Portanto, por meio dos parâmetros analisados, e sob as condições operacionais das Fases 1 e 5, os efeitos gerados pelos dois coagulantes testados são estatisticamente iguais.

6 – CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Os resultados obtidos ao longo deste estudo confirmam o grande potencial de aplicação da tecnologia composta de filtro ascendente de pedregulho e filtro rápido de areia no tratamento de águas com baixa turbidez e presença de algas. Entretanto, as conclusões apresentadas a seguir são válidas para a água bruta estudada.

Os diagramas de coagulação, tanto para o PAC quanto para o sulfato de alumínio, indicaram que, para a água de estudo, a eficiência da remoção de turbidez é alta para uma ampla faixa de dosagem de coagulante e para diferentes valores de pH de coagulação.

Em todos os experimentos de filtração realizados o efluente final do sistema de dupla filtração avaliado apresentou valores médios de turbidez de 0,30 a 0,45 uT, e clorofila-a em torno de 1 a 2 µg/L, sendo que uma parcela considerável da remoção de clorofila-a (aproximadamente 85%, em média) ocorria no FAP. De uma forma geral, a qualidade da água filtrada dos FRDs não foi afetada pela degradação do efluente do FAP, porém a evolução da perda de carga sim.

Dentre os dois meios filtrantes testados para o filtro descendente de areia, aquele que apresentava maior granulometria e menor coeficiente de desuniformidade (FRD 2), foi o que promoveu carreiras de filtração significativamente mais longas, sem perda de qualidade da água filtrada, configurando-se, para a água em estudo, a melhor opção de composição granulométrica.

Para as taxas de filtração testadas (250 e 450 m/d), não parece haver influência do tipo de coagulante (PAC ou sulfato de alumínio) no desempenho dos filtros rápidos descendentes. Isso indica que, garantida a dosagem ótima de coagulante, a performance dos filtros descendentes é pouco afetada pelo tipo de coagulante.

O aumento da taxa de filtração nos filtros descendente de areia influenciou significativamente a duração da carreira de filtração, porém não influenciou a qualidade da água produzida, independentemente do coagulante adotado e do meio filtrante utilizado. Observou-se ainda que o aumento modifica o perfil da curva de evolução da perda de

carga. Apesar disso, para os valores testados, a produção efetiva de água tende a ser maior quanto maior a taxa de filtração adotada.

Apesar da atividade dos filtros rápidos descendentes ter sido limitada aos primeiros centímetros do meio granular, caracterizando a filtração com ação superficial, foram obtidas durações aceitáveis de carreiras de filtração, particularmente no FRD 2, onde, mesmo com a taxa de filtração de 450 m/d, foram verificados valores médios de duração de carreira de filtração da ordem de 18 horas.

É importante destacar que o uso de granulometrias mais grossas operadas com taxas de filtração elevadas, como os adotados no presente estudo para lidar com o problema de remoção de algas, deve considerar também os aspectos microbiológicos e o risco de transpasse de organismos patogênicos, em particular (oo)cistos de protozoários.

Em função dos resultados obtidos neste trabalho, verificou-se a necessidade de prosseguir com os estudos sobre essa tecnologia de tratamento de água, enfatizando os seguintes aspectos:

- investigar o uso de filtro de dupla camada porém, com granulometrias mais grossas do que o usualmente adotado nas duas camadas;
- aperfeiçoar o método de lavagem do FAP, mais especificamente avaliando o tempo de injeção de ar e o tempo em que devem ser realizadas as descargas de fundo intermediárias, a fim de minimizar a ocorrência da degradação do efluente do FAP ao longo da carreira de filtração;
- otimizar os critérios de realização de descargas de fundo intermediárias no FAP como objetivo de maximizar a produção efetiva de água no sistema de dupla filtração;
- para a água de estudo em questão, investigar as razões que justifiquem a filtração com ação superficial, incluindo nessa investigação o papel dos zooplâncton presentes na água, tendo em vista que sua clorofila-a não pode ser considerada demasiadamente elevada.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Amaral, S.F., Galvão, E.M.O.B., Bertolossi, V.M., Vianna, R.F.M., Cezar, M.C.M., Brandão, C.C.S., (2001). Filtração Ascendente em Pedregulho seguida de Filtração Descendente em Areia (Dupla Filtração) aplicada ao Tratamento de Águas com presença de Algas. *21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES*, João Pessoa, PB, Brasil.
- Amirtharajah, A. e Mills, K.M. (1982). Rapid-mix design for mechanism of alum coagulation. *Journal American Water Work Association*, **74** (4); pp.210-216.
- APHA, AWWA e WPCF (1985). *Standard Methods for the Examination of Water and Wasterwater*. 16a edição, Washington D.C., E.U.A.
- Associação Brasileira de Normas Técnicas. (1992). *Projeto de Estação de Tratamento de Água para Abastecimento Público*. Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- Benhardt, H. e Clasen, J. (1991). Flocculation of micro-organisms. *Journal of Water Supply Services and Technology - Aqua*, **40** (2); pp.76-87.
- Benhardt, H. e Clasen, J. (1994). Investigations into the flocculation mechanisms of small algal cells. *Journal of Water Supply Services and Technology - Aqua*, **43** (5); pp.222-232.
- Brandão, C.C.S., Wiecheteck, G.K., Mello O.M.T., Di Bernardo, L., Galvis G.C., Veras, L.R.V (1998). Uso da Filtração em Múltiplas Etapas no Tratamento de Águas com elevado Teor de Algas. *XXVI Congresso Interamericano de Engenharia Ambiental – AIDIS*. Lima, Perú.
- Brandão, C.C.S., Mello, O.M.T., Wiecheteck G.K., Souza Júnior, W.A., Nascimento, C.T.C., Di Bernardo, L., (1999). Pré-Filtração em Pedregulho aplicado ao Tratamento de Águas com elevado Teor de Algas – Influência da Granulometria e da Taxa de Filtração. *20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES*, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- Brandão C.C.S., Amaral, S.F., Arantes, C., Delforge, J.L., Melo, A.E.S., (2001). *Relatório Parcial - Rede de Pesquisa do Tema 1 Filtração Direta Ascendente em Pedregulho seguida de Filtração Rápida Aplicada à Remoção de Algas: Otimização de Taxas de Filtração e Granulometrias*. Brasília, DF, Brasil.
- BRASIL (2004). Ministério da Saúde. Portaria nº 518, de 29 de dezembro de 2000. "Procedimentos e responsabilidades relativos ao controle e vigilância da qualidade da

- água para consumo humano e seu padrão de potabilidade." *Diário Oficial da República Federativa do Brasil*, Poder Executivo, Brasília, DF, 25 de março de 2004.
- Cezar, M.C.M. (2000). *Aplicabilidade da (Pré) Filtração Ascendente em Pedregulho como Pré-Tratamento para a Filtração Rápida de Águas com Presença de Algas*. Dissertação de Mestrado de Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, p.129.
- Cleasby, J.L. (1990). *Water Quality and Treatment. A Handbook of Community Water Supplies*. Fourth Edition. American Water Work Association. McGraw Hill, Inc, pp.455-555.
- Cruz, C.H., Di Bernardo, L. e Beron, F.C., (1996). Efecto de la Filtración Gruesa en Múltiples Etapas (FiGME) en la Coagulación Química para la Potabilización de Agua con Filtración Rápida (FiR). *Conferencia Internacional sobre Mejoramiento la Calidad del Agua*, Cali, Colombia.
- Cruz, C.H., Galvis, G.C., Visscher, J.T., Di Bernardo, L. e Alaerts, G., (1998). Optimización de Sistemas de Potabilización con Filtración Rápida: La Filtración Gruesa Dinámica y la Clarificación con Filtración Gruesa Ascendente, una alternativa factible. *Conferencia Internacional Agua y Sustentabilidad*, Cali, Colômbia.
- Di Bernardo, L. (1993). *Métodos e Técnicas de Tratamento de Água*. ABES. Rio de Janeiro, RJ. Volumes 1 e 2.
- Di Bernardo, L., Megda C.R. (1999). Uso da Filtração Direta Ascendente em Pedregulho como Pré-Tratamento à Filtração Rápida Descendente. *XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Ambiental – AIDIS*. Porto Alegre, RS, Brasil.
- Di Bernardo, L., Mendes, C.G.N., Brandão, C.C.S., Sens M.L. e Pádua, V.L. (2003). *Tratamento de Água para Abastecimento por Filtração Direta*. PROSAB 3. ABES. São Carlos, SP, p. 498.
- Galvis, G., Latorre, J. e Visscher, J. T. (1997). *Filtración Gruesa en Múltiples Etapas (FiGME) Tecnologia Innovativa para el Tratamiento Del Agua*. IRC, CINARA, Colômbia.
- Gusmão, P.T.R. (2001). *Utilização de Filtração direta ascendente como pré-tratamento para tratamento de água de abastecimento*. Tese de Doutorado em Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, p.335.

- Gusmão, P.T.R. e Di Bernardo, L. (2003). Desempenho da Dupla Filtração utilizando a Filtração ascendente em Pedregulho e em Areia Grossa. *22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES*. Joinville, SC, Brasil.
- Haarhoff, J. e Cleasby, J.L. (1989). Direct Filtration of *Chlorella* with cationic polymer. *Journal Environmental Engineering*, **115** (2); pp. 348-366.
- Ives, K. J. (1969). Special Subject nº 7 - Theory of Filtration. *International Water Supply Association – 8th Congress*. Viena.
- Ives, K. J. (1970). Rapid Filtration. *Water Research*, **4**, pp. 201-203.
- Ives, K. J. (1978). A New Concept of Filterability. *Progress on Water Technology*, **10**, Nos 5/6, pp. 123-137.
- Janssens, J.G., Mus, I. e Delire, C. (1988). Special Subject nº 11 - Practice of rapid filtration. *International Water Supply Association - Congress*, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- Janssens, J.G. e Buekens, A. (1993). Assessment of process selection for particle removal in surface water treatment. *Journal of Water Supply Services and Technology - Aqua*, **42** (5); pp. 279-288.
- Kawamura.S. (1985). Two Stage Filtration. *Journal American Water Works Association*. **77** (12); pp.42-47.
- Kuroda, E.K. (2002). *Avaliação da filtração direta ascendente em pedregulho como pré-tratamento em sistemas de dupla filtração*. Dissertação de Mestrado em Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, p.201.
- Kuroda, E.K., Di Bernardo L. (2002). Tratamento de Água de Abastecimento utilizando Filtro de Pedregulho com escoamento Ascendente como Pré-tratamento à Filtração Rápida Descendente. *XXVIII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental - AIDIS*. Cancún, México.
- Megda, C.R. (1999). *Filtração direta ascendente em pedregulho como pré-tratamento à filtração rápida descendente*. Dissertação de Mestrado, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, p.170.
- Melo, A.E.S. (2003). *Filtração Direta Ascendente em Pedregulho seguida de Filtração Rápida aplicada à remoção de algas*. Monografia de Projeto Final em Engenharia Civil. Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, p.86.

- O'Neil, W.K., (1999). Otimização do Tratamento de Água utilizando Estações Piloto: Estudo de caso em São Paulo - Brasil. *20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES*, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- Petrusevski, A.N., van Breemen, A.N., Alaerts, G.J. (1995). Optimization of coagulation conditions for direct filtration of impounded surface water. *Journal of Water Supply Services and Technology - Aqua*, **44** (2); pp. 93-102.
- Petrusevski, A.N., van Breemen, A.N., Alaerts, G.J. (1996). Effect of permanganate pretreatment and coagulation with dual coagulants on algal removal in direct filtration. *Journal of Water Supply Services and Technology - Aqua*, **45** (5); pp. 316-326.
- Sales, M.V., Di Bernardo, L., Avelino, F.F., Pádua, V.L., (2004). Estudo de tratabilidade para definição de parâmetros de dimensionamento de uma futura Estação de Tratamento de Água para a região Metropolitana de Fortaleza. *XXIIX Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental - AIDIS*. San Juan, Puerto Rico.
- Sens, M. L, Dalsasso, R.L., Belli Filho, P. e Fernandes, H. (2002). Influência de algas na filtração direta ascendente e descendente – estudo de caso. *XXVIII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental - AIDIS*. Cancún, México.
- Spiegel, M. R. (1994). *Série Shaum - Estatística*. Editora Makron Books. São Paulo, SP, Brasil.
- Teixeira, A.R., Santos E.P.C.C., Almeida, C.P., Pádua, V.L., Libânio, M. (2004). Tratabilidade de Água com baixa Turbidez por Filtração Direta Ascendente e Descendente. *XXIIX Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental - AIDIS*. San Juan, Puerto Rico.

APÊNDICES

APÊNDICE A - Tabela de Densidade X %Al₂O₃ X sólidos do Panfloc 346, fornecida pela Pan-Americana S.A.

Tabela A.1 - Densidade X %Al₂O₃ X sólidos do Panfloc 346

Massa específica a 25°C (g/cm³)	Al₂O₃ (% m/m)	Sólidos base 29% Al₂O₃ (% m/m)	Conc. de sólidos (g/L)
1,219	8,3	28,62	348,89
1,222	8,4	28,97	353,96
1,225	8,5	29,31	359,05
1,228	8,6	29,66	364,17
1,230	8,7	30,00	369,00
1,233	8,8	30,34	374,15
1,236	8,9	30,69	379,32
1,239	9,0	31,03	384,52
1,242	9,1	31,38	389,73
1,245	9,2	31,72	394,97
1,248	9,3	32,07	400,22
1,251	9,4	32,41	405,50
1,254	9,5	32,76	410,79
1,257	9,6	33,10	416,11
1,260	9,7	33,45	421,45
1,262	9,8	33,79	426,47
1,265	9,9	34,14	431,84
1,268	10,0	34,48	437,24
1,271	10,1	34,83	442,66
1,274	10,2	35,17	448,10
1,277	10,3	35,52	453,56
1,280	10,4	35,86	459,03
1,283	10,5	36,21	464,53
1,286	10,6	36,55	470,06
1,289	10,7	36,90	475,60
1,292	10,8	37,24	481,16
1,294	10,9	37,59	486,37
1,297	11,0	37,93	491,97
1,300	11,1	38,28	497,59
1,303	11,2	38,62	503,23
1,306	11,3	38,97	508,89
1,309	11,4	39,31	514,57
1,312	11,5	39,66	520,28
1,315	11,6	40,00	526,00
1,318	11,7	40,34	531,74
1,321	11,8	40,69	537,51
1,324	11,9	41,03	543,30
1,327	12,0	41,38	549,10

APÊNDICE B - Dimensionamento do Dispositivo de Mistura Rápida (DMR)

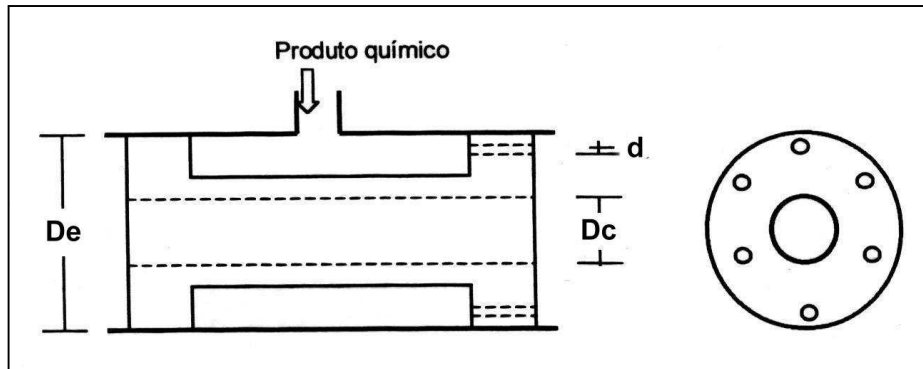


Figura B.1 - Esquema do injetor utilizado como dispositivo de mistura rápida.

Taxa de Filtração do Filtro Ascendente de Pedregulho (TF) = 90 m/d

Área do Filtro Ascendente de Pedregulho (A) = 0,503 m²

Vazão Total de Água Bruta (Q) = 5,24.10⁻⁴ m³/s

Diâmetro Expandido do Injetor (D_e) = 0,053 m

Área seção Expandida (A_e) = 2,240.10⁻³ m²

Diâmetro Contraído do Injetor (D_c) = 0,018 m

Área seção Contraída (A_c) = 2,545.10⁻⁴ m²

Diâmetro do orifício de mistura do injetor (d) = 0,008 m

Área da seção do orifício de mistura (A_d) = 5,027.10⁻⁷ m²

Velocidade de aproximação (V) = $\frac{Q}{A_c} = 2,058$ m/s

- GRADIENTE DE VELOCIDADE DEVIDO A EXPANSÃO (G_e)

Perda de carga devido à expansão (Δh):

$$\Delta h = \frac{V^2}{2g} \left(1 - \frac{D_c^2}{D_e^2} \right)^2$$

Δh = 0,170 m

$$\text{Velocidade de Expansão } (V_e) = \frac{Q}{A_e} = 0,234 \text{ m/s}$$

Número de orifícios de mistura do injetor (N) = 6 unidades

Espaçamento entre os orifícios de mistura (E) = 0,035 m

Peso específico da água (γ) = 998,23 N/m³

Viscosidade absoluta (μ) = 1,029.10⁻⁴ N.s/m²

$$\text{Tempo de mistura } (t) = \frac{E}{V_e} = 0,15 \text{ s}$$

$$G_e = \sqrt{\frac{\gamma \cdot \Delta h}{\mu \cdot t}} = 3.319 \text{ s}^{-1}$$

- GRADIENTE DE VELOCIDADE DEVIDO AO INJETOR (G_i)

Vazão de coagulante injetado (Q_c) = 0,36 L/min = 6,00.10⁻⁶ m³/s

Velocidade de saída de cada orifício de mistura (U_o) = $\frac{Q_c}{N \cdot A_d} = 2,02 \text{ m/s}$

Potência dissipada pela massa líquida (P):

$$P = \frac{\gamma \cdot N \cdot A_c \cdot U_o \cdot (U_o + V)^2}{2g}$$

P = 0,005 kgf.m/s = 5,162.10⁻⁴ N.m/s

Volume de água misturada (Vol) = 2,5.A_c.E = 2,220.10⁻⁵ m³ = 0,02 L

$$G_i = \sqrt{\frac{P}{\mu \cdot Vol}} = 475 \text{ s}^{-1}$$

O gradiente de velocidade total do dispositivo é somatório de G_e e G_i . Sendo assim, o gradiente de velocidade do dispositivo é 3.794 s⁻¹.

APÊNDICE C - Metodologia de cálculo utilizada para a preparação das soluções de coagulante

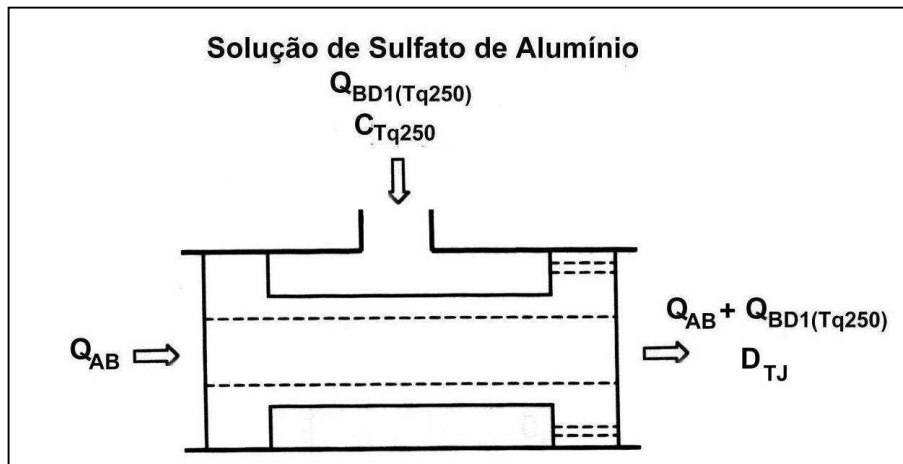


Figura C.1 - Esquema do balanço de massa utilizado para experimentos com Sulfato de Alumínio - Obtenção da Equação C.1.

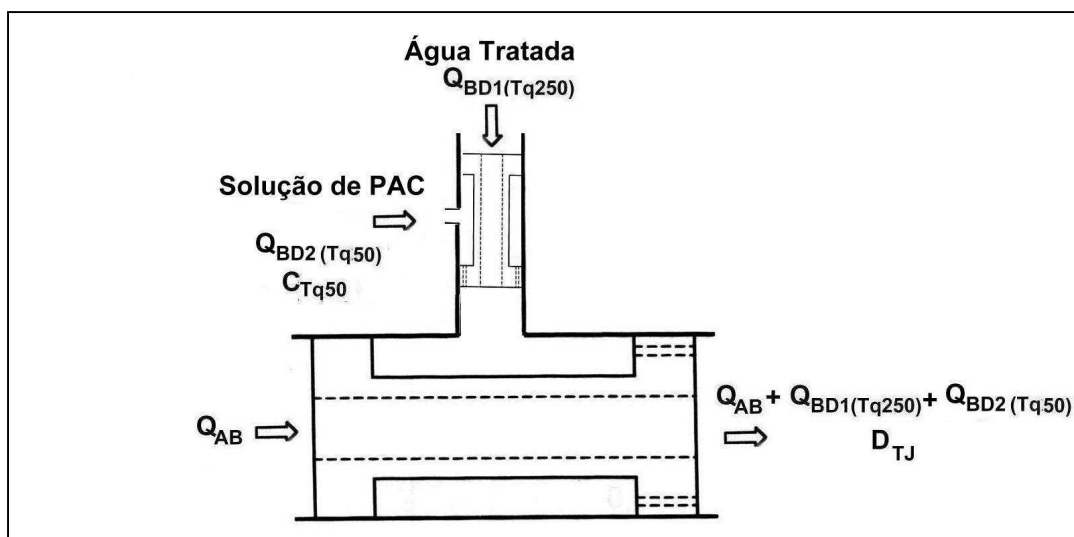


Figura C.2 - Esquema do balanço de massa utilizado para experimentos com PAC. Uso do dispositivo de diluição - Obtenção da Equação C.2.

$$C_{Tq250} = \frac{(Q_{AB} + Q_{BD1(Tq250)}) \cdot D_{TJ}}{Q_{BD1(Tq250)}} \quad (\text{Equação C.1})$$

$$C_{Tq50} = \frac{(Q_{AB} + Q_{BD1(Tq250)} + Q_{BD2(Tq50)}) \cdot D_{TJ}}{Q_{BD2(Tq50)}} \quad (\text{Equação C.2})$$

Em que: C_{Tq250} = Concentração da solução de sulfato de alumínio armazenada no tanque de 250 L (mg/L);

C_{Tq50} = Concentração da solução de PAC armazenada no tanque de 50 L (mg/L);

Q_{AB} = Vazão de água bruta = 31,42 L/min;

$Q_{BD1(Tq250)}$ = Vazão da bomba dosadora 1 - acoplada ao tanque de 250 L = 0,36 L/min;

$Q_{BD2(Tq50)}$ = Vazão da bomba dosadora 2 - acoplada ao tanque de 50 L = 0,0058 L/min;

D_{TJ} = Dosagem desejada obtida a partir do teste de jarro (mg/L).

APÊNDICE D - Dados relativos aos experimentos da Fase 1

Tabela D.1 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 1.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	5,3 - 8,7	6,6	0,9
pH	6,4 - 7,4	6,7	0,3
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	16,1 - 20,6	18,0	2,1
Alumínio (mg/L)	0,09 - 0,14	0,11	0,02

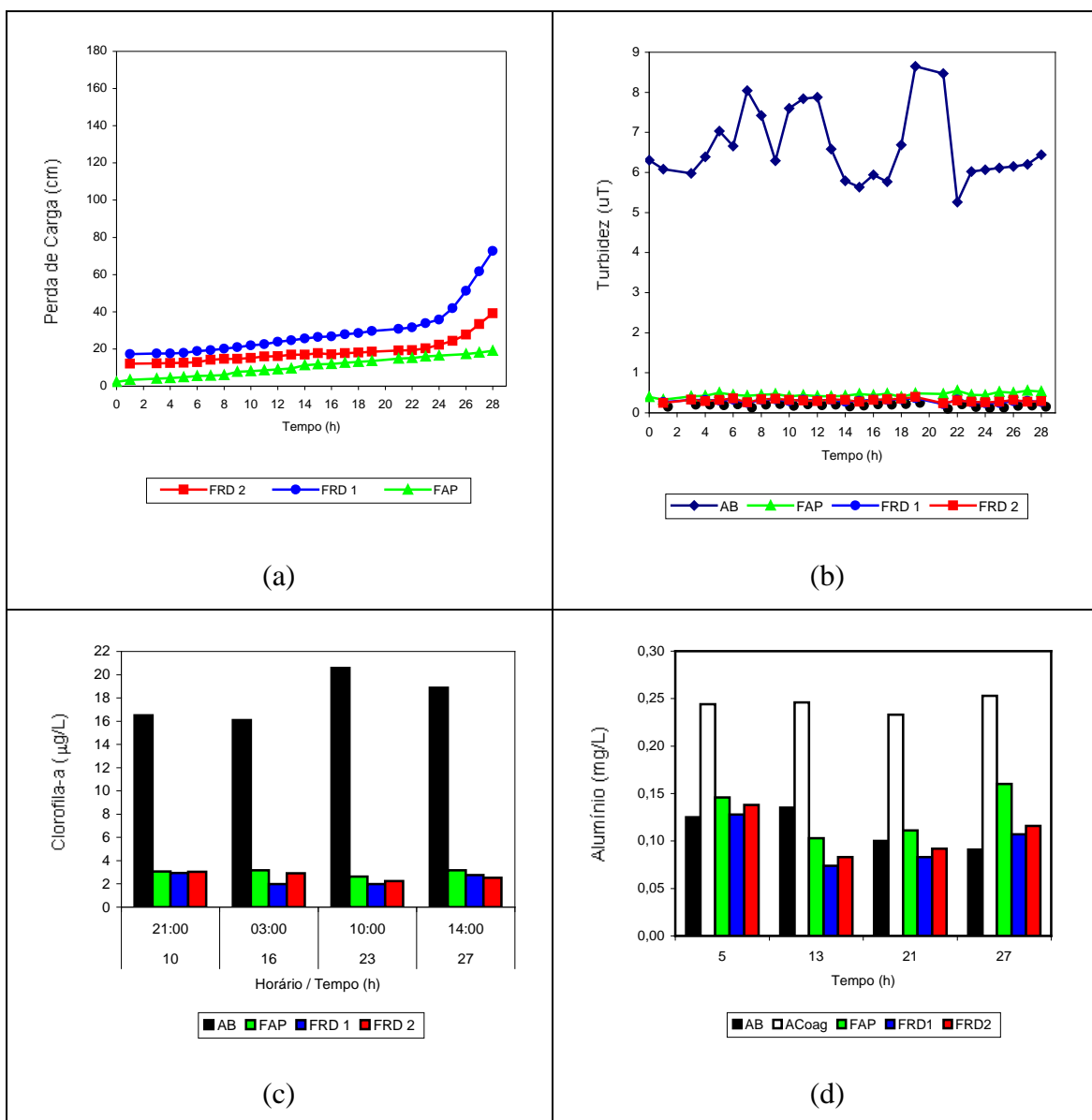
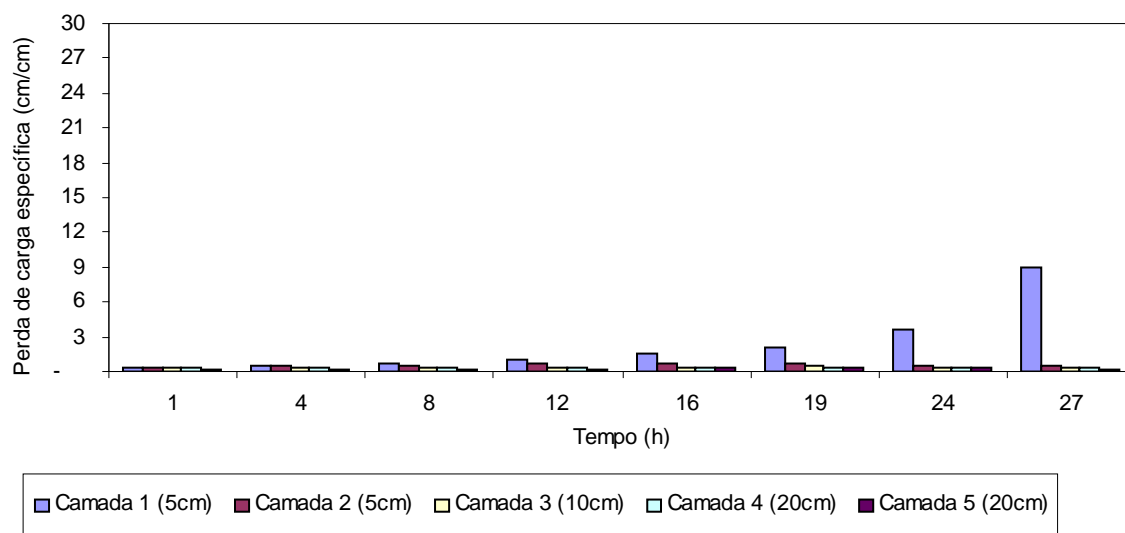
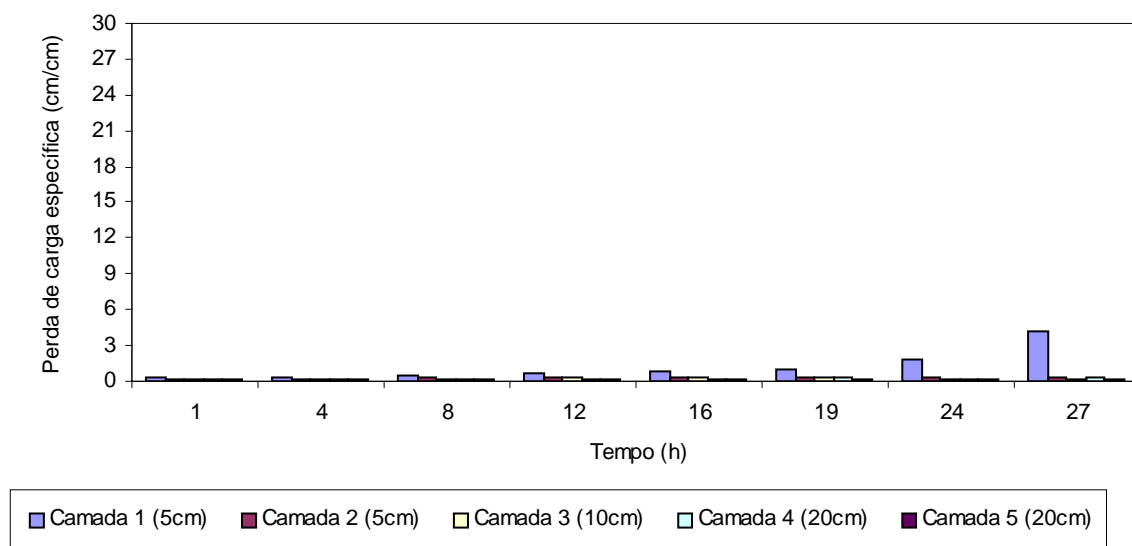


Figura D.1 - Experimento de filtração 1 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras D.2 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 1. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras D.3 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 1. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.

Tabela D.2 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 2.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	3,8 – 6,7	4,8	0,7
pH	6,3 - 7,4	6,7	0,3
Clorofila-a (µg/L)	13,6 -16,5	15,2	1,3
Alumínio (mg/L)	0,08 - 0,11	0,10	0,01

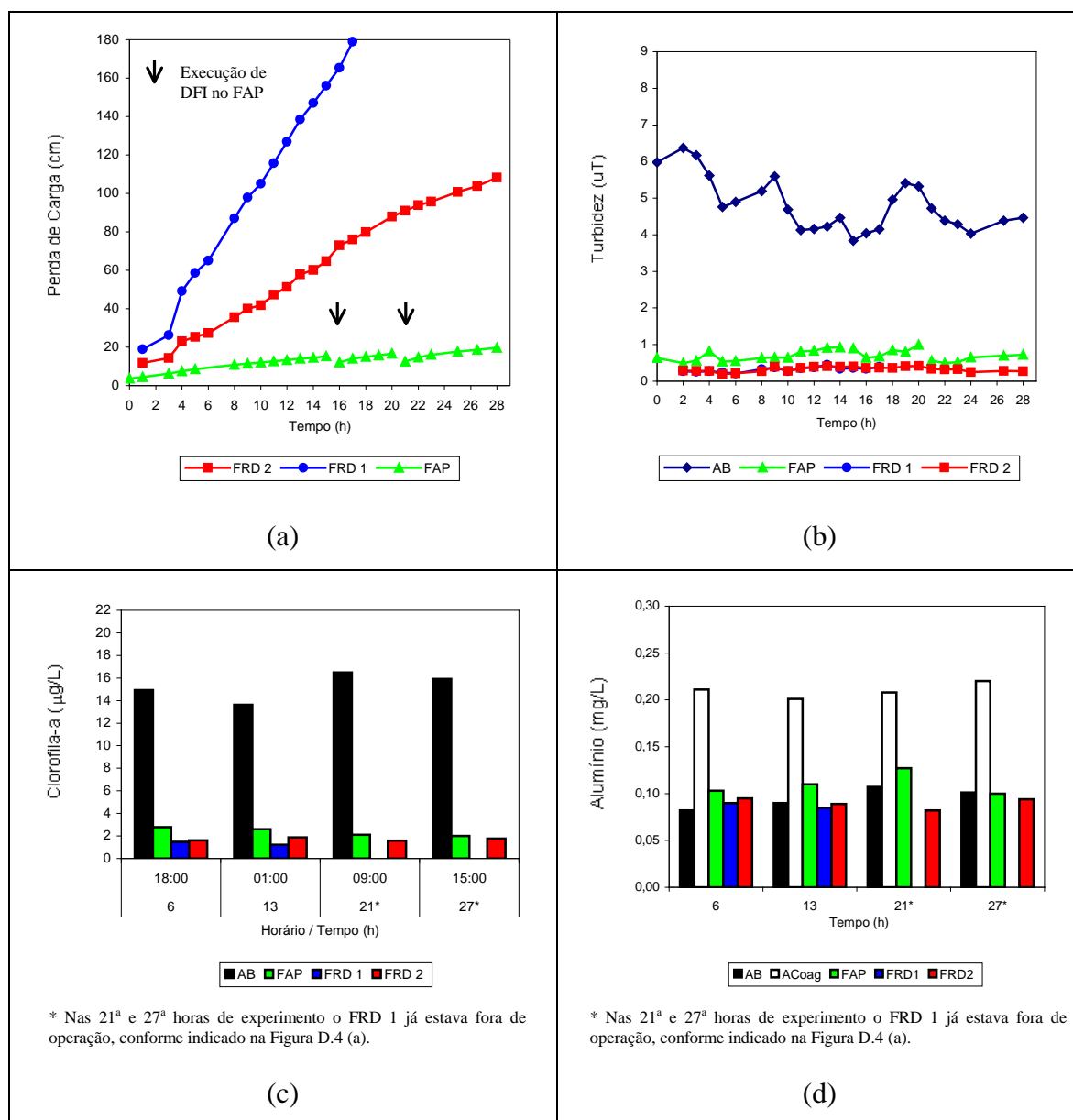
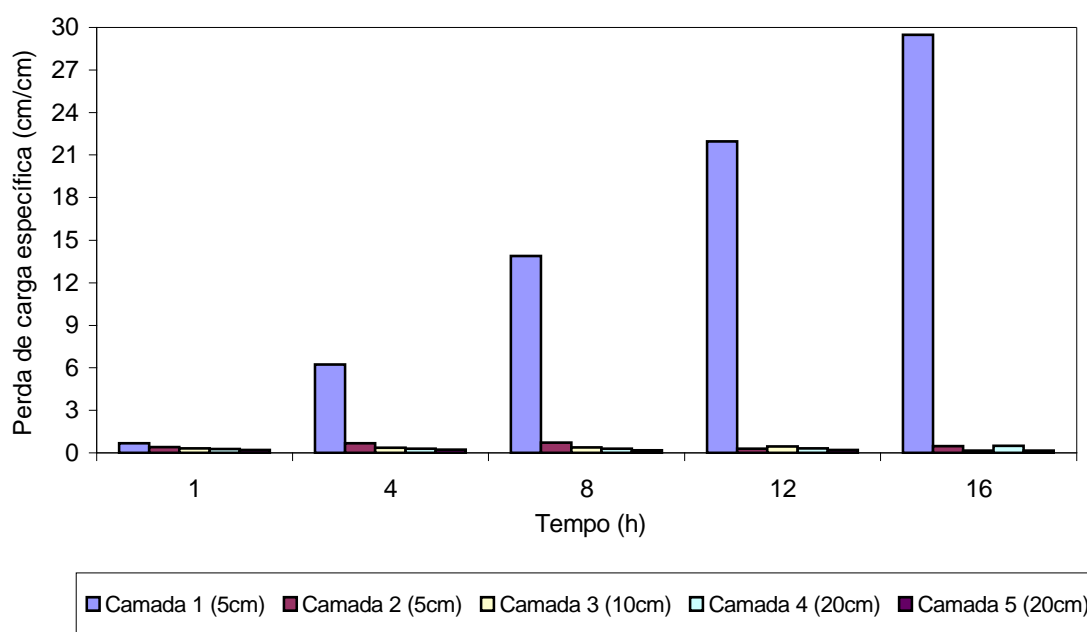
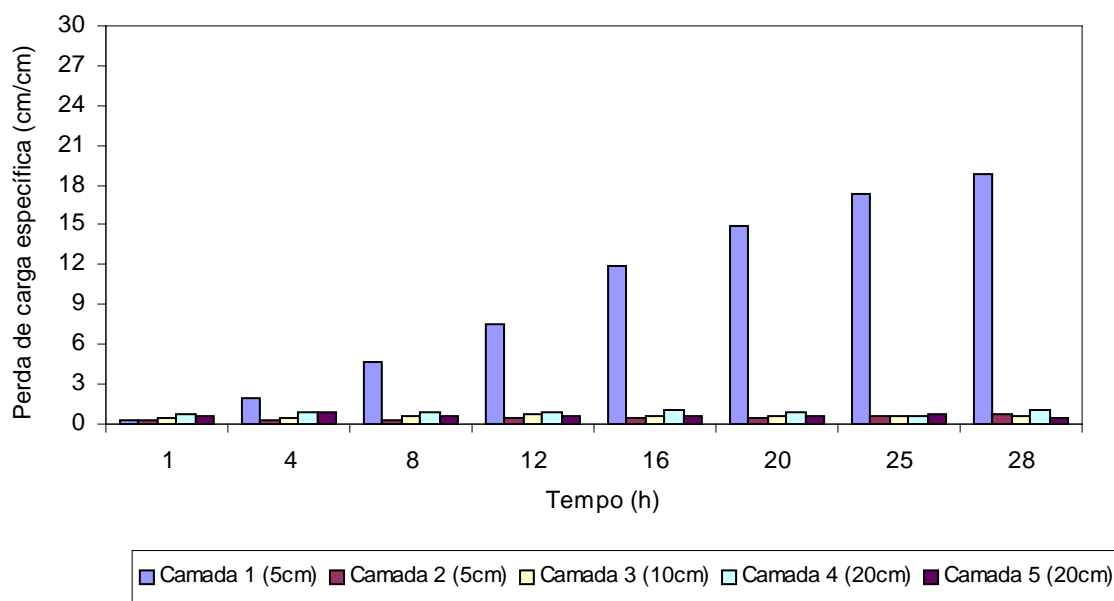


Figura D.4 - Experimento de filtração 2 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras D.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 2. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras D.6 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 2. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.

Tabela D.3 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 3.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	3,5 - 5,2	4,2	0,5
pH	6,4 - 7,1	6,8	0,2
Clorofila-a (µg/L)	14,5 - 13,0	13,9	0,7
Alumínio (mg/L)	0,08 - 0,10	0,09	0,01

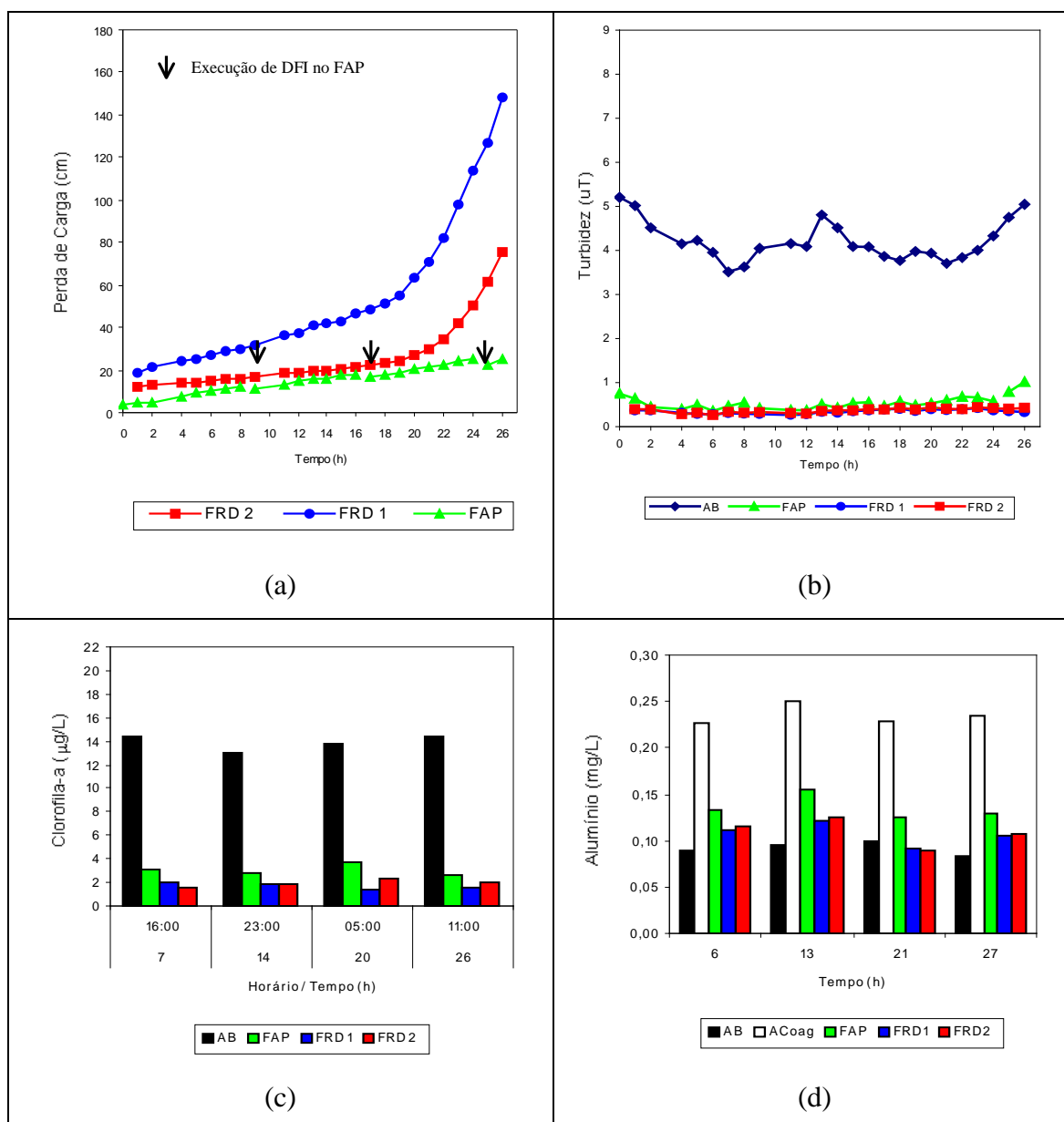
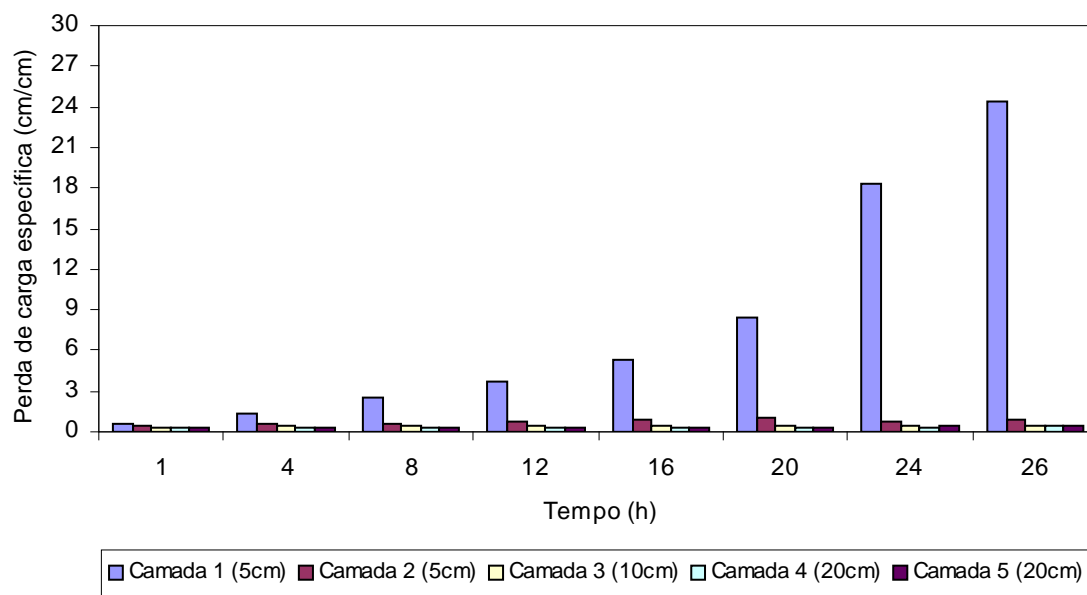
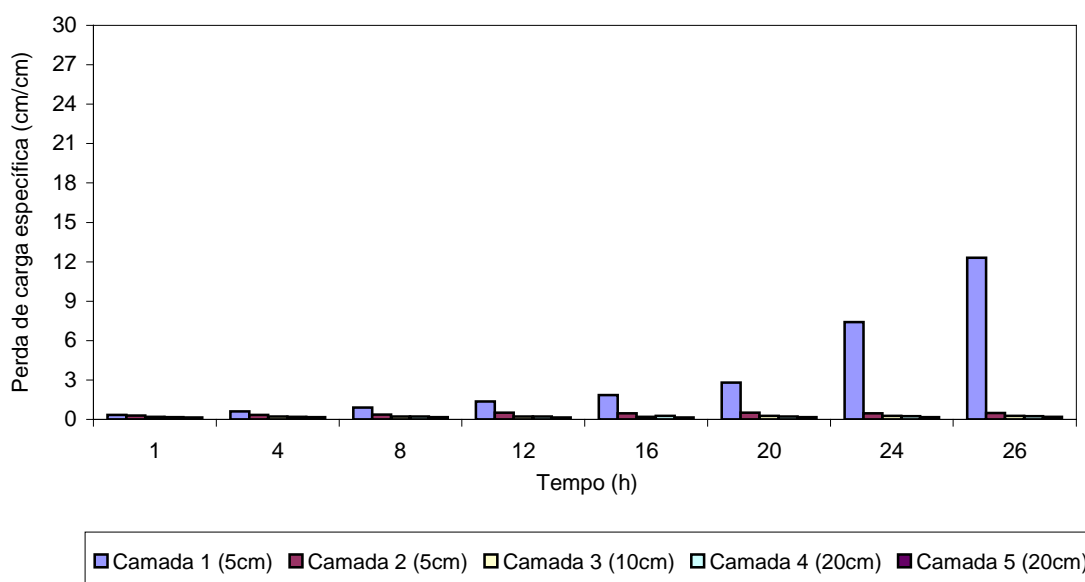


Figura D.7 - Experimento de filtração 3 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras D.8 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 3. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras D.9 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 3. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.

Tabela D.4 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 4.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	3,8 - 7,6	5,3	1,0
pH	6,7 - 7,5	7,0	0,2
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	13,6 - 15,2	14,6	0,7
Alumínio (mg/L)	0,13 - 0,16	0,14	0,01

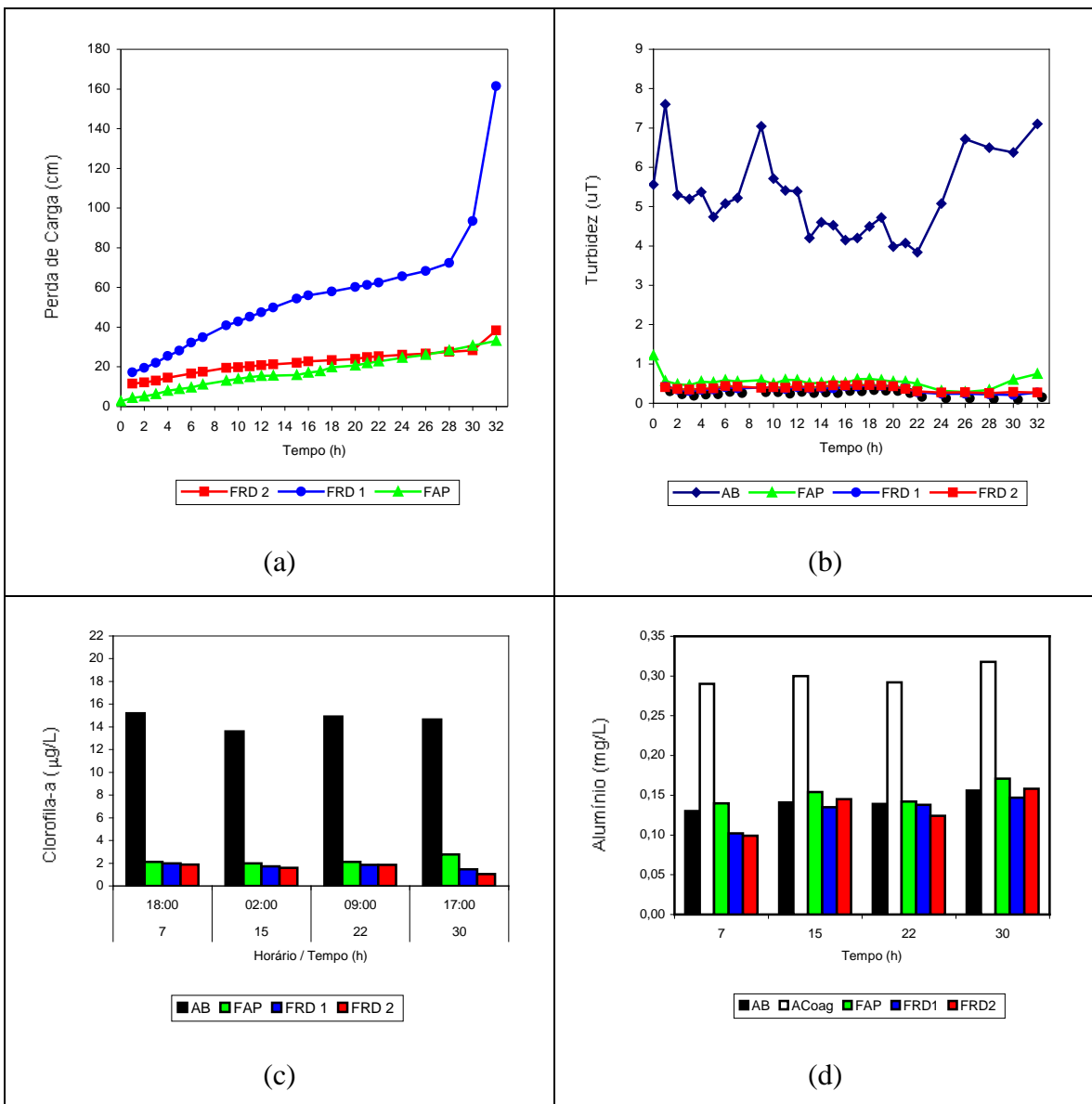
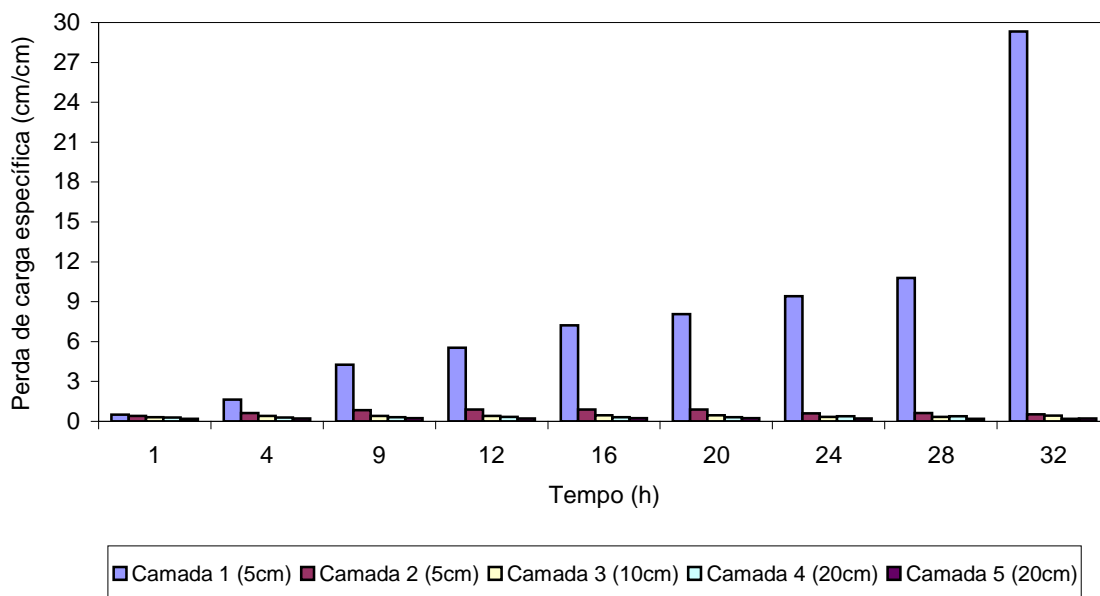
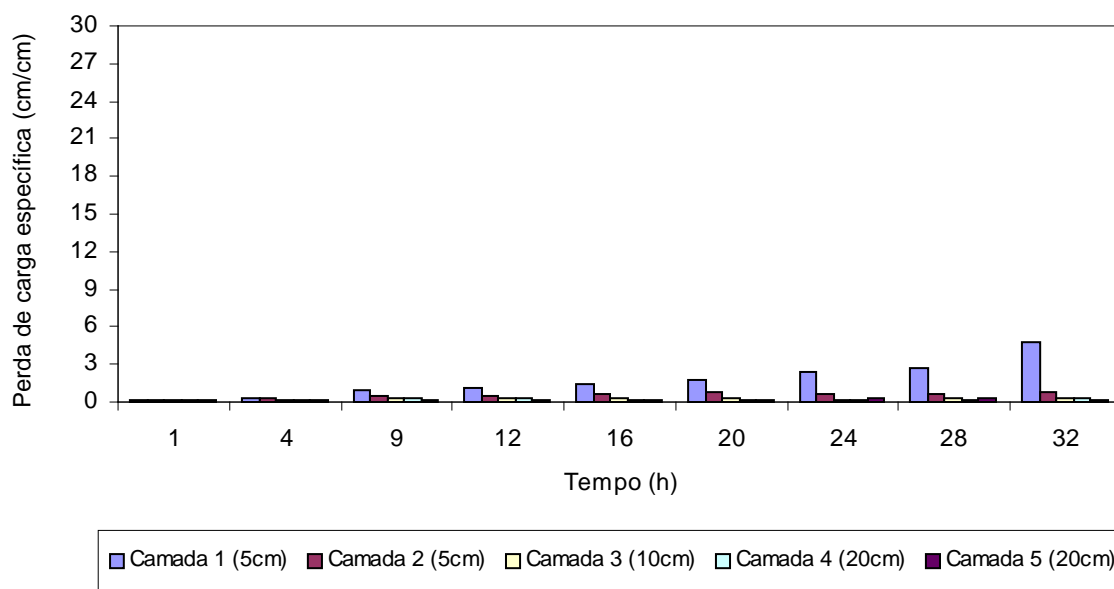


Figura D.10 - Experimento de filtração 4 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: PAC.

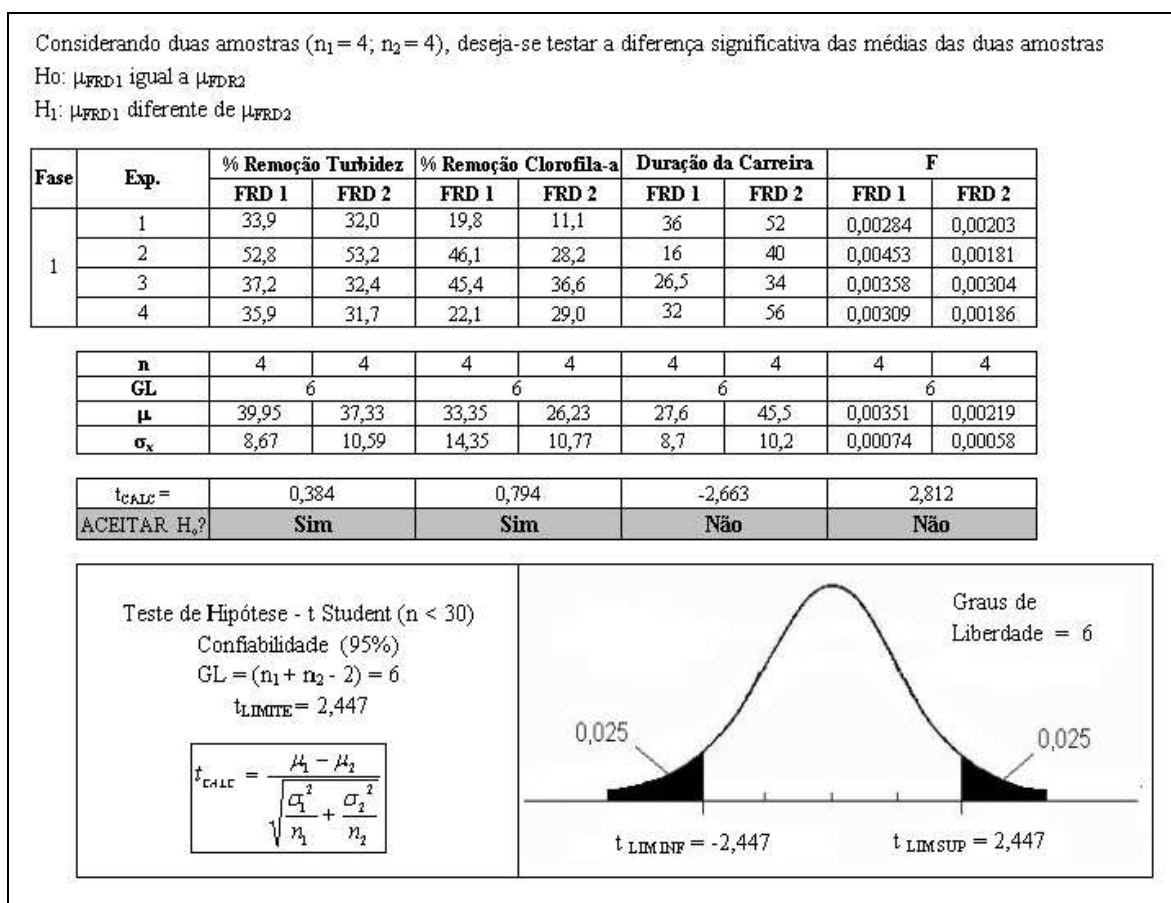


Figuras D.11 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 4. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras D.12 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 4. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: PAC.

APÊNDICE E – Teste de Hipótese para o desempenho dos FRDs - Fase 1.



Figuras E.1 - Teste de hipótese entre as médias obtidas pelos FRDs para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade, e eficiência de remoção de clorofila-a e turbidez – Fase 1.

APÊNDICE F - Dados relativos aos experimentos da Fase 2

Tabela F.1 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 5.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	3,9 – 6,6	5,0	0,7
pH	6,6 - 7,0	6,8	0,1
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	10,8 -13,7	12,7	1,3
Alumínio (mg/L)	0,14 – 0,14	0,14	0,00

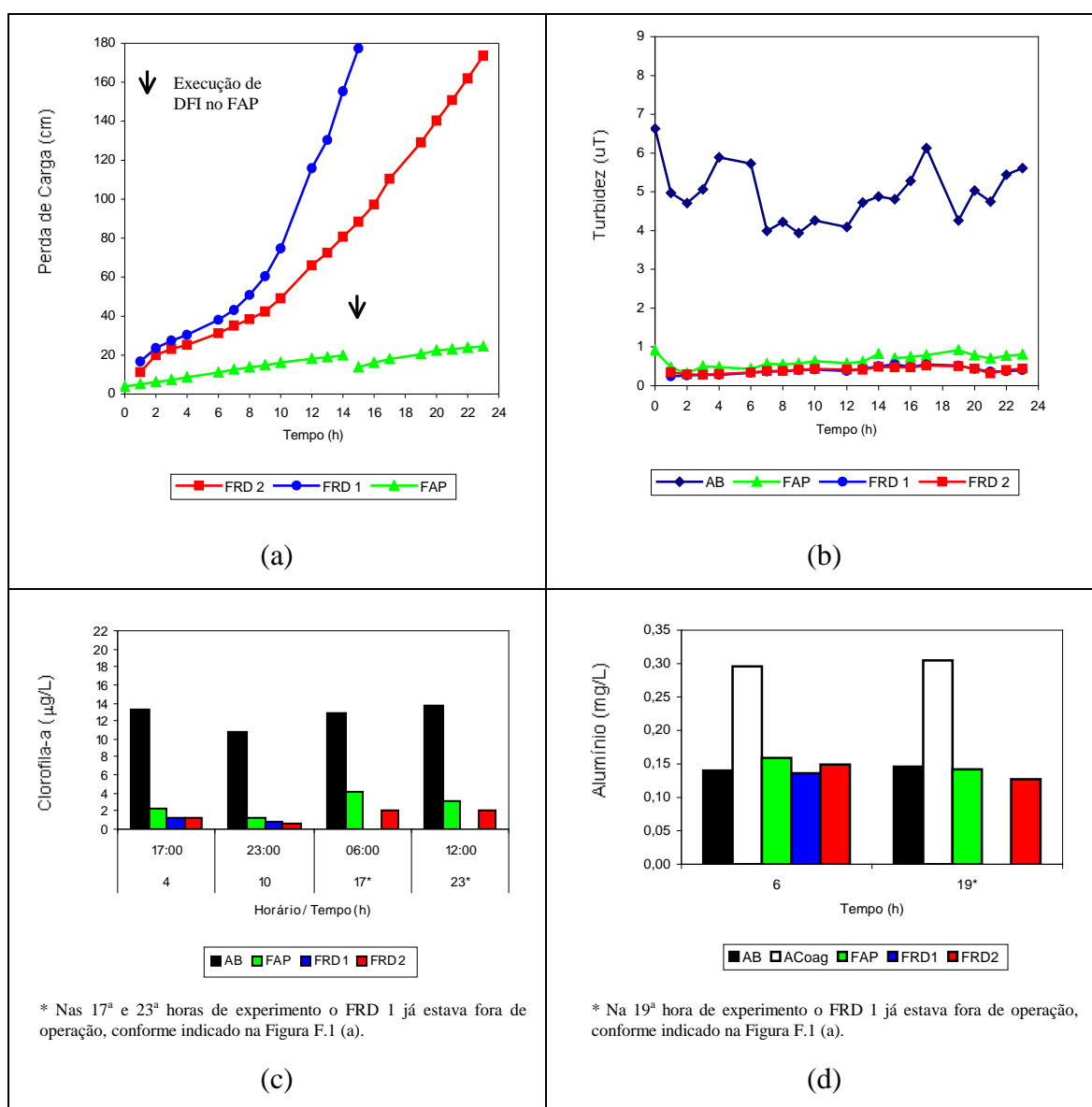
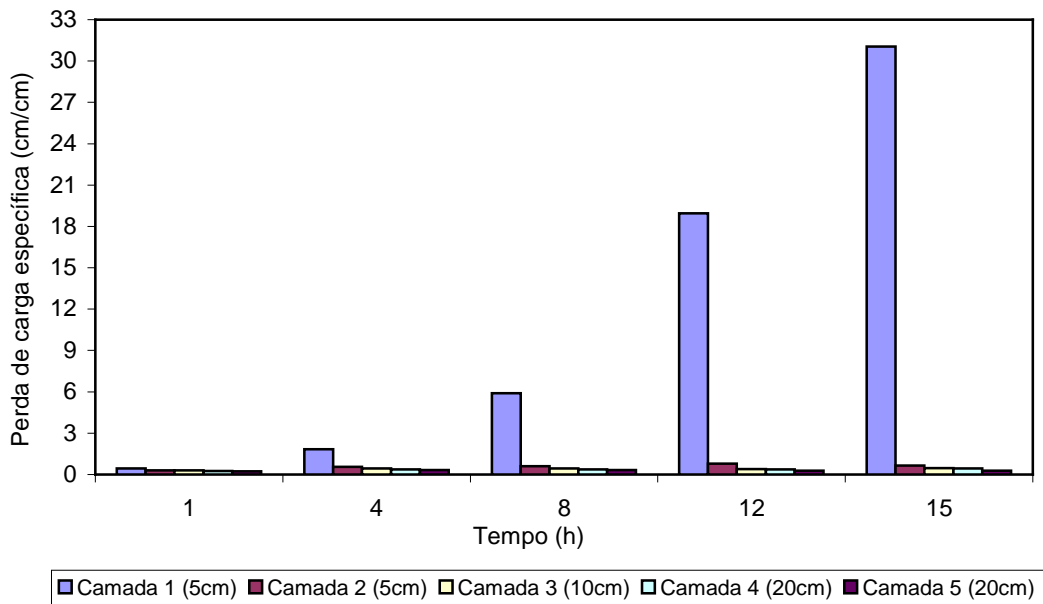
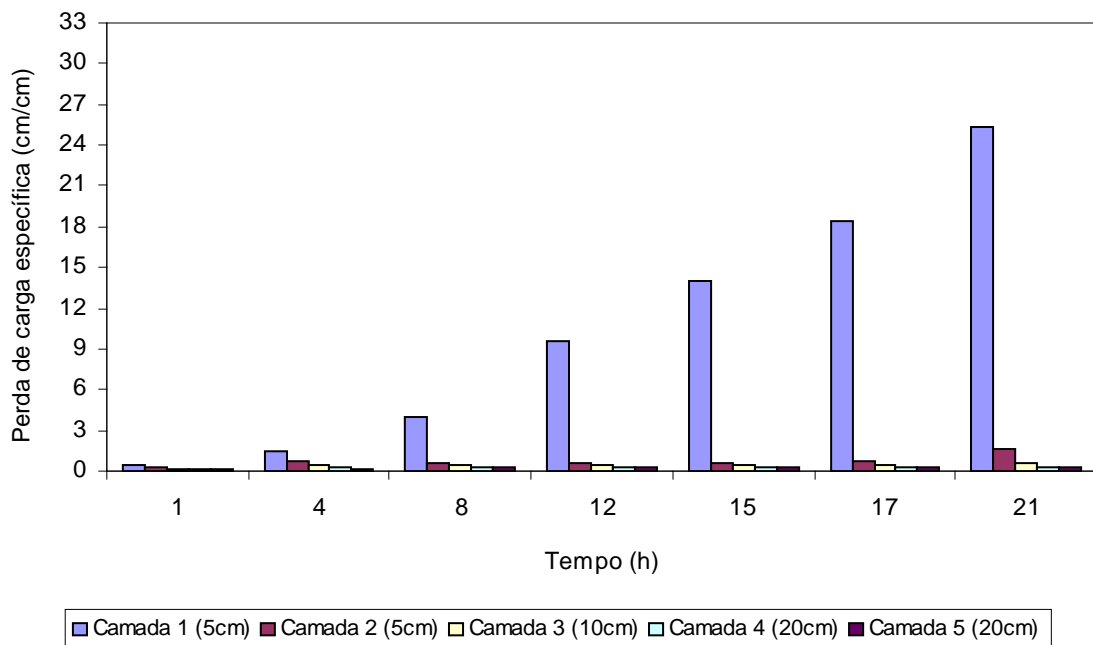


Figura F.1 - Experimento de filtração 5 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 350 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras F.2 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 5. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras F.3 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 5. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.

Tabela F.2 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 6.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	5,3 – 7,1	6,1	0,5
pH	6,7 - 7,0	6,9	0,1
Clorofila-a (µg/L)	10,3 -13,5	12,3	1,4
Alumínio (mg/L)	0,15 – 0,16	0,15	0,10

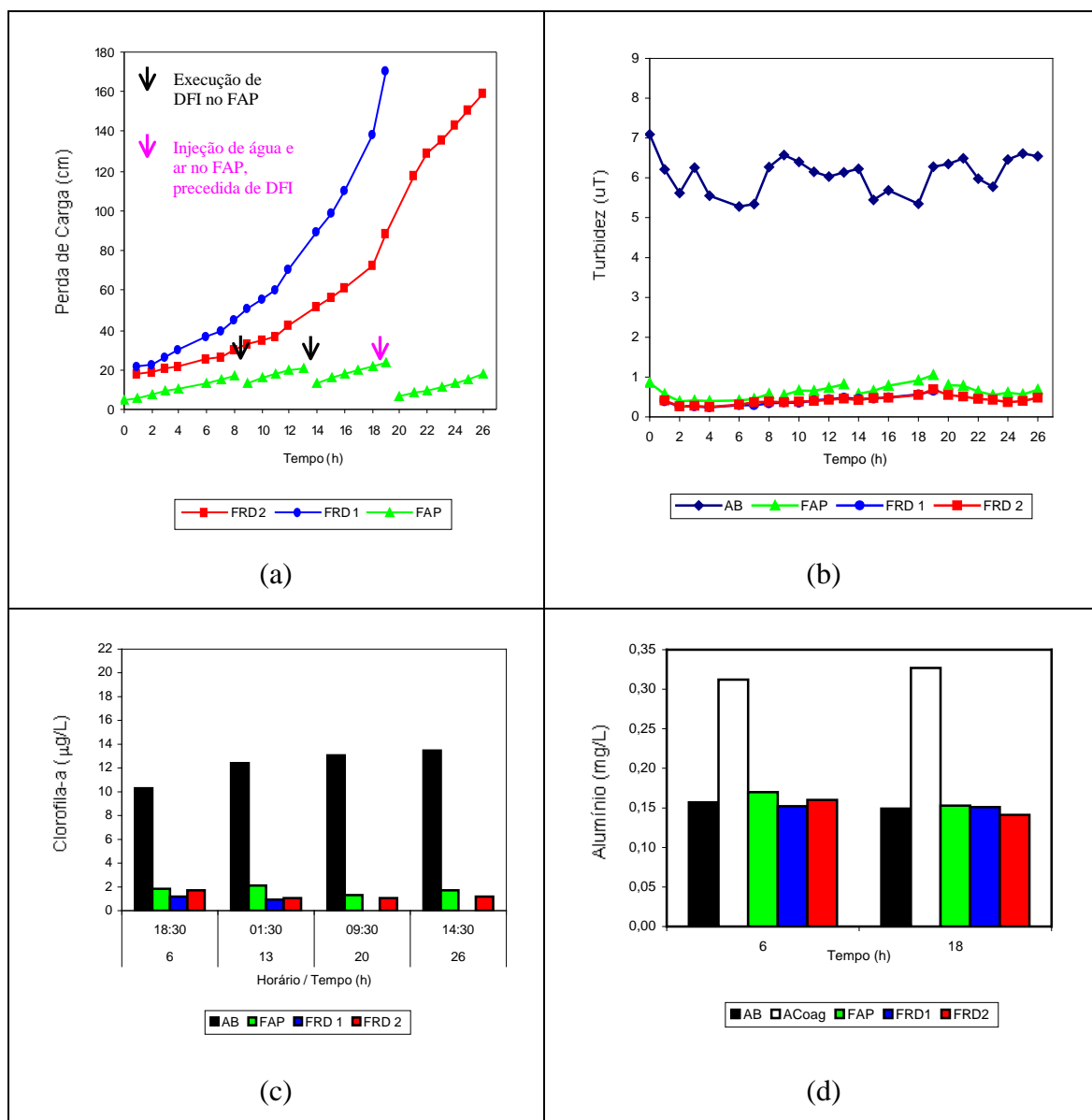
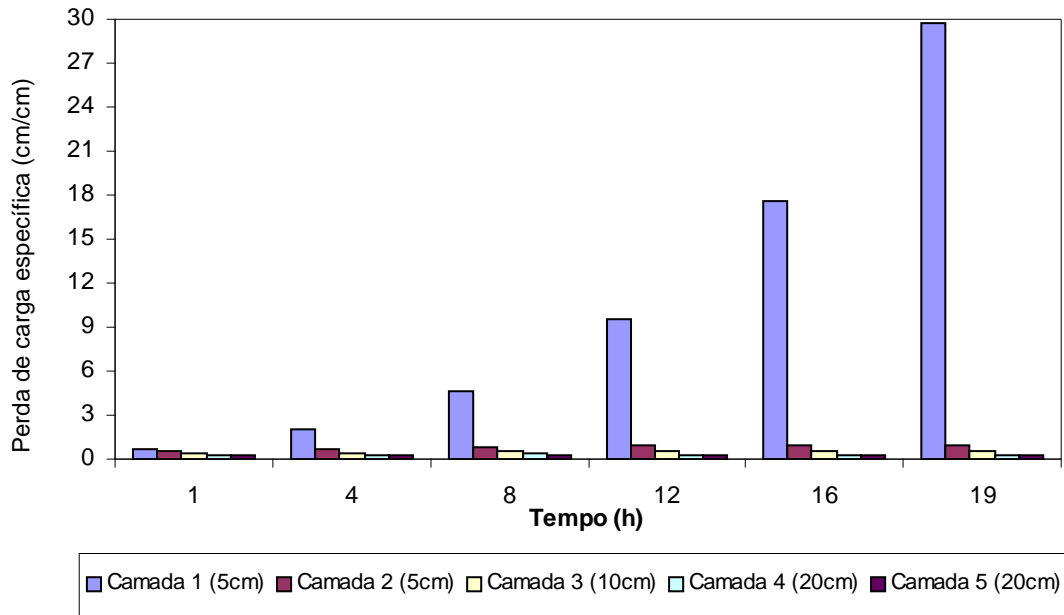
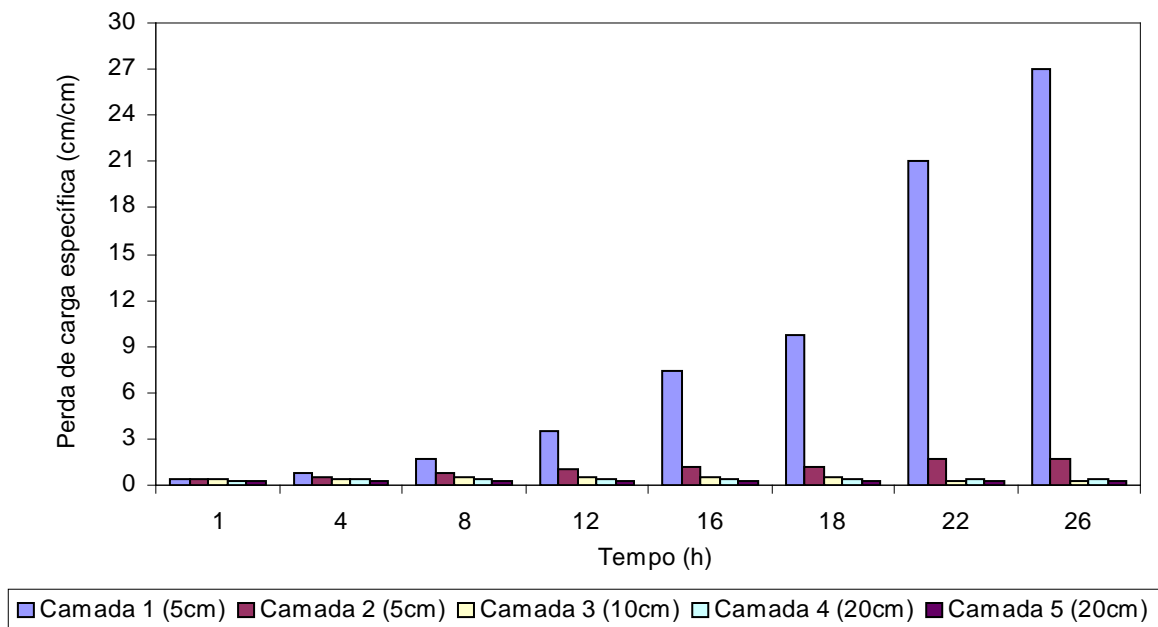


Figura F.4 - Experimento de filtração 6 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 350 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras F.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 6. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras F.6 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 6. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.

Tabela F.3 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 7.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	2,5 - 4,5	3,3	0,5
pH	6,4 - 7,0	6,7	0,2
Clorofila-a (µg/L)	4,2 - 7,8	6,5	1,6
Alumínio (mg/L)	0,08 - 0,08	0,08	0,00

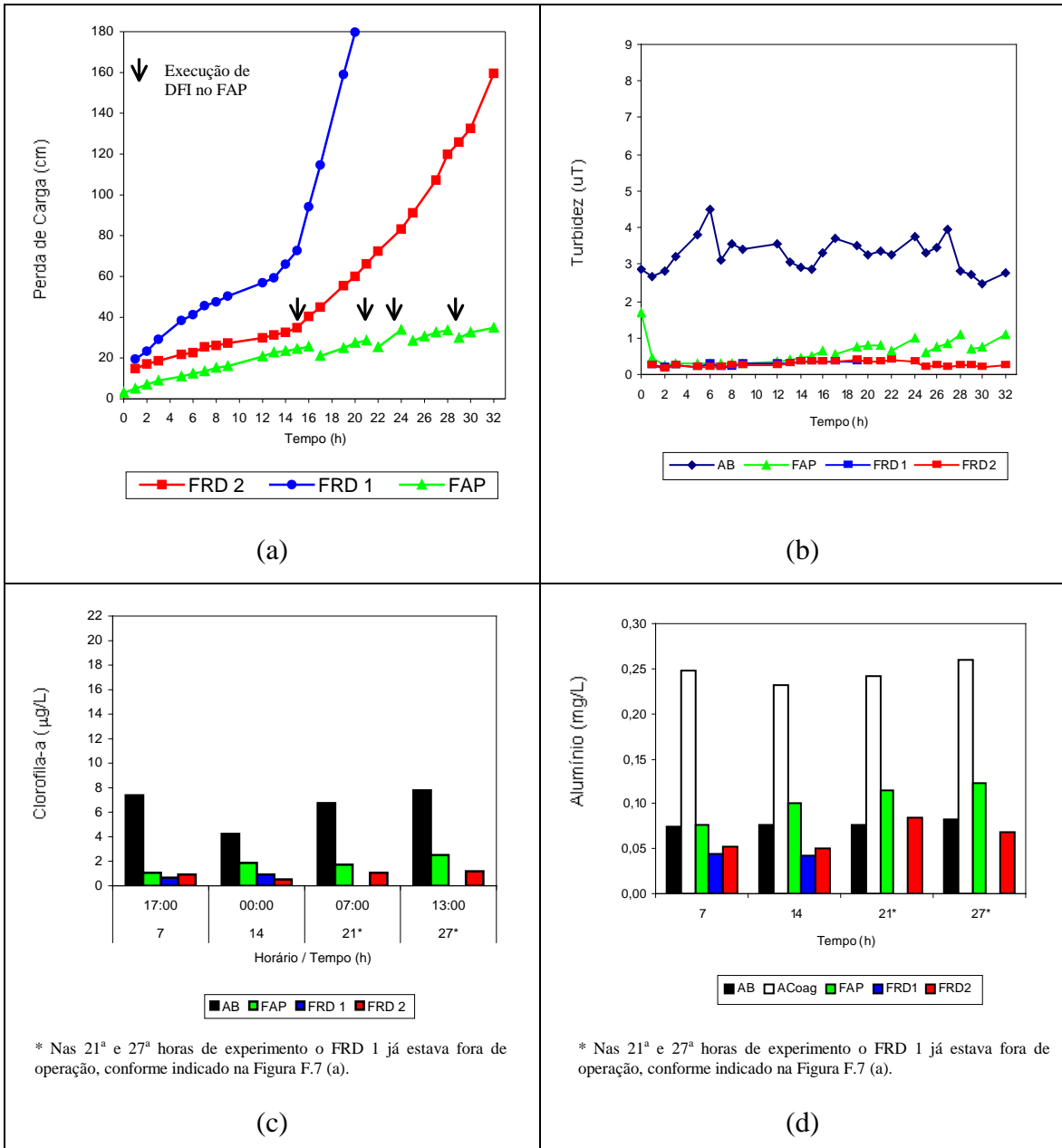
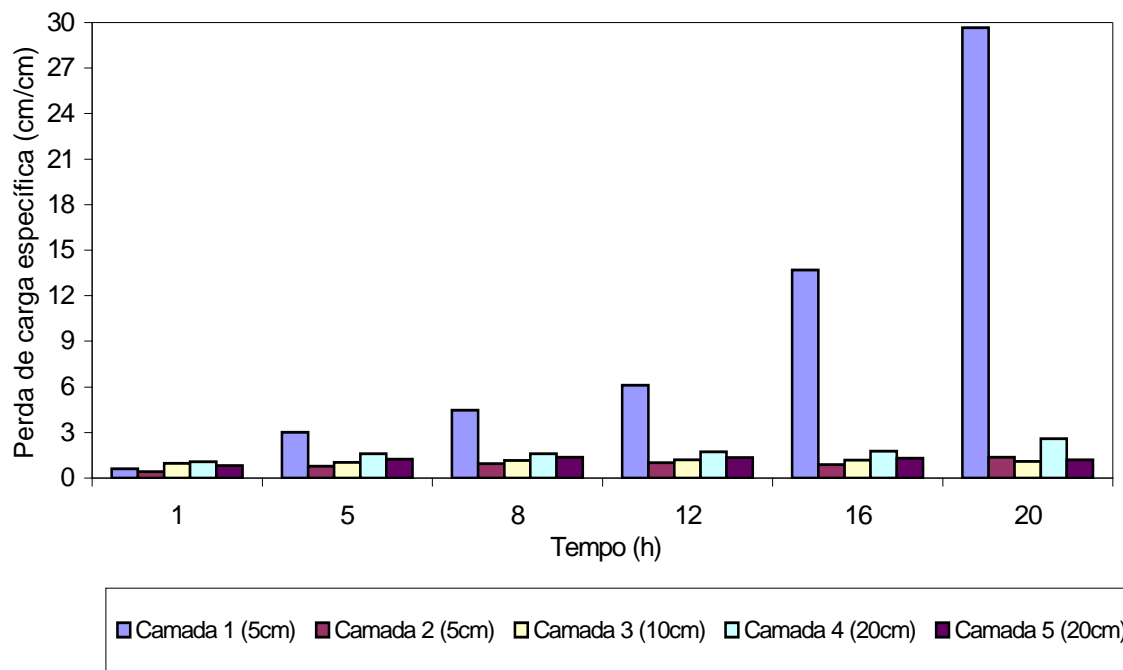
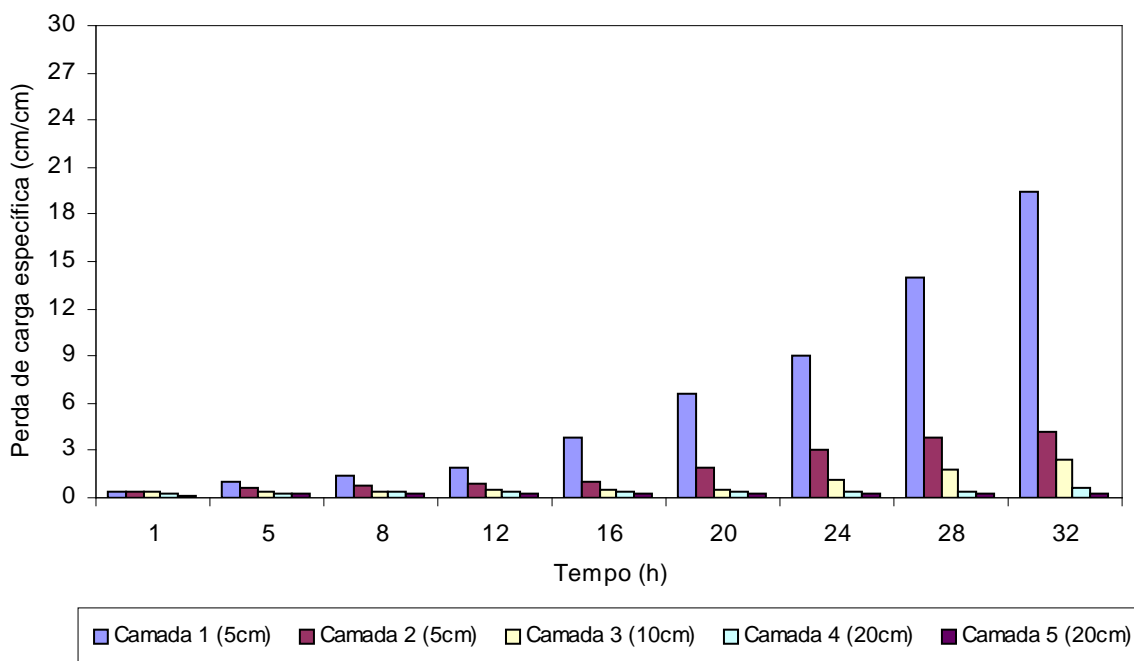


Figura F.7 - Experimento de filtração 7 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a, e; (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 350 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras F.8 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 7. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras F.9 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 7. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.

Tabela F.4 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 8.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	3,0 - 4,2	3,5	0,3
pH	6,9 - 7,4	7,1	0,1
Clorofila-a (µg/L)	5,2 - 5,7	5,4	0,2
Alumínio (mg/L)	0,08 - 0,15	0,11	0,03

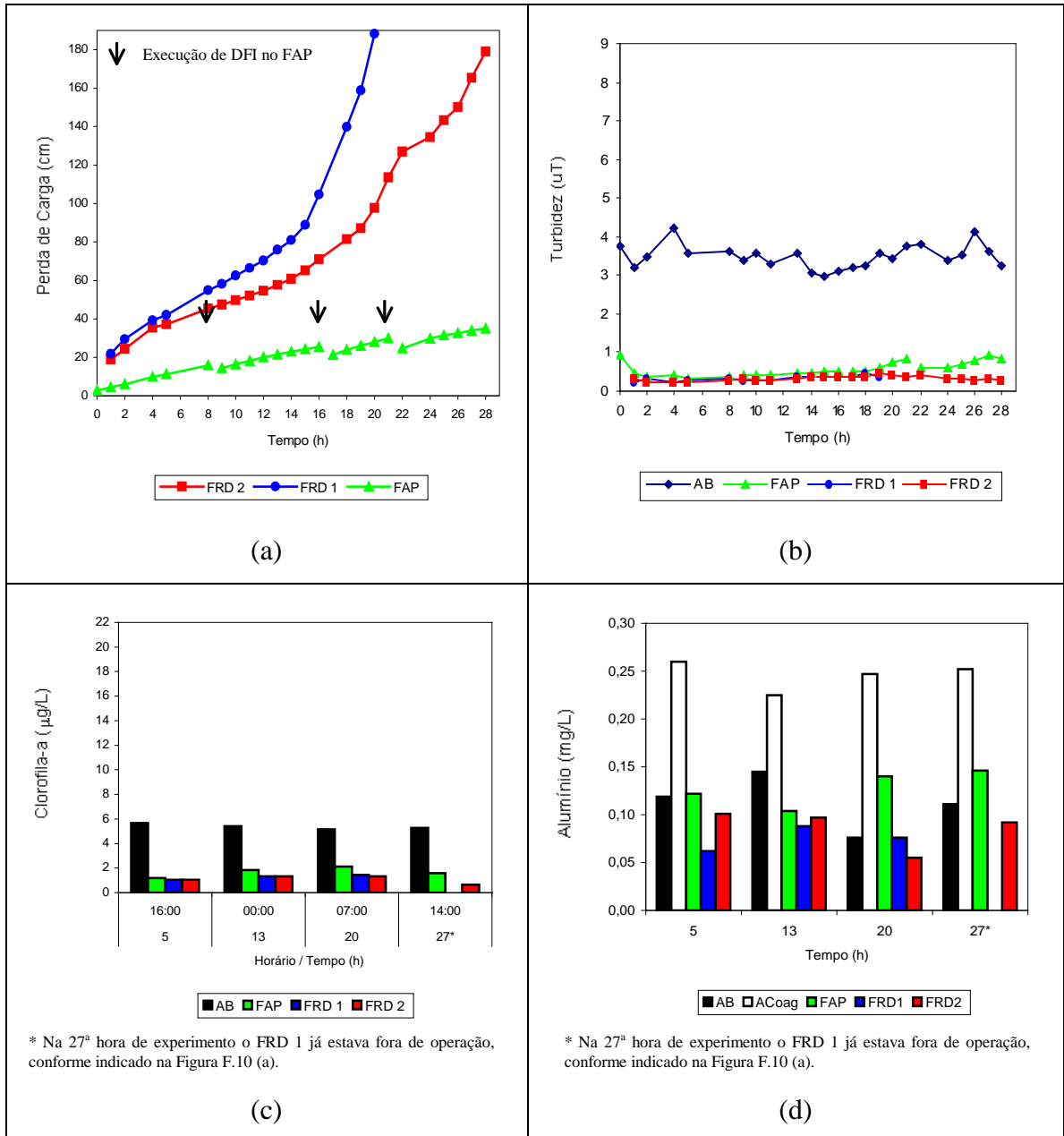
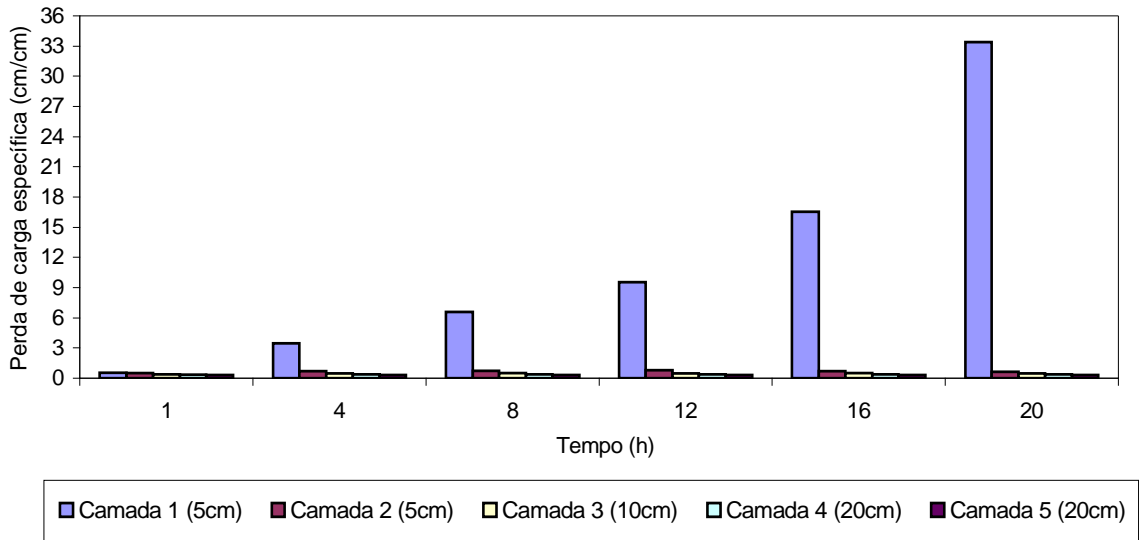
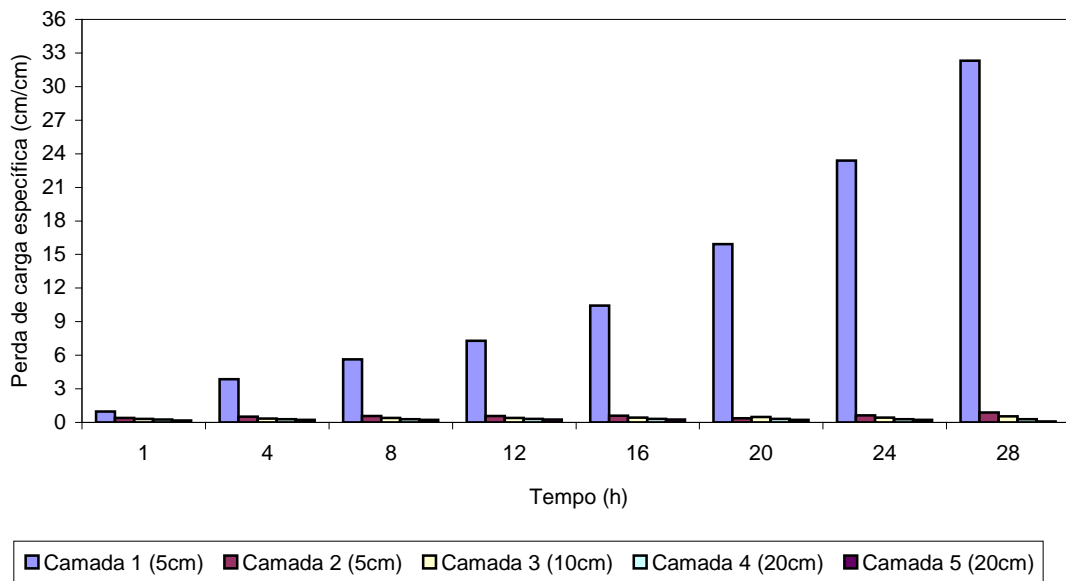


Figura F.10 - Experimento de filtração 8 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 350 m/d. Coagulante: PAC.

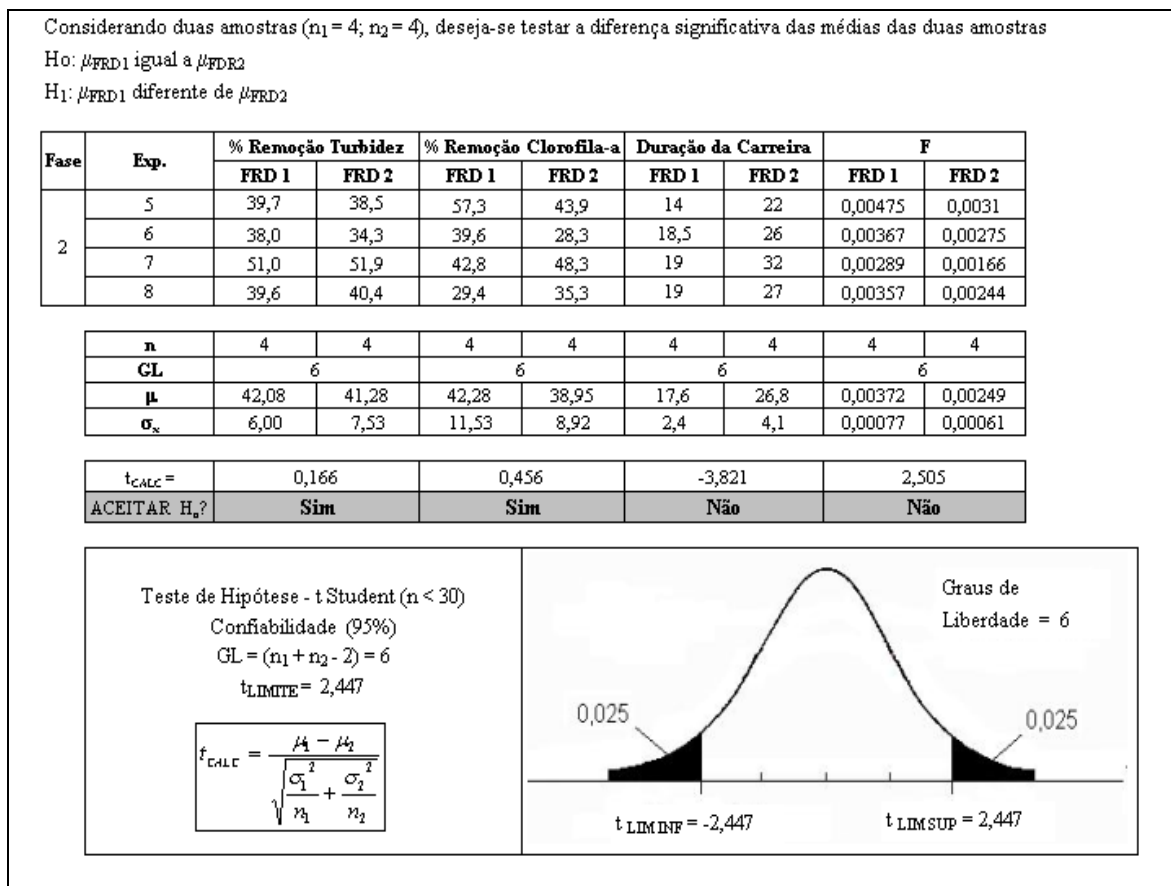


Figuras F.11 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 8. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras F.12 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 8. Taxa de filtração = 350 m/d. Coagulante: PAC.

APÊNDICE G - Teste de Hipótese para o desempenho dos FRDs - Fase 2.



Figuras G.1 - Teste de hipótese entre as médias obtidas pelos FRDs para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiência de remoção de clorofila-a e turbidez – Fase 2.

APÊNDICE H - Dados relativos aos experimentos da Fase 3

Tabela H.1 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 9.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	3,9 - 6,2	4,6	0,5
pH	6,7 - 7,2	6,9	0,1
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	6,9 - 7,4	7,2	0,3
Alumínio (mg/L)	0,08 - 0,15	0,11	0,03

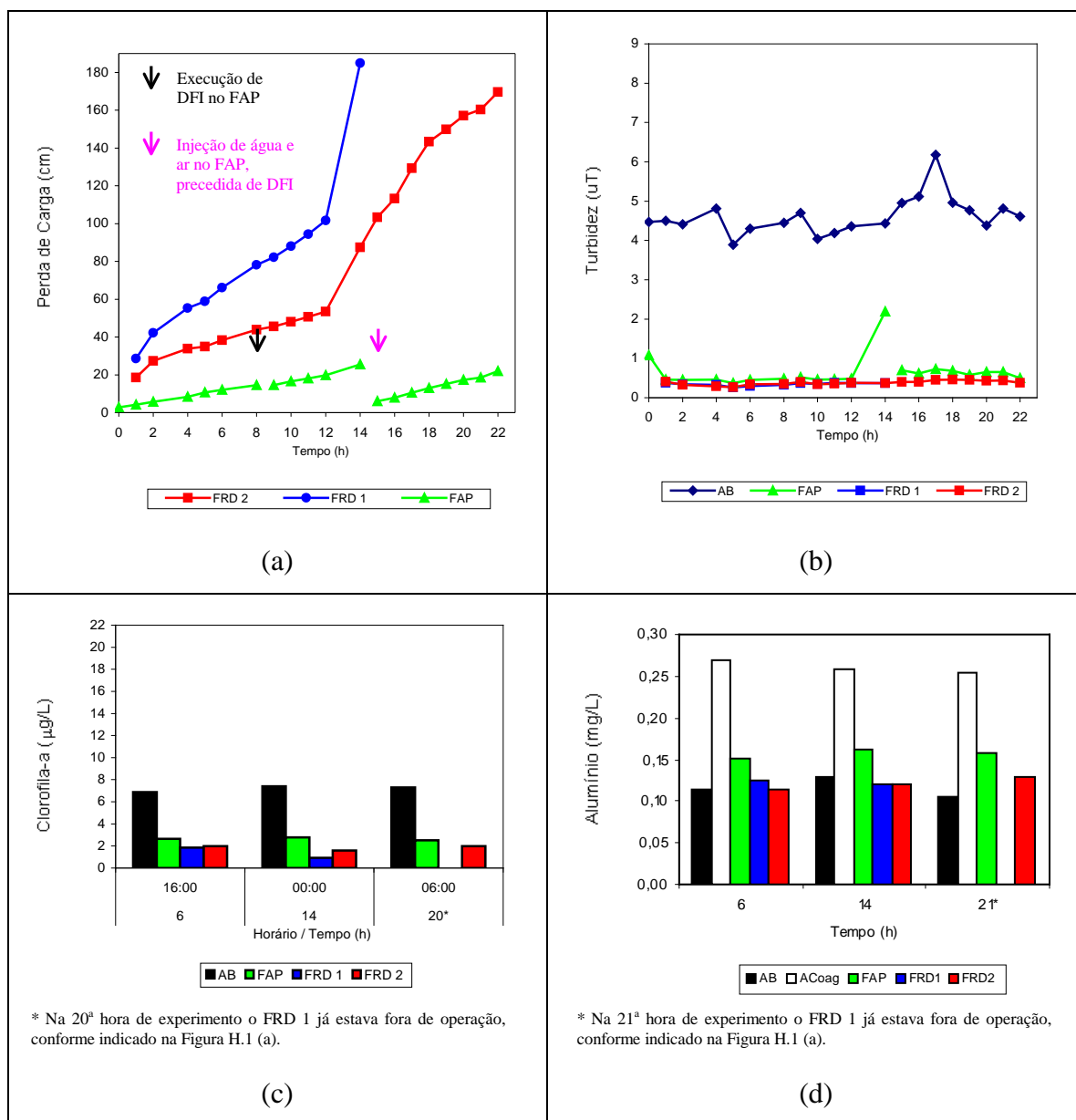
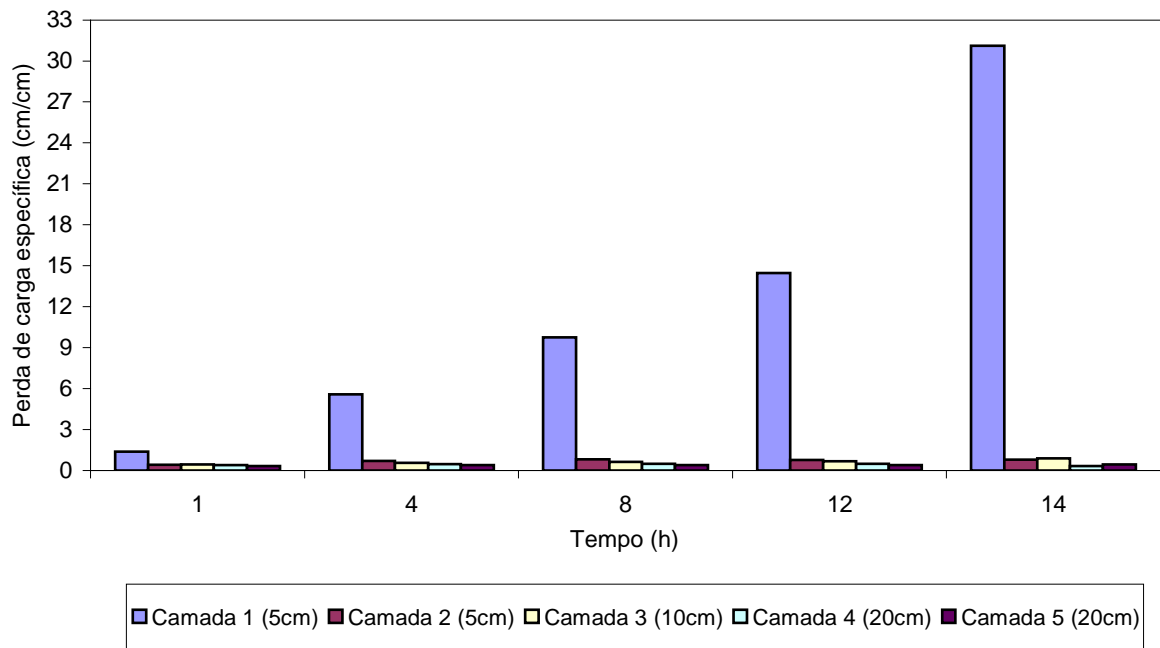
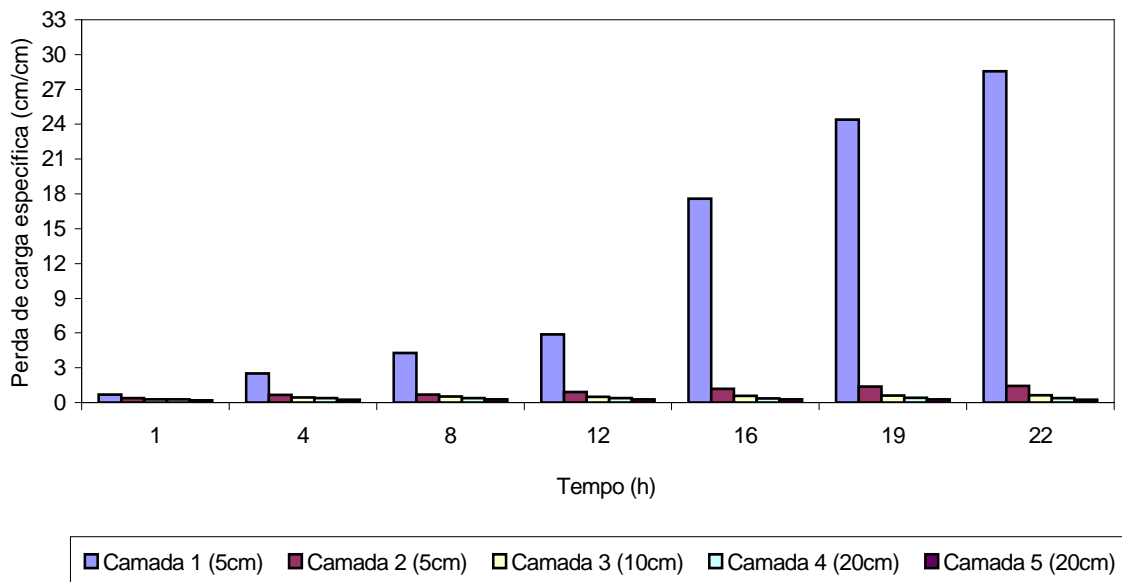


Figura H.1 - Experimento de filtração 9 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras H.2 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 9. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras H.3 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 9. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.

Tabela H.2 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 10.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	4,9 - 6,8	5,5	0,5
pH	6,6 - 7,2	6,9	0,2
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	6,1 - 8,1	7,1	1,0
Alumínio (mg/L)	0,17 - 0,21	0,19	0,02

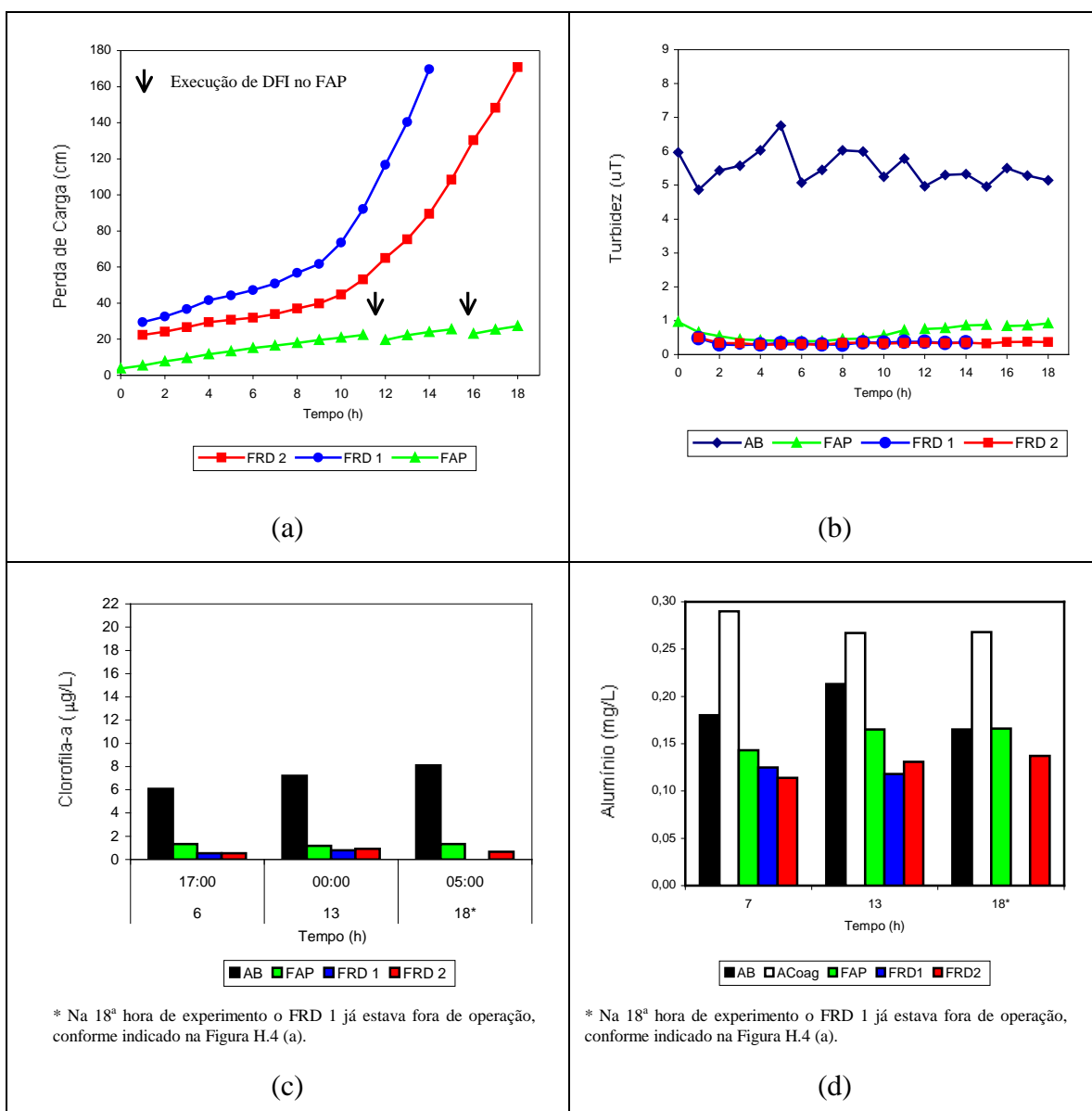
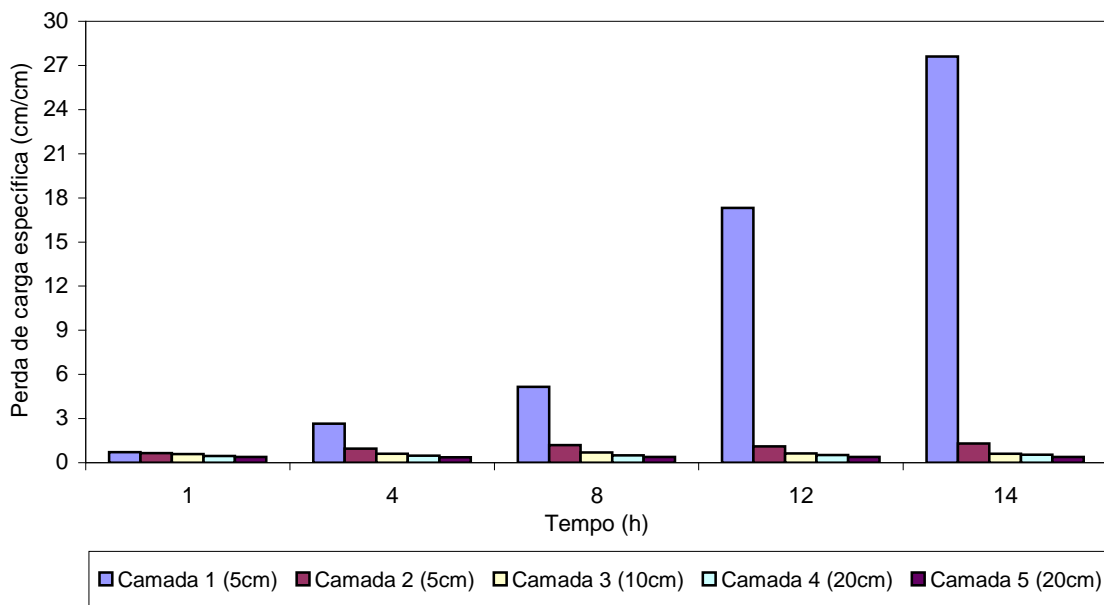
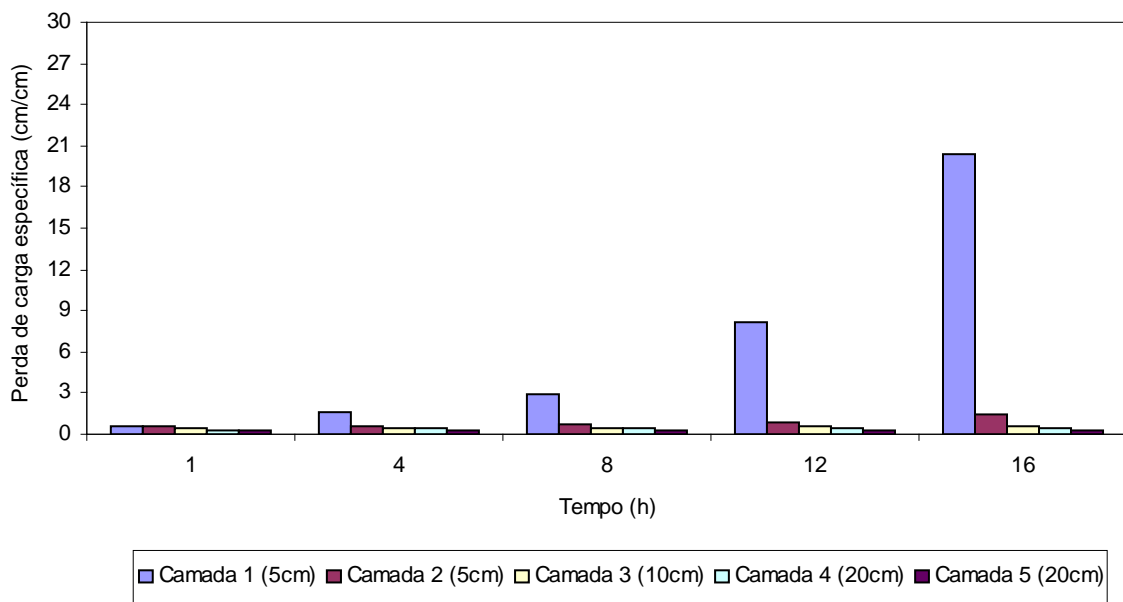


Figura H.4 - Experimento de filtração 10 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras H.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 10. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras H.6 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 10. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.

Tabela H.3 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 11.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	5,4 - 6,8	7,9	0,9
pH	6,3 - 6,7	6,5	0,1
Clorofila-a (µg/L)	6,5 - 7,2	6,8	0,5
Alumínio (mg/L)	0,15 - 0,19	0,17	0,02

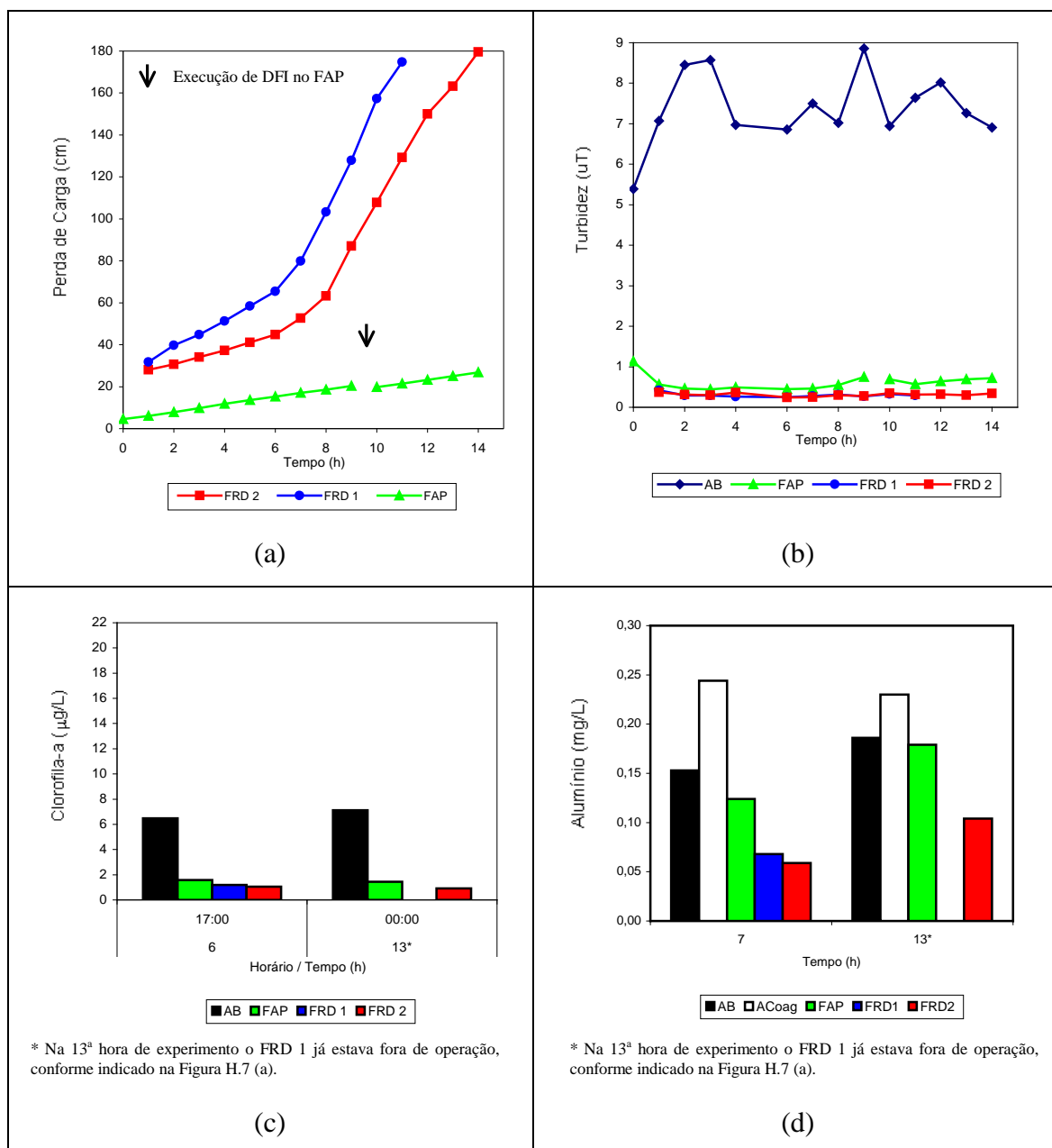
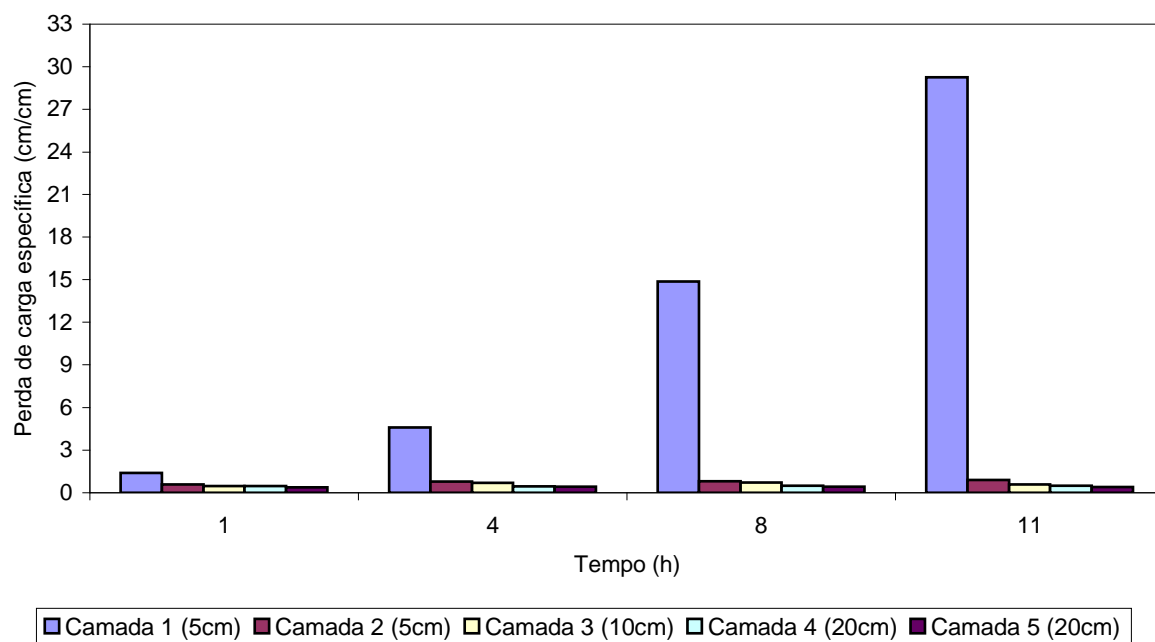
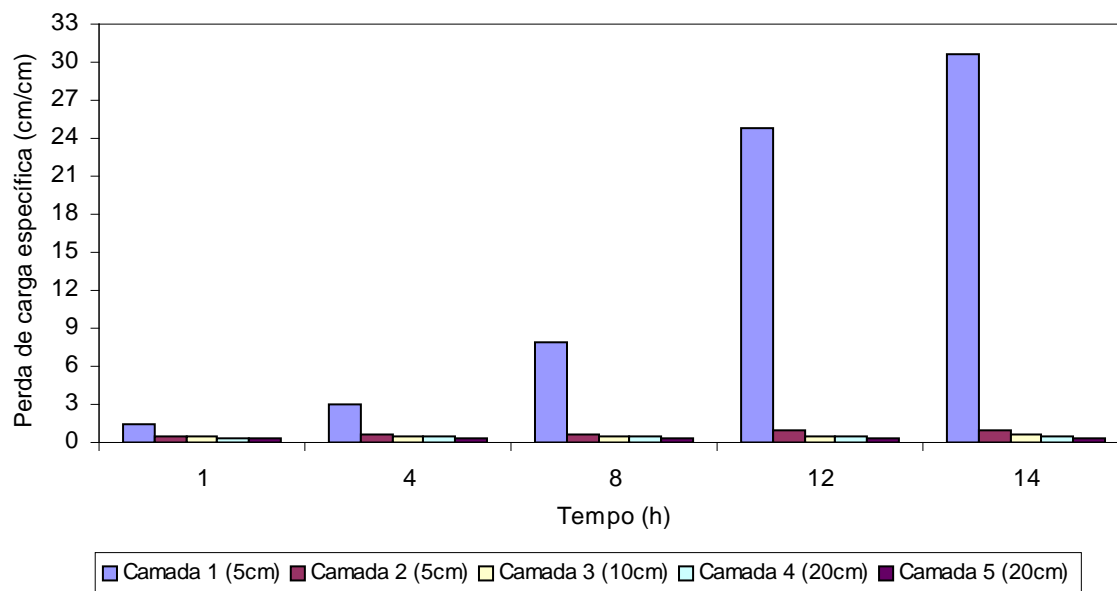


Figura H.7 - Experimento de filtração 11 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras H.8 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 11. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras H.9 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 11. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.

Tabela H.4 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 12.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	5,7 - 7,7	6,7	0,5
pH	6,5 - 7,0	6,7	0,1
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	7,3 - 7,8	7,5	0,3
Alumínio (mg/L)	0,18 - 0,23	0,20	0,02

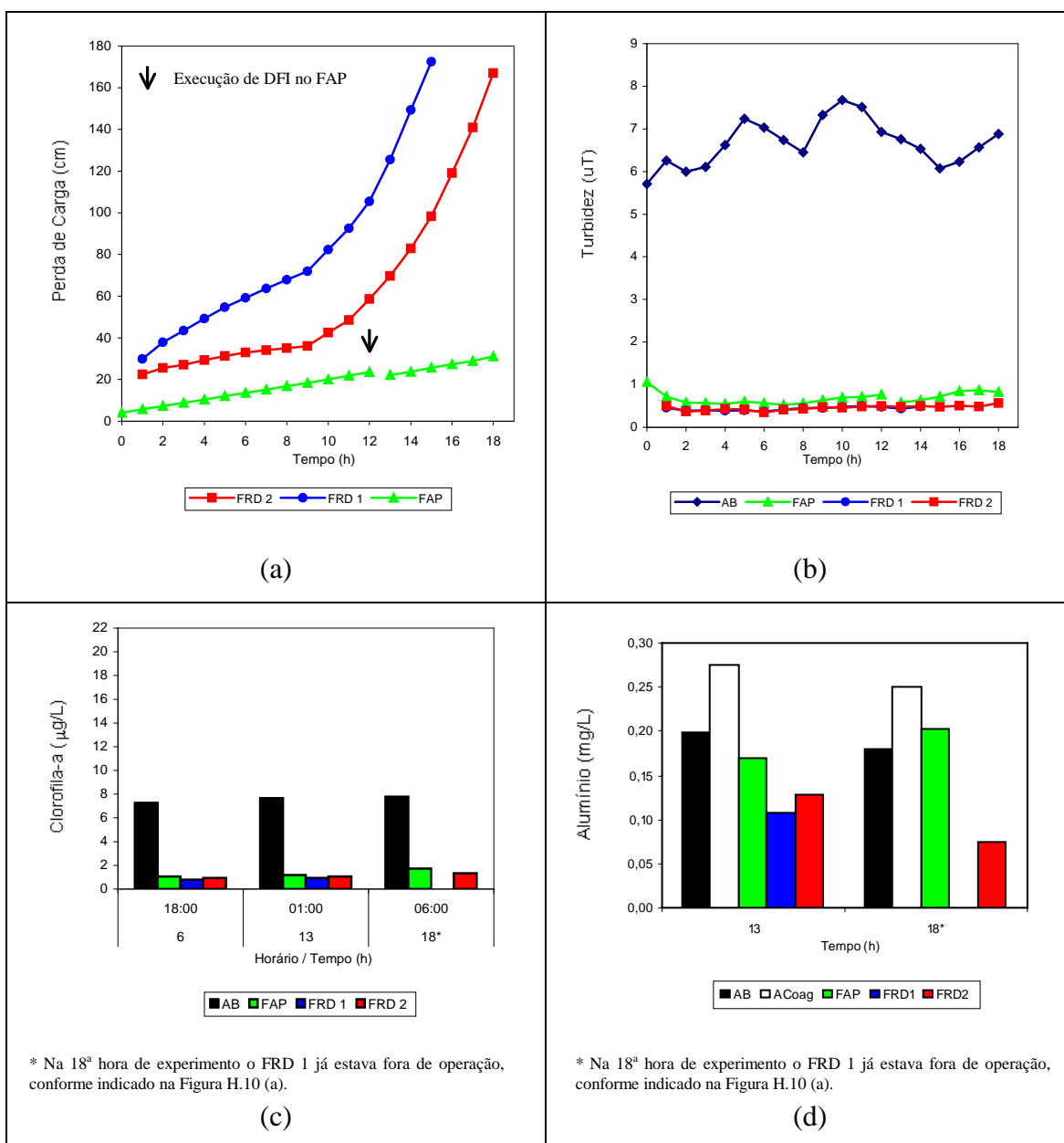
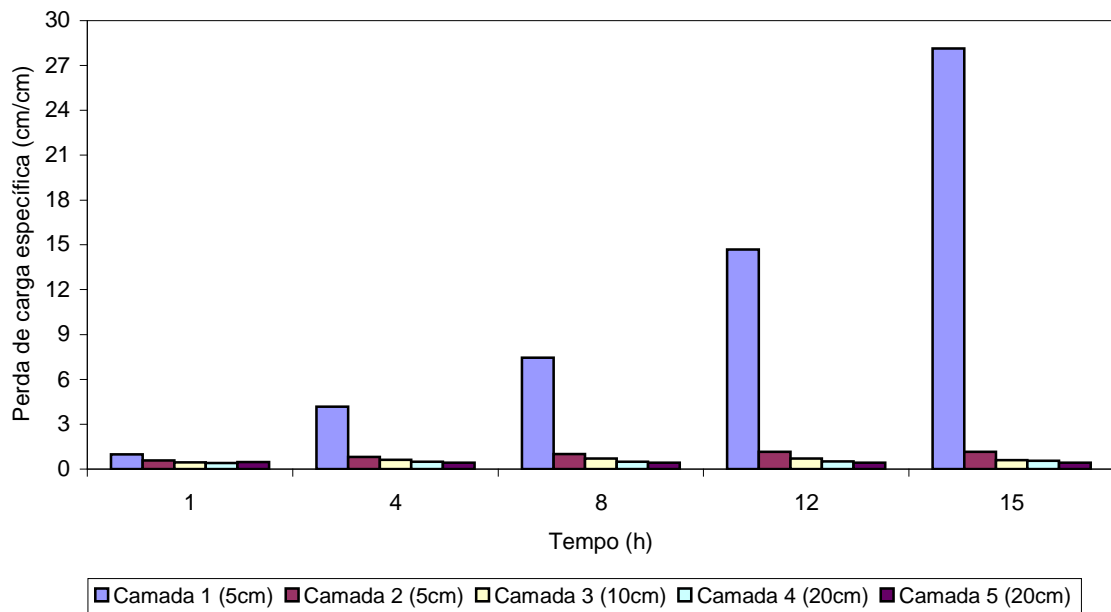
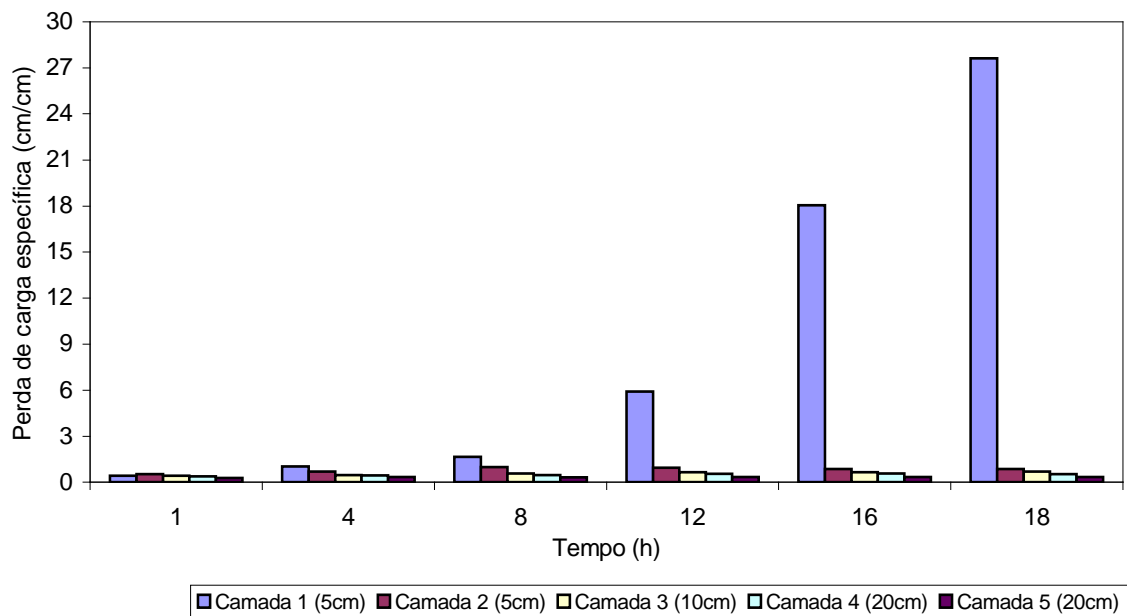


Figura H.10 - Experimento de filtração 12 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: PAC.

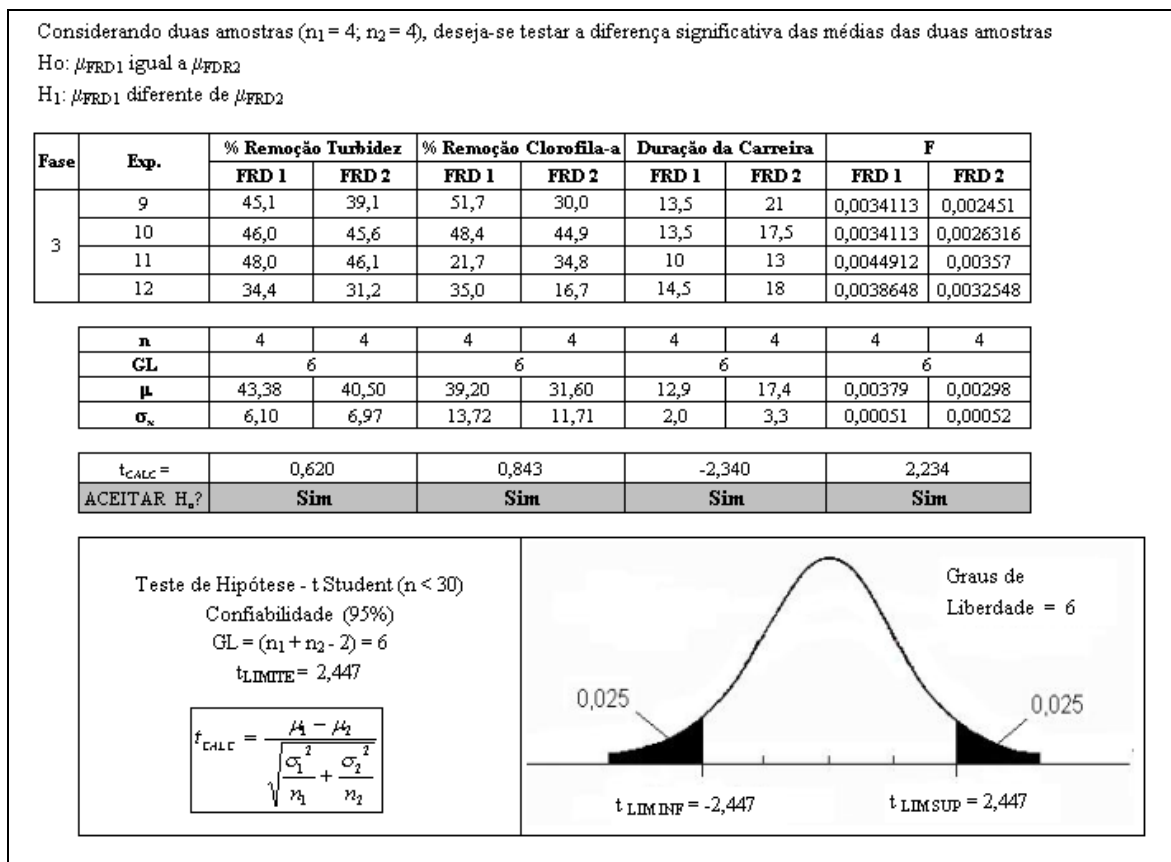


Figuras H.11 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 12. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.



Figuras H.12 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 12. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: PAC.

APÊNDICE I - Teste de Hipótese para o desempenho dos FRDs - Fase 3.



Figuras I.1 - Teste de hipótese entre as médias obtidas pelos FRDs para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiência de remoção de clorofila-a e turbidez – Fase 3.

APÊNDICE J - Dados relativos aos experimentos da Fase 4

Tabela J.1 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 13.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	2,8 - 4,7	3,6	0,6
pH	6,8 - 7,4	7,1	0,2
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	7,9 - 8,7	8,3	0,6
Alumínio (mg/L)	0,16 - 0,21	0,19	0,03

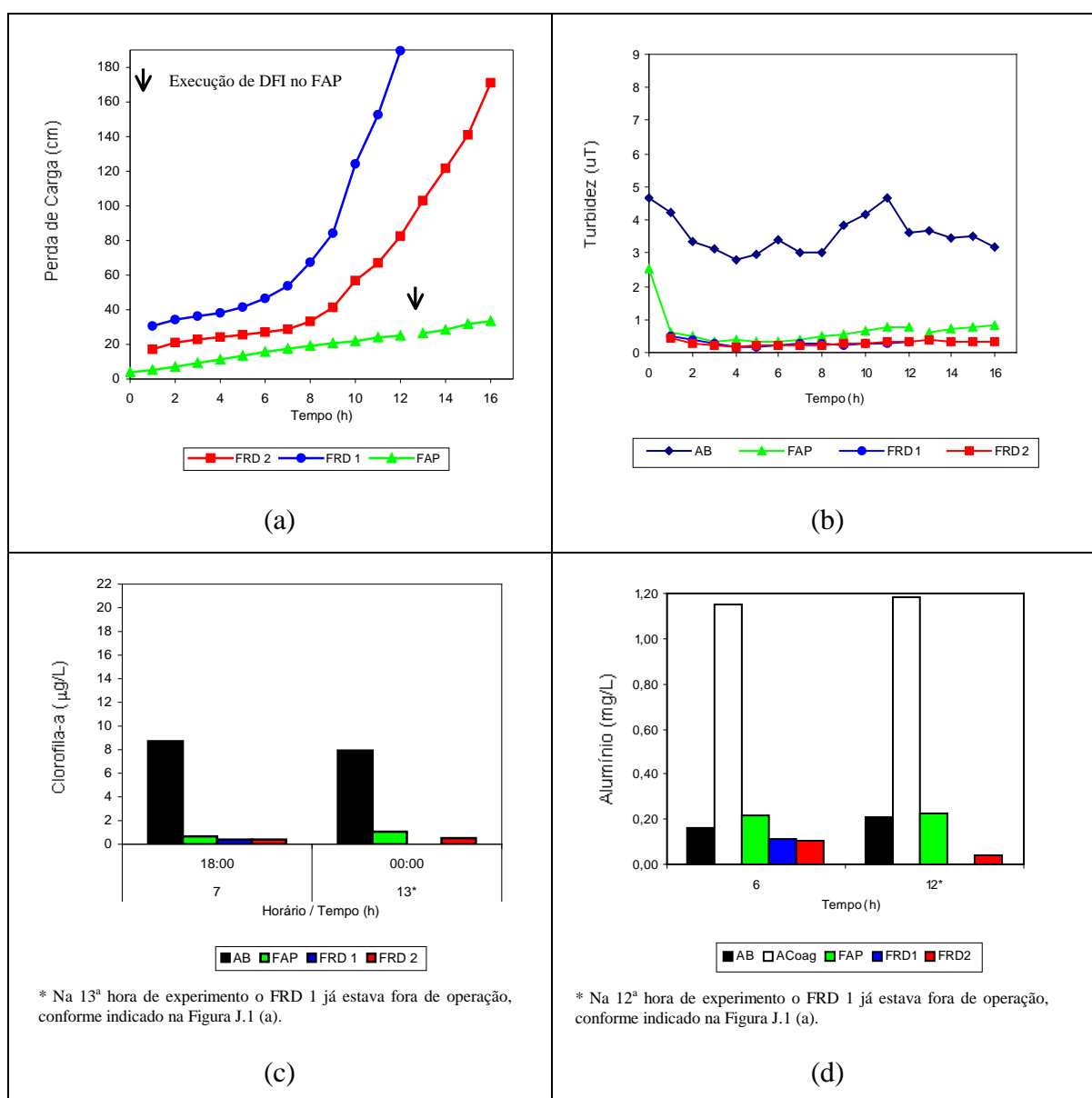
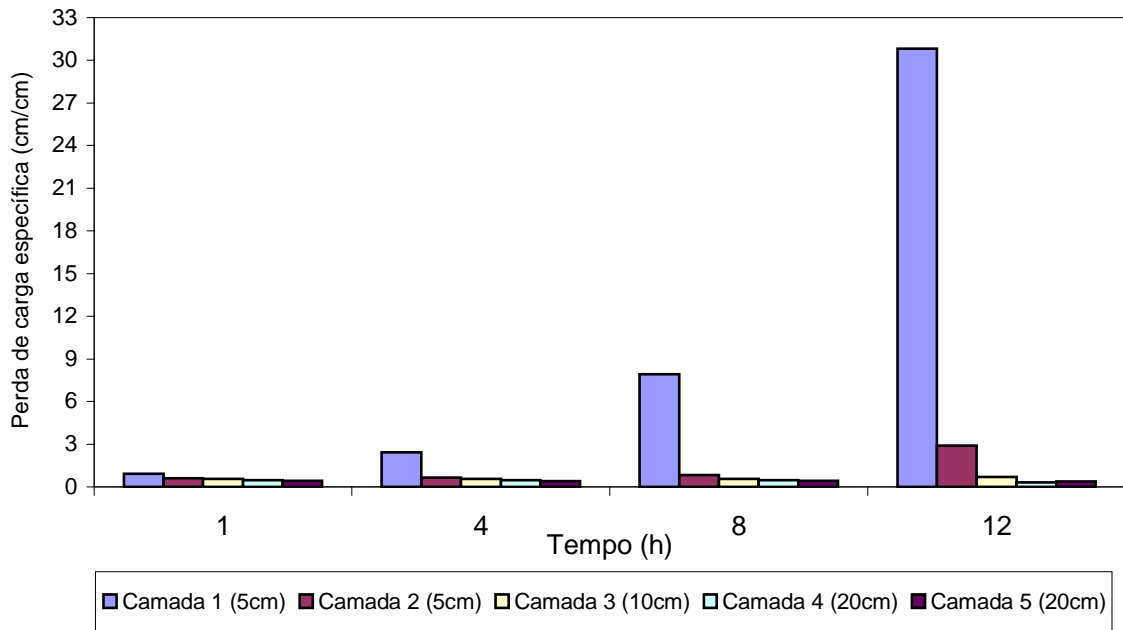
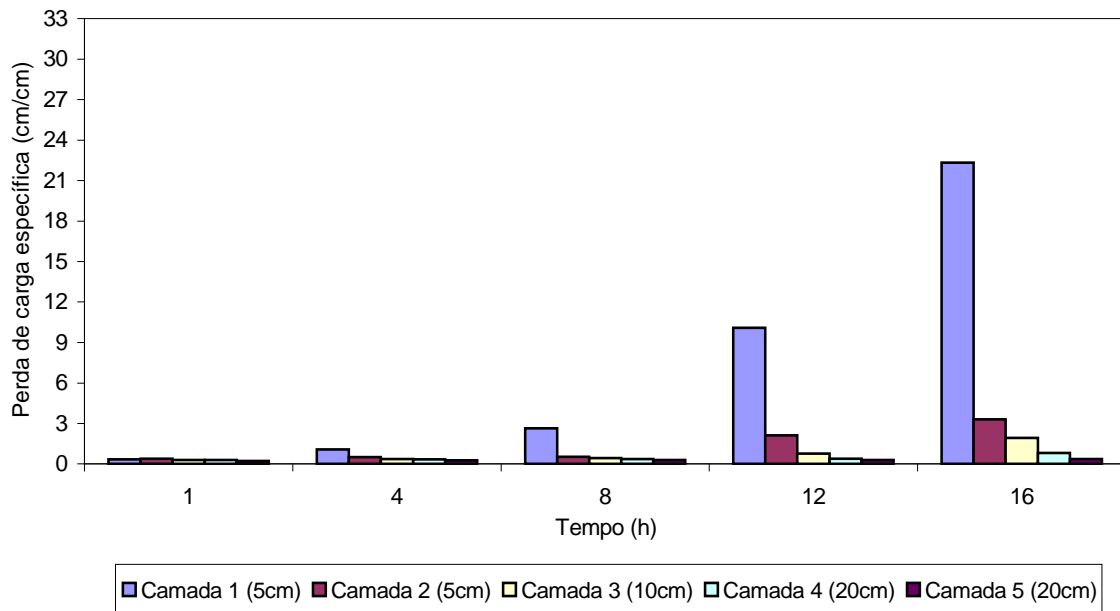


Figura J.1 - Experimento de filtração 13 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.



Figuras J.2 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 13. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.



Figuras J.3 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 13. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

Tabela J.2 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 14.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	3,0 - 4,2	3,5	0,4
pH	7,1 - 7,6	7,3	0,2
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	7,4 - 8,5	8,0	0,5
Alumínio (mg/L)	0,14 - 0,17	0,16	0,01

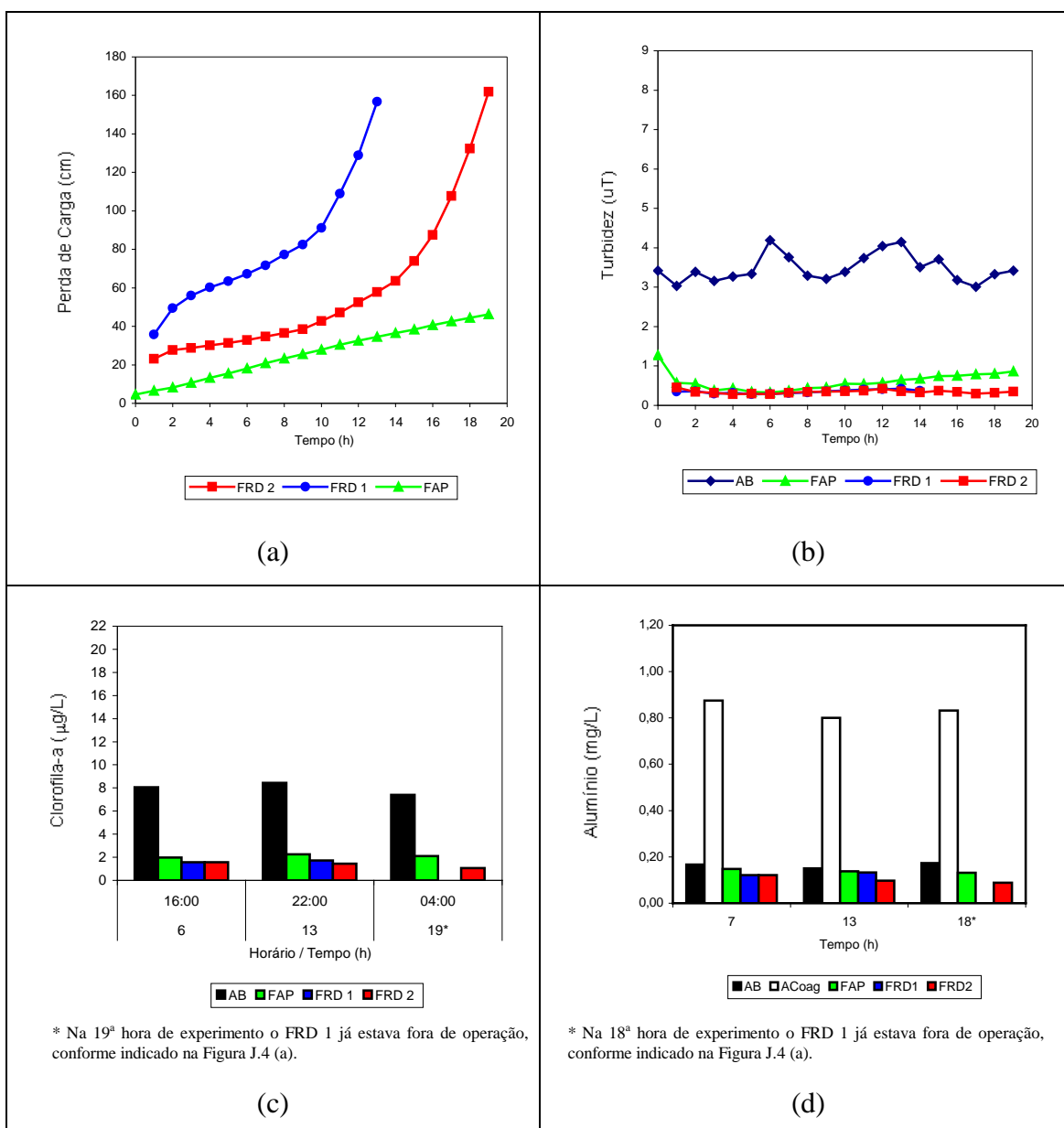
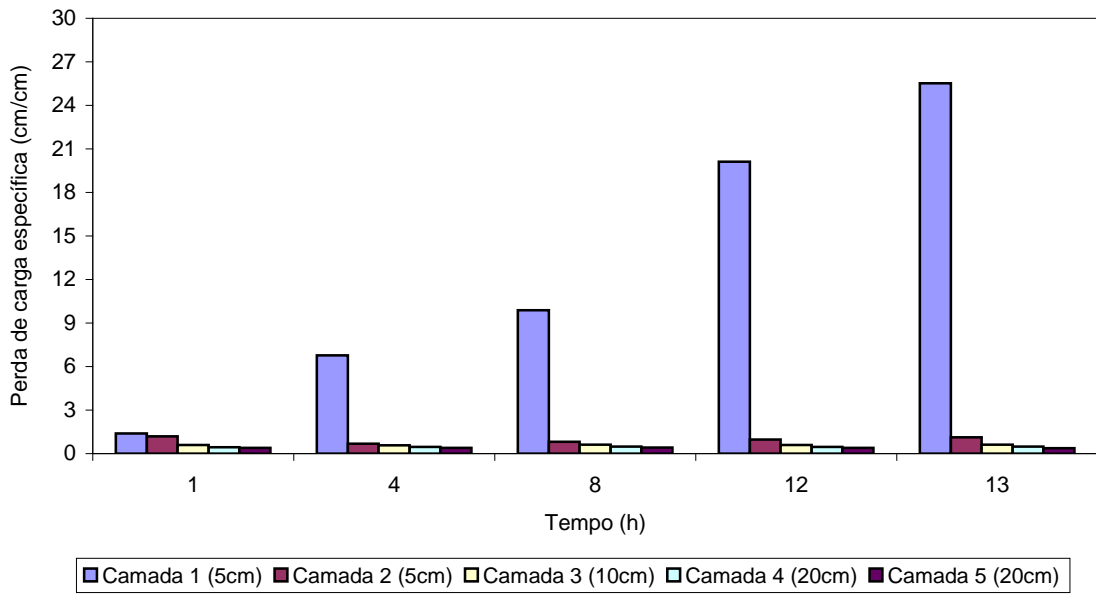
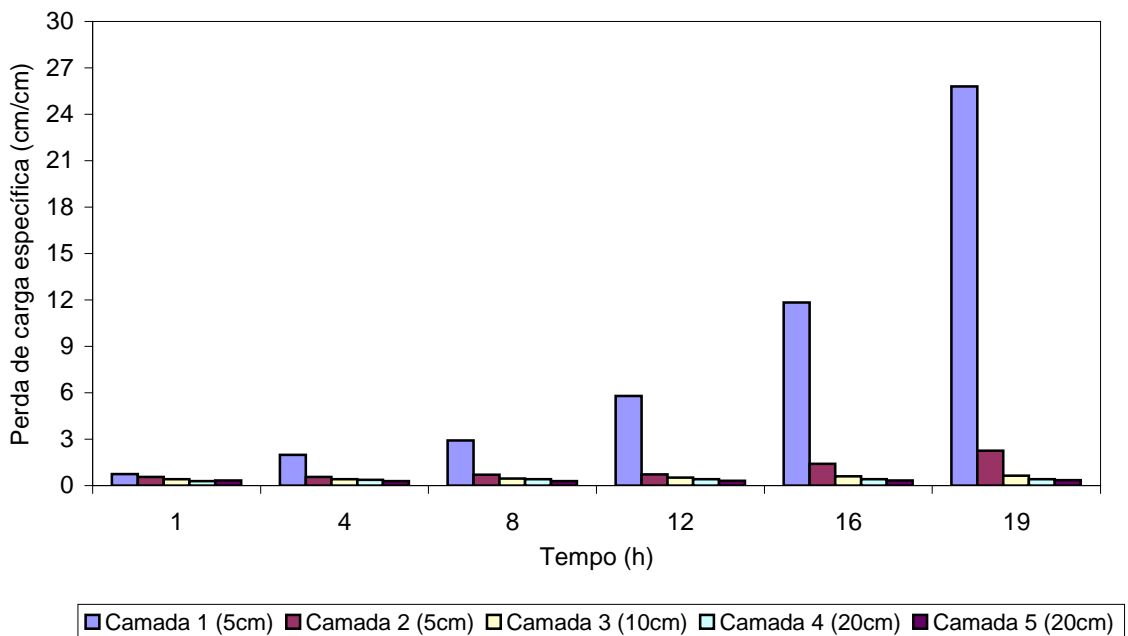


Figura J.4 - Experimento de filtração 14 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.



Figuras J.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 14. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.



Figuras J.6 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 14. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

Tabela J.3 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 15.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	3,1 - 4,2	3,5	0,3
PH	6,7 - 7,6	7,0	0,2
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	7,1 - 7,9	7,5	0,4
Alumínio (mg/L)	0,11 - 0,17	0,14	0,03

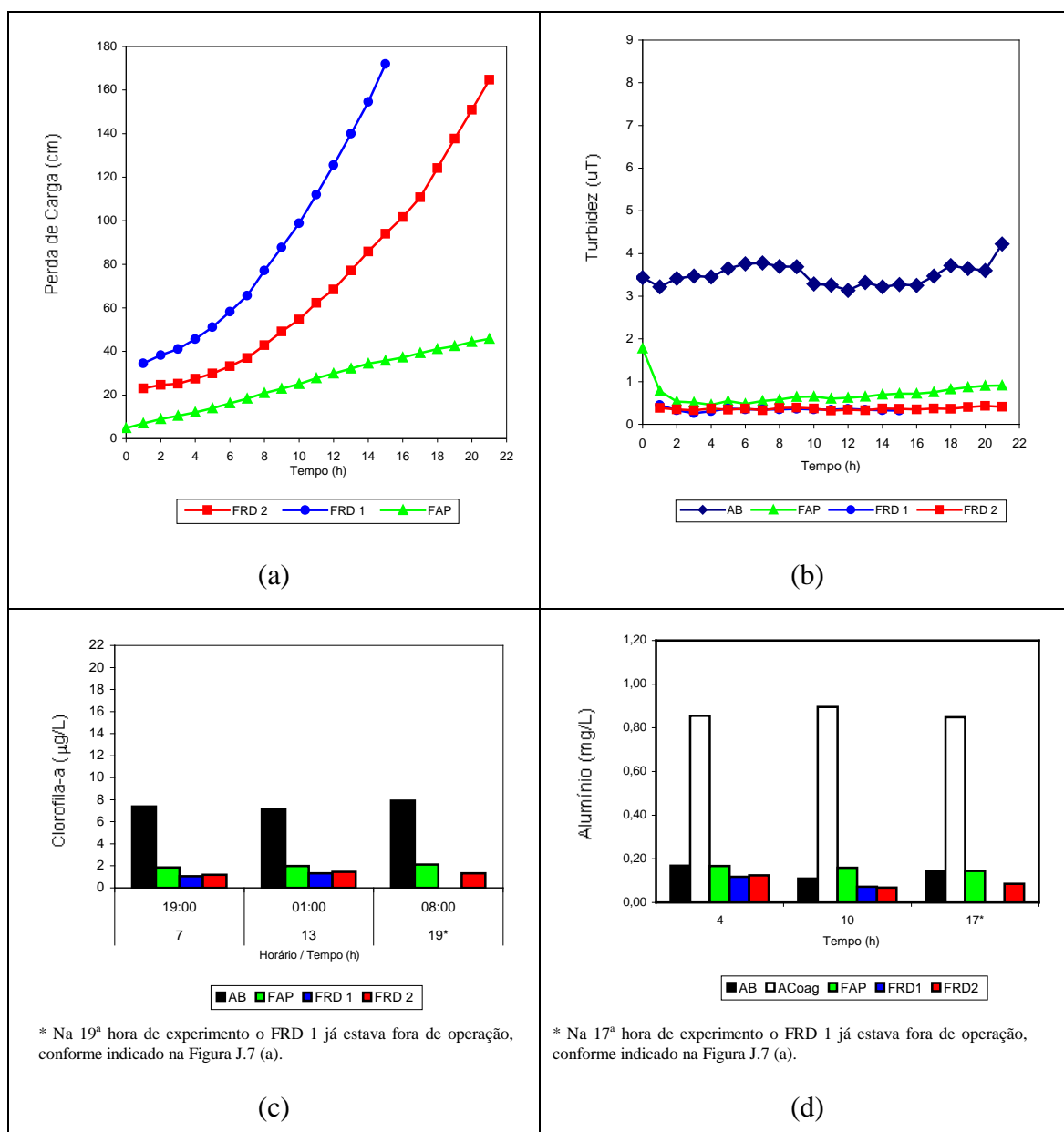
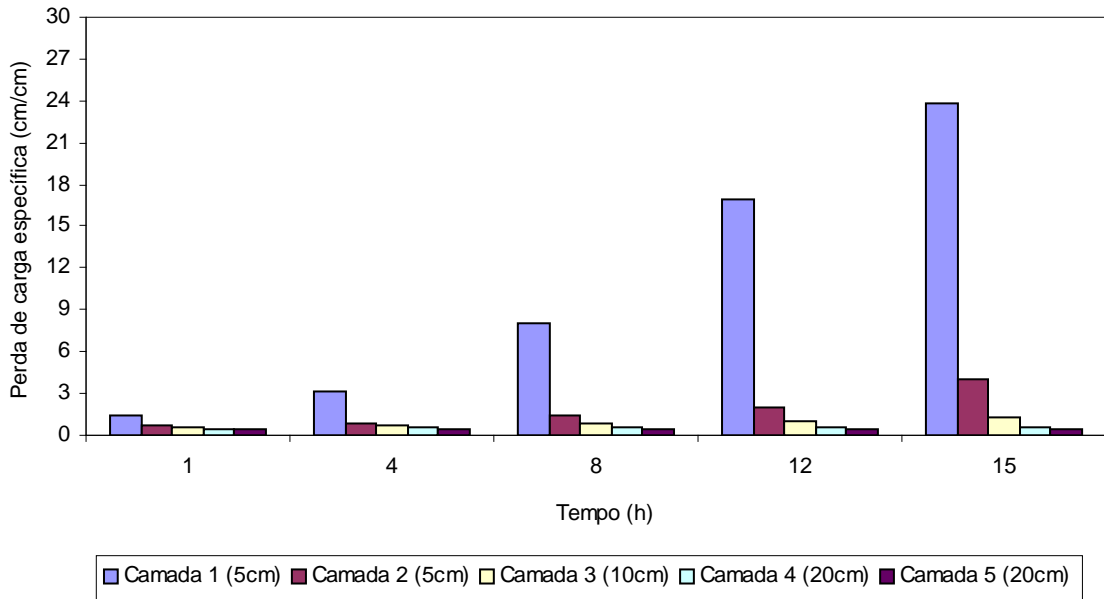
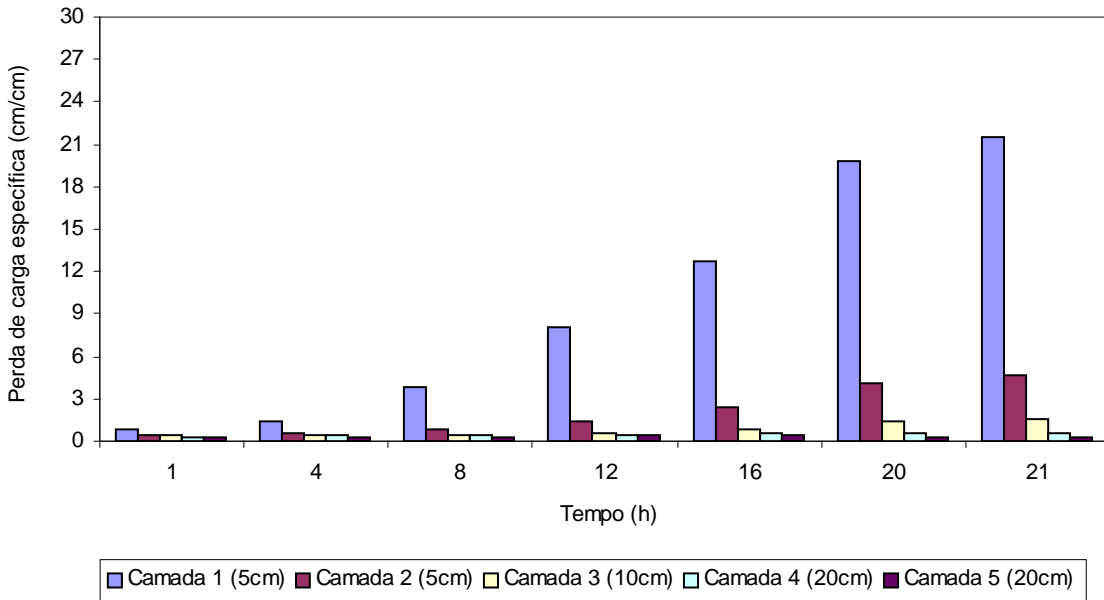


Figura J.7 - Experimento de filtração 15 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

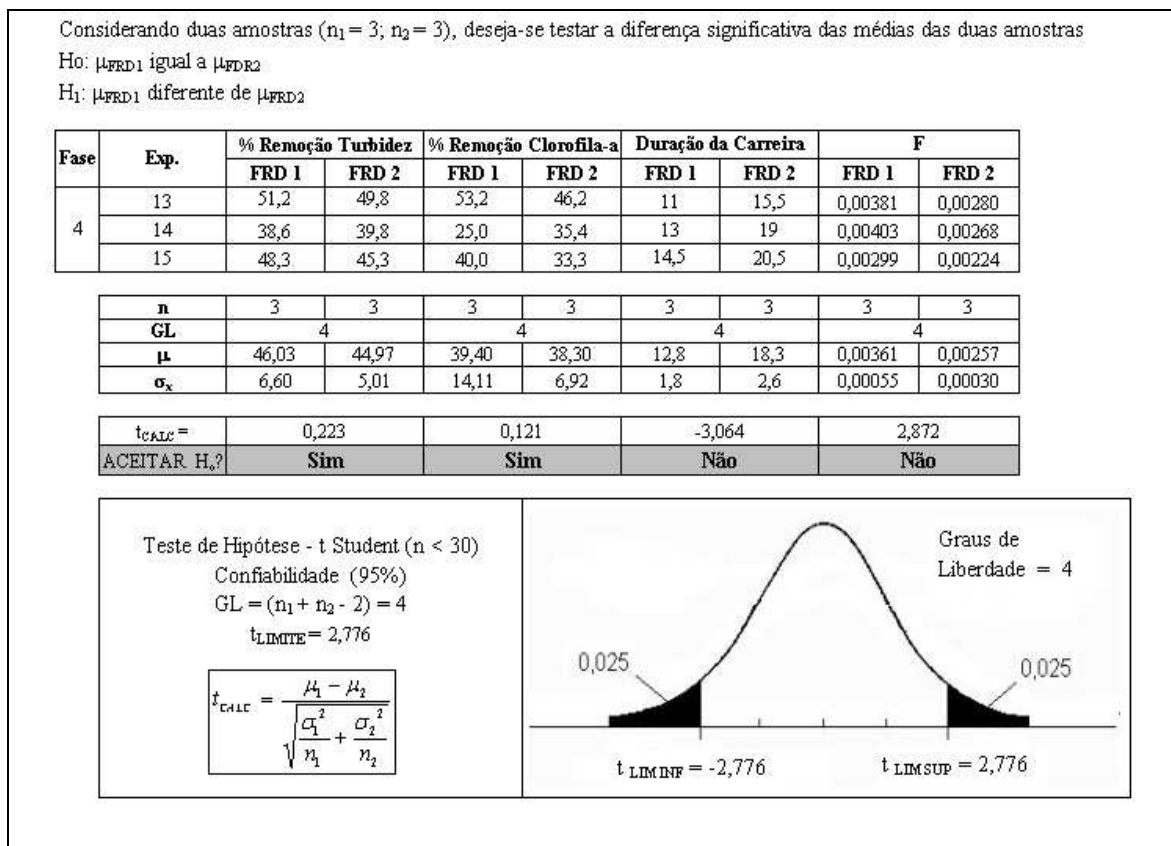


Figuras J.8 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 15. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.



Figuras J.9 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 15. Taxa de filtração = 450 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

APÊNDICE L - Teste de Hipótese para o desempenho dos FRDs - Fase 4.



Figuras L.1 - Teste de hipótese entre as médias obtidas pelos FRDs para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiência de remoção de clorofila-a e turbidez – Fase 4.

APÊNDICE M - Dados relativos aos experimentos da Fase 5

Tabela M.1 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 16.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	3,1 - 4,5	3,6	0,3
pH	6,8 - 7,3	7,0	0,2
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	9,2 - 9,9	9,5	0,3
Alumínio (mg/L)	0,14 - 0,21	0,16	0,03

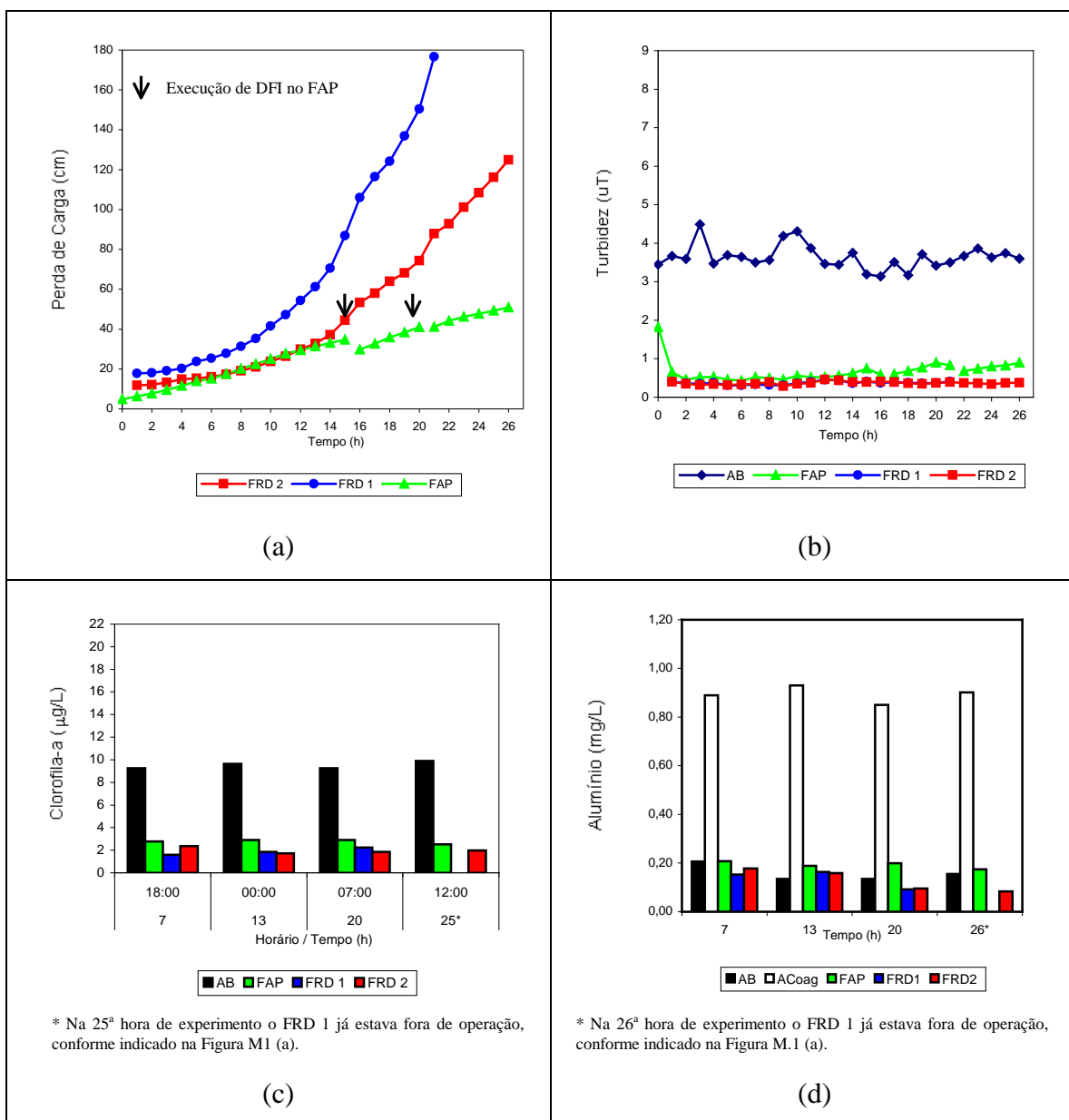


Figura M.1 - Experimento de filtração 16 - (a) Perda de Carga nos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

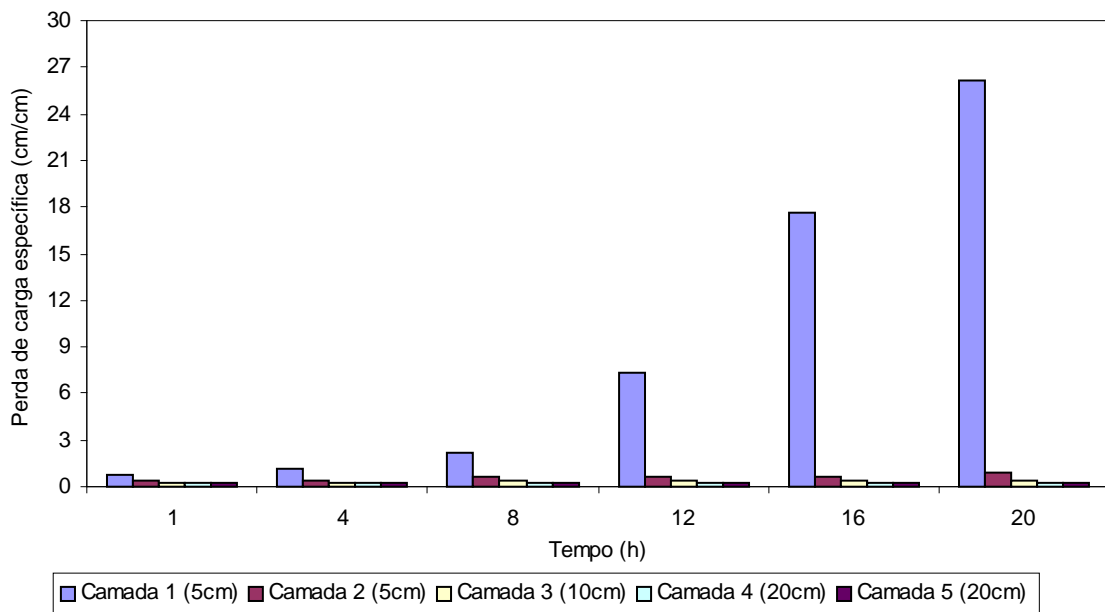


Figura M.2 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 – Experimento 16. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

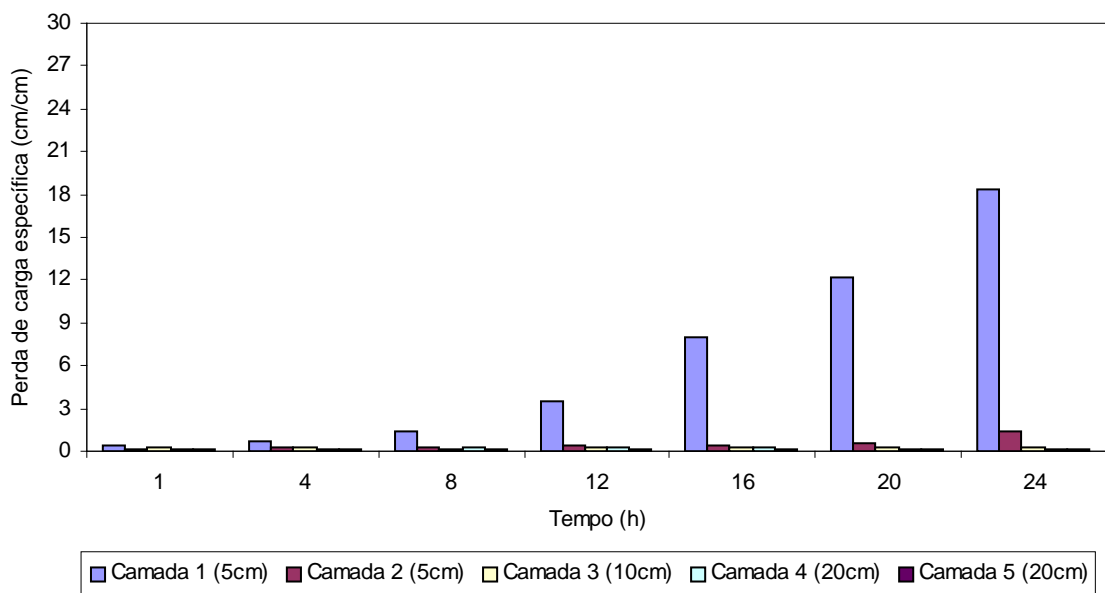


Figura M.3 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 – Experimento 16. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

Tabela M.2 - Caracterização da água bruta durante a realização do experimento 17.

Parâmetros	Faixa	Média	Desvio Padrão
Turbidez (uT)	2,9 - 4,5	3,7	0,5
pH	7,0 - 7,4	7,2	0,1
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	8,8 - 9,6	9,3	0,4
Alumínio (mg/L)	0,09 - 0,18	0,13	0,04

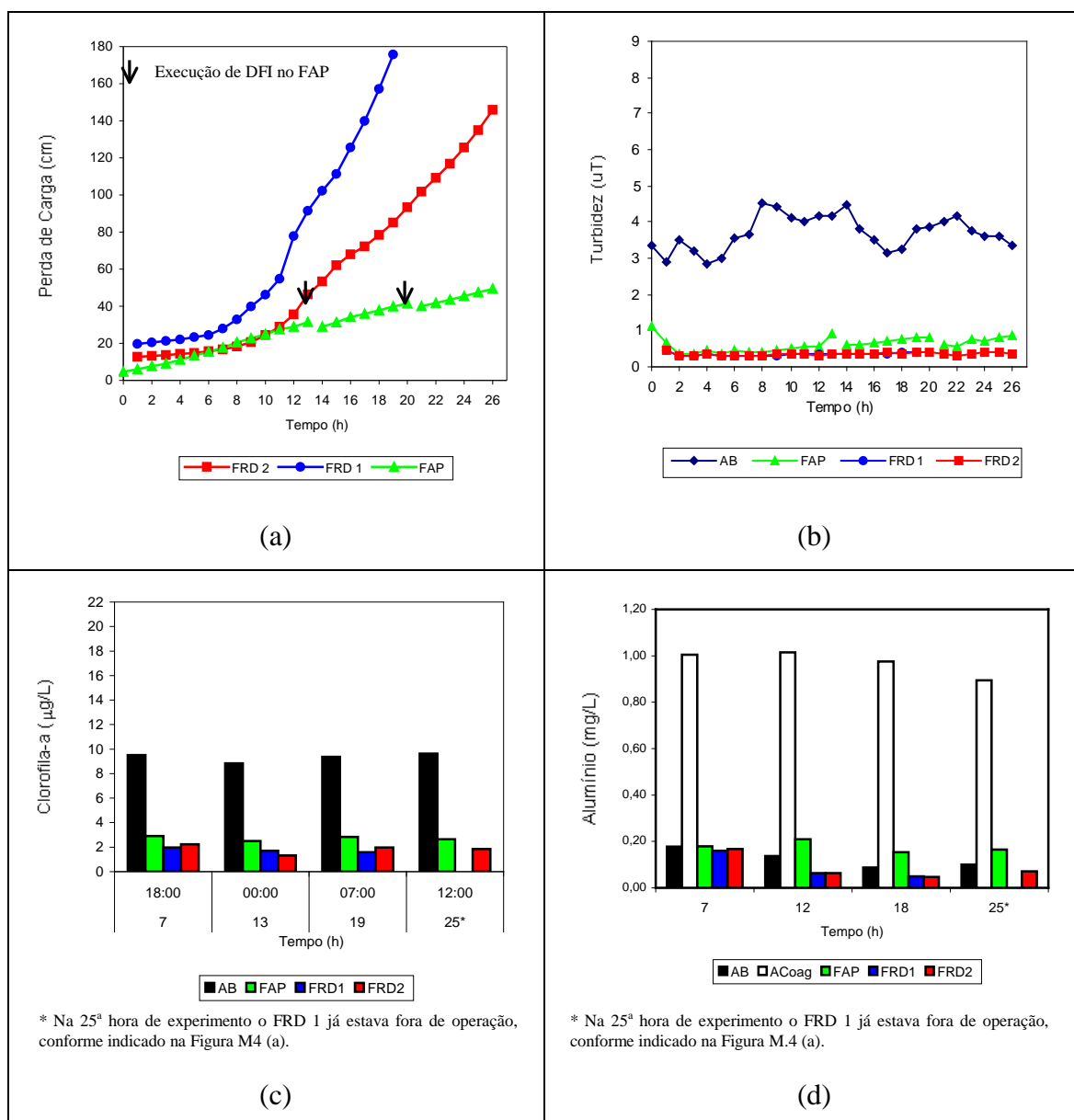
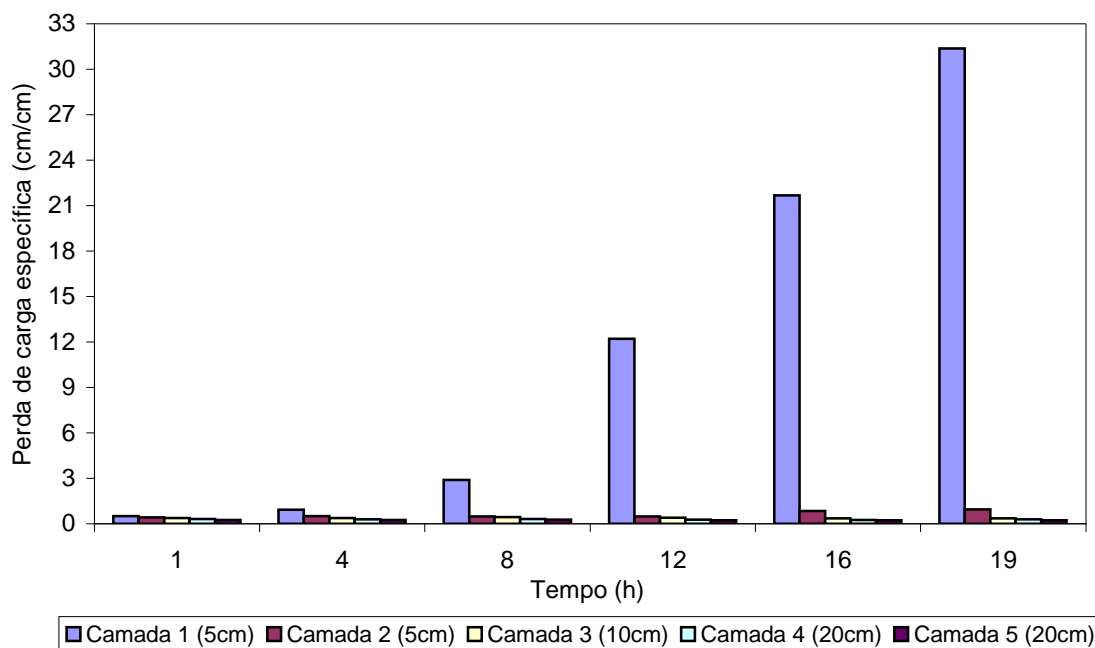
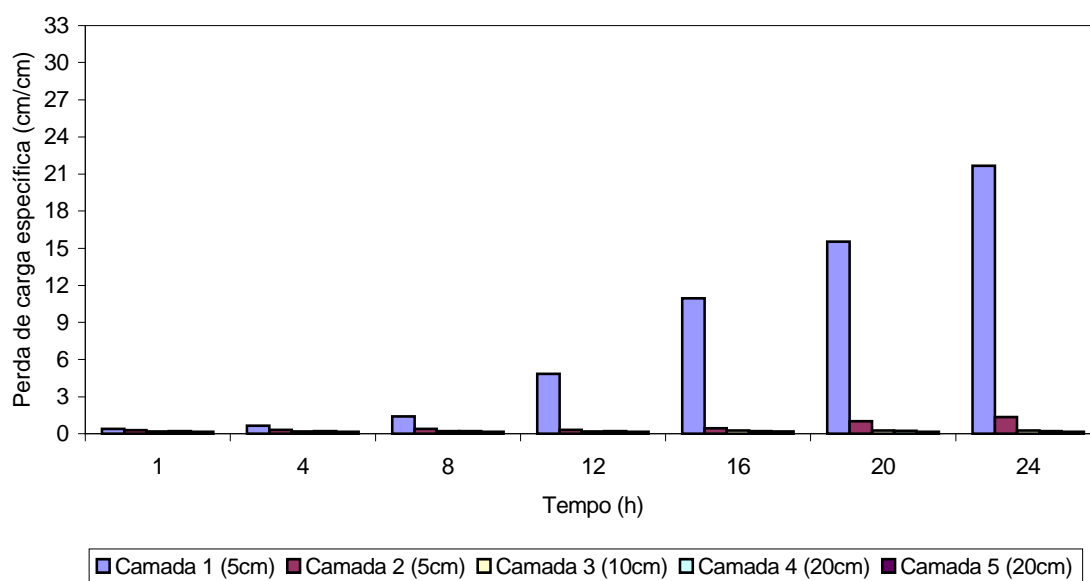


Figura M.4 - Experimento de filtração 17 - (a) Perda de Carga dos filtros; (b) Turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros; (c) Teor de Clorofila-a; e (d) Concentração de Alumínio. Taxa de filtração nos FRDs = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

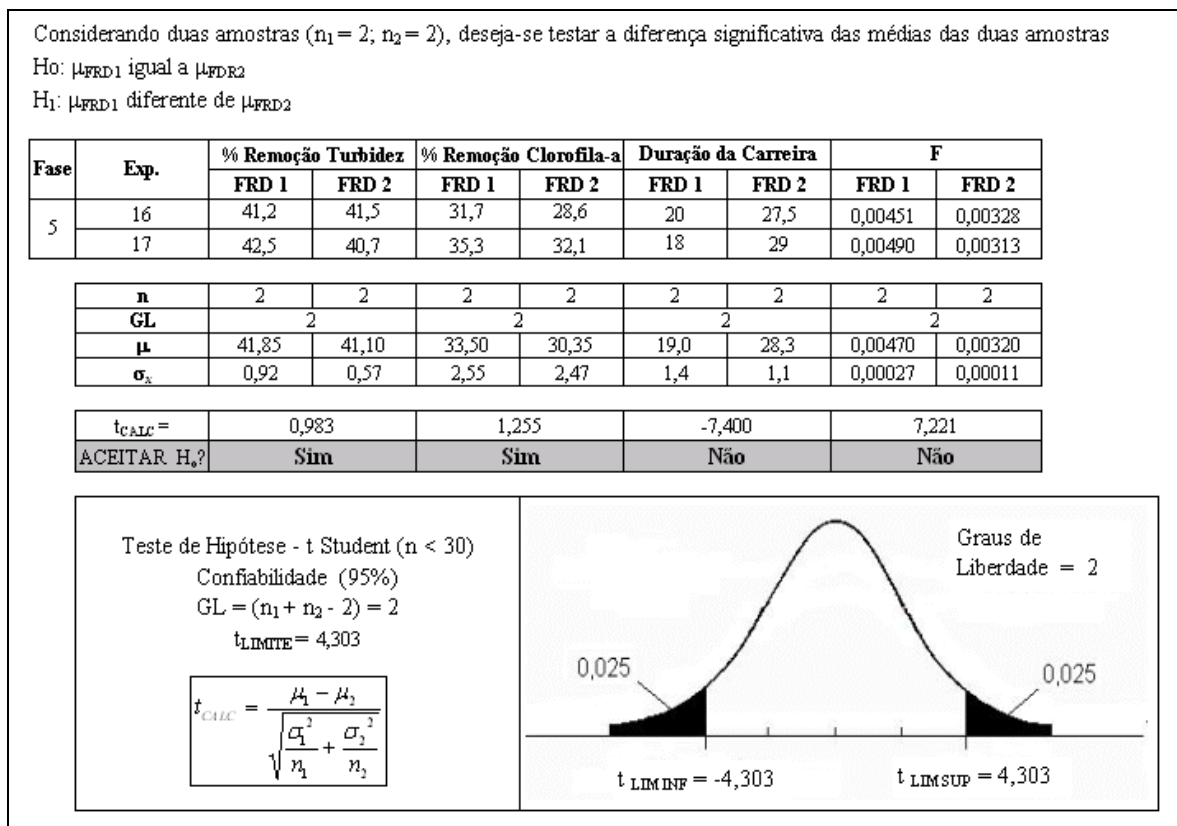


Figuras M.5 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 1 - Experimento 17. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.



Figuras M.6 - Taxa de crescimento da perda de carga nas camadas do meio granular para o FRD 2 - Experimento 17. Taxa de filtração = 250 m/d. Coagulante: Sulfato de Alumínio.

APÊNDICE N - Teste de Hipótese para o desempenho dos FRDs - Fase 5



Figuras N.1 - Teste de hipótese entre as médias obtidas pelos FRDs para a duração da carreira de filtração, fator de eficiência do filtro e eficiência de remoção de clorofila-a e turbidez – Fase 5.

APÊNDICE O - Teste de Hipótese para o desempenho dos FRDs - Experimentos utilizando o PAC como coagulante

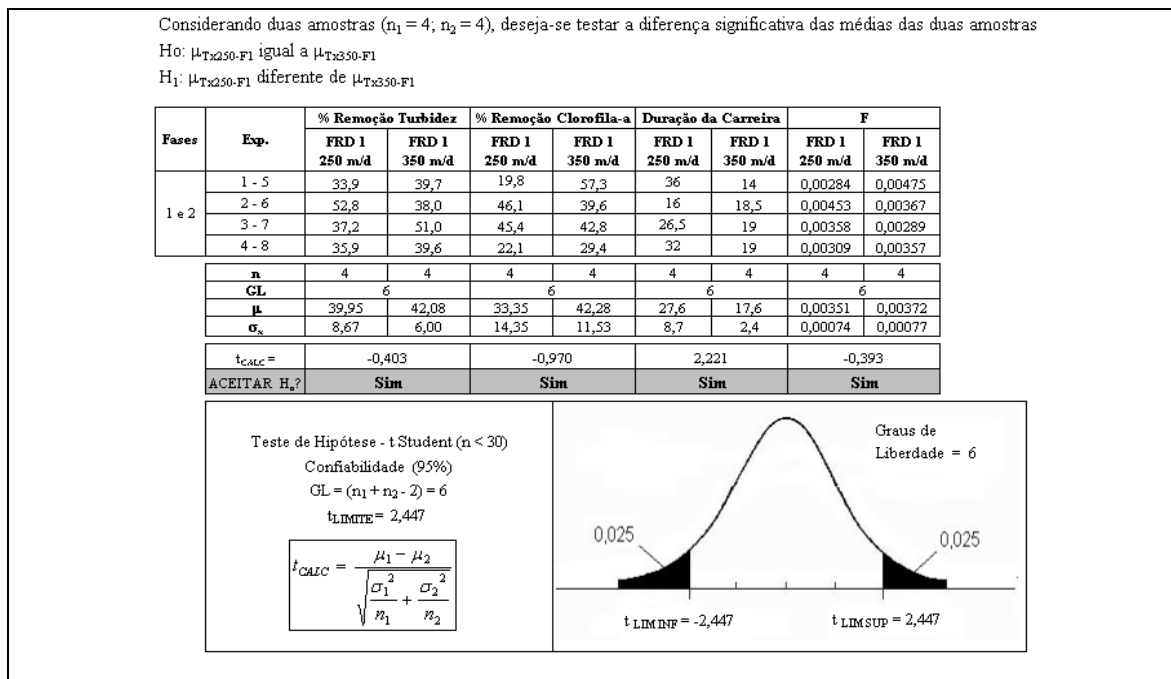


Figura O.1 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 2.

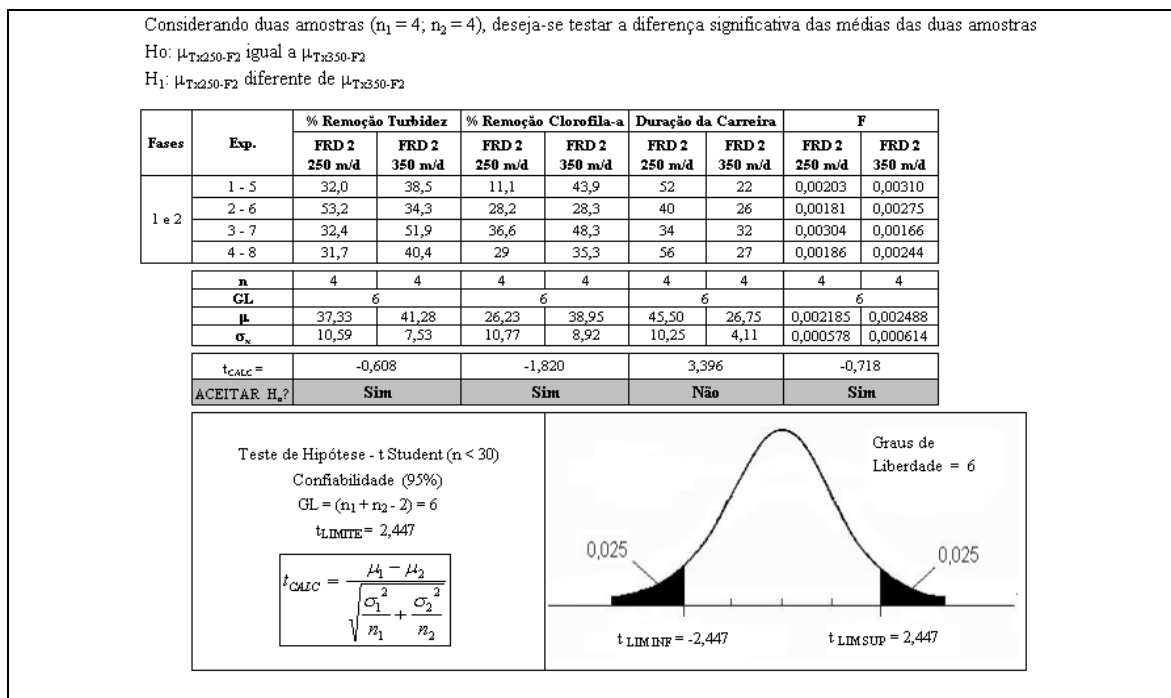


Figura O.2 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 2.

Considerando duas amostras ($n_1 = 4$; $n_2 = 4$), deseja-se testar a diferença significativa das médias das duas amostras

H_0 : $\mu_{Tx350-F1}$ igual a $\mu_{Tx450-F1}$

H_1 : $\mu_{Tx350-F1}$ diferente de $\mu_{Tx450-F1}$

Fases	Exp.	% Remoção Turbidez		% Remoção Clorofila-a		Duração da Carreira		F	
		FRD 1 350 m/d	FRD 1 450 m/d	FRD 1 350 m/d	FRD 1 450 m/d	FRD 1 350 m/d	FRD 1 450 m/d	FRD 1 350 m/d	FRD 1 450 m/d
2 e 3	5 - 9	39,7	45,1	57,3	51,7	14	13,5	0,00475	0,00341
	6 - 10	38,0	46,0	39,6	48,4	18,5	13,5	0,00367	0,00341
	7 - 11	51,0	48,0	42,8	21,7	19	10	0,00289	0,00449
	8 - 12	36,9	34,4	29,4	35,0	19	14,5	0,00357	0,00386
n		4	4	4	4	4	4	4	4
GL		6		6		6		6	
μ		41,40	43,38	42,28	39,20	17,6	12,9	0,00372	0,00379
σ_s		6,50	6,10	11,53	13,72	2,4	2,0	0,00077	0,00051
t_{CALC}		-0,443		0,343		3,036		-0,157	
ACEITAR H_0?		Sim		Sim		Não		Sim	

Teste de Hipótese - t Student ($n < 30$)

Confiabilidade (95%)

$GL = (n_1 + n_2 - 2) = 6$

$t_{LIMITE} = 2,447$

$$t_{CALC} = \frac{\mu_1 - \mu_2}{\sqrt{\frac{\sigma_1^2}{n_1} + \frac{\sigma_2^2}{n_2}}}$$

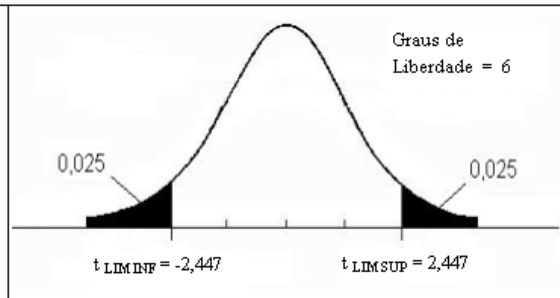


Figura O.3 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 2 e 3.

Considerando duas amostras ($n_1 = 4$; $n_2 = 4$), deseja-se testar a diferença significativa das médias das duas amostras

H_0 : $\mu_{Tx350-F2}$ igual a $\mu_{Tx450-F2}$

H_1 : $\mu_{Tx350-F2}$ diferente de $\mu_{Tx450-F2}$

Fases	Exp.	% Remoção Turbidez		% Remoção Clorofila-a		Duração da Carreira		F	
		FRD 2 350 m/d	FRD 2 450 m/d	FRD 2 350 m/d	FRD 2 450 m/d	FRD 2 350 m/d	FRD 2 450 m/d	FRD 2 350 m/d	FRD 2 450 m/d
2 e 3	5 - 9	38,5	39,1	43,9	30,0	22	21	0,00310	0,00245
	6 - 10	34,3	45,6	28,3	44,9	26	17,5	0,00275	0,00263
	7 - 11	51,9	46,1	48,3	34,8	32	13	0,00166	0,00357
	8 - 12	40,4	31,2	35,3	16,7	27	18	0,00244	0,00325
n		4	4	4	4	4	4	4	4
GL		6		6		6		6	
μ		41,28	40,50	38,95	31,60	26,8	17,4	0,00249	0,00298
σ_s		7,53	6,97	8,92	11,71	4,1	3,3	0,00061	0,00052
t_{CALC}		0,151		0,998		3,555		-1,208	
ACEITAR H_0?		Sim		Sim		Não		Sim	

Teste de Hipótese - t Student ($n < 30$)

Confiabilidade (95%)

$GL = (n_1 + n_2 - 2) = 6$

$t_{LIMITE} = 2,447$

$$t_{CALC} = \frac{\mu_1 - \mu_2}{\sqrt{\frac{\sigma_1^2}{n_1} + \frac{\sigma_2^2}{n_2}}}$$

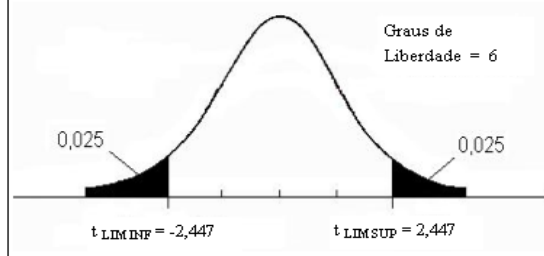


Figura O.4 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 2 e 3.

Considerando duas amostras ($n_1 = 4; n_2 = 4$), deseja-se testar a diferença significativa das médias das duas amostras
 $H_0: \mu_{T_{250-F1}}$ igual a $\mu_{T_{450-F1}}$
 $H_1: \mu_{T_{250-F1}}$ diferente de $\mu_{T_{450-F1}}$

Fases	Exp.	% Remoção Turbidez		% Remoção Clorofila-a		Duração da Carreira		F	
		FRD 1 250 m/d	FRD 1 450 m/d	FRD 1 250 m/d	FRD 1 450 m/d	FRD 1 250 m/d	FRD 1 450 m/d	FRD 1 250 m/d	FRD 1 450 m/d
1 e 3	1 - 9	33,9	45,1	19,8	51,7	36	13,5	0,00284	0,00341
	2 - 10	52,8	46,0	46,1	48,4	16	13,5	0,00453	0,00341
	3 - 11	37,2	48,0	45,4	21,7	26,5	10	0,00358	0,00449
	4 - 12	35,9	34,4	22,1	35,0	32	14,5	0,00309	0,00386
	n	4	4	4	4	4	4	4	4
	GL	6		6		6		6	
	μ	39,95	43,38	33,35	39,20	27,6	12,9	0,00351	0,00379
	σ_x	8,67	6,10	14,35	13,72	8,7	2,0	0,00075	0,00051
	$t_{CALC} =$	-0,646		-0,589		3,316		-0,625	
	ACEITAR $H_0?$	Sim		Sim		Não		Sim	

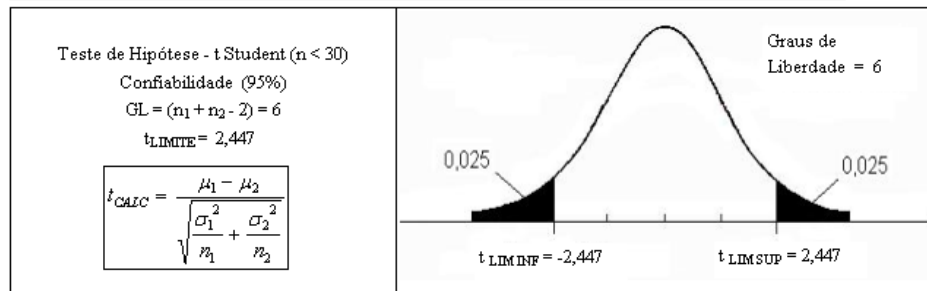


Figura O.5 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 3.

Considerando duas amostras ($n_1 = 4; n_2 = 4$), deseja-se testar a diferença significativa das médias das duas amostras
 $H_0: \mu_{T_{250-F2}}$ igual a $\mu_{T_{450-F2}}$
 $H_1: \mu_{T_{250-F2}}$ diferente de $\mu_{T_{450-F2}}$

Fases	Exp.	% Remoção Turbidez		% Remoção Clorofila-a		Duração da Carreira		F	
		FRD 2 250 m/d	FRD 2 450 m/d	FRD 2 250 m/d	FRD 2 450 m/d	FRD 2 250 m/d	FRD 2 450 m/d	FRD 2 250 m/d	FRD 2 450 m/d
1 e 3	1 - 9	32,0	39,1	11,1	30,0	52	21	0,00203	0,00245
	2 - 10	53,2	45,6	28,2	44,9	40	17,5	0,00181	0,00263
	3 - 11	32,4	46,1	36,6	34,8	34	13	0,00304	0,00357
	4 - 12	31,7	31,2	29,0	16,7	56	18	0,00186	0,00325
	n	4	4	4	4	4	4	4	4
	GL	6		6		6		6	
	μ	37,33	40,50	26,23	31,60	45,5	17,4	0,00219	0,00298
	σ_x	10,59	6,97	10,77	11,71	10,2	3,3	0,00058	0,00052
	$t_{CALC} =$	-0,501		-0,676		5,225		-2,025	
	ACEITAR $H_0?$	Sim		Sim		Não		Sim	

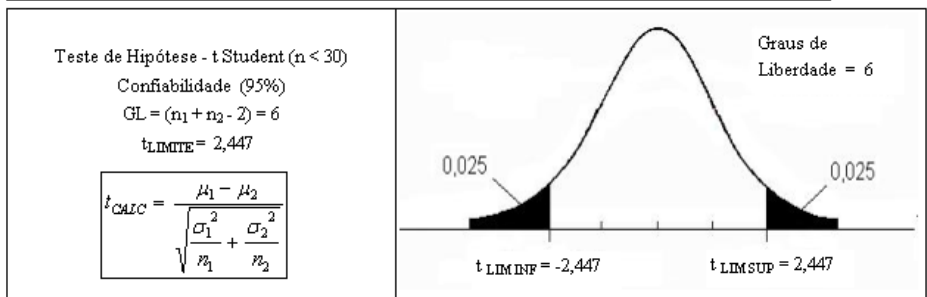


Figura O.6 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 3.

APÊNDICE P - Teste de Hipótese para o desempenho dos FRDs - Experimentos utilizando o sulfato de alumínio como coagulante

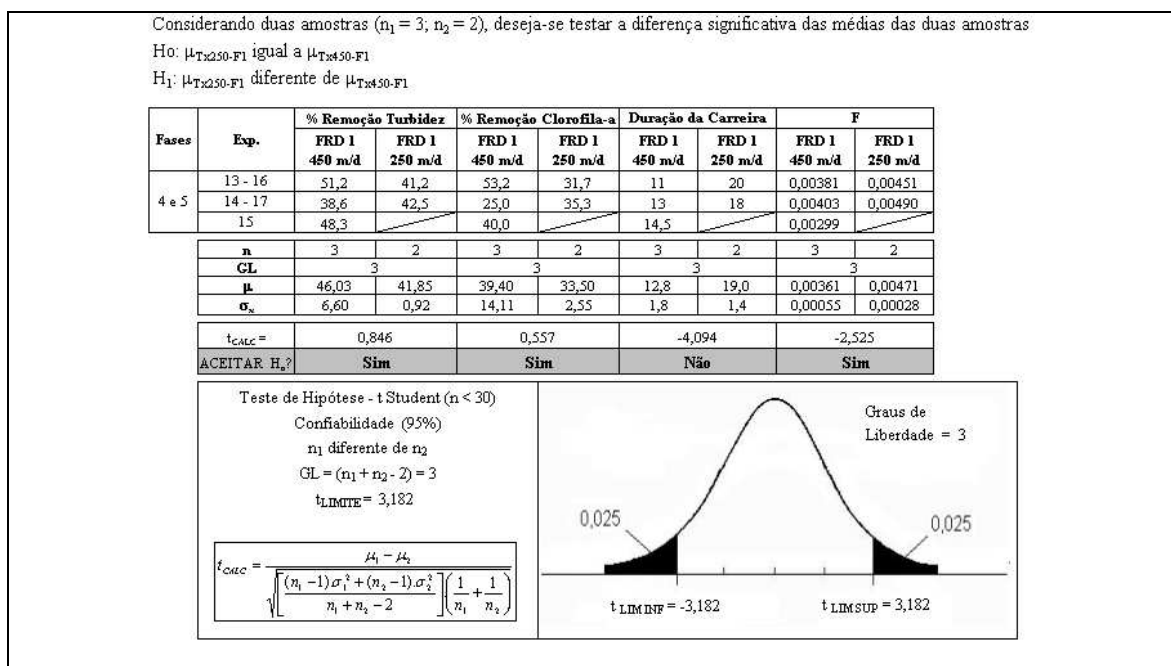


Figura P.1 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 4 e 5.

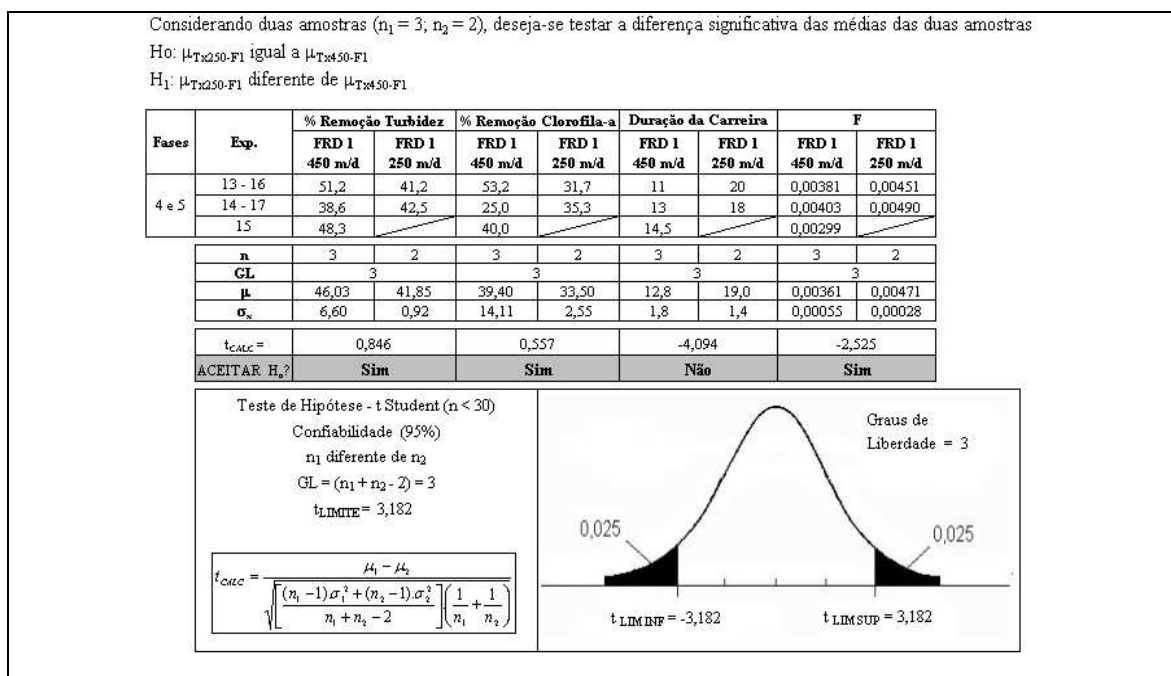


Figura P.2 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 4 e 5.

APÊNDICE Q - Teste de Hipótese para o desempenho dos FRDs – Influência do tipo de coagulante no desempenho dos FRDs

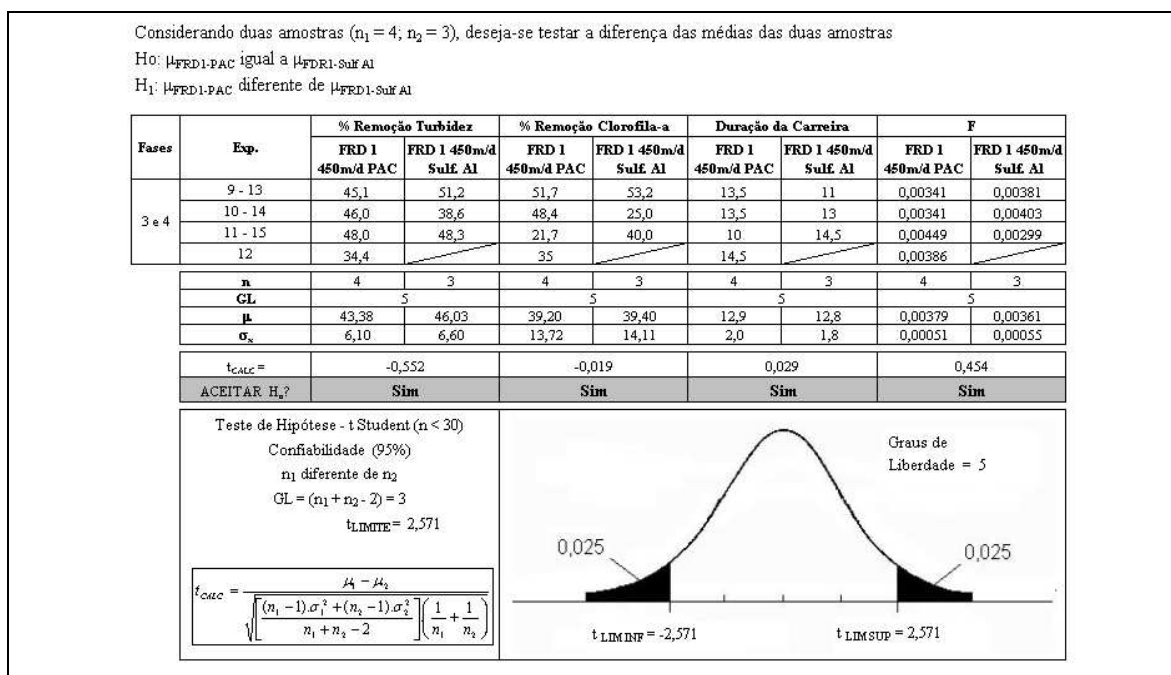


Figura Q.1 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 3 e 4.

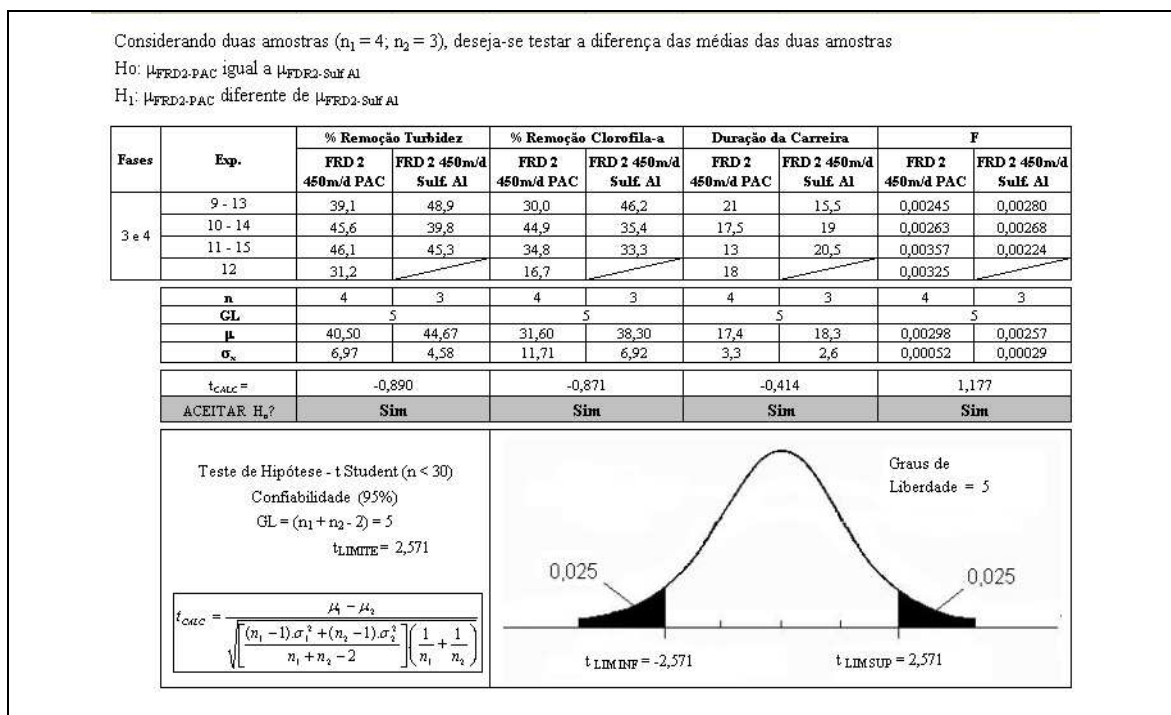


Figura Q.2 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 3 e 4.

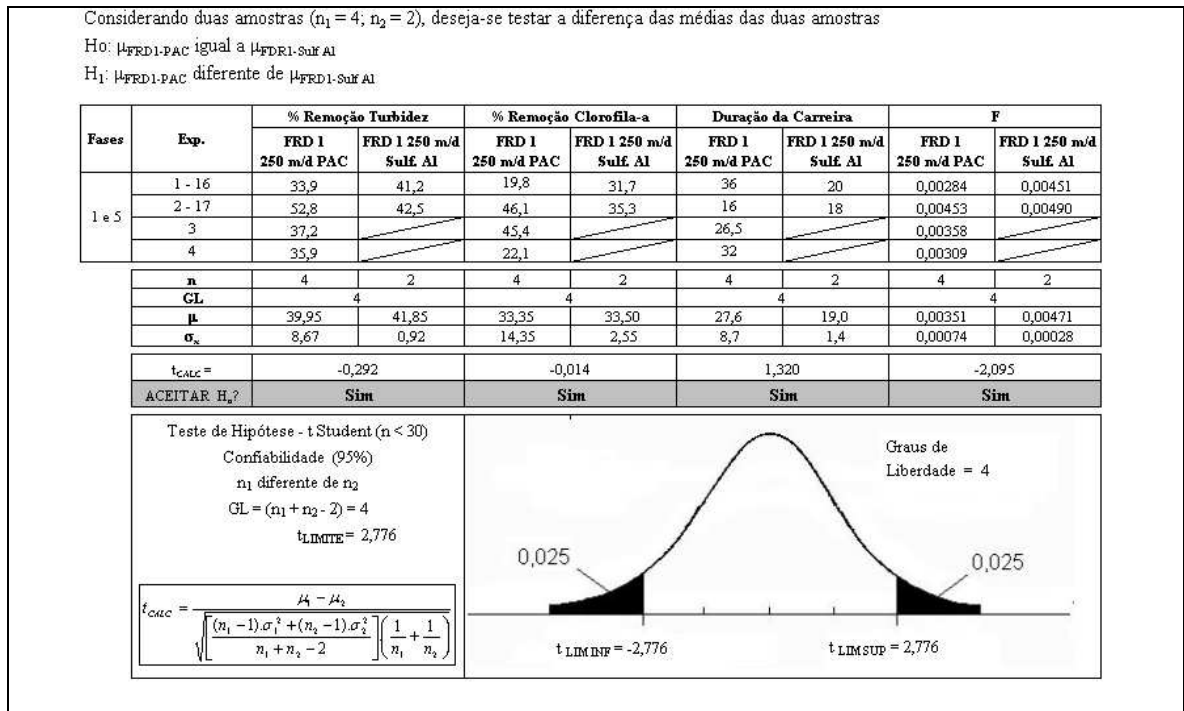


Figura Q.3 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 1 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 5.

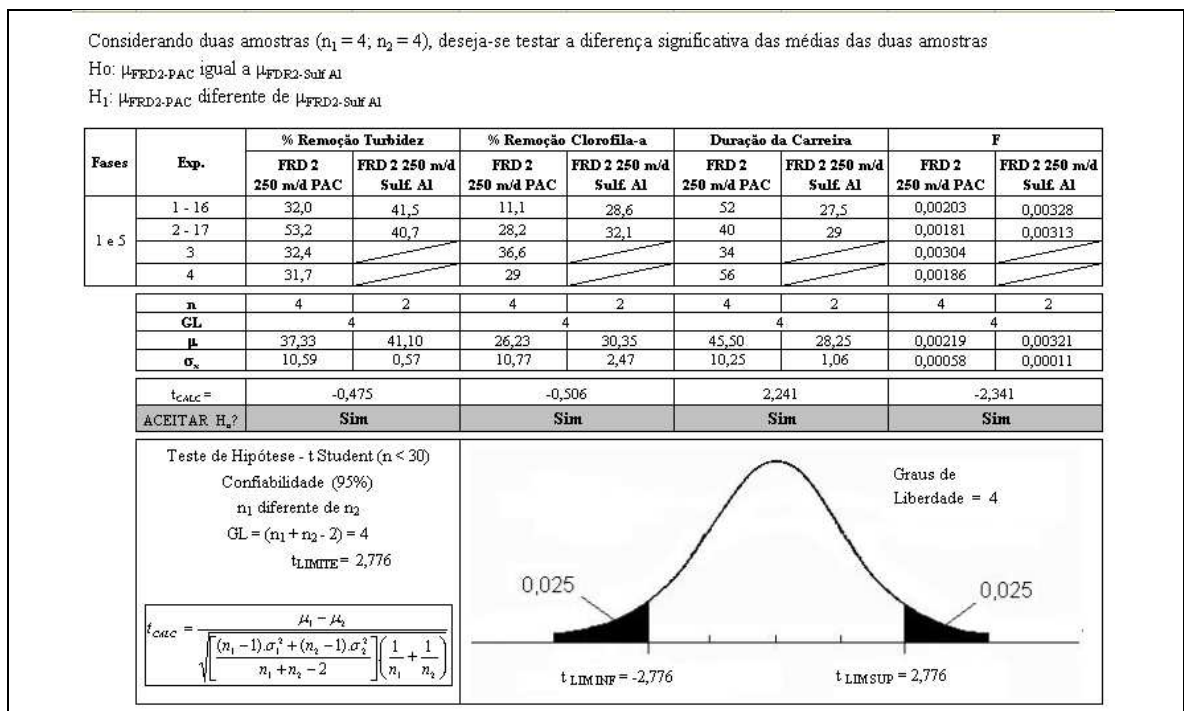


Figura Q.4 - Teste de hipótese entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração, fator de filtrabilidade e eficiências de remoção nas Fases 1 e 5.

Considerando duas amostras ($n_1 = 2$; $n_2 = 4$), deseja-se testar a diferença significativa das médias das duas amostras
 $H_0: \mu_{FRD2-PAC}$ igual a $\mu_{FRD2-SulfAl}$
 $H_1: \mu_{FRD2-PAC}$ diferente de $\mu_{FRD2-SulfAl}$

Fases	Exp.	Duração da Carreira	
		FRD 2 250 m/d Sulf. Al (1)	FRD 2 250 m/d PAC (2)
5 e 1	16 - 1	27,5	52
	17 - 2	29	40
	3		34
	4		56
μ		28,25	45,50
n		2	4
R		3	18
U		8,00	
μ_u		4,00	
σ_u		2,16	
Z_{CALC}		1,852	
ACEITAR H_0 ?		Sim	

Metodologia (Spiegel, 1994):

I) Ordenar todos os valores amostrais em ordem crescente (no caso de 1 a 6):

R	1	2	3	4	5	6
Dados	27,5	29	34	40	52	56

Dados relativos ao Sulfato de Alumínio
 Dados relativos ao PAC

II) Determinar a soma dos postos para cada amostra:

$$R_1 = 1 + 2 = 3$$

$$R_2 = 3 + 4 + 5 + 6 = 18$$

$$U = N_1 N_2 + \frac{N_1(N_1 + 1)}{2} - R_1$$

III) Determinar o valor de U:

$$\mu_u = \frac{N_1 N_2}{2}$$

$$\sigma_u = \sqrt{\frac{N_1 N_2 (N_1 + N_2 + 1)}{12}}$$

IV) Determinar μ_u e σ_u :

V) Determinar Z_{CALC} e comparar com Z_{LIMITE} .

Teste de Hipótese - U de Mann-Whitney
 Confiabilidade (95%)
 n_1 diferente de n_2

$$Z_{LIMITE} = 1,96$$

$$Z_{CALC} = \frac{U - \mu_u}{\sigma_u}$$

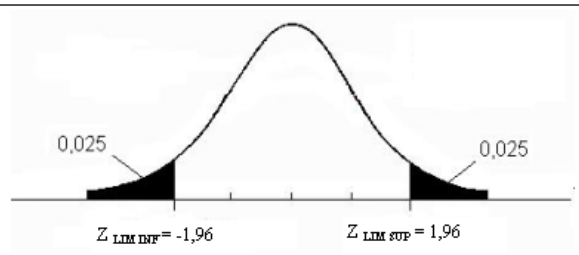


Figura Q.5 - Teste de hipótese (U de Mann-Whitney) entre as médias apresentadas pelo FRD 2 para a duração da carreira de filtração nas Fases 1 e 5.

APÊNDICE R – Cálculo da produção mensal de água tratada. Comparação entre as taxas de filtração.

A seguir, será apresentada a metodologia utilizada para o cálculo da produção mensal de água tratada resultante da adoção de uma das taxas de filtração aplicada em um dos FRDs. Como o objetivo do cálculo é viabilizar a comparação entre as taxas de filtração por meio da quantidade de água tratada produzida, todos os parâmetros foram calculados considerando uma unidade de área do filtro em planta. A metodologia adotada incluiu as seguintes considerações:

1. Para a produção de água tratada por carreira de filtração (P_c) considerou-se a duração média da carreira de filtração para a taxa de filtração do FRD em questão;

$$P_c (m^3 / m^2) = \mu_{TX} \times Tx;$$

2. Para a produção mensal de água tratada ($P_{Mês}$) considerou-se a quantidade de carreiras possíveis em 1 mês (720 h), indicada no gráfico correspondente, e a produção de água por carreira de filtração (P_c);

$$P_{Mês} (m^3 / m^2) = \frac{720h}{\mu_{TX}} \times P_c;$$

3. Para o volume mensal de água de lavagem (Q_{Lav}), considerou-se: o número de retro-lavagens necessárias durante 1 mês (n), a velocidade ascensional para a lavagem do leito filtrante (V_{asc}) e tempo de duração de cada retro-lavagem (t_{Lav});

$$Q_{Lav} (m^3 / m^2) = n \times V_{asc} \times t_{Lav};$$

4. Para a velocidade ascensional (V_{asc}) adotou-se o valor de 70 cm/min. Segundo a NBR-12216 (ABNT, 1992), esse parâmetro não deve ser inferior a 60 cm/min;
5. Para o tempo de duração de cada retro-lavagem (t_{Lav}) adotou-se 10 min;
6. Por fim, a produção mensal total de água tratada ($P_{TMês}$) é dada pela subtração da produção de água tratada mensal ($P_{Mês}$) pelo volume de água de lavagem mensal (Q_{Lav});

$$P_{TMês} = P_{Mês} - Q_{Lav}$$

R.1 – FRD 1. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 350 m/d E 450 m/d (FASES 2 E 3 - PAC)

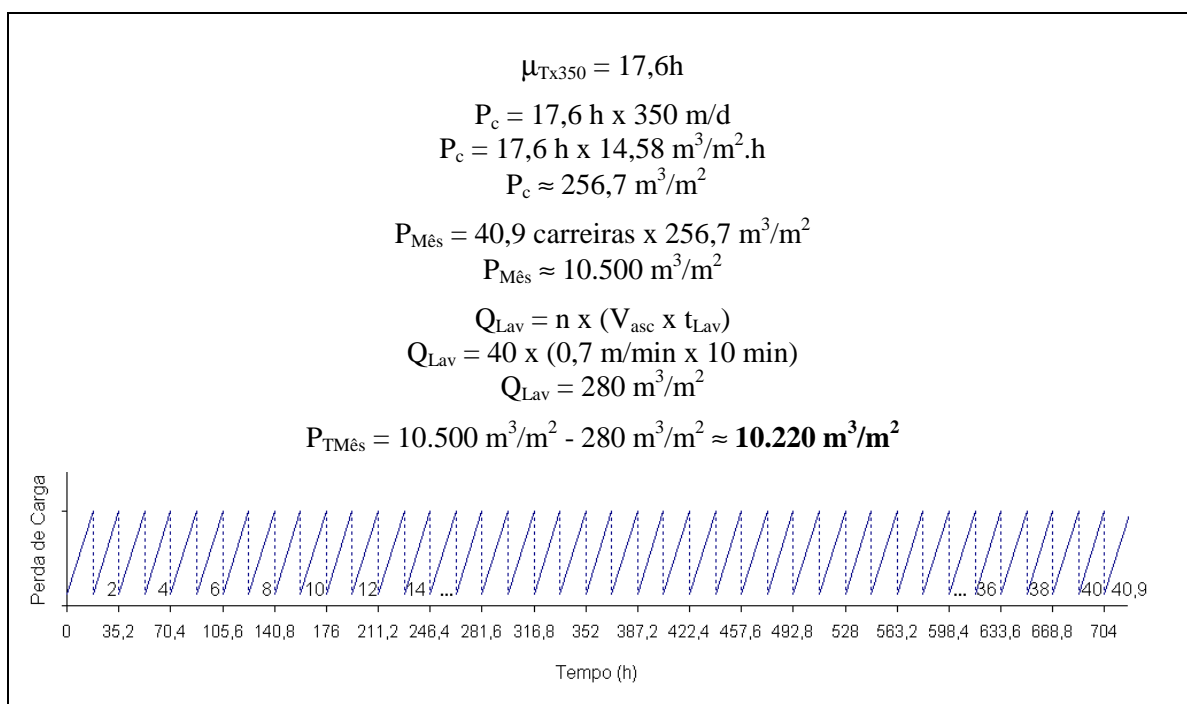


Figura R.1 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 350 m/d.

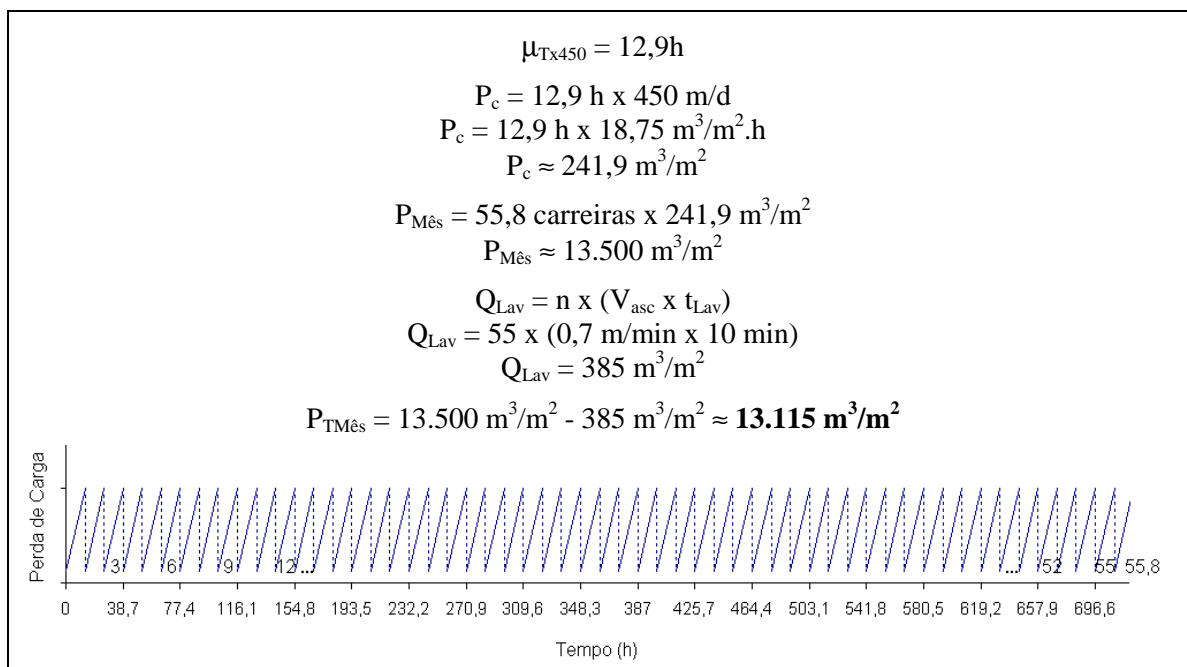


Figura R.2 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 450 m/d.

Conforme as Figuras R.1 e R.2, a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir uma quantidade total mensal de água tratada **23% maior** que a taxa de 350 m³/m².

R.2 – FRD 1. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 250 m/d E 450 m/d (FASES 1 E 3 - PAC)

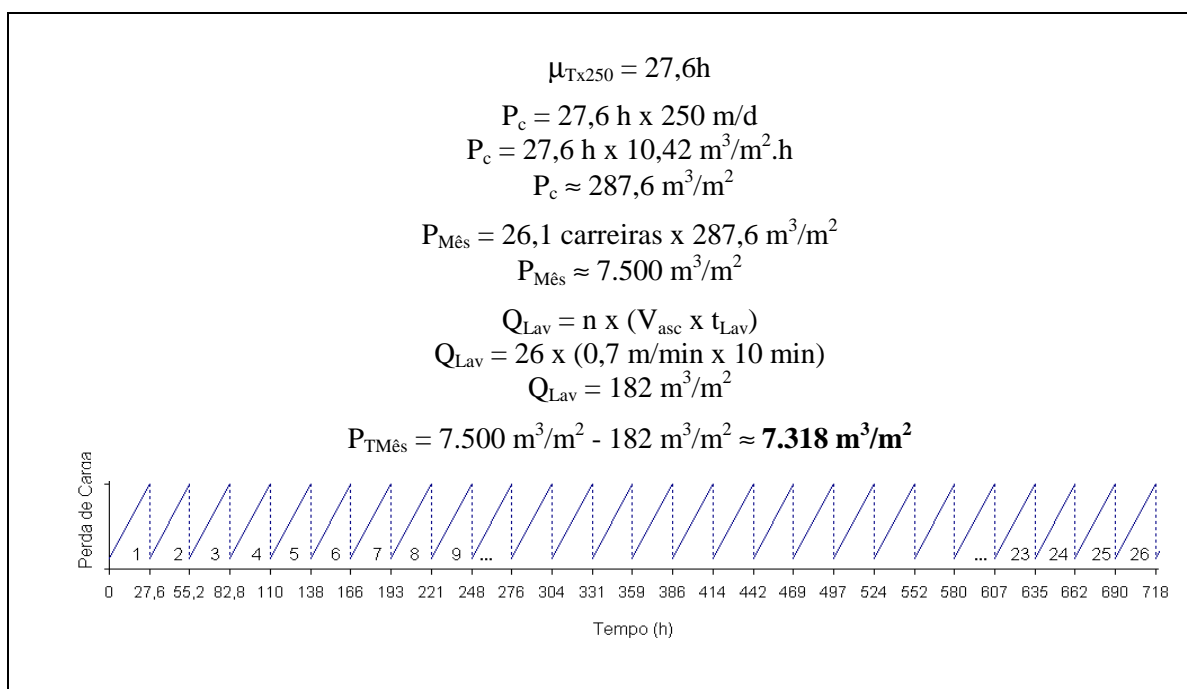


Figura R.3 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 250 m/d.

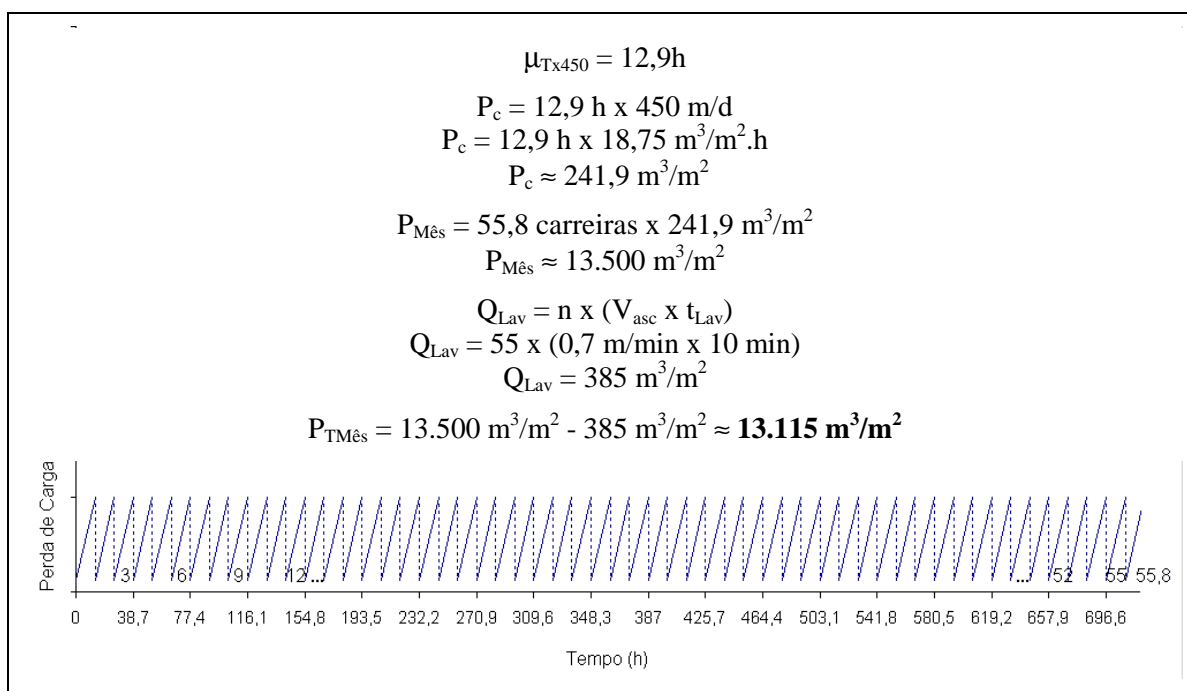


Figura R.4 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 450 m/d.

Conforme as Figuras R.3 e R.4, a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir uma quantidade total mensal de água tratada **44% maior** que a taxa de 250 m³/m²

R.3 – FRD 2. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 250 m/d E 350 m/d (FASES 1 E 2 - PAC)

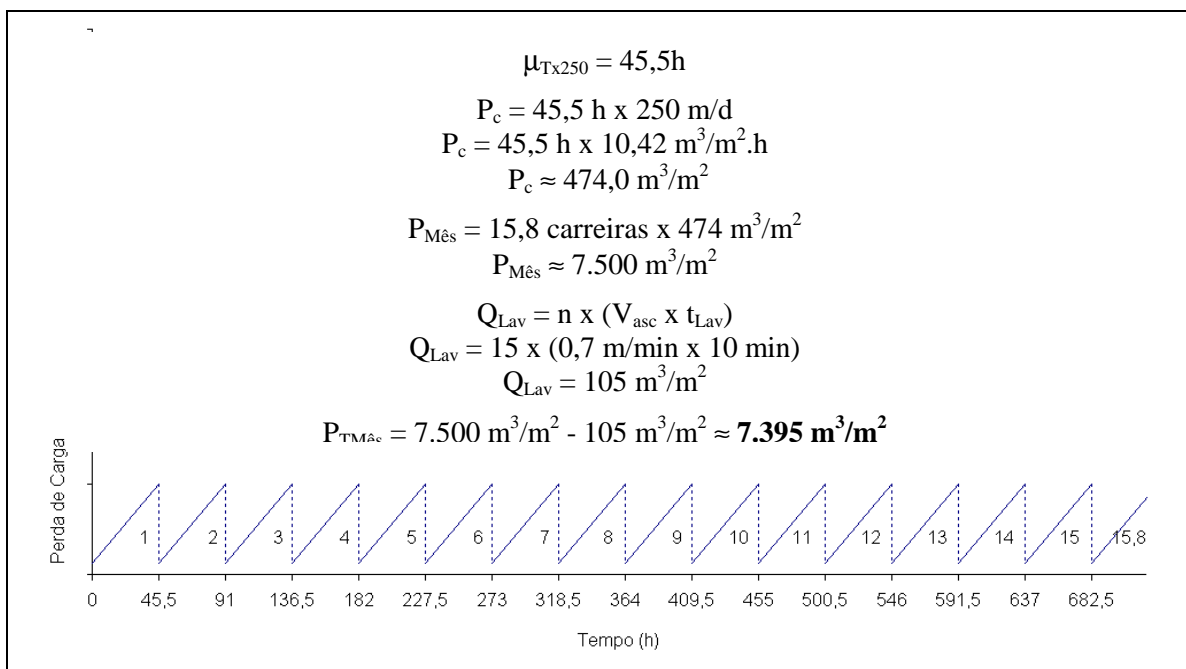


Figura R.5 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 250 m/d.

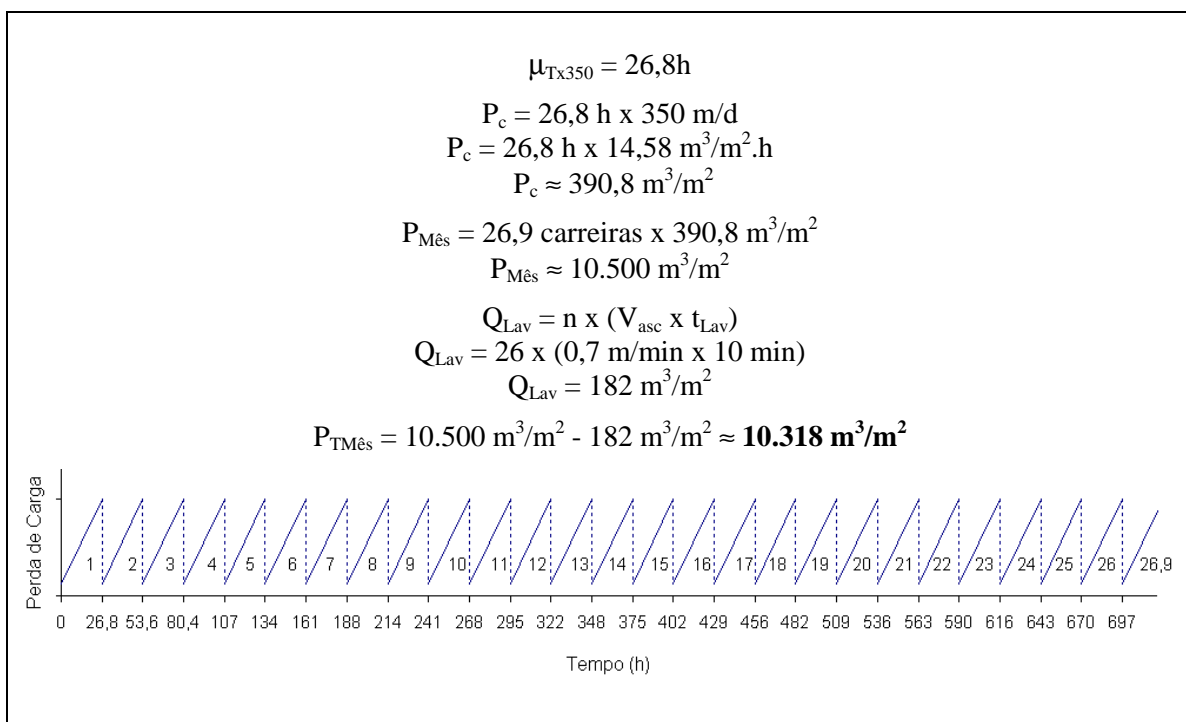


Figura R.6 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 350 m/d.

Conforme as Figuras R.5 e R.6, a aplicação da taxa de 350 m/d é capaz de produzir uma quantidade total mensal de água tratada **28% maior** que a taxa de 250 m/d.

R.4 – FRD 2. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 350 m/d E 450 m/d (FASES 2 E 3 - PAC)

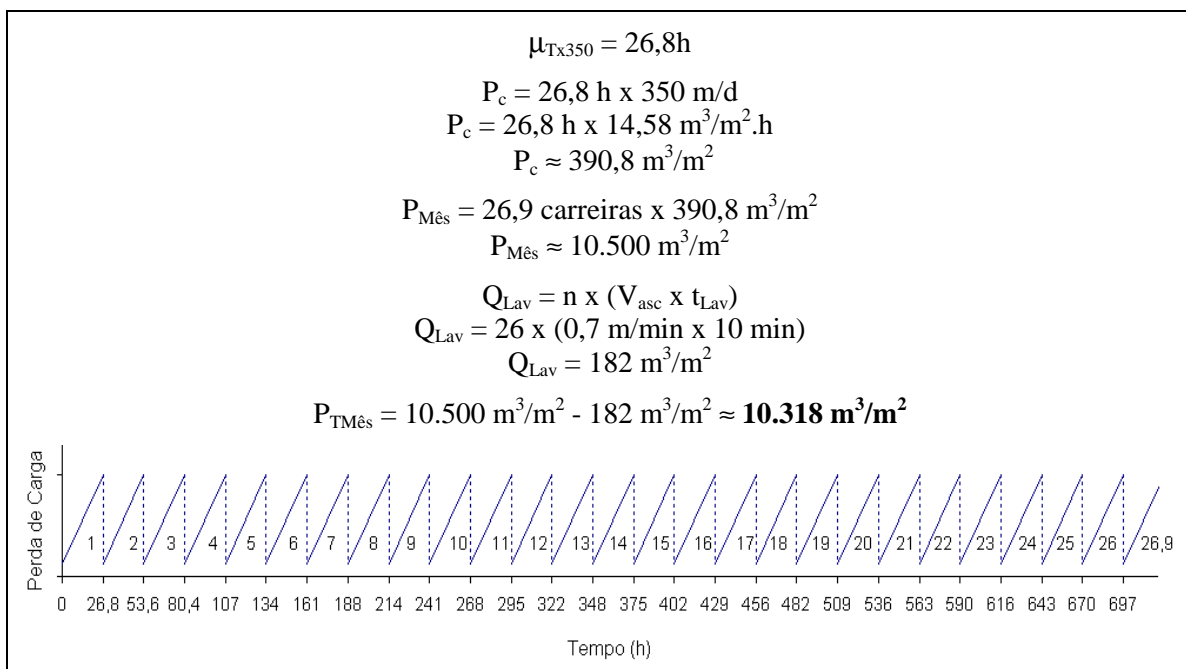


Figura R.7 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 350 m/d.

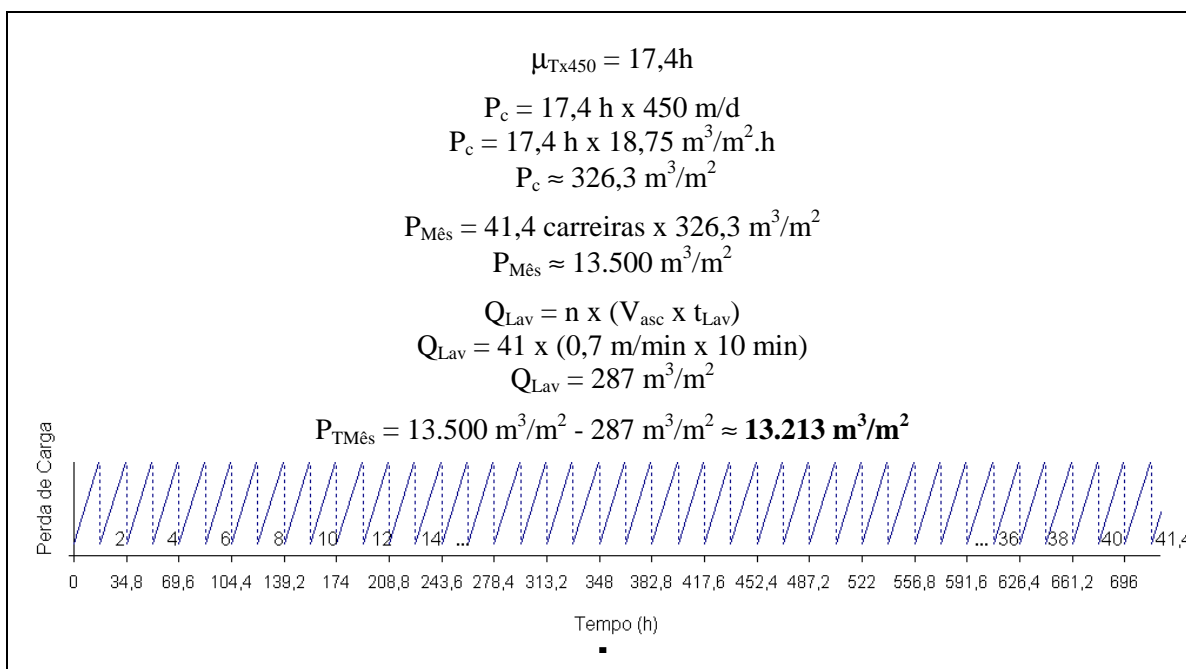


Figura R.8 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 450 m/d.

Conforme as Figuras R.7 e R.8, a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir uma quantidade total mensal de água tratada **22% maior** que a taxa de 350 m³/m².

R.5 – FRD 2. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 250 m/d E 450 m/d (FASES 1 E 3 - PAC)

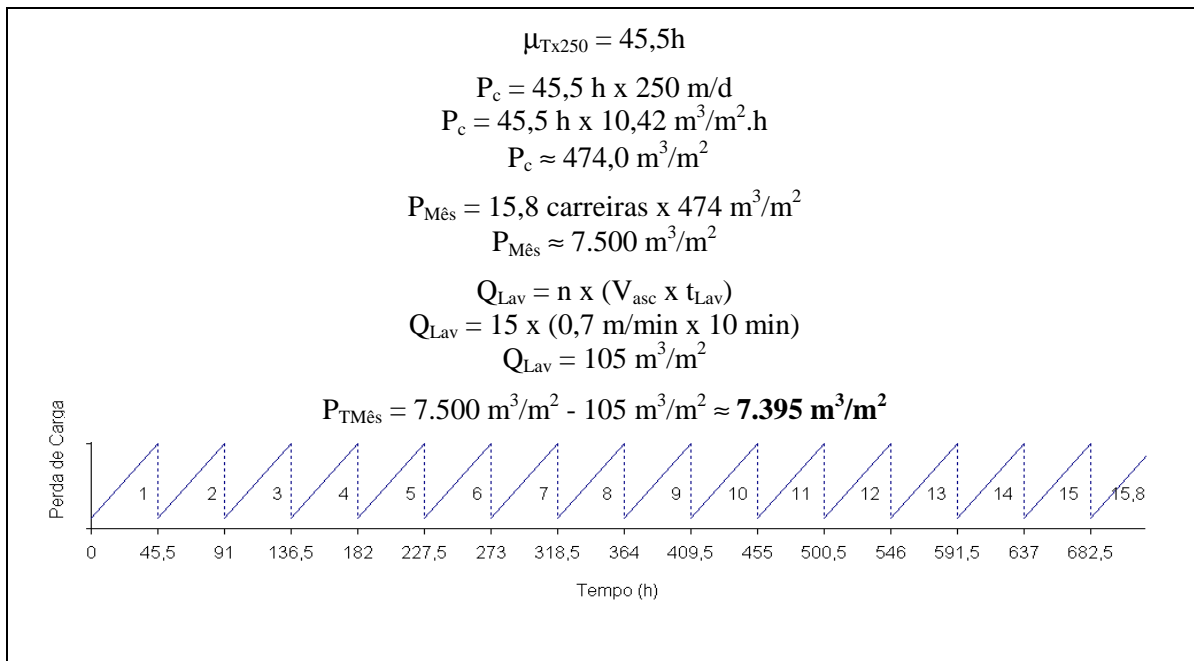


Figura R.9 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 250 m/d.

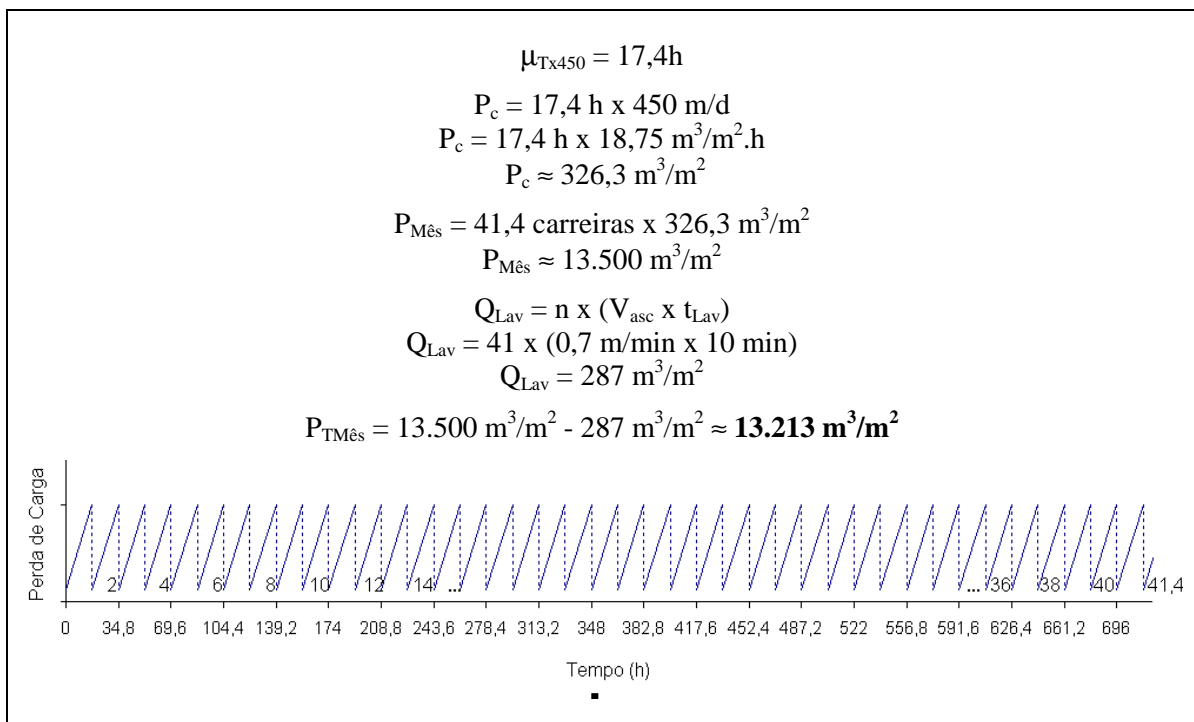


Figura R.10 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 450 m/d.

Conforme as Figuras R.9 e R.10, a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir uma quantidade total mensal de água tratada **44% maior** que a taxa de 250 m³/m².

R.6 – FRD 1. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 250 m/d E 450 m/d (FASES 4 E 5 – SULFATO DE ALUMÍNIO)

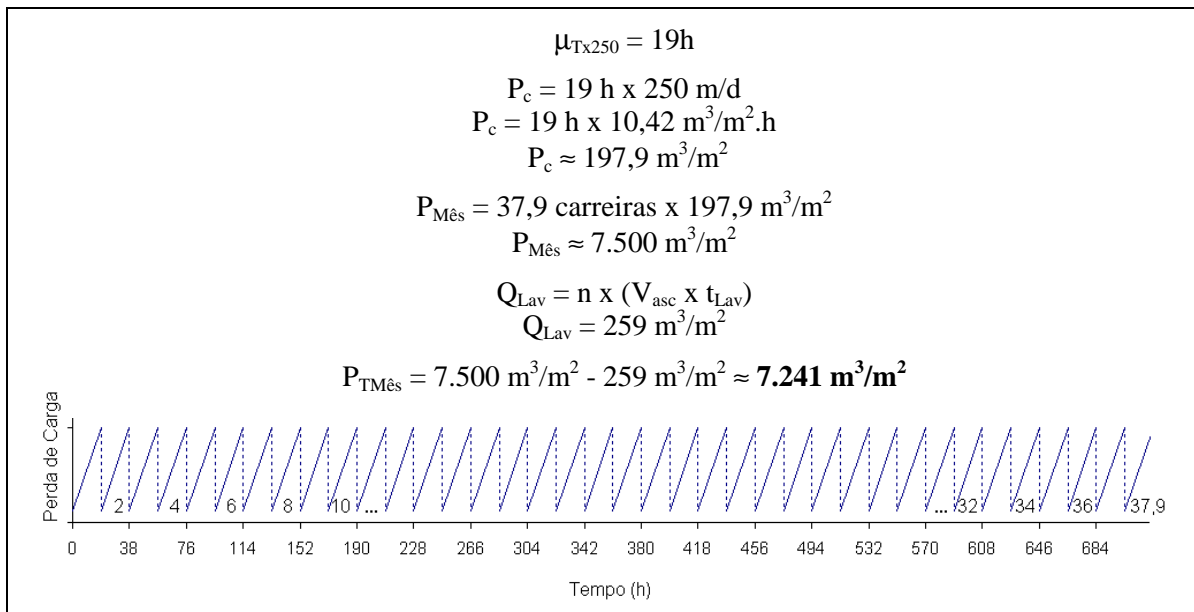


Figura R.11 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 250 m/d.

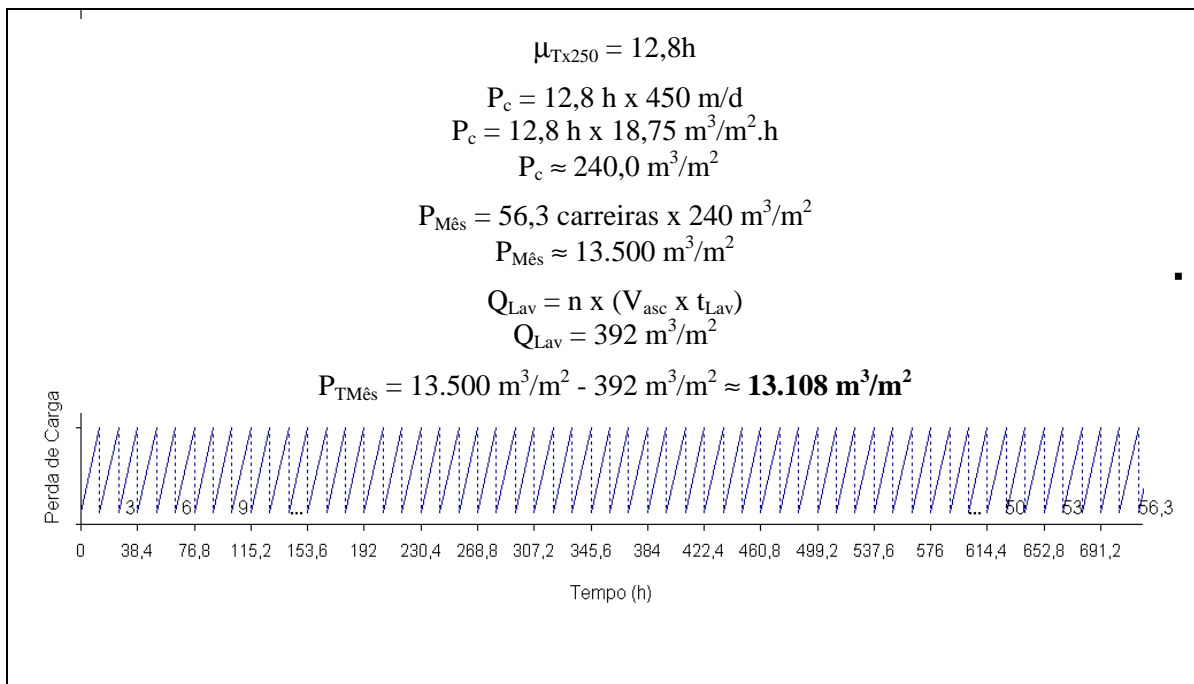


Figura R.12 - Produção total mensal de água tratada do FRD 1 com taxa de 450 m/d.

Conforme as Figuras R.11 e R.12, a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir uma quantidade mensal de água tratada **45% maior** que a taxa de 250 m³/m².

R.7 – FRD 2. PRODUÇÕES EFETIVAS DE ÁGUA TRATADA PARA AS TAXAS DE 250 m/d E 450 m/d (FASES 4 E 5 – SULFATO DE ALUMÍNIO)

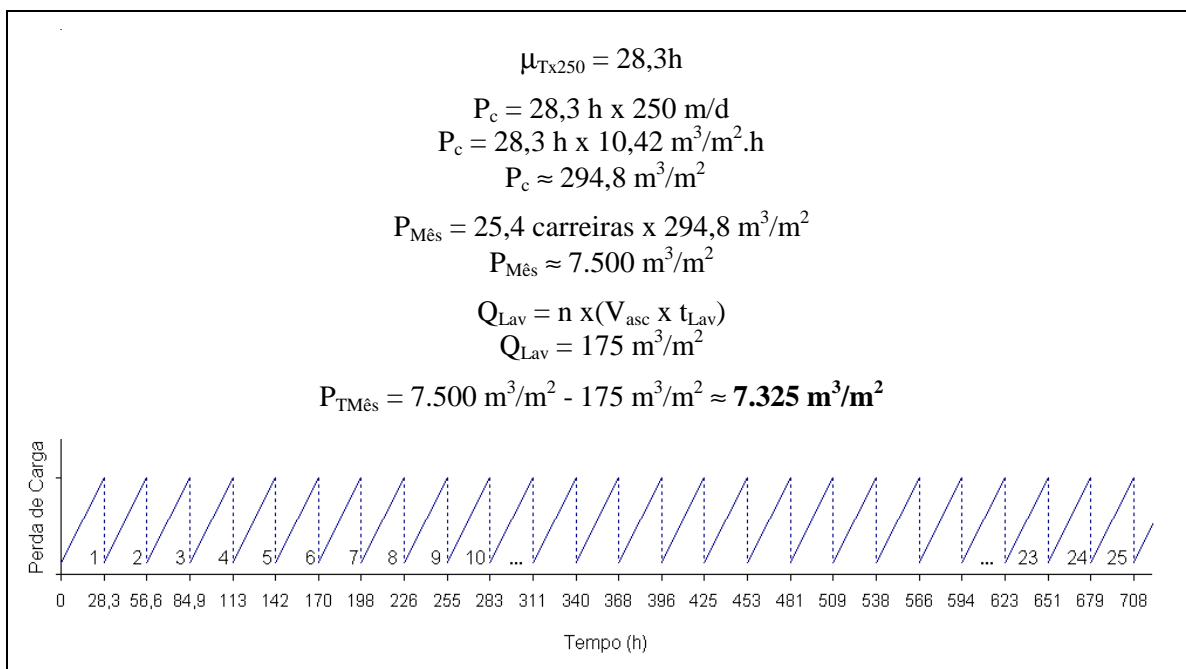


Figura R.13 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 250 m/d.

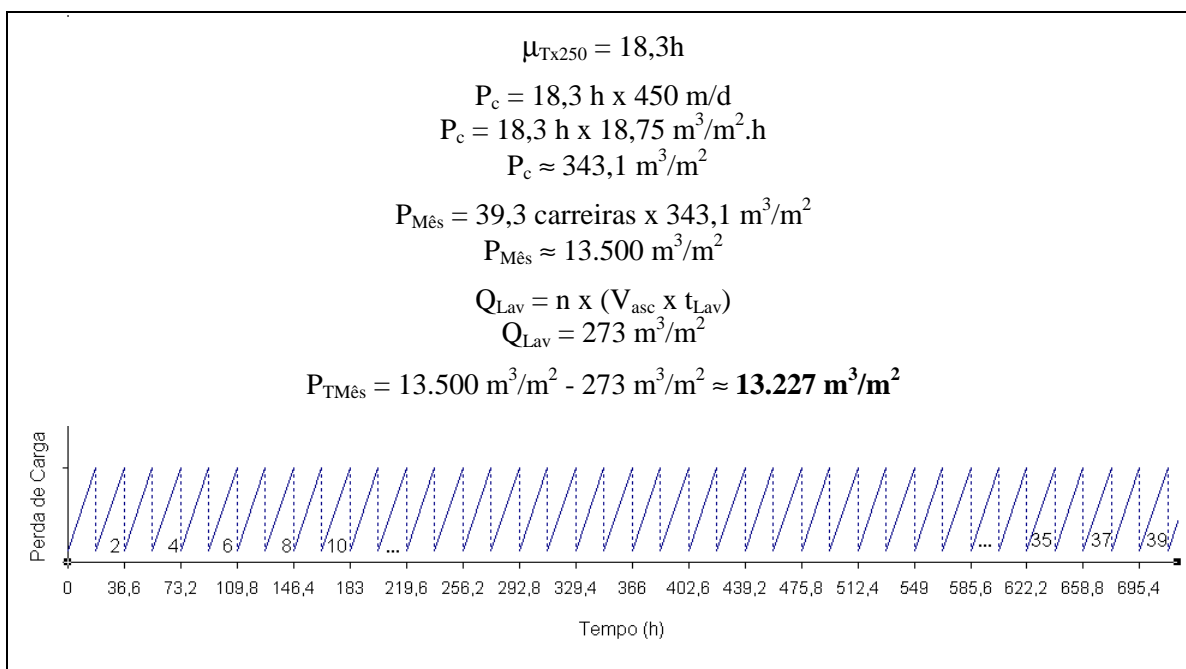


Figura R.14 - Produção total mensal de água tratada do FRD 2 com taxa de 450 m/d.

Conforme as Figuras R.13 e R.14, a aplicação da taxa de 450 m/d é capaz de produzir uma quantidade total de água tratada **45% maior** que a taxa de 250 m³/m².

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](#)