



UNIVERSIDADE
ESTADUAL de LONDRINA

EDUARDO HIDEO FUJII

**AVALIAÇÃO DA APLICABILIDADE DA FILTRAÇÃO DIRETA
ASCENDENTE EM PEDREGULHO COMO PÓS-
TRATAMENTO DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO**

Londrina
2014

EDUARDO HIDEO FUJII

**AVALIAÇÃO DA APLICABILIDADE DA FILTRAÇÃO DIRETA
ASCENDENTE EM PEDREGULHO COMO PÓS-
TRATAMENTO DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento do Centro de Tecnologia e Urbanismo da Universidade Estadual de Londrina, como requisito para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Edificações e Saneamento.

Orientadora: Profa. Dra. Emília Kiyomi Kuroda.

Londrina
2014

**Catálogo elaborado pela Divisão de Processos Técnicos da Biblioteca Central da
Universidade Estadual de Londrina**

Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)

F961a Fujii, Eduardo Hideo.

Avaliação da aplicabilidade da filtração direta ascendente em pedregulho como pós-tratamento de lixiviado de aterro sanitário / Eduardo Hideo Fujii. – Londrina, 2014.
138 f. : il.

Orientador: Emília Kiyomi Kuroda.

Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Centro de Tecnologia e Urbanismo, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento, 2014.
Inclui bibliografia.

1. Engenharia sanitária – Teses. 2. Aterro sanitário – Lixiviação – Teses.
3. Resíduos sólidos – Tratamento – Teses. 4. Chorume – Tratamento – Teses.
I. Kuroda, Emília Kiyomi. II. Universidade Estadual de Londrina. Centro de
Tecnologia e Urbanismo. Programa de Pós- graduação em Engenharia de
Edificações e Saneamento. III. Título.

CDU 628.4

EDUARDO HIDEO FUJII

**AVALIAÇÃO DA APLICABILIDADE DA FILTRAÇÃO DIRETA
ASCENDENTE EM PEDREGULHO COMO PÓS-TRATAMENTO DE
LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO**

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Ciência de Alimentos para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Edificações e Saneamento.

BANCA EXAMINADORA

Orientadora: Profa. Dra. Emília Kiyomi Kuroda
Universidade Estadual de Londrina – UEL

Prof. Dr. Luiz Di Bernardo
Universidade de Ribeirão Preto - UNAERP

Prof. Dr. Fernando Fernandes
Universidade Estadual de Londrina – UEL

Profa. Dra. Elisa Yoko Hirooka
Universidade Estadual de Londrina – UEL

Londrina, 26 de Fevereiro de 2014.

*Dedico a todos que me apoiaram
e incentivaram, em especial à minha
família e a minha namorada Renata.*

AGRADECIMENTOS

À minha orientadora Profa. Dra. Emília Kiyomi Kuroda, por todos os ensinamentos a mim desprendidos desde o início da pesquisa, pela amizade, apoio, paciência, disponibilidade, sugestões e pela constante orientação durante a realização deste trabalho.

Ao Prof. Dr. Fernando Fernandes pelas valiosas contribuições nas bancas de qualificação e defesa.

À Profa. Dra. Elisa Yoko Hirooka pelas valiosas contribuições nas bancas de qualificação e defesa, e por todos os ensinamentos, incentivo, amizade e pelo apoio nunca negado durante toda pesquisa.

Ao Prof. Dr. Luiz de Bernardo pela participação na banca de defesa.

Aos Professores do Departamento de Construção Civil do Centro de Tecnologia e Urbanismo e aos docentes do Programa de Pós-graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento da Universidade Estadual de Londrina pelos ensinamentos adquiridos.

Aos Técnicos de Laboratório de Estruturas de Madeira Sr. Carlos e Sr. Reginaldo, pela montagem dos filtros em acrílico. Ao técnico do Laboratório de Saneamento Ivan, pela ajuda na montagem do sistema piloto. Aos técnicos do Laboratório de Materiais de Construção André e Alexandre, pelo auxílio na caracterização granulométrica do material filtrante.

À toda a minha família, em especial meus pais Julio e Lidia, meus irmãos Fabio e Simone pelo amor, apoio, carinho, confiança e incentivo.

À minha namorada Renata Sobottka pela motivação para a realização do mestrado, pelo apoio, carinho, paciência e pela disposição para me ajudar sempre. À toda sua família pelos momentos de alegria, carinho, ajuda e apoio.

A todos os amigos do Laboratório de Hidráulica e Saneamento: Amanda, Aline, Daniele, Dhara, Gisela, Henrique, Isabella, Jandiara, João Victor, Josemarque, Laís, Leonardo, Lucas, Marcos, Mayara, Nicolas, Renato, Renan, Rodolfo, Rodrigo, Victor, Samara, Victor Hugo, Vilson, Yorgos, pela convivência, pela ajuda, por todos os momentos de descontração e pela amizade que com certeza permanece.

À UEL – Universidade Estadual de Londrina e ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento por oferecer as condições que possibilitaram a concretização desse mestrado.

À CAPES, pelo fornecimento da bolsa de auxílio.

À FINEP pelos recursos financeiros concedidos ao grupo de pesquisa.

À Empresa de Produtos Químicos Guaíba e a SANEPAR, por disponibilizar os coagulantes utilizados nessa pesquisa. À empresa Petranova pelo material filtrante concedido.

Aos colegas e às amigadas que me acompanharam nestes anos e a todos aqueles que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho.

FUJII, Eduardo Hideo. **Avaliação da aplicabilidade da filtração direta ascendente em pedregulho como pós-tratamento de lixiviado de aterro sanitário**. 2014. 138f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Londrina, 2014.

RESUMO

Atualmente, o método de disposição final de resíduos sólidos em aterro sanitário tem sido o mais aceito e empregado em países desenvolvidos ou subdesenvolvidos com uso de grande área territorial. Apesar das vantagens deste método, os resíduos sólidos depositados sofrem decomposições físicas, químicas e biológicas e são solubilizados na água, gerando produção de gás metano e de um líquido de coloração escura e altamente poluidor denominado chorume ou percolato/lixiviado de aterro sanitário. Este líquido apresenta composição variável e complexa e pode ter elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal, matéria orgânica biodegradável e recalcitrante. Assim, faz-se necessário o seu pós-tratamento para remover a matéria orgânica recalcitrante, atendendo aos padrões físicos, químicos e biológicos de lançamento de efluente das legislações. Este trabalho avaliou a aplicabilidade do pós-tratamento por filtração direta ascendente em pedregulho - FDAP em lixiviado tratado previamente por *stripping* de amônia seguido de tratamento biológico por lodos ativados. Os ensaios na instalação piloto de FDAP foram realizados visando obter a melhor condição de eficiência e operação através de modificações da camada filtrante, variações na dosagem de coagulante e na taxa de filtração. Os parâmetros monitorados para avaliar a eficiência do pós-tratamento foram cor aparente, cor verdadeira, demanda química de oxigênio (DQO) e carbono orgânico total (COT). Os parâmetros típicos de concepção e de controle operacional foram: camada filtrante composta por pedregulho e areia, 3 descargas de fundo intermediárias, perda de carga limite de 120 cm, duração da carreira de filtração mínima de 24 horas, taxa de filtração de 15 m³ m² dia⁻¹, dosagem de 400 mg L⁻¹ de Fe e pH 4,0. O sistema de filtração direta ascendente em pedregulho mostrou ser uma técnica aplicável para o pós-tratamento de lixiviado, com remoções variando de 96,0 a 99,7% para cor aparente, com residuais de 170 a 13 uH, respectivamente, de 99,4% para a cor verdadeira (com valor máximo de 24 uH), 81,8% para a DQO (com valor máximo de 200 mg L⁻¹), 95,2% para o COT (com valor de 44 mg L⁻¹) e carreira de filtração com duração de 37,1 h.

Palavras-chave: Lixiviado de aterro sanitário. Pós-tratamento. Filtração direta ascendente em pedregulho.

FUJII, Eduardo Hideo. **Evaluation of the applicability of the direct up-flow filtration in gravel as post-treatment of landfill leachate.** 2014. 138p. Dissertation (Master in Buildings Engineering and Sanitation) - State University of Londrina, Londrina, 2014.

ABSTRACT

The current final disposal method of solid waste in landfills has been the most accepted and used in developed and developing countries with large territorial area. Despite the advantages of this method, the solid waste deposited undergo physical, chemical and biological decomposition and are solubilized in water, producing methane gas and a dark and highly pollutant liquid called landfill leachate. The landfill leachate has a complex and variable composition, and can have high concentrations of ammoniacal nitrogen, biodegradable and recalcitrant organic matter. Thus, it is necessary a post-treatment of landfill leachate to remove its recalcitrant organic matter and to reach the physical, chemical and biological standards for this effluent discharge by current regulations. This study evaluated the applicability of post-treatment by up-flow direct filtration in gravel - FDAP for leachate pretreated by ammonia stripping followed by biological treatment with activated sludge. The assays on the FDAP pilot plant were conducted to obtain the best condition and operating efficiency through modifications of the filter bed, variations on dosage of coagulant and filtration rate. Parameters monitored to evaluate treatment effectiveness were apparent color, true color, chemical oxygen demand (COD) and total organic carbon (TOC). Typical and operational control parameters were: filter bed composed of gravel and sand, 3 intermediate downflushes, head loss limited to 120 cm, minimum operation time of 24 h, filtration rate of 15 m³ m² day⁻¹, coagulant dosage of 400 mg L⁻¹ Fe and pH 4,0. The results showed that the up-flow direct filtration in gravel system presented to be an applicable technical for post-treatment of leachate, removing apparent color from 96,0 to 99,7%, with residual of 170 to 13 uH, respectively, 99,4% of true color (with maximum value of 24 uH), 81,8% of COD (with a maximum value of 200 mg L⁻¹), 95,2% of TOC (with value of 44 mg L⁻¹), during 37,1 h of filtration.

Keywords: Landfill leachate. Post-treatment. Up-flow direct filtration in gravel.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 –	Configuração esquemática da dupla camada elétrica	30
Figura 2 –	Caminhos para a coagulação por adsorção-neutralização de carga e por varredura utilizando sulfato de alumínio.....	31
Figura 3 –	Esquema de uma unidade de filtração direta ascendente – FDA	38
Figura 4 –	Diagrama típico de coagulação do sulfato de alumínio e potencial zeta com turbidez alta em relação à cor	41
Figura 5 –	Fluxograma das alternativas de pré-tratamento utilizando filtros em pedregulho	46
Figura 6 –	Concepções alternativas de filtros em pedregulho que permitem a introdução prévia da etapa de coagulação química	47
Figura 7 –	Fluxograma de processo do experimento	57
Figura 8 –	Lagoa de lixiviado do aterro controlado de Londrina-PR.....	58
Figura 9 –	Tratamento por <i>stripping</i> de amônia	59
Figura 10 –	Tratamento por lodos ativados (fase aeróbia).....	59
Figura 11 –	Tratamento por lodos ativados (fase anóxica)	59
Figura 12 –	Esquema da Instalação Piloto de Filtração Ascendente em Pedregulho (FDAP).....	61
Figura 13 –	Fotos dos compartimentos do sistema de coagulação: (a) recepção de lixiviado tratado biologicamente, (b) mistura rápida, (c) distribuição e extravasor	62
Figura 14 –	Foto do compartimento de mistura rápida com agitador (Fisaton 713-D)	62
Figura 15 –	Foto dos reservatórios com soluções de produtos químicos e bombas dosadoras eletromagnéticas	63
Figura 16 –	Foto das bombas dosadoras de lixiviado tratado biologicamente e de produtos químicos	63
Figura 17 –	Foto do controlador de pH.....	63
Figura 18 –	Foto do sensor do pHmetro na CMR.....	63
Figura 19 –	Projeto: (a e f) Módulos com 150 mm de altura, (b, c, d, e) Módulos para compor o meio filtrante	64
Figura 20 –	Foto: (a e f) Módulos com 150 mm de altura, (b, c, d, e) Módulos para compor o meio filtrante	64

Figura 21 – (a) Planta baixa do FAP. (b) Detalhe da chapa de fundo. (c) Detalhe do fundo intermediário. (d) Detalhe da junta de borracha	65
Figura 22 – Válvulas de manobras do sistema de FAP.....	66
Figura 23 – Tubulações de descarga de fundo (50 mm) e desvio (25 mm) do sistema de FAP	66
Figura 24 – Sistema de lavagem do FAP: reservatório de água para lavagem e bomba centrífuga Eletroplas (ICS-50B)	67
Figura 25 – Tubulações para coleta de água de lavagem ligadas ao reservatório de resíduos da instalação piloto de FDAP.....	67
Figura 26 – Registros de esfera com marcações para controle de taxa de introdução de água para lavagem	67
Figura 27 – Moto-compressor de ar (SCHULZ CSL 20 BR) utilizado para aplicação de ar durante a lavagem do FAP	67
Figura 28 – Tubulação principal, ramificações e válvula de manobra adaptadas na parte inferior do filtro para aplicação de ar durante a lavagem do FAP.....	67
Figura 29 – Foto das plataformas agitadoras utilizadas para caracterização de agregados graúdos/pedregulhos	68
Figura 30 – Foto do agitador de peneiras utilizadas para caracterização de material fino/areias	68
Figura 31 – Ensaio I: Valores de cor aparente, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração.....	81
Figura 32 – Ensaio II: Valores de cor aparente, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração.....	82
Figura 33 – Ensaio IV: Valores de cor aparente, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração.....	83
Figura 34 – Ensaio VII: Valores de cor aparente e verdadeira, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração	84

Figura 35 – Ensaio IX: Valores de cor aparente e verdadeira, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração	87
Figura 36 – Ensaio VIII: Valores de cor aparente e verdadeira , turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração.....	89
Figura 37 – Ensaio X: Valores de cor aparente e verdadeira , turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração	91
Figura 38 – Ensaio XI: Valores de cor aparente e verdadeira , turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração	93
Figura 39 – Ensaio XII: Valores de cor aparente e verdadeira , turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração	97
Figura 40 – Valores residuais em % de remoção de cor verdadeira, DQO, COT das amostras compostas dos Ensaio VII, VIII, IX, X e XI.....	98

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Degradação dos resíduos sólidos divididos em cinco fases distintas e sequenciais em função do tempo	23
Tabela 2 – Caracterização de lixiviado de aterros sanitários	24
Tabela 3 – Quantificação de substâncias húmicas de diversos lixiviados	26
Tabela 4 – Correlação da eficiência de tratamento de lixiviado de aterro sanitário com idade do aterro para remoção de compostos orgânicos.....	26
Tabela 5 – Característica do material granular utilizado por Megda (1999).....	50
Tabela 6 – Característica do material granular utilizado por Gusmão (2001)	51
Tabela 7 – Característica do material granular utilizado por Kuroda (2002)	52
Tabela 8 – Principais métodos de lavagem	53
Tabela 9 - Métodos e equipamentos para caracterização física e química dos lixiviados.....	60
Tabela 10 – Condições operacionais dos ensaios realizados na instalação piloto de FDAP	71
Tabela 11 – Condições operacionais dos ensaios realizados para avaliação de diferentes composições granulométricas	72
Tabela 12 – Condições operacionais dos ensaios realizados para avaliação da influência do aumento da taxa de filtração	72
Tabela 13 – Condições operacionais dos ensaios realizados para avaliação da influência da redução da dosagem de coagulante	73
Tabela 14 – Condições operacionais dos ensaios realizados para avaliação do efeito de descargas de fundo intermediárias no desempenho do sistema de FDAP	74
Tabela 15 – Caracterização física e química dos lixiviados bruto e tratado biologicamente.....	76
Tabela 16 – Resumo dos resultados dos Ensaios I, II, IV e VII / Condições de coagulação química, duração da carreira de filtração e valores residuais de cor aparente	78
Tabela 17 – Dados operacionais e cor aparente e verdadeira nos Ensaios VII e IX	85

Tabela 18 – Dados operacionais e cor aparente e verdadeira nos ensaios VII e VIII	88
Tabela 19 – Caracterização quali-quantitativa dos resíduos gerados.....	95
Tabela 20 – Dados operacionais e valores de cor aparente e verdadeira nos Ensaio XI e XII.....	95
Tabela 21 – Avaliação do índice de produção efetiva do lixiviado tratado e resumo da caracterização do efluente	100

LISTA DE EQUAÇÕES

Equação 1 – Equação para o cálculo do volume de SST em função da dosagem de coagulante.....	34
Equação 2 – Equação para cálculo do acréscimo da perda de carga entre DFIs.....	43
Equação 3 – Equação para cálculo do índice de produtividade (%)	74

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
ABRELPE	Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais
AC	Amostra Composta
AGV	Ácidos Graxos Voláteis
Al	Alumínio
APHA	<i>American Public Health Association</i>
AWWA	<i>American Water Works Association</i>
CEMA	Conselho Estadual do Meio Ambiente
CMR	Câmara de Mistura Rápida
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
COT	Carbono orgânico total
dc	Tempo de Duração da Carreira de Filtração
\bar{d}_e	Duração Média do Enchimento do Filtro
dL	Duração da Lavagem
DF	Descarga de Fundo
DFe	Dosagem de Ferro
DFE	Descarga de fundo final
DFI	Descarga de Fundo Intermediária
DNER	Departamento Nacional de Estradas de Rodagem
DQO	Demanda química de oxigênio
FeCl ₃ .6H ₂ O	Cloreto férrico hexahidratado
FAP	Filtração Ascendente em Pedregulho
FDA	Filtração Direta Ascendente
FDAP	Filtração Direta Ascendente em Pedregulho
FDR	Filtração Direta Descendente
Fe	Ferro
HCl	Ácido clorídrico
i	Índice de Produtividade
IAP	Instituto Ambiental do Paraná

IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
NaOH	Hidróxido de Sódio
NBR	Norma Brasileira
NDF	Quantidade de Descarga de Fundo
NKT	Nitrogênio Kjeldahl Total
PAC	Hidróxi-cloreto de Poli Alumínio
pH	Potencial Hidrogeniônico
PROSAB	Programa de Pesquisa em Saneamento Básico
PVC	Cloreto de Polivinila
RPM	Rotações por minuto
SANEPAR	Companhia de Saneamento do Paraná
SEMA	Secretaria Estadual do Meio Ambiente
SUDERSHSA	Superintendência de Desenvolvimento de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental
ST	Sólidos totais
SFT	Sólidos fixos totais
SVT	Sólidos voláteis totais
SST	Sólidos suspensos totais
SSF	Sólidos suspensos fixos
SSV	Sólidos suspensos voláteis
SDT	Sólidos dissolvidos totais
SDF	Sólidos dissolvidos fixos
SDV	Sólidos dissolvidos voláteis
TDH	Tempo de detenção hidráulica
TF	Taxa de Filtração
TL	Taxa de Lavagem
T.O	Tempo de Operação
WEF	<i>Water Environment Federation</i>

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO E JUSTIFICATIVA	19
2.	OBJETIVOS	21
2.1	OBJETIVO GERAL	21
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	21
3.	REVISÃO BILIOGRÁFICA	22
3.1	RESÍDUOS SÓLIDOS EM ATERROS SANITÁRIOS	22
3.2	LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO	24
3.3	TRATAMENTO DE LIXIVIADO.....	26
3.3.1	Coagulação-floculação-sedimentação	29
3.3.2	Filtração direta ascendente – FDA aplicada ao tratamento de água	35
3.3.3	Efeito da coagulação no desempenho da filtração	40
3.3.4	Efeito de descargas de fundo intermediárias no desempenho da filtração.....	42
3.3.5	Filtração direta ascendente em pedregulho – FDAP aplicada ao tratamento de água	45
3.3.6	Lavagem do sistema de filtração direta ascendente	53
3.4	ASPECTOS LEGAIS DE LANÇAMENTO DE EFLUENTE	54
3.5	CONSIDERAÇÕES FINAIS SOBRE A REVISÃO DA LITERATURA	56
4.	MATERIAL E MÉTODO	57
4.1	LIXIVIADO BRUTO	57
4.2	TRATAMENTO POR <i>STRIPPING</i> DE AMÔNIA SEGUIDO DE LODOS ATIVADOS EM BATELADAS SEQUENCIAS COM NITRIFICAÇÃO E DESNITRIFICAÇÃO	58
4.3	CARACTERIZAÇÃO DOS LIXIVIADOS BRUTO E TRATADO BIOLOGICAMENTE.....	60
4.4	INSTALAÇÃO PILOTO DE FILTRAÇÃO DIRETA ASCENDENTE EM PEDREGULHO – FDAP.....	61
4.4.1	Sistema de coagulação química e distribuição	62

4.4.2	Sistema de filtração direta ascendente em pedregulho.....	64
4.4.3	Sistema de descarga e lavagem do FAP	66
4.4.4	Preparação do material granular	68
4.5	ENSAIOS PRELIMINARES E PARÂMETROS GERAIS DE CONTROLE OPERACIONAL.....	69
4.6	ENSAIOS NA INSTALAÇÃO PILOTO DE FDAP	71
4.6.1	Avaliação de diferentes composições granulométricas.....	72
4.6.2	Avaliação da influência do aumento da taxa de filtração.....	72
4.6.3	Avaliação da influência da redução da dosagem de coagulante	73
4.6.4	Caracterização quali-quantitativa dos resíduos gerados no sistema de filtração direta ascendente em pedregulho	73
4.6.5	Avaliação do efeito de descargas de fundo intermediárias na duração das carreiras de FDAP	74
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	76
5.1	CARACTERIZAÇÃO DOS LIXIVIADOS BRUTO E APÓS TRATAMENTO BIOLÓGICO	76
5.2	ENSAIOS NA INSTALAÇÃO PILOTO DE FDAP	77
5.2.1	Avaliação de diferentes composições granulométricas.....	78
5.2.2	Avaliação da influência do aumento da taxa de filtração.....	85
5.2.3	Avaliação da influência da redução da dosagem de coagulante.....	88
5.2.4	Avaliação quali-quantitativa dos resíduos gerados no sistema de FDAP.....	92
5.2.5	Avaliação do efeito de descargas de fundo intermediárias na duração das carreiras de FDAP	95
5.2.6	Resumo dos resultados dos ensaios na instalação piloto de FDAP.....	98
6.	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	101
	BIBLIOGRAFIA	102
	ANEXO A	111
	ANEXO B	113
	ANEXO C	116

1. INTRODUÇÃO E JUSTIFICATIVA

O aumento na produção de resíduos sólidos e a sua destinação final têm sido uma preocupação mundial na atualidade. O aterro sanitário continua sendo o método de disposição final mais aceito e empregado, face a vantagem econômica em países com grande área territorial. No entanto, este tipo de disposição final concorre para a formação de subprodutos em razão de decomposição física, química e biológica de resíduos sólidos depositados, juntamente com a solubilização dos mesmos em meio líquido, principalmente o gás metano e o lixiviado ou percolado de aterro sanitário, conhecido como chorume.

O lixiviado é um líquido escuro com odor desagradável, geralmente com o teor de matéria orgânica biodegradável e refratária, constituído principalmente de substâncias húmicas, além de nitrogênio amoniacal, compostos orgânicos clorados, sais inorgânicos e eventualmente metais pesados, que se dispostos indiscriminadamente no meio ambiente, podem provocar poluição dos recursos hídricos superficiais e subterrâneos, solo e ar.

Visando à preservação de meio ambiente e à garantia da qualidade de vida à população, as legislações restringem cada vez mais os padrões de enquadramento de corpos hídricos e de lançamento de efluentes. No Paraná, a Resolução N° 86/20013 do Conselho Estadual do Meio Ambiente - CEMA, em seu anexo X, fixa a redução de 80% do valor de entrada de DBO e DQO para o tratamento de lixiviado, o que resulta na necessidade cada vez mais crescente de tratamento de lixiviado nos próximos anos.

Os processos biológicos, embora eficientes na remoção de nitrogênio amoniacal e de matéria orgânica biodegradável, tem pouca ação sobre a matéria orgânica recalcitrante, necessitando de pós-tratamento adequado para atender às legislações pertinentes.

Diversas tecnologias de pós-tratamento de lixiviado de aterro sanitário têm sido estudadas, como a coagulação-floculação-sedimentação, processos oxidativos avançados, precipitação química, carvão ativado granular e pulverizado, filtração em membrana, entre outros.

Os trabalhos apontam a coagulação-floculação-sedimentação aplicada ao pós-tratamento de lixiviado como eficiente em relação à remoção de matéria

orgânica recalcitrante correlacionada à cor verdadeira e parte da DQO. No entanto, esta técnica requer elevado tempo de sedimentação devido às características dos flocos formados, especialmente a baixa velocidade de sedimentação, impossibilitando o tratamento por escoamento contínuo, sendo, portanto, um fator limitante para aplicação em escala real.

Nesse contexto, há necessidade do estudo de técnicas alternativas ao tratamento por coagulação-floculação-sedimentação, de forma a absorver as limitações desta técnica, dentre as quais pode-se destacar a filtração direta ascendente.

A filtração direta ascendente em pedregulho é utilizada no tratamento de água em diversos países, inclusive no Brasil, e apresenta vantagens em relação ao tratamento com coagulação, floculação, decantação e filtração direta rápida descendente por requerer menor área de implantação, além de menor dosagem de coagulante, menor volume de lodo produzido e menos custo de implantação e operação. A composição granular em pedregulho torna esta técnica promissora para o pós-tratamento de lixiviado devido à robustez em relação à variação na qualidade de afluente e simplicidade operacional se comparada às outras variações da filtração direta.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

O objetivo geral foi avaliar a aplicabilidade da filtração direta ascendente em pedregulho – FDAP como pós-tratamento de lixiviado de aterro sanitário, avaliando o desempenho em relação à qualidade de efluente, duração das carreiras de filtração e produtividade.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Os objetivos específicos foram:

- Propor uma condição operacional considerando a taxa de filtração, condição de coagulação química e a execução de descargas de fundo intermediárias;
- Propor uma composição granulométrica para o filtro ascendente em pedregulho;
- Propor um método de limpeza e lavagem do filtro de pedregulho.

3. REVISÃO BILIOGRÁFICA

3.1 RESÍDUOS SÓLIDOS EM ATERROS SANITÁRIOS

As atividades agrícolas, industriais e comerciais associadas ao crescimento populacional, a mudança do estilo de vida da população e o desenvolvimento tecnológico têm aumentado significativamente e assim, contribuído para a geração crescente de resíduos sólidos. A Associação Brasileira de Normas Técnicas – ABNT através da norma NBR 10.004/2004 define os resíduos sólidos como *“os resíduos nos estados sólido e semi-sólido, que resultam de atividades de origem industrial, doméstica, hospitalar, comercial, agrícola, de serviços e de varrição. Também ficam incluídos os lodos provenientes de sistemas de tratamento de água, aqueles gerados em equipamentos e instalações de controle de poluição, bem como determinados líquidos cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgotos e corpos receptores de água, ou exijam para isso soluções técnicas economicamente viáveis em face à melhor tecnologia disponível”*.

A produção de resíduos sólidos no Brasil em 2012 foi 1,3% maior que em 2011, resultando em 62,7 milhões de toneladas. Deste valor, foram coletados aproximadamente 56,6 milhões de toneladas, sendo que mais da metade dos resíduos sólidos, em torno de 57,98%, recebeu destinação final adequada em aterros sanitários e 42,02% teve destino inadequado, representando 23,8 milhões de toneladas destinadas em lixões e aterros controlados (ABRELPE & IBGE, 2012).

A política nacional de resíduos sólidos, instituída pela Lei Federal 12.305/2010 que estabelece diretrizes relativas à gestão e ao gerenciamento de resíduos sólidos, baseado no artigo 54, a disposição final dos resíduos sólidos, ambientalmente adequada, deverá ser implantada até 2014, incentivando-se a destinação final em aterros sanitários.

O aterro sanitário é uma forma de disposição final que utiliza princípios da engenharia para depositar resíduos sólidos em trincheiras abertas no solo, seguida de cobertura com camada de terra no final de cada jornada de trabalho ou, se necessário, em períodos menores (NBR 8419/1992). A aplicação ocorre mundialmente devido à simplicidade e baixo custo, em comparação a outros

métodos (MORAVIA, 2010). Renou *et al.*, (2008) ressalva ainda que mesmo em países desenvolvidos o aterro sanitário é um método preferencial para disposição final de resíduos, especialmente em países com grande área disponível para o mesmo.

Após os resíduos serem depositados em aterro sanitário, é iniciado o processo de decomposição da matéria orgânica, que passa por cinco fases distintas e sequencias em função do tempo, de acordo com a Tabela 1 (POHLAND e HARPER, 1985).

Tabela 1 – Degradação dos resíduos sólidos divididos em cinco fases distintas e sequenciais em função do tempo

FASES	CARACTERÍSTICA	PRINCIPAIS EVENTOS
I	Ajuste Inicial	Disposição inicial de resíduos e acumulação de umidade
		Início da decomposição microbiana em condições aeróbias
II	Transição	Transição da fase aeróbia inicial para a estabilização anaeróbia microbiana
		O receptor de elétron muda de oxigênio para nitratos e sulfatos, com o deslocamento de oxigênio pelo dióxido de carbono presente no gás
		No final da fase, concentrações de DQO e ácidos orgânicos voláteis aparecem pela primeira vez no lixiviado
III	Formação de ácido	Predominância de ácidos orgânicos voláteis intermediários com a hidrólise contínua e fermentação dos resíduos constituintes do lixiviado
		Diminuição abrupta de pH
		Consumo de nitrogênio e fósforo em função do crescimento dos microrganismos
IV	Fase metanogênica	Os produtos intermediários que apareceram durante a fase de formação de ácido são convertidos em metano e dióxido de carbono
		Elevado valor de pH sendo controlado pela capacidade tampão do sistema bicarbonato
		Potencial de oxidação-redução estão em seus menores valores
		Complexação e precipitação de metais ocorrem
		Diminuição da carga orgânica devido ao aumento de produção de gás
V	Maturação Final	Concentração de substrato e nutrientes tornam-se limitantes
		Atividade microbiológica atinge um relativo adormecimento
		Diminuição da produção de gás
		Lixiviado com baixa carga orgânica
		Aumento do potencial redox

Fonte: Pohland e Harper, 1985

Com o aprimoramento das técnicas de disposição final de resíduos sólidos, o aterro sanitário prevê um sistema de drenagem para coleta do lixiviado ou chorume. Após coleta, o lixiviado deve ser devidamente tratado para minimizar os impactos ambientais pós-lançamento num corpo receptor.

3.2 LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO

Após a decomposição físico-química e biológica de resíduos depositados no aterro, o material predominantemente solúvel é carregado pela água de chuva e pela própria umidade contida nos resíduos, transformando em matriz aquosa de extrema complexidade, com altos teores de compostos orgânicos e inorgânicos, dissolvidas e coloidais (CASTILHOS JUNIOR, 2006).

O lixiviado é normalmente um líquido escuro com odor desagradável, com alto poder de poluição e toxicidade, composição variável e complexa e pode conter matéria orgânica biodegradável e refratária e compostos nitrogenados em função da idade do aterro sanitário, precipitação, variação climática, entre outros (Wiszniewski *et al.*, 2006). A Tabela 2 apresenta as características de lixiviado de aterros sanitários em diferentes estágios de operação (Renou *et al.*, 2008).

Tabela 2 – Caracterização de lixiviado de aterros sanitários

	Biodegradável	Intermediário	Estabilizado
Idade (anos)	<5	0,5 – 10	> 10
pH	6,5	6,5 - 7,5	> 7,5
DQO (mg L ⁻¹)	>10.000	4.000 - 10.000	<4.000
DBO ₅ /DQO	>0,3	0,1 - 0,3	<0,1
Compostos orgânicos	80 % ácido graxo volátil (AGV)	5 - 30% AGV + ácido húmico e fúlvico	Ácido húmico e fúlvico
Metais Pesados	Baixo - Médio		Baixo
Biodegradabilidade	Importante	Média	Baixa

Fonte: Renou *et al.*, (2009)

A Tabela 2 mostra que a idade do aterro sanitário é considerada um fator determinante na caracterização do lixiviado, já que está diretamente correlacionado ao estado de degradação de compostos (Baig *et al.*, 1999). O lixiviado de aterro sanitário jovem (menor que 5 anos) normalmente apresenta pH próximo de 6,5, contém altas concentrações de DQO, dos quais 80% dos compostos orgânicos são ácidos graxos voláteis, relação DBO₅/DQO > 0,3 e alta biodegradabilidade. O lixiviado de aterro superior a 10 anos, geralmente apresenta pH > 7,5, relação DBO₅/DQO < 0,1, DQO < 4000 mg L⁻¹, e é composta principalmente de substâncias húmicas, capazes de conferir alta recalcitrância.

A complexidade de compostos orgânicos recalcitrantes foi primeiramente notada como um problema ao meio ambiente (CARSON, 1962). Foram evidenciados os potenciais problemas causados pela acumulação destes compostos na natureza, uma vez que não são rapidamente degradados por processos biológicos, provocando assim impactos ambientais à natureza (KNAPP e BROMLEY-CHALLONER, 2003).

O termo recalcitrância está relacionado à dificuldade, mas não necessariamente à impossibilidade, de degradar certas substâncias químicas na natureza pela ação biológica de microrganismos vivos (SILVA, 2002; KNAPP e BROMLEY-CHALLONER, 2003).

Em lixiviados de aterros mais antigos, a maior parte da matéria orgânica já foi degradada, restando apenas a parcela de difícil biodegradabilidade (parcela refratária), que pode estar associada à presença de compostos, como as substâncias húmicas (KANG *et al.*, 2002; ZOUBOULIS *et al.*, 2004), principais responsáveis pela conferência de cor ao lixiviado de aterro (TATSI *et al.*, 2003; ZOUBOULIS *et al.*, 2003).

Substâncias húmicas são geralmente de coloração escura com elevada massa molecular, estrutura química complexa e indefinida, resultantes da decomposição de vegetais e animais. (JONES e BRYAN, 1998; ROCHA e ROSA, 2003). Uma particularidade destas substâncias é a solubilidade em função do pH, sendo ácidos húmicos solúveis em meio alcalino, mas insolúveis em meio ácido (precipitam com $\text{pH} < 2,0$). Já os ácidos fúlvicos são solúveis em meios alcalino e ácido, enquanto a humina é insolúvel para qualquer valor de pH (ROCHA e ROSA, 2003).

Huo *et al.*, 2007 quantificaram as substâncias húmicas presentes no lixiviado do aterro sanitário com capacidade de 12.000.000 m³ de Asuwei – Beijing (China), que recebe resíduos sólidos desde 1994. A amostragem foi realizada em 3 pontos distintos em função da idade, sendo que o lixiviado biodegradável foi coletado em células cuja disposição ocorreu entre 2003 a 2006, o lixiviado intermediário entre 1994 e 2003 e o lixiviado estabilizado em células com mais de 10 anos. A Tabela 3 mostra que no lixiviado biodegradável, ocorreu predominância de huminas (aproximadamente 76%), enquanto o lixiviado estabilizado apresentou maior teor de ácidos húmicos e fúlvicos.

Tabela 3 – Quantificação de substâncias húmicas de diversos lixiviados

AMOSTRA	ÁCIDOS HÚMICOS (%)	ÁCIDOS FÚLVICOS (%)	HUMINA (%)
Lixiviado Biodegradável	0,4	23,3	76,4
Lixiviado Intermediário	13,6	40,4	47,1
Lixiviado estabilizado	44,1	48,9	7,0

Fonte: Huo *et al.*, 2007

Assim, o lançamento indiscriminado de lixiviado no meio ambiente pode provocar impactos alarmantes, ocasionando eutrofização do meio aquático, e consequentemente, toxicidade com eventual mortalidade de peixe.

3.3 TRATAMENTO DE LIXIVIADO

O tratamento de lixiviado é um processo complexo devido à variabilidade da composição e características físico-químicas e microbiana, susceptível a variação climática e alteração no decorrer do tempo, além da presença de matéria orgânica recalcitrante, representando enorme desafio para a engenharia sanitária na adoção de um sistema eficiente para o seu tratamento.

Amokrane *et al.*, 1997, ao realizar uma varredura sobre os processos de tratamento para lixiviado de aterro sanitário, detectaram que a eficiência de uma determinada técnica tem correlação direta com a idade do aterro e o tipo de lixiviado formado, conforme Tabela 4.

Tabela 4 – Correlação da eficiência de tratamento de lixiviado de aterro sanitário com idade do aterro para remoção de compostos orgânicos

IDADE DO ATERRO (ANO) TIPO DE LIXIVIADO	< 5 (jovem) I (biodegradável)	5 a 10 (médio) II (intermediário)	> 10 (antigo) III (estabilizado)
pH	< 6,5	6,5 - 7,5	> 7,5
DQO (mg L ⁻¹)	>10.000	<10.000	<5.000
DQO/COT	<2,7	2,0 - 2,7	> 2,0
BOD5 /DQO	< 0,5	0,1 - 0,5	< 0,1
AGV * (% COT)	> 70	5 - 30	<5,0
TÉCNICAS DE TRATAMENTO	EFICIÊNCIA DE TRATAMENTO		
Biológico	Boa	Satisfatória	Ruim
Oxidação- química	Média	Satisfatória	Satisfatória
Precipitação química	Média	Satisfatória	Ruim
Carvão ativado	Média	Regular	Boa
Coagulação-floculação-sedimentação	Média	Regular	Boa
Osmose reversa	Satisfatória	Boa	Boa

Fonte: Amokrane *et al.*, (1997), modificada

* ácidos graxos voláteis

O tratamento biológico destaca-se pela simplicidade operacional e ao baixo custo-benefício, sendo comumente usado para remoção de elevadas concentrações de matéria orgânica biodegradável, principalmente em estação de tratamento de esgoto (VON SPERLING, 2002). Assim, em aterros jovens com elevada carga de matéria orgânica, técnicas biológicas podem apresentar uma eficiente remoção de DBO e NH₃-N. No entanto, para o lixiviado estabilizado, o tratamento biológico não é eficiente devido às características recalcitrantes da matéria orgânica. Portanto, pesquisas buscam processos ou combinação desses para remover matéria orgânica recalcitrante no lixiviado proveniente de aterro antigo (AMOKRANE *et al.*, 1997; LI *et al.*, 1999; KURNIAWAN *et al.*, 2005; RENOUE *et al.*, 2008).

Os processos oxidativos avançados têm sido largamente estudados visando principalmente à remoção de matéria orgânica recalcitrante e ou sua transformação em substâncias mais facilmente biodegradáveis, a fim de favorecer o tratamento biológico (WANG *et al.*, 2003). Dentre estes destacam-se a ozonização e/ou associações com radiação ultravioleta, ultrassom, compostos catalizadores e fenton. No entanto, a completa mineralização dos compostos recalcitrantes são requer elevada dosagem de oxidantes, encarecendo o custo (RENOUE *et al.*, 2008).

A precipitação química pode ser utilizada como pré-tratamento do lixiviado, como alternativa ao *stripping* de amônia, com o objetivo de remover nitrogênio amônio (NH₄⁺-N), uma vez que a performance de um sistema de lodos ativados pode ser afetada pela alta concentração de NH₄⁺-N (LI *et al.*, 1999). Uma maneira de realizar a precipitação química de amônio como magnésio amônio fosfato (MAF), ocorre pela ação de Mg²⁺:NH₄⁺:PO₄³⁻ com uma razão de 1:1:1 e pH variando de 8,5 a 9,0. Maler (2013) aplicou a técnica por precipitação em estruvita em escala de bancada utilizando equipamentos de reatores estáticos (Jartest). Foi utilizado o fosfato de sódio dibásico dodeca hidratado (Na₂HPO₄.12H₂O) como fonte de PO₄³⁻ e sulfato de magnésio hepta hidratado (MgSO₄.7H₂O) como fonte de Mg²⁺, ajuste do pH para 9,0 mediante aplicação de NaOH, agitação de 200 rpm durante 15 min, seguido por um período de 30 min para sedimentação da estruvita formada. Os resultados foram remoção de 76% de N-amoniaco, resultando em um residual de 343 mg L⁻¹.

Outra forma de pré-tratamento para remoção de nitrogênio amoniaco pode ser realizada pelo método de *stripping* de amônia, comumente utilizado para

remoção de altas concentrações de nitrogênio amoniacal, através da volatilização da amônia livre após contato com o ar. Sua eficiência está correlacionada com altos valores de pH e o gás contaminante liberado por este método deve ser tratado com ácido sulfúrico ou ácido clorídrico (GOMES, 2009). Monitorando um tanque de *stripping* com volume de 1000 litros com alimentação intermitente de lixiviado, Hossaka (2008) alcançou remoção de 52% de nitrogênio amoniacal, para tempo de detenção hidráulica de 19 dias, com temperatura variando entre 18 e 25 e pH entre 8,0 e 8,5. O mesmo autor, em monitoramento de um sistema de *stripping* constituído de dois tanques de 250 litros, com misturador mecânico e operado em batelada, para as mesmas condições de pH e temperatura, observou 50,5% de remoção de nitrogênio amoniacal com tempo de detenção hidráulica de 11 dias.

A adsorção em carvão ativado granular ou pulverizado proporciona boa eficiência na remoção de compostos orgânicos recalcitrantes. A desvantagem do carvão ativado granular é a necessidade de regeneração após exaustão da capacidade adsortiva, e com relação ao carvão ativado pulverizado, é a impossibilidade de reutilização (ZAMORA *et al.*, 2000). Na pesquisa realizada por Morawe *et al.*, (1995), utilizou-se coluna de carvão ativado granular como pós-tratamento de lixiviado tratado biologicamente. Os parâmetros de operação utilizados foram: taxa constante de aproximadamente $7,0 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$, tempo de contato de 4,0 h e carvão ativado granular, fornecido pela Calgon Carbon Corporation (matéria prima: madeira; área de contato: $1031 \text{ m}^2 \text{ g}^{-1}$; número de azul de metileno: 269 mg g^{-1} ; número de iodo: 866 mg g^{-1} e densidade de $0,484 \text{ g cm}^{-3}$). A eficiência de remoção de matéria orgânica recalcitrante, relacionada à DQO, foi em torno de 91%, com residual de $80,4 \text{ mg L}^{-1}$.

O tratamento por técnicas de filtração por membranas, como a microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa, têm apresentado eficiência de remoção compostos recalcitrantes relacionados à DQO.

Linde *et al.*, (1995) aplicaram a técnica de osmose reversa em lixiviado de aterro antigo em escala piloto e de bancada, empregando membrana tubular (PCI Membrane Systems - AFC99), com área específica de 130 e 960 cm^2 e vazões de $1,3$ e $2,8 \text{ m s}^{-1}$, respectivamente e pressão de 4 MPa e obteve remoção de DQO de 98% para ambos os experimentos. Trebouet *et al.*, (2001) aplicou a nanofiltração em lixiviado antigo pré-tratado por coagulação-floculação-sedimentação, utilizando cloreto férrico como coagulante. Foi utilizada membrana tubular com 120 cm de

comprimento e 1,27 cm de diâmetro, com área efetiva de 490 cm², e fluxo de 4,8 x 10⁻⁵ m s⁻¹ a uma pressão de 2 MPa. A eficiência de remoção de DQO recalcitrante da nanofiltração foi de 80%.

Apesar da elevada eficiência de remoção de DQO recalcitrante, o elevado custo inviabiliza a nanofiltração, além de consumo energético e necessidade de elevada pressão requerida pelos equipamentos, incrustações da membrana, exigindo constante limpeza, e vida útil curta, redução da produtividade e geração de um grande volume de lodo que deve ainda ser tratado.

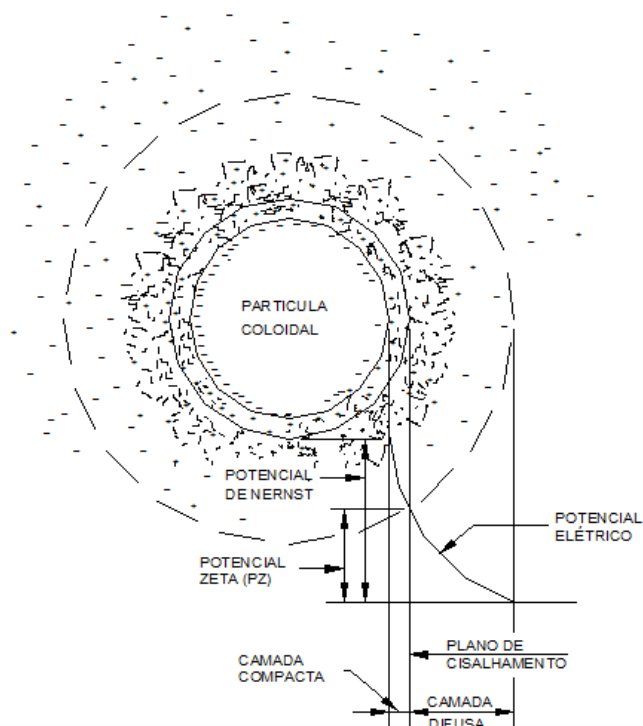
3.3.1 Coagulação-floculação-sedimentação

A técnica de tratamento por coagulação-floculação-sedimentação é amplamente difundida no tratamento de água. Devido à limitada eficiência do tratamento biológico para remoção de matéria orgânica recalcitrante, várias pesquisas estão sendo realizadas visando a aplicabilidade destas técnicas como pós-tratamento de lixiviado estabilizado (DIAMADOPOULOS, 1994; AMOKRANE *et al.*, 1997; TATSI *et al.*, 2003; SILVA, 2002; AZIZ *et al.*, 2007; RENO *et al.*, 2008; MARANON *et al.*, 2008; AMARAL, 2009; FELICI, 2010; CASTRO, 2012; KAWAHIGASHI, 2012; MALER, 2013; POZZETTI *et al.*, 2013).

Partículas coloidais, dissolvidas e microrganismos apresentam carga superficial negativa em meio aquoso, o que impede sua aproximação. Para que ocorra a aglutinação das partículas é necessário alterar a força iônica do meio fazendo com que as forças de Van der Waals – de atração, predominem sobre as eletrostáticas – de repulsão com consequente eliminação da barreira de energia (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

A Figura 1 apresenta a formação da dupla camada elétrica também denominada camada compacta, camada difusa, bem como o potencial zeta, que está relacionado à força resultante no plano de cisalhamento.

Figura 1 – Configuração esquemática da dupla camada elétrica

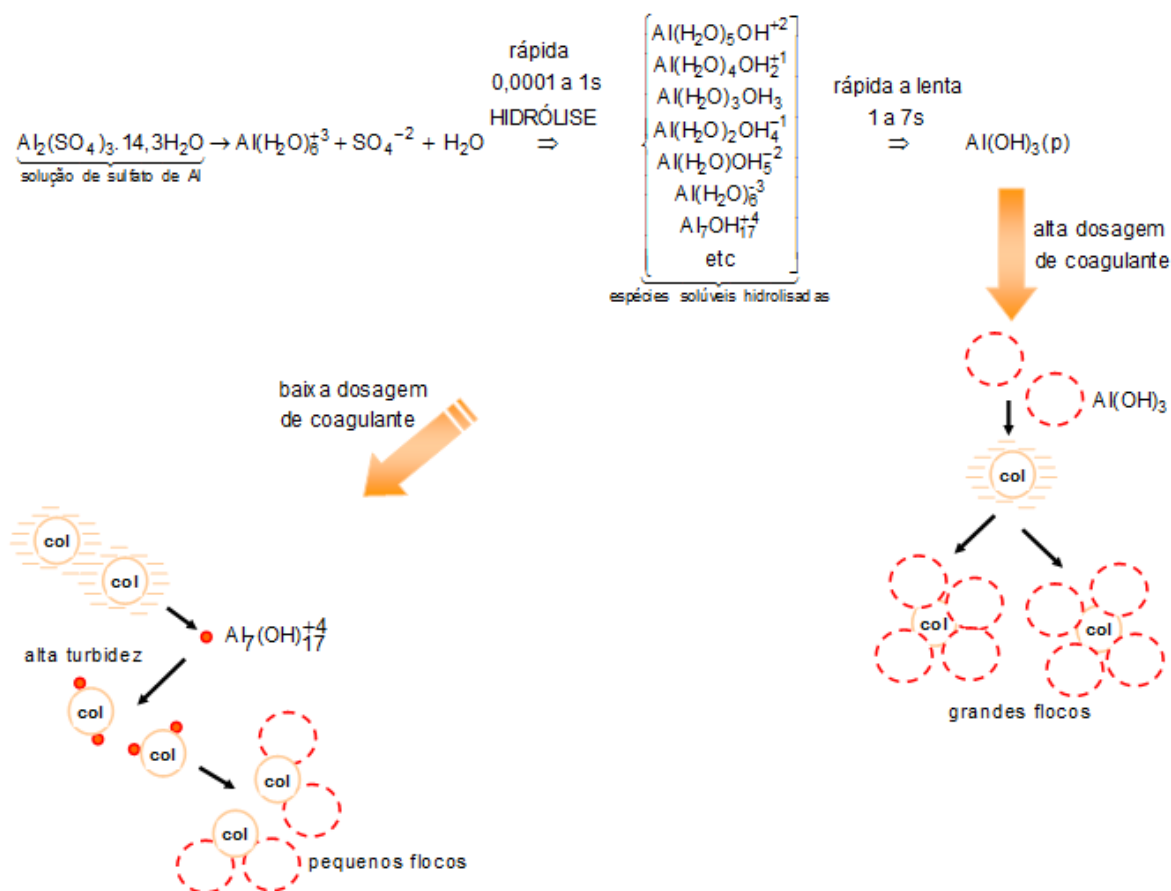


Fonte: Di Bernardo e Dantas (2005)

A coagulação química é uma combinação de mecanismos que favorecem a desestabilização de cargas superficiais negativas através da adição de produto químico apropriado, comumente sais de ferro ou alumínio ou de polímeros sintéticos para a aproximação de partículas. Assim, pode-se dizer que a coagulação química resulta basicamente de dois fenômenos: o primeiro, essencialmente químico, consiste nas reações do coagulante com o líquido a ser tratado mediante formação de espécies hidrolisadas com cargas positivas; o segundo, fundamentalmente físico, consiste no transporte destas espécies para que haja contato com as impurezas presentes no líquido com carga negativa, a fim de promover a neutralização/adsorção das mesmas (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

Os mesmos autores consideram a coagulação química como o resultado da ação combinada de quatro mecanismos distintos: compressão da camada difusa; adsorção e neutralização; varredura; adsorção e formação de ponte. Entretanto, para os coagulantes químicos geralmente empregados como os sais de ferro ou alumínio, há predominância dos mecanismos de adsorção e neutralização, e varredura, representados na Figura 2.

Figura 2 – Caminhos para a coagulação por adsorção-neutralização de carga e por varredura utilizando sulfato de alumínio



Fonte: Di Bernardo e Dantas (2005)

Os coagulantes químicos comumente utilizados em pesquisas para o tratamento de lixiviado são sulfato de alumínio, sulfato ferroso, cloreto férrico, sulfato - cloro férrico e hidróxi-cloreto de polialumínio (AMOKRANE *et al.*, 1997), sendo que os sais de ferro demonstram-se mais eficientes que os sais de alumínio (DIAMADOPOULOS, 1994; AMOKRANE *et al.*, 1997; RENOUE *et al.*, 2008).

Amokrane *et al.*, (1997), observaram a eficiência de remoção de 55% de DQO aplicando uma dosagem de coagulante de 400 mg L⁻¹ de Fe em pH 4,9 e tempo de sedimentação de 2,0 h no pós-tratamento de lixiviado estabilizado tratado biologicamente.

A eficiência de remoção de matéria orgânica recalcitrante atingida no trabalho de Amaral (2009) foi de 66% de DQO e de 88% de cor utilizando uma dosagem de 350 mg L⁻¹ de Fe e tempo de sedimentação de 24 h.

Felici (2010) utilizando o hidróxi-cloreto de poli alumínio (PAC) e cloreto férrico (FeCl₃), e o tempo de sedimentação adotado foi de 6,0 h. O PAC teve os melhores resultados com dosagem de 470,7 mg L⁻¹ de Al, pH de 4,9 com remoção

de cor verdadeira da ordem de 97% (residual de 134 uH) e remoção de DQO de aproximadamente 73% (residual de 610 mg L⁻¹). Em relação ao cloreto férrico as melhores remoções de cor e DQO, 98% (residual de 96 uH) e 81% (residual de 433 mg L⁻¹) respectivamente, foram alcançadas combinando uma dosagem de 400 mg L⁻¹ de Fe com pH 3,0.

Em função das constatações realizadas por Felici (2010) em relação à baixa velocidade de sedimentação dos flocos formados, com conseqüente elevado tempo de sedimentação, Castro (2012), realizou ensaios por meio de jarros empregando como coagulante o cloreto férrico e polieletrólitos catiônicos, aniônicos e não iônicos. A eficiência de remoção de cor verdadeira e DQO foi de 98,3 (residual de 84 uH) e 81,5% (residual de 407 mg L⁻¹), respectivamente, para uma dosagem de 400 mg L⁻¹ de Fe em pH 4,0. Foi verificado também que o pH exercia forte influência na remoção de compostos recalcitrantes, sendo o melhor ponto próximo de pH 4,0. O polieletrólito catiônico apresentou as maiores remoções de DQO e cor verdadeira, 84,0 (residual de 352 mg L⁻¹) e 98,5% (residual de 60 uH), respectivamente, bem como diminuiu o tempo de sedimentação para 2,0 h, empregando uma dosagem de 300 mg L⁻¹ de Fe e 2,0 mg L⁻¹ de polieletrólito catiônico.

Kawahigashi (2012) e Maler (2012) avaliou a remoção de matéria orgânica recalcitrante e selecionou como condição de aplicação a dosagem de 250 mg L⁻¹ de Fe em pH 4,0 que resultou em remoção de 96 (residual de 140 uH) e 85% (residual de 303 mg L⁻¹) de cor verdadeira e DQO, respectivamente, uma vez que foi prevista a utilização de processos complementares à coagulação-floculação-sedimentação. Além disso, as autoras consideraram para a seleção da melhor condição de coagulação química a relação custo x eficiência e possibilidade de aplicação em escala real, especialmente em relação a quantidade de produtos químicos utilizados e o custo necessário para sua aquisição.

Pozzetti *et al.*, (2013), observaram a condição de maior eficiência de coagulação química, no pós-tratamento de lixiviado tratado biologicamente, com dosagem de 400 mg L⁻¹ de Fe em pH 4,0, e tempo de sedimentação de 1,0 h, resultando em cor verdadeira residual de 38 uH (remoção de 99%). Os autores verificaram também que o dobro da dosagem de coagulante selecionada (400 mg L⁻¹ de Fe) contribuiu com aumento de eficiência de apenas 0,2% para a remoção de cor verdadeira.

De acordo com as pesquisas citadas, o tempo de sedimentação para atingir uma eficiência de remoção de matéria orgânica recalcitrante significativa resultou elevado e variou entre 1 a 24 h, devido especialmente à baixa velocidade de sedimentação dos flocos formados, o que impossibilita o tratamento por escoamento contínuo, configurando assim, uma limitação desta técnica de tratamento visando sua aplicação em escala real. Vale ressaltar que os tempos de sedimentação variam de 0,5 e 2,0 cm min^{-1} (DI BERNARDO e DANTAS, 2005)

A influência do pH na coagulação química é consagrada na literatura para o tratamento de água (DI BERNARDO & DANTAS, 2005) e por este motivo não deve ser diferente para o tratamento de lixiviado. Amaral (2009), variando a dosagem de coagulante de 100 à 500 mg L^{-1} de Fe e pH de 2,0 a 8,0, mostraram que dosagens acima de 400 mg L^{-1} de Fe não representam um ganho de eficiência justificável na remoção da matéria orgânica recalcitrante em relação à cor, e além disso, a melhor eficiência de remoção de cor situou-se na faixa de pH entre 4,0 e 5,0.

Diamadopoulos (1997), Amokrane *et al.*, (1997), Felici (2010), Castro (2012), Kawahigashi (2012), Maler (2013) e Pozzetti *et al.*, (2013), também confirmaram que as maiores remoções de matéria orgânica recalcitrante de lixiviados de aterros sanitários ocorreram para dosagens de 250 a 400 mg L^{-1} de Fe, e de 470 mg L^{-1} de Al em valores de pH entre 3,0 e 5,0. A eficiência de remoção de DQO variou de 55 a 85% e de cor verdadeira de 97 a 99%.

A coagulação-floculação-sedimentação concorreu para elevada eficiência de remoção de cor, com residuais de 38 a 96 uH, inferiores ou próximos ao valor limitado pelo padrão de enquadramento para corpos hídricos de água doce classes 2 e 3 do CONAMA 357/2005, de 75 uH, podendo-se concluir que o lançamento destes efluentes não alterará a classificação do corpo hídrico. Por outro lado, pode-se observar que o tratamento mencionado possibilitou remoção parcial de DQO, com produção de efluentes com valores residuais de 352 a 610 mg L^{-1} , superiores ao padrão de lançamento de efluentes estabelecidos pelo CEMA 70/2009, de 200 mg L^{-1} , o que indica a necessidade de tratamento complementar para este efluente.

Diferentes condições operacionais, a exemplo de gradiente de velocidade e tempo de mistura rápida afetam diretamente a coagulação química no tratamento de água para consumo humano (DI BERNARDO & DANTAS, 2005). No

entanto, Amaral (2009), Felici (2010) e Castro (2012), constataram que variações das condições de mistura (gradiente de velocidade médio e tempo de agitação) não apresentaram efeitos significativos na coagulação.

Outros pesquisadores também investigaram a interferência das condições de misturas rápida e lenta durante a coagulação e floculação, e concluíram que não houve influência significativa destas no tratamento de lixiviado (MARANON *et al.*, 2008; AZIZ *et al.*, 2007; TATSI *et al.*, 2003).

Deve-se considerar também o grande volume de lodo produzido após sedimentação dos flocos. Amaral (2009) realizou ensaios para elaborar a curva de volume de lodo produzido e concentração de sólidos suspensos totais – SST, variando a dosagem de coagulante de 100 a 600 mg L⁻¹ de Fe no pós-tratamento de lixiviado. Verificou-se que quanto maior a dosagem de coagulante, maior a produção de lodo, e a curva segue uma tendência exponencial, de acordo com a Equação 1.

$$SST \text{ (mg/L)} = 76,88 \times (D)^{0,55}$$

Equação 1 – Equação para o cálculo do volume de SST em função da dosagem de coagulante

Onde:

SST = sólidos suspensos totais (mg L⁻¹)

D = dosagem de coagulante (mg Fe L⁻¹)

A coagulação-floculação-sedimentação aplicada ao pós-tratamento de lixiviado demonstrou ser eficiente em relação à remoção de matéria orgânica recalcitrante correlacionada à cor verdadeira e parte da DQO, embora ainda não seja suficiente para produzir efluentes em conformidade com ao padrão de lançamentos de efluentes e de enquadramento de corpos hídricos exigidos pela legislações vigentes. Além disso, há necessidade de elevado tempo de sedimentação em razão da baixa velocidade de sedimentação dos flocos formados, impossibilitando o tratamento por escoamento contínuo, o que configura uma limitação para esta técnica de tratamento visando sua aplicação em escala real.

Nesse contexto, há necessidade de se investigar técnicas alternativas ao tratamento por coagulação-floculação-sedimentação, de forma a absorver as limitações desta técnica, dentre as quais pode-se destacar a filtração direta ascendente.

A filtração direta ascendente é tradicionalmente utilizada no tratamento de água, inclusive no Brasil. As vantagens em relação ao ciclo completo consistem em requerer menor área de implantação, dosagem de coagulante, volume de lodo produzido, custo de implantação e operação, entre outros, o que sugere grande potencial de aplicação desta técnica para a remoção de matéria orgânica recalcitrante presente no lixiviado.

3.3.2 Filtração direta ascendente – FDA aplicada ao tratamento de água

A filtração direta ascendente consiste na passagem de lixiviado coagulado com escoamento ascendente e contínuo, da base ao topo do filtro, favorecendo a retenção das partículas coaguladas inicialmente, nas camadas filtrantes inferiores de maior granulometria e posteriormente, nas camadas superiores de menor granulometria. A tecnologia tem sido utilizada no tratamento de água para consumo humano, inclusive no Brasil. O aperfeiçoamento desta tecnologia desde suas primeiras utilizações no século XX proporcionou um melhor aproveitamento das diversas vantagens inerentes a esta técnica (DI BERNARDO E DANTAS, 2005).

A primeira utilização da FDA ocorreu em Greenock, Escócia, em 1827 com a utilização de filtros lentos de areia que podiam ser operados nos sentidos ascendente e descendente, com lavagem através da reversão do escoamento. Nos Estados Unidos, a tentativa de utilização desta tecnologia aconteceu em 1832 em Richmond, no entanto, a elevada turbidez da água bruta causou uma sobrecarga nos filtros de pequena altura, levando ao abandono dos filtros em 1835. Apesar disso, há evidências que algumas cidades norte-americanas construíram instalação de FDA ainda no século XIX e início do século XX, mas foram praticamente abandonadas, pois a lavagem pela inversão do escoamento da água foi ineficiente (DI BERNARDO E DANTAS, 2005).

Na Europa, século XX, ocorreu um novo impulso para aplicação da FDA por parte dos Soviéticos e Holandeses. Os primeiros desenvolveram os denominados clarificadores de contato ou filtros russos, com taxa de filtração recomendada de 120 a 180 m³ m² dia⁻¹ e meio filtrante constituído de pedra e areia com altura de 2,3 a 2,6 m, nos quais a coagulação e a clarificação foram

combinadas em um único processo anteriormente à passagem pelo filtro de areia no sentido ascendente. Além disso, a boa distribuição de água na base do filtro por um sistema *manifold* e a lavagem no sentido ascendente com taxas mais elevadas ($750 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$), diminuição da dosagem de coagulante em 30%, taxa de crescimento de perda de carga pequena e produção de água com qualidade semelhante à floculação, decantação e filtrante descendente, representou um grande avanço para a FDA (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

Com base na experiência adquirida operando os clarificadores de contato, principalmente em relação à aplicação de altas taxas de filtração, houve uma nova preocupação com a questão referente à fluidificação das camadas mais finas de areia, o que levou ao desenvolvimento de dois tipos de filtros: o AKK, idealizado pelos soviéticos, e o *Immedium*, criado pelos holandeses (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

Segundo Smit (1963) *apud* Di Bernardo e Dantas (2005), no filtro AKK a água coagulada é introduzida simultaneamente pelo fundo e pelo topo, de tal forma que a pressão exercida pelo fluxo descendente precaveu a excessiva expansão do meio filtrante e a ocorrência de transpasse para altas taxas do fluxo ascendente, sendo o filtrado coletado no interior da camada de areia por tubulações providas de bocais. A maior dificuldade apresentada por este sistema foi de caráter operacional em virtude das obstruções nos bocais.

Já no filtro *Immedium* foi previsto uma malha de placas furadas sobre o topo da camada de areia, dispostas em paralelo, que conferem resistência ao movimento dos grãos durante a filtração, por efeito de arco, garantindo a resistência à fluidificação da areia durante a filtração com taxas variando de 300 a $600 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$, mas sem dificultar a expansão da areia durante a lavagem (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

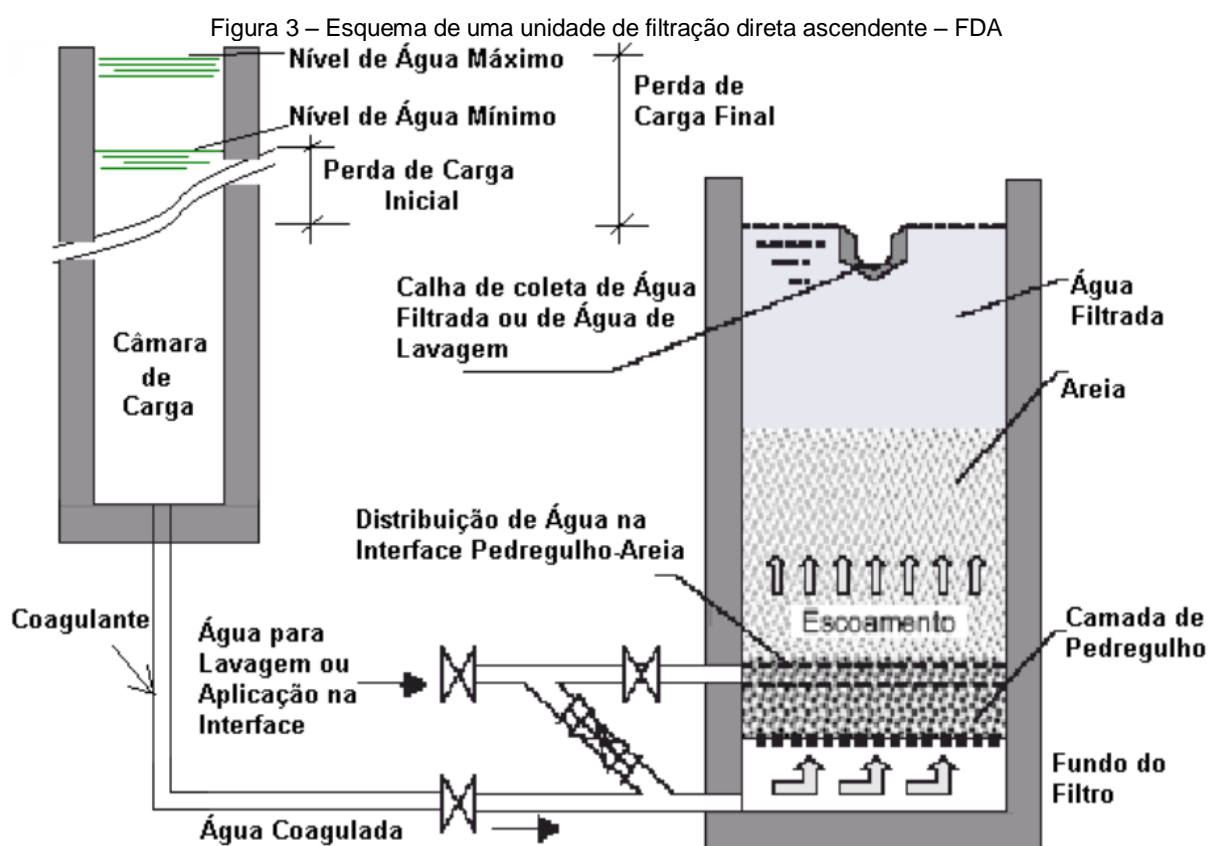
No Brasil, a utilização dos clarificadores de contato correu pela primeira vez nas cidades de Colatina – ES e Ponta Grossa – PR para o tratamento de água para consumo humano. Os filtros eram quadrados, visto em planta, com lado igual a 4,0 m e altura de 4,60 m, camada suporte com altura total de 0,60 m de pedregulho com granulometria variando de 25,4 até 2,36 mm, e camada filtrante de areia com variação granulométrica de 2,4 a 0,49 mm e espessura total de 2,0 m (GRINPLASTCH, 1971 *apud* DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

Os principais parâmetros do projeto de FDA baseado principalmente nas experiências soviéticas e inglesas foram: altura de água sobre o leito filtrante de 1,8 a 2,3 m; altura total da camada suporte de 0,4 a 0,6 m com granulometria variando de 4 a 30 mm; espessura do leito filtrante de 2,0 a 2,5 m com granulometria variando de 0,7 a 2,0 mm; altura total da caixa de filtro de 4,2 a 5,0 m; taxa de filtração recomendada de 120 a 150 m³ m² dia⁻¹ e lavagem com taxa de aplicação de 1000 a 1300 m³ m² dia⁻¹ durante 6 a 8 min (AZEVEDO NETO, 1973 *apud* DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

A utilização dos filtros de contato foi considerada vantajosa por serem de baixo custo, cerca de 2,5 vezes menor que o de uma estação de tratamento em ciclo completo para atender uma população de 170000 habitantes (GRINPLASTCH, 1974 *apud* DI BERNARDO e DANTAS, 2005), e possibilidade de realizar numa única unidade todos os processos de clarificação. E apresentou desvantagem em relação à fluidificação parcial periódica da camada superior do leito filtrante, pois à medida que as camadas superiores do leito iam-se colmatando, a velocidade intersticial aumentava e a força de cisalhamento criado pelo fluxo poderia chegar a superar o peso dos grãos (ARBOLETA, 1977 *apud* DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

Os estudos realizados no Brasil por Di Bernardo (1982) *apud* Di Bernardo e Dantas (2005), foram desenvolvidos com o intuito de otimizar os critérios de projetos de instalações de FDA. Constataram que para areia com granulometria de 0,59 a 2,4 mm, a velocidade mínima de fluidificação, calculada para os menores grãos, foi de 276 m³ m² dia⁻¹; a altura de água sobre o topo da camada de areia deveria ser ligeiramente superior àquela resultante da expansão desejada durante a lavagem, ao contrário do critério até então recomendado de 1,8 a 2,4 m, com conseqüentemente diminuição da altura da caixa do filtro.

A Figura 3 é apresenta o esquema de um filtro ascendente incorporando os avanços decorrentes das pesquisas realizadas por Di Bernardo e colaboradores, nas décadas de 1980 e 1990.



Fonte: Di Bernardo e Dantas (2005)

A remoção de impurezas no processo filtração é resultado de dois mecanismos distintos, porém, complementares: transporte e aderência. Primeiramente as partículas aproximam-se das superfícies dos grãos e, em seguida, permanecem aderidas nas camadas granulares, de modo a resistir às forças de cisalhamento. Desse modo, a penetração de impurezas pode ocorrer pela ação superficial, em que a retenção ocorre apenas no topo da camada granular ou através da ação de profundidade, onde a remoção ocorre ao longo da camada filtrante, que é o caso da FDA (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

Após estudos realizados pelos pesquisadores citados, pode-se relacionar as vantagens da FDA, sendo que as principais são: redução das dimensões das estações de tratamento pela eliminação das unidades de coagulação e floculação; redução da quantidade de coagulante utilizado, não sendo necessário formar flocos grandes e densos; filtração no sentido ascensional do grão maior para o menor, em camada simples de areia, utilizando sua altura total para a retenção de impurezas, ao contrário do que acontece nos filtros convencionais de escoamento

descendente; redução da perda de carga no meio granular em decorrência da remoção de uma quantidade substancial de impurezas na porção do meio filtrante de maior granulometria (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

Segundo Di Bernardo e Dantas (2005), no final da década de sessenta, surgiram alguns trabalhos de abordagem mais científica como o de HAMANN & McKINNEY (1968), sobre o tratamento da água do rio Kansas, o de MILLER (1972), para o tratamento do rio Tâmis e o de HANEY & STEIMLE (1974), para o rio Mississippi, no qual é feita a primeira menção à execução de descarga de fundo - DF antes da operação de lavagem.

Kuroda (2002) ressaltou que os custos de operação e manutenção são significativamente menores quando comparados aos de uma instalação na qual são usadas a coagulação, floculação, decantação e filtração, devido à redução do consumo de energia, do emprego de mão-de-obra, da quantidade de coagulante utilizado e menor produção de lodo.

Com relação ao tratamento de efluentes utilizando a FDA, poucos estudos foram encontrados na literatura e suas principais contribuições são comentadas a seguir.

A filtração pode ser aplicada como tratamento primário quanto na etapa de polimento, dependendo dos objetivos e critérios de eficiência requeridos para o efluente. Outros métodos de tratamento que também podem ser utilizados juntamente com a filtração incluem a adsorção em carvão ativado, sedimentação, desinfecção, tratamento biológico, entre outros (CHEREMISINOFF, 1998).

A filtração é normalmente utilizada em efluentes contendo concentração de sólidos suspensos inferior a 200 mg L^{-1} , dependendo do nível de tratamento desejado. A concentração de sólidos do filtrado depende da distribuição do tamanho das partículas do meio filtrante, mas comumente, a filtração pode produzir efluente com concentração de sólidos suspensos entre 1 a 10 mg L^{-1} (CHEREMISINOFF, 1998).

A capacidade de produção de um filtro é proporcional à taxa de filtração aplicada, no entanto, o aumento da taxa pode diminuir a eficiência de tratamento do mesmo. Assim, a eficiência de um sistema de filtração deve considerar a taxa de filtração e a qualidade do efluente produzido. Variáveis de projeto como a perda de carga e parâmetros de operação como a frequência de lavagens são considerações importantes na operação (WILLIAMS *et al.*, 2007).

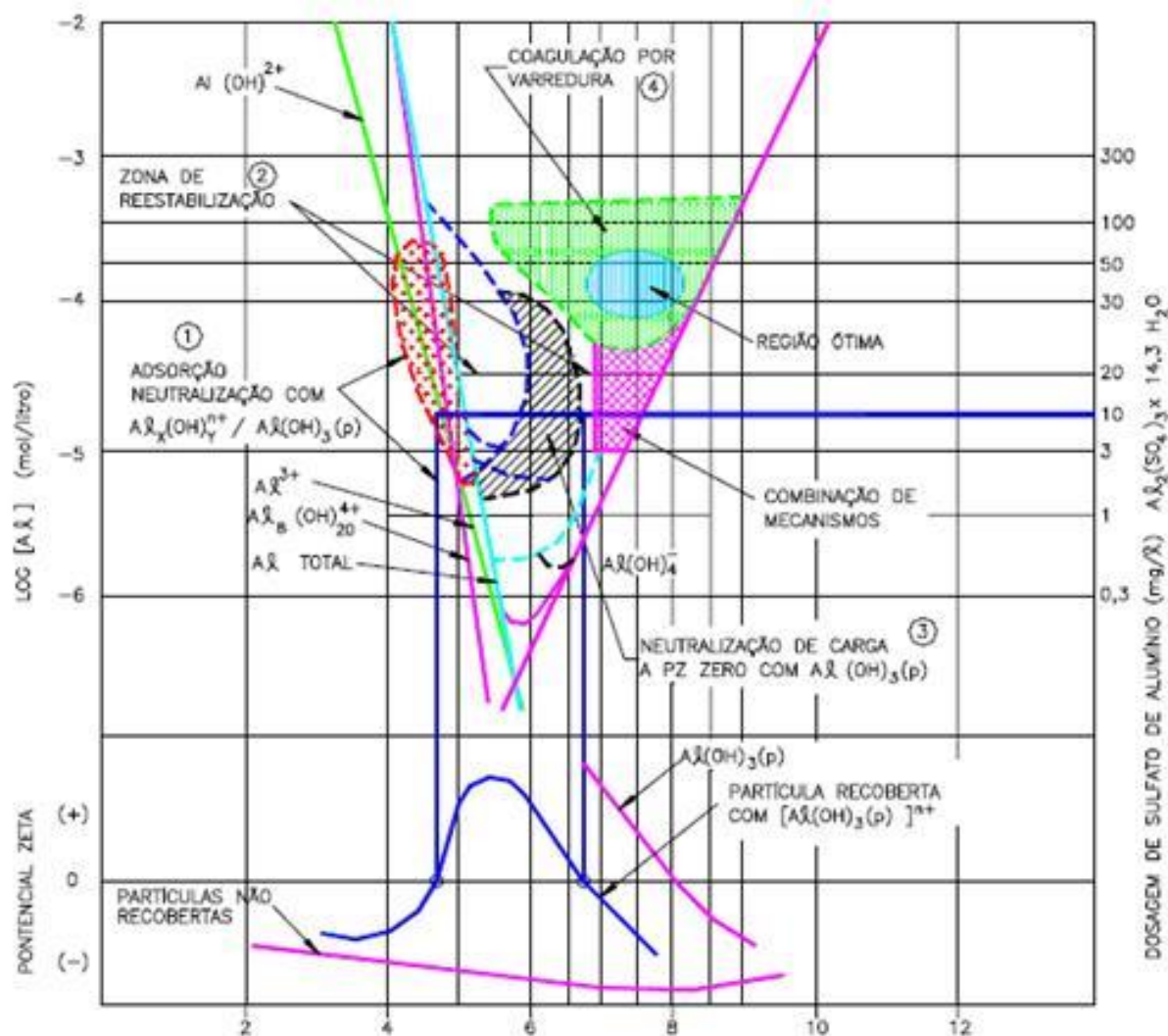
No trabalho realizado por Castilhos Junior *et al.*, (2010) para o pós-tratamento de lixiviado por FDA, os filtros ascendentes foram constituídos por uma camada suporte de 60 cm com granulometria variando de 2,4 a 19,0 mm, e camada de areia com granulometria variando de 0,59 a 2,3 mm, com altura total de 180 cm para o Filtro 1, e areia com granulometria variando de 0,83 a 2,3 mm, com altura total de 180 cm para o Filtro 2. As condições experimentais deste trabalho foram: taxa de filtração de $100 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$ e carga hidráulica variável, dosagem de sulfato de alumínio de 900 mg L^{-1} em pH 7,4 e dosagem de $0,5 \text{ mg L}^{-1}$ do polieletrólito Tanfloc Pa 0823. As descargas de fundo intermediária foram realizadas com uma taxa de $600 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$ com duração de 1,0 min e a carreira de filtração foi finalizada quando atingiu uma perda de carga limite de 2,0 m.

3.3.3 Efeito da coagulação no desempenho da filtração

A coagulação química é um processo fundamental para a técnica de filtração direta, sendo o mecanismo de adsorção-neutralização o mais adequado, uma vez que não há necessidade da produção de flocos para posterior sedimentação ou flotação, mas de partículas desestabilizadas que serão retidas no meio granular dos filtros (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

Uma importante contribuição para o processo de coagulação química foi dada por Amirtharajah *et al.*, (1982) ao elaborar um diagrama de coagulação com base na superposição de extensivos dados da literatura, o que possibilitou a “generalização” das condições de pH e dosagem de coagulante químico. Tal ferramenta ajudou na identificação das condições apropriadas para a coagulação química, na qual a região corona do diagrama é mais adequada quando se trabalha com filtração direta, conforme ilustra a Figura 4.

Figura 4 – Diagrama típico de coagulação do sulfato de alumínio e potencial zeta com turbidez alta em relação à cor



Fonte: Amirtharajah & Mills (1982) *apud* Di Bernardo e Dantas (2005)

Segundo Di Bernardo e Dantas (2005), os trabalhos realizados por Wagner *et al.*, (1982) e Mendes (1985), detectaram o enorme potencial de trabalhar com baixas dosagens de coagulante na filtração direta ascendente. Na pesquisa de Wagner *et al.*, (1982), ao avaliarem dados operacionais de diversas estações de filtração direta de diversos países, inclusive no Brasil, julgaram que os resultados obtidos, especialmente quanto à efetiva desestabilização de partículas com dosagens baixa de sulfato de alumínio, pareciam consistentes com o diagrama de coagulação apresentado por Amirtharajah *et al.*, (1982).

Por outro lado, Mendes (1985), comprovou uma melhor eficiência da instalação piloto de filtração direta ascendente quando se aplicava uma dosagem de sulfato menor do que aquela adotada na estação para tratamento em ciclo completo. Foram aplicadas taxas de filtração variando de 120 a 240 $\text{m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$, e redução na

dosagem de sulfato de alumínio de 25, 50 e 75% da estação para tratamento em ciclo completo. As principais conclusões foram:

- A duração das carreiras foi inversamente proporcional à dosagem de sulfato de alumínio utilizada;
- As dosagens utilizadas em estação para tratamento em ciclo completo não são ideias para o tratamento por filtração direta ascendente;
- O valor de pH de coagulação que otimiza a eficiência do sistema estudado é inferior ao comumente utilizado para condições ótimas de coagulação em sistemas convencionais.

3.3.4 Efeito de descargas de fundo intermediárias no desempenho da filtração

Constatando a importância da camada suporte da remoção de impurezas durante a filtração ascendente, Di Bernardo *et al.*, (1984), investigou a influência da execução de descargas de fundo junto à camada suporte durante a carreira de filtração, as quais foram aplicadas taxas de filtração de 120, 180 e 240 $\text{m}^3 \text{m}^2 \text{dia}^{-1}$. A partir da realização dos ensaios de filtração sem a execução de descargas de fundo intermediárias – DFIs foram obtidas as perdas de cargas totais iniciais correspondentes a cada taxa de filtração no meio granular (pedregulho + areia). As DFIs foram então programadas de modo que a diferença entre a perda de carga total final (fixada em 2,4 m) e a perda de carga total inicial, dependente da taxa de filtração, dividida por um incremento de perda de carga, resultasse em um número inteiro de descarga de fundo intermediárias (DI BERNARDO E DANTAS, 2005).

Na pesquisa realizada por Di Bernardo *et al.*, (1985), as DFIs foram realizadas abrindo-se o registro no fundo dos filtros até que a água atingisse um ponto localizado cerca de 10 cm acima do topo da camada de areia. Constatou-se a validade de serem aplicadas DFIs, com recuperação de carga hidráulica decorrente da retirada de impurezas, e conseqüentemente, carreiras de filtração mais prolongadas. No entanto, imediatamente após os filtros voltarem ao modo de operação, foram observados picos de turbidez causados pelas DFIs, mas não

superiores ao limite estabelecido pela legislação vigente na época (5 uT) (Di Bernardo e Dantas (2005).

Kuroda (2002) constatou que ao realizar descargas de fundo – DFS com taxa média de $800 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$ e duração da ordem de 40 s, limitando-se ao nível da água em aproximadamente 10 cm do topo da última subcamada (superior), do meio granular, o efluente do FAP apresentava turbidez relativamente alta, com picos da ordem de 30 a 50 uT, imediatamente após os filtros voltarem ao modo de operação. Assim, autora optou por realizar as DFs com esvaziamento total do filtro, e taxa média de escoamento entre 800 e $1200 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$ com duração de 1 a 1,5 min, sempre que fosse atingida a perda de carga limite máxima estabelecida, antecedente a lavagem, ou ainda, o acréscimo de perda de carga entre as DFIs.

Segundo Kuroda (2002), para uma determinada taxa de filtração (i), o acréscimo de perda de carga entre DFIs ($\Delta H_{DFI,i}$) era calculado em função do valor de perda de carga no meio granular limpo ($H_{0,i}$), número de DFIs (N) e valor limite de perda de carga no meio granular previsto ($\Delta H_{m\acute{a}x}$), segundo a equação X.

$$\Delta H_{DFI,i} = \frac{\Delta H_{m\acute{a}x} - H_{0,i}}{N + 1}$$

Equação 2 – Equação para cálculo do acréscimo da perda de carga entre DFIs

Segundo a mesma autora, uma DF era realizada de acordo com o seguinte procedimento:

1. Desvio de água coagulada do SDF;
2. Fechamento das tomadas piezométricas;
3. Execução da DF abrindo-se totalmente o registro até esvaziamento total do filtro;
4. Encaminhamento de água coagulada ao FAP;
5. Abertura das tomadas piezométricas.

Teixeira (1986) investigou experimentalmente a influência das características da camada suporte de areia, mais precisamente da espessura de cada uma delas. Foram utilizados 3 filtros ascendentes (seção $0,20 \times 0,20 \text{ m}$) com taxas de filtração variando de 160 a $280 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$, sem e com execução de DFIs (quatro por careira), conforme proposto por Di Bernardo *et al.*, (1985), sendo que os

critérios de encerramento da carreira de filtração foram valor máximo de turbidez igual a 5 uT ou perda de carga de 2,4 m. A altura da camada suporte mais a camada de areia (0,59 a 1,68 mm) foi mantida em 2,4 m em todos os filtros, porém com as seguintes modificações:

- Filtro 1: camada suporte com espessura de 0,4 m e camada de areia de 2,0 m;
- Filtro 2: camada suporte com espessura de 0,8 m e camada de areia de 1,6 m;
- Filtro 3: camada suporte com espessura de 1,2 m e camada de areia de 1,2 m;

As principais conclusões do autor foram: maior retenção de impurezas ocorreu junto à interface areia-pedregulho e no início da camada de areia (cerca de 40 cm), a carreira de filtração do Filtro 1 foi encerrada pelo critério de perda de carga, sendo os demais encerrados por ocorrência de transpasse, ocorrência de penetração da frente de impurezas na meio filtrante em todos os filtros e as DFIs prolongaram as carreiras de filtração, porém, no filtros com menor camada de areia, as perturbações causadas por esse modo de operação eram frequentes e significativas (DI BERNARDO E DANTAS, 2005).

Di Bernardo *et al.*, (1986), investigou o efeito da execução de 1, 2, 4, 6 e 8 DFIs aplicando-se taxa de filtração de $200 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$. Foi observado visualmente que, durante a execução das DFs, a água escoava mais rapidamente no pedregulho que na areia, surgindo trecho no meio granular (nas proximidades da interface areia grossa – pedregulho) que não era ocupado pela água. Assim que reiniciava a filtração, a bolsa de ar existente naquela região ascendia, por conta da taxa de filtração, causando perturbações sensíveis no meio granular e carreando impurezas que prejudicavam a qualidade do efluente (DI BERNARDO E DANTAS, 2005).

Muitos avanços já haviam sido alcançados, mas persistia o problema da ocorrência de ruptura na interface areia grossa - pedregulho fino, e de picos de turbidez após a execução de DFIs. Com o intuito de superar estas limitações, FERNANDES (1987), utilizando água coagulada predominantemente no mecanismo de neutralização de cargas, avaliou o desempenho da FDA com a introdução de água na interface, para evitar a formação de subpressão e consequente deterioração da qualidade da água filtrada, além do emprego de composições

granulométricas diferentes da camada suporte, para criar uma transição mais suave na interface pedregulho – areia.

Quatro métodos de execução de DFIs foram testados: sem aplicação de água na interface; com aplicação de parte do volume acima da camada de areia, na interface; com aplicação de água tratada acima da camada de areia; com aplicação de água tratada na interface proveniente de fonte externa, sendo este último o que apresentou melhor desempenho com relação à qualidade do efluente filtrado e duração de carreira. Neste caso, a taxa de aplicação de água na interface, para promover a limpeza satisfatória na camada suporte, no decorrer da carreira, variou entre 600 e 1000 m³ m² dia⁻¹, com duração de 5 a 25 s (DI BERNARDO E DANTAS, 2005).

3.3.5 Filtração direta ascendente em pedregulho – FDAP aplicada ao tratamento de água

A implementação de um método eficiente para a execução de descargas de fundo – DF, com remoção dos sólidos retidos na camada de maior granulometria, permitiram a aplicação da Filtração direta ascendente em pedregulho – FDAP em águas de pior qualidade, podendo requerer tratamento complementar através da filtração rápida descendente - FRD, compondo assim o sistema de dupla filtração - SDF. Nesse caso, a granulometria do filtro ascendente pode ser maior que a usada quando se tem somente a FDA, uma vez que a turbidez de seu afluente pode ser superior a 1uT.

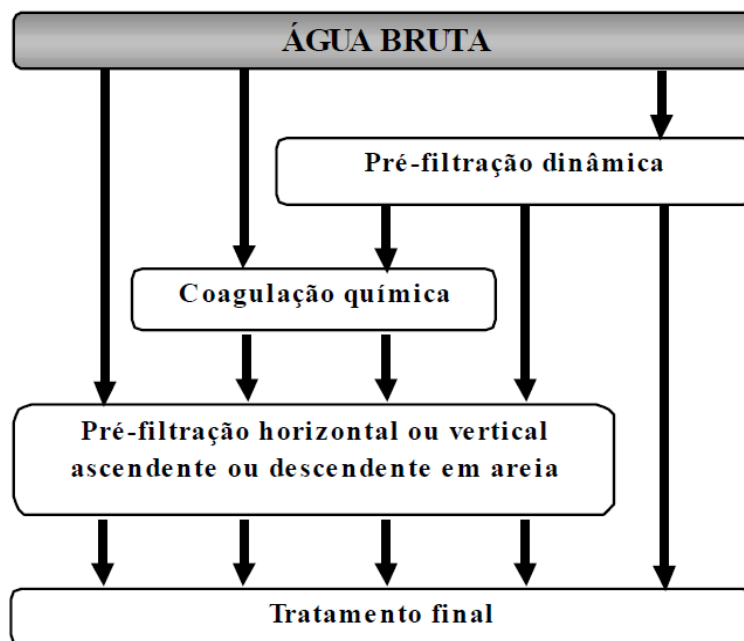
Além disso, o sucesso obtido através da utilização da pré-filtração em pedregulho antecedendo a filtração lenta – FL, compondo a filtração em múltiplas etapas - FiMe, especialmente com relação à capacidade de retenção de sólidos, ao tratamento de águas que apresentam variações bruscas de qualidade e às facilidades operacionais na execução da limpeza e lavagem, levaram à realização de estudos, considerando a adição de coagulação química e combinações diversas de tratamento complementar, destacando-se a filtração direta ascendente em pedregulho – FDAP, objeto de pesquisa deste trabalho.

Dentre as principais tecnologias de pré-tratamento em pedregulho, destacam-se a pré-filtração dinâmica - PFDi e a pré-filtração com escoamento

vertical ou horizontal, podendo esta, dependendo da qualidade da água bruta e do tipo de tratamento, ser precedida de coagulação química ou ainda da associação pré-filtração dinâmica – coagulação química. A filtração vertical com escoamento ascendente apresenta vantagens sobre as outras concepções, por apresentar maior capacidade de retenção de sólidos no fundo do filtro, de onde podem ser mais facilmente removidos através da execução de descargas de fundo - DFs, além de resultar em durações de carreiras mais prolongadas.

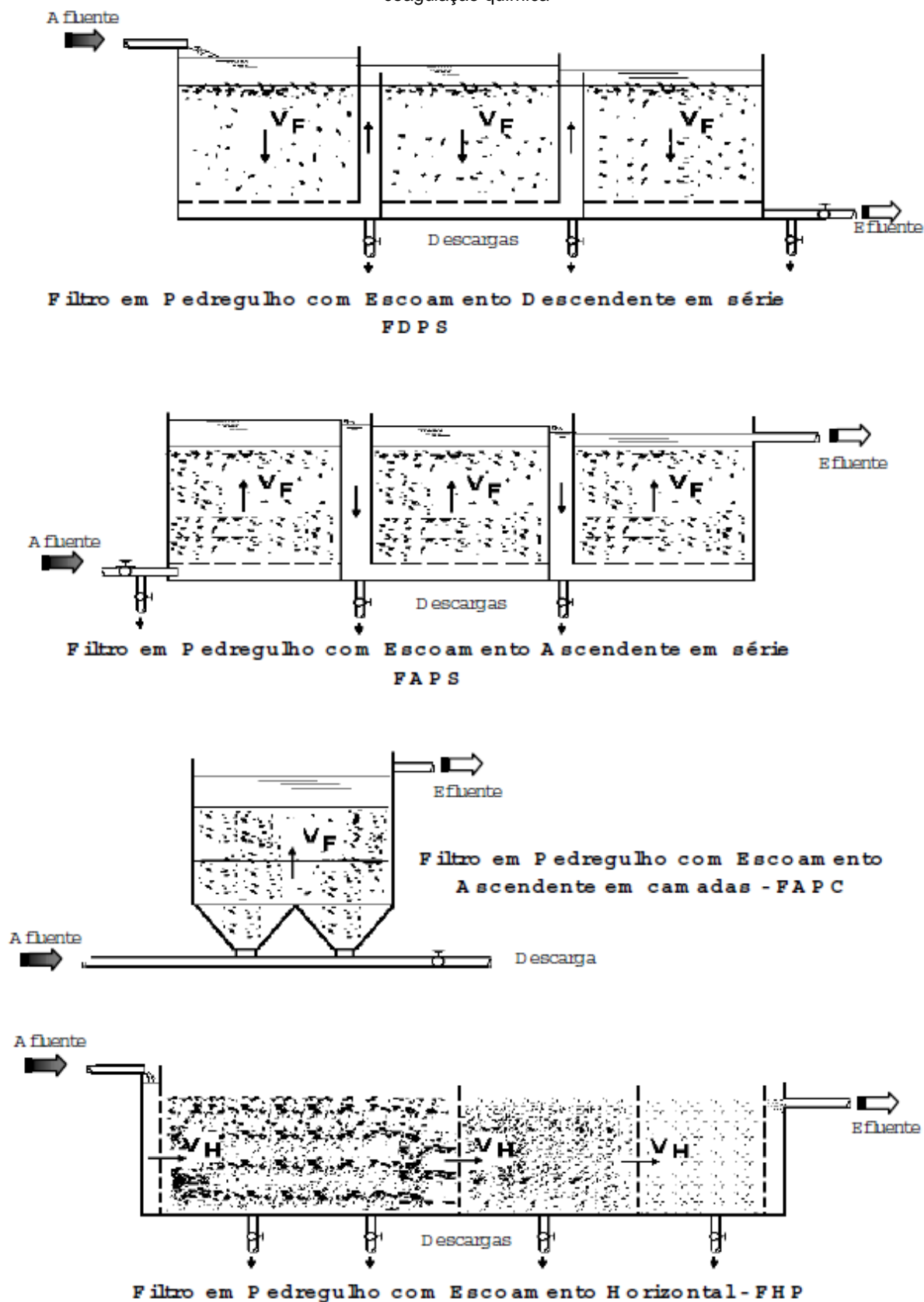
A Figura 5 apresenta um fluxograma contendo as alternativas de pré-tratamento e na Figura 6, os esquemas dos filtros de pedregulho que permitem a introdução prévia da etapa de coagulação química.

Figura 5 – Fluxograma das alternativas de pré-tratamento utilizando filtros em pedregulho



Fonte: Di Bernardo e Dantas (2005)

Figura 6 – Concepções alternativas de filtros em pedregulho que permitem a introdução prévia da etapa de coagulação química



Fonte: Di Bernardo e Dantas (2005)

Azevedo Neto e Di Bernardo (1974) realizaram uma investigação experimental sobre a dupla filtração para taxas de filtração iguais nos dois filtros, entre 120 e 240 m³ m² dia⁻¹, turbidez da água bruta entre 7 e 25 uT e cor verdadeira menor que 10 uH. Wegelin *et al.*, (1996), conduziu estudos com o objetivo de avaliar o desempenho da filtração direta ascendente em pedregulho precedendo a filtração lenta em uma instalação de Filtração em Múltiplas Etapas – FiMe na Bolívia. A água bruta desta localidade apresentou turbidez entre 150 e 1300 uT, com valores mais frequentes entre 300 e 600 uT, e valores de ferro total entre 3 e 15 mg/L. Os autores verificaram a produção de água filtrada final de qualidade excelente, independente da taxa de filtração utilizada, comprovando a aplicabilidade da filtração direta ascendente em pedregulho, precedendo a filtração lenta ou rápida (DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

CRUZ VELEZ & DI BERNARDO (2000) fizeram algumas considerações com respeito aos diversos estudos realizados na Universidade do Valle (Cali, Colômbia) nos últimos anos, mais especificamente, sobre a aplicação da clarificação utilizando filtros de pedregulhos com escoamento ascendente, como alternativa aos processos convencionais com coagulação, para o tratamento de águas que apresentavam temporariamente baixa turbidez, e altos ou moderados níveis de matéria dissolvida (KURODA, 2002).

Vários aspectos foram abordados nestes estudos, destacando-se os efeitos da coagulação química, condições hidrodinâmicas, influências das taxa de filtração e granulometria utilizada sobre os mecanismos da FAP, além de estudos comparativos da floculação realizada entre reatores estáticos e estes filtros e aspectos econômicos relativos à sua implantação em escala real.

Segundo os autores, a FAP opera de forma similar às unidades clarificadoras de manto de lodos, onde o conteúdo de sólidos da água é filtrado por uma rede de flocos previamente formados, resultando em uma combinação de espaços e canais de diferentes tamanhos e formas, que combinados ao fluxo vertical ascendente, facilitam a aglomeração e o arraste de flocos para o fundo da unidade, de onde podem ser dinâmica e continuamente retirados e substituídos.

As principais conclusões obtidas destes estudos foram:

- A remoção de matéria orgânica dissolvida depende principalmente das condições de coagulação e não de parâmetros de projeto ou operação do clarificador;

- A otimização do funcionamento do FDAP requereu uma etapa de pré-tratamento, podendo ser realizada por PFDi como acondicionamento e para remoção de material flutuante e grosseiro da água bruta;
- Dependendo da quantidade de sólidos presentes na água bruta, taxa de filtração empregada e a granulometria utilizada, o período de maturação pode ter duração de minutos;
- A retenção e a acumulação de sólidos nos poros da camada de pedregulho resultam maiores, quando a coagulação é realizada predominantemente na varredura, com produção de um grande volume de flocos;
- A frequência da realização de descargas de fundo para remover parcialmente os depósitos, depende da quantidade de sólidos, taxa de filtração e tamanho de pedregulho, porém deve ser de no mínimo uma por semana;
- Os filtros ascendentes em pedregulho apresentam eficiências hidráulicas significativamente superiores aos floculadores e sedimentadores tradicionais, obtendo-se mesma eficiência com cerca de 20% do tempo de retenção;
- Recomenda-se espessura máxima da camada de pedregulho igual a 1,2m;
- A taxa de filtração deve ser menor que $180 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$ para águas que apresentem picos de turbidez acima de 1000 uT.

Segundo Kuroda (2002), no Brasil, Richter e Richter & Moreira apud Cruz Velez & Di Bernardo (2000) realizaram estudos em escala piloto e concluíram que um tempo de floculação de 3 min em camadas de pedregulho, operando com fluxo ascendente, equivale a 15 minutos de floculação em equipamentos de laboratório e a 25 minutos em unidades de floculação de ETAs não compartimentadas. Utilizou-se camada de pedregulho que variava entre 1,5 e 3,0 m e empregou-se taxa de filtração de $288 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$. A floculação em camadas de pedregulho provou ser simples, de baixo custo e um método efetivo em várias estações pequenas de tratamento de águas no Brasil, tratando águas superficiais com picos de turbidez superiores a 300 uT (SANEPAR, 1979).

Megda (1999) investigou a FDAP como pré-tratamento à FRD em uma instalação piloto. Como coagulante utilizou-se o sulfato de alumínio e a água bruta foi proveniente de manancial superficial, com turbidez consistentemente inferior a 71 uT, e foram aplicadas taxas no filtro ascendente em pedregulho variando entre 12 e

115 m³ m² dia⁻¹, e taxa de 250 m³ m² dia⁻¹ no filtro descendente de areia. As características do material granular utilizado são apresentadas na Tabela 5.

Tabela 5 – Característica do material granular utilizado por Megda (1999)

FAP		FRD
Tamanho dos grãos (mm)	Espessura da subcamada (mm)	Tamanho dos grãos = 0,42 a 1,41 mm TE \cong 0,54 mm CD \cong 1,57 Espessura da camada = 0,7 m
31,0 a 19,0	300	
15,9 a 9,6	300	
9,6 a 4,8	300	
4,8 a 2,4	300	

Fonte: Megda (1999) *apud* Kuroda (2002)

FAP: Filtro ascendente em pedregulho

FRD: Filtração rápida descendente

Segundo a mesma autora, o critério de encerramento de um ensaio foi ditado pela perda de carga na camada de pedregulho no filtro ascendente igual 0,4 m, ou perda de carga na camada de areia do filtro descendente igual a 2,0 m. O filtro ascendente era limpo através da introdução de água de abastecimento na parte superior do filtro e execução de 3 a 5 descargas de fundo - DFs, e o filtro descendente era lavado com ar por 3 min, (taxa da ordem de 15 L s⁻¹ m²), seguida de água com velocidade ascensional para produzir expansão de 30 a 40% da camada de areia (KURODA, 2002).

As principais conclusões obtidas foram as seguintes:

- O filtro ascendente de pedregulho apresentou capacidade de amortecimento de picos de turbidez de até 70 uT;
- A taxa de filtração no filtro ascendente influenciou a duração da carreira e a qualidade do efluente produzido nesta unidade – quanto menor a taxa de filtração, mais longa resultou a duração da carreira e menor foi a turbidez do efluente;
- A duração da carreira de filtração do filtro descendente foi influenciada pelo desempenho do filtro ascendente;
- A eficiência global da instalação de dupla filtração foi relativamente alta quanto à remoção de turbidez, cor verdadeira, ferro e coliformes totais.

Segundo Kuroda (2002) e Di Bernardo e Dantas (2005), Gusmão (2001) investigou, em instalação piloto, dois sistemas de dupla filtração, um constituído por filtração direta ascendente em areia grossa – FDAAG e outro, por filtração direta ascendente em pedregulho – FDAP, ambos seguidos da filtração rápida descendente – FRD, para o tratamento de água superficial natural, com valores baixos de turbidez e cor, variando-se as taxas de filtração e execução de DFIs. Apresenta-se na Tabela 6 as principais características do material granular utilizado.

Tabela 6 – Característica do material granular utilizado por Gusmão (2001)

FAP		Camada Suporte FAAG		FDAAG	FRD
Tamanho dos grãos (mm)	Espessura da subcamada (mm)	Tamanho dos grãos (mm)	Espessura da subcamada (mm)	Tamanho dos grãos = 1,0 a 2,38 mm TE \cong 1,2 mm CD \cong 1,51 Espessura da camada = 1,6 m	Tamanho dos grãos = 0,42 a 1,41 mm TE \cong 0,54 mm CD \cong 1,57 Espessura da camada = 0,7 m
		31,7 - 25,4	7,5		
		25,4 - 15,9	7,5		
		15,9 - 9,6	15,0		
31,7 a 19,1	300	9,6 - 4,8	7,5		
15,9 a 9,6	300	4,8 - 2,4	7,5		
9,6 a 4,8	300	9,6 - 4,8	7,5		
4,8 a 2,4	300	15,9 - 9,6	7,5		

Fonte: Gusmão (2001) *apud* Kuroda (2002)

FDAAG: Filtração direta ascendente em areia grossa

FAP: Filtro ascendente em pedregulho

FRD: Filtração rápida descendente

Utilizando taxas de filtração de até $480 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$ nas duas unidades (ascendente e descendente) e tratando água proveniente de manancial superficial com turbidez alcançando até 100 uT, Gusmão (2001) concluiu que:

- Para taxas de filtração no filtro ascendente de pedregulho inferiores a $120 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$ ocorria retenção substancial de impurezas nesta unidade, porém, a carreira de filtração era encerrada sempre por perda de carga limite no filtro descendente;
- Para taxas de filtração no filtro ascendente de areia inferiores a $300 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$, ocorria retenção substancial de impurezas nesta unidade (em relação à descendente) com a carreira de filtração sendo encerrada sempre por perda de carga limite;
- Para taxas de filtração de 120 a $180 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$ no filtro ascendente em pedregulho, o desprendimento de impurezas era muito grande, causando a colmatção rápida do filtro descendente;

- Para taxas de filtração maiores que $300 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$ no filtro ascendente de areia, o desprendimento de areia fazia com que o filtro descendente também contribuísse para a retenção global de impurezas.

Na pesquisa de Kuroda (2002), a investigação experimental foi realizada em instalação piloto de filtração direta ascendente em pedregulho seguida da filtração rápida descendente, variando-se a taxa de filtração nos filtros ascendente (60 a $240 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$) e descendente (100 a $240 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$) com e sem execução de descargas de fundo intermediárias no ascendente. As características do material granular utilizado são apresentadas na Tabela 7.

Tabela 7 – Característica do material granular utilizado por Kuroda (2002)

FAP		FRD
Tamanho dos grãos (mm)	Espessura da subcamada (mm)	Tamanho dos grãos = 0,30 a 1,41 mm TE \cong 0,42 mm CD \cong 1,7 Espessura da camada = 0,7 m
25,4 a 19,0	300	
15,9 a 9,6	300	
6,4 a 3,2	300	
2,4 a 1,41	300	

Fonte: Kuroda (2002)

FAP: Filtro ascendente em pedregulho
FRD: Filtração rápida descendente

Dentre as conclusões obtidas por Kuroda (2002), as selecionadas foram:

- Baseado na grande variabilidade dos resultados dos exames e análises realizados, foi constatado que o desempenho do sistema FAP – FRD, com relação à qualidade dos efluentes produzidos e durações das carreiras de filtração obtidas, foi fortemente influenciado pelos efeitos dos fenômenos observados no filtro FAP, uma vez que a ocorrência de carreamento contínuo e ou desprendimento de flocos no FAP foi acompanhada de crescente deterioração da qualidade dos efluentes produzidos;
- Em geral, foi observada a ocorrência de desprendimentos de flocos para todas as taxas de filtração empregadas, sendo variável o tempo de operação de início da ocorrência deste fenômeno, em função da taxa de filtração empregada, do grau de colmatação do FAP, da dosagem de coagulante empregada e qualidade da água bruta;

- O método de DFI empregado (com esvaziamento total do filtro) apresentou recuperação de carga hidráulica e qualidade dos efluentes logo após a DFI, superiores ao método com esvaziamento até o topo do meio granular.

3.3.6 Lavagem do sistema de filtração direta ascendente

A lavagem adequada dos filtros é uma etapa importante de operação para evitar problemas como o aparecimento de bolas de lodo no interior do meio filtrante, menor volume de água produzido na carreira de filtração, água filtrada de pior qualidade e aumento da perda de carga no meio filtrante. Os principais tipos de lavagem são listados na Tabela 8.

Tabela 8 – Principais métodos de lavagem

MÉTODO DE LAVAGEM	MEIO FILTRANTE
Lavagem somente com água, no sentido ascensional	Areia convencional e em estações pequenas
Lavagem auxiliar superficial com tubulação fixa ou com torniquetes hidráulicos e lavagem simultânea (ou não) com água no sentido ascensional	Areia convencional e em estações com operação qualificada
Lavagem auxiliar sub-superficial com tubulação fixa ou com torniquetes hidráulicos e lavagem simultânea (ou não) com água no sentido ascensional	Antracito e areia e em estações com operação qualificada
Insuflação de ar, seguida da lavagem com água no sentido ascensional	Antracito e areia ou areia praticamente uniforme em estações com operação qualificada
Insuflação de ar e introdução simultânea de água no sentido ascensional	

Fonte: Di Bernardo (1993)

A água de lavagem contém altas concentrações de sólidos, variando de 29 a 48 kg m⁻² em função da densidade da matéria suspensa, necessitando assim ser encaminhada a tratamentos subsequentes. Desta forma, a água de lavagem é considerada uma manutenção considerável na filtração (SUTHERLAND, 2008).

A fluidificação de meios granulares é importante para promover a limpeza das camadas filtrantes através da aplicação de água de lavagem no sentido ascensional, provocando uma expansão adequada do meio filtrante (DI BERNARDO, 1993). Segundo Cleasby e Woods (1975), durante a lavagem de um filtro constituído de materiais granulométricos com características diferentes, pode

ocorrer três situações diferentes. A primeira ocorre em condições de baixas velocidades ascensionais, onde o material de maior massa específica localiza-se sob o de menor massa específica. Com o aumento da velocidade, tem-se uma mistura total dos materiais. E aumentando mais ainda a velocidade, ocorre a inversão, onde o material de menor massa específica localiza-se na posição inferior.

Estudos realizados para o tratamento de água utilizando a FDA, referem-se à lavagem dos filtros com aplicação de ar, insuflado durante 5 min, com taxa de aproximadamente $15 \text{ L s}^{-1} \text{ m}^{-2}$, seguida de lavagem com água para provocar a expansão de 20% na camada de areia (DI BERNARDO *et al.*, 1987 *apud* DI BERNARDO e DANTAS, 2005).

De acordo com Kuroda (2002), a lavagem do meio filtrante é usualmente realizada com introdução de água no sentido ascendente, com velocidade (da ordem de 0,8 a 1,0 m/min) suficiente para produzir expansão maior ou igual a 30 % da camada de areia, durante 7 a 10 min, com o objetivo de liberar as impurezas retidas no meio durante a filtração. A lavagem com água pode ser precedida pela aplicação de ar, durante um período de 2 a 5 min., com taxa de 10 a $20 \text{ L s}^{-1} \text{ m}^{-2}$ ou ainda, pela aplicação simultânea de ar e água, com taxas de aplicação de 4 a $8 \text{ L s}^{-1} \text{ m}^{-2}$ e 0,15 a $0,30 \text{ m min}^{-1}$, respectivamente, por um período de 2 a 5 min.

Após testes preliminares de lavagem, a mesma autora definiu que a melhor forma de lavagem foi realizada com a execução de 1 DF, seguida da introdução simultânea de ar com taxa de aplicação da ordem de $10 \text{ L s}^{-1} \text{ m}^{-2}$ e água com velocidade ascensional de $0,5 \text{ m min}^{-1}$, durante 5 min; a operação era finalizada com aplicação de água com velocidade ascensional de aproximadamente $1,4 \text{ m min}^{-1}$ por 5 min, ou durante o período necessário para que a turbidez do efluente resultasse inferior a 5 uT.

3.4 ASPECTOS LEGAIS DE LANÇAMENTO DE EFLUENTE

A legislação brasileira estabelece e regulamenta a emissão de efluentes nos cursos de água, restringindo a quantidade e a qualidade dos efluentes lançados de acordo com a classe de rios. No entanto, ainda não foi estabelecida

uma legislação específica no que se refere aos padrões de lançamento desse tipo de efluente.

O Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), através de suas Resoluções 357/2005 e 430/2008, estabelecem condições e padrões de lançamento de efluente em corpos d'água. As principais condições e padrões de lançamento são relacionados ao pH entre cinco e nove, material sedimentava menor que um ml/l, valor máximo permitido para nitrogênio amoniacal total de 20 mg L⁻¹, ferro dissolvido inferior a 15 mg L⁻¹ e toxicidade, sendo que estes devem se basear em ensaios ecotoxicológicos padronizados aceitos pelo órgão ambiental, realizados no efluente, utilizando organismos aquáticos de pelo menos dois níveis tróficos diferentes.

A Portaria n° 19/2006 do Instituto Ambiental do Paraná (IAP), através das suas atribuições, estabelece o sistema de automonitoramento de atividades poluidoras no Paraná através de testes de toxicidades, sendo *Rafia magna* e *Vibrião Fischer*, os mais recomendados.

A Resolução N° 001/2007 da Secretaria de Estado do Meio Ambiente e Recursos Hídricos – SEMA, que dispõem sobre licenciamento ambiental, estabelece condições e padrões ambientais e dá outras providências, limita os valores de DBO₅ em 90 mg L⁻¹, DQO em até 225 mg L⁻¹ e nitrogênio amoniacal em 20 mg L⁻¹, para efluentes de estações de tratamento de esgoto.

O anexo 7 da Resolução N° 070/2009 do Conselho Estadual do Meio Ambiente – CEMA, fixa critérios e padrões de lançamento de efluente líquidos e industriais inerente à atividade ou empreendimento. Limita concentração de DQO em 200 mg L⁻¹ e FTd para *Daphnia magna* igual 8 e FTbl para *Vibrio fischeri* igual a 8.

A Resolução N° 086/2013 – CEMA, em seu anexo X, estabelece critérios de automonitoramento do aterro sanitário, especialmente em relação ao lançamento do lixiviado. Os principais parâmetros são remoção de 80% do valor de entrada de DBO e DQO, sólidos sedimentares até 1,0 mL L⁻¹ e ausência de materiais flutuantes.

Além de legislações regulamentadoras, existem também leis de proteção de recursos hídricos contra agentes poluidores no Estado do Paraná, como por exemplo, o Decreto Estadual 5.316, de 17 de abril de 1974, aprovando a Lei 6.513 de 18 de dezembro de 1973.

Portanto, lixiviados originários de aterros sanitários, contendo elevadas concentrações de substâncias orgânicas e inorgânicas, as quais conferem um grande potencial poluidor de águas subterrâneas e superficiais, necessitam de tratamento eficiente para adequar o efluente às legislações vigentes, contribuindo assim com a proteção e preservação ambiental, manutenção da estabilidade de aterro, além de proporcionar melhores condições sanitárias para a população.

3.5 CONSIDERAÇÕES FINAIS SOBRE A REVISÃO DA LITERATURA

O lixiviado de aterros estabilizados tratado biologicamente necessita de um pós-tratamento a fim de remover a matéria orgânica recalcitrante, além de constituir uma etapa de refinamento do lixiviado tratado biologicamente. Diversos estudos têm demonstrado que o tratamento por lodo ativado em bateladas sequenciais, precedido de remoção física de parte do nitrogênio amoniacal por *stripping* de amônia, para lixiviados de aterros mais antigos, apresenta remoção da DBO e nitrogênio superior a 80% e de compostos recalcitrantes inferiores a 20% (AMOKRANE *et al.*, 1997; WISZNIOWSKI *et al.*, 2006; ZOUBOULIS *et al.*, 2004).

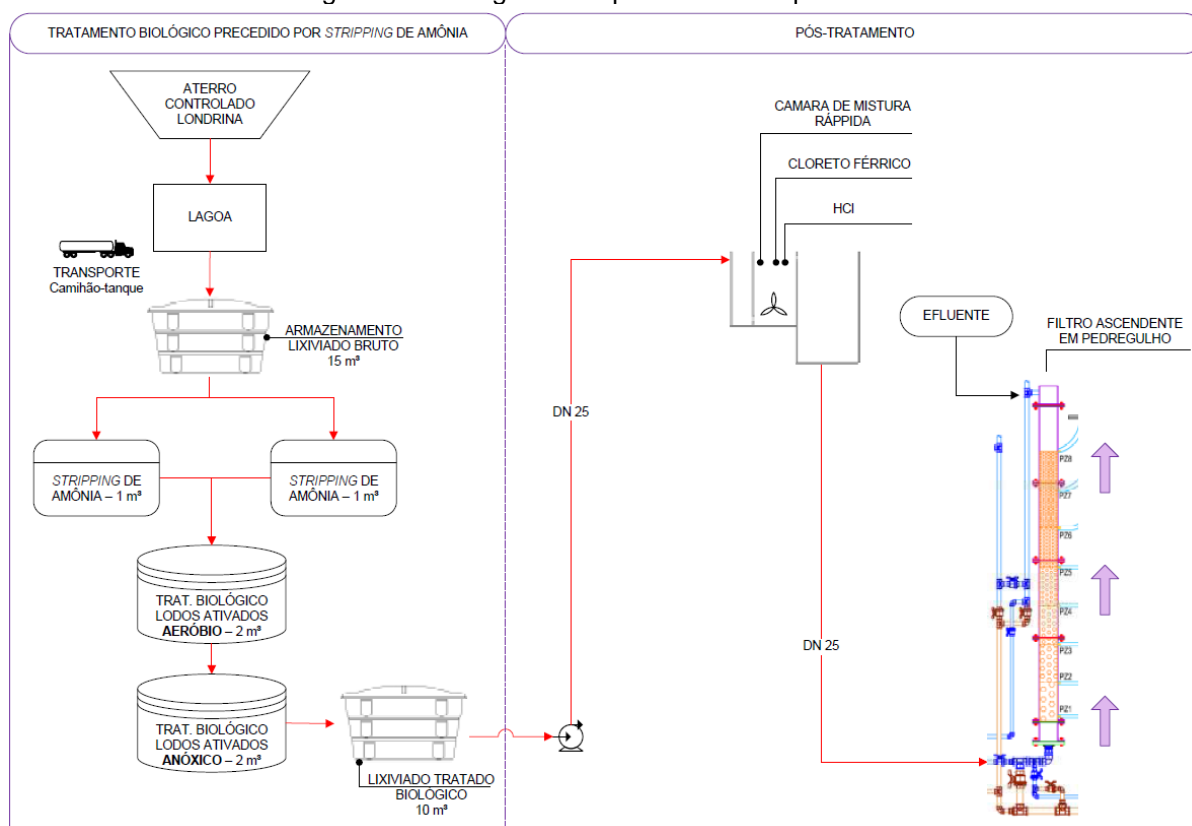
Com isso, é interessante que essa forma de tratamento não seja utilizada sozinha, devendo sempre vir acompanhada de outras tecnologias de tratamento como alternativa para a remoção de matéria orgânica recalcitrante que não foi removida pelo tratamento biológico (OZTURK *et al.*, 2003; WANG *et al.*, 2002; KURNIAWAN *et al.*, 2005).

Face as vantagens e economias proporcionadas pela aplicação da tecnologia de filtração direta ascendente em pedregulho para o tratamento de água para consumo humano, evidenciados por Azevedo Neto (1970), Di Bernardo (1993), Megda (1999), Gusmão (2001) e Kuroda (2002), investigou-se a eficiência desta tecnologia para o pós-tratamento de lixiviado tratado biologicamente, precedido por *stripping* de amônia.

4. MATERIAL E MÉTODO

O experimento em instalação piloto de Filtração Direta Ascendente em Pedregulho - FDAP e as análises físicas e químicas foram realizadas no Laboratório de Saneamento da Universidade Estadual de Londrina - UEL. A Figura 7 apresenta o fluxograma de processo do experimento.

Figura 7 – Fluxograma de processo do experimento



4.1 LIXIVIADO BRUTO

O lixiviado bruto caracterizado como estabilizado foi coletado do aterro controlado da cidade de Londrina-PR, o qual está localizado às margens da estrada “Água do Limoeiro”, no lote 23-C da Gleba Cambé, numa área aproximada de 135 mil m². O local está inserido na Bacia Hidrográfica do (Baixo) Rio Tibagi.

A coleta do lixiviado foi realizada no ponto adjacente à caixa de passagem, no ponto mais próximo à tubulação de chegada do lixiviado bruto à lagoa (Figura 8).

Figura 8 – Lagoa de lixiviado do aterro controlado de Londrina-PR



Tubulação de chegada
lixiviado bruto

Mangote de sucção da
bomba de recalque

Fonte: o próprio autor

Aproximadamente 7 m³ de lixiviado do aterro foram coletados através de um caminhão-tanque. Em seguida, o lixiviado foi armazenado em um tanque de 15 m³, localizado nas dependências do Laboratório de Saneamento – UEL.

4.2 TRATAMENTO POR *STRIPPING* DE AMÔNIA SEGUIDO DE LODOS ATIVADOS EM BATELADAS SEQUENCIAS COM NITRIFICAÇÃO E DESNITRIFICAÇÃO

O tratamento biológico do lixiviado foi realizado em duas etapas. Na primeira, empregou-se a técnica de *stripping* de amônia em sistemas de bateladas sequenciais, realizada através de dois reatores com capacidade de 1,0 m³, constituídos por paletas giratórias de polietileno e aço inoxidável com rotação de aproximadamente 5,5 rpm (Figura 9), para remoção parcial de N-amoniaco e tempo de detenção de 20 dias de operação.

Figura 9 – Tratamento por *stripping* de amônia

Fonte: o próprio autor

Na segunda etapa, utilizou-se o tratamento biológico por lodos ativados, composto por fase aeróbia em reator com capacidade de 2 m³ e aeração realizada por meio de um compressor de ar e difusores construídos em PVC (Figura 10), seguido de fase anóxica com adição de etanol, como fonte de carbono, dosado em função das concentrações de nitrito e nitrato residuais para desnitrificação por via curta e consequente remoção da série nitrogenada (Figura 11).

Figura 10 – Tratamento por lodos ativados (fase aeróbia)



Figura 11 – Tratamento por lodos ativados (fase anóxica)



Fonte: o próprio autor

No final de cada batelada do tratamento biológico, o efluente foi transferido e armazenado em reservatório com capacidade de 10 m³, localizado nas dependências do laboratório de saneamento – UEL. Vale ressaltar que somente após a finalização de todas as bateladas, procedeu-se os ensaios de pós-tratamento por Filtração Direta Ascendente em Pedregulho – FDAP, a fim de manter as características iniciais do lixiviado em estudo.

Os tratamentos por *stripping* de amônia e lodos ativados, como descritos e utilizados neste trabalho, foi objeto de estudo de várias pesquisas anteriores (FELICI, 2010; CASTRO, 2012; KAWAHIGASHI, 2012; MALER, 2013;

POZZETTI *et al.*, 2013) desenvolvidas neste mesmo laboratório e por esse motivo, não foram detalhados neste trabalho.

4.3 CARACTERIZAÇÃO DOS LIXIVIADOS BRUTO E TRATADO BIOLÓGICAMENTE

Os lixiviados bruto e tratado biologicamente foram caracterizados segundo métodos físicos e químicos e equipamentos apresentados na Tabela 9.

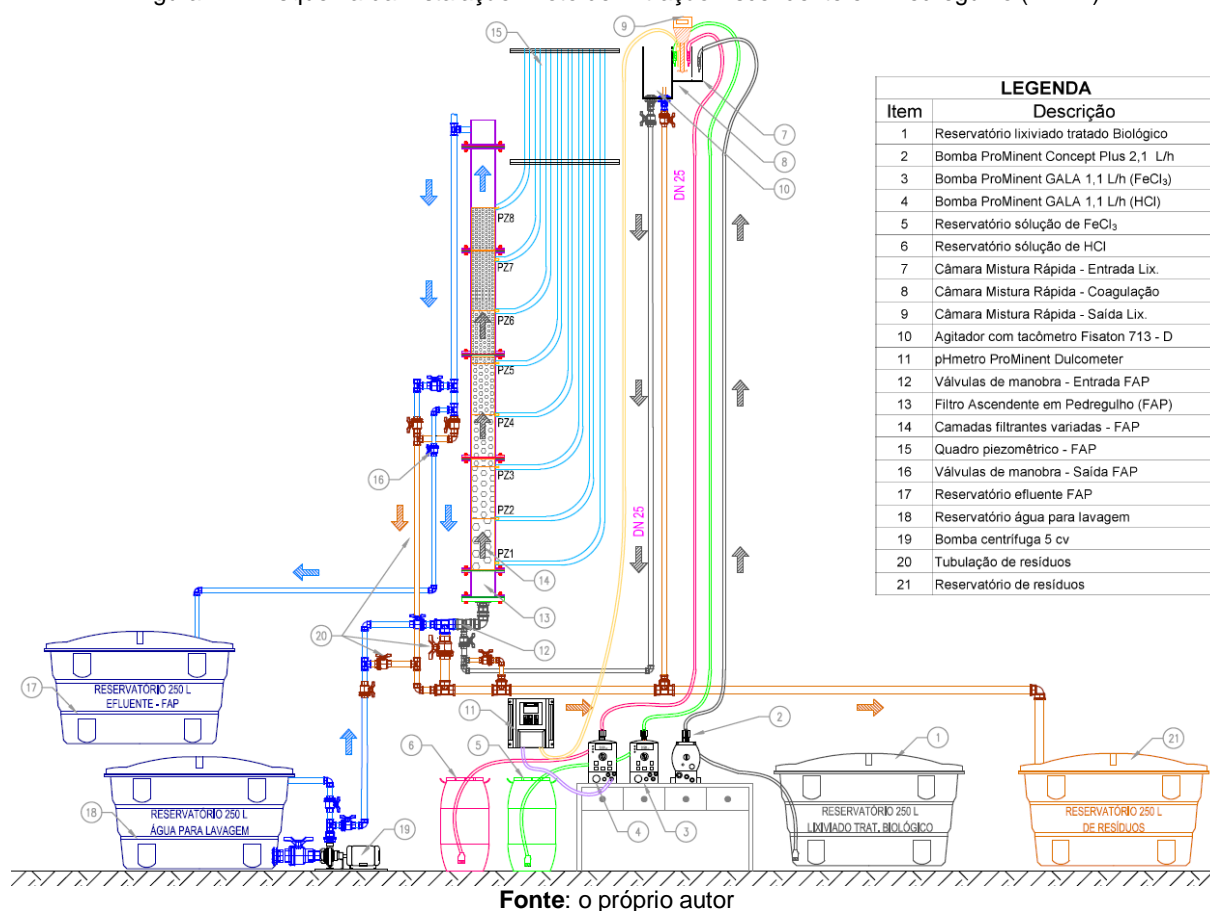
Tabela 9 - Métodos e equipamentos para caracterização física e química dos lixiviados

Parâmetro	Ref. APHA, AWWA, WEF (2005)	Método	Equipamento (modelo/marca)
pH	Potenciométrico 4500	Método potenciométrico	pHmetro: Digimed DM-2P Agitador: FISATOM 761
Temperatura (°C)	-	Termômetro de Hg	-
Oxigênio Dissolvido (mg O ₂ L ⁻¹)			Oxímetro: YSI 5100
Alcalinidade (mg CaCO ₃ L ⁻¹)	2320 B	Método titulométrico	pHmetro: Digimed DM-2P Agitador: FISATOM 761 Titulador: METROHM 20 mL
Cor aparente e verdadeira (uH)	2120 C	Método espectrofotométrico e para cor verdadeira filtrar em membrana 0,45 µm	Espectrofotômetro Agilent Technologies Cary 60 UV-Vis
Série de sólidos (mg L ⁻¹)	2540 B, C,D eE	Sólidos totais secos a 103-105°C, Sólidos totais dissolvidos secos a 180°C, Sólidos totais suspensos secos a 103-105°C.	Membranas 1,2 µm Mufla 550° C: FORNITEC 1940 Estufa 103° C: LUFERCO
Cone Imhoff	-	NBR 10561 - 1988	Cone Imhoff
DQO (mg L ⁻¹)	5220 C e adição de padrão	Método do refluxo fechado	Bloco digestor COD Reactor HACH Espectrofotômetro Agilent Technologies Cary 60 UV-Vis
COT (mg L ⁻¹)	5310 B	Método da combustão a alta temperatura.	Analizador de COT e N: Vario TOC Select / Elementar
Cloreto (mg L ⁻¹)	4500 – Cl ⁻ B	Método de Mohr	Agitador: FISATOM 761 Bureta de 25 mL
NKT (mg L ⁻¹)	4500 - N _{org} B e C	Micro-Kjeldhal	pHmetro: Digimed DM-2P Agitador: FISATOM 761 Titulador: METROHM 20 mL Destilador: BUCHI K-355 Bloco Digestor BUCHI K-435 Lavador de gases BUCHI B-414
N-amoniacoal (mg L ⁻¹)	4500 – NH ₃ B e C	Destilação e titulação	pHmetro: Digimed DM-2P Agitador: FISATOM 761 Titulador: METROHM 20 mL Destilador BUCHI K-355
Nitrito (mg L ⁻¹)	4500 – NO ₂ B	Método colorimétrico	Espectrofotômetro Agilent Technologies Cary 60 UV-Vis
Nitrato (mg L ⁻¹)	-	Cataldo (1975)	Espectrofotômetro Agilent Technologies Cary 60 UV-Vis

4.4 INSTALAÇÃO PILOTO DE FILTRAÇÃO DIRETA ASCENDENTE EM PEDREGULHO – FDAP

A instalação piloto de FDAP foi constituída por sistemas de alimentação de lixiviado tratado biologicamente, de coagulação química, de filtração direta ascendente em pedregulho e de descarga e lavagem do filtro. Na Figura 12 é apresentado um esquema detalhado da Instalação Piloto de FDAP, onde pode-se observar todos os componentes de cada sistema.

Figura 12 – Esquema da Instalação Piloto de Filtração Ascendente em Pedregulho (FDAP)



LEGENDA	
Item	Descrição
1	Reservatório lixiviado tratado Biológico
2	Bomba ProMinent Concept Plus 2,1 L/h
3	Bomba ProMinent GALA 1,1 L/h (FeCl ₃)
4	Bomba ProMinent GALA 1,1 L/h (HCl)
5	Reservatório solução de FeCl ₃
6	Reservatório solução de HCl
7	Câmara Mistura Rápida - Entrada Lix.
8	Câmara Mistura Rápida - Coagulação
9	Câmara Mistura Rápida - Saída Lix.
10	Agitador com tacômetro Fisaton 713 - D
11	pHmetro ProMinent Dulcometer
12	Válvulas de manobra - Entrada FAP
13	Filtro Ascendente em Pedregulho (FAP)
14	Camadas filtrantes variadas - FAP
15	Quadro piezométrico - FAP
16	Válvulas de manobra - Saída FAP
17	Reservatório efluente FAP
18	Reservatório água para lavagem
19	Bomba centrífuga 5 cv
20	Tubulação de resíduos
21	Reservatório de resíduos

O sistema de alimentação foi utilizado para recalcar o lixiviado tratado biologicamente para a câmara de mistura rápida – CMR, localizada a uma altura aproximada de 6,0 m, utilizando bombas dosadoras eletromagnéticas (ProMinent – Concept Plus) e mangueiras de sucção e recalque em polipropileno (Figura 16).

4.4.1 Sistema de coagulação química e distribuição

O sistema de coagulação química constituiu-se de câmara de recepção do lixiviado tratado biologicamente, unidade de dosagem de produtos químicos composto por bombas dosadoras e controlador de pH, câmara de mistura rápida – CMR e câmara de distribuição de lixiviado coagulado.

O sistema foi construído em acrílico com 3 mm de espessura e era constituído por 3 compartimentos interligados com orifícios de 25 mm de diâmetro (Figura 13). O primeiro compartimento foi utilizado para a recepção do lixiviado. O segundo compartimento foi projetado e construído com as mesmas dimensões dos reatores estáticos do equipamento Jarrest e foi provido de um agitador com paleta de hélice naval em aço inoxidável e tacômetro digital (Fisaton – 713 D), conforme ilustra a Figura 14.

O último compartimento foi constituído de duas tubulações de saída, sendo uma utilizada como extravasor e a outra, interligada diretamente ao fundo do filtro a fim de possibilitar a alimentação do mesmo. Nessa tubulação foi feita uma derivação, provida de registros de manobras, para que fosse realizada a pré-operação do sistema e a execução das descargas de fundo intermediárias – DFIs, possibilitando o desvio da passagem de lixiviado coagulado pelo meio filtrante. Somente após ajuste da vazão e da condição de coagulação química, iniciava-se a carreira de filtração.

Figura 13 – Fotos dos compartimentos do sistema de coagulação: (a) recepção de lixiviado tratado biologicamente, (b) mistura rápida, (c) distribuição e extravasor

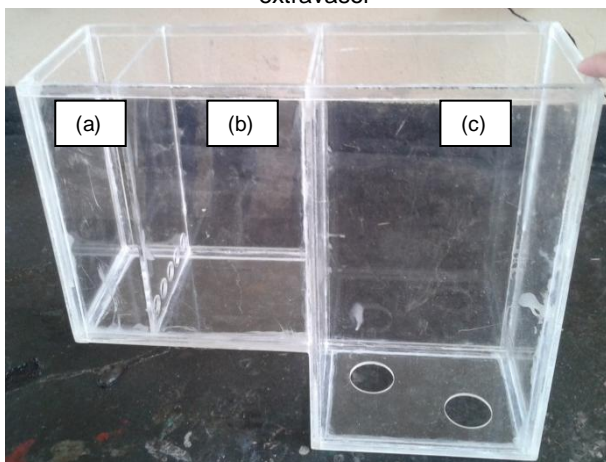


Figura 14 – Foto do compartimento de mistura rápida com agitador (Fisaton 713-D)



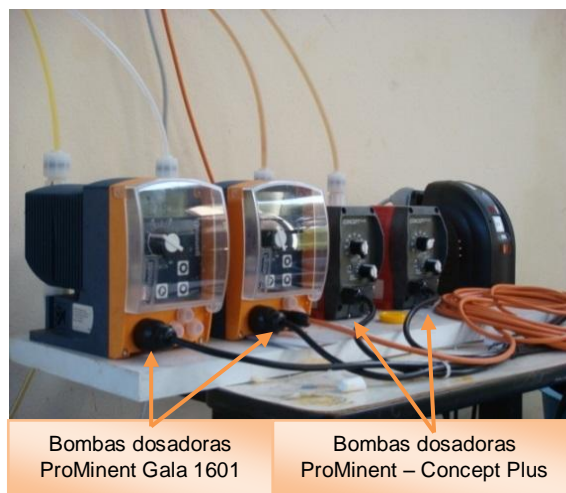
Fonte: o próprio autor

A unidade de dosagem de produtos químicos foi composta por reservatórios em polipropileno com capacidade de 50 L contendo soluções de coagulante e acidificante, recalçadas à câmara de mistura rápida através de bombas dosadoras eletromagnéticas, modelo ProMinent – Gala 1601 (Figura 15 e Figura 16).

Figura 15 – Foto dos reservatórios com soluções de produtos químicos e bombas dosadoras eletromagnéticas



Figura 16 – Foto das bombas dosadoras de lixiviado tratado biologicamente e de produtos químicos



Fonte: o próprio autor

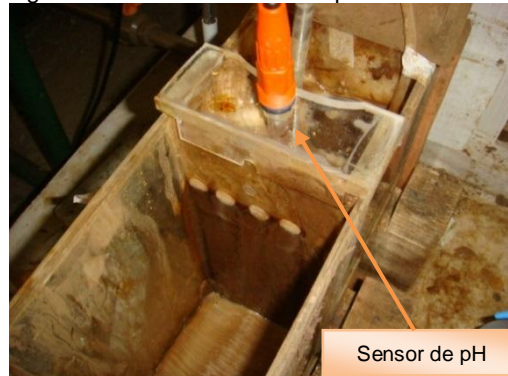
O controle de pH foi realizado por um medidor/dosador em linha (ProMinent Dulcometer) (Figura 17), conectado à bomba dosadora de HCl e sensor de pH imerso na CMR (Figura 18), programados para manter o pH em $4,0 \pm 0,5$.

Figura 17 – Foto do controlador de pH



Fonte: o próprio autor

Figura 18 – Foto do sensor do pHmetro na CMR



4.4.2 Sistema de filtração direta ascendente em pedregulho

O Filtro Ascendente em Pedregulho – FAP foi construído em 6 módulos, sendo dois módulos menores, de 150 mm de altura para entrada de lixiviado coagulado e saída de lixiviado filtrado (Figura 19 e Figura 20).

Figura 19 – Projeto: (a e f) Módulos com 150 mm de altura, (b, c, d, e) Módulos para compor o meio filtrante

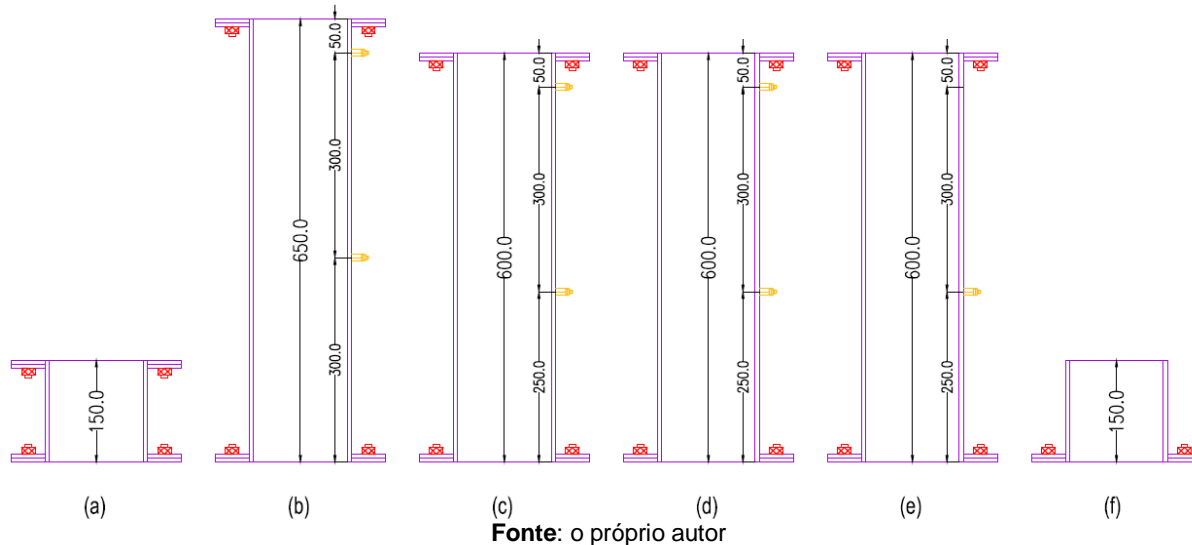
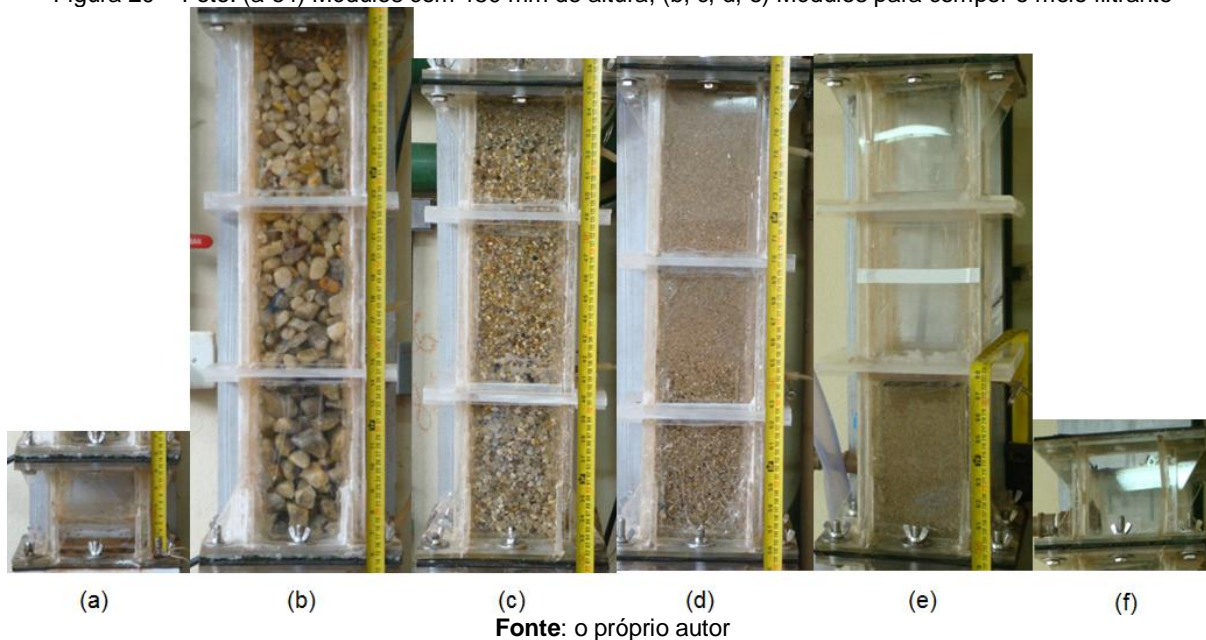


Figura 20 – Foto: (a e f) Módulos com 150 mm de altura, (b, c, d, e) Módulos para compor o meio filtrante



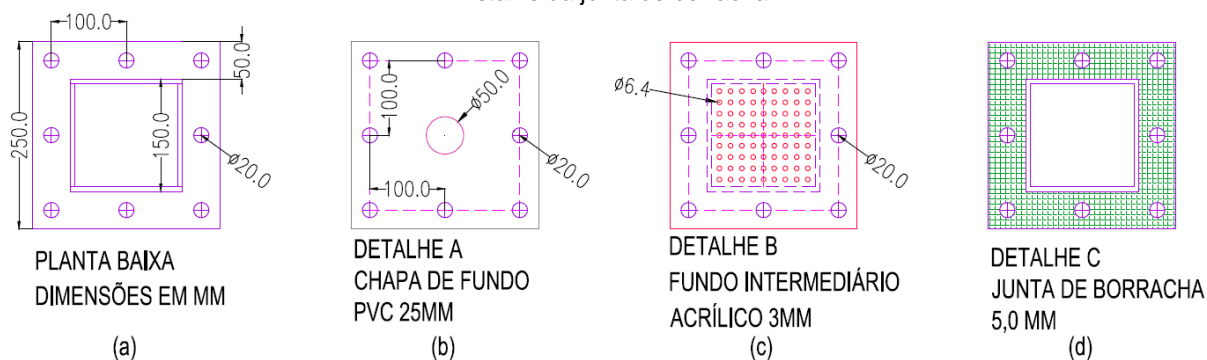
O FAP foi projetado com chapas de acrílico de 6 mm de espessura, com base quadrada de 150 mm de aresta, flange com 12 mm de espessura, 50 mm de largura, com perfuração padrão de 20 mm de diâmetro espaçadas igualmente de

100 mm, para possibilitar a conexão dos módulos por meio de arruelas e parafusos em aço inoxidável 3/8" x 30 mm e junta de borracha de 5,0 mm de espessura para vedação (Figura 21).

A placa de fundo foi construída em PVC com 25 mm de espessura, dotada com um furo central de 50 mm de diâmetro, para conexão da tubulação de entrada, e flange com perfuração padrão (detalhe a da Figura 21).

As placas intermediárias utilizadas como suporte da camada filtrante e distribuição do fluxo, foi construída em chapa acrílica de 3 mm de espessura, flange de 50 mm com perfuração padrão e perfurações centrais com 6,4 mm de diâmetro, conforme ilustra o detalhe B (Figura 21).

Figura 21 – (a) Planta baixa do FAP. (b) Detalhe da chapa de fundo. (c) Detalhe do fundo intermediário. (d) Detalhe da junta de borracha.



Fonte: o próprio autor

As tomadas para medida de pressão foram instaladas ao longo da altura dos filtros, adaptando-se pequenos espigões em latão de 3,2 mm de diâmetro interno, onde eram conectadas as mangueiras de cristal com 5,0 mm de diâmetro, para compor os quadros piezométricos dos filtros, devidamente graduados. Os espigões foram providos de uma tela metálica com abertura de malha de # 0,2 mm disposta, transversalmente, a fim de evitar possíveis perdas de material filtrante na retirada de ar das mangueiras.

Oito tomadas piezométricas foram adaptadas no FAP permitindo detectar a penetração de impurezas no meio granular dos filtros e controlar as operações de descargas de fundo intermediárias – DFI no FAP. A localização exata dos pontos de tomadas piezométricas pode ser observada na Figura 12.

4.4.3 Sistema de descarga e lavagem do FAP

As descargas de fundo foram realizadas após o desvio do lixiviado coagulado, por meio de manobras das válvulas apresentadas na Figura 22. As descargas de fundo foram realizadas por uma tubulação PVC com diâmetro de 50 mm (Figura 23).

Figura 22 – Válvulas de manobras do sistema de FAP



Figura 23 – Tubulações de descarga de fundo (50 mm) e desvio (25 mm) do sistema de FAP



Fonte: o próprio autor

O sistema de lavagem do FAP foi composto por uma bomba centrífuga (Eletroplas – ICS-50B, 0,5 HP), reservatório de água para lavagem de 500 L (Figura 24), tubulação principal em PVC de 32,0 mm de diâmetro com ramificações e registros de esfera contendo gabaritos com marcações (Figura 26), permitindo o controle da taxa de aplicação de água no sentido ascensional para lavagem, além de tubulações para coleta de água de lavagem, ligadas ao reservatório de resíduos da instalação (Figura 25).

Figura 24 – Sistema de lavagem do FAP: reservatório de água para lavagem e bomba centrífuga Eletroplas (ICS-50B)



Figura 26 – Registros de esfera com marcações para controle de taxa de introdução de água para lavagem

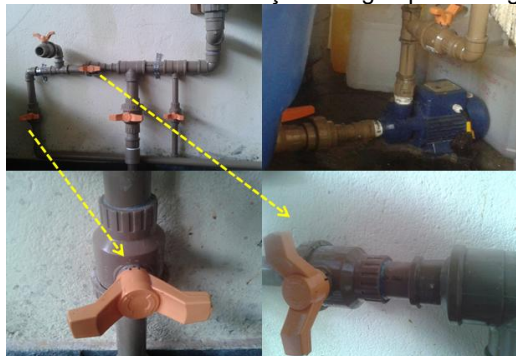


Figura 25 – Tubulações para coleta de água de lavagem ligadas ao reservatório de resíduos da instalação piloto de FDAP



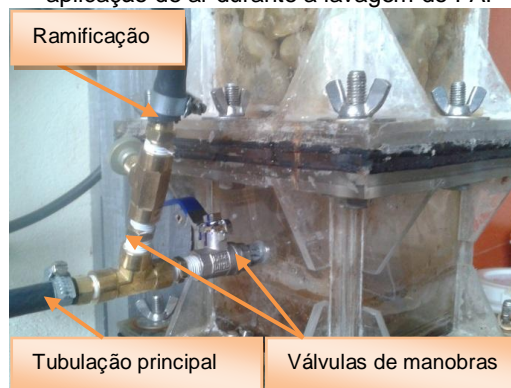
Fonte: o próprio autor

O sistema de aplicação de ar para lavagem auxiliar foi composto por moto-compressor de ar (SCHULZ CSL 20 BR) (Figura 27), tubulação principal em PVC (Pneumática) de 5/16” de diâmetro, adaptada na parte inferior do filtro, abaixo da primeira placa intermediária, com vazão controlada por registro de esfera, e tubulação de retorno com registro de gaveta (Figura 28).

Figura 27 – Moto-compressor de ar (SCHULZ CSL 20 BR) utilizado para aplicação de ar durante a lavagem do FAP



Figura 28 – Tubulação principal, ramificações e válvula de manobra adaptadas na parte inferior do filtro para aplicação de ar durante a lavagem do FAP



Fonte: o próprio autor

4.4.4 Preparação do material granular

O material granular da Petranova foi doado pela Companhia de Saneamento do Paraná – SANEPAR. Após a coleta, foi realizada a caracterização da distribuição granulométrica de cada camada filtrante, utilizando o método de peneiramento, normatizado pela ABNT/NBR 7181/84 e DNER – ME 83/63. Os ensaios foram realizados utilizando plataformas agitadoras para agregados graúdos/pedregulhos (Figura 29) e agitador de peneiras para material fino/areias (Figura 30), disponíveis no Laboratório de Materiais da Universidade Estadual de Londrina – UEL. Os resultados da caracterização do material granular são apresentados no anexo A.

Figura 29 – Foto das plataformas agitadoras utilizadas para caracterização de agregados graúdos/pedregulhos



Figura 30 – Foto do agitador de peneiras utilizadas para caracterização de material fino/areias



Fonte: o próprio autor

Antes de sua utilização, o material granular foi lavado com água, cuidadosamente, a fim de manter sua composição inicial, especialmente em relação à proporção de material fino. O preenchimento do FAP com material granular foi realizado por camadas, com o filtro previamente cheio de água e compactação simultânea até atingir a altura estabelecida de cada camada. Em seguida, procedeu-se a lavagem utilizando o próprio sistema de lavagem da instalação piloto de FDAP até que a turbidez da água de lavagem resultasse inferior a 0,5 uT.

4.5 ENSAIOS PRELIMINARES E PARÂMETROS GERAIS DE CONTROLE OPERACIONAL

Os ensaios preliminares para definição dos parâmetros gerais de controle operacional da instalação piloto de FDAP que tiveram como objetivos: aferição das regulagens e estanqueidade das válvulas e do filtro, regularização das vazões de alimentação e dosagem de produtos químicos, calibração dos equipamentos e estabelecimento da sistemática de operação e coleta de dados.

Após ensaios preliminares foi estabelecida a taxa de filtração de $15 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$ que corresponde à vazão de 12 L h^{-1} . Nos ensaios foram utilizadas as condições de coagulação química determinadas, para o mesmo efluente, por Pozzetti *et al.*, (2013): dosagens de 400 mg L^{-1} de Fe e 630 mg L^{-1} de HCl, para ajuste em pH 4. As especificações técnicas dos produtos químicos utilizados foram:

- Solução comercial de ácido clorídrico com 37% em massa e massa específica = $1,187 \text{ kg L}^{-1}$ como acidificante;
- Solução comercial tipo 1 de cloreto férrico líquido com 42,35% de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, massa específica = $1,42 \text{ kg L}^{-1}$ e cor amarela;
- Solução comercial tipo 2 de cloreto férrico líquido com 38,00% de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, massa específica = $1,38 \text{ kg L}^{-1}$ e cor amarela;

Assim, as soluções de dosagem foram preparadas com concentrações de $9,68 \text{ g L}^{-1}$ de Fe e de $15,25 \text{ g L}^{-1}$ de HCl, resultando em vazões de dosagem de $0,50 \text{ L h}^{-1}$ para o coagulante e $0,50 \text{ L h}^{-1}$ para o acidificante, quando aplicada uma taxa de filtração de $15 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$. No segundo compartimento do sistema de coagulação química, onde ocorreu a mistura rápida propriamente dita, o gradiente de velocidade médio de mistura rápida foi ajustado em 800 s^{-1} e o tempo de mistura rápida resultante foi de 10 min.

Baseando-se em ensaios preliminares, foram definidas: perda de carga limite do FAP de 120 cm e número de descargas de fundo de intermediárias – DFIs igual a 3, a fim de prolongar a carreira de filtração para duração mínima da ordem de 24,0 h, uma vez que durações inferiores a este valor resultariam na necessidade de execução de DFIs em intervalos inferiores a 6,0 h, podendo comprometer a operação desse sistema. Assim, a primeira DFI foi executada com 30 cm de perda

de carga (1° ciclo), a 2° DFI com 60 cm (2° ciclo), a 3° DFI com 90 (3° ciclo) e a última descarga de fundo – DF com 120 cm (4° ciclo), finalizando assim a carreira de filtração. As DFs foram realizadas com taxa média de aproximadamente $2780 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$, duração média de 15 s e esgotamento total do filtro.

No decorrer dos ensaios, foram realizados testes com o objetivo de investigar métodos mais apropriados de execução de lavagens do FAP, definindo combinações de taxas de aplicação de ar e água, bem como formas de controle dessas taxas, através da adaptação de gabaritos com marcações numeradas aos registros instalados e de linhas referenciais nas paredes dos filtros, limitando o grau de expansão do meio granular.

A lavagem do FAP foi efetuada em quatro etapas, discriminadas a seguir:

- Primeira etapa: execução de 1 descarga de fundo – DF, com taxa média de aproximadamente $2780 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ e duração média de 15 s;
- Segunda etapa: enchimento com água no sentido ascensional até o limite estabelecido de 36 cm, a partir do topo da última camada de areia seguida de aplicação de ar durante 5 min;
- Terceira etapa: aplicação simultânea de água no sentido ascensional com taxa de $500 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$ e introdução de ar;
- Quarta etapa: aplicação de água no sentido ascensional com taxa de aproximadamente $1130 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$ por 5 min, limitando-se a expansão do meio até o limite estabelecido de 36 cm (60% da espessura da última camada de areia), a partir do topo da última camada.

A eficiência da instalação piloto de FDAP foi avaliada por meio de análises físicas e químicas dos efluentes do FAP coletados ao longo do tempo. Os parâmetros físicos e químicos avaliados foram turbidez, perda de carga na camada granular, pH, cor aparente e verdadeira. Para avaliação da eficiência do sistema as coletas das amostras do efluente filtrado foram realizadas a cada 15 min na primeira hora e a cada 30 min até o final da carreira de filtração.

Complementarmente, para os ensaios típicos, foram constituídas amostras compostas com alíquotas do volume acumulado dos ciclos intermediários dos lixiviados produzidos ao longo do tempo, e caracterizadas especialmente em

relação a matéria orgânica recalcitrante utilizando-se os parâmetros: cor verdadeira, DQO, COT e ecotoxicidade.

4.6 ENSAIOS NA INSTALAÇÃO PILOTO DE FDAP

Os Ensaios realizados de I a XII tiveram condições de controle operacional diferenciadas que foram sendo modificadas ao longo da pesquisa, face a necessidade de melhorias no desempenho da instalação piloto de FDAP. As modificações realizadas referem-se às variações da composição granulométrica (1 a 4), da taxa de filtração (15 e $30 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$) e da dosagem de coagulante (200 e $400 \text{ mg L}^{-1} \text{ Fe}$). Os Ensaios III, V e VI foram ensaios preliminares aos Ensaios IV, VIII, VII, respectivamente, e por este motivo tiveram as durações das carreiras de filtração reduzidas até a 1ª DFI. O Ensaio XII foi realizado sem execução de DFIs para avaliar a influência das mesmas na duração da carreira de filtração. O Ensaio XI teve como objetivo caracterizar quali-quantitativamente os resíduos gerados na instalação piloto de FDAP. O resumo das condições operacionais aplicados nos ensaios é apresentado na Tabela 10.

Tabela 10 – Condições operacionais dos ensaios realizados na instalação piloto de FDAP

ENSAIO	I ^(1,*)	II ^(2,1)	III ⁽³⁾	IV ^(3,1,*)	V ⁽³⁾	VI ⁽⁴⁾	VII ^(4,*)	VIII ^(4,*)	IX ^(4,1,*)	X ^(4,1,*)	XI ⁽⁴⁾	XII ⁽⁴⁾
Taxa de Filtração FAP ($\text{m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$)	15	15	15	15	15	15	15	15	30	30	15	15
Dosagem de coagulante ($\text{mg L}^{-1} \text{ Fe}$)	400	400	400	400	200	400	400	200	400	200	400	400
COMPOSIÇÃO GRANULOMÉTRICA FAP	1	2	3	3	3	4	4	4	4	4	4	4
	ESPESSURA (cm)											
Areia média (0,30 - 1,20 mm)	60	-	30	30	30	60	60	60	60	60	60	60
Areia grossa (0,6 - 2,4 mm)	-	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30
Pedregulho fino (2,4 - 4,8 mm)	-	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30
Pedregulho médio-fino (4,8 - 9,5 mm)	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30
Pedregulho médio (9,5 - 19 mm)	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30
Pedregulho grosso (19 - 25 mm)	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30
Espessura total (cm)	150	150	180	180	180	210	210	210	210	210	210	210

⁽¹⁾: Composição granulométrica tipo 1; ⁽²⁾: Composição granulométrica tipo 2;

⁽³⁾: Composição granulométrica tipo 3; ⁽⁴⁾: Composição granulométrica tipo 4;

^(*): Ensaio típico; ^(†): Ensaio com ocorrência de transpasse.

4.6.1 Avaliação de diferentes composições granulométricas

Na avaliação das composições granulométricas foram comparadas as carreiras de filtração I, II, IV e VII, com composições granulométricas de 1 a 4, respectivamente, mantendo-se a taxa de filtração constante de $15 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$ e dosagem de coagulante de $400 \text{ mg L}^{-1} \text{ Fe}$ e pH 4,0, conforme ilustra a Tabela 11.

Tabela 11 – Condições operacionais dos ensaios realizados para avaliação de diferentes composições granulométricas

ENSAIO	I ^(1,*)	II ^(2,T,*)	IV ^(3,T,*)	VII ^(4,*)
Taxa de Filtração FAP ($\text{m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$)	15	15	15	15
Dosagem de coagulante ($\text{mg L}^{-1} \text{ Fe}$)	400	400	400	400
COMPOSIÇÃO GRANULOMÉTRICA FAP	1	2	3	4
	ESPESSURA (cm)			
Areia média (0,30 - 1,20 mm)	60	-	30	60
Areia grossa (0,6 - 2,4 mm)	-	30	30	30
Pedregulho fino (2,4 - 4,8 mm)	-	30	30	30
Pedregulho médio-fino (4,8 - 9,5 mm)	30	30	30	30
Pedregulho médio (9,5 - 19 mm)	30	30	30	30
Pedregulho grosso (19 - 25 mm)	30	30	30	30
Espessura total (cm)	150	150	180	210

⁽¹⁾: Composição granulométrica tipo 1; ⁽²⁾: Composição granulométrica tipo 2;

⁽³⁾: Composição granulométrica tipo 3; ⁽⁴⁾: Composição granulométrica tipo 4;

^(*): Ensaio típico; ^(T): Ensaio com ocorrência de transpasse.

4.6.2 Avaliação da influência do aumento da taxa de filtração

A influência do aumento da taxa de filtração foi avaliada comparando-se as taxas de 15 e $30 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$ nos os Ensaios VII e IX, respectivamente, mantendo-se a composição granulométrica tipo 4, dosagem de coagulante de $400 \text{ mg L}^{-1} \text{ Fe}$ e pH 4,0, conforme ilustra a Tabela 12.

Tabela 12 – Condições operacionais dos ensaios realizados para avaliação da influência do aumento da taxa de filtração

ENSAIO	VII ^(4,*)	IX ^(4,T,*)
Taxa de Filtração FAP ($\text{m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$)	15	30
Dosagem de coagulante ($\text{mg L}^{-1} \text{ Fe}$)	400	400
Composição Granulométrica FAP	4	4

⁽⁴⁾: Composição granulométrica tipo 4;

^(*): Ensaio típico; ^(T): Ensaio com ocorrência de transpasse.

4.6.3 Avaliação da influência da redução da dosagem de coagulante

Para avaliar a influência da redução da dosagem de coagulante químico, foram realizados dois ensaios com dosagens de 400 e 200 mg L⁻¹ de Fe correspondente aos Ensaios VII e VIII, respectivamente, mantendo-se fixos a taxa de filtração de 15 m³ m⁻² d⁻¹ e pH de coagulação química de 4,0 (Tabela 13).

Tabela 13 – Condições operacionais dos ensaios realizados para avaliação da influência da redução da dosagem de coagulante

ENSAIO	VII ^(4,*)	VIII ^(4,*)
Taxa de Filtração FAP (m ³ m ⁻² dia ⁻¹)	15	15
Dosagem de coagulante (mg L ⁻¹ Fe)	400	200
Composição Granulométrica FAP	4	4

⁽⁴⁾: Composição granulométrica tipo 4;

^(*): Ensaio típico.

4.6.4 Caracterização quali-quantitativa dos resíduos gerados no sistema de filtração direta ascendente em pedregulho

Os resíduos gerados na instalação piloto de FDAP provenientes do lodo de descarga de fundo e da água de lavagem foram encaminhados e acumulados separadamente em reservatórios de resíduos. Ao final da carreira de filtração procedeu-se a homogeneização dos resíduos para caracterização quali-quantitativa.

Considerando a necessidade de tratamento e disposição final dos resíduos gerados pelo sistema, simulou-se a implantação de decantadores como condição passível de aplicação em escala real, devido à simplicidade e baixo custo, visando determinar em caráter prospectivo, parâmetros operacionais e caracterizar quali-quantitativa esses resíduos.

Após 12 horas de sedimentação dos resíduos de descarga de fundo e de água de lavagem, coletou-se amostras do sobrenadante de cada tanque para avaliação qualitativa quanto a cor aparente e verdadeira, turbidez, DQO, COT, série de sólidos e sólidos sedimentáveis.

4.6.5 Avaliação do efeito de descargas de fundo intermediárias na duração das carreiras de FDAP

Para avaliar o efeito de descargas de fundo intermediárias no desempenho de sistema de FDAP, foram realizados dois ensaios aplicando, com exceção da quantidade de descarga de fundo intermediária, os mesmos parâmetros operacionais: dosagem de 400 mg L⁻¹ de Fe, taxa de filtração de 15 m³ m⁻² d⁻¹ e pH de coagulação química de 4,0 .

No Ensaio XI realizou-se 3 descargas de fundo intermediárias e no Ensaio XII não houve descarga de fundo intermediária, sendo as carreiras de filtração encerradas com perda de carga limite máxima de 120 cm (Tabela 14).

Tabela 14 – Condições operacionais dos ensaios realizados para avaliação do efeito de descargas de fundo intermediárias no desempenho do sistema de FDAP

ENSAIO	XI ^(4,*)	XII ^(4,*)
Taxa de Filtração FAP (m ³ m ⁻² dia ⁻¹)	15	15
Dosagem de coagulante (mg L ⁻¹ Fe)	400	400
Composição Granulométrica FAP	4	4
Número de ⁽¹⁾ DFIs	3	0

⁽¹⁾: Descargas de fundo intermediárias;

⁽⁴⁾: Composição granulométrica tipo 4;

^(*): Ensaio típico.

A avaliação das carreiras de filtração foi realizada também pela determinação do índice de produtividade (%), calculado em função dos parâmetros operacionais: taxa de filtração (T_F), taxa de lavagem (T_L), duração da carreira de filtração (d_c), duração média de enchimento do filtro (\bar{d}_e) e duração de lavagem do filtro (d_L), conforme ilustra a Equação 3.

$$i(\%) = \frac{V_{\text{efet. tratado}}}{V_{\text{total}}} = \frac{\frac{T_F \times d_c}{24} - \left(\frac{\text{Volume gasto nas DFs}}{24} + \frac{\text{Volume gasto na lavagem}}{1440} \right)}{\frac{T_F \times d_c}{24}}$$

Equação 3 – Equação para cálculo do índice de produtividade (%)

Onde:

i = índice de produtividade (%);

T_F = Taxa de filtração ($m^3 m^2 dia^{-1}$);

T_L = Taxa de lavagem ($m^3 m^2 dia^{-1}$);

d_c = Duração da carreira de filtração (h);

\bar{d}_e = duração média de enchimento do filtro (h);

d_L = duração da lavagem (min);

N_{DF} = Número de descargas de fundo.

Em função da variação da taxa média de descarga de fundo em relação ao grau de colmatação do meio granular do filtro ao longo da carreira de filtração, o cálculo do volume de descarga foi realizado considerando o volume de enchimento do filtro, dada pela multiplicação da taxa de filtração (T_F) pela duração média do tempo de enchimento e pelo número de descargas de fundo.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 CARACTERIZAÇÃO DOS LIXIVIADOS BRUTO E APÓS TRATAMENTO BIOLÓGICO

No período em que foi realizada a coleta do lixiviado bruto, este se encontrava sob aeração, e devido à mistura, as características deste lixiviado foram modificadas significativamente, quando comparadas com os dados de Felici (2012), proveniente do mesmo aterro.

Visando obter volume suficiente para realização dos ensaios preliminares e finais para instalação piloto de FDAP, utilizando-se o mesmo lixiviado, foram realizadas várias bateladas de tratamento preliminar por *stripping* de amônia, seguido de tratamento biológico por lodos ativados, composto por uma fase aeróbia para nitrificação seguida de uma fase anóxica para desnitrificação por via curta, com adição de etanol como fonte de carbono.

A Tabela 15 apresenta os valores da caracterização físico-química dos lixiviados bruto e tratado biologicamente precedido por *stripping* de amônia.

Tabela 15 – Caracterização física e química dos lixiviados bruto e tratado biologicamente

PARÂMETRO	UNIDADE	LIXIVIADO		REMOÇÃO (%)
		BRUTO	APÓS TRAT. BIOLÓGICO	
pH		8,9	8,5	-
Cor Verdadeira	uH	4078	3968	3
Cor Aparente	uH	4684	4290	11
DQO	mg O ₂ L ⁻¹	1466	1101	25
COT	mg O ₂ L ⁻¹	507	909	-
NKT	mg N-NH ₃ L ⁻¹	188	110	42
N-amoniacal	mg N-NH ₃ L ⁻¹	72	7	89
Nitrito	mg N-NO ₂ L ⁻¹	65,2	2,3	96
Nitrato	mg N-NO ₂ L ⁻¹	280,9	3,9	98
ST	(mg L ⁻¹)	8106	8950	-
SFT	(mg L ⁻¹)	6398	7494	-
SVT	(mg L ⁻¹)	1708	1456	-
SST	(mg L ⁻¹)	66	35	-
SSF	(mg L ⁻¹)	25	15	-
SSV	(mg L ⁻¹)	42	20	-
SDT	(mg L ⁻¹)	8040	8915	-
SDF	(mg L ⁻¹)	6373	7479	-
SDV	(mg L ⁻¹)	1667	1436	-
Cloreto	mg L ⁻¹	2153	2393	-

Observa-se que grande parte do nitrogênio foi removida, evidenciada pelas remoções de 42, 89, 96 e 98% de NKT, N-amoniaco, nitrito e nitrato, respectivamente, comprovando assim a eficiência do tratamento preliminar por *stripping* de amônia seguido de tratamento biológico por lodos ativados para remoção da série nitrogenada.

As remoções de cor aparente e verdadeira foram da ordem de 11 e 3% o que correspondem aos valores de 4290 e 3968 uH, respectivamente. Com relação à DQO, a remoção foi da ordem de 25%, resultando em residual de 1101 mg L⁻¹.

Embora o padrão de lançamento de efluentes da Resolução N° 357/2005 – CONAMA não estabeleça nenhum valor limite para este parâmetro, vale ressaltar que as condições de enquadramento estabelecidos para águas doces classes 2 e 3 limitam ao valor de 75 uH. Por outro lado, o anexo 7 da Resolução N° 0070/2009 – CEMA estabelece condições e padrões de lançamento de efluentes líquidos industriais e limita o valor de DQO em 200 mg.L⁻¹ para efluentes provenientes de outras atividades quando não enquadradas às especificadas na referida resolução. A Resolução N° 086/2013 – CEMA também fixa uma redução de 80% do valor inicial de DBO e DQO para o caso de lixiviado de aterro sanitário.

Os dados observados, especialmente em relação à cor verdadeira, DQO e COT comprovam portanto, a necessidade de tratamento complementar, tais como os propostos neste trabalho para adequação da qualidade do lixiviado antes da disposição em corpos receptores.

5.2 ENSAIOS NA INSTALAÇÃO PILOTO DE FDAP

Os Ensaio III, V e VI foram ensaios preliminares aos Ensaio IV, VIII, VII, respectivamente, e por este motivo tiveram as durações das carreiras de filtração reduzidas até a 1ª DFI. Os resultados destes ensaios encontram-se no Anexo B. Por outro lado, outros ensaios (Ensaio II, IX e X) com reduzida duração da carreira de filtração foram mantidos por fornecerem subsídios importantes às avaliações propostas no trabalho.

As planilhas operacionais dos ensaios realizados (Anexo C) contêm informações relacionadas aos parâmetros operacionais de filtração, como a duração da carreira de filtração, temperatura, umidade, pH de coagulação e do efluente

filtrado, perda de carga, além dos valores de cor aparente/verdadeira, turbidez e pH das amostras compostas intermediárias.

5.2.1 Avaliação de diferentes composições granulométricas

O resumo dos resultados obtidos nos Ensaio I, II, IV e VII é apresentado na Tabela 16. Para aplicação de taxa de filtração constante de $15 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$, dosagem de 400 mg L^{-1} de Fe em pH 4,0, a eficiência de remoção de cor aparente variou de 99,5% (Ensaio I) a 98,9% (Ensaio VII), resultando em valores de cor aparente residual entre 11 e 47 uH, respectivamente.

Tabela 16 – Resumo dos resultados dos Ensaio I, II, IV e VII / Condições de coagulação química, duração da carreira de filtração e valores residuais de cor aparente

ENSAIO	CONDIÇÕES DE COAGULAÇÃO QUÍMICA		DURAÇÃO DA CARREIRA DE FITRAÇÃO (h)	COR APARENTE RESIDUAL
				mín - máx (uH)
I ^(1,*)	400 mg L ⁻¹ Fe pH 4,0	836 mg L ⁻¹ de HCl	14,3	11 - 25
II ^(2,†)			4,0	16 - 35
IV ^(3,†,*)			24,0	16 - 43
VII ^(4,*)			22,6	22 - 47

⁽¹⁾: Composição granulométrica tipo 1; ⁽²⁾: Composição granulométrica tipo 2 ;

⁽³⁾: Composição granulométrica tipo 3; ⁽⁴⁾: Composição granulométrica tipo 4;

^(*): Ensaio típico; ^(†): Ensaio com ocorrência de transpasse.

A duração das carreiras de filtração, bem como a qualidade do efluente produzido tiveram forte influência em relação à composição granulométrica.

No Ensaio I utilizou-se a composição granulométrica tipo 1, com camada filtrante de 60 cm de areia média, resultando em duração da carreira de filtração de apenas 14,3 h, mesmo com execução de 03 descargas de fundo intermediárias (Figura 31). Nesse sentido o material granular teve sua composição alterada para o tipo 2, substituindo a camada de areia média por 30 cm de pedregulho fino e 30 cm de areia grossa. No entanto, conforme pode ser observado no Ensaio II (Figura 32), esta composição granulométrica não foi capaz de reter os flocos formados, o que concorreu para a ocorrência do transpasse, com consequente aumento de cor aparente sem aumento significativo de perda de carga, resultando assim, no encerramento da mesma em apenas 4 h de operação.

Desta forma, para o Ensaio IV, o material granular teve sua composição alterada para o tipo 3, apenas acrescentando-se 30 cm de areia média ao topo da camada filtrante, a fim de favorecer a retenção dos flocos e melhorar a qualidade do efluente produzido. Apesar desta modificação ter proporcionado o aumento da duração da carreira de filtração, houve ocorrência de transpasse após 24,0 h de operação, resultando no encerramento da carreira (Figura 33).

Assim, no Ensaio VII, com o objetivo de impedir a ocorrência de transpasse, optou-se pelo acréscimo de mais 30 cm de areia média ao topo da última camada, resultando na composição granulométrica tipo 4, com espessura total de 210 cm de camada granular.

Para os Ensaios I, IV e VII pode-se verificar o aumento brusco da perda de carga após aproximadamente 3,0 a 5,0 h de operação, momento em que a frente de impurezas atinge a camada de areia. Após alterações da composição da camada filtrante, pode-se constatar que a adição de pedregulho fino e areia grossa no meio filtrante no Ensaio VII, aumentou o tempo de caminhamento da frente de impurezas até a camada de areia fina e prolongou a duração da carreira de filtração para 22,6 h (Figura 34), quando o ensaio foi encerrado por perda de carga limite estabelecido em 120 cm, sem ocorrência de transpasse.

A duração das carreiras de filtração bem como a qualidade do efluente produzido tiveram forte influência em relação à composição granulométrica do filtro ascendente em pedregulho, podendo-se constatar a necessidade do emprego de areia fina na composição do meio filtrante, a fim de garantir a eficiência do tratamento de lixiviado estabilizado por filtração direta.

Após definição da composição granulométrica mais adequada para o filtro ascendente em pedregulho (tipo 4), pode-se concluir que o sistema de filtração direta proposto foi eficiente para remoção de matéria orgânica recalcitrante correlacionada à cor aparente, apresentando eficiências de remoção entre 98,9 a 99,5 % com valores residuais de cor aparente entre 22 e 47 uH e duração da carreira de filtração de 22,6 h, sem ocorrência de transpasse (Ensaio VII).

A amostra composta constituída por alíquotas do volume acumulado dos ciclos intermediários dos lixiviados produzidos ao longo do tempo no Ensaio VII apresentou remoção de 82,4% de DQO após o tratamento, diminuindo de 1101 mg L⁻¹ para 194 mg L⁻¹. O COT que era de 909 mg L⁻¹ foi reduzido a 52 mg L⁻¹, o que

representa 94,3% de remoção. Já a cor verdadeira residual teve um redução de 3968 para 49 uH, obtendo-se assim 98,8% de remoção (Tabela 16).

Desta forma, pode-se constatar que todo o efluente produzido no Ensaio VII apresentou qualidade compatível aos padrões de lançamento da Resolução N° 086/2013 – CEMA, a qual estabelece que a DQO de saída deve ser reduzida em 80% do valor de entrada, correspondendo ao valor de 293 mg L⁻¹. Além disso, o efluente produzido atendeu também aos padrões de lançamento da Resolução N° 0070/2009 – CEMA, cujo valor limite é de 200 mg L⁻¹ para efluentes provenientes de outras atividades quando não enquadradas às especificadas na referida resolução. O mesmo foi observado para a cor verdadeira quando comparada aos padrões de enquadramento para águas doces classes 2 e 3 da Resolução N° 357/2005 – CONAMA em relação à cor verdadeira, cujo limite estabelecido é de 75 uH.

Embora o parâmetro carbono orgânico total – COT não seja especificado na Resolução N° 357/2005 – CONAMA como padrão de enquadramento em corpos de água classes 2 e 3 somente para águas salobras (5 e 10 mg L⁻¹) e salinas (5 e 10 mg L⁻¹) respectivamente, este é o parâmetro mais confiável para quantificação da matéria orgânica recalcitrante. Assim, a amostra composta caracterizada em relação aos parâmetros cor verdadeira e DQO foi, complementarmente, analisada em relação ao carbono orgânico total - COT e apresentou para o Ensaio VII valores residuais de 52 mg L⁻¹ de COT (remoção de 94,3%).

Figura 31 – Ensaio I: Valores de cor aparente, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração

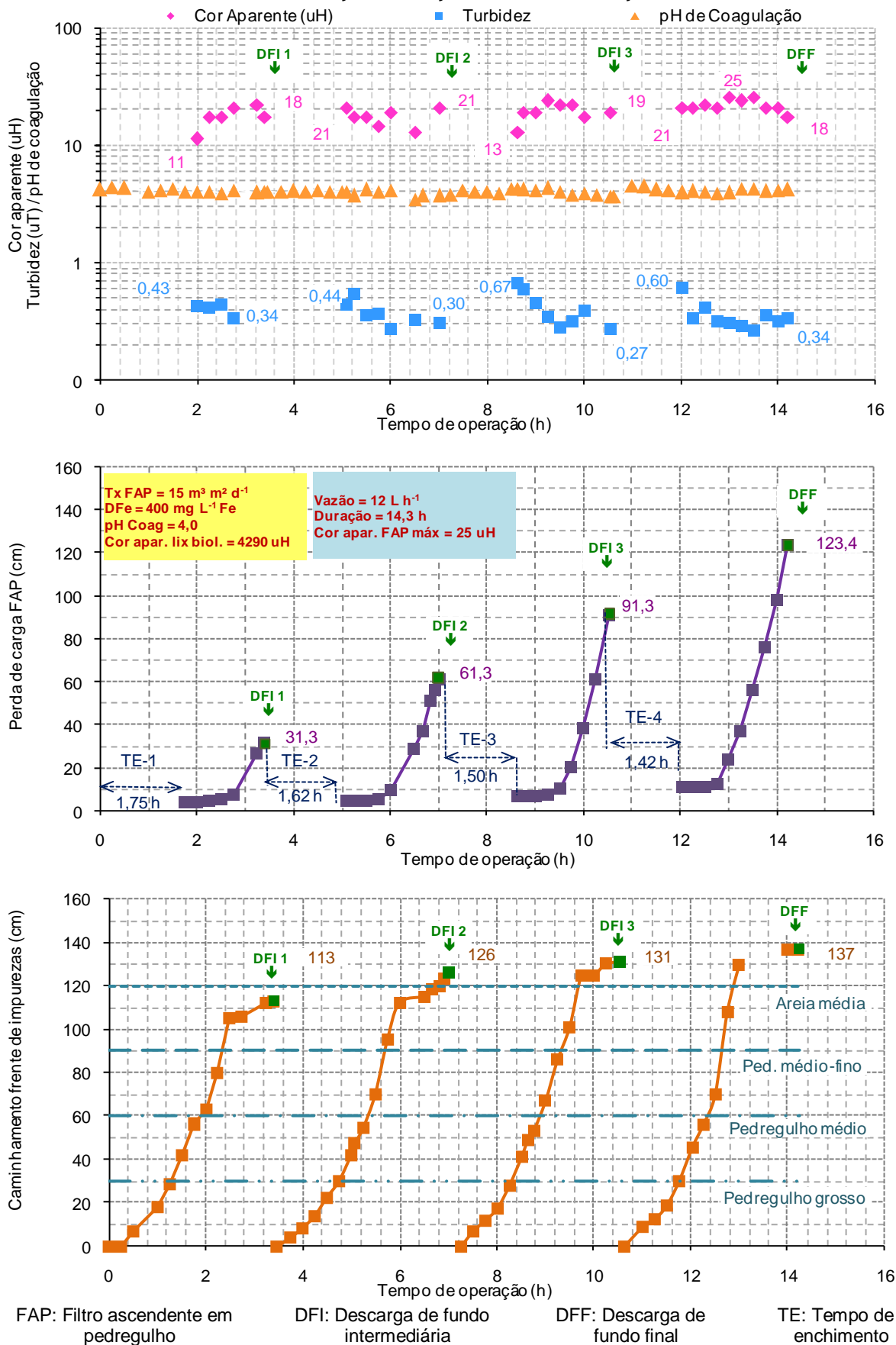
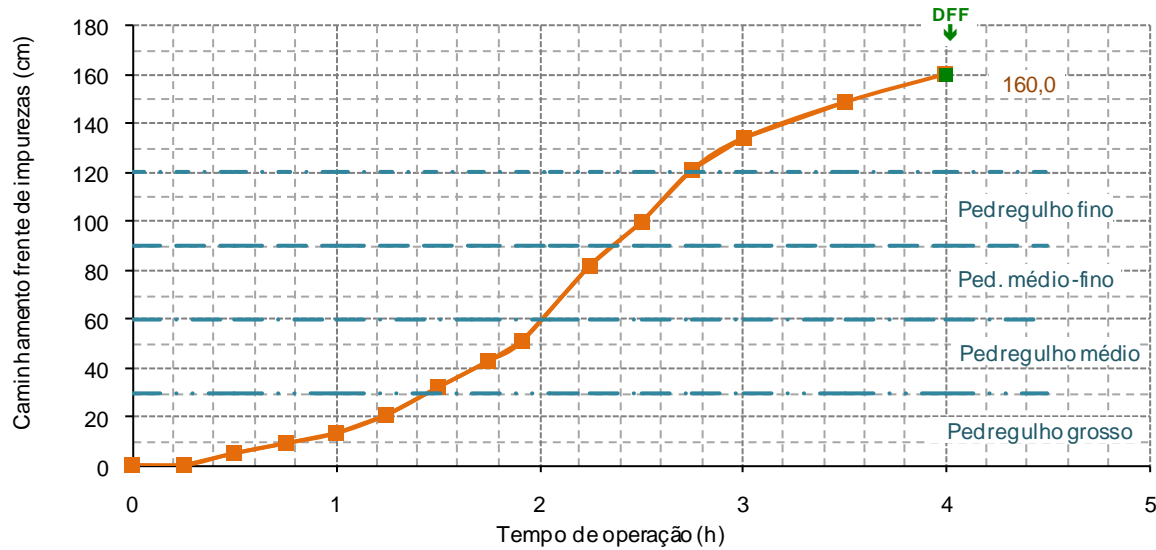
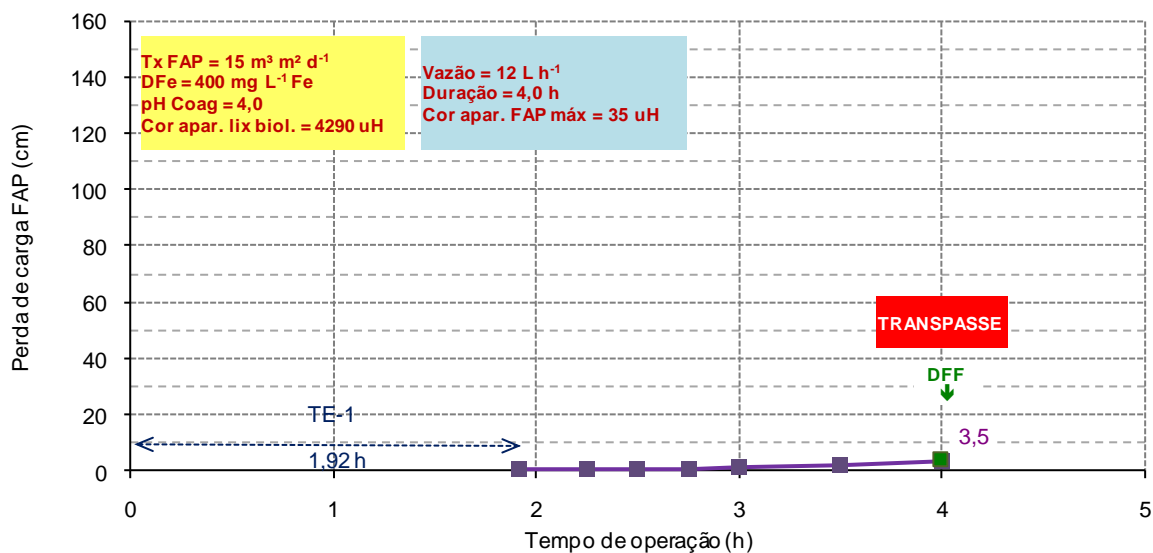
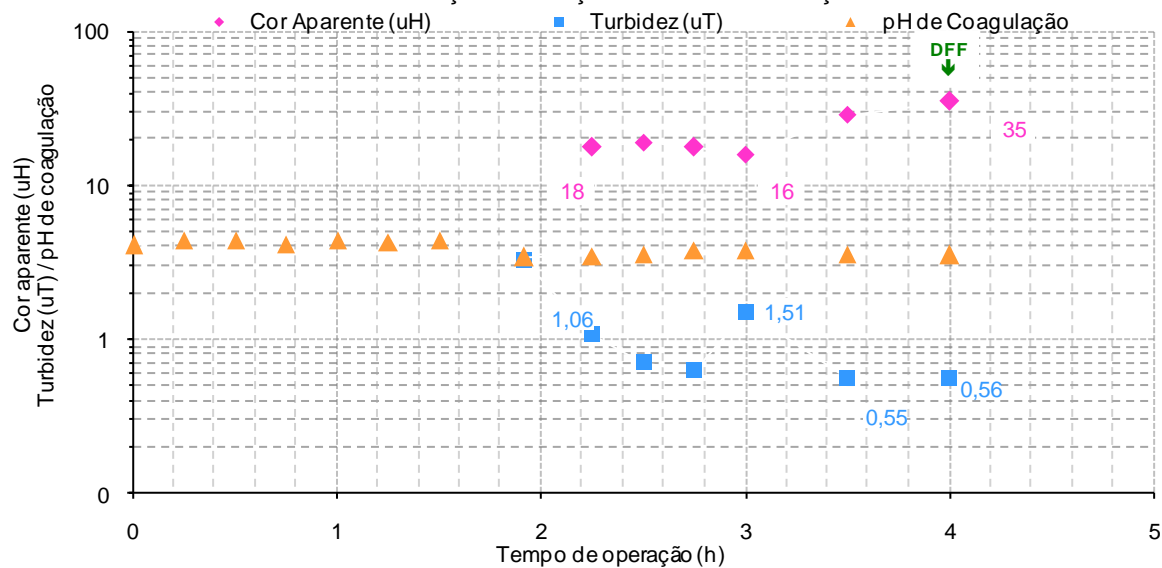


Figura 32 – Ensaio II: Valores de cor aparente, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração



FAP: Filtro ascendente em pedregulho

DFI: Descarga de fundo intermediária

DFF: Descarga de fundo final

TE: Tempo de enchimento

Figura 33 – Ensaio IV: Valores de cor aparente, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração

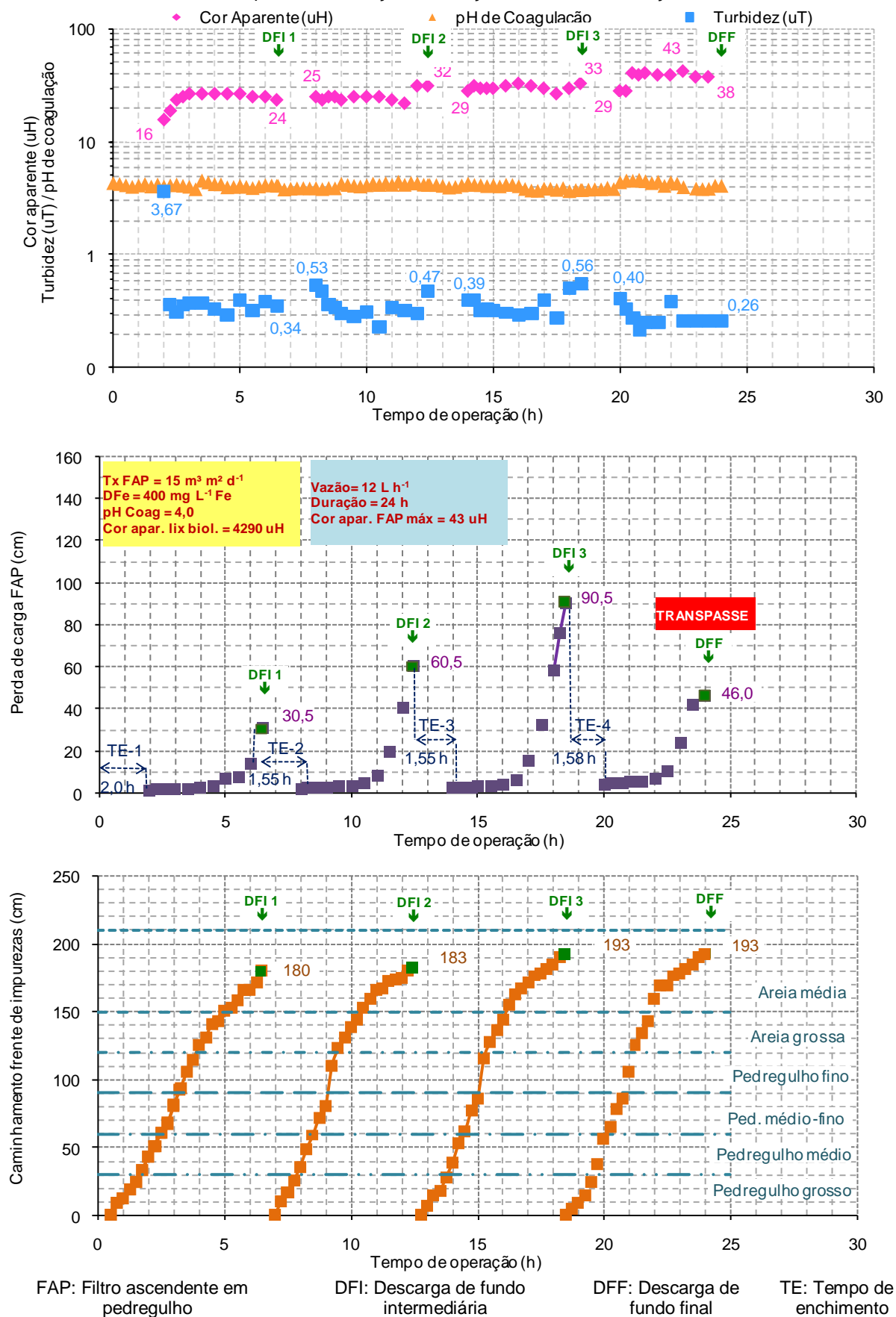
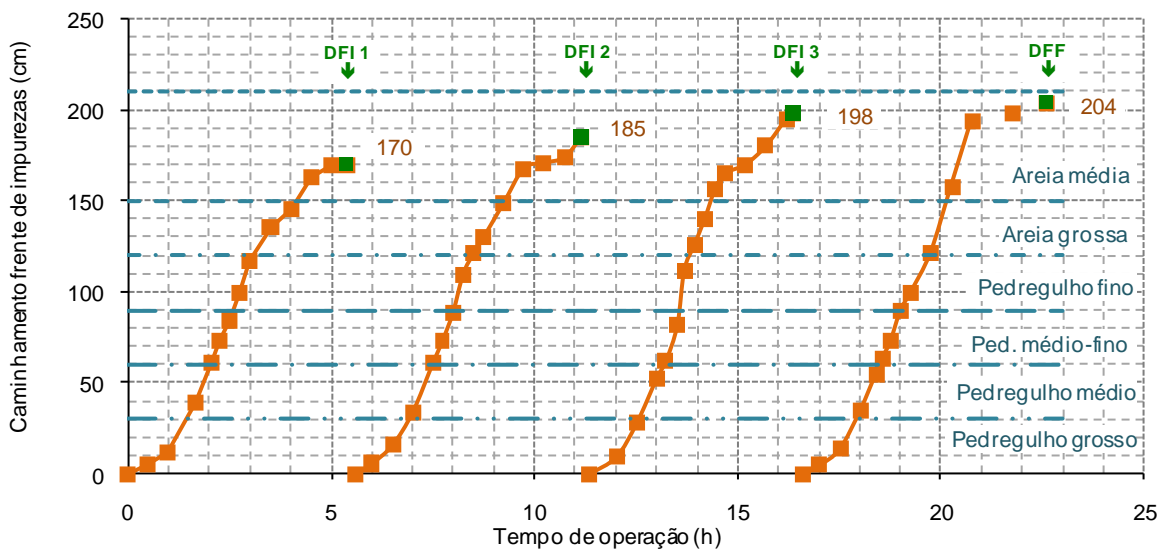
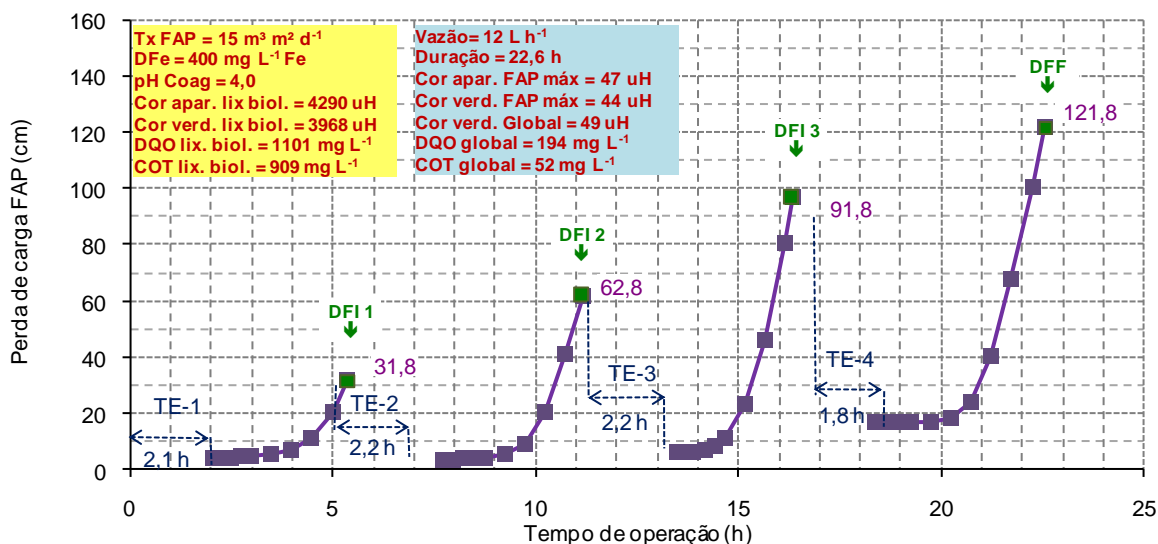
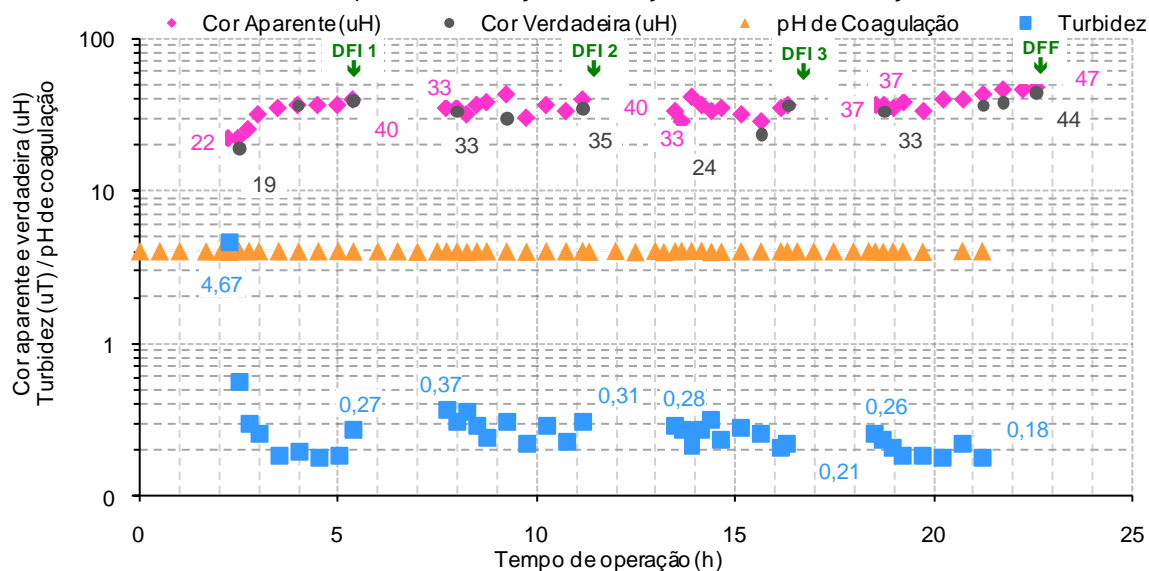


Figura 34 – Ensaio VII: Valores de cor aparente e verdadeira, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração



FAP: Filtro ascendente em pedregulho

DFI: Descarga de fundo intermediária

DFF: Descarga de fundo final

TE: Tempo de enchimento

5.2.2 Avaliação da influência do aumento da taxa de filtração

Para avaliar a influência do aumento da taxa de filtração realizou-se o Ensaio IX (Figura 35) com taxa de $30 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, utilizando-se as condições de máxima eficiência de coagulação química determinadas por Pozzetti *et al.*, (2013): dosagens de 400 mg L^{-1} de Fe e de 928 mg L^{-1} de HCl para ajuste em pH 4,0.

Para possibilitar a análise comparativa são apresentados na Tabela 17 o resumo dos dados operacionais e resultados dos Ensaios VII ($15 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$) e IX ($30 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$).

Tabela 17 – Dados operacionais e cor aparente e verdadeira nos Ensaios VII e IX

ENSAIO	TAXA FILTRAÇÃO	CONDIÇÕES COAGULAÇÃO QUÍMICA		DURAÇÃO DA CARREIRA DE FILTRAÇÃO (h)	COR APARENTE	COR VERDADEIRA
	($\text{m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$)				mín - máx (uH)	mín - máx (uH)
VII ^(4,*)	15	400 mg L ⁻¹ Fe pH 4,0	688 mg L ⁻¹ de HCl	22,6	22 - 47	19 - 44
IX ^(4,T,*)	30		468 mg L ⁻¹ de HCl	4,3	40 - 49	36 - 47

⁽⁴⁾: Composição granulométrica tipo 4;

^(*): Ensaio típico; ^(T): Ensaio com ocorrência de transpasse.

A duração total da carreira de filtração do Ensaio VII foi de 22,6 h, dividido em 4 ciclos intermediários com duração média de 5,6 h. Em contrapartida, o Ensaio IX teve duração da carreira de filtração significativamente menor dividido em 2 ciclos intermediários com duração média de 2,1 h e encerramento devido ao transpasse ocorrido após 4,3 h de operação. Este fenômeno pode ter ocorrido em função da exaustão da capacidade suporte, com conseqüente predominância das forças de cisalhamento em relação às de aderência dos flocos na camada filtrante, provocadas pelo aumento da vazão (DI BERNARDO & DANTAS, 2005).

O Ensaio IX apresentou eficiência de remoção de cor aparente entre 98,9 a 99,1 % com valores residuais entre 49 e 40 uH e de cor verdadeira entre 98,9 a 99,2 % com valores residuais entre 47 e 36 uH e duração da carreira de filtração de 4,3 h, com ocorrência de transpasse (Figura 35).

O aumento da taxa de filtração de 15 e $30 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$ não resultou em diferenças substanciais na eficiência de remoção de cor aparente e verdadeira dos efluentes produzidos. Por outro lado, a duração da carreira de filtração diminuiu

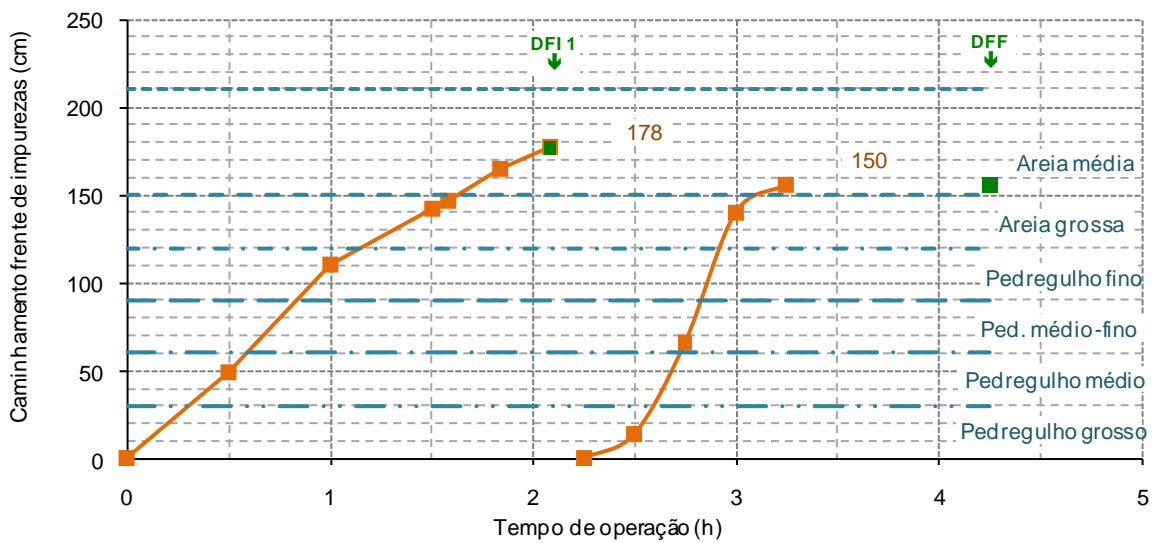
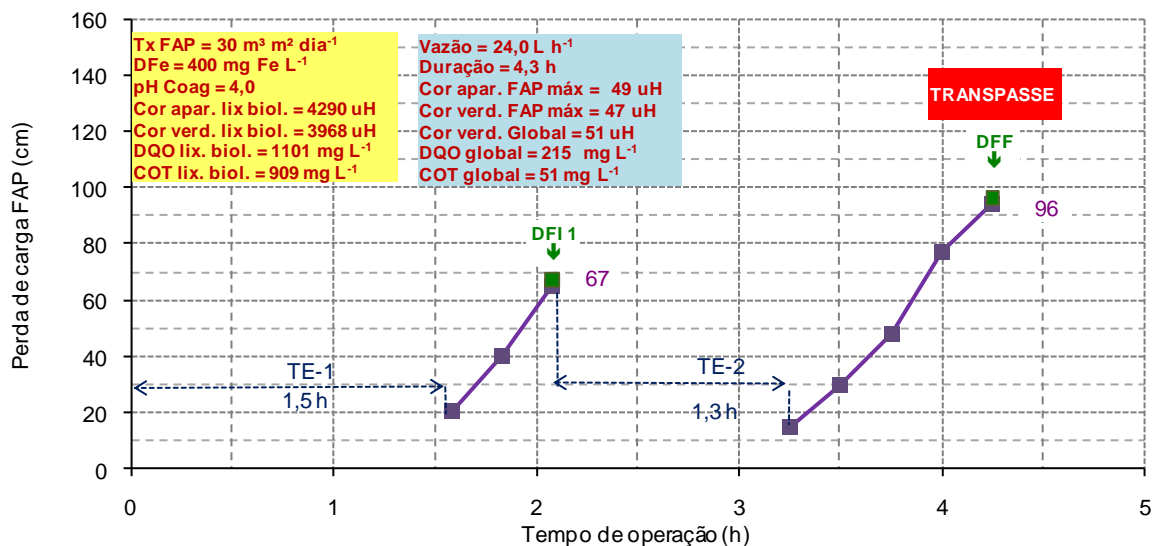
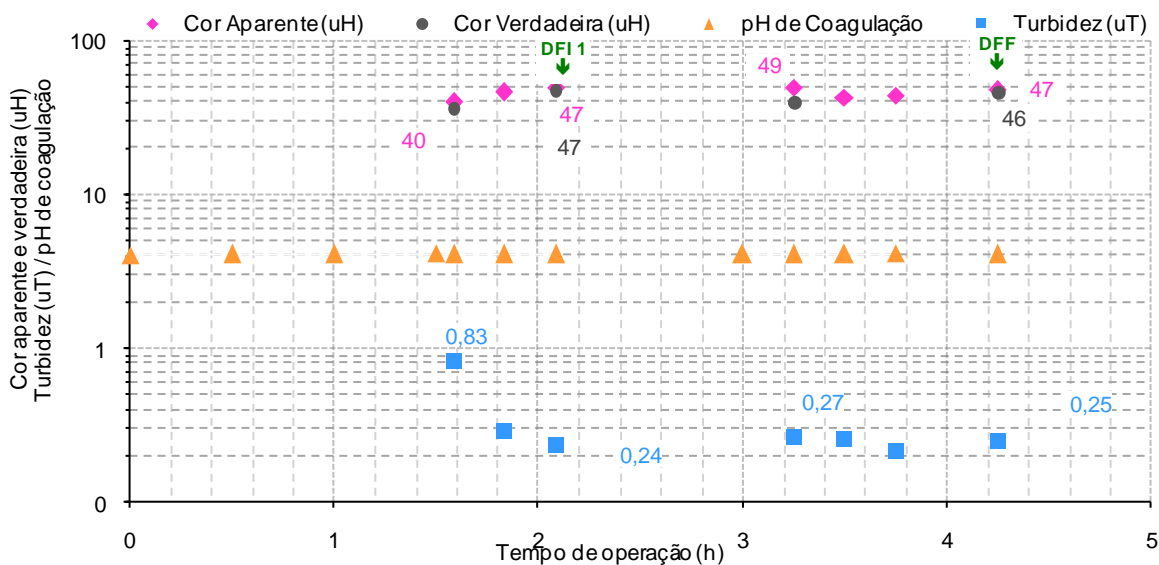
drasticamente com o aumento da taxa de filtração devido à ocorrência de transpasse dos flocos, que não resistiram às forças de cisalhamento.

A amostra composta constituída por alíquotas do volume acumulado dos ciclos intermediários dos lixiviados produzidos ao longo do tempo no Ensaio IX apresentou remoção de 80,5% de DQO após o tratamento, diminuindo de 1101 mg L⁻¹ para 215 mg L⁻¹. O COT que era de 909 mg L⁻¹ foi reduzido a 51 mg L⁻¹, o que representa 94,4% de remoção. Já a cor verdadeira residual teve um redução de 3968 para 51 uH, obtendo-se assim 98,7% de remoção (Tabela 16)

Embora a eficiência em relação à qualidade dos efluentes produzidos tenha sido satisfatória, a necessidade de execução da 1º DFI após 2,1 h, inviabilizaria operacionalmente a adoção desta taxa de filtração (30 m³ m² d⁻¹).

Com base nos resultados obtidos, pode-se concluir que para o sistema de FDAP, a taxa de filtração de 15 m³ m² d⁻¹, sob condições de máxima eficiência de coagulação química, foi a mais adequada considerando a remoção de matéria orgânica recalcitrante correlacionada à cor aparente/ verdadeira, DQO, COT e duração da carreira de filtração.

Figura 35 – Ensaio IX: Valores de cor aparente e verdadeira, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração



FAP: Filtro ascendente em pedregulho DFI: Descarga de fundo intermediária DFF: Descarga de fundo final TE: Tempo de enchimento

5.2.3 Avaliação da influência da redução da dosagem de coagulante

Para avaliar a influência da redução da dosagem de coagulante realizou-se o Ensaio VIII com taxa de $15 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$, utilizando-se dosagem de 200 mg L^{-1} de Fe. Para efeito de comparação é apresentado na Tabela 18 o resumo dos dados operacionais e resultados dos Ensaio VII (400 mg L^{-1} de Fe) e VIII (200 mg L^{-1} de Fe).

Tabela 18 – Dados operacionais e cor aparente e verdadeira nos ensaios VII e VIII

ENSAIO	TAXA FILTRAÇÃO ($\text{m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$)	CONDIÇÕES COAGULAÇÃO QUÍMICA		DURAÇÃO DA CARREIRA DE FILTRAÇÃO (h)	COR APARENTE	COR VERDADEIRA
					mín - máx (uH)	mín - máx (uH)
VII ^(4,*)	15	400 mg L^{-1} Fe pH 4,0	688 mg L^{-1} de HCl	22,6	22 - 47	19 - 44
VIII ^(4,*)	15	200 mg L^{-1} Fe pH 4,0	1305 mg L^{-1} de HCl	26,3	41 - 150	36 - 106

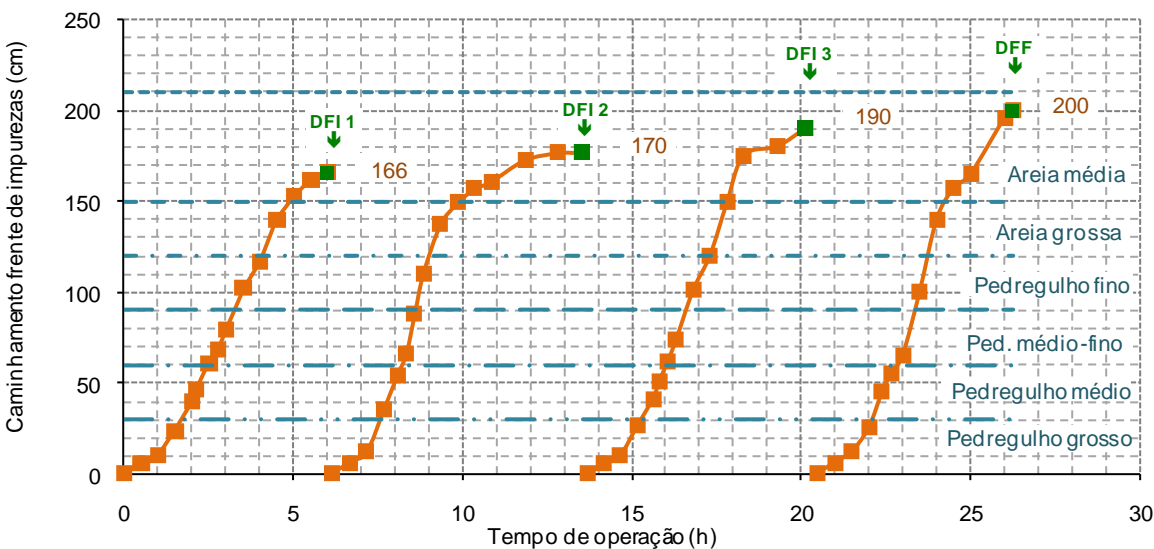
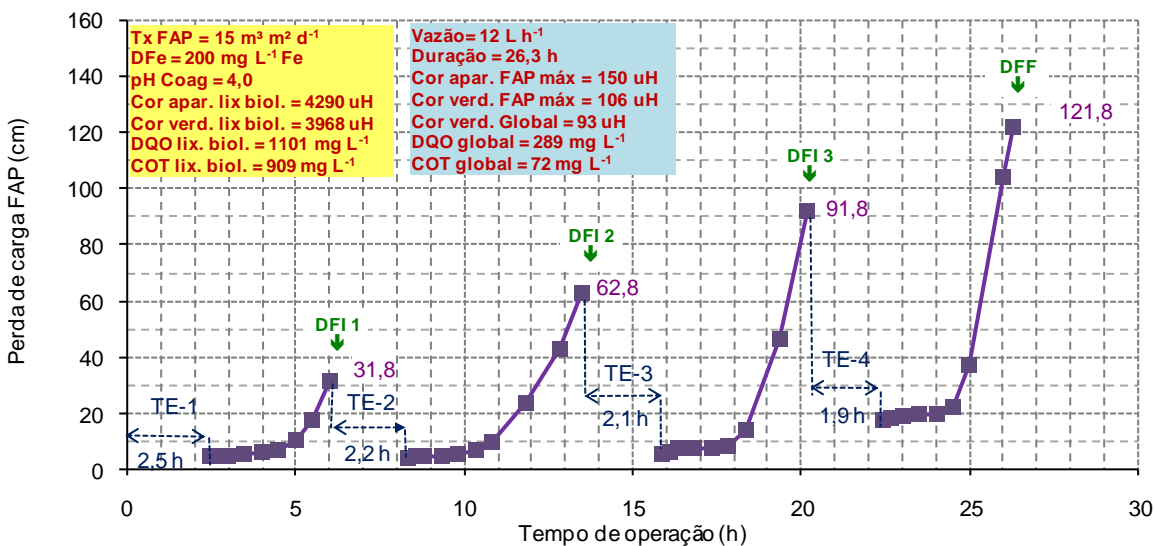
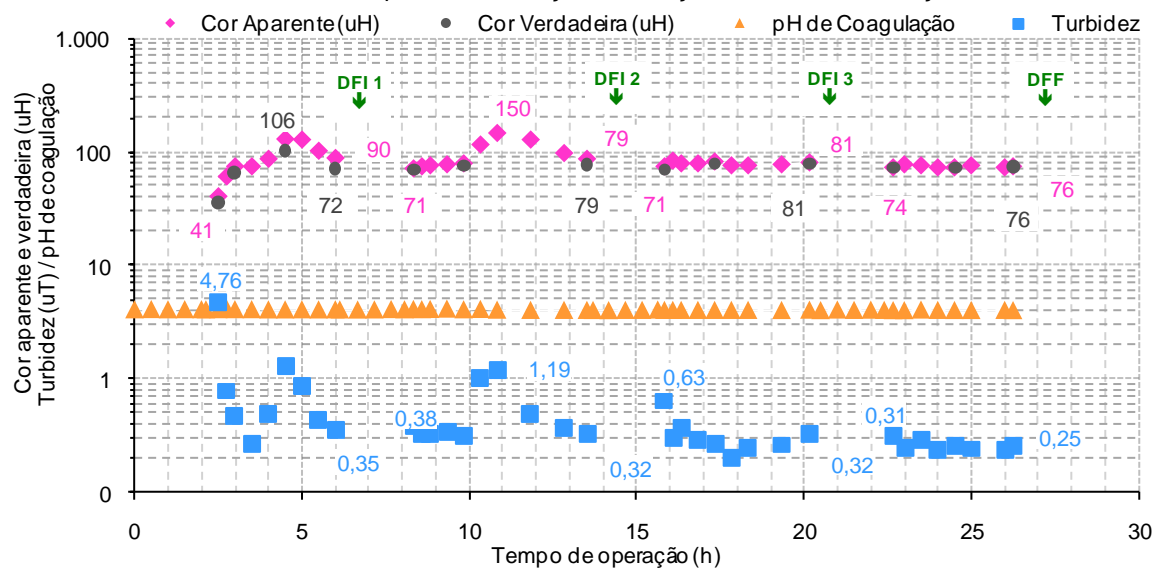
⁽⁴⁾: Composição granulométrica tipo 4;

^(*): Ensaio típico.

Para taxa de filtração fixada em $15 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ d}^{-1}$, pode-se constatar que, como esperado, a diminuição da dosagem de coagulante em 50%, de 400 para 200 mg L^{-1} de Fe prolongou a duração da carreira de filtração em 16,4 % de 22,6 para 26,3 h (Tabela 18). Esse aumento pode estar associado à diminuição da colmatação do filtro pela formação de menor quantidade de flocos, ou ainda de flocos de menor tamanho, que está diretamente relacionado com a dosagem de coagulante (WAGNER & HUDSON Jr, 1982).

A eficiência de remoção de matéria orgânica recalcitrante no Ensaio VII (com dosagem de 400 mg L^{-1} de Fe) variou entre 98,9 a 99,5% com valores residuais entre 47 e 22 uH para cor aparente e entre 99,0 a 99,6% com valores residuais entre 44 e 19 uH para cor verdadeira. Por outro lado, no Ensaio VIII (com dosagem de 200 mg L^{-1} de Fe) a eficiência de remoção destes parâmetros foi menor e variou entre 96,5 a 99,0%, com valores residuais entre 150 e 41 uH para cor aparente e entre 97,5 a 99,2%, com valores residuais entre 106 e 36 uH para cor verdadeira (Figura 36).

Figura 36 – Ensaio VIII: Valores de cor aparente e verdadeira , turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração



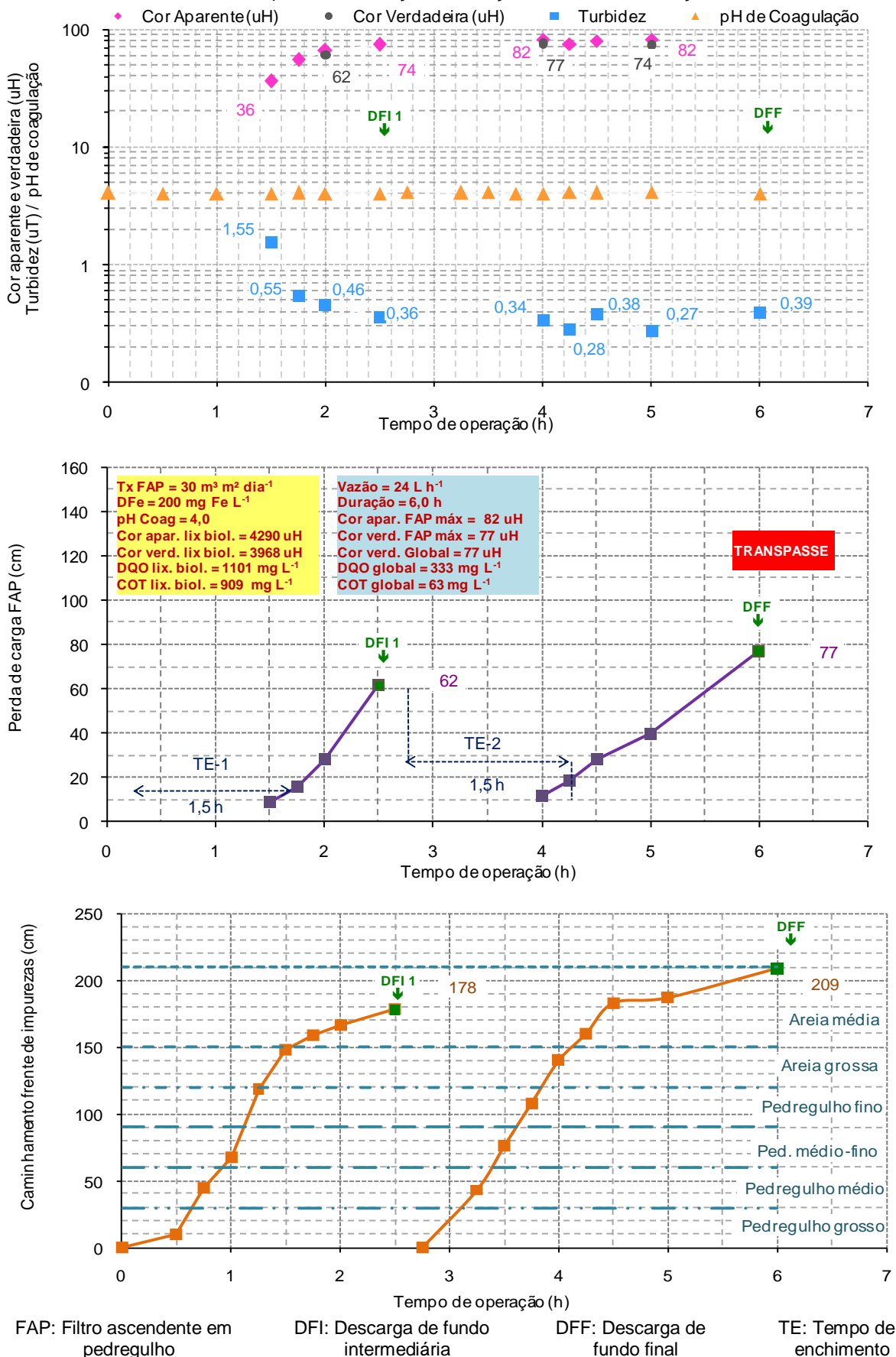
FAP: Filtro ascendente em pedregulho DFI: Descarga de fundo intermediária DFF: Descarga de fundo final TE: Tempo de enchimento

A amostra composta constituída por alíquotas do volume acumulado dos ciclos intermediários dos lixiviados produzidos ao longo do tempo no Ensaio VIII apresentou remoção de 73,8% de DQO após o tratamento, diminuindo de 1101 mg L⁻¹ para 289 mg L⁻¹. O COT que era de 909 mg L⁻¹ foi reduzido a 72 mg L⁻¹, o que representa 92,1% de remoção. Já a cor verdadeira residual teve um redução de 3968 para 93 uH, obtendo-se assim 97,7% de remoção (Tabela 16).

Com base nos resultados obtidos, pode-se concluir que embora tenha ocorrido um aumento na duração da carreira do FAP ao diminuir a dosagem de coagulante no Ensaio VIII, a qualidade do efluente produzido neste ensaio foi inferior às legislações vigentes, o que não justifica a redução em 50% da dosagem de coagulante estabelecida para a condição de máxima eficiência.

Para avaliar a influencia do aumento da taxa de filtração na condição de coagulação com dosagem reduzida de 50% (200 mg L⁻¹ de Fe) foi realizado o Ensaio X, cujos resultados são apresentados na Figura 37. Apesar do valor de cor verdadeira da amostra composta ter resultado compatível em relação à legislação vigente com valor residual de 77 uH, foi possível observar, como esperado, a piora de qualidade em relação aos demais parâmetros, tendo apresentado valor residual de DQO superior ao limite estabelecido pela legislação vigente.

Figura 37 – Ensaio X: Valores de cor aparente e verdadeira , turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração



5.2.4 Avaliação quali-quantitativa dos resíduos gerados no sistema de FDAP

Para obter subsídios sobre a geração de resíduos do sistema de FDAP realizou-se o Ensaio XI com taxa de $15 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ d}^{-1}$, dosagem de 400 mg L^{-1} de Fe em pH 4,0 (Figura 38). Nessa ocasião houve necessidade de adquirir um novo lote de coagulante químico, gentilmente cedido pela SANEPAR. No entanto, devido ao processo de licitação pública, o fornecedor foi substituído e as características do novo coagulante (coagulante tipo 2) foram diferentes, especialmente em relação à viscosidade. Primeiramente será discutido o desempenho da carreira de filtração, e posteriormente, será feita a avaliação quali-quantitativa dos resíduos gerados.

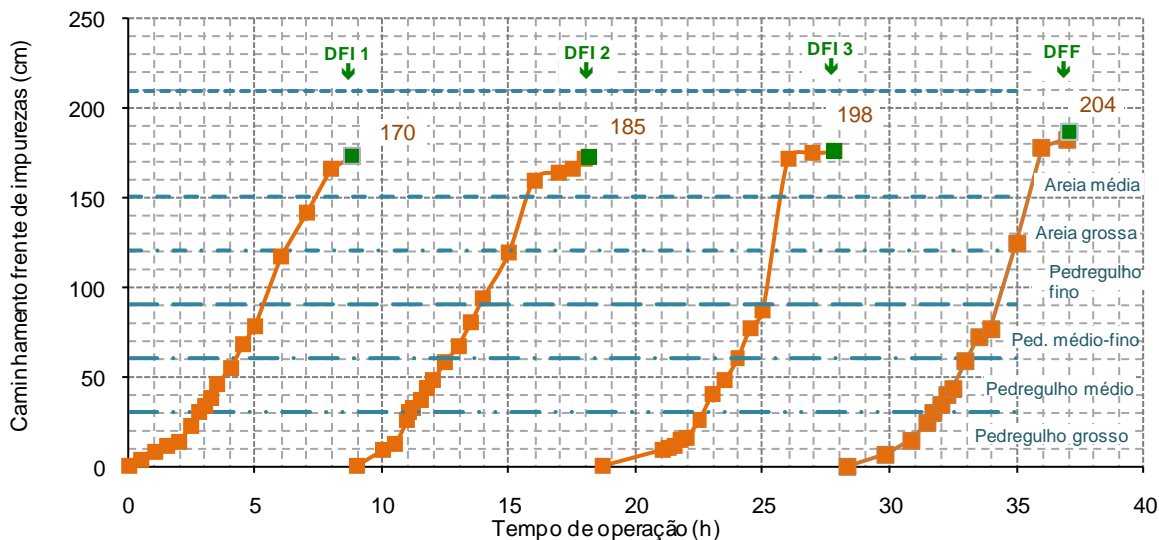
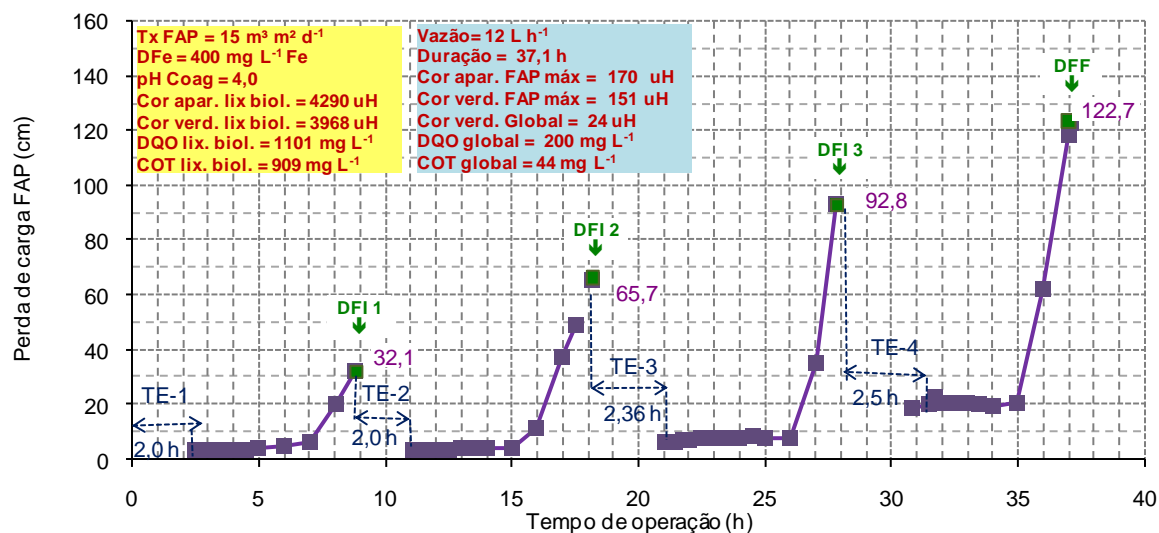
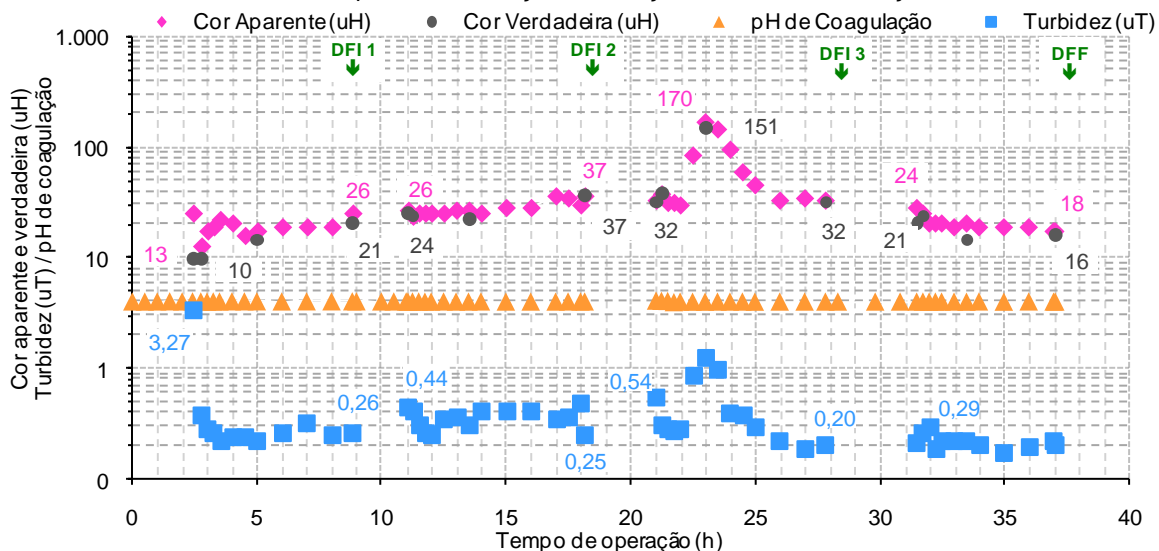
O uso do coagulante tipo 2 prolongou a duração da carreira de filtração do Ensaio XI em 64,2%, se comparado com o Ensaio VII, realizado com os mesmos parâmetros operacionais, passando de 22,6 para 37,1 h de operação, devido, provavelmente, à menor viscosidade do coagulante, propriedade que apresenta forte influência na perda de carga no meio granular e conseqüentemente, na duração da carreira de filtração.

A eficiência de remoção de matéria orgânica recalcitrante, correlacionada a cor aparente e verdadeira, variou entre 96,0 a 99,7% com valores residuais entre 170 e 13 uH para cor aparente e entre 96,2 a 99,8% com valores residuais entre 151 e 9,6 uH para cor verdadeira.

A amostra composta constituída por alíquotas do volume acumulado dos ciclos intermediários dos lixiviados produzidos ao longo do tempo no Ensaio XI apresentou remoção de 81,8% de DQO após o tratamento, diminuindo de 1101 mg L^{-1} para 200 mg L^{-1} . O COT que era de 909 mg L^{-1} foi reduzido a 44 mg L^{-1} , o que representa 95,2% de remoção. Já a cor verdadeira residual teve um redução de 3968 para 24 uH, obtendo-se assim 99,4% de remoção.

Desta forma, pode-se constatar que além do aumento da duração da carreira de filtração, todo o efluente produzido no Ensaio XI apresentou qualidade superior aos efluentes produzidos nos Ensaios anteriores com o emprego do coagulante tipo 1. Assim, além da dosagem do metal, no caso o ferro, outras características do coagulante, como a viscosidade, influem no desempenho do tratamento e devem ser investigadas, se possível, em experimento de escoamento contínuo.

Figura 38 – Ensaio XI: Valores de cor aparente e verdadeira , turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração



FAP: Filtro ascendente em pedregulho DFI: Descarga de fundo intermediária DFF: Descarga de fundo final TE: Tempo de enchimento

Desta forma, os efluentes produzidos apresentaram qualidade compatível aos padrões de lançamento da Resolução N° 086/2013 – CEMA e da Resolução N° 0070/2009 – CEMA em relação à DQO. O mesmo foi observado para a cor verdadeira quando comparada aos padrões de enquadramento para águas doces classe 2 e 3 da Resolução N° 357/2005 – CONAMA em relação à cor verdadeira, cujo limite estabelecido é de 75 uH.

A amostra composta caracterizada em relação aos parâmetros cor verdadeira e DQO foi, complementarmente, analisada em relação ao carbono orgânico total - COT e apresentou para o Ensaio XI valor residual de 44 mg L⁻¹ de COT (remoção de 95,2%).

O volume total de resíduos gerados na instalação piloto de FDAP foi de aproximadamente 190 L (43% do volume total tratado), sendo 80 L (18% do volume total tratado) de lodo de descargas de fundo – LDF e 110 L (25% do volume total tratado) de lodo proveniente da água de lavagem dos filtros – ALF.

A caracterização quali-quantitativa dos resíduos gerados antes e após 12 horas de sedimentação, bem como os limites dos padrões de lançamento estabelecidos pelas Resoluções CEMA 70/2009 e 86/2013 são apresentados na Tabela 19.

Os resultados da caracterização dos resíduos gerados, lodo de descarga de fundo e água de lavagem de filtro, reforçam a necessidade de se realizar um tratamento prévio ao descarte do mesmo em corpos hídricos receptores, uma vez que o lançamento *in natura* pode trazer impactos à biota aquática, especialmente pela elevada concentração de DQO, cor aparente, turbidez e teor de sólidos.

Observa-se que, após 12 horas de sedimentação, os volumes de sobrenadantes dos lodos de descarga de fundo e da água de lavagem foram de aproximadamente 55 e 100 L, ou seja, 69% do volume total de LDF e 90% do volume total de ALF, respectivamente. Além disso, os sobrenadantes do LDF e ALF se enquadraram aos limites estabelecidos pelas Resoluções do CEMA 70/2009 e 86/2013 quanto a DQO e pela Resolução N° 357/2005 – CONAMA quanto à cor verdadeira, havendo assim, um potencial de reaproveitamento dos sobrenadantes para lavagem do filtro, o que contribui para o aumento do índice de produtividade e a sustentabilidade do sistema de tratamento proposto.

Tabela 19 – Caracterização quali-quantitativa dos resíduos gerados

PARÂMETRO	LDF ⁽¹⁾	LDF-SD ⁽²⁾	Remoção (%)	ALF ⁽³⁾	ALF-SD ⁽⁴⁾	Remoção (%)	CEMA 70/09 ⁽⁵⁾	CEMA 86/13 ⁽⁶⁾
Volume (L)	80	55	69,0	110	100	91,0	-	-
⁽⁷⁾ DQO (mg L ⁻¹)	243	204	16	89	37	59	200	80% de redução do valor de entrada de DQO
COT (mg L ⁻¹)		47			12		-	-
Cor Aparente (uH)	158000	57	99,9	79000	18	99,9	-	-
Cor Verdadeira (uH)	30	27	10,0	0	0		-	-
Turbidez (uT)	152,00	7,00	95,4	132,00	5,00	96,2	-	-
ST (mg L ⁻¹)	16854	9158	45,7	2564	1042	59,4	-	-
SFT (mg L ⁻¹)	11476	7710	32,8	1780	824	53,7	-	-
SVT (mg L ⁻¹)	5378	1448	73,1	784	218	72,2	-	-
SST (mg L ⁻¹)	8380	15	99,8	1096	5	99,6	-	-
SSF (mg L ⁻¹)	4420	4	99,9	554	0	100,0	-	-
SSV (mg L ⁻¹)	3960	11	99,7	542	7	98,7	-	-
SDT (mg L ⁻¹)	8474	9143	-	1468	1037	29,4	-	-
SDF (mg L ⁻¹)	7056	7706	-	1226	824	32,8	-	-
SDV (mg L ⁻¹)	1418	1437	-	242	211	12,7	-	-

⁽¹⁾: Lodo de descarga de fundo;

⁽²⁾: Lodo de descarga de fundo – Sobrenadante após 12 h de sedimentação;

⁽³⁾: Água de lavagem de filtro;

⁽⁴⁾: Água de lavagem de filtro – Sobrenadante após 12 h de sedimentação;

⁽⁵⁾: Resolução N° 70/2009 - CEMA;

⁽⁶⁾: Resolução N° 86/2013 - CEMA;

⁽⁷⁾: DQO filtrada.

5.2.5 Avaliação do efeito de descargas de fundo intermediárias na duração das carreiras de FDAP

Para avaliar o efeito de descargas de fundo intermediárias no desempenho de sistema de FDAP realizou-se o Ensaio XII sem execução de DFIs. Para efeito de comparação é apresentado na Tabela 20 o resumo dos dados operacionais e resultados dos Ensaios XI e XII.

Tabela 20 – Dados operacionais e valores de cor aparente e verdadeira nos Ensaios XI e XII

ENSAIO	TAXA FILTRAÇÃO (m ³ m ⁻² d ⁻¹)	CONDIÇÕES COAGULAÇÃO QUÍMICA		DFIs	DURAÇÃO DA CARREIRA DE FILTRAÇÃO (h)	COR APARENTE	COR VERDADEIRA
						mín - máx (uH)	mín - máx (uH)
XI ^(4,*)	15	400 mg L ⁻¹ Fe pH 4,0	686 - mg L ⁻¹ de HCl	3	37,1	13 - 170	10 - 151
XII ^(4,*)	15	400 mg L ⁻¹ Fe pH 4,0	763 - mg L ⁻¹ de HCl	0	12,7	10 - 36	5 - 28

⁽⁴⁾: Composição granulométrica tipo 4;

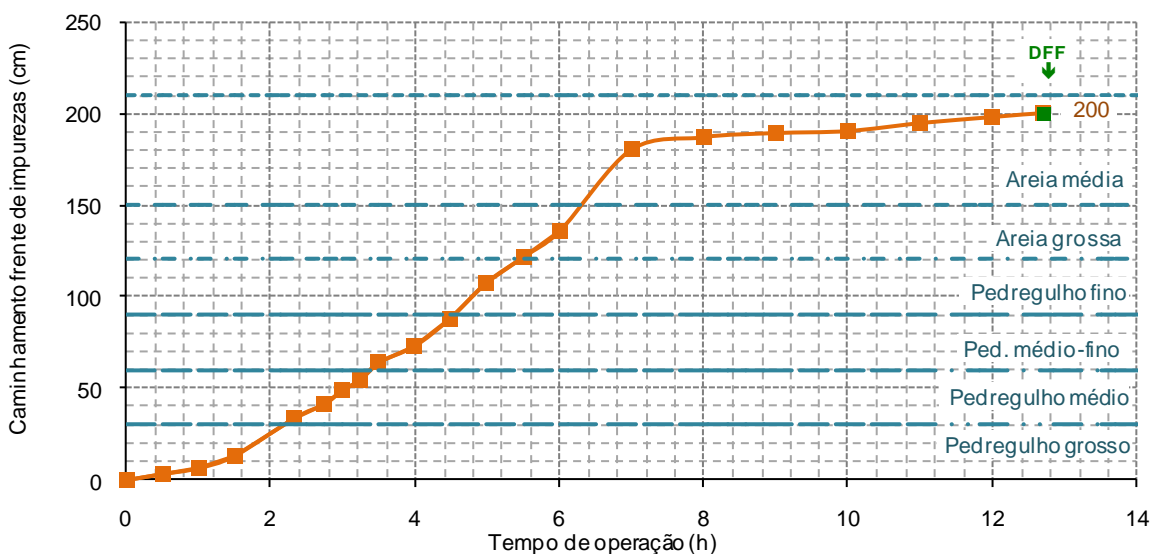
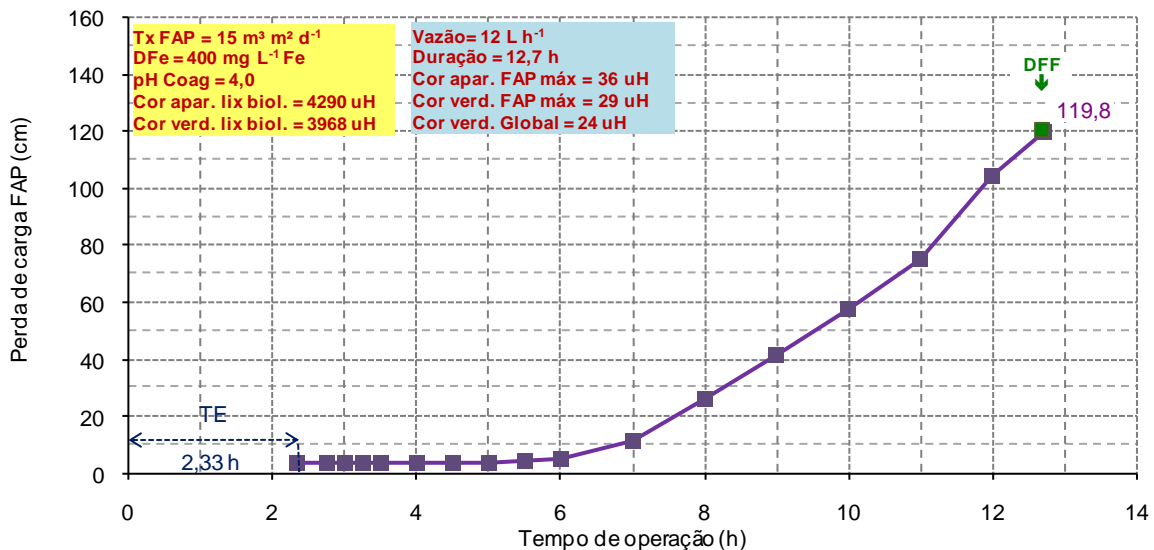
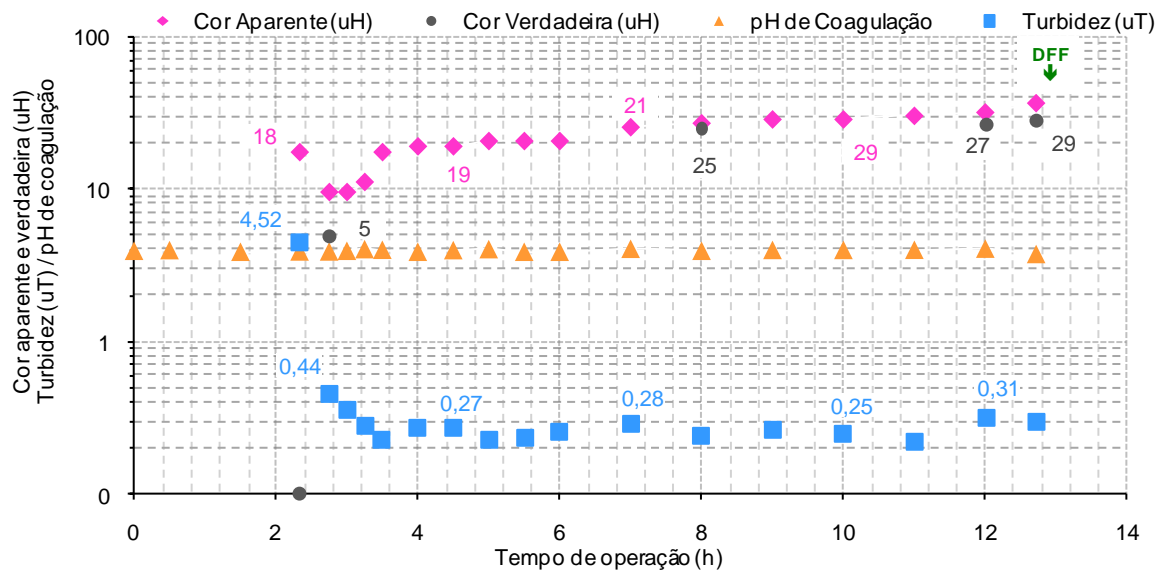
^(*): Ensaio típico.

No Ensaio XI, pode-se constatar que, como esperado, a execução de 3 descargas de fundo intermediárias triplicou a duração da carreira de filtração, passando de 12,7 h no Ensaio XII para 37,1 h no Ensaio XI (Tabela 20).

A eficiência de remoção de matéria orgânica recalcitrante no Ensaio XII foi similar à observada no Ensaio XI e variou entre 99,8 a 99,2% com valores residuais entre 10 e 36 uH para cor aparente e entre 99,9 a 99,3% com valores residuais entre 5 e 28 uH para cor verdadeira (Figura 39).

Com base nos resultados obtidos, pode-se concluir que para o sistema de FDAP, a execução de 3 DFIs (Ensaio XI), sob condições de máxima eficiência de coagulação química, foi a mais adequada considerando a remoção de matéria orgânica recalcitrante correlacionada à cor aparente/ verdadeira e duração da carreira de filtração.

Figura 39 – Ensaio XII: Valores de cor aparente e verdadeira, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração

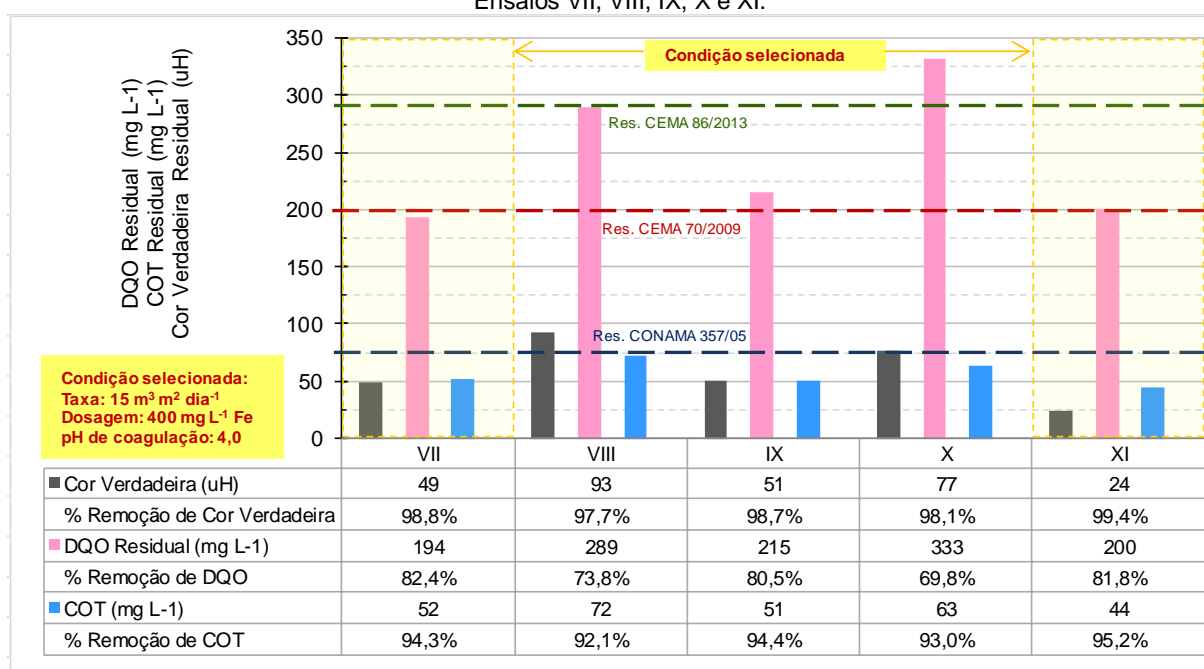


FAP: Filtro ascendente em pedregulho DFI: Descarga de fundo intermediária DFF: Descarga de fundo final TE: Tempo de enchimento

5.2.6 Resumo dos resultados dos ensaios na instalação piloto de FDAP

O resumo dos resultados da caracterização em relação à matéria orgânica recalcitrante das amostras compostas constituídas por alíquotas do volume acumulado dos ciclos intermediários dos lixiviados produzidos ao longo do tempo dos Ensaios VII, VIII, IX, X e XI é apresentado na Figura 40.

Figura 40 – Valores residuais em % de remoção de cor verdadeira, DQO, COT das amostras compostas dos Ensaios VII, VIII, IX, X e XI.



De acordo com os resultados da Figura 40, os Ensaios VII e XI, ambos com taxa de filtração de $15 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$ e dosagem de 400 mg L^{-1} de Fe, apresentaram eficiência de remoção de matéria orgânica recalcitrante correlacionada à DQO, COT e cor verdadeira superiores aos demais Ensaios, enquadrando se assim, ao limite estabelecido pelas Resoluções do CEMA 70/2009 e 86/2013 quanto a DQO e Resolução N° 357/2005 - CONAMA quando a cor verdadeira.

O índice de produção efetivo de lixiviado tratado representa a eficiência de produção da instalação piloto de FDAP, considerando essencialmente, o aspecto quantitativo, num determinado período de funcionamento. É calculado pela razão entre a produção efetiva de lixiviado tratado e a produção total (Equação 3).

Apresentam-se na Tabela 21 os parâmetros utilizados na lavagem e os resultados dos cálculos efetuados para a determinação do índice de produção efetiva de lixiviado tratado.

Constatou-se a influência da execução das DFIs na eficiência de produção de lixiviado tratado, tendo resultado em valores de índice de produção efetiva de lixiviado tratado superiores aos obtidos nos ensaios sem a execução de DFIs, devido principalmente, à produção de carreiras de durações mais longas. O Ensaio XI apresentou o melhor índice de produção efetiva de lixiviado tratado, com 48,1% de eficiência.

A possibilidade de utilização dos sobrenadantes dos resíduos gerados no LDF e ALF, face às suas características quali-quantitativas, apresentadas na Tabela 19, aumenta substancialmente o índice de produtividade do sistema de tratamento proposto, uma vez que a água para lavagem do filtro representa um volume grande se comparado com o volume total de lixiviado tratado. No caso do Ensaio XI, o índice de produtividade aumentaria de 48,1 para 89,4% (Tabela 21).

Tabela 21 – Avaliação do índice de produção efetiva do lixiviado tratado e resumo da caracterização do efluente

Ensaio	I ^(1,*)	II ^(2,†)	III ⁽³⁾	IV ^(3,†,*)	V ⁽³⁾	VI ⁽⁴⁾	VII ^(4,*)	VIII ^(4,*)	IX ^(4,†,*)	X ^(4,†,*)	XI ^(4,*)	XII ^(4,*)
Taxa FAP (m ³ m ⁻² dia ⁻¹)	15,0	15,0	15,0	15,0	15,0	15,0	15,0	15,0	30,0	30,0	15	15
Dosag. de coag. (mg L ⁻¹ Fe)	400,0	400,0	400,0	400,0	200,0	400,0	400,0	200,0	400,0	200,0	400	400
Dosag. de HCl (mg L ⁻¹)	890	826	712	940	1475	688	688	1305	468	707	-	-
Duração média da carreira intermediária (h)	3,6	4,0	5,8	6,0	6,7	4,3	5,6	6,6	2,1	2,5	9,3	-
Duração da careira de filtração (h)	14,3	4,0	5,8	24,0	6,7	4,3	22,6	26,3	4,3	5,0	37,1	12,7
Duração das DFIs e enchimento do filtro (h)	6,5	-	-	6,7	-	-	8,8	9,4	2,8	3,0	10,03	2,33
Tempo efetivo de oper. (h)	7,7	-	-	17,3	-	-	13,8	16,9	1,5	2,0	27,1	10,4
Número de DFIs	3,0	-	-	3,0	-	-	3,0	3,0	1,0	1,0	3	-
Vol. total de lodo de DFIs (L)	65,1	NA	NA	73,0	NA	NA	82,9	84,2	40,0	41,0	80	20
Produção total (m ³ m ⁻²)	8,9	2,5	3,6	15,0	4,2	2,7	14,1	16,4	5,3	6,3	23,2	7,9
Produção efetiva de lixiviado tratado (m ³ m ⁻²)	-	-	-	7,1	-	-	4,9	6,8	-	-	13,2	2,7
Índice de produção efetiva de lixiviado tratado (%)	-	-	-	33,7	-	-	20,2	29,1	-	-	48,1	9,0
^(S) Índice de produção efetiva de lixiviado tratado com reaproveitamento do sobrenadante dos resíduos (%)	NA	NA	NA	87,9	NA	NA	84,3	85,8	NA	NA	89,4	87,8
Volume de resíduos produzidos no tratamento (L)	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA	NA	190	NA
Parâmetros operacionais	Taxa de aplicação (m³ m⁻² dia⁻¹)				Duração / Operação (min)				Consumo / Operação (m³ m⁻²)			
Descarga de fundo	2777,8				-				-			
Lavagem com água no FAP	1130				7				3,8			
CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE												
Cor aparente (uH) – min e máx	11,2 - 25,4	15,9 - 34,8	38,0 - 58,4	15,9 - 42,7	34,8 - 88,4	11,2 - 22,2	22 - 47	41 - 150	40 - 49	36 - 82	13 - 170	10 - 36
Cor verdadeira (uH) – min e máx	-	-	-	-	-	-	19 - 44	36 - 106	36 - 47	62 - 77	10 - 151	5 - 28
Turbidez (uT) – min e máx	0,26 - 0,67	0,55 - 3,22	0,20 - 0,27	0,21 - 0,56	0,25 - 0,43	0,24 - 0,44	0,18 - 0,56	0,19 - 1,27	0,21 - 0,83	0,27 - 1,55	0,17 - 1,23	0,22 - 0,44
Amostra global	DQO (mg L ⁻¹)	NA	NA	NA	NA	NA	194	289	215	333	200	NA
	COT (mg L ⁻¹)	NA	NA	NA	NA	NA	52	72	51	63	44	NA
	Cloretos (mg L ⁻¹)	NA	NA	NA	NA	NA	3988	3828,6	3908	3908	-	NA
	Cor verdadeira (uH)	NA	NA	NA	NA	NA	49	93	51	77	24	NA

⁽¹⁾: Composição granulométrica tipo 1; ⁽²⁾: Composição granulométrica tipo 2; ⁽³⁾: Composição granulométrica tipo 3; ⁽⁴⁾: Composição granulométrica tipo 4; ^(*): Ensaio típico; ^(†): Ensaio com ocorrência de transpasse; NA: não avaliado; ^(S): sustentabilidade do sistema de filtração.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

O sistema de Filtração Direta Ascendente em Pedregulho, para o pós-tratamento de lixiviado estabilizado de aterro sanitário em escoamento contínuo, mostrou ser uma técnica aplicável, podendo-se estabelecer como parâmetros típicos de concepção e de controle operacional:

- Material granular composto por pedregulho e areia (30 cm de pedregulho grosso, 30 cm de pedregulho médio, 30 cm de pedregulho médio-fino, 30 cm de areia grossa e 30 cm de areia média);
- Número de descargas de fundo intermediárias igual a 3;
- Perda de carga limite de 120 cm;
- Tempo mínimo de duração da carreira de filtração de 24,0 h;
- Taxa de filtração de $15 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ dia}^{-1}$;
- Condição de coagulação química de 400 mg L^{-1} de Fe e pH 4,0.

O sistema de filtração direta ascendente em pedregulho apresentou ser uma técnica aplicável para o pós-tratamento de lixiviado estabilizado de aterro sanitário em escoamento contínuo em relação à remoção de matéria orgânica recalcitrante do lixiviado estudado, tendo apresentado nas amostras compostas do Ensaio XI valores residuais de cor verdadeira de 24 uH (remoção de 99,4%), de DQO de 200 mg L^{-1} (remoção de 81,8%) e de COT de 44 mg L^{-1} (remoção de 95,2%).

Em função dos resultados obtidos neste trabalho, verificou-se a necessidade de estudos adicionais com relação:

- Ao tratamento dos resíduos gerados nas descargas de fundo e na lavagem do filtro;
- À utilização de outros tipos de coagulantes químicos;
- Ao uso de técnicas de tratamento complementares como polimento, tais como o carvão ativado em pó, carvão ativado granular, filtração em membranas e oxidação avançada.

BIBLIOGRAFIA

AHN, W.-Y.; KANG, M.-S.; YIM, S.-K.; CHOI, K.-H. **Advanced landfill leachate treatment using an integrated membrane process**. Desalination, p. 6, Abril 2002.

AMARAL, M. S. **Tratamento físico-químico de lixiviado de aterro sanitário pré-tratado por processo biológico aeróbio**. Dissertação (Mestrado). Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2009.

AMIRTHARAJAH, A.; MILLS, L. L. **Rapid-mix design for mechanisms of alum coagulation**. JAWWA, v. 74, n. 4, p. 20, Apr. 1982.

Amokrane A., Comel C., Veron J. **Landfill leachates pretreatment by coagulation–flocculation**. Water Res. 31 (1997) 2775–2782

APHA, AWWA, WEF (2005). **Standards Methods for the Examination of Water e Wastewater**, 21º ed. Washington. D.C.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 6023**: Informação e Documentação - Referências - Elaboração. Rio de Janeiro, 2002.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 6027**: Informação e Documentação - Sumário - Apresentação. Rio de Janeiro, 2003.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 10004**: Resíduos sólidos - Classificação. Rio de Janeiro, 2004.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 10520**: Informação e Documentação: Citações em documentos - Apresentação. Rio de Janeiro, 2002.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 10561**: Informação e Documentação: Citações em documentos - Apresentação. Rio de Janeiro, 1988.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 14724**: Informação e Documentação: Trabalhos acadêmicos - Apresentação. Rio de Janeiro, 2002.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR NM248**: Agregados – Determinação da composição granulométrica - Apresentação. Rio de Janeiro, 2003.

AZEVEDO NETO, J. M. (1974). **Filtros de fluxo ascendente**. São Paulo, CETESB. vol. 2, Cap. 8, p. 903 – 912: Técnicas de Abastecimento e Tratamento de Água.

AZIZ, H.A.; ALIAS, S.; ADLAN, M.N.; FARIDAH, A.H.; ZAHARI, M.S.M. **Colour removal from landfill leachate by coagulation and flocculation processes**. *Bioresource Technology*, v.98, p.218-220, 2007.

BAIG, S.; COULOMB, I.; COURANT, P.; LIECHTI, P. **Treatment of landfill leachates: Lapeyrouse and Satrod case Studies**. *Ozone Sci. Eng.*, p. 1 - 22, 1999.

CASTILHOS JUNIOR, A. B.; DALSSASSO, R. L.; ROHERS, F. **Pré-tratamento de lixiviados de aterros sanitários por filtração direta ascendente e coluna de carvão ativado**. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, p. 385 - 392, Dezembro 2010.

BRASIL. **Lei No 12.305** – Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos e dá outras providências. Diário Oficial da União. Brasília, DF, de 2 de agosto de 2010.

BRASIL, Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional de Meio Ambiente. **Resolução N° 357, 17 de março de 2005**. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Brasília, 2005.

BRASIL, Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente. **Resolução N° 397, 03 de abril de 2008**. Altera o inciso II do § 4o e a Tabela X do § 5o, ambos do art. 34 da Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente- CONAMA no 357, de 2005, que dispõe sobre a classificação dos corpos de água e

diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. Brasília, 2008.

BRASIL, Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente. **Resolução N° 430 de 13 de maio de 2011**. Complementa e altera a Resolução no 357 de 2005, Brasília, 2011.

CASTRO Anelise Passerine de. **Influência da adição de polieletrólito no processo de floculação como pós-tratamento de lixiviado de aterro sanitário visando a remoção de carga orgânica recalcitrante**. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificação e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento, 2012.

CATALDO, D.A.; HAROON, M.; SCHRADER, L.E.; YOUNGS, V.L. **Rapid colorimetric determination of nitrate in plant tissue by nitration of salicylic acid**. Communications in Soil Science and Plant Analysis, v.6, p.71-80, 1975.

CHEREMISINOFF, N. P. **Application of filtration to wastewater treatment**. 2ª ed., [S.l.]: [s.n.], 1998.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios: princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: Polytécnica, 2007.

CHUANG, C.-J.; LI, K.-Y. **Effect of coagulant dosage and grain size on the performance of direct filtration**. Separation Purification Technology, Taiwan, p. 13, May 1997.

DI BERNARDO, L. **Método e técnicas de tratamento de água**. Rio de Janeiro: ABES, 1993. v.2.

DI BERNARDO, L. (coord). **Tratamento de água para abastecimento por filtração direta**. Projeto PROSAB. 1 ed. Rio de Janeiro: ABES,RiMa, 2003.

DI BERNARDO, L. DANTAS, A. D. **Métodos e técnicas de tratamento de água**. 2 ed. Rio de Janeiro: ABES, RiMa, 2005. v.1.

Diamadopoulos E. **Characterization and treatment of recirculation-stabilized leachate**. Water Research. 28 (1994) 2439–2445.

Diamadopoulos E., Samaras P., Dabou X., Sakellaropoulos G.P. **Combined treatment of leachate and domestic sewage in a sequencing batch reactor**. Water Sci. Technol. 36 (1997) 61–68.

FELICI, Elson Mendonça. **Coagulação-floculação-sedimentação como póstratamento de efluente de sistema biológico em batelada aplicado a lixiviado de aterro de resíduos sólidos urbanos**. 2010. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina. Londrina, 2010.

FERNANDES, L. C. (1987). **Influência das características da camada suporte e dos métodos de realização de descargas de fundo intermediárias no desempenho de sistemas de filtração direta ascendente**. São Carlos. 297p. Dissertação (mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

GOMES, L.P. (coord) **Estudos de Caracterização e Tratabilidade de Lixiviados de Aterros Sanitários para as Condições Brasileiras**. Projeto PROSAB. Rio de Janeiro: ABES, 2009.

HOSSAKA, A. L. (2008). **Tratamento biológico de lixiviados de aterro sanitário, utilizando como pré-tratamento a remoção parcial de Namiacal por stripping**. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina. Centro de Tecnologia e Urbanismo. Londrina. 2008.

HUO, S.; XI, B.; YU, H.; HE, L.; FAN, S.; LIU, H. **Characteristics of dissolved organic matter (DOM) in leachate with different landfill ages**. Journal of Environmental Science, p. 492 - 498, September 2007.

JONES, M. N.; BRYAN, N. C. **Colloidal properties of humic substances**. Advances in colloids and interface science, v. 78, p. 1-48, 1998.

KANG, K. H.; SHIN, H. S.; PARK, H. **Characterization of humic substances present in landfill leachates with different landfill ages and its implications**. Water Research, p. 4023 - 4032, 2002.

KAWAHIGASHI, Flávia. **Aplicabilidade do Pós-tratamento de lixiviado de aterro sanitário por adsorção em carvão ativado granular e avaliação toxicológica**. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificações e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Centro de Tecnologia e Urbanismo, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento, 2012.

KNAPP, J. S.; BROMLEY-CHALLONER, K. C. A. **Recalcitrant organic compounds**. Leeds: Handbook of water and wastewater microbiology, 2003.

KURNIAWAN, T. A.; WAI-HUNG, L.; GILBERT, Y. S. C. **Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landfill leachate**. Journal of Hazardous Materials, p. 80-100, August 2005.

KURODA, E. K. **Avaliação da filtração direta ascendente em pedregulho como pré-tratamento em sistemas de dupla filtração**. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo. São Carlos. 2002.

Li X. Z., Zhao Q. L., XHao .D. **Ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation**. Waste Manage. 19 (1999) 409–415.

LINDE, K.; JÖNSSON, A.-S.; WIMMERSTED, R. **Treatment of three types of landfill leachate with reverse osmosis**. Desalination, Março, v. 101, p. 21-30, 1995.

MALER, Camila Lopes. **Avaliação do processo Fenton a diferentes etapas do tratamento de lixiviado de aterro sanitário**. 2013. 111 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Edificação e Saneamento) – Universidade Estadual de Londrina, Centro de Tecnologia e Urbanismo, Programa de Pós-graduação em Engenharia de Edificações e Saneamento, 2013.

MARANÓN, E.; CASTRILLÓN, L.; FERNANDEZ-NAVA, Y.; FERNANDEZMENDEZ, A.; FERNANDEZ-SANCHEZ, A. **Coagulation–flocculation as a pretreatment process at a landfill leachate nitrification–denitrification plant**. *Journal of Hazardous Materials*, v.156, p. 538-544, 2008.

MORAVIA, W. G. **Avaliação do tratamento de lixiviado de aterro sanitário através de processo oxidativo avançado conjugado com sistema de separação por membranas**. 2010. 262 p, Tese (doutorado) - Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte.

Morawe B., Ramteke D. S., Vogelpohl A. **Activated carbon column performance studies of biologically treated landfill leachate**. *Chem. Eng. Process.* 34 (1995) 299–303.

OZTURK, I.; ALTINBAS, M.; KOYUNCU, I.; ARIKAN, O.; GOMEZ-YANGIN, C. **Advanced physico-chemical treatment experiences on young municipal landfill leachates**. *Waste Management*, v.23, p. 441-446, 2003.

PARANÁ, Conselho Nacional do Meio Ambiente. **Resolução N° 0070/2009 – CEMA**. Dispõe sobre o licenciamento ambiental, estabelece condições e critérios e dá outras providências, para Empreendimentos Industriais. Curitiba, 2009.

PARANÁ, Conselho Nacional do Meio Ambiente. **Resolução N° 081/2010 – CEMA**. Dispõe sobre Critérios e Padrões de ecotoxicidade para o Controle de Efluentes Líquidos lançados em águas superficiais no Estado do Paraná. Curitiba, 2010.

PARANÁ, Conselho Nacional do Meio Ambiente. **Resolução N° 086/2013 – CEMA.** Dispõem sobre o licenciamento ambiental para atividades poluidoras, degradadoras e modificadoras do meio ambiente. Curitiba, 2013.

PARANÁ, Secretaria de Meio Ambiente e Recursos Hídricos. Instituto Ambiental do Paraná. **Resolução Conjunta N° 01/2006 – SEMA/IAP/SUDERHSA.** Estabelecer requisitos, critérios técnicos e procedimentos para a impermeabilização de áreas destinadas a implantação de Aterros Sanitários, visando à proteção e a conservação do solo e das águas subterrâneas. Curitiba, 2006.

PIATKIEWICZ, W.; BIEMACKA, E.; SUCHECKA, T. **A polish study: treating landfill leachate with membranes.** Filtration & Separation, v. 38, Julho-Agosto 2001.

POHLAND, F. G.; HARPER, S. R. **Critical review and summary of leachate and gas production from landfills.** U.S. EPA Cooperative Agreement CR809997, Atlanta, Março 1985.

POZZETTI, J. D. C.; MENDES, M. B.; FUJII, E. H.; KASHIGOE, A. S. H.; COUTROUTSOS, Y. N.; KURODA, E. K. **Coagulação química de lixiviado estabilizado de aterro sanitário.** IN: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27, 2013. Goiânia – GO. ABES.

RENOU, S.; GIVAUDAN, J. G.; POULAIN, S.; DIRASSOUYAN, F.; MOULIN, P. **Landfill leachate treatment: Review and opportunity.** Journal of Hazardous Materials, v. 150, p. 468 - 493, 2008.

ROCHA, J. C.; ROSA, A. H. **Substâncias húmicas aquáticas: interações com espécies metálicas,** São Paulo, n. UNESP, 2003.

SILVA, A. C. **Tratamento de percolado de aterro sanitário e avaliação da toxicidade do efluente bruto e tratado.** Rio de Janeiro: Dissertação apresentada ao Programa de pós-graduação em Engenharia., 2002.

Silva A.C., Dezotti M., Sant'Anna Jr. G.L. **Treatment and detoxication of a sanitary landfill leachate**. *Chemosphere* 55 (2004) 207–214.

SUTHERLAND, K. *Liquid Filtration*. 5ª ed., [S.I.]: **Filters and Filtration**. Handbook, 2008.

TATSI, A.; ZOUBOULIS, A. I.; MATIS, K. A. **Coagulation-flocculation pre-treatment of sanitary landfill leachate**. *Chemosphere*, v. 53, p. 737 - 744, 2003.

TREBOUET, D.; SCHLUMPF, J. P.; JAOUEN, P.; QUEMENEUR, F. **Stabilized landfill leachate treatment by combined physicochemical - nanofiltration processes**. *Water Research*, v. 35, 2001.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; UFMG - 2ª edição. 2002.

Wang F., Smith D. W., El-Din M. G. **Application of advanced oxidation methods for landfill leachate treatment**, *J. Environ. Eng. Sci.* 2 (2003) 413–427.

WILLIAMS, G. J.; SHEIKH, B.; HOLDEN, R. B.; KOURETAS, T. J.; NELSON, K. L. **The impact of increased loading rate on granular media, rapid depth filtration of wastewater**. *Water Research*, p. 11, 2007.

WISZNIOWSKI, J., ROBERT, D., SURMACZ-GORSKA, J., MIKSCH, K., WEBER, J.V. **Landfill leachate treatment methods: A review**. *Environmental Chemistry Letters*, v. 4, p.51-61, 2006.

Zamora R., Moreno A., Orta de Velasquez M., Ramirez I., **Treatment of landfill leachates by comparing advanced oxidation and coagulation–flocculation processes coupled with actived carbon adsorption**. *Water Sci. Technol.* 41 (2000) 231–235.

ZOUBOULIS, A.; CHAI, X.; KATSOYIANNIS, I. **The application of bioflocculant for the removal of humic acids from stabilized landfill leachates**. Environment Manage, n. 70, p. 35 - 41, 2004.

ZOUBOULIS, A.; JUN, W.; KATSOYIANNIS, A. **Removal of humic acids by flotation, colloids surf. A: Physicochem. Eng. Aspects**, p. 181 - 193, 2003.

ANEXO A

Caracterização granulométrica do Ensaio 1

Peneiramento					
Abertura Peneira (mm)	#	Ms (kg)	Pr (%)	Pr (%) Acumulada	Pp (%) Acumulada
38		0,100	0,67	0,67	99,33
25		5,210	34,73	35,40	64,60
19		9,640	64,27	99,67	0,33
9,5		0,050	0,33	100,00	0,00
4,8		0,000	0,00	100,00	0,00
	Prato	0,000	0,00	100,00	0,00
	Soma	15,000			

Classificação de acordo com a ABNT NBR NM 248: Pedregulho grosso

Caracterização granulométrica do Ensaio 2

Peneiramento					
Abertura Peneira (mm)	#	Ms (kg)	Pr (%)	Pr (%) Acumulada	Pp (%) Acumulada
38		0,000	0,00	0,00	100,00
25		0,000	0,00	0,00	100,00
19		4,100	41,00	41,00	59,00
9,5		5,880	58,80	99,80	0,20
4,8		0,020	0,20	100,00	0,00
	Prato	0,000	0,00	100,00	0,00
	Soma	10,000			

Classificação de acordo com a ABNT NBR NM 248: Pedregulho médio

Caracterização granulométrica do Ensaio 3

Peneiramento					
Abertura Peneira (mm)	#	Ms (kg)	Pr (%)	Pr (%) Acumulada	Pp (%) Acumulada
9,5		0,850	17,00	17,00	83,00
4,8		4,150	83,00	100,00	0,00
	Prato	0,000	0,00	100,00	0,00
	Soma	5,000			

Classificação de acordo com a ABNT NBR NM 248: Pedregulho médio-fino

Caracterização granulométrica do Ensaio 4

Peneiramento					
Abertura Peneira (mm)	#	Ms (kg)	Pr (%)	Pr (%) Acumulada	Pp (%) Acumulada
4,8	4	0,370	37,00	37,00	63,00
2,4	8	0,630	63,00	100,00	0,00
1,2	16	0,000	0,00	100,00	0,00
0,6	30	0,000	0,00	100,00	0,00
0,3	50	0,000	0,00	100,00	0,00
0,15	100	0,000	0,00	100,00	0,00
0,075	200	0,000	0,00	100,00	0,00
	Prato	0,000	0,00	100,00	0,00
	Soma	1,000			

Classificação de acordo com a ABNT NBR NM 248: Pedregulho fino

Caracterização granulométrica do Ensaio 5

Peneiramento					
Abertura Peneira (mm)	#	Ms (kg)	Pr (%)	Pr (%) Acumulada	Pp (%) Acumulada
4,8	4	0,000	0,00	0,00	100,00
2,4	8	0,170	17,00	17,00	83,00
1,2	16	0,805	80,50	97,50	2,50
0,6	30	0,025	2,50	100,00	0,00
0,3	50	0,000	0,00	100,00	0,00
0,15	100	0,000	0,00	100,00	0,00
0,075	200	0,000	0,00	100,00	0,00
	Prato	0,000	0,00	100,00	0,00
	Soma	1,000	D60=1,90 mm	D10=1,30 mm	CU=1,46

Classificação de acordo com a ABNT NBR NM 248: Areia grossa

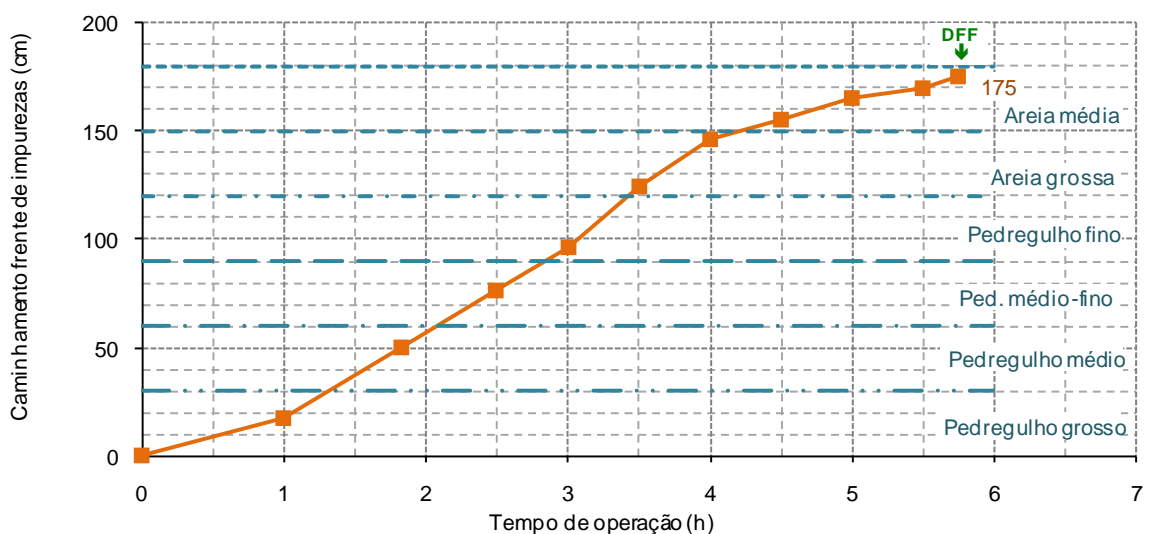
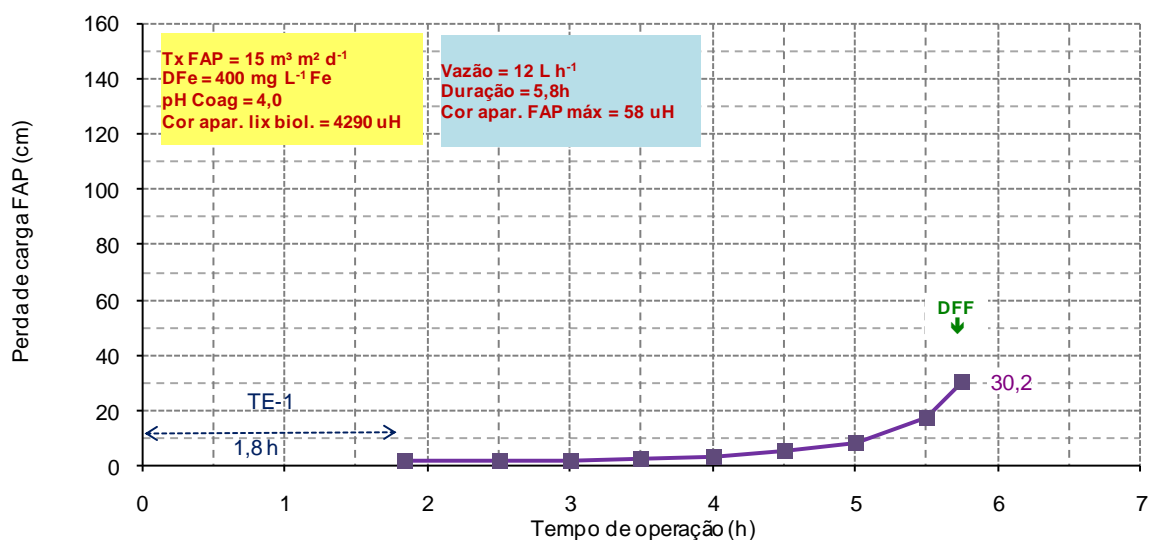
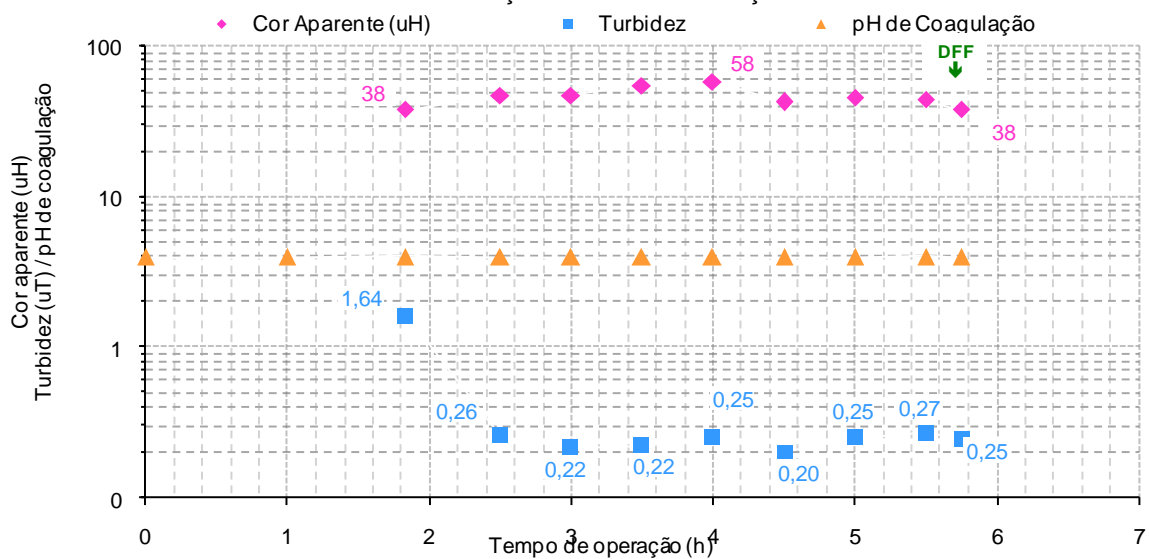
Caracterização granulométrica do Ensaio 6

Peneiramento					
Abertura Peneira (mm)	#	Ms (kg)	Pr (%)	Pr (%) Acumulada	Pp (%) Acumulada
4,8	4	0,000	0,00	0,00	100,00
2,4	8	0,000	0,00	0,00	100,00
1,2	16	0,030	3,00	3,00	97,00
0,6	30	0,865	86,50	89,50	10,50
0,3	50	0,105	10,50	100,00	0,00
0,15	100	0,000	0,00	100,00	0,00
0,075	200	0,000	0,00	100,00	0,00
	Prato	0,000	0,00	100,00	0,00
	Soma	1,000	D60=0,89 mm	D10=0,58 mm	CU=1,53

Classificação de acordo com a ABNT NBR NM 248: Areia média

ANEXO B

Ensaio III: Valores de cor aparente, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração



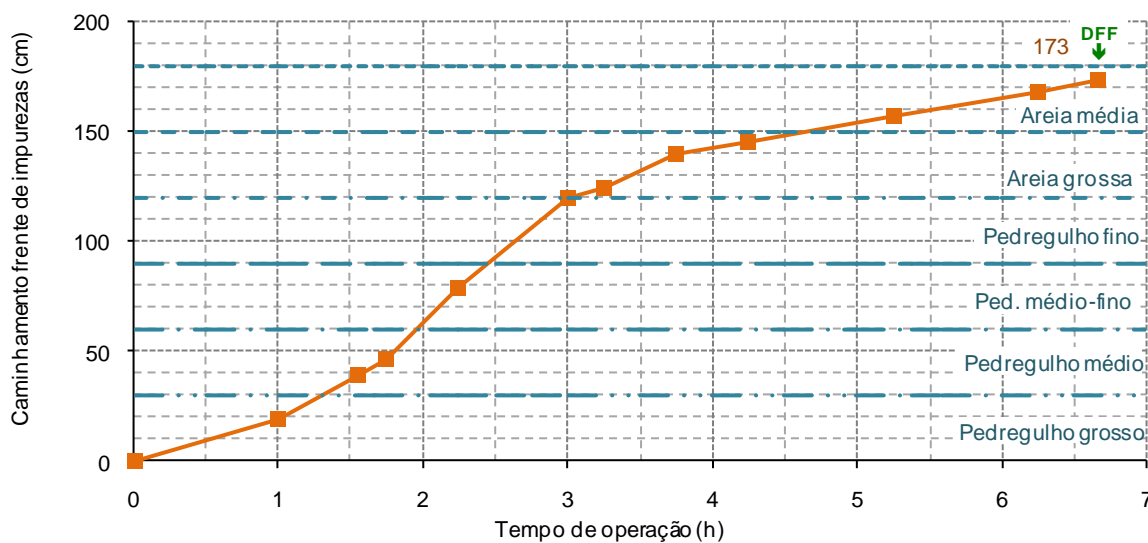
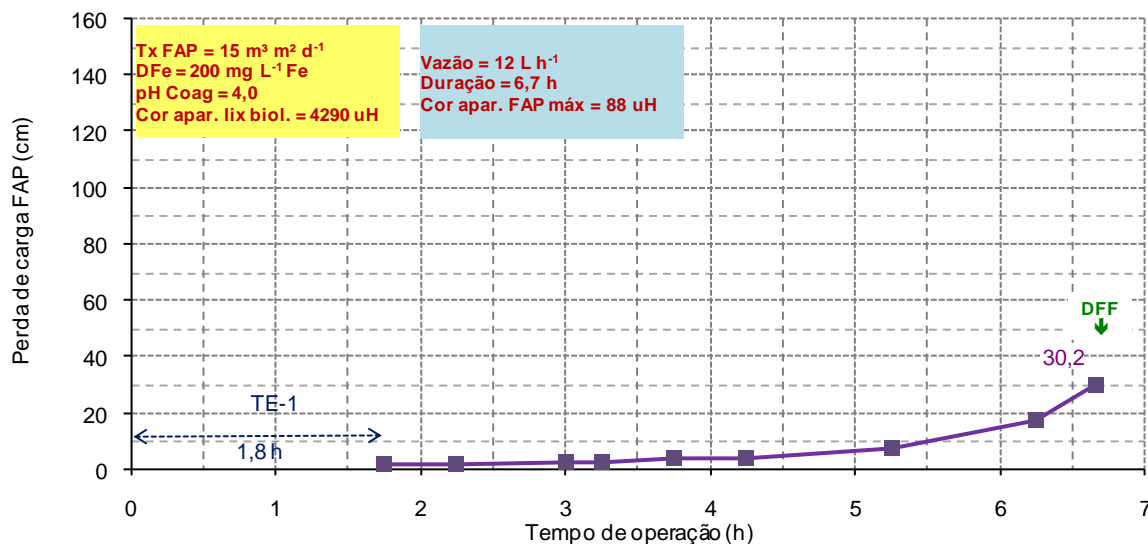
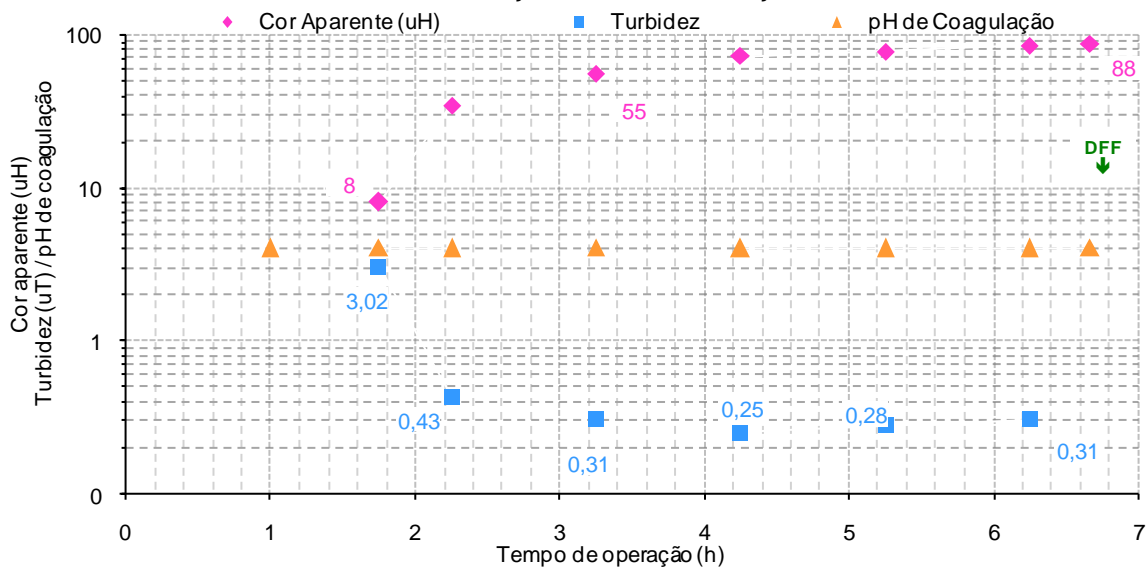
FAP: Filtro ascendente em pedregulho

DFI: Descarga de fundo intermediária

DFF: Descarga de fundo final

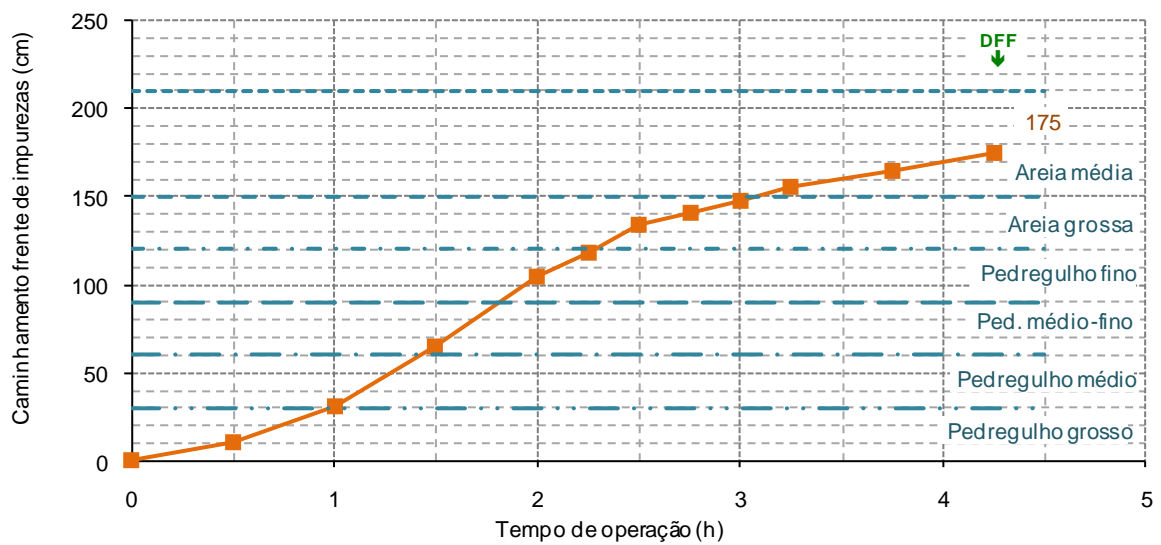
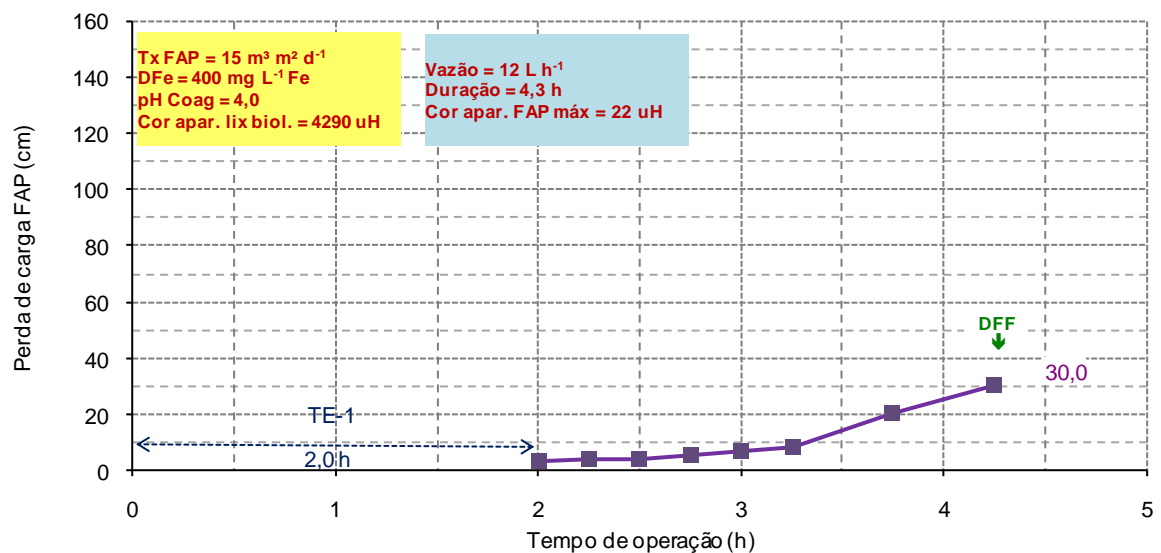
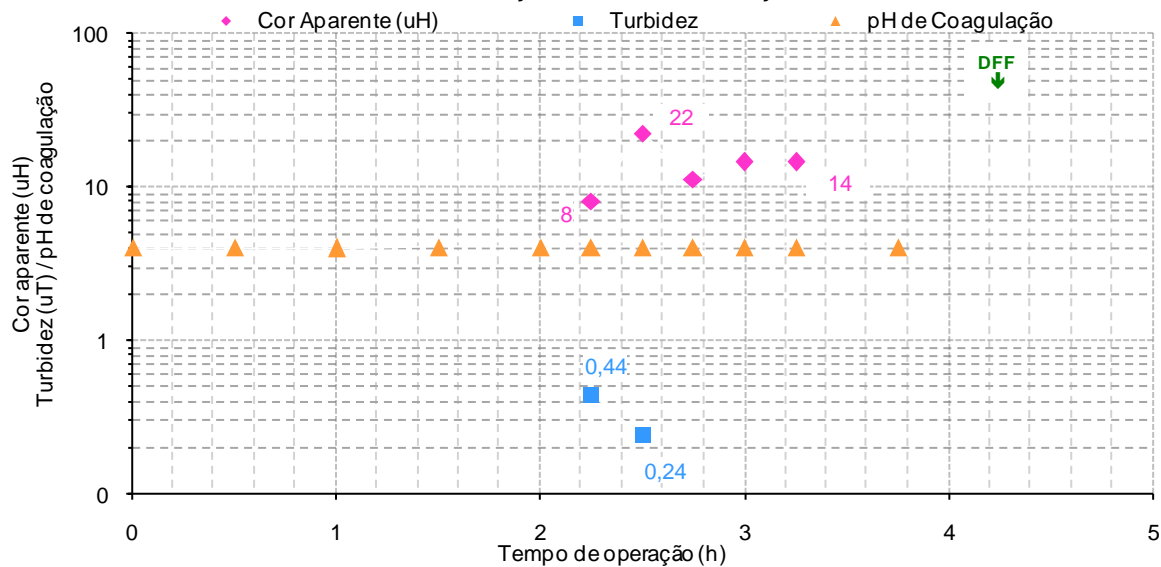
TE: Tempo de enchimento

Ensaio V: Valores de cor aparente, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração



FAP: Filtro ascendente em pedregulho DFI: Descarga de fundo intermediária DFF: Descarga de fundo final TE: Tempo de enchimento

Ensaio VI: Valores de cor aparente, turbidez, pH de coagulação, perda de carga e frente de impurezas em função da duração da carreira de filtração



FAP: Filtro ascendente em pedregulho

DFI: Descarga de fundo intermediária

DFF: Descarga de fundo final

TE: Tempo de enchimento

<i>Continuação Ensaio I</i>																								
12,50	17,6	68,0		4,02																	<i>DFI - 2</i>	<i>Pico</i>	<i>Volume (L)</i>	<i>Tempo (s)</i>
13,00	17,4	68,0		4,10																		<i>1°</i>	<i>10</i>	<i>16,5</i>
13,22	17,4	68,0		4,02																		<i>2°</i>	<i>11,00</i>	<i>168,0</i>
13,50	17,5	68,0	4,40	4,07	4,40	6,20	4,30	6,10	4,20	6,00	3,80	5,60	3,80	5,60	3,40	5,20	0,60	2,40	-1,80					
13,67	17,4	68,0	4,32	4,09	4,50	6,20	4,50	6,20	4,30	6,00	3,70	5,40	3,90	5,60	3,40	5,10	0,60	2,30	-1,70					
13,92	17,5	69,0	4,37	4,09	4,70	6,40	4,70	6,40	4,50	6,20	3,90	5,60	3,90	5,60	3,40	5,10	0,60	2,30	-1,70					
14,17	17,8	68,0	4,30	4,10	5,20	6,90	5,20	6,90	5,00	6,70	4,60	6,30	4,50	6,20	3,70	5,40	0,60	2,30	-1,70					
14,42	18,4	66,0	4,28	4,03	6,50	8,20	6,50	8,20	6,40	8,10	5,80	7,50	5,30	7,00	4,40	6,10	0,70	2,40	-1,70					
14,67	19,0	66,0	4,27	4,04	9,60	11,30	9,60	11,30	9,30	11,00	8,60	10,30	8,30	10,00	5,00	6,70	0,70	2,40	-1,70					
15,17	20,5	60,0	4,15	4,07	21,50	23,40	21,50	23,40	21,40	23,30	21,10	23,00	20,20	22,10	14,4	16,30	0,60	2,50	-1,90					
15,67	21,9	57,0	4,20	4,06	44,00	45,90	44,00	45,90	43,80	45,70	43,30	45,20	42,50	44,40	35,00	36,90	0,60	2,50	-1,90					
16,17	24,0	51,0	4,14	4,07	79,30	81,20	79,30	81,20	79,10	81,00	78,50	80,40	77,80	79,70	70,20	72,10	0,80	2,70	-1,90					
16,33	24,8	47,0	4,20	4,06	95,00	96,90	95,00	96,90	95,00	96,90	94,80	96,70	87,00	88,90	86,10	88,00	2,20	4,10	-1,90					
																					<i>AC Ciclo intermediário - 3</i>	<i>Cor Aparente = 47 uH</i>	<i>pH = 4,56</i>	
16,58				4,07																		<i>Cor Verdadeira = 40 uH</i>	<i>Turb = 0,90 uT</i>	
17,00	35,8	25,0		4,07																	<i>DFI - 3</i>	<i>Pico</i>	<i>Volume (L)</i>	<i>Tempo (s)</i>
17,50	36,8	23,0		4,07																		<i>1°</i>	<i>10</i>	<i>12,9</i>
18,00	36,0	21,0		4,07																		<i>2°</i>	<i>10,00</i>	<i>410,0</i>
18,38	36,3	20,0		4,07	15,00	16,80	15,00	16,80	14,90	16,70	14,90	16,70	14,80	16,60	14,20	16,00	0,50	2,30	-1,80					
18,55	36,3	20,0	4,16	4,06	15,00	16,80	15,00	16,80	14,90	16,70	14,90	16,70	14,80	16,60	14,20	16,00	0,50	2,30	-1,80					
18,75	36,1	20,0	4,26	4,04	15,20	17,00	15,20	17,00	15,00	16,80	15,00	16,80	15,00	16,80	14,60	16,40	0,60	2,40	-1,80					
19,00	36,0	20,0	4,26	4,07	15,20	17,00	15,20	17,00	15,00	16,80	15,00	16,80	15,00	16,80	14,06	15,86	0,60	2,40	-1,80					
19,25	33,4	22,0	4,34	4,06	15,20	17,00	15,20	17,00	15,00	16,80	15,00	16,80	15,00	16,80	14,06	15,86	0,60	2,40	-1,80					
19,75	31,5	25,0	4,21	4,04	15,20	17,00	15,00	16,80	14,80	16,60	14,60	16,40	14,20	16,00	13,80	15,60	0,60	2,40	-1,80					
20,25	31,4	27,0	4,15	4,06	16,90	18,70	16,90	18,70	16,70	18,50	16,40	18,20	15,60	17,40	14,40	16,20	0,60	2,40	-1,80					
20,75	31,3	24,0	4,31	4,09	22,40	24,20	22,40	24,20	22,20	24,00	21,80	23,60	21,20	23,00	18,90	20,70	0,60	2,40	-1,80					
21,25	31,2	24,0	4,30	4,07	38,40	40,20	38,40	40,20	38,20	40,00	37,90	39,70	37,00	38,80	32,90	34,70	6,50	8,30	-1,80					
21,75	31,0	25,0	4,16	4,09	66,50	68,30	66,50	68,30	66,40	68,20	66,20	68,00	65,50	67,30	59,80	61,60	20,00	21,80	-1,80					
22,25	30,0	28,0	4,18	4,06	99,00	100,80	99,00	100,80	98,80	100,60	98,20	100,00	97,20	99,00	90,50	92,30	20,00	21,80	-1,80					
22,58	30,7	27,0	4,19	4,04	120,00	121,80	120,00	121,80	119,50	121,30	119,00	120,80	118,00	119,80	110,50	112,30	24,00	25,80	-1,80					
<i>mín:</i>	<i>25,7</i>	<i>20,0</i>	<i>4,14</i>	<i>4,02</i>		<i>4,20</i>		<i>4,20</i>		<i>4,10</i>		<i>4,10</i>		<i>4,10</i>		<i>3,70</i>		<i>2,40</i>	<i>-1,70</i>					
<i>máx:</i>	<i>36,8</i>	<i>69,0</i>	<i>5,60</i>	<i>4,10</i>		<i>121,80</i>		<i>121,80</i>		<i>121,30</i>		<i>120,80</i>		<i>119,80</i>		<i>112,30</i>		<i>25,80</i>	<i>-1,90</i>					
<i>AC Ciclo intermediário - 4</i>	<i>Cor Aparente = 57 uH</i>				<i>pH = 4,38</i>				<i>DFF</i>	<i>Pico</i>	<i>Volume (L)</i>	<i>Tempo (s)</i>												
	<i>Cor Verdadeira = 54 uH</i>				<i>Turb = 1,30 uT</i>					<i>1°</i>	<i>10</i>	<i>10,4</i>												
										<i>2°</i>	<i>-</i>	<i>-</i>												

Sistema FAP

Ensaio N°: II

Dosagem HCl (mg L⁻¹): 826Taxa de Filtração FAP (m³ m² dia⁻¹): 15,0Dosagem de Fe (mg L⁻¹): 400

T.O.	Temp.	Umid.	pH		PERDA DE CARGA [cm]																	
			[h]	[°C]	[%]	Amost.	Coag.	P1	P1-P8	P2	P2-P8	P3	P3-P8	P4	P4-P8	P5	P5-P8	P6	P6-P8	P7	P7-P8	P8
0,00	25,7	52		4,07																		
0,50	24,0	49,0		4,07																		
1,00	23,5	48,0		4,08																		
1,67	23,5	47,0		4,06																		
2,05	23,2	48,0		4,06	2,30	4,20	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90			
2,25	23,1	49,0	5,60	4,04	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90			
2,50	23,1	43,0	5,40	4,07	2,60	4,50	2,60	4,50	2,50	4,40	2,40	4,30	2,40	4,30	0,19	2,09	0,50	2,40	-1,90			
2,75	23,0	48,0	4,84	4,08	2,80	4,60	2,80	4,60	2,60	4,40	2,50	4,30	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80			
3,00	23,0	49,0	4,82	4,08	3,00	4,80	3,00	4,80	2,80	4,60	2,60	4,40	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80			
3,50	22,7	50,0	4,47	4,07	3,50	5,30	3,50	5,30	3,30	5,10	3,00	4,80	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80			
4,00	22,4	50,0	4,47	4,06	5,50	7,30	5,50	7,30	5,40	7,20	5,10	6,90	4,60	6,40	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80			
4,50	22,2	53,0	4,47	4,07	9,80	11,60	9,80	11,60	9,80	11,60	9,00	10,80	8,10	9,90	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80			
5,00	20,7	57,0	4,41	4,09	18,70	20,50	18,70	20,50	18,50	20,30	18,20	20,00	17,70	19,50	4,50	6,30	0,80	2,60	-1,80			
5,38	20,5	57,0	4,53	4,06	30,00	31,80	30,00	31,80	29,90	31,70	29,70	31,50	28,50	30,30	6,00	7,80	0,80	2,60	-1,80			
5,58				4,07																		
6,00	19,9	60,0		4,07																		
6,50	19,7	61,0		4,07																		
7,00	19,4	61,0		4,04																		
7,50	19,1	62,0		4,07																		
7,73	19,0	63,0	4,43	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80			
8,00	18,9	63,0	4,47	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80			
8,25	19,4	62,0	4,49	4,03	2,20	4,00	2,20	4,00	2,00	3,80	2,00	3,80	1,80	3,60	1,40	3,20	0,20	2,00	-1,80			
8,50	19,3	62,0	4,41	4,07	2,50	4,30	2,50	4,30	2,30	4,10	2,30	4,10	1,80	3,60	1,40	3,20	0,30	2,10	-1,80			
8,75	19,1	63,0	4,38	4,07	2,70	4,50	2,70	4,50	2,50	4,30	2,40	4,20	1,90	3,70	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80			
9,25	19,2	63,0	4,36	4,06	3,90	5,70	3,90	5,70	3,70	5,50	3,70	5,50	3,00	4,80	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80			
9,75	18,7	65,0	4,34	4,04	7,70	9,50	7,70	9,50	7,50	9,30	7,50	9,30	6,80	8,60	2,00	3,80	0,30	2,10	-1,80			
10,25	18,5	65,0	4,39	4,07	18,40	20,20	18,40	20,20	18,20	20,00	18,20	20,00	17,80	19,60	9,20	11,00	0,30	2,10	-1,80			
10,75	18,3	65,0	4,24	4,07	39,20	41,00	39,20	41,00	39,60	41,40	39,10	40,90	38,80	40,60	28,70	30,50	0,30	2,10	-1,80			
11,17	17,9	67,0		4,08	60,00	61,80	60,00	61,80	59,80	61,60	59,80	61,60	58,80	60,60	46,80	48,60	0,30	2,10	-1,80			
11,33				4,04																		
12,00	17,7	68,0		4,09																		
12,50	17,6	68,0		4,02																		
13,00	17,4	68,0		4,10																		
13,22	17,4	68,0		4,02																		
13,50	17,5	68,0	4,40	4,07	4,40	6,20	4,30	6,10	4,20	6,00	3,80	5,60	3,80	5,60	3,40	5,20	0,60	2,40	-1,80			

Sistema FAP

Ensaio N°: III

Taxa de Filtração FAP (m³ m² dia⁻¹): 15,0Dosagem HCl (mg L⁻¹): 712Dosagem de Fe (mg L⁻¹): 400

T.O.	Temp.	Umid.	pH		PERDA DE CARGA [cm]														
			Amost.	Coag.	P1	P1-P8	P2	P2-P8	P3	P3-P8	P4	P4-P8	P5	P5-P8	P6	P6-P8	P7	P7-P8	P8
0,00	25,7	52		4,07															
0,50	24,0	49,0		4,07															
1,00	23,5	48,0		4,08															
1,67	23,5	47,0		4,06															
2,05	23,2	48,0		4,06	2,30	4,20	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90
2,25	23,1	49,0	5,60	4,04	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90
2,50	23,1	43,0	5,40	4,07	2,60	4,50	2,60	4,50	2,50	4,40	2,40	4,30	2,40	4,30	0,19	2,09	0,50	2,40	-1,90
2,75	23,0	48,0	4,84	4,08	2,80	4,60	2,80	4,60	2,60	4,40	2,50	4,30	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
3,00	23,0	49,0	4,82	4,08	3,00	4,80	3,00	4,80	2,80	4,60	2,60	4,40	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
3,50	22,7	50,0	4,47	4,07	3,50	5,30	3,50	5,30	3,30	5,10	3,00	4,80	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
4,00	22,4	50,0	4,47	4,06	5,50	7,30	5,50	7,30	5,40	7,20	5,10	6,90	4,60	6,40	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80
4,50	22,2	53,0	4,47	4,07	9,80	11,60	9,80	11,60	9,80	11,60	9,00	10,80	8,10	9,90	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80
5,00	20,7	57,0	4,41	4,09	18,70	20,50	18,70	20,50	18,50	20,30	18,20	20,00	17,70	19,50	4,50	6,30	0,80	2,60	-1,80
5,38	20,5	57,0	4,53	4,06	30,00	31,80	30,00	31,80	29,90	31,70	29,70	31,50	28,50	30,30	6,00	7,80	0,80	2,60	-1,80
5,58				4,07															
6,00	19,9	60,0		4,07															
6,50	19,7	61,0		4,07															
7,00	19,4	61,0		4,04															
7,50	19,1	62,0		4,07															
7,73	19,0	63,0	4,43	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80
8,00	18,9	63,0	4,47	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80
8,25	19,4	62,0	4,49	4,03	2,20	4,00	2,20	4,00	2,00	3,80	2,00	3,80	1,80	3,60	1,40	3,20	0,20	2,00	-1,80
8,50	19,3	62,0	4,41	4,07	2,50	4,30	2,50	4,30	2,30	4,10	2,30	4,10	1,80	3,60	1,40	3,20	0,30	2,10	-1,80
8,75	19,1	63,0	4,38	4,07	2,70	4,50	2,70	4,50	2,50	4,30	2,40	4,20	1,90	3,70	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80
9,25	19,2	63,0	4,36	4,06	3,90	5,70	3,90	5,70	3,70	5,50	3,70	5,50	3,00	4,80	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80
9,75	18,7	65,0	4,34	4,04	7,70	9,50	7,70	9,50	7,50	9,30	7,50	9,30	6,80	8,60	2,00	3,80	0,30	2,10	-1,80
10,25	18,5	65,0	4,39	4,07	18,40	20,20	18,40	20,20	18,20	20,00	18,20	20,00	17,80	19,60	9,20	11,00	0,30	2,10	-1,80
10,75	18,3	65,0	4,24	4,07	39,20	41,00	39,20	41,00	39,60	41,40	39,10	40,90	38,80	40,60	28,70	30,50	0,30	2,10	-1,80
11,17	17,9	67,0		4,08	60,00	61,80	60,00	61,80	59,80	61,60	59,80	61,60	58,80	60,60	46,80	48,60	0,30	2,10	-1,80
11,33				4,04															
12,00	17,7	68,0		4,09															
12,50	17,6	68,0		4,02															
13,00	17,4	68,0		4,10															
13,22	17,4	68,0		4,02															
13,50	17,5	68,0	4,40	4,07	4,40	6,20	4,30	6,10	4,20	6,00	3,80	5,60	3,80	5,60	3,40	5,20	0,60	2,40	-1,80

Sistema FAP

Ensaio N°: IV

Taxa de Filtração FAP (m³ m² dia⁻¹): 15,0

Dosagem HCl (mg L⁻¹): 940

Dosagem de Fe (mg L⁻¹): 400

T.O.	Temp.	Umid.	pH		PERDA DE CARGA [cm]												
			Amost.	Coag.	P1	P1-P7	P2	P2-P7	P3	P3-P7	P4	P4-P7	P5	P5-P7	P6	P6-P7	P7
0,00	27,6	43		4,32													
0,25	26,8	44		4,24													
0,50	27,2	44		4,13													
0,75	27,4	43		4													
1,00	27,4	45		4,11													
1,25	26,4	46		4,24													
1,50	26,3	47		4,03													
1,75	26,5	47		4,2													
2,00	26,2	47	6,05	4,03	0,4	1,2	0,4	1,2	0,4	1,2	0,4	1,20	0,4	1,20	-0,3	0,50	-0,8
2,25	26	47	5,28	4,13	0,7	1,5	0,7	1,5	0,7	1,5	0,7	1,50	0,7	1,50	0,4	1,20	-0,8
2,50	25,6	48	5,04	4,2	0,9	1,4	0,9	1,4	0,9	1,4	0,9	1,40	0,8	1,30	0,7	1,20	-0,5
2,75	25,2	51	4,93	4,09	0,9	1,4	0,9	1,4	0,9	1,4	0,8	1,30	0,7	1,20	0,5	1,00	-0,5
3,00	24,6	55	4,97	4,01	1	1,5	0,9	1,4	0,8	1,3	0,8	1,30	0,8	1,30	0,6	1,10	-0,5
3,25				3,81													
3,50	23,6	59	4,86	4,56	1,2	1,7	1,1	1,6	1,1	1,6	0,9	1,40	0,9	1,40	0,7	1,20	-0,5
3,75				4,38													
4,00	22,7	62	4,87	4,22	1,7	2,2	1,6	2,1	1,5	2	1,1	1,60	0,9	1,40	0,8	1,30	-0,5
4,25				4,21													
4,50	22	65	4,83	3,96	2,3	2,8	2,3	2,8	2,1	2,6	1,8	2,30	1,2	1,70	0,8	1,30	-0,5
4,75				3,99													
5,00	21,5	66	4,84	4,09	5,8	6,3	5,8	6,3	5,7	6,2	5,4	5,90	2,6	3,10	0,8	1,30	-0,5
5,25				4													
5,50	21	68	4,84	3,9	7	7,5	7	7,5	6,9	7,4	6,5	7,00	5,8	6,30	0,8	1,30	-0,5
5,75				4,03													
6,00	21	68	4,76	4,14	13,1	13,6	13,3	13,8	13,1	13,6	13,1	13,60	11,9	12,40	3,1	3,60	-0,5
6,25				4,12													
6,45	20,2	70	4,69	4,09	30	30,5	30	30,5	30	30,5	29,8	30,30	29,2	29,70	16,2	16,70	-0,5
6,50	20,2	71		4,09													
6,75	19,7	73		3,79													
7,00	19,5	75		3,85													
7,25	19,4	76		3,88													
7,50	19,1	76		3,9													
7,75	19	76		3,87													
8,00	18,9	76	4,83	3,9	1,2	1,9	1,2	1,9	1,2	1,9	1,2	12,70	1,1	1,80	0,8	1,50	-0,7
8,25	18,9	76	4,82	3,82	1,5	2,2	1,5	2,2	1,5	2,2	1,5	2,20	1,4	2,10	1	1,70	-0,7

AC Ciclo intermediário - 1

Cor Aparente = 30 uH

Cor Verdadeira = -

pH = 4,73

Turb = 0,60 uT

DFI - 1

Pico

1°

Volume (L)

18,5

Tempo (s)

41,0

<i>Continuação Ensaio IV</i>																	
8,50	18,7	76	4,75	3,91	1,7	2,2	1,7	2,2	1,7	2,2	1,7	2,20	1,6	2,10	1,3	1,80	-0,5
8,75	18,7	76	4,59	3,88	1,9	2,4	1,8	2,3	1,7	2,2	1,7	2,20	1,6	2,10	1,3	1,80	-0,5
9,00	18,6	76	4,51	4,26	2	2,5	1,9	2,4	1,9	2,4	1,8	2,30	1,7	2,20	1,5	2,00	-0,5
9,25	18,6	76		4,16													
9,50	18,6	76	4,39	4,09	2,2	2,7	2,1	2,6	2,1	2,6	1,9	2,40	1,7	2,20	1,4	1,90	-0,5
9,75	18,4	76		4,03													
10,00	18,3	77	4,45	4,13	2,7	3,2	2,6	3,1	2,6	3,1	2,3	2,80	1,8	2,30	1,4	1,90	-0,5
10,25	18,4	77		4,28													
10,50	18,1	77	4,51	4,16	4,3	4,8	4,3	4,8	4,1	4,6	3,7	4,20	3	3,50	1,2	1,70	-0,5
10,75	18	78		4,32													
11,00	18	78	4,54	4,17	7,3	7,8	7,2	7,7	7	7,5	6,7	7,20	5,8	6,30	1,5	2,00	-0,5
11,25	18,1	77,6		4,44													
11,50	17,8	77	4,56	4,17	18,8	19,3	18,8	19,3	18,7	19,2	17,4	17,90	17,5	18,00	8,6	9,10	-0,5
11,75	17,7	77		4,34													
12,00	17,5	77	4,63	4,29	40	40,5	40	40,5	39,9	40,4	39,5	40,00	38,4	38,90	28,2	28,70	-0,5
12,25	17,4	77		4,18													
12,42	17,4	77	4,67	4,16	60	60,5	60	60,5	59,7	60,2	59,3	59,80	58	58,50	49,8	50,30	-0,5
12,48				4,16													
12,75	17,4	77		4,15													
13,00	17,2	77		4,08													
13,25	17,1	78,00		3,94													
13,50	17	78		3,99													
13,75	16,9	79		4,12													
14,00	16,8	79	4,71	4,28	1,7	2,2	1,6	2,1	1,6	2,1	1,6	2,10	1,2	1,70	1	1,50	-0,5
14,25	16,8	78	4,7	4,16	1,9	2,4	1,8	2,3	1,8	2,3	1,8	2,30	1,8	2,30	1,4	1,90	-0,5
14,50	16,7	79	4,73	4,14	2	2,5	1,9	2,4	1,9	2,4	1,9	2,40	1,9	2,40	1,5	2,00	-0,5
14,75	16,6	81	4,67	4,06	2	2,5	1,9	2,4	1,8	2,3	1,8	2,30	1,8	2,30	1,5	2,00	-0,5
15,00	16,5	81	4,6	4,13	2,2	2,7	2,1	2,6	2,1	2,6	2,1	2,60	2	2,50	1,6	2,10	-0,5
15,25	16,5	80		4,04													
15,50	16,4	80	4,57	4,18	2,6	3,1	2,6	3,1	2,5	3	2,3	2,80	2	2,50	1,6	2,10	-0,5
15,75	16,3	80		4,16													
16,00	16,2	80	4,57	4,05	3,5	4	3,4	3,9	3,3	3,8	3	3,50	2,6	3,10	1,7	2,20	-0,5
16,25	16,2	80		3,83													
16,50	16,1	80	4,59	3,71	5,6	6,1	5,5	6	5,4	5,9	5,2	5,70	4,6	5,10	1,7	2,20	-0,5
16,75	16,2	80		3,69													
17,00	16	80	4,56	3,86	14,8	15,3	14,7	15,2	14,5	15	14,1	14,60	13	13,50	7	7,50	-0,5
17,25	16	80		3,85													
17,50	16	80	4,43	3,76	31,7	32,2	31,7	32,2	31,6	32,1	31,4	31,90	30,5	31,00	21,5	22,00	-0,5
17,75	16,1	79		3,9													
18,00	16,3	80	4,35	3,66	58	58,5	58	58,5	57,6	58,1	57,3	57,80	56,2	56,70	46,6	47,10	-0,5

Continuação Ensaio IV																				
18,25	16,7	80		3,75	75,5	76	75,5	76	75,1	75,6	74,7	75,20	73,5	74,00	63,2	63,70	-0,5			
18,45	16,8	81	4,31	3,75	90	90,5	90	90,5	89,7	90,2	89,4	89,90	87	87,50	78,8	79,30	-0,5			
18,50	16,8	81		3,75				AC Ciclo intermediário - 3			Cor Aparente = 29 uH			pH = 4,64						
18,75	16,7	79		3,78							Cor Verdadeira = -			Turb = 0,64 uT						
19,00	18,1	78		3,81				DFI - 3					Pico	Volume (L)	Tempo (s)					
19,25	18,7	78		3,8												1°	18,5	60,0		
19,50	19,3	74		3,93												-	-	-		
19,75	19,4	73		3,82																
20,00	21	70	4,26	4,39	3,6	4,1	3,6	4,1	3,6	4,1	3,5	4,00	3,3	3,80	2,8	3,30	-0,5			
20,25	21,5	67	4,23	4,56	4,4	4,7	4,4	4,7	4,1	4,4	4,3	4,60	3,4	3,70	2,8	3,10	-0,3			
20,50	22,4	65	4,13	4,53	4,3	4,6	4,3	4,6	4,3	4,6	4	4,30	3,8	4,10	3,4	3,70	-0,3			
20,75	23	63	4,03	4,63	4,5	4,8	4,5	4,8	4,4	4,7	4,1	4,40	4	4,30	3,5	3,80	-0,3			
21,00	23,6	61	4,05	4,49	4,7	5	4,7	5	4,5	4,8	4,2	4,50	4	4,30	3,6	3,90	-0,3			
21,25	24,1	57		4,32																
21,50	24,8	53	4,12	4,44	5	5,4	5	5,4	4,9	5,3	4,5	4,90	4	4,40	3,6	4,00	-0,4			
21,75	25,2	51		4,08																
22,00	25,7	48	4,33	4,39	6,2	6,5	6,2	6,5	6	6,3	5,5	5,80	5	5,30	3,9	4,20	-0,3			
22,25	26	48		4,27																
22,50	26,6	47	4,5	3,97	10	10,3	10	10,3	9,9	10,2	9,5	9,80	8,9	9,20	6,5	6,80	-0,3			
22,75	27,6	46																		
23,00	27,2	44	4,56	3,86	23	23,3	23	23,3	23	23,3	22,4	22,70	21,8	22,10	18,2	18,50	-0,3			
23,25	27,4	44		3,82																
23,50	27,8	43	4,62	3,84	41,6	41,9	41,6	41,9	41,4	41,7	40,7	41,00	39,6	39,90	33,9	34,20	-0,3			
23,75	28	43																		
24,00	28	43	4,57		45,7	46	45,7	46	45,5	45,8	44,9	45,20	43,9	44,20	37	37,30	-0,3			
min	16,00	80,00	4,43	4,16		1,20		1,20		1,20		1,20		1,20		0,50				
máx	28,00	43,00	4,57	3,84		90,50		90,50		90,20		89,90		87,50		79,30				
								AC Ciclo intermediário - 4			Cor Aparente = -			pH = -						
											Cor Verdadeira = -			Turb = -						
								DFF					Pico	Volume (L)	Tempo (s)					
																	-	-	-	
																	-	-	-	

Sistema FAP

Ensaio N°: V

Taxa de Filtração FAP (m³ m² dia⁻¹): 15,0Dosagem HCl (mg L⁻¹): 1475Dosagem de Fe (mg L⁻¹): 200

T.O.	Temp.	Umid.	pH		PERDA DE CARGA [cm]														
			Amost.	Coag.	P1	P1-P8	P2	P2-P8	P3	P3-P8	P4	P4-P8	P5	P5-P8	P6	P6-P8	P7	P7-P8	P8
0,00	25,7	52		4,07															
0,50	24,0	49,0		4,07															
1,00	23,5	48,0		4,08															
1,67	23,5	47,0		4,06															
2,05	23,2	48,0		4,06	2,30	4,20	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90
2,25	23,1	49,0	5,60	4,04	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90
2,50	23,1	43,0	5,40	4,07	2,60	4,50	2,60	4,50	2,50	4,40	2,40	4,30	2,40	4,30	0,19	2,09	0,50	2,40	-1,90
2,75	23,0	48,0	4,84	4,08	2,80	4,60	2,80	4,60	2,60	4,40	2,50	4,30	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
3,00	23,0	49,0	4,82	4,08	3,00	4,80	3,00	4,80	2,80	4,60	2,60	4,40	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
3,50	22,7	50,0	4,47	4,07	3,50	5,30	3,50	5,30	3,30	5,10	3,00	4,80	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
4,00	22,4	50,0	4,47	4,06	5,50	7,30	5,50	7,30	5,40	7,20	5,10	6,90	4,60	6,40	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80
4,50	22,2	53,0	4,47	4,07	9,80	11,60	9,80	11,60	9,80	11,60	9,00	10,80	8,10	9,90	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80
5,00	20,7	57,0	4,41	4,09	18,70	20,50	18,70	20,50	18,50	20,30	18,20	20,00	17,70	19,50	4,50	6,30	0,80	2,60	-1,80
5,38	20,5	57,0	4,53	4,06	30,00	31,80	30,00	31,80	29,90	31,70	29,70	31,50	28,50	30,30	6,00	7,80	0,80	2,60	-1,80
5,58				4,07															
6,00	19,9	60,0		4,07															
6,50	19,7	61,0		4,07															
7,00	19,4	61,0		4,04															
7,50	19,1	62,0		4,07															
7,73	19,0	63,0	4,43	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80
8,00	18,9	63,0	4,47	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80
8,25	19,4	62,0	4,49	4,03	2,20	4,00	2,20	4,00	2,00	3,80	2,00	3,80	1,80	3,60	1,40	3,20	0,20	2,00	-1,80
8,50	19,3	62,0	4,41	4,07	2,50	4,30	2,50	4,30	2,30	4,10	2,30	4,10	1,80	3,60	1,40	3,20	0,30	2,10	-1,80
8,75	19,1	63,0	4,38	4,07	2,70	4,50	2,70	4,50	2,50	4,30	2,40	4,20	1,90	3,70	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80
9,25	19,2	63,0	4,36	4,06	3,90	5,70	3,90	5,70	3,70	5,50	3,70	5,50	3,00	4,80	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80
9,75	18,7	65,0	4,34	4,04	7,70	9,50	7,70	9,50	7,50	9,30	7,50	9,30	6,80	8,60	2,00	3,80	0,30	2,10	-1,80
10,25	18,5	65,0	4,39	4,07	18,40	20,20	18,40	20,20	18,20	20,00	18,20	20,00	17,80	19,60	9,20	11,00	0,30	2,10	-1,80
10,75	18,3	65,0	4,24	4,07	39,20	41,00	39,20	41,00	39,60	41,40	39,10	40,90	38,80	40,60	28,70	30,50	0,30	2,10	-1,80
11,17	17,9	67,0		4,08	60,00	61,80	60,00	61,80	59,80	61,60	59,80	61,60	58,80	60,60	46,80	48,60	0,30	2,10	-1,80
11,33				4,04															
12,00	17,7	68,0		4,09															
12,50	17,6	68,0		4,02															
13,00	17,4	68,0		4,10															
13,22	17,4	68,0		4,02															
13,50	17,5	68,0	4,40	4,07	4,40	6,20	4,30	6,10	4,20	6,00	3,80	5,60	3,80	5,60	3,40	5,20	0,60	2,40	-1,80

Sistema FAP

Ensaio N°: VI

Taxa de Filtração FAP (m³ m² dia⁻¹): 15,0Dosagem HCl (mg L⁻¹): 688Dosagem de Fe (mg L⁻¹): 400

T.O.	Temp.	Umid.	pH		PERDA DE CARGA [cm]														
			Amost.	Coag.	P1	P1-P8	P2	P2-P8	P3	P3-P8	P4	P4-P8	P5	P5-P8	P6	P6-P8	P7	P7-P8	P8
0,00	25,7	52		4,07															
0,50	24,0	49,0		4,07															
1,00	23,5	48,0		4,08															
1,67	23,5	47,0		4,06															
2,05	23,2	48,0		4,06	2,30	4,20	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90
2,25	23,1	49,0	5,60	4,04	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90
2,50	23,1	43,0	5,40	4,07	2,60	4,50	2,60	4,50	2,50	4,40	2,40	4,30	2,40	4,30	0,19	2,09	0,50	2,40	-1,90
2,75	23,0	48,0	4,84	4,08	2,80	4,60	2,80	4,60	2,60	4,40	2,50	4,30	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
3,00	23,0	49,0	4,82	4,08	3,00	4,80	3,00	4,80	2,80	4,60	2,60	4,40	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
3,50	22,7	50,0	4,47	4,07	3,50	5,30	3,50	5,30	3,30	5,10	3,00	4,80	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
4,00	22,4	50,0	4,47	4,06	5,50	7,30	5,50	7,30	5,40	7,20	5,10	6,90	4,60	6,40	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80
4,50	22,2	53,0	4,47	4,07	9,80	11,60	9,80	11,60	9,80	11,60	9,00	10,80	8,10	9,90	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80
5,00	20,7	57,0	4,41	4,09	18,70	20,50	18,70	20,50	18,50	20,30	18,20	20,00	17,70	19,50	4,50	6,30	0,80	2,60	-1,80
5,38	20,5	57,0	4,53	4,06	30,00	31,80	30,00	31,80	29,90	31,70	29,70	31,50	28,50	30,30	6,00	7,80	0,80	2,60	-1,80
5,58				4,07															
6,00	19,9	60,0		4,07															
6,50	19,7	61,0		4,07															
7,00	19,4	61,0		4,04															
7,50	19,1	62,0		4,07															
7,73	19,0	63,0	4,43	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80
8,00	18,9	63,0	4,47	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80
8,25	19,4	62,0	4,49	4,03	2,20	4,00	2,20	4,00	2,00	3,80	2,00	3,80	1,80	3,60	1,40	3,20	0,20	2,00	-1,80
8,50	19,3	62,0	4,41	4,07	2,50	4,30	2,50	4,30	2,30	4,10	2,30	4,10	1,80	3,60	1,40	3,20	0,30	2,10	-1,80
8,75	19,1	63,0	4,38	4,07	2,70	4,50	2,70	4,50	2,50	4,30	2,40	4,20	1,90	3,70	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80
9,25	19,2	63,0	4,36	4,06	3,90	5,70	3,90	5,70	3,70	5,50	3,70	5,50	3,00	4,80	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80
9,75	18,7	65,0	4,34	4,04	7,70	9,50	7,70	9,50	7,50	9,30	7,50	9,30	6,80	8,60	2,00	3,80	0,30	2,10	-1,80
10,25	18,5	65,0	4,39	4,07	18,40	20,20	18,40	20,20	18,20	20,00	18,20	20,00	17,80	19,60	9,20	11,00	0,30	2,10	-1,80
10,75	18,3	65,0	4,24	4,07	39,20	41,00	39,20	41,00	39,60	41,40	39,10	40,90	38,80	40,60	28,70	30,50	0,30	2,10	-1,80
11,17	17,9	67,0		4,08	60,00	61,80	60,00	61,80	59,80	61,60	59,80	61,60	58,80	60,60	46,80	48,60	0,30	2,10	-1,80
11,33				4,04															
12,00	17,7	68,0		4,09															
12,50	17,6	68,0		4,02															
13,00	17,4	68,0		4,10															
13,22	17,4	68,0		4,02															
13,50	17,5	68,0	4,40	4,07	4,40	6,20	4,30	6,10	4,20	6,00	3,80	5,60	3,80	5,60	3,40	5,20	0,60	2,40	-1,80

Sistema FAP

Ensaio N°: VII

Taxa de Filtração FAP (m³ m² dia⁻¹): 15,0Dosagem HCl (mg L⁻¹): 688Dosagem de Fe (mg L⁻¹): 400

T.O.	Temp.	Umid.	pH		PERDA DE CARGA [cm]														
			Amost.	Coag.	P1	P1-P8	P2	P2-P8	P3	P3-P8	P4	P4-P8	P5	P5-P8	P6	P6-P8	P7	P7-P8	P8
0,00	25,7	52		4,07															
0,50	24,0	49,0		4,07															
1,00	23,5	48,0		4,08															
1,67	23,5	47,0		4,06															
2,05	23,2	48,0		4,06	2,30	4,20	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90
2,25	23,1	49,0	5,60	4,04	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90
2,50	23,1	43,0	5,40	4,07	2,60	4,50	2,60	4,50	2,50	4,40	2,40	4,30	2,40	4,30	0,19	2,09	0,50	2,40	-1,90
2,75	23,0	48,0	4,84	4,08	2,80	4,60	2,80	4,60	2,60	4,40	2,50	4,30	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
3,00	23,0	49,0	4,82	4,08	3,00	4,80	3,00	4,80	2,80	4,60	2,60	4,40	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
3,50	22,7	50,0	4,47	4,07	3,50	5,30	3,50	5,30	3,30	5,10	3,00	4,80	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
4,00	22,4	50,0	4,47	4,06	5,50	7,30	5,50	7,30	5,40	7,20	5,10	6,90	4,60	6,40	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80
4,50	22,2	53,0	4,47	4,07	9,80	11,60	9,80	11,60	9,80	11,60	9,00	10,80	8,10	9,90	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80
5,00	20,7	57,0	4,41	4,09	18,70	20,50	18,70	20,50	18,50	20,30	18,20	20,00	17,70	19,50	4,50	6,30	0,80	2,60	-1,80
5,38	20,5	57,0	4,53	4,06	30,00	31,80	30,00	31,80	29,90	31,70	29,70	31,50	28,50	30,30	6,00	7,80	0,80	2,60	-1,80
5,58				4,07															
6,00	19,9	60,0		4,07															
6,50	19,7	61,0		4,07															
7,00	19,4	61,0		4,04															
7,50	19,1	62,0		4,07															
7,73	19,0	63,0	4,43	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80
8,00	18,9	63,0	4,47	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80
8,25	19,4	62,0	4,49	4,03	2,20	4,00	2,20	4,00	2,00	3,80	2,00	3,80	1,80	3,60	1,40	3,20	0,20	2,00	-1,80
8,50	19,3	62,0	4,41	4,07	2,50	4,30	2,50	4,30	2,30	4,10	2,30	4,10	1,80	3,60	1,40	3,20	0,30	2,10	-1,80
8,75	19,1	63,0	4,38	4,07	2,70	4,50	2,70	4,50	2,50	4,30	2,40	4,20	1,90	3,70	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80
9,25	19,2	63,0	4,36	4,06	3,90	5,70	3,90	5,70	3,70	5,50	3,70	5,50	3,00	4,80	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80
9,75	18,7	65,0	4,34	4,04	7,70	9,50	7,70	9,50	7,50	9,30	7,50	9,30	6,80	8,60	2,00	3,80	0,30	2,10	-1,80
10,25	18,5	65,0	4,39	4,07	18,40	20,20	18,40	20,20	18,20	20,00	18,20	20,00	17,80	19,60	9,20	11,00	0,30	2,10	-1,80
10,75	18,3	65,0	4,24	4,07	39,20	41,00	39,20	41,00	39,60	41,40	39,10	40,90	38,80	40,60	28,70	30,50	0,30	2,10	-1,80
11,17	17,9	67,0		4,08	60,00	61,80	60,00	61,80	59,80	61,60	59,80	61,60	58,80	60,60	46,80	48,60	0,30	2,10	-1,80
11,33				4,04															
12,00	17,7	68,0		4,09															
12,50	17,6	68,0		4,02															
13,00	17,4	68,0		4,10															
13,22	17,4	68,0		4,02															
13,50	17,5	68,0	4,40	4,07	4,40	6,20	4,30	6,10	4,20	6,00	3,80	5,60	3,80	5,60	3,40	5,20	0,60	2,40	-1,80

Sistema FAP

Ensaio N°: VIII

Taxa de Filtração FAP (m³ m² dia⁻¹): 15,0Dosagem HCl (mg L⁻¹): 1305Dosagem de Fe (mg L⁻¹): 200

T.O.	Temp.	Umid.	pH		PERDA DE CARGA [cm]														
			Amost.	Coag.	P1	P1-P8	P2	P2-P8	P3	P3-P8	P4	P4-P8	P5	P5-P8	P6	P6-P8	P7	P7-P8	P8
0,00	25,7	52		4,07															
0,50	24,0	49,0		4,07															
1,00	23,5	48,0		4,08															
1,67	23,5	47,0		4,06															
2,05	23,2	48,0		4,06	2,30	4,20	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90
2,25	23,1	49,0	5,60	4,04	2,30	4,20	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	2,20	4,10	1,80	3,70	0,50	2,40	-1,90
2,50	23,1	43,0	5,40	4,07	2,60	4,50	2,60	4,50	2,50	4,40	2,40	4,30	2,40	4,30	0,19	2,09	0,50	2,40	-1,90
2,75	23,0	48,0	4,84	4,08	2,80	4,60	2,80	4,60	2,60	4,40	2,50	4,30	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
3,00	23,0	49,0	4,82	4,08	3,00	4,80	3,00	4,80	2,80	4,60	2,60	4,40	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
3,50	22,7	50,0	4,47	4,07	3,50	5,30	3,50	5,30	3,30	5,10	3,00	4,80	2,40	4,20	2,00	3,80	0,60	2,40	-1,80
4,00	22,4	50,0	4,47	4,06	5,50	7,30	5,50	7,30	5,40	7,20	5,10	6,90	4,60	6,40	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80
4,50	22,2	53,0	4,47	4,07	9,80	11,60	9,80	11,60	9,80	11,60	9,00	10,80	8,10	9,90	2,20	4,00	0,80	2,60	-1,80
5,00	20,7	57,0	4,41	4,09	18,70	20,50	18,70	20,50	18,50	20,30	18,20	20,00	17,70	19,50	4,50	6,30	0,80	2,60	-1,80
5,38	20,5	57,0	4,53	4,06	30,00	31,80	30,00	31,80	29,90	31,70	29,70	31,50	28,50	30,30	6,00	7,80	0,80	2,60	-1,80
5,58				4,07															
6,00	19,9	60,0		4,07															
6,50	19,7	61,0		4,07															
7,00	19,4	61,0		4,04															
7,50	19,1	62,0		4,07															
7,73	19,0	63,0	4,43	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80
8,00	18,9	63,0	4,47	4,07	1,80	3,60	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	1,30	3,10	0,20	2,00	-1,80
8,25	19,4	62,0	4,49	4,03	2,20	4,00	2,20	4,00	2,00	3,80	2,00	3,80	1,80	3,60	1,40	3,20	0,20	2,00	-1,80
8,50	19,3	62,0	4,41	4,07	2,50	4,30	2,50	4,30	2,30	4,10	2,30	4,10	1,80	3,60	1,40	3,20	0,30	2,10	-1,80
8,75	19,1	63,0	4,38	4,07	2,70	4,50	2,70	4,50	2,50	4,30	2,40	4,20	1,90	3,70	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80
9,25	19,2	63,0	4,36	4,06	3,90	5,70	3,90	5,70	3,70	5,50	3,70	5,50	3,00	4,80	1,50	3,30	0,30	2,10	-1,80
9,75	18,7	65,0	4,34	4,04	7,70	9,50	7,70	9,50	7,50	9,30	7,50	9,30	6,80	8,60	2,00	3,80	0,30	2,10	-1,80
10,25	18,5	65,0	4,39	4,07	18,40	20,20	18,40	20,20	18,20	20,00	18,20	20,00	17,80	19,60	9,20	11,00	0,30	2,10	-1,80
10,75	18,3	65,0	4,24	4,07	39,20	41,00	39,20	41,00	39,60	41,40	39,10	40,90	38,80	40,60	28,70	30,50	0,30	2,10	-1,80
11,17	17,9	67,0		4,08	60,00	61,80	60,00	61,80	59,80	61,60	59,80	61,60	58,80	60,60	46,80	48,60	0,30	2,10	-1,80
11,33				4,04															
12,00	17,7	68,0		4,09															
12,50	17,6	68,0		4,02															
13,00	17,4	68,0		4,10															
13,22	17,4	68,0		4,02															
13,50	17,5	68,0	4,40	4,07	4,40	6,20	4,30	6,10	4,20	6,00	3,80	5,60	3,80	5,60	3,40	5,20	0,60	2,40	-1,80

Sistema FAP

Ensaio N°: XI

Dosagem HCl (mg HCl L⁻¹): 763,0Taxa de Filtração FAP (m³ m² dia⁻¹): 15,0Dosagem Fe⁺ (mg Fe L⁻¹): 400,0

T.O.	Temp.	Umid.	pH		PERDA DE CARGA [cm]																		
			Amost.	Coag.	P1	P1-P8	P2	P2-P8	P3	P3-P8	P4	P4-P8	P5	P5-P8	P6	P6-P8	P7	P7-P8	P8				
0,00	27,8	63		4,01							0,00		0,00		0,00		0,00		0,00		0,00		
0,50	27,5	65,0		4,00							0,00		0,00		0,00		0,00		0,00		0,00		
1,00	27,3	64,0		4,01							0,00		0,00		0,00		0,00		0,00		0,00		
1,50	27,1	65,0		4,02							0,00		0,00		0,00		0,00		0,00		0,00		
2,00	27,0	65,0		4,01							0,00		0,00		0,00		0,00		0,00		0,00		
2,42	26,7	66,0	5,42	4,02	1,20	3,00	1,20	3,00	1,20	3,00	1,20	3,00	1,00	2,80	0,80	2,60	-0,70	1,10	-1,80				
2,75	26,6	66,0	5,18	4,01	1,40	3,20	1,40	3,20	1,40	3,20	1,40	3,20	1,30	3,10	0,60	2,40	-0,60	1,20	-1,80				
3,00	26,5	67,0	4,84	4,00	1,80	3,60	1,80	3,60	1,50	3,30	1,50	3,30	1,40	3,20	0,50	2,30	-0,40	1,40	-1,80				
3,25	26,4	67,0	4,58	4,01	1,90	3,70	1,90	3,70	1,80	3,60	1,70	3,50	1,50	3,30	0,50	2,30	-0,40	1,40	-1,80				
3,50	26,3	68,0	4,37	4,01	1,90	3,70	1,90	3,70	1,80	3,60	1,70	3,50	1,60	3,40	0,50	2,30	-0,40	1,40	-1,80				
4,00	26,1	68,0	4,22	4,02	1,70	3,50	1,70	3,50	1,60	3,40	1,60	3,40	1,50	3,30	0,60	2,40	-0,40	1,40	-1,80				
4,50	25,9	69,0	4,17	4,02	1,70	3,50	1,70	3,50	1,60	3,40	1,60	3,40	1,50	3,30	0,60	2,40	-0,40	1,40	-1,80				
5,00	25,8	68,0	4,10	4,02	2,00	3,80	2,00	3,80	1,80	3,60	1,80	3,60	1,70	3,50	0,80	2,60	-0,30	1,50	-1,80				
6,00	25,4	70,0	4,10	4,01	2,80	4,60	2,80	4,60	2,70	4,50	2,00	3,80	1,70	3,50	1,00	2,80	-0,20	1,60	-1,80				
7,00	25,1	72,0	4,08	4,02	4,70	6,50	4,70	6,50	4,50	6,30	3,90	5,70	2,50	4,30	1,10	2,90	-0,20	1,60	-1,80				
8,00	24,9	73,0	4,03	4,02	18,50	20,30	18,50	20,30	18,30	20,10	17,50	19,30	12,10	13,90	1,10	2,90	-0,20	1,60	-1,80				
8,83	24,6	73,0	3,98	4,02	30,30	32,10	30,30	32,10	30,20	32,00	29,50	31,30	19,20	21,00	2,00	3,80	-0,10	1,70	-1,80				
9,00				4,02																			
10,00	24,4	75,0		4,01																			
10,50	24,6	76,0		4,01																			
11,00	24,8	77,0		4,01																			
11,07	24,9	77,0	4,03	4,00	1,80	3,50	1,80	3,50	1,80	3,50	1,60	3,30	1,10	2,80	0,80	2,50	-0,60	1,10	-1,70				
11,25	25,2	77,0	4,06	4,01	1,90	3,60	1,90	3,60	1,90	3,60	1,70	3,40	1,10	2,80	0,80	2,50	-0,60	1,10	-1,70				

