



REDE COOPERATIVA DE PESQUISAS

FILTRAÇÃO DIRETA APLICADA A PEQUENAS COMUNIDADES

INSTITUIÇÕES PARTICIPANTES
EESC/USP, UFC, UNB, UNICAMP, UFSC



Apresentação

Esta publicação é um dos produtos da Rede de Pesquisas sobre o tema *Filtração direta aplicada a pequenas comunidades*, do Programa de Pesquisas em Saneamento Básico – PROSAB – Edital 03, coordenada pelo Prof. Luiz Di Bernardo da Escola de Engenharia de São Carlos da USP.

O objetivo geral do Programa é desenvolver e aperfeiçoar tecnologias nas áreas de águas de abastecimento, águas residuárias e resíduos sólidos que sejam de fácil aplicabilidade, baixo custo de implantação, operação e manutenção e que resultem na melhoria da qualidade de vida da população brasileira, especialmente as camadas menos favorecidas.

Operacionalizado através de redes cooperativas e gerenciado pela FINEP, o PROSAB já lançou 3 editais para a seleção de instituições capacitadas para desenvolver projetos em temas prioritários (1996, 1998 e 2000). Contando com o apoio da ABES, o financiamento do PROSAB é compartilhado pela FINEP, CNPq e CAIXA que alocam recursos para projetos, bolsas de pesquisa e ações de avaliação e divulgação, respectivamente.

A execução das pesquisas de forma cooperada tem permitido a abordagem integrada das ações dentro de cada tema, otimizando a aplicação dos recursos e evitando a duplicidade e a pulverização de iniciativas. As redes integram os pesquisadores das diversas instituições, homogeneizam a informação entre seus integrantes e possibilitam a capacitação permanente de instituições emergentes. No âmbito de cada rede, os projetos das diversas instituições têm interfaces e enquadram-se em uma proposta global de estudos, garantindo a geração de resultados de pesquisa efetivos e prontamente aplicáveis no cenário nacional. A atuação em rede permite, ainda, a padronização de metodologias de análises, a constante difusão e circulação de informações entre as instituições, o estímulo ao desenvolvimento de parcerias e a maximização dos resultados.

As redes de pesquisas são acompanhadas e permanentemente avaliadas por consultores, pelas agências financiadoras e pelo Grupo Coordenador, através de reuniões periódicas, visitas técnicas e seminários anuais.

O PROSAB tem sido divulgado na sua home page (www.finep.gov.br/prosab), e através de diversas publicações em revistas especializadas e da apresentação de trabalhos e participação em mesas redondas nos principais eventos da área de Saneamento Básico. Ao término de cada edital são elaborados livros, manuais e coletânea de artigos versando sobre as tecnologias desenvolvidas, distribuídos gratuitamente para as prefeituras, concessionárias de serviços de saneamento e bibliotecas. Também são ministrados cursos sobre essas tecnologias em diversas localidades do país.

Ao longo dos últimos 7 anos, o PROSAB vem se destacando na área de Saneamento como modelo de gestão de programa cooperativo e financiamento compartilhado, em função dos resultados já obtidos, quais sejam: desenvolvimento e aperfeiçoamento de diversas tecnologias, produtividade científica, formação e capacitação de recursos humanos especializados, modernização da infra-estrutura de pesquisa e desenvolvimento, consolidação de grupos de pesquisa emergentes, dentre outros.





GRUPO COORDENADOR DO PROSAB

Jurandyr Povinelli – EESC
jpovinel@sc.usp.br

Cícero O. de Andrade Neto – UFRN
cicero@ct.ufrn.br

Deíza Lara Pinto – CNPq
dlara@cnpq.br

Marcos Helano Montenegro – Ministério das Cidades
marcos.montenegro@idades.gov.br

Anna Virgínia Machado – ABES
annav@ax.apc.org

Sandra Helena Bondarovsky – CAIXA
sandra.bondarovsky@caixa.gov.br

Jeanine Ribeiro Claper – CAIXA
jeanine.claper@caixa.gov.br

Célia Maria Poppe de Figueiredo – FINEP
cmfigue@finep.gov.br

O PROSAB – Edital 3 foi parcialmente financiado com recursos do Fundo de Recursos Hídricos.



Luiz Di Bernardo
(coordenador)

Tratamento de Água para Abastecimento por Filtração Direta

São Carlos-SP
2003

Copyright © 2003 ABES - RJ

1ª Edição – tiragem: 1300 exemplares

Projeto gráfico, editoração eletrônica e fofolitos

RiMa Artes e Textos

Rua Conselheiro João Alfredo, 175

CEP 13561-110 – Jardim Paraíso – São Carlos-SP

Fone: (0xx16) 272-5269 Fax: (0xx16) 272-3264

www.rimaeditora.com.br

rmartes@terra.com.br

Coordenador

Luiz Di Bernardo

Tratamento de água para abastecimento por
filtração direta / Luiz Di Bernardo
(coordenador). – Rio de Janeiro : ABES,
RiMa, 2003
498 p. : il.
Projeto PROSAB

ISBN 85-86552-69-0

1. Filtração direta. 2. Tratamento de
água. 3. Saneamento. 4. Estação de
tratamento de água. I. Di Bernardo, Luiz.



Luiz Di Bernardo
(coordenador)

Instituições Participantes e Coordenadores de Projeto

Universidade de São Paulo – USP
Escola de Engenharia de São Carlos – EESC
Coordenador: Luiz Di Bernardo

Universidade Federal do Ceará – UFC e
Companhia de Água e Esgoto do Ceará – CAGECE
Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental
Coordenadora: Sandra Tédde Santaella

Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC e Companhia Catarinense
de Água e Saneamento – CASAN
Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental
Coordenador: Maurício Luiz Sens

Universidade Estadual de Campinas – UNICAMP
Faculdade de Engenharia Civil
Departamento de Saneamento e Ambiente
Coordenador: Carlos Gomes da Nave Mendes

Universidade de Brasília – UnB
Departamento de Engenharia Civil e Ambiental
Coordenadora: Cristina Celia Silveira Brandão

Consultor

Sidney Seckler Ferreira Filho
Escola Politécnica da USP – EPUSP



Autores

LUIZ DI BERNARDO

Engenheiro Civil (EESC-USP, 1971), Mestre (1973) e Doutor (1977) em Hidráulica e Saneamento (EESC-USP), cumpriu programa de Pós-doutorado na Iowa State University (EUA, 1979). Autor e co-autor de vários livros e trabalhos de pesquisa sobre tratamento de água publicados no Brasil e no exterior, bem como trabalhos em eventos nacionais e internacionais. É detentor de 3 prêmios Abel Wolman, outorgados pela Asociación Interamericana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, e do prêmio Rudolf Hering Medal, outorgado pela American Society of Civil Engineers (EUA). Foi coordenador nacional do Tema 1 dos PROSAB 1 e 3, relativos ao tratamento de água. Atualmente ocupa o cargo de Professor Titular da EESC-USP, desempenhando suas funções no Departamento de Hidráulica e Saneamento.

CARLOS GOMES DA NAVE MENDES

Engenheiro Civil (EESC-USP, 1981), Mestre (1985) e Doutor (1990) em Hidráulica e Saneamento (EESC-USP). Foi coordenador institucional do Tema 1 do PROSAB 3 e autor dos projetos de implantação do Sistema Escola de Tratamento de Águas e Resíduos na UNICAMP. Atualmente, exerce os cargos de Coordenador do Laboratório de Estudos de Tratabilidade de Águas e Resíduos e de Professor Doutor do Departamento de Saneamento e Ambiente, Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas – UNICAMP.

CRISTINA CELIA SILVEIRA BRANDÃO

Engenheira Química (Escola Politécnica-UFBA, 1978), Mestre em Engenharia Química (COPPE-UFRJ, 1984), PhD (1990) em Engenharia Ambiental (ICST, UK). Autora ou co-autora de artigos publicados em periódicos e trabalhos em eventos nacionais e internacionais. Co-autora de livros publicados no Brasil. É detentora do prêmio Abel Wolman 2000, outorgado pela Asociación Interamericana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Foi coordenador institucional do Tema 1 dos PROSAB 1, 2 e 3, relativos ao tratamento de água. Atualmente ocupa o cargo de Professora Adjunta no Departamento de Engenharia Civil e Ambiental da Faculdade de Tecnologia da Universidade de Brasília.



MAURÍCIO LUIZ SENS

Engenheiro Sanitarista (UFSC, 1982), Doutor pela Universidade de Rennes I (França, 1991). Autor ou co-autor de artigos publicados em periódicos e trabalhos em eventos nacionais e internacionais. Professor Titular e Supervisor do Laboratório de Potabilização de águas do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFSC, e Coordenador do Laboratório de Águas da Lagoa do Perí – Conv.UFSC/CASAN. Chefe do Departamento por 3 mandatos, professor do curso de graduação em Eng. Sanitária e Ambiental e do programa de pós-graduação em Eng. Ambiental da UFSC (Mestrado e Doutorado). Autor de cerca de 40 publicações técnicas.

VALTER LÚCIO DE PÁDUA

Engenheiro Civil (UFMG, 1992), Mestre (1994) e Doutor (1999) em Hidráulica e Saneamento (EESC-USP). Autor ou co-autor de artigos publicados em periódicos e trabalhos em eventos nacionais e internacionais. Bolsista PROFIX/CNPq, professor-colaborador do programa de pós-graduação em Engenharia Hidráulica e Ambiental da UFC, professor adjunto do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFMG.

Colaboradores no Desenvolvimento do Livro

As seguintes pessoas colaboraram para o desenvolvimento do livro em apreço, a quem os autores são gratos: Ângela Di Bernardo, Giovana Kátie Wiecheteck e Emília Kyiomi Kuroda, Ramon Lucas Dalsasso, Luiz Carlos de Melo Filho e Gisele Vidal Vimieiro.



Equipes dos Projetos de Pesquisa

INSTITUIÇÃO	NOME	FUNÇÃO
EESC-USP	Luiz Di Bernardo Giovana Katie Wiecheteck Emília Kiyomi Kuroda João Saldanha Donizete de Paula Bianca Dieile da Silva André Luis Maria Aparecida Perez Viudes Júlio César Trofino Paulo Fragiácomo	Coordenador Estudante de Doutorado Estudante de Mestrado Estudante de Mestrado Estudante de Mestrado Estudante de Mestrado Estudante de Iniciação Científica Técnica de Nível Superior Técnico de Nível Superior Técnico de Nível Superior
UFC	Sandra Tédde Santaella Valter Lúcio de Pádua Francimeyre Freire Avelino Guilherme Paiva Rebouças Luiza Maria da Silva Nunes Andrea Cristina da Silva Ferreira Marcos Barbosa de Albuquerque Régis Espíndola Freire Gardênia Silva de Queiróz Manoel do Vale Sales	Coordenadora Pesquisador Estudante de Iniciação Científica Estudante de Iniciação Científica Estudante de Iniciação Científica Bolsista DTI Bolsista DTI Bolsista AT Bolsista AT Estudante de doutorado - CAGECE
UFSC	Maurício Luiz Sens Ramon Lucas Dalsasso Luiz Carlos de Melo Filho Renata Iza Mondardo Bianca Sens dos Santos Deverson Simioni Luciana Frassetto de Campos Heloisa Rachel Wilrich Böell Marcelo Luiz Emmendoerfer	Coordenador Estudante de Doutorado Estudante de Doutorado Estudante de Mestrado Estudante de Iniciação Científica Estudante de Iniciação Científica Estudante de Iniciação Científica Estudante de Iniciação Científica Estudante de Iniciação Científica
UNICAMP	Carlos Gomes da Nave Mendes Angela dos Santos Barretto Álvaro Chávez Porras Ruben Bresaola Júnior Ricardo de Lima Isaac José Euclides Stipp Paterniani Emanuele Lima Ventura Seco Andréia Pereira de Souza	Coordenador Recém-doutora Pesquisador Pesquisador Pesquisador Pesquisador Estudante de Iniciação Científica Estudante de Iniciação Científica
UnB	Cristina Celia Silveira Brandão Soraia Fucina Amaral Carolina Arantes Renata Ortina Ramos Jairo Furtado Nogueira Sidclei Moreira de Freitas Eliane Lopes Borges Ana Elisa Silva de Melo Davi Tadeu Borges Marwell	Coordenadora Bolsa DTI Bolsa DTI Bolsa DTI Bolsa DTI Bolsa DTI Bolsa DTI Bolsa AP Estudante de Iniciação Científica Estudante de Iniciação Científica

Sumário

Nota dos Autores	XV
Capítulo 1 – Filtração Direta no Brasil	1
Panorama do Saneamento no Brasil	1
Tratamento de Águas de Abastecimento no Brasil	6
Panorama da Filtração Direta no Brasil	8
Histórico	8
ETAs de filtração direta no Brasil	9
Considerações Finais	15
Referências Bibliográficas	17
Capítulo 2 – Conceituação da Filtração Rápida e da Fluidificação de Meios Granulares	19
Introdução	19
Filtração Ascendente e Filtração Descendente	20
Filtração com Ação de Profundidade e de Ação Superficial	22
Características dos Materiais Filtrantes	32
a) Tamanho dos grãos (Dmax; Dmin)	34
b) Tamanho efetivo (D10)	34
c) Coeficiente de desuniformidade (CD)	34
d) Forma e geometria dos grãos	35
e) Porosidade	38
f) Massa específica	39
g) Dureza dos grãos	40
h) Solubilidade em ácido clorídrico	41
i) Solubilidade em hidróxido de sódio	41
Perda de Carga em Meio Granular Fixo	41
Fluidificação de Meios Granulares	44
Considerações iniciais	44
Perda de carga em meios granulares fluidificados	46
Previsão da expansão de meios granulares	48
Métodos de Controle dos Filtros	56
Relação entre perda de carga e funcionamento dos filtros	56
Carga hidráulica disponível constante e resistência total do filtro variável “CHDC x RTFV”	58
Carga hidráulica disponível constante e resistência total do filtro constante “CHDC x RTFC”	59

Carga hidráulica disponível variável e resistência total do filtro constante “CHDV x RTFC”	65
Carga hidráulica disponível variável e resistência total do filtro variável “CHDV x RTFV”	65
Bibliografia	106
Capítulo 3– Acondicionamento da Água para a Filtração Direta	113
Introdução	113
Micropeneiramento	116
Tipos de unidades	116
Aplicações	118
Oxidação e Adsorção	122
Oxidação por aeração e oxidação química	123
Adsorção em carvão ativado	128
Coagulação e Mistura Rápida	134
Princípios teóricos e mecanismos de coagulação	135
Coagulantes e auxiliares de coagulação	138
Mistura rápida	142
Parâmetros de projeto e operação das unidades de mistura rápida	144
Critério de seleção das unidades de mistura rápida	146
Floculação	146
Princípios teóricos	149
Parâmetros de projeto e de operação das unidades de floculação	151
Critérios de seleção das unidades de floculação	152
Considerações Finais	153
Bibliografia	154
Capítulo 4 – Seleção de Alternativas de Tratamento por Filtração Direta e Estudos de Tratabilidade	157
Tipos de Sistemas de Filtração Direta	157
Vantagens da Filtração Direta	159
Qualidade da Água: Aplicabilidade das Alternativas de Filtração Direta	160
Estudos de Tratabilidade	163
Estudos em escala de bancada	164
Estudos em escala-piloto	179
Bibliografia	203
Capítulo 5 – Filtração Direta Ascendente	207
Introdução	207
Funcionamento da Filtração Direta Ascendente	209
Tratamento de Água com Concentração Elevada de Algas	210
Tratamento com filtração direta ascendente	210

Pré-tratamento e filtração direta ascendente	219
Projeto de Instalações de Filtração Direta Ascendente	233
Generalidades	233
Meio filtrante e camada suporte	234
Taxas de filtração e qualidade da água bruta (valores, limitações)	236
Concepção de sistemas (taxa constante, taxa declinante, carga hidráulica constante ou variável)	239
Controle operacional (critérios de lavagem, descarga de fundo intermediária, dosagem e tipo de coagulante, uso de polímeros)	241
Sistema de lavagem	251
Bibliografia	255
Capítulo 6 – Filtração Direta Descendente	257
Introdução	257
Funcionamento da Filtração Direta Descendente	258
Tratamento de água com Concentração Elevada de Algas	260
Filtração direta descendente sem pré-tratamento	260
Filtração direta descendente com pré-tratamento	264
Projeto de Instalações de Filtração Direta Descendente	282
Generalidades	282
Meios filtrantes	282
Camada suporte e fundo de filtros	286
Taxas de filtração, carreira de filtração e qualidade da água bruta	291
Controle operacional (critérios de lavagem, dosagem e tipo de coagulante, uso de polímeros)	292
Sistema de lavagem	292
Bibliografia	297
Capítulo 7 – Dupla Filtração	301
Introdução	301
Funcionamento da Dupla Filtração	301
Considerações sobre a Coagulação e a Mistura Rápida	303
Remoção de Turbidez	304
Remoção de Cor	341
Características das substâncias húmicas	341
Remoção de cor na dupla filtração	345
Remoção de Algas	361
Algas, cianobactérias e seus efeitos na saúde	361
Remoção de algas por dupla filtração	363
Projeto de Sistemas de Dupla Filtração	385
Parâmetros de projeto	385
Alimentação dos filtros ascendentes e forma de operação	386
Fundo dos filtros e camada suporte	392
Materiais filtrantes	397

Taxas de filtração, carga hidráulica disponível e modo de operação	398
Lavagem dos filtros e aplicação de água na interface	402
Bibliografia	406
Capítulo 8 – Projeto de ETA em Escala Real Tipo Dupla Filtração	411
Descrição Geral da ETA	411
Características da água bruta e estudos de tratabilidade em instalações de bancada	411
Unidades componentes da ETA	413
Parâmetros de Projeto	415
Vazão nominal	415
Tipo de sistema de dupla filtração	415
Taxas de filtração	415
Lavagem dos filtros	415
Materiais filtrantes	415
Sistema de drenagem do fundo dos filtros	417
Dimensionamento Hidráulico	417
Perda de carga nos materiais filtrantes limpos	417
Câmara de chegada de água bruta e mistura rápida	421
Medição de vazão	423
Câmaras de carga e divisão da vazão entre os filtros ascendentes	423
Tubulações e dispositivos de entrada, saída e descarga de fundo dos filtros ascendentes	424
Tubulações e dispositivos hidráulicos de entrada, saída e lavagem dos filtros descendentes de antracito e areia	437
Verificação dos níveis de água e taxas de filtração nos filtros descendentes quando submetidos à taxa declinante	445
Plantas, Cortes e Detalhes da ETA Exemplo de Dupla Filtração	454
Exemplo de Custos e Problemas Operacionais e Perdas de Água no Processo de Tratamento de Água por Dupla Filtração em ETA em Escala Real	456
Características das instalações e parâmetros de projeto da ETA	457
Características Operacionais da ETA	462
Custos de operação e produção efetiva de água	467
Anexo – Capítulo 8	473
Fotografias da obra da ETA de dupla filtração utilizada no exemplo de dimensionamento	478
Bibliografia	480

Notas dos Autores

Em 2001 iniciou-se o PROSAB 3 – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico, visando desenvolver o Tema 1 – “Técnicas de Baixo Custo para Potabilização de Águas Salobras, Inclusive Diluição e Destino Final da Salmoura. Filtração Direta Aplicada a Pequenas Comunidades”. As cinco instituições selecionadas, EESC-USP como instituição estabelecida, e UFSC, UFC, UnB e UNICAMP, como instituições emergentes, enfocaram seus projetos de pesquisa nas tecnologias da filtração direta, utilizadas em diversas partes do Brasil para tratamento da água destinada ao consumo humano.

Nas diferentes instituições foram realizados estudos sobre a eficiência, limitações e aplicabilidade dessas tecnologias não convencionais de tratamento de água, em instalações-piloto e em escala real, que resultou, entre outros produtos, na presente publicação. Nesse livro procura-se apresentar os fundamentos da filtração e sistematizar informações sobre a concepção, o projeto, a construção, a operação e a manutenção dos sistemas, objetivando tanto sua apropriação pelos técnicos, quanto seu emprego para fins didáticos.

A filtração direta pode ser ascendente ou descendente, ou ainda pode-se combinar com a filtração direta ascendente como pré-tratamento à filtração descendente, constituindo a dupla filtração. Dependendo da qualidade da água bruta, essas alternativas podem apresentar funcionamento simplificado e custos de implantação relativamente baixos, o que as torna extremamente atraentes para a definição da tecnologia de tratamento.

Nessas últimas três décadas, a filtração direta ascendente e a descendente foram objetos de investigação intensiva no Brasil, notadamente na EESC-USP, demonstrando a potencialidade dessas tecnologias para o tratamento de água no Brasil. A dupla filtração passou a ser estudada na última década na EESC-USP e, a partir de 2000, em diversas instituições brasileiras. Com os estudos adicionais sobre a filtração direta ascendente e a filtração direta descendente desenvolvidos como parte do PROSAB 3, e com o aprimoramento da dupla filtração, os autores esperam estar colaborando para promover essas tecnologias e difundir sua aplicação por meio da presente publicação.

Capítulo 1

Filtração Direta no Brasil

Panorama do Saneamento no Brasil

A Organização Mundial de Saúde (OMS) define saneamento como “o controle de todos os fatores do meio físico do homem, que exercem efeito deletério sobre seu bem-estar físico, mental e social”. Saneamento também é definido como “o conjunto de ações que tendem a conservar e melhorar as condições do meio ambiente em benefício da saúde”. De acordo com essas definições e com o conceito de saúde, que é o estado de completo bem-estar físico, mental e social, e não apenas a ausência de doença, pode-se entender o saneamento como um conjunto de medidas de controle ambiental que tem por objetivo proteger a saúde humana. Os serviços tradicionalmente associados à oferta de saneamento são:

- Abastecimento de água.
- Coleta, tratamento e disposição adequada dos esgotos sanitários.
- Coleta, tratamento e disposição adequada dos resíduos sólidos.
- Coleta e disposição adequada, das águas pluviais.
- Controle de vetores de doenças transmissíveis.

A partir dos resultados da Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (IBGE, 2002), tem-se uma visão geral da situação do saneamento no Brasil. Na Figura 1.1 é apresentada a distribuição percentual dos distritos atendidos pelos serviços associados à oferta de saneamento, à exceção do controle de vetores, de acordo com as cinco macrorregiões do País.

Embora tenha alcançado melhorias na última década, o saneamento no Brasil encontra-se ainda deficiente e precário, principalmente em relação a determinados serviços, como a coleta e o tratamento dos esgotos sanitários e a drenagem urbana. O volume de esgotos tratados é extremamente baixo, atendendo somente parcela da população.

A deficiência na coleta e a disposição final inadequada do lixo, que geralmente é lançado a céu aberto na grande maioria das cidades brasileiras, são também outro sério problema ambiental e de saúde pública. A melhoria das condições de saneamento está associada ao aumento da expectativa de vida da população, ao aumento da produtividade dos trabalhadores e à diminuição da mortalidade infantil, havendo estimativas de que cada R\$ 1,00 investido em saneamento possibilita economizar R\$ 4,00 em medicina curativa.

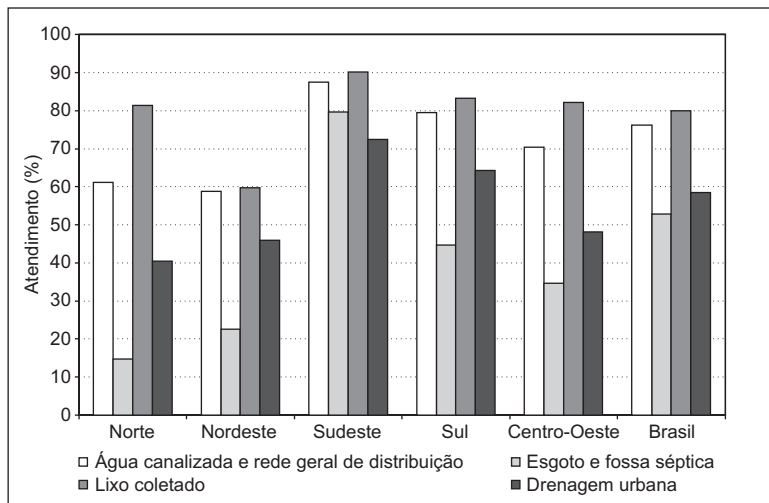


Figura 1.1 Saneamento – % de atendimento por macrorregião (IBGE, 2002).

Os piores índices de cobertura de saneamento são observados principalmente nas regiões menos desenvolvidas e nos menores municípios do País, conforme mostra a Tabela 1.1. Assim, os programas destinados à universalização dos serviços de saneamento devem ser voltados, prioritariamente, para essas localidades.

Apesar de o serviço de abastecimento de água apresentar atendimento superior a 58% em todas as regiões do País, esses resultados devem ser analisados cuidadosamente, uma vez que a qualidade da água muitas vezes não é levada em conta. Distritos abastecidos por águas tratadas de maneira precária, que não atendem ao padrão de potabilidade especificado pela legislação, ou abastecidos por águas que não recebem qualquer tipo de tratamento são incluídos no percentual de atendimentos por rede de distribuição de água, conforme pode ser observado nas Figuras 1.2 e 1.3.

Tabela 1.1 Cobertura e déficit de serviços de saneamento.

Tamanho de municípios por número de habitantes	População %	Taxa de urbanização %	Tamanho do déficit em domicílios						Cobertura dos serviços (%)		
			Água		Rede de esgotos		Rede + fossa		Água	Rede de esgoto	Rede + fossa
			Total	%	Total	%	Total	%			
Brasil	100,0	81,25	9.935.708	100	23.634.366	100	16.934.651	100	77,82	47,24	62,2
Até 19.999	19,69	55,07	3.765.165	38	6.732.772	28	5.880.886	35	54,08	18,5	28,65
De 20.000 a 49.999	16,98	66,24	2.138.262	22	4.171.634	18	3.443.906	20	62,77	27,37	40,04
De 50.000 a 99.999	12,39	81,22	1.342.519	14	3.012.143	13	2.215.029	13	72,46	38,2	54,55
De 100.000 a 499.999	23,28	64,46	1.605.493	16	5.057.809	21	2.966.064	18	85,32	53,8	72,95
Acima de 500.000	27,66	97,98	1.084.269	11	4.660.008	20	2.428.766	14	91,99	66,85	82,77

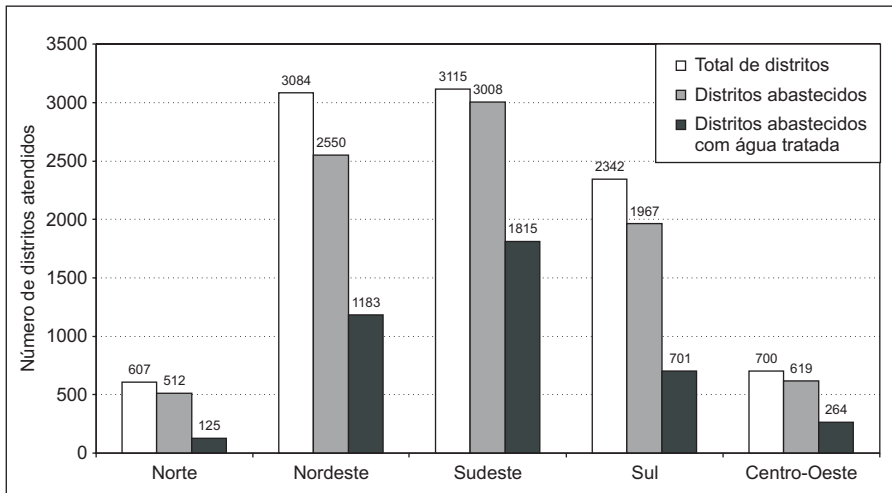


Figura 1.2 Abastecimento de água – distritos abastecidos e com tratamento (IBGE, 2002).

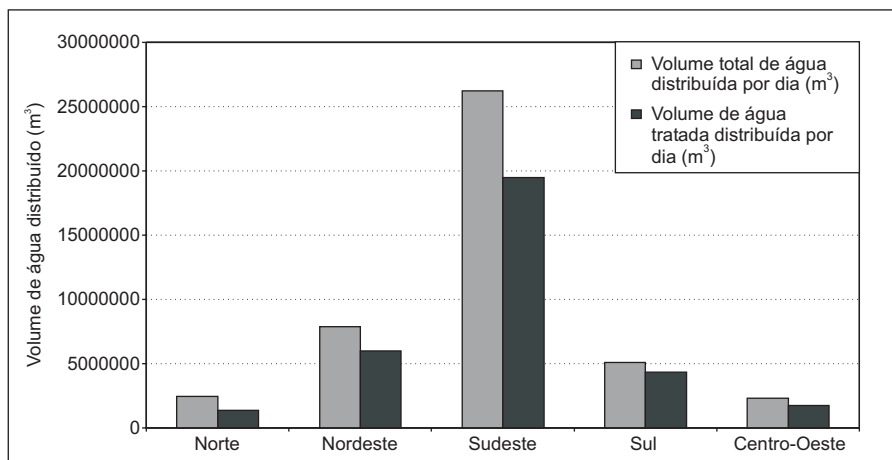


Figura 1.3 Abastecimento de água – volume de água distribuída por dia (IBGE, 2002).

Vale ressaltar que o processo denominado ‘simples desinfecção’ não é mais admitido pela legislação brasileira que regula o padrão de potabilidade, em se tratando de águas superficiais, portanto, na Figura 1.3 foram consideradas como não tratadas as águas que são distribuídas depois de submetidas apenas a esse tipo de procedimento. Ressalta-se, contudo, que essa opção excluiu do gráfico os distritos abastecidos com águas subterrâneas que necessitam apenas da desinfecção.

Outro grande problema brasileiro, concentrado principalmente na região Nordeste, é a escassez de água disponível para as mais diversas utilizações, inclusive para o consumo humano, em razão das secas e das severas estiagens. A escassez, conjugada a outros problemas como reservação, capacidade insuficiente de tratamento e população flutuante, geralmente causa racionamento na distribuição de água e comprometimento da qualidade da água fornecida à população. Embora o Brasil tenha grande disponibilidade de recursos hídricos, estes não são distribuídos de modo equilibrado entre as macrorregiões, conforme pode ser observado na Figura 1.4, que reproduz dados da Secretaria de Recursos Hídricos do Ministério do Meio Ambiente.

Na Figura 1.5 é apresentada a distribuição dos distritos freqüentemente atingidos por racionamento de água de acordo com as causas. Além disso, a média dos índices de perdas no Brasil é muito elevada, seja por vazamento e desperdícios, seja por perdas de medição da água distribuída, para efeito de faturamento. Em diversos sistemas, o índice de perdas ultrapassa 50%.

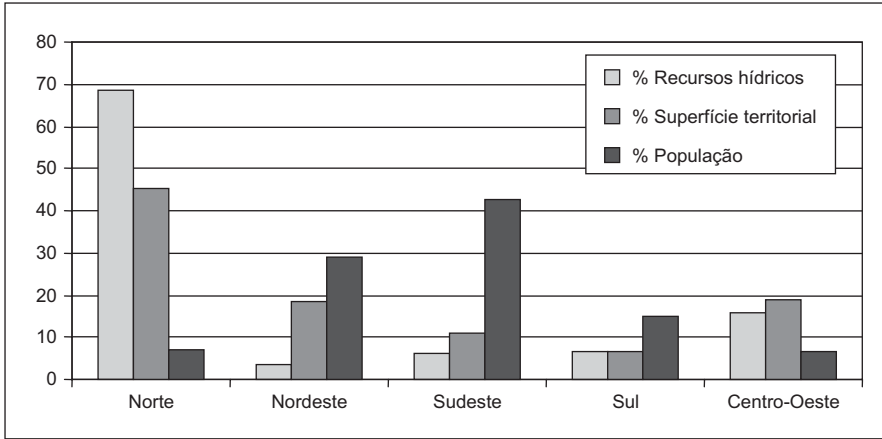


Figura 1.4 Distribuição de recursos hídricos nas macrorregiões brasileiras.

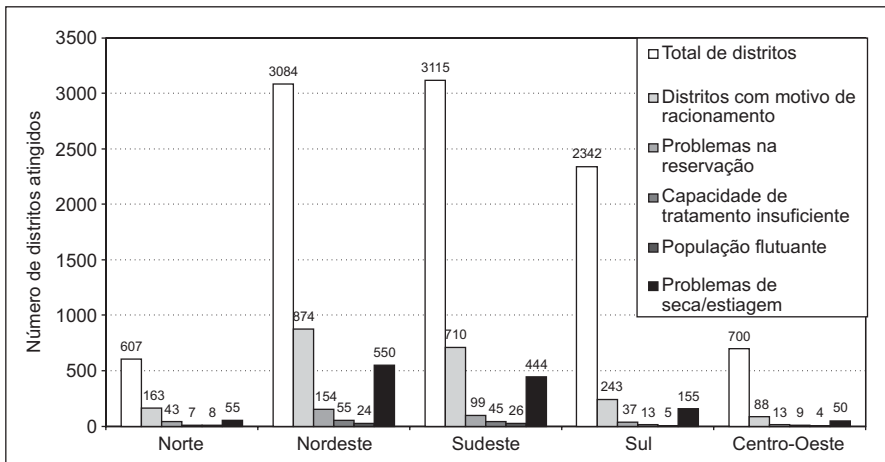


Figura 1.5 Abastecimento de água – distritos atingidos pelo racionamento (IBGE, 2002).

É consenso que o acesso aos serviços de saneamento está diretamente ligado às condições de saúde, principalmente infantil, e de longevidade dessa população. Assim, em regiões onde os serviços de abastecimento de água, de coleta de esgoto e de lixo gerado e de drenagem urbana são mais abrangentes, a população apresenta maior expectativa de vida e menor taxa de mortalidade infantil. Esse fato pode ser confirmado na Tabela 1.2, que mostra dados estatísticos das cinco macrorregiões brasileiras. As regiões Norte e Nordeste, com as menores porcentagens de atendimento pelos serviços

de saneamento, apresentam também a menor expectativa de vida para a população local e a maior taxa de mortalidade infantil.

Tabela 1.2 Serviços de saneamento x indicadores sociais mínimos.

Macrorregiões	Água canalizada e rede geral de distribuição (%)	Esgoto e fossa séptica (%)	Lixo coletado (%)	Drenagem urbana (%)	Expectativa de vida (anos)	Taxa de mortalidade infantil/mil
Norte	61,1	14,8	81,4	40,4	68,2	32,7
Nordeste	58,7	22,6	59,7	45,9	65,5	52,8
Sudeste	87,5	79,6	90,1	72,4	69,4	25,7
Sul	79,5	44,6	83,3	64,2	70,8	22,8
Centro-Oeste	70,4	34,7	82,1	48,1	69,1	26,1

Fonte: IBGE/DPE/Departamento de População e Indicadores Sociais. Divisão de Estudos e Análises da Dinâmica Demográfica. Projeto UNFPA/Brasil (BRA/98/P08) – Sistema Integrado de Projeções e Estimativas Populacionais e Indicadores Sócio-demográficos.

Tratamento de Águas de Abastecimento no Brasil

O tratamento de águas de abastecimento pode ser definido como o conjunto de processos e operações realizados com a finalidade de adequar as características físico-químicas e biológicas da água bruta, isto é, como é encontrada no curso d'água, com padrão organolepticamente agradável e que não ofereça riscos à saúde humana. O padrão é determinado por órgãos competentes por intermédio de legislação específica. No Brasil, a qualidade da água para consumo humano é especificada na Portaria 1469 do Ministério da Saúde, que entrou em vigor em 2002, substituindo a Portaria 036 de 1990.

Na Pesquisa Nacional de Saneamento Básico realizada pelo IBGE (2002), as tecnologias de tratamento de águas para abastecimento são classificadas como convencionais, que incluem todas as etapas tradicionais do processo (coagulação, floculação, decantação e filtração), e não-convencionais, incluindo a filtração direta ascendente e descendente, a dupla filtração e a filtração lenta. A simples desinfecção não é mais considerada tecnologia de tratamento para águas superficiais, sendo aplicada apenas em águas brutas subterrâneas que apresentam condições naturais organolepticamente agradáveis e sanitariamente seguras. A distribuição dos tipos de tratamento de água de abastecimento utilizados nos vários distritos das cinco macrorregiões do País pode ser visualizada na Figura 1.6.

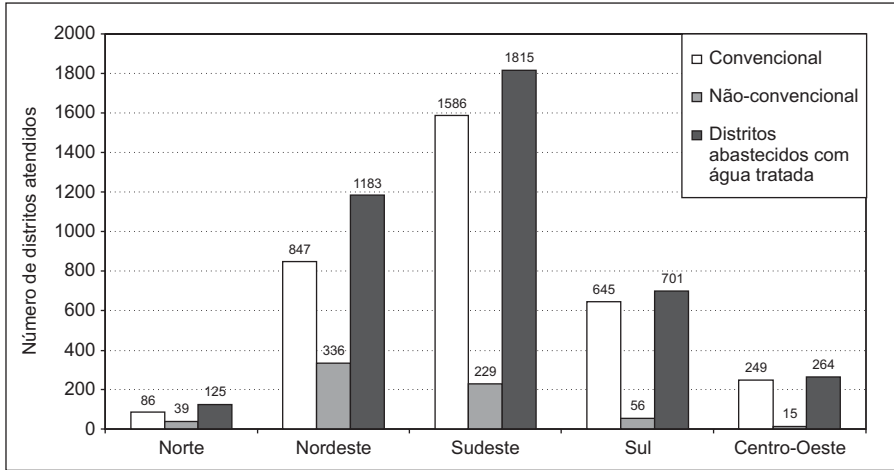


Figura 1.6 Abastecimento de água – distritos por tipo de tratamento (IBGE, 2002).

Apesar da predominância do tratamento convencional nos distritos brasileiros, os tratamentos não-convencionais vêm se difundindo cada vez mais e já apresentam utilização significativa no País. O volume de água tratada distribuído, relativo a cada tipo de tratamento, é apresentado na Figura 1.7. Apesar da difusão dos métodos de tratamento não-convencionais, o volume de água tratada por meio desses métodos ainda é bastante pequeno em alguns Estados.

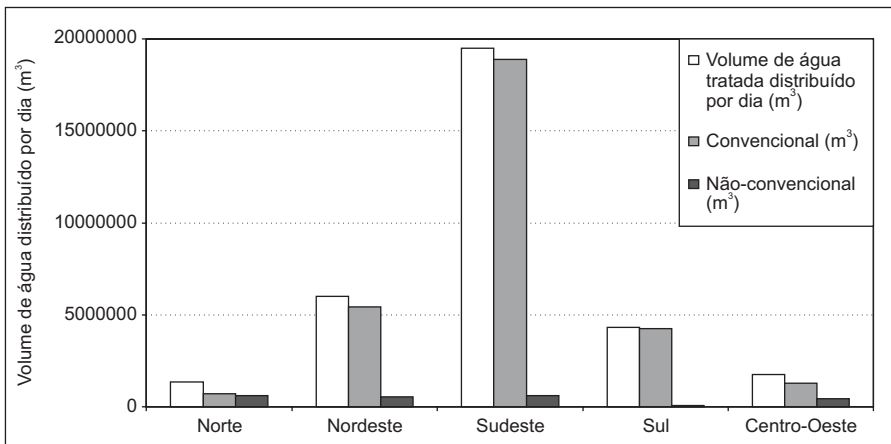


Figura 1.7 Abastecimento de água – volume de água distribuído por tipo de tratamento (IBGE, 2002).

Neste capítulo pretende-se mostrar o panorama do uso da filtração direta no Brasil, que é a tecnologia de tratamento não-convencional de águas de abastecimento de maior alcance no País e que vem sendo estudada por uma rede de cinco universidades brasileiras, formada no ano 2000 por meio do Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB). Nas ETAs com filtração direta, os filtros são as únicas unidades responsáveis pela retenção do material em suspensão presente na água, enquanto nas ETAs de ciclo completo eles retêm parte do material não removido nos decantadores ou flotadores. Neste livro, o termo filtração direta abrange a dupla filtração, a filtração direta ascendente e a filtração direta descendente.

Panorama da Filtração Direta no Brasil

Histórico

Há pouco registro histórico do uso da filtração direta no Brasil, havendo mais informações sobre o emprego da filtração direta ascendente, uma das variantes da filtração direta.

Segundo Di Bernardo (1993), a idéia da filtração ascendente é relativamente antiga, tendo sido atribuída ao médico italiano Porzio, por volta de 1685, a primeira menção ao uso de filtro de escoamento ascendente para tratamento de água. Há indicações na literatura de instalações construídas na França e na Inglaterra no século XVIII e de uma patente datada de 1791, obtida por James Peacock, para a “filtração por ascensão”, cuja única aplicação conhecida foi feita em três navios da marinha britânica. Há notícias de que a primeira instalação municipal de filtração ascendente foi construída na cidade de Greenock, Escócia, por volta de 1827, com as unidades funcionando tanto no sentido descendente como no ascendente.

Nos Estados Unidos, a primeira tentativa de uso da tecnologia na cidade de Richmond não foi bem-sucedida em razão da elevada turbidez do afluente. Apesar desse insucesso, outras instalações com filtração ascendente foram construídas nas cidades de New Milfor (1874), St. Johnsbury (1876), Burlington e Keokuk (1878), Lewiston e Stillwater (1880), Golden (1882), Pawtucket (1883), Storm Lake (1892), Battlesville (1904) e Nova York (1907), conforme reportado por Hamann e McKinney, nas quais foram usadas pedra, carvão, areia ou combinações desses materiais como meio filtrante. Na maioria desses filtros, a lavagem do meio granular era efetuada com a inversão do escoamento, no sentido descendente, não propiciando limpeza efetiva, o que contribuiu para que as instalações fossem desativadas.

A filtração ascendente passou a ser muito difundida a partir da metade do século XX na Europa, notadamente na União Soviética e na Holanda, sobretudo em relação às inovações propostas, surgindo, no primeiro país, o filtro AKX e, no segundo, o filtro Immedium, cujas principais características serão discutidas posteriormente. A

partir de 1953 iniciou-se a construção das estações de tratamento de água (ETA) empregando a filtração ascendente em cidades como Moscou, Leningrado, Cheliabinsk, Gorki, Kiev, Rostov, dentre outras, o que mostra a importância que os soviéticos deram a essa tecnologia, denominada “clarificação de contato”. Em razão dos gradientes de velocidade durante o escoamento de água coagulada no meio granular, há formação de flocos, principalmente na camada de pedregulho, os quais são retidos à medida que a água escoava no meio granular, do maior pedregulho para o menor. Os clarificadores de contato dispensam o uso de decantadores, pois a água bruta, depois de receber o coagulante, é encaminhada diretamente aos filtros, obtendo-se um efluente com qualidade satisfatória.

No Brasil, a primeira experiência foi realizada em 1971 por Grinplasht, na cidade de Colatina, ES, onde o efluente ao filtro de escoamento ascendente podia ser água coagulada ou decantada, em função da turbidez da água bruta. Esse autor já havia se referido a isso em 1969, em um artigo no qual apresentava os resultados de Hamann e McKinney. Com base nessa experiência, foi construída a Estação de Tratamento de Água de Ponta Grossa, PR, com custo de implantação correspondente a cerca de 40% do custo de uma estação de tratamento completo. Depois da visita técnica à União Soviética, Azevedo Netto, em capítulo específico sobre a filtração ascendente no livro editado em 1974 pela Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (Cetesb), apresentou as principais recomendações referentes ao projeto dos clarificadores de contato, designando-os de “filtros russos”.

Somente a partir de 1977 começaram a ser realizadas pesquisas sobre a filtração direta ascendente no Brasil, especialmente na Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (ESSC-USP), com o objetivo de estudar aspectos teóricos e práticos e aprimorar essa tecnologia. Desde então, Di Bernardo e colaboradores publicaram diversos artigos em revistas técnicas e em eventos nacionais e internacionais sobre o tratamento de água, contendo informações científicas e técnicas e fornecendo subsídios para que fossem projetadas e construídas estações de tratamento de água empregando a filtração direta ascendente.

Atualmente, estima-se que há mais de 350 de instalações de filtração direta ascendente para tratamento de água destinada ao consumo humano em funcionamento no Brasil, construídas em concreto, chapa de aço ou em fibra, com capacidade de 5 a 2.000 L/s, para remoção principalmente de cor, turbidez e ferro.

ETAs de filtração direta no Brasil

Com o objetivo de retratar o atual panorama da filtração direta no Brasil, foi encaminhado um questionário às diversas Companhias Estaduais de Saneamento Básico (CESB) atuantes no País. Embora não tenha sido possível obter informações relativas à totalidade dos Estados, os resultados apresentados a seguir possibilitam

uma visão geral da situação. Foram respondidas questões sobre: o número de ETAs de acordo com o tipo de tratamento, ano de implantação da primeira ETA de filtração direta e material de construção dessas unidades. Segundo o Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento, em publicação de 1999, no que se refere ao abastecimento de água as CESB atendem a 70,6% dos municípios brasileiros, o que corresponde a 77,6% da população total do Brasil, e os prestadores de serviço microrregionais e locais atendem, respectivamente, a 0,25% e a 3,0% dos municípios e a 0,6% e 14,6% da população. Portanto, as informações obtidas nas CESB são bastante representativas dos sistemas de abastecimento e tratamento de água do País.

Pelo levantamento realizado, as duas primeiras ETAs de filtração direta operadas pelas CESB localizam-se no Paraná e no Maranhão, as quais foram inauguradas em 1944 e 1950, respectivamente. É mostrado na Figura 1.8 o ano de implantação das primeiras ETAs de filtração direta em vários Estados brasileiros.

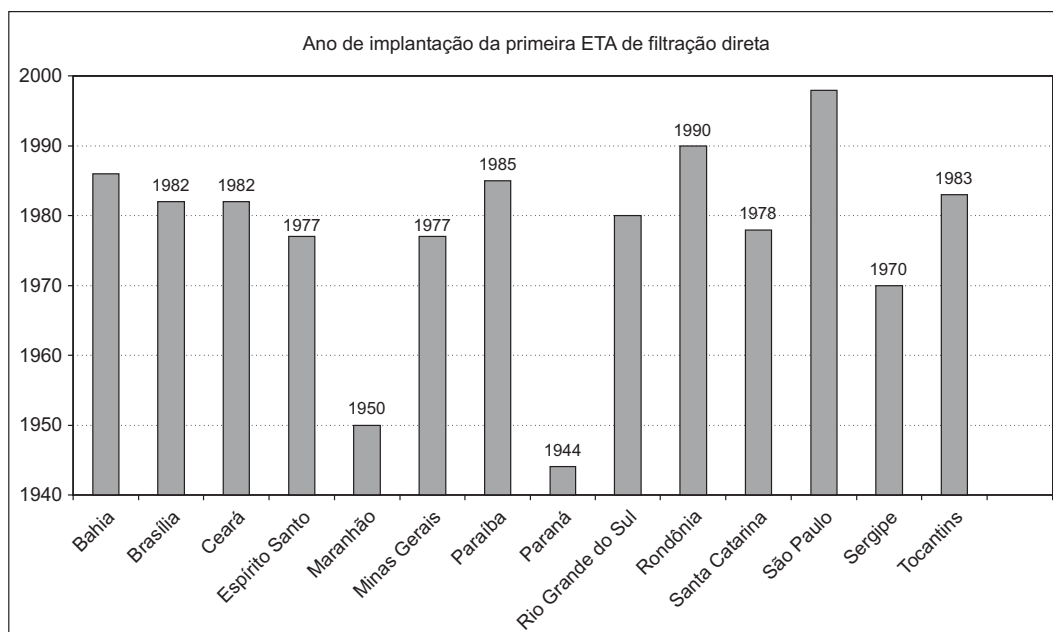


Figura 1.8 Ano de implantação da primeira ETA de filtração direta das CESB.

Apesar da maior difusão atual das tecnologias de tratamento não-convencionais, o tratamento convencional (ou de ciclo completo) ainda é o mais utilizado em nosso país, com especial destaque nos Estados de Minas Gerais, Rio Grande do Sul e Paraná,

conforme mostrado na Figura 1.9. Tem-se observado maior tendência de uso do tratamento de ciclo completo nos Estados do Sul e Sudeste, provavelmente em razão das variações mais significativas da qualidade da água ao longo do ano, com aumentos acentuados de turbidez nos períodos chuvosos. Na região Nordeste, por outro lado, onde há diversas captações em açudes, que funcionam como decantadores naturais, a qualidade da água bruta parece favorecer o emprego da filtração direta.

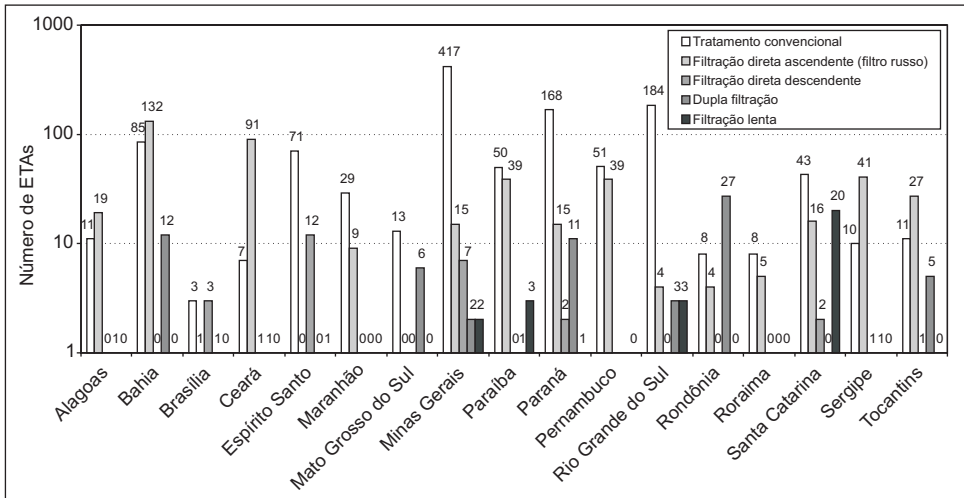


Figura 1.9 Distribuição de ETAs operadas pelas CESB, por tipo de tecnologia.

Observa-se que nos Estados da Bahia, Paraíba, Pernambuco e Sergipe as ETAs de tratamento não-convencional já apresentam número significativo, com maior destaque para a filtração direta ascendente (Figura 1.10). Na Bahia, por exemplo, as ETAs que utilizam o tratamento não-convencional já superam aquelas de tratamento convencional. Entretanto, cabe mencionar que em alguns países europeus e nos Estados Unidos não é recomendado o tratamento de água para consumo humano apenas por filtração direta ascendente, já no Brasil não há restrições legais a esse respeito.

A filtração direta apresenta diversas vantagens em relação ao tratamento convencional. A primeira é o menor número de unidades envolvidas, já que o tratamento convencional é constituído por unidades de mistura rápida e coagulação, de floculação, de decantação ou flotação e de filtração, enquanto a filtração direta apresenta apenas as unidades de coagulação, floculação (eventualmente) e filtração. Outra vantagem é o menor consumo de produtos químicos durante o processo de tratamento. Essas vantagens, além de facilitarem a operação e a manutenção, geram grande economia de recursos, já que a infra-estrutura a ser construída e mantida será

mais simples, haverá redução na quantidade de produtos químicos a serem adquiridos e menor geração de lodo.

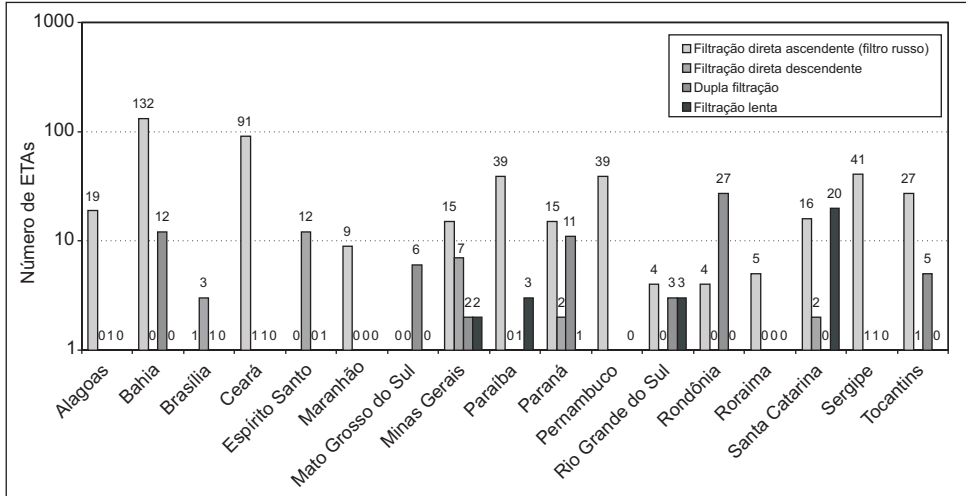


Figura 1.10 ETAs com tratamento não-convencional operadas pelas CESB.

Além do número de ETAs que utilizam as tecnologias de tratamento não-convencionais, deve-se também observar qual a importância dessas tecnologias em termos de porcentagem da vazão em relação à vazão total tratada. Embora haja pequeno número de ETAs não-convencionais, nos Estados de Tocantins, Brasília e Espírito Santo, uma porcentagem muito alta da vazão total da água é tratada por meio dessas tecnologias (Figura 1.11). É importante ressaltar que, apesar de o Estado da Bahia se destacar pelo número de ETAs não-convencionais, não foram obtidas as vazões tratadas relativas a essas tecnologias, o mesmo ocorreu com o Estado de São Paulo.

As ETAs de filtração direta geralmente são construídas com concreto, fibra de vidro ou chapa metálica e a predominância do material utilizado varia consideravelmente de Estado para Estado, como mostra a Figura 1.12.

As ETAs pré-fabricadas, apesar da praticidade, muitas vezes apresentam problemas. Como geralmente são módulos padronizados, pode-se incorrer em grandes erros caso não sejam levadas em consideração as características da água bruta no momento em que se decide adquirir um desses módulos pré-fabricados. Dependendo dessas características, o dimensionamento-padrão da ETA pode não favorecer o alcance da eficiência esperada no tratamento, resultando na produção de água que não atende ao padrão de potabilidade.

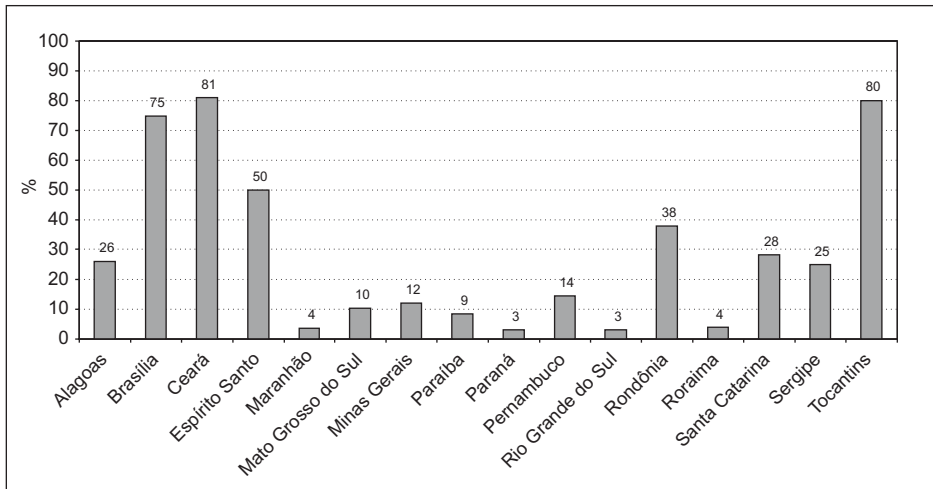


Figura 1.11 Porcentagem da vazão de filtração direta em relação à vazão total tratada pelas CESB.

Em relação ao tratamento de ciclo completo, a filtração direta apresenta a desvantagem de ser mais restritiva à qualidade da água bruta, de modo que nem todas as águas tratadas por meio de ETAs de ciclo completo podem ser potabilizadas pela filtração direta. Assim, o desconhecimento das características da água bruta e de sua variação sazonal pode levar a erros na escolha da tecnologia de tratamento. Diversas CESB converteram ETAs de filtração direta em ETAs de ciclo completo e há planejamento para futura conversão de outras unidades em quase todos os Estados brasileiros, como pode ser observado nas Figuras 1.13 e 1.14. Ressalta-se, contudo, que os resultados que vêm sendo obtidos no âmbito do PROSAB indicam que os limites de aplicabilidade da filtração direta em relação à qualidade da água bruta, especialmente da dupla filtração, são mais amplos do que normalmente é reportado na literatura, conforme pode ser observado ao longo deste livro. Assim, é conveniente que ajustes operacionais e o emprego da dupla filtração sejam considerados como opções antes de transformar as ETAs de filtração direta ascendente e descendente em ETAs de ciclo completo, uma vez que esta tecnologia implica maiores custos de construção e de operação, embora seja a opção mais apropriada em alguns casos.

Há também relato de algumas ETAs que inicialmente operavam com o tratamento convencional e foram convertidas à filtração direta. Na consulta às CESB foi avaliado também o estado de conservação em que se encontram as ETAs de filtração direta. Na Figura 1.15 é apresentado o número de ETAs que necessitam de reforma ou ampliação, de acordo com as CESB.

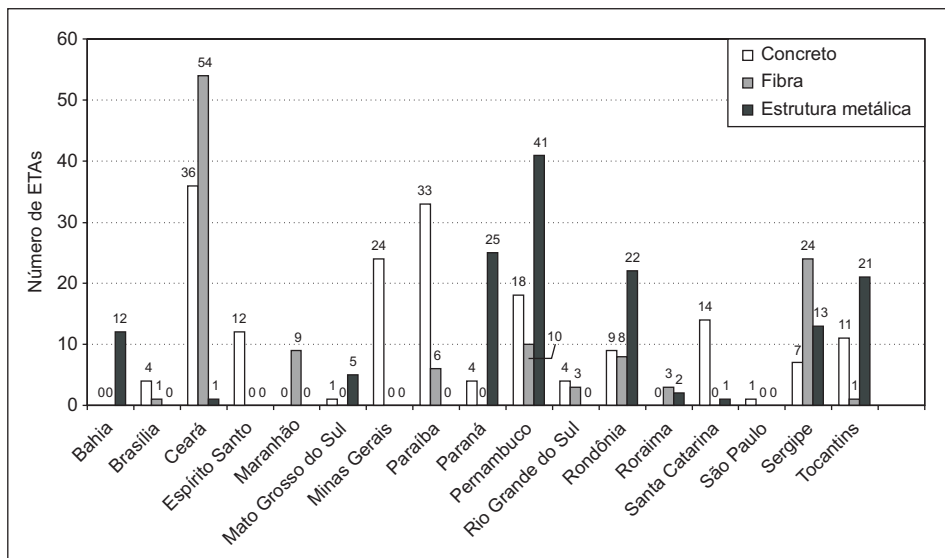


Figura 1.12 Material de construção das ETAs de filtração direta das CESB.

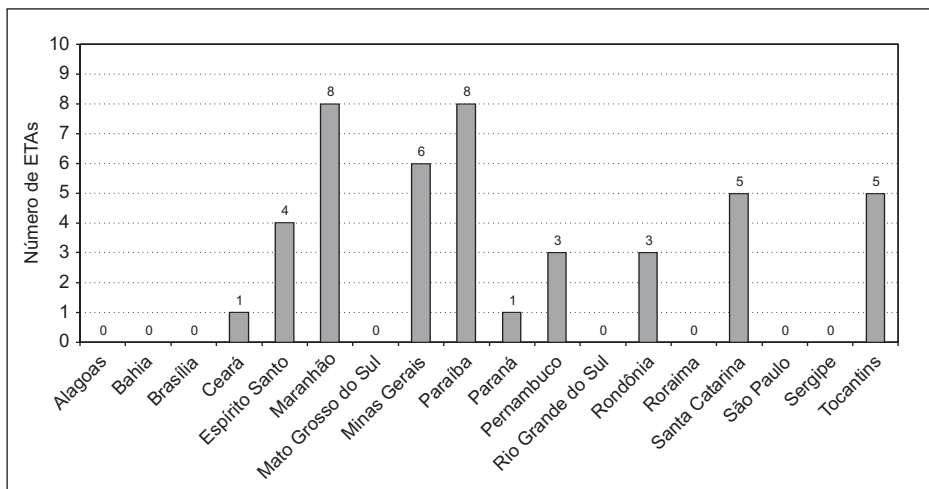


Figura 1.13 ETAs de filtração direta transformadas em ETAs convencionais pelas CESB.

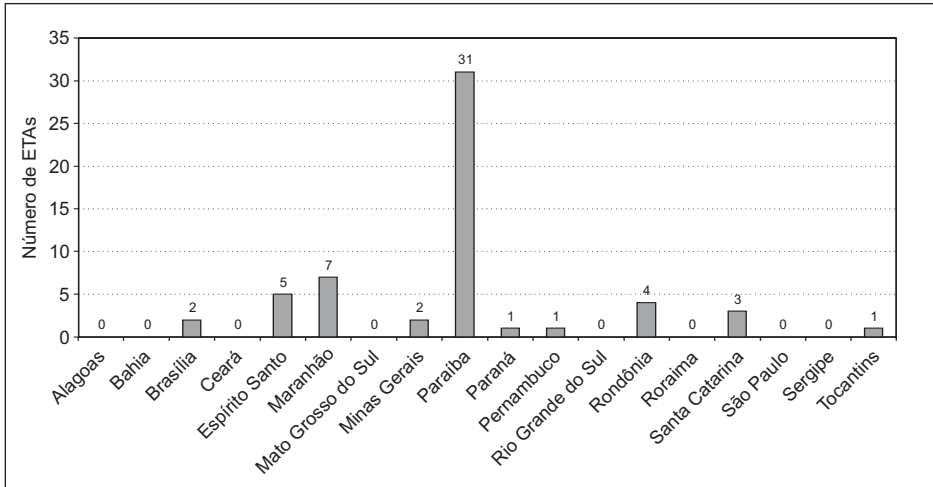


Figura 1.14 Plano das CESB de transformar ETAs de filtração direta em ETAs convencionais.

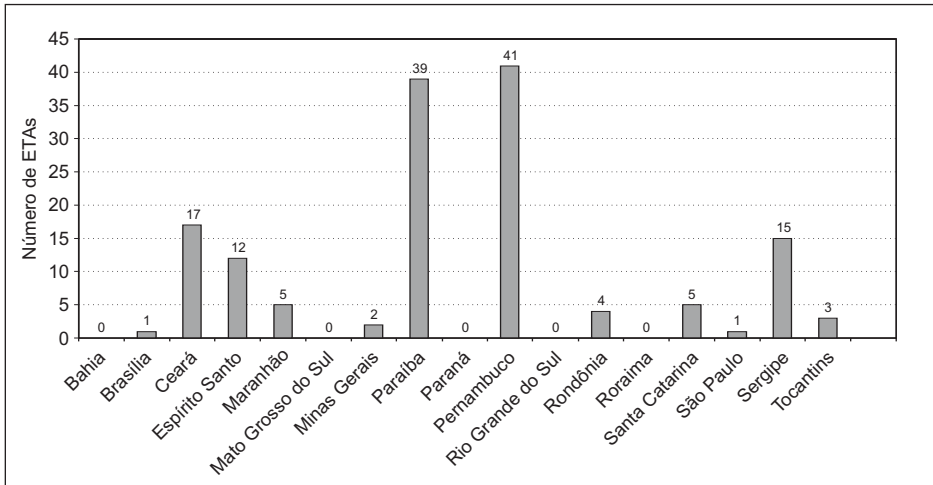


Figura 1.15 ETAs de filtração direta com necessidade de reforma/ampliação segundo as CESB.

Considerações Finais

Os profissionais que se dedicam a pesquisas relacionadas ao tratamento de água para abastecimento público estão sempre almejando o aperfeiçoamento dos processos e operações unitárias existentes ou o desenvolvimento de novas tecnologias, visando

reduzir custos e aumentar a eficiência do tratamento. O objetivo primordial é assegurar a potabilidade da água distribuída à população. Contudo, é importante buscar alternativas de baixo custo que atendam a esse objetivo a fim de viabilizar a universalização do acesso d'água em quantidade e com a qualidade necessária para satisfazer os fins a que se destina.

Dentre as tecnologias usuais de tratamento de água para abastecimento público, a filtração direta é a que apresenta menor custo de implantação. Por outro lado, em geral, a filtração lenta é mais vantajosa do ponto de vista de operação e de manutenção, tanto no que se refere aos menores custos quanto à maior simplicidade dessas atividades. Contudo, deve-se levar em consideração que a filtração direta possibilita o tratamento de águas brutas com maior quantidade de matéria em suspensão e substâncias dissolvidas do que a recomendada para o emprego da filtração lenta. Entretanto, se em razão das características físico-químicas e bacteriológicas da água bruta não for possível assegurar sua potabilização por meio dessas tecnologias, faz-se necessário o emprego do tratamento em ciclo completo, que caracteriza as ETAs que possuem unidades de mistura rápida, floculação, decantação (ou flotação) e filtração. Portanto, a escolha da tecnologia de tratamento depende basicamente da qualidade da água bruta e da qualidade desejada para o efluente final.

Quando a água pode ser tratada tanto por filtração direta quanto por ciclo completo, a primeira tecnologia apresenta como vantagem o menor custo de implantação e de operação, uma vez que não há necessidade de construir unidades de decantação (ou flotação) e, em alguns casos, também os floculadores podem ser dispensados. Além disso, na filtração direta são utilizadas menores dosagens de produtos químicos destinados à coagulação da água e produz-se menor volume de lodo, o que torna menos oneroso seu tratamento e disposição final.

Costuma-se apontar como desvantagens da filtração direta a impossibilidade de tratar águas com turbidez e/ou cor elevada e o curto tempo de detenção da água na ETA, o que dificulta ao operador tomar medidas corretivas quando é observada alteração brusca na qualidade da água. Portanto, conclui-se que a filtração direta é uma tecnologia de tratamento particularmente indicada para águas brutas com cor e turbidez relativamente baixas e que não apresentem variações bruscas de qualidade.

Os problemas brasileiros relacionados à falta de saneamento básico são conhecidos há muito tempo. Em que pese a realização de estudos que mostrem a associação entre a melhoria das condições de saneamento e o aumento da expectativa de vida, aumento da produtividade, redução da mortalidade infantil e diminuição do investimento em medicina curativa, a universalização do acesso ao saneamento básico ainda está longe de ser uma realidade no País. Tendo o quadro social brasileiro como inspiração, foi montada a rede de pesquisa do tema água, inserida no Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB). A tecnologia de tratamento de água por filtração

direta, por apresentar menores custos de construção e de operação, pode contribuir de modo significativo para a universalização do acesso de água potável no País. Diversas pesquisas realizadas no Brasil têm permitido conhecer melhor essa tecnologia de tratamento de água e têm mostrado que seu campo de aplicação é maior do que normalmente vinha sendo citado na literatura técnica, contudo a filtração direta tem limites de aplicação. O desconhecimento desses limites pode induzir a erros que custam caro para o País, pois se a tecnologia de tratamento de água escolhida não for a correta, o investimento pode ser em vão, visto que a construção de uma ETA não é garantia de produção de água potável. A tecnologia de tratamento deve ser apropriada à água do manancial, além disso, a ETA precisa ser projetada, construída e operada corretamente. Nos demais capítulos que compõem este livro, procura-se enfatizar a necessidade de investigação experimental antes de projetar as ETAs e são apresentados os avanços obtidos na filtração direta por meio de pesquisas realizadas no Brasil. Espera-se que esta obra contribua para que os profissionais que atuam no campo do tratamento de água disponham de elementos para escolher com maior segurança a tecnologia de tratamento de água adequada em função da qualidade da água bruta.

Referências Bibliográficas

- ABICALIL, M. T. Uma nova agenda para o saneamento. In: *O pensamento do setor saneamento no Brasil: perspectivas futuras*. PMSS (Programa de Modernização do Setor Saneamento). Brasília, DF, Secretaria Especial de Desenvolvimento Urbano – SEDU/PR, 2002.
- BARROS, R. T. V.; CHERNICHARO, C. A. L.; HELLER, L.; von SPERLING, M. *Manual de Saneamento e Proteção Ambiental para os Municípios*. Saneamento – Capítulo 4, v. 2, DESA/UFMG, 1995. 221p.
- CLEASBY, J. L. Filtration: In: *Water quality and treatment: a handbook of community water supplies*. 4. ed. AWWA. McGraw-Hill, 1990.
- DI BERNARDO, L. *Métodos e técnicas de tratamento de água*. Rio de Janeiro: ABES, 1993.
- IBGE. INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. *Pesquisa Nacional de Saneamento Básico 2000*. Departamento de População e Indicadores Sociais. Rio de Janeiro: IBGE, 2002. 431p.

poros variam de 35 a 50 μm , e a distância de interação, para que ocorram aderência, em geral é menor que 1 μm . Essas dimensões indicam que, na filtração de água, a retenção por interceptação (contato entre a partícula esférica que se move em uma linha de corrente distante menos que a metade de seu diâmetro em relação à superfície do grão) é pouco significativa, pois as partículas movem-se em poros de 100 a 1.000 vezes maiores que elas. Então, para serem removidas, as partículas necessitam ser transportadas das linhas de correntes até as proximidades dos grãos.

Filtração Ascendente e Filtração Descendente

Nas Figuras 2.1 e 2.2 são mostrados esquemas, em corte, de filtros com escoamento ascendente e descendente, destacando-se as seguintes diferenças básicas:

- Em meios filtrantes estratificados de um único material, o afluente com maior quantidade de impurezas encontra, inicialmente, as subcamadas de grãos menores (tamanhos dos vazios intergranulares menores) na filtração descendente – em contraposição, na filtração ascendente em meio granular estratificado o afluente encontra inicialmente os grãos maiores (vazios intergranulares maiores).
- A pressão no fundo do filtro ascendente é maior e aumenta com o tempo de funcionamento, enquanto no filtro descendente é menor e diminui com o tempo.
- A lavagem com água tem o mesmo sentido da filtração no filtro ascendente e sentido oposto no descendente; por isso, muitas vezes, a lavagem de filtros descendentes também é denominada lavagem em contracorrente.
- A coleta de água de lavagem geralmente é efetuada nas mesmas calhas de coleta de água filtrada, fato que, em muitos países, dificulta o uso da tecnologia da filtração direta ascendente.
- O meio filtrante pode ser constituído de diferentes materiais (antracito, areia e granada) na filtração descendente; na filtração direta ascendente empregam-se apenas areia como meio filtrante e pedregulho na camada suporte.
- O meio filtrante empregado na filtração direta ascendente geralmente é constituído de areia com grãos maiores que no caso da filtração descendente – com isso, o consumo de água para lavagem é maior no filtro ascendente.

Capítulo 2

Conceituação da Filtração Rápida e da Fluidificação de Meios Granulares

Introdução

A filtração consiste na remoção de partículas suspensas e coloidais e de microrganismos presentes na água que escoam através de um meio poroso. Após certo tempo de funcionamento, há necessidade da lavagem do filtro, geralmente realizada pela introdução de água no sentido ascensional com velocidade relativamente alta para promover a fluidificação parcial do meio granular com liberação das impurezas. Os mecanismos responsáveis pela remoção de partículas durante a filtração com ação de profundidade são complexos e influenciados principalmente pelas características físicas e químicas das partículas, da água e do meio filtrante, da taxa de filtração e do método de operação dos filtros. Considera-se a filtração o resultado da ação de três mecanismos distintos: transporte, aderência e desprendimento.

Os mecanismos de transporte são responsáveis por conduzir as partículas suspensas para as proximidades da superfície dos coletores (grãos de antracito, areia ou outro material granular), as quais podem permanecer aderidas a estes por meio de forças superficiais, que resistem às forças de cisalhamento resultantes das características do escoamento ao longo do meio filtrante. Quando essas forças superam as forças de aderência, tem-se o desprendimento. Se a taxa de filtração (vazão afluyente dividida pela área do filtro em planta), ou velocidade de aproximação, permanecer constante, a velocidade de escoamento nos poros, denominada velocidade intersticial, aumenta em decorrência das partículas retidas e causa o arrastamento das partículas para subcamadas inferiores (filtro descendente) ou superiores (filtro ascendente) do meio filtrante e surge na água filtrada, podendo ocasionar o fenômeno conhecido como transpasse.

Para entender o fenômeno da filtração é importante relacionar as dimensões relativas das partículas suspensas (diâmetro d_p), do grão (diâmetro d_g), dos poros (0,07 a 0,1 vezes d_g) e as distâncias nas quais os mecanismos de aderência atuam. Os filtros removem partículas coloidais com tamanho de 0,01 a 10 μm em meio filtrante constituído de areia com grãos de tamanho da ordem de 500 μm , cujas dimensões dos

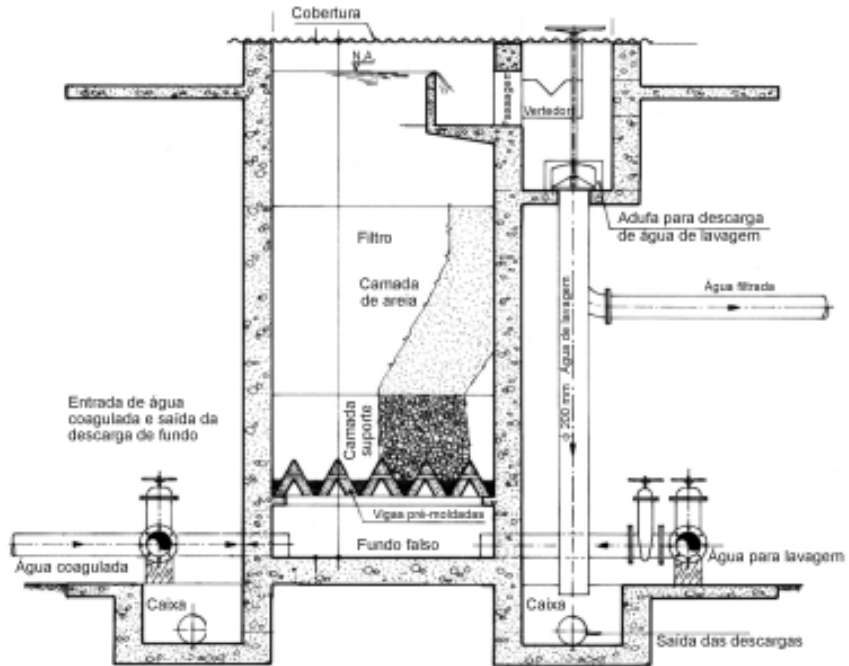


Figura 2.1 Esquema de um filtro ascendente.

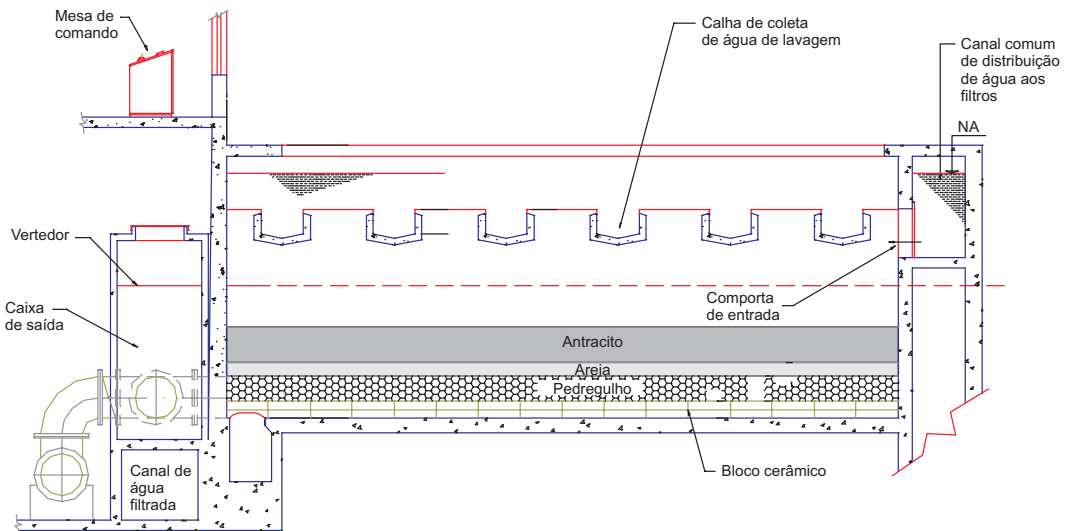


Figura 2.2 Esquema de um filtro descendente.

Filtração com Ação de Profundidade e de Ação Superficial

Na filtração rápida descendente, com ação de profundidade, as impurezas são retidas ao longo do meio filtrante (em contraposição à de ação superficial, em que a retenção é significativa apenas no topo de meio filtrante). Nas Figuras 2.3 e 2.4 são mostrados resultados de operação de dois filtros-piloto, um deles contendo areia não uniforme com tamanho dos grãos entre 0,71 e 1,68 mm; tamanho efetivo (tamanho do grão correspondente à passagem de 10% do material, em peso) = 0,8 mm; coeficiente de desuniformidade (relação entre o tamanho do grão correspondente à passagem de 60% do material granular, em peso, e o tamanho referente à passagem de 10%) = 1,6; espessura da camada filtrante = 0,85 m, funcionando com taxa de filtração igual a 180 m/d e recebendo água coagulada com sulfato de alumínio no mecanismo de adsorção/neutralização de cargas; o outro filtro apresenta meio filtrante constituído de areia praticamente uniforme com tamanho dos grãos entre 0,84 e 1,41 mm; tamanho efetivo = 1,0 mm; coeficiente de desuniformidade = 1,20; espessura da camada filtrante = 1,2 m; funciona com taxa de filtração igual a 180 m/d e recebe água decantada como afluente. No eixo das ordenadas tem-se a perda de carga no meio filtrante e no eixo das abscissas, a espessura da camada filtrante. Têm-se, nessas figuras, curvas de perda de carga ao longo da espessura da camada filtrante para diferentes tempos de operação (Di Bernardo & Prezotti, 1991).

Em ambas as figuras são mostradas as curvas que representam o deslocamento da frente de impurezas ao longo do meio filtrante, obtidas da seguinte forma: para cada curva de perda de carga correspondente a um tempo de funcionamento é traçada uma reta paralela àquela referente ao início da operação (quando não há retenção de impurezas) até o ponto em que o paralelismo deixa de ocorrer; uma vez identificados os pontos nas diversas curvas de perda de carga para os diferentes tempos de funcionamento, esses são unidos, dando origem à curva de caminhamento da frente de impurezas, que pode ser uma ferramenta muito útil para a análise da filtração.

Na Figura 2.3 a retenção de impurezas ocorreu, praticamente, no início da camada filtrante (cerca de 0,15 m), enquanto na Figura 2.4 a penetração de impurezas atingiu profundidade de cerca de 0,8 m. Pode-se dizer que, no primeiro caso, a retenção superficial foi significativa, caracterizando a filtração com ação superficial, enquanto, no segundo, a filtração se deu com ação de profundidade. No caso da Figura 2.3, pode-se deduzir que a ação física de coar foi o mecanismo de filtração dominante, embora outros fenômenos pudessem ter influído, como a floculação intensa que ocorre no meio granular, já que o afluente era a água coagulada. No segundo caso (Figura 2.4), a ação física de coar deixa de ser importante, sendo outros os mecanismos responsáveis pela retenção das impurezas no meio filtrante.

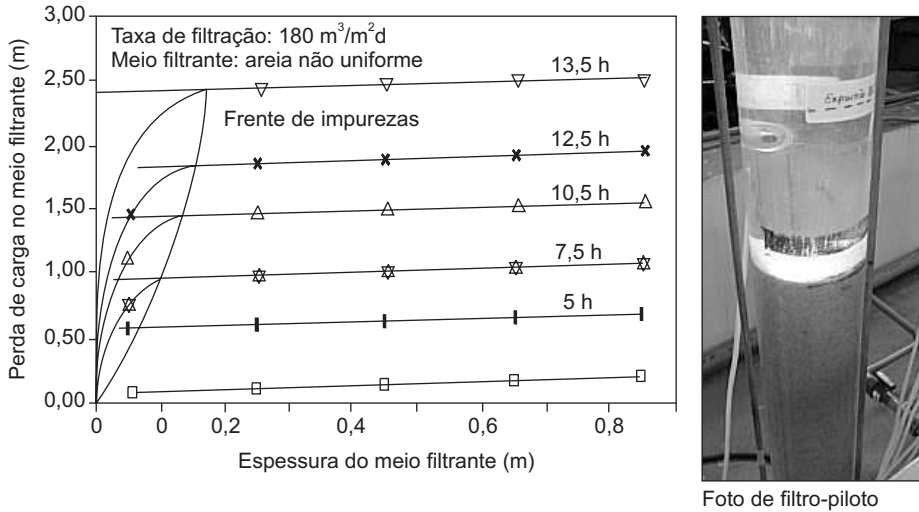


Figura 2.3 Variação da perda de carga no meio granular da filtração descendente com ação superficial significativa (areia não uniforme).

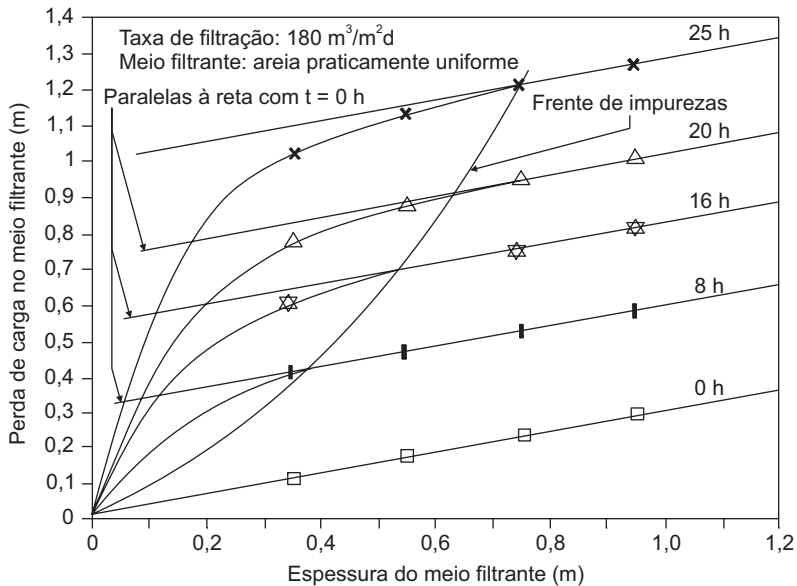


Figura 2.4 Variação da perda de carga no meio granular da filtração descendente com ação de profundidade (areia praticamente uniforme).

A filtração ascendente tem sido comumente considerada com funcionamento de ação de profundidade, embora, dependendo das características do meio granular e da taxa de filtração, a retenção de impurezas seja significativa na camada de pedregulho e subcamadas iniciais da areia. Na Figura 2.5 são mostrados os resultados de perda de carga na camada de pedregulho e de areia de um filtro ascendente (FAAG) de uma instalação de dupla filtração para as taxas de filtração de 120 e 240 m³/m²d, com areia tendo as seguintes características: tamanho dos grãos = 1,0 a 2,4 mm; tamanho efetivo = 1,4 mm; e espessura da camada = 1,6 m. A camada suporte foi responsável por 10% a 25% da perda de carga total, enquanto a camada de areia, por 75% a 90% da perda de carga total no meio granular (De Paula, 2002).

Na Figura 2.6 são mostrados os resultados de perda de carga, para duas taxas de filtração, em um filtro ascendente de uma instalação de dupla filtração, constituído de quatro subcamadas de pedregulho, todas com 0,3 m de espessura e com os seguintes tamanhos: 25,4 a 19,0 mm; 15,9 a 9,6 mm; 6,4 a 3,2 mm; 2,4 a 1,41 mm. Nessas figuras, as perdas de carga em cada subcamada são representadas por: $P_1 - P_0$ (perda de carga na subcamada de 2,4 a 1,41 mm); $P_2 - P_1$ (perda de carga na subcamada de 6,4 a 3,2 mm); $P_3 - P_2$ (perda de carga na subcamada de 15,9 a 9,6 mm); e $P_4 - P_3$ (perda de carga na subcamada de 25,4 a 19,0 mm). Para as taxas de filtração estudadas, a distribuição da perda de carga nas subcamadas do meio granular não foi uniforme: as camadas inferiores (3 e 4) foram responsáveis por apenas 2% a 5% da perda de carga total; a camada superior 2, por cerca de 30% a 40% da perda de carga total; e a camada superior 1 (mais fina), por aproximadamente 60% a 75% da perda de carga total (Kuroda, 2002).

A filtração com ação de profundidade pode ser entendida como o resultado de uma sucessão de estágios relativos à colmatção das subcamadas que compõem o meio filtrante (ver esquema da Figura 2.7 para o caso da filtração descendente). A primeira subcamada (subcamada 1) retém partículas até o momento em que as forças de cisalhamento, em razão do escoamento, superam as forças que mantêm as partículas aderidas aos grãos do meio filtrante, arrastando-as para a subcamada subsequente (subcamada 2). Nesse instante, pode-se assumir que a quantidade de partículas no efluente da subcamada 1 iguala-se à quantidade de partículas presentes no afluente, ou seja, ocorre a saturação da subcamada 1, sendo máxima a diferença de níveis de água entre os piezômetros localizados acima e abaixo da subcamada 1. A saturação de cada subcamada pode ser acompanhada por meio de coleta de amostras ao longo do meio filtrante ou pela visualização do nível de água em cada piezômetro. A partir do instante em que a diferença de leitura piezométrica entre dois piezômetros (correspondentes a uma subcamada qualquer) não mudar com o tempo de filtração, aquela subcamada estará saturada.

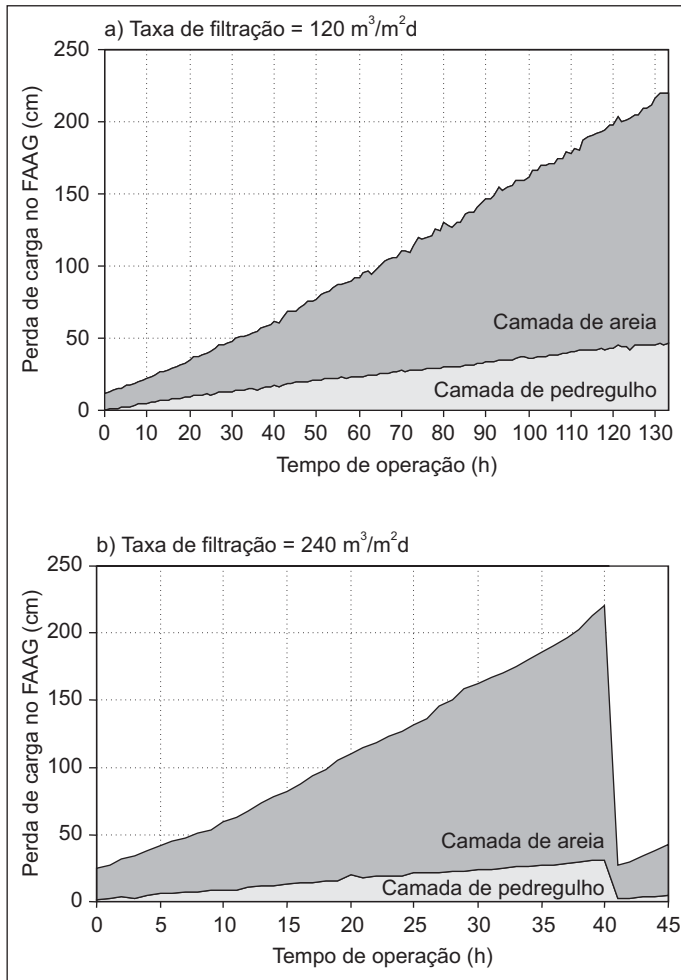


Figura 2.5 Variação da perda de carga na filtração ascendente.

Na realidade, outras subcamadas, situadas abaixo da subcamada 1, estavam retendo partículas durante o tempo em que ocorria sua saturação, porém, são pequenas as quantidades retidas em cada uma delas (maior na subcamada 2). Em seguida, a subcamada 2 passa a reter maior quantidade de partículas, até o instante em que também ocorre sua saturação, e assim por diante, até que todas as subcamadas sejam saturadas. A perda de carga em qualquer subcamada é igual à diferença entre os níveis de água nos piezômetros situados acima e abaixo desta.

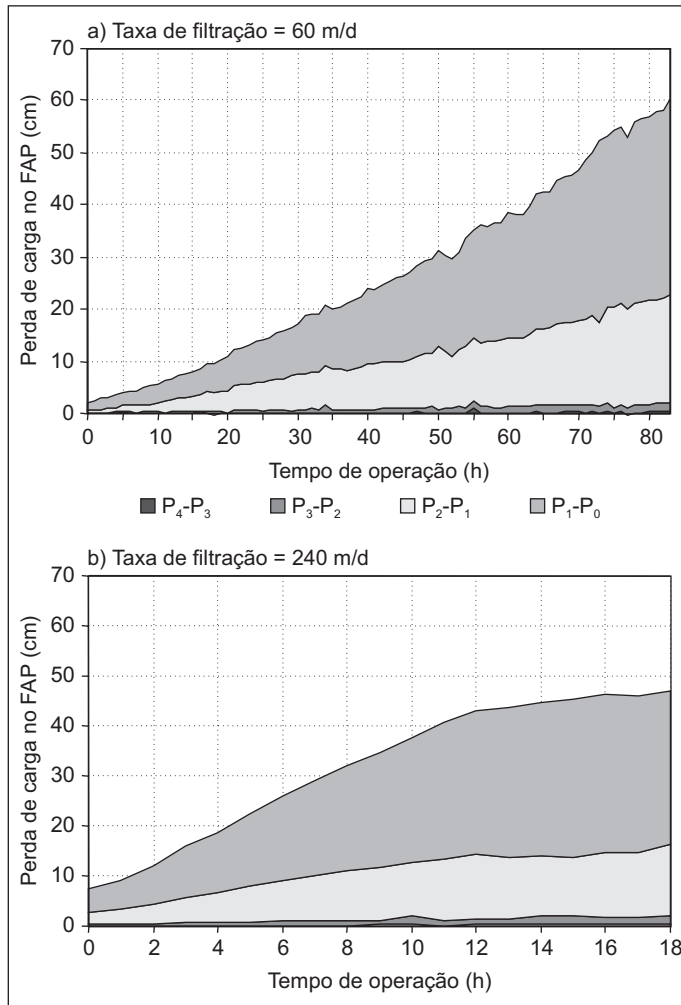


Figura 2.6 Variação da perda de carga nas subcamadas de um filtro ascendente de pedregulho.

Comportamento semelhante pode ocorrer na filtração ascendente (ver esquema na Figura 2.8). Inicialmente, a retenção de impurezas se dá na camada de pedregulho e subcamada inicial da areia (grãos maiores da camada de areia estratificada).

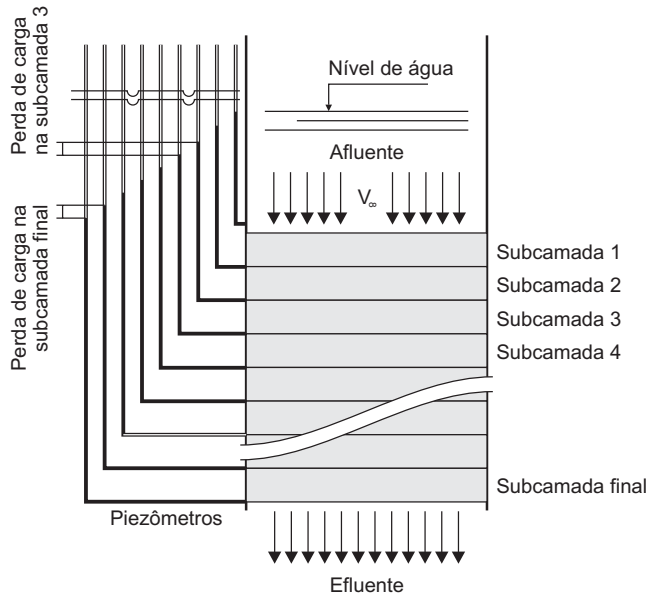


Figura 2.7 Esquema de um filtro descendente com piezômetros instalados entre subcamadas do meio filtrante.

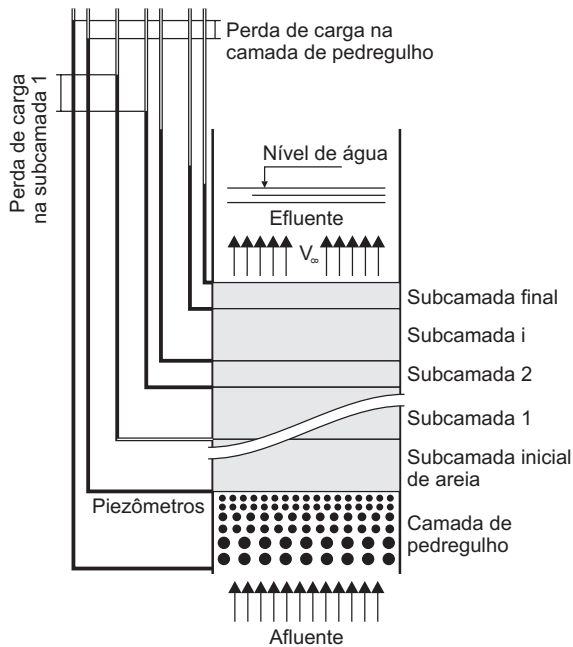


Figura 2.8 Esquema de um filtro ascendente com piezômetros instalados entre subcamadas do meio filtrante.

A filtração rápida de água coagulada ou floculada deve, preferivelmente, ser realizada com ação de profundidade, pois, caso contrário, poderá gerar carreiras de filtração curtas, com baixa produção efetiva de água. Como visto anteriormente, a filtração pode ser entendida como a quantidade de subcamadas, as quais progressiva e seqüencialmente vão exaurindo sua capacidade de retenção de partículas. As variações que ocorrem no interior de cada subcamada são muito complexas e dependem, principalmente, de sua espessura e do tempo de operação. A complexidade dessas variações pode ser facilmente demonstrada por meio de exemplo numérico. Seja uma suspensão com concentração inicial de 1.000 unidades arbitrárias, escoando através de um meio granular constituído de quatro subcamadas, de modo que a eficiência de cada uma delas seja de 70%. No início, quando $t = 0$, obtém-se os resultados da Tabela 2.1 (Ives, 1975).

Tabela 2.1 Remoção de partículas em um meio filtrante constituído de quatro subcamadas.

Subcamada	Número de partículas	Depósito em cada subcamada
Afluente	1000	–
1	300	700
2	90	210
3	27	63
4	8	19

Com o decorrer do tempo, a subcamada 1 terá sua eficiência alterada em razão das 700 unidades que passaram a ocupar seus vazios intergranulares, o mesmo ocorre com a subcamada 2 em virtude das 210 unidades e assim por diante. Além disso, cada subcamada removerá proporção diferente em relação à suspensão afluente, o que se acentuará com o tempo. Por isso, a filtração tem sido explicada por meio da retenção e do desprendimento de partículas nas diferentes subcamadas, a partir do topo do meio filtrante.

A eficiência da filtração está relacionada às características da suspensão (tipo, tamanho e massa específica das partículas, resistência das partículas retidas pelas forças de cisalhamento, temperatura da água, concentração de partículas, potencial zeta, pH da água, etc.), do meio filtrante (tipo de material granular, tamanho efetivo, tamanho do maior e menor grão, coeficiente de desuniformidade, massa específica do material granular e espessura da camada filtrante) e hidráulicas (taxa de filtração, carga hidráulica disponível, e método de controle da taxa e do nível de água nos filtros).

É interessante considerar o que pode ocorrer durante a filtração. A interrupção de uma carreira de filtração (tempo entre o início da operação e o momento da retirada do filtro para lavagem) ocorre por dois motivos: a) transpasse da turbidez (ou outra característica da água filtrada) e b) igualdade entre a perda de carga total e a carga hidráulica disponível. Teoricamente, a carga hidráulica disponível ideal para certa taxa de filtração corresponderia àquela para a qual o final da carreira de filtração ocorresse simultaneamente com a perda de carga-limite e turbidez-limite, como mostrado esquematicamente na Figura 2.9. De acordo com essa figura, a carreira de filtração pode ser dividida em três etapas: a) etapa inicial, quando a água filtrada pode apresentar qualidade insatisfatória; b) etapa intermediária, durante a qual há produção de água com qualidade desejável; e c) etapa do transpasse, caracterizada pelo aumento contínuo da turbidez da água filtrada.

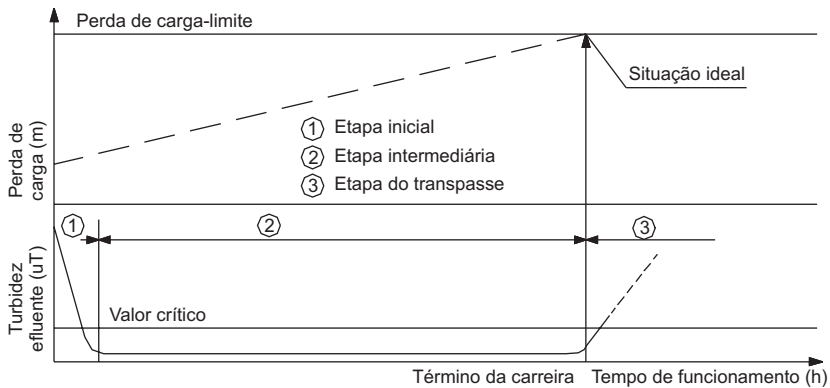


Figura 2.9 Etapas da filtração com taxa constante.

Na Figura 2.10 é apresentada a carreira de filtração em que se deu o encerramento pela perda de carga-limite, com turbidez do efluente muito abaixo do limite de 1 uT, enquanto, na Figura 2.11, a perda de carga ainda era relativamente baixa quando ocorreu o transpasse, segundo Cleasby (1969). Nas estações de tratamento de água é desejável que o encerramento da carreira de filtração se dê sempre pela perda de carga-limite, porém, com duração mínima de 24 horas.

É comum ocorrer o transpasse quando a taxa de filtração é mantida constante, pois, com o aumento progressivo da quantidade de partículas nos vazios intergranulares, há aumento da velocidade intersticial e da força de cisalhamento e, sob determinadas condições, as partículas previamente retidas podem ser carregadas para o final da camada filtrante e surgir no efluente.

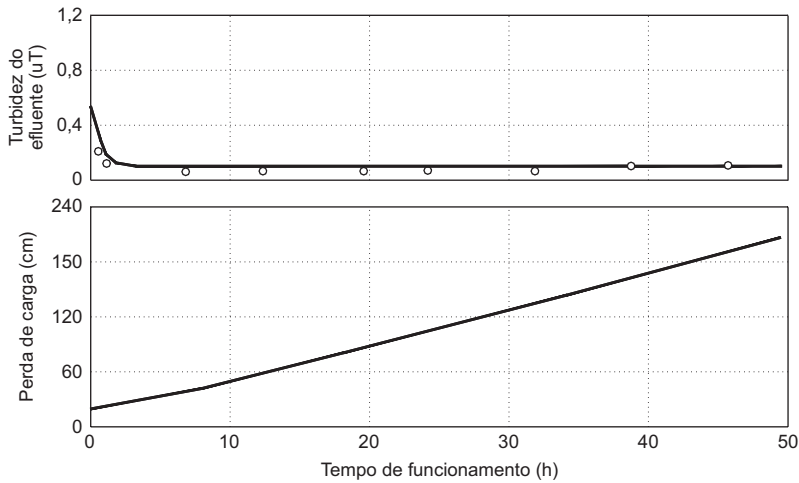


Figura 2.10 Efeito de flocos resistentes na qualidade do efluente e duração da carreira de filtração (turbidez da água bruta = 30 a 45 uT; dosagem de sulfato de alumínio = 7 mg/L; dosagem de sílica ativada = 20 mg/L; turbidez média do afluente ao filtro, após decantação = 2 uT; taxa de filtração = 120 m/d).

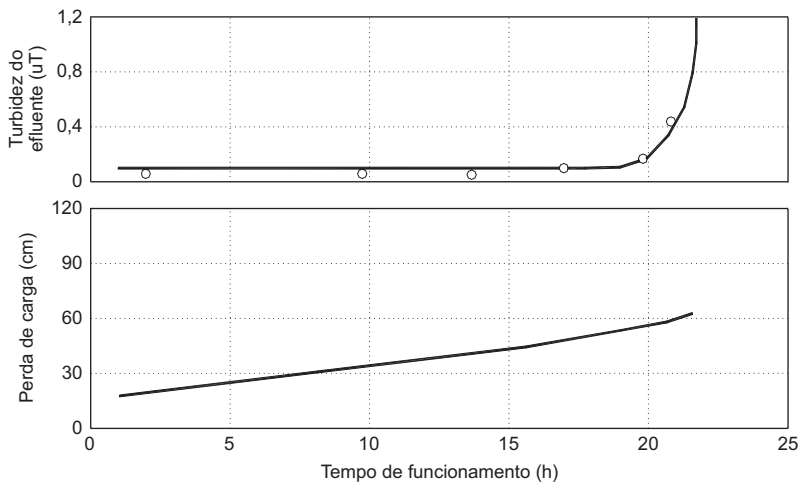


Figura 2.11 Efeito de flocos fracos na qualidade do efluente e duração da carreira de filtração (turbidez da água bruta = 20 uT; dosagem de sulfato de alumínio = 100 mg/L; dosagem de carvão ativado = 2 mg/L; turbidez média do afluente ao filtro = 15 uT; taxa de filtração = 120 m/d).

Na etapa inicial da carreira de filtração, a produção de água com qualidade insatisfatória tem sido atribuída principalmente à lavagem. Na Figura 12.12 é mostrado

esquemáticamente o que pode ocorrer no início da filtração (Amirtharajah & Wetstein, 1980; Amirtharajah, 1985). Os picos de turbidez na água filtrada são explicados por esses pesquisadores pela existência de: a) água de lavagem remanescente em estado limpo, situada abaixo do meio filtrante e em tubulações de saída; b) água de lavagem remanescente no interior do meio filtrante e em camada suporte; c) água de lavagem remanescente situada acima do topo do meio filtrante. De acordo com os pesquisadores, as características dessas águas são distintas e dependem da eficiência da lavagem.

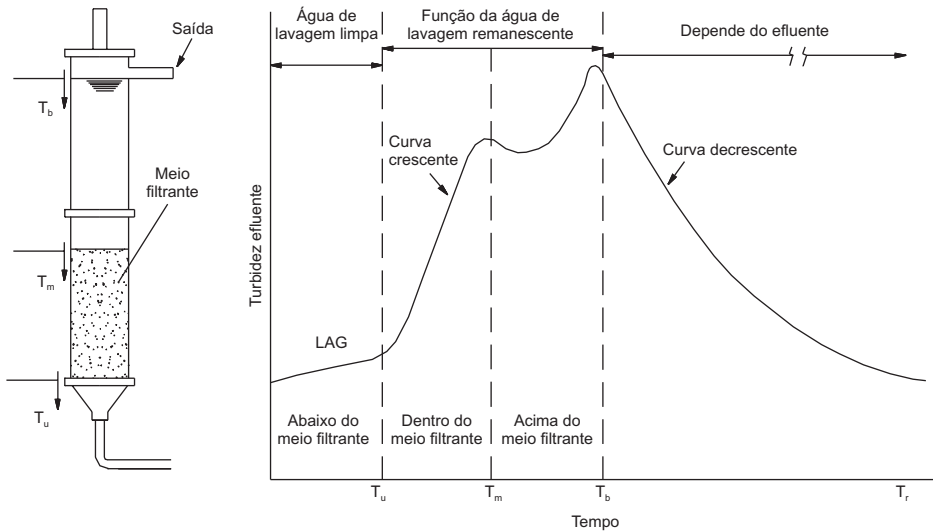


Figura 2.12 Etapa inicial da filtração rápida descendente.

A primeira etapa da filtração, também conhecida como de “amadurecimento”, é caracterizada pela água que inicialmente sai do filtro, ou seja, as frações remanescentes decorrentes da lavagem. No primeiro estágio, a primeira fração, com qualidade satisfatória, sai do filtro até o tempo T_u . Em seguida, inicia-se um período de degradação da qualidade do efluente até a ocorrência do primeiro pico de turbidez (característica de controle) no tempo T_m , que é o tempo de deslocamento da segunda fração de água remanescente da lavagem (dependendo da eficiência da lavagem, esse pico pode não ocorrer). No período entre T_m e T_b é filtrada a terceira fração remanescente, de pior qualidade, podendo surgir um pico de turbidez mais elevado. Finalmente, é observada melhoria contínua da qualidade do efluente até que seja iniciada a etapa intermediária (Amirtharajah & Wetstein, 1980; Amirtharajah, 1985). Embora o esquema apresentado se refira à filtração descendente, nos filtros ascendentes o comportamento é semelhante.

Características dos Materiais Filtrantes

O conhecimento das características granulométricas dos materiais granulares que compõem o meio filtrante é imprescindível para que se possa projetar um sistema de filtração. A seguir são apresentados os principais parâmetros para caracterizar os materiais filtrantes. O tamanho dos grãos e a distribuição de tamanhos são obtidos pelo ensaio de distribuição granulométrica do material granular, utilizando-se peneiras padronizadas, cujos tamanhos das aberturas são apresentados na Tabela 2.2. O número designativo da peneira corresponde, aproximadamente, ao número de malhas por polegada quadrada. A série americana foi padronizada a partir da malha de abertura de 1 mm (18 malhas por polegada quadrada); daí em diante, as aberturas das malhas mantêm relação aproximada de $\sqrt{2}$ de uma peneira para outra.

Tabela 2.2 Peneiras utilizadas em ensaios granulométricos.

Série americana		Série de Tyler	
Número (*)	Abertura da malha (mm)	Número	Abertura da malha (mm)
3 ¼	5,66	3	6,68
4	4,76	4	4,76
5	4,00	6	3,36
6	3,36	8	2,36
7	2,80	10	1,65
8	2,36	14	1,168
10	2,00	20	0,84
12	1,68	28	0,59
14	1,41	35	0,42
16	1,18	48	0,42
18	1,00	65	0,208
20	0,84	100	0,147
25	0,71	150	0,104
30	0,60	200	0,074
35	0,50		
40	0,42		
45	0,335		
50	0,30		
60	0,25		
70	0,212		
80	0,18		
100	0,15		
200	0,074		
270	0,053		
400	0,037		

* Número de malhas por polegada.

Geralmente, são utilizados de 1.000 g de material para a realização do ensaio granulométrico. O peneiramento pode ser manual ou mecânico, iniciando-se pela

peneira de maior abertura seguida das peneiras de menor abertura, pesando-se, depois, as quantidades retidas em cada uma delas. Evidentemente, a quantidade retida em uma peneira imediatamente abaixo de outra passou por esta de maior abertura. As quantidades que passam ou ficam retidas são acumuladas e, posteriormente, calculam-se as porcentagens para a construção de uma curva similar à mostrada na Figura 2.13 (em relação à porcentagem da quantidade que passa). No eixo das abscissas têm-se os tamanhos das malhas em escala logarítmica e, no eixo das ordenadas, a porcentagem do material que passa em escala aritmética. Se for usada escala de probabilidade, em ordenadas, a distribuição dos grãos resultará próxima a uma reta.

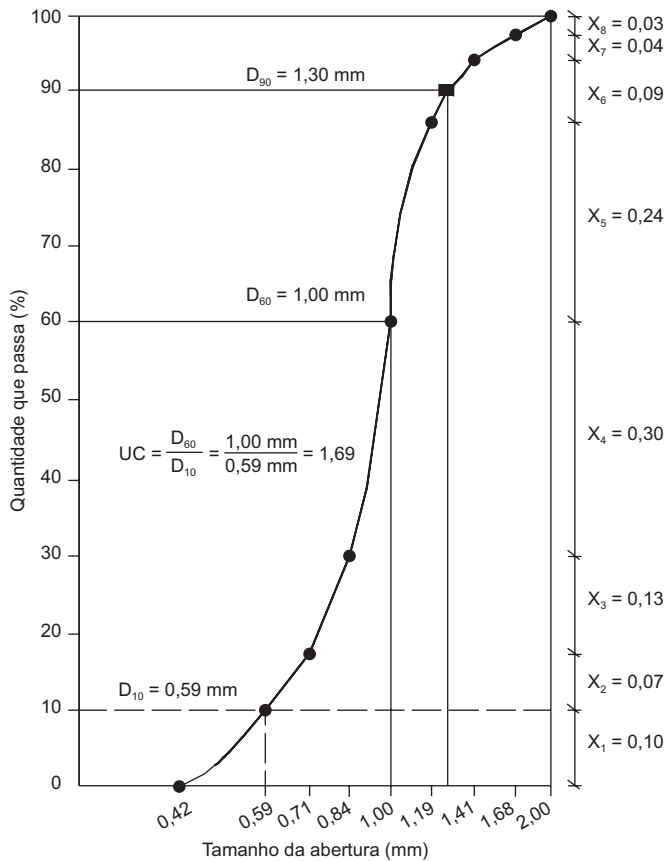


Figura 2.13 Curva típica de distribuição granulométrica de materiais filtrantes.

A partir da curva de distribuição granulométrica são definidos os seguintes parâmetros que caracterizam o meio filtrante, os quais não devem ser analisados de forma independente.

a) Tamanho dos grãos (D_{max} ; D_{min})

O tamanho dos grãos deve ser definido previamente a partir de dados experimentais de pesquisas ou, então, adotado em função de experiências em outras estações de tratamento de água com características similares. Apesar dos dados obtidos em pesquisas realizadas em diversos países, a escolha da granulometria de um meio filtrante depende principalmente da tecnologia a ser empregada e de diversas variáveis, como taxa de filtração, carga hidráulica disponível, qualidade do afluente, qualidade desejável do efluente, sistema de lavagem, espessura da camada filtrante, etc. Estudos em instalação-piloto têm contribuído decisivamente para a definição da granulometria de forma a otimizar o desempenho da filtração.

b) Tamanho efetivo (D_{10})

As observações de Hazen indicaram que se o tamanho efetivo, que corresponde ao tamanho equivalente a 10% (em peso) do material que passa, permanecesse inalterado em meios granulares não estratificados (totalmente misturados) e com coeficiente de desuniformidade inferior a 5, a perda de carga não se modificaria, mesmo que ocorressem variações de tamanhos dos grãos. Na filtração rápida, em que normalmente os meios filtrantes encontram-se estratificados em razão da lavagem no sentido ascensional, ocorrem mudanças significativas se o coeficiente de desuniformidade for alterado, mesmo mantendo-se constante o tamanho efetivo, designado como D_{10} .

c) Coeficiente de desuniformidade (CD)

O coeficiente de desuniformidade é igual a relação entre os tamanhos dos grãos correspondentes às porcentagens de 60% e 10% (em peso, do material que passa). Esse parâmetro, geralmente designado CD, é muito importante na filtração, pois mesmo que os demais parâmetros sejam iguais, a penetração de impurezas ao longo do meio filtrante está intimamente relacionada a esse coeficiente. Quanto menor o valor de CD, mais uniforme será o material granular e, portanto, mais profunda resultará a penetração de impurezas e mais longa será a duração da carreira de filtração.

Como visto anteriormente, a condição ideal de término da carreira de filtração é aquela em que ocorre a perda de carga-limite, praticamente no mesmo instante em que se inicia o transpasse. Com meios filtrantes de menor granulometria dificilmente ocorre o transpasse, porém, as carreiras de filtração resultam mais curtas. Por outro lado, com meios filtrantes de maior granulometria há possibilidade de ocorrer o transpasse, porém, as carreiras de filtração são mais longas e, provavelmente, maior volume de água será requerido para a lavagem.

d) Forma e geometria dos grãos

A forma e a geometria dos grãos exercem grande influência na perda de carga no meio filtrante limpo, na velocidade mínima de fluidificação e no comportamento da expansão durante a lavagem. Quanto mais irregular a forma geométrica dos grãos, melhor será o desempenho durante a filtração, enquanto grãos de forma arredondada apresentam maior eficiência durante a lavagem, além de perda de carga final entre 20% e 30% inferior àquela desenvolvida em grãos de forma irregular. Os parâmetros mais utilizados para a caracterização de um grão de forma não esférica são o coeficiente de esfericidade e o diâmetro volumétrico médio ou equivalente. Tendo-se esses dois parâmetros, é possível calcular a superfície específica do material.

A esfericidade pode ser definida como a relação da área superficial de uma esfera de mesmo volume do grão e a área superficial do grão propriamente dito. O coeficiente de esfericidade pode ser determinado por dois métodos: comparação visual, utilizando-se lupa e escala de comparação visual para vários valores de coeficiente de esfericidade, mostrada na Figura 2.14 (Sugiuo, 1973), e pelo método desenvolvido por Wiecheteck (1996), o qual consiste na determinação de perdas de carga no meio granular em estados fixo e fluidificado, variando-se a velocidade de escoamento descendente e ascendente da água a determinada temperatura. Aplicando-se uma equação de perda de carga, é possível determinar o coeficiente de esfericidade.

Para determinar o diâmetro volumétrico médio emprega-se a técnica de contagem e pesagem de determinado número de grãos e, conhecendo-se a massa específica do material, aplica-se a seguinte equação:

$$d_v = \sqrt[3]{\frac{6M_g}{\pi\rho_g N_g}} \quad (\text{Eq. 1})$$

em que:

d_v = diâmetro volumétrico médio (m);

M_g = massa de grãos correspondente a cada faixa granulométrica do material granular (kg);

ρ_g = massa específica do material (kg/m^3);

N_g = número de grãos.

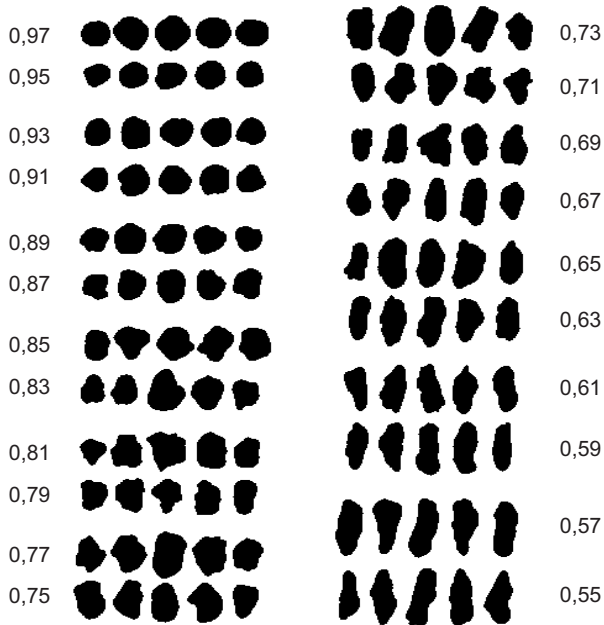


Figura 2.14 Escala de comparação visual da forma dos grãos e valores do coeficiente de esfericidade.

Para grãos esféricos ($C_e = 1$), o valor da superfície específica (S_e) é dado por:

$$S_e = \frac{6}{d_v} \quad (\text{Eq. 2})$$

em que:

S_e = superfície específica dos grãos (m^2/m^3);

d_v = diâmetro volumétrico médio (m).

Para grãos não esféricos, a superfície específica (S_e) pode ser calculada pelas seguintes equações:

- materiais granulares praticamente uniformes:

$$S_e = \frac{6}{C_e \times d_v} \quad (\text{Eq. 3})$$

em que:

C_e = coeficiente de esfericidade correspondente a cada subcamada do material granular.

- materiais granulares não uniformes:

$$S_e = \frac{6}{C_{\text{emed}} \times D_{\text{eq}}} \quad (\text{Eq. 4})$$

e

$$D_{\text{eq}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{X_i}{D_{\text{imed}}}} \quad (\text{Eq. 5})$$

em que:

- C_{emed} = coeficiente de esfericidade médio correspondente ao meio granular não uniforme;
- D_{eq} = tamanho equivalente dos grãos do meio granular (m);
- X_i = fração do material entre duas peneiras consecutivas da série granulométrica, no caso de material granular não uniforme;
- D_{imed} = tamanho médio correspondente a cada subcamada do meio granular, dado pela média geométrica das aberturas das duas peneiras consideradas (m).

Na Figura 2.15 são mostradas as diferentes formas dos grãos inseridos em um círculo, e na Tabela 2.3 têm-se os respectivos valores de coeficiente de esfericidade, fator de forma e porosidade típicos de grãos de areia, relacionados com as formas dos grãos (Fair *et al.*, 1968).

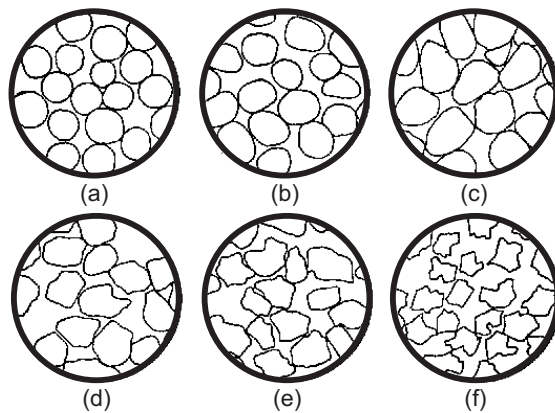


Figura 2.15 Formas dos grãos inseridos em um círculo.

Tabela 2.3 Valores do coeficiente de esfericidade, fator de forma e porosidade.

Forma do grão	Coeficiente de esfericidade (C_e)	Fator de forma (FF)	Porosidade (ϵ)
Esférico (a)	1,00	6,0	0,38
Arredondado (b)	0,98	6,1	0,38
Desgastado (c)	0,94	6,4	0,39
Agudo (d)	0,81	7,4	0,40
Angular (e)	0,78	7,7	0,43
Triturado (f)	$\leq 0,70$	8,5	0,48

e) Porosidade

A porosidade é definida como a relação entre o volume de vazios e o volume total do meio filtrante. É um parâmetro muito importante na determinação da velocidade de água requerida para lavagem do meio filtrante, na perda de carga no meio filtrante fixo e na capacidade de retenção de impurezas do meio filtrante. A porosidade está relacionada à esfericidade dos grãos (quanto menor o coeficiente de esfericidade dos grãos, maior a porosidade em meio filtrante fixo). As propriedades hidráulicas de um material granular não dependem da relação “área da superfície dos grãos/volume dos grãos” (A_{sg}/V_g), mas da relação “área da superfície dos grãos/volume de vazios” (A_{sg}/V_v).

Considere um cubo com um número de esferas N_e em seu interior, resultando uma porosidade ϵ , para o qual se tem:

- N_e = volume total de esferas/volume de uma esfera;
- área da superfície dos grãos: $A_{sg} = N_e \times \pi \times (D_g)^2$;
- volume dos grãos: $V_g = N_e \times \pi \times (D_g)^3/6$;
- volume do cubo: $V_c = V_g/(1 - \epsilon) = N_e \times \pi \times (D_g)^3/[6 \times (1 - \epsilon)]$;
- volume de vazios: $V_v = \epsilon \times V_c = \epsilon \times V_g/(1 - \epsilon) = \epsilon \times N_e \times \pi \times (D_g)^3/[6 \times (1 - \epsilon)]$.

$$\frac{A_g}{V_v} = \frac{N_e \times \pi \times D_g^2}{\epsilon \times \pi \times N_e \times D_g^3 / 6 \times (1 - \epsilon)} = \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon} \times \frac{6}{D_g}$$

Para ilustrar a importância da porosidade, considere um cubo com lado igual a D_g , no qual é inserida uma esfera de diâmetro D_g , resultando:

- Volume do cubo: $V_c = D_g^3$;
- Volume da esfera: $V_e = \frac{\pi \times D_g^3}{6}$;
- Porosidade: $\varepsilon = \frac{V_v}{V_c} = \frac{D_g^3 - \frac{\pi \times D_g^3}{6}}{D_g^3} = 1 - \frac{\pi}{6}$

Se forem inseridas 8 esferas de diâmetro $D_g/2$, o valor de ε também resultará igual a $(1 - \pi/6)$. O mesmo acontecerá se forem inseridas 64 esferas de diâmetro $D_g/4$ e assim sucessivamente, de modo que a porosidade permanece constante, porém, o tamanho dos vazios intergranulares diminui à medida que decresce o tamanho das esferas que ocupam um mesmo volume. Desde que o arranjo, o coeficiente de esfericidade e o volume total permaneçam constantes, o mesmo ocorrerá com os meios filtrantes, ou seja, quanto menor o tamanho dos grãos, menor é o tamanho dos vazios intergranulares.

Na filtração descendente em areia convencional, com grãos de tamanho entre 0,42 e 2,0 mm, esta encontra-se geralmente estratificada, com os grãos menores ocupando o topo e os maiores, a base do meio filtrante, situação decorrente da expansão durante a lavagem no sentido ascensional. Assim, na filtração descendente em areia convencional, a água afluyente, com maior quantidade de impurezas, encontra inicialmente subcamadas com vazios intergranulares de menor tamanho, o que causa colmatação significativa no topo do meio filtrante, concorrendo para que resultem carreiras de filtração de curta duração. Portanto, sob determinadas condições hidráulicas, o desempenho da filtração direta ascendente é superior ao da filtração direta descendente.

f) Massa específica

A massa específica é definida como a massa do material dividida pelo seu volume. Sua determinação é fundamental no cálculo de perda de carga, na fluidificação e na expansão do meio filtrante. É também fator determinante na velocidade ascensional da água para fluidificar o meio filtrante. A técnica mais adequada para a determinação da massa específica é a do picnômetro, técnica muito utilizada na Mecânica dos Solos. Na Tabela 2.4 são apresentados os principais materiais granulares usados como meio filtrante e suas respectivas massas específicas.

Tabela 2.4 Massa específica dos materiais filtrantes usuais.

Material	Massa específica (ρ_s) (kg/m ³)
Areia	2650-2670
Antracito	1400-1700
Granada	4100-4500

Comumente também é citada a massa específica aparente dos materiais granulares (em inglês, *bulk density*), dada por:

$$\rho_{ap} = \rho_s (1 - \epsilon) \quad (\text{Eq. 6})$$

Seja, por exemplo, areia limpa com $\rho_s = 2.670 \text{ kg/m}^3$ e $\epsilon = 0,40$; a massa específica aparente resultará da ordem de 1.600 kg/m^3 . Para antracito com $\rho_s = 1.650 \text{ kg/m}^3$ e $\epsilon = 0,50$, o valor de ρ_{ap} é de 825 kg/m^3 . O valor de ρ_{ap} é utilizado para calcular o volume do material a ser adquirido.

g) Dureza dos grãos

A dureza dos grãos está relacionada com a resistência mínima à abrasão, pois durante a fluidificação e a expansão do meio filtrante, decorrentes da lavagem, pode haver desgaste dos grãos, originando maior quantidade de material fino e alterando sua curva granulométrica, o que pode trazer prejuízos à filtração. Quando a lavagem dos filtros é realizada com ar, o efeito abrasivo entre os grãos aumenta, possibilitando maior redução de seus tamanhos, especialmente quando se tem antracito.

Para comparar a dureza dos diferentes minerais, utiliza-se uma escala relativa, segundo Mohs, na qual os intervalos não obedecem a proporcionalidade dos números que simplesmente ordenam os minerais. Assim, o diamante (dureza 10), mineral mais duro, é 140 vezes mais duro que o corindon (dureza 9). A escala de Mohs, muito usual na prática, é apresentada na Tabela 2.5 (Leinz *et al.*, 1969).

Para estimativa da dureza de um material são usados dois materiais com dureza Mohs conhecida, um que risca e, um não risca o material granular. Conforme AWWA Standard for Filtering Material (1989), a escassez de resultados que correlacionam o teste de dureza Mohs com a resistência à abrasão do carvão antracitoso como material filtrante, comprova a necessidade de investigar um teste de abrasão alternativo. Entretanto, a dureza Mohs continua a ser usada como indicação de resistência à abrasão. Segundo a ABNT (1989), a dureza do carvão antracitoso na escala Mohs não deve ser menor que 2,7.

Tabela 2.5 Dureza dos materiais na escala de mohs.

Material	Dureza
Talco	1
Gipsita	2
Calcita	3
Fluorita	4
Apativa	5
Ortoclásio	6
Quartzo	7
Topázio	8
Coríndon	9
Diamante	10

h) Solubilidade em ácido clorídrico

O teste de solubilidade em ácido clorídrico é realizado para determinar as impurezas e os compostos solúveis em ácido, presentes no material granular utilizado como meio filtrante e que podem ser liberados para a água. Em muitos casos, a principal impureza solúvel em ácido, presente em areia e pedregulho, é o carbonato de cálcio. Os limites de valores de solubilidade em ácido clorídrico têm por finalidade assegurar a ausência de quantidades substanciais de minerais prejudiciais ou outras substâncias no material filtrante em águas ácidas. De acordo com a ABNT (1989), a solubilidade em ácido do antracito não deve exceder 1%.

i) Solubilidade em hidróxido de sódio

A solubilidade em hidróxido de sódio determina a porcentagem mássica de compostos presentes no material filtrante solúveis em solução de hidróxido de sódio 1% (massa/volume). Esses compostos são óxidos solúveis, dissolvidos quando uma amostra de ensaio é imersa em volume conhecido de solução de hidróxido de sódio 1%.

Perda de Carga em Meio Granular Fixo

Darcy, em 1856, observou que a vazão que escoava em um filtro de areia limpo (ver esquema na Figura 2.16) era diretamente proporcional à carga hidráulica disponível e inversamente proporcional à espessura da camada filtrante, e propôs a seguinte equação:

$$Q = \frac{K_D \times A}{\Delta L} (H + \Delta L - h) = \frac{K_D \times A}{\Delta L} \Delta H \quad (\text{Eq. 7})$$

ou

$$V_\infty = K_D \times \frac{\Delta H}{\Delta L} = K_D \times J \quad (\text{Eq. 8})$$

em que:

V_∞ = velocidade de aproximação (m/s);

Q = vazão (m³/s);

K_D = condutividade hidráulica (m/s);

ΔL = espessura do meio filtrante (m);

ΔH = carga hidráulica disponível, igual à perda de carga (m);

A = área do filtro, em planta (m²);

J = gradiente hidráulico, igual à $\Delta H / \Delta L$ (m/m).

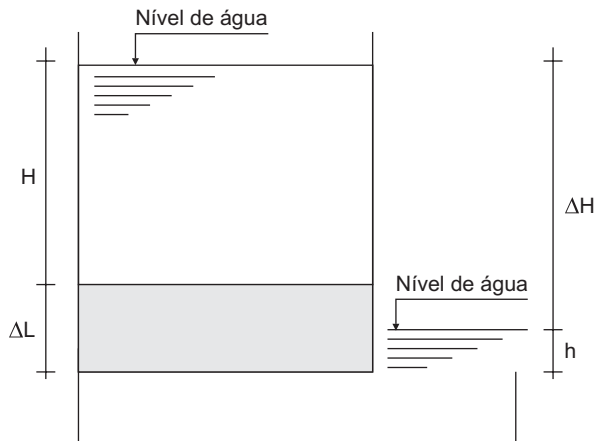


Figura 2.16 Esquema simplificado de um filtro descendente.

A partir da equação proposta por Poiseuille, em 1841, Kozeny, em 1927, desenvolveu um dos modelos mais aceitos para o escoamento em meios granulares limpos, combinando a teoria do raio hidráulico com a superfície específica, resultando na equação de perda de carga em meio granular limpo:

$$\frac{\Delta H}{L_{\text{cap}}} = 32 \left[\frac{\mu}{\rho_a g} \right] \left[\left(\frac{S_c}{4} \right) \left(\frac{1 - \epsilon_0}{\epsilon_0} \right) \right]^2 \left[\frac{V_\infty}{\epsilon_0} \right] \quad (\text{Eq. 9})$$

em que:

- μ = viscosidade absoluta da água (N m/s);
- ρ_a = massa específica da água (kg/m³);
- g = aceleração da gravidade (m/s²);
- S_c = superfície específica (m²/m³);
- ϵ = porosidade do meio filtrante limpo;
- L_{cap} = comprimento do capilar (m);
- V_∞ = velocidade de aproximação ou taxa de filtração (m/s).

Como os vazios intergranulares não são exatamente capilares retilíneos de diâmetro uniforme, a Equação 9 deve ser corrigida mediante a introdução de um coeficiente K_k (geralmente entre 4,5 e 5,0), resultando:

$$\frac{\Delta H}{\Delta L} = 150 \left[\frac{\mu}{\rho_a g} \right] \left[\left(\frac{S_c}{4} \right) \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon} \right]^2 \left[\frac{V_\infty}{\epsilon} \right] \quad (\text{Eq. 10})$$

Para velocidades de escoamento relativamente elevadas e meios filtrantes constituídos de grãos maiores que os de areia usualmente empregados na época, a perda de carga resulta maior que a obtida com o uso da equação proposta por Darcy (1856), conforme observado por Ergun (1952). Este propôs uma equação não linear com dois termos para expressar a perda de carga decorrente do escoamento em meio granular uniforme constituído de esferas de diâmetro (d_{esf}), para qualquer tipo de regime de escoamento (laminar, transição ou turbulento).

$$\frac{\Delta H}{\Delta L} = 150 \frac{\mu}{\rho_a g} \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{V_\infty}{d_{\text{esf}}^2} + 1,75 \frac{(1 - \epsilon)}{g \epsilon^3} \frac{V_\infty^2}{d_{\text{esf}}} \quad (\text{Eq. 11})$$

Para grãos não esféricos de meios filtrantes limpos estratificados, e utilizando a equação proposta por Fair *et al.* (1968), resulta a seguinte expressão para calcular a perda de carga:

$$\frac{\Delta H}{\Delta L} = 150 \frac{\mu}{\rho_a g} \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{V_\infty}{C_e^2} \sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{eqi}^2} + 1,75 \frac{(1-\varepsilon) V_\infty^2}{g C_e \varepsilon^3} \sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{eqi}} \quad (\text{Eq. 12})$$

Na Equação 12, D_{eqi} representa a média geométrica dos tamanhos das aberturas de duas peneiras consecutivas quaisquer da série granulométrica e X_i , a fração do material granular (em massa) correspondente a cada valor de D_{eqi} . O primeiro termo dessas equações corresponde à equação proposta por Fair *et al.* (1968), geralmente adotada quando se tem taxas de filtração inferiores a $500 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{d}$.

Fluidificação de Meios Granulares

Considerações iniciais

A lavagem dos filtros geralmente é feita utilizando-se água no sentido ascensional a fim de promover a fluidificação e, conseqüentemente, acarretar expansão adequada do meio filtrante, com liberação das impurezas retidas. Como será visto posteriormente, há várias formas de realizar a lavagem dos filtros descendentes, incluindo, além da lavagem com água no sentido ascendente, a lavagem superficial ou subsuperficial com água ou, ainda, insuflação de ar. A seguir, são apresentados os fundamentos da fluidificação e a modelação matemática para prever a expansão de um meio granular qualquer a partir, principalmente, de suas características e velocidade ascensional.

Em decorrência da velocidade ascensional, os grãos do meio granular podem permanecer em uma das três situações mostradas na Figura 2.17. No caso *a*, a velocidade ascensional é baixa e a porosidade permanece inalterada; no caso *b*, com o aumento da velocidade, os grãos tendem a se orientar, permanecendo a menor dimensão na direção do escoamento, porém, a força resultante da passagem de água ainda é inferior ao peso dos grãos submersos e, portanto, não ocorre fluidificação (é como se houvesse um inchamento do meio granular); no caso *c*, com o aumento da velocidade ascensional, as forças decorrentes do atrito entre a água e os grãos superam o peso destes, que ficam suspensos no meio granular fluidificado.

Após a fluidificação, a altura do meio granular expandido resulta proporcional ao aumento da velocidade. Na Figura 2.18 notam-se, além desse efeito, o aumento da porosidade e a variação da perda de carga. Entre os pontos A e B da Figura 2.18, a porosidade e a espessura do meio granular permanecem praticamente inalteradas e a perda de carga cresce de acordo com a equação de Ergun. Na região do ponto B há uma indefinição (regime de escoamento de transição), razão pela qual se prolongam as curvas de ambos os lados para obter esse ponto, que, como será visto posteriormente, corresponde à velocidade mínima de fluidificação, isto é, aquela para a qual o meio granular começa a expandir.

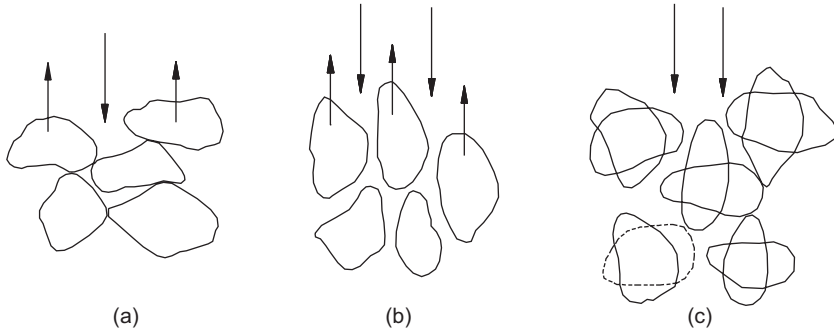


Figura 2.17 Variação da posição dos grãos do meio filtrante durante a lavagem.

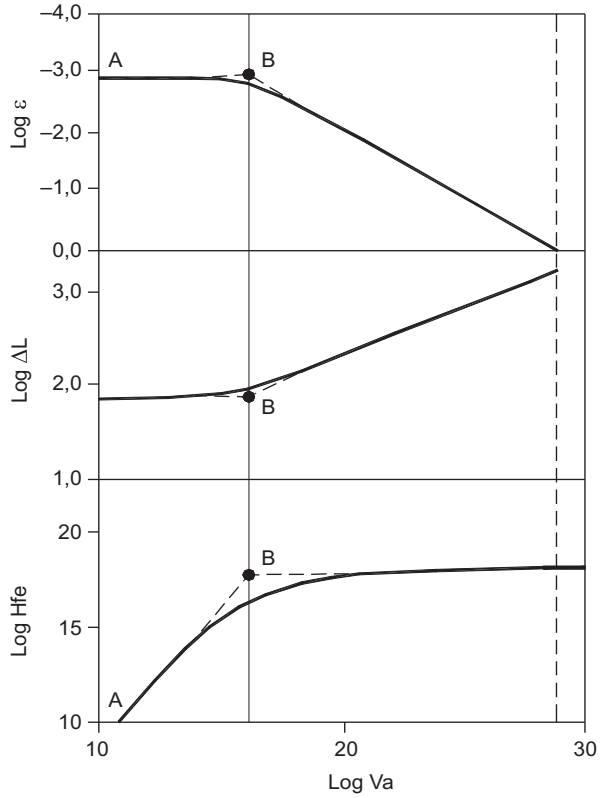


Figura 2.18 Variação da porosidade, espessura do meio granular e perda de carga em função da velocidade ascensional.

Perda de carga em meios granulares fluidificados

Assumindo-se que o coeficiente de arrasto seja igual à unidade, a perda de pressão ou de carga em um meio granular completamente fluidificado é obtida igualando-se a força resultante do escoamento ao peso do material submerso.

$$\Delta P = \rho_a \times g \times h_{\text{mgex}} = L_{\text{mgex}} \times g \times (\rho_s - \rho_a)(1 - \epsilon_{\text{ex}}) = L_{\text{mg}} \times g \times (\rho_s - \rho_a)(1 - \epsilon_0) \quad (\text{Eq. 13})$$

ou

$$h_{\text{mgex}} = \frac{L_{\text{mgex}} \times (\rho_s - \rho_a) \times (1 - \epsilon_{\text{ex}})}{\rho_a} = \frac{L_{\text{mg}} \times (\rho_s - \rho_a) \times (1 - \epsilon_0)}{\rho_a} \quad (\text{Eq. 14})$$

em que:

- ΔP = perda de pressão no meio granular expandido (N/m^2);
- ρ_a = massa específica da água (kg/m^3);
- ρ_s = massa específica dos sólidos (kg/m^3);
- h_{mgex} = perda de carga no meio granular expandido (m);
- L_{mgex} = espessura do meio granular expandido (m);
- L_{mg} = espessura do meio granular não expandido – em repouso (m);
- ϵ_{ex} = porosidade do meio granular expandido;
- ϵ_0 = porosidade do meio granular em repouso;
- g = aceleração da gravidade (m/s^2).

A consideração de que a quantidade de material granular permanece constante, ou seja, que a massa de material granular sólido em repouso ou fluidificado é a mesma, deu origem à Equação 14. Na Figura 2.19 são mostrados dados experimentais obtidos por Fan (1978) relativos às variações da perda de carga no meio granular fixo e expandido de areia (tamanho dos grãos entre 1,68 e 2,00 mm; temperatura = 25°C; espessura do meio granular fixo = 0,38 m; porosidade do meio granular limpo = 0,446; e massa específica dos grãos = 2,65 t/m^3) e de antracito (tamanho dos grãos entre 3,36 e 4,00 mm; temperatura = 25°C; espessura do meio granular fixo = 0,20 m; porosidade do meio granular limpo = 0,581; e massa específica dos grãos = 1,65 t/m^3). Enquanto o material granular estiver em repouso pode ser aplicada a equação de Ergun (Equação 11) e depois de ocorrer a fluidificação total, isto é, expansão de todas as subcamadas do material granular, vale a Equação 14.

Na Figura 2.20 são apresentados dados experimentais de Cruz Vélez (1993) na filtração ascendente relativos à areia (tamanho dos grãos = 0,59 e 2,00 mm; tamanho efetivo = 0,85 mm; coeficiente de desuniformidade = 1,65; coeficiente de esfericidade =

0,80; porosidade da camada de areia limpa = 0,44). O autor constatou, para água com temperatura de 19°C, que a movimentação dos grãos somente iniciava a partir da velocidade ascensional de cerca de 10,4 mm/s (900 m/d). Como a velocidade mínima de fluidificação dos menores grãos é bem inferior a 10,4 mm/s, é possível que o meio granular se encontrasse misturado (não estratificado), pois os grãos maiores impedem a expansão dos menores.

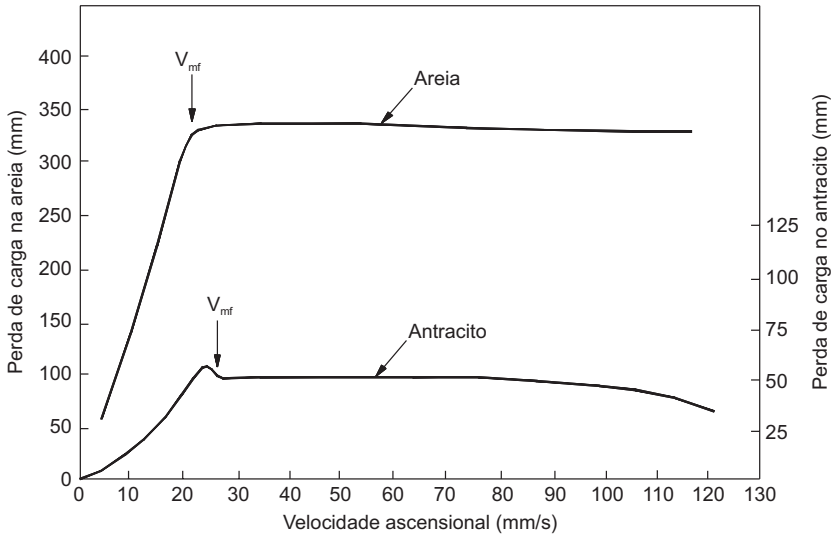


Figura 2.19 Variação da perda de carga em função da velocidade ascensional para areia e antracito.

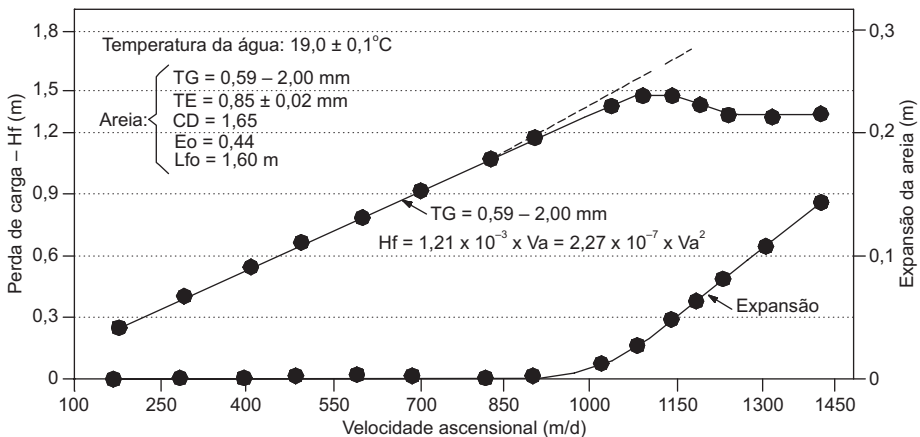


Figura 2.20 Variação da perda de carga prevista e medida e expansão de camada de areia em função da velocidade ascensional.

Como visto nas Figuras 2.19 e 2.20, há uma velocidade mínima de fluidificação, V_{mf} (associada ao ponto B da Figura 2.18), para a qual se diz que a fluidificação é incipiente.

Na Figura 2.21 é mostrada a variação teórica da perda de carga em função da velocidade ascensional, na qual a declividade da curva na fase inicial (em que não há expansão) depende do grau de compactação do meio granular. As duas linhas cheias correspondem aos casos reais, enquanto a tracejada, a uma situação ideal. Na região do ponto B há curvas de dois meios granulares que, em decorrência da compactação, estão situadas acima da ideal; pode ocorrer de a curva real se situar abaixo da ideal, em razão da não uniformidade dos grãos, da esfericidade ou da formação de caminhos preferenciais no escoamento ascensional. A partir do ponto C, a perda de carga permanece praticamente constante, independentemente do aumento da velocidade ascensional, já que o meio granular se encontra totalmente fluidificado (Cleasby & Fan, 1981).

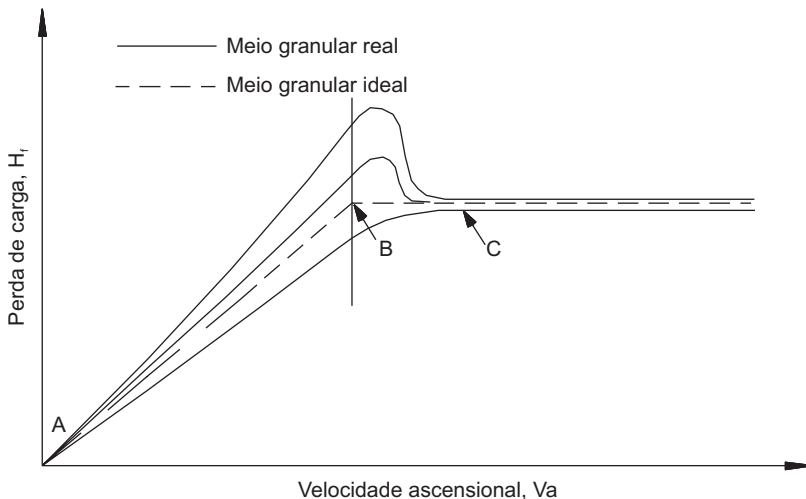


Figura 2.21 Variação teórica da perda de carga em um meio granular limpo em função da velocidade ascensional.

Previsão da expansão de meios granulares

A perda de carga unitária em cada subcamada de um meio granular limpo fixo, calculada pela equação de Ergun (1952) e reescrita de outra forma (Equação 15), é válida para qualquer regime de escoamento, desde que não ocorra a fluidificação e o número de Reynolds (dado pela Equação 16) esteja compreendido entre 1 e 2.000. A perda de carga na subcamada considerada é igual ao produto da perda de carga unitária pela sua espessura.

$$J_{mg} = \frac{150 \times \nu \times (1 - \epsilon_0)^2 \times V_{ap}}{g \times \epsilon_0^3 \times C_e^2 \times D_{mg}^2} + \frac{1,75 \times (1 - \epsilon_0) \times V_{ap}^2}{g \times \epsilon_0^3 \times C_e \times D_{mg}} \quad (\text{Eq. 15})$$

$$\text{Re} = \frac{\rho_a \times V_{ap} \times D_{mg}}{\mu} \quad (\text{Eq. 16})$$

em que:

- J_{mg} = perda de carga unitária em cada subcamada do meio granular limpo (m/m);
- ν = viscosidade cinemática da água (m²/s);
- ϵ_0 = porosidade da subcamada do meio granular limpo;
- V_{ap} = velocidade de aproximação (m/s);
- g = aceleração da gravidade (m/s²);
- C_e = coeficiente de esfericidade;
- D_{mg} = tamanho médio dos grãos do material da subcamada limpa (m);
- Re = número de Reynolds;
- ρ_a = massa específica da água (kg/m³);
- μ = viscosidade absoluta da água (N s/m²).

Apesar de haver uma região de indefinição quando é iniciada a expansão do material granular (em razão da não uniformidade dos grãos, grau de compactação, etc.), conforme visto nas Figuras 2.19, 2.20 e 2.21, a velocidade mínima de fluidificação pode ser obtida igualando-se as perdas de carga dadas pelas Equações 14 e 15 e assumindo-se que $[(1 - \epsilon_{mf}) / (C_e^2 \times \epsilon_{mf}^3)] \cong 11$ e $(1 / C_e \times \epsilon_{mf}^3) \cong 14$, conforme desenvolvimento de Cleasby & Fan (1981).

$$1.650 \frac{\rho_a \times D_{eqmg} \times V_{mf}}{\mu} + 24,5 \left(\frac{\rho_a \times D_{eqmg} \times V_{mf}}{\mu} \right)^2 = \frac{D_{eqmg}^3 \times g \times \rho_a (\rho_s - \rho_a)}{\mu^2} \quad (\text{Eq. 17})$$

em que:

$$R_{emf} = \frac{\rho_a \times D_{eqmg} \times V_{mf}}{\mu} \quad \text{número de Reynolds} \quad (\text{Eq. 18})$$

$$\text{Ga} = \frac{D_{eqmg}^3 \times g \times \rho_a (\rho_s - \rho_a)}{\mu^2} \quad \text{número de Galileu} \quad (\text{Eq. 19})$$

- D_{eqmg} = tamanho equivalente dos grãos do meio granular (m);
 V_{mf} = velocidade mínima de fluidificação (m/s);
 ρ_a = massa específica da água (kg/m³);
 μ = viscosidade absoluta da água (N s/m²);
 g = aceleração da gravidade (m/s²);
 ϵ_{mf} = porosidade.

A Equação 17 pode ser reescrita da seguinte forma:

$$24,5 (R_{emf})^2 + 1.650 R_{emf} = G_a \quad (\text{Eq. 20})$$

Resolvendo a Equação 20, obtém-se a velocidade mínima de fluidificação do material granular, dada por:

$$V_{mf} = \frac{\mu}{\rho_a \times D_{eqmg}} \left(\sqrt{(33,7)^2 + 0,0408 \times G_a} - 33,7 \right) \quad (\text{Eq. 21})$$

Vaid & Gupta (1978) observaram que, quando se tem meios granulares não uniformes, a velocidade mínima de fluidificação depende da definição de D_{eq} . Se todos os grãos tivessem o tamanho dos menores (última subcamada em meios granulares estratificados), o meio granular fluidificaria com a velocidade mínima desses grãos. Porém, no caso de meios granulares não uniformes, a velocidade mínima de fluidificação passa a ser maior que a correspondente aos menores grãos para que ocorra a fluidificação total. O comportamento de um meio granular não uniforme é caracterizado pela existência de várias velocidades, para as quais parte do meio granular permanece fixa e parte, fluidificada.

Utilizando os dados de Cleasby & Fan (1981) e complementando com estudos experimentais com materiais de diferentes valores de esfericidade e de massa específica, Dharmarajah & Cleasby (1986) estudaram a expansão de meios granulares não uniformes e obtiveram a Equação 22.

$$\begin{aligned}
 & \log \left[\frac{\epsilon_{ex}^3 \times \rho_a \times (\rho_s - \rho_a) \times g \times C_e^3 \times D_{eqmg}^3}{6^3 \times (1 - \epsilon_{ex})^2 \times \mu^2} \right] = 0,5654 + 1,0935 \times \\
 & \times \log \left[\frac{\rho_a \times V_{ap} \times D_{eqmg}}{\mu} \right] + 0,1798 \times \left[\log \left(\frac{\rho_a \times V_{ap} \times D_{eqmg}}{\mu} \right) \right]^2 - 1,5 \times \\
 & (\log C_e)^2 - 0,00392 \times \left[\log \left(\frac{\rho_a \times V_{ap} \times D_{eqmg}}{\mu} \right) \right]^4
 \end{aligned} \quad (\text{Eq. 22})$$

Na Equação 22 podem ser identificados e isolados o número de Reynolds (Equação 18) e o de Galileu (Equação 19), e fazendo-se $A = \frac{1}{(1 - \epsilon)}$ e $B = \frac{C_e}{6}$, obtém-se a Equação 23, dada por:

$$\text{LogGa} = 0,56543 + 1,09348 \text{ Log}(\text{Rey} \times A \times B) + 0,17979 [\text{Log}(\text{Rey} \times A \times B)]^2 - 0,00392 [\text{Log}(\text{Rey} \times A \times B)]^4 - 1,5 [\text{Log}6B]^2 - \text{Log}[(\epsilon \times B)^3 \times A^2] \quad (\text{Eq. 23})$$

Tendo-se as características do material filtrante (massa específica, coeficiente de esfericidade, etc.) e as propriedades da água (massa específica, viscosidade, etc.), a Equação 23 pode ser resolvida por meio de cálculo eletrônico, obtendo-se a porosidade de cada subcamada i (ϵ_{exi}) para velocidade ascensional fixada e , conseqüentemente, a porosidade do meio granular expandido (Equação 24).

Tendo-se a curva de distribuição granulométrica (como a da Figura 2.13), determina-se o tamanho equivalente de cada subcamada i (D_{eqi}), e, para a velocidade ascensional fixada (ligeiramente superior à mínima de fluidificação para $D_{\text{eq}} = D_{90\%}$, obtida utilizando-se a Equação 21), são calculados os números de Reynolds (Equação 18) e o número de Galileu (Equação 2.19), o que permite, para o valor de C_e dos grãos, estimar o valor de ϵ_{exi} nos gráficos da Figura 2.22.

A porosidade do meio granular expandido pode ser calculada por:

$$(1 - \epsilon_{\text{ex}})_{\text{meiogranular}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{X_i}{(1 - \epsilon_{\text{exi}})}} \quad (\text{Eq. 24})$$

em que:

- X_i = fração em peso de cada subcamada i do meio granular entre peneiras consecutivas da série granulométrica ($X_i = 1$ para meio granular uniforme);
- ϵ_{exi} = porosidade da subcamada expandida ($\epsilon_{\text{exi}} = \epsilon_{\text{ex}}$ para meio granular uniforme, ou seja, $i = 1$).

Uma vez determinado o valor de ϵ_{exi} (meio granular não uniforme) ou de ϵ_{ex} (meio granular uniforme), é possível calcular a expansão do meio granular. Como não há perda de material sólido, a massa de sólidos do meio granular em repouso é igual a massa deste quando se encontra expandido, resultando:

$$L_{ex} (1 - \epsilon_{ex}) \times A \times \rho_s = L_0 \times (1 - \epsilon_0) \times A \times \rho_s \quad (\text{Eq. 25})$$

ou

$$L_{ex} = \frac{L_0 \times (1 - \epsilon_0)}{(1 - \epsilon_{ex})} \quad (\text{Eq. 26})$$

A expansão da camada do material granular é dada por:

$$E(\%) = \frac{L_{ex} - L_0}{L_0} \times 100 = \frac{\epsilon_{ex} - \epsilon_0}{1 - \epsilon_{ex}} \times 100 \quad (\text{Eq. 27})$$

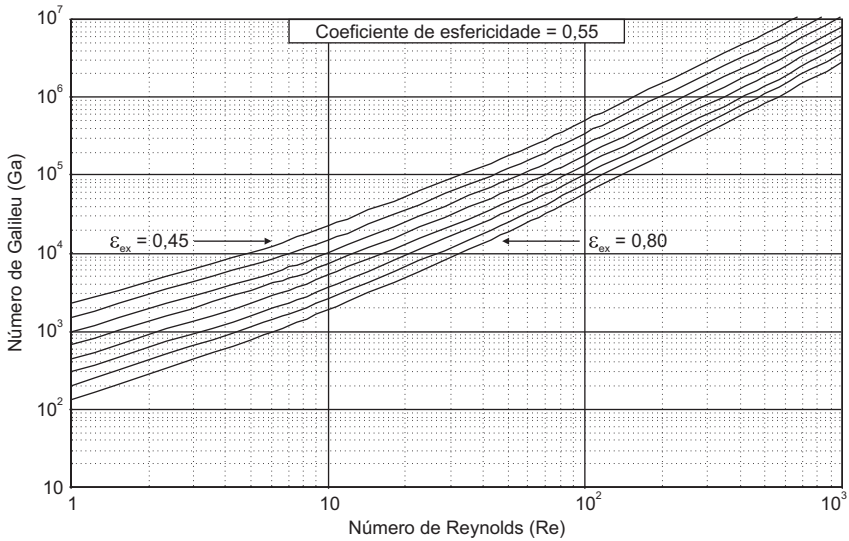


Figura 2.22a Porosidade das subcamadas expandidas em função dos números de Reynolds e de Galileu para $C_e = 0,55$.

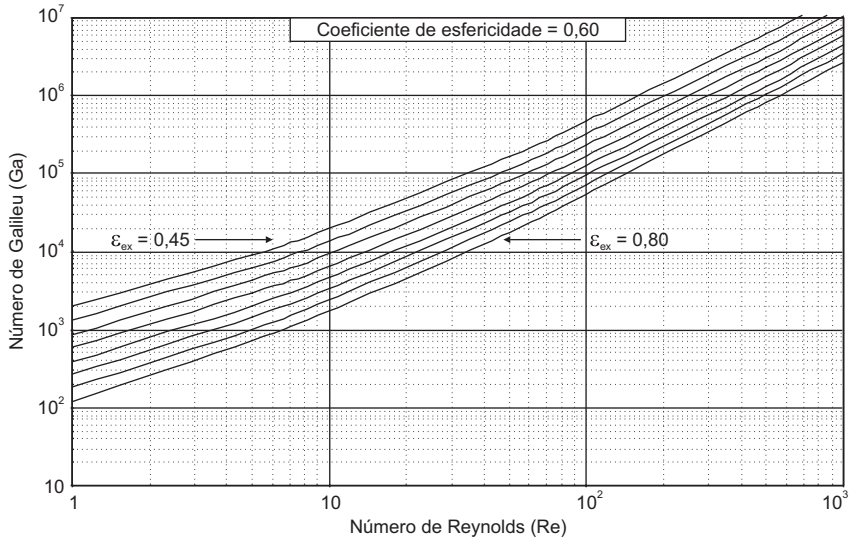


Figura 2.22b Porosidade das subcamadas expandidas em função dos números de Reynolds e de Galileu para $C_e = 0,60$.

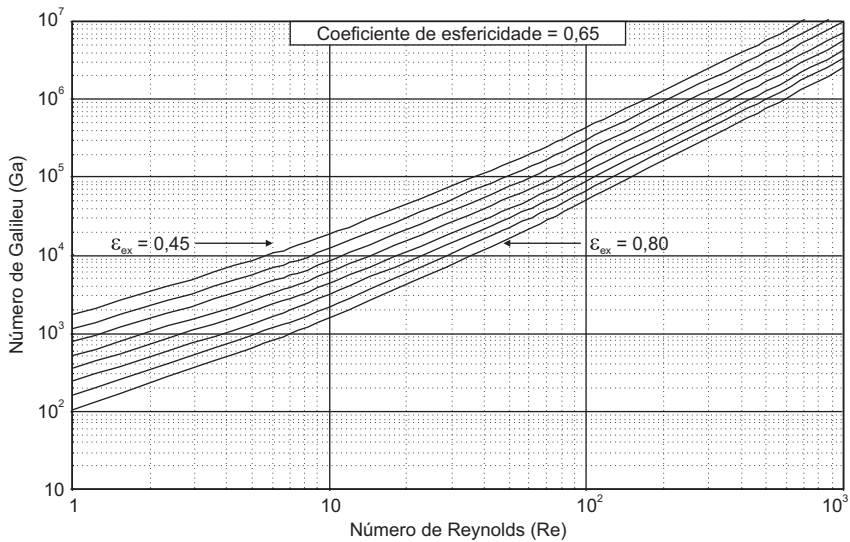


Figura 2.22c Porosidade das subcamadas expandidas em função dos números de Reynolds e de Galileu para $C_e = 0,65$.

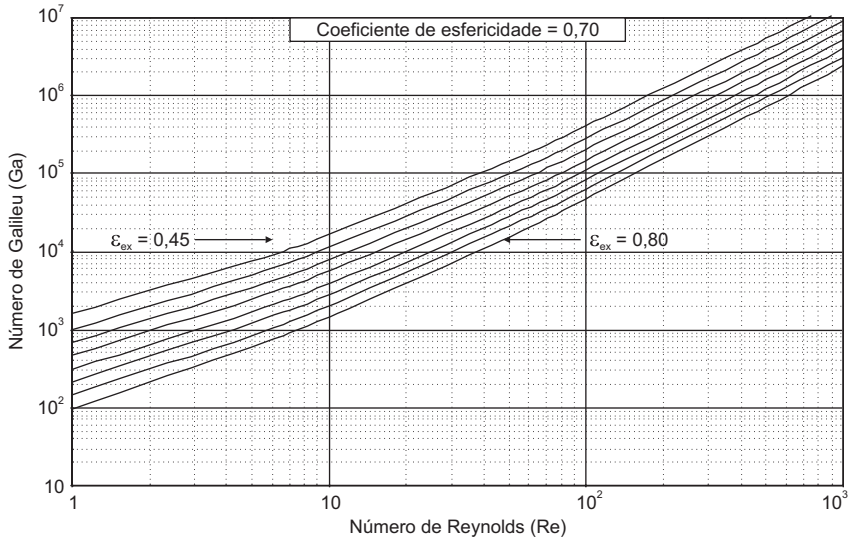


Figura 2.22d Porosidade das subcamadas expandidas em função dos números de Reynolds e de Galileu para $C_e = 0,70$.

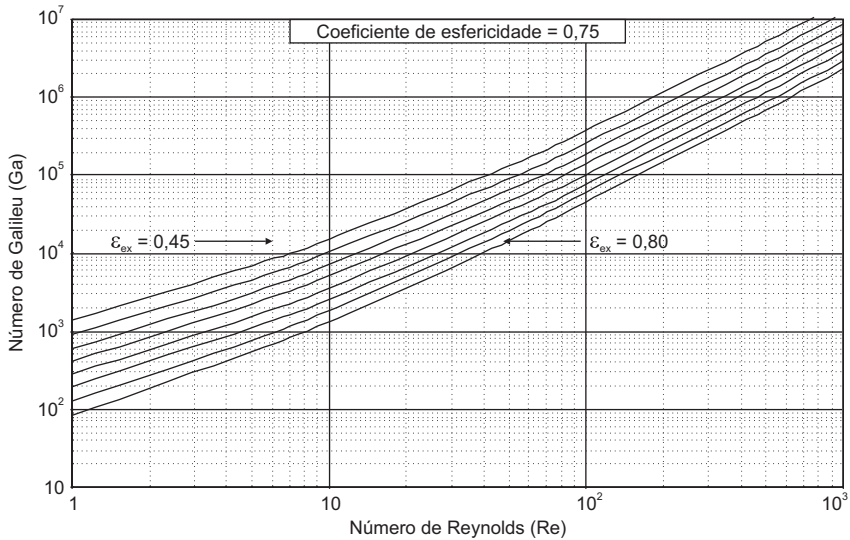


Figura 2.22e Porosidade das subcamadas expandidas em função dos números de Reynolds e de Galileu para $C_e = 0,75$.

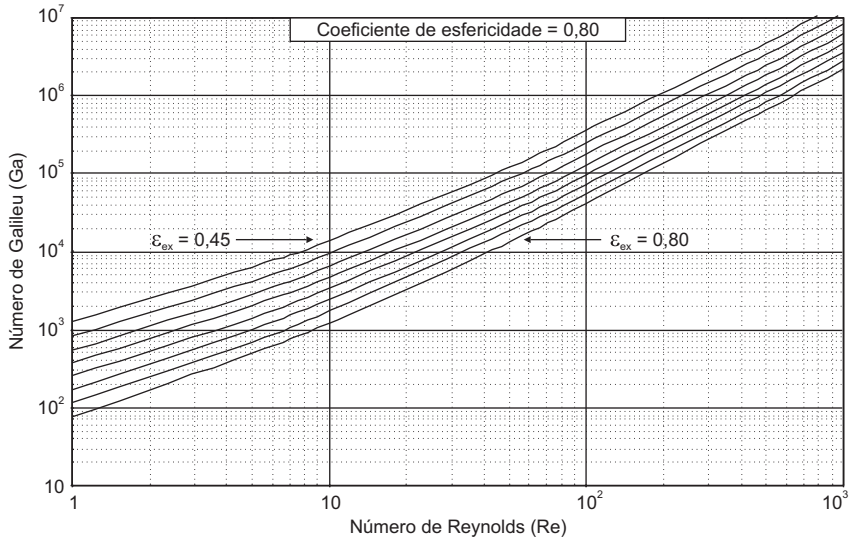


Figura 2.22f Porosidade das subcamadas expandidas em função dos números de Reynolds e de Galileu para $C_e = 0,80$.

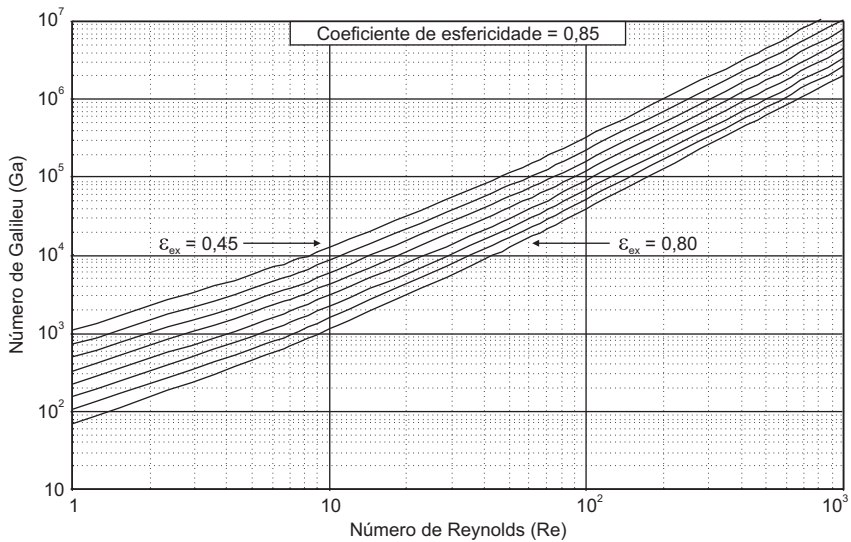


Figura 2.22g Porosidade das subcamadas expandidas em função dos números de Reynolds e de Galileu para $C_e = 0,85$.

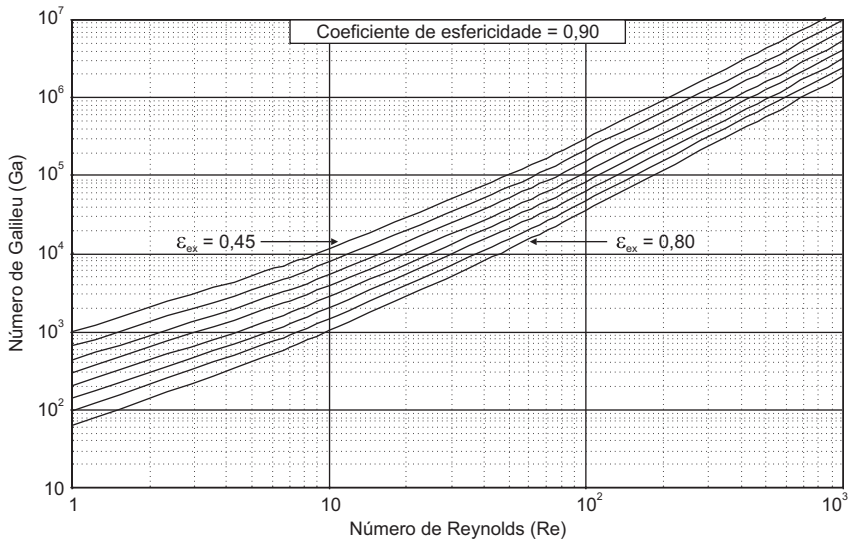


Figura 2.22h Porosidade das subcamadas expandidas em função dos números de Reynolds e de Galileu para $C_e = 0,90$.

Métodos de Controle dos Filtros

Relação entre perda de carga e funcionamento dos filtros

Há duas velocidades de interesse na filtração: i) velocidade de aproximação (V_{ap}), igual à vazão afluyente dividida pela área (em planta) do filtro, também denominada taxa de filtração, e ii) velocidade intersticial média (V_{im}), igual a V_{ap} dividida pela porosidade média do meio filtrante. Durante a filtração, as impurezas são retidas nos vazios intergranulares de cada subcamada do meio filtrante, reduzindo o volume de vazios e a porosidade local, com conseqüente aumento da velocidade intersticial e da perda de carga na região do meio filtrante considerada. Na filtração, o regime de escoamento é laminar e, de acordo com a lei de Darcy (Equação 8), tem-se:

$$\frac{H_{mf}}{L_{mf}} = K_r V_{ap} \quad (\text{Eq. 27})$$

em que:

H_{mf} = perda de carga no meio granular (m);

L_{mf} = espessura do meio filtrante (m);

K_r = coeficiente de resistividade (s/m);

V_{ap} = velocidade ou taxa de filtração (m/s).

O coeficiente de resistividade está relacionado à resistência ao escoamento da água através do meio filtrante. No início da filtração, quando o meio filtrante encontra-se limpo, pode-se calcular a perda de carga H_{mfo} utilizando-se a Equação 12. Para essa condição e considerando taxas de filtração inferiores a 500 m/d, a Equação 12 pode ser reescrita da seguinte forma:

$$H_{mfo} = K_{ro} V_{ap} \quad (\text{Eq. 28})$$

sendo:

$$K_{ro} = \frac{150 \mu (1 - \epsilon_o)^2 L_f}{g \rho_a \epsilon_o^3 C_e^2} \sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{ei}^2} \quad (\text{Eq. 29})$$

Conhecendo-se as características do meio filtrante e adotando-se as demais características dos filtros (comporta de entrada, sistema de drenagem, tubulações, acessórios de saída, etc.), pode-se calcular a perda de carga total inicial. O coeficiente de resistividade aumenta com o tempo à medida que ocorre retenção de impurezas no meio filtrante. Como o escoamento é laminar, a perda de carga no meio filtrante limpo varia com V_{ap} elevada ao expoente 1 (Equação 28), o mesmo ocorre com a perda de carga em decorrência da retenção de impurezas se a filtração for realizada com ação de profundidade. A perda de carga na camada suporte (de pedregulho) também pode ser calculada utilizando-se a Equação 12, desprezando-se o segundo termo e considerando-se $X_i = 1$ para a camada suporte.

Seja H_T a perda de carga total em qualquer momento durante a filtração, a qual é igual à soma das perdas iniciais na camada suporte (H_s) e meio filtrante limpo (H_{mfo}), nas tubulações, acessórios, sistema de drenagem, etc., (H_{tu}) e aquela decorrente da retenção de impurezas (H_r). A soma das perdas de carga no meio filtrante limpo, camada suporte e a devido à retenção de impurezas ($H_s + H_{mfo} + H_r$) é denominada perda de carga laminar, e igual a H_l . A perda de carga H_{tu} é denominada perda de carga turbulenta.

Todas essas perdas podem ser relacionadas à taxa de filtração e, em qualquer momento, à resistência total à filtração, ou seja, H_T deve ser igual à carga hidráulica disponível, H_d , para que resulte a taxa de filtração desejada, podendo-se escrever:

$$\text{Taxa de filtração} \propto \frac{\text{Carga hidráulica disponível}}{\text{Resistência total do filtro}} \quad \text{ou} \quad T_f \propto \frac{H_d}{H_T} \quad (\text{Eq. 30})$$

De acordo com a Equação 30, há quatro condições básicas para descrever o funcionamento dos filtros:

- carga hidráulica disponível constante e resistência total do filtro variável;
- carga hidráulica disponível constante e resistência total do filtro constante;
- carga hidráulica disponível variável e resistência total do filtro constante;
- carga hidráulica disponível variável e resistência total do filtro variável.

Carga hidráulica disponível constante e resistência total do filtro variável “CHDC x RTFV”

Esse método de controle também é conhecido por “taxa declinante contínua”. Se a carga hidráulica disponível (CHD) for mantida constante, a taxa de filtração será máxima no início, quando o meio filtrante estiver limpo. Com o decorrer do tempo, à medida que as impurezas forem retidas no meio filtrante, aumentará a resistência ao escoamento e, conseqüentemente, diminuirá a taxa de filtração, conforme ilustrado na Figura 2.23. Como, além da perda de carga laminar (que aumenta com o tempo), há a perda de carga turbulenta (que diminui com o tempo), a redução da taxa de filtração com o tempo resulta numa curva exponencial.

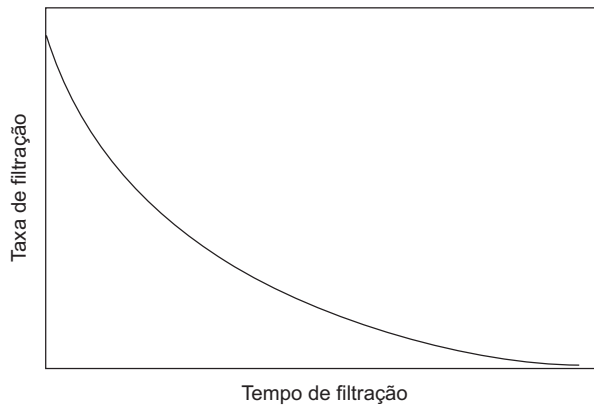


Figura 2.23 Variação da taxa de filtração com o tempo de funcionamento método de controle “CHDC x RTFV”.

Em comparação aos métodos nos quais a taxa de filtração permanece praticamente constante, o método de taxa declinante contínua apresenta a vantagem de produzir água filtrada de melhor qualidade e carreiras de filtração mais longas. Entretanto, raramente é empregado na prática, especialmente nas estações de tratamento de água destinada ao consumo humano, pois requer reservação a montante quando a capacidade de filtração for pequena e reservação a jusante quando a capacidade de filtração for grande, pois geralmente é constante a vazão afluente à estação. Porém, o método de controle pode ser prático e econômico como no caso da limpeza de piscinas.

Carga hidráulica disponível constante e resistência total do filtro constante "CHDC x RTFC"

Esse método de controle tem sido comumente aplicado aos filtros descendentes. Com ele há pouca variação no nível de água, podendo-se considerar constante a CHD. Mantendo-se constante a RTF, tem-se, como conseqüência, um valor constante da taxa de filtração. No início da carreira de filtração o meio filtrante encontra-se limpo e, para que a RTF não se altere, é preciso instalar um dispositivo controlador na saída do filtro que apresente valor de perda de carga (H_{co}) igual à diferença entre a CHD e a soma das perdas iniciais na camada suporte (H_s), no meio filtrante limpo (H_{mfo}) e nas tubulações, acessórios, sistema de drenagem, etc., (H_{tu}), ou seja, $H_{co} = H_d - (H_s + H_{mfo} + H_{tu})$.

À medida que a filtração progride, a perda de carga decorrente da retenção de impurezas (H_r) e, conseqüentemente, a resistência total à filtração (H_T) aumentam, o que requer a redução do valor de H_{co} (perda introduzida pelo controlador). Quando o dispositivo de controle apresentar o menor valor possível de perda de carga em relação à taxa de filtração fixada, o filtro deverá ser lavado, pois a partir daí qualquer aumento de perda de carga no meio filtrante não será mais compensado pelo controlador (ver Figura 2.24).

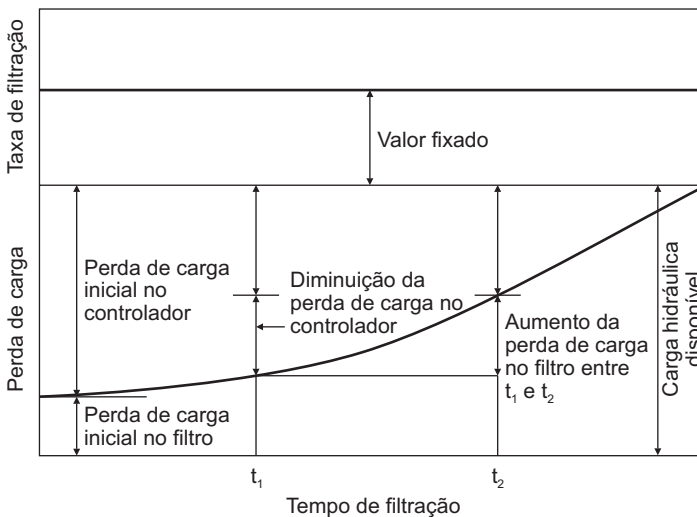


Figura 2.24 Variação da resistência total no filtro e perda de carga no dispositivo de controle método de controle "CHDC x RTFC".

Se a vazão total afluyente à estação for constante, o nível de água será pré-fixado no canal comum de alimentação aos filtros e nestes permanecerá praticamente inalterado durante a carreira de um filtro qualquer da bateria, em razão da ação do controlador, e aumentará durante a retirada de um filtro para lavagem, se não houver dispositivo adicional para controle do nível de água no interior dos filtros. Isso acontece porque os filtros remanescentes, em operação, passam a filtrar a vazão do filtro retirado para lavagem.

Os acréscimos de nível de água observados nos filtros remanescentes em operação são proporcionais ao número de filtros da bateria e ao tempo dispendido na lavagem, enquanto o aumento de taxa de filtração nos filtros remanescentes depende, fundamentalmente, do número de filtros da bateria.

Se a soma das vazões efluentes dos filtros não for exatamente igual à vazão afluyente à estação de tratamento, o nível de água em alguns filtros subirá e em outros baixará quando o equipamento apresentar apenas o dispositivo de controle de vazão. Assim, o operador tentará, manualmente, efetuar os ajustes necessários para que o nível de água seja igual em todos os filtros, ação que poderá prejudicar seriamente a qualidade da água filtrada, pois esses ajustes em geral são realizados abruptamente.

Em alguns casos a vazão total afluyente à estação de tratamento é igualmente dividida na entrada dos filtros por meio de vertedores com descarga livre. O valor de H_d é mantido constante por meio de um flutuador localizado no interior dos filtros que comanda uma válvula tipo borboleta na tubulação de saída de água filtrada. Dessa forma, sempre que houver variação da vazão afluyente ou quando um filtro for retirado de operação para ser lavado, o flutuador faz com que a perda de carga introduzida pela válvula borboleta varie a fim de compensar a alteração ocorrida.

Geralmente, na prática, os controladores de vazão e de nível empregados permitem variação de nível de água relativamente pequena no interior dos filtros, de modo que, quando um filtro qualquer da bateria for retirado de operação para lavagem, o nível de água nos filtros remanescentes em operação tenderá a subir, fazendo com que o controlador de nível acione o equipamento de controle, o que permite que uma vazão maior seja filtrada.

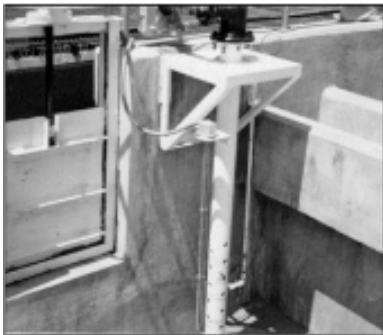
Há possibilidade de essas variações serem bruscas e causarem dano à qualidade da água filtrada. A Figura 2.25 mostra alguns tipos de controladores de nível localizados no interior dos filtros e de controladores de vazão localizados na tubulação de saída de água filtrada.



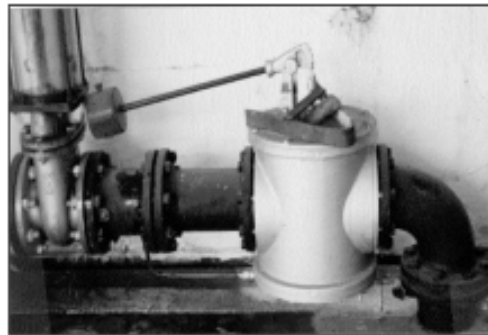
Filtro com flutuadores que acionam o sifão



Sifão parcializador



Controlador de nível



Controlador de vazão

Figura 2.25 Fotos de controladores de nível localizados no interior dos filtros e de controladores de vazão na tubulação de saída de água filtrada.

Os controladores de vazão, instalados na tubulação de saída de água filtrada, funcionam segundo o princípio de causa e efeito, isto é, nenhuma correção é feita a menos que ocorra variação do parâmetro controlado. Basicamente, os controladores dispõem de medidor de vazão, transmissor, válvula de controle e peso para fixação da abertura inicial da válvula de controle. A conexão entre os constituintes pode ser mecânica, pneumática, elétrica, hidráulica ou resultante da combinação de dois ou mais tipos de conexão. O medidor de vazão pode ser um venturi, bocal ou orifício. Como a vazão nesses medidores é proporcional à diferença de pressão em dois pontos específicos, a transmissão da diferença de pressão à válvula de controle permitirá que a vazão seja corrigida sempre que o valor medido for diferente do preestabelecido, obtido com o peso em uma posição definida no braço da válvula de diafragma, a qual aciona a válvula de controle. Além desses constituintes, os equipamentos de controle de vazão e de nível possuem dispositivos de controle de nível que também podem acionar a válvula de controle. Na Figura 2.26a é mostrado o esquema de um equipa-

mento de controle de nível e de vazão, enquanto na Figura 2.26b, o esquema de um filtro com sifão parcializador. Se a vazão à estação de tratamento for constante e os filtros forem idênticos, o controle da vazão será efetuado por um flutuador, localizado no interior do filtro, que permitirá a entrada de ar no sifão, compatível com o nível de água prefixado nas unidades filtrantes.

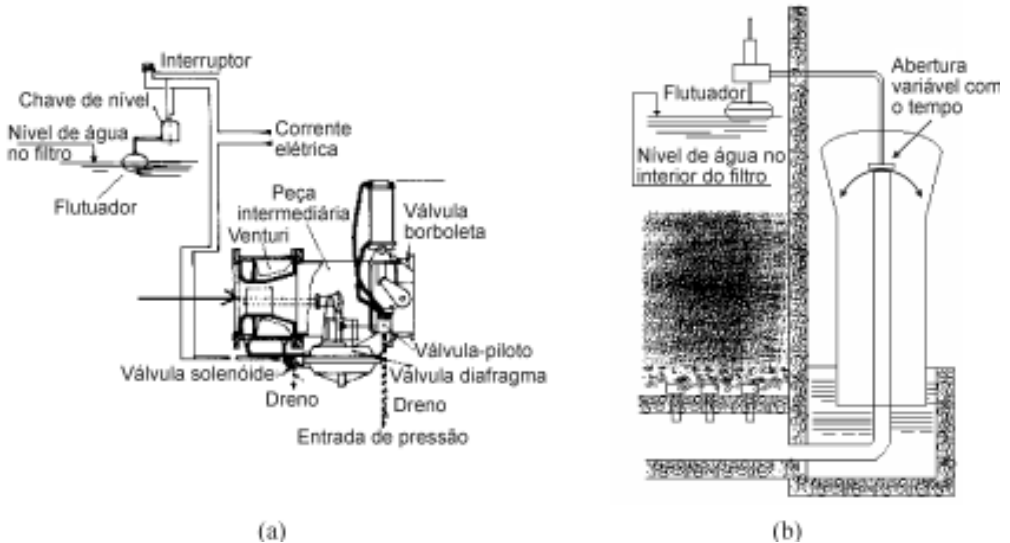


Figura 2.26 Esquemas de dispositivo de controle de vazão e de nível utilizado em filtros de taxa constante – método “CHDC x RTFC”.

Na Figura 2.27 é mostrado o esquema de um filtro de taxa constante com dispositivo de controle de vazão e de nível.

A entrada de água nos filtros com taxa constante com controladores localizados na saída geralmente ocorre por meio de comporta ou de tubulação provida de válvula, de modo que a velocidade de escoamento resultante não seja superior a 1,5 m/s. A saída pode se dar por meio de tubulação, dimensionada para a vazão de água para a lavagem, da qual se tem derivação, de menor diâmetro, na qual se encontra o equipamento de controle.

Dessa tubulação, também pode se ter outra derivação, destinada à drenagem do filtro, por ocasião de manutenção ou de diminuição do nível de água no interior do filtro se a lavagem for realizada com aplicação de ar, seguida da introdução de água no sentido ascendente.

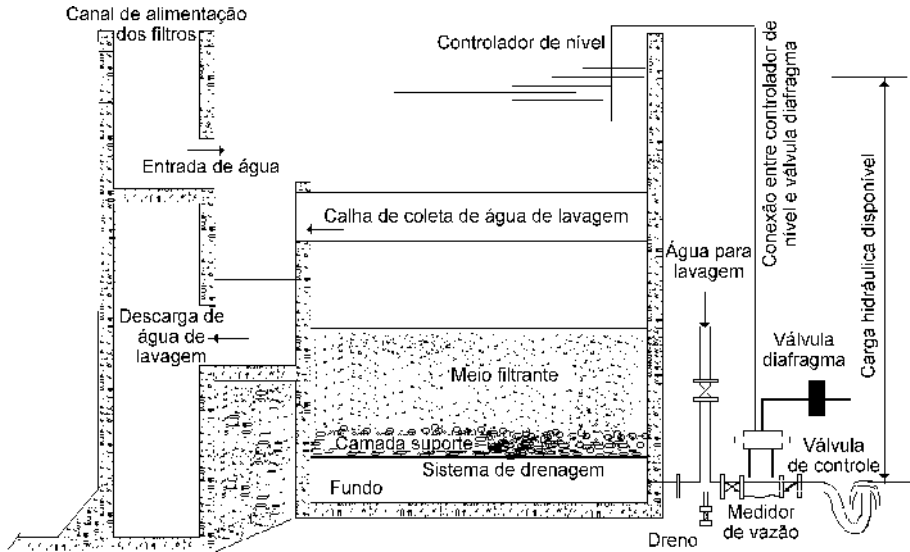


Figura 2.27 Esquema de um filtro com taxa constante com controlador de nível e de vazão.

A água de lavagem dos filtros é descarregada, através de comporta ou de tubulação contendo válvula, para um canal que a conduz ao sistema de recuperação ou de drenagem geral da estação. O comando das válvulas, comportas, etc. pode ser feito a partir de mesas especiais, com acionamento hidráulico, pneumático ou eletromecânico. Há casos, geralmente em estações de pequena capacidade, em que o acionamento é manual.

O grande problema observado nos filtros com controladores é a possibilidade de ocorrência de pressão absoluta inferior à atmosférica (pressão relativa negativa) no interior do meio filtrante a partir de certo tempo de funcionamento, pois a saída de água filtrada encontra-se muito abaixo do topo do meio filtrante. Na Figura 2.28 é mostrado o esquema de um filtro com o diagrama de pressão, sendo constantes o nível de água no interior do filtro e a vazão de água filtrada. O diagrama de pressão é obtido com o uso de piezômetros dispostos ao longo do meio filtrante. Com o filtro parado, a pressão na base do meio filtrante é igual à pressão estática, dada por γH , em que H é a altura de água naquela profundidade e γ , o peso específico da água. Portanto, a carga hidráulica disponível naquela profundidade é H . A partir do nível de água, traça-se uma reta a 45° até encontrar a reta horizontal que passa pela base do meio filtrante. No início da carreira de filtração a perda de carga inicial dada por H_{mfo} é indicada no diagrama a partir do ponto B, obtendo-se a reta que representa a perda de carga ao longo do meio filtrante limpo. Com o decorrer do tempo de funcionamento há retenção de impurezas e aumento da perda de carga no meio filtrante, obtendo-se

curvas de perda de carga ao longo do meio filtrante correspondentes aos tempos considerados.

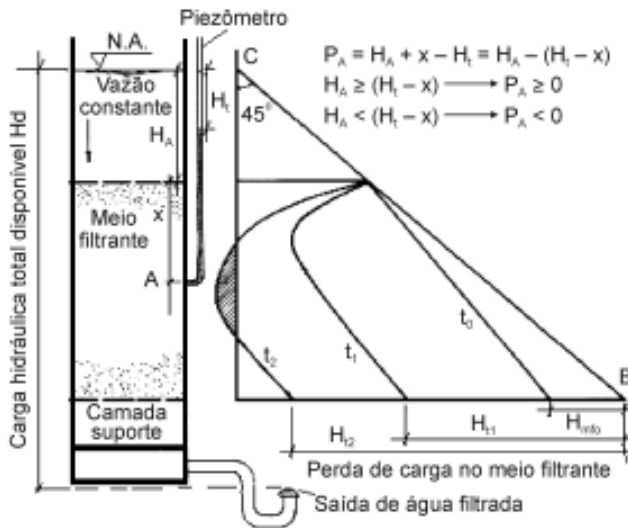


Figura 2.28 Diagrama de pressão em um filtro com taxa e nível constantes.

Seja um piezômetro localizado no ponto A (Figura 2.28), a uma distância x abaixo do topo do meio filtrante, e H_A , a altura de água acima do topo do meio filtrante. Em um tempo t qualquer, a diferença entre o nível de água no interior do filtro e o observado no piezômetro corresponderá à perda de carga no meio filtrante até o ponto considerado. A pressão relativa, P_A , em um instante t qualquer será igual à altura de água H_A somada à altura x , subtraída da perda de carga H_t . Para $H_A \geq (H_t - x)$ resulta $P_A \geq 0$, enquanto para $H_A < (H_t - x)$ resulta $P_A < 0$. Vê-se na Figura 2.28 que a pressão relativa será negativa (área hachurada) sempre que a perda de carga no meio filtrante no ponto considerado resultar maior que a carga hidráulica disponível (no caso, $H_A + x$). Considerando-se a perda de carga total no meio filtrante no tempo t_2 (H_{t2}), nota-se que a pressão na base do meio filtrante resulta positiva, porém, na região do ponto A ocorre pressão relativa negativa.

Um filtro com pressão negativa poderá ter seu funcionamento comprometido, pois favorece a liberação de ar dissolvido na água, formando bolhas que poderão permanecer retidas nos vazios intergranulares, aumentando a perda de carga em razão da diminuição da seção útil para escoamento (e diminuindo a duração da carreira de filtração), ou ainda ser liberadas, escoando para a atmosfera. No último caso, surgirão caminhos preferenciais no meio filtrante, através dos quais a água poderá percolar e carrear impurezas retidas nesse meio. De qualquer forma, os filtros não devem, em

hipótese alguma, funcionar com pressão relativa negativa em qualquer profundidade do meio filtrante. Esse resultado é observado em filtros de areia convencional de estações que funcionam por tempo mais longo que o recomendado.

Carga hidráulica disponível variável e resistência total do filtro constante "CHDV x RTFC"

Esse método de controle é semelhante ao método descrito anteriormente, porém, o dispositivo de controle também deverá compensar as variações de nível de água, para que a taxa de filtração permaneça constante.

Carga hidráulica disponível variável e resistência total do filtro variável "CHDV x RTFV"

Dependendo das características de entrada e de saída dos filtros, a taxa de filtração poderá permanecer constante ou variável (declinante), quando a carga hidráulica disponível e a resistência total à filtração forem variáveis.

Filtração com taxa constante

Quando a entrada nos filtros da bateria for feita de modo que a vazão afluyente seja distribuída igualmente entre os filtros, por intermédio de vertedor com descarga livre, o nível de água não deverá ser o mesmo no interior dos filtros, pois, caso contrário, a estação deverá ser paralisada para a lavagem de todos os filtros. Assim, o nível de água em cada filtro deverá ser diferente e variar independente dos demais, resultando em taxa de filtração constante, pois o aumento da perda de carga decorrente da retenção de impurezas será acompanhado do aumento do nível de água no interior dos filtros, ou seja, da carga hidráulica disponível. O nível de água em um filtro qualquer variará desde um valor mínimo, quando o meio filtrante estiver limpo, até um valor máximo, sem afogar o vertedor de entrada, ocasião em que o filtro deverá ser retirado de operação para lavagem. No início da carreira de filtração o meio filtrante encontra-se limpo e, para evitar que o nível mínimo de água no interior do filtro se situe abaixo do topo do meio filtrante, deve ser prevista uma válvula na tubulação ou uma caixa de saída provida de vertedor com crista situada em cota maior ou igual à do topo do meio filtrante. A principal característica desse método de filtração é a distribuição equitativa de vazões.

Como as entradas são realizadas por meio de vertedores idênticos com descarga livre, os filtros receberão a mesma vazão, de tal forma que a vazão de saída seja praticamente igual à vazão de entrada, pois é relativamente pequeno o volume de água armazenado no interior do filtro em razão do aumento do nível mínimo para o nível máximo, quando comparado ao volume de água produzido nesse intervalo de tempo. Na Figura 2.29 é mostrado um esquema do arranjo típico da entrada e saída

dos filtros que funcionam com taxa de filtração constante, segundo o método de carga hidráulica disponível variável e resistência total do filtro variável. Na foto da Figura 2.30 é ilustrado o vertedor de entrada em um filtro com aproximadamente 120 m² de área filtrante.

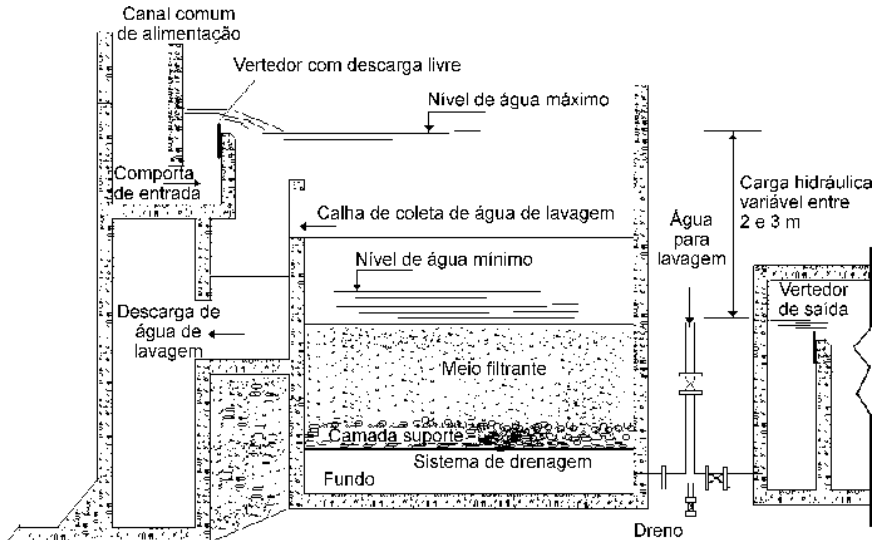


Figura 2.29 Arranjo típico de entrada e saída de filtros com taxa constante e nível de água variável.

De acordo com Cleasby (1969, 1971), a filtração com taxa constante, segundo o método de distribuição equitativa de vazões, apresenta as seguintes vantagens em relação ao método de taxa constante com controlador de vazão e nível: i) a taxa de filtração é mantida inalterada sem o uso de equipamento de controle desde que a vazão afluyente à estação não sofra variações; ii) a vazão é distribuída igualmente aos filtros da bateria por meio de dispositivo simples, como vertedor; iii) quando um filtro é retirado de operação para ser lavado, a vazão deste é distribuída igualmente aos remanescentes em operação, de modo que o nível de água aumenta gradualmente em cada um deles até que haja carga hidráulica suficiente para filtrar a nova vazão (assim, o aumento de vazão ou de taxa de filtração é gradual, não prejudicando a qualidade da água filtrada); iv) após o início da operação de um filtro recém-lavado, a redução da taxa de filtração também é gradual nos filtros que se encontravam em operação; v) o monitoramento da perda de carga em um filtro qualquer da bateria pode ser facilmente realizado por observação visual ou por dispositivo com alarme de nível; vi) a localização da crista do vertedor de saída em cota ligeiramente acima do topo do meio filtrante elimina a possibilidade da ocorrência de pressão absoluta inferior à atmosférica no interior do meio filtrante; e vii) a vazão em cada filtro pode ser facilmente medida no vertedor de entrada.



Figura 2.30 Filtro com entrada por meio de vertedores com descarga livre.

As principais desvantagens, segundo Cleasby (1969), são: i) altura elevada da caixa dos filtros; ii) ruptura de flocos no caso da filtração direta descendente, em razão da queda de água excessiva na entrada, com prejuízo potencial à qualidade da água filtrada. Sem dúvida, a altura da caixa desse filtro é maior que a do filtro com controlador de vazão e nível, pois, além de a entrada ser efetuada por vertedor com descarga livre, é preciso considerar a localização da crista do vertedor de saída em cota próxima à do topo do meio filtrante. Entretanto, o custo adicional decorrente do aumento da altura do filtro certamente será inferior ao de aquisição do equipamento de controle e de sua manutenção.

Filtração com taxa declinante

Considerações gerais

Os trabalhos pioneiros a respeito da operação de filtros rápidos por gravidade, sem o uso de equipamentos de controle de vazão e de nível na tubulação de saída, com o objetivo de reduzir ou eliminar o efeito negativo das variações de pressão no meio filtrante e na qualidade da água filtrada, foram realizados por Hudson (1959) e Baylis (1959). Esses trabalhos forneceram subsídios para que Cleasby (1969, 1972)

efetuasse adaptações nos filtros de algumas estações de tratamento na China e nos Estados Unidos, retirando os equipamentos de controle existentes para que funcionassem como vasos comunicantes. Embora esse autor destacasse o uso de um dispositivo limitador de vazão na tubulação de saída dos filtros, pouco tempo depois, Arboleda (1974) relatou que algumas estações de tratamento de água na América do Sul tal dispositivo havia sido abolido.

Nos trabalhos experimentais de Di Bernardo & Cleasby (1980) e Hilmoe & Cleasby (1986) foi observado que, independentemente do tipo de afluente à bateria de filtros (água decantada ou coagulada), a filtração com taxa declinante variável apresentou melhor desempenho comparado à filtração com taxa constante, pois, além da qualidade da água filtrada ter sido melhor ou no mínimo igual, a carga hidráulica necessária na filtração com taxa declinante foi menor para que a duração da carreira de filtração resultasse igual nos dois tipos de operação. Cleasby & Di Bernardo (1980) discutiram com detalhes as características hidráulicas do sistema de filtração com taxa declinante variável e mostraram a influência do número de filtros, da variação da vazão afluente à estação e da carga hidráulica disponível na duração da carreira de filtração. Também propuseram um método para estimar a variação do nível de água entre lavagens sucessivas com base na carga hidráulica necessária em um filtro operado com taxa constante e numericamente igual a taxa média do sistema com taxa declinante variável, de tal forma que a duração das carreiras de filtração fossem iguais. Posteriormente, Cleasby (1989) mostrou que tal método não era válido, pois, para a taxa mínima de filtração do sistema com taxa declinante variável, no momento em que o filtro sujo era retirado de operação para lavagem, a perda de carga decorrente da retenção de impurezas deveria ser equivalente àquela correspondente ao filtro com taxa constante, o que não ocorria com o método proposto por Cleasby & Di Bernardo (1980). Como será visto posteriormente, há uma forma racional para calcular as variações de nível e as taxas de filtração.

Na década de 1980, Di Bernardo (1985, 1986) e Arboleda *et al.* (1985) propuseram alguns critérios de projeto de sistemas de filtração com taxa declinante variável, mais consistentes que aquele sugerido por Hudson (1959), baseado no índice de transpasse. A partir do início da década de 1990, Di Bernardo & Souza (1991), Di Bernardo & Teixeira (1991) e Di Bernardo & Machado (1996) realizaram pesquisas para estudar o posicionamento da crista do vertedor de saída, a duração da carreira de filtração e a influência da capacidade de armazenamento de água a montante dos filtros na variação dos níveis de água e nas taxas de filtração. Trabalhando em instalação-piloto, sob diferentes condições operacionais, Machado (1995) obteve resultados que serviram de base para complementar a modelação matemática anteriormente proposta por Di Bernardo (1985, 1986), considerando o armazenamento de água a montante dos filtros. Recentemente, Costa (2001), com base nos resultados de Machado, realizou trabalho

experimental na Estação de Tratamento de Água Rio Descoberto (Brasília) que utiliza a tecnologia da filtração direta descendente com floculação para verificar o comportamento dos filtros em relação ao armazenamento de água a montante dos filtros.

Funcionamento dos filtros com taxa declinante variável

Algumas modificações introduzidas por Cleasby (1969, 1972) no filtro de taxa constante e nível variável, mostradas no esquema da Figura 2.31, deram origem ao sistema de filtração com taxa declinante variável, especialmente em relação à comporta de entrada, a qual deve ser submersa, de modo que os filtros funcionem como vasos comunicantes. A alimentação dos filtros é realizada por meio de uma tubulação ou canal com dimensões relativamente grandes a fim de não restringir o escoamento, pois a vazão em um trecho qualquer se altera em virtude do número de filtros e da seqüência da lavagem. É preferível a veiculação da água por meio de canal em vez de tubulação, pois permite a visualização do nível de água, além de ser relativamente baixa a perda de carga no canal, de tal forma que todos os filtros sejam submetidos à mesma carga hidráulica disponível. A entrada a cada filtro é realizada por meio de comporta ou tubulação provida de válvula, abaixo do nível de água no interior dos filtros.

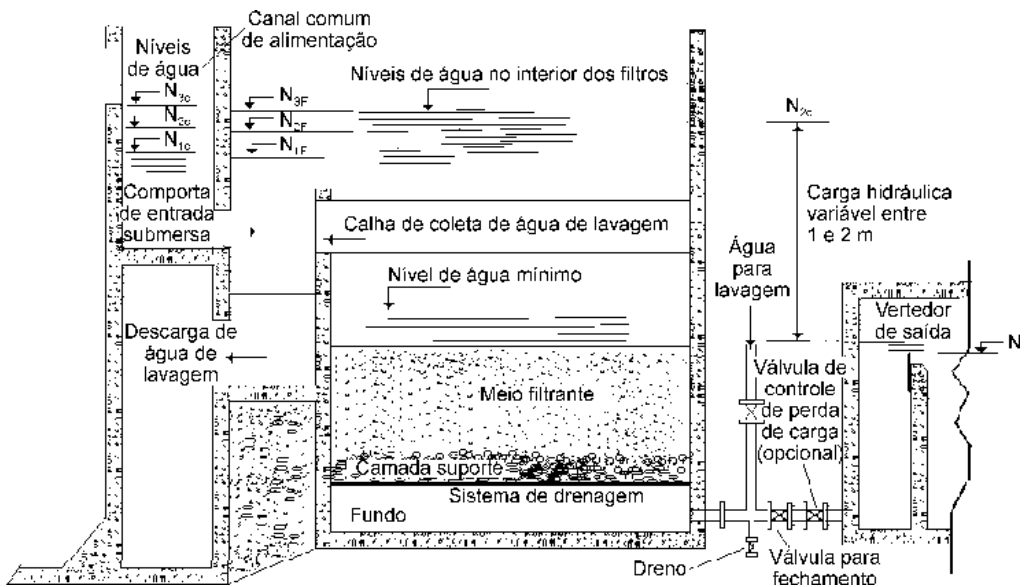


Figura 2.31 Arranjo típico de filtros com taxa declinante variável.

Considerando uma bateria de filtros idênticos, segundo o arranjo típico apresentado na Figura 2.32, as seguintes definições são adotadas:

Nível N_0 = nível da crista do vertedor geral de saída (ou individuais).

Nível N_{1c} = nível de água mínimo dinâmico no canal comum de alimentação dos filtros (CCAF), que ocorre após o filtro recém-lavado ter sido colocado em operação e a soma das vazões de saída se igualar à vazão afluente à estação; o filtro mais limpo da bateria, isto é, o recém-lavado funcionará com a taxa máxima de filtração.

Nível N_{2c} = nível de água no CCAF, em que o filtro mais sujo da bateria deve ser retirado de operação para ser lavado; este filtro encontra-se funcionando com a taxa mínima de filtração.

Nível N_{3c} = nível de água no CCAF no final da lavagem de um filtro qualquer da bateria, imediatamente antes do filtro recém-lavado ser colocado em funcionamento.

Níveis N_{1F} , N_{2F} e N_{3F} = dependendo da perda de carga na comporta de entrada dos filtros, os níveis de água no interior dos filtros poderão resultar muito diferentes; a diferença $N_{1c} - N_{1Fi}$ representa a perda de carga na comporta no filtro i da bateria; atenção especial deve ser dada ao filtro recém-lavado, pois o nível de água não pode estar abaixo da crista das calhas de coleta de água de lavagem (tendo em vista a maior perda de carga na comporta de entrada em razão de estar operando com a taxa de filtração máxima).

$N_{2c} - N_0$ = carga hidráulica disponível para a filtração.

$N_{2c} - N_{1c}$ = aumento de nível de água no CCAF, entre lavagens sucessivas.

$N_{3c} - N_{2c}$ = aumento de nível no CCAF observado durante a lavagem de um filtro da bateria.

Situação repetitiva: é a condição em que a taxa de filtração em qualquer filtro da bateria permanece aproximadamente constante entre lavagens sucessivas e decresce na forma de degraus após um filtro recém-lavado ser colocado em funcionamento e a soma das vazões de saída se igualar à vazão afluente à estação.

Perda de carga turbulenta: é igual à soma das perdas de carga no sistema de drenagem, tubulações, acessórios, etc.

Perda de carga laminar: é igual à soma das perdas de carga no meio filtrante e na camada suporte limpos com a perda de carga decorrente da retenção de impurezas.

Geralmente, a carga hidráulica disponível para a filtração, H_d , é fixada pelo projetista de tal forma que a taxa máxima não supere 1,5 vez a taxa média. Conforme já exposto, o filtro mais sujo da bateria deverá ser retirado de operação quando o nível N_{2c} for atingido. Durante a lavagem de um filtro, operação realizada com água proveniente de reservatório elevado ou por bombeamento direto, o nível de água no CCAF sobe até

atingir o nível N_{3c} , em que a soma das vazões de saída nos filtros remanescentes em funcionamento se iguala à vazão de entrada na estação, se não houver armazenamento de água a montante dos filtros (AAMF), como será visto posteriormente. Quando a água para lavagem de um filtro é proveniente dos remanescentes em operação, a diminuição da altura da lâmina líquida no vertedor geral de saída pode superar o aumento que haveria de N_{2c} para N_{3c} , portanto, não ocorre tal aumento e, em alguns casos, chega a haver redução do nível de água no CCAF. O tempo necessário para que ocorra a igualdade de vazões durante a lavagem de um filtro qualquer da bateria, em geral, é inferior a 30 minutos quando não há AAMF, pois quando há AAMF, como acontece em sistemas de filtração direta descendente com floculação, as variações do nível de água que ocorrem nos filtros são transferidas para as unidades de floculação. Portanto, a condição geralmente empregada para estimar o nível de água N_{3c} é a igualdade de vazões. Assim que o filtro recém-lavado é colocado em funcionamento, ocorre queda rápida do nível de água, em razão da transferência de água dos filtros remanescentes e do CCAF, pois o nível de água no filtro recém-lavado está próximo ao da crista das calhas de coleta de água de lavagem. O decréscimo de nível é função do número de filtros, da área do CCAF e da existência ou não de unidades de floculação (no caso de sistemas de filtração direta descendente).

Seja a filtração de água coagulada em 6 filtros de uma bateria, cada um com área total em planta A (incluindo canal de descarga no interior do filtro), CCAF com cerca de $2A$, altura entre o N_{3c} e a crista das calhas de coleta igual a 2 m; no esquema da Figura 2.32 é ilustrada tal situação, observando-se que o decréscimo rápido de nível de água que ocorre no CCAF resulta de 0,25 m. Na verdade, o valor de x resultará ligeiramente diferente desse valor calculado, pois foi assumido que todos os filtros apresentavam o mesmo nível de água, igual ao do CCAF. Após essa diminuição rápida de nível, a soma das vazões ainda resulta maior que a vazão afluyente à estação e, portanto, o nível de água continua diminuindo até que o nível N_{1c} é atingido e, daí em diante, começa novamente a subir até que o nível N_{2c} seja novamente alcançado, ocasião em que outro filtro da bateria deve ser lavado.

Durante a década de 1970, após Cleasby (1969, 1972) ter divulgado esse método de operação, surgiram algumas dúvidas, pois o autor estabeleceu que a taxa de filtração em todos os filtros diminuía com o tempo, conforme é ilustrado na Figura 2.33. Essa figura contém a variação da taxa de filtração durante a carreira de filtração de um filtro de uma bateria com quatro unidades: a variação do nível de água no CCAF, a perda de carga turbulenta, perda de carga laminar no meio filtrante limpo e perda de carga decorrente da retenção de impurezas. A diminuição gradativa da taxa de filtração entre lavagens sucessivas não foi observada por Di Bernardo & Cleasby (1980) em instalação-piloto operada com diferentes taxas médias de filtração e tampouco em estação de tratamento em escala real (ver Figuras 2.34 e 2.35).

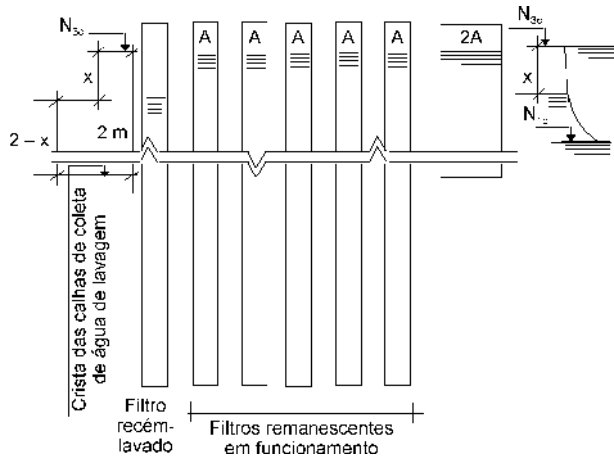


Figura 2.32 Esquema ilustrativo do decréscimo do nível de água que ocorre imediatamente após um filtro recém-lavado ser colocado em funcionamento.

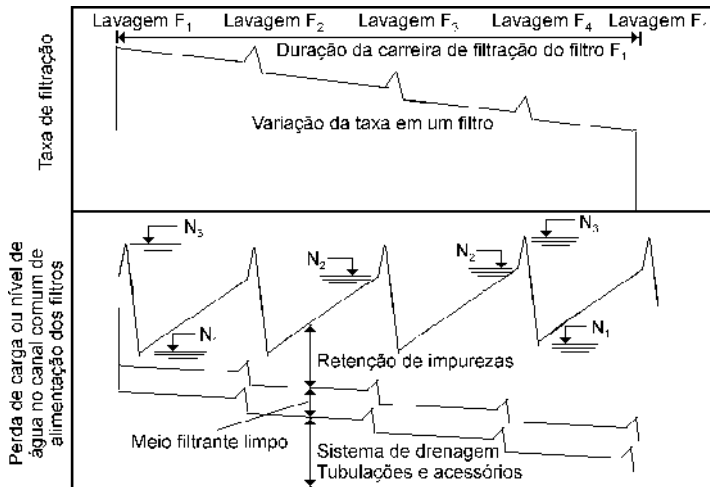


Figura 2.33 Variação da taxa de filtração e de perda de carga em um filtro da bateria com taxa declinante variável segundo Cleasby (1969, 1972).

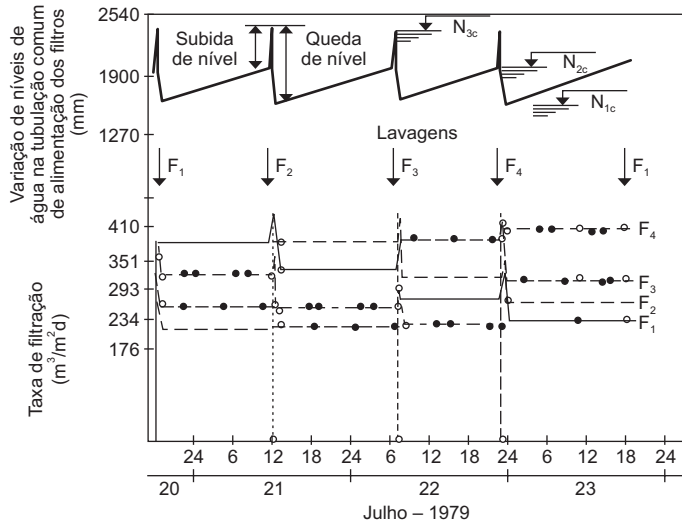


Figura 2.34 Resultados de operação em instalação-piloto de filtração com taxa declinante variável (Di Bernardo & Cleasby, 1980).

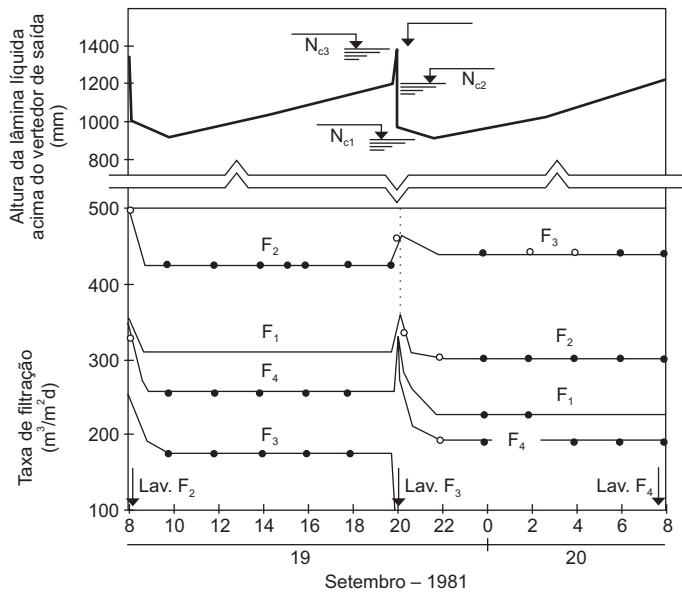


Figura 2.35 Variação do nível de água no CCAF e taxas de filtração observadas em estação de tratamento de água (Di Bernardo & Machado, 1996).

Os resultados de funcionamento de instalação-piloto (Figura 2.34) e de protótipo (Figura 2.35) correspondem a baterias de 4 filtros com taxa de filtração praticamente iguais ($293 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ na piloto e de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no protótipo). Nota-se que a variação do nível de água é semelhante ao que foi mostrado na Figura 2.33, porém, as taxas de filtração permanecem praticamente constantes entre lavagens sucessivas, com exceção do período entre o filtro recém-lavado entrar em funcionamento e o estabelecimento do nível de água N_{1c} . Observando-se as Figuras 2.34 e 2.35, nota-se que, na primeira, o tempo para que o nível N_{1c} fosse atingido resultou menor que o verificado na Figura 2.35, fato decorrente da capacidade do protótipo de armazenamento de água a montante e nos próprios filtros (canal de dimensões relativamente grandes), enquanto na instalação-piloto havia somente uma tubulação. No protótipo, o tempo necessário para o nível de água baixar de N_{3c} para N_{1c} foi da ordem de 2 h, enquanto na instalação-piloto esse intervalo de tempo resultou inferior a 40 minutos, o que pode ser observado na Figura 2.36 quando as taxas de filtração passam a ser constantes. Nessas condições, ao contrário do estabelecido por Cleasby (1969, 1972), somente no período de transição (diminuição de N_{3c} para N_{1c}) as taxas de filtração diminuíram com o tempo, permanecendo praticamente constantes durante o aumento do nível de água de N_{1c} para N_{2c} .

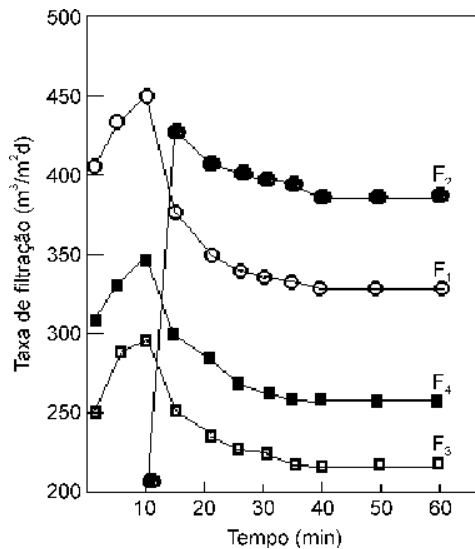


Figura 2.36 Variação das taxas de filtração durante a lavagem de um filtro (f_2) e início de funcionamento (Di Bernardo & Cleasby, 1980).

Comparação da filtração com taxa constante com a filtração com taxa declinante variável

Segundo Cleasby (1969, 1972), a filtração com taxa declinante variável apresenta as seguintes vantagens sobre a de taxa constante:

- quando um filtro é retirado de operação para que seja efetuada sua lavagem, o nível de água sobe gradualmente nos demais e, conseqüentemente, as variações nas taxas de filtração resultam suaves;
- a perda de carga pode ser monitorada pelo operador por observação visual do nível de água no canal comum de alimentação dos filtros;
- o volume de água produzido por unidade de perda de carga decorrente da retenção de impurezas no meio filtrante é maior;
- para carreiras de filtração de mesma duração, a carga hidráulica necessária para filtração é menor;
- a qualidade da água filtrada é melhor, pois a taxa de filtração diminui do início para o final da carreira, dificultando a ocorrência do transpasse final no filtro.

Nas Figuras 2.37 e 2.38 são apresentados resultados de operação em instalação-piloto de filtração com taxa declinante variável (SFTDV), com quatro unidades filtrantes e taxa média de filtração de $293 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, para água decantada de uma estação de abrandamento de água bruta proveniente de manancial de superfície e para água coagulada (filtração direta descendente) de água bruta proveniente de lago, respectivamente. Em ambos os casos, um filtro-piloto com taxa constante (FTC) foi operado em paralelo e com taxa de filtração igual à média do SFTDV. Nota-se na Figura 2.37 que, com a mesma carga hidráulica disponível para retenção de impurezas, a duração da carreira de filtração no SFTDV foi mais longa que a do FTC. Com exceção dos momentos em que um filtro do SFTDV era retirado de operação para lavagem, o efluente global do sistema de SFTDV apresentava turbidez menor que a da água filtrada no FTC.

Vale lembrar que havia somente um filtro de taxa constante, razão pela qual não surgiram picos de turbidez em seu efluente. Na Figura 2.38, reproduzida do trabalho de Hilmoie & Cleasby (1986), a turbidez do efluente global do SFTDV resultou praticamente igual à da água filtrada no FTC, porém, a turbidez do efluente de um filtro do SFTDV medida continuamente foi menor que a do efluente do FTC no período inicial e, posteriormente, foi maior com o passar do tempo, sem que os autores encontrassem razão plausível para tal acontecimento. Esse fato contraria as expectativas, pois, à medida que diminuía a taxa de filtração, a qualidade da água filtrada naquele filtro monitorado deveria melhorar. Deve-se considerar que não foram efetuadas simulações de lavagens no FTC, o que certamente causaria prejuízo à qualidade do efluente global, como visto anteriormente. Sempre que for possível a construção de pelo menos quatro filtros na bateria, a filtração com taxa declinante variável será mais apropriada que a filtração com taxa constante, munida ou não de equipamentos de controle de vazão e nível.

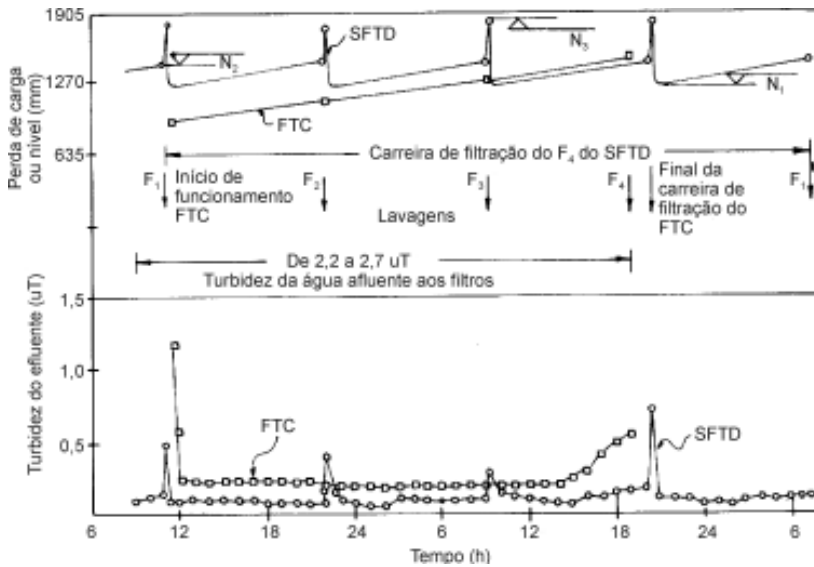


Figura 2.37 Variação da perda de carga e da turbidez dos efluentes de instalações piloto de filtração descendente com taxa declinante variável e com taxa constante para taxa média de filtração igual a 293 m/d (Di Bernardo & Cleasby, 1980).

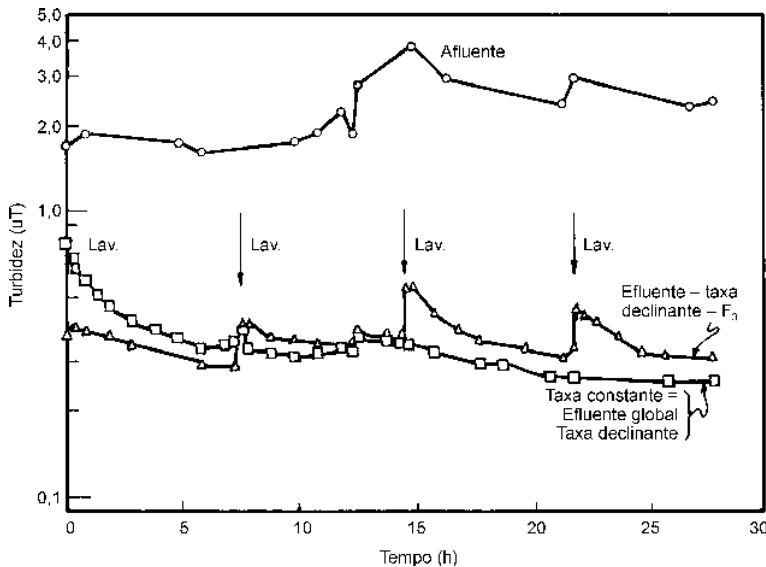


Figura 2.38 Turbidez do afluente e dos efluentes de instalações-piloto de filtração direta descendente em linha com taxa declinante variável e com taxa constante para uma taxa média de filtração Igual a 293 m/d (Hilmoe & Cleasby, 1986).

Crítérios de projeto de sistemas de filtração com taxa declinante variável

A elaboração do projeto de um sistema de filtração com taxa declinante variável requer o conhecimento de alguns parâmetros e a preparação de um anteprojeto para a obtenção das equações de perda de carga desde o canal comum de alimentação dos filtros até o vertedor de saída. A seguir, são discutidos e apresentados os critérios para cada uma das partes constituintes do SFTDV.

Posicionamento da crista do vertedor de saída

A crista do vertedor de saída, individual ou geral, deve estar situada em cota apropriada para que os filtros funcionem como vasos comunicantes. Além das entradas, as calhas de coleta de água de lavagem também deverão estar sempre submersas para que não ocorra situação semelhante às mostradas na Figura 2.39.

Alguns comentários são importantes sobre os filtros ilustrados na Figura 2.39. Apesar de a crista dos vertedores individuais de saída de água filtrada estar situada alguns centímetros acima do topo do meio filtrante, evitando que este funcione com pressão relativa negativa, não foi considerada a variação de vazão afluyente. Quando a vazão estava próxima à nominal, as calhas permaneciam afogadas e não ocorria a queda da água que entrava pelas calhas. Porém, quando a vazão afluyente à estação de tratamento era menor, a água transbordava pelas calhas, resultando vazões filtradas praticamente iguais; após aumento da vazão total afluyente ocorria afogamento das calhas e aumentos rápidos das taxas de filtração, de acordo com o grau de retenção de impurezas que cada filtro apresentava no momento. Como resultado, era produzida água filtrada com qualidade insatisfatória.

Para evitar problemas semelhantes aos mencionados, seria interessante instalar uma válvula borboleta ajustável na tubulação de saída, de forma que a perda de carga introduzida por esta fosse programada em função da vazão afluyente à estação, a fim de que as calhas de coleta de água de lavagem permanecessem sempre afogadas, como ilustrado na Figura 2.40. Embora seja possível localizar a crista do vertedor de saída abaixo do topo do meio filtrante, conforme investigado em instalação-piloto por Di Bernardo & Souza (1991), é essencial a existência de uma válvula borboleta que seja acionada sempre que mudar a vazão afluyente à estação de tratamento.

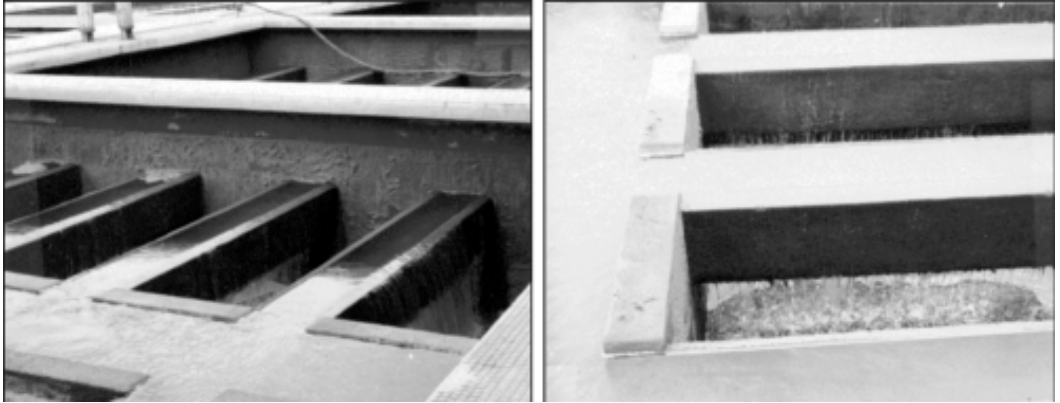


Figura 2.39 Filtros de um sistema de filtração com taxa declinante variável sem afogamento das calhas de coleta de água de lavagem.



Figura 2.40 Sistema de filtração com taxa declinante variável com o nível mínimo dinâmico situado acima da crista das calhas de coleta de água de lavagem.

Entrada e saída dos filtros

A entrada nos filtros pode ser efetuada por meio de tubulação provida de válvula, comporta ou adufa de parede. O acionamento desses dispositivos poderá ser manual

ou automatizado, dependendo da capacidade da estação e de sua localização geográfica em relação às regiões desenvolvidas. Quando são usadas tubulações individuais de alimentação dos filtros, estas podem ter início em tubulação ou canal; na impossibilidade do uso de canal, pode ser empregada tubulação comum de alimentação dos filtros, desde que sejam tomadas precauções em relação à perda de carga entre a primeira e a última derivação, pois se esta for significativa, os filtros serão submetidos a cargas hidráulicas diferentes, o que não é desejável.

A saída dos filtros depende fundamentalmente do tipo de sistema de aplicação de água para lavagem. Se a água para lavagem for proveniente dos outros filtros da bateria, são usados canais e comportas ou adufas de parede e, quando a água para lavagem for bombeada diretamente ou vier de reservatório elevado, as tubulações providas de válvulas são comumente utilizadas. Em qualquer caso, um vertedor geral ou caixas com vertedores individuais devem ser previstos a fim de assegurar o nível mínimo de água desejado no interior dos filtros. Na Figura 2.41 é ilustrada uma bateria de 6 filtros com taxa declinante variável com a saída por meio de canais, sendo a lavagem de um deles com água proveniente dos demais. Na Figura 2.42 são ilustrados dois casos: a) saídas com tubulações individuais conectadas a caixas individuais providas de vertedores e b) tubulações individuais conectadas a uma tubulação (com diâmetro relativamente grande para que seja desprezível a perda de carga entre a primeira e a última entrada) que veicula a água filtrada para uma caixa provida de vertedor.

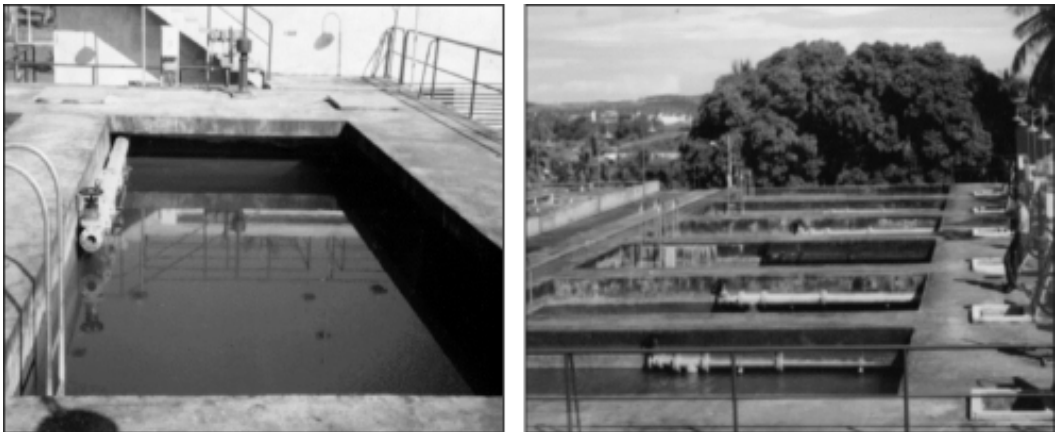


Figura 2.41 Filtros com saída por meio de comporta localizadas em canais.



a) Caixas individuais com vertedor



b) Tubulações individuais de saída conectadas a uma tubulação geral de água filtrada interligada a uma caixa com vertedor

Figura 2.42 Saídas individuais de sistemas de filtração com taxa declinante variável.

Na Figura 2.43 é mostrada a saída de um filtro de taxa constante (Figura 2.43a) com controlador de vazão, cujo sistema de filtração foi modificado para funcionar com taxa declinante variável, tendo as saídas alteradas, utilizando-se caixas individuais providas de vertedores (Figura 2.43b).



a) Antes da reforma



a) Depois da reforma

Figura 2.43 Saídas de filtro de taxa constante e de taxa declinante.

A adaptação de caixas individuais providas de vertedor apresenta a vantagem da medição de vazão por meio de um dispositivo simples, que permite a determinação da taxa de filtração em cada filtro e a realização de ajustes, se necessários, como o aumento ou a diminuição da carga hidráulica disponível. Outra opção seria o uso de tubulações individuais providas de medidor de vazão conectadas a um canal geral de água filtrada. Quando há variações da vazão afluyente na instalação, é recomendável instalar válvulas borboletas nas tubulações individuais com acionamento automático e programado para cada vazão prevista. O uso de placas de orifícios ou de dispositivos complexos para aumento ou diminuição da perda de carga turbulenta deve ser evitado. Mesmo que as saídas não possibilitem a medição de vazão em cada filtro, pode-se estimar as vazões nos filtros empregando-se a expressão generalizada de perda de carga localizada, se as perdas de carga nas entradas forem mensuráveis com certa precisão.

Modelação matemática sem armazenamento de água a montante dos filtros

A maioria dos modelos encontrados na literatura para obtenção das taxas de filtração e variações do nível de água nos filtros é baseada em algum tipo de equação que necessita do conhecimento de coeficientes empíricos, dificultando sobremaneira sua aplicação na prática. O modelo de Di Bernardo (1985, 1986) dispensa tais equações empíricas e não requer parâmetros de difícil determinação.

A modelação proposta possibilita a determinação das taxas de filtração e as variações de nível de água nos filtros, tanto durante a operação de filtração quanto no período em que um filtro é retirado para lavagem. Também permite verificar os efeitos da taxa média de filtração, da variação do número de filtros, da carga hidráulica disponível e da perda de carga turbulenta, possibilitando dimensionamento apropriado. Em razão da simplicidade de aplicação do modelo proposto por Di Bernardo (1985, 1986), o mesmo será detalhado a seguir e, posteriormente, será complementado pelo modelo desenvolvido por Machado & Di Bernardo (1996), o qual contempla o armazenamento de água a montante dos filtros. Convém ressaltar que esses modelos matemáticos têm sido empregados com sucesso no Brasil e em muitos outros países.

Para a modelação, Di Bernardo (1985, 1986) considerou uma bateria de 4 filtros funcionando com taxa declinante variável (ver Figura 2.44). No início da operação, todos os filtros da bateria encontram-se limpos e, portanto, funcionam com a taxa média de filtração, T_{med} , sendo o nível de água no canal comum de alimentação dos filtros igual à cota da crista do vertedor de saída somada às perdas nos filtros. Para implementar o método de controle do sistema, é preciso lavar os filtros da bateria em intervalo de tempo $\Delta T'$ prefixado, a fim de que todos os filtros sejam lavados uma vez no período de 24 horas (recomenda-se: 4 filtros na bateria, $\Delta T' = 6$ h; 6 filtros na bateria, $\Delta T' = 4$ h; 8 filtros na bateria, $\Delta T' = 3$ h; 10 filtros na bateria, $\Delta T' = 2,4$ h).

Após todos os filtros terem sido lavados uma vez, o filtro mais sujo da bateria será lavado somente quando ocorrer o nível N_{2c} . Se os filtros forem idênticos e a qualidade da água e a vazão afluente aos filtros permanecerem inalteradas, tem-se uma situação repetitiva, em que os filtros têm suas taxas de filtração diminuídas na forma de degraus, sempre que um filtro recém-lavado for colocado em funcionamento.

Na situação repetitiva da Figura 2.44, após o filtro F_4 ser lavado e colocado em funcionamento, este passa a funcionar com a taxa máxima de filtração, o filtro F_1 , com a taxa de filtração T_a , o filtro F_2 , com a taxa T_b e o filtro F_3 , com a taxa T_{min} . Após outro ciclo de funcionamento (período de tempo entre lavagens sucessivas), o filtro F_3 é lavado e colocado em funcionamento, e passa a funcionar com a taxa de filtração máxima, o filtro F_4 , com a taxa de filtração T_a , o filtro F_1 , com a taxa T_b e o filtro F_2 , com a taxa T_{min} , e assim por diante.

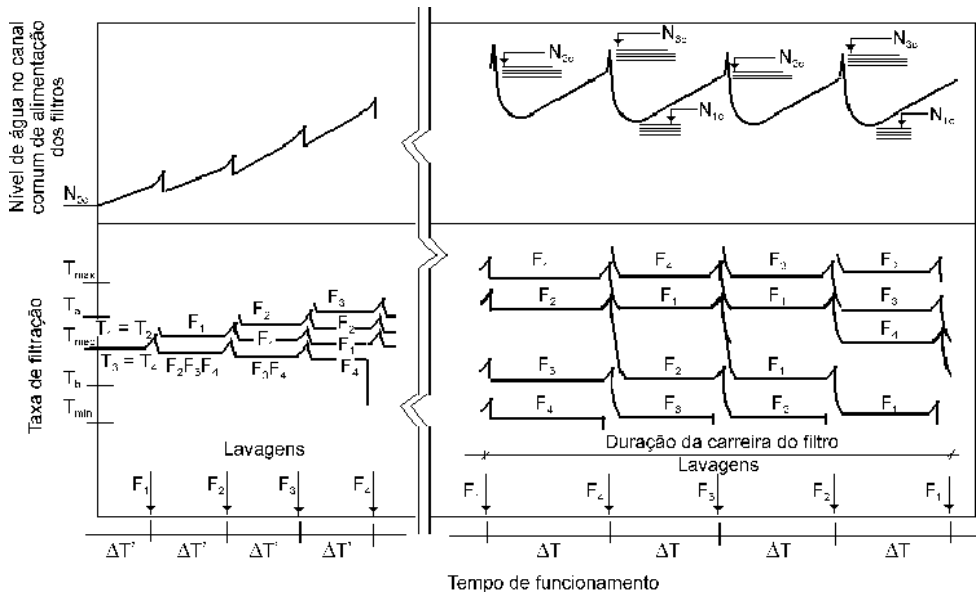


Figura 2.44 Configuração típica da variação do nível de água no canal comum de alimentação dos filtros e taxas de filtração em um sistema de filtração com taxa declinante variável, incluindo o início de operação (Di Bernardo, 1985, 1986).

O referencial de perda de carga é a cota da crista dos vertedores individuais de saída (no caso de vertedor geral de saída, tem-se um valor constante da lâmina líquida), a partir do qual se iniciam as curvas de perda de carga laminar, turbulenta e a soma das duas. Na Figura 2.45 são apresentadas as curvas de perda de carga em função da taxa de filtração no meio filtrante limpo (perda de carga laminar – H_l) e na comporta de entrada:

sistema de drenagem, tubulações e acessórios, vertedor de saída, etc. (turbulenta – H_{tu}), e a soma das duas ($H_L + H_{tu}$). Nota-se, também, as perdas de carga decorrentes da retenção de impurezas para as taxas de filtração T_{max} , T_a , T_b e T_{min} .

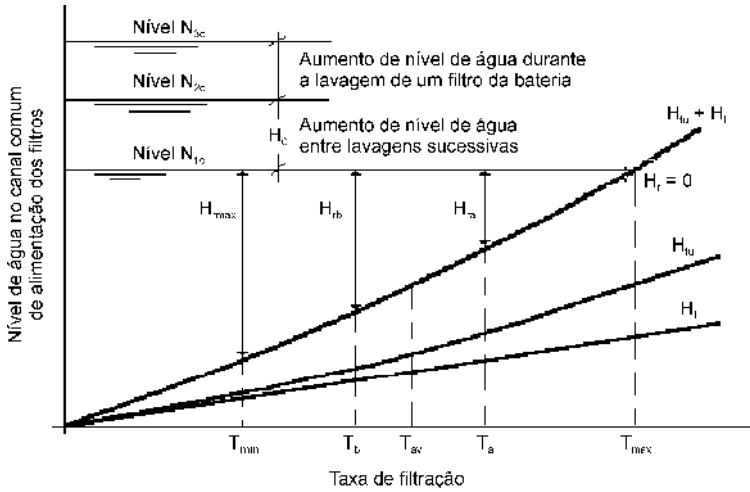


Figura 2.45 Variação do nível de água no canal comum de alimentação dos filtros em função da taxa de filtração e perdas de carga turbulenta e laminar (Di Bernardo, 1985, 1986).

Considerando a situação repetitiva, os filtros funcionam segundo uma sucessão de estágios em cada ciclo; por exemplo, o filtro F_1 recém-lavado funciona com os seguintes valores de taxa de filtração durante a carreira de filtração: inicia com a taxa de filtração T_{max} , a qual é diminuída para T_a após o filtro F_4 recém-lavado entrar em operação, para T_b após o filtro F_3 recém-lavado entrar em operação e para T_{min} depois de o filtro F_2 ter sido lavado e colocado em funcionamento. Portanto, o filtro F_1 apresentará as seguintes perdas de carga decorrentes da retenção de impurezas (H_{ri}):

- $H_r = 0$ no nível N_{1c} (início da carreira de filtração do filtro F_1)
- $H_r = H_0$ no nível N_{2c}
- $H_r = H_{ra}$ no nível N_{1c} (após o filtro F_4 recém-lavado entrar em funcionamento)
- $H_r = H_{ra} + H_0$ no nível N_{2c}
- $H_r = H_{rb}$ no nível N_{1c} (após o filtro F_3 recém-lavado entrar em funcionamento)
- $H_r = H_{rb} + H_0$ no nível N_{2c}
- $H_r = H_{rmax}$ no nível N_{1c} (após o filtro F_2 recém-lavado entrar em funcionamento)
- $H_r = H_{rmax} + H_0$ no nível N_{2c} (término da carreira de filtração do filtro F_1)

O modelo matemático proposto por Di Bernardo (1985, 1986) foi baseado na hipótese de que, durante o período de transição entre a retirada de um filtro para lavagem (nível N_{2c}) e o estabelecimento do nível N_{1c} após o filtro recém-lavado ter sido colocado em funcionamento, os coeficientes de resistividade em razão da retenção de impurezas permaneceriam inalterados nos filtros remanescentes em operação, isto é, o arranjo das impurezas retidas no interior do meio filtrante de cada filtro não seria modificado. Apesar de simplificada, essa hipótese tornou possível equacionar as perdas de carga de um filtro qualquer durante sua carreira de filtração e determinar as variações de nível no canal comum de alimentação e as taxas de filtração que ocorrem no sistema. Na realidade, se a capacidade de armazenamento a montante dos filtros não for significativa, como será visto posteriormente, os filtros remanescentes em operação apresentarão picos de turbidez durante a lavagem de um filtro da bateria em razão do aumento de taxa (saída de parte das impurezas) e reterão impurezas até que o nível de água no canal comum de alimentação dos filtros, N_{1c} , seja atingido, podendo-se supor que, de certa forma, haja compensação.

A curva das perdas de carga turbulenta e laminar com o meio filtrante limpo (ver Figura 2.45) pode ser representada pela seguinte equação genérica:

$$H = K_0 T + K_t T^y \quad (\text{Eq. 31})$$

em que:

- H = perda de carga total com o meio filtrante limpo (m);
- K_0 = coeficiente de perda de carga laminar inicial (d);
- K_t = coeficiente de perda de carga turbulenta (d^y);
- T = taxa de filtração (m/d).

No modelo, o escoamento através do meio filtrante é considerado laminar, permanecendo laminar mesmo em estágios de elevada colmatação. Assim, a perda de carga decorrente da retenção de impurezas é uma função linear da taxa de filtração, podendo ser expressa como:

$$H_r = K_r T \quad (\text{Eq. 32})$$

em que:

- H_r = perda de carga decorrente da retenção de impurezas (m);
- K_r = coeficiente de resistividade em razão da retenção de impurezas (T);
- T = taxa de filtração (m/d).

Os valores de H_0 (aumento do nível de água entre N_{1c} e N_{2c}) e de H_{ra} (perda de carga decorrente da retenção de impurezas no segundo filtro mais limpo da bateria no nível N_{1c}), H_{rb} (perda de carga decorrente da retenção de impurezas no terceiro filtro mais limpo da bateria no nível N_{1c}) e H_{rmax} (perda de carga decorrente da retenção de impurezas no terceiro filtro mais sujo da bateria no nível N_{1c}) podem ser representados como função da respectiva taxa de filtração segundo uma equação semelhante à 2.32. É importante salientar que, embora a modelação matemática tenha sido desenvolvida para a filtração descendente, ela também pode ser aplicada para a filtração ascendente, fazendo-se as adaptações necessárias. Na Tabela 2.5 é mostrado o que ocorre na situação repetitiva. Recomenda-se o emprego da Figura 2.45 para acompanhar o desenvolvimento da modelação matemática apresentada a seguir.

Tabela 2.5 Taxas de filtração e perdas de carga na situação repetitiva.

Nível de água no canal comum de alimentação dos filtros	Filtro	Taxa de filtração	Perda de carga decorrente da retenção de impurezas	Coefficiente de resistividade decorrente da retenção de impurezas	Observação
N_{1c}	F_1 F_2 F_3 F_4	T_{max} T_a T_b T_{min}	Zero H_{ra} H_{rb} H_{rmax}	Zero K_{r0} K_{ra} K_{rb}	Condição inicial
N_{2c}	F_1 F_2 F_3 F_4	T_{max} T_a T_b T_{min}	H_0 $H_{ra} + H_0$ $H_{rb} + H_0$ $H_{rmax} + H_0$	K_{r0} K_{ra} K_{rb} K_{max}	Antes da lavagem do F_4
N_{1c}	F_4 F_1 F_2 F_3	T_{max} T_a T_b T_{min}	Zero H_{ra} H_{rb} H_{rmax}	Zero K_{r0} K_{ra} K_{rb}	Após a lavagem do F_4 (equilíbrio de vazões)

Pode ser observado na Tabela 2.6 que o valor do coeficiente de resistividade, em razão da retenção de impurezas, mantém-se constante durante o período de transição, ou seja, o coeficiente K_{r0} , em razão da retenção de impurezas no filtro F_1 , no nível N_{2c} , foi considerado o mesmo nesse filtro quando o nível N_{1c} foi atingido, após o filtro F_4 recém-lavado ter entrado em operação e a vazão total efluente ter sido igualada à vazão afluenta (situação de equilíbrio dinâmico). Como o escoamento é laminar, mesmo em estágios de colmatação elevados, quando a filtração é realizada com ação de profundidade resultam as equações para uma carreira completa do filtro F_1 conforme a Tabela 2.6 (consultar Figuras 2.44 e 2.45).

Tabela 2.6 Taxas de filtração, perdas de carga, coeficientes de resistividade e equações básicas do modelo de Di Bernardo para uma carreira de filtração do filtro F_1 .

Nível de água no canal comum de alimentação dos filtros	Condição	T em F_1	K_f em F_1	H_f	Equação de perda de carga decorrente da retenção de impurezas no filtro F_1
N_{1c}	Após F_1 entrar em operação	T_{max}	0	0	$H_f = 0$ (Eq. 33)
N_{2c}	Antes da lavagem de F_4	T_{max}	K_0	H_0	$H_0 = K_0 \times T_{max}$ (Eq. 34)
N_{1c}	Após F_4 entrar em operação	T_a	K_0	H_{ra}	$H_{ra} = K_0 \times T_a$ (Eq. 35)
					Equações 34 e 35 → $H_{ra} = H_0 \times (T_a/T_{max})$ (Eq. 36)
N_{2c}	Antes da lavagem de F_3	T_a	K_{ra}	$H_{ra} + H_0$	$H_{ra} + H_0 = K_{ra} \times T_a$ (Eq. 37)
N_{1c}	Após F_3 entrar em operação	T_b	K_{ra}	H_{rb}	$H_{rb} = K_{ra} \times T_b$ (Eq. 38)
					Equações 37 e 38 → $H_{rb} = (H_{ra} + H_0) \times (T_b/T_a)$ (Eq. 39)
N_{2c}	Antes da lavagem de F_2	T_b	K_{rb}	$H_{rb} + H_0$	$H_{rb} + H_0 = K_{rb} \times T_b$ (Eq. 40)
N_{1c}	Após F_2 entrar em operação	T_{min}	K_{rb}	H_{max}	$H_{max} = K_{rb} \times T_{min}$ (Eq. 41)
					Equações 40 e 41 → $H_{max} = (H_{rb} + H_0) \times (T_{min}/T_b)$ (Eq. 42)
N_{2c}	Final da carreira de F_1	T_{min}	K_{max}	$H_{max} + H_0$	$H_{max} + H_0 = K_{max} \times T_{min}$ (Eq. 43)

Se a carga hidráulica (H_d) for conhecida, é possível determinar as taxas de filtração e as perdas de carga envolvidas. A seqüência de passos para obtê-las é a seguinte:

- Fixar a carga hidráulica (nível N_{2c}).
- Igualar a equação de perda de carga total no meio filtrante limpo (Equação 31) à carga hidráulica disponível, substituindo T por T_0 e H por H_d ; resultará um valor da taxa de filtração T_0 , no nível N_{2c} (sem retenção de impurezas), porém, após um filtro recém-lavado entrar em operação, a resistência total à filtração será menor, de forma que o nível de água no canal comum de alimentação dos filtros não será N_{2c} . Para início de cálculo, deve-se utilizar

valor de taxa menor que T_0 , por exemplo $(0,8 \text{ a } 0,85) \times T_0 = T_{\max}$. A Equação 31 pode ser reescrita para a taxa T_{\max} menor que T_0 , ou seja:

$$H_d - H_0 = K_0 T_{\max} + K_t (T_{\max})^y \quad (\text{Eq. 44})$$

- Determinar H_0 utilizando-se a Equação 44; com as Equações 36 e 45, calcular T_a , no nível N_{1c} , pois tem-se duas incógnitas, T_a e H_{ra} .

$$H_d - H_0 - H_{ra} = k_0 T_a + k_t (T_a)^y \quad (\text{Eq. 45})$$

- Utilizar, da mesma forma, as demais equações da Tabela 2.8 e determinar os outros pares de valores, T_b e H_{rb} , T_{\min} e $H_{r\max}$.
- Calcular a taxa média (T_{med}), dividindo-se a soma (T_{\max} , T_a , T_b e T_{\min}) pelo número de filtros (4), e comparar esse valor com a taxa média de projeto; se não resultar igualdade entre ambos os valores de T_{med} , deve-se refazer o cálculo até que isso aconteça.

O mesmo procedimento pode ser aplicado para a determinação do nível N_{3c} e das taxas de filtração nos filtros remanescentes em operação. Em instalação-piloto, Di Bernardo & Cleasby (1980), Di Bernardo & Souza (1991), Di Bernardo & Teixeira (1991) e Di Bernardo & Machado (1996) observaram que, sem capacidade de armazenamento substancial de água a montante dos filtros, a vazão total efluente aproxima-se da vazão afluyente no final da lavagem de um filtro qualquer da bateria. No entanto, essa condição muitas vezes não condiz com sistemas em escala real, pois o tempo dispendido para aquelas vazões se igualarem geralmente é superior a 30 min., comumente maior que o tempo em que o filtro permanece fora de operação. Adicionalmente, há certa capacidade de armazenamento de água no canal comum de alimentação dos filtros. Conforme já exposto, assumindo que os coeficientes de resistividade permaneçam inalterados durante a lavagem de um filtro qualquer da bateria, foi preparada a Tabela 2.7, na qual são relacionadas as equações necessárias para o cálculo das taxas de filtração no final da lavagem e o acréscimo de nível ($N_{3c} - N_{2c}$), representado por ΔH .

Tabela 2.7 Equações necessárias para o cálculo do nível N_{3c} e das taxas de filtração nos filtros remanescentes no final da lavagem de um filtro (Di Bernardo, 1986).

Nível	Condição	Equação
N_{2c}	Antes de F_4 ser retirado de operação para lavagem	$K_t (T_{\max})^y + (K_{r0} + K_0) T_{\max} = H_d$ (Eq. 46)
		$K_t (T_a)^y + (K_{ra} + K_0) T_a = H_d$ (Eq. 47)
		$K_t (T_b)^y + (K_{rb} + K_0) T_b = H_d$ (Eq. 48)
		$K_t (T_{\min})^y + (K_{r\max} + K_0) T_{\min} = H_d$ (Eq. 49)
		$T_{\max} + T_a + T_b + T_{\min} = 4T_{\text{med}}$ (Eq. 50)
N_{3c}	Vazão afluyente igual à vazão total efluente	$K_t (T_{\max}^*)^y + (K_0 + K_{r0}) T_{\max}^* = H_d + \Delta H$ (Eq. 51)
		$K_t (T_a^*)^y + (K_0 + K_{ra}) T_a^* = H_d + \Delta H$ (Eq. 52)
		$K_t (T_b^*)^y + (K_0 + K_{rb}) T_b^* = H_d + \Delta H$ (Eq. 53)
		$T_{\max}^* + T_a^* + T_b^* = 3T_{\text{med}}^*$ (Eq. 54)
		$T_{\text{med}}^* = 4/3 \cdot T_{\text{med}}$ (Eq. 55)

Observação: o asterisco nas equações correspondentes ao nível N_{3c} refere-se à condição da lavagem.

O método de dimensionamento proposto para quatro filtros pode ser generalizado para qualquer número de filtros N , como mostrado a seguir.

Parâmetros Conhecidos: K_t ; K_0 ; y ; H_d ; T_{med} ; N

- Durante a filtração

$$H_d = K_0 T_0 + K_t (T_0)^y \quad (\text{Eq. 56})$$

$$T_{\max} = F T_0 \quad (\text{Eq. 57})$$

F : assumir entre 0,8 e 0,9 para iniciar os cálculos

$$K_{r0} = \frac{H_0 + H_i}{2 T_{\max}} \quad \text{para } i = 0 \quad (\text{Eq. 58})$$

$$H = K_t (T_i)^y + K_0 T_i + H_0 + H_i \quad \text{para } 1 \leq i \leq (N - 1) \quad (\text{Eq. 59})$$

$$H_i = k_{r_{i-1}} \cdot T_i \quad (\text{Eq. 60})$$

$$K_{ri} = \frac{H_0 + H_i}{T_i} \quad \text{para } i = 0 \quad (\text{Eq. 61})$$

$$\sum_{i=1}^N T_i = N T_{\text{med}} \quad (\text{Eq. 62})$$

- Durante a lavagem

$$K_t (T_i)^y + K_0 T_i + K_{ri} T_i = H_d \quad \text{para } 1 \leq i \leq N \quad (\text{Eq. 61})$$

$$\sum_{i=1}^N T_i = N T_{\text{med}} \quad (\text{Eq. 62})$$

$$K_t (T_i^*)^y + K_0 T_i^* + K_{ri} T_i^* = H_d + \Delta H \quad \text{para } 1 \leq i \leq (N - 1) \quad (\text{Eq. 63})$$

$$\sum_{i=1}^{N-1} T_i^* = (N-1) T_{\text{med}}^* \quad (\text{Eq. 64})$$

$$\frac{N T_{\text{med}}}{(N-1)} = T_{\text{med}}^* \quad (\text{Eq. 65})$$

Há programas computacionais que permitem, com os parâmetros conhecidos, determinar os níveis de água no canal comum de alimentação dos filtros e no interior destes e as taxas de filtração durante a filtração e a lavagem, ou seja, dimensionar apropriadamente um sistema de filtração com taxa declinante variável.

Método gráfico sem armazenamento de água a montante dos filtros

O método gráfico descrito a seguir, desenvolvido por Mendes & Gabriel (2000), baseia-se nas hipóteses do modelo de Di Bernardo (1986) e possibilita ao usuário determinar e visualizar as perdas de carga, as taxas de filtração nas unidades filtrantes e os níveis de água operacionais.

- Taxas de filtração durante a filtração: $T_1, T_2, \dots, T_i, \dots, T_n$.
- Taxas de filtração durante a lavagem do filtro mais sujo da bateria: $T_1^*, T_2^*, \dots, T_i^*, \dots, T_{n-1}^*$.
- Níveis de água no canal comum de alimentação dos filtros: N_{1c}, N_{2c}, N_{3c} (já definidos).

Conhecendo-se o número (n) de filtros da bateria ($n \geq 4$), a taxa média (T_{med}) de filtração e a taxa máxima de filtração (T_{max} no filtro recém-lavado) ou o valor máximo

permitido para o nível de água N_{3c} (para o caso de instalações existentes), os seguintes passos podem ser efetuados para a aplicação do método:

Passo 1: Cálculo do coeficiente K_0 da Equação 31 (primeiro termo da Equação 11 ou 12) e do coeficiente K_t da Equação 31 em função das características da entrada no filtro, do tipo de fundo, tubulações e acessórios de saída, etc.); o primeiro e o segundo termos da Equação 31 correspondem, respectivamente, à perda de carga laminar no meio granular limpo e à perda de carga turbulenta.

Passo 2: Construção de uma figura similar à Figura 2.46, na qual se tem a perda de carga total (ou o nível de água no canal comum de alimentação dos filtros) no eixo das ordenadas e a taxa de filtração no eixo das abscissas. Tem-se duas curvas, uma igual a $(N_{3c} - K_t T^y)$, com $y = 2$, e outra, igual a $K_0 T$. Foi considerado $H_d = 4,5$ m.

Passo 3: Adota-se a taxa de filtração máxima (T_{\max}) no filtro recém-lavado no nível N_{3c} , limitando-a a valor compatível com o tipo de material filtrante em uso, de forma a minimizar a possibilidade de ocorrência de transpasse de sólidos para a água filtrada.

Passo 4: Com os valores de K_0 , K_t e T_{\max} e com o auxílio da Figura 2.46, determina-se o nível N_{3c} ; no caso de se ter fixado o N_{3c} máximo, determina-se T_{\max} . No gráfico da Figura 2.46, traça-se, inicialmente, a reta da perda de carga laminar (H_0) em função da taxa de filtração. Pelo valor da taxa de filtração máxima, traça-se uma linha vertical, cujo cruzamento com H_0 resultará no ponto 0, que é o ponto no qual o filtro recém-lavado entrará em operação. Pelo ponto 0 passará também a curva $N_{3c} - K_t T^y$. Se T_{\max} for conhecido, é possível determinar o valor de N_{3c} e vice-versa.

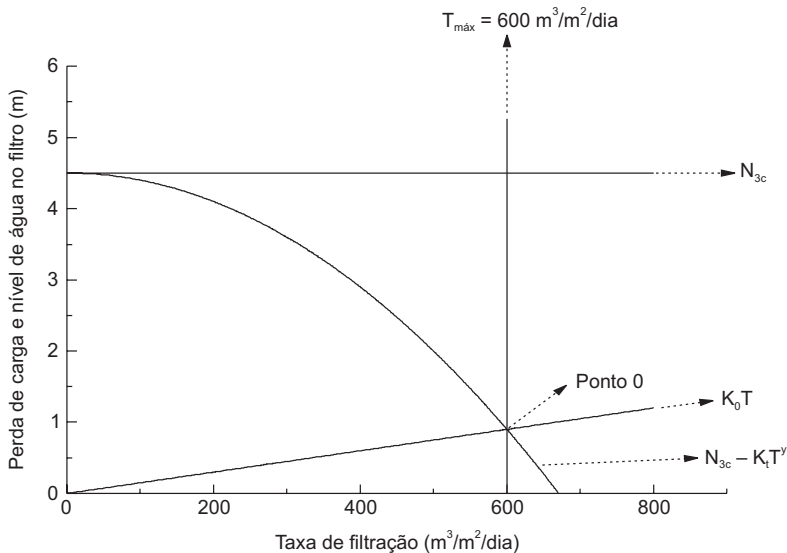


Figura 2.46 Perda de carga e nível de água N_{3c} em função da taxa de filtração.

Passo 5: Os níveis de água mínimo, N_{1c} (que ocorrerá em intervalo de tempo curto após o filtro recém-lavado entrar em operação) e N_{2c} (a ser estabelecido para a retirada do filtro mais sujo da bateria para lavagem), não são conhecidos de antemão. Esses valores deverão ser adotados para posterior verificação. Desta forma, traçam-se as retas que representam os níveis N_{1c} e N_{2c} de forma que seja obedecida a condição: $\{(K_0 T_{\text{máx}}) < N_{1c} < N_{2c} < N_{3c}\}$. Em seguida, traçam-se as curvas $(N_{1c} - K_t T^y)$ e $(N_{2c} - K_t T^y)$, como observado na Figura 2.47.

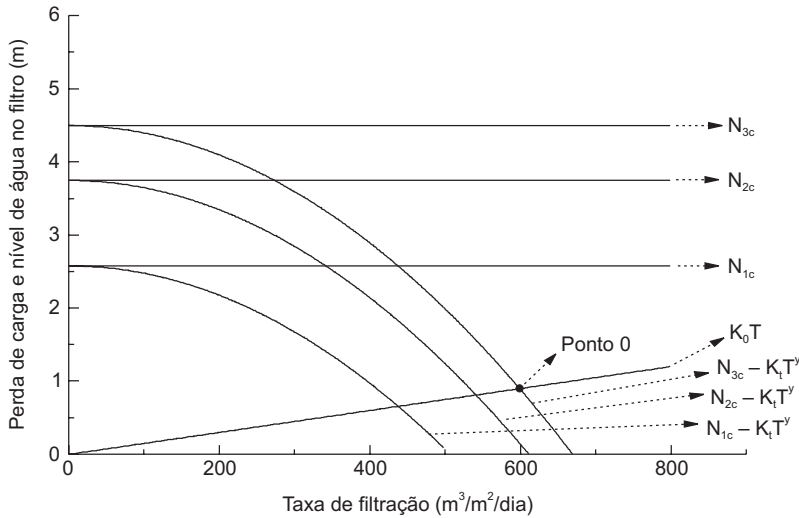


Figura 2.47 Perdas de carga e níveis de água em função da taxa de filtração.

Passo 6: Como a entrada de água nos filtros num sistema operado com taxa declinante é submersa e o nível de água no canal comum encontra-se na posição N_{3c} , o início de funcionamento de um filtro recém-lavado fará com que o nível de água no canal comum de alimentação caia para valores menores que N_{3c} . Na situação de pequena área de armazenamento a montante dos filtros, o nível operacional de entrada cairá e tenderá rapidamente para o valor de N_{1c} , quando o balanço de massa for estabelecido. O ponto de cruzamento da curva $(N_{1c} - K_t T^y)$ com a reta $(K_0 T)$ resultará no valor da taxa de operação do filtro 1, quando em equilíbrio hidráulico com os demais filtros da bateria. Esse lugar geométrico, denominado ponto 1, é apresentado na Figura 2.48.

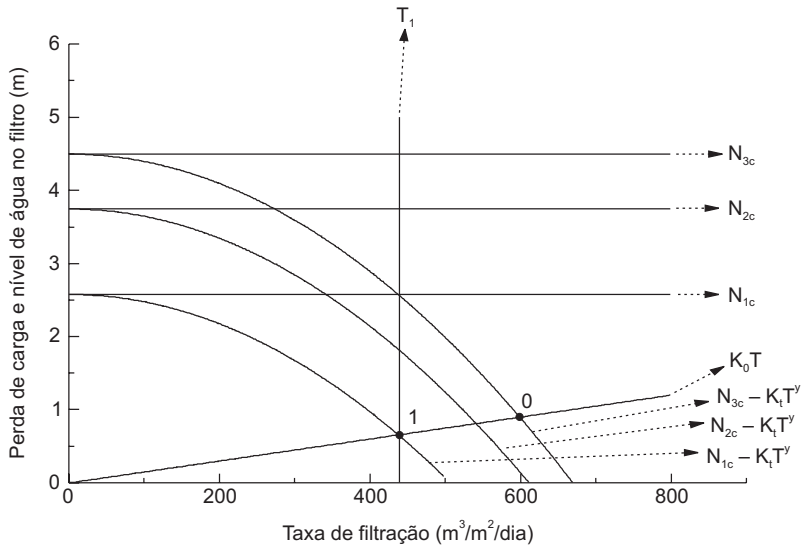


Figura 2.48 Determinação da taxa de filtração T_1 no filtro mais limpo da bateria durante a filtração.

Passo 7: Em razão da retenção de sólidos pelo meio filtrante, a perda de carga neste filtro (e nos demais) aumentará, fazendo com que o nível de água no canal comum de alimentação suba de N_{1c} para N_{2c} (do ponto 1 para o ponto 2), conforme a Figura 2.49.

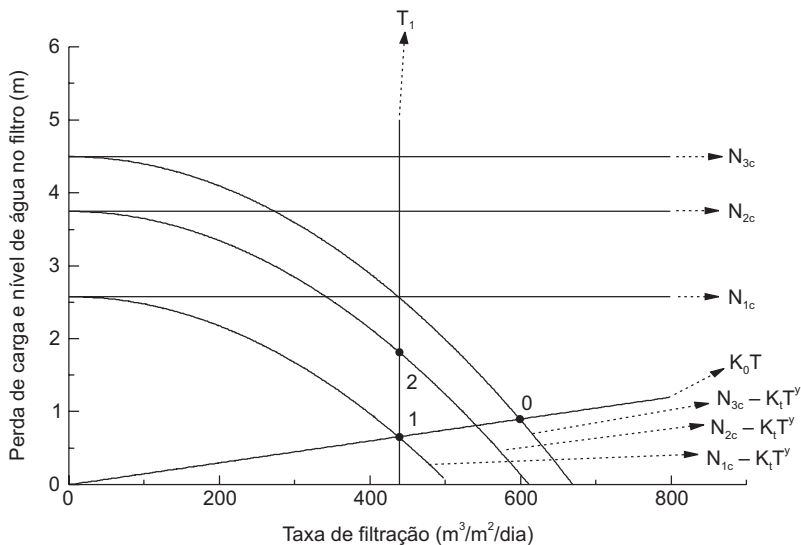


Figura 2.49 Taxa de filtração do filtro 1 no nível de água N_{2c} antes da retirada do filtro mais sujo da bateria (filtro_n) para lavagem.

Passo 8: O novo coeficiente de perda de carga laminar do filtro 1 será K_1 e a nova perda de carga laminar H_1 será dada pela reta K_1T , que passa pela origem dos eixos cartesianos e pelo ponto 2, como mostrado na Figura 2.50.

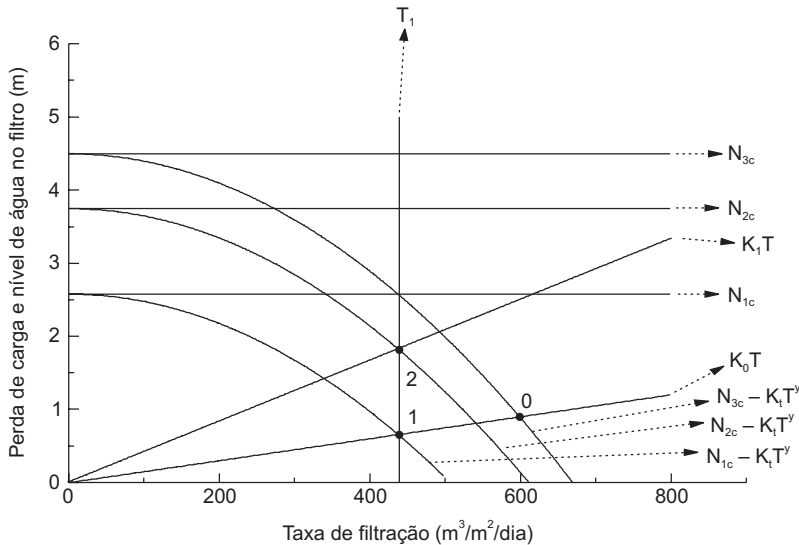


Figura 2.50 Perda de carga no material granular do filtro 1 operando no nível de água N_{2c} antes da retirada do filtro mais sujo da bateria para lavagem.

Passo 9: Quando o filtro mais sujo da bateria for retirado para lavagem, assumindo-se que essa operação seja feita em poucos minutos, pode-se admitir que o filtro que está operando no ponto 2 praticamente não terá seu coeficiente de perda de carga alterado (hipótese baseada no modelo de Di Bernardo, 1986). O nível de água, durante o intervalo de tempo de lavagem, subirá do nível N_{2c} (ponto 2) para o nível N_{3c} (ponto 3) sobre a reta de perda de carga laminar, K_1T , como indicado na Figura 2.51. Traçando-se uma reta pelo cruzamento da curva ($N_{3c} - K_1T^y$) com a reta K_1T (ponto 3), obtém-se a taxa de filtração do filtro 1, T_1^* , como mostrado na Figura 2.52.

Passo 10: Quando outro filtro lavado for colocado em operação, o filtro que opera no ponto 3, com nível N_{3c} , terá seu nível reduzido para N_{1c} (ponto 4). Assim, traçando-se uma reta T_2 perpendicular ao eixo “Taxa de filtração” pelo ponto 4, obtém-se a taxa de filtração T_2 , como mostrado na Figura 2.53.

Passo 11: Em razão da retenção de sólidos pelo meio filtrante, a perda de carga no filtro 1 aumentará e o nível subirá novamente de N_{1c} para N_{2c} (do ponto 4 para o ponto 5, como ilustrado na Figura 2.54). O filtro que estiver operando no ponto 1 também terá seu nível elevado de N_{1c} para N_{2c} , passando do ponto 1 para o ponto 2.

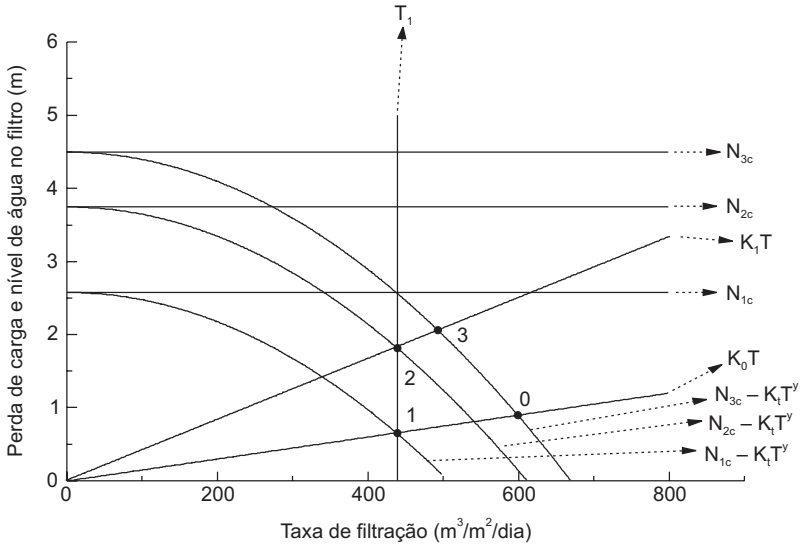


Figura 2.51 Elevação do nível de água de N_{2c} para N_{3c} durante a lavagem do filtro mais sujo da bateria.

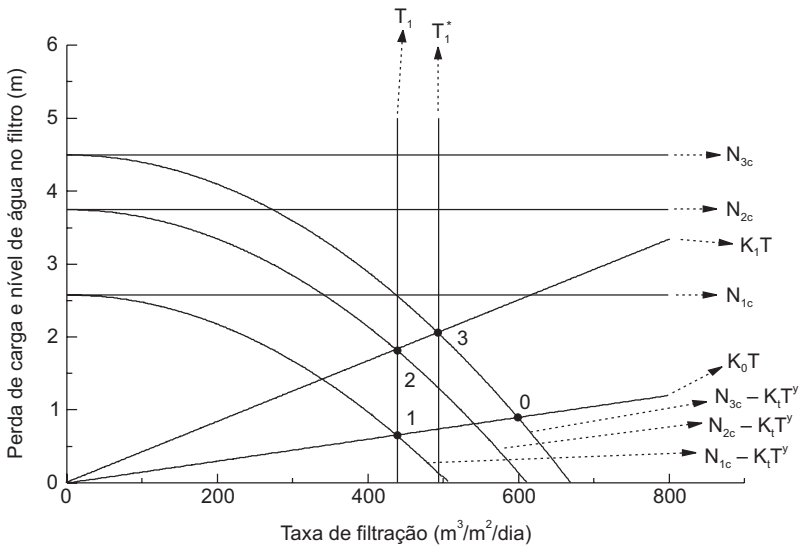


Figura 2.52 Taxa de filtração durante a lavagem do filtro mais sujo da bateria.

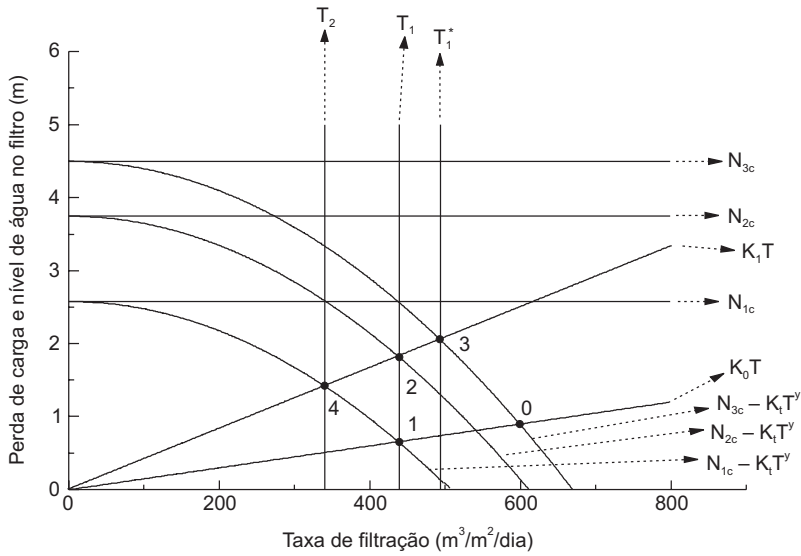


Figura 2.53 Determinação da taxa de filtração T_2 para o filtro em funcionamento após a lavagem do filtro mais sujo da bateria e recolocação do mesmo em funcionamento.

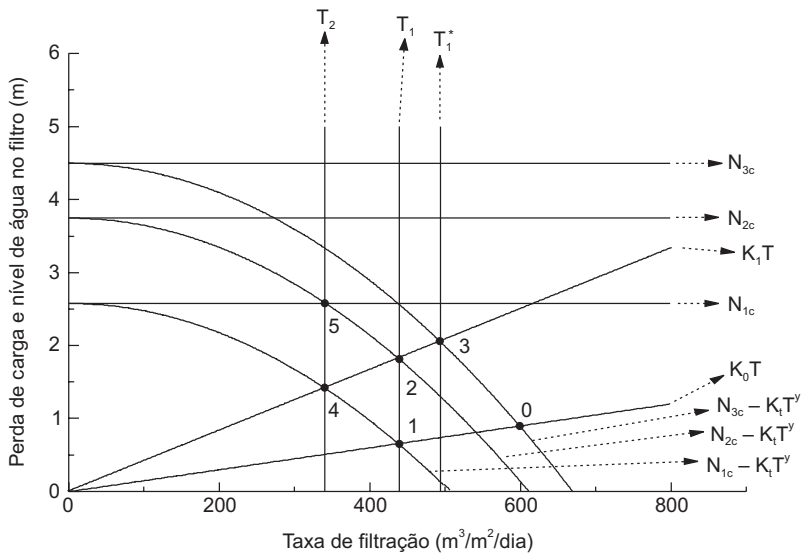


Figura 2.54 Taxa de filtração do filtro 2 em N_{2c} (ponto 5), antes da retirada do filtro mais sujo para lavagem.

Passo 12: O novo coeficiente de perda de carga laminar do filtro será K_2 ; a nova perda de carga no material filtrante H_2 será dada pela reta K_2T , que passa pela origem dos eixos cartesianos e pelo ponto 5, como mostrado na Figura 2.55.

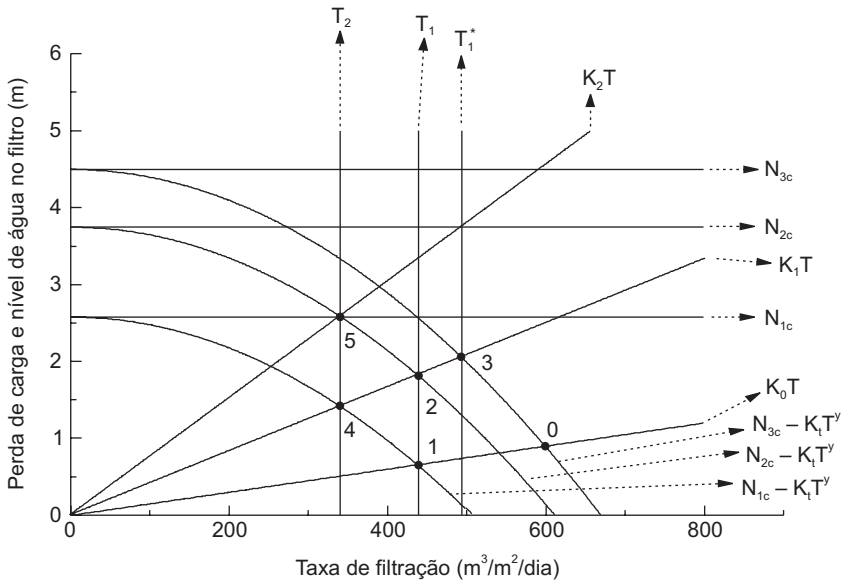


Figura. 2.55 Perda de carga do filtro 2 no nível N_{2c} , antes da retirada do filtro mais sujo para lavagem.

Passo 13: O procedimento para a determinação das taxas de filtração nos demais filtros, durante a filtração ou lavagem de um deles, pode seguir os passos descritos anteriormente, para quantos filtros estiverem em operação. No caso, com 4 filtros, do ponto 5 vai-se ao ponto 6 (referente ao nível N_{3c}), ao ponto 7 (referente ao nível N_{1c}), que possibilitará a determinação da taxa de filtração T_3 , e assim por diante, como mostrado na Figura 2.56.

Quando um filtro estiver operando no ponto 11 (ver Figura 2.56), este deverá ser retirado para lavagem, pois (no caso deste exemplo com 4 filtros) foi atingido o nível de água N_{2c} , sendo este o filtro com maior tempo de funcionamento na bateria. Os demais filtros operando nos pontos 2, 5 e 8 passarão a operar nos pontos 3, 6 e 9, respectivamente, caso a soma das vazões efluentes dos filtros em operação iguale a vazão total afluyente. O retorno do filtro recém-lavado ao funcionamento ocorrerá, conforme já dito, entre os pontos 0 e 1, tendendo rapidamente ao ponto 1, sobre a reta de equação K_0T .

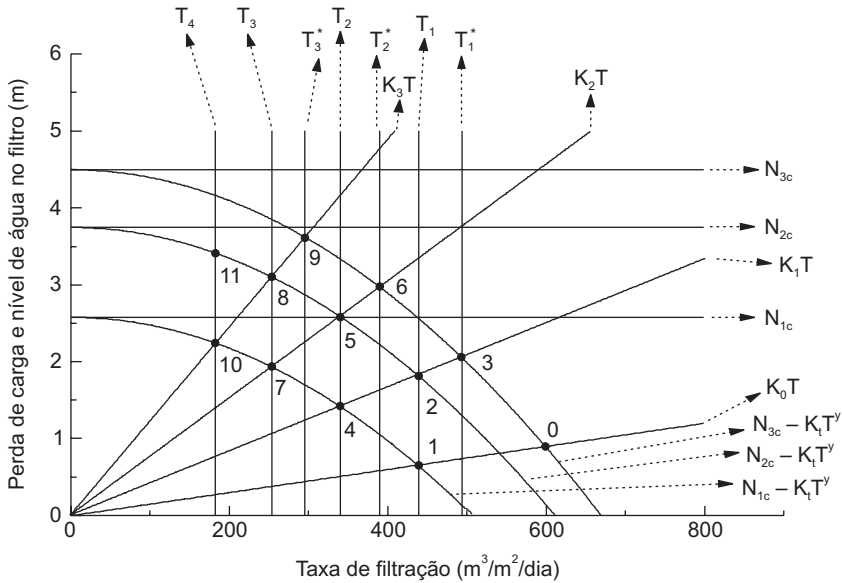


Figura 2.56 Taxa de filtração no filtro 4 no nível de água N_{2c} , antes da retirada do filtro mais sujo para lavagem (visualização da solução completa para uma bateria de 4 filtros).

Para cada par de valores N_{1c} e N_{2c} adotados inicialmente, resultará uma taxa de filtração média (T_{med}), podendo, ou não, ser igual à desejada. O processo, portanto, é interativo na busca de uma solução que resulte, para o número n de filtros da bateria, um par de valores N_{1c} e N_{2c} que consiga estabelecer a igualdade de vazões que resultem na taxa de filtração média desejada. Teoricamente, para cada N_{1c} adotado, que resulte numa taxa de filtração T_1 superior a T_{med} , haverá um único nível de água N_{2c} que satisfaz as condições de contorno desejadas.

Quanto mais próximo de T_{med} for estabelecido o valor de T_1 (pelo valor de N_{1c} adotado), mais próximo de N_{1c} resultará o nível N_{2c} , chegando-se a uma solução em que a carga hidráulica disponível para armazenamento de impurezas nos filtros torna-se baixa e, desta forma, com carreiras de filtração curtas, caso essa solução fosse adotada para um caso real. Num raciocínio inverso, com T_1 próximo de $T_{máx}$, resultante de um valor de N_{1c} próximo de N_{3c} , também resultaria pequena carga hidráulica disponível para retenção de impurezas, indicando solução não satisfatória, ou até mesmo a ausência de solução para a taxa de filtração média desejada. Obviamente, um valor de N_{1c} maximizará a carga hidráulica disponível para retenção de impurezas e a duração da carreira de filtração.

Modelação matemática com armazenamento de água a montante dos filtros

a) Filtração

Machado & Di Bernardo (1996) complementaram o modelo de Di Bernardo (1986), considerando a capacidade de armazenamento de água a montante dos filtros em sistemas de filtração com taxa declinante variável. Os autores estudaram o comportamento da filtração com taxa declinante variável com e sem armazenamento adicional de água a montante dos filtros, utilizando uma instalação-piloto interligada a tanques de armazenamento na entrada, tentando simular o que possivelmente acontece nas estações de tratamento de água em escala real, em especial as de filtração direta descendente com floculação.

Para o desenvolvimento da investigação experimental, Machado (1995) utilizou uma instalação-piloto de 6 filtros, com meio filtrante de antracito e areia, funcionando com taxa declinante variável. O afluente à instalação-piloto era a água decantada em uma estação de tratamento de água convencional, sendo inicialmente bombeado para uma caixa de nível constante da qual partia a tubulação de alimentação dos filtros, que era interligada a três tanques cilíndricos com áreas (em plantas) iguais a 4, 8 e 16 vezes a área de um dos filtros da bateria. A investigação experimental foi dividida em cinco etapas:

1ª Etapa: determinação das perdas de carga no meio filtrante limpo (laminar) e nas válvulas, tubulações e acessórios de entrada e saída de cada filtro, sistema de drenagem, etc. (turbulenta) para diferentes taxas de filtração. Com base nas medidas efetuadas foi introduzida perda de carga adicional por meio de uma válvula de esfera localizada na tubulação de saída de cada filtro, de forma que a perda de carga turbulenta resultasse igual em todas as unidades.

2ª Etapa: a partir das equações de perdas de carga obtidas na 1ª Etapa, foram definidas as cargas hidráulicas disponíveis de 1,25 e 1,80 m, respectivamente, para as taxas médias de filtração de 300 e 405 m³/m²/dia, utilizando-se o modelo proposto por Di Bernardo (1985, 1986).

3ª Etapa: execução de ensaios com água decantada na estação de tratamento como afluente à instalação-piloto, sendo estudadas quatro capacidades adicionais de armazenamento de água a montante dos filtros (4 A_F, 12 A_F, 20 A_F e 28 A_F, sendo A_F a área de um filtro, em planta), além dos ensaios sem armazenamento adicional de água a montante dos filtros, para as taxas médias de filtração de 300 e 405 m³/m²/dia e baterias com 4 e 6 filtros.

4ª Etapa: execução de ensaios com água tratada na estação como afluente, com baterias de 4 e 6 filtros e taxa média de filtração igual a 300 m³/m²/dia, para as seguintes condições:

- a) durante a lavagem de um filtro (20 min.) e até que o nível N_{1c} fosse atingido após o filtro recém-lavado ter entrado em operação;
- b) durante a lavagem de um filtro de bateria (até que ocorresse a igualdade da vazão afluyente com a vazão total efluente e o nível N_{1c} fosse atingido) após o filtro recém-lavado ter entrado em operação.

Para ambas as condições os ensaios foram realizados com e sem capacidade adicional de armazenamento de água a montante dos filtros.

5ª Etapa: proposição de metodologia e execução de ensaios para determinar o nível mínimo de operação (N_{1c}).

Segundo Machado & Di Bernardo (1996), nos sistemas com capacidade substancial de armazenamento de água a montante dos filtros, o tempo decorrido entre o momento em que um filtro recém-lavado é colocado em operação e aquele em que a vazão total efluente se iguala à afluyente (período de transição) pode ser longo. Assim, uma quantidade de partículas já estará retida no meio filtrante do filtro mais limpo da bateria quando o nível mínimo dinâmico for atingido. Dessa forma, o nível N_{1c} não resultará na curva de perda de carga total com o meio filtrante limpo para a taxa de filtração máxima, mas, sim, ligeiramente acima. Essa elevação do nível mínimo dinâmico (N_{1c}) corresponde, para todos os filtros, à parcela de perda de carga adicional em razão da retenção de impurezas que ocorre no período de transição e será diretamente proporcional à capacidade adicional de armazenamento de água a montante dos filtros. Os autores denominaram essa elevação do nível N_{1c} de ΔH_0 e a diferença de $(N_{2c} - N_{1c})$ de H_1 .

Na Figura 2.57 é ilustrada a variação típica das perdas de carga e dos níveis de operação em função das taxas de filtração de um sistema de filtração direta com taxa declinante variável com capacidade substancial de armazenamento de água a montante dos filtros. Os autores admitiram um nível N_{1c} teórico, correspondente ao nível estabelecido pela taxa de filtração máxima (T_{max}) obtida com o modelo de Di Bernardo (1985, 1986), o qual seria alcançado em tempo relativamente rápido, como nos sistemas sem armazenamento adicional de água a montante dos filtros. Na Tabela 2.8 são apresentadas as equações correspondentes à modelação proposta pelos autores. É recomendável seguir a Figura 2.57 para acompanhamento das equações apresentadas na Tabela 2.8.

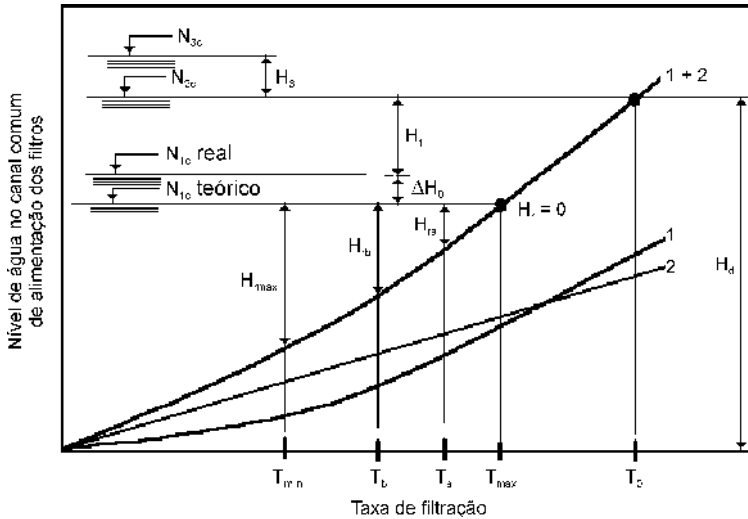


Figura 2.57 Perda de carga e níveis de operação em função da taxa de filtração, sistema de filtração com taxa declinante variável e capacidade adicional de armazenamento de água a montante dos filtros (Machado & Di Bernardo, 1996).

Fixando a carga hidráulica disponível, H_d , tem-se o nível N_{2c} , e é possível iniciar o cálculo que permite determinar as taxas de filtração e as perdas de carga envolvidas, seguindo os mesmos passos do modelo de Di Bernardo (1985, 1986), discriminados anteriormente.

Supondo-se que ΔH_0 seja conhecido, a Equação 31 pode ser reescrita da seguinte forma, obtendo-se o valor H_1 :

$$H_d - \Delta H_0 + H_1 = K_0 T_{\max} + K_t (T_{\max})^y \quad (\text{Eq. 76})$$

Analogamente ao método já apresentado, determinam-se os valores de T_a e H_{ra} pelas Equações 68 e 77, sendo esta dada por:

$$H_d - \Delta H_0 - H_1 - H_{ra} = K_0 T_a + K_t T_a^y \quad (\text{Eq. 77})$$

Os pares de valores T_b e H_{rb} e T_{\min} e H_{\max} podem ser calculados pelas Equações 71 e 74, juntamente com as seguintes equações:

$$H_d = K_0 T_i + K_t T_i^y + \Delta H_0 - H_1 + H_{ri} \quad \text{para } 2 \leq i \leq N \quad (\text{Eq. 78})$$

Tabela 2.8 Taxas de filtração, perdas de carga, coeficientes de resistividade e equações do modelo de Machado & Di Bernardo (1996) – Filtro F₁.

Nível de água no canal comum de alimentação	Filtro	Condição	Taxa de filtração	K _c	H _i	Equações para o filtro F ₁
N _{1c}	F ₁	Início (após F ₁ entrar em operação)	T _{max}	zero	zero	$\Delta H_0 = 0$ e $H_1 = 0$
	F ₂		K _{c0}	H _{ra}		
	F ₃		K _{ca}	H _{rb}		
	F ₄		K _{cb}	H _{imax}		
N _{2c}	F ₁	Antes da lavagem de F ₄	T _{max}	K _{c0}	$\Delta H_0 + H_1$	$\Delta H_0 + H_1 = K_{r0} \cdot T_{max}$ (Eq. 66)
	F ₂		K _{ca}	H _{ra} + $\Delta H_0 + H_1$		
	F ₃		K _{cb}	H _{rb} + $\Delta H_0 + H_1$		
	F ₄		K _{cmax}	H _{imax} + $\Delta H_0 + H_1$		
N _{1c}	F ₄	Após F ₄ entrar em operação	T _{max}	zero	zero	$H_{ra} = K_{r0} \cdot T_a$ $\frac{\Delta H_0 + H_1}{T_{max}} = \frac{H_{ra}}{T_a} \Rightarrow H_{ra} = (\Delta H_0 + H_1) \frac{T_a}{T_{max}}$ (Eq. 67) (Eq. 68)
	F ₁		K _{c0}	H _{ra}		
	F ₂		K _{ca}	H _{rb}		
	F ₃		K _{cb}	H _{imax}		
N _{2c}	F ₄	Antes da lavagem de F ₃	T _{max}	K _{c0}	$\Delta H_0 + H_1$	$H_{ra} + \Delta H_0 + H_1 = K_{ra} \cdot T_a$ (Eq. 69)
	F ₁		K _{ca}	H _{ra} + $\Delta H_0 + H_1$		
	F ₂		K _{cb}	H _{rb} + $\Delta H_0 + H_1$		
	F ₃		K _{cmax}	H _{imax} + $\Delta H_0 + H_1$		
N _{1c}	F ₃	Após F ₃ entrar em operação	T _{max}	zero	zero	$H_{rb} = K_{ra} \cdot T_b$ $\frac{H_{ra} + \Delta H_0 + H_1}{T_a} = \frac{H_{rb}}{T_b} \Rightarrow H_{ra} = (\Delta H_0 + H_1 + H_{ra}) \frac{T_b}{T_a}$ (Eq. 70) (Eq. 71)
	F ₄		K _{c0}	H _{ra}		
	F ₁		K _{ca}	H _{rb}		
	F ₂		K _{cb}	H _{imax}		
N _{2c}	F ₃	Antes da lavagem de F ₂	T _{max}	K _{c0}	$\Delta H_0 + H_1$	$H_{rb} + \Delta H_0 + H_1 = K_{rb} \cdot T_b$ (Eq. 72)
	F ₄		K _{ca}	H _{ra} + $\Delta H_0 + H_1$		
	F ₁		K _{cb}	H _{rb} + $\Delta H_0 + H_1$		
	F ₂		K _{cmax}	H _{imax} + $\Delta H_0 + H_1$		
N _{1c}	F ₂	Após F ₂ entrar em operação	T _{max}	zero	zero	$H_{rmax} = K_{rb} \cdot T_{min}$ $\frac{H_{rb} + \Delta H_0 + H_1}{T_b} = \frac{H_{rmax}}{T_{min}} \Rightarrow H_{rmax} = (H_{rb} + \Delta H_0 + H_1) \frac{T_{min}}{T_b}$ (Eq. 73) (Eq. 74)
	F ₃		K _{c0}	H _{ra}		
	F ₄		K _{ca}	H _{rb}		
	F ₁		K _{cb}	H _{imax}		
N _{2c}	F ₂	Antes da lavagem de F ₁	T _{max}	K _{c0}	$\Delta H_0 + H_1$	$H_{rmax} + \Delta H_0 + H_1 = K_{rmax} \cdot T_{min}$ (Eq. 75)
	F ₃		K _{ca}	H _{ra} + $\Delta H_0 + H_1$		
	F ₄		K _{cb}	H _{rb} + $\Delta H_0 + H_1$		
	F ₁		K _{cmax}	H _{imax} + $\Delta H_0 + H_1$		

e

$$H_{ri} = (\Delta H_0 + H_1 + H_{ri-1}) \frac{T_i}{T_{i-1}} \text{ para } 2 \leq i \leq N \quad (\text{Eq. 79})$$

Se $(T_{\max} + T_a + T_b + T_{\min})$ resultar igual a $4T_{\text{med}}$ (no caso de 4 filtros), o valor de T_{\max} assumido inicialmente estava correto; caso contrário, outro valor de T_{\max} deve ser assumido e, assim, sucessivamente, até que se obtenha a igualdade.

O valor de ΔH_0 , que corresponde à diferença entre o nível mínimo de operação (N_{1c}) real e o valor teórico foi determinado a partir das equações baseadas em dados experimentais obtidos por Machado (1995). Assim, o valor de ΔH_0 dependerá da:

- capacidade de armazenamento de água a montante dos filtros, pois, quanto maior o armazenamento, mais longo será o período de transição e, obviamente, maior quantidade de impurezas será retida no filtro recém-lavado;
- qualidade da água, pois, para águas com teor de sólidos suspensos ou turbidez mais elevados, o valor de ΔH_0 também será maior.

Desta forma, o método para determinação desse parâmetro, anteriormente proposto, não pode ser generalizado para qualquer tipo de água utilizada como afluente ao SFTD, sendo recomendado apenas para águas decantadas com turbidez máxima de 5 uT. Em vista disso, Machado (1995) propôs uma metodologia para a determinação do nível mínimo (N_{1c}) real e/ou de ΔH_0 , descrita a seguir.

Com o objetivo de manter a mesma área total de armazenamento (área dos filtros mais a área de armazenamento adicional) dos ensaios realizados nas etapas anteriores, o autor operou quatro filtros-piloto em paralelo com a taxa de filtração máxima definida pelo modelo de Di Bernardo (1985), para uma taxa de filtração média de 300 m³/m²/dia e carga hidráulica total disponível de 1,25 m. Foram realizados dois tipos de ensaios, um com água tratada e outro com água decantada como afluente, e para ambas as condições os ensaios foram efetuados sem capacidade adicional de armazenamento a montante dos filtros e com as capacidades adicionais de 4A, 12A, 20A e 28A. O ensaio era iniciado com todos os filtros previamente limpos, com água no nível N_{3c} para os filtros F2, F3 e F4 e no N_{1av} para o filtro F1, e terminava quando se atingia o nível de equilíbrio (nível estabelecido no SFTD imediatamente após a colocação do filtro F_1 em operação). O nível de equilíbrio para cada situação foi determinado pela relação estabelecida entre o nível alcançado durante a lavagem de um filtro (N_{3c}) e o nível de saída da água de lavagem (N_{1lav}), segundo as Equações 80 e 81.

Condição de equilíbrio:

$$\Delta x(A_t - A) = xA \quad (\text{Eq. 80})$$

sendo:

A_t = área de armazenamento de água a montante dos filtros (m^2);

A = área de um filtro da bateria (m^2).

Nível de equilíbrio:

$$N_{eq} = N_{3c} - \Delta x = N_{lav} + x \quad (\text{Eq. 81})$$

Na Figura 2.58 tem-se o nível de equilíbrio, estabelecido para uma situação hipotética, para uma bateria de quatro filtros operando em paralelo com um tanque de armazenamento.

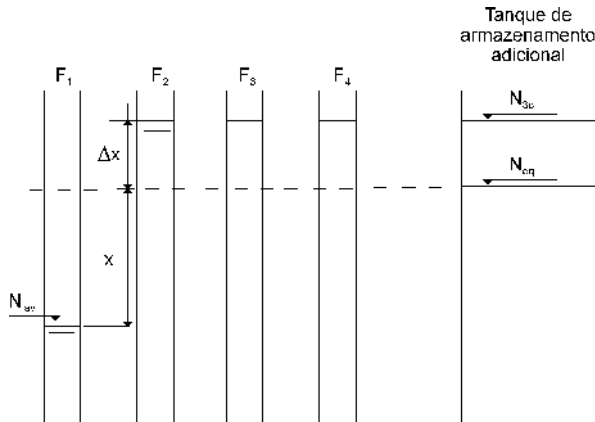


Figura 2.58 Situação hipotética ilustrando o nível de equilíbrio estabelecido no SFTD após um filtro recém-lavado entrar em operação.

Os níveis estabelecidos durante as lavagens (N_{3c}), utilizados para a determinação dos níveis de equilíbrio nesses ensaios, foram os valores médios determinados nos ensaios com água tratada e decantada como afluente, considerando a duração das lavagens de 20 minutos. O ensaio era encerrado quando ocorria a igualdade das vazões afluente e total efluente, estabelecendo-se, neste instante, o nível N_{1c} do SFTD, tendo em vista que o filtro recém-lavado em um sistema de filtração com taxa declinante variável é que define este nível. O nível N_{1c} relaciona-se com a qualidade do afluente, variando com o tempo necessário para ocorrer sua estabilização e, obviamente, com a quantidade de partículas retidas no meio filtrante. Assim, essa determinação teve por objetivo generalizar o modelo proposto para diferentes condições do afluente (quantidade de sólidos, dosagens de produtos químicos, temperatura), cobrindo toda a faixa de variação esperada na situação real.

b) Lavagem

Para a determinação do nível N_{3c} e das taxas de filtração nos filtros remanescentes em operação no final da lavagem de um filtro do SFTD, Machado (1995) considerou que a soma das vazões efluentes não se iguala à vazão afluente quando há armazenamento adicional a montante dos filtros. Seus dados experimentais comprovaram que, sem capacidade adicional de armazenamento de água a montante dos filtros, a vazão total efluente é praticamente igualada à vazão afluente no final da lavagem de um filtro da bateria, para lavagem de 20 minutos. No entanto, quando há armazenamento adicional a montante dos filtros, o intervalo de tempo para que ocorra a igualdade das vazões é bem maior, sendo tanto maior quanto maior for o armazenamento, e geralmente é superior ao tempo que um filtro permanece fora de operação por causa da lavagem.

Assumindo-se que os coeficientes de resistividade nos filtros remanescentes permaneçam inalterados durante a lavagem do filtro mais sujo da bateria, são obtidas as equações apresentadas na Tabela 2.9 para uma bateria de 4 filtros.

O coeficiente α , que relaciona as taxas médias de filtração durante a lavagem de um filtro, com e sem armazenamento adicional a montante do SFTD, foi determinado com base nos dados experimentais de Machado (1995) para a taxa média de filtração de $300 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ com 4 e 6 filtros na bateria e duração da lavagem de 20 min. O método de dimensionamento proposto para quatro filtros pode ser generalizado para qualquer número de filtros N . Segundo o autor, o modelo teórico proposto foi comprovado, obtendo-se resultados satisfatórios na simulação das taxas de filtração e dos níveis de operação para diferentes valores de capacidade de armazenamento de água a montante dos filtros. Com o uso da metodologia para determinação do nível mínimo de operação, o modelo poderá ser calibrado para diferentes características do afluente.

O modelo proposto por Machado (1995) acrescenta valiosas contribuições ao estudo da filtração com taxa declinante variável, uma vez que a capacidade de armazenamento de água a montante dos filtros normalmente ocorre em estações reais de tratamento de água, tanto nas do tipo ciclo completo quanto nas de filtração direta descendente com pré-floculação. Porém, para a determinação de parâmetros de projetos obtidos pelo autor, é necessário montar uma instalação-piloto que trabalhe como um SFTD e possua número mínimo de quatro filtros. Esse tipo de operação pode ser pouco prático e oneroso diante das necessidades de obter dados com mais rapidez e facilidade. Além disso, o modelo não considerou a previsão da duração da carreira de filtração.

Tabela 2.9 Determinação do nível N_{3c} e taxas de filtração nos filtros remanescentes durante a lavagem de um filtro da bateria.

Nível de água	Condição	Equação
N_{2c}	Antes do filtro F_4 ser retirado para lavagem	$K_t (T_{max})^y + (K_{r0} + K_0) T_{max} = H_d$ (Eq. 82)
		$K_t (T_a)^y + (K_{ra} + K_0) T_a = H_d$ (Eq. 83)
		$K_t (T_b)^y + (K_{rb} + K_0) T_b = H_d$ (Eq. 84)
		$K_t (T_{min})^y + (K_{rmax} + K_0) T_{min} = H_d$ (Eq. 85)
		$T_{max} + T_a + T_b + T_{min} = T_{med}$ (Eq. 86)
N_{3c}	Vazão afluente diferente da vazão total efluente	$K_t (T_{max}^*)^y + (K_0 + K_{r0}) T_{max}^* = H_d + dh$ (Eq. 87)
		$K_t (T_a^*)^y + (K_0 + K_{ra}) T_a^* = H_d + dh$ (Eq. 88)
		$K_t (T_b^*)^y + (K_0 + K_{rb}) T_b^* = H_d + dh$ (Eq. 89)
		$T_{max}^* + T_a^* + T_b^* = 4T_M - \frac{dh}{dt} \frac{Aa}{A}$ (Eq. 90)
		$T_{med}^* = 4/3 \cdot T_{med}$ (Eq. 91)
		$T_{med\ arm}^* = \alpha \cdot T_{med}^*$ (Eq. 92)
		$T_{max}^* + T_a^* + T_b^* = 3T_{med\ arm}^*$ (Eq. 93)

T_{max}^* , T_a^* e T_b^* : taxas de filtração que ocorrem nos filtros remanescentes durante a lavagem de um filtro (m/d);

$T_{med\ arm}^*$: taxa média de filtração durante a lavagem com armazenamento adicional a montante dos filtros (m/d);

T_{med}^* : taxa média de filtração durante a lavagem sem armazenamento adicional a montante dos filtros quando a vazão total efluente iguala a vazão afluente (m/d);

T_{med} : taxa média de filtração durante a operação (m/d);

dh: variação do nível de água durante a lavagem ($N_{3c} - N_{2c}$) (m);

dt: duração da lavagem (d);

Aa: área adicional de armazenamento a montante dos filtros (m²);

A: área de um filtro da bateria (m²);

α : coeficiente (determinado experimentalmente).

Bibliografia

- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. Material filtrante: areia, antrócito, pedregulho. Projeto nº 2:09.67-001. 1989.
- AMIRTHARAJAH, A.; CLEASBY, J. L. Optimum backwashing of sand filters. *JEED – ASCE*, USA, v. 104, n. 5, p. 917, oct. 1972.
- AMIRTHARAJAH, A.; WETSTEIN, D. P. Initial degradation of effluent quality during filtration. *JAWWA*, USA, v. 72, n. 9, p. 518, sep. 1980.
- AMIRTHARAJAH, A. The interface between filtration and backwashing. *Water Resources Researches*, USA, v. 19, n. 5, p. 581-588, may. 1985.
- AMIRTHARAJAH, A. Some theoretical and conceptual views of filtration. *JAWWA*, USA, v. 80, n. 12, p. 36-46, dec. 1988.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. *NBR 12216*: Projeto de estação de tratamento de água para abastecimento público, Brasil, 1992.
- ARBOLEDA, J. V. Hydraulic control systems of constant and declining flow rate filtration. *JAWWA*, USA, v. 66, n. 2, p. 87-94, feb. 1974.
- ARBOLEDA, J. V.; GIRALDO, R.; SNEL, H. Hydraulic behavior of declining rate filtration. *JAWWA*, v. 77, n. 12, p. 67-74, dec. 1985.
- AULTMAN, W. W. Valve operation devices and rate-of-flow controllers. *JAWWA*, USA, nov. 1959.
- AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION. Water quality and treatment – handbook of community water supplies. 5. ed. USA: McGraw Hill Inc., 1999.
- BAYLIS, J. R. Variable rate filtration. *Pure Water*. USA, V. XI, n. 5, p. 86-114, may. 1959.
- BAYLIS, J. R. Surges in the flow of water through filters. *Pure Water*, USA, v. XI, n. 6, p. 77-97, jun. 1959.
- BRYANT, E. A variable rate filtration – principles, design and operation. *Water & Sewage Works*, USA, v. 121, n. 112, p. 40-44, dec. 1974.
- CHANG, M.; TRUSSEL, R. R.; GUZMAN, V.; MARTINEZ, J.; DELANEY, C. K. Laboratory studies on the clean bed headloss of filter media. *Journal Water SRT – Aqua*, UK, v. 48, n. 4, p. 137-145, apr. 1999.
- CLEASBY, J. L. Approaches to a filterability index for granular filters. *JAWWA*, USA, v. 61, n. 8, p. 372, aug. 1969.

- CLEASBY, J. L. Filter rate control without rate controllers. *JAWWA*, USA, v. 61, n. 4, p. 181-185, apr. 1969.
- CLEASBY, J. L. New ideas in filter control systems. SYMPOSIUM ON MODERN WATER TREATMENT METHODS – PAHO, Asunción, Paraguay, aug. 1972.
- CLEASBY, J. L.; WOODS, C. F. Intermixing of dual media and multimedia granular filters. *JAWWA*, USA, v. 67, n. 4, p. 197, apr. 1975.
- CLEASBY, J. L.; DI BERNARDO, L. Hydraulic considerations in declining-rate filtration. *JEED – PROC. ASCE*, USA, v. 106, n. EE6, p. 1043-1055, dec. 1980.
- CLEASBY, J. L.; FAN, K. S. Predicting fluidization and expansion of filter media. *JEED-ASCE*, USA, v. 107, n. EE3, p. 455, jun. 1981.
- CLEASBY, J. L. Declining-rate filtration. *Fluid-Particle Separation Journal*. USA, v. 2, n. 1, p. 1-4, mar. 1989.
- COSTA, E. R. H. *Avaliação do funcionamento de uma instalação de filtração direta descendente com taxa declinante variável em escala real*. 260 p. 2001. Tese (Doutorado) – EESC, USP, São Carlos.
- CRANSTON, K. O.; AMIRTHARAJAH, A. Improving the initial effluent quality of a dual-media filter by coagulation in backwash. *JAWWA*, USA, v. 79, n. 12, p. 50, dec. 1987.
- CRUZ VÉLEZ, C. H. *Desempenho da filtração direta ascendente com alta taxa*. 1993. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, USP, São Carlos.
- DE PAULA, D. *Avaliação da filtração direta ascendente em areia grossa como pré-tratamento em sistemas de dupla filtração*. 2002. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- DHARMARAJAH, A. H.; CLEASBY, J. L. Predicting the expansion of filter media. *JAWWA*, USA, v. 78, n. 12, p. 66, dec. 1986.
- DI BERNARDO, L. *Estudos sobre a filtração direta*. 1977. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- DI BERNARDO, L. Teoria da filtração. *Revista DAE*, São Paulo, ano XL, n. 123, p. 49-68.
- DI BERNARDO, L.; CLEASBY, J. L. Declining-rate versus constant-rate filtration. *JEED – PROC. ASCE*, USA, v. 106, n. EE6, p. 1023-1041, dec. 1980.
- DI BERNARDO, L.; FREIRE, M. L. Influência da altura de queda entre as unidades de pré-tratamento e os filtros de uma estação de tratamento de água na duração da carreira de filtração e qualidade do efluente. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 14., *Revista DAE*, Brasil, set. 1984.
- DI BERNARDO, L. Proposição de um modelo matemático para o projeto de sistemas de filtração com taxa declinante. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 13., 1985, Maceió, AL, Brasil.

- DI BERNARDO, L. A rational method to the design of declining-rate filters. WORLD FILTRATION CONGRESS, IV, Ostende, Belgium, 1986.
- DI BERNARDO, L. Hidráulica da filtração com taxa declinante. *Revista DAE*, v. 46, n. 146, p. 259-267, set. 1986.
- DI BERNARDO, L.; SOUZA, P. R. Posicionamento da crista do vertedor de saída em sistemas de filtração com taxa declinante. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 16., Goiânia, GO, Brasil, 1991.
- DI BERNARDO, L.; PREZOTTI, J. C. S. Caminhamento da frente de impurezas em meios granulares de filtros operados com taxa constante. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 16., Goiânia, GO, set. 1991.
- DI BERNARDO, L.; TEIXEIRA, B. A. N. Previsão da duração da carreira de filtração em sistemas de filtração com taxa declinante. CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 23., La Habana, Cuba, nov. 1991.
- DI BERNARDO, L.; MACHADO, R. Comportamento de sistemas de filtração com taxa declinante variável com e sem armazenamento adicional de água a montante dos filtros. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 18., Salvador, BA, Brasil, set. 1995.
- DI BERNARDO, L.; MACHADO, R. Hydraulic behavior of declining-rate filtration system with storage capacity upstream the filters. WORLD FILTRATION CONGRESS, 7., Budapest-Hungary, may 1996.
- DI BERNARDO, L. Converting filtration control from constant-rate to declining-rate in a conventional water treatment plant. International Conference on Advances in Rapid Granular Filtration in Water Treatment, London, UK, apr. 2001.
- DI BERNARDO, L.; KURODA, E. K.; DE PAULA, D. Tratamento de águas com picos de turbidez utilizando a filtração direta ascendente em pedregulho e em areia grossa como pré-tratamento em sistemas de dupla filtração. CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 28., Cancun, México, out. 2002.
- ERGUN, S. Fluid flow through packed columns. *Chemical Engineering Progress*, USA, v. 48, n. 2, p. 89, feb. 1952.
- ESCOBAR, R. J. C. *Influência da capacidade de armazenamento de água a montante dos filtros no funcionamento de sistemas de filtração com taxa declinante*. 1992. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- FAN, K. *Sphericity and fluidization of granular filter media*. 1978. Master of Science Thesis Iowa State University, USA.
- FAIR, M. G.; GEYER, J. C.; OKUN, D. A. *Water and wastewater engineering*. USA: John Wiley and Sons, Inc. v. 2, 1968.

- FREIRE, M. L. *Influência da altura de queda de água entre as unidades de pré-tratamento e os filtros de uma ETA e da taxa de filtração na duração da carreira de filtração e na qualidade do efluente*. 118 p. 1983. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- GABRIEL, J. C. *Hidráulica da filtração com taxa declinante e solução gráfica para determinação de taxas de filtração e níveis de gás operacionais*. 126 p. 1999. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Civil, Universidade Estadual de Campinas.
- GUSMÃO, P. T. R. *Utilização de filtração direta ascendente como pré-tratamento para tratamento de água de abastecimento*. 2001. 335 p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- HILMOE, D. J.; CLEASBY, J. L. Comparing constant-rate and declining-rate of surface water. *JAWWA, USA*, v. 78, n. 12, p. 26-34, dec. 1986.
- HUDSON Jr., H. E. Declining-rate filtration. *JAWWA, USA*, v. 51, n. 11, p. 1455-1463, nov. 1959.
- HUDSON Jr., H. E. *Water clarification processes – practical design and evaluation*. Van Nostrand Environmental Engineering Series, USA, 1981.
- IVES, K. J. New concepts in filtration – Part I: introduction and practical concepts. *Water and Water Engineering*, UK, jul. 1961, p. 307-309.
- IVES, K. J. New concepts in filtration – Part II: theoretical concepts. *Water and Water Engineering*, UK, aug., 1961, p. 341-344.
- IVES, K. J. New concepts in filtration – Part III: surface force concepts and conclusions. *Water and Water Engineering*, UK, sep. 1961, p. 385-388.
- IVES, K. J. Theory of filtration. CONGRESS INTERNATIONAL WATER SUPPLY ASSOCIATION SPECIAL SUBJECT, 7., n. 7, Barcelona, Spain, 1966.
- IVES, K. J. *Capture mechanisms in filtration – the scientific basis of filtration*. The Netherlands Nato Advanced Study Institute. 1975. Series e – Applied Sciences.
- IVES, K. J. *Mathematical models of deep bed filtration – the scientific basis of filtration*. The Netherlands Nato Advanced Study Institute, 1975. Series e – Applied Sciences.
- IVES, K. J. A new concept of filterability. *Prog. Wat. Tech.*, UK, v. 78, n. 5/6, p. 123-137, 1978.
- IWASAKI, T. Some notes on sand filtration. *JAWWA, USA*, v. 29, n. 10, p. 1591-1602, oct. 1927.
- JOHNSON, R. L.; CLEASBY, J. L. Effect of backwashing on filter effluent quality. *JEED-ASCE, USA*, v. 92, p. SA1, feb. 1966.

- KURODA, E. K.; DI BERNARDO, L. Tratamento de água de abastecimento utilizando filtro de pedregulho com escoamento ascendente como pré-tratamento à filtração rápida descendente. CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 28., Cancun, México, out. 2002.
- LEINZ, V.; AMARAL, S. E. *Geologia geral*. 4. Ed. São Paulo: Companhia Editora Nacional, 1969.
- KURODA, E. K. *Avaliação da filtração direta ascendente em pedregulho como pré-tratamento em sistemas de dupla filtração*. 2002. 217 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- MACHADO, R. *Proposição de modelação matemática para sistemas de filtração com taxa declinante variável incluindo armazenamento de água a montante dos filtros*. 1995. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- MACHADO, R.; DI BERNARDO, L. Influência da capacidade de armazenamento de água a montante dos filtros em sistemas de filtração com taxa declinante variável – investigação experimental e modelação. *Revista Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 1, n. 3, p. 96-114, jul./set. 1996.
- MACHADO, R.; DI BERNARDO, L. Modelação matemática para sistemas de filtração com taxa declinante variável incluindo armazenamento de água a montante dos filtros. CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 25., México, nov. 1996.
- MACHADO, R.; DI BERNARDO, L.; TANGERINO, E. P. Critérios de dimensionamento de filtros rápidos por gravidade com taxa declinante variável. CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 28., Cancun, México, Out. 2002.
- MENDES, C. G. N. Solução gráfica alternativa para a determinação de taxas de filtração e níveis de água em sistemas de filtração com taxa declinante. *Engenharia & Arquitetura*, Brasil, v. 1, n. 1, p. 14-18, jan./mar., 1999.
- MENDES, C. G. N.; GABRIEL, J. C. Hidráulica da filtração com taxa declinante: nova solução gráfica iterativa para determinação de níveis e taxas de filtração operacionais. In: CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 27., Porto Alegre, Brasil, out. 2000.
- MINTZ, D. M. Modern theory of filtration. CONGRESS OF INTERNATIONAL WATER SUPPLY ASSOCIATION BÀRCELONSA, 7., Spain, 1966.
- O'MELIA, C. R.; STUMM, W. Theory of water filtration. *JAWWA*, USA, v. 59, n. 11, p. 1393, nov. 1967.
- O'MELIA, C. R.; ALI, W. The role of retained particles in deep bed filtration. *Prog. Water Technology*, UK, v. 10, n. 5/6, p. 167-182, 1981.
- RAJAGOPALAN, R.; TIEN, C. Trajectory analysis of deep bed filtration using the sphere in cell porous media model. *American Institute of Chemical Engineers Journal*, USA, v. 22, p. 523, 1976.

- SOUZA, P. R. *Influência do posicionamento do vertedor de saída nos sistemas de filtração com taxa declinante e taxa constante com nível variável*. 1990. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- SUGUIO, K. *Introdução à sedimentologia*. São Paulo, Edgard Blücher, 1973.
- TEIXEIRA, B. A. N. *Proposição de um método para obtenção de parâmetros de projeto e operação de sistemas de filtração com taxa declinante*. 1991. Tese (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- TIEN, C.; TURIAN, R. M.; PENDSE, H. Simulation of the dynamic behaviour of deep bed filters. *Journal of the American Institute of Chemistry*, USA, v. 25, n. 3, p. 385, may. 1979.
- TRUSSEL, R. R.; CHANG, M. Review of flow through porous media as applied to headloss in water filters. *JEED, Proc. ASCE*, USA, v. 125, n. 11, p. 998-1006, nov. 1999.
- VAID, R. P.; GUPTA, P. S. Minimum fluidization velocities in beds of mixed solids. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Canada, v. 56, p. 292-296, jun. 1978.
- WIECHETECK, G. K. *Influência do método de lavagem por características de carvões antracitoso e betuminoso utilizados em meio filtrante*. 175 p. 1996. Dissertação (Mestrado) – EESC, USP.
- YAO, K.; HABIBIAN, M. T.; O'MELIA, C. R. Water and waste water filtration: concepts and applications. *Environmental Science and Technology*, USA, v. 5, n. 11, p. 1105-1112, 1971.

Capítulo 3

Acondicionamento da Água para a Filtração Direta

Introdução

No Capítulo 1 foi mencionado que diversas companhias de saneamento pretendem transformar algumas Estações de Tratamento de Água (ETAs) que utilizam a filtração direta em ETAs de ciclo completo (ou convencionais), embora haja relatos de casos em que se pretende fazer o caminho inverso. Normalmente, as ETAs de filtração direta possibilitam reduzir os custos operacionais por meio da diminuição do consumo de coagulante, pela redução do volume de lodo gerado no tratamento e pelo aumento da duração das carreiras de filtração. Contudo, é a qualidade da água bruta que vai definir a tecnologia de tratamento adequada. Nos capítulos seguintes são apresentados estudos que demonstram que a filtração direta, incluindo a dupla filtração, tem campo de aplicação mais amplo do que normalmente é relatado na literatura, entretanto, é imprescindível que se faça o pré-tratamento adequado da água antes de encaminhá-la às unidades de filtração, as quais também devem ser projetadas e operadas de modo correto para que se possa garantir a produção de água sanitariamente segura com menor custo, a fim de viabilizar a universalização do fornecimento de água potável à população. Sempre que possível, a escolha da tecnologia de tratamento de água e a determinação dos parâmetros de projeto e de operação das ETAs devem basear-se em investigações em laboratório e em instalações-piloto. Contudo, as investigações também devem ser rotineiras após a inauguração da ETA para que, quando necessário, possam ser feitas alterações nos parâmetros operacionais em decorrência da alteração da qualidade da água bruta ao longo do tempo. Em geral, as ETAs de ciclo completo podem ser convertidas sem dificuldades para tratamento por filtração direta nos períodos em que a água bruta do manancial apresentar qualidade compatível com essa tecnologia, o que possibilita redução do consumo de produtos químicos e menor geração de lodo. Entretanto, tal procedimento não é indicado para ETAs com decantador de manto de lodo, pois, se houver deterioração repentina na qualidade da água bruta, essas unidades de decantação, ao serem recolocadas em operação, levam tempo relativamente longo para apresentar desempenho satisfatório, o que compromete a qualidade da água produzida na ETA durante esse intervalo.

No Brasil, têm-se exemplos extremos que demonstram a importância de conhecer os limites de aplicação das diferentes tecnologias de tratamento de água; há o caso de uma ETA de ciclo completo que foi projetada para tratar 3.500 L/s e que estudos posteriores indicaram que o tratamento poderia ser efetuado por filtração direta descendente durante todo o ano, o que possibilitou economia mensal da ordem de R\$ 100.000,00, pela redução do consumo de produtos químicos, além de viabilizar o aumento da vazão tratada para 5.000 L/s. Por outro lado, uma estação de filtração direta foi construída e não chegou a funcionar em decorrência de a água bruta não ser compatível com essa tecnologia de tratamento; nesse último caso, a água produzida na ETA não era suficiente sequer para a lavagem das unidades de filtração.

Quando se comparam os trabalhos publicados por diferentes autores, observa-se que não há consenso quanto aos valores dos parâmetros que limitam a possibilidade de emprego da filtração direta no tratamento de água. Segundo Wiesner *et al.* (1987), essa tecnologia é particularmente indicada nos casos em que a concentração de partículas na água bruta é inferior a 10 ou 20 mg/L. Cleasby (1990) menciona o relatório de um comitê americano em que é citado que a água ideal para ser tratada por filtração direta deve apresentar cor < 40 uH, turbidez < 5 uT, concentração de algas < 2.000 UPA/ml, concentração de ferro < 0,3 mg/L e concentração de manganês < 0,05 mg/L. O autor também cita um estudo no qual esse limite de turbidez é considerado muito baixo, sendo sugerido valor de até 12 uT quando for utilizado somente sulfato de alumínio como coagulante ou 16 uT quando for empregado polímero catiônico. Nos períodos de maior concentração de algas, é sugerido o limite de 7 uT, no caso de ser usado somente sulfato de alumínio e 11 uT quando for empregado polímero catiônico. Por outro lado, Edzwald *et al.* (1987) apresentam como fator limitante para a adoção da tecnologia de filtração direta a concentração de carbono orgânico total (COT) na água bruta, que, segundo eles, deve ser menor ou igual a 5 mg/L. De acordo com esses autores, em geral, a filtração direta tem sido aconselhada para águas com baixa turbidez (20 a 30 uT), baixa cor (inferior a 40 uH) e baixa concentração de algas. Amirtharajah (1988) menciona que comumente a filtração direta é o sistema mais econômico de tratamento de águas com baixa turbidez (< 50 uT), como aquelas de lagos que necessitam de pequenas dosagens de coagulante (< 15 mg/L). Segundo Di Bernardo (1993), muitos pesquisadores têm limitado a turbidez e o teor de sólidos suspensos na água bruta a ser tratada por filtração direta a 25 uT e a 50 mg/L, respectivamente, embora picos de turbidez de até 100 uT possam ocorrer por períodos de tempo inferiores a 12 h. Wagner & Hudson Jr. (1982) citam o tratamento de água bruta com turbidez superior a 40 uT em ETAs localizadas no Brasil e na Jordânia. Treweek (1979) menciona ETAs de filtração direta capazes de produzir efluente filtrado com turbidez inferior a 1 uT mesmo quando a água bruta apresenta turbidez de 60 uT.

Ressalta-se que a temperatura pode influir de modo decisivo no desempenho da filtração direta. À medida que diminui a temperatura, reduz-se a velocidade das reações

químicas durante a coagulação e aumenta-se a possibilidade de ocorrência de transpasse durante a filtração. A realização de ensaios sob diferentes condições de temperatura, e a falta de padronização quanto ao tipo de coagulante, condições de mistura rápida e de floculação, emprego de meios filtrantes com características distintas e variações na taxa de filtração durante os ensaios podem explicar a grande variabilidade nos valores dos limites máximos recomendados por diferentes autores para o emprego da filtração direta. De qualquer modo, como a temperatura da água pode exercer papel importante no desempenho dessa tecnologia, não é recomendado que os limites estabelecidos em países com condições climáticas diferentes das do Brasil sejam adotados sem questionamentos.

A finalidade de qualquer ETA é tornar potável a água bruta, o que significa produzir água que atenda ao padrão de potabilidade. Basicamente, o tratamento visa remover da água os organismos patogênicos e as substâncias químicas orgânicas ou inorgânicas que podem ser prejudiciais à saúde humana. Mas além da preocupação sanitária, exige-se que a água seja esteticamente agradável, sendo necessário reduzir sua cor, turbidez, odor e sabor para que atenda aos requisitos mínimos exigidos pela Portaria 1469/2000 do Ministério da Saúde (Brasil, 2000). Adicionalmente, a água tratada deve ser quimicamente estável, para que não provoque incrustação ou corrosão excessiva na tubulação de distribuição.

Para atender a essas condições, é necessário que a água bruta passe por processos e operações unitárias de tratamento, ressaltando-se, contudo, que estes são variáveis em função da qualidade da água bruta e que a inclusão de unidades dispensáveis aumenta, sem necessidade, os custos de projeto e de operação, enquanto a falta de unidades necessárias ao tratamento implica a produção de água que não atende ao padrão de potabilidade. Como as unidades que compõem as ETAs são dispostas seqüencialmente, o desempenho de uma unidade a montante afeta o funcionamento de todas as que estão a jusante, de modo que no projeto e na operação das ETAs é preciso dar atenção à otimização de todo o sistema, não apenas das unidades consideradas isoladamente.

Neste capítulo são considerados os fundamentos dos principais processos e operações unitárias que antecedem os filtros quando o tratamento é feito por filtração direta: micropeneiramento, oxidação, adsorção, coagulação e floculação. Também são mencionadas técnicas de remoção de contaminantes específicos, que podem necessitar de tratamento complementar para garantir a potabilidade da água.

É conveniente ressaltar que o projeto das ETAs não se restringe ao dimensionamento das unidades de tratamento. É imprescindível a existência de laboratório bem equipado e de áreas convenientemente projetadas para armazenamento e preparo de produtos químicos, que sejam garantidas condições adequadas de trabalho para os funcionários e que estes sejam treinados para exercer suas funções, prevendo-se

cursos periódicos de capacitação e atualização profissional. Muitos problemas observados nas ETAs brasileiras, que levam à produção de água que não atende ao padrão de potabilidade e ao aumento dos custos operacionais, estão relacionados ao baixo nível de qualificação de parte dos operadores.

Micropeneiramento

A ABNT (1992) estabelece que as grades, destinadas a reter materiais grosseiros existentes nas águas superficiais, podem ser utilizadas nas ETAs quando circunstâncias especiais não permitem sua localização na captação. Diferentemente das grades, as unidades de micropeneiramento destinam-se à retenção de sólidos finos não-coloidais em suspensão e geralmente contam com sistema de limpeza por água em contracorrente. De acordo com a ABNT (1992), os parâmetros de dimensionamento das micropeneiras devem ser estabelecidos por meio de ensaios.

Como a presença excessiva de algas pode inviabilizar o tratamento da água por meio da filtração direta em decorrência da redução da duração das carreiras de filtração, as micropeneiras podem ser utilizadas para diminuir previamente a concentração desses organismos antes da água chegar às unidades de filtração. Deve-se levar em conta que ocorre variação sazonal das espécies de algas predominantes na água bruta, de modo que a eficiência do micropeneiramento varia ao longo do ano em função da forma e do tamanho das espécies de algas predominantes; ocorre aumento da eficiência quando predominam organismos de maior dimensão. Deve-se ter cuidado especial em ETAs onde é feita a recirculação da água, pois pode-se favorecer o incremento da concentração das algas que são mais difíceis de serem removidas no micropeneiramento.

Tipos de unidades

Basicamente, as micropeneiras constituem-se de malhas com diferentes aberturas de filtração. Em geral, a carga hidráulica disponível para a passagem da água é pequena, assim, as aberturas devem ser grandes o bastante para garantir taxa de filtração compatível com o que se deseja na prática. Os sistemas que utilizam bombeamento para permitir a passagem da água através das micropeneiras são mais caros, mas possibilitam remover partículas de menor dimensão, uma vez que as aberturas de filtração podem ser menores graças à carga hidráulica disponível ser mais elevada em decorrência do sistema de bombeamento. Na Figura 3.1 tem-se a representação esquemática da malha de micropeneiras e de alguns formatos de materiais em suspensão presentes na água bruta. Os materiais semelhantes a (A), com formato aproximadamente esférico e dimensão ligeiramente superior à da abertura de filtração da micropeneira ficarão retidos nas malhas. Por outro lado, o material (C) será retido ou não em função de sua orientação em relação às malhas.

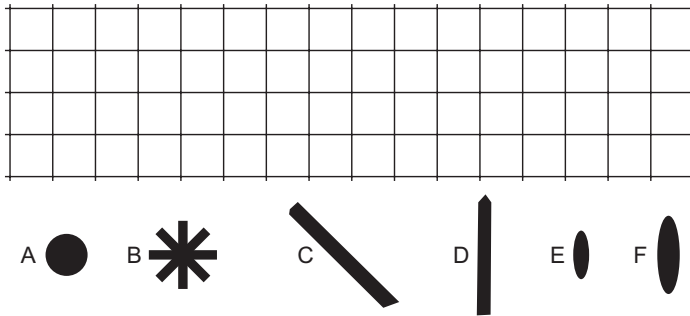


Figura 3.1 Representação esquemática de materiais em suspensão possíveis de serem removidos na micropeneira em função da forma, tamanho e posição relativa.

Na Figura 3.2 é mostrado esquematicamente o funcionamento de uma micropeneira rotativa que gira parcialmente submersa numa suspensão de sólidos. As extremidades do tambor possuem orifícios no centro, pelos quais entra o afluente. A pequena diferença de nível de água é a responsável pela carga hidráulica de filtração, de modo que as malhas precisam ter aberturas relativamente grandes para garantir o escoamento da água. Quando o tambor se move, um jato de água limpa a micropeneira, removendo as partículas retidas. Na Figura 3.3 são mostradas micropeneiras com aberturas de 25 e 50 μm que funcionam acopladas a um sistema de recalque para garantir maior carga hidráulica a fim de permitir a passagem da água pelas malhas das micropeneiras.

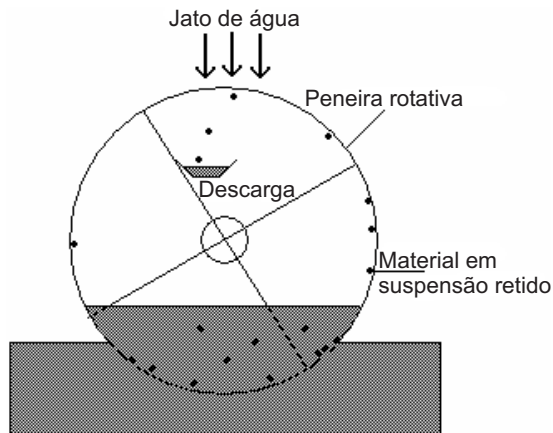


Figura 3.2 Representação esquemática de uma micropeneira rotativa.

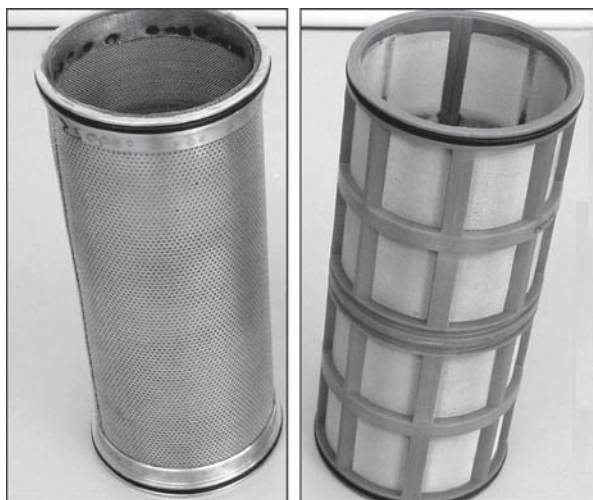


Figura 3.3 Micropeneiras com aberturas de 25 μm (esquerda) e 50 μm (direita).

Aplicações

Segundo a ABNT (1992), as micropeneiras podem ser adotadas nos seguintes casos:

- a) quando a água apresenta algas ou outros microrganismos do tipo e em quantidade tal que sua remoção seja imprescindível ao tratamento posterior;
- b) quando permite a potabilização da água sem necessidade de outro tratamento, exceto desinfecção;
- c) quando permite redução dos custos de implantação ou operação de unidades de tratamento subsequentes.

Nas Tabelas 3.2 e 3.3 têm-se os resultados da duração média das carreiras de filtração de experimentos realizados com e sem o micropeneiramento antecedendo a filtração direta. As condições dos ensaios estão mostradas na Tabela 3.1. Observa-se que o uso das micropeneiras aumentou a duração da carreira de filtração, obtendo-se melhor resultado com a micropeneira de menor abertura, a qual tem maior capacidade de retenção de partículas, atenuando a sobrecarga de sólidos nas unidades de filtração descendentes constituídas de areia e antracito. A viabilidade do emprego das micropeneiras deve ser avaliada levando-se em conta os custos de implantação e de operação do sistema. Assim, a realização de investigação experimental é imprescindível tanto para estabelecer os parâmetros de dimensionamento das micropeneiras quanto para obter dados que permitam comparar as vantagens decorrentes do uso desse sistema.

Tabela 3.1 Condições operacionais de experimentos com micropeneiras (Sens & Dalsasso, 2003).

Condição	Ensaio 1	Ensaio 2
Taxa de filtração ($m^3 m^{-2} d^{-1}$)	200	200
Antracito	L = 0,9 m; TE = 1,08 mm; CD = 1,58	L = 1,43 m; TE = 3,0 mm; CD = 1,1
Areia	L = 0,3 m; TE = 0,5 mm; CD = 1,5	Sem areia
Camada suporte	L = 0,35 m; grãos = 1,6 a 19 mm	L = 0,35 m; grãos = 1,6 a 19 mm
Carga hidráulica disponível (m)	2,0	2,0 (não atingida)

Observação: Filtração descendente com taxa constante e nível variável; tempo de mistura rápida (T_{MR}) = 30 s gradiente de velocidade médio de mistura rápida: (G_{MR}) = $1.200 s^{-1}$. **Ensaio 1:** dosagem de sulfato de alumínio 15 a 16,5 mg/L; pH de coagulação: 5,0 a 6,0. Água bruta: turbidez: 4,8 a 7,9 uT; pH: 6,88 a 7,27; cor verdadeira 9 a 19 uH; alcalinidade total: 5,1 a 11,6 mg $CaCO_3/L$. **Ensaio 2:** dosagem de sulfato de alumínio: 30 mg/L; pH de coagulação: 5,1 a 5,8. Água bruta: turbidez: 4,8 a 9,9; pH: 6,56 a 7,10; cor verdadeira: 7 a 11 uH; alcalinidade total: 5,1 a 11,6 mg $CaCO_3/L$.

Tabela 3.2 Duração das carreiras em função do tratamento aplicado – ensaio 1 (Sens & Dalsasso, 2003).

Sem peneiramento		Com peneiramento	
Carreira	Duração (h)	Carreira	Duração (h)
1	5,3	1	8
2	6,0	2	7,3
3	5,8	3	7,9
Média	5,7	Média	7,73

Tabela 3.3 Duração das carreiras em função do tratamento aplicado – ensaio 2 (Sens & Dalsasso, 2003).

Duração das carreiras (h)		
Sem peneiramento	Com peneira 50 μm	Com peneira 25 μm
10	11	13

Notas: 1. A duração indicada refere-se ao período de tempo, a partir do início da carreira, em que a água produzida pelo filtro apresentou turbidez ≤ 1 uT. 2. Em função da granulometria do carvão utilizado (3,0 mm), iniciou-se o transpasse de flocos quando a perda de carga total atingiu cerca de 80 cm, assim, a carreira foi encerrada em função da qualidade da água produzida e não em função da perda de carga. As durações das carreiras indicadas estenderam-se por aproximadamente 3 horas, porém com a qualidade da água filtrada decaindo rapidamente, atingindo cerca de 2,4 uT.

Na Tabela 3.4 são mostrados os valores de turbidez e a contagem de fitoplâncton da água bruta e do efluente de micropeneiras. Observa-se que as micropeneiras em geral permitiram reduzir a turbidez e o número de fitoplâncton da água encaminhada às unidades de filtração, uma vez que os testes foram realizados visando ao pré-tratamento da água que seria enviada a uma instalação-piloto de filtração direta, possibilitando assim carreiras de filtração de maior duração.

Tabela 3.4 Características do afluente e do efluente de micropeneiras com aberturas de 25 e 50 μm (Sens & Dalsasso, 2003).

Tipo de água	Fitoplâncton total (ind/ml)	Turbidez (uT)	Aberturas (μm)
Afluente	115.980	6,0	–
Efluente	99.500	–	# 50 μm
Efluente	77.905	5,4	# 25 μm
Afluente	97.000	6,7	–
Efluente	70.250	4,8	# 25 μm
Afluente	139.620	5,6	–
Efluente	102.030	4,9	# 50 μm
Afluente	156.820	4,8	–
Efluente	125.800	3,6	# 50 μm
Efluente	111.000	3,7	# 25 μm
Afluente	151.250	–	–
Efluente	118.530	–	# 50 μm
Efluente	100.050	–	# 25 μm

Na Tabela 3.5 são apresentados os resultados de diversos experimentos em que fez-se a contagem de fitoplâncton na água bruta, na água pré-filtrada (efluente da micropeneira) e no efluente das unidades de filtração direta descendente. A comparação dos dados mostra que a capacidade de retenção da micropeneira está relacionada à espécie/gênero de alga, reforçando o que foi mencionado na seção anterior, ou seja, que o tamanho e a forma das partículas suspensas na água influem no desempenho das micropeneiras, de modo que a eficiência desse sistema na remoção de algas pode mudar ao longo do ano em função da variação sazonal das espécies predominantes na água bruta. Observa-se na Tabela 3.5 que, em alguns casos, determinada espécie/gênero de fitoplâncton não foi encontrada na água bruta, mas sim no efluente da micropeneira ou da unidade de filtração direta descendente, ou encontrou-se em maior quantidade nos efluentes que na água bruta, o que pode ser atribuído à

dificuldade de contagem de fitoplâncton na água bruta em razão do excesso de material em suspensão e também em decorrência do desmembramento de agrupamentos de células ao passarem pelas micropeneiras e pelos filtros, aumentando o número de indivíduos presente nos efluentes.

Tabela 3.5 Contagem de fitoplâncton (ind/ml) na água bruta, no efluente da micropeneira (EM) e no efluente das unidades de filtração direta descendente (FDD) (Sens & Dalsasso, 2003).

Ensaio	Espécies/gêneros	Água bruta	EM	FDD
1	<i>Aulacoseira ambigua</i>	2.000	1.250	–
	<i>Cyl. raciborskii</i>	62.000	56.650	36.500
	<i>Chlorella homo</i> sp. <i>haera</i>	2.250	1.250	–
	<i>Monoraphydium irregulare</i>	1.000	–	–
	<i>Planktolyngbya</i> sp.	1.250	1.000	1.000
	<i>Pseudoanabaena</i> sp.	79.500	56.380	28.250
	Fitoflagelado	3.250	2.000	1.250
2	<i>Cyl. raciborskii</i>	52.000	50.860	23.250
	<i>Chlorella homosphaera</i>	3.250	–	–
	<i>Planktolyngbya</i> sp.	2.250	–	–
	<i>Pseudoanabaena</i> sp.	86.250	68.000	29.250
	<i>Scenedesmus oahuensis</i>	1.000	–	–
	Fitoflagelado	5.250	1.250	–
3	<i>Aulacoseira ambigua</i>	1250	–	–
	<i>Cyl. raciborskii</i>	38.000	24.250	12.350
	<i>Chlorella homosphaera</i>	1250	1.000	–
	<i>Monoraphydium irregulare</i>	1.000	–	–
	<i>Planktolyngbya</i> sp.	1.250	–	–
	<i>Pseudoanabaena</i> sp.	54.250	45.000	19.250
4	<i>Aulacoseira ambigua</i>	2.250	1.000	–
	<i>Cyl. raciborskii</i>	56.000	40.280	23.260
	<i>Chlorella homosphaera</i>	3.250	3.000	3.250
	<i>Pseudoanabaena</i> sp.	78.120	55.500	18.650
	Fitoflagelado	–	2.250	–
	<i>Aulacoseira ambigua</i>	1.250	1.000	–
5	<i>Cyl. raciborskii</i>	63.560	44.500	24.520
	<i>Chlorella homosphaera</i>	1.250	–	1.000

Tabela 3.5 Contagem de fitoplâncton (ind/ml) na água bruta, no efluente da micropeneira (EM) e no efluente das unidades de filtração direta descendente (FDD). (Continuação.)

Ensaio	Espécies/gêneros	Água bruta	EM	F.D.D.
5	<i>Monoraphidium irregulare</i>	1.000	–	–
	<i>Planktolyngbya</i> sp.	1.250	–	–
	<i>Pseudoanabaena</i> sp.	86.260	63.250	29.500
6	<i>Fitoflagelado</i>	2.250	1.250	–
	<i>Peridinium</i>	–	1.000	–
	<i>Aulacoseira ambigua</i>	1.000	–	–
	<i>Cyl. raciborskii</i>	66.500	46.000	32.500
	<i>Chlorella homosphaera</i>	1.250	2.500	2.000
	<i>Pseudoanabaena</i> sp.	98.250	76.300	28.350
	<i>Fitoflagelado</i>	3.000	1.000	1.000

O Capítulo 5 apresenta outros comentários relacionados ao emprego de micropeneiras no tratamento de água por filtração direta.

Oxidação e Adsorção

Na Portaria 1469/2000 do Ministério da Saúde (Brasil, 2000) são estabelecidos os valores máximos permitidos para diversos contaminantes orgânicos e inorgânicos que podem estar presentes na água potável, porém é impossível especificar todos os contaminantes e as respectivas concentrações máximas para que não afetem a saúde humana. Nas ETAs deve-se buscar alternativas técnicas que possibilitem, no mínimo, a produção de água que atenda ao especificado na Portaria 1469/2000 (Brasil, 2000), para isso, diversos tipos de produtos químicos podem ser utilizados no tratamento da água: oxidantes (como ozônio, cloro, dióxido de cloro, peróxido de hidrogênio, dentre outros), alcalinizantes (geralmente cal ou hidróxido de sódio), coagulantes (em geral sais de ferro e de alumínio, além de polímeros), desinfetantes (cloro e seus compostos, ozônio, radiação ultravioleta, dentre outros), produtos para correção da dureza (cal, carbonato de sódio e resinas de troca iônica), produtos para controle da corrosão (cal, carbonato de sódio, metafosfato, silicato e outros) e carvão ativado para adsorção de contaminantes. Todos os produtos químicos devem ser manuseados com cuidado, seguindo-se rigorosamente as instruções de segurança dos fabricantes. A redução da concentração de determinados contaminantes orgânicos e inorgânicos pode exigir tratamentos complementares ao que normalmente é empregado nas ETAs, destacando-se dentre eles a oxidação e a adsorção.

A oxidação química e a aeração podem ser utilizadas para reduzir a concentração de contaminantes orgânicos e inorgânicos de tratamento que normalmente não são removidos

de modo satisfatório nas unidades de tratamento que usualmente compõem as ETAs de filtração direta e também para viabilizar o emprego dessa tecnologia de tratamento de água, em substituição ao tratamento de ciclo completo. Contudo, especialmente no caso do emprego de oxidantes químicos, podem ser gerados subprodutos indesejados que necessitam ser monitorados e removidos se forem encontrados em concentração superior ao valor máximo permitido na Portaria 1469/2000 (Brasil, 2000).

Oxidação por aeração e oxidação química

A oxidação por aeração destina-se a introduzir ar na água, por meio de aeradores, a fim de remover compostos voláteis e oxidáveis e gases indesejáveis. De acordo com a ABNT (1992), a aplicabilidade dos diferentes tipos de aeradores e suas taxas de aplicação devem ser determinadas preferencialmente por meio de ensaios. Os dispositivos de aeração admitidos são:

- a) plano inclinado, formado por superfície plana com declividade de 1:2 a 1:3, dotado de protuberâncias destinadas a aumentar o contato da água com a atmosfera;
- b) bandejas perfuradas sobrepostas, com ou sem leito percolador, formando um conjunto com no mínimo quatro unidades;
- c) cascatas, constituídas de pelo menos quatro plataformas superpostas, com dimensões crescentes de cima para baixo;
- d) escadas, por onde a água deve descer sem aderir às superfícies verticais;
- e) ar comprimido difundido na água contida em tanques;
- f) tanques com aeradores mecânicos;
- g) torre de aeração forçada, com anéis *Rashing* ou similares;
- h) outros de comprovada eficiência.

Não sendo possível determinar as taxas de aplicação por meio de ensaios, a ABNT (1992) estabelece que os aeradores podem ser dimensionados pelos parâmetros apresentados a seguir, mas recomenda-se que a implantação seja em etapas, de modo que a primeira sirva para definir as taxas reais de aplicação:

- *aeradores dos tipos a, b, c e d*: admitem no máximo 100 m³ de água por metro quadrado de área em projeção horizontal/dia;
- *aerador por ar difuso*: os tanques devem apresentar período de detenção de pelo menos 5 min., profundidade entre 2,5 e 4,0 m e relação comprimento/largura maior que 2. O aerador deve garantir a introdução de 1,5 L de ar por litro de água a ser aerado, próximo ao fundo do tanque e ao longo de uma das paredes laterais;
- *aerador mecânico*: o tanque deve apresentar período de detenção de pelo menos 5 min., profundidade máxima de 3,0 m e relação comprimento/largura inferior

a 2. O aerador mecânico deve garantir a introdução de pelo menos 1,5 L de ar por litro de água a ser aerado.

As tomadas de ar para aeração em tanques com ar difuso não podem ser feitas em locais que apresentem impurezas atmosféricas prejudiciais ao processo de tratamento e devem ser protegidas com filtro ou tela. O sistema mecânico para produção de ar comprimido deve evitar a introdução de óleo na água.

No caso da remoção de contaminantes por oxidação, em que a aeração não é eficiente, pode-se estudar o emprego de oxidantes químicos, como cloro, ozônio, dióxido de cloro, permanganato de potássio e peróxido de hidrogênio.

As técnicas mais usadas para a remoção de metais solúveis na água são a oxidação e a elevação do pH, com vistas à formação dos precipitados dos metais, que são mais facilmente removidos nos decantadores ou filtros das ETAs. No caso da filtração direta, quando a formação do precipitado e sua posterior remoção nos filtros não for eficiente, torna-se necessário o emprego de métodos mais onerosos, como a filtração em membrana e troca iônica. Algumas substâncias orgânicas e inorgânicas podem ser eficientemente removidas por meio da aeração, processo relativamente simples e barato, enquanto outras necessitam do emprego de oxidantes químicos. Em determinadas ETAs, a oxidação química tem-se tornado indispensável para viabilizar o tratamento por meio da filtração direta em substituição ao tratamento de ciclo completo.

Na Tabela 3.6 são mencionadas técnicas consideradas eficientes para a remoção de alguns contaminantes e valores típicos de eficiência de remoção em função da técnica.

Na Tabela 3.7 são mostradas as concentrações de alguns metais presentes numa água subterrânea em função do aumento do pH. O pH adequado deve ser estabelecido experimentalmente, pois, como observa-se na Tabela 3.7, a elevação contínua no pH não implica necessariamente melhores resultados e certamente conduz a aumento do custo operacional tanto por exigir quantidade maior de produto químico quanto por aumentar o volume de lodo gerado. Segundo Di Bernardo (1993), no Brasil, em razão do tipo de solo em contato com a água superficial ou subterrânea, muitas regiões apresentam problemas relacionados ao excesso de ferro ou de manganês solúvel na água. Os métodos usualmente empregados nas ETAs para a remoção desses metais são:

- a) *Formação de precipitado*: aeração seguida de sedimentação (ou flotação) e/ou filtração; oxidação química (em geral com cloro, dióxido de cloro, ozônio ou permanganato de potássio) seguida da sedimentação (ou flotação) e/ou filtração; elevação do pH da água.
- b) *Troca iônica*: recomendada somente quando a concentração de ferro e manganês é muito baixa;
- c) *Estabilização com fosfatos*.

Tabela 3.6 Eficiência de alguns métodos de remoção de contaminantes inorgânicos (Di Bernardo, 1993).

Contaminante	Coagulação/floculação/ sedimentação/filtração		Abrandamento		Ad. al.	CAG	Troca iônica	Eletro- diálise	Osmose reversa	Ae.
	Sulfato férrico	Sulfato de alumínio	Cal	Exc.cal						
Arsênico	90 a 99 (pH 6 a 8)	90 (pH 6 a 7)	60 a 90	95	99	-	55 a 95	80	90 a 97	-
Bário	-	-	88 a 95 (pH 10 a 11)	90	-	-	95	80	90 a 97	-
Cádmio (formas solúveis)	-	-	-	-	-	-	95 a 99	80	90 a 98	-
Cádmio (formas insol.)	90 (pH > 8)	-	98	98	-	-	-	-	90 a 97	-
Chumbo (formas solúveis)	-	-	-	-	-	-	95	80	90 a 99	-
Chumbo (formas insol.)	95 a 97 (pH 6 a 9)	80 a 97 (pH 6 a 9)	98	98	-	-	-	-	-	-
Cobre	-	-	-	-	-	-	95	80	90 a 97	-
Cor	95 (pH 4 a 6)	95 (pH 4 a 6)	-	-	-	100	100	-	99	-
Cromo (formas solúveis)	-	-	-	-	-	-	95	80	-	-
Cromo ³⁺ (formas solúveis)	98 (pH 6 a 9)	90 a 98 (pH 7 a 9)	70 a 98	98	-	-	-	-	-	-
Cromo ⁶⁺ (formas insol.)	98 a 99 (pH 7 a 9)	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Emissores (Beta e fóton)	-	-	-	87 a 96	-	-	75 a 96	-	90 a 99	-
Ferro	-	90 a 97 (pH 9,4)	-	-	-	-	95	80	90 a 99	90
Flúor	-	90	-	30 a 70	95	-	95	80	90 a 97	-
Manganês	-	90 a 99 (pH 9,4)	-	-	-	-	95	80	90 a 99	90
Mercúrio (formas inorg.)	66 a 97 (pH 7 a 8)	-	60 a 80 (pH 10 a 11)	-	-	80	95 a 98	80	90 a 97	-
Mercúrio (formas org.)	85	-	-	-	-	> 80	95 a 98	80	90 a 97	-
Nitratos	-	-	-	-	-	-	97 a 99	80	90 a 97	-
Prata	70 a 90 (pH 7 a 9)	70 a 90 (pH 6 a 8)	70 a 90	70 a 90	-	BOA	95	80	90 a 97	-
Rádio	-	-	80 a 90 (pH >10)	-	-	-	95 a 98	-	95	-
Selênio ⁴⁺	85 a 90 (pH 6 a 7)	-	-	-	-	-	95 a 97	80	90 a 97	-
Selênio ⁶⁺	-	-	-	-	-	-	95 a 97	80	90 a 97	-
Sulfatos	-	-	-	-	-	-	97	80	99	-
Sólidos dissolvidos totais	-	-	-	-	-	-	> 99	50 a 90	80 a 99	-
Zinco	-	-	-	-	-	-	95	80	90 a 95	-

Exc. cal: excesso de cal; Ad. al.: adsorção em alumina; CAG: carvão ativado granular; Ae.: aeração.

Tabela 3.7 Remoção de metais de água subterrânea em função da elevação do pH (Di Bernardo, 1993).

Metal	Água subterrânea	Água subterrânea após tratamento*		
		pH = 9,1	pH = 9,9	pH = 11,3
Arsênio (mg/L)	0,12	0,03	0,03	0,03
Bário (mg/L)	0,24	0,17	0,15	0,19
Cádmio (mg/L)	0,003	< 0,001	< 0,001	< 0,001
Cromo total (mg/L)	0,09	0,006	0,006	0,006
Chumbo (mg/L)	0,03	0,006	0,006	0,006
Mercúrio (mg/L)	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001
Selênio (mg/L)	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001
Prata (mg/L)	0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001
Ferro (mg/L)	3,52	0,07	0,07	1,05
Manganês (mg/L)	0,9	Não detectado	Não detectado	Não detectado
Zinco (mg/L)	0,69	0,36	0,09	0,61

*O tratamento inclui adição de cal para elevação do pH, mistura rápida por 1 min., floculação por 30 min. e sedimentação por 120 min.

No caso do uso de oxidantes, a formação do precipitado de ferro ocorre quando se tem valores de pH maiores que 6,5, mas, no caso do manganês, geralmente é necessário valor de pH maior que 8 para que haja a formação do precipitado. O tipo de oxidante químico, sua dosagem e o tempo de contato devem ser estabelecidos em laboratório em função da qualidade da água bruta, tomando-se cuidado especial com os subprodutos gerados na oxidação, que podem ser prejudiciais à saúde humana e por isso necessitam ser reduzidos a concentrações aceitáveis pelo padrão de potabilidade vigente.

Dependendo da concentração de ferro e de manganês e do pH da água, a aeração pode ser eficiente para reduzir a concentração da forma solúvel desses metais, principalmente do ferro, conforme mostrado na Figura 3.4, sendo observado que o pH exerce influência significativa na eficiência do processo. Diversos tipos de aeradores, como cascata, bandejas, bocais aspersores, ar difuso e agitadores mecânicos, podem ser utilizados para promover a oxidação do ferro, manganês, H_2S , substâncias orgânicas voláteis e outras causadoras de sabor e odor. Entretanto, dependendo da forma como o ferro e o manganês se encontram, a aeração pode não ser suficiente.

Na Tabela 3.8 é apresentada a relação estequiométrica quanto à oxidação de Fe^{2+} e Mn^{2+} em função do uso de oxigênio, permanganato de potássio e cloro como

oxidantes. Cabe salientar que a demanda apresentada na Tabela 3.8 pressupõe que não há outros contaminantes que reajam com os oxidantes, o que raramente ocorre na prática, principalmente quando se trata de água superficial. Contudo, pode haver boa correlação entre os valores teóricos e os reais quando se trata de água subterrânea. Assim, por exemplo, para água subterrânea com 2 mg/L de ferro estima-se que para promover a oxidação com cloro seja necessária uma dosagem de $0,64 \times 2 = 1,28$ mg Cl_2/L e que a alcalinidade consumida será de $2,7 \times 2 = 5,4$ mg CaCO_3/L .

Tabela 3.8 Relação estequiométrica na oxidação do ferro e do manganês (Benefield & Morgan, 1990).

Tipo de reação	mg/L de Fe ou Mn removido por mg/L de oxidante	
	Ferro	Manganês
Oxidação de Fe^{2+} e Mn^{2+} com oxigênio		
oxigênio requerido (mg O_2/L)	0,14	0,29
alcalinidade consumida (mg CaCO_3/L)	1,80	1,80
Oxidação de Fe^{2+} e Mn^{2+} com permanganato de potássio		
permanganato de potássio requerido (mg KMnO_4/L)	0,94	1,92
alcalinidade consumida (mg CaCO_3/L)	1,49	1,21
Oxidação de Fe^{2+} e Mn^{2+} com cloro		
cloro requerido (mg Cl_2/L)	0,64	1,29
alcalinidade consumida (mg CaCO_3/L)	2,70	3,64

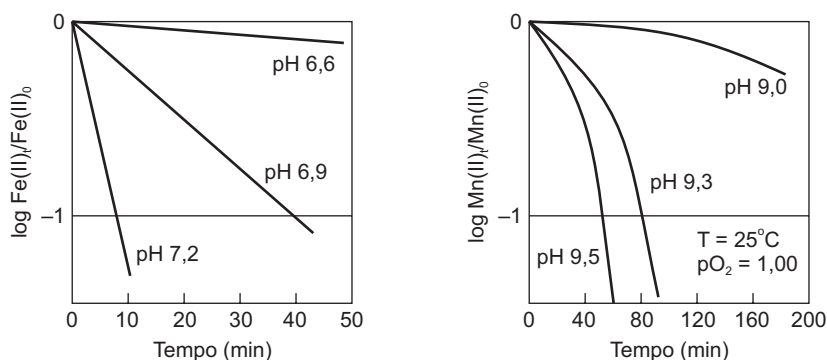


Figura 3.4 Variação da concentração de ferro e manganês solúvel em função do pH e do tempo de aeração (Di Bernardo, 1993).

Além dos contaminantes inorgânicos, a oxidação da água bruta também tem por finalidade facilitar a remoção de contaminantes orgânicos, como as substâncias húmicas causadoras de cor e as algas. Na Figura 3.5 são mostrados os valores de turbidez de água tratada por filtração direta descendente sem floculação, a única diferença operacional entre as duas linhas de tratamento (A2 e B2) é que esta última não recebeu cloro antes da unidade de mistura rápida. Observa-se neste caso que a cloração exerceu forte influência sobre a qualidade da água filtrada, indicando a viabilidade do tratamento por meio da filtração direta desde que se faça a pré-cloração. Contudo, como a água bruta em questão apresenta concentração relativamente elevada de algas potencialmente tóxicas, é necessário monitoramento rigoroso dos subprodutos da cloração e recomenda-se o estudo de oxidantes alternativos, como ozônio, dióxido de cloro e permanganato de potássio, visando atenuar os riscos sanitários decorrentes dos subprodutos da cloração. No Capítulo 5 são mostrados outros exemplos da influência da pré-oxidação no tratamento de água por filtração direta.

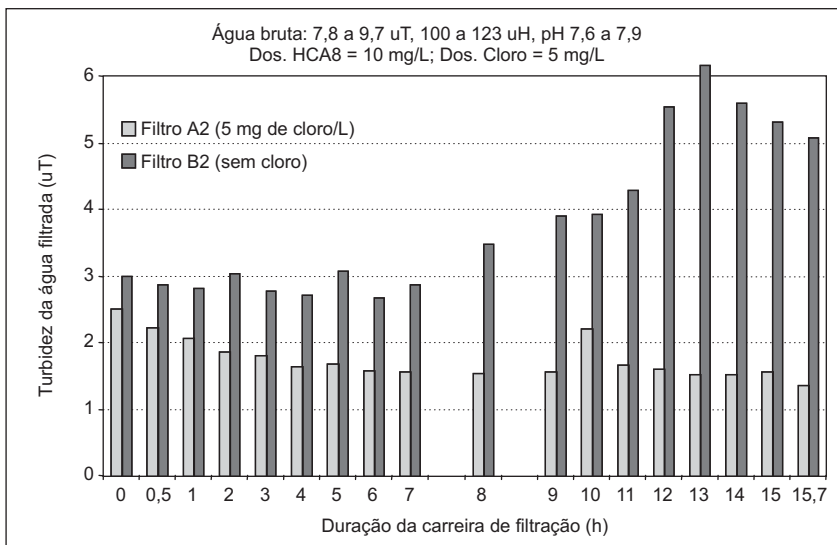


Figura 3.5 Influência da pré-oxidação (cloração) na qualidade de água tratada por meio da filtração direta.

Adsorção em carvão ativado

Os processos de adsorção utilizados na remoção de contaminantes orgânicos e inorgânicos podem ser representados, de modo simplificado, pela reação $A + B \rightleftharpoons AB$, em que A representa a substância adsorvida (adsorvato) e B, o adsorvente. No caso da filtração direta, a adsorção em carvão ativado é utilizada principalmente para

remover compostos indesejados resultantes da pré-oxidação da água, quando esta for necessária.

Diversos tipos de forças químicas, como ligações de hidrogênio, interações dipolo-dipolo e forças de Van der Waals, são responsáveis por manter os compostos na superfície do adsorvente. Se a reação for reversível, as moléculas continuarão a se acumular até que as velocidades de reação se igualem nos dois sentidos, o que indicará a existência de equilíbrio, e não ocorrerá remoção adicional. A quantidade de substâncias que pode ser retida em sua superfície é uma das principais características dos adsorventes. Muitos modelos matemáticos procuram descrever essa relação, mas dependem da determinação experimental de coeficientes empíricos, como os mostrados na Tabela 3.9. No tratamento de água, os adsorventes mais utilizados são a alumina e o carvão ativado, com destaque para este último. Dentre as duas modalidades de carvão ativado, carvão ativado em pó (CAP) e carvão ativado granulado (CAG), nas ETAs brasileiras o CAP é o mais utilizado, contudo, no tratamento de água por filtração direta o emprego de CAP é mais restrito, pois o excesso de material em suspensão, ocasionado pela adição do carvão, pode causar sobrecarga de sólidos nos filtros, reduzindo a carreira de filtração. Entretanto, os resultados preliminares de pesquisas que vêm sendo realizadas no âmbito do PROSAB são indicativo de que o CAP pode ser utilizado na filtração direta com dosagens relativamente altas, desde que seja adotada a dupla filtração, uma vez que as unidades de filtração ascendente retêm a maioria dos sólidos suspensos, atenuando a sobrecarga de sólidos na unidade de filtração descendente. Quanto ao CAG, não há diferença em relação ao seu emprego quando se compara a filtração direta com as demais tecnologias de tratamento.

A capacidade de adsorção do carvão ativado está relacionada a diversos fatores, como temperatura, natureza do carvão e das substâncias que serão removidas, pH da água e superfície específica do carvão. Dentre os parâmetros utilizados para caracterizar as propriedades de adsorção do CAG e do CAP, o mais empregado é o índice de iodo, por meio do qual se mede a quantidade de iodo que é adsorvida sob condições específicas de ensaio. Para o emprego em ETAs, recomenda-se que o carvão ativado apresente índice de iodo superior a 500 mg/g. Diversas equações procuram prever a quantidade de adsorvato que pode ser retida por unidade de adsorvente, sendo apresentada a seguir a equação de Freundlich, enquanto na Tabela 3.9 têm-se alguns coeficientes empíricos da denominada isoterma de Freundlich (Eq. 1). Na seqüência, também são apresentados exemplos práticos do uso dessa equação. Pelos valores de K_{ad} e $1/n$ mostrados na Tabela 3.9, observa-se que a capacidade de retenção do carvão ativado varia significativamente em função da natureza do adsorvato e ressalta-se que os valores podem mudar em função das características do carvão ativado, da temperatura, da presença de outros tipos de contaminantes e do pH da água, dentre outros fatores, o que reforça a necessidade de realizar experimentos para determinar as condições mais apropriadas de utilização do carvão ativado para remover contaminantes presentes na água.

Tabela 3.9 Coeficientes da isoterma de Freundlich (Di Bernardo, 1993).

Substância	K_{ad} (mg/g) (L/mg) ^{1/n}	1/n
PCB	14.100	1,03
Heptacloro	9.320	0,92
Heptacloro epóxido	2.120	0,75
Toxafeno	950	0,75
Endrin	666	0,80
Aldrin	651	0,92
β -endosulfan	615	0,83
Dieldrin	606	0,51
Hexaclorobenzeno	450	0,60
Pentaclorofenol	436	0,34
Estireno	327	0,48
DDT	322	0,50
α -BHC	303	0,43
γ -BHC (Lindano)	285	0,43
Carbofuran	266	0,41
m-Xileno	230	0,75
β -BHC	220	0,49
α -Endosulfan	194	0,50
Clordano	190	0,33
1, 2, 4 Diclorobenzeno	157	0,15
2, 4, 6 Triclorofenol	155	0,40
Naftaleno	132	0,42
Metoxicloro	115	0,36
Clorobenzeno	100	0,35
Tolueno	100	0,45
Hexacloroetano	97	0,38
Benzo-a-Pireno	34	0,44
1, 2 Dibromoetano	22	0,46
Fenol	21	0,54
Bromofórmio	20	0,52
Tetracloroeto de carbono	11	0,83
Diclorobromometano	7,9	0,61
Dibromoclorometano	4,8	0,34
Clorofórmio	2,6	0,73

$$q_e = K_{ad} \cdot C_e^{1/n} \quad (\text{Eq. 1})$$

em que:

q_e = quantidade de adsorvato por unidade de adsorvente (mg do adsorvato por g do adsorvente);

K_{ad}, n = coeficientes determinados experimentalmente;

C_e = concentração do adsorvato no equilíbrio (mg/L).

A adsorção em carvão ativado tem sido empregada principalmente quando se pretende reduzir a concentração de compostos orgânicos indesejados, como os subprodutos da cloração. Embora a oxidação da água bruta que apresenta concentração elevada de compostos orgânicos possa permitir a redução da dosagem de coagulante necessária ao tratamento da água e, assim, em certas situações, viabilizar o emprego da tecnologia de filtração direta em substituição ao tratamento em ciclo completo, a oxidação química de contaminantes orgânicos promove a formação de outros compostos com menor massa molecular, mas não reduz, ou reduz pouco, a concentração de carbono orgânico total (COT) da água, e os subprodutos gerados na oxidação podem ser até mais prejudiciais à saúde do ser humano do que sua forma não oxidada. Portanto, recomenda-se, sempre que possível, a não oxidação química da água bruta, mas caso seja inevitável, deve-se realizar estudos para avaliar a necessidade do emprego de técnicas de remoção dos compostos orgânicos potencialmente prejudiciais à saúde humana, assim como os causadores de sabor e odor, já que raramente eles são removidos de modo eficiente pelos processos e operações tradicionais empregados no tratamento de água. Para atender a essa finalidade, a adsorção em CAP ou em CAG são as técnicas mais utilizadas atualmente. Os compostos orgânicos indesejados podem ser de origem natural, como as substâncias húmicas responsáveis pela cor verdadeira, ou provenientes de atividades humanas, como os pesticidas utilizados na agricultura e que contaminam as águas superficiais e subterrâneas.

Nas ETAs, o CAP é aplicado em forma de suspensão em local que antecede as unidades de filtração, enquanto o CAG é utilizado em colunas através das quais escoar a água filtrada. É sempre recomendada a realização de ensaios em laboratório para determinar a dosagem de CAP, a vida útil do CAG, bem como o tempo de contato necessário para remover as substâncias orgânicas consideradas. No Exemplos 3.1 e 3.2 mais adiante são mostrados cálculos de estimativa da dosagem de CAP e de dimensionamento preliminar das colunas de CAG.

O local de aplicação da suspensão de CAP deve ser definido levando-se em consideração a eficiência da sua mistura com a água, o tempo de contato necessário para a adsorção dos contaminantes (em geral de 10 a 120 min.) e o grau de interferência com os demais produtos químicos aplicados na ETA. Na Tabela 3.10 tem-se a listagem de alguns possíveis locais de aplicação da suspensão de CAP.

No Brasil, é mais comum o uso de CAP do que de CAG. Geralmente, a suspensão de CAP é adicionada na água bruta, tendo-se em seguida uma unidade de pré-decantação onde o carvão é removido após o tempo de contato necessário para adsorver os compostos indesejados. É usual também a remoção do carvão nos próprios decantadores da ETA, o que não é possível no caso da filtração direta, uma vez que nessa tecnologia de tratamento não há unidades de decantação.

Tabela 3.10 Locais de adição de suspensão de CAP (Di Bernardo, 1993).

Local	Vantagens	Desvantagens
Tomada de água	Tempo de contato longo. Boa mistura	Algumas substâncias que seriam removidas por coagulação, floculação, sedimentação (ou flotação) e filtração podem ser adsorvidas, aumentando o consumo de CAP
Chegada de água bruta na ETA	Melhor controle da dosagem em relação ao anterior	Mesmas desvantagens. Às vezes tem-se um pré-decantador antecedendo a coagulação
Unidade de mistura rápida da ETA	Mistura eficiente e tempo de contato razoável	Possível redução na taxa de adsorção pela interferência de coagulantes. Tempo de contato às vezes insuficiente para remoção de certas substâncias. Adsorção de substâncias que seriam coaguladas
Entrada dos filtros	Uso eficiente de CAG	Possível passagem de CAP pelo meio filtrante

Quanto ao CAG, grande variedade de materiais pode ser utilizada em sua produção. Porém, predominantemente empregam-se madeira, lignita, carvão betuminoso e sub-betuminoso e osso. Na Tabela 3.11 são apresentadas as principais características físicas do CAG. O tempo de contato necessário para remover determinadas substâncias orgânicas pode variar de alguns minutos até algumas horas. A taxa de aplicação normalmente situa-se na faixa de 150 a 800 m³/m²·d⁻¹, com valores mais típicos entre 200 e 300 m³/m²·d⁻¹.

Tabela 3.11 Características físicas do CAG.

Característica	Valor mais usual
Tamanho dos grãos	0,42 a 2,4 mm
Coefficiente de desuniformidade	1,7 a 2,0
Porosidade	0,4 a 0,5
Massa específica aparente	350 a 500 kg.m ⁻³
Massa específica dos grãos molhados	1.300 a 1.500 kg.m ⁻³

A principal característica que difere o CAP do CAG é o tamanho das partículas. Geralmente, o CAP tem partículas com tamanho de 10 a 100 μm . A massa específica aparente do CAP varia de 360 a 740 $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$, dependendo do material utilizado na produção.

As principais vantagens do CAP em relação ao CAG são o menor investimento inicial e a maior flexibilidade quanto à alteração da dosagem aplicada em função de variações na qualidade da água. O CAP apresenta como desvantagens a remoção relativamente baixa de compostos orgânicos voláteis e maior problema para disposição do lodo, já que o CAP contribuirá para aumentar o volume de lodo gerado na ETA, enquanto o CAG pode ser reaproveitado após passar por processo de regeneração em equipamentos especiais.

Exemplo 3.1: estimar a dosagem mínima de CAP necessária para reduzir a concentração de clorofórmio de 20 para 5 $\mu\text{g/L}$.

Solução: utilizando a Equação 1 e os coeficientes apresentados na Tabela 3.9, tem-se:

- Capacidade de adsorção:

$$q_e = 2,6[(\text{mg/g}) (\text{L/mg})^{0,73}] \times (0,005 \text{ mg/L})^{0,73} = 0,054 \text{ mg/g}$$

- Dosagem mínima de CAP:

$$D_{\text{CAPmin}} = \frac{(0,02 - 0,005) (\text{mg/L})}{0,054 (\text{mg/g})} = 0,277 \text{ g/L} = 277 \text{ mg/L}$$

Comentário: estima-se que a dosagem de 277 mg/L de CAP seja o valor mínimo em decorrência de o CAP também reagir com outras substâncias presentes na água antes de reagir com a substância que se deseja remover, no caso o clorofórmio, que é um dos 4 principais trihalometanos que podem ser formados no processo de cloração da água. Para uma ETA cuja vazão nominal seja de 5.000 L/s e considerando os dados do Exemplo 3.1, seriam necessárias cerca de 120 t por dia de CAP para obter o resultado estimado, o que torna quase impraticável o uso desta solução, tanto do ponto de vista econômico quanto da logística para armazenamento e transporte do produto e também em decorrência do volume de lodo adicional de 120 t diárias representadas pelo CAP, o qual exigiria tratamento e destino adequado.

Exemplo 3.2: para as mesmas condições do Exemplo 3.1, mas visando ao projeto de coluna de CAG, calcular a altura do filtro de CAG considerando que o período entre regenerações do carvão ativado seja de 6 meses e a taxa de filtração igual a 200 m/d . A vazão nominal da ETA é de 100 L/s .

Solução:

- Do Exemplo 3.1 tem-se que $q_c = 0,054 \text{ mg/g}$
- O volume de água que passará nos filtros de CAG em 6 meses será:
 $V = 100 \text{ L/s} \times 86.400 \text{ s/d} \times 6 \text{ meses} \times 30 \text{ dias/mês} = 1.555.200.000 \text{ L}$
- Quantidade necessária de carvão, $Q_{\text{CAP}} = V \times (\text{mg clorofórmio adsorvido/L}) / (q_c)$
 $Q_{\text{CAP}} = 1.555.200.000 \text{ L} \times (0,020-0,005 \text{ mg de clorofórmio/L}) / (0,054 \text{ mg/g}) = 4,32 \times 10^8 \text{ g}$
- Volume de CAP: considerando peso específico de $0,50 \text{ kg/L}$, resulta $V_{\text{CAP}} = 864.000 \text{ L}$
- Área ocupada pelos filtros, $A = \text{vazão/taxa de filtração}$
 $A = (0,1 \text{ m}^3/\text{s} \times 86.400 \text{ s/d}) / (200 \text{ m/d}) = 43,2 \text{ m}^2$
- Altura do meio granular = $V_{\text{CAP}} \text{ (em m}^3\text{)} / A = 864 / 43,2 = 20 \text{ m}$

Comentário: O valor obtido é irreal do ponto de vista prático, pois, em geral, os filtros de CAG possuem de 1,0 a 4,0 m. A solução seria reduzir a taxa de filtração ou construí-los em série, o que elevaria o custo de construção e de operação dos filtros.

Coagulação e Mistura Rápida

A cor, a turbidez, o sabor, o odor e diversos tipos de contaminantes orgânicos e inorgânicos presentes na água geralmente estão associados a partículas suspensas ou dissolvidas que podem ser de difícil remoção, sendo necessário promover a coagulação química da água a fim de facilitar a remoção dessas impurezas. Os coagulantes comumente empregados nas ETAs são o sulfato de alumínio, o cloreto férrico, o sulfato ferroso clorado, o sulfato férrico e o hidróxi-cloreto de alumínio (HCA ou PAC). Em razão da grande gama de produtos químicos e da natureza distinta das águas brutas, é essencial a realização de experimentos em instalação-piloto ou em jarreste para definir as condições adequadas de coagulação e mistura rápida. A escolha do tipo de coagulante dependerá de criteriosa avaliação técnica e econômica. Quando a coagulação não é realizada de modo adequado, compromete-se o desempenho de todas as unidades de tratamento a jusante, aumentando os riscos sanitários da água produzida. O desconhecimento dos fatores que interferem na coagulação e sua não otimização no que se refere ao tipo de coagulante e auxiliar de coagulação, pH, dosagens, tempo e gradiente de velocidade de mistura rápida, comprometem seriamente o desempenho da ETA. Além disso, na avaliação de custo deve-se levar em conta a procedência, a fórmula química aproximada e a forma em que são fornecidos os diversos produtos químicos, assim como a proximidade do local onde são produzidos e os custos de aquisição. Coagulantes fornecidos na forma sólida são mais baratos, em decorrência da redução do custo de transporte, mas acarretam maiores problemas operacionais pela necessidade de preparo da suspensão na própria

ETA, demandando mais funcionários e causando problemas associados à manutenção da limpeza no local.

Princípios teóricos e mecanismos de coagulação

As impurezas que precisam ser removidas da água bruta nas ETAs apresentam grande variação de tamanho, as que se apresentam como matéria particulada causam turbidez à água, substâncias dissolvidas são responsáveis pela coloração, havendo evidência de que o sabor e o odor estejam associados às partículas coloidais. Estas impurezas comumente possuem carga superficial negativa em meio aquoso, a qual pode ser determinada por meio da medida do potencial zeta (PZ). Quando ocorre a dispersão do coagulante são originadas espécies hidrolisadas que reagem quimicamente com as impurezas ou atuam sobre a superfície delas, reduzindo a força repulsiva que tende a mantê-las estáveis no meio aquoso, de modo a facilitar a remoção nas unidades posteriores do tratamento. Após a coagulação, observa-se que o PZ da água aproxima-se de zero, o que mostra que o coagulante atua sobre a superfície das partículas presentes na água, neutralizando parte de suas cargas. No entanto, não apenas a interação de ordem eletrostática é importante, interações de ordem química também devem ser avaliadas quando se estuda a coagulação.

A remoção de impurezas da água bruta em estações que empregam a coagulação química em geral é feita utilizando-se sais de ferro ou de alumínio como coagulante primário e, eventualmente, polímeros. Na literatura são citados quatro mecanismos de coagulação: compressão da camada difusa, adsorção-neutralização de cargas, varredura e adsorção-formação de pontes. A definição do mecanismo predominante depende de fatores como pH de coagulação, dosagem do coagulante e características químicas da água bruta. A escolha do tipo de coagulante deve levar em consideração o custo, sua eficiência na desestabilização das partículas presentes na água bruta, sua capacidade de atenuar flutuações na qualidade da água sem afetar a eficiência da coagulação, o volume de lodo produzido e sua influência sobre a duração das carreiras de filtração, sendo desejado que o coagulante reduza a perda de carga na unidade de filtração e o risco de ocorrência de transpasse.

O mecanismo da varredura é caracterizado por altas dosagens de coagulante, suficientes para a formação de precipitado de hidróxido de alumínio ou de ferro, quando são utilizados sais destes metais como coagulante, sendo adequado para ETAs com unidades de decantação ou de flotação, pois este mecanismo possibilita a formação de flocos maiores, facilitando sua sedimentação ou flotação. O mecanismo de adsorção-neutralização de cargas é adequado às tecnologias de tratamento que empregam a filtração direta, uma vez que neste caso não são formados flocos grandes, mas sim partículas desestabilizadas para serem retidas no filtro. Nesse mecanismo, a dosagem de coagulante geralmente é inferior à necessária quando empregada a varredura. O

mecanismo de compressão da camada difusa é o de menor importância relativa na coagulação realizada nas ETAs, e o de adsorção-formação de pontes é observado principalmente quando é realizada a aplicação de polímeros como auxiliares de coagulação.

Em geral, os modelos que visam explicar o processo da coagulação são baseados em considerações da alteração da carga superficial das partículas presentes na água, utilizando a teoria da dupla camada elétrica, embora alguns autores enfatizem a importância de fatores químicos na desestabilização dos colóides. Pela teoria da dupla camada elétrica, a coagulação inicia-se a partir do instante em que o PZ das partículas aproxima-se de zero, momento em que a repulsão entre as partículas de mesma carga superficial não é grande o suficiente para impedir a agregação destas. É citado na literatura que o valor do PZ para iniciar a coagulação, no caso de colóide de argila, é de 0 ± 10 mV, embora algumas contestações reforcem a importância das interações de natureza química durante a coagulação. Na prática, os melhores resultados para a tecnologia de filtração direta, com coagulação no mecanismo de adsorção-neutralização de cargas, são observados quando se tem valores de PZ próximos a zero, enquanto no mecanismo da varredura essa condição tem menos importância.

Na Figura 3.6 é apresentado um diagrama no qual são delimitadas regiões de coagulação quando é utilizado sulfato de alumínio. Observa-se a influência do pH e da dosagem do coagulante na formação das espécies hidrolisadas de alumínio e na definição do mecanismo de coagulação, ressaltando-se que a qualidade da água bruta exerce grande influência na delimitação dessas regiões. Deve-se destacar que um coagulante a base de ferro tem comportamento bastante distinto de um a base de alumínio, por exemplo, o cloreto férrico apresenta faixa de pH de coagulação mais ampla do que a do sulfato de alumínio.

Além das regiões de coagulação por varredura e por adsorção-neutralização de cargas, a Figura 3.6 delimita a região de reestabilização. Embora essas regiões variem em função da qualidade da água bruta, os operadores das ETAs devem estar cientes de que simplesmente aumentar a dosagem de coagulante não é suficiente para melhorar a coagulação, é importantíssimo determinar o pH de coagulação apropriado. Tem-se observado que em muitas ETAs ocorre grande desperdício de coagulante em decorrência da sobredosagem desse produto, o qual poderia ser reduzido por meio de estudos de tratabilidade da água bruta. Erro na dosagem de coagulante ou no pH de coagulação pode conduzir à reversão da carga superficial das impurezas presentes na água, que passam a apresentar PZ positivo, ocorrendo o fenômeno da reestabilização, que pode comprometer seriamente a eficiência das ETAs. Nos Capítulos 5 a 7 têm-se exemplos práticos que ilustram a importância da coagulação no tratamento de água por filtração direta.

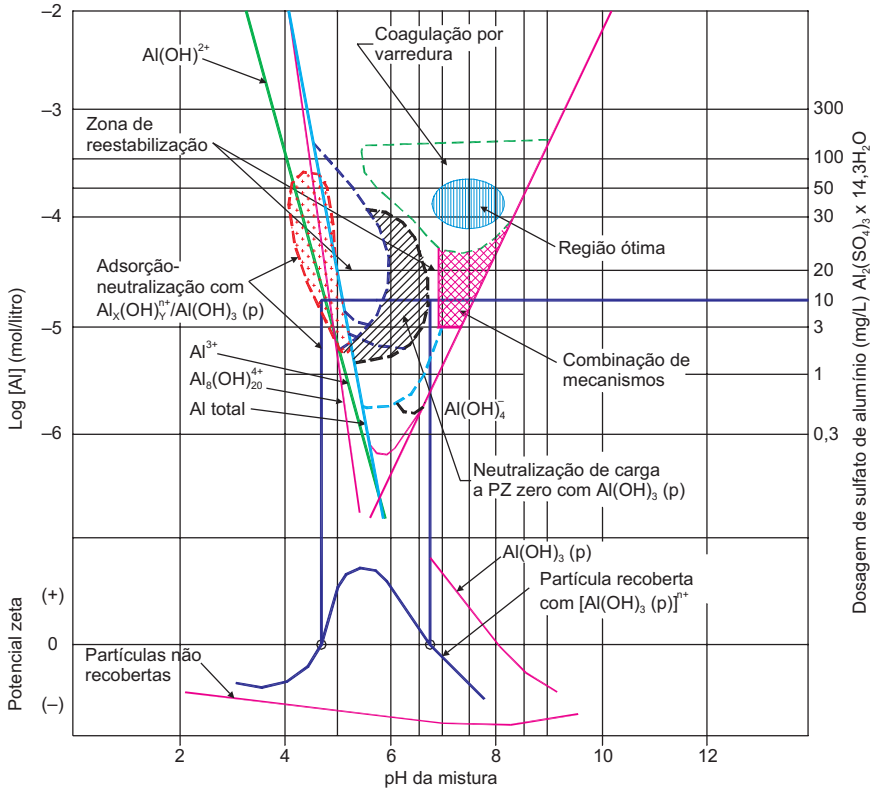


Figura 3.6 Diagrama de coagulação com sulfato de alumínio (Amirtharajah & Mills, 1982).

Ultimamente, grande ênfase tem sido dada à remoção de matéria orgânica natural (MON) por coagulação química, uma vez que ela pode funcionar como precursora da formação de subprodutos indesejáveis da desinfecção. Deste modo, amplia-se os objetivos tradicionais da coagulação realizada nas ETAs, que são a remoção de cor e de turbidez, conciliando-os com a remoção de MON, o que geralmente exige o emprego de maiores dosagens de coagulante, podendo inviabilizar o uso da filtração direta.

Quando a água bruta apresenta cor muito elevada, o tratamento por coagulação química pode ser auxiliado por processo de oxidação química, utilizando-se, em geral, cloro, ozônio, peróxido de hidrogênio, permanganato de potássio ou outro oxidante, o que pode permitir a redução da dosagem de coagulante empregada na ETA. No entanto, deve-se evitar o uso de cloro elementar para oxidar a cor decorrente da matéria orgânica, pois os compostos resultantes podem ser potencialmente prejudiciais à saúde. O cloro pode ser utilizado em combinação com a amônia (amoniocloração)

ou na forma de dióxido de cloro, os quais reduzem o risco de formação de subprodutos indesejados. Em todo caso, deve-se monitorar a formação dos subprodutos.

Coagulantes e auxiliares de coagulação

Diversos relatos na literatura exemplificam a importância de estudar diferentes tipos de coagulante e auxiliares de coagulação no tratamento de água. Carns & Parker (1985) relatam que o emprego de argila como auxiliar de coagulação de polímero facilitou o tratamento por filtração direta de água bruta com turbidez inferior a 3,5 uT. Os autores comentam que a combinação de argila e polímero reduziu 50% do volume de água necessário para a lavagem dos filtros quando comparada à situação em que foi utilizado apenas sulfato de alumínio como coagulante. A coagulação com polímero também reduziu 50% do volume de lodo produzido com sulfato de alumínio. Para o caso relatado, a coagulação com sulfato de alumínio e polímero viabilizou a produção de água com turbidez inferior a 0,1 uT com taxa de filtração da ordem de 415 m/d, além de aumentar a flexibilidade operacional da ETA. Por outro lado, foi constatado que os polímeros catiônicos exerceram demanda de até 0,6 mg de cloro/mg de polímero e que eles apresentam potencial para produzir até 13 µg de trihalometanos/L, o que é indesejado do ponto de vista da qualidade da água produzida.

A massa molecular, a estrutura e a densidade de carga dos polímeros influem na eficiência do processo de tratamento de modo diferente em função da qualidade da água bruta, assim, o tipo de polímero deve ser escolhido a partir de investigações experimentais. Segundo Ghosh *et al.* (1985), o tamanho e a resistência de um floco podem ser, em parte, controlados pela seleção adequada da massa molecular do polímero. Zhu *et al.* (1996) relatam que o uso de polímero como auxiliar de filtração reduziu o tempo decorrido entre a recolocação de um filtro em operação após a lavagem e o instante em que ele inicia a produção de água com qualidade satisfatória, mas promoveu aumento significativo da perda de carga, principalmente quando utilizado polímero de alta massa molecular. Esses pesquisadores recomendam o emprego de polímero com massa molecular baixa a moderadamente baixa para assegurar a produção de água filtrada com qualidade satisfatória sem que haja aumento excessivo da perda de carga.

Quanto ao emprego de sais de alumínio e de ferro visando à coagulação, Wagner & Hudson Jr. (1982) mencionam estudos realizados em 34 ETAs, das quais em apenas 3 era utilizado cloreto férrico. Nas demais eram utilizados sulfato de alumínio e polímero ou apenas polímero como coagulante. Também no Brasil o sulfato de alumínio é o coagulante mais empregado, juntamente com o cloreto férrico, embora nos últimos anos o hidróxi-cloreto de alumínio tenha ganhado espaço no mercado nacional e mundial. Em razão da importância da coagulação no desempenho das unidades de filtração, o tipo de coagulante e sua dosagem necessária para promover a desesta-

bilização das partículas devem ser definidos a partir de investigações experimentais, o diagrama de coagulação é ferramenta indispensável.

Freqüentemente, nos estudos comparativos entre o cloreto férrico e o sulfato de alumínio, tem-se verificado que o primeiro, em geral, possibilita a produção de água decantada de melhor qualidade com dosagens menores. Diversas hipóteses explicam esse fato, mas ele não deve ser considerado regra geral. Segundo Crozes *et al.* (1995), o cloreto férrico apresenta cerca de duas vezes mais carga positiva por peso seco de coagulante que o sulfato de alumínio. Assim, espera-se que a remoção de cor ou de turbidez presente na água seja alcançada com metade da dosagem do segundo coagulante. O maior consumo de alcalinidade e, conseqüentemente, a maior redução do pH para dosagem similar à do sulfato de alumínio também favorecem a remoção de substâncias húmicas com cloreto férrico. Além disso, as diferenças quanto à superfície específica, a afinidade entre os hidróxidos dos metais dos coagulantes e as impurezas removidas e a densidade dos flocos resultantes são algumas hipóteses utilizadas para diferenciar o comportamento do sulfato de alumínio e do cloreto férrico. Outra característica importante é a relação entre a resistência e o tamanho dos flocos em função do tipo do coagulante utilizado, mas há poucos estudos sobre o tema.

Segundo Kawamura (1999), em baixas temperaturas ($< 8^{\circ}\text{C}$) é comum observar a deterioração da qualidade da água filtrada, principalmente quando é empregado sulfato de alumínio como coagulante. Uma alternativa para essas situações é utilizar um sal de ferro e polímero para promover a coagulação, uma vez que o íon férrico possibilita a formação mais rápida de flocos do que o sulfato de alumínio a baixas temperaturas e o polímero aumenta a resistência ao cisalhamento dos flocos. O emprego de hidroxicloreto de alumínio também pode gerar resultados satisfatórios.

Ainda em relação ao emprego de sais de alumínio e de ferro como coagulantes, é conveniente ressaltar que o cloreto férrico geralmente apresenta resultados mais satisfatórios que o sulfato de alumínio quando a água bruta apresenta alcalinidade e pH mais elevados. Uma situação típica pode ser observada no trabalho de Wagner & Hudson Jr. (1982), os quais relatam a melhoria no processo de tratamento de uma ETA ao substituir o sulfato de alumínio por cloreto férrico em decorrência da elevação do pH provocada pelo aumento da concentração de algas na água bruta.

Quanto à eficiência do PAC, Barkács *et al.* (2000) demonstraram que, quando comparado a coagulantes de composição orgânica, poliacrilamidas, ele apresentou maior remoção de Fe, Mn, matéria orgânica e turbidez. Estudos comparativos também foram realizados por Matsui *et al.* (1998), em relação ao sulfato de alumínio, tendo o PAC apresentado maior estabilidade das espécies hidrolisadas. Estas foram mais efetivas para a desestabilização das partículas e precisaram de menos tempo para iniciar a agregação, o que possibilitou a aplicação de menor dosagem do PAC para obter a mesma qualidade de água, quando comparado ao sulfato de alumínio. Priant *et al.*

(1997) investigaram o emprego do PAC em escala real e obtiveram percentual de remoção para Fe e Mn de aproximadamente 81% e 54%, respectivamente, enquanto ao utilizar o sulfato de alumínio esse percentual caiu para 71% e 49%. Shen *et al.* (1998) realizaram pesquisas mais específicas no que se refere ao modo de preparo do PAC e concluíram que há aumento linear na concentração de espécies poliméricas com a adição de $[\text{OH}^-]$, quando a razão molar de $[\text{OH}^-]/[\text{Al}^{3+}]$ não excede a 2,5, o que favorece melhores resultados na coagulação. Os autores também verificaram que a eficiência do coagulante está relacionada à intensidade de agitação durante a produção do PAC. Ndiongue *et al.* (2000) utilizaram jarreste na investigação experimental para avaliar o PAC em relação a outros sais à base de sulfato de silicato de alumínio e sulfato de alumínio, tendo obtido a maior remoção de turbidez com o emprego do PAC. Nas Figuras 3.7 e 3.8 tem-se a representação gráfica da turbidez remanescente de duas águas coaguladas com PAC e filtradas em filtros de bancada, pode-se notar a influência da basicidade na eficiência do coagulante. Deve-se atentar para o fato de que os dois produtos têm o mesmo nome comercial, mas diferem entre si quanto à basicidade, resultando, assim, em desempenho muito distinto. Esse exemplo alerta para a importância de especificar corretamente os produtos que são adquiridos nas ETAs.

É importante que o diagrama de coagulação seja determinado para ampla faixa de valores de pH de coagulação e de dosagem de coagulante, pois é de interesse conhecer as regiões que possibilitam maior remoção do parâmetro estudado (em geral, cor ou turbidez) e também as regiões em que não ocorre remoção eficiente, de modo que se possa estabelecer os valores-limite de pH e a dosagem de coagulante para a operação da ETA. Por exemplo, observa-se na Figura 3.8 que para a água estudada foi possível obter turbidez remanescente da ordem de 0,5 uT tanto com a dosagem de 5 mg/L quanto de 15 mg/L de coagulante, desde que a coagulação seja feita nos valores de pH da ordem de 4,4 e 6,0, respectivamente. Assim, depois de ser determinada a região de coagulação, fica a critério do responsável pela ETA, conhecedor da qualidade do trabalho dos operadores, estabelecer a dosagem e o pH de coagulação na região que permite maiores ou menores desvios, sem prejudicar a qualidade da água tratada.

Em geral, a região para coagulação por neutralização de cargas (estações com filtração direta) é bem mais restrita, sendo mais imprescindível ainda operadores bem qualificados para assegurar o funcionamento da ETA nas condições adequadas de coagulação.

Dependendo da qualidade da água, o emprego de polímeros pode possibilitar vantagens como aumentar a duração da carreira de filtração, reduzir os gastos com produtos químicos em comparação à utilização apenas de coagulante primário, diminuir o volume de lodo gerado e aumentar a eficiência de remoção de cor, turbidez ou carbono orgânico total da água, como evidenciado no trabalho de James & O'Melia (1982).

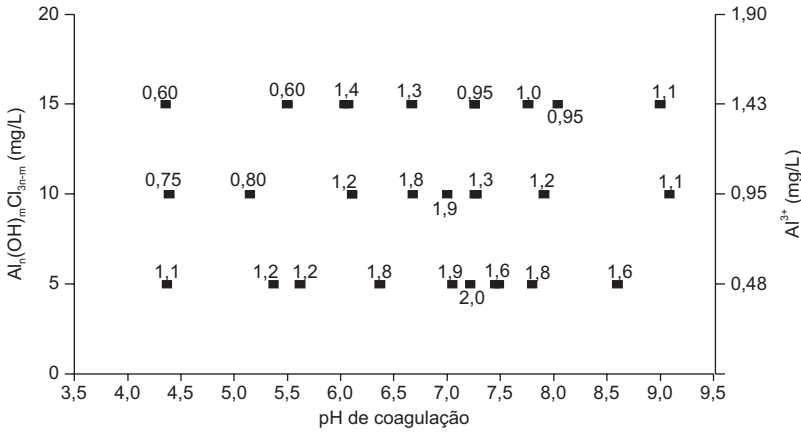


Figura 3.7 Diagrama de coagulação com PAC $[Al_n(OH)_m Cl_{3n-m}]$ com 8% de basicidade, referente à turbidez remanescente.

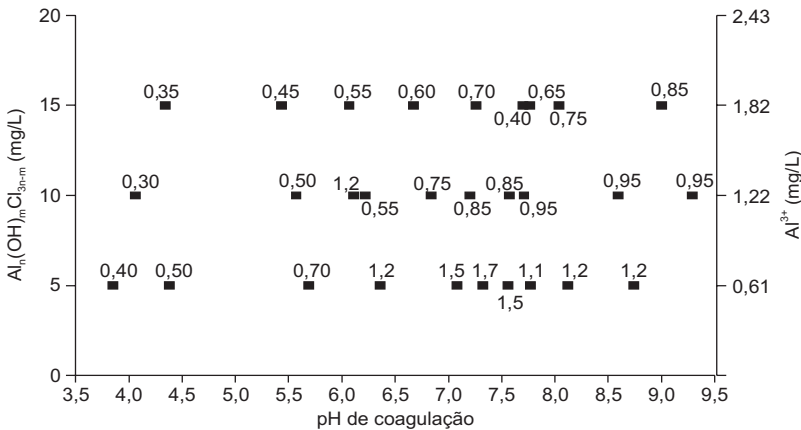


Figura 3.8 Diagrama de coagulação com PAC $[Al_n(OH)_m Cl_{3n-m}]$ com 18% de basicidade, referente à turbidez remanescente.

Estudos realizados por autores como Carns & Parker (1985) indicam que, mesmo não sendo mais barato que o sulfato de alumínio, o emprego de polímero representa economia global, decorrente da redução do volume de água para lavagem dos filtros e da menor produção de lodo. Contudo, segundo Carns & Parker (1985), alguns polímeros provocam grande consumo de cloro, o que tem levado a investigações do potencial de contribuir para a formação de compostos organo-clorados na água tratada.

Os polímeros podem ser sintéticos ou naturais, catiônicos, aniônicos ou não-iônicos, havendo diferentes marcas no mercado brasileiro. Nos estudos em laboratório deve-se avaliar com cuidado os tipos de polímeros e a dosagem a ser adotada na ETA. Deve-se ressaltar, contudo, que dosagem muito elevada de polímero pode comprometer o desempenho dos filtros, reduzindo a duração da carreira de filtração e produzindo resultado inverso ao desejado.

É preciso estudar com cuidado o tipo de coagulante a ser empregado na ETA. Há casos em que determinado coagulante exige a adição de produto químico para ajustar o pH de coagulação, enquanto outro pode ser empregado sem esse custo adicional. Além disso, a eficiência de remoção de cor ou turbidez da água pode sofrer grande influência do tipo de coagulante. No Capítulo 3 são descritos procedimentos que devem ser seguidos para estabelecer as condições de coagulação que visam ao tratamento da água por meio da filtração direta.

Mistura rápida

A dispersão do coagulante na água bruta é realizada nas unidades de mistura rápida. Os parâmetros de projeto dessa unidade são o tempo e o gradiente de velocidade, este último está relacionado à intensidade de agitação da massa líquida necessária para garantir a adequada dispersão dos produtos químicos utilizados na coagulação. Os gradientes de velocidade médios de mistura rápida podem variar desde 500 s^{-1} , ou menos, a valores superiores a 7.000 s^{-1} e o tempo de mistura rápida observado nas ETAs é da ordem de 1 segundo a mais de 3 minutos.

Os valores desses parâmetros, visando à otimização do desempenho da unidade de mistura rápida, dependem fundamentalmente da qualidade da água bruta, da tecnologia de tratamento utilizada na ETA e das condições de coagulação, como tipo e dosagem de coagulante e de polímero. Portanto, o tempo e o gradiente de velocidade médio de mistura rápida devem, preferencialmente, ser determinados com base em investigações experimentais. Valores incorretos desses parâmetros podem afetar negativamente a qualidade da água produzida, aumentar os custos de construção e de operação, sejam estes decorrentes do maior consumo de produto químico, do maior volume de lodo gerado na ETA ou da redução do volume efetivo de água produzida em decorrência das carreiras de filtração de curta duração.

Em geral, quando a coagulação é realizada no mecanismo de varredura, há ampla faixa de valores de gradiente de velocidade de mistura rápida que pode ser praticada, enquanto o mecanismo da adsorção-neutralização de carga é mais restritivo, exigindo gradientes de velocidade mais altos, conforme exemplificado na Figura 3.9.

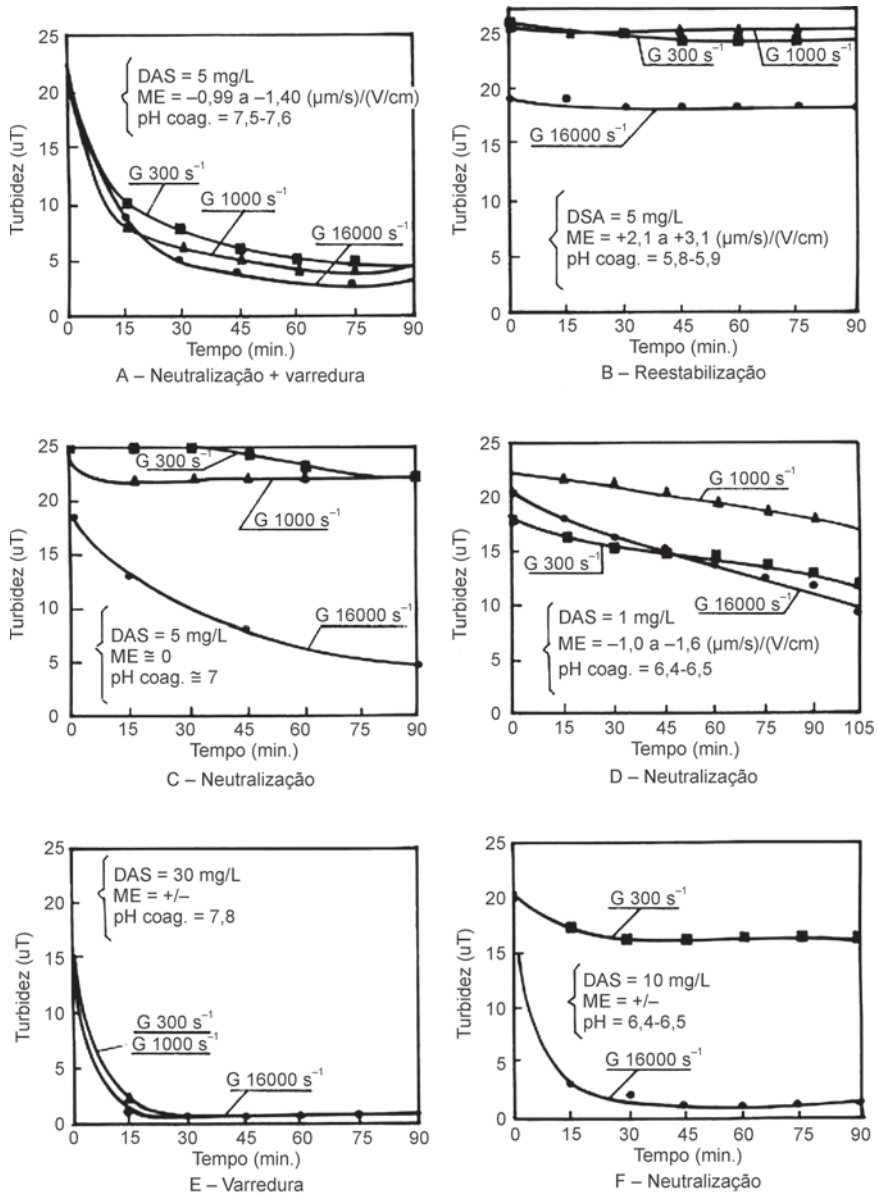


Figura 3.9 Turbidez remanescente após sedimentação em função do gradiente de velocidade médio de mistura rápida e do mecanismo de coagulação (Di Bernardo, 1993).

Sabe-se que para cada tempo de mistura rápida há um gradiente de velocidade médio que conduz aos melhores resultados. A otimização desses parâmetros deve ser

feita tanto no caso de coagulação da água visando à filtração direta quanto para o tratamento de ciclo completo. Embora na literatura sejam citados valores típicos de G_{mr} e T_{mr} , estes somente devem ser adotados na impossibilidade de realização de ensaios, já que podem não ser os mesmos para águas distintas, e até para a mesma água os valores otimizados podem diferir em função do tipo e da dosagem de coagulante utilizado.

A mistura rápida nas ETAs pode ser realizada por sistemas hidráulicos, mecanizados ou dispositivos especiais. Em muitas ETAs brasileiras é utilizado vertedor Parshall para promover a mistura rápida e para medir a vazão afluente à estação. Segundo a ABNT (1992), constituem dispositivos de mistura:

- a) qualquer trecho ou seção de canal ou de canalização que produza perda de carga compatível com as condições desejadas, em termos de gradiente de velocidade e tempo de mistura;
- b) difusores que produzam jatos da solução de coagulante, aplicados no interior da água a ser tratada;
- c) agitadores mecanizados;
- d) entrada de bombas centrífugas.

Podem ser utilizados como dispositivo hidráulico de mistura:

- a) qualquer singularidade em que ocorra turbulência intensa;
- b) canal ou canalização com anteparos ou chicanas;
- c) ressalto hidráulico;
- d) qualquer outro trecho ou seção de canal ou canalização que atenda às condições da norma.

Parâmetros de projeto e operação das unidades de mistura rápida

Na ABNT (1992) é preconizado que as condições ideais em termos de gradiente de velocidade, tempo de mistura e concentração da solução de coagulante devem ser determinadas preferencialmente por meio de ensaios de laboratório. Quando esses ensaios não podem ser realizados, recomenda-se a orientação apresentada a seguir. Contudo, deve-se enfatizar que as condições especificadas na ABNT (1992) podem diferir muito do que seria mais adequado à filtração direta.

- a) A dispersão de coagulantes metálicos hidrolisáveis deve ser feita a gradientes de velocidade compreendidos entre 700 e 1.100 s^{-1} , em tempo de mistura não superior a 5 s.

- b) A dispersão de polieletrólitos, como coagulantes primários ou auxiliares de coagulação, deve ser feita obedecendo às recomendações do fabricante.

A aplicação da solução de coagulante sempre deve ser feita imediatamente antes do ponto de maior dissipação de energia e através de jatos separados de no máximo 10 cm.

No caso de ressalto hidráulico, em que o número de Froude, $F_r = V/(gh)^{1/2}$, esteja compreendido entre 2,5 e 4,5 (ressalto oscilante), deve ser previsto um dispositivo que anule as oscilações de velocidade a jusante do ressalto.

O uso de difusores, como dispositivo de mistura em canal ou canalização, deve satisfazer às seguintes condições definidas pela ABNT (1992):

- a) a aplicação da solução de coagulante deve ser uniformemente distribuída através de jatos não-dirigidos no mesmo sentido do fluxo;
- b) a área da seção transversal correspondente a cada jato não deve ser superior a 200 cm² e sua dimensão máxima não deve ultrapassar 20 cm;
- c) a velocidade da água onde os jatos são distribuídos deve ser igual ou superior a 2 m/s;
- d) os orifícios de saída dos jatos devem ter diâmetro igual ou superior a 3 mm;
- e) o sistema difusor deve permitir limpezas periódicas nas tubulações que distribuem a solução de coagulante.

Os agitadores mecanizados devem obedecer às seguintes condições:

- a) a potência deve ser estabelecida em função do gradiente de velocidade;
- b) períodos de detenção inferiores a 2 s exigem que o fluxo incida diretamente sobre as pás do agitador;
- c) o produto químico a ser disperso deve ser introduzido logo abaixo da turbina ou hélice do agitador.

De acordo com a ABNT (1992), o uso de bombas de recalque de água bruta, como dispositivo para mistura de coagulantes, deve ser permitido somente se, além das condições gerais estabelecidas para as unidades de mistura rápida, também forem cumpridas as seguintes condições:

- a) a instalação de bombeamento possa ter somente uma bomba em funcionamento;
- b) caso haja possibilidade de funcionarem bombas em paralelo, a cada bomba deve corresponder um dosador;

- c) os produtos químicos utilizados não atinjam concentrações que os tornem agressivos às bombas.

Após a mistura do coagulante, o tempo máximo de percurso da água até o floculador deve corresponder a 1 min., tempo este que pode ser aumentado para até 3 min. quando, entre a mistura e a floculação, há um sistema capaz de conferir à água gradiente de velocidade igual ou superior ao do início do floculador.

Produtos químicos que não se hidrolisam podem ser misturados por um sistema de agitação que confira à água gradiente de velocidade entre 100 e 250 s⁻¹.

Produtos químicos dosados a seco devem ser previamente dispersos ou dissolvidos em água, antes de sua aplicação.

Quando mais de um produto químico tem de ser aplicado para realizar a coagulação, devem ser previstos diferentes pontos para a adição desses produtos, cada um com seu dispositivo de mistura, permitindo ao operador proceder à sua aplicação na ordem que for considerada conveniente.

Critério de seleção das unidades de mistura rápida

As unidades de mistura rápida podem ser hidráulicas ou mecânicas. As hidráulicas em geral são vertedores tipo Parshall ou retangular, utilizadas também para a medição da vazão afluente à ETA. As unidades mecanizadas são mais versáteis que as hidráulicas, pois possibilitam a variação do gradiente de velocidade médio se isso for necessário em função de alteração da qualidade da água bruta, o que não é possível nas unidades hidráulicas. Por outro lado, as unidades hidráulicas apresentam menor custo de implantação e de manutenção. Os procedimentos de cálculo para estimativa do gradiente de velocidade médio podem ser obtidos em literatura específica sobre o projeto dessas unidades. Ao decidir pelo tipo de unidade de mistura rápida deve-se levar em conta também as dificuldades locais quanto à manutenção de equipamentos mecanizados, pois não é raro encontrar no Brasil equipamentos parados por longos períodos, comprometendo a eficiência do tratamento da água, em decorrência da falta de manutenção preventiva ou corretiva das instalações.

Floculação

A desestabilização das partículas que ocorre na unidade de mistura rápida, por meio da coagulação, nem sempre é suficiente para viabilizar o tratamento da água por filtração direta. Há uma faixa de tamanho de partículas que aumenta significativamente o custo do tratamento por meio da filtração em decorrência da ineficiência dos mecanismos de transporte em conduzir essas partículas até a superfície dos grãos do meio filtrante. A floculação em ETAs com unidades de decantação tem

por finalidade aumentar a velocidade de sedimentação dos flocos, enquanto para ETAs com filtração direta o objetivo é aumentar a filtrabilidade dos flocos. No caso da filtração direta, a floculação pode ser necessária na filtração direta descendente, sendo dispensável na filtração direta ascendente e na dupla filtração.

A floculação serve para aumentar o tamanho do material em suspensão presente na água que será encaminhada aos decantadores, flotadores ou filtros. No início da floculação, logo após a coagulação, as impurezas ainda encontram-se dispersas na água, sendo necessária agitação mais intensa (maior gradiente de velocidade médio) para permitir o contato entre elas, visando à agregação destas em flocos. À medida que os flocos vão se formando, o gradiente de velocidade médio deve ser reduzido, a fim de atenuar a quebra daqueles já existentes, conforme mostrado na Figura 3.10. Nas ETAs é recomendado o escalonamento do gradiente de velocidade médio nas unidades de floculação, decrescendo-o à medida que aumenta o tempo de detenção. Os ensaios permitirão estabelecer qual o gradiente de velocidade adequado para cada água, em função do tempo de floculação.

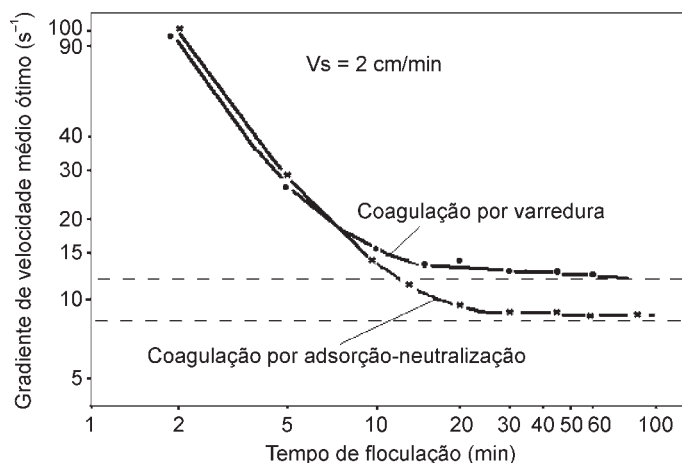


Figura 3.10 Valores de gradiente de velocidade ótimo em função do tempo de floculação (Mendes, 1989).

Mendes (1989), após realizar uma série de estudos em instalação de bancada, com águas de diferentes qualidades, observou que, quando aumenta o tempo de floculação, há sempre um gradiente de velocidade ótimo que possibilita melhorar a eficiência de remoção de cor ou turbidez por meio da decantação. Contudo, há um tempo característico para cada água, acima do qual a eficiência da floculação aumenta muito lentamente, tornando economicamente inviável a adoção de tempos de detenção superiores, o que pode ser observado na Figura 3.11.

Os valores dos parâmetros de projeto da unidade de floculação são estabelecidos em função da tecnologia de tratamento utilizada. No caso de floculação seguida de decantação (ou flotação), avalia-se a sedimentabilidade (ou flotabilidade) dos flocos formados, enquanto na tecnologia da filtração direta com pré-floculação o importante é avaliar a filtrabilidade dos flocos.

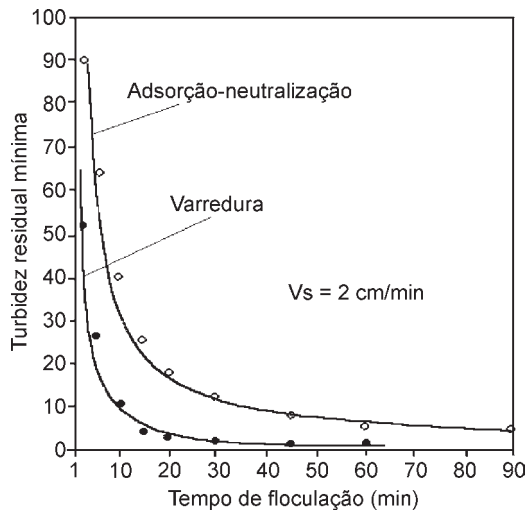


Figura 3.11 Influência do tempo de detenção na qualidade da água decantada após ensaio de floculação com gradiente de velocidade otimizado em reator estático (Mendes, 1989).

Em geral, para a mesma concentração, as partículas menores geram perda de carga mais elevada em relação às maiores. De acordo com simulações feitas por Wiesner *et al.* (1987), uma água bruta contendo 10 mg/L de partículas com diâmetro médio de 3,82 μm pode ser tratada por filtração direta sem floculação por um custo inferior ao necessário para tratar uma água com metade dessa concentração, mas com partículas cujo diâmetro médio é de 0,59 μm .

Assim, dependendo das características da água bruta, muitas vezes recomenda-se o projeto de unidades de floculação antes da filtração direta, apesar de aumentar os custos de construção das ETAs, pois a floculação pode possibilitar a redução dos custos operacionais em decorrência do aumento da duração das carreiras de filtração. A Figura 3.12 ilustra uma relação entre o tamanho das partículas presentes na água e o custo do tratamento.

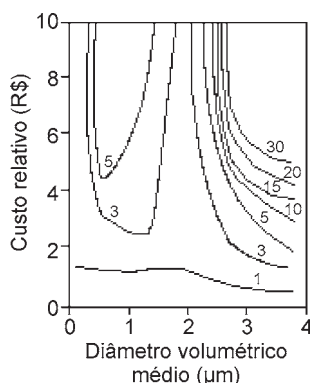


Figura 3.12 Custo relativo da filtração direta em função do diâmetro médio volumétrico das partículas presentes na água bruta (adaptada de Wiesner *et al.*, 1987).

Princípios teóricos

As reações químicas que se iniciam na unidade de mistura rápida possibilitam a aglomeração das impurezas presentes na água, formando os flocos na unidade de floculação. Nesta unidade não ocorre remoção de matéria suspensa presente na água, a finalidade é apenas acondicionar a água que será encaminhada aos decantadores (ou flutuadores) ou aos filtros da ETA.

Em estações de maior porte é importante ter mais de uma linha de floculação, principalmente quando a floculação é mecanizada, pois com apenas uma linha é preciso parar a produção de água para a manutenção de equipamentos.

Na filtração direta, caso predominem na água bruta partículas com tamanho médio na faixa de 1 a 3 μm , é conveniente promover a floculação após a coagulação para reduzir os custos operacionais da ETA e possibilitar a produção de água de melhor qualidade. Tem sido observado que partículas com tamanho inferior a 1 μm são eficientemente transportadas por difusão browniana até a superfície dos grãos que constituem o filtro, as quais se mantêm aderidas a ele desde que estejam desestabilizadas. Contudo, de acordo com autores como Habibian & O'Melia (1975), Edzwald *et al.* (1987), Wiesner *et al.* (1987) e Dharmappa *et al.* (1994), as partículas menores promovem maior perda de carga nos filtros, de modo que se elas estiverem presentes em concentração elevada é recomendada a floculação antes de iniciar a filtração da água. Uma alternativa, apontada por Habibian & O'Melia (1975), é aumentar o tamanho efetivo do meio filtrante. Por outro lado, quando as partículas primárias possuem tamanho adequado para assegurar o desempenho satisfatório dos filtros, a floculação deve ser dispensada, pois do contrário os custos de implantação, de operação e de manutenção da ETA seriam aumentados desnecessariamente. Em

suspensões heterogêneas quanto ao tamanho das partículas, se as condições de floculação não forem estabelecidas corretamente pode-se aumentar a eficiência da filtração de determinadas partículas e diminuir a de outras, de modo que o resultado global pode ser contrário ao desejado.

De acordo com simulações matemáticas realizadas por Wiesner *et al.* (1987), não há alteração na distribuição de tamanhos dos flocos quando o produto resultante da multiplicação do gradiente de velocidade de floculação (G_f) pelo tempo de floculação (T_f) é mantido constante e as partículas primárias possuem de 1 a 100 μm . Segundo os autores, o efeito do tempo de floculação na distribuição de tamanho dos flocos é mais pronunciado quando se têm partículas menores que 1 μm , as quais são afetadas pelo movimento browniano. Contudo, Wiesner *et al.* (1987) salientam que na prática não é tão simples definir G_f e T_f em razão da ruptura de flocos, não contemplada no modelo por eles considerado. Treweek (1979) sugere o valor mínimo do produto $G_f \times T_f$ de 4×10^4 , enquanto Edzwald *et al.* (1987) observaram bons resultados na filtração com $G_f \times T_f$ de 10^4 a $2,5 \times 10^4$ em água com temperatura de 20 a 24°C. Cleasby (1990) recomenda a adoção de tempo e gradiente de velocidade médio de floculação da ordem de 10 min. e 100 s^{-1} , respectivamente, o que resulta $G_f \times T_f$ de 6×10^4 . Evidentemente, as condições ótimas de floculação dependem da qualidade da água bruta, mas é conveniente também realizar estudos visando investigar como o tipo de coagulante influi nos valores otimizados de G_f e T_f , ou seja, no tamanho e na concentração dos flocos encaminhados à unidade de filtração. Deve-se avaliar também se a gradação do gradiente de velocidade ao longo das câmaras de floculação permite reduzir o tempo de detenção em relação à manutenção de G_f constante, sem que ocorra deterioração da qualidade da água.

Apesar de haver pesquisas relacionadas ao estudo da influência do tamanho das partículas no desempenho dos filtros, em geral elas se referem a investigações realizadas com águas não-naturais ou a estudos meramente teóricos, e há divergências entre diferentes autores. Cleasby (1990) aponta que a floculação permite melhorar a qualidade da água filtrada antes da ocorrência do transpasse, reduzir o período necessário para iniciar a produção de água potável, assim que o filtro é recolocado em operação após a lavagem, e diminuir a perda de carga, mas também conduz à ocorrência prematura do transpasse, de modo que, apesar da redução da perda de carga, podem resultar carreiras de filtração mais curtas. Por outro lado, Di Bernardo (1993) apresenta resultados que mostram que a ocorrência de transpasse pode estar associada à coagulação da água no mecanismo da varredura, o que é inadequado quando se emprega a filtração direta. Cleasby (1990) menciona que em algumas ETAs são empregados tempos de floculação de até 60 min. antes da filtração direta. Tal fato pode conduzir à formação de flocos relativamente grandes, com pequena resistência ao cisalhamento e baixa filtrabilidade, mais apropriados para a decantação ou para a

flotação do que para a filtração. Como observa Wiesner *et al.* (1987), quando a água é desnecessariamente floculada, ou floculada de modo inadequado, torna-se mais difícil a remoção das impurezas nos filtros e aumenta-se o custo do tratamento. No Capítulo 5 é exemplificado o efeito da floculação sobre a filtração direta descendente.

Parâmetros de projeto e de operação das unidades de floculação

Pela definição da ABNT (1992), floculadores são unidades para promover a agregação de partículas formadas na mistura rápida, sendo preconizado que os parâmetros de projeto e operação dessas unidades (período de detenção no tanque de floculação e gradiente de velocidade) devem ser determinados por meio de ensaios realizados com a água a ser tratada. Segundo a ABNT (1992), dependendo do porte da estação e do critério do órgão contratante, se não for possível proceder aos ensaios destinados a determinar o período de detenção adequado, podem ser adotados valores entre 20 e 30 min. para floculadores hidráulicos e entre 30 e 40 min. para os mecanizados. Não sendo realizados ensaios, devem ser previstos gradientes de velocidade máximo no primeiro compartimento, de 70 s^{-1} , e mínimo no último, de 10 s^{-1} . Deve-se destacar que para a filtração direta as condições de floculação (tempo e gradiente de velocidade) podem ser bastante distintas das recomendadas pela ABNT (1992). Segundo Cleasby (1990), quando se emprega a filtração direta precedida de floculação, é recomendado que as unidades sejam projetadas com baixo tempo de detenção, cerca de 10 min., e com elevado gradiente de velocidade, de até 100 s^{-1} . Ainda segundo a ABNT (1992), deve ser previsto dispositivo que possa alterar o gradiente de velocidade aplicado, ajustando-o às características da água e permitindo variação de pelo menos 20% a mais e a menos do fixado para o compartimento.

Os tanques de floculação mecanizados devem ser subdivididos preferencialmente em pelo menos três compartimentos em série separados por cortinas ou paredes, porém, interligados por aberturas localizadas de forma a reduzir a possibilidade de passagem direta da água de uma abertura para outra. Para definição do local conveniente das aberturas, devem ser levadas em conta as direções de fluxo impostas pelo sistema de agitação e pela própria entrada da água no tanque. Quando o fluxo de água incide diretamente sobre a abertura, deve-se colocar um anteparo capaz de desviá-lo (ABNT, 1992). No caso da filtração direta, os efeitos negativos decorrentes de curto-circuitos hidráulicos podem ser menos acentuados do que no caso do tratamento de ciclo completo, de modo que se admite menor número de câmaras de floculação.

Deve-se notar que entre as câmaras de floculação há passagens para a água, as quais precisam ser cuidadosamente calculadas, pois se o gradiente de velocidade na

passagem for superior ao aplicado na câmara de floculação, alguns flocos se rompem, o que pode comprometer o desempenho dos decantadores, pois a velocidade de sedimentação diminui com a redução do tamanho ou da massa específica dos flocos. Este cuidado também deve ser tomado ao projetar o canal que vai da última câmara de floculação até a entrada dos filtros, no caso da filtração direta.

Nas ETAs, a floculação pode ser realizada hidráulica ou mecanicamente. Do mesmo modo que no caso da mistura rápida, embora a floculação hidráulica apresente menor custo de construção e de manutenção e maior simplicidade operacional, ela não possui flexibilidade quanto a alterações dos valores de gradientes de velocidade médios, o que pode tornar inadequado seu emprego nas ETAs em que a água bruta apresenta sazonalmente grande variação de qualidade.

Nos floculadores hidráulicos, a agitação deve ser obtida por meio de chicanas ou outros dispositivos direcionais de fluxo que confirmam à água movimento horizontal, vertical ou helicoidal; a intensidade de agitação resulta da resistência hidráulica ao escoamento e é medida pela perda de carga.

Também é especificado na ABNT (1992) que as cortinas destinadas a subdividir os tanques de floculação em compartimentos devem suportar os esforços decorrentes da movimentação da água. Quando a passagem da água de um compartimento para outro se dá por cima da cortina, esta deve ter, na parte inferior, abertura que permita o escoamento por ocasião de esvaziamento do compartimento, abertura essa que, se necessário, pode ser provida de dispositivo basculante que impeça a passagem de quantidade significativa de água em qualquer sentido durante o funcionamento normal. Os tanques de floculação devem apresentar a maior parte da superfície livre exposta, de modo a facilitar o exame do processo. Os procedimentos de cálculo para estimativa do gradiente de velocidade médio nos diversos tipos de unidade de floculação podem ser obtidos em literatura específica.

Critérios de seleção das unidades de floculação

De acordo com Richter & Azevedo Netto (1991), a seleção do sistema de floculação é influenciada por uma série de fatores, entre eles: a) tamanho da instalação, b) regularidade na vazão e período de operação, c) segurança operacional, d) capacidade operativa e de manutenção local, e) características construtivas, f) custo e g) disponibilidade de energia. Segundo os autores, os critérios de simplicidade sempre devem estar presente no projeto de um floculador, sendo citado que um tanque retangular, dotado de alguns equipamento de agitação, é uma alternativa mais simples de construir do que um canal sinuoso com dezenas de paredes defletoras muito próximas, como é o caso de um floculador hidráulico de chicanas de pequena capacidade. Além disso, a limpeza é dificultada.

Segundo Richter & Azevedo Netto (1991), os floculadores hidráulicos de chicanas de fluxo horizontal demandam uma grande área e, portanto, a não ser em algum projeto de ETA de pequeno porte, são sempre mais caros do que os de fluxo vertical. Devem ser considerados sempre como alternativa excepcional. Os floculadores hidráulicos de chicanas de fluxo vertical podem ser utilizados desde capacidades pequenas com 25 L/s até 1.000 L/s ou maiores. Os floculadores mecânicos de eixo vertical acompanham a mesma faixa. A limitação para o uso de floculadores vertical é o número de unidades. O volume máximo de influência de agitadores de eixo vertical para floculador está em torno de 80 a 100 m³. Desse modo, ETAs com capacidade superior a 1.000 L/s seriam forçosamente dotadas de um número de equipamento de floculação superior a 12 unidades. Capacidades superiores a 1.000 L/s geralmente conduzem a floculadores de eixo horizontal ou de turbinas. Geralmente, os floculadores mecanizados do tipo turbina são mais adequados para gradientes de velocidade superiores a 30 s⁻¹, enquanto os do tipo paleta são mais convenientes para gradientes de velocidade da ordem de 15 a 60 s⁻¹. Os agitadores alternativos (*walking-beam*) podem ser utilizados com sucesso em projetos de ampliação e/ou quando não se tem muita flexibilidade para alterar ou adaptar a forma dos tanques a outros tipos de equipamentos.

Os projetos de pequenas ETAs devem merecer cuidado especial na escolha do tipo de floculador. Com poucas exceções e em condições especiais, pode-se recomendar floculadores mecânicos. Os floculadores hidráulicos de chicanas, por resultarem em espaçamento muito próximo, trazem problemas construtivos e operacionais. Uma solução que pode conduzir a bons resultados é a floculação em meio granular, utilizando-se pedregulhos ou outros materiais granulares naturais ou sintéticos de diferentes formatos, como os estudados no âmbito do PROSAB e mencionados no Capítulo 5. Segundo Richter & Azevedo Netto (1991), outra alternativa muito utilizada é o floculador “Alabama”, difundido no Brasil pela Fundação de Serviços de Saúde Pública, em dezenas de ETAs de pequeno porte, nas décadas de 1950 e 1960.

Ainda segundo Richter & Azevedo Netto (1991), os custos de construção podem ser um pouco mais elevados nos floculadores hidráulicos de maior capacidade, porém é preciso considerar o custo de manutenção nos floculadores mecânicos. Para efeito de comparação, deve-se considerar o consumo de energia ou o seu equivalente em perda de carga nos floculadores hidráulicos. Nestes, toda a energia é aproveitada na agitação da água, ao passo que nos floculadores mecânicos as perdas por atrito e por indução podem ser superiores a 100% da energia útil aplicada na água.

Considerações Finais

Independentemente da tecnologia de tratamento de água, para obter resultados satisfatórios é importante identificar os fatores que interferem nos processo e operações

envolvidos e estabelecer corretamente os parâmetros de projeto e de operação e a configuração das diversas unidades da ETA. No caso da filtração direta, é de extrema relevância a realização de estudos para definir a necessidade ou não de micropeneiras e da pré-oxidação, as condições adequadas de coagulação (tipo e dosagem dos produtos químicos) e de mistura rápida (tempo e gradiente de velocidade médio) e a necessidade ou não de unidades de floculação e, caso essas sejam necessárias, estabelecer o tempo e o gradiente de velocidade correspondentes. Além disso, a taxa de filtração; o tipo, a granulometria e a espessura do meio filtrante; e o método de lavagem e de operação dos filtros são exemplos de fatores que também influenciam significativamente no desempenho global das ETAs nas quais é empregada a filtração direta. Este capítulo apresentou abordagem preliminar de diversos processos e operações unitárias que precedem os filtros, a fim de facilitar a compreensão dos capítulos seguintes, nos quais há diversos exemplos práticos.

Bibliografia

- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. *NBR 12216*: projeto de estação de tratamento de água para abastecimento público. Rio de Janeiro, 1992.
- AMIRTHARAJAH, A.; MILLS, K. J. Rapid-mix design for mechanisms of alum coagulation. *Jour. AWWA, USA*, v. 74, n. 4, p. 210-216, Apr. 1982.
- AMIRTHARAJAH, A. Some theoretical and conceptual views of filtration. *Journal AWWA*, v. 80, n. 12, p. 36-46, Dec. 1988.
- BARKÁCS, K.; BOHUSS, I.; BUKOVSKY, A.; VARGA, I.; ZÁRAY, G. Comparasion of polyeletrolitos applied in drinking water treatment. *Microchemical Journal*, v. 67, p. 271-277, 2000.
- BENEFIELD, L. D.; MORGAN, J. S. Chemical precipitation. In: *Water quality and treatment*. American water works association. 4. ed. McGraw-Hill, Inc., 1990.
- BRASIL. *Normas e padrão de potabilidade das águas destinadas ao consumo humano*. Normas regulamentadoras aprovadas pela Portaria 1469. Ministério da Saúde Brasília, 2000.
- CARNS, K. E.; PARKER, J. D. Using polymers with direct filtration. *Journal AWWA*, v. 77, n. 3, p. 44-49, Mar. 1985.
- CLEASBY, J. L. Filtration. In: *Water quality and treatment: a handbook of community water supplies*. 4. ed. AWWA. McGraw-Hill, 1990.
- CROZES, G.; WHIT, P.; MARSHALL, M. Enhanced coagulation: its effect on NOM removal and chemical costs. *Journal AWWA*, v. 87, n. 1, p. 78-89, Jan. 1995.
- DHARMAPPA, H. B.; VIGNESWARAN, S.; VERINK, J.; FUJIWARA, O. Water-treatment-system design for turbidity removal. I: Simulation. *Journal of Environmental Engineering*, v. 120, n. 4, p. 900-920, Jul./Aug. 1994.

- DI BERNARDO, A. S. *Desempenho de sistemas de dupla filtração no tratamento de água com turbidez elevada*. Plano de pesquisa para qualificação de doutorado do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 2003. 40 p. (não publicado).
- DI BERNARDO, L. *Métodos e técnicas de tratamento de água*. 2 v. Rio de Janeiro: ABES. 1993.
- EDZWALD, J.; BECKER, W. C.; TAMBINI, S. J. Organics, polymers, and performance in direct filtration. *Journal of Environmental Engineering*, v. 113, n. 1, p.167-185, Feb. 1987.
- GHOSH, M. M.; COX, C. D.; PRAKASH, T. M. Polyelectrolyte selection for water treatment. *Journal AWWA*, v. 77, n. 3, p. 67-73, Mar. 1985.
- HABIBIAN, M. T.; O'MELIA, C. R. Particles, polymers, and performance in filtration. *Journal of the Environmental Engineering Division, Proceedings of the American Society of Civil Engineers*, v. 101, n. EE4, p. 567-583, Aug. 1975.
- JAMES, C. R.; O'MELIA, C. R. Considering sludge production in the selection of coagulants. *Journ. AWWA*, p. 148-151, Mar. 1982.
- KAWAMURA, S. Design and operation of high-rate filters. *Journal AWWA*, v. 91, n. 12, p. 77-90, Dec. 1999.
- KAWAMURA, S. Preliminary studies. In: *Integrated design and operation of water treatment facilities*. 2. ed. United States of America: John Wiley & Sons, 2000.
- MACKIE, R. I.; BAI, R. Suspended particle size distribution and the performance of deep bed filters. *Wat. Res.*, v. 26, n. 12, p. 1571-1575, 1992.
- MATSUI, Y.; YUASA, A.; FURUYA, Y.; KAMEI, T. Dynamic analysis of coagulation with alum and PACl. *Journal AWWA*, v. 90, p. 96-106, 1998.
- MENDES, C. G. N. *Estudo da coagulação e floculação de águas sintéticas e naturais com turbidez e cor variáveis*. 1989. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- NDIONGUE, S.; DESJARDINS, R.; PRÉVOST, M. The use of jar-filtration tests to compare performances of coagulantes in Direct Filtration. *Environamental Technology*, v. 21, p. 67-76. 2000.
- PRIANT, N.; AROUCA, J.; CARMO, F. H.; COSTA, B. M. P.; SILVA, T. S. Avaliação em escala real do emprego de cloreto de polialumínio na coagulação de águas naturais de cor moderada e turbidez baixa. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19., Rio de Janeiro, 1997.
- RICHTER, C. A.; AZEVEDO NETTO, J. M. *Tratamento de água: tecnologia atualizada*. São Paulo: Editora Edgard Blücher Ltda, 1991. 332 p.
- SENS, M. L.; DALSASSO, R. L. *Utilização de micropeneiras no tratamento de água por filtração direta*. Universidade Federal de Santa Catarina, 2003. (não publicado).

SHEN, Y. H.; DEMPSEY, B. A. Synthesis and speciation of polyaluminum chloride for water treatment. *Environment International*, v. 24, n. 8, p. 899-910, 1998.

TREWEEK, G. P. Optimization of flocculation time prior to direct filtration. *Journal AWWA*, v. 71, n. 2, p. 96-101, Feb. 1979.

WAGNER, E. G.; HUDSON Jr., H. E. Low-dosage high-rate direct filtration. *Journal AWWA*, v. 74, n. 5, p. 256-261, May 1982.

WIESNER, M. R.; O'MELIA, C. R.; COHON, J. L. Optimal water treatment plant design. *Journal of Environmental Engineering*, v. 113, n. 3, p. 567-584, Jun. 1987.

ZHU, H.; SMITH, D. W.; ZHOU, H.; STANLEY, S. J. Improving removal of turbidity causing materials by using polymers as a filter aid. *Wat. Res.*, v. 30, n. 1, p. 103-114, 1996.

Capítulo 4

Seleção de Alternativas de Tratamento por Filtração Direta e Estudos de Tratabilidade

Tipos de Sistemas de Filtração Direta

A filtração direta pode ser empregada para o tratamento de águas para abastecimento em três configurações básicas distintas, apresentadas de forma esquemática na Figura 4.1.

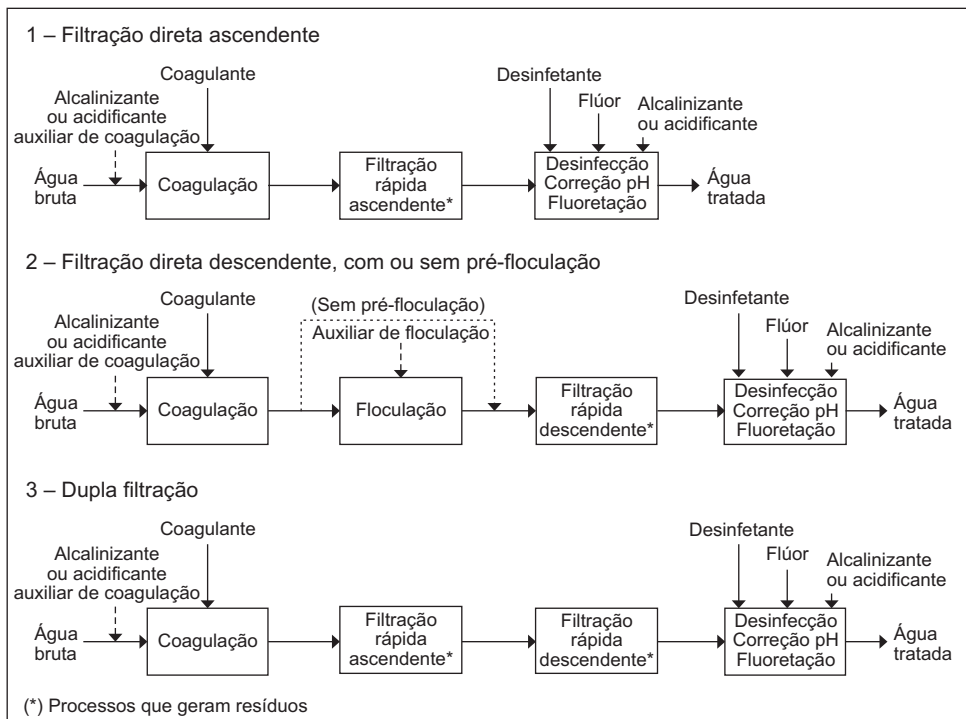


Figura 4.1 Fluxogramas esquemáticos dos sistemas de filtração direta.

A seguir são apresentadas as variações possíveis de serem implementadas para as configurações básicas mostradas na Figura 4.1.

- Filtração direta ascendente (FDA):
 - com camada filtrante constituída de pedregulho e areia;
 - com descargas de fundo intermediárias (DFI) e introdução de água na interface (IAI);
 - operação com taxa constante e lavagem com água.
- Filtração direta descendente (FDD):
 - com camada filtrante única, constituída de areia praticamente uniforme:
 - operação com taxa constante e lavagens com água + auxiliar;¹
 - operação com taxa declinante e lavagens com água + auxiliar;¹
 - com camada filtrante única, constituída exclusivamente de antracito:
 - operação com taxa constante e lavagens com água + auxiliar;¹
 - operação com taxa declinante e lavagens com água + auxiliar;¹
 - com camada filtrante dupla, de antracito e areia:
 - operação com taxa constante e lavagens com água + auxiliar;¹
 - operação com taxa declinante e lavagens com água + auxiliar;¹
- Dupla filtração (DF):
 - com filtros ascendentes de areia grossa (FAAG) e descendentes em areia (FD):
 - FAAG com DFI e IAI, operados com taxa constante;
 - FD com taxa constante e lavagem com água;
 - FD com taxa constante e lavagem com água + auxiliar;¹
 - FD com taxa declinante e lavagem com água;
 - FD com taxa declinante e lavagem com água + auxiliar;¹
 - com filtros ascendentes em pedregulho (FAP) e descendentes em areia:
 - FAP com DFI, operados com taxa constante;
 - FD com taxa constante e lavagem com água;
 - FD com taxa constante e lavagem com água + auxiliar;¹
 - FD com taxa declinante e lavagem com água;
 - FD com taxa declinante e lavagem com água + auxiliar;¹

1. As lavagens auxiliares podem ser feitas com a introdução de ar em alternância com a água, ou com o uso de sistema injetor de água para lavagem das camadas superficiais do material filtrante.

- com filtros ascendentes em pedregulho (FAP) e descendentes em antracito e areia (FD):
 - FAP com DFIs, operados com taxa constante;
 - FD com taxa constante e lavagem com água;
 - FD com taxa constante e lavagem com água + auxiliar;¹
 - FD com taxa declinante e lavagem com água;
 - FD com taxa constante e lavagem com água + auxiliar;¹

Vantagens da Filtração Direta

A FDA destaca-se por:

- a) possibilitar a filtração no sentido do maior para o menor grão, resultando na utilização da altura total da camada como meio filtrante (ação de profundidade), e a redução da taxa de crescimento da perda de carga durante a filtração, em decorrência da remoção de uma quantidade substancial de impurezas na porção do meio filtrante de maior granulometria proporcionando, assim, carreiras de filtração com maiores durações;
- b) empregar menor quantidade de coagulante por unidade de volume de água tratada, em função da não necessidade da etapa isolada de floculação (que se manifesta na própria camada suporte de pedregulho) e da busca do ponto isoelétrico na dosagem mínima, a qual, em geral, é proporcionada pelo mecanismo de coagulação de adsorção e neutralização de cargas;
- c) requerer menores áreas e custos para implantação, operação e manutenção, pela eliminação das unidades de floculação e decantação e pela redução do consumo de produtos químicos, energia e mão-de-obra;
- d) possibilitar a execução de descargas de fundo intermediárias (DFIs) com introdução de água na interface (IAI), resultando em eficiente método de remoção do material retido na camada suporte, com produção de efluentes de melhor qualidade e duração de carreiras de filtração mais prolongadas;
- e) resultar em menor produção de lodo e, conseqüentemente, em menores custos de implantação de unidades de tratamento do lodo, de sua operação e manutenção e da disposição do lodo final produzido.

A FDD apresenta, em relação ao tratamento completo (convencional), as mesmas vantagens listadas para a FDA, excluindo-se: i) a vantagem indicada em *a*, que pode ser parcialmente compensada com o emprego da camada dupla de antracito e areia nos filtros descendentes; ii) a vantagem indicada em *d*, única e exclusiva da filtração ascendente; e iii) parcialmente a vantagem *c*, quando se considera a inclusão de uma etapa de floculação por curto período, em geral, limitado a 10 min., que normalmente é benéfica ao desempenho do sistema de filtração, seja pelo aumento da duração da

carreira de filtração, seja pela melhoria da qualidade da água filtrada produzida, ou por ambos.

Apesar dessas desvantagens, quando comparada à FDA, a FDD elimina um grande inconveniente da filtração ascendente, que é a segurança sanitária da água filtrada produzida logo após a recolocação de um filtro recém-lavado em funcionamento, já que, na FDD, não há a possibilidade de contaminação direta da água filtrada pela mistura com o volume final de água de lavagem que permanece no interior da câmara do filtro, além de permitir a adoção da operação segundo o princípio da taxa declinante e de maiores taxas de filtração.

Apesar de requerer maiores custos de implantação, operação e manutenção que a filtração direta ascendente (FDA) e que a filtração direta descendente (FDD), a dupla filtração (DF) destaca-se por:

- a) permitir o tratamento de água com pior qualidade;
- b) oferecer mais segurança em relação às variações bruscas de qualidade da água bruta;
- c) dispensar o descarte de água filtrada do filtro ascendente no início da carreira de filtração;
- d) apresentar maior remoção global de microrganismos e menor risco sanitário.

Qualidade da Água: Aplicabilidade das Alternativas de Filtração Direta

Em linhas gerais, as tecnologias de tratamento podem ser divididas em dois grupos: as que se baseiam na filtração rápida e as que se baseiam na filtração lenta. O primeiro grupo tem a coagulação química e a filtração rápida como etapas fundamentais para clarificação da água, ao passo que no segundo grupo a etapa básica é a filtração lenta e o uso de coagulantes é dispensável. Em ambos os grupos a filtração pode ou não ser precedida de outros processos de clarificação. As alternativas de filtração direta se inserem no primeiro grupo.

Cabe aqui reforçar a importância da filtração no tratamento de água. Geralmente, a filtração é a última etapa de clarificação da água antes do processo de desinfecção. É a filtração que garante a qualidade adequada da água a se tornar potável após a etapa de desinfecção, e é na filtração que se deve garantir que organismos patogênicos resistentes à desinfecção por cloro, como os cistos de *Giardia* e oocistos de *Cryptosporidium*, sejam removidos. Reconhecendo a importância da filtração na garantia de água microbiologicamente segura, a Portaria MS 1469/2000 (Brasil, 2001) estabelece como requisitos mínimos de tratamento duas condições:

- toda água para consumo humano, suprida por manancial superficial e distribuída por meio de canalização, deve incluir tratamento por filtração;
- toda água fornecida coletivamente deve ser submetida a processo de desinfecção, concebido e operado de forma a garantir o atendimento ao padrão microbiológico.

Além disso, essa mesma portaria estabelece que, “para a garantia da qualidade microbiológica da água, em complementação às exigências relativas aos indicadores microbiológicos”, a água efluente dos filtros rápidos não deve exceder a 1 uT, sendo, ao mesmo tempo, enfaticamente recomendado, “com vistas a assegurar a adequada eficiência de remoção de enterovírus, cistos de *Giardia* spp. e oocistos de *Cryptosporidium* sp.”, que se estabeleça como meta operacional a obtenção de efluente filtrado com valores de turbidez inferiores a 0,5 uT.

Conhecer as características de qualidade da água bruta (*in natura*) do manancial é determinante para definir a tecnologia de tratamento. O conhecimento dos dados de qualidade da água ao longo de um período de tempo (pelo menos 1 ano, porém, o ideal seria mais de 5 anos) e o adequado tratamento estatístico dos dados, juntamente com as recomendações de aplicação de tecnologias apresentadas na Tabela 4.1, podem conduzir o engenheiro a uma seleção preliminar das possíveis alternativas de filtração direta aplicáveis para o tratamento de determinado manancial. Entretanto, só a partir dos estudos de tratabilidade será possível definir a alternativa adequada.

Quanto às recomendações da Tabela 4.1, é importante considerar que se trata de um referencial para a seleção do tratamento, tendo por base os valores-limite dos parâmetros de qualidade da água. Lembrando sempre que a qualidade da água, especialmente de mananciais superficiais, sofre grandes variações segundo a estação do ano. Logo, deve ser cuidadosamente analisado o efeito do período em que ocorre deterioração da qualidade da água sobre o processo de tratamento em consideração.

Assim, para uma análise mais cuidadosa da aplicabilidade das tecnologias de tratamento, em particular as tecnologias por filtração direta, é importante que as informações sobre a qualidade da água sejam complementadas pelas informações obtidas a partir de levantamentos sanitários da bacia hidrográfica em que se encontra o manancial e do conhecimento das práticas de proteção do manancial. Essas informações permitem melhor avaliação dos riscos químicos e microbiológicos envolvidos, que nem sempre estão refletidos nos parâmetros de qualidade da água. Por exemplo, as bactérias do grupo coliforme, indicador mais utilizado para caracterizar a qualidade microbiológica da água, não é um bom indicador da presença de cistos de protozoários (cistos de *Giardia* e oocistos de *Cryptosporidium*). Assim, uma análise de risco auxiliará na seleção da alternativa que produzirá água segura para o consumo humano.

Tabela 4.1 Parâmetros de qualidade da água bruta sugeridos para as tecnologias de filtração rápida.

Características da água bruta	Tecnologias de tratamento			
	Filtração direta descendente	Filtração direta ascendente	Dupla filtração	Dupla Filtração
			(Pedregulho ↑ + areia ou CD ↓)	(Areia grossa ↑ + areia ou CD ↓)
Turbidez (uT)	90% ≤ 10	90% ≤ 10	90% ≤ 100	90% ≤ 50
	95% ≤ 25	95% ≤ 25	95% ≤ 150	95% ≤ 100
	100% ≤ 100	100% ≤ 100	100% ≤ 200	100% ≤ 150
Cor verdadeira (uC)	90% ≤ 20	90% ≤ 20	90% ≤ 50	90% ≤ 50
	95% ≤ 25	95% ≤ 25	95% ≤ 75	95% ≤ 75
	100% ≤ 50	100% ≤ 50	100% ≤ 100	100% ≤ 100
Sólidos em suspensão (mg/L)	95% ≤ 25	95% ≤ 25	95% ≤ 150	95% ≤ 100
	100% ≤ 100	100% ≤ 100	100% ≤ 200	100% ≤ 150
Coliformes totais (NMP/100 ml)	1000 ⁽¹⁾	1000 ⁽¹⁾	5000 ⁽¹⁾	5000 ⁽¹⁾
<i>E. coli</i> (NMP/100 ml)	500 ⁽¹⁾	500 ⁽¹⁾	1000 ⁽¹⁾	1000 ⁽¹⁾
Densidade de algas (UPA/ml)	500	500	1000	1000
Taxas de filtração (m ³ /m ² /d)	200-600	160-240	FAP: 80-180 FRD: 180-600 ⁽²⁾	FAAG: 120-240 FRD: 200-600 ⁽²⁾
Nº de DFIs durante a carreira de filtração dos filtros ascendentes	NA	≥ 2 ⁽³⁾	≥ 4 ⁽³⁾	≥ 4 ⁽³⁾
Taxa de aplicação de água na interface durante as DFIs (m ³ /m ² /d)	NA	≥ 600	≥ 600	≥ 600

1. Limites mais elevados podem ser adotados com o emprego de pré-desinfecção. 2. As taxas de filtração mais elevadas nessa faixa são aplicáveis somente quando é utilizado meio filtrante de dupla camada. 3. Observar critérios nos Capítulos 5, 6 e 7.

Legenda: DFI – descarga de fundo intermediária; FAAG – filtro com escoamento ascendente em areia grossa; FAP – filtro com escoamento ascendente em pedregulho; FRD – filtro rápido descendente; CD – camada dupla de antracito + areia; NA – não se aplica.

Atualmente, é amplamente reconhecido o conceito de múltiplas barreiras de proteção no sistema de tratamento. O número de etapas/processos independentes na estação de tratamento determina seu grau de confiabilidade. Um sistema de tratamento com uma etapa de remoção-inativação de patógenos que apresenta eficiência de 4-log é menos confiável do que um sistema de tratamento com duas etapas de remoção-inativação, cada uma com eficiência de 2-log. Isso porque a probabilidade de o segundo

sistema ter uma falha total é menor que no primeiro. Assim, quando os dados de qualidade da água sugerirem, por exemplo, que a filtração direta ascendente ou a filtração direta descendente são alternativas viáveis ao tratamento dessa água, mas as informações obtidas a partir do levantamento sanitário sugerirem que há riscos microbiológicos significativos, a melhor opção será o uso da dupla filtração.

Os valores de referência para densidade de algas na água bruta apresentados na Tabela 4.1 são propositalmente restritivos. Em face da diversidade de gêneros e espécies desses organismos e das diferentes características que apresentam (tamanho, forma, mobilidade, toxicidade, entre outras) é tarefa complexa estabelecer um valor único que atenda a essa especificidade. Quando a água do manancial a ser tratado apresenta densidade de algas significativamente maior do que os valores propostos, é particularmente importante avaliar o desempenho dos processos e das seqüências de tratamento com base em ensaios em instalações-piloto. Atenção redobrada deve ser dada ao tratamento de mananciais com presença de cianobactérias (algas cianofíceas), isso porque, além das dificuldades operacionais associadas à presença de algas, esses organismos são potenciais produtores de toxinas. Estudos têm mostrado que os processos de tratamento mais usualmente adotados são capazes de remover células viáveis de cianobactérias, mas não são eficazes na remoção das toxinas dissolvidas.

Estudos de Tratabilidade

Os estudos de tratabilidade, que podem ser realizados em escala de bancada e em escala-piloto, além de permitir a definição da opção tecnológica de tratamento adequada para produzir água de consumo humano segura e atendendo ao padrão de potabilidade, podem prover informações sobre os produtos químicos apropriados, suas dosagens e seqüências de aplicação, e parâmetros de projeto otimizados para as diferentes unidades de tratamento, com significativa economia nos custos de implantação e operação da estação de tratamento.

Um exemplo simples de economia nos custos de implantação de ETA é a otimização da taxa de filtração obtida a partir de estudos em escala-piloto. A NBR 12216 (ABNT, 1992), item 5.12.5, traz que “a taxa de filtração a ser adotada é determinada por meio de filtro-piloto operado com a água a ser filtrada, com camada filtrante igual à dos filtros a serem construídos”. No item 5.12.5.1, por sua vez, diz que, não sendo possível realizar as experiências em filtro-piloto, a taxa de filtração máxima permitida, por exemplo, para filtros rápidos ascendentes de areia é de 120 m/d. Se os estudos em escala-piloto indicarem que é possível garantir a produção de água de forma segura com taxa de filtração de 180 m/d, isso poderá significar redução do volume de meio filtrante e material granular para camada suporte em até 1,5 vez, com impacto significativo no custo desses materiais. Isso sem levar em conta que as unidades filtrantes também ocuparão menor área, com menor custo de construção, etc.

Os estudos de tratabilidade podem ser ainda uma ferramenta para otimização de condições operacionais, reforma ou ampliação de ETAs existentes.

Os estudos em escala de bancada podem ser conduzidos num período de tempo menor (2 a 3 semanas nos períodos críticos de variação de qualidade, por exemplo, estação seca e chuvosa) e com baixos custos. Já os estudos em escala-piloto requerem tempo mais longo, geralmente 1 ano ou mais, e apresentam custos mais significativos. Em função da capacidade da ETA (vazão a ser tratada), o custo dos estudos de tratabilidade será muito menor do que a economia nos custos de implantação associada à otimização dos parâmetros de projeto.

Os estudos de tratabilidade devem considerar as mudanças de qualidade que podem ocorrer na água do manancial, bem como as variações de vazões afluentes à ETA decorrentes de alternativas de operação e de aumento de demanda de consumo ao longo do período de projeto.

De qualquer forma, é importante ressaltar que o objetivo dos estudos de tratabilidade é a seleção da tecnologia de tratamento adequada, que levará à produção de água mais segura, atendendo ao objetivo maior do tratamento que é a prevenção de agravos à saúde humana.

Estudos em escala de bancada

Em geral, os estudos de bancada, realizados com metodologias apropriadas, podem fornecer informações sobre:

- produtos químicos mais adequados ao tratamento (pré-oxidantes, adsorventes, alcalinizantes ou acidificantes, coagulantes, auxiliares de floculação, etc.);
- seqüência de aplicação de produtos químicos;
- condições ótimas de coagulação (pH, dosagem, gradiente de velocidade e tempo de detenção na unidade de mistura rápida);
- condições ótimas de floculação (dosagem de auxiliar de floculação, gradiente de velocidade e tempo de detenção nos floculadores);
- estimativa da taxa de aplicação superficial em decantadores ou flotadores;
- potencial de formação de subprodutos indesejados da oxidação;
- controle de odor e sabor por meio de oxidação ou adsorção em carvão ativado.

Neste livro são considerados os aspectos de otimização dos processos de coagulação e floculação, em função da grande influência que estes exercem na eficiência da filtração rápida, em particular quando a tecnologia de tratamento adotada é a da filtração direta.

O equipamento utilizado nos testes de bancada é conhecido como aparelho de teste de jarros, do inglês *jar tester*. Esse equipamento consiste, geralmente, de seis dispositivos de agitação mecânica com velocidade variável que operam em paralelo. Em função da geometria da paleta do misturador e do volume e geometria dos jarros, cada equipamento possui uma curva característica que relaciona o gradiente de velocidade aplicado a água com a rotação do motor. A Figura 4.2 apresenta um equipamento produzido no Brasil.

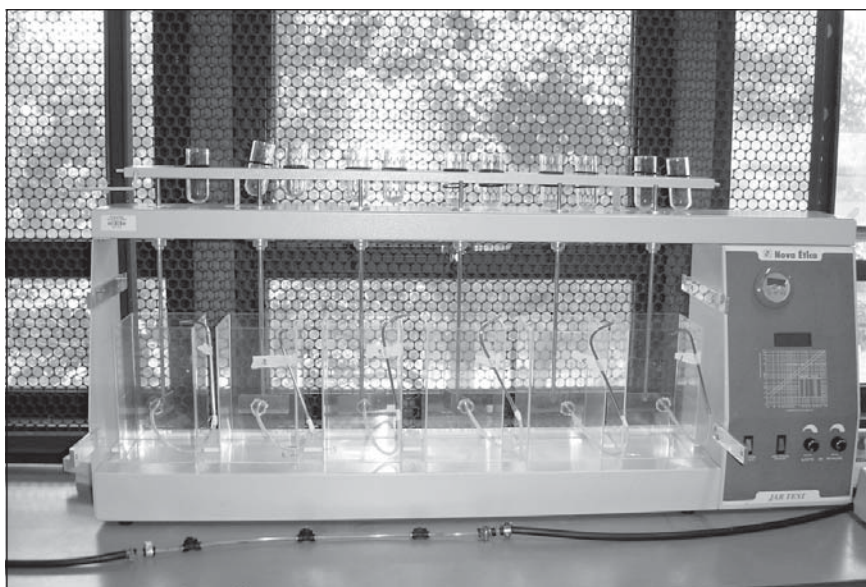


Figura 4.2 Aparelho de jarteste.

Além do aparelho de teste de jarros, simplificadaamente designado como aparelho de jarteste, a execução dos ensaios exige infra-estrutura laboratorial compatível com as características de qualidade da água que se deseja avaliar, ou seja, características de qualidade que serão indicadoras da eficiência do tratamento em cada situação testada. De modo geral, a característica mais utilizada nessa avaliação é a turbidez, entretanto, em situações específicas, outras características devem ser avaliadas, como, por exemplo, a cor (no caso de águas com cor verdadeira elevada) e a clorofila-a (no caso de águas com presença de algas), ou ainda o residual de coagulante.

Ensaio em aparelho jarteste

A rotina de realização dos testes de jarros pode ser encontrada em vários textos técnicos (CEPIS, 1992; Kawamura, 2000; Di Bernardo *et al.*, 2002; entre outros).

Geralmente essa rotina envolve as etapas de coagulação, floculação e sedimentação. Considerando a aplicação em sistemas de filtração direta, a rotina apresentada a seguir é a sugerida por Di Bernardo *et al.* (2002), que considera a filtração como etapa final da separação sólido-líquido. Algumas modificações foram inseridas nessa rotina a partir de contribuições originárias dos grupos participantes da rede de pesquisa do PROSAB 3.

Antes da realização dos ensaios de jarros é fundamental que se proceda uma caracterização da água bruta. Essa caracterização deve ser a mais completa possível, incluindo características físicas, químicas e biológicas (microbiológica e hidrobiológica).

As informações existentes sobre a qualidade da água do manancial (utilizadas para seleção preliminar da tecnologia), o conhecimento do tipo de manancial e das potenciais fontes de poluição deste ajudarão a definir os aspectos mais importantes nessa caracterização. Entretanto, alguns parâmetros são básicos: pH, alcalinidade, condutividade, cor verdadeira e cor aparente, sólidos em suspensão e turbidez. No caso de o manancial se configurar como ambiente lântico, a quantificação e a identificação de algas e outros organismos será importante.

Equipamentos e materiais necessários

- Aparelho de jarteste (reatores estáticos)
- Medidor de pH
- Turbidímetro nefelométrico
- Cronômetro
- Balança de precisão (preparo de soluções)
- Vidrarias diversas: balões volumétricos, béqueres, bastões de vidro, funis, pipetas, provetas, etc.
- Espectrofotômetro para determinação de características específicas de interesse (cor, cloro residual, clorofila-a, residual de coagulante, etc.)
- Outros: filtro de papel ou filtros de laboratórios de areia, pipetadores, lenço de papel, papel toalha, água destilada ou deionizada, padrões de calibração, etc.

Etapa preparatória

- Separar as vidrarias necessárias, procurando sempre utilizar os mesmos recipientes (bem como pipetas) para cada solução a ser empregada. Com isso objetiva-se a minimização de contaminação cruzada.
- Preparar as soluções pertinentes (coagulante, acidificante, alcalinizante, auxiliar de coagulação, etc.) com concentrações compatíveis com as dosagens a serem aplicadas.

- Verificar se os jarros estão limpos e os equipamentos a serem utilizados estão funcionando adequadamente e, quando for o caso, se estão devidamente calibrados.

Jarteste

Passo 1: colocar porções da água bruta, previamente aquecidas ou resfriadas até a temperatura desejada, em cada um dos seis jarros, enchendo-os simultaneamente de modo a assegurar a homogeneidade da água contida em cada um dos jarros, até a obtenção do volume final recomendado pelo fabricante do equipamento, geralmente 2 litros. A fixação da temperatura é importante, pois ensaios com a mesma água e temperaturas diferentes podem conduzir a resultados desiguais, uma vez que a temperatura influi significativamente na viscosidade da água e na constante da velocidade de reação das espécies de alumínio ou de ferro utilizadas como coagulante. A temperatura crítica é a temperatura da água no mês mais frio.

Passo 2: colocar os volumes correspondentes às dosagens dos produtos nos recipientes apropriados do aparelho de jarteste (quando houver) ou em copos plásticos, pequenos béqueres ou tubos de ensaio.

Passo 3: colocar os recipientes de descarte e coleta de amostra de água coagulada ou floculada nas posições apropriadas do equipamento.

Passo 4: ligar o equipamento de agitação e acertar a rotação para 100 rpm.

Passo 5: adicionar, concomitantemente, o volume de solução de alcalinizante ou acidificante correspondente à dosagem preestabelecida do produto (que pode ser pré-oxidante ou carvão ativado em pó, no caso de estudos específicos) nos jarros.

Passo 6: após o tempo de contato, acertar a rotação correspondente ao gradiente de velocidade médio de mistura rápida (G_{mr}) desejado.

Passo 7: adicionar aos jarros do aparelho, concomitantemente, o volume preestabelecido de coagulante contido nos recipientes de dosagem. Alguns equipamentos mais modernos já dispõem de recipientes específicos para o coagulante e para o auxiliar de coagulação, bem como sistema de adição simultânea. Em equipamentos mais antigos utilizam-se recipientes auxiliares (copos plásticos, pequenos béqueres ou tubos de ensaio) e a adição é manual.

Passo 8: quando for o caso, aplicar a quantidade prevista de auxiliar de coagulação contida nos recipientes apropriados (após a introdução do coagulante).

Passo 9: transcorrido o tempo de mistura rápida (T_{mr}), reduzir a rotação do equipamento para o valor correspondente ao gradiente de velocidade médio de floculação (G_f) se a seqüência de tratamento em estudo envolve tal etapa (por exemplo,

filtração direta descendente com pré-floculação). Caso contrário, desligar o sistema de agitação do aparelho e imediatamente continuar com o passo 11.

Passo 10: transcorrido o tempo de floculação (T_f), desligar o sistema de agitação do aparelho e imediatamente dar seqüência ao procedimento.

Passo 11: coletar as amostras de água coagulada ou floculada diretamente para o sistema de filtração em papel (geralmente utiliza-se filtro Whatman® 40 ou equivalente) ou para o sistema de filtração em areia (Figuras 4.3 e 4.4). Mais uma vez, vale comentar que nos aparelhos mais modernos os jarros já são dotados de dispositivo para coleta de amostra que permite a drenagem direta da água do jarro para o sistema de filtração. Os aparelhos mais antigos às vezes não dispõem dessa facilidade, nesse caso, recomenda-se a adaptação de sistema de sifonamento para viabilizar tal procedimento. Em qualquer caso, poucos segundos antes do início de cada coleta, deve ser descartado pequeno volume de água, a fim de que a amostra não sofra interferência da água remanescente na mangueira de coleta

Passo 12: ler os parâmetros de controle de qualidade das amostras filtradas.

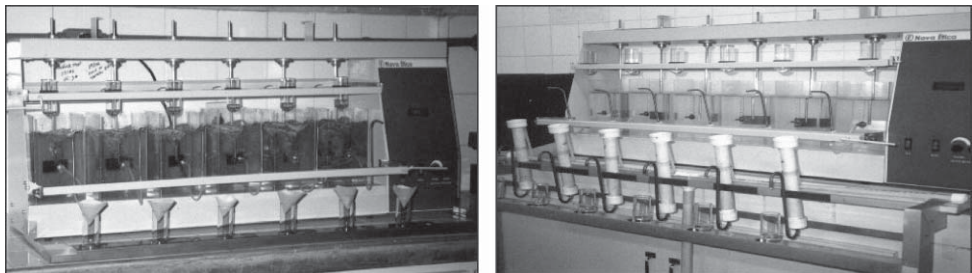


Figura 4.3 Aparelho de jarteste com sistema de filtração em filtro de papel (esquerda) e sistema de filtração com filtros de laboratório de areia (direita).

Para obter resultados mais representativos, recomenda-se que, em lugar do filtro de papel, seja utilizado o chamado filtro de laboratório de areia (FLA). Esse filtro pode ser confeccionado em acrílico (preferencialmente) ou em PVC. O filtro consiste de uma seção de tubo de 30 a 40 cm de comprimento, com diâmetro interno de 19 mm. Na parte inferior do tubo é acoplado um *cap* de PVC dotado de uma tela e de dispositivo de saída (ver Figura 4.4). Para utilizar esse tipo de filtro, é necessário adaptar ao aparelho de jarteste um sistema de suporte e drenagem dos filtros, como mostrado nas Figuras 4.3 e 4.4b.

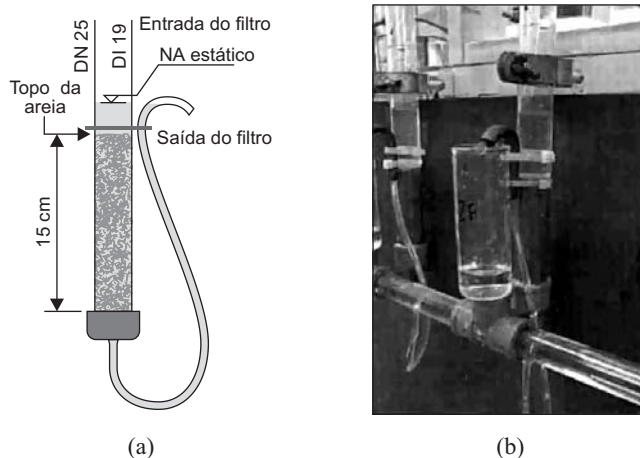


Figura 4.4 (a) Esquema do filtro de laboratório de areia e (b) foto do filtro acoplado ao sistema de drenagem.

Preparação dos FLAs na bancada

Antes de utilizar o FLA em uma rotina de realização de jarteste é preciso selecionar a areia a ser empregada nesses filtros. Di Bernardo *et al.* (2002) recomendam testar três granulometrias diferentes: (1) grãos entre 0,297 e 0,420 mm; (2) grãos entre 0,42 e 0,84 mm; e (3) grãos entre 0,59 e 1,41 mm.

Quando os testes de jarros são utilizados no desenvolvimento de estudos de tratabilidade, a seleção da areia depende da qualidade da água em estudo. Para águas brutas com valores de turbidez superiores a 50 uT, ou que contenham quantidades significativas de algas, a tendência será utilizar as granulometrias mais grossas, conforme discutido no Capítulo 7.

No caso de o jarteste ser utilizado para acompanhamento operacional, a granulometria da areia a ser selecionada será aquela que produzir água efluente do FLA com características mais próximas da água produzida no filtro em escala real, considerando as condições ótimas de dosagem. É importante destacar que a granulometria da areia do FLA não necessariamente tem de ser similar a adotada no filtro em escala real, isso porque os mecanismos que atuam em cada situação são diferenciados em função da escala de tempo de operação dos filtros.

Passo 1: colocar a areia em um béquer e adicionar água destilada até que esta fique submersa. Com um bastão de vidro, inclinar o béquer e mexer continuamente a areia para mantê-la em suspensão. Lembrar que a quantidade de areia deve ser tal

que preencha os 15 cm do filtro reservados para o meio filtrante, considerando a porosidade desejada.

Passo 2: colocar a areia nos filtros utilizando um funil e adicionar simultaneamente água destilada. Em seguida, padronizar a compactação da areia para evitar formação de vazios ou bolsas de ar. Essa compactação deve ser feita segurando o filtro na parte superior e batendo levemente no fundo do filtro (cap) com um bastão. Verificar a espessura do meio filtrante e se a posição da saída de água filtrada está acima do topo do meio filtrante, para garantir que este fique sempre submerso. Essa verificação pode ser feita visualmente no caso de filtros de acrílico transparente ou com o auxílio de um “tubo calibrador” no caso de filtros de PVC (ver Figura 4.5).

Passo 3: fixar os filtros nas respectivas posições do suporte. As posições de saída da água dos jarros deverão estar no mesmo nível, assim como as posições de saída da água filtrada dos 6 filtros (1 para cada jarro), de modo a assegurar a alimentação dos diferentes filtros com a mesma vazão afluyente.

Operação dos filtros de laboratório de areia

Enquanto a filtração acontece, deve-se monitorar e controlar continuamente a taxa ou vazão de filtração nos FLAs. A taxa de filtração recomendada para realização dos ensaios é de 60 a 100 m/d, o que, para as dimensões de filtro mencionadas, equivale a uma vazão da ordem de 12 a 20 ml/min.

Para manter a vazão aproximadamente constante durante a filtração, a posição relativa do ponto extremo da mangueira de coleta de amostra e do nível de água no jarro deve ser mantida constante (carga constante). Esse controle de vazão pode ser feito manual ou automaticamente com dispositivo apropriado.

As coletas de amostra para determinação dos parâmetros de qualidade da água filtrada podem ser efetuadas entre 10 e 30 min. após o início da filtração. O volume a ser amostrado depende dos parâmetros a serem avaliados.

No final do ensaio, a areia do filtro deve ser lavada utilizando-se um béquer ou um sistema de retrolavagem. No primeiro método, transfere-se, com auxílio de uma piceta com água destilada, a areia do filtro para um béquer. Com um bastão de vidro, fazem-se movimentos circulares intensos na areia de modo a remover as impurezas nela aderidas.

No segundo método, é necessário conectar um “tê” na saída de água filtrada do FLA, e este a uma torneira, por meio de uma mangueira. Em seguida, abrir um pouco a torneira e, com o polegar, controlar a vazão de água para lavagem do FLA, de modo a promover a expansão do meio filtrante sem que ocorra sua perda. A lavagem deve durar pelo menos 3 minutos. A Figura 4.5 ilustra o procedimento geral de retrolavagem do FLA. Cabe destacar que, quando o filtro de laboratório é construído em acrílico, não é

necessário o uso de tela de proteção na parte superior do filtro durante o procedimento de lavagem, uma vez que é possível controlar visualmente a expansão da areia.

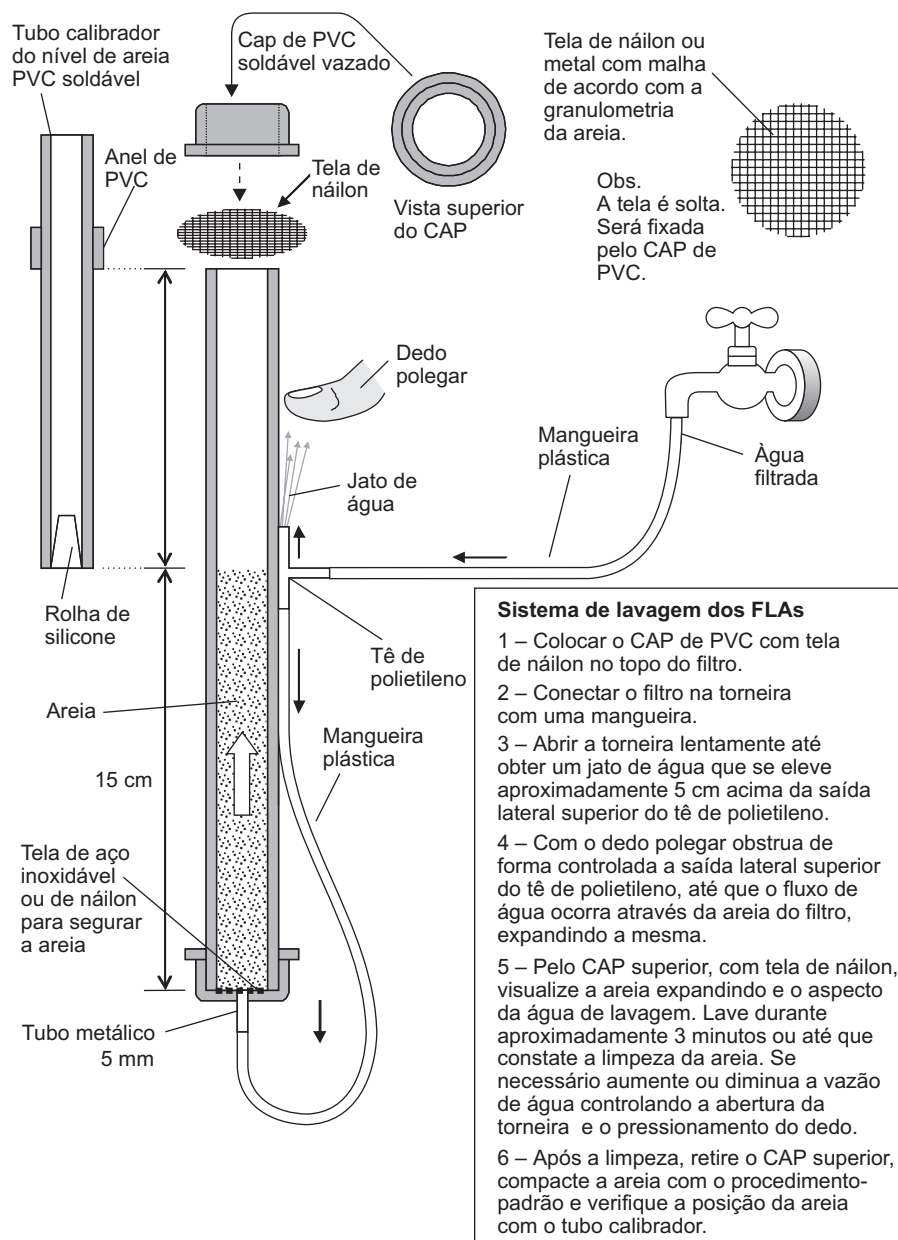


Figura 4.5 Limpeza dos FLAs por meio de retrolavagem.

Até a próxima utilização do filtro, a areia limpa de cada filtro deve ser guardada submersa em água destilada no próprio filtro, ou em pequenos recipientes em separado. É importante proteger os filtros/recipientes da luz para evitar o crescimento de algas. Em caso de armazenamento por longo tempo, é preferível secar a areia e conservá-la em recipiente separado e ao abrigo da luz.

No procedimento de limpeza e de armazenamento é importante não perder frações da areia, para garantir que no próximo uso a quantidade seja a mesma e, após sua compactação, o meio filtrante ocupe a mesma profundidade, com a mesma porosidade.

Recomenda-se ainda a alternância da posição dos filtros no suporte, de modo a evitar erros experimentais sistemáticos.

É importante destacar que os filtros de laboratório de areia são empregadas na identificação das condições ótimas de coagulação e floculação (tipo e dosagem de coagulante, pH ótimo, etc.) dentro do procedimento de jarreste. Porém, não devem ser utilizados para estudos de otimização das características do meio granular ou da taxa de filtração. Para esse tipo de estudo devem ser utilizadas instalações-piloto de filtração.

Diagramas de coagulação

A construção do diagrama de coagulação é importante para definir o tipo de coagulante a ser utilizado bem como as faixas de pH e as dosagens ótimas do coagulante a serem adotadas. Esse diagrama poderá ser utilizado tanto na etapa de projeto como durante a operação da ETA.

Os diagramas são construídos a partir da realização de vários testes de jarros. Os eixos x e y do diagrama são, respectivamente, o valor do pH de coagulação e a dosagem de coagulante. É comum representar a dosagem de coagulante em duas escalas, sendo uma escala logarítmica, com a dosagem de coagulante expressa em *moles por litro* do íon metálico, e a outra logarítmica ou linear, com a dosagem de coagulante expressa em *miligramas por litro*.

Cada ponto no diagrama representará o valor residual do parâmetro de qualidade selecionado (turbidez, cor, etc.), obtido a partir de uma dada combinação pH de coagulação–dosagem de coagulante aplicada. Ou seja, o valor residual para pares de pontos (x,y) , em que x é o valor do pH de coagulação e y , o valor da dosagem de coagulante aplicada em cada jarro dos vários ensaios realizados.

Como exemplo, nos próximos parágrafos são apresentados os procedimentos básicos dos diagramas de coagulação gerados como parte do estudo para a determinação do tipo de coagulante, pH de coagulação e dosagens ótimas para a

filtração direta de dois mananciais que serão aproveitados para abastecimento parcial do campus Zeferino Vaz da Unicamp, após tratamento por meio de dupla filtração, constituída de filtros ascendentes em areia grossa seguidos por filtros descendentes de dupla camada com antracito e areia.

Neste estudo foi utilizado um aparelho de jarteste modificado e filtros de areia de bancada (FLA), conforme apresentado na Figura 4.6. Os ensaios de tratabilidade foram executados sob condições idênticas de mistura rápida, fixando-se a rotação da turbina em valor correspondente a um gradiente de velocidade máximo possível de 800 s^{-1} em todos os seis jarros durante 5 s após a introdução do coagulante. Após a mistura rápida, já com as turbinas desligadas, iniciou-se o teste de filtração numa taxa de aproximadamente 100 m/d. A manutenção da vazão afluyente aos filtros foi controlada pela manutenção da carga hidráulica constante, compensando-se a redução do nível de água nos jarros com o rebaixamento das mangueiras (extremidade a jusante) na mesma proporção a cada três minutos.

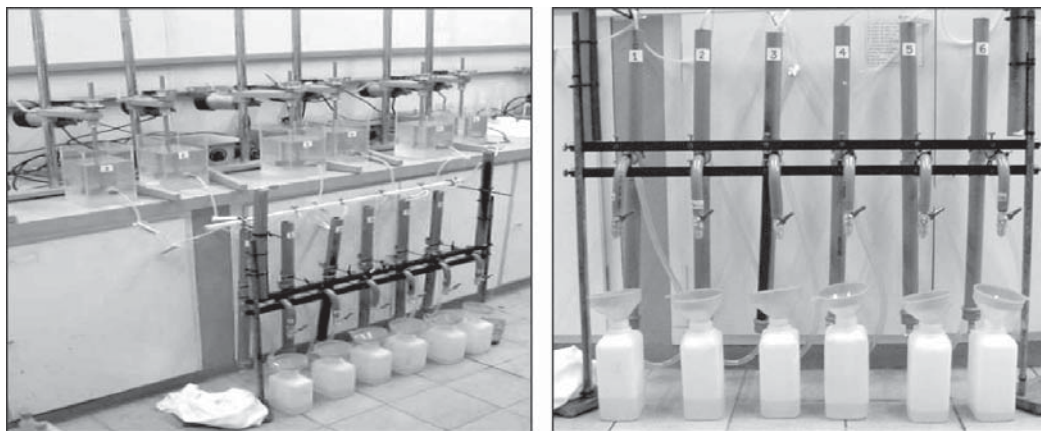


Figura 4.6 Aparelho de jarteste e FLA utilizados no estudo da Unicamp.

Os testes efetuados utilizaram como coagulantes o sulfato de alumínio, o cloreto férrico, o sulfato ferroso, o sulfato férrico e o hidroxicloreto de alumínio (PAC).

Os valores de pH foram determinados nas amostras de água bruta, coaguladas e filtradas. Ácido clorídrico ou barrilha (PA) foram utilizados, quando necessário, para a correção do pH antes da adição do coagulante. Foram coletadas amostras para análise da turbidez do filtrado 20 e 30 min. após o início da filtração.

A Tabela 4.2 apresenta um resumo dos resultados médios obtidos para a caracterização da água proveniente da mistura em partes iguais dos dois mananciais utilizados para a captação de água bruta durante os testes de tratabilidade.

Tabela 4.2 Resumo dos dados de caracterização qualitativa dos mananciais da Unicamp.

Variável	Média	Desvio-padrão
Temperatura (°C)	23	2,8
pH	7,13	0,38
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	41,48	12,9
Condutividade elétrica (µS/cm)	109,33	16,6
Turbidez (uT)	19,7	3,5
Cor aparente (uC)	144	28
Cor verdadeira (uC)	18	14
CT (mg C/L)	16,8	2,8
COT (mg C/L)	6,4	3

A Figura 4.7 apresenta os diagramas de coagulação obtidos a partir dos dados experimentais. Os losangos indicam amostras filtradas com valores de turbidez inferiores a 1 uT.

Quanto aos ensaios realizados, observa-se no diagrama obtido para o sulfato de alumínio, Figura 4.7a, que este coagulante possibilitou a obtenção de valores de turbidez consistentemente inferiores a 1,0 uT, a partir de dosagens de 0,20 mg Al/L com pH de coagulação variando entre 5,0 e 7,0. Na Figura 4.7b, referente aos resultados com o cloreto férrico, nota-se que este coagulante exigiu valores de pH de coagulação mais elevados ($\approx 9,0$) para obtenção de baixos valores de turbidez nas amostras filtradas para a água em estudo.

Observando-se na Figura 4.7c os resultados obtidos a partir do uso do sulfato ferroso como coagulante, verifica-se que este não apresentou bom desempenho para as águas estudadas, visto que foram necessárias altas dosagens do coagulante ($\geq 1,1$ mg Fe/L) em valores de pH de coagulação elevados ($\geq 8,5$) para obter valores de turbidez na água filtrada inferiores a 1,0 uT.

Para o sulfato férrico, cujo diagrama de coagulação é mostrado na Figura 4.7d, os resultados de turbidez menores ou iguais a 1,0 uT foram obtidos com dosagens do coagulante a partir de 0,76 mg Fe/L em faixa de pH que variou de 6,0 a 8,5. Finalmente, no diagrama de coagulação obtido para o hidroxicloreto de alumínio (Figura 4.7e), os resultados demonstram que este coagulante atuou de forma eficiente numa faixa de valores de pH de coagulação próximos do neutro ($7,0 \pm 0,5$), exigindo a aplicação de dosagens reduzidas ($\geq 0,17$ mg Al/L).

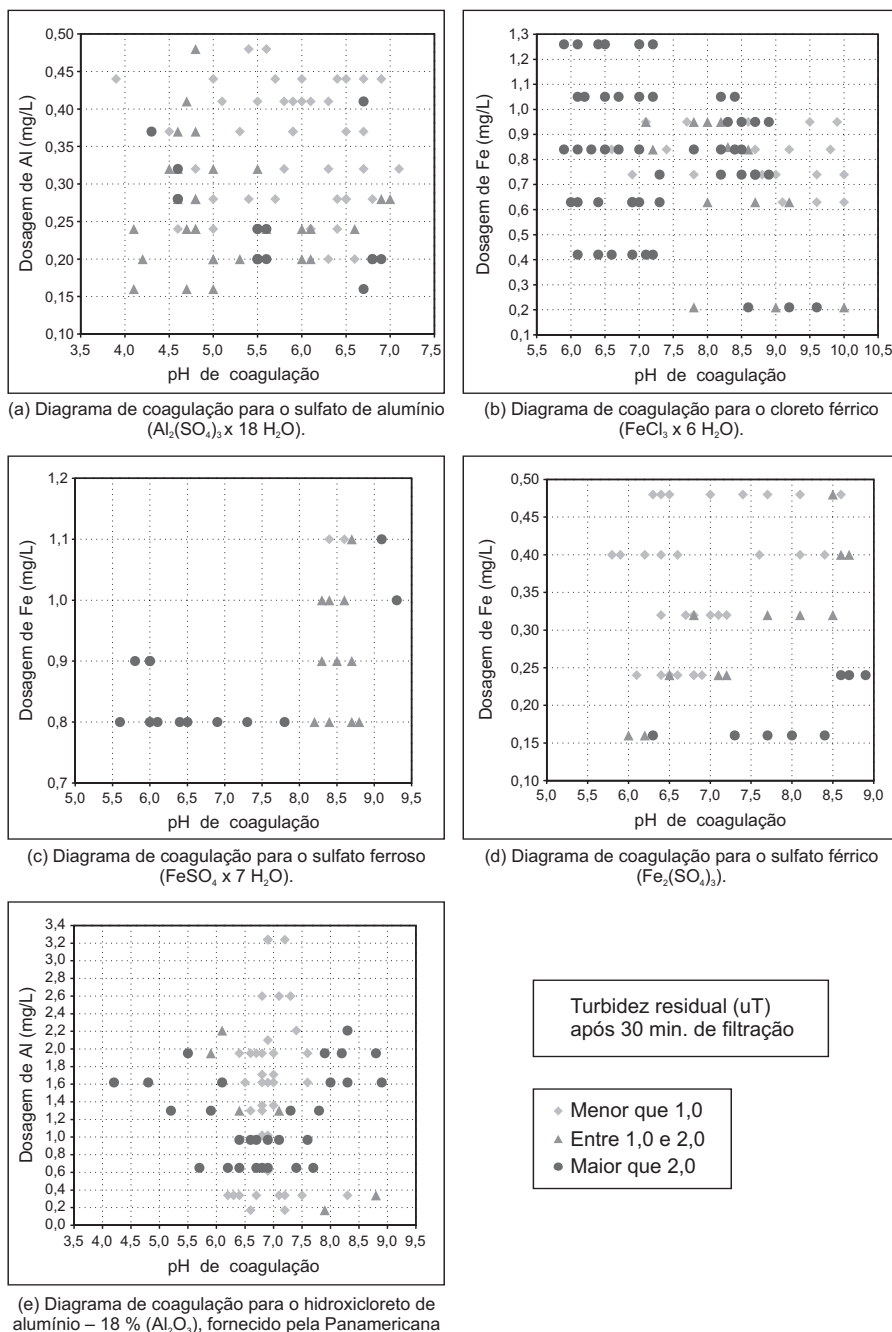


Figura 4.7 Diagramas de coagulação do estudo de tratabilidade desenvolvido na Unicamp para a ETA de dupla filtração direta.

Como já era esperado, observou-se grande influência do valor do pH de coagulação sobre a eficiência de desestabilização das partículas presentes na água bruta. Dentre os coagulantes investigados destacaram-se o sulfato de alumínio e o hidroxiclreto de alumínio, ambos indicados para uso nos testes iniciais de operação da ETA de filtração direta em escala real, cujos resultados permitirão a escolha definitiva do coagulante mais apropriado para o caso em questão. As indicações são decorrentes da necessidade de pequenas dosagens e faixas de valores de pH de coagulação próximas do neutro, dispensando a necessidade de introdução prévia de acidificante ou basificante, o que simplificará a operação da ETA, reduzirá custos e facilitará a automatização do controle de dosagens na etapa de coagulação da água bruta.

Estudo dos parâmetros de projeto das unidades de mistura rápida e floculação

Como mencionado anteriormente, os ensaios de jarrestes podem ser utilizados para definir os parâmetros de projeto para as unidades de mistura rápida e de floculação, ou seja, definir os gradientes de velocidade e os tempos de contato nas referidas unidades.

Cabe aqui lembrar que, de acordo com a NBR 12216 (ABNT, 1992), os projetos de unidades de mistura rápida e de floculação devem ter seus parâmetros de projeto determinados preferencialmente por meio de ensaios de laboratório. Somente quando esses ensaios não são possíveis é facultado o uso da faixa de valores prevista na norma.

Para a execução de ensaios em aparelho de jarreste que objetivam a definição/otimização dos parâmetros de projeto para a mistura rápida e de floculação é necessário que os valores ótimos do pH e da dosagem de coagulante tenham sido previamente estabelecidos.

Ainda é necessário definir, previamente, os valores de gradiente de velocidade e de tempos de contato a serem avaliados. Em função das características dos aparelhos de jarreste, para cada seqüência de ensaios a ser executada, mantém-se fixo o valor do gradiente de velocidade e varia-se, de jarro para jarro, o tempo de contato.

Os procedimentos de definição/otimização apresentados a seguir são baseados nas rotinas descritas por CEPIS (1992) e Di Bernardo *et al.* (2002).

Otimização da mistura rápida

Passo 1: encher os jarros de forma aleatória, visando garantir a mesma qualidade da água em todos os reatores.

Passo 2: acionar os agitadores e ajustar a rotação correspondente ao gradiente de velocidade médio na mistura rápida que será avaliado.

Passo 3: pipetar e adicionar os volumes de solução de alcalinizante ou acidificante e coagulante em béqueres ou recipientes de dosagem apropriados (mesmas dosagens em todos os béqueres otimizadas em ensaios anteriores).

Passo 4: adicionar os volumes de alcalinizante ou acidificante nos jarros.

Passo 5: adicionar o coagulante no jarro com maior tempo de mistura rápida (jarro 1), acionando o cronômetro simultaneamente.

Passo 6: adicionar o coagulante nos demais jarros em cada tempo predeterminado.

Passo 7: caso se esteja avaliando a otimização de parâmetros para a filtração direta descendente com pré-floculação, reduzir a rotação para o valor correspondente ao gradiente de velocidade médio da floculação após o maior tempo de mistura rápida ser atingido. Caso a tecnologia em estudo seja a filtração direta ascendente ou a filtração direta descendente sem pré-floculação, o equipamento deve ser desligado e as paletas, levantadas, e o procedimento continua no passo 9.

Passo 8: transcorrido o tempo de floculação preestabelecido, desligar o equipamento e levantar as paletas dos agitadores.

Passo 9: transferir as amostras de água coagulada ou floculada diretamente para o sistema de filtração (papel ou areia) e coletar a água filtrada em recipientes apropriados.

Passo 10: medir os parâmetros de controle de qualidade das amostras.

Os passos de 1 a 10 devem ser repetidos para os diferentes valores de gradientes de velocidade médios na mistura rápida a serem avaliados. No final, para cada par de pontos (Gmr, Tmr) tem-se o valor residual do(s) parâmetro(s) de qualidade de interesse. Considera-se como valores ótimos de gradiente de velocidade e de tempo de mistura o par de valores que maximiza a remoção de impurezas.

Estudo da floculação

Para estudo da floculação serão adotados, além dos valores ótimos do pH e da dosagem de coagulante previamente estabelecidos, os valores ótimos de Gmr e Tmr definidos na etapa anterior. Vale lembrar que a otimização da floculação só é aplicável quando a tecnologia em estudo é a filtração direta descendente com pré-floculação.

Passo 1: encher os jarros de forma aleatória, visando garantir a mesma qualidade da água em todos os reatores.

Passo 2: acionar os agitadores e ajustar a rotação correspondente ao gradiente de velocidade médio na mistura rápida definido anteriormente.

Passo 3: colocar os volumes de solução de alcalinizante ou acidificante e coagulante em béqueres ou recipientes de dosagem apropriados (mesma dosagem em todos os béqueres, otimizada em ensaios anteriores).

Passo 4: adicionar simultaneamente os volumes de produtos químicos nos jarros, na ordem apropriada.

Passo 5: acionar o cronômetro simultaneamente à adição do coagulante.

Passo 6: após transcorrer o tempo de mistura rápida definido na otimização dessa etapa, reduzir a rotação para o valor correspondente ao gradiente de velocidade médio da floculação a ser avaliado.

Passo 7: para cada jarro, suspender as paletas do agitador após transcorrido o tempo de floculação previsto para cada um. No último jarro, de maior tempo de floculação, após suspender a paleta, desligar a agitação.

Passo 8: imediatamente após levantar a paleta de cada jarro, transferir as amostras de água floculada diretamente para o sistema de filtração (papel ou areia) e coletar a água filtrada em recipientes apropriados. É importante perceber que nessa situação cada jarro funciona de forma independente e que é necessário cuidado na manipulação para evitar a ruptura dos flocos. No caso do uso do filtro de laboratório de areia, lembrar que diferentes coletas devem ser realizadas no intervalo de 10 a 30 min.

Passo 9: medir os parâmetros de controle de qualidade das amostras filtradas.

Para avaliar outras combinações de G_f e T_f , repetem-se os passos de 1 a 9 com diferentes valores de gradiente de velocidade médio da floculação. Para ETAs de maior porte, o CEPIS (1992) recomenda que os gradientes de velocidade médios a serem testados apresentem intervalo de 10 a 15 s^{-1} (exemplo: 35, 50, 65, ...). Já para ETAs de pequeno porte, esse intervalo poderá ser de até 20 s^{-1} . Os tempos de floculação podem variar em intervalos de 2 minutos.

Similarmente à situação anterior, os valores ótimos de gradiente de velocidade e de tempo de floculação serão aqueles que promoverem a máxima remoção de impurezas.

Um dos efeitos mais positivos da adoção da floculação na seqüência da filtração direta descendente é o aumento da duração da carreira de filtração, em função da menor taxa de desenvolvimento da perda de carga no meio filtrante. Uma metodologia alternativa que vem sendo testada é a utilização de FLA com carga constante (ver Figura 4.8) na realização do passo 8.

Comparando-se as Figuras 4.8 e 4.4a, observa-se que o filtro da Figura 4.8 é dotado de um sistema extravasor que permite que este seja operado com carga constante. Além disso, a altura livre sobre a areia é limitada e corresponde à carga ser

aplicada. Para dotar esse filtro de flexibilidade, os 5 cm superiores são constituídos de um segmento de tubo com rosca, cuja retirada, ou colocação, permite a realização de ensaios com carga hidráulica de 5 ou 10 cm.

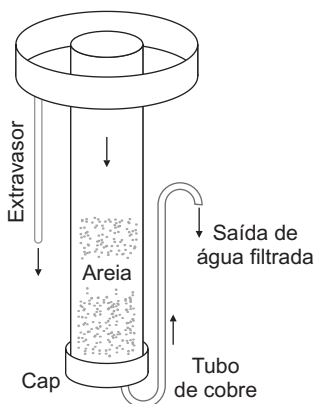


Figura 4.8 Filtro de laboratório de areia com carga constante.

Quando se utiliza esse filtro, durante o passo 8, além de coletar amostras em tempos diferenciados, deve-se acompanhar a vazão do filtrado ao longo do tempo, de maneira que, passado determinado intervalo, é possível verificar a redução de vazão em função do tempo de floculação. Essa redução está diretamente ligada à obstrução da areia do FLA, dando, portanto, uma noção qualitativa do efeito do tamanho do floco formado na colmatação do filtro e na taxa de crescimento da perda de carga do filtro.

Para otimizar adequadamente a etapa de floculação é indispensável a realização de ensaios em instalações-piloto. Os ensaios em escala de bancada devem ser utilizados na definição de uma faixa mais estreita de valores de gradiente e de tempo de floculação, permitindo minimizar o número de ensaios em escala-piloto.

Estudos em escala-piloto

O desenvolvimento de estudos em escala-piloto é fundamental para avaliar as alternativas de tratamento por filtração direta. Os estudos-piloto constituem ferramenta de avaliação de aplicabilidade de diferentes arranjos das seqüências de tratamento e de otimização de parâmetros de projeto e operação.

Os estudos em instalações-piloto podem gerar significativa economia nos custos de implantação e operação, porém, devem ser executados por pessoal capacitado e requerem no mínimo um ano para seu desenvolvimento. Os custos de realização do estudo-piloto dependem da infra-estrutura disponível e da finalidade do estudo.

Os objetivos do estudo-piloto podem incluir:

- pesquisar novos processos ou tecnologias de tratamento de água;
- avaliar a aplicabilidade de novos processos de tratamento ou a aplicabilidade daqueles já conhecidos na remoção de uma impureza específica;
- comparar o desempenho de diferentes seqüências de tratamento quando aplicadas à água bruta com determinada qualidade;
- otimizar parâmetros de projeto e operação;
- melhorar processos existentes em uma ETA;
- investigar a causa de problemas operacionais de uma ETA.

Para planejar um estudo-piloto, o profissional tem de ter claro quais são as variáveis importantes de serem avaliadas. Isso porque o tempo e os recursos financeiros para o desenvolvimento dos estudos geralmente são limitados, sendo impossível testar todas as combinações possíveis de arranjo para o tratamento de determinada água. Nesse sentido, as recomendações da seção “Qualidade da água: aplicabilidade das alternativas de filtração direta” podem limitar as opções a serem testadas.

Uma instalação-piloto pode ser operada de forma seqüencial ou em paralelo (AWWA, 1992). Por exemplo, se dois tipos de seqüências de tratamento ou dois meios granulares estão sendo avaliados de forma seqüencial, opera-se inicialmente a instalação-piloto com determinado arranjo por tempo suficiente para obter resultados representativos e, em seqüência, opera-se, também por tempo suficiente, a instalação piloto com o segundo arranjo. Essa forma de desenvolver o trabalho só poderá ser adotada quando a qualidade da água bruta for relativamente constante e as possíveis alterações de qualidade não influenciarem significativamente o desempenho das opções que estão sendo avaliadas.

Se a qualidade da água bruta varia significativamente com o tempo, a operação paralela das alternativas que estão sendo avaliadas é obrigatória. Geralmente, a operação em paralelo apresenta maior custo. Por exemplo, se duas alternativas de seqüência de tratamento distintas serão avaliadas, e em cada uma delas dois tipos de meios filtrantes e três taxas de filtração serão estudados, tem-se que $2 \times 2 \times 3 = 12$, unidades deverão ser operadas em paralelo. Uma solução de compromisso é manter as duas alternativas em paralelo e avaliar as diferentes condições de projeto e de operação em seqüência. Se a qualidade da água bruta for muito variável, poderá haver grande dificuldade de comparação/interpretação dos dados obtidos.

Assim, para planejar adequadamente o estudo-piloto é importante ter conhecimento aprofundado do comportamento da água bruta ao longo do tempo. Dados históricos da qualidade da água bruta auxiliarão na decisão de como operar a instalação-piloto (seqüencialmente ou em paralelo) e do tempo necessário para a

operação desta. É importante ressaltar que todos os episódios de alteração de qualidade da água bruta devem ser investigados como parte do estudo-piloto.

Na tentativa de avaliar os episódios de alteração da água bruta, às vezes adota-se a prática do armazenamento de grandes volumes de água para realização de estudos em escala de bancada e escala-piloto. Essa prática deve ser exercida com extremo cuidado e acompanhamento sistemático da qualidade da água, pois o armazenamento por longos períodos pode causar alterações significativas na qualidade da água. Geralmente, esse procedimento é mais recomendado para ensaios em escala de bancada.

Stoops (1997) recomenda que, antes do projeto, da construção e da operação da instalação-piloto, os seguintes itens sejam considerados:

- definição do objetivo do estudo identificando o produto desejado;
- coleta de todas as informações e dos dados históricos disponíveis sobre o manancial e sua qualidade da água;
- seleção das possíveis alternativas de tratamento da água;
- estabelecimento das restrições mínimas e máximas para o projeto da instalação-piloto;
- definição da duração do estudo-piloto;
- definição de quem vai operar a instalação-piloto;
- decisão de onde deverá ser alocada a instalação-piloto;
- determinação da flexibilidade necessária para alterações do processo durante o estudo-piloto;
- definição dos pontos e da frequência de amostragem e dos exames e análises a serem realizados.

O autor chama ainda a atenção para a necessidade de serem realizados testes em escala de bancada (testes de jarros) antes de projetar a instalação-piloto. Esses testes podem ajudar a avaliar preliminarmente a tratabilidade da água por diferentes processos, bem como fornecer alguns parâmetros básicos de projeto para instalação piloto. Os ensaios de jarreste também são realizados concomitantemente com os estudos em instalação-piloto a fim de definir as dosagens de produtos químicos.

Concepção de instalações-piloto de filtração direta

Unidade de mistura rápida

Geralmente, a primeira unidade de tratamento na instalação-piloto de filtração direta é a de mistura rápida. Em alguns estudos específicos, essa unidade pode ser precedida de uma unidade de pré-oxidação.

Dois tipos de unidade de mistura rápida têm sido empregados mais freqüentemente nos estudos-piloto desenvolvidos no Brasil, tanques de mistura mecanizados e injetores hidráulicos. Uma opção simples e eficaz, adotada em vários dos estudos do PROSAB, foi o uso de tanques e paletas com dimensões similares às dos equipamentos de jarteste, possibilitando a utilização da curva de calibração que relaciona a rotação da paleta com o gradiente de velocidade. A Figura 4.9 apresenta as dimensões do tanque, volume útil de 2 litros, e da paleta com a respectiva curva de calibração (gradiente de velocidade *versus* rotação por minuto). A determinação do gradiente de velocidade em função da geometria do tanque e da paleta não é uma tarefa fácil, assim, recomenda-se o uso de um sistema cuja relação entre a rotação da paleta e o gradiente de velocidade seja conhecida.

Se a mistura mecanizada for a opção adotada na instalação-piloto, Stoops (1997) recomenda tempo mínimo de detenção no tanque de mistura de 15 s, sem contudo exceder 1 a 2 min., a fim de evitar que flocos já em formação sejam submetidos a grandes forças de cisalhamento. É importante destacar que, às vezes, o tempo de mistura rápida pode ser objeto de estudo e, nesse caso, deve ser passível de variação.

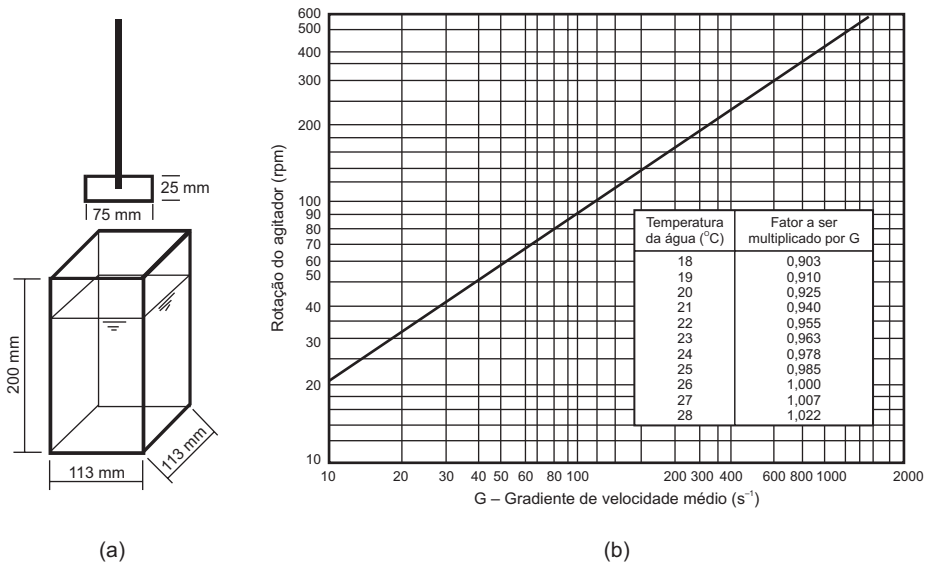


Figura 4.9 (a) Dimensões do tanque e paleta para unidade de mistura rápida; e (b) relação entre o gradiente de velocidade e a rotação da paleta.

A mistura de coagulante também pode ser realizada hidráulicamente por meio de um injetor, com a configuração apresentada na Figura 4.10, instalado na tubulação de alimentação de água bruta. A mistura coagulante-água nesse dispositivo hidráulico

se dá em razão da turbulência criada por uma expansão após contração do diâmetro da tubulação, que se caracteriza pela relação entre áreas de 7:1, ou seja, a área correspondente ao diâmetro “D” deve ser 7 vezes maior que a área correspondente ao diâmetro “d”, conforme proposto por Vrale & Jorden (1971).

A velocidade de aproximação da água na saída do injetor deve ser da ordem de 3 m/s. O produto químico é adicionado à água bruta por meio de jatos no mesmo sentido do escoamento, na seção de expansão do dispositivo, através de seis orifícios, nos quais se deve garantir velocidade de 2 m/s. Um exemplo, passo a passo, do cálculo do gradiente de velocidade nesse dispositivo é apresentado no final deste capítulo, juntamente com todas as equações necessárias para tal. A perda de carga relativa ao dispositivo pode ser medida utilizando-se um manômetro diferencial localizado ente a entrada e a saída do dispositivo.

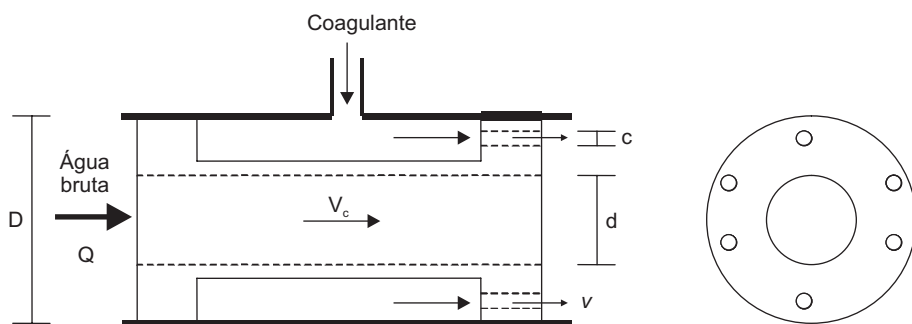


Figura 4.10 Injetores para dosagem de coagulante (sem escala).

A alimentação de coagulante, seja no tanque de mistura mecanizado, seja no dispositivo hidráulico, deve ser feita, preferencialmente, por meio de bombas dosadoras ou bombas peristálticas, cujas vazões podem ser facilmente ajustadas durante a operação da instalação-piloto. As bombas peristálticas podem fornecer vazões muito pequenas e, portanto, ser compatíveis com instalações-piloto de pequeno porte.

Um problema relacionado ao uso de bombas dosadoras é a ocorrência de sub ou sobredosagem do coagulante, uma vez que essas bombas geralmente são de diafragma e apresentam pulsação característica. Entretanto, a maioria dos fabricantes fornece acessórios capazes de minimizar os “pulsos” inerentes ao funcionamento dessas bombas. A solução de coagulante a ser dosada deve ser cuidadosamente preparada, observando os aspectos de diluição recomendados pelos fabricantes dos diferentes produtos.

O controle do pH é fundamental para o sucesso da coagulação. Se o pH da água bruta varia com muita freqüência é recomendável o monitoramento contínuo desse

parâmetro. Se a coagulação for realizada com valor de pH aproximadamente constante, a adição de acidificante ou alcalinizante será necessária antes de a água bruta ingressar no dispositivo de mistura rápida. Essa adição pode ser feita por meio de bombas dosadoras. Estão disponíveis no mercado sistemas de dosagem controlados automaticamente a partir de medidas do valor do pH a jusante do dispositivo de mistura rápida. Esse tipo de dispositivo medidor-controlador de pH é programado para trabalhar com determinado valor de pH de coagulação, e gera um sinal de comando para acionar as bombas de alcalinizante ou acidificante em função do valor de pH que está sendo medido a cada instante.

Unidade de floculação

A etapa de floculação, na maioria das instalações-piloto, é realizada utilizando-se dispositivos mecanizados. Se o tempo de detenção e o gradiente de velocidade no floculador for objeto de avaliação no estudo-piloto, os tanques de floculação devem ser projetados para acomodar diferentes vazões e diferentes tempos de contato. Além disso, os tanques devem ser dotados de dispositivos de mistura de velocidade variável (gradiente de velocidade variável).

Para impedir ou minimizar curtos-circuitos recomenda-se que sejam construídos tanques de floculação em série, em número mínimo de 3. Esse arranjo apresenta a vantagem adicional de possibilitar a variação do gradiente de velocidade ao longo do tempo de contato na floculação. Permite ainda que o tempo de contato seja variado por meio de *by pass* de um ou mais tanques. Outra maneira de variar o tempo de contato no floculador é por meio da alteração da vazão, entretanto, nem sempre tal opção é possível, pois pode interferir nas condições operacionais das unidades subsequentes. Deve-se estar atento à interligação entre unidades, de modo a evitar a quebra de focos.

Assim como nos dispositivos de mistura rápida, o gradiente de velocidade nas unidades de floculação depende do volume e das características geométricas do recipiente, bem como das características geométricas do dispositivo de agitação. Dessa forma, recomenda-se o uso de uma unidade-piloto de floculação que já tenha sido testada e que disponha da curva de calibração que relaciona a rotação do motor com o gradiente de velocidade.

Uma opção adotada com sucesso no PROSAB foi o uso de recipiente de seção quadrada com volume útil de 16,4 litros e dispositivo de agitação dotado de quatro braços com duas paletas paralelas ao eixo. Os detalhes desse dispositivo são apresentados na Figura 4.11.

Para o dispositivo apresentado na Figura 4.11, Campos (1992) determinou, a partir de estudos experimentais, a equação que relaciona o gradiente de velocidade à rotação imposta ao motor. Os resultados obtidos por Campos (1992) e a equação resultante são apresentados na Figura 4.12.

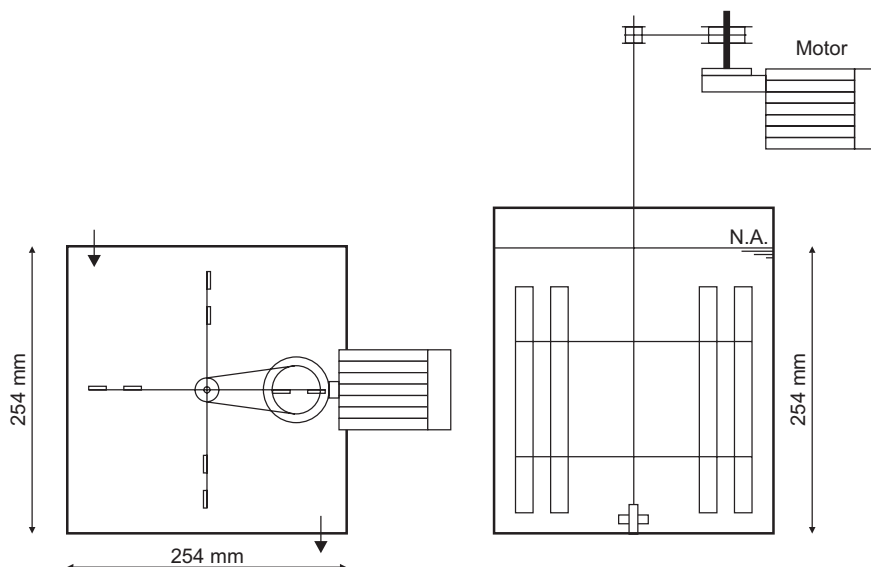


Figura 4.11 Floculador em escala-piloto de quatro braços e duas paletas por braço (as distâncias entre o centro do eixo do agitador e o centro das duas paletas de cada braço são de 9,5 e 7,5 cm. As paletas têm 10 mm de largura e 200 mm de altura).

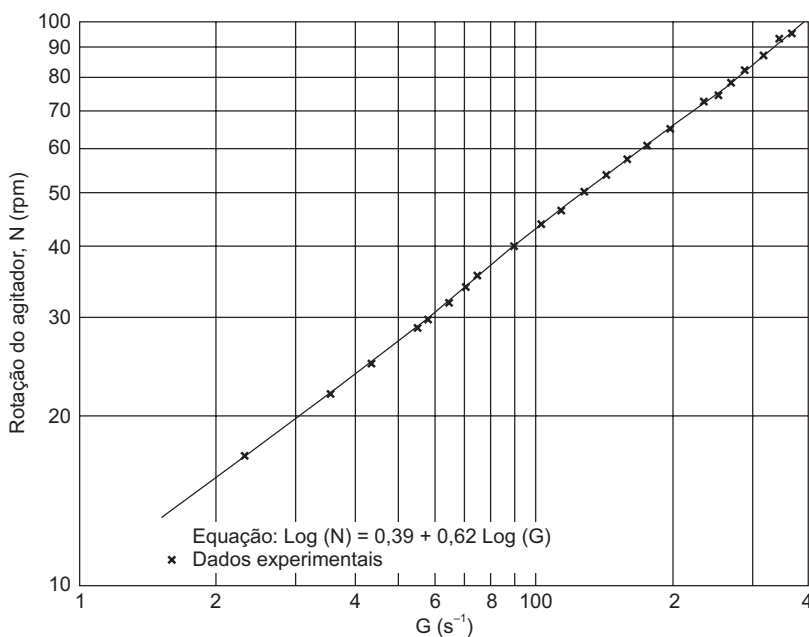


Figura 4.12 Variação do gradiente de velocidade médio do agitador com quatro braços e duas paletas por braço em função da rotação.

Cabe destacar que o aumento ou a diminuição proporcional do recipiente e do dispositivo de agitação da Figura 4.11 inviabiliza o uso da equação obtida a partir dos dados da Figura 4.12. Assim, caso a vazão da instalação-piloto seja muito grande, recomenda-se o uso de vários dispositivos em série e/ou em paralelo. Caso a vazão da instalação-piloto seja muito pequena, recomenda-se avaliar a possibilidade de uso do dispositivo e da curva de calibração apresentada na Figura 4.9. Lembrando sempre que o uso de unidades em série minimiza os curtos-circuitos e dota a instalação-piloto de flexibilidade operacional.

Uma das alternativas avaliadas no PROSAB foi a floculação em meio granular expandido.

A unidade de floculação em meio granular expandido, em escala-piloto, utilizada no PROSAB, consistiu de uma coluna de acrílico transparente com diâmetro interno de 115 mm. Cada floculador foi composto por 3 ou 4 módulos de 1 m e uma base de 15 cm de altura, interligados por flanges. O material granular foi suportado por uma base de acrílico perfurada, sobre a qual adaptou-se uma tela de náilon. Esse dispositivo garante a distribuição mais homogênea da água coagulada na coluna sem permitir a perda do material granular. A altura do meio granular em repouso pode variar de 1,6 a 2 metros, e essa dimensão pode ser objeto de estudo.

O material granular que apresentou melhores resultados no estudo em questão tinha diâmetro equivalente de 2,67 a 3,3 mm, grãos não esféricos (esfericidade de 0,79 a 0,86), com superfície específica de 2.092 a 2.670 m²/m³ e massa específica de 1,04 a 1,08 g/cm³. Os melhores resultados foram obtidos quando o gradiente de velocidade ficou na faixa de 55 a 80 s⁻¹ a taxa de floculação ou velocidade de aproximação foi de 720 a 1.200 m/d, o que significa tempos de contato de 2 a 3 minutos e expansão do material granular de 40% a 52%.

Unidades de filtração

O processo de filtração tem sido simulado com sucesso mesmo utilizando colunas de filtração de pequena dimensão, 5 a 10 cm de diâmetro. O processo de filtração ocorre nos poros do material granular e, dessa forma, a simulação do processo não está associada às dimensões do recipiente que abriga o meio granular e sim às características do meio granular propriamente dito (tamanho efetivo, coeficiente de uniformidade, distribuição granulométrica dos grãos, esfericidade, espessura da camada filtrante, etc.).

Entretanto, um aspecto relevante na definição do diâmetro da coluna de filtração é o “efeito de parede”, ou seja, o fato de a porosidade do meio granular no contato com a parede da coluna ser maior do que no interior do meio. Esse efeito de parede oferece caminhos preferenciais para água na interface meio filtrante–parede durante a filtração, provocando curtos-circuitos. Além disso, pode promover expansão excessiva do meio granular ou compactação em função do atrito meio–parede (Stoop, 1997).

Para minimizar o efeito de parede, Ives (1966a, 1966b) recomenda que a distância de parede a parede no modelo do filtro deve ser de pelo menos 50 vezes o tamanho do maior grão do meio filtrante. Lang *et al.* (1993) avaliou o uso de relações entre diâmetro do filtro (D) e tamanho efetivo do meio filtrante (d) na faixa de 26:1 até 6.000:1, comparando com filtro em escala real. Esses autores observaram que a variação de D/d na faixa de 26 a 6.000 não afetou o valor médio da taxa de desenvolvimento da perda de carga nos filtros nem o valor médio da turbidez e da contagem de partículas após o período de amadurecimento. Observaram, porém, que a reprodutibilidade era menor quando a razão D/d era inferior a 50. Assim, os autores recomendam o uso de razão igual ou superior a 50, admitindo porém o uso de razão D/d igual a 26 sob condições mais controladas. Essa possibilidade é particularmente importante para viabilizar os estudos sobre filtração em pedregulho, lembrando que nesses casos as taxas de filtração são mais baixas, o que minimiza o efeito negativo sobre a reprodutibilidade dos dados.

Kawamura (2000) alerta que, se o objetivo dos ensaios for avaliar aspectos ligados à lavagem dos filtros (taxa de lavagem, uso de ar e água e respectivas taxas e tempos), o diâmetro da coluna de filtração deve ser 1.000 vezes maior que o diâmetro médio do material filtrante. Ou seja, o uso de razões D/d da ordem de 50, como sugerido por Ives (1966a, 1966b) e Lang *et al.* (1993), não atende a necessidade para avaliação específica de procedimentos de lavagem, mas é condição satisfatória e suficiente para os demais aspectos de otimização do processo de filtração (taxa de filtração, granulometria e espessura da camada filtrante, desenvolvimento de perda de carga, etc.).

A profundidade total da coluna de filtração deve reproduzir a profundidade total do filtro em escala real. Assim, a espessura da camada filtrante, a espessura da camada suporte e a carga total disponível para operação do filtro devem ser consideradas na definição do tamanho da coluna de filtração. Cabe lembrar que, em alguns estudos, a espessura da camada filtrante e a camada suporte podem ser objeto de estudo.

O controle da vazão no filtro pode ser feito de várias formas. Quando o filtro for operado com taxa de filtração e carga hidráulica constantes, uma forma comum de controle da vazão é o uso de caixa de nível constante na saída do filtro, com controle da vazão efluente. Um tanque de carga constante em combinação com um orifício pode ser usado para controle de vazão se o filtro for operado com taxa constante e carga hidráulica variável. Deve-se tomar cuidado para que os dispositivos de controle de vazão dos filtros-piloto não favoreçam a quebra dos flocos formados quando este for precedido de floculação. A Figura 4.13 apresenta algumas configurações de controle de filtro-piloto (AWWA, 1992). A Figura 4.14, por sua vez, apresenta detalhes de uma caixa de nível constante dotada de orifício utilizada para controle de vazão.

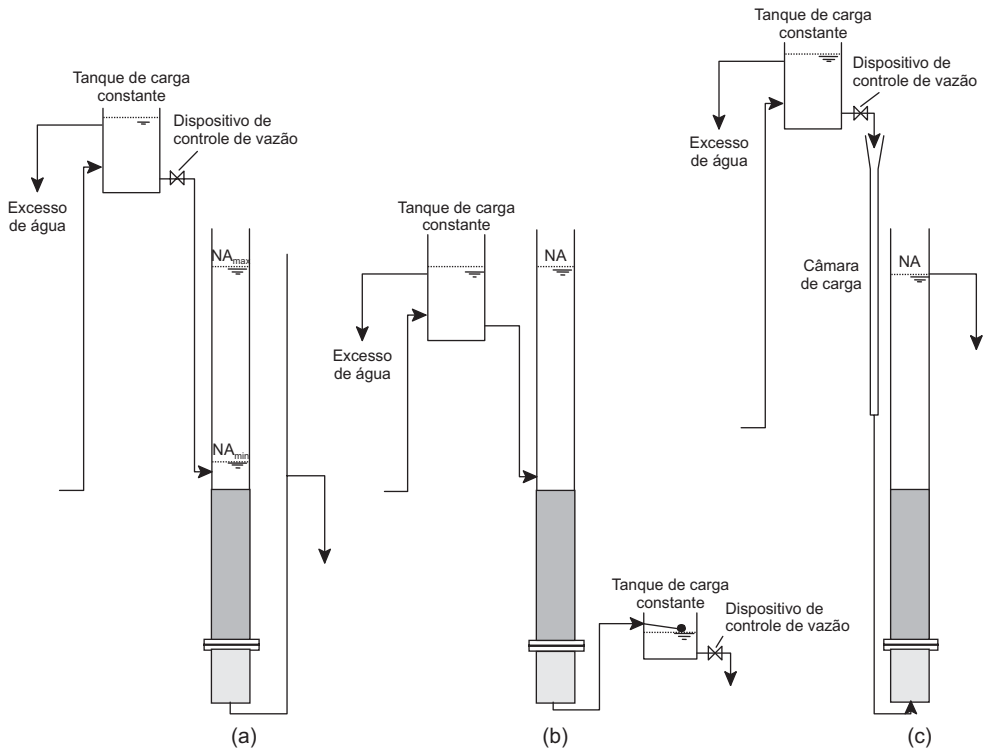


Figura 4.13 Diagrama esquemático de controle de vazão ou taxa de filtração em filtros-piloto: (a) filtro descendente com taxa constante e carga hidráulica variável; (b) filtro descendente com taxa constante e carga hidráulica constante; (c) filtro ascendente.

A coluna de filtração deve ser dotada de tomadas de pressão ao longo do meio filtrante e, dependendo do estudo, ao longo da camada suporte. Essas tomadas de pressão podem ser espaçadas homogeneamente, porém, sugere-se maior densidade na parte mais superior do meio filtrante quando o filtro for de escoamento descendente, ou na parte mais inferior do meio filtrante se este for ascendente. As tomadas de pressão permitirão a avaliação da perda de carga ao longo do meio filtrante, provendo informação sobre a ocupação deste ao longo da carreira de filtração (ver Figuras 2.7 e 2.8 do Capítulo 2).

Deve ser previsto sistema de lavagem do meio filtrante, com controle de taxa de lavagem se essa etapa do processo for ser objeto de estudo. Em geral, o acrílico transparente é o material mais utilizado para confecção da coluna de filtração, porque permite a inspeção visual do comportamento do filtro durante a lavagem e durante a filtração propriamente dita. Nesse caso, é possível detectar problemas de má distribuição de água para lavagem, ar, formação de bolas de lodo, entre outros.

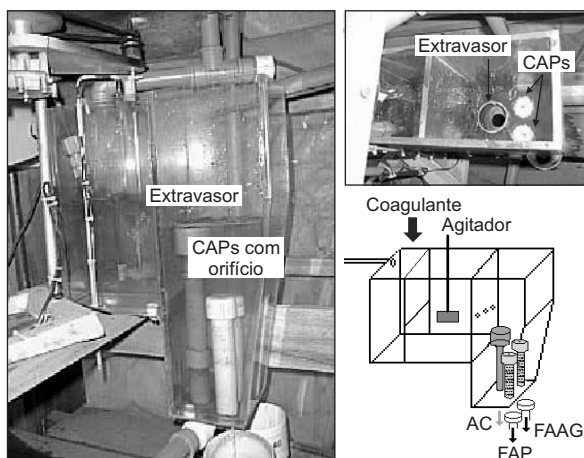


Figura 4.14 Detalhes de dispositivo de controle de vazão utilizando orifícios em caixa de nível constante, recomendado para controle de taxa de filtração em filtros de escoamento ascendente.

As características do meio filtrante geralmente são estudadas em filtros-piloto. Diferentes distribuições granulométricas e espessuras de camada filtrante podem ser avaliadas e a combinação dessas variáveis pode levar à qualidade de água desejada com maior produção efetiva de água. A caracterização do meio filtrante foi discutida com detalhes no Capítulo 2.

A colocação da areia ou outro meio filtrante na coluna de filtração é uma importante etapa na preparação do filtro-piloto. A quantidade (em massa) de material filtrante a ser colocada no filtro depende da espessura da camada filtrante (ΔL), em metros, da área em planta do filtro (A), em m^2 , da massa específica do material granular (ρ_s), em kg/m^3 , e da porosidade (ϵ). Assim, a massa de material filtrante (M , expressa em kg) a ser colocada na coluna de filtração é dada pela Equação 1.

$$M = \Delta L A \rho_s (1 - \epsilon) \quad (\text{Eq.1})$$

O material filtrante, antes de ser pesado, deve ser lavado e seco em estufa. Para a colocação propriamente dita do material na coluna de filtração, recomenda-se que a coluna esteja parcialmente preenchida com água. Esse procedimento minimizará a presença de bolhas de ar no meio filtrante. O residual de ar, que eventualmente tenha permanecido nos interstícios do meio filtrante, deverá ser removido por meio de lavagem com água em escoamento ascendente.

A colocação da camada suporte e do meio filtrante é uma das últimas etapas de montagem da instalação-piloto. Antes da colocação do material granular, devem ser

realizados testes para verificar a estanqueidade e o comportamento hidráulico da unidade. Além disso, deve ser verificado se os elementos eletromecânicos da instalação estão funcionando adequadamente.

Se a instalação-piloto dispuser de filtros dotados de mesmo meio granular que serão operados em paralelo, deve-se verificar se estes estão funcionando de forma similar. Para tal, operam-se os filtros em série (para garantir que todos recebam exatamente a mesma vazão) e com água limpa e verifica-se se a distribuição da perda de carga no meio granular é similar nos filtros.

A coluna de filtração deve ser dotada de sistema de alimentação de água para lavagem, que consiste de reservatório de água limpa e bomba. A vazão da bomba deve garantir a expansão desejada do meio filtrante. Se também for utilizar ar na limpeza do meio granular, deve-se ter o cuidado para que este seja livre de óleo. A vazão de ar a ser admitida no filtro deve ser controlada por um rotâmetro.

No caso de ser empregadas colunas para simular a filtração ascendente em areia, também deve ser prevista a introdução de água na interface entre a camada suporte e o meio filtrante para realização das descargas de fundo intermediárias.

Operação e aquisição de dados

A operação de uma instalação-piloto deve ser feita por pessoal treinado para esse tipo de trabalho. Os envolvidos na operação devem ter conhecimento teórico dos processos em estudo, bem como ser atentos a detalhes.

A operação de uma instalação-piloto deve ser manual, embora equipamentos e sensores automatizados possam facilitar significativamente o trabalho da equipe. Em outras palavras, o uso de equipamentos automatizados ou aquisitores de dados não substitui o operador, pois é necessária a contínua verificação do funcionamento desses equipamentos e somente o operador é capaz de tomar decisões quando ocorrem problemas.

A operação de uma instalação-piloto é contínua durante cada carreira de filtração, o que pode levar alguns dias. Assim, o planejamento da execução dos experimentos deve levar em conta a necessidade de troca de pessoal ao longo do tempo e um registro detalhado de todos os eventos ocorridos durante o experimento. Experimentos com duração definida podem ser realizados, porém, a extrapolação dos resultados deve ser feita com extremo cuidado.

As medições e análises necessárias durante um experimento (carreira de filtração) também devem ser planejadas. Os locais e a periodicidade de coleta de amostra de água devem captar a variabilidade da água bruta e seus efeitos sobre a eficiência dos processos em estudo e sobre a qualidade da água tratada. A variação da qualidade da

água bruta requer alterações nas dosagens de produtos químicos. Assim, o experimento em escala-piloto deve ser acompanhado de ensaios em aparelho de jarteste.

Segundo Letterman (1991), pode-se dividir as variáveis a serem monitoradas durante um experimento em escala-piloto em três grupos: (a) variáveis de controle de processos, por exemplo, vazões e taxas em cada etapa; (b) variáveis de desempenho do processo, como perda de carga nos meios filtrantes, turbidez, cor, carbono orgânico total, clorofila-a, contagem de algas, entre outros, dependendo das características predominantes na água bruta; e (c) variáveis complementares de qualidade da água (alcalinidade, pH, concentração de residual de coagulante, potencial zeta, distribuição de tamanho de partícula, etc.).

A periodicidade de medição dessas variáveis depende de vários fatores, entre eles o objetivo da medida, a variabilidade da medida com o tempo e os custos (recursos humanos e materiais). As variáveis de desempenho mais importantes (por exemplo, turbidez e perda de carga) devem ser medidas com maior frequência durante o experimento. Variáveis como turbidez podem ser medidas de forma contínua com o uso de equipamentos em linha.

As variáveis complementares geralmente são mediadas com menor frequência do que as de controle de processo, que, por sua vez, geralmente são medidas com menor frequência que as variáveis de desempenho. E estas geralmente são apresentadas em função da duração da carreira de filtração. As demais variáveis podem ser apresentadas sob forma de tabelas ou diagramas de barras. As Figuras 4.15 e 4.16 mostram algumas formas usuais de apresentação de dados experimentais.

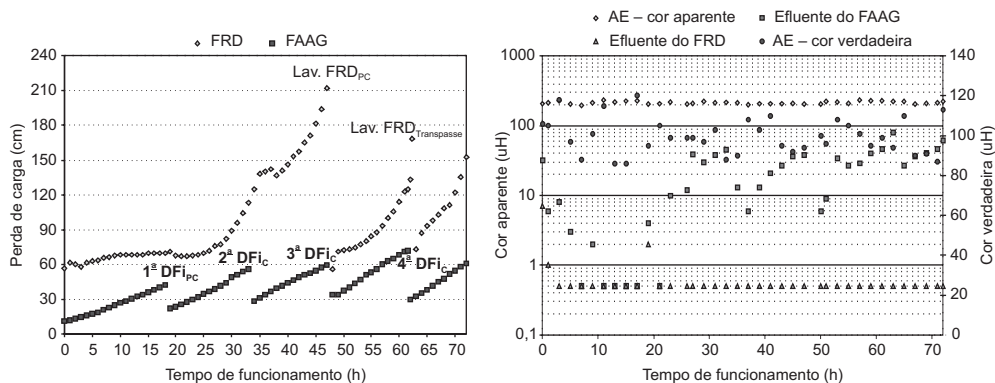


Figura 4.15 Exemplo de apresentação de dados experimentais de variáveis de desempenho (perda de carga e cor) ao longo da duração da carreira de filtração.

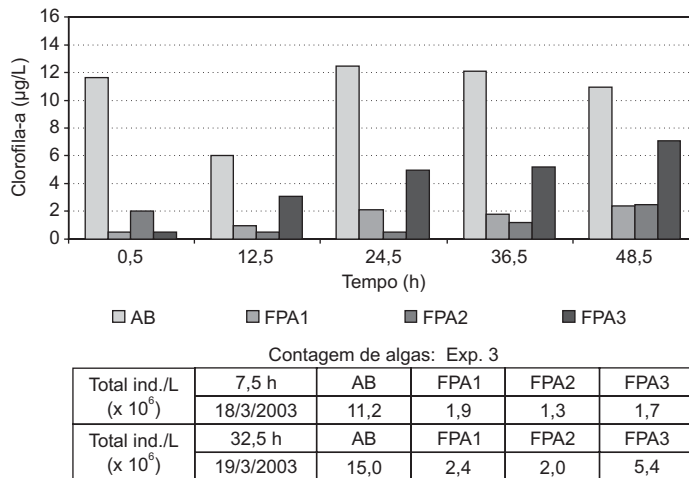


Figura 4.16 Exemplo de apresentação de dados experimentais de variáveis complementares.

Além dos gráficos e tabelas obtidos a partir dos dados experimentais, para comparar experimentos realizados sob condições experimentais distintas (por exemplo, duas ou mais taxas de filtração) podem ser utilizados índices de filtrabilidade descritos na literatura especializada ou ser calculada a produção efetiva de água em determinado período de tempo. Quando a qualidade da água filtrada atende aos padrões estabelecidos como meta para o estudo em desenvolvimento, quanto maior a produção efetiva de água, melhor é uma dada configuração em relação às demais testadas.

Exemplos de instalações-piloto

Com objetivo de permitir a visualização de possíveis arranjos físicos das unidades apresentadas na seção “Concepção de instalações-piloto de filtração direta”, a seguir são apresentadas, como exemplo, as instalações-piloto utilizadas no PROSAB.

Filtração direta descendente e filtração direta ascendente

A instalação-piloto apresentada nas Figuras 4.17 a 4.19 foi construída em acrílico transparente e constituía-se basicamente de uma unidade de mistura rápida mecanizada, uma câmara de carga com nível constante, um tanque de preparo de coagulante, dois conjuntos de floculação mecanizados com quatro câmaras em série, quatro unidades de filtração e quatro caixas com bóia destinadas ao controle dos filtros. Na interligação das unidades que compõem a instalação-piloto foram utilizados tubos de PVC soldável para minimizar os vazamentos.

Como mostra as Figuras 4.17 e 4.18, essa instalação-piloto pode ser operada como filtração direta descendente precedida ou não de floculação, uma vez que é dotada de linha de *by-pass* dos sistemas de floculação. O tempo de floculação pode ser

variado operando-se um número diferente de câmaras de floculação, além disso, cada conjunto de floculação alimenta dois filtros que operam em paralelo. Essa configuração permite grande flexibilidade à instalação. É possível, por exemplo, testar, em paralelo, o efeito que diferentes tempos de floculação terão sobre dois meios granulares de diferentes granulometrias. Várias outras combinações de condições operacionais podem ser testadas, permitindo a otimização do processo como um todo. A instalação foi operada com vazões de 5,4 e 7,2 L/min.

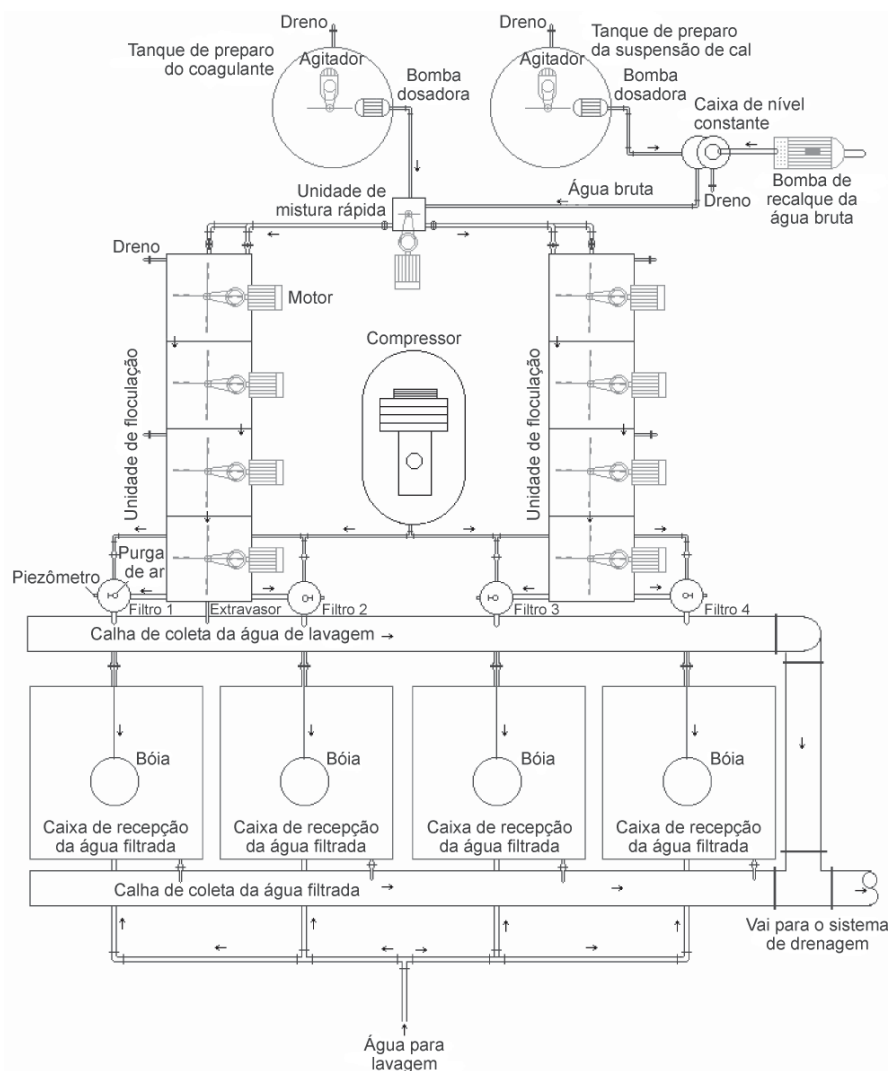


Figura 4.17 Planta baixa da instalação-piloto de filtração direta descendente utilizada pela Universidade Federal do Ceará (UFC) durante os estudos desenvolvidos no PROSAB.

A câmara de mistura rápida empregada nessa instalação é similar à apresentada na Figura 4.9 e cada uma das quatro câmaras de cada sistema de floculação atende às especificações da Figura 4.11. Os filtros de seção quadrada apresentam dimensões em planta que obedecem o critério de 50 vezes o tamanho do maior grão do meio filtrante.

Os filtros possuíam fundo falso com 10 cm de altura sobre o qual havia uma placa de acrílico perfurada e uma tela com abertura (0,40 mm) inferior à dos menores grãos do meio filtrante, o que possibilitou dispensar a camada suporte. A lavagem das unidades de filtração foi feita com água com velocidade ascensional para garantir expansão de 40% do meio filtrante.

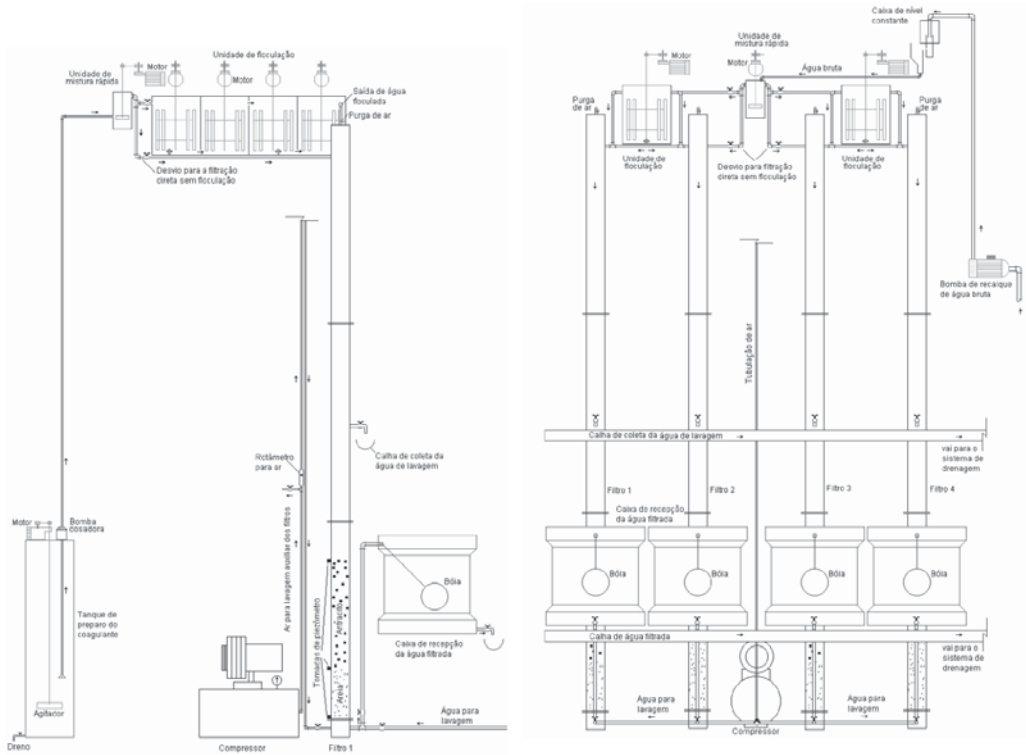


Figura 4.18 Detalhes, em corte da instalação-piloto da UFC: corte longitudinal (esquerda) e corte transversal (direita).

As Tabelas 4.3 e 4.4 apresentam, respectivamente, as dimensões básicas das unidades da instalação-piloto da UFC e as principais características dos meios filtrantes estudados.

Tabela 4.3 Principais dimensões da instalação-piloto da UFC.

Unidade/equipamento	Principais dimensões
Mistura rápida	Dimensão em planta = 0,115 x 0,115 m Altura útil = 0,151 m
Floculador*	Dimensão em planta da câmara = 0,25 x 0,25 m Altura útil = 0,25 m
Filtro	Dimensão em planta = 0,10 x 0,10 m Altura útil = 3,0 m + 0,10 m (fundo falso)
Caixa de controle do filtro	Dimensão em planta = 0,20 x 0,30 m. Altura útil = 0,20 m
Agitador (mistura rápida)	Paleta com 25 mm de altura por 75 mm de largura
Agitador (floculação)**	4 braços e 2 paletas por braço

*Cada floculador possui 4 câmaras. As passagens entre as câmaras têm dimensão 5 x 5 cm.

**As distâncias entre o cento do eixo do agitador e o centro das duas paletas de cada braço são de 9,5 e 7,5 cm. As paletas possuem 10 mm de largura e 200 mm de altura.

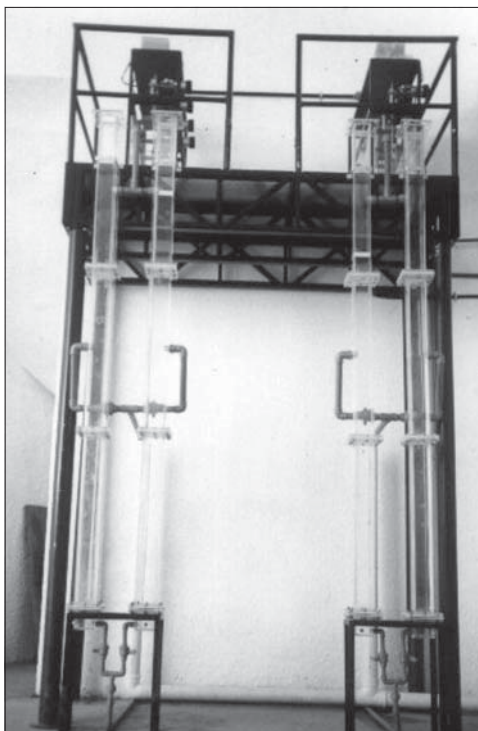


Figura 4.19 Instalação-piloto da UFC ainda em fase de montagem – filtros de acrílico em primeiro plano, câmaras de floculação no topo.

Tabela 4.4 Especificação da areia dos filtros da instalação-piloto da UFC.

Característica	Filtros A1 e B1	Filtros A2 e B2
Espessura total (m)	0,80	0,80
Tamanho dos grãos (mm)	0,52 a 1,68	0,84 a 1,41
Tamanho efetivo (mm)	0,72	1,0
Coefficiente de desuniformidade	1,6	1,2

A instalação-piloto utilizada pela Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC) para desenvolvimento de seu projeto de pesquisa dentro do PROSAB, mostrada nas Figuras 4.20 e 4.21, permite a comparação entre a filtração direta ascendente e descendente. Nesse estudo a filtração direta descendente foi precedida de unidade de floculação em meio granular expandido.

Nessa instalação a mistura rápida também foi realizada mecanicamente, porém, a floculação foi realizada em meio granular expandido. É importante observar que esse tipo de floculação pode se dar em taxas bastante elevadas e em curtos períodos de tempo, podendo se configurar como uma alternativa quando a disponibilidade de área é fator restritivo. O estudo dos meios granulares de baixo custo para esse tipo de instalação foi um dos principais objetivos da pesquisa da UFSC. Alguns meios granulares testados são apresentados na Figura 4.22.

Diferentemente da instalação da UFC, a instalação da UFSC optou por confeccionar seus filtros em chapa de aço inoxidável, com seção quadrada de 20 x 20 cm. Para não perder a vantagem da observação visual, esses filtros foram dotados de visores laterais em chapa de acrílico.

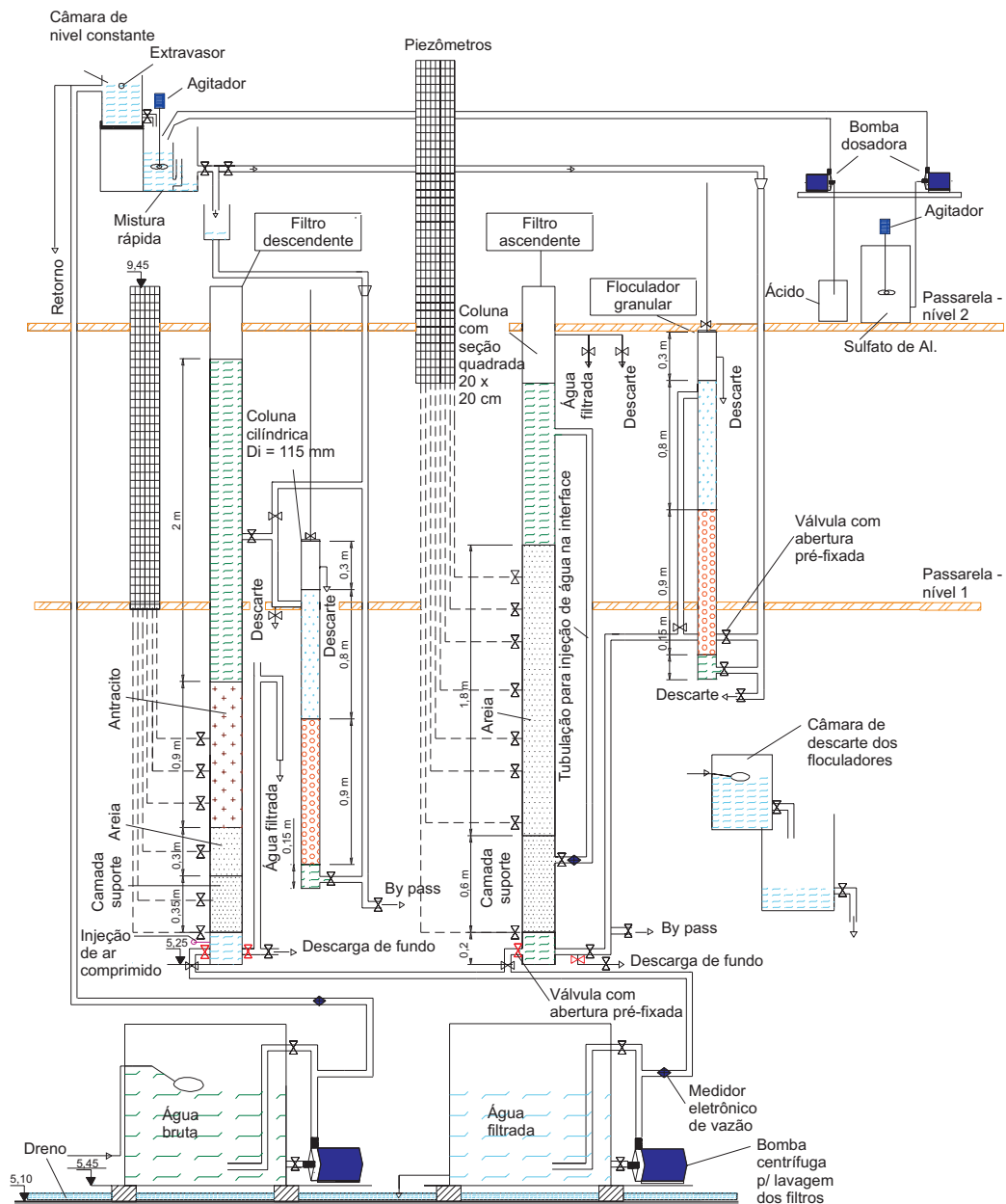


Figura 4.20 Esquema da instalação-piloto da UFSC utilizada nas pesquisas do PROSAB.



Figura 4.21 Vista dos filtros (esq.) e do floculador granular (dir.) da instalação-piloto da UFSC.

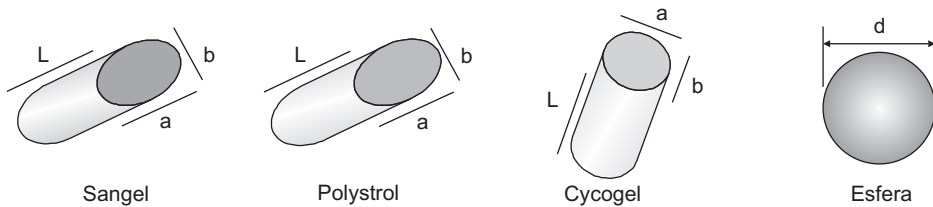


Figura 4.22 Exemplos de materiais granulares testados na instalação-piloto da UFSC.

Dupla filtração

As instalações de dupla filtração, assim como as de filtração direta ascendente, dispensam o uso de floculadores. Assim, essas unidades consistem de dispositivo de mistura rápida de coagulantes, filtro de escoamento ascendente seguido de filtro de escoamento descendente. No caso do filtro de escoamento ascendente, o material filtrante pode ser areia grossa ou pedregulho, geralmente em camadas de granulometria decrescente na direção do escoamento. O filtro de escoamento descendente geralmente é de areia ou outro material filtrante comumente usado em filtros rápidos descendentes.

As Figuras 4.23 e 4.24 apresentam, respectivamente, o esquema e uma vista geral da instalação-piloto utilizada pela Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo (EESC-USP) em seus estudos sobre dupla filtração. Essa instalação dispõe de duas linhas de dupla filtração independentes, porém, alimentadas

por uma única câmara de mistura rápida. Como pode ser visto na Figura 4.23, uma linha é composta de filtração ascendente em areia grossa (FAAG), seguida de filtração rápida descendente em areia (FRD1), e outra linha, de filtração ascendente em pedregulho (FAP), seguida de filtração rápida descendente em areia (FRD2).

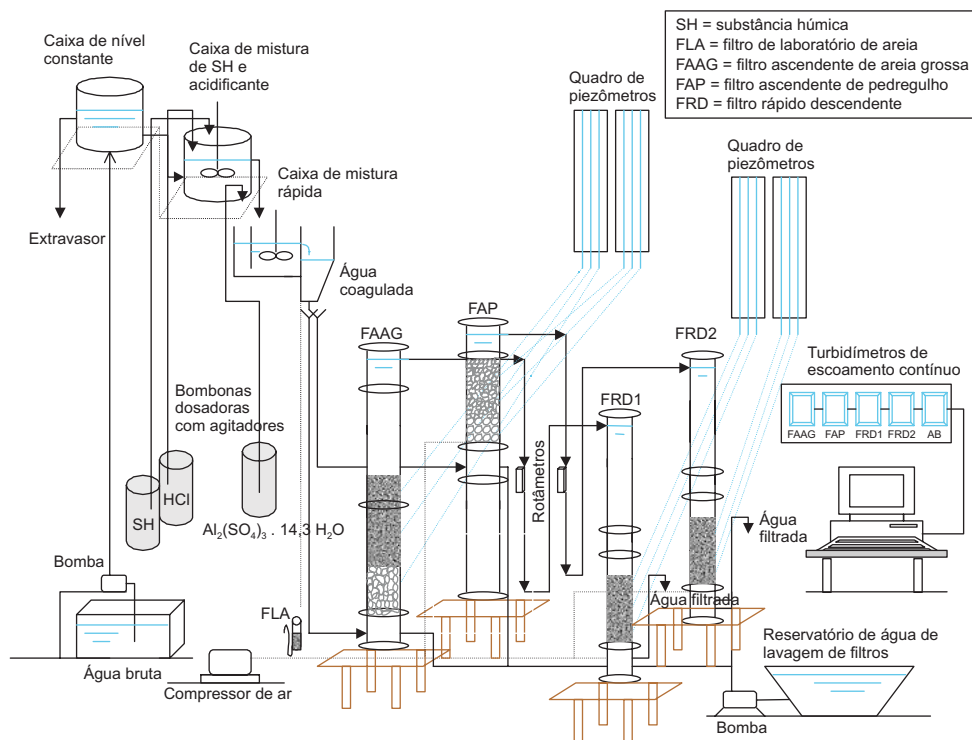


Figura 4.23 Esquema da instalação-piloto da EESC-USP utilizada nas pesquisas desenvolvidas no PROSAB.

Essa instalação utiliza mistura rápida mecanizada para dispersão do coagulante. As dimensões da câmara e da paleta utilizadas são similares às apresentadas na Figura 4.9; entretanto, essa câmara foi confeccionada acoplada à câmara de nível constante para controle de vazão, e a vazão de água coagulada para cada filtro é determinada em função do diâmetro do orifício e da carga hidráulica sobre este (altura da lâmina d'água). Esse arranjo foi apresentado na Figura 4.14.

Outra característica importante da instalação-piloto da EESC-USP é o uso de turbidímetros em linha para o monitoramento contínuo da turbidez nas diferentes etapas do tratamento. A Figura 4.24 (canto direito superior) apresenta esses equipamentos.

As Figuras 4.25 e 4.26 referem-se a instalação-piloto de dupla filtração, composta de filtração ascendente em pedregulho e de filtração descendente em areia, utilizada nos estudos desenvolvidos pela Universidade de Brasília (UnB). Em função de sua configuração, essa instalação permite otimizar as granulometrias e as taxas de filtração, pois pode ser operada com diferentes taxas de filtração (vazões), adotando granulometrias diferentes no filtro ascendente de pedregulho e granulometrias similares nos filtros de descendentes de areia, ou vice-versa.



Figura 4.24 Vista geral e detalhes da instalação-piloto da EESC-USP: colunas de filtração (esquerda), turbidímetros em linha (direita acima), bomba dosadora (direita meio) e interligações dos filtros (direita abaixo).

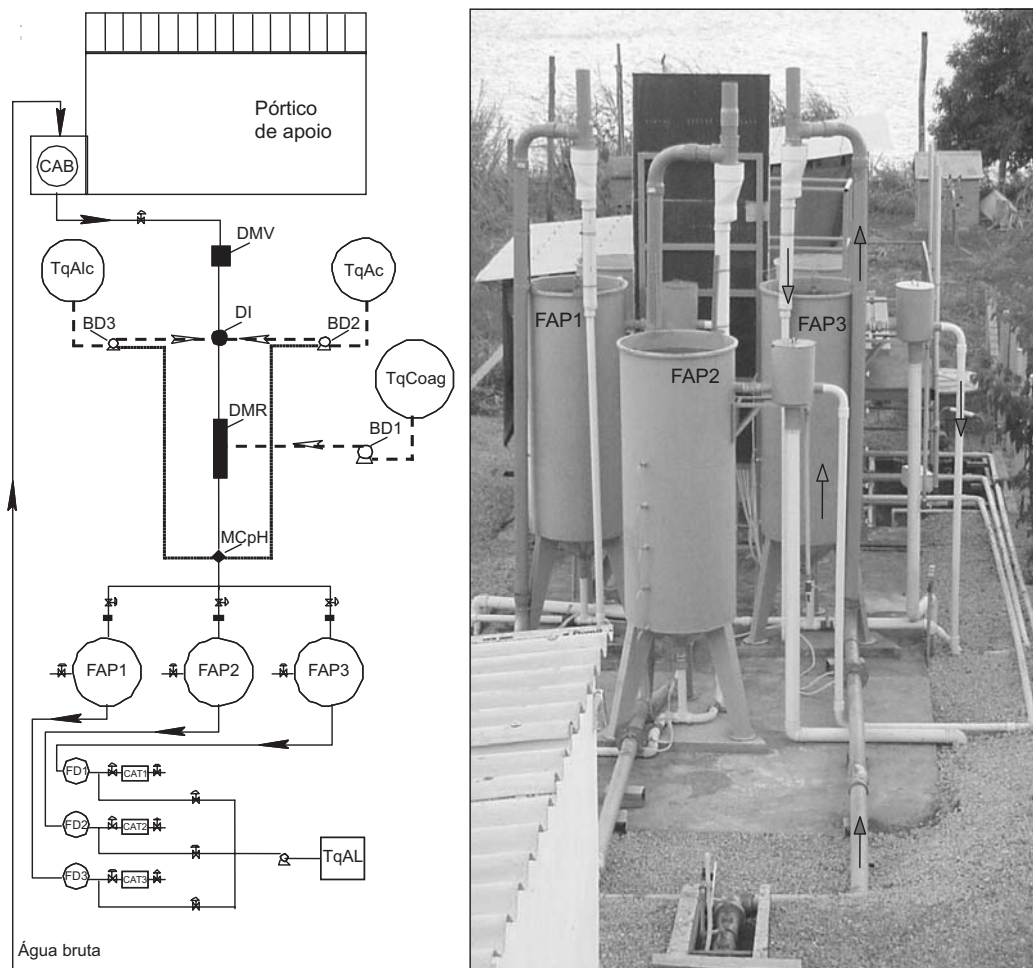


Figura 4.25 Instalação-piloto utilizada pela UnB para o desenvolvimento das pesquisas do PROSAB: diagrama esquemático (esquerda) e vista aérea da instalação (direita), com filtros ascendentes de pedregulho em primeiro plano e manancial ao fundo.

Diante das grandes vazões necessárias para operar essa instalação-piloto, não foi possível utilizar o sistema mecanizado apresentado na Figura 4.9. Adotou-se, nesse caso, o injetor mostrado na Figura 4.10. Para cada valor de taxa de filtração testada era necessário um injetor com dimensões que garantissem gradientes de velocidade suficientemente elevados e, portanto, compatíveis com o mecanismo de adsorção-neutralização de cargas. Assim, os injetores foram montados em um trecho de tubulação flangeada.

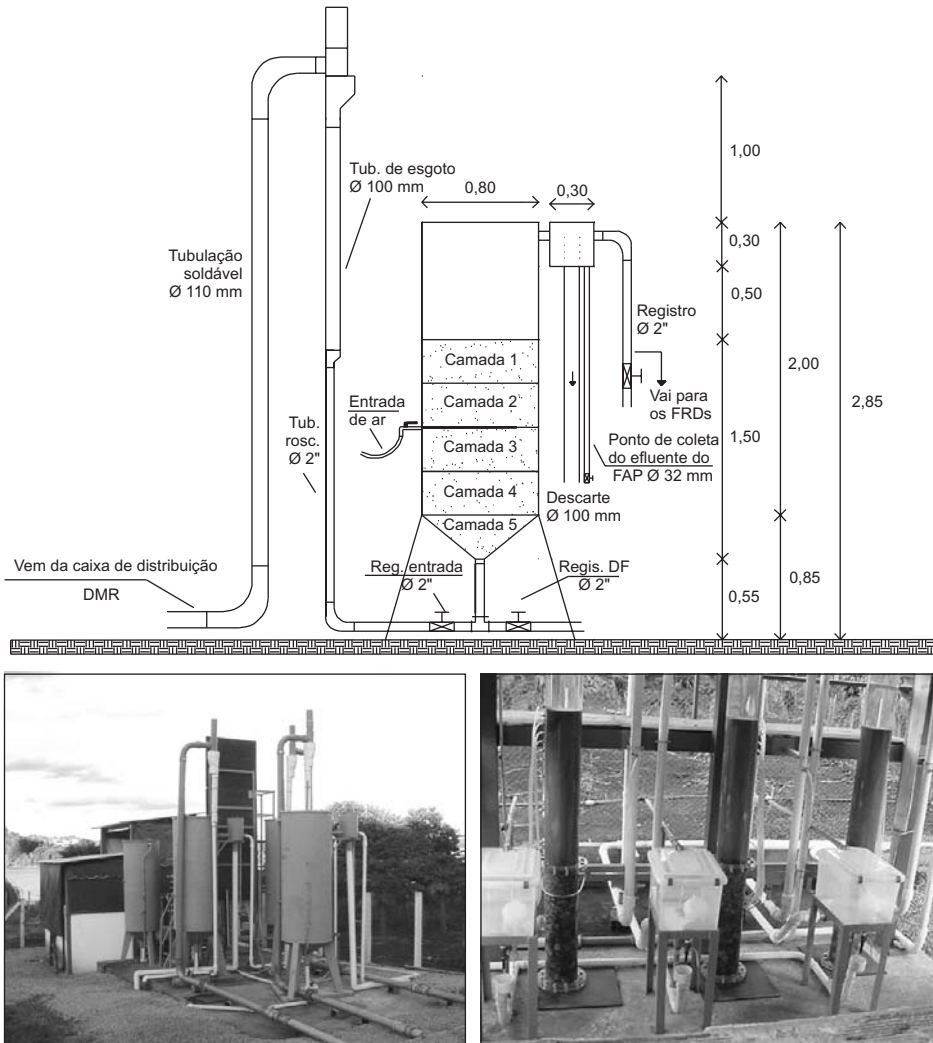


Figura 4.26 Instalação-piloto da UnB: desenho esquemático do filtro ascendente de pedregulho (acima, cotas em m); vista dos filtros ascendentes em pedregulho (abaixo esquerda) e dos filtros descendentes de areia com caixa de controle de vazão na saída de água filtrada (abaixo direita).

Como o controle do pH de coagulação geralmente é de grande importância para a eficiência do processo de filtração direta, essa instalação-piloto permite o controle automatizado da adição de soluções de alcalinizante ou de acidificante a montante da adição de coagulante (ver Figura 4.25). Essa adição, quando necessária é realizada por duas bombas dosadoras. A vazão de alcalinizante ou de acidificante é controlada

por um dispositivo medidor-controlador de pH (MCpH), que, uma vez programado para trabalhar em determinado valor de pH, gera um sinal de comando para a bombas de alcalinizante ou acidificante em função do valor de pH que é medido a cada instante.

Como nas demais instalações apresentadas, os filtros descendentes de areia da instalação da UnB obedeceram o critério da coluna de filtração com diâmetro 50 vezes superior ao maior grão do meio filtrante. Entretanto, nos filtros ascendentes de pedregulho a relação adotada foi de cerca de 26:1 no meio granular (exceto na camada suporte), isso porque as taxas adotadas não foram tão elevadas quanto às da filtração descendente e o uso de relações maiores levaria a filtros demasiadamente grandes e de difícil operacionalidade.

Os filtros de pedregulho foram confeccionados em chapa metálica e dotados de sistema de injeção de ar a 60 cm abaixo do topo do meio granular. Essa característica permitiu avaliar diferentes procedimentos de limpeza do meio granular.

Considerações finais

Como mencionado no início da seção “Exemplos de instalações-piloto”, o objetivo dessa seção foi fornecer alguns exemplos de instalações-pilotos de filtração direta com diferentes configurações, diferentes materiais construtivos, diferentes portes e diferentes formas de solucionar problemas específicos.

Para cada instalação-piloto, buscou-se enfatizar aspectos que as diferenciavam das demais, sem deixar de enfatizar a importância de estar sempre atento aos aspectos mencionados na seção “Concepção de instalações-piloto de filtração direta”. Não se buscou exaurir a descrição de cada instalação, pois o texto poderia resultar demasiadamente longo. Entretanto, detalhes específicos de cada instalação e resultados obtidos são apresentados em vários artigos técnicos dos autores e colaboradores deste livro.

Bibliografia

- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). *NBR-12216*: Projeto de estações de tratamento de água para abastecimento público. Brasil. 1992.
- AMIRTHARAJAH, A.; MILLS, K. M. Rapid-mix design for mechanisms of alum coagulation. *Jour. AWWA*, p. 210-216. 1982.
- AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION (AWWA). *Manual M37 – Operation and control of coagulation processes*. EUA: AWWA, 1992. 103 p.
- BRASIL. Fundação Nacional de Saúde. Portaria nº 1469/2000, de 29 de dezembro de 2000: aprova o controle e vigilância da qualidade da água para o consumo humano e seu padrão de potabilidade. Brasília: FUNASA, 2001. 32 p.

- CENTRO PANAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y CIENCIAS DEL AMBIENTE (CEPIS). *Filtración rápida* – Manual II – Criterios de selección. Peru: CEPIS/OPAS, 1992. 79 p.
- CAMPOS, L. C. *Influência das características geométricas do agitador mecânico de paletas giratórias paralelas ao eixo vertical na potência introduzida na água*. 1992. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A.; CENTURIONE FILHO, P. L. *Ensaio de tratabilidade da água e dos resíduos gerados em estações de tratamento de água*. São Carlos: RiMa, 2002. 237p.
- IVES, K. J. The use of models in filter design – part 1. *Effluent and Water Treatment Jour.*, p. 552-555, Nov. 1966a.
- IVES, K. J. The use of models in filter design – Conclusion. *Effluent and Water Treatment Jour.*, p. 591-596, Dez. 1966b.
- KAWAMURA, S. *Integrated design and operation of water treatment facilities*. 2. ed. EUA: John Wiley & Sons, 2000. 691 p.
- LANG, J. S.; GIRON, J. J.; HANSEN, A. T.; TRUSSEL, R. R.; HODGES Jr., W. E. Investigating filter performance as a function of the ratio of filter size to media size. *Journal AWWA*, p. 122-130, 1993.
- LETTERMAN, R. D. *Filtration strategies to meet the surface water treatment rule*. EUA: AWWA, 1991. 177 p.
- STOOPS, R. A. Pilot plant design and construction. In: AWWA e ASCE (Eds.). *Water treatment plant design*. EUA: AWWA, ASCE, 1997. 729-750 p.
- VRALE, L.; JORDEN, R. M. Rapid mixing in water treatment. *Jour. AWWA*, v. 63, n. 1, p. 52-58, 1971.

Dimensionamento de injetor apresentado na Figura 4.10 como dispositivo de mistura rápida.
I – Gradiente de velocidade decorrente da expansão.

Passo	Saída	Dados	Quantidade	Fórmula	Cálculos	Resultado	Obs.
1	Definição do diâmetro da contração (d)	D – diâmetro interno da tubulação (m)	D = 25 mm = 0,025 m	$\frac{D^2}{d^2} \geq 7$ (Vrale & Jordan, 1971)	$\frac{0,025^2}{d^2} \geq 7$	d ≤ 0,009 m	(1)
2	Velocidade da água no trecho contraído (m/s)	Q – vazão de água d – diâmetro da contração	Q = 5,23 x 10 ⁻³ m ³ /s d = 0,008m	$A_d = \frac{\pi d^2}{4}$ $V_c = \frac{Q}{A_d}$	$A_d = \frac{\pi 0,008^2}{4}$ $V_c = \frac{5,23 \times 10^{-3}}{5,024 \times 10^{-5}}$	V _c = 1,041 m/s	
3	Perda de carga expansão	V _c – veloc. da água no trecho contraído d – diâmetro da contração D – diâmetro interno da tubulação g – aceleração da gravidade	V = 1,041 m/s D = 0,025 m d = 0,008 m g = 9,81 m/s ²	$\Delta h = \frac{V_c^2}{2g} \left(1 - \frac{d^2}{D^2} \right)^2$ (Vianna, 1992)	$\Delta h = \frac{1,041^2}{2 \times 9,81} \left(1 - \frac{0,008^2}{0,025^2} \right)^2$	Δh = 0,0445 m	
4	Velocidade na expansão	Q – vazão de água D – diâmetro interno da tubulação (m)	Q = 5,23 x 10 ⁻³ m ³ /s D = 0,025 m	$A_d = \frac{\pi D^2}{4}$ $V_e = \frac{Q}{A_d}$	$A_d = \frac{\pi 0,025^2}{4}$ $V_e = \frac{5,23 \times 10^{-3}}{4,91 \times 10^{-4}}$	V _e = 0,107 m/s	(2)
5	Tempo de mistura	E – espaçamento entre orifícios V _c – velocidade na expansão	E = 0,0155 m V _c = 0,107 m/s	$t = \frac{E}{v}$	$t = \frac{0,0155}{0,107}$	t = 0,15 s	
6	Gradiente de velocidade expansão	γ – peso específico da água Δh – perda de carga μ – viscos. absoluta t – tempo de mistura	γ = 9800 N/m ³ Δh = 0,0445 μ = 0,001029 Ns/m ² t = 0,15 s	$G_c = \sqrt{\frac{\Delta h}{\gamma \mu t}}$	$G_c = \sqrt{\frac{9800 \times 0,0445}{0,001029 \times 0,15}}$	G _c = 1680 s ⁻¹	

1. Adotado d = 0,008 m.
2. Neste exemplo não foi considerada a vazão de produto químico alimentada ao dispositivo, se a vazão for representativa deve-se somá-la vazão da água.

II – Gradiente de velocidade devido aos jatos (orifícios)

Passo	Saída	Dados	Quantidade	Fórmula	Cálculos	Resultado	Obs.
1	Definição do diâmetro do orifício (d)						
2	Área de cada orifício	c – Diâmetro do orifício	c = 0,0005 m	$A_o = \frac{\pi c^2}{4}$	$A_o = \frac{\pi \times 0,0005^2}{4}$	$A_o = 1,96 \times 10^{-7} \text{ m}^2$	
3	Potência dissipada na massa líquida	Vc – veloc. da água no trecho contraído N – número de orifícios v – veloc. de saída de cada orifício γ – peso específico da água	Vc = 1,04 m/s N = 6 v = 2 m/s (adotado) γ = 9800 N/m ³	$P = \gamma N S U_o \frac{(V_c + v)^2}{2g}$	$P = 9800 \times 6 \times 1,96 \times 10^{-7} \times 2 \frac{(1,041 + 2)^2}{2 \times 9,81}$	$P = 0,011 \text{ N.m/s}$	
4	Volume de água misturada	E – espaçamento entre orifícios A – área da tubulação (expandida)	E = 0,0155 m A = 5,024 x 10 ⁻⁵ m ²	Vol = 2AE	Vol = 2 x 5,024 x 10 ⁻⁵ x 0,0155	Vol = 1,9 x 10 ⁻⁶ m ³	
5	Gradiente de velocidade decorrente do injetor	P – potência dissipada na massa líquida Vol – volume de água misturada μ – viscos. absoluta	P = 0,011 N.m/s Vol = 1,9 x 10 ⁻⁶ m ³ μ = 0,001029 Ns/m ²	$G_i = \sqrt{\frac{P}{\mu \text{Vol}}}$	$G_i = \sqrt{\frac{0,011}{0,001029 \times 1,9 \times 10^{-6}}}$	= 2357 s ⁻¹	

O gradiente de velocidade total do dispositivo pode ser considerado como o somatório dos gradientes em razão da expansão e jatos.

Capítulo 5

Filtração Direta Ascendente

Introdução

O uso da filtração direta ascendente (FDA) foi bem-sucedido em vários países, destacando-se entre eles a ex-União Soviética, Inglaterra e Holanda, e nos últimos 20 anos vem sendo utilizada principalmente no Brasil. Esse tipo de filtração se aproxima da filtração ideal, pois a água escoar no sentido dos grãos mais grossos para os mais finos, empregando um único material filtrante (areia).

Azevedo Netto (1979), ao concluir um estudo teórico sobre a FDA, resume: “A filtração obtida com a utilização dos clarificadores de contato, os chamados filtros russos, pelos bons resultados que vêm apresentando em vários países, merece ser experimentada entre nós. A simplicidade de seu funcionamento e a economia com a sua instalação em face da eficiência de operação aconselham que seja o novo processo adotado no Brasil”. Evidentemente, o prof. Azevedo Netto se referia à aplicabilidade de tal tecnologia dentro de suas limitações da qualidade da água do manancial e das taxas de filtrações que vinham sendo propostas. Após esses estudos, inúmeros sistemas de tratamento foram implantados no Brasil sob os conhecimentos da época.

Nos anos 80 e 90, vários estudos foram desenvolvidos pelo prof. Luiz Di Bernardo e colaboradores, de forma a tornar essa tecnologia ainda mais promissora pela técnica de descargas de fundo intermediárias. Estas possibilitaram o uso da filtração direta ascendente para águas com turbidez e cor mais acentuada, aumentando significativamente a carreira de filtração e, assim, produzindo mais água. Recentemente, o PROSAB (2000 a 2003) investiu nessa tecnologia para aplicações em pequenas comunidades, de forma a tratar águas de qualidades diversas, água bruta com alta concentração em turbidez, cor, algas, etc. O filtro ascendente pode ser construído da mesma forma que o filtro clássico descendente, em concreto, aço ou fibra-de-vidro, abertos ou sob pressão.

A FDA apresenta vantagens e desvantagens em relação aos sistemas de tratamento completo ou convencional e em relação à filtração direta descendente. A avaliação destes aspectos, apresentada a seguir, é de fundamental importância antes de optar pelo emprego dessa tecnologia.

Podemos considerar vantagens do FDA em relação ao sistema de tratamento completo: a) custo da construção 50% menor, tendo em vista que não há necessidade de unidades adicionais de floculação e decantação; b) menor custo de operação e manutenção; e c) menor produção de lodo.

Como desvantagens em relação ao tratamento em ciclo completo destacam-se: a) exige controle mais rigoroso da dosagem de produtos químicos; b) limitações relativas à qualidade da água bruta, principalmente a biológica (como as totalidades dos sólidos ficam retidas no filtro, a qualidade da água bruta limita sua aplicação), a presença de algas e outros organismos microscópicos são amplamente restritivos ao uso dessa tecnologia; c) a mudança na qualidade da água afetará a carreira de filtração – como 100% dos sólidos ficam retidos no filtro, a variação em sua distribuição modifica a duração das carreiras de filtração, para mais ou para menos; d) o tempo de contato na unidade é relativamente curto, exigindo ação rápida nas dosagens de produtos químicos durante a mudança da qualidade da água bruta – como não há unidades de floculação nem de decantação, o tempo de detenção é bem menor; e) possibilidade de contaminação do reservatório de água filtrada após a lavagem do filtro – nos sistemas em que a mesma calha é usada para coleta da água filtrada e de lavagem, após recolocar o filtro em operação, é necessário descartar por alguns minutos a água produzida, pois esta promoverá certa limpeza das superfícies que tiveram contato anterior com a água de lavagem; e f) necessidade de cobertura do filtro, pois a água filtrada fica exposta ao ar livre.

Em relação à filtração direta descendente, as principais vantagens são: a) sentido do escoamento na direção da diminuição da granulometria do material filtrante; b) utilização de leito estratificado; c) dispensa a necessidade de unidade adicional de floculação; d) dispensa o uso de polímeros quando estes podiam ser necessários na filtração direta descendente; e e) melhor aproveitamento da carga hidráulica disponível. Como desvantagens em relação à filtração direta descendente destacam-se: a) admite menores taxas de filtração – com taxas elevadas há possibilidade da fluidificação parcial e periódica da camada superior do meio filtrante; b) a água de lavagem sai pela mesma tubulação ou canal que a água filtrada – um descuido de operação poderá fazer com que a água de lavagem seja encaminhada para o tanque de contato, mas este problema pode ser evitado construindo-se calhas de coletas independentes para a água filtrada e a água de lavagem; c) necessidade de melhor sistema de drenagem, podendo-se enfrentar problemas no fundo do filtro, com grandes dificuldades para reparação – a água bruta entra no filtro pelo fundo falso e possíveis problemas de obstrução na drenagem do filtro não são visíveis; d) é preciso cobrir o filtro, pois a água filtrada fica exposta ao ar livre; e e) necessidade de dispositivos hidráulicos para introdução de água na interface pedregulho/areia.

Funcionamento da Filtração Direta Ascendente

O filtro ascendente consiste de uma câmara com fundo falso, onde acima deste é colocada a camada suporte e, em seguida, a camada filtrante de um único material (normalmente areia), conforme esquema da Figura 5.1. A água a ser filtrada escoo no sentido ascendente e é coletada em uma calha superior que também poderá servir para coletar a água de lavagem.

Com a fluidificação do material filtrante durante as lavagens, os grãos mais grossos ficam em baixo e os mais finos em cima; assim, durante a filtração todo o material filtrante participa da filtração, retendo as impurezas de maiores diâmetros nas subcamadas inferiores e as menores, no material granular mais fino. Na filtração direta, 100% dos sólidos removidos são retidos no filtro e, assim, para proporcionar carreira de filtração adequada (≥ 24 horas), a camada filtrante deverá ser bastante espessa (de 1,6 a 2,0 m).

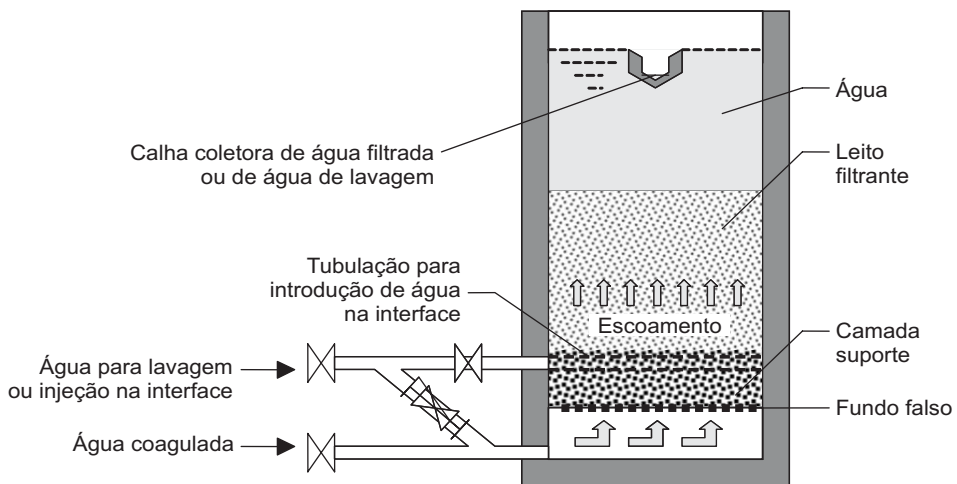


Figura 5.1 Esquema de funcionamento de um filtro ascendente com calha única para coleta das águas filtrada e de lavagem.

O filtro ascendente pode ser construído com duas calhas, uma para coletar a água filtrada e outra para coletar a água de lavagem. Deste modo, evita-se que um descuido de operação conduza a água de lavagem para o reservatório de água filtrada (ver esquema na Figura 5.2).

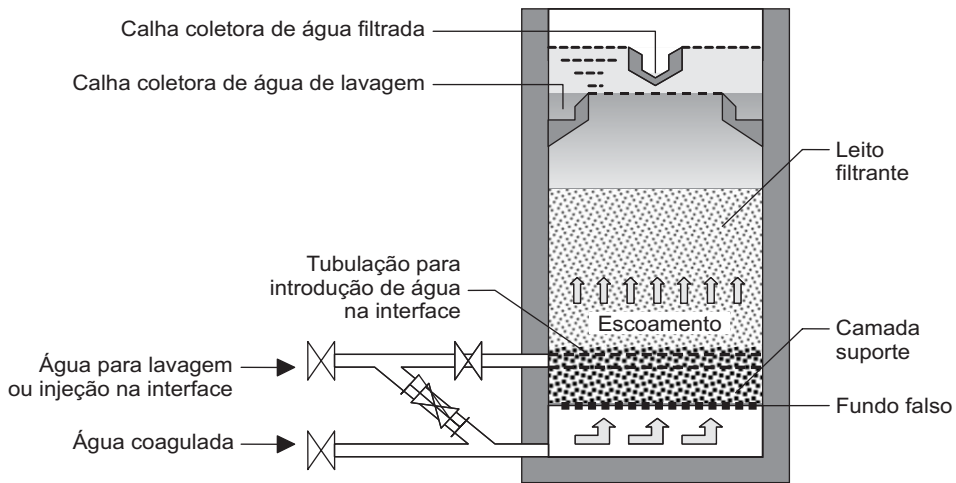


Figura 5.2 Filtro ascendente com calhas de coleta de água filtrada e coleta de água de lavagem de forma separada.

Tratamento de Água com Concentração Elevada de Algas

A qualidade da água é um fator determinante na escolha da tecnologia de tratamento a ser adotada, sobretudo na filtração direta, pois nesse caso a remoção das impurezas da água ocorre exclusivamente no meio granular do filtro. Os filtros de escoamento ascendente em geral apresentam espessuras maiores que os filtros de escoamento descendente, tanto da camada suporte quanto a de areia, o que pode gerar melhores resultados em relação à duração das carreiras e à qualidade da água produzida.

Tratamento com filtração direta ascendente

A presença de algas, dependendo da espécie e do número de indivíduos, pode causar sérios transtornos tanto pela redução da duração das carreiras de filtração como pelo comprometimento da qualidade da água produzida. A Figura 5.3 mostra a variação da quantidade de fitoplâncton nas águas da lagoa do Peri (Florianópolis, SC, Brasil), monitoradas entre dezembro/2000 e março/2003. Trata-se de uma lagoa de água doce de onde se retira atualmente uma vazão de 200 L/s para abastecimento de parte da população da ilha de Santa Catarina. A água da represa é dominada por cianofíceas, com alternância entre as espécies *Cylindrospermopsis raciborskii* e *Pseudoanabaena*.

Utilizando uma série de dados coletados no período indicado na Figura 5.3, constatou-se a inexistência de boas correlações entre a turbidez, a clorofila-a e o fitoplâncton. Esse resultado foi atribuído à grande diversidade de espécies de algas encontradas na lagoa do Peri e sua alternância ao longo do ano. A Tabela 5.1 é um indicativo da sucessão de espécies verificadas no manancial citado.

A obstrução rápida do meio filtrante por algas filamentosas, como as encontradas na lagoa do Peri, é o principal transtorno relativo à produtividade dos filtros. Com a possibilidade da realização de descargas de fundo intermediárias, este aspecto pode ser atenuado e, dentro de certos limites, viabilizar o emprego dessa tecnologia. Outro fator complicador é a passagem destes e de outros organismos pelo sistema de tratamento, com potencial de produção e liberação de cianotoxinas, cujo monitoramento é previsto pela portaria 1469/MS de dezembro/2000.

O potencial de uso da filtração direta ascendente no tratamento de águas com concentração algal elevada foi avaliado por meio de uma experiência-piloto, utilizando a água do manancial anteriormente referido. A Tabela 5.2 mostra outras características da água estudada.

Observa-se que são relativamente baixos os valores de alcalinidade, cor verdadeira, turbidez, matéria orgânica e alguns compostos nitrogenados. As concentrações de clorofila-a encontradas variaram bastante, mas em cerca de 70% do tempo estiveram compreendidas entre 20 e 35 µg/L.

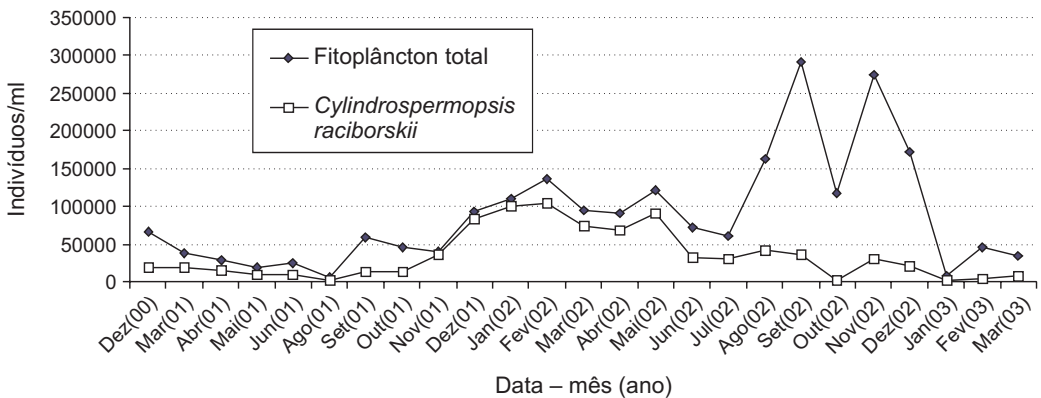


Figura 5.3 Variação mensal do fitoplâncton nas águas da lagoa do Peri.

Tabela 5.1 Densidade (indivíduos/ml) do fitoplâncton da lagoa do Peri.

Indivíduos encontrados na coleta de 24/7/2002	Indivíduos/ml	Indivíduos encontrados na coleta de 27/8/2002	Indivíduos/ml
<i>Cylindrospermopsis raciborskii</i>	31134	<i>Cylindrospermopsis raciborskii</i>	40869
<i>Pseudoanabaena</i> sp.	12075	<i>Pseudoanabaena</i> sp.	39877
<i>Planktolynghya</i> sp.	582	<i>Monoraphidium arcuatum</i>	198
<i>Monoraphidium irregulare</i>	15494	<i>Monoraphidium irregulare</i>	76182
<i>Monoraphidium arcuatum</i>	73	<i>Peridiniopsis</i>	198
<i>Pseudoanabaena galeata</i>	145	<i>Planktolynghya</i> sp.	1290
<i>Staurastrum tetracerum evolutum</i>	73	<i>Staurastrum tetracerum evolutum</i>	198
<i>Peridiniopsis</i>	218	<i>Tetraedron caudatum</i>	99
Clorófitas	145	<i>Staurastrum tetracerum</i>	99
<i>Planktolynghya limnetica</i>	145	<i>Planktolynghya limnetica</i>	99
<i>Fragilaria</i> sp.	73	<i>Pseudoanabaena galeata</i>	198
<i>Scenedesmus</i> sp.	73	<i>Chlorella homosphaera</i>	3750
Pennales	73	Total	163057
<i>Chlamydomonas</i> sp.	73		
Total	60376		

Nota: contagem dos indivíduos em câmara de Sedgewick rafter com microscópio invertido.

Os estudos de tratabilidade foram iniciados com ensaios de bancada, utilizando-se equipamento de jarreste e filtros de laboratório de areia (FLA). Nesta fase foi avaliado o uso de dois coagulantes e determinada a condição de coagulação. Os principais aspectos deste procedimento são:

- *Coagulantes utilizados*: sulfato de alumínio comercial (SA) com 14,5% de Al_2O_3 e hidroxidocloreto de alumínio (PAC) com 10,5% de Al_2O_3 e 67,47% de basicidade.
- *Alcalinizante e acidificante utilizados*: cal hidratada comercial e ácido sulfúrico PA, respectivamente.
- *Equipamento de jarreste similar ao apresentado no Capítulo 3*: equipamento com seis jarros de dois litros cada, com extração simultânea de amostras e possibilidade de gradiente de velocidade variando de 10 a $2.000\ s^{-1}$.
- *Filtros de laboratório de areia similar ao apresentado no Capítulo 3*: seis pequenos filtros acoplados ao equipamento de jarreste. Filtro com 20 mm de diâmetro,

15 cm de areia, com diâmetro dos grãos variando de 0,41 a 0,74 mm, e altura máxima de 10 cm de água sobre o leito. A água produzida pelo filtro durante os primeiros 15 min. foi descartada. Em seguida uma alíquota de 50 ml foi coletada para avaliação da cor aparente e turbidez.

- *Parâmetros resultantes desta etapa dos estudos:* gradiente de mistura rápida, $G_m = 1.200 \text{ s}^{-1}$; tempo de mistura rápida, $T_m = 30 \text{ s}$; coagulação com SA: dosagem = 22 mg/L, pH de coagulação = 6 a 6,1 e turbidez da água filtrada = 0,4 uT; coagulação com PAC: dosagem = 22 mg/L, pH de coagulação = 5,5 a 6,5 e turbidez da água filtrada = 0,3 uT.

Tabela 5.2 Características físico-químicas das águas da lagoa do Peri observadas entre dezembro/2000 e março/2003.

Parâmetros	Valores mínimos	Valores máximos
Alcalinidade total (mg/L CaCO_3)	6,5	13
Clorofila-a ($\mu\text{g/L}$)	3,76	54,68
Cor aparente (uH)	45	112
Cor verdadeira (uH)	5	10
COT (mg/L)	5,5	7,5
Condutividade elétrica ($\mu\text{S/cm}$)	53	80
Cloretos (mg/L Cl^-)	11,4	22
Dureza total (mg/L CaCO_3)	6,5	13,6
Nitrogênio (mg/L NH_4)	0,02	0,16
Nitrato (mg/L NO_3^-)	0,017	0,8
Oxigênio dissolvido (mg/L)	6,8	9,8
Ortofosfato (mg/L PO_4^{3-})	0,04	0,07
pH	6,3	8,5
Temperatura ($^\circ\text{C}$)	23	31
Turbidez (uT)	3,2	8,7

Nota: turbidez – turbidímetro HACH 2100P; pH – pHmetro HACH SensIon; condutividade elétrica – condutivímetro HACH; clorofila-a, – método de Nusch e extração com etanol; temperatura – termômetro de mercúrio; demais parâmetros – determinações em espectrofotômetro HACH DR2010.

A continuidade das investigações experimentais ocorreu em um sistema-piloto, cujo arranjo geral é mostrado na Figura 5.4.

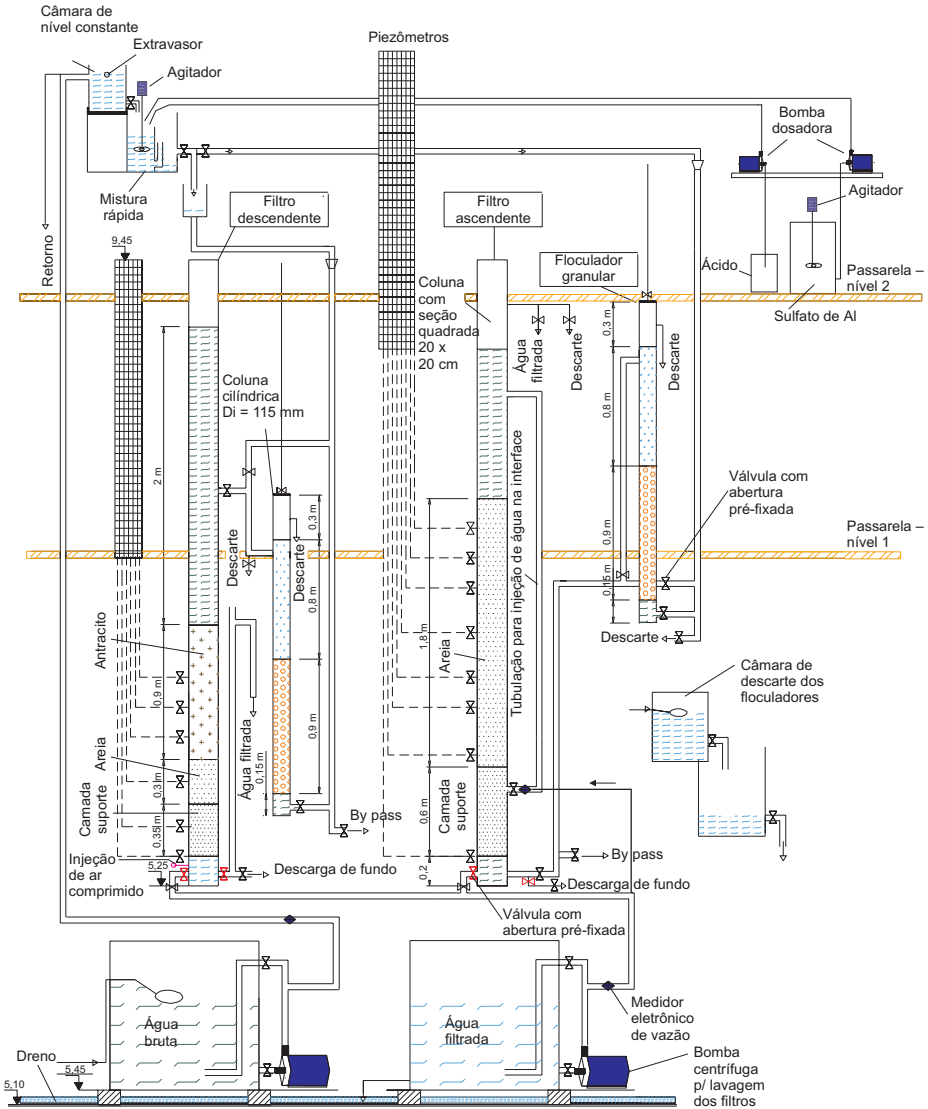


Tabela 5.3 mostra as características granulométricas do meio granular e a Tabela 5.4, as principais características de um conjunto de ensaios realizados com e sem descargas de fundo intermediárias.

Tabela 5.3 Composição granulométrica do filtro de escoamento ascendente utilizado (Sens *et al.*, 2002).

Filtro ascendente					
Areia			Camada suporte		
Subcamadas	Diâmetro (mm)	Espessura (cm)	Subcamadas	Diâmetro (mm)	Espessura (cm)
Topo	0,59 a 0,83	26	Topo	12,7 a 19,0	7
3ª	0,83 a 1,19	40	5ª	3,2 a 9,50	7
2ª	1,19 a 1,68	54	4ª	3,2 a 2,40	10
Base	1,68 a 2,30	60	3ª	3,2 a 6,4	7
Espessura total		180	2ª	6,4 a 12,7	7
Diâmetro efetivo \cong 0,70 mm			Base	19,0 a 12,7	22
Coeficiente CD < 2			Espessura total		60

A Tabela 5.4 mostra que as concentrações de alumínio residual e os valores de cor aparente e de turbidez da água filtrada foram menores com o uso do hidroxiclreto de alumínio (PAC), mesmo para dosagens superiores às de sulfato de alumínio (SA). A duração das carreiras com a utilização do PAC foram ligeiramente menores que aquelas com sulfato de alumínio, provavelmente em razão do melhor desempenho em termos de remoção da cor e turbidez.

A Figura 5.5, elaborada com dados extraídos da Tabela 5.4, mostra que a remoção do fitoplâncton variou de 80% a 98%, com resultados ligeiramente melhores quando se utilizou o hidroxiclreto de alumínio. A Figura 5.6, elaborada com dados extraídos da mesma tabela, mostra que a remoção de clorofila-a variou de 68% a 96%. As remoções foram maiores para as maiores dosagens de SA e menores concentrações de clorofila-a na água bruta, correspondendo também a maior eficiência na remoção da cor aparente e turbidez. Os resultados sugerem a existência de correlação entre clorofila-a, fitoplâncton e turbidez. Nos ensaios 10 e 11, indicados na Tabela 5.4, foram realizadas descargas de fundo intermediárias (DFIs). A água injetada na interface foi aquela armazenada acima do topo da camada de areia. As descargas foram feitas com taxa média de 850 m³/m²/d e com duração de um minuto. Em relação ao ensaio 9, sem descarga de fundo intermediária, o prolongamento da duração da carreira atingiu cerca de 26% com a realização de três descargas. O incremento na duração das carreiras tende a crescer com o aumento do número de descargas.

Tabela 5.4 Características de um conjunto de ensaios realizados no sistema-piloto de filtração direta ascendente (Sens *et al.*, 2002).

Teste nº	Água bruta				Coagulação-química				Água filtrada – FDA				Duração da carreira (horas)
	FP total ind./ml e/ou (clorofila-a µg/L)	pH med. (min a max)	Turbidez (uT)	Cor aparente (uH)	pH méd. (min a max)	Coag. mg/L	Aux. coag. mg/L	FP total ind./ml e/ou (clorofila-a µg/L)	Turbidez uT	Cor aparente (uH)	Alum. resid. mg/L Al ³⁺	Duração da carreira (horas)	
1	11880	7,52 (7,35 a 9,94)	3,63 (3,24 a 4,05)	57 (53 a 63)	6,05 (5,90 a 6,23)	22 HCA	1,41 H ₂ SO ₄	459	0,30 (0,24 a 0,38)	4 (1 a 9)	< 0,01	9,00	
2	33719	6,79 (5,98 a 7,84)	4,20 (3,47 a 4,75)	65 (60 a 71)	6,02 (5,70 a 6,80)	22 HCA	1,41 H ₂ SO ₄	723	0,35 (0,31 a 0,44)	5 (2 a 8)	0,02	11,42	
3	3199	6,73 (6,44 a 6,90)	3,78 (3,10 a 4,73)	51 (43 a 56)	5,98 (5,6 a 6,10)	22 HCA	1,41 H ₂ SO ₄	297	0,34 (0,26 a 0,77)	2 (0 a 8)	< 0,01	10,00	
4	27407 (13,02)	6,90 (6,61 a 7,06)	3,30 (2,98 a 4,09)	52 (54 a 65)	5,67 (5,10 a 6,00)	30 SA	6,3 cal	4024 (1,86)	0,42 (0,24 a 0,67)	6 (3 a 9)	0,12	11,08	
5	5672 (3,72)	6,94 (6,47 a 7,40)	3,48 (2,79 a 4,14)	58 (54 a 65)	5,83 (5,07 a 6,16)	24 SA	5,59 cal	406 (< 0,1)	0,62 (0,47 a 0,86)	8 (5 a 11)	0,16	13,25	
6	(39,06)	6,86 (6,60 a 7,60)	7,31 (6,46 a 8,52)	95 (90 a 98)	5,69 (5,50 a 5,80)	16 SA	1,80 cal	(8,37)	1,68 (1,45 a 2,01)	25 (22 a 31)	0,18	13,90	
7	(43,24)	6,70 (6,40 a 6,90)	5,80 (4,83 a 6,70)	83 (72 a 90)	5,74 (5,50 a 5,80)	18 SA	0,60 cal	(13,95)	1,93 (1,67 a 2,50)	27 (22 a 33)	0,19	11,00	
8	(48,82)	6,71 (6,45 a 7,10)	5,87 (5,05 a 6,61)	80 (76 a 85)	5,60 (5,40 a 5,80)	18 SA	2,80 cal	(13,95)	1,20 (1,05 a 1,36)	16 (11 a 20)	0,14	12,00	
Ensaios com e sem a realização de descargas de fundo intermediárias													
9	5373	(6,38 a 7,33)	(2,59 a 3,73)	(36 a 44)	(6,07 a 6,32)	9,2 AS	-	982	(0,41 a 0,68)	(6 a 9)	0,03	18,8	
*10	5540	(6,90 a 7,28)	(2,43 a 3,82)	(33 a 48)	(6,03 a 6,40)	9 SA	-	735	(0,36 a 0,53)	(5 a 8)	0,02	23	
*11	7400	(6,86 a 7,19)	(2,52 a 3,59)	(38 a 46)	(5,79 a 6,23)	9,5 SA	-	594	(0,34 a 0,56)	(5 a 8)	0,02	25,3	

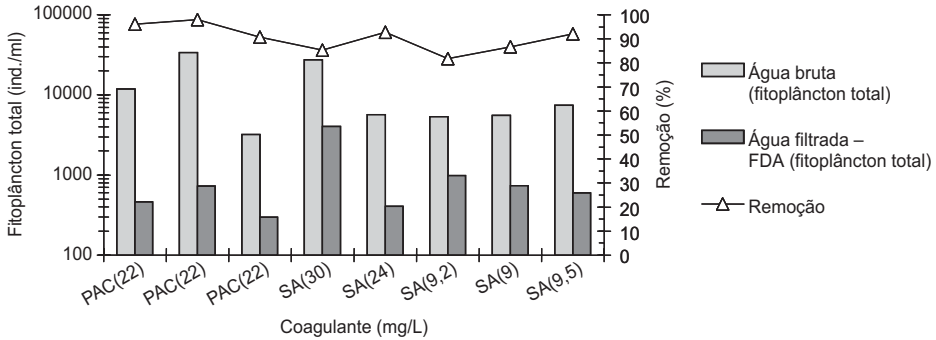


Figura 5.5 Remoção do fitoplâncton por meio da filtração direta ascendente com diferentes coagulantes.

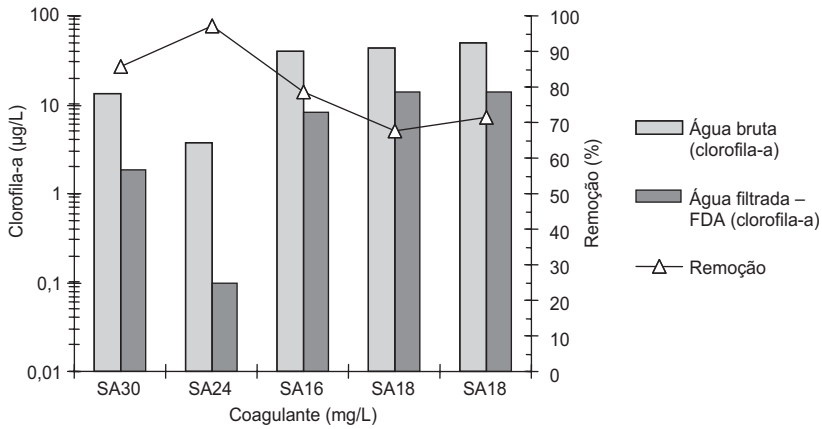


Figura 5.6 Remoção de clorofila-a por meio da filtração direta ascendente com diferentes dosagens de coagulante.

A Tabela 5.5 mostra os resultados de prolongamento na duração das carreiras de filtração do filtro ascendente. Os ensaios foram realizados com sulfato de alumínio e as descargas tiveram duração média de 1 min. Os resultados demonstraram que a realização de DFIs com introdução de água na interface pedregulho/areia provocou prolongamento de carreira de filtração de aproximadamente 5 h, com incremento médio de 2,3 h por descarga executada. O incremento na duração das carreiras é relativo à duração da carreira sem a realização de DFIs.

O prolongamento obtido na duração das carreiras não foi tão expressivo como reportado em outros estudos, que apontam incrementos de até 100%. É importante

ressaltar que os percentuais citados referem-se a estudos com águas sem presença expressiva de algas ou até mesmo ausência destas. Os resultados mostrados na Tabela 5.5 são atribuídos à presença de algas filamentosas na água estudada e à sua capacidade de produzir mucilagens, aderindo-se aos grãos, que dificultaram a limpeza da interface pedregulho/areia durante a realização das DFI's com introdução de água tratada.

Tabela 5.5 Resultados de carreiras de filtração com a realização de descargas de fundo intermediárias (DFI's).

Ensaio		DFI's								Duração da carreira (horas)	
Nº	Data	Fitoplâncton total # ind./ml	Nº DFI	Taxa (m ³ /m ² /d)	Hpi (cm)*	Rec. Hp (cm)**	Σ Rec. Hp (cm)	Incremento da carreira (horas)	Σ Incremento da carreira (horas)		
7	Agosto 2001	5373	1	650	119,0	57,5	57,5	7,09	7,09	23,00	
9			2	590	100,7	13,0	48,4	1,52	4,33	19,25	
				760	151,6	35,4		2,81			
11			1	884	121,5	52,4	52,4	5,60	5,60	23,00	
13			2	884	104,0	23,1	56,8	2,58	5,82	22,00	
				857	150,4	33,7		3,24			
14	Setembro 2001	58988	3	683	80,7	10,7	49,7	1,77	5,42	25,32	
					648	118,0		17,3			2,00
					654	159,0		21,7			1,65
20	Outubro 2001	45815	2	639	94,5	19,9	45,4	1,80	3,62	21,74	
					636	146,2		25,5			2,13
21			2	698	93,3	24,1	64,3	2,57	6,41	23,00	
					698	146,7		40,2			3,84
25			3	694	71,2	11,2	60,1	1,17	4,93	17,01	
					713	103,5		19,4			1,59
					655	137,0		29,5			2,17
27			3	758	75,5	13,6	103,4	1,37	5,78	17,42	
					709	106,4		61,8			2,3
					706	137,6		28,0			2,11
28			3	788	76,0	15,9	76,0	1,49	5,14	16,40	
					788	107,0		27,6			1,59
		801		138,0	33,1	2,06					
29	3	907	76,6	19,4	79,4	1,49	6,69	19,66			
			820	106,5		26,2			2,20		
			806	139,7		33,8			3,00		
30	3	831	75,8	18,3	102,6	1,60	5,66	19,30			
			762	106,9		52,4			2,04		
			689	137,6		31,9			2,02		

* Hpi – carga hidráulica disponível do meio granular antes da realização da DFI.

** Rec. Hp – recuperação da carga hidráulica após realização da DFI # valor médio mensal.

Pré-tratamento e filtração direta ascendente

Muitos inconvenientes do tratamento pela filtração direta ascendente, decorrentes de características físicas, químicas ou biológicas da água, podem ser solucionados por intermédio de pré-tratamento. Nos casos em que a água bruta contenha materiais grosseiros em suspensão, e/ou quantidades excessivas de algas, mas com outros parâmetros adequados às condições para tratamento com filtração direta ascendente, pode-se recorrer a tratamentos preliminares como: peneiramento ou micropeneiramento, pré-oxidação e outros.

Pré-floculação

A pré-floculação tem por objetivo principal aumentar a duração das carreiras dos filtros descendentes. Na filtração direta ascendente, a camada suporte já exerce, mesmo que parcialmente, a função de floculação, sendo assim, desnecessária a realização de floculação prévia. Outro aspecto a ser considerado é a quebra dos flocos pré-formados no momento da passagem da água pelo fundo falso, existente nos filtros de escoamento ascendente. Estudos desenvolvidos por Sens *et al.* (2002) confirmaram que a realização da pré-floculação não traz benefícios para a duração das carreiras do filtro ascendente, nem para a qualidade da água produzida. Assim, a pré-floculação é tratada com mais profundidade no Capítulo 6 deste livro.

Micropeneiramento

A operação é caracterizada pela passagem do líquido de dentro para fora em cilindro coberto por uma micropeneira. A limpeza pode ser feita por jatos de água pressurizada, de fora para dentro, ou por hidrosucção, utilizando o próprio afluente, conforme mostrado esquematicamente na Figura 5.7. Neste último caso, a peneira é provida de sistema rotativo interno, que também possui movimento longitudinal, com bicos que tangenciam a superfície interna da peneira. A água que passa em alta velocidade pelo tubo central aspira a sujeira retida na superfície interna da peneira. Esse sistema de lavagem pode ser manual ou automatizado.

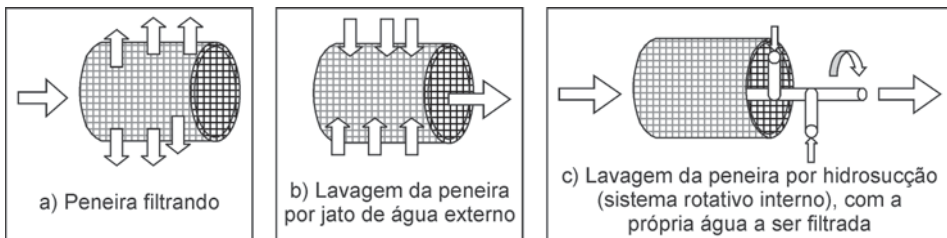


Figura 5.7 Esquema de funcionamento de um sistema de micropeneiramento.

O micropeneiramento pode ser utilizado tanto em sistemas de esgotos como em tratamento de água. Em tratamento de esgotos tem sido investigado seu uso no polimento do efluente de lagoas de estabilização, com a finalidade de remover algas, reduzir a carga orgânica e remover sólidos em suspensão. No tratamento de águas para abastecimento sua aplicação volta-se mais para a remoção de algas e sólidos em suspensão.

Dependendo da finalidade, o sistema pode ser empregado no início ou em etapa intermediária de um processo de tratamento. A Figura 5.8 mostra um equipamento utilizado para remoção de algas. Suas principais características estão indicadas na Tabela 5.6. As micropeneiras utilizadas têm abertura de acordo com sua finalidade, variando freqüentemente entre 10 e 100 μm . Informações adicionais são apresentadas no Capítulo 3 deste livro, que trata especificamente de pré-tratamentos.

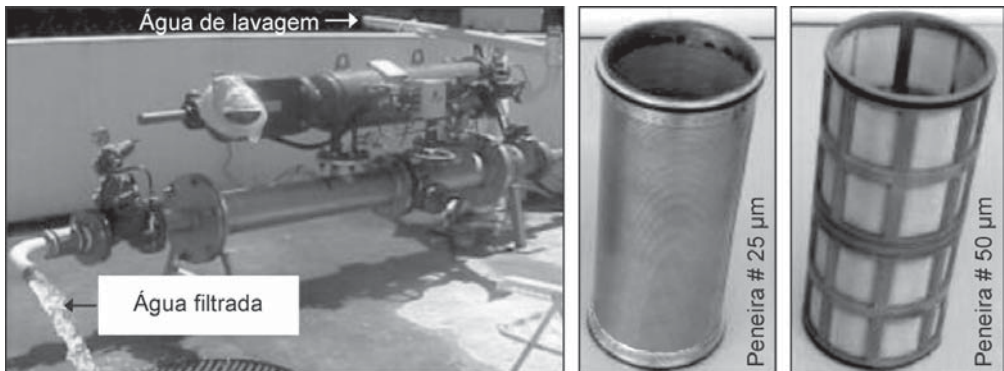


Figura 5.8 Filtro AMIAD modelo SAF-3000 em operação para remoção de algas, equipado com micropeneira de 50 μm .

Para avaliar a influência do micropeneiramento na filtração direta ascendente foram realizados ensaios em uma unidade-piloto localizada na Estação de Tratamento de Água (ETA) da lagoa do Peri. A água bruta, cujas características podem ser vistas na Tabela 5.2 e na Figura 5.3, foi submetida ao micropeneiramento no equipamento mostrado na Figura 5.8. Após essa etapa, a água foi bombeada para a unidade-piloto de filtração indicada na Figura 5.4.

Foram utilizadas peneiras com malhas de 50 e 25 μm , passando por elas vazão de 10 m^3/h . A limpeza das peneiras foi realizada automaticamente em intervalos programados (20 a 30 min.), em função de um diferencial máximo de pressão relativo à entrada e à saída do equipamento, da ordem de 2 atm.

Tabela 5.6 Principais características do filtro AMIAD SAF-3000.

Dados gerais	
Modelo do filtro	SAF-3000
Vazão máxima (m ³ /h)	150
Pressão mínima de trabalho (atm)	1,5
Pressão máxima de trabalho (atm)	10
Área do filtro (cm ²)	3000
Diâmetros de entrada e saída (mm)	80, 100 e 150
Dados de lavagem	
Válvula de lavagem (mm)	50
Tempo de lavagem (s)	20
Perda de água por lavagem (L)	64
Vazão mínima de lavagem (m ³ /h)	11
Controle e consumos	
Motor elétrico (HP)	1/3
Voltagem (V)	24 AC
Consumo de corrente (A)	0,6

Fonte: AMIAD.

As carreiras de filtração foram realizadas com taxa de 200 m³/m²/d, e seu encerramento ocorreu com dois metros de perda de carga total no meio granular, cuja granulometria é mostrada na Tabela 5.3. O coagulante utilizado foi o sulfato de alumínio comercial (14,5% de Al₂O₃). Os ajustes do pH de coagulação entre 5,7 e 6,05 foram feitos com solução a 1% de cal hidratada ou com ácido sulfúrico 0,05 N. Todos os produtos químicos foram aplicados com bombas dosadoras aferidas volumetricamente. A vazão de alimentação do sistema foi controlada por câmara de nível constante com orifício calibrado. Além da perda de carga, os principais parâmetros de acompanhamento das carreiras para as águas bruta, pré-peneirada e filtrada foram: cor aparente, turbidez, pH, temperatura, contagem de fitoplâncton e clorofila-a. Para a água coagulada houve apenas o controle do pH. Os procedimentos analíticos empregados estão descritos na seção “Tratamento com filtração direta ascendente” deste capítulo.

Conforme descrito no Capítulo 3, a retenção ou não de organismos na malha de uma peneira dependerá de sua forma e orientação em relação à abertura da malha. No caso presente, tratando-se da predominância de algas filamentosas, como as espécies *Cylindrospermopsis raciborskii* e *Pseudoanabaena*, o conhecimento do tamanho e forma é relevante na avaliação do potencial de utilização de micropeneiras. Segundo Laudares (1999), as dimensões dos tricomas (filamentos) das espécies citadas encontradas na lagoa do Peri variam de acordo com a Tabela 5.7. A Figura 5.9 mostra um tricoma de *Cylindrospermopsis raciborskii* com aproximadamente 160 µm.

Tabela 5.7 Variação do tamanho dos filamentos de algumas espécies de algas.

Espécie	Comprimento do tricoma (filamento) μm	Tamanho das células μm
<i>Cylindrospermopsis raciborskii</i>	42,0 a 162,0	3,2 a 30 x 1,2 a 4,4
<i>Pseudoanabaena galeata</i>	33,0 a 769,0	3,0 a 8,4 x 2,0 a 3,2

Fonte: Laudares (1999).

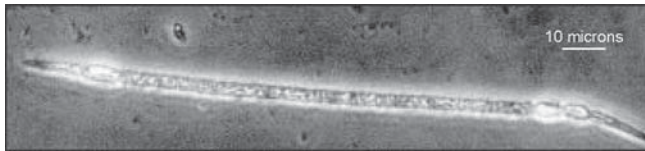


Figura 5.9 Foto de uma *Cylindrospermopsis raciborskii* com aproximadamente 160 μm .

Um conjunto de ensaios foi realizado na unidade-piloto para avaliar a tratabilidade da água da lagoa do Peri por intermédio da filtração direta ascendente, sobretudo em relação à remoção de fitoplâncton. A Figura 5.10 mostra os resultados de um conjunto de ensaios, em que a remoção obtida foi da ordem de 40% para a peneira # 50 μm e de 50% para a peneira # 25 μm . É importante ressaltar que esses ensaios foram realizados em uma época do ano em que a concentração de fitoplâncton na lagoa era relativamente baixa, se comparada a outros períodos mostrados na Figura 5.3. Também deve ser considerado que outros fatores, como a dimensão dos filamentos ou tricomas e a espécie predominante, interferem nos resultados. Durante a contagem e identificação dos indivíduos foi observado que em uma mesma amostra havia grandes variações de tamanho dos filamentos, muitos deles na faixa de 5 μm .

A distribuição das partículas quanto à forma, dimensão e natureza influencia o processo de remoção destas por meio dos mecanismos de coagulação/floculação e filtração. Em função das remoções relativamente baixas do fitoplâncton, para ambas as peneiras testadas, não foi possível reduzir a dosagem de coagulante para obter resultados semelhantes em termos de qualidade da água filtrada. Como consequência, não houve diferenças significativas em termos de duração das carreiras de filtração, conforme mostra a Figura 5.11. Esse aspecto sugere a existência de relação entre a dosagem de coagulante e a concentração de fitoplâncton a fim de obter bons resultados pela filtração direta.

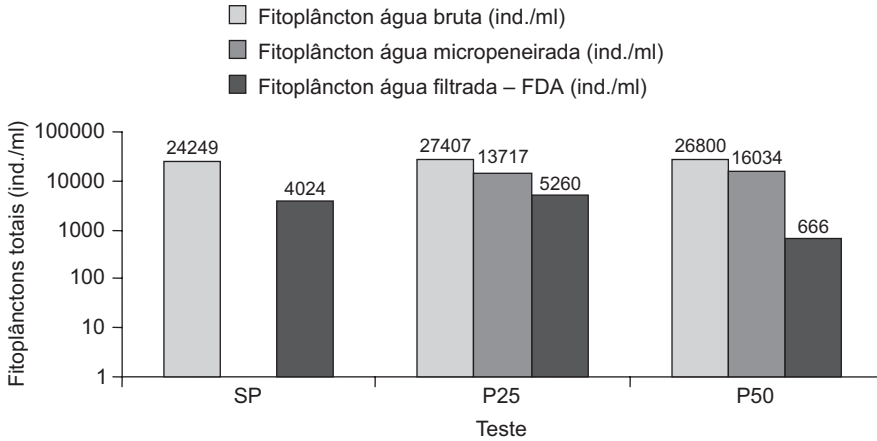


Figura 5.10 Remoção do fitoplâncton em um filtro ascendente em função do pré-tratamento aplicado (SP – sem micropeneiramento; P50 – micropeneiramento em malha 50 µm; P25 – micropeneiramento em malha 25 µm).

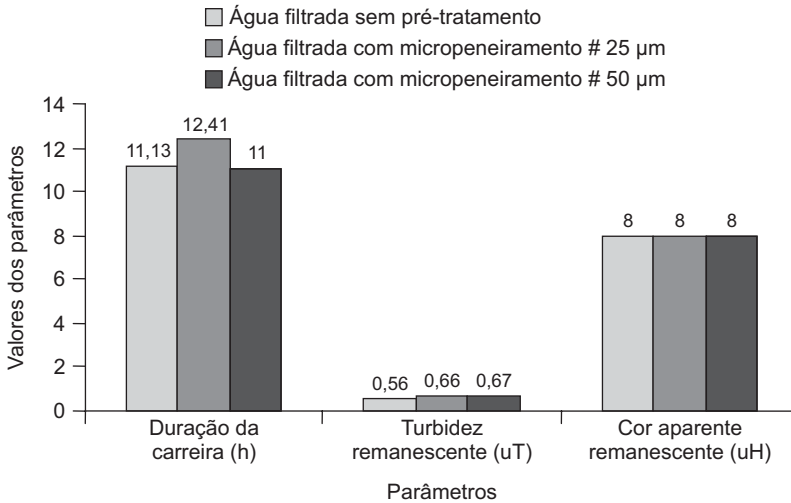


Figura 5.11 Duração de carreiras e qualidade da água produzida em um filtro ascendente em função do pré-tratamento aplicado.

Mouchet & Bonnélye (1998), citados em Chorus & Bartram (1999), constataram que para a remoção de cianobactérias o consumo de coagulante é proporcional à soma da alcalinidade da água bruta com o logaritmo do número de células presentes no meio. O consumo de coagulante para obter bons resultados em termos de remoção de

cor aparente e turbidez, tratando a água da lagoa do Peri por meio da filtração direta ascendente, mostrou-se variável ao longo do tempo. Estudos desenvolvidos por Sens *et al.* (2001), com dosagens de 9,0 mg/L de sulfato de alumínio e o mesmo sistema-piloto, porém, sem peneiramento ou qualquer tratamento prévio, obtiveram carreiras do filtro ascendente com duração média de 24 h. Os ensaios a que se referem a Figura 5.11 foram realizados com dosagens de sulfato de alumínio de 24 a 30 mg/L.

A Tabela 5.8 mostra a remoção da clorofila-a em um conjunto de ensaios, incluindo os ensaios SP, P25 e P50, para os quais a diferença de remoção foi pequena entre as duas peneiras utilizadas. As remoções, após passar pelo filtro ascendente, variaram de 84% a 97%, com menores eficiências correspondentes às maiores concentrações de clorofila-a na água bruta.

Tabela 5.8 Remoção de clorofila-a em função do tratamento aplicado.

Ensaio	Clorofila-a µg/L e (remoção %)			
	Água bruta	Micropeneirada		Filtrada
		# 25 µm	# 50 µm	
SP	13,72	–	–	1,30 (90,5%)
P25	16,79	–	13,02 (22,5%)	< 0,5 (97%)
P50	13,02	9,72 (25,3%)	–	1,86 (85,7%)
SP2	34,87	–	–	5,44 (84,4%)
SP3	3,72	–	–	0,93 (75%)
SP4	25,08	–	–	1,86 (92,5%)
P25/2	37,2	–	29,76 (20%)	5,58 (85%)
P50/2	55,80	22,90 (59%)	–	3,72 (93%)
P50/3	39,06	27,90 (28,5%)	–	5,50 (86%)

Nota: remoção calculada sobre o valor encontrado na água bruta.

A Figura 5.12 mostra as características das águas bruta e filtrada, condições de coagulação e perda de carga no meio filtrante durante os ensaios SP, P25 e P50 em discussão. Essa figura também mostra que a turbidez da água filtrada, após 30 min. do início da carreira, manteve-se inferior a 1 uT e a cor aparente, entre 4 e 10 uH. A dosagem de coagulante manteve-se constante em 30 mg/L. A Figura 5.13 mostra a similaridade na retenção das impurezas no meio granular (camada suporte + areia) para os ensaios SP, P25 e P50, tendo como consequência valores bem próximos em termos de duração das carreiras.

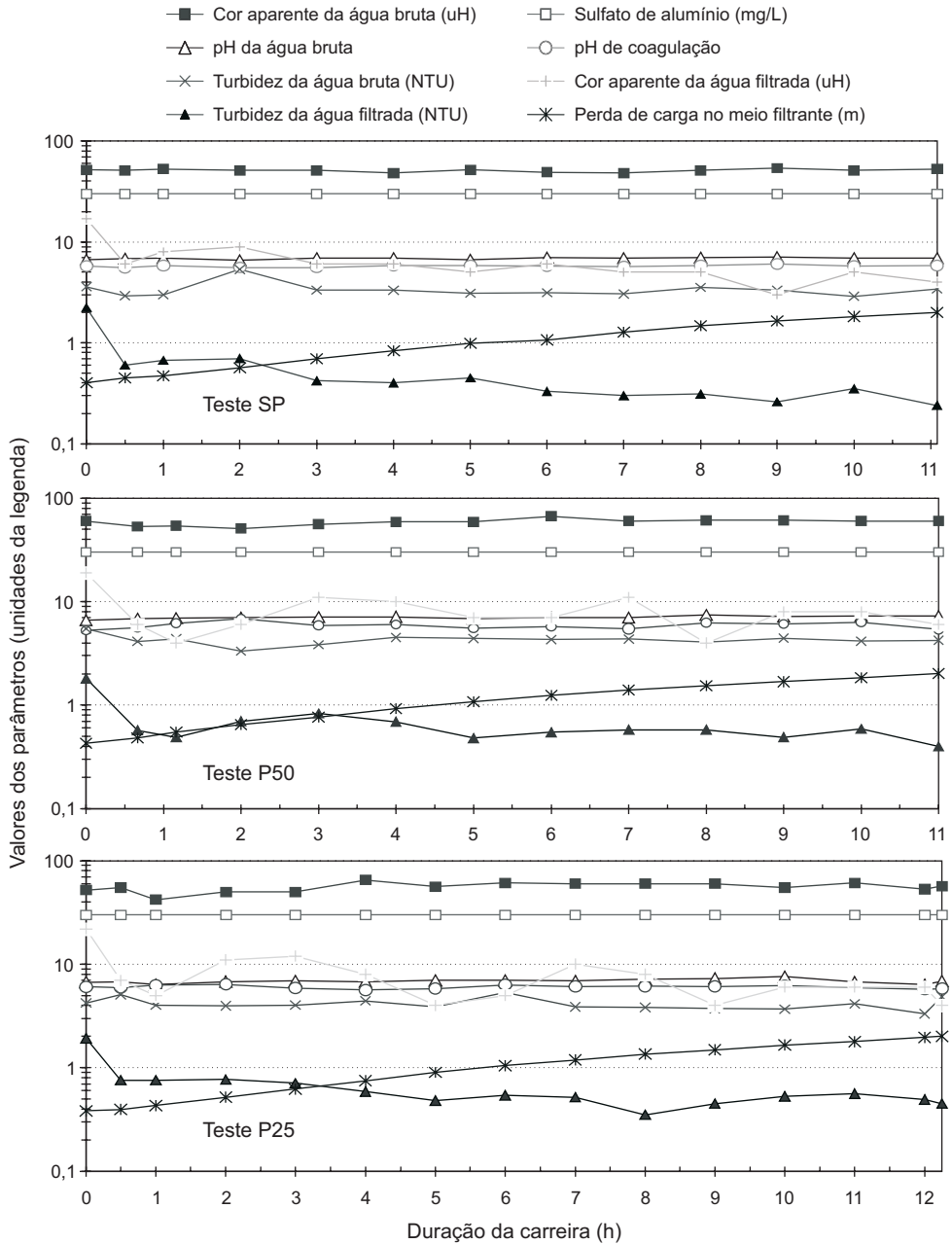


Figura 5.12 Variação da qualidade da água produzida em um filtro ascendente em função do pré-tratamento aplicado (SP – sem micropeneiramento; P50 – micropeneiramento em malha 50 µm; P25 – micropeneiramento em malha 25 µm).

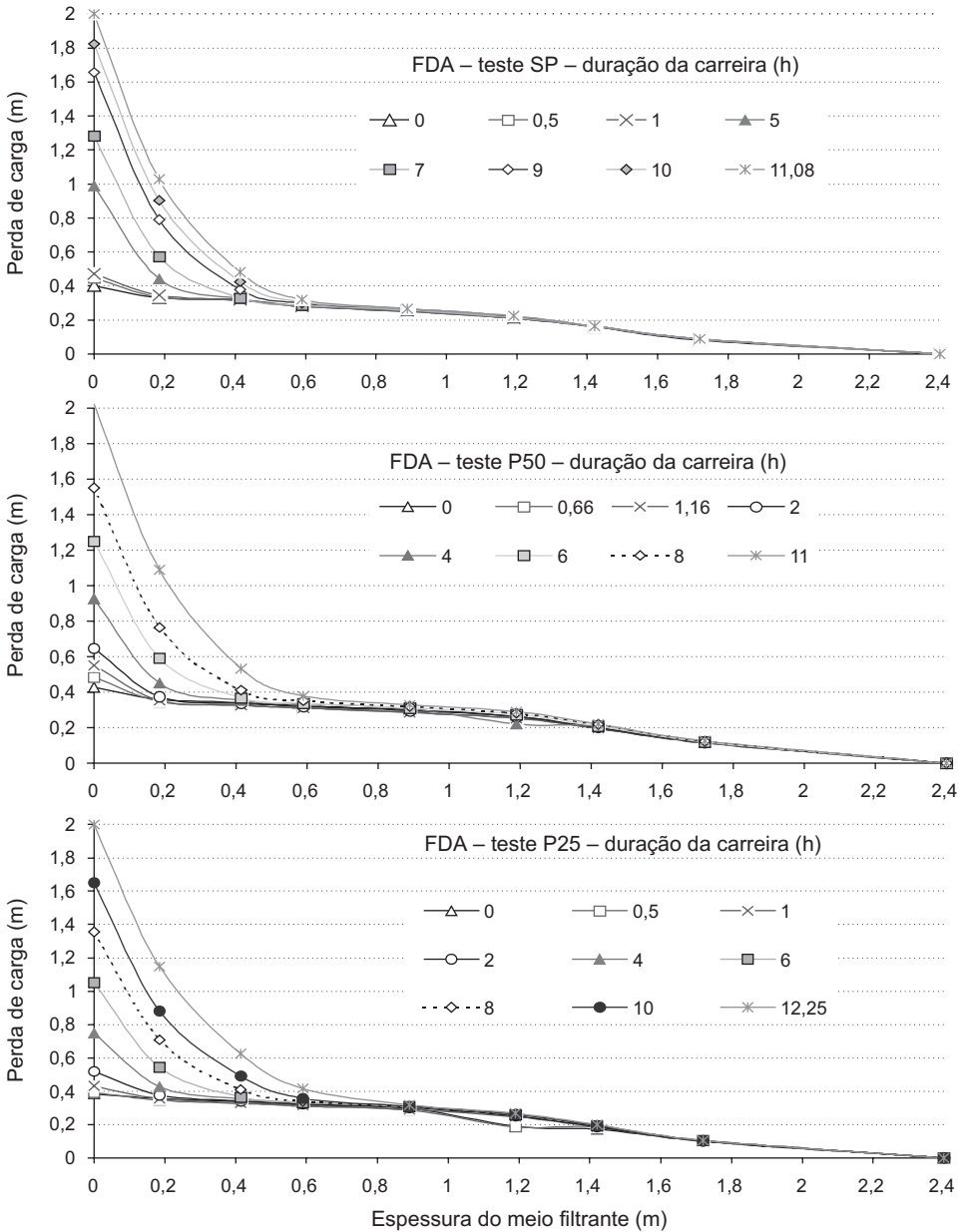


Figura 5.13 Variação da perda de carga em um filtro ascendente em função do pré-tratamento aplicado (SP - sem micropeneiramento; P50 - micropeneiramento em malha 50 µm; P25 - micropeneiramento em malha 25 µm).

Pré-oxidação

De modo geral, todas as águas naturais com baixos valores de cor e turbidez são passíveis de serem tratadas pela filtração direta ascendente. Entretanto, essa tecnologia vem sofrendo sucessivos avanços ao longo dos anos, os quais permitiram a ampliação de seu espectro de aplicação. Dentre as medidas para adequação da água à tecnologia da FDA inclui-se a pré-oxidação, com objetivos variáveis, como a redução de turbidez e cor, a eliminação de sabor e odores, a oxidação do ferro e do manganês, a melhoria na coagulação e a remoção de algas e agrotóxicos. Como agentes oxidantes têm sido utilizados cloro, dióxido de cloro, ozônio, permanganato de potássio, peróxido de hidrogênio, radiação ultravioleta ou a combinação deles.

Na década de 1970 foi observado que a adição de cloro nas águas não traz somente efeitos positivos e que a reação do cloro com a matéria orgânica pode formar subprodutos prejudiciais à saúde humana, especialmente compostos halogenados, como os trihalometanos. Esse efeito negativo é intensificado pela deterioração da qualidade da água bruta, decorrente do aumento dos volumes de esgotos domésticos e de águas residuárias industriais lançados nos mananciais e dos avanços tecnológicos que incluíram a produção de mais compostos químicos, elementos estes que invariavelmente aparecem nas águas a serem tratadas.

A necessidade do controle de trihalometanos e de outros subprodutos indesejados da cloração incentivou o desenvolvimento de pesquisas envolvendo outros oxidantes, a fim de substituir o cloro na oxidação das águas de abastecimento público. Dentre os principais, o ozônio tem sido utilizado extensivamente como oxidante e desinfetante em tratamento de águas superficiais para a produção de água potável na Europa, e está cada vez mais sendo aplicado como pré-oxidante nos Estados Unidos, substituindo a pré-cloração. A pré-ozonização pode gerar os seguintes benefícios em um sistema de tratamento de água: oxidação de metais e matéria orgânica, desinfecção preliminar, redução do consumo de coagulantes, redução da turbidez e da cor aparente e verdadeira, remoção de compostos que causam sabor e odor, decréscimo do consumo de compostos derivados do cloro, diminuição das concentrações de precursores de trihalometanos, destruição de algas e aumento da carreira de filtração.

Sens *et al.* vêm pesquisando desde 1997 o emprego da ozonização como pré-tratamento para a filtração direta ascendente. Dalsasso (1999) investigou o efeito da pré-ozonização na remoção de agrotóxicos e clarificação das águas pela FDA. O estudo foi desenvolvido em escala-piloto, mantendo as características granulométricas (ver Tabela 5.3) do sistema de filtração direta ascendente utilizado na estação de tratamento de água do Morro dos Quadros (Companhia Catarinense de Água e Saneamento – CASAN), que trata as águas dos rios Cubatão Sul e Vargem do Braço, localizada no município de Palhoça, SC. Foi avaliada a ação do ozônio sobre o carbofuran, o princípio ativo mais freqüente nas amostras de água do manancial durante o período de monitoramento.

Os resultados mostraram que o ozônio oxida efetivamente o agrotóxico investigado e ao mesmo tempo melhora as condições de clarificação das águas por meio da filtração direta ascendente, usando o sulfato de alumínio como coagulante. O efeito do cloro sobre o mesmo agrotóxico também foi avaliado, e os resultados mostraram fraca reatividade do carbofuran com esse oxidante. A filtração direta em filtros de areia de escoamento ascendente, sem pré-tratamento, removeu quantidades inexpressivas do carbofuran, demonstrando a necessidade de correta adequação da água a ser tratada para o emprego dessa tecnologia.

Em outro trabalho apresentado a seguir, Sens *et al.* (2002) investigaram o efeito da pré-ozonização sobre a filtração direta ascendente no tratamento de água com alta concentração de algas, avaliando a duração de carreira e a qualidade da água produzida. O sistema-piloto utilizado é representado pela Figura 5.14 e o leito filtrante, na Tabela 5.3. Os demais procedimentos metodológicos são descritos a seguir.

A unidade de ozonização foi alimentada por gravidade, com água natural da lagoa do Peri. Inicialmente, a água bruta foi direcionada para uma câmara de carga de nível constante, dotada de um orifício calibrado de modo a fornecer vazão de 751 L/h para a unidade de pré-ozonização. Com base nos ensaios de bancada de Mondardo & Melo Filho (2003), a pré-ozonização foi realizada com a dosagem de 1,0 mg/L. Foi utilizado gerador de ozônio modelo LABO-6LO com capacidade média de produção de 22 g O₃/h. A transferência para a massa líquida foi feita numa coluna de bolhas, através de difusores porosos situados na base da mesma, formando um sistema de contato gás-líquido do tipo contracorrente. As concentrações de ozônio na fase gasosa foram determinadas pelo método iodométrico e a eficiência de transferência, obtida pela diferença entre as concentrações de ozônio na aplicação (feed-gas) e na saída da coluna (off-gas).

As condições de mistura rápida foram às mesmas descritas na seção “Pré-floculação”. O coagulante utilizado foi o hidroxicloreto de alumínio (PAC – 10,5% de Al₂O₃ e 67,47% de basicidade). Ajustes no pH de coagulação foram feitos com ácido sulfúrico, solução 0,05 N. Todos os produtos químicos foram aplicados por meio de bombas dosadoras, em concentrações determinadas nos ensaios de bancada. A FDA foi realizada com taxa constante de 200 m³/m²/d e carga hidráulica variável.

Foram realizadas várias carreiras de filtração, sendo os ensaios conduzidos alternadamente com e sem pré-ozonização. Para cada ensaio foram medidos e registrados valores de turbidez (turbidímetros HACH 2100P), cor aparente (espectrofotômetro HACH DR/2010), temperatura, vazão (controle volumétrico e medidores eletrônicos tipo turbina) e pH (pHmetro ORION 310) do afluente e efluente do filtro, além da perda de carga determinada por meio de piezômetros, cujas tomadas foram instaladas em diferentes profundidades ao longo do filtro e na

câmara de carga deste. O término de um ensaio (carreira de filtração) foi fixado pelo valor da perda de carga total (pedregulho + areia) de 2 m.

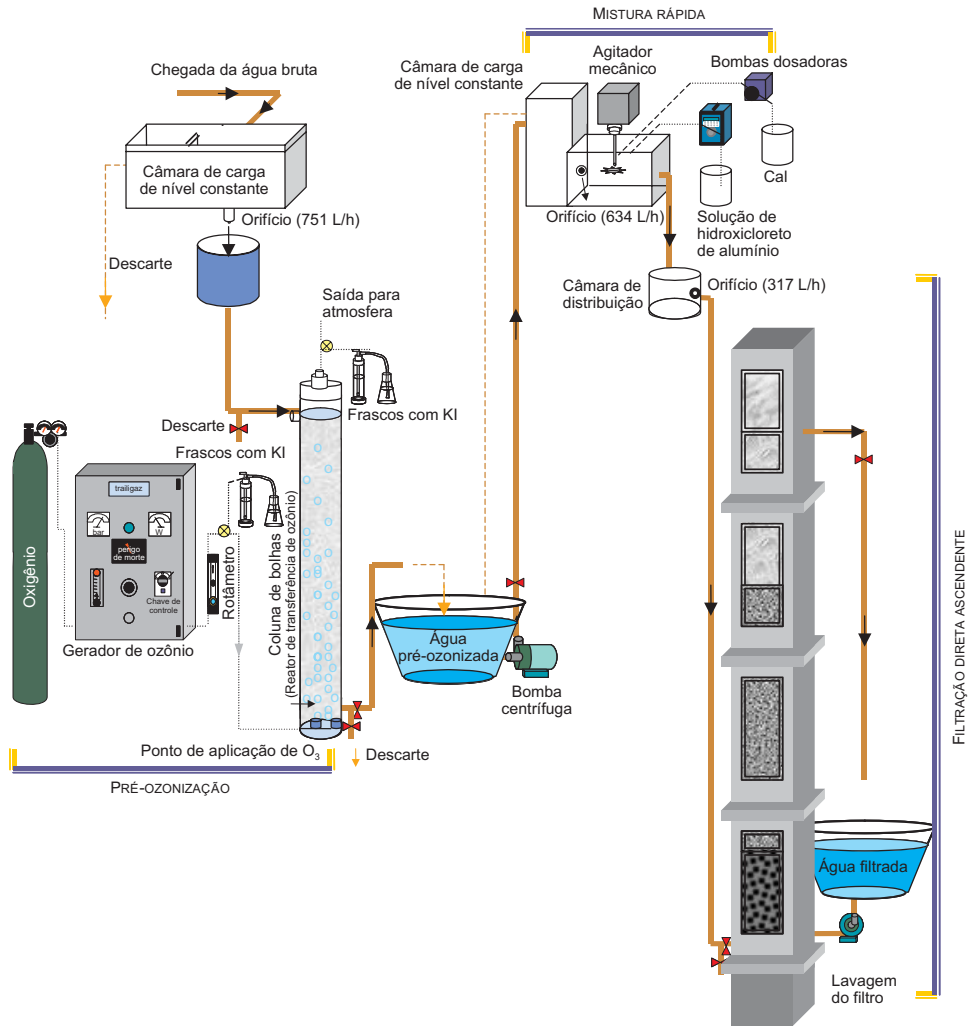


Figura 5.14 Esquema geral do sistema-piloto para estudos com pré-oxidação.

A água da lagoa do Peri, no período da investigação experimental, apresentou grande variação do número de fitoplâncton, acarretando, muitas vezes, dificuldades operacionais do sistema-piloto. A floração de algas em certas épocas do ano representa

um dos mais sérios problemas à operação de uma estação de filtração direta, pois provoca rapidamente a oclusão dos filtros e, em consequência, carreiras de filtração mais curtas e gasto excessivo de água de lavagem. As variações dos principais parâmetros analisados da qualidade de água da lagoa do Peri são mostrados na Tabela 5.2 e na Figura 5.3.

Durante o período de estudos as características da água bruta variaram bastante, principalmente em relação à comunidade fitoplanctônica. De acordo com Laudares (1999), a espécie *Cylindrospermopsis raciborskii* predomina, na maior parte do ano, nas águas da lagoa do Peri, com número de indivíduos limitado pelas baixas temperaturas. Além das algas, as variações de pH, da cor e da turbidez também dificultam a tratabilidade das águas do referido manancial.

Foram realizadas 12 carreiras de filtração, sendo 6 com pré-ozonização e 6 sem o pré-tratamento. Os resultados dos ensaios demonstraram que a pré-ozonização (1,0 mg O₃/L) resultou em aumentos de carreiras de filtração de até 60%, redução da dosagem de hidroxicloreto de alumínio (PAC) na ordem de 36% e produção de água com qualidade ligeiramente melhor quanto à remoção de cor e turbidez. A Figura 5.15 apresenta diagrama de blocos com os valores médios da duração de carreira, cor aparente e turbidez remanescentes dos ensaios realizados com e sem pré-ozonização.

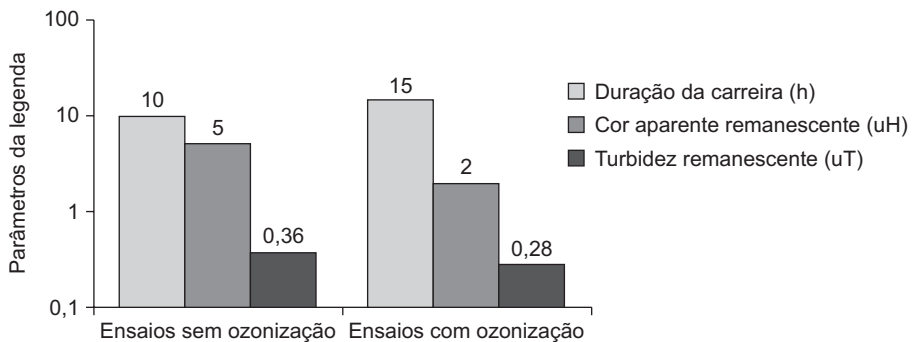


Figura 5.15 Valores médios da duração de carreira de filtração, cor aparente e turbidez remanescentes de todos os ensaios realizados.

Como pode ser observado na Figura 5.15, a realização da pré-ozonização aumentou a duração das carreiras de filtração em cerca de 50%, produzindo água de melhor qualidade. A Figura 5.16 mostra o desempenho de duas carreiras de filtração de ensaios realizados com e sem pré-ozonização, respectivamente. No ensaio 1, a dosagem de hidroxicloreto de alumínio (PAC) foi estabelecida em 22 mg/L, com pH

de coagulação próximo a 6, obtido com adição de solução de ácido sulfúrico (0,05 N). Nesse ensaio, a remoção de turbidez foi da ordem de 94%, enquanto a remoção da cor aparente ultrapassou 97%.

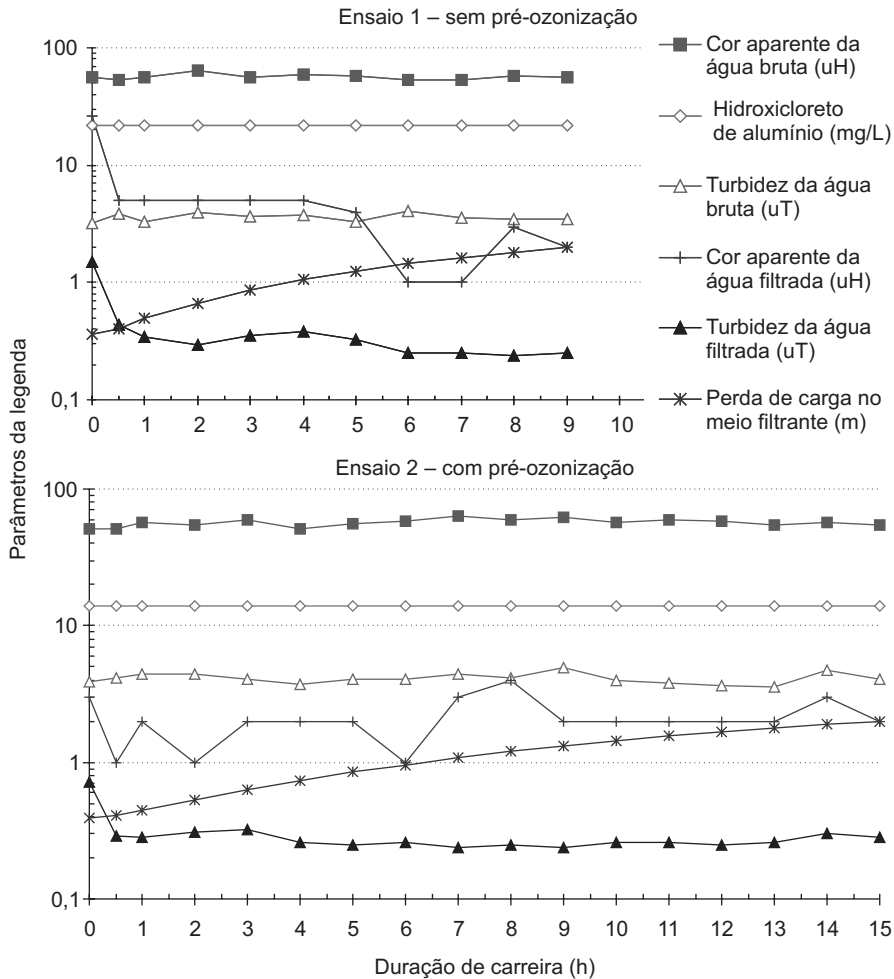


Figura 5.16 Desempenho da carreira de filtração de dois ensaios realizados, sendo o ensaio 1 sem pré-ozonização e o ensaio 2 com pré-ozonização.

Comparando a duração das carreiras, observa-se que no ensaio 1, sem pré-ozonização, a produção de água foi realizada em um período de 9 h, enquanto no ensaio 2 (com pré-ozonização) a duração foi de 15 h, representando prolongamento de carreira de cerca de 65%. Além da menor dosagem de coagulante requerida, a pré-

ozonização também foi responsável pela maior participação do leito filtrante, como observado nos gráficos da Figura 5.17. A pré-ozonização, realizada no ensaio 2, reduziu a dosagem de coagulante de 22 mg/L para 14 mg/L, com pH de coagulação também próximo a 6, mantido com adição da mesma solução de ácido. A remoção da turbidez e cor aparente foi da ordem de 95%. A qualidade da água filtrada nesses ensaios em relação à cor aparente e à turbidez foi praticamente a mesma.

Enquanto no ensaio 1, realizado sem pré-ozonização, as impurezas são retidas praticamente na camada suporte, ou seja, nos 40 centímetros do meio granular, no ensaio 2, com pré-ozonização, o filtro participa bem mais e as impurezas atingem mais de um metro do meio granular.

Esse desempenho da pré-ozonização pode ser explicado pela formação de flocos menores ou menos resistentes, os quais penetram mais na camada de areia, permitindo assim maior participação do meio granular, o que resulta em carreiras mais longas.

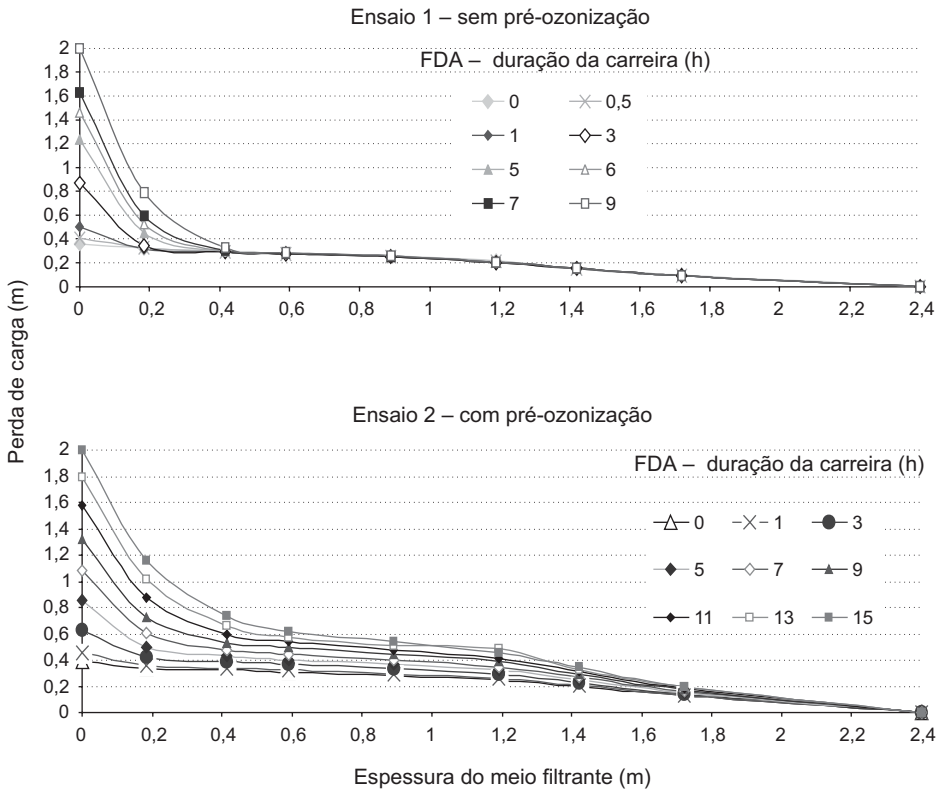


Figura 5.17 Gráficos da perda de carga de dois ensaios: 1 (sem pré-ozonização) e 2 (com pré-ozonização).

Projeto de Instalações de Filtração Direta Ascendente

Generalidades

O projeto de um sistema de filtração direta ascendente deve considerar basicamente os seguintes aspectos:

1. Qualidade da água bruta.
2. Tipo de pré-tratamento.
3. Tipo de coagulante.
4. Características do meio granular.
5. Taxas de filtração e outros aspectos operacionais, como: descargas de fundo intermediárias e sistema de lavagem.

Esses aspectos estão, evidentemente, relacionados entre si. Durante muitos anos, parâmetros como cor e turbidez da água bruta e, em algumas citações, a dosagem de coagulante, foram os principais limitadores do uso da filtração direta.

Com o avanço das pesquisas percebeu-se a necessidade de incorporar outros parâmetros, dentre os quais: a concentração de matéria orgânica, a concentração de algas e o índice de coliformes. Além disso, deve-se considerar a distribuição de freqüência na ocorrência de picos de turbidez e cor. A Tabela 5.12 mostra alguns parâmetros de qualidade para o projeto dessas unidades.

A adoção de pré-tratamentos, como oxidação, peneiramento e micropeneiramento, pode viabilizar o emprego dessa tecnologia, como, por exemplo, em águas com elevada presença de algas, em função da redução da dosagem de coagulante e/ou dos sólidos em suspensão. Sabe-se também que na filtração direta deve-se realizar a coagulação pelo mecanismo de adsorção/neutralização de cargas. Alguns coagulantes, como os sais de alumínio pré-polimerizados, podem favorecer o controle do pH de coagulação por sua elevada basicidade. Mouchet & Bonnélye (1998), citados em Chorus & Bartram (1999), constataram a existência de relação entre a remoção de cyanobactérias, o consumo de coagulante, a alcalinidade da água bruta e o número de células presentes no meio. Os pesquisadores também observaram que a avaliação da clarificação obtida em jarreste precisa ser consubstanciada pela medida da atividade eletroforética por intermédio do potencial zeta, a fim de garantir efetiva remoção das cyanobactérias.

Estudos mais recentes mostram também que a realização de descargas de fundo intermediárias com introdução de água na interface pedregulho/areia, além da adoção

de camada suporte e leito filtrante com granulometrias adequadas, permitem aplicação de taxas de filtração mais elevadas, com ganhos significativos em termos de duração de carreira e produtividade efetiva de água, podendo ainda absorver picos de cor e turbidez da água bruta.

Também tem sido defendida a idéia de que a água, para ser submetida à filtração direta ascendente, deva ter características semelhantes a de água proveniente de decantadores, como ocorre em sistemas de tratamento completo. É um critério relativamente conservador, porém de cunho bastante prático para orientar a elaboração de projetos.

Meio filtrante e camada suporte

A FDA, pela própria conceituação, é um processo em que a retenção das impurezas ocorre exclusivamente no meio granular. Esse aspecto traduz o caráter volumétrico dessa tecnologia, na qual a configuração do meio filtrante é determinante para a eficiência quali e quantitativa do tratamento. Na FDA, a retenção de impurezas ocorre primeiramente nas camadas inferiores, onde a granulometria e os espaços intergranulares são maiores, e com o passar do tempo evolui para as camadas superiores, com grãos de menores diâmetros. A camada suporte é a região do filtro onde se inicia, portanto, a retenção das impurezas. Estudos recentes têm mostrado sua importância no prolongamento da duração das carreiras quando são realizadas DFIs. Tem-se constatado que a perda de carga nessa região atinge valores da ordem de 30% a 70% da perda de carga total no filtro. Portanto, a camada suporte desempenha papel semelhante a de um pré-filtro. A escolha granulométrica adequada para essa camada poderá proporcionar ganhos significativos em termos de duração das carreiras, podendo chegar a 100%, pois, com a realização de DFIs e a conseqüente limpeza dessa região, há recuperação da carga hidráulica para prolongar a duração da carreira de filtração.

Nos filtros que possuem sistema para introdução de água na interface pedregulho/areia durante as DFIs, deve-se levar em conta a granulometria da camada suporte e o diâmetro dos orifícios da tubulação inserida nessa região, pois, do contrário, poderá haver penetração de grãos de pedregulho e/ou areia nesses orifícios (ver Figura 5.18). O leito filtrante também desempenha importante função na retenção de impurezas. A condição ideal para escolha das granulometrias seria a realização de ensaios em sistema-piloto. A Tabela 5.9 mostra valores recomendados por alguns autores tanto para a camada suporte como para o leito filtrante.

A camada suporte deverá ser subdividida em subcamadas, de forma a reduzir o diâmetro dos grãos de baixo para cima, e sua espessura dependerá do tipo de fundo

adotado. Na Tabela 5.10 são apresentadas as subdivisões para três espessuras das camadas suporte. A Tabela 5.3 mostra as características granulométricas de um filtro de fluxo ascendente, utilizado para fins de pesquisa no tratamento de águas com elevada concentração de algas. O filtro mostrou-se eficiente tanto em termos de duração das carreiras como em termos de qualidade da água produzida. Mais informações sobre os valores obtidos podem ser encontradas na seção “Tratamento com filtração direta ascendente”, anteriormente neste capítulo.

Tabela 5.9 Características do material filtrante (areia) e da camada suporte (pedregulho).

	Autores			
	Arboleda (2000)	Richter & Azevedo Netto (1998)	Di Bernardo (1993)	Vianna (1997)
Areia: espessura da camada filtrante (m)	1,55 a 1,95	2,0 a 2,50	1,6 a 2,0	≥ 2,00
Tamanho dos grãos (mm)	1,0 a 2,0	0,7 a 2,0	0,59 a 2,0	0,5 a 2,38
Tamanho efetivo (mm)	0,7 a 1,0	0,7 a 0,8	0,75 a 0,85	0,7 a 0,8
Coef. de desuniformidade	1,7 a 2,5	< 2,0	< 1,7	≤ 2,0
Camada suporte: espessura da camada (m)	0,45 a 0,60	0,40 a 0,60	0,6 a 0,80	≥ 0,40
*Tamanho dos grãos (mm)	equivalente ao desc.	4 a 30	2,4 a 38	1,68 a 50,8

* Variável com o tipo de fundo e com existência ou não de introdução de água na interface para descargas de fundo intermediárias.

Tabela 5.10 Subdivisões para três espessuras de camada suporte.

Tamanho dos grãos das subcamadas (mm)	Espessura da subcamada (cm)		
4,8-2,4	15,0	18,5	20,5
9,6-4,8	15,0	18,5	20,5
16-9,6	10,0	11,0	13,0
25,4-16	10,0	11,0	13,0
31,4-25,4	10,0	11,0	13,0
Total	60,0	70,0	80,0

A escolha deverá ser feita de acordo com o fundo do filtro adotado.

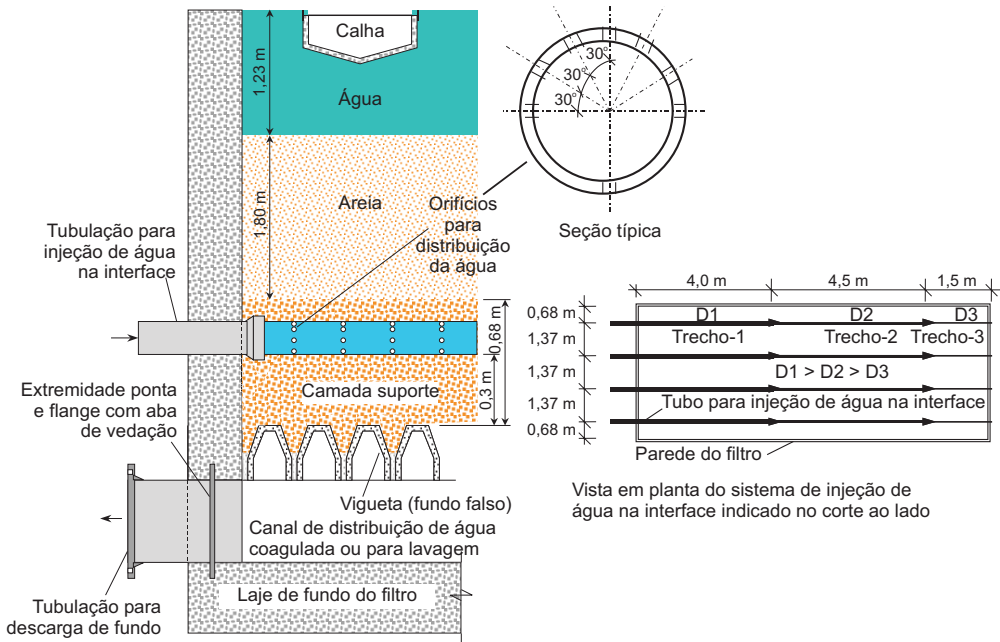


Figura 5.18 Corte esquemático de um filtro de escoamento ascendente com tubulação para introdução de água na interface durante as descargas de fundo intermediárias.

Taxas de filtração e qualidade da água bruta (valores, limitações)

A norma brasileira NB 12216 (ABNT, 1992) estabelece que a taxa de filtração a ser adotada deve ser determinada mediante a operação de um filtro-piloto. Não sendo possível realizar esse experimento, a taxa deverá ser de no máximo $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ na FDA. Di Bernardo, o pesquisador que mais desenvolveu pesquisas com descargas de fundo intermediárias com introdução de água na interface, sugere taxas entre 160 e $280 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ quando se aplica tal tecnologia.

Apesar dos avanços da tecnologia da filtração direta, ela ainda é, de forma geral, aplicável para águas que apresentam poucas variações de qualidade, e não se deve observar apenas os índices de cor e turbidez da água bruta, mas também parâmetros como a concentração de algas e suas espécies, matéria orgânica, coliformes totais e, dependendo do caso, a concentração de ferro e manganês. A qualidade da água bruta influencia diretamente a decisão da taxa de filtração a ser aplicada; para águas próximas dos valores-limite sugeridos deve-se aplicar taxas menores. A Tabela 5.11 apresenta valores sugeridos para maior probabilidade de êxito no tratamento, porém, todos

admitem que é possível tratar águas com qualidades inferiores, mas sugerem estudo em unidade-piloto.

Tabela 5.11 Parâmetros de qualidade da água bruta e taxas sugeridas para a tecnologia FDA.

Características da água bruta/taxas	Tecnologias de tratamento
	Filtração direta ascendente
Turbidez (uT)	90% ≤ 10
	95% ≤ 25
	100% ≤ 100
Cor verdadeira (uH)	90% ≤ 20
	95% ≤ 25
	100% ≤ 50
Sólidos em suspensão (mg/L)	95% ≤ 25
	100% ≤ 100
Coliformes totais (NMP/100 ml)	1000 ⁽¹⁾
<i>E. coli</i> (NMP/100 ml)	500 ⁽¹⁾
Densidade de algas (UPA/ml)	500
Taxas de filtração (m ³ /m ² /d)	160-240
Nº de DFIs durante a carreira de filtração dos filtros ascendentes	≥ 2 ⁽²⁾
Taxa de aplicação de água na interface durante as DFIs (m ³ /m ² /d)	≥ 600

Nota: (1) Limites mais elevados podem ser adotados com o emprego de pré-desinfecção.

(2) Observar critérios nos Capítulos 5, 6 e 7.

Legenda: DFI – descarga de fundo intermediária.

Com o desenvolvimento das pesquisas do PROSAB, houve avanço no uso dessa tecnologia para águas contendo grandes concentrações de algas. Os avanços seguiram em duas direções: emprego de novos coagulantes e oxidantes, como o ozônio, o cloro, etc., e modificações na granulometria do material filtrante e na camada suporte, com aplicação de oxidantes.

A Tabela 5.12 mostra alguns resultados de carreiras de filtração em filtro de escoamento ascendente, em função da qualidade da água bruta. Nesses ensaios foi utilizado hidroxocloreto de alumínio (PAC) como coagulante, com dosagens de 22 mg/L e 14 mg/L para os ensaios sem e com pré-oxidação, respectivamente. A água filtrada, em ambos os casos, apresentou, após a primeira hora de operação do filtro e ao longo da carreira, turbidez inferior a 0,5 uT e cor aparente ≤ 6 uH. O pH de coagulação variou entre 5,95 e 6,2. O filtro utilizado tinha as características granulométricas indicadas na Tabela 5.3. As carreiras foram encerradas quando a perda de carga no meio granular atingiu 2,0 m.

Tabela 5.12 Características da água bruta e método de operação de sistemas de filtração direta ascendente (estudos feitos por Sens (2001, 2002).

Qualidade da água bruta					Método de operação		
					Taxa de filtração (m ³ /m ² /d)	Pré-oxidação (mg/L) x duração da carreira (h)	
Turbidez média (uT)	Cor apar. (uH)	Contagem de fitoplânctons				Sem ozônio	Com ozônio
		Totais (ind./ml)	*Código da espécie	Indivíduos/ml			
3,63	57	11880	1	1000	200	9 h	-
			2	8653			
			3	761			
			4	1466			
4,13	57	4622	1	1134	200	-	1 mg/L x 15 h
			2	367			
			3	134			
			4	2987			
3,78	51	3199	1	1804	200	10 h	-
			2	273			
			3	334			
			4	788			
4,29	59	2655	1	1834	200	-	1 mg/L x 12 h
			2	204			
			3	300			
			4	317			

* Código de espécies de fitoplâncton: 1 - *Cylindrospermopsis raciborskii*; 2 - *Pseudoanabaena* sp.; 3 - *Monoraphidium irregulare*; 4 - outra.

Obs: Os ensaios relacionados foram realizados em seqüência: sem e com pré-oxidação.

Concepção de sistemas (taxa constante, taxa declinante, carga hidráulica constante ou variável)

Apesar das diferenças em vários aspectos entre os filtros de escoamento descendente e os de escoamento ascendente, este último pode trabalhar tanto com taxa constante como com taxa variável. O primeiro caso é representado esquematicamente na Figura 5.19. A perda de carga desenvolvida em cada filtro pode ser avaliada pela variação de nível dentro de câmaras de carga individualizadas.

Essa variação ocorre desde de um nível mínimo até um nível máximo estabelecido em função de condições físicas e operacionais das instalações. As entradas de água devem ser posicionadas na mesma cota em cada filtro e ocorrer em descarga livre até que o nível máximo estabelecido seja atingido. O controle do nível de entrada pode ser realizado por meio de vertedores, a fim de garantir que cada filtro receba a mesma vazão.

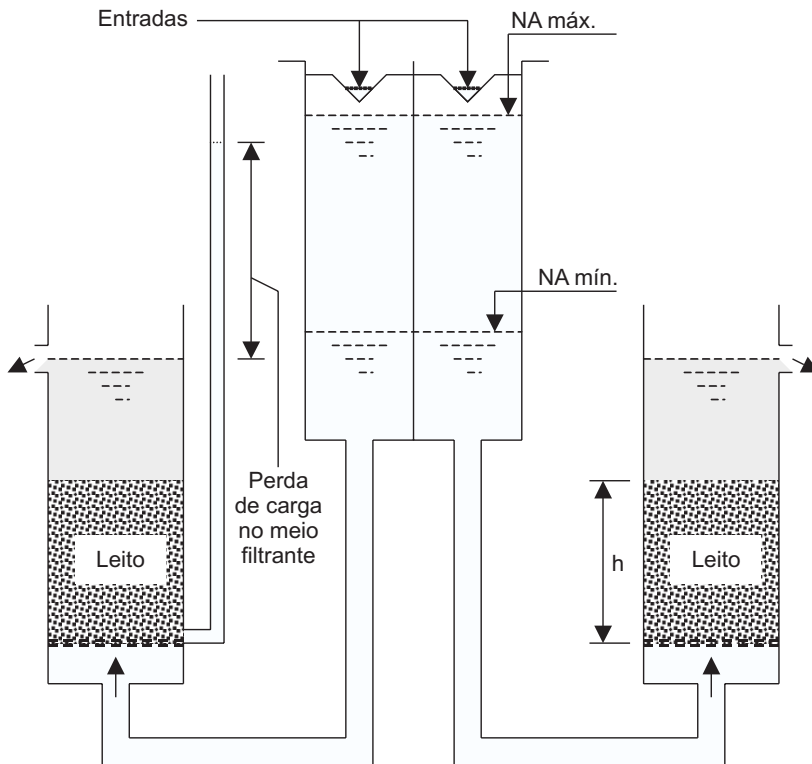


Figura 5.19 Esquema de um sistema de filtros de escoamento ascendente para trabalhar com taxa constante.

Os filtros de escoamento ascendente conseguem trabalhar com taxa declinante assim como os filtros de escoamento descendente. A Figura 5.20 ilustra esquematicamente uma instalação desse tipo. Nesta concepção, uma câmara de carga é conectada a um tubo ou canal condutor, com diâmetro suficiente para proporcionar pequena perda de carga na condução da água às unidades filtrantes. Os filtros assim alimentados trabalharão segundo o princípio dos vasos comunicantes.

A perda de carga total, que orientará o momento das lavagens, pode ser avaliada pela variação entre os níveis mínimo e máximo estabelecidos no interior da câmara de carga.

A perda de carga no meio granular de determinada unidade poderá ser obtida por meio de um piezômetro instalado imediatamente acima do fundo falso, conforme ilustrado na Figura 5.20.

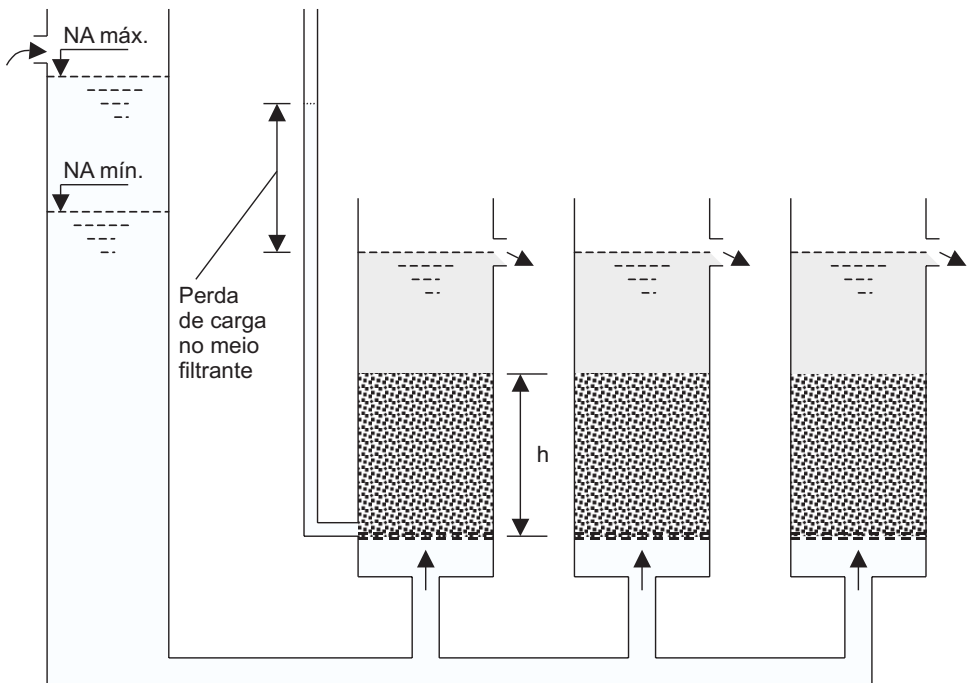


Figura 5.20 Esquema de um sistema de filtros de escoamento ascendente para trabalhar com taxa declinante.

Controle operacional (critérios de lavagem, descarga de fundo intermediária, dosagem e tipo de coagulante, uso de polímeros)

O controle operacional de um sistema de filtração direta ascendente reflete-se em dois aspectos fundamentais que dizem respeito à qualidade da água produzida e à produtividade dos filtros. Esses dois aspectos estão relacionados entre si e dependem quase sempre de fatores comuns. Uma vez que a qualidade da água bruta seja adequada ao emprego dessa tecnologia, quer por sua natureza quer por um pré-tratamento aplicado, destacam-se os seguintes fatores: a) controle de vazão ou da taxa de filtração, b) tipo de coagulante e outros produtos químicos utilizados (polímeros, álcalis ou ácidos), c) processos de mistura rápida e coagulação, d) critérios de lavagem, e) controle da perda de carga, f) características do leito filtrante e g) descargas de fundo intermediárias.

a) Controle de vazão ou da taxa de filtração

É importante medir a vazão de água bruta, pois, dessa forma, haverá maior controle sobre as taxas das unidades individuais de filtração e sobre a aplicação de produtos químicos. A manutenção da taxa de filtração constante é feita pelo controle da vazão afluyente, mantendo-se uma divisão uniforme do escoamento total para todos os filtros em operação, conforme sugere a Figura 5.19. Esse controle pode ser feito por caixas distribuidoras de vazão providas de vertedores, ou de um conjunto de tubulações (saídas) derivadas do fundo ou das paredes laterais da caixa, por canais de distribuição também providos de vertedores ou ainda por válvulas associadas a medidores de vazão.

Os filtros que trabalham com taxa constante podem sofrer variações bruscas nessa taxa quando uma unidade é retirada de operação para lavagem. Essa manobra, muitas vezes por deficiências operacionais, pode comprometer a qualidade da água produzida pelos filtros parcialmente sujos que ainda continuam em operação. Esse efeito é mais atenuado quanto maior for o número de unidades operando em paralelo. Leme (1979) sugere que essas manobras devam ocorrer lentamente, em cerca de 10 min., para que não haja redução da qualidade da água filtrada.

Os filtros que operam com taxa declinante variável (ver Figura 5.20) são menos suscetíveis a variações bruscas de vazões quando uma unidade é retirada de operação para lavagem. Isso se deve ao fato de a vazão ser distribuída constantemente entre as unidades em operação. Assim, o filtro mais sujo vai reduzindo sua produção gradativamente, enquanto a vazão que ele deixa de filtrar é distribuída entre as demais unidades em função do grau de sujeira de cada uma. Quando a unidade é retirada de operação, a vazão a ser distribuída para os demais filtros da bateria já foi reduzida e

não causará tanto impacto nas unidades restantes, fato que não deve significar a dispensa de cuidados operacionais durante essa manobra.

b) Tipo de coagulante e outros produtos químicos utilizados

De acordo com Amirtharajah (1982) há basicamente dois mecanismos de coagulação: coagulação por adsorção e coagulação por varredura. O primeiro divide-se ainda em duas classes:

1. Coagulação por neutralização, que consiste na redução do potencial respectivo das cargas.
2. Coagulação por ponte química, que se realiza simultaneamente ou depois da neutralização.

A coagulação tem sido realizada freqüentemente com o emprego de sais de alumínio e ferro. Na coagulação por varredura utilizam-se dosagens destes produtos em associação com valores de pH e condições de mistura rápida que propiciem formação de hidróxido dos metais citados. A coagulação por varredura não é desejável na filtração direta ascendente pelos seguintes aspectos: 1. produção de grande volume de lodo e conseqüente obstrução rápida dos poros do meio filtrante; 2. os flocos formados são mais sensíveis ao cisalhamento, podendo ocorrer o transpasse destes; 3. possibilidade de grande retenção de flocos na camada de pedregulho; e 4. redução na duração das carreiras de filtração em conseqüência dos aspectos citados nos itens 1 a 3. O encerramento da carreira aconteceria por deterioração da qualidade da água produzida pelo filtro ou pelo valor da perda de carga. Para evitar os problemas relacionados, o mecanismo de coagulação mais recomendado seria por adsorção-neutralização de cargas.

Em alguns casos tem-se utilizado o sulfato de alumínio associado a polímeros catiônicos ou não iônicos a fim de dar maior consistência ao floco e evitar sua ruptura. O uso de polímeros pode reduzir o volume de flocos, reduzir o residual de alumínio na água filtrada e minimizar os problemas de ajuste de pH e alcalinidade. Entretanto, em águas com baixa turbidez, os polímeros podem reestabilizar os colóides por falta de contato entre partículas ao permitir o dobramento das cadeias poliméricas sobre a superfície destes. Ademais, o uso de polímeros em dosagens excessivas pode provocar rápida colmatação do meio filtrante, nestes casos, é recomendável a realização de ensaios em sistema-piloto. A aplicação do polímero pode ocorrer em vários momentos a partir da mistura rápida. O melhor ponto para a aplicação deve ser determinado para cada caso por meio de ensaios de bancada ou em sistema-piloto. Segundo Arboleda (2000), o uso apenas de polieletrólitos (sem adição de coagulantes metálicos) pode aumentar em alguns casos a duração das carreiras de filtração, porém, pode provocar aglutinamento do leito filtrante e, conseqüentemente, sua deterioração. Quando se

utiliza polímero é necessário prever um sistema de lavagem auxiliar do meio filtrante por ar ou água.

O pH de coagulação, quando se emprega o mecanismo de desestabilização de partículas por adsorção-neutralização de cargas, geralmente é menor do que quando se utiliza a varredura, situando-se na faixa de 5,5 a 6,1. Estes valores correspondem à região de menor solubilidade do alumínio. Esse aspecto é importante por que na filtração direta não há unidade posterior ao filtro para retenção de sólidos. Assim, o alumínio não incorporado por adsorção às partículas a serem removidas poderá ser convertido em hidróxido e retido no filtro, permitindo o controle do alumínio residual.

Águas que apresentam cor verdadeira elevada devem ser cuidadosamente analisadas antes de serem encaminhadas para tratamento por meio da filtração direta. O pH de coagulação ideal para remoção da cor normalmente é baixo, podendo variar de 4,5 a 5,8. Segundo Edwards (1985), as moléculas responsáveis pela cor tornam-se mais estáveis com o aumento do pH, em decorrência da dissociação de grupos funcionais, aumentando a magnitude das cargas negativas. Wiecheteck (2003), estudando a remoção de substâncias húmicas pela dupla filtração, constatou que o pH de coagulação mais apropriado situava-se na faixa de 4,8 a 5,1. Nestes casos, dependendo do pH e da alcalinidade da água bruta e da dosagem de coagulante, pode ser necessário o uso de um ácido (sulfúrico ou clorídrico) ou de um álcali (cal ou outro) para ajuste do pH de coagulação.

A coagulação com sulfato de alumínio, por intermédio do mecanismo de adsorção/neutralização de cargas, ocorre freqüentemente em faixas muito estreitas de pH, aspecto que exige controle eficiente do processo para manutenção da qualidade da água filtrada. A automação dessa fase do tratamento é altamente recomendável se o pH da água bruta sofre oscilações significativas ao longo da jornada de trabalho da ETA.

O uso de coagulantes pré-polimerizados é uma alternativa interessante para a questão do controle do pH de coagulação. O hidroxiclreto de alumínio praticamente independe da aplicação de produtos alcalinizantes, como cal hidratada, barrilha, soda cáustica, aluminato de sódio e outros. A basicidade do produto é extremamente importante, sobretudo em águas com baixa alcalinidade natural, pois sua aplicação implica decaimento de pH da água filtrada bem menos acentuado do que tradicionalmente ocorre para outros sais de alumínio ou de ferro não pré-polimerizados, com igual dosagem de íons Al^{3+} ou Fe^{3+} .

A pouca variação do pH gerada pelo uso do PAC é decorrente de expressiva concentração de íons hidroxilas (grupos OH^-) em sua estrutura molecular, que a partir de ligações de coordenação com átomos de alumínio formam os compostos polinucleares. Como conseqüência, em alguns casos pode-se obter considerável economia em termos de alcalinizante, além do aumento na duração das carreiras de

filtração. O uso desse produto permite oscilações mais amplas em torno do pH de coagulação determinado em jarreste, sem prejudicar a qualidade da água filtrada.

Em estudos recentes, Sens *et al.* (2002) utilizaram PAC com 10,5% de Al_2O_3 e 68% de basicidade. Comparado ao uso do sulfato de alumínio comercial com 14,5% de Al_2O_3 , observaram os seguintes aspectos:

- Possibilidade de aplicação de menores dosagens de PAC do que de sulfato de alumínio (24 mg/L e 29 mg/L, respectivamente) para o tratamento da mesma água. A água citada apresentava alcalinidade total natural da ordem de 9 mg/L CaCO_3 .
- Melhor qualidade da água filtrada produzida com o uso do PAC (menores valores de cor aparente, turbidez, fitoplânctons totais e alumínio residual).
- Maior estabilidade na qualidade da água filtrada produzida com o uso do PAC, diante de alterações no pH de coagulação ao longo das carreiras de filtração. A coagulação definida em jarreste para ocorrer em $\text{pH} = 6 \pm 0,05$ não apresentou perturbações apreciáveis quando o pH oscilou em torno de $6 \pm 0,25$.
- Com o uso do sulfato de alumínio foi necessário adicionar um álcali (cal hidratada) para ajustar o pH de coagulação. Com o uso do PAC adicionou-se ácido (sulfúrico) para ajustar o pH de coagulação.

Em geral, os coagulantes férricos são efetivos em extensa faixa de pH. O sulfato férrico é particularmente efetivo quando empregado para remover cor em pH baixo; em pH alto pode ser usado para remoção de ferro e manganês ou no abrandamento por precipitação. O uso do cloreto férrico é menor que o de outros coagulantes em tratamento de água, mas pode fornecer bons resultados em alguns casos, especialmente em águas coloridas.

c) Processos de mistura rápida e coagulação

Foi mencionado anteriormente que o mecanismo de desestabilização de partículas desejado quando se trabalha com filtração direta é a adsorção/neutralização de cargas. Neste processo as partículas presentes na água bruta adsorvem em suas superfícies produtos da hidrólise do alumínio ou de outros sais, capazes de neutralizá-las. A desestabilização por adsorção exige que a mistura rápida seja feita com muita energia (gradiente de velocidade elevado) e por tempo muito reduzido. Isso ocorre porque os produtos de hidrólise do alumínio que podem ser adsorvidos pelas partículas ficam disponíveis na água durante alguns segundos, dependendo, evidentemente, do pH em que está ocorrendo o processo. Após esse tempo formam hidróxidos, os quais não interessam para a adsorção, mas são importantes porque poderão ser removidos no meio filtrante. As condições otimizadas de mistura rápida, tempo e gradiente de velocidade devem ser determinadas para cada caso em particular. As unidades de mistura mecanizadas são mais adequadas ao controle dessa etapa do tratamento do

que os misturadores hidráulicos, além de facilitarem sua automação. Estudos em sistema-piloto têm fornecido bons resultados com os seguintes valores: $G = 1.000$ a 1.500 s^{-1} e $T = 5$ a 30 s .

d) Critérios de lavagem

O final de uma carreira de filtração é determinado normalmente pela constatação de uma das seguintes situações: 1. quando a perda de carga no filtro atinge um valor-limite estabelecido em função de características construtivas e/ou operacionais do sistema; 2. quando se constata a deterioração crescente da água filtrada (transpasse), podendo comprometer sua qualidade sanitária. É possível, em alguns casos, de as duas situações ocorrerem simultaneamente. O controle da lavagem pelo critério nº 1 pode ser feito pela avaliação da perda de carga por meio de piezômetros instalados nas unidades filtrantes, conforme Figuras 5.19 e 5.20. Quando os filtros trabalham com taxa constante (Figura 5.19), a diferença de perda de carga entre as unidades permite identificar claramente aquela a ser lavada. Porém, quando os filtros trabalham com taxa declinante (Figura 5.20), em um determinado instante a perda de carga no meio filtrante é igual entre as unidades em funcionamento, em função da constante redistribuição de vazão entre elas. Por conta dessa característica, a lavagem dos filtros em muitos sistemas tem sido realizada em sistema de rodízio entre as unidades operantes, ou seja, lavam-se as unidades numa seqüência lógica, de forma que cada uma tenha trabalhado aproximadamente o mesmo número de horas.

A necessidade de lavagem pelo critério nº 2 pode ser facilmente detectada nos filtros de escoamento ascendente, independentemente de operar com taxa constante ou declinante, pois em ambos os casos a água filtrada verte livremente nas calhas coletoras de cada unidade. Esse aspecto é importante e contribui bastante para que o controle de qualidade da água filtrada seja feito de forma individualizada e não pela avaliação da qualidade média da água produzida por todos os filtros.

e) Controle da perda de carga

A perda de carga de um filtro em dado momento reflete o estado de colmatação do meio granular. Sua determinação pode ser feita de maneira eficiente por meio de piezômetros, conforme discutido no item anterior. O acompanhamento de sua evolução ao longo de uma carreira é importante para o controle do momento da lavagem e pode ser um indicador de deficiências no processo de coagulação. Ao iniciar uma carreira após a lavagem, mantida a mesma taxa, o filtro deverá apresentar pequena oscilação em torno do valor inicial de perda de carga: 1. valor superior pode ser sinônimo de filtro mal lavado ou taxa superior à prevista; 2. valor inferior pode significar taxa inferior à prevista ou até mesmo perda de material filtrante. A redução da taxa de crescimento da perda de carga durante a carreira de um filtro, expressa normalmente em centímetros/hora (cm/h), associada a valores mais elevados de turbidez da água produzida, poderá gerar aumento na duração da carreira, mas também pode significar

deficiência no processo de coagulação. Nestes casos é conveniente verificar as dosagens de produtos químicos, o pH de coagulação e até mesmo a vazão conduzida àquela unidade filtrante.

f) Características do leito filtrante

As características do meio filtrante influenciam tanto a produtividade como a qualidade da água filtrada. A duração das carreiras pode estar relacionada à porosidade do meio granular, à altura do meio filtrante, à taxa de filtração e ao volume de sólidos que chega ao filtro. A relação entre as variáveis citadas pode ser expressa pela equação Equação 1, apresentada por Arboleda (2000) e reescrita da seguinte forma:

$$D = 24\phi \frac{P.L}{T.vf} \quad (\text{Eq. 1})$$

em que:

D = duração da carreira (h);

ϕ = fator que depende das características do sistema e de condições operacionais (adimensional);

P = porosidade do meio filtrante (decimal);

L = altura do meio filtrante (m);

T = taxa de filtração ($\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$);

vf = volume de sólidos que chega ao filtro (m^3/m^3 de água).

Do ponto de vista operacional é possível intervir na taxa de filtração, nas características do meio filtrante e no volume de sólidos encaminhados ao filtro para alterar a qualidade e/ou a produtividade. O volume de sólidos (vf) depende do coagulante e de outros produtos utilizados, além das condições de coagulação; seu valor pode ser determinado em laboratório utilizando-se equipamento de jarreste, filtros de papel ou filtros de areia. A altura do leito (L), segundo Arboleda (2000), tem sido relacionada ao tamanho efetivo dos grãos (te) pela Equação 2, por conta da seguinte observação prática: para garantir os mesmos níveis de remoção de sólidos sob determinadas condições de coagulação e taxa de filtração, quanto maior o tamanho efetivo dos grãos, maior deve ser a altura do meio filtrante. É importante ressaltar que a melhor maneira para escolher o material granular de um filtro é pela realização de estudos em sistema-piloto.

$$Ld = \frac{L}{te^n} \quad (\text{Eq. 2})$$

em que:

Ld = relação de dimensões;

n = expoente (1 a 2);

te = tamanho efetivo dos grãos (mm).

g) Descargas de fundo intermediárias

Na filtração direta ascendente é possível obter carreiras mais longas de filtração, com aumento na duração de até 150%, pela realização de descargas de fundo intermediárias (DFI). Essa técnica consiste em interromper por curto intervalo de tempo (cerca de um minuto) a carreira do filtro e realizar uma descarga de fundo. A operação é realizada pela manobra de um conjunto de válvulas e pode ocorrer de diferentes maneiras. Com esse procedimento faz-se uma limpeza parcial do filtro, removendo o material retido basicamente na camada suporte e nos primeiros centímetros da camada de areia. Alguns estudos indicam que o material retido nessa região é responsável por aproximadamente 30% da perda de carga total do filtro no momento da descarga. A introdução de água na interface entre a camada suporte e a camada de areia (Figuras 5.21 e 5.22) impede que durante a realização das descargas citadas ocorra a entrada de ar no interior do filtro. Ao ser expulso com a recolocação do filtro em operação, o ar provocaria perturbações no leito filtrante, deteriorando a qualidade da água produzida, aspecto observado em vários estudos pela ocorrência de picos de turbidez após a realização das descargas de fundo intermediárias.

Com o objetivo de melhorar o funcionamento de sistemas de filtração direta ascendente, Di Bernardo *et al.* (1987), estudou diferentes formas de realização das descargas de fundo intermediárias. Foi avaliada a utilização da água filtrada existente acima da camada de areia, para introdução na interface pedregulho/areia (Figura 5.21), e também a utilização de água proveniente de fonte externa (Figura 5.22). Os ensaios foram realizados em sistema-piloto composto de três filtros de pedregulho e areia. As taxas de filtração variaram de 160 a 280 m³/m²/d. O número de descargas variou de 2 a 8, com durações de 5 a 25 segundos, e taxa de 800 a 1.200 m³/m²/d.

Foram estudadas quatro formas de realização das descargas de fundo intermediárias, conforme descrito a seguir:

A – Descarga sem introdução na interface pedregulho/areia, permitindo o abaixamento do nível de água até 15 cm acima do topo da camada de areia. Considerando a Figura 5.22, este procedimento seria realizado da seguinte forma:

- I. regulagem prévia da abertura da válvula V1, em função da taxa de descarga desejada;
- II. fechadas às válvulas B e D;

- III. fechamento da válvula A (água coagulada desviada para outro filtro ou by-pass);
- IV. abertura da válvula C, permitindo o abaixamento do nível de água até 15 cm acima do topo da camada de areia;
- V. fechamento da válvula C e, concomitantemente, abertura da válvula A (retorno da água coagulada).

B – Descarga com introdução de água na interface pedregulho/areia, utilizando a água filtrada acumulada acima do leito de areia. Considerando a Figura 5.21 tem-se o seguinte procedimento:

- I. regulagem prévia da abertura das válvulas V1 e V2 em função da taxa desejada;
- II. fechadas às válvulas B e E;
- III. fechamento da válvula A (água coagulada desviada para outro filtro ou by-pass);
- IV. abertura simultânea das válvulas D e C, permitindo o abaixamento do nível de água até 15 cm acima do topo da camada de areia;
- V. fechamento simultâneo das válvulas C e D;
- VI. abertura da válvula A (retorno da água coagulada).

C – Descarga sem introdução de água na interface. Manutenção do nível de água no filtro constante, por meio de sua alimentação pelo topo, com água proveniente de fonte externa. Considerando a Figura 5.21 tem-se o seguinte procedimento:

- I. regulagem prévia da abertura da válvula V1 em função da taxa desejada;
- II. fechadas às válvulas B e D;
- III. fechamento da válvula A (água coagulada desviada para outro filtro ou by-pass);
- IV. abertura simultânea das válvulas E e C. Durante o tempo de descarga programado, o nível de água no interior do filtro (NA máx.) permanecerá praticamente constante;
- V. fechamento simultâneo das válvulas C e E;
- VI. abertura da válvula A (retorno da água coagulada).

D – Descarga de fundo com introdução de água na interface. Manutenção do nível de água no filtro constante, por meio de sua alimentação com água proveniente de fonte externa. Considerando a Figura 5.22 tem-se o seguinte procedimento:

- I. regulagem prévia da abertura das válvulas V1 e V2, em função da taxa desejada;
- II. fechada à válvula B;

- III. fechamento da válvula A (água coagulada desviada para outro filtro ou by-pass);
- IV. abertura simultânea das válvulas C e D. Durante o tempo de descarga programado, o nível de água no interior do filtro (NA max) permanecerá praticamente constante;
- V. fechamento simultâneo das válvulas C e D;
- VI. abertura da válvula A (retorno da água coagulada).

Os resultados dessa investigação mostraram que, independentemente do método de realização das descargas intermediárias, houve boa atenuação dos picos de turbidez e coliformes totais, por ocasião da recolocação dos filtros em operação. O método D, que utiliza água de fonte externa para introdução na interface, com manutenção do nível de água no filtro praticamente constante, resultou o mais eficiente, com picos de turbidez praticamente desprezíveis e NMP de coliformes totais também reduzido após a recolocação do filtro em operação com água coagulada.

A avaliação de alternativas para realização das descargas de fundo intermediárias também foi desenvolvida por pesquisadores da Universidade Federal de Santa Catarina. Os trabalhos foram conduzidos em escala-piloto, utilizando um filtro de areia e pedregulho com as características granulométricas indicadas na Tabela 5.3. O filtro utilizado nos estudos está esquematizado na Figura 5.21. Foram testadas as formas B e D de realização das descargas intermediárias, conforme descrito anteriormente, mas com as seguintes ressalvas:

No método B, utilizando a água filtrada armazenada sobre o topo da camada de areia (ver Figura 5.21), as alturas foram $H_5 = 45$ cm, $H_8 = 70$ cm e $H_9 = 15$ cm. Em ambos os métodos empregados, o tempo de duração das descargas foi da ordem de um minuto. No método D a introdução de água na interface foi realizada por meio de bomba. As taxas de descarga variaram de 650 a 850 $m^3/m^2/d$. O filtro operou com taxa de 200 $m^3/m^2/d$. Foram realizadas até 3 descargas por carreira.

O coagulante utilizado foi o sulfato de alumínio, com dosagens de 8 a 12 mg/L, e o pH de coagulação variou de 5,7 a 6,3. A turbidez das águas filtradas, excluindo os momentos da realização de descargas, oscilou entre 0,24 e 0,69 uT. Independentemente do método utilizado na realização das descargas intermediárias, observou-se o prolongamento na duração das carreiras em 25%. Os picos de turbidez não ultrapassaram 1,3 uT e, após cerca de 20 min. da realização das descargas, a turbidez da água filtrada era equivalente à produzida antes dessas descargas.

Considerando a Figura 5.21, alguns aspectos merecem ser observados em relação à utilização da água filtrada acumulada sobre o topo da camada de areia durante a realização das descargas intermediárias:

- a) Nos experimentos utilizados, vazões foram determinadas por meio de medidores eletrônicos. Com essas medidas, aferidas volumetricamente, foram reguladas as válvulas V1 e V2.
- b) As vazões $Q1$ (vazão que percola através do meio filtrante), $Q2$ (vazão que é desviada e injetada na interface) e QD (vazão de descarga = $Q1 + Q2$) foram determinadas. A relação $Q2/QD$ oscilou entre 55% e 65%.
- c) A altura $H8 = 70$ cm foi definida com a intenção de evitar que durante o processo de lavagem do filtro a areia expandida penetrasse na tubulação que conduz a água para introdução na interface. O sistema foi concebido com a possibilidade de injetar água filtrada através da tubulação citada, mediante manobra da válvula E, imediatamente após a conclusão do processo de lavagem.

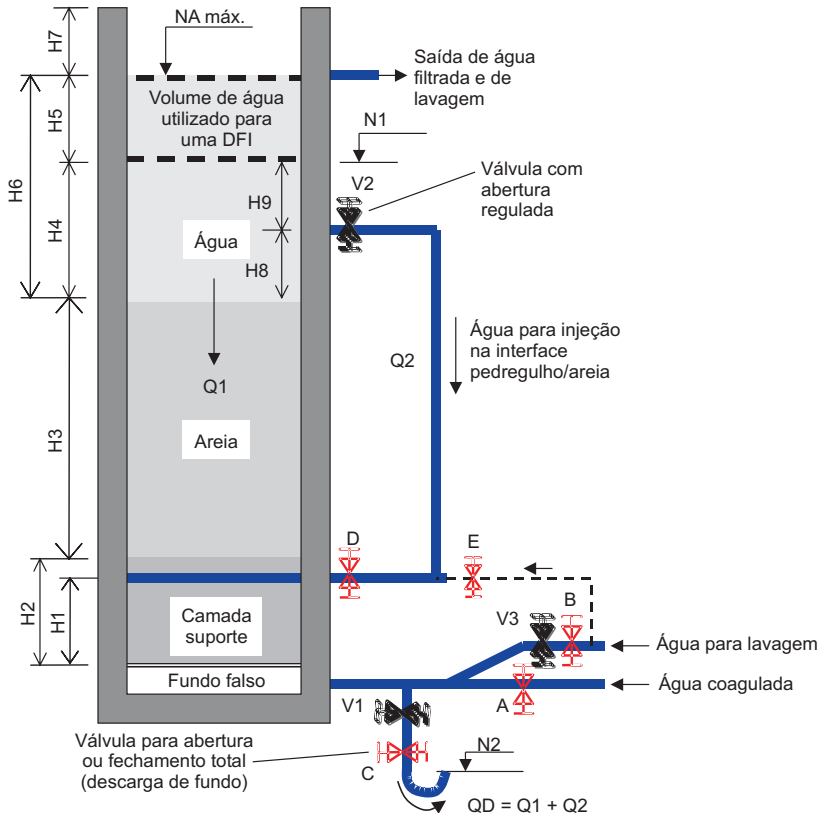


Figura 5.21 Esquema geral de um filtro ascendente que utiliza a água filtrada armazenada sobre a camada da areia para introdução na interface pedregulho/areia durante as descargas de fundo intermediárias.

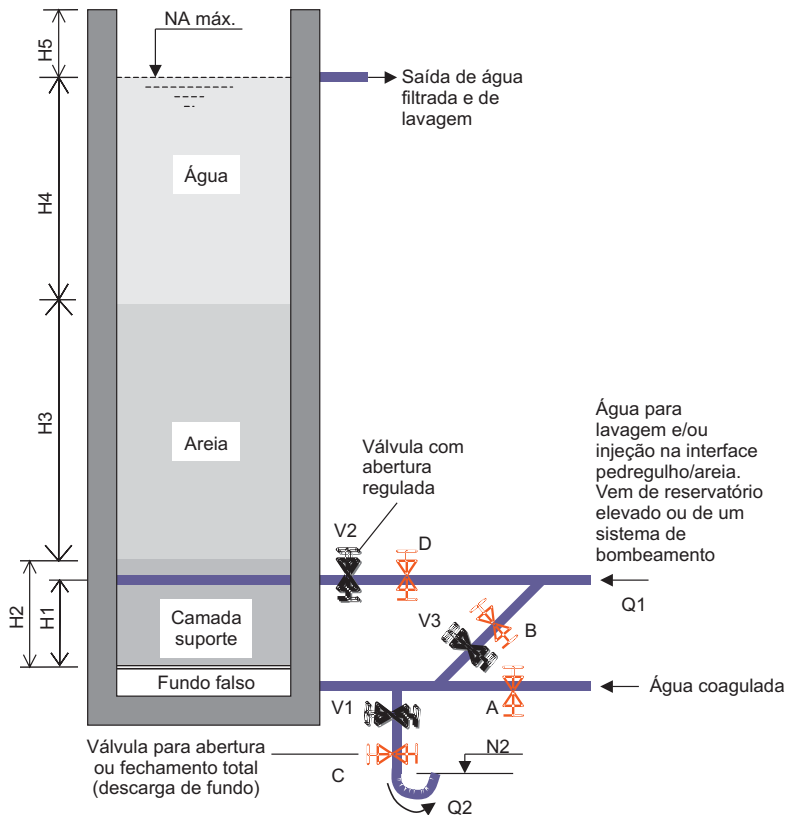


Figura 5.22 Esquema geral de um filtro ascendente que utiliza água filtrada de fonte externa para introdução na interface pedregulho/areia durante as descargas de fundo intermediárias.

Sistema de lavagem

De acordo com Arboleda (2000), a maioria dos problemas dos filtros tem origem em deficiências na lavagem como: a) pouca eficiência no desprendimento das partículas de sujeira aderidas aos grãos e daquelas alojadas nos espaços intergranulares do meio filtrante e b) dificuldade de transportá-las desde o leito filtrante até as calhas coletoras de água de lavagem.

O leito dos filtros de escoamento ascendente é composto normalmente apenas de areia, e a lavagem é feita com água e sem sistema auxiliar de agitação. Uma lavagem eficiente pode ser conseguida quando a expansão do leito atinge cerca de 40%. Nestes casos, dependendo da granulometria, a lavagem pode ser feita com velocidades ascensionais entre 1,0 e 1,2 m/min. correspondendo a t axas de 1.440 a 1.730 $m^3/m^2/d$, respectivamente.

O tempo de lavagem varia de 7 a 10 min. O consumo de água de lavagem varia de 3% a 5%, podendo atingir 10% em alguns casos. Libânio (1992), analisando sistemas de tratamento de água por filtração direta ascendente em Minas Gerais e Espírito Santo, observou que o consumo de água de lavagem variou de 1,9% a 7,9%. Os sistemas de lavagem mais utilizados são os de bombeamento e os de reservatórios mais elevados que o filtro.

Um dos aspectos que merece atenção na lavagem dos filtros ascendentes é a possibilidade de contaminação do reservatório de água filtrada com água de lavagem. Isto pode ocorrer com mais facilidade em sistemas em que tanto a coleta de água filtrada como a de água de lavagem são feitas pela mesma calha.

A Figura 5.23 mostra duas concepções de coleta da água de lavagem. No caso (a) há maiores chances de contaminação do reservatório de água filtrada, por falha na abertura da válvula de descarte da água de lavagem. No caso (b), o risco dessa contaminação é menor, pois o nível de saída da água de lavagem, sendo inferior ao de saída da água filtrada, facilita a visualização do encaminhamento da água de lavagem.

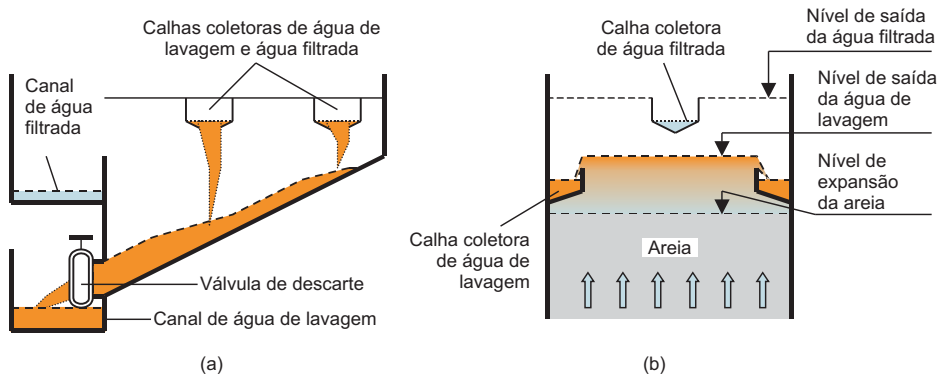


Figura 5.23 Formas de coletar a água de lavagem em filtros ascendentes.

Lavagem via reservatório, por bombeamento

Nestes casos o reservatório de água para lavagem é construído em cota tal que possa ser alimentado por gravidade pelos filtros em operação como mostra a Figura 5.24. O reservatório pode ser construído conjugado ao tanque de contato, de forma que uma parcela da água filtrada produzida seja desviada para sua alimentação até o nível de transbordamento, enquanto o restante segue até o tanque de contato onde receberá adição do desinfetante e outros produtos. Nessa concepção de lavagem as bombas trabalham com alturas manométricas relativamente pequenas, porém, a vazão pode ser bastante elevada em função da área dos filtros, resultando em considerável

potência dos conjuntos elevatórios. O controle da vazão de lavagem pode ser feito por duas válvulas (2 e 3), conforme indicado na Figura 5.24, sendo uma delas com abertura previamente regulada e a outra para abertura e fechamento completo, admitindo controle pneumático, manual ou eletromecânico. Esse controle também poderá ser feito com apenas uma válvula com abertura controlável.

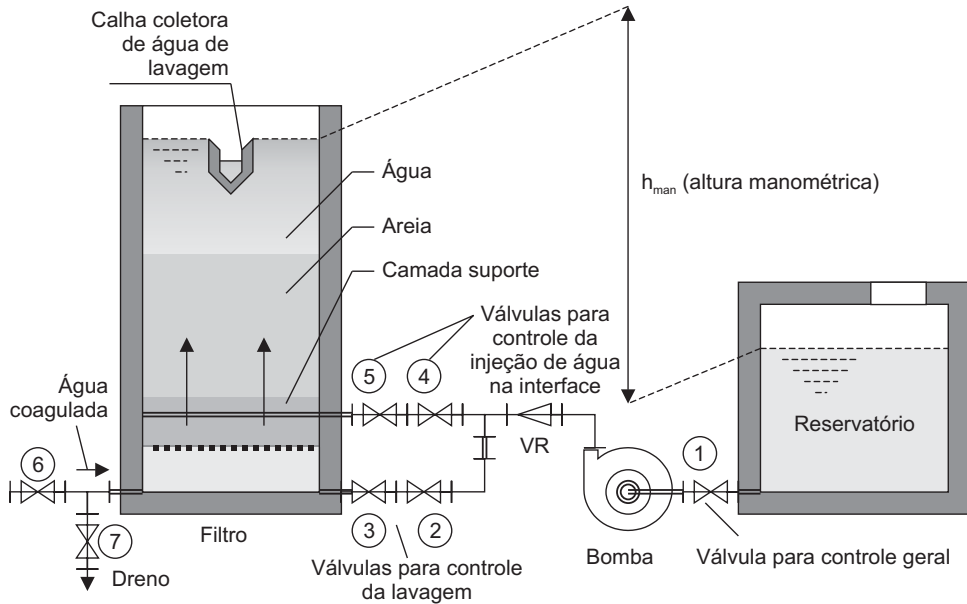


Figura 5.24 Filtro de escoamento ascendente: lavagem via reservatório, por bombeamento.

Lavagem via reservatório, por gravidade

Nesta concepção, o desnível entre a cota do nível mínimo de água no reservatório e a cota do nível de saída da água de lavagem deve ser igual ou superior a perda de carga total durante a lavagem, conforme mostra a Figura 5.25. O reservatório pode estar situado junto ao prédio do sistema de tratamento ou afastado dele. Em alguns casos a topografia local permite sua execução apoiada no solo. O conjunto elevatório para o enchimento exige potência relativamente pequena, pois será dimensionado para recalcar o volume gasto durante a lavagem em tempo equivalente ao intervalo de lavagem entre os filtros.

Além desse aspecto, o recalque poderá ser feito pela mesma tubulação utilizada durante a lavagem. Quanto ao controle da vazão, são válidas as mesmas considerações do item anterior. É importante considerar no dimensionamento do sistema a diferença

entre os níveis mínimo e máximo de água no reservatório, para que não ocorram problemas com excesso ou falta de pressão e/ou água durante a lavagem.

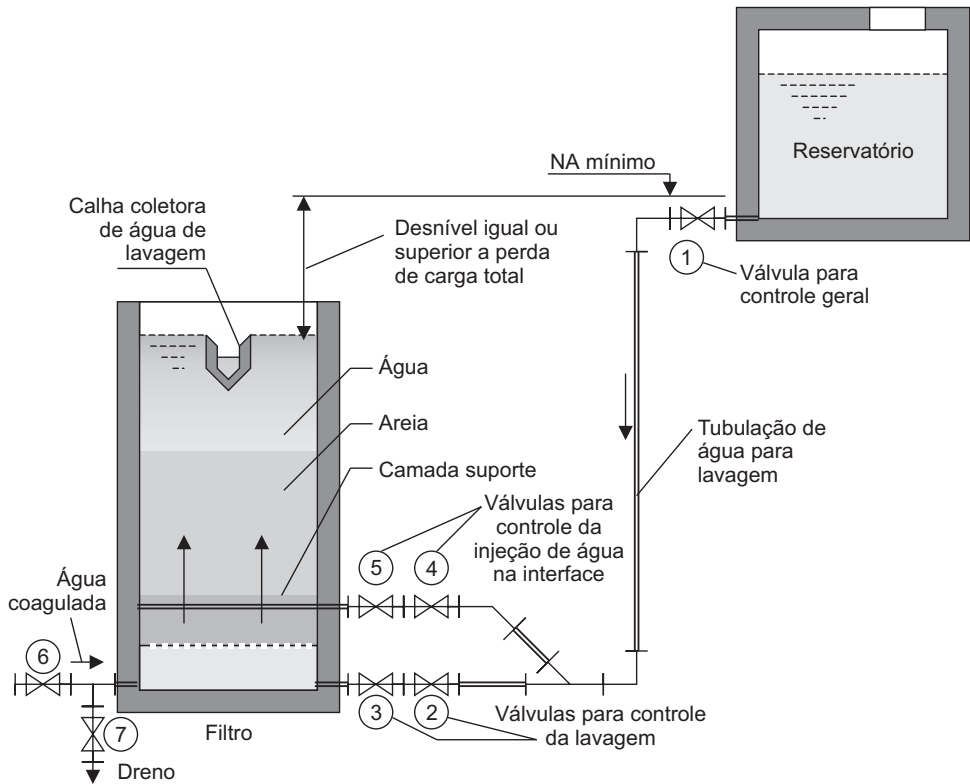


Figura 5.25 Filtro de escoamento ascendente: lavagem via reservatório, por gravidade.

Lavagem com ar e água

A lavagem com ar e água não é comum na filtração direta ascendente. Um sistema auxiliar de lavagem com ar pode ser necessário quando é utilizado polieletrólito capaz de provocar aglutinações no leito filtrante ou quando se deseja viabilizar a lavagem dos filtros com taxas menores. Nestes casos, deve-se adotar com critério a quantidade de ar a ser empregada. O ponto de introdução do ar também deve ser estudado. Em filtros com sistema de introdução de água na interface pedregulho/areia para realização de descargas de fundo intermediárias, a camada suporte possui uma estratificação que não pode ser desfeita. Neste caso, deve-se avaliar possíveis riscos se a introdução de ar ocorrer abaixo dessa camada.

Lavagem com água filtrada dos demais filtros

Em razão dos aspectos hidráulicos, este sistema de lavagem não é comumente utilizado na filtração direta ascendente. Em sistemas em que as coletas de águas filtradas e de lavagem ocorram na mesma calha (Figura 5.23a), esta concepção de lavagem é hidráulicamente inviável. Porém, em sistemas em que as coletas de águas filtradas e de lavagem ocorram em níveis distintos (Figura 5.23b), o sistema de lavagem em pauta poderá ser hidráulicamente viável. Os filtros de fluxo ascendente normalmente possuem a caixa alta, com cerca de 4 metros. Com o objetivo de otimizar a altura total dos filtros e viabilizar o sistema, pode-se avaliar a possibilidade da lavagem com menores taxas e expansão do meio filtrante, introduzindo uma lavagem auxiliar com ar. Recomendam-se estudos preliminares em sistema-piloto, levando em conta as características da água a ser tratada e do material filtrante a ser empregado.

Bibliografia

- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. *NBR 12216*: projeto de estação de tratamento de água. Rio de Janeiro, Brasil, 1992.
- AMIRTHARAJAH, A.; MILLS, K. M. Rapid mix design for mechanisms of alurn coagulation. *Journal AWWA*, v. 74, n. 210, Abr. 1982.
- ARBOLEDA, J. V. *Teoría y práctica de la purificación del agua – TOMO 2*. Santa Fe de Bogotá, Colômbia: McGraw-Hill, 2000.
- AZEVEDO NETTO, J. M. D. et al. *Técnica de abastecimento e tratamento de água*. v. II. São Paulo: CETESB, 1979.
- BRANDÃO, C. C. S.; LACERDA, M. R. S.; ABREU, M. C. Influência do tempo de floculação na filtração direta de águas com baixa turbidez e teor elevado de algas. SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 7., *Anais...* Lisboa, Portugal, 1996.
- CHORUS, I.; BARTRAM, J. Toxic cyanobacteria in water – a guide to their public health consequences, monitoring and management. London; New York, 1999. p. 285-285.
- DALSASSO, R. L.; SENS, M. L.; MELO FILHO, L. C. D.; MONDARDO, R. I.; SIMIONI, D. Filtração direta ascendente – sistema hidráulico alternativo para introdução de água na interface pedregulho/areia durante as descargas de fundo intermediárias. Relatório de Atividades – PROSAB – Edital III – Tema I. Florianópolis, nov. 2001. p. 1-12.
- DALSASSO, R. L. *Pré-ozonização de águas contendo agrotóxico, seguida de filtração direta*. 1999. Dissertação (Mestrado) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, UFSC, Santa Catarina.
- DI BERNARDO, L.; FERNANDES, L. C. Estudos sobre as influências da composição da camada suporte e do método de realização de descargas de fundo intermediárias do desempenho de sistemas de filtração direta ascendente. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 14., São Paulo, set. 1987. p. 83-106.

- DI BERNARDO, L.; ISAAC, R. L. Upflow direct filtration – a Review. INTERNATIONAL CONFERENCE ON ADVANCES IN RAPID GRANULAR FILTRATION IN WATER AND WASTEWATER TREATMENT. London, UK: Imperial College. Apr. 2001. p. 1-18.
- DI BERNARDO, L.; YATSUGAFU, P. H. Filtração direta ascendente. *Revista DAE*, v. 48, n. 152, p. 53-65, 1988.
- DI BERNARDO, L. *Métodos e técnicas de tratamento de água*. v. II. Rio de Janeiro: ABES, 1993.
- DI MATTEO, M. L. *Influência da pré-ozonização na coagulação-floculação de água de abastecimento utilizando o cloreto férrico como coagulante*. 1992. Dissertação (Mestrado) – Universidade de Campinas.
- EDWARDS, G. A.; AMIRTHARAJAH, A. Removing color caused by humic acids. *Journal AWWA*, p. 50-57, Mar. 1985.
- LAUDARES, R. S. *Aspectos limnológicos, variabilidade espacial e temporal na estrutura da comunidade fitoplancônica da lagoa do Peri, Santa Catarina, Brasil*. 1999. Tese (Doutorado) – São Carlos, SP.
- LEME, F. P. *Teoria e técnicas de tratamento de água*. São Paulo: CETESB, 1979.
- LIBÂNIO, M. Filtração ascendente aplicada ao tratamento de água: uma análise de estações de Minas Gerais e Espírito Santo. *Revista da SABESP*, n. 166, p. 7-10, Jul./Ago. 1992.
- MONDARDO, R. I.; MELO FILHO, L. C. Influência da pré-oxidação na tratabilidade das águas através da filtração direta descendente em mananciais com grandes concentrações de algas. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., Joinville, SC: ABES, 2003.
- MINISTÉRIO DA SAÚDE, Portaria nº 1469. *Padrões de potabilidade da água*, dezembro 2000.
- RICHTER, C. A. R, AZEVEDO NETTO, J. M. D. *Tratamento de água*. São Paulo: Editora Edgard Blücher Ltda., 1998.
- SENS, M. L.; DALSSASSO, R. L.; MELO FILHO, L. C.; CAMPOS, L.; SANTOS, B.; SIMIONI, D. *Relatórios de atividades – PROSAB – Edital 3 – Tema I*, 2001. p. 42.
- SENS, M. L.; DALSSASSO, R. L.; MELO FILHO, L. C.; MONDARDO, R. I.; SIMIONI, D.; BÖEL, H.; EMMENDOERFTER, M. *Relatórios de atividades – PROSAB – Edital 3 – Tema I*, 2002. p. 20.
- VIANNA, M. R. *Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água*. Belo Horizonte: Imprimatur, 1997.
- WIECHETECK, G. K. *Utilização da dupla filtração com filtro ascendente de areia grossa ou de pedregulho para remoção de substâncias húmicas*. Relatório de atividades – PROSAB, jan. 2003.

Capítulo 6

Filtração Direta Descendente

Introdução

A filtração direta descendente (FDD) é definida como uma tecnologia de tratamento de água que prescinde da sedimentação ou flotação e pode ser realizada basicamente de duas formas:

- a) *Filtração direta descendente sem pré-floculação*: sistema composto por unidade de mistura rápida e encaminhamento da água coagulada diretamente ao filtro.
- b) *Filtração direta descendente com pré-floculação*: sistema composto por unidades de mistura rápida, de floculação e de filtro.

Uma estação de tratamento de água também pode ser projetada para trabalhar ora com tratamento completo (coagulação, floculação, decantação ou flotação e filtração), ora com filtração direta, dependendo da qualidade da água bruta durante o ano.

A pré-floculação citada no item a) pode ser realizada em tempos de 2 a 7 min. com gradientes de velocidade de 60 a 100 s^{-1} , como ocorre na floculação em meio granular, ou em tempos de 5 a 15 min., verificada em outros sistemas de floculação com gradientes de velocidade entre 20 e 100 s^{-1} . Para os menores tempos de floculação, poderão ser produzidos microflocos bastante compactos para retenção em profundidade no meio filtrante (Arboleda, 2000). Na FDD, a retenção de impurezas ocorre nos vazios intergranulares do meio filtrante. A configuração do meio filtrante, em termos de número de camadas e granulometria, deve ser adequada ao tipo de água a ser tratada, a fim de proporcionar carreiras com duração desejada. Na filtração direta descendente, ao contrário do que ocorre na ascendente, é comum o uso de meios filtrantes com dupla ou tripla camada.

Comparado ao tratamento completo, a FDD apresenta as seguintes vantagens:

- custo da construção de 30% a 50% menor;
- redução dos custos de operação e manutenção, uma vez que se tem menor consumo de coagulante e de energia elétrica são eliminados os equipamentos de remoção de lodo dos decantadores e, também, algumas vezes, os equipamentos de floculação;

- menor produção de lodo;
- facilidade no tratamento de água bruta com baixa turbidez.

Dentre as desvantagens, destacam-se:

- necessidade de controle mais rigoroso da dosagem de produtos químicos aplicados, principalmente quando não se tem a pré-floculação;
- dificuldades no tratamento de água bruta com turbidez ou com cor verdadeira altas;
- a mudança na qualidade da água bruta afeta rapidamente a carreira de filtração;
- tempo de detenção total da água no sistema relativamente curto para oxidação de substâncias orgânicas presentes no afluente;
- o tempo de detenção em todo o tratamento é bastante curto, necessitando de ação rápida nas mudanças de dosagens de produtos químicos durante a mudança da qualidade da água bruta;
- período inicial de melhora da qualidade do efluente mais longo.

Funcionamento da Filtração Direta Descendente

No filtro descendente, todas as partículas removidas da água ficam retidas no meio filtrante, assim, é muito importante que as impurezas sejam distribuídas em profundidade, com o objetivo de obter carreira de filtração com duração razoável. Para obter maior precisão na especificação do material filtrante, tanto em sua granulometria e espessura da camada como no número de camadas filtrantes, é recomendada a realização de estudos em instalação-piloto.

O funcionamento desse tipo de filtro é semelhante ao do filtro de uma ETA equipada de um sistema de tratamento completo. A hidráulica da filtração e da lavagem, assim como os métodos de controle, foram abordados no Capítulo 2. Dependendo do arranjo de alimentação dos filtros, a filtração pode funcionar com taxa constante ou declinante. As Figuras 2.28 e 2.30 apresentam esquemas típicos de filtro operando com taxa constante e a Figura 2.33, com taxa declinante. As Figuras 6.1 e 6.2 mostram esquemas de FDD com pré-floculação. Quando se tem a pré-floculação mecanizada, é necessário que o filtro trabalhe com carga hidráulica constante, o que pode ser conseguido pelo sistema ilustrado na Figura 6.1, pois do contrário ocorreria a quebra dos flocos. Quando se utiliza a floculação em meio granular expandido, Figura 6.2, pode-se ter o floculador situado em cota inferior ao filtro. Desta forma, a água floculada, desde o início da carreira, entra no filtro de forma afogada, dispensando a câmara de controle de nível. A elevação progressiva do nível de água dentro do floculador não afeta a floculação, pois esta ocorre no meio granular, que tende a se manter com altura constante depois de expandido.

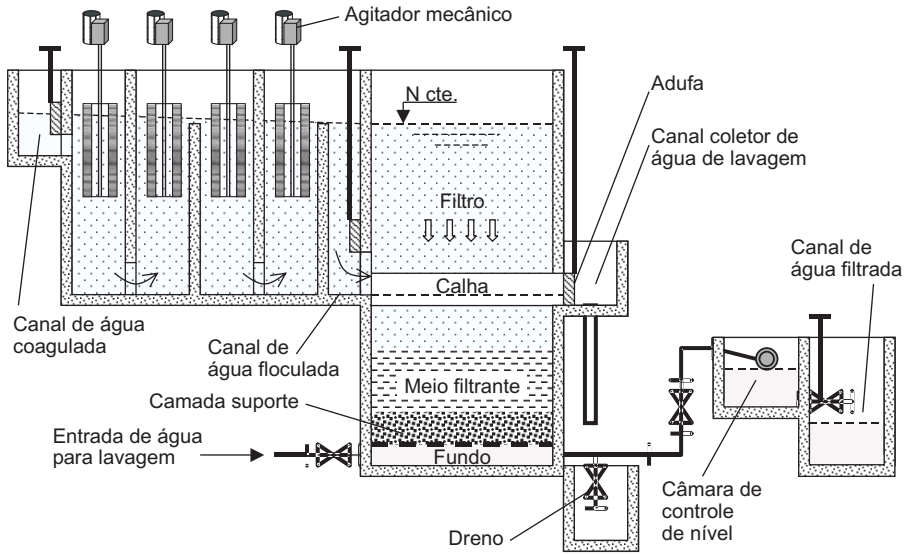


Figura 6.1 Filtração direta descendente com pré-floculação tipo mecânica.

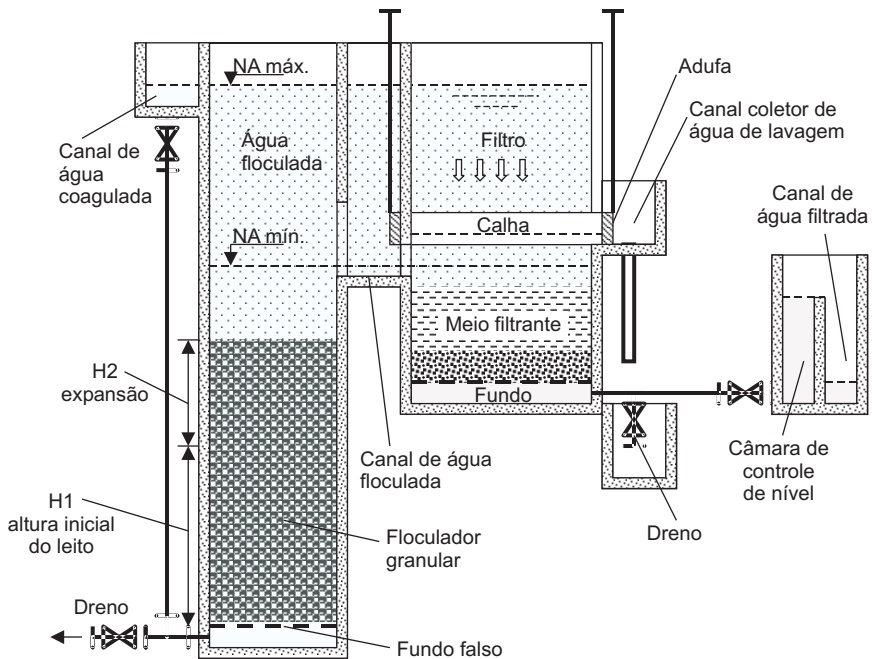


Figura 6.2 Filtração direta descendente com pré-floculação em meio granular expandido.

Tratamento de Água com Concentração Elevada de Algas

Filtração direta descendente sem pré-tratamento

A utilização da FDD é fortemente limitada pela qualidade da água a ser tratada, sendo recomendada para o tratamento de águas naturais com baixos valores de cor, turbidez e concentração de algas.

No Brasil, algumas estações de tratamento de água (ETAs), que utilizam a tecnologia da FDD, apresentam problemas operacionais, os quais podem levar à produção de água com qualidade imprópria para o consumo humano. Muitos desses problemas são decorrentes da escolha inadequada da tecnologia de tratamento diante das características dos mananciais de água utilizados.

Um sério problema enfrentado por ETAs com FDD é a presença de algas, que, dependendo da espécie e do número de indivíduos, pode reduzir a duração das carreiras de filtração e comprometer a qualidade da água produzida. Parte do abastecimento público de água da ilha de Santa Catarina é realizada a partir do manancial da lagoa do Peri, de onde são retirados atualmente 200 L/s de água, a fim de atender o leste e o sul da ilha.

A ETA da lagoa do Peri é composta de filtros de antracito e areia, com escoamento descendente, os quais, em alguns períodos do ano, sofrem rápida obstrução em função do grande número de algas filamentosas presentes na água bruta. A variação mensal do número do fitoplâncton total e de uma das espécies dominantes (*Cylindrospermopsis raciborskii*) nas águas da lagoa do Peri pode ser vista na Figura 5.3. A tabela 5.1 mostra com mais detalhes a variação mensal de outras espécies encontradas no manancial citado.

Com o objetivo de avaliar a potencialidade da FDD no tratamento de água com elevada concentração de algas, uma série de estudos em escala-piloto foi desenvolvida utilizando água da lagoa do Peri. As investigações experimentais foram iniciadas com ensaios em bancada, utilizando equipamento de jarreste e filtros de laboratório de areia (FLA). Nesta fase foi avaliada a utilização de dois coagulantes [sulfato de alumínio comercial (SA), com 14,4% de Al_2O_3 , e hidroxicloreto de alumínio (PAC), com 10,5% de Al_2O_3 e 67,47% de basicidade] e determinadas as condições de coagulação.

Os parâmetros resultantes dessa etapa dos estudos foram: $G = 1.200 \text{ s}^{-1}$; tempo de mistura rápida $T = 30 \text{ s}$; coagulação com SA \Rightarrow dosagem = 24 mg/L, pH de coagulação = 6,0 a 6,1 e turbidez da água filtrada = 0,4 uT; coagulação com PAC \Rightarrow dosagem = 22 mg/L, pH de coagulação = 5,5 a 6,5 e turbidez da água filtrada = 0,3 uT. Após a determinação das condições de coagulação dos dois coagulantes

investigados, foram realizados estudos em escala-piloto, cujo arranjo da instalação é mostrado na Figura 6.3.

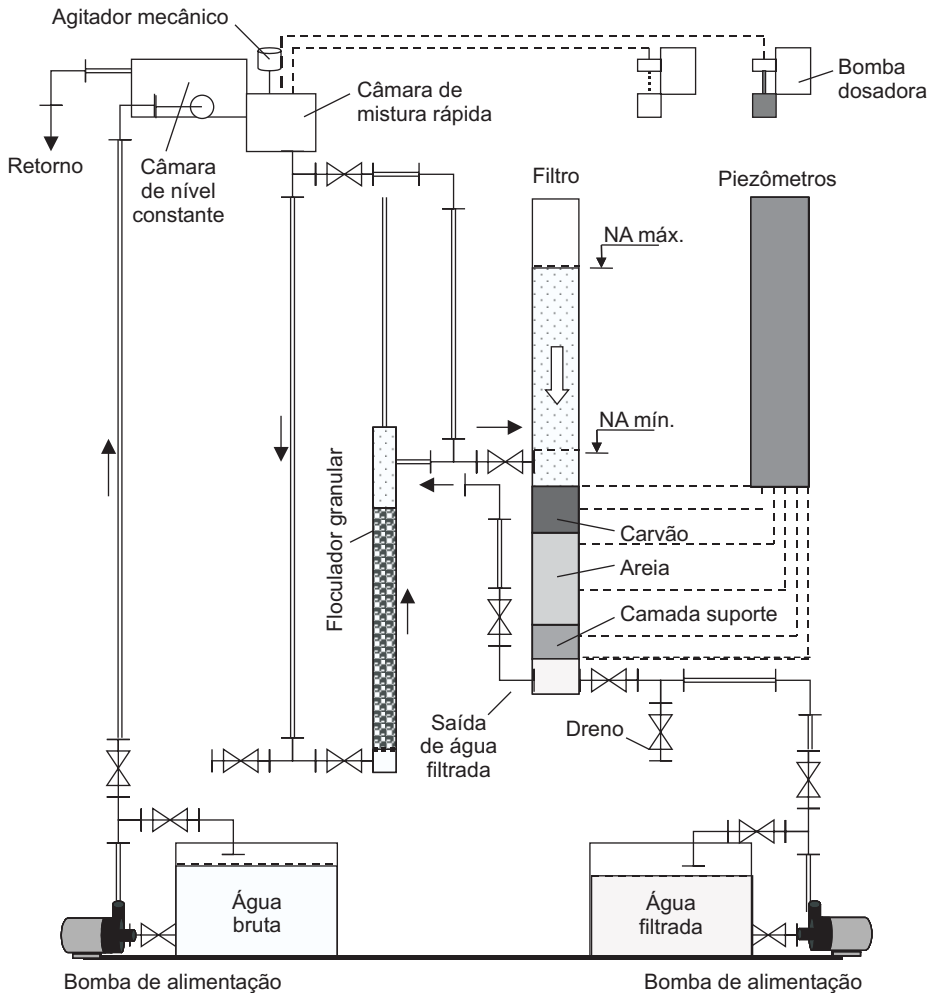


Figura 6.3 Arranjo geral do sistema-piloto de filtração.

Inicialmente, os ensaios foram realizados com o meio filtrante similar ao dos filtros da ETA da lagoa do Peri (meio L2) e, posteriormente, sua composição foi modificada (meio L1), a fim de obter ganhos na duração de carreira de filtração e na qualidade da água produzida nos demais ensaios. A Tabela 6.1 apresenta a composição dos meios (L1 e L2) do filtro-piloto de escoamento descendente.

A água da lagoa do Peri chega continuamente por gravidade até o reservatório de água bruta do sistema-piloto, de onde é bombeada para uma câmara de nível constante, passando em seguida para a unidade mecanizada de mistura rápida e, posteriormente, para a câmara de distribuição de vazão. O filtro funcionou com taxa constante de $200 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e carga hidráulica variável, sendo que as carreiras de filtração eram encerradas quando a perda de carga total no meio filtrante atingia 2,0 m, registrada por piezômetros instalados ao longo do filtro. A Tabela 6.2 apresenta as principais características de um conjunto de ensaios no filtro-piloto, realizados com os dois coagulantes (SA e PAC) e os dois meios filtrantes investigados.

Tabela 6.1 Composição dos meios filtrantes utilizados no filtro-piloto.

Características	Meio L1 (camada única)	Meio L2 (camada dupla)	
Material	Antracito	Antracito	Areia
Espessura da camada	143 cm	90 cm	30 cm
Tamanho efetivo dos grãos	2,5 mm	1,1	0,50 mm
Coefficiente de desuniformidade (CD)	1,1	1,1	< 2
Camada suporte com 35 cm de espessura foi utilizada para ambos os meios			
Características			
Subcamadas	Diâmetro (mm)		Espessura (cm)
Topo	19,0 a 12,7		5
6ª camada	12,7 a 6,4		5
5ª camada	6,4 a 3,2		5
4ª camada	3,2 a 1,6		5
3ª camada	3,2 a 6,4		5
2ª camada	6,4 a 12,7		5
Base	12,7 a 19,0		5

Como pode ser observado na Tabela 6.2, o meio L1, formado por camada única de antracito com diâmetro efetivo de grãos de 2,5 mm, resultou em carreiras de filtração mais longas, na ordem de 73%, quando comparadas às carreiras realizadas com o meio L2. A Figura 6.4 apresenta diagrama de blocos da média dos ensaios realizados com os dois meios filtrantes avaliados.

Os ensaios realizados com o meio filtrante L1 (\varnothing 2,5 mm) apresentaram, em média, carreiras de filtração mais longas e produção de água de melhor qualidade, independentemente dos coagulantes utilizados na pesquisa.

Tabela 6.2 Características de um conjunto de ensaios realizados no sistema-piloto de filtração direta descendente (FDD).

Teste n°	Água bruta				Coagulação – química				Água filtrada – FDD				Duração da carreira (h)
	FP total ind./ml e/ou (clorofila-a µg/L)	pH med. (min./máx.)	Turbidez (uT)	Cor aparente (uH)	pH med. (min./máx.)	Coag. mg/L	Aux. Coag. mg/L	FP total ind./ml e/ou (clorofila-a µg/L)	Turbidez uT	Cor aparente (uH)	Meio filtrante	Duração da carreira (h)	
1	(39,02)	6,86 (6,60 a 7,60)	7,31 (6,46 a 8,52)	95 (90 a 98)	5,69 (5,50/5,80)	16 SA	1,80 cal	(12,55)	1,99 (1,57/2,39)	27 (25 a 27)	L2 (1,1 mm)	5,90	
2	(43,24)	6,70 (6,40 a 6,90)	5,80 (4,83 a 6,70)	83 (72 a 90)	5,74 (5,50/5,80)	18 SA	0,60 cal	(16,74)	1,94 (1,67/2,11)	28 (22 a 33)	L2 (1,1 mm)	7,60	
3	(48,82)	6,71 (6,45 a 7,10)	5,87 (5,05 a 6,61)	80 (76 a 85)	5,60 (5,40/5,80)	18 SA	2,80 cal	(16,74)	1,20 (1,12/1,26)	17 (16 a 20)	L2 (1,1 mm)	5,70	
4	24249 (3,72)	6,90 (6,61 a 7,06)	3,30 (2,98 a 4,09)	52 (54 a 65)	5,67 (5,10/6,00)	30 SA	6,3 cal	1009 (0,5)	0,44 (0,35/0,67)	6 (4 a 9)	L1 (2,5 mm)	16,85	
5	1091 (2,86)	6,94 (6,47 a 7,40)	3,48 (2,79 a 4,14)	58 (54 a 65)	5,83 (5,07/6,16)	24 SA	5,59 cal	399 (0,5)	0,86 (0,69/1,08)	12 (9 a 16)	L1 (2,5 mm)	20,75	
6	11880	7,52 (7,35 a 9,94)	3,63 (3,24 a 4,05)	57 (53 a 63)	6,05 (5,90/6,23)	22 PAC	1,41 H ₂ SO ₄	2614	0,32 (0,28/0,46)	5 (2 a 9)	L1 (2,5 mm)	15,15	
7		6,79 (5,98 a 7,84)	4,20 (3,47 a 4,75)	65 (60 a 71)	6,02 (5,70/6,80)	22 PAC	1,41 H ₂ SO ₄	211	0,48 (0,39/0,57)	7 (5 a 10)	L1 (2,5 mm)	13,00	
8	3199	6,73 (6,44 a 6,90)	3,78 (3,10 a 4,73)	51 (43 a 56)	5,98 (5,60/6,10)	22 PAC	1,41 H ₂ SO ₄	228	0,63 (0,39/1,49)	7 (0 a 23)	L1 (2,5 mm)	18,60	

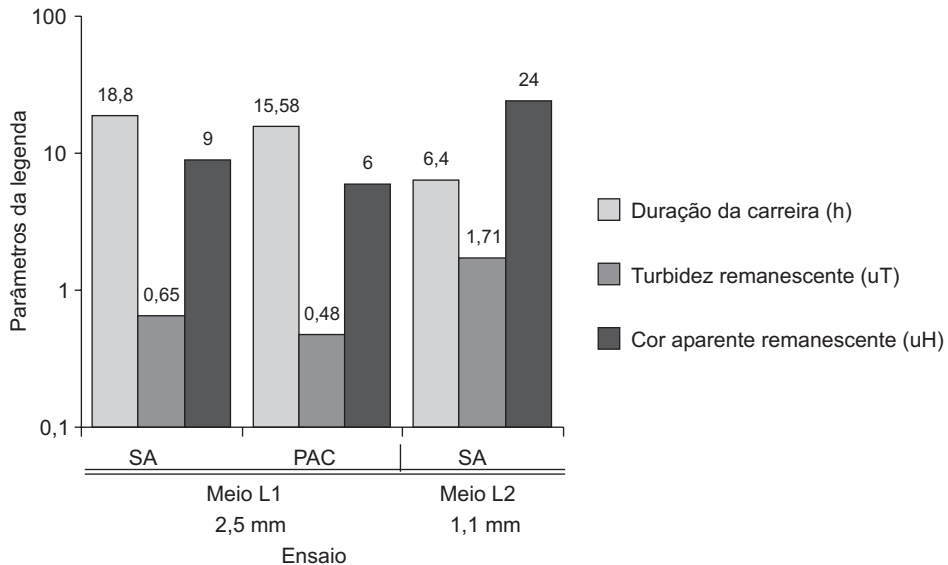


Figura 6.4 Média dos ensaios realizados com os dois meios filtrantes avaliados.

Filtração direta descendente com pré-tratamento

A aplicação da filtração direta tem como fator determinante a qualidade da água bruta. A realização de um pré-tratamento poderá resultar em melhor desempenho qualitativo e/ou quantitativo dos filtros. A pré-floculação, por exemplo, pode interferir tanto na duração das carreiras como na qualidade da água produzida. Nesta seção são abordados alguns tipos de pré-tratamento e seus efeitos sobre a filtração.

Pré-floculação e filtração direta descendente

A pré-floculação tem por objetivo principal aumentar a duração das carreiras dos filtros, o que decorre do seguinte princípio: para o mesmo volume de sólidos que chega em um filtro, a perda de carga desenvolvida será tanto menor quanto maior for o tamanho das partículas (Brandão *et al.*, 1996). Dentre os fatores que influenciam a duração das carreias de filtração em função da realização da pré-floculação, destacam-se a natureza, o tamanho e a distribuição das partículas presentes na água.

Arboleda (2000) ressalta que não há nada definitivo em relação à necessidade ou não de floculação prévia quando se aplica a FDD. O autor discorre sobre uma série de experiências de vários outros autores, em que há casos de benefício na duração das carreias de filtração pelo uso da pré-floculação, mas também há casos em que foi observado o efeito contrário. A mesma observação foi feita em relação à qualidade da

água filtrada, principalmente quanto ao tempo de floculação. Assim, o autor mencionado recomenda o estudo de cada caso em particular.

Em estudos realizados no âmbito do PROSAB, Pádua *et al.* (2001) avaliaram o efeito da floculação mecânica antecedendo a filtração direta descendente em filtros de areia. A floculação foi realizada com tempos de 9 a 12 min., e gradientes de velocidade de 130, 70, 30 e 10 s⁻¹ na primeira, segunda, terceira e quarta câmaras, respectivamente. Foram utilizados sulfato de alumínio, cloreto férrico e hidroxocloreto de alumínio como coagulantes. As taxas de filtração testadas foram de 195 e 260 m³/m²/d. A filtração foi realizada em duas configurações de meio filtrante, ambos com espessura de 80 cm e com as demais características: meios A1 e B1: tamanho efetivo = 0,72 mm com grãos de tamanho entre 0,52 e 1,68 mm e coeficiente de desuniformidade = 1,6; meios A2 e B2: tamanho efetivo = 1,0 mm com grãos de tamanho de 0,84 a 1,41 mm e coeficiente de desuniformidade = 1,2. Os ensaios foram realizados com quatro filtros operando em paralelo, dois para cada tipo de meio, sendo um filtro com floculação prévia e o outro sem. As principais características da água bruta registradas foram: turbidez = 4 a 6,5 uT, pH ≅ 7,75, cor aparente ≅ 12 uH, alcalinidade total ≅ 64 mg/L CaCO₃ e temperatura ≅ 28°C. Os autores concluíram que a pré-floculação não trouxe benefícios para a qualidade da água filtrada produzida. O prolongamento na duração das carreiras em relação àquelas sem pré-floculação foi da ordem de 10%, considerado não significativo.

Estudos similares foram desenvolvidos por Sens *et al.* (2001, 2002), constatando que a realização da pré-floculação trouxe benefícios para a duração das carreiras da filtração direta de escoamento descendente, quando foram alteradas as características do meio filtrante e o tipo de coagulante. A descrição da metodologia aplicada, os principais resultados e as conclusões obtidas nos referidos estudos são apresentados a seguir.

O estudo foi realizado no laboratório de pesquisas LALP (convênio UFSC/CASAN – Companhia Catarinense de Águas e Saneamento), situado na estação de tratamento de água da lagoa do Peri, no sul da ilha de Santa Catarina, onde foi construída uma instalação-piloto de filtração direta descendente. A Figura 6.3 apresenta um esquema da instalação. As principais características da água bruta utilizada nos ensaios foram apresentadas na seção “Tratamento com filtração direta ascendente”, do Capítulo 5.

A floculação foi feita em meio granular expandido. Essa tecnologia, estudada por Sens *et al.* (2002), permite que a floculação seja feita em tempos relativamente curtos, da ordem de 2 a 3 min. Para a definição das condições de floculação foram estudados previamente diferentes materiais com diferentes alturas de leito, submetidos a variações de vazão. Foram avaliados diferentes parâmetros, como perda de carga, expansão do leito, turbidez da água floculada, sedimentabilidade dos flocos produzidos,

velocidade de filtração da água floculada e qualidade da água após filtração. Os resultados levaram à adoção de um material granular, a base de poliestireno, com as seguintes características: massa específica = $1,05 \text{ g/cm}^3$; coeficiente de esfericidade = $0,86$; superfície específica = $2.092 \text{ m}^2/\text{m}^3$; diâmetro equivalente = $3,3 \text{ mm}$; e formato dos grãos: bastonetes com seção elíptica. As demais condições de floculação foram: altura inicial de leito $H_1 = 161 \text{ cm}$; taxa = $731 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$; expansão do leito = 51% ; tempo de floculação = $2,8 \text{ min.}$; gradiente de velocidade = 60 s^{-1} .

Para obter carreiras de filtração mais longas com a pré-floculação, é necessário otimizar o meio filtrante em termos de espessura e granulometria. Rissoli *et al.* (2000) utilizaram águas dos lagos Santa Maria e Torto, com baixa turbidez e presença considerável de algas, como verificado na lagoa do Peri, para avaliar a pré-filtração em pedregulho como pré-tratamento à filtração rápida descendente. Seus estudos indicaram a necessidade da adoção de material com tamanho efetivo de pelo menos $2,4 \text{ mm}$ no filtro descendente para a obtenção de carreiras com duração aceitável.

Para o desenvolvimento dos estudos da FDD com pré-floculação, foi adquirido carvão antracitoso com granulometria praticamente uniforme ($CD = 1,1$) nos seguintes tamanhos efetivos: $1,1 \text{ mm}$; $1,6 \text{ mm}$; $2,0 \text{ mm}$; $2,5 \text{ mm}$; $3,0 \text{ mm}$. Dentre as configurações estudadas, os melhores resultados foram obtidos utilizando um meio de camada única para o carvão com tamanho efetivo de $2,5 \text{ mm}$. A seguir são apresentados os resultados comparativos entre duas configurações de meios filtrantes a fim de ressaltar a influência da granulometria, sobretudo na duração das carreiras.

Os resultados seguintes referem-se aos meios L1: camada única de carvão antracitoso de 143 cm de espessura (tamanho efetivo = $2,5 \text{ mm}$; coeficiente desuniformidade $CD \cong 1,1$; meio L2: camada dupla, camada de areia de 30 cm (tamanho efetivo = $0,50 \text{ mm}$; coeficiente desuniformidade $CD < 2$) e camada de 90 cm de antracito (tamanho efetivo = $1,1 \text{ mm}$; coeficiente de desuniformidade $CD \cong 1,1$). Em todos os ensaios, a taxa de filtração foi constante e igual a $200 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$. Os ensaios foram realizados alternadamente com e sem pré-floculação. Foram utilizados como coagulantes: sulfato de alumínio (SA) com $14,5\% \text{ Al}_2\text{O}_3$ e o hidroxicloreto de alumínio (PAC) (PANFLOC AB34) com $10,5\% \text{ Al}_2\text{O}_3$ e $67,47\%$ de basicidade. A dosagem de SA variou entre 24 e 30 mg/L e a de PAC foi de 22 mg/L .

Para cada ensaio foram medidos e registrados valores de turbidez (turbidímetro HACH 2100P), cor aparente (espectrofotômetro DR/2010 HACH), pH (pHmetro HACH), temperatura (termômetro de mercúrio), vazão (controle volumétrico e medidores eletrônicos tipo turbina) de amostras da água bruta e filtrada. A perda de carga foi controlada por piezômetros instalados em diferentes profundidades ao longo do floculador e do filtro. Os ensaios terminaram quando a perda de carga total no meio filtrante atingiu $2,0 \text{ m}$.

A Figura 6.5 mostra os valores médios da duração de carreira dos ensaios realizados com e sem pré-floculação para os dois coagulantes utilizados e para duas configurações de meio filtrante. O meio L2 representa a configuração inicial de meio estudada e o meio L1, a configuração que forneceu os melhores resultados para as condições estudadas. Observa-se que a pré-floculação não provocou aumento na duração de carreira do filtro de escoamento descendente quando o SA foi utilizado como coagulante. No entanto, com o emprego do PAC, a pré-floculação em meio granular expandido proporcionou aumento na duração das carreiras do filtro de escoamento descendente de até 50%, comparados aos ensaios sem pré-floculação, utilizando o meio L1.

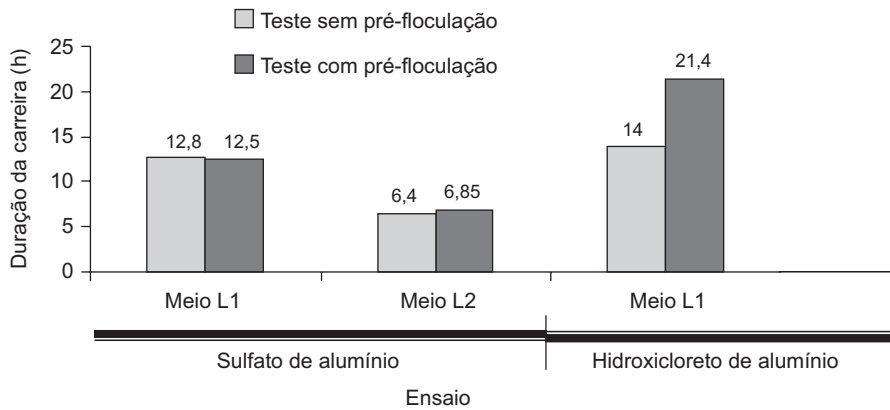


Figura 6.5 Valores médios de duração das carreiras de filtração para um conjunto de ensaios realizados (meio L1 – carvão TE = 2,5 mm; meio L2 – carvão TE \cong 1,1 mm).

A Figura 6.6 ilustra a diferença na retenção de impurezas ao longo do meio filtrante, em função da realização ou não da pré-floculação. Os dados se referem a ensaios que utilizaram como coagulante o hidroxiclreto de alumínio e L1 como meio filtrante. Essa figura mostra claramente que no ensaio com pré-floculação houve maior participação do meio na retenção de impurezas.

Os dados contidos na Figura 6.7 complementam as informações da Figura 6.6 e mostram que a pré-floculação, nas condições que foram realizados os ensaios, trouxe pequeno benefício para a qualidade da água filtrada, em termos de turbidez e cor aparente, embora de forma mais notável em relação a este último parâmetro. A dosagem de coagulante foi a mesma, 22 mg/L, e constante em ambos os ensaios. O desempenho médio entre os ensaios realizados em termos da remoção da cor aparente e da turbidez é mostrado na Figura 6.8. Observa-se que em termos percentuais as remoções nos ensaios com pré-floculação foram maiores na faixa de

1% a 4%. Essa figura revela que, para todos os ensaios, tanto nos que foi utilizado o SA quanto nos que foi usado o PAC, para as duas diferentes composições de meio filtrante testadas, a remoção de turbidez e cor aparente foi praticamente a mesma, comparando-se os ensaios realizados com e sem pré-floculação. Isso demonstra que o emprego da pré-floculação na FDD deve ter por objetivo principal o prolongamento da carreira de filtração. A remoção de fitoplâncton para um conjunto de ensaios que utiliza o meio L1 e os coagulantes SA e PAC é mostrada na Figura 6.9.

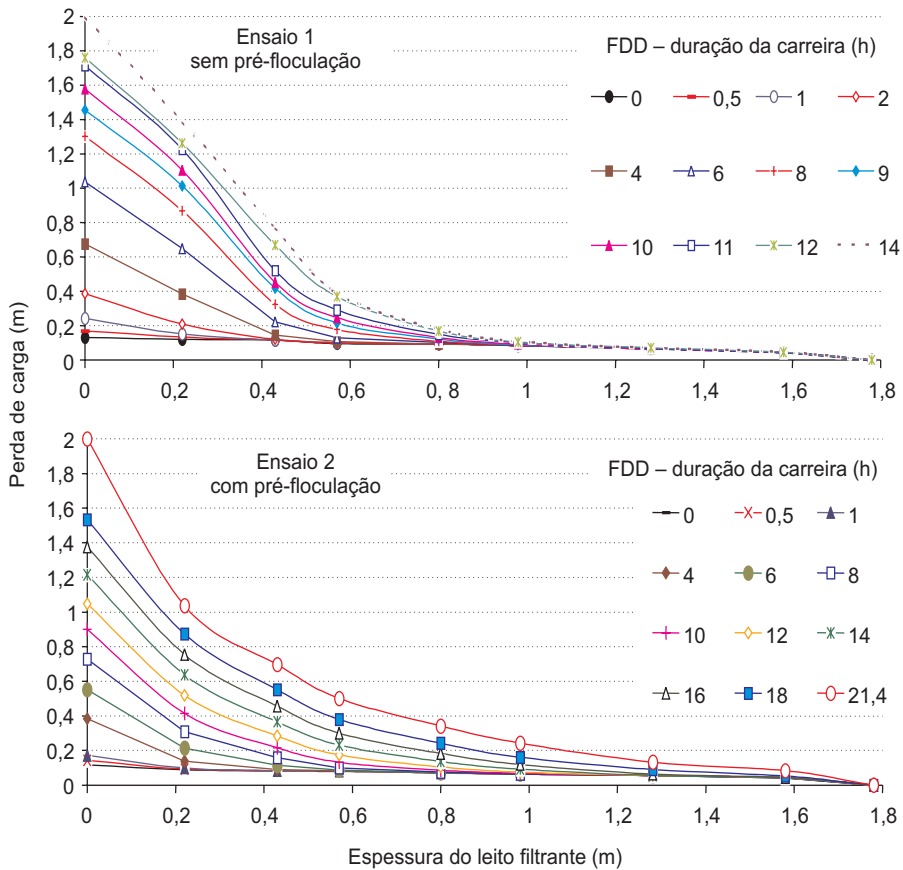


Figura 6.6 Gráficos da evolução da perda de carga de dois ensaios utilizando o meio L1 e hidróxido de alumínio como coagulante.

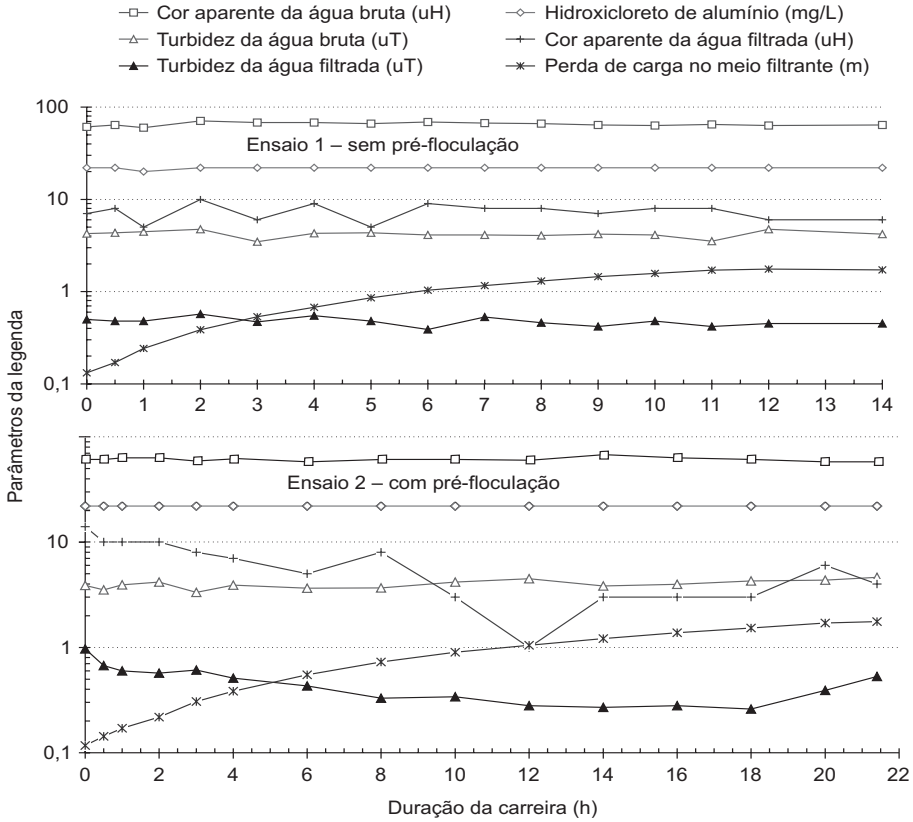


Figura 6.7 Variação da qualidade das águas bruta e filtrada, da dosagem de coagulante e da perda de carga durante os ensaios utilizando o meio L1 e hidroxiclreto de alumínio.

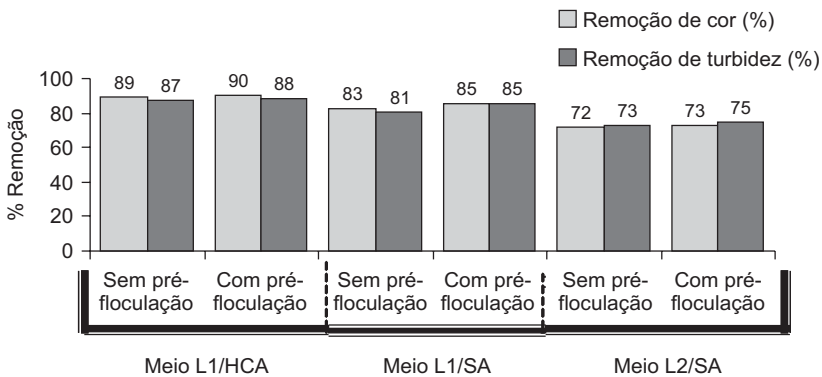


Figura 6.8 Remoção média de turbidez e cor aparente de ensaios realizados com e sem pré-floculação (meio L1 – carvão TE = 2,5 mm; meio L2 – carvão TE = 1,1 mm).

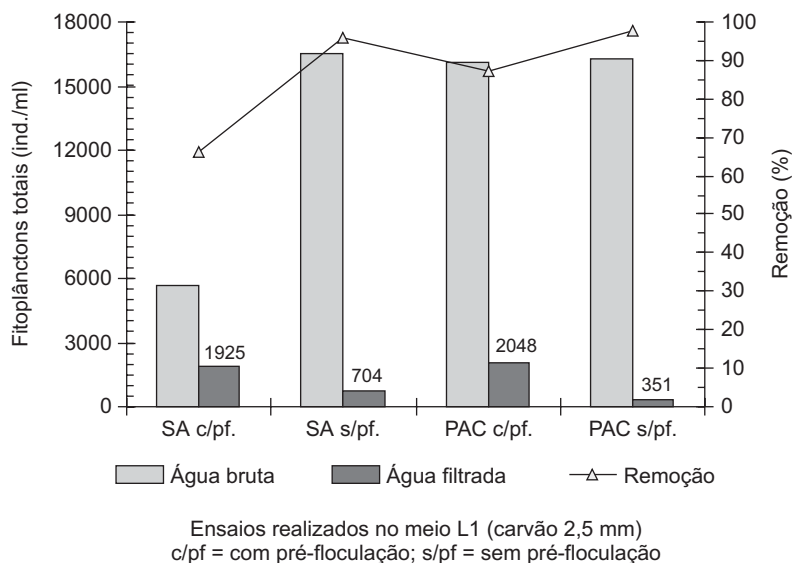


Figura 6.9 Remoção média de fitoplâncton de ensaios realizados com sulfato de alumínio (SA) e hidróxido de alumínio (PAC).

Micropeneiramento e filtração direta descendente

O processo é caracterizado pela passagem do líquido de dentro para fora em cilindro coberto por uma micropeneira. No Capítulo 3 deste livro, que trata mais especificamente dos pré-tratamentos, são abordados aspectos mais genéricos desse procedimento. O Capítulo 5 também pode ser consultado, pois contém informações mais detalhadas sobre o equipamento empregado. Foram utilizadas peneiras com malhas de 50 e 25 μm , com vazão de 10 m^3/h . A limpeza das peneiras acontecia automaticamente em intervalos de tempo programados, em função de um diferencial máximo de pressão relativo à entrada e à saída do equipamento, da ordem de 2 atm. O efluente da micropeneira foi encaminhado para a unidade-piloto de filtração mostrada na Figura 6.3.

As carreiras de filtração foram realizadas com taxa de 200 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, e seu encerramento ocorria quando a perda de carga total no meio granular (camada suporte + areia e/ou antracito) atingia 2 m (a granulometria é mostrada na Tabela 6.1). O coagulante utilizado foi o SA comercial (14,5% de Al_2O_3). Os ajustes do pH de coagulação, entre 5,7 e 6,05, foram feitos com solução a 1% de cal hidratada ou com ácido sulfúrico 0,05 N. Todos os produtos químicos foram aplicados com bombas dosadoras aferidas volumetricamente. A vazão de alimentação do sistema foi

controlada por câmara de nível constante com orifício calibrado. As principais características da água bruta são apresentadas nas tabelas de resultados. Além da perda de carga, os principais parâmetros de acompanhamento das carreiras para as águas bruta, peneirada e filtrada foram: cor aparente, turbidez, pH, temperatura, contagem de fitoplâncton e clorofila-a. Para a água coagulada houve apenas o controle do pH.

A Tabela 6.3 mostra a variação da qualidade da água produzida pelo filtro descendente em função de características do meio filtrante e do pré-tratamento aplicado. Para o meio filtrante L2 de camada dupla (antracito + areia) houve acréscimo na duração da carreira da ordem de 36,5% em função do micropeneiramento com malha de 50 µm, mesmo assim as carreiras tiveram duração muito reduzida. A qualidade da água produzida também não foi boa, pois a turbidez não ficou abaixo de 0,8 uT, e atingiu valores da ordem de 1,7 uT. Nos ensaios utilizando o meio filtrante L1, com camada única de carvão antracitoso de tamanho efetivo de 2,5 mm, as durações das carreiras foram maiores, porém ainda não satisfatórias. Nesse caso, a qualidade da água produzida foi um pouco superior, mas não houve diferenças significativas na duração das carreiras em função do pré-tratamento aplicado. Isso deve-se provavelmente ao fato de que a dosagem de coagulante não foi alterada entre os ensaios.

Tabela 6.3 Resultados dos ensaios com micropeneiramento e filtração direta descendente.

	Ensaio L2			Ensaio L1			
Condições de coagulação	Sulfato de alumínio = 15 a 16,5 mg/L; pH de coagulação = 5,0 a 5,6; mistura rápida: T = 30 s e G = 1.200 s ⁻¹			Sulfato de alumínio = 30 mg/L; pH de coagulação = 5,1 a 5,8; mistura rápida: T = 30 s e G = 1.200 s ⁻¹			
Parâmetros	Água bruta	Água filtrada		Água bruta	Água filtrada		
		Sem pré-peneiramento	Pré-peneirada # 50 µm		Sem pré-peneiramento	Pré-peneirada # 25 µm	Pré-peneirada # 50 µm
Turbidez (uT)	4,77 a 7,86	0,81 a 1,73	0,95 a 1,50	4,77 a 9,86	0,35 a 1,14	0,45 a 1,14	0,35 a 1,0
Cor aparente (uH)	71 a 85	10 a 21	13 a 22	57 a 112	4 a 16	4 a 17	6 a 19
pH	6,88 a 7,27	4,16 a 5,42	4,50 a 5,33	6,56 a 7,10	5,27 a 6,17	3,53 a 5,3	5,07 a 5,6
Duração da carreira (h)	-	5,7	7,73	-	14,83	14,3	15,25

Ensaio L1 e L2 – ensaios utilizando os meios filtrantes L1 e L2 descritos na seção Pré-floculação e filtração direta descendente”.

Tabela 6.4 Características dos ensaios com micropeneiramento e filtração direta descendente.

Filtro descendente	Pré-tratamento	Parâmetro	Água bruta	Efluente da micropeneirada	Água filtrada	*Remoção %
Meio L2	Sem peneiramento	Clorofila-a (µg/L)	42	-	6,7	84
		Fitoplâncton (ind./ml)	-	-	-	-
	Peneiramento #50 µm	Clorofila-a (µg/L)	47,4	-	26,7	43,7
		Fitoplâncton (ind./ml)	133509	-	-	-
Meio L1	Sem peneiramento	Clorofila-a (µg/L)	3,72	-	0,5	86,5
		Fitoplâncton (ind./ml)	24249	-	1009	95,8
	Peneiramento #50 µm	Clorofila-a (µg/L)	13,02	9,72	5,58	57,1
		Fitoplâncton (ind./ml)	26900	13717	510	98
	Peneiramento #25 µm	Clorofila-a (µg/L)	16,79	13,02	5,58	66,7
		Fitoplâncton (ind./ml)	27407	16034	2138	92,2

*Calculada sempre entre a água filtrada e a bruta.

A Tabela 6.4 mostra a remoção do fitoplâncton e da clorofila-a nos ensaios referidos na Tabela 6.3. Para ambos os meios filtrantes utilizados, a remoção da clorofila-a foi superior nos ensaios sem micropeneiramento. Nos ensaios com o meio L1, a remoção do fitoplâncton foi superior com o uso da peneira # 50 µm, correspondendo também aos menores valores de turbidez da água filtrada, conforme mostra a Tabela 6.3. O observado sugere que a qualidade da água filtrada em termos de turbidez pode ser um indicativo de boa remoção do fitoplâncton. Essa correlação deve ser avaliada em cada caso particular antes de ser adotada.

Pré-oxidação e filtração direta descendente

Vários produtos químicos têm sido avaliados como potenciais pré-oxidantes para aumentar a eficiência dos processos de tratamento de água, principalmente a partir da década de 1970, quando se começou a descobrir os efeitos negativos dos

subprodutos da cloração. Dentre os principais produtos químicos investigados, destacam-se dióxido de cloro, ozônio, permanganato de potássio, radiação ultravioleta e peróxido de hidrogênio (ou a combinação deles).

A pré-ozonização, seguida de filtração e desinfecção final com compostos clorados, tem reduzido significativamente ou evitado, de acordo com testes de mutagenicidade, a formação de subprodutos perigosos à saúde, razão pela qual tem sido adotada no lugar da pré-cloração (Patterson, 1995). Sens *et al.* (2003) vêm pesquisando o desempenho do ozônio e do cloro utilizados na pré-oxidação de água com grande concentração de algas, a ser submetida à FDD seguida de desinfecção por cloro, avaliando a qualidade da água após o tratamento completo, sobretudo no que se refere à formação de trihalometanos e à liberação de toxinas. A descrição da metodologia aplicada, os principais resultados e as conclusões obtidas neste trabalho são apresentados na seqüência.

As investigações experimentais foram realizadas no Laboratório de Águas da Lagoa do Peri (LALP), situado na Estação de Tratamento de Água da Companhia Catarinense de Águas e Saneamento (CASAN), e conduzidas em três etapas: caracterização da água do manancial; ensaios em bancada objetivando a otimização das dosagens dos pré-oxidantes estudados (cloro e ozônio), coagulante e auxiliares de coagulação; e ensaios em filtro-piloto contínuo utilizando as dosagens ótimas anteriormente determinadas.

A descrição da instalação-piloto está relacionada à Figura 6.10 que apresenta o esquema geral da instalação experimental, composta das unidades de pré-oxidação (cloração e ozonização) e filtração direta descendente.

O sistema-piloto foi alimentado por gravidade, com água natural da lagoa do Peri. Inicialmente, a água bruta foi direcionada para uma câmara de carga de nível constante, dotada de um orifício calibrado de modo a fornecer vazão de 400 L/h para as unidades de pré-oxidação. A alternância entre as unidades de pré-cloração e pré-ozonização era feita por meio de válvulas de esfera.

Com base em ensaios de bancada, a pré-cloração foi realizada com as dosagens de 2,5, 3,0 e 3,5 mg/L de cloro, num tempo de contato aproximado de 5 min., obtido por meio de um reator formado por mangueira de 32 mm e 50 m de comprimento. A pré-ozonização foi realizada com as dosagens de 1,5, 2,0 e 2,5 mg/L de ozônio. O ozônio foi gerado por um aparelho de laboratório com capacidade média de produção de 22 g O₃/hora e transferido para a massa líquida numa coluna de bolhas, através de difusores porosos situados na base da coluna, formando um sistema de contato gás-líquido do tipo contracorrente. As concentrações de ozônio foram determinadas pelo método iodométrico e a eficiência de transferência, pela diferença entre as concentrações de ozônio na aplicação (feed-gas) e na saída da coluna (off-gas).

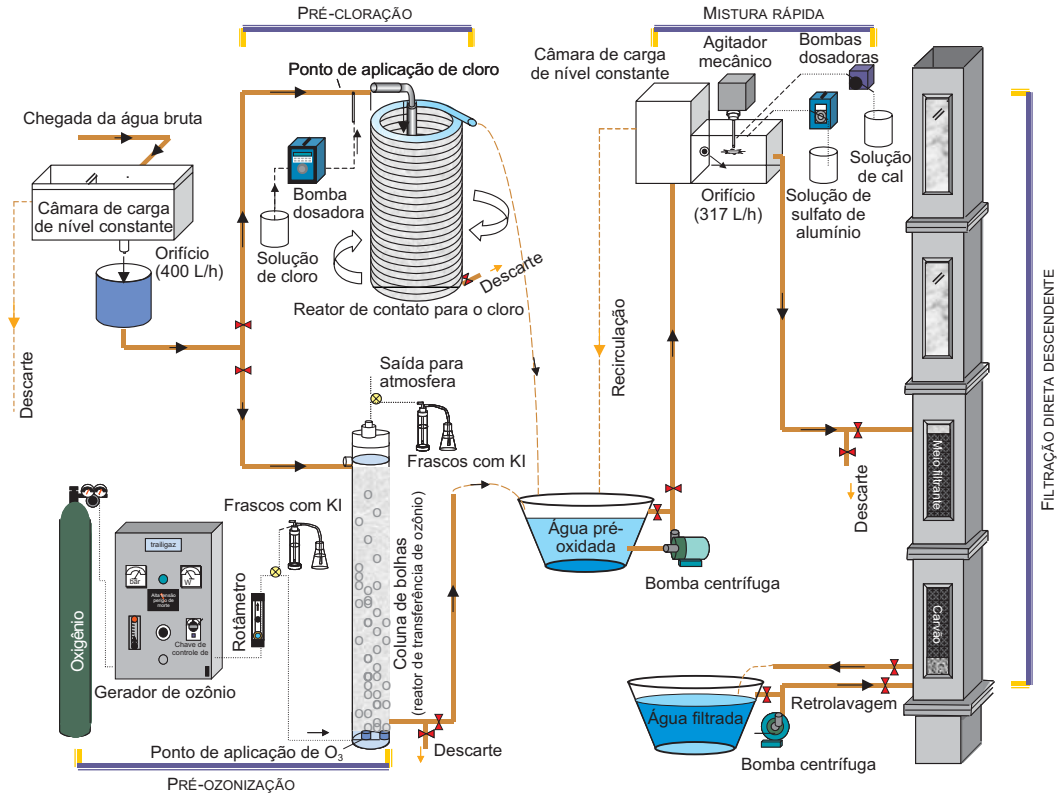


Figura 6.10 Esquema geral do sistema-piloto.

O controle de vazão foi realizado por meio de uma câmara de nível constante com orifício calibrado. A mistura rápida foi realizada em uma câmara com volume variável, provida de agitador mecânico com rotação controlada para obter o gradiente de velocidade desejado. Nessa câmara, os coagulantes e os auxiliares de coagulação foram aplicados por meio de bombas dosadoras.

Após receber a adição de coagulante, a água passava por um filtro descendente, construído em aço inoxidável, com seção quadrada de 20 cm de lado, e com material filtrante granular formado de camada única de antracito com 1,43 m de espessura (tamanho efetivo dos grãos $TE = 3,0$ mm; coeficiente de desuniformidade $CD = 1,1$). A taxa de filtração era constante, na ordem de $200 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, e a carga hidráulica, variável. A desinfecção foi feita com cloro com dosagem de $1,0 \text{ mg/L}$ de cloro ativo e tempo de contato de 30 min.

A duração das carreiras de filtração foi fixada em 4 h, para que o filtro atingisse certo nível de estabilização em termos de qualidade de água produzida. Algumas carreiras sem pré-oxidação foram realizadas para efeito de comparação. Após a filtração, amostras da água receberam a adição de cloro para simular a etapa de desinfecção. Os parâmetros de controle para amostras da água bruta e tratada foram: pH (pHmetro HACH); cor aparente, COT, TTHMs (espectrofotômetro HACH 2010); clorofila-a/método de NUSCH (espectrofotômetro DR/4000 HACH); fitoplâncton (microscópio invertido); turbidez (turbidímetro HACH 2100P); toxicidade – compostos halogenados mutagênicos (análise citogenética – microscopia óptica).

Com os resultados dos ensaios de bancada que determinaram as dosagens ótimas dos oxidantes investigados (cloro e ozônio), realizaram-se os ensaios em escala-piloto. O processo completo teve etapas de pré-oxidação, coagulação química, filtração direta em filtro de escoamento descendente e desinfecção por cloro. A Tabela 6.5 apresenta os valores médios dos ensaios realizados com pré-ozonização e pré-cloração no sistema-piloto de filtração direta descendente.

Tabela 6.5 Valores médios dos principais parâmetros analisados após tratamento completo.

Condições de coagulação	Pré-tratamento Ozonização				Pré-tratamento Cloração			
	Dosagem de sulfato de alumínio = 20 mg/L pH de coagulação = 5,5 a 5,8				Dosagem de sulfato de alumínio = 30 mg/L pH de coagulação = 5,5 a 5,84			
Parâmetros	Água bruta	Água com 1,5 mg O ₃ /L	Água com 2,0 mg O ₃ /L	Água com 2,5 mg O ₃ /L	Água bruta	Água com 2,5 mg Cl ₂ /L	Água com 3,0 mg Cl ₂ /L	Água com 3,5 mg Cl ₂ /L
pH	6,3	5,87	5,73	5,6	6,56	5,92	6,15	6,22
Cor aparente (uH)	80	2	0	0	70	12	11	10
Turbidez (uT)	6,0	0,44	0,26	0,40	4,93	0,86	0,78	0,68
TTHMs (µg/L)	39	43	38	40	37	52	83	98
Clorofila-a (µg/L)	40,88	2,94	ND	ND	36,77	4,04	3,73	3,30
COT (mg/L)	6,3	1,37	ND	ND	6,25	3,65	3,15	2,2
Fitoplâncton (ind/ml)	208134	4321	572	645	229577	96865	83963	44628
Fitoplâncton biovolume (mm ³ /L)	24,345	0,2729	0,0451	0,0468	21,9738	10,2360	6,7245	3,0630

As águas submetidas ao pré-tratamento com ozônio apresentaram melhor qualidade comparada às águas dos ensaios que utilizaram a pré-cloração. Em relação à redução da concentração de clorofila-a, COT e fitoplâncton, por exemplo, a pré-ozonização realizada com a dosagem de 2,0 mg O₃/L produziu água após tratamento completo com concentração de clorofila-a e COT não detectados e número de fitoplâncton inferior a 600 ind./ml de amostra.

A Figura 6.11 mostra a remoção de fitoplâncton dos ensaios realizados com e sem pré-oxidação para os dois oxidantes investigados. Os resultados demonstraram que a realização da pré-ozonização com as dosagens de ozônio utilizadas nesta pesquisa (1,5, 2,0, 2,5 mg O₃/L) removeu o fitoplâncton presente nas amostras da água bruta em mais de 99%, superando em muito a pré-cloração, que, com a dosagem de 2,5 mg Cl₂/L, não alcançou 55% de remoção. Observou-se também que o número de fitoplâncton é menor nos ensaios em que não foi realizada a pré-oxidação comparado aos ensaios com pré-cloração. Tal resultado pode ser explicado por uma possível interferência do cloro nos mecanismos de coagulação química, prejudicando, assim, a remoção de fitoplâncton no processo de filtração.

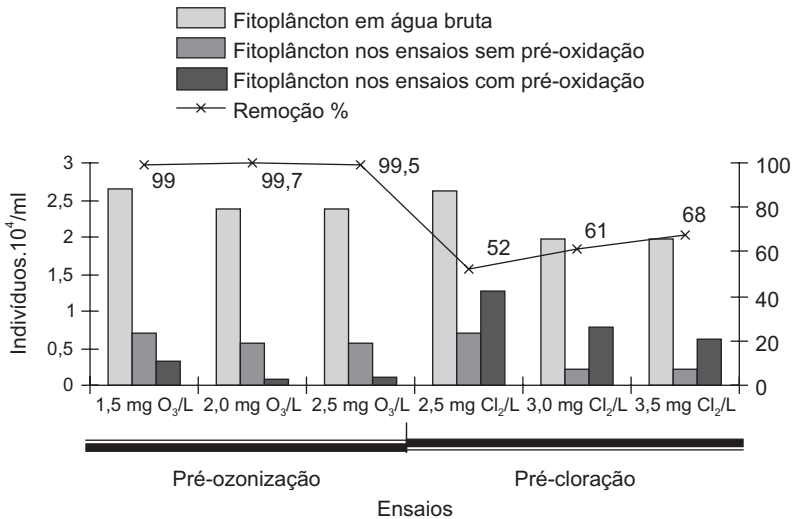


Figura 6.11 Remoção de fitoplâncton com e sem pré-oxidação.

A Figura 6.12 apresenta os resultados da concentração de trihalometanos dos ensaios utilizando os dois oxidantes investigados, com e sem desinfecção após o tratamento completo. Os resultados mostraram que a água da lagoa do Peri apresenta concentração significativa de trihalometanos, fato bastante interessante, já que esses compostos raramente existem na água bruta, sendo formados no tratamento após a

cloração. Segundo Macedo & Andrade (1995), os precursores de trihalometanos aparecem na água bruta em razão da decomposição do material vegetal existente nos leitos de rios e lagos, sendo mais abundantes em mananciais que possuem maior quantidade de vegetação em suas margens, condições estas encontradas no manancial estudado.

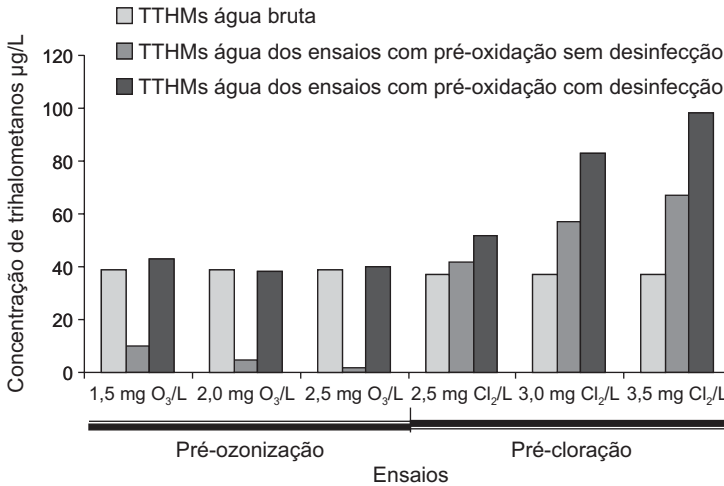


Figura 6.12 Concentração de trihalometanos dos ensaios com e sem desinfecção.

O desempenho dos ensaios realizados com pré-ozonização, em relação à formação de trihalometanos, foi superior aos ensaios com pré-cloração, e para todas as dosagens de ozônio testadas a concentração de TTHMs após o tratamento completo foi inferior a 40 µg/L.

No Brasil, a Portaria nº 1469 trihalometanos totais (Ministério da Saúde) estabeleceu o valor máximo permitido para a concentração de trihalometanos totais em 100 µg/L. Essa legislação também ressalta que esse valor poderá ser revisto em função de estudos toxicológicos que ainda estão em período de conclusão. Em 1998 a EPA reduziu em 20% os valores preconizados para TTHMs, passando para 80 µg/L a concentração máxima aceitável.

Os resultados também demonstraram que nos ensaios com pré-ozonização e sem a realização da cloração na etapa da desinfecção foi observada menor concentração de TTHMs, com valores inferiores 12 µg/L, bem menores que as concentrações destes nos ensaios realizados com desinfecção, o que mostra a importância do cloro na formação dos trihalometanos.

Na avaliação da atividade genotóxica dos compostos formados após a etapa de desinfecção os resultados obtidos mostraram que não houve formação de micronúcleos nos peixes expostos à água bruta, à água após tratamento completo sem pré-oxidação (branco) e à água após tratamento completo com pré-ozonização. No entanto, os peixes mantidos nas amostras de água pré-clorada apresentaram formação de micronúcleos, principalmente nos ensaios em que foi utilizada a dosagem de 3,5 mg Cl_2/L .

Com base na pesquisa realizada concluiu-se que a ozonização, utilizada como pré-tratamento, proporcionou melhores resultados de remoção de turbidez, cor aparente, COT, clorofila-a, número de fitoplâncton e trihalometanos, comparados aos resultados dos ensaios com o emprego da pré-cloração. A pré-ozonização demonstrou ser uma excelente alternativa para o tratamento de água com altas concentrações de algas com a técnica da FDD, produzindo água de melhor qualidade e de acordo com os padrões de potabilidade exigidos pela Portaria 1469 do Ministério da Saúde. Tal combinação de processos também se mostrou bastante eficiente em relação à não formação de trihalometanos, apresentando valores inferiores à tendência normativa futura para o referido composto.

Em outro trabalho, Sens *et al.* (2003) investigaram o efeito da pré-ozonização sobre a FDD no tratamento de água para abastecimento público com alta concentração de algas, avaliando a duração de carreira e a qualidade da água produzida. Essa investigação também utilizou a instalação-piloto de filtração direta descrita anteriormente na Figura 6.10. A descrição da metodologia aplicada, os principais resultados e as conclusões obtidos nesse trabalho são apresentados na sequência:

Com base nos ensaios de bancada, realizados por Mondardo & Melo Filho (2003), realizou-se a pré-ozonização com a dosagem de 1,0 mg/L de ozônio. O ozonizador, a unidade de transferência de ozônio e o método de determinação da concentração de ozônio transferida são os mesmos descritos anteriormente. A mistura rápida foi realizada em uma pequena câmara, onde foram aplicadas as soluções de hidrocloreto de alumínio (PAC – solução 1%) e de ácido sulfúrico (0,05 N) por meio de bombas dosadoras, em concentrações determinadas nos ensaios de bancada. As condições da mistura rápida foram descritas anteriormente.

Após receber a adição de coagulante, a água foi distribuída à unidade de filtração direta de escoamento descendente já descrita. A diferença nesta unidade foi o meio filtrante, aqui formado por camada única de antracito com 1,43 m de espessura (tamanho efetivo dos grãos = 2,5 mm; coeficiente de desuniformidade $\text{CD} = 1,1$). A taxa de filtração foi 200 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$.

Foram realizadas 12 carreiras de filtração, sendo conduzidas alternadamente com e sem pré-ozonização. O término dos ensaios (carreira de filtração) ocorria quando

a perda de carga no meio granular (pedregulho + antracito) atingia 2 m. As análises físico-químicas e os equipamentos utilizados no controle das carreiras de filtração foram os mesmos descritos na metodologia do trabalho anterior.

Os resultados dos ensaios demonstraram que a realização da pré-ozonização (1,0 mg O₃/L) resultou em aumentos de carreiras de filtração de até 50%, redução da dosagem de coagulante PAC na ordem de 36% e produção de água de melhor qualidade no que se refere à remoção de cor e turbidez. A Figura 6.13 apresenta os valores médios da duração de carreira, cor aparente e turbidez remanescentes dos ensaios realizados com e sem pré-ozonização.

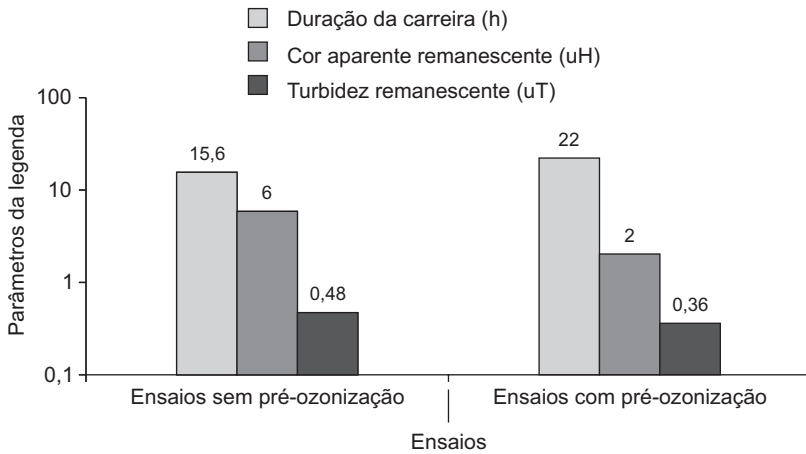


Figura 6.13 Valores médios da duração de carreira de filtração, cor aparente e turbidez remanescentes dos ensaios realizados.

Como pode ser observado na Figura 6.13, a realização da pré-ozonização aumentou, em média, a duração das carreiras de filtração em 42% e permitiu produzir água de melhor qualidade. A Figura 6.14 mostra o desempenho de duas carreiras de filtração de ensaios realizados sem e com pré-ozonização, respectivamente.

No ensaio 1 a dosagem de PAC foi estabelecida em 22 mg/L, com pH de coagulação próximo a 6, obtido com adição de solução de ácido sulfúrico (0,05 N). A remoção da turbidez e da cor aparente foi da ordem de 93%. A pré-ozonização, realizada no ensaio 2, reduziu a dosagem de coagulante de 22 mg/L para 14 mg/L, com pH de coagulação também próximo a 6, mantido com adição da mesma solução de ácido. Nesse ensaio, a remoção de turbidez foi de 95%, enquanto a remoção da cor aparente ultrapassou 98%. A qualidade da água filtrada nesses ensaios, em relação à cor aparente e à turbidez, foi praticamente a mesma.

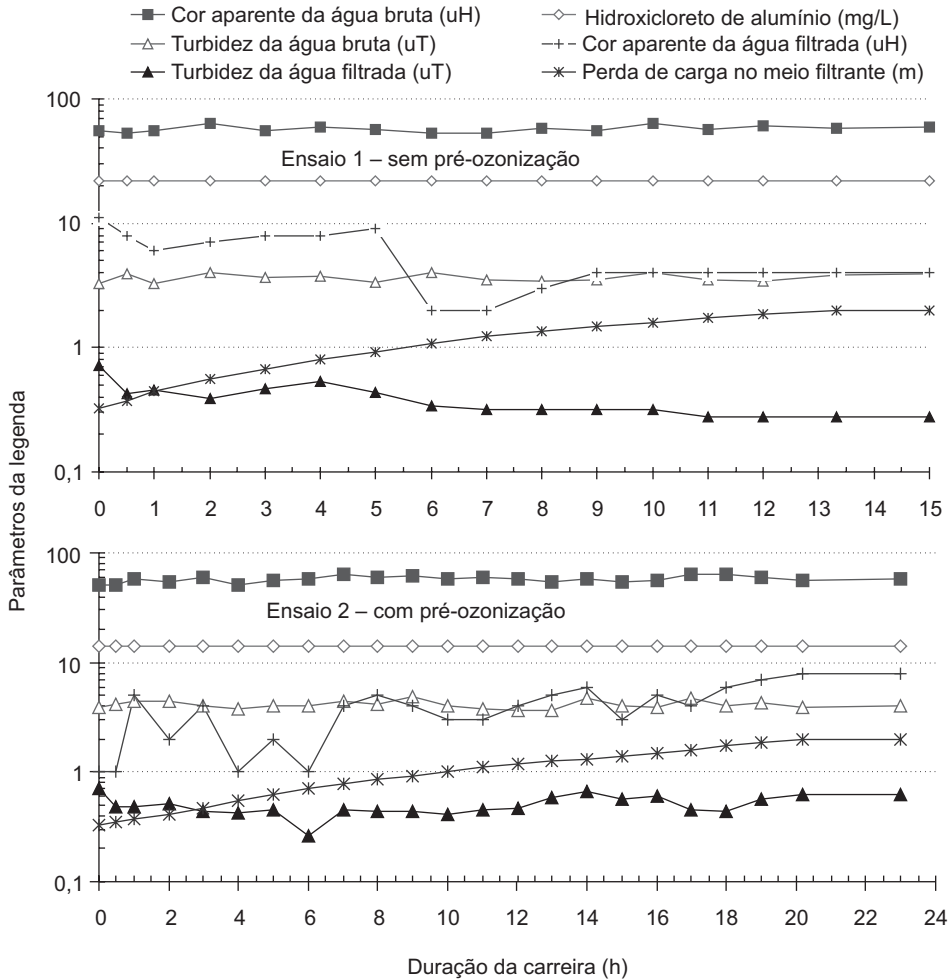


Figura 6.14 Desempenho da carreira de filtração do ensaio 1 (sem pré-ozonização) e do ensaio 2 (com pré-ozonização).

Comparando a duração das carreiras, observou-se que no ensaio 1, sem pré-ozonização, a produção de água foi realizada em um período de 15 h, enquanto no ensaio 2 (com pré-ozonização), a duração foi de 23 h, representando prolongamento de carreira de cerca de 52%. Além da menor dosagem de coagulante requerida, a pré-ozonização também foi responsável pela maior participação do leito filtrante, como observado nos gráficos de perda de carga da Figura 6.15.

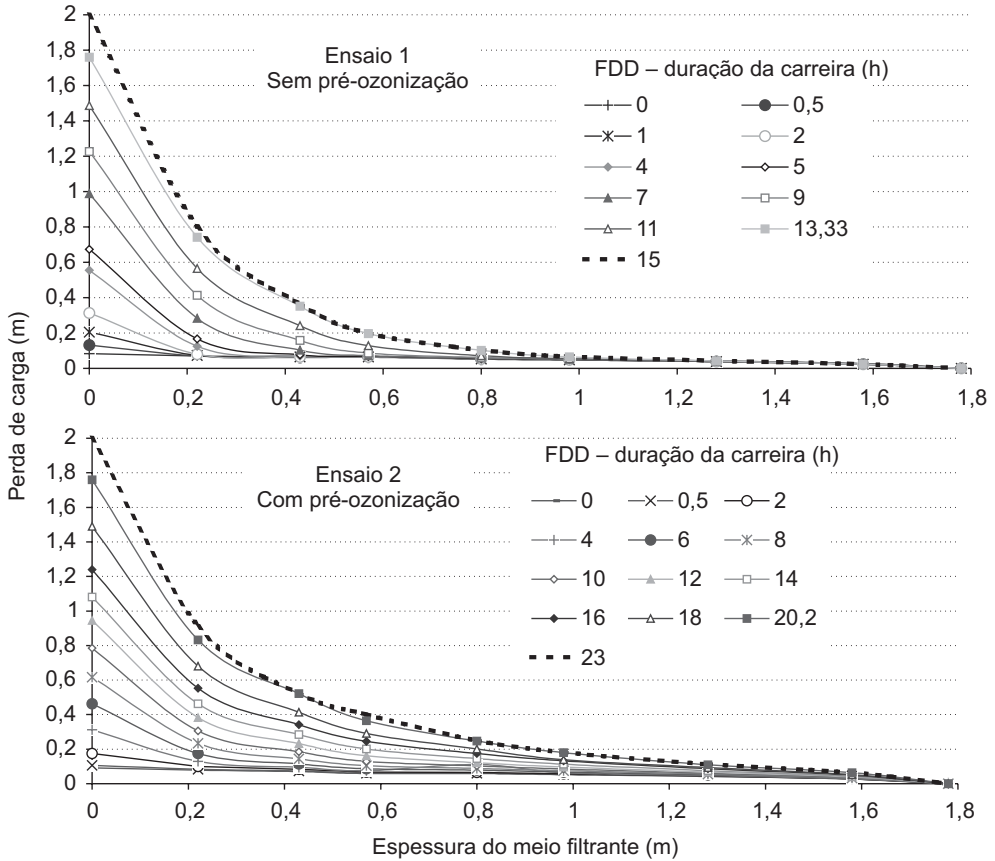


Figura 6.15 Gráficos da perda de carga dos ensaios 1 (sem pré-ozonização) e 2 (com pré-ozonização).

Enquanto no ensaio 1, realizado sem pré-ozonização, a frente de impurezas ficou retida praticamente no primeiro metro do meio filtrante, no ensaio 2, com pré-ozonização, o meio do filtro participou bem mais, envolvendo quase toda a camada filtrante.

Tal desempenho da pré-ozonização pode ser explicado pela formação de flocos menores ou menos resistentes, os quais penetraram mais na camada filtrante, permitindo, assim, maior participação do meio filtrante; esse aspecto somado à redução na dosagem de coagulante permitiu a obtenção de carreiras de filtração mais longas.

Projeto de Instalações de Filtração Direta Descendente

Generalidades

Antes de começar a projetar um sistema de filtração, recomenda-se a leitura do Capítulo 4, que trata das limitações e aplicabilidade da filtração direta, também é necessário conhecer a qualidade da água bruta e desenvolver estudos de tratabilidade, também descritos no Capítulo 4. Da mesma forma, o projetista precisa conhecer os métodos de controle dos filtros, que é abordado no Capítulo 2. O sistema de filtração pode trabalhar com taxa constante ou declinante e com carga hidráulica constante ou variável, esses métodos também são descritos no Capítulo 2. Diante da caracterização da água bruta e do estudo de tratabilidade, percebe-se a necessidade ou não de pré-tratamento, como, por exemplo, do micropeneiramento, da pré-floculação ou mesmo de pré-oxidação/desinfecção, etc., a água poderá necessitar, em conjunto, de mais de um pré-tratamento.

No Capítulo 8 é apresentado um projeto do tipo dupla filtração, que também poderá ser útil para um projeto de filtração direta descendente, uma vez que a dupla filtração nada mais é do que um filtro de escoamento ascendente e outro de escoamento descendente, em série.

Meios filtrantes

Teoricamente, o meio filtrante ideal é aquele em que o escoamento ocorre no sentido dos grãos maiores para os menores, para que todo o leito participe da filtração e propicie filtração mais longa, fixando os grãos com o aumento da taxa de filtração. Neste sentido, na FDD, para se aproximar da filtração ideal, procura-se construir filtros com múltiplas camadas filtrantes, como indicado na Figura 6.16d. Na prática, a grande maioria dos filtros descendentes possui apenas duas camadas filtrantes, e os materiais mais utilizados como meio filtrante, notadamente no Brasil, têm sido a areia e o carvão antracitoso, sendo o primeiro empregado em filtros de camada única e a combinação dos dois, em filtros de dupla camada. Há tendência em muitos países do uso de meios filtrantes de múltiplas camadas. O terceiro material citado com muita frequência em literaturas especializadas é a granada, embora no Brasil esse material raramente seja aplicado. O objetivo de empregar vários materiais é conseguir, em função da diferença de densidades, uma disposição granulométrica que permita que a filtração ocorra no sentido do material de grãos maiores para o material de grãos menores. Desta forma, haverá uma diminuição do tamanho dos vazios no sentido do escoamento da água, permitindo maior participação do leito na filtração. Esse aspecto é muito importante para a duração das carreiras na filtração direta, uma vez que a retenção das impurezas ocorre nos vazios intergranulares do meio filtrante. A

Figura 6.16 mostra quatro configurações de leitos filtrantes. No primeiro deles, caso “a”, o meio é composto apenas de um material, e os grãos maiores ficam nas camadas superiores. No segundo, caso “b”, o meio é composto apenas de areia, e os grãos menores ficam nas camadas superiores, pois, do contrário, haveria a inversão das camadas durante a lavagem. Nessa configuração, a retenção de impurezas ocorre predominantemente na parte superior do leito. No caso “c” o leito é composto de areia e carvão (o mais comum no Brasil) e o caso “d” mostra um filtro de camadas múltiplas, procurando se aproximar do ideal. Materiais com densidades diferentes podem ser utilizados, desde que, em função das granulometrias adotadas, apresentem velocidades mínimas de fluidificação iguais ou bem próximas. Essa verificação pode ser feita por meio da Equação 21 do Capítulo 2. Satisfeitas as condições citadas anteriormente, no caso “c”, mesmo tendo maior granulometria, o carvão permanecerá na parte superior do leito após o processo de lavagem. Esse arranjo permite obter boa participação do leito no processo de filtração, aproximando-se bastante do leito ideal representado pela configuração “a”.

Diversos tipos de materiais, como casca de coco, plásticos, carvões e zeólitas, têm sido pesquisados para utilização como meio filtrante. O objetivo desses estudos tem sido a busca por materiais alternativos, contemplando aspectos técnicos e econômicos de interesse, como baixo custo, durabilidade, facilidade de produção e/ou aquisição e eficiência. Na Tabela 6.6 estão relacionados alguns materiais e suas características.

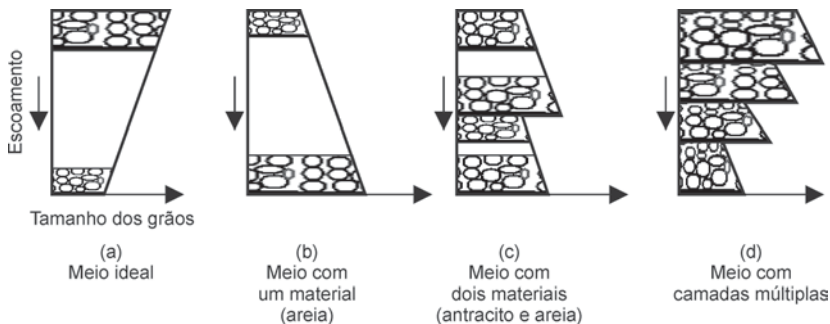


Figura 6.16 Tipos de meios filtrantes.

Diferentemente de um filtro de uma ETA de tratamento completo, o rigor para a determinação do material filtrante é bem maior para a filtração direta, o que reforça a necessidade de determinar a granulometria em instalação-piloto, uma vez que o material pode diferir com o tipo de água a ser tratada. Além da qualidade da água bruta, o desempenho da filtração está relacionado aos produtos químicos utilizados na coagulação, à existência ou não da pré-floculação e à taxa de filtração.

Tabela 6.6 Materiais utilizados em filtros com mais de uma camada filtrante.

Material	Massa específica ρ (g/cm ³)	Porosidade (%)	Tamanho efetivo (mm)	Coef. de esfericidade	*Posição da camada	Espessura usual da camada (m)
Poliestireno	1,04	–	–	–	1 ^a	–
³ ABS	1,07	38	6	1	1 ^a	–
² Tuff	1,1	–	2,6	0,81	1 ^a	–
² PVC	1,4	–	3,6	0,54	1 ^a	–
Antracito	1,4 a 1,65	–	1,29	0,69	1 ^a	0,55
¹ Casca de coco	1,52	77	0,91	–	1 ^a	–
¹ Pedra-poméiz	1,63	76,2	0,91	–	1 ^a	–
² Basalto	1,7	–	1,5	0,69	2 ^a	–
Grafite	2,40	–	–	–	1 ^a	–
¹ Tezontle	2,44	74	0,91	–	1 ^a	–
Areia	2,55 a 2,65	–	–	–	2 ^a	0,25 a 0,35
Granada	4,2 a 4,4	–	–	–	3 ^a	0,10 a 0,15
Ilmenita	4,6 a 4,8	–	–	–	3 ^a	0,10 a 0,15
Magnetita	4,9	–	–	–	3 ^a	0,10 a 0,15

* Considerando um filtro de escoamento descendente; ¹Garrido (1982); ²Adin (1988); ³Sens *et al.* (2002). Os materiais indicados [1] e [2] foram testados em sistemas-piloto, mostrando-se adequados como meio filtrante.

Di Bernardo (1993) apresenta as características gerais dos meios filtrantes empregados na filtração direta descendente de uma, duas ou três camadas filtrantes:

Meio filtrante de areia:

- tamanho dos grãos: 0,84 a 1,68 mm
- tamanho efetivo: 1,0 a 1,3 mm
- coeficiente de desuniformidade: $\leq 1,2$
- espessura da camada: 1,00 a 1,50 m

Meio filtrante de antracito e areia (e acrescentando-se a granada):

Camada do antracito:

- tamanho dos grãos: 0,71 a 2,40 mm
- tamanho efetivo: 0,9 a 1,3 mm
- coeficiente de desuniformidade: $\leq 1,5$

- espessura da camada: 0,50 a 0,80 m

Camada da areia:

- tamanho dos grãos: 0,421 a 2,00 mm
- tamanho efetivo: 0,2 a 0,4 mm
- coeficiente de desuniformidade: $\leq 1,5$
- espessura da camada: 0,5 a 0,8 m

Camada da granada:

- tamanho dos grãos: 0,21 a 0,59 mm
- tamanho efetivo: 0,25 a 0,35 mm
- coeficiente de desuniformidade: $\leq 1,5$
- espessura da camada: 0,10 a 0,15 m

Para evitar que areia e antracito se misturem no interior de um filtro de camada dupla, Fair *et al.* (1979) recomendam o esquema de disposição granulométrica dos materiais indicados pela Figura 6.17 e pela Equação 1. Durante a lavagem é necessário que os materiais expandam uniformemente, sendo assim, as partículas com diâmetros d_1 e d_3 devem ter a mesma velocidade mínima de fluidificação, V_{mf} , que as partículas com diâmetros d_2 e d_4 .

Para obter o tamanho de partículas com diferentes densidades e igual velocidade mínima de fluidificação, pode-se usar a Equação 1. Para que haja adequada intermescla na região de interface das camadas, deve-se observar a seguinte relação: $d_2 = 4$ a 6 vezes d_3 . Nem sempre é possível conseguir meios filtrantes que atendam as condições desejadas durante a filtragem e lavagem, portanto, é recomendável conferir as características granulométricas, a densidade e, se possível, avaliar em sistema-piloto o comportamento do meio filtrante escolhido.

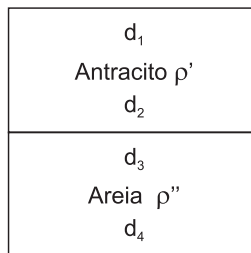


Figura 6.17 Esquema da disposição granulométrica dos materiais de um meio filtrante de dupla camada.

$$\frac{d_1}{d_3} = \frac{d_4}{d_2} = 1,038 \sqrt{\frac{\rho''_s - \rho}{\rho'_s - \rho}} \quad (\text{Eq. 1})$$

em que:

d_1 e d_2 = tamanhos do menor e do maior grão do antracito, respectivamente (mm);

ρ' = massa específica do antracito;

ρ'' = massa específica da areia;

ρ = massa específica da água;

d_3 e d_4 = tamanhos do menor e do maior grão da areia, respectivamente (mm).

Camada suporte e fundo de filtros

A camada suporte tem a função de suportar o material filtrante para evitar perda deste. Além disso, durante a filtração serve de dreno e durante a lavagem serve para distribuir a água para a realização desta. A espessura da camada suporte ou da camada de pedregulho depende do tipo de fundo de filtro a ser adotado. A camada suporte geralmente é constituída de seixos rolados, com cinco subcamadas, com altura total de 0,45 a 0,55 m, porém, no caso de sistemas especiais de fundo do filtro, essa espessura pode ser reduzida até 0,25 m ou mesmo não existir, utilizando-se bocais especiais com ranhuras de abertura inferior à do tamanho do menor grão do meio filtrante. Para evitar desarranjo das subcamadas superiores, os tamanhos dos seixos diminuem a partir do fundo e, em seguida, aumentam, principalmente quando a lavagem é feita com ar e água, como mostrado na Figura 6.18. A Tabela 7.30, do Capítulo 7, apresenta as características principais da camada suporte recomendadas quando se tem fundo de filtros com tubulações perfuradas.

Há bocais e blocos especialmente construídos para distribuir tanto ar como água para lavagem com escoamento ascensional, além da drenagem da água filtrada.

Classificam-se os fundos de filtros em três grupos: tubulações perfuradas, fundos falsos e placas porosas. Entre os fundos de tubulações perfuradas mais empregados no Brasil, destaca-se o fundo para trabalhar diretamente com pedregulho (Figura 7.81); entre os fundos falsos, destacam-se as vigas tipo Californiana ou em forma de V invertido (Figuras 6.19 e 6.20), com bocais (Figuras 6.21 e 6.22) e blocos especiais de polietileno (Figuras 6.23 e 6.24). As placas porosas raramente são utilizadas no Brasil, por apresentarem facilmente problemas de colmatação.

Segundo Di Bernardo (1993), a escolha de um tipo qualquer de fundo de filtro depende, principalmente, de fatores econômicos, da qualidade da operação e da manutenção e da forma com que a água para a lavagem dos filtros é fornecida.

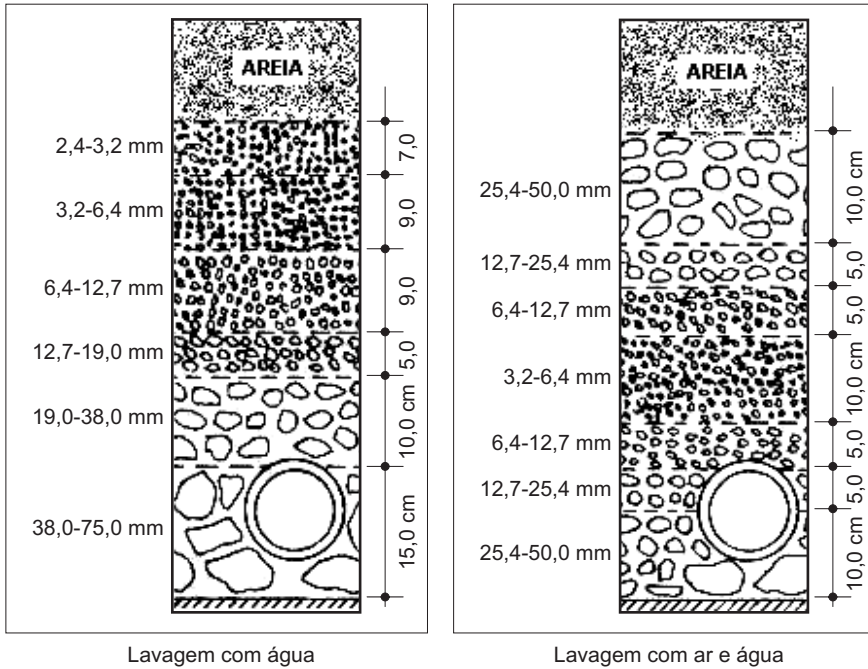


Figura 6. 18 Distribuição da camada suporte segundo Baylis (Di Bernardo, 1993).

No Capítulo 7, seção “Filtros descendentes”, é detalhado o fundo de filtro com tubulações perfuradas, e a seguir apresentam-se outros tipos de fundo de filtros mais empregados no Brasil:

Fundo falso do tipo viga em V invertido ou californiano: este tipo de fundo de filtro é normalmente pré-fabricado e instalado conforme mostra a Figura 6.20. Os orifícios nas vigas, cujos diâmetros variam de 9,6 a 19,0 mm, são espaçados de 10 a 30 cm e construídos de forma a evitar o aprisionamento de ar. Di Bernardo (1993) sugere a construção de orifícios de 3,2 a 6,4 mm na parte superior das vigas para fuga de ar, proveniente de tubulações situadas sob as vigas. O preenchimento de concreto entre vigas deve ser muito bem feito, de forma a evitar possíveis passagens de água ou ar, o que pode provocar o rompimento do fundo falso.

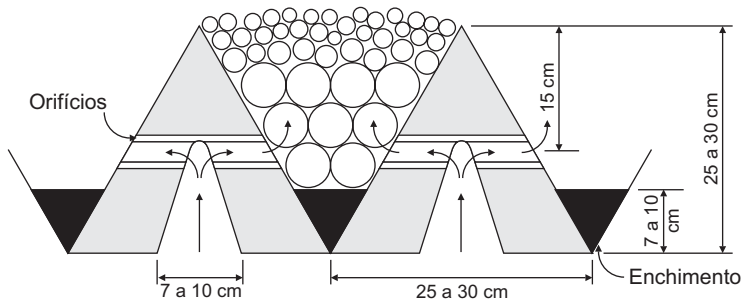


Figura 6.19 Corte ilustrativo das vigas californianas.

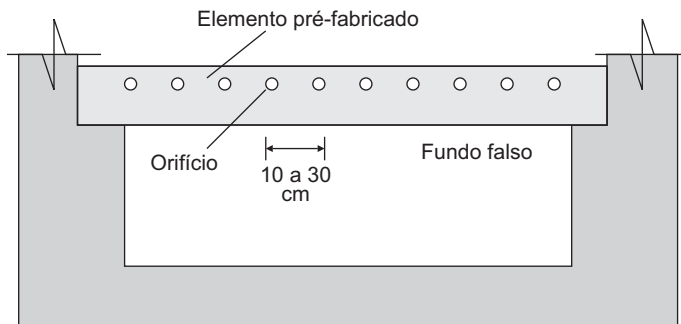


Figura 6.20 Corte longitudinal do fundo falso tipo californiano.

Na Tabela 6.7 sugere-se uma composição de espessura e tamanho de grãos para 5 subcamadas, para este tipo de fundo de filtros.

Tabela 6.7 Composição da camada suporte para o fundo californiano.

Subcamada	Tamanho dos grãos (mm)	Espessura (cm)
1	1,7 a 3,2	7,5
2	3,2 a 6,4	7,5
3	6,4 a 12,7	10,0
4	12,7 a 25,4	10,0
(fundo) 5	25,4 a 50,0	15,0

Fundo falso com bocais: fabricados em porcelana, plástico ou náilon, com orifícios ou ranhuras para trabalhar com água ou com ar e água. Alguns modelos de bocais apresentam ranhuras tão pequenas que dispensam a camada suporte. A Figura 6.21 apresenta dois modelos de bocais simples, um com ranhuras e outro com orifícios. Na

Figura 6.22 é mostrado o desenho de um bocal especial para lavagem com ar e água. O fundo falso de filtros que possuem bocais especiais deve ser provido de inspeção e, nestes casos, a altura do fundo falso geralmente é maior que aquela dos bocais simples, já que são dotados de um pequeno tubo que desce certa distância abaixo da lage do fundo falso. Nesse pequeno tubo há ranhuras, ou furos, por onde o ar pode entrar.

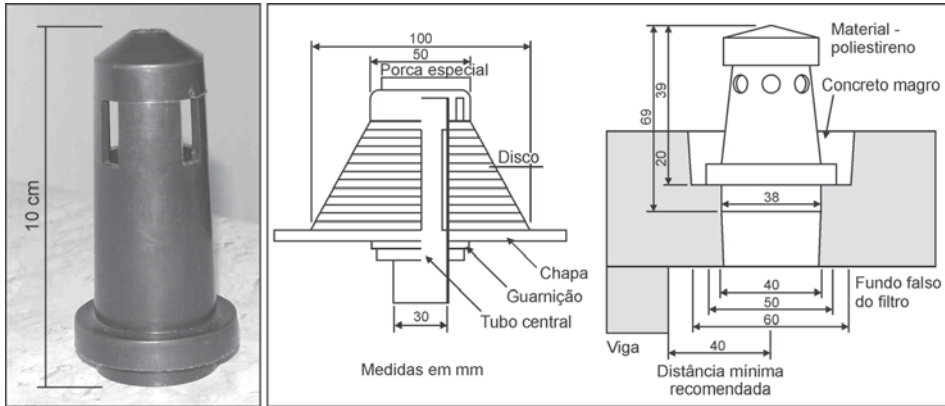


Figura 6.21 Bocais simples.

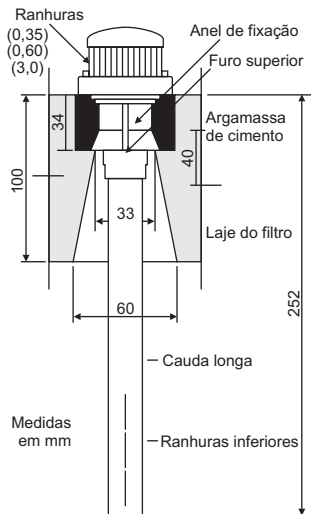


Figura 6.22 Bocal especial para lavagem com ar e água.

Na Tabela 6.8 é apresentada a composição usual da camada suporte para bocais simples de orifícios.

Tabela 6.8 Composição da camada suporte para fundo falso com bocais simples de orifícios.

Subcamada	Tamanho dos grãos (mm)	Espessura (cm)
1	4,8 a 2,4	5,0 a 7,5
2	12,7 a 4,8	5,0 a 7,5
3	19,0 a 12,7	7,5 a 10,0
4	38,0 a 19,0	7,5 a 10,0
(fundo) 5	63,0 a 38,0	10,0 a 15,0

Fonte: Di Bernardo (1993).

Blocos distribuidores: há blocos especiais de polietileno, também conhecido como bloco universal, destinado à lavagem com ar e água ou à lavagem apenas com água. A Figura 6.23 ilustra o bloco universal.

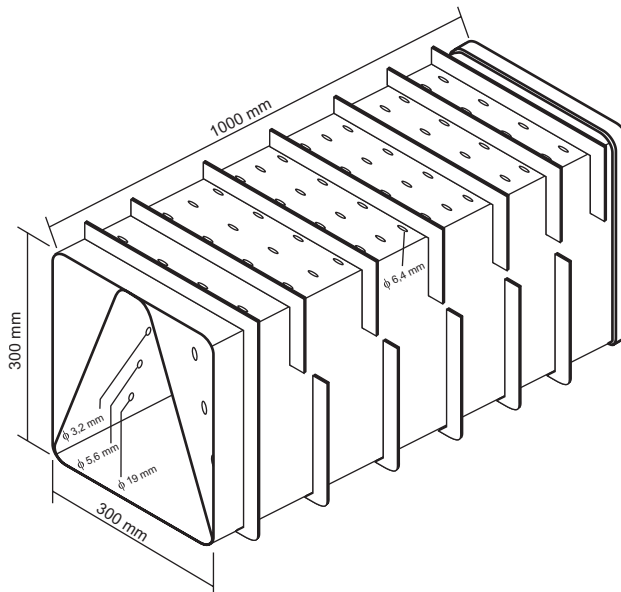


Figura 6.23 Bloco de plástico tipo Leopold para lavagem com ar e água.

A Figura 6.24 mostra os esquemas do escoamento do bloco funcionando somente com água e com ar e água.

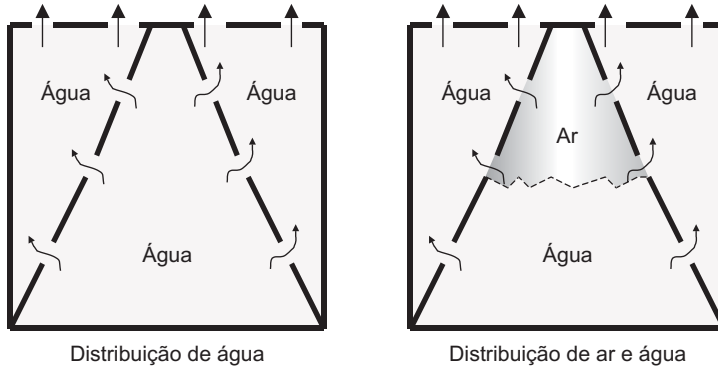


Figura 6.24 Esquema da distribuição de água e ar e água no bloco de plástico (bloco universal).

A Tabela 6.9 apresenta a composição da camada suporte para o bloco universal.

Tabela 6.9 Composição da camada suporte para o bloco universal.

Subcamada	Tamanho dos grãos (mm)	Espessura (cm)
1	19,0 a 12,7	5
2	12,7 a 6,4	5
3	6,4 a 3,2	5
4	3,2 a 1,6	5
5	3,2 a 6,4	5
6	6,4 a 12,7	5
(fundo) 7	12,7 a 19,0	5

Taxas de filtração, carreira de filtração e qualidade da água bruta

Teoricamente, pode-se empregar na filtração direta descendente as mesmas taxas que se empregam na filtração de uma ETA com tratamento completo (120 a 600 m³/m²/d), porém, isso só é possível se o material filtrante for especificado adequadamente, uma vez que a taxa de filtração está intimamente relacionada à granulometria do meio filtrante, à qualidade da água e às dosagens de produtos químicos. A taxa de filtração também está relacionada à duração da carreira de filtração, isto é, para determinada especificação do material filtrante, quanto maior for a taxa de filtração para determinada qualidade de água bruta, menor será a carreira de filtração. Preferivelmente, deve-se ter carreiras de filtração superiores a 24 h, não aceitando-se inferior a 12 h. Para fixar a taxa de filtração é necessário conhecer a qualidade da

água bruta. Como visto, há muitas variáveis que podem interferir no desempenho de um filtro, assim, o Capítulo 4 deste livro aborda a aplicabilidade da filtração direta, relacionando, além da qualidade da água bruta, a produção efetiva de água filtrada.

Controle operacional (critérios de lavagem, dosagem e tipo de coagulante, uso de polímeros)

O controle operacional na filtração direta descendente é feito levando-se em conta aspectos como: controle de vazão ou da taxa de filtração; tipo de coagulante; processo de mistura rápida e coagulação; critério de lavagem; controle da perda de carga; e características do leito filtrante. Esses aspectos foram discutidos no Capítulo 5, portanto, não serão abordados aqui com maiores detalhes. Convém ressaltar, entretanto, que na filtração direta descendente não são realizadas descargas de fundo intermediárias como na filtração direta ascendente. Na filtração direta descendente, em função de ser comum os filtros trabalharem com taxa declinante, os critérios de lavagem, discutidos na próxima seção, têm diferenças em relação aos considerados para a ascendente.

Sistema de lavagem

Os filtros rápidos normalmente são lavados aplicando-se em escoamento ascendente, com velocidade capaz de assegurar expansão adequada do meio filtrante. Pode ser lavado somente com água ou com ar e água e com ou sem lavagem auxiliar.

Lavagem eficiente pode ser conseguida quando a expansão do leito atinge cerca de 40%. Nestes casos, dependendo da granulometria, a lavagem pode ser feita com velocidades ascensionais entre 0,70 e 1,05 m/min., correspondendo a taxas de 1.000 a 1.500 m³/m²/d, respectivamente, com tempo de lavagem variando entre 7 e 10 min.

Analisando-se apenas um filtro, este deve ser lavado quando:

- o nível da água no interior do filtro atingir o valor máximo (perda de carga máxima) permitido para a instalação;
- quando a qualidade da água começar a piorar, porém, ainda dentro de valores permitidos por norma.

Analisando-se um sistema de filtração, é possível saber qual filtro lavar quando:

1. lava-se o filtro que estiver operando a mais tempo ou o que apresentar o nível de água mais elevado;
2. lava-se o filtro que estiver operando a mais tempo, se o sistema trabalha com taxa declinante;

- se houver controle de turbidez da água filtrada em cada filtro, lava-se o filtro que apresentar pior resultado.

Lavagem por bomba

A lavagem por bomba dos filtros descendentes é feita praticamente da mesma forma que nos filtros ascendentes, conforme visto no Capítulo 5. Deve ser dada especial atenção ao controle da vazão de lavagem, o que pode ser feito por duas válvulas (3 e 4), conforme indicado na Figura 6.25. Em função da altura menor da camada filtrante no filtro descendente do que no ascendente, as bombas de lavagem poderão trabalhar com menores alturas manométricas. Embora não representado na Figura 6.25, é recomendável que se tenha mais de um conjunto motobomba, para maior flexibilidade no controle da vazão durante a lavagem.

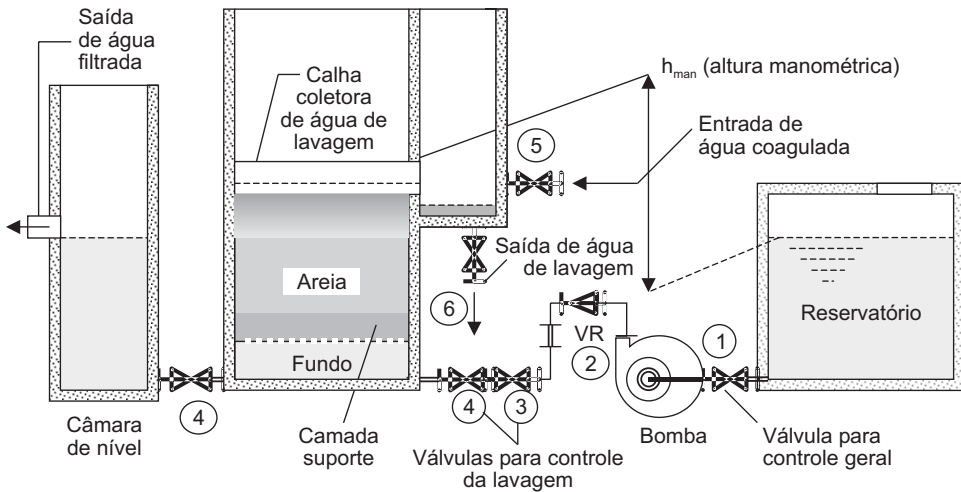


Figura 6.25 Lavagem por bomba.

Lavagem por reservatório elevado

Uma análise econômica deverá ser feita para determinar qual sistema de lavagem será mais interessante. A solução com reservatório elevado para lavar os filtros por gravidade tem sido a mais empregada no Brasil, com a vantagem de que exige pouca manutenção, embora precise de conjunto moto-bomba, porém, com potência relativamente pequena, uma vez que se dispõem de um bom tempo para recalcar a água filtrada para o reservatório elevado, que será esvaziado no tempo de lavagem.

Nesta concepção o desnível entre a cota do nível mínimo de água no reservatório e a cota do nível de saída da água de lavagem deve ser igual ou superior à perda de carga total durante a lavagem, conforme mostra a Figura 6.26.

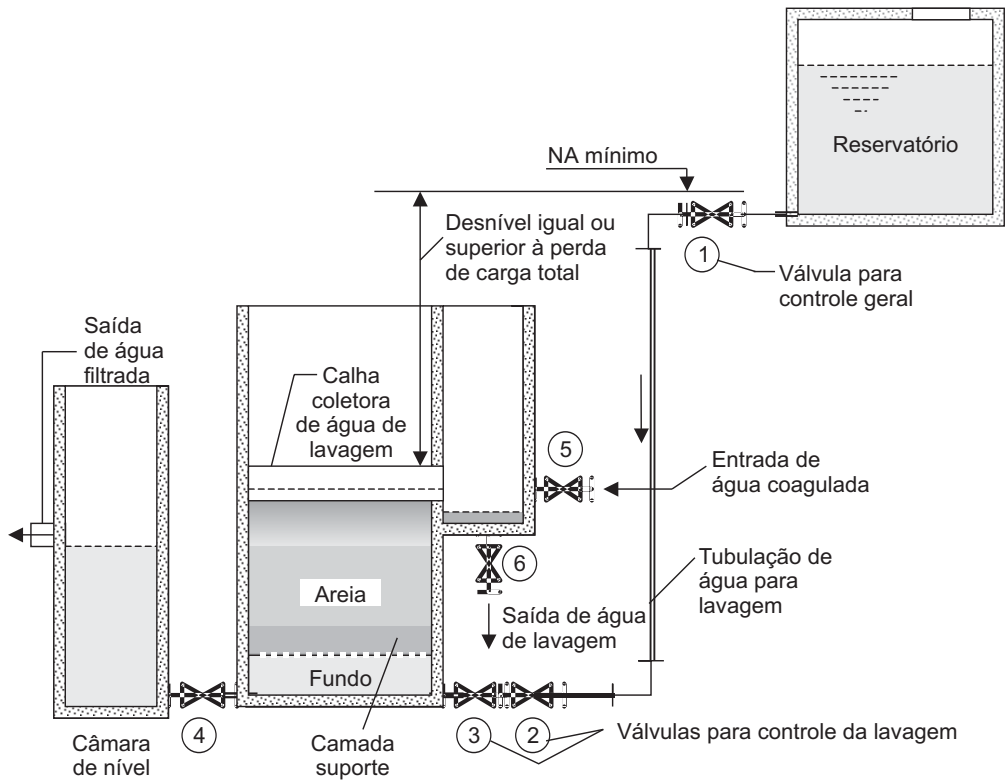


Figura 6.26 Lavagem por gravidade, via reservatório elevado.

Lavagem por ar e água (com bomba ou reservatório elevado)

A lavagem ascensional com ar e água é muito utilizada em filtros de areia com grande espessura. Enquanto o ar revolve os grãos de areia, provocando a remoção dos flocos aí retidos, a água lava os espaços entre os grãos, levando consigo os flocos removidos. Por este motivo, em filtros desse tipo não é necessário expandir o leito filtrante para lavá-lo. Em filtros de múltiplas camadas vem sendo empregada, com muito sucesso, a lavagem auxiliar com ar, utilizando-se compressores de baixa pressão, na ordem de $0,5 \text{ kgf/cm}^2$. A Figura 6.27 apresenta um desenho esquemático em quatro etapas de como é realizada a lavagem auxiliar com ar.

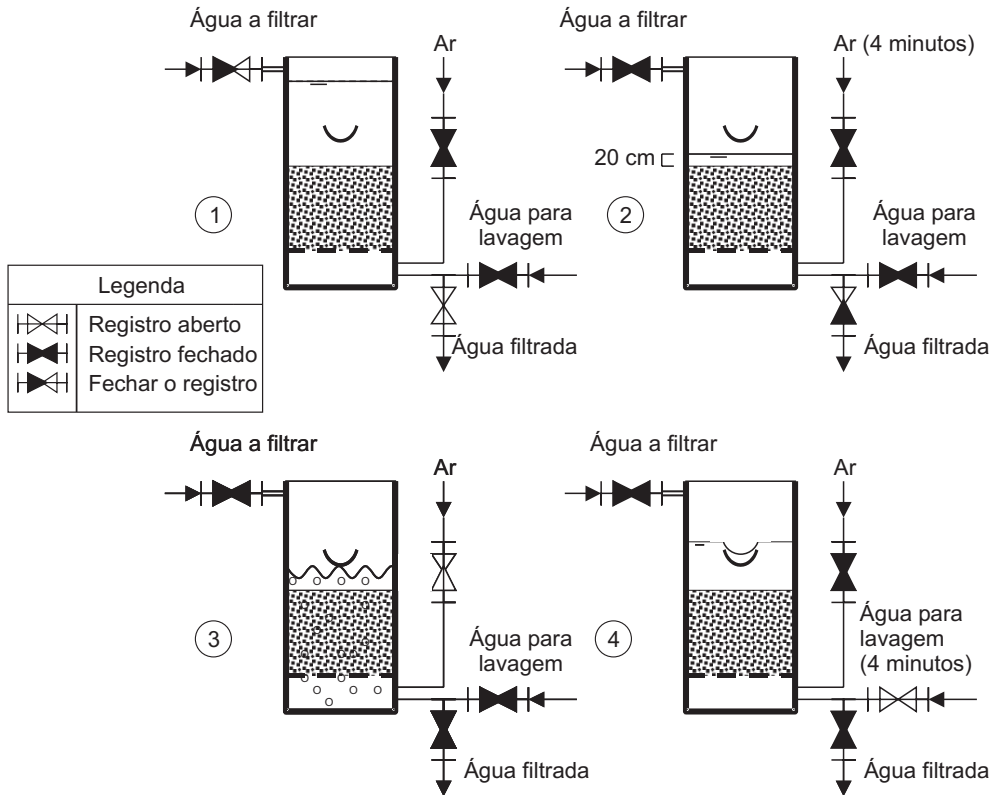


Figura 6.27 Lavagem auxiliar com ar.

Inicia-se a preparação do filtro a ser lavado fechando o acesso de água a filtrar (coagulada), conforme desenho (etapa 1); deixa-se que a filtração da água continue até que uma lâmina d'água de cerca de 20 centímetros persista sobre o meio filtrante, conforme etapa 2; fecha-se a saída de água filtrada, a fim de iniciar a operação de lavagem; inicialmente, injeta-se apenas ar sob o meio filtrante, com velocidade ascensional de cerca de 0,9 m/min., durante cerca de 4 min. (etapa 3); em seguida, corta-se o ar e introduz-se a água para lavagem sob o filtro, com velocidade ascensional adequada para a obtenção da expansão do meio (cerca de 0,9 m/min.), permanecendo assim durante cerca de 4 min. (etapa 4). Antes de cessar a lavagem e recolocar o filtro em operação, deve-se avaliar a clarificação da água sobre o meio filtrante. Poderá ser necessário deixar mais tempo passando água, ou até mesmo retomar o processo na etapa 1, realizando-se mais um ciclo completo.

Sens *et al.* (2002) realizaram estudos em sistema-piloto, obtendo sucesso na realização de dois ciclos completos de lavagem conforme descrito, em meio filtrante de carvão antracitoso com tamanho efetivo $TE = 2,5$ mm, coeficiente de desuniformidade $CD \cong 1$ e altura de leito $H = 1,43$ m. A necessidade da repetição do procedimento de lavagem foi atribuída a forte presença de algas filamentosas na água estudada, as quais se aderem firmemente aos grãos de carvão, dificultando a remoção dos sólidos retidos.

Lavagem com água proveniente dos demais filtros

Esse tipo de sistema de filtração também tem recebido outras denominações, como filtros multicelulares ou sistema autolavável. A Figura 6.28 mostra um esquema do funcionamento desse tipo de sistema de filtração.

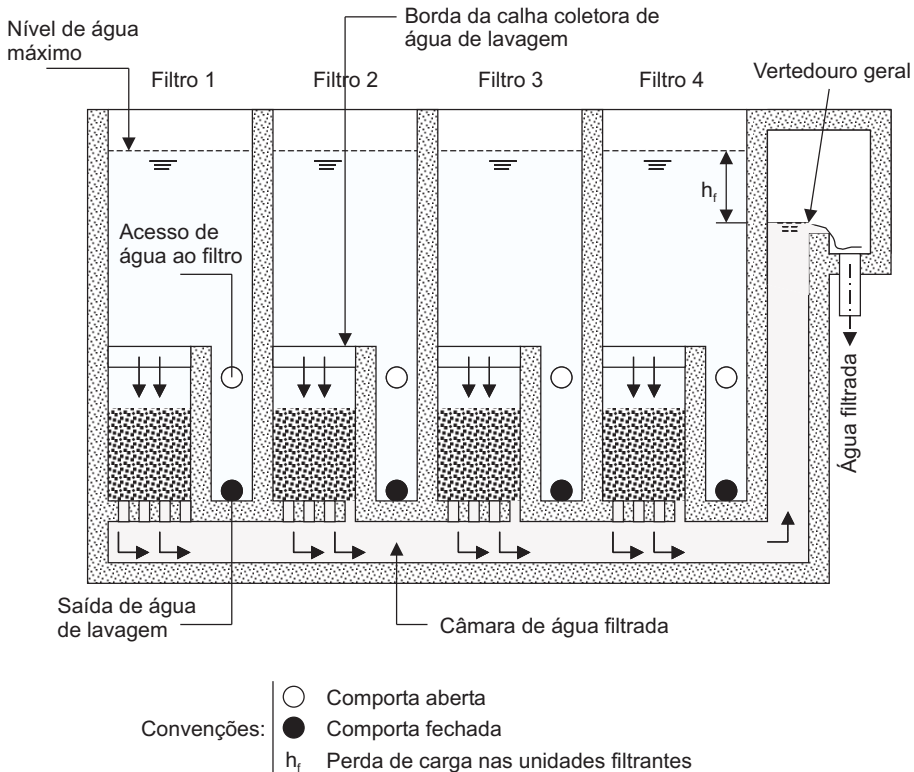


Figura 6.28 Esquema do sistema de filtros preparados para lavar um com água dos demais. *Fonte:* adaptado de Vianna (1997).

Na Figura 6.28 observa-se o momento em que a água está sendo submetida à filtração. Para lavar um dos filtros, a água filtrada dos demais é conduzida para este, quando aberta a comporta ou válvula de saída da água de lavagem. Os filtros estão todos interligados como vasos comunicantes pela câmara do fundo falso ou por grandes tubulações de saída da água filtrada. Este sistema tem como principal vantagem o fato de prescindir de reservatório e bombas para lavagem. A caixa dos filtros normalmente tem altura bastante elevada para garantir as condições hidráulicas necessárias para uma boa lavagem, sendo essa uma das desvantagens. Há necessidade também de um número mínimo de unidades em função da taxa de filtração, para que durante a lavagem de uma delas a taxa de cada filtro em operação não seja excessiva e o somatório delas seja adequado à velocidade de lavagem pretendida. Esse número pode ser determinado pela Equação 2.

$$N = TL/TF \quad (\text{Eq.2})$$

em que:

N = número mínimo de unidades filtrantes;

TL = taxa de lavagem dos filtros ($\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$);

TF = taxa de filtração ($\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$).

A taxa de filtração TF deve ser criteriosamente escolhida. Quanto mais elevado for este valor, menor será o número de unidades N, se mantida a mesma taxa de lavagem TL. Durante a lavagem de um filtro a taxa resultante em cada uma das unidades em operação sofrerá um incremento, que será tanto maior quanto menor for o número N de unidades; nessas circunstâncias poderá ocorrer elevação significativa do nível da água nos filtros em operação, com possibilidades reais de transbordamento e/ou afogamento de canais ou dutos de água coagulada. Esse aspecto deve ser devidamente considerado na elaboração do projeto de sistemas com essa forma de lavagem.

Bibliografia

- ADIN, A.; GUBERMAN, M. *Searching for filtering materials*. CEPIS, 1988. p. 9.
- ARBOLEDA, J. V. *Teoría y práctica de la purificación del agua*. Tomo 2. Santa Fe de Bogotá, Colombia: McGraw-Hill, 2000.
- ARGAMAN, Y.; KAUFMAN, W. J. Turbulence and flocculation. *Journal Sanitary Eng. Div.*, ASCE 96, SA 2, 1970.
- BRABTY, J. R.; MILLER, M. W.; MARAIS, G. V. R. Design of flocculation systems from batch test data. *Water SA*, v. 3, n. 4, p. 173-182, 1977.

- BRANDÃO, C. C. S.; LACERDA, M. R. S.; ABREU, M. C. Influência do tempo de floculação na filtração direta de águas com baixa turbidez e teor elevado de algas. In: SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 7., 1996, Lisboa. *Anais...* Lisboa, Portugal, 1996.
- CLEASBY, J. L.; FAN, K. Predicting fluidization and expansion of filter media. *Journal of the Environmental Engineering Division*, v. 107, p. 455-471, 1981.
- DI BERNARDO, L. *Métodos e técnicas de tratamento de água*. v. II. Rio de Janeiro: ABES, 1993.
- FAIR, G. M.; GEYER, J. C.; OKUN, D. A. *Purificación de aguas y tratamiento y remoción de aguas residuales*. Tomo II. México: LIMUSA, 1979.
- GARRIDO, P. A. L. Medios filtrantes no convencionales en unidades de filtración. In: CONGRESO NACIONAL DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 3., 1982, Acapulco. *Anais...* Acapulco, Guerrero, 1982, p. 15.
- MACEDO, J. A. B.; ANDRADE, N. J. Formação de trihalometanos em águas cloradas para abastecimento público e indústria de alimentos. In: CONGRESSO NACIONAL DE LATICÍNIOS. Juiz de Fora, MG: Centro de Pesquisa e Ensino Instituto Cândido Tostes, 1995. 324 p., p. 45-48.
- MONDARDO, R. I.; MELO FILHO, L. C. Influência da pré-oxidação na tratabilidade das águas através da filtração direta descendente em mananciais com grandes concentrações de algas. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. *Anais...* Joinville: ABES, 2003.
- MINISTÉRIO DA SAÚDE, Portaria nº 1.469. *Padrões de potabilidade da água*, dez. 2000.
- PÁDUA, V. L. *Filtração direta descendente: investigação experimental da coagulação, floculação e filtração em instalação-piloto*. Relatórios de Atividades – PROSAB – Edital 3 – Tema I, 2001. p. 21.
- PATTERSON, K. S. et al. Mutagenicity of drinking water following disinfection. *J. Water SRT – Aqua*, v. 44, n. 1, p. 1-9, 1995.
- PEREIRA, J. A. R.; CAMPOS, J. R.; MENDONÇA, N. M.; NICIURA, C. L. Avaliação da perda de carga em um reator anaeróbio de leito fluidizado expandido, em escala real, utilizado no tratamento de esgoto sanitário. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2000, Porto Alegre. *Anais...* Porto Alegre, Brasil, 2000. p. 1-9.
- RICHTER, C. A.; AZEVEDO NETTO, J. M. *Tratamento de água*. São Paulo: Edgard Blücher Ltda., 1998.
- RISSOLI, M. C. M.; CARVALHO, R. P. M.; BRANDÃO, C. C. S. O efeito da coagulação química na pré-filtração em pedregulho de águas com presença de algas, e seu potencial como pré-tratamento para a filtração rápida descendente. CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2000, Porto Alegre. *Anais...* Porto Alegre, 2000. pp. 1-11.

- SENS, M. L.; DALSSASSO, R. L.; MELO FILHO, L. C.; CAMPOS, L.; SANTOS, B.; SIMIONI, D. *Relatórios de Atividades* – PROSAB – Edital 3 – Tema I, 2001. p. 42.
- SENS, M. L.; DALSSASSO, R. L.; MELO FILHO, L. C.; MONDARDO, R. I.; SIMIONI, D.; BÖEL, H.; EMMENDOERFTER, M. *Relatório de Atividades* – PROSAB – Edital 3 – Tema I, 2002. p. 20.
- SENS, M. L.; DALSSASSO, R. L.; MELO FILHO, L. C.; MONDARDO, R. I.; SIMIONI, D.; BÖEL, H.; EMMENDOERFTER, M. *Relatórios de Atividades* – PROSAB – Edital 3 – Tema I, 2003. p. 22.
- SENS, M. L.; HANSEN, S. Floculação em meio granular ligeiramente expandido. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 18., 1995, Salvador. *Anais...* Salvador, BA, Brasil. 1995. v. I, p. 17-23,
- SENS, M. L. *Floculação em meio granular fixo e expandido*. Trabalho submetido à banca do concurso do magistério superior para o Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – classe Titular. Florianópolis: UFSC, 1997. 67 p.
- SENS, M. L.; MARTIN, G. Flocculation en lit garni de billes sphériques 10 mm de diametre. *J Water SRT – Aqua.*, v. 41, n. 6, p. 340-334, 1992.
- VIANNA, M. R. *Hidráulica aplicada às estações de tratamento de água*. Belo Horizonte: Instituto de Engenharia Aplicada, 1997.

Capítulo 7

Dupla Filtração

Introdução

Apesar das melhorias mencionadas na tecnologia da filtração direta ascendente (FDA), conforme visto no Capítulo 5, a qualidade da água pode limitar seu emprego, especialmente quando, dentre outras situações, se tem: a) manancial com valores elevados da concentração de algas, de cor verdadeira ou de turbidez, ou de coliformes; b) suspeita da presença de vírus, protozoários e outros microrganismos patogênicos; c) variações bruscas dos parâmetros de qualidade; e d) necessidade de dosagens elevadas de alcalinizante (ou acidificante) e de coagulante. Nessas condições, a dupla filtração (DF) pode ser considerada uma alternativa em potencial visando à produção de água potável.

As principais vantagens da DF em relação à FDA são: a) permite o tratamento de água com pior qualidade; b) possibilita o uso de taxas de filtração mais elevadas no filtro ascendente; c) oferece maior segurança do ponto de vista operacional em relação às variações bruscas de qualidade da água bruta; d) a remoção global de microrganismos é maior, aumentando a segurança em relação à desinfecção final; e e) não há necessidade do descarte do efluente do filtro ascendente no início da carreira de filtração, pois essa água será filtrada no filtro descendente.

A DF que emprega filtro ascendente de areia grossa ou de pedregulho tem sido pesquisada de forma mais sistemática na América Latina, particularmente no Brasil. Contribuições importantes sobre a filtração de água coagulada em areia grossa e em pedregulho resultaram dos trabalhos realizados por Ahsan (1995), Ahsan *et al.* (1996a, b), Wegelin *et al.* (1996), Cruz Velez *et al.* (1998), Megda (1999), Cezar (2000), Gusmão (2001), Amaral *et al.* (2001), Kuroda (2002), Wiecheteck & Di Bernardo (2002), Silva (2003), De Paula (2003) e trabalhos realizados no âmbito do PROSAB.

Funcionamento da Dupla Filtração

Dependendo do arranjo de alimentação das unidades filtrantes, tanto a filtração ascendente (FA) como a filtração descendente (DF) podem funcionar com taxa constante ou com taxa declinante. A instalação pode ter um conjunto de filtros ascendentes seguido de outro conjunto de filtros descendentes ou ter diversas

unidades de dupla filtração, cada uma constituída de um filtro ascendente e de um descendente.

Na Figura 7.1 é mostrado o esquema de uma instalação de DF, constituída de um filtro ascendente e um descendente, operados com taxa constante. A água bruta chega em uma câmara de carga (CC), na qual o nível de água variará em função da perda de carga decorrente da retenção de impurezas (h_{mg}) no meio granular do FA. A perda de carga total no início do funcionamento (H_o) é igual à perda de carga no meio granular limpo (h_{mgo}) somada à perda de carga nas peças especiais, na tubulação de alimentação do FA e no sistema de drenagem (h_d) dessa unidade, e resulta igual à diferença entre os níveis de água na CC e no interior do FA. O valor da perda de carga final máxima no meio granular (h_{mgf}), ocasião em que o FA é retirado de operação para lavagem, depende do tipo de meio granular adotado. Nessas condições, a perda de carga total será $H_f = h_{mgf} + h_d$. No caso do meio filtrante constituído de pedregulho (camada suporte) e areia grossa tem-se o filtro denominado FAAG, e a h_{mgf} pode ser fixada entre 1,5 a 2,0 m, e quando há somente pedregulho, tem-se o filtro denominado FAP, e a h_{mgf} raramente excede a 1,0 m. Se a vazão de alimentação do FA for mantida constante (taxa de filtração constante), o valor de h_d permanece fixo, variando somente a h_{mg} em função do tempo de funcionamento.

O afluente ao FA é a água coagulada. A introdução de coagulante pode ser efetuada na câmara de carga, geralmente antes da divisão de vazão para diferentes unidades de DF, ou na tubulação de alimentação do FA, quando se tem somente uma unidade de DF. A água coagulada é distribuída na parte inferior do FA por meio de um sistema apropriado de drenagem (tubulações perfuradas, vigas em forma de V invertidas, difusores, etc.), passa inicialmente pela camada suporte (de pedregulho) e em seguida pela camada de areia grossa ou somente pela camada de pedregulho, dependendo do tipo de FA. A tubulação de drenagem tem várias finalidades: a) distribuir uniformemente a água coagulada; b) distribuir a água para lavagem; c) descarregar uniformemente as impurezas retidas na camada de pedregulho. A operação de descarga de fundo pode ser realizada durante a carreira de filtração, denominada descarga de fundo intermediária (DFI), ou no final da carreira de filtração, antes da lavagem. Da tubulação de água para lavagem tem-se derivação e, por meio de tubulação perfurada, é aplicada a água para lavagem da interface do filtro de pedregulho (camada suporte) e de areia grossa, simultaneamente à execução da DF.

A água pré-filtrada (efluente do FA) é coletada por meio de calhas geralmente situadas a cerca de 0,6 a 1,0 m acima do topo da camada de areia grossa no FAAG ou 0,4 a 0,6 m acima do topo da camada de pedregulho de menor tamanho do FAP. Em seguida, é encaminhada ao FD (se necessário, pode ser desviada deste por meio da tubulação de descarga de água de lavagem do FA) e o efluente deste (água filtrada final) é conduzido à câmara de contato para receber os produtos químicos finais (cloro, flúor, etc.). Tanto a lavagem do FA quanto a do FD devem ser realizadas com

água filtrada final, proveniente de reservatório elevado ou de reservatório semi-enterrado, e com bombeamento direto. A lavagem do FA ou do FD depende do valor da carga hidráulica final fixada em cada filtro. Nem sempre a lavagem de um filtro implica a lavagem de outro filtro da unidade de DF.

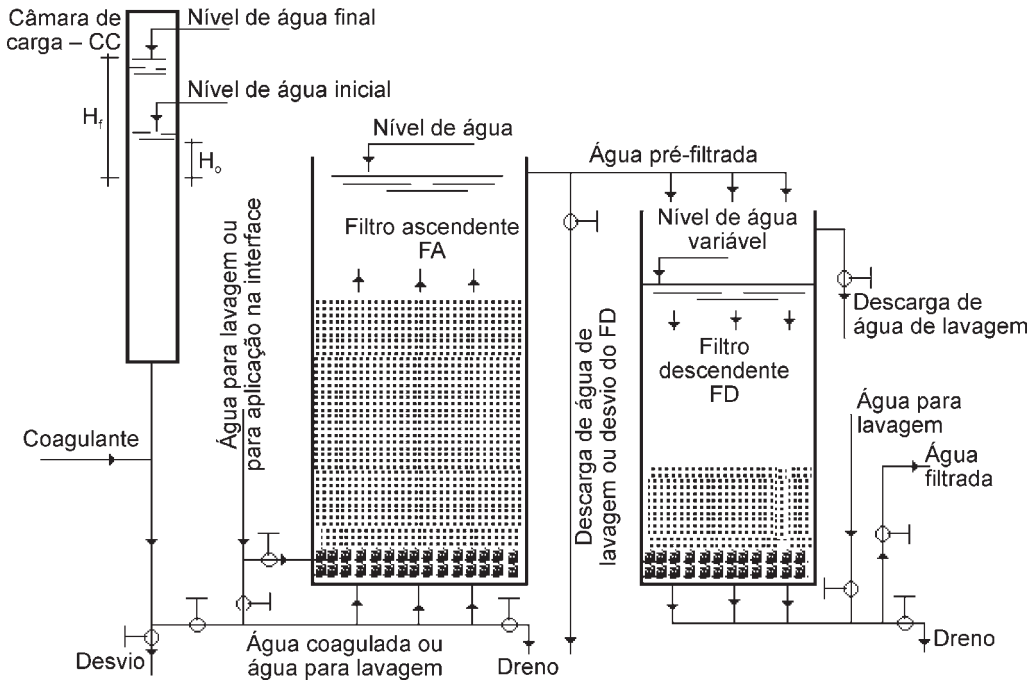


Figura 7.1 Esquema de uma instalação de dupla filtração.

Considerações sobre a Coagulação e a Mistura Rápida

As características da coagulação (pH e dosagem de coagulante) podem ser convenientemente determinadas com a execução de ensaios de tratabilidade, utilizando-se instalações de bancada (equipamento de jarreste com filtros de laboratório) ou instalações-piloto com escoamento contínuo. Há diferenças consideráveis nas condições de coagulação de águas com diferentes características; aqui serão considerados três tipos básicos de água bruta: a) água com turbidez elevada e pequenos valores de cor verdadeira e de concentração de algas; b) água com cor verdadeira alta e baixos valores de turbidez e de concentração de algas; e c) água com concentração relativamente elevada de algas e baixos valores de cor e turbidez.

Será destacado, nas seções subseqüentes, o uso de equipamento de jarreste e de filtros de laboratório para determinação das condições da coagulação visando ao tratamento de água com turbidez elevada ou com cor elevada.

Remoção de Turbidez

Um manancial superficial pode apresentar variações significativas de turbidez durante as diferentes épocas do ano. A Figura 7.2 mostra um curso de água, utilizado como fonte de abastecimento de uma comunidade, em duas épocas distintas, de estiagem e de chuvas intensas na bacia hidrográfica.

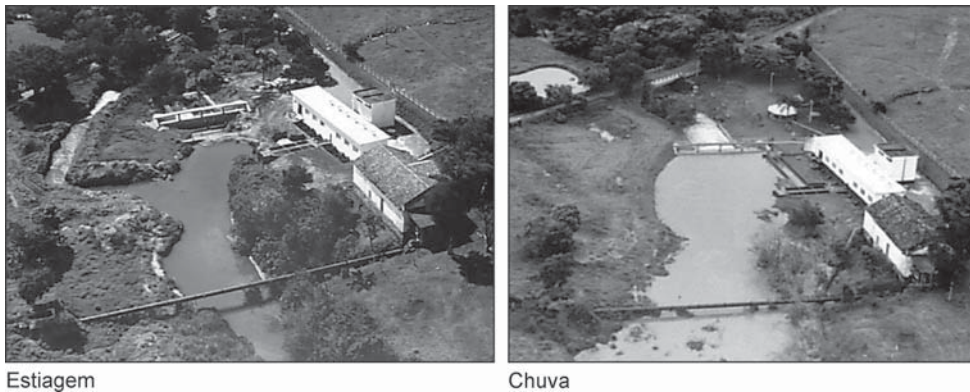


Figura 7.2 Manancial superficial em épocas de estiagem e de chuvas intensas.

A turbidez das águas se deve à presença de partículas em suspensão e em estado coloidal, as quais podem apresentar ampla faixa de tamanhos. A turbidez pode ser causada por grande variedade de materiais, incluindo partículas de areia fina, silte, argila e microrganismos. Quanto menor for a turbidez da água produzida na estação de tratamento, mais eficiente será sua desinfecção. No entanto, para valores idênticos de turbidez, pode haver grande diferença no número e no tamanho das partículas, sendo que, para maior eficiência da desinfecção, é preferível a existência de partículas menores. Enquanto a turbidez pode ser medida por meio de turbidímetros, equipamentos de custos relativamente baixos, o tamanho e a distribuição de tamanho das partículas exige equipamento mais sofisticado, raramente disponível nas estações de tratamento de água no Brasil. Na Figura 7.3 é mostrada a distribuição de tamanho das partículas e das moléculas geralmente presentes nas águas.

Na Figura 7.4 é mostrada a curva de distribuição granulométrica de um solo argiloso em que as partículas maiores que $74\ \mu\text{m}$ ($\# 200$) foram separadas por meio de peneiramento manual e as menores, por meio de sedimentação em água destilada, segundo a NBR-6502.

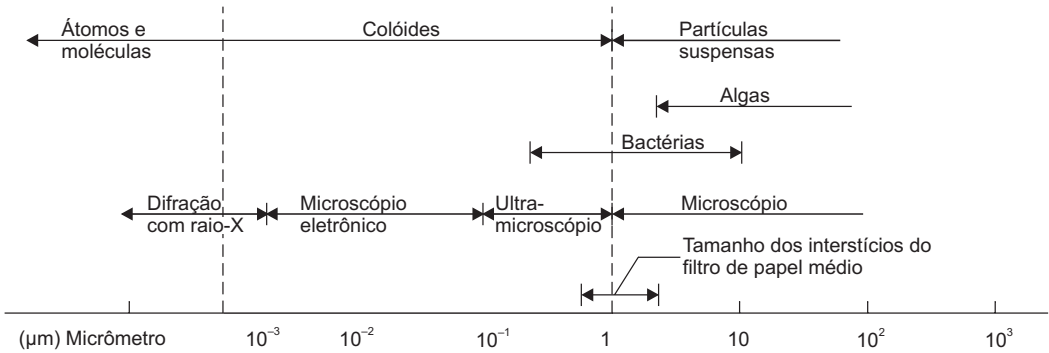


Figura 7.3 Distribuição de tamanhos de partículas na água.

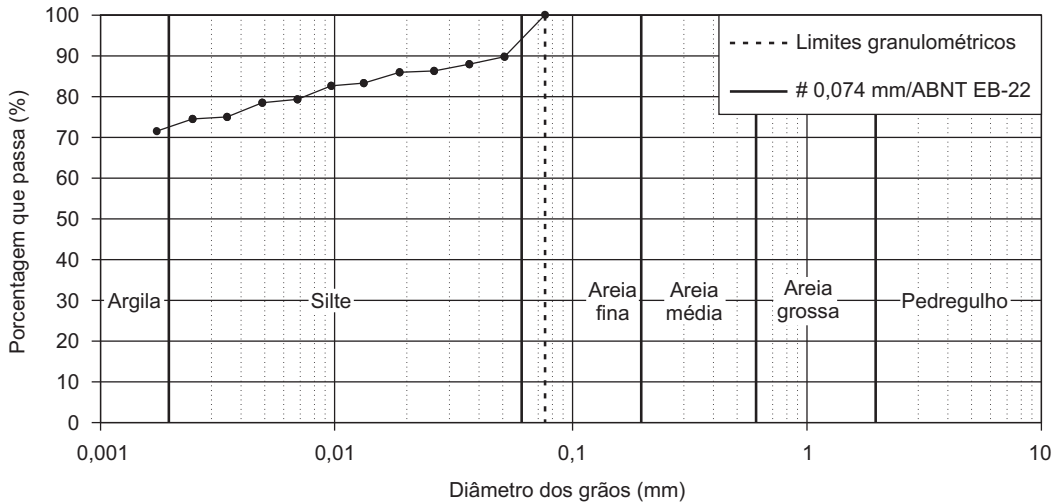


Figura 7.4 Curva de distribuição granulométrica do solo argiloso.

Azevedo Netto & Di Bernardo (1974) realizaram investigação experimental sobre a dupla filtração para taxas de filtração iguais nos dois filtros, entre 120 e 240 m³/m²/d, turbidez da água bruta entre 7 e 25 uT, cor verdadeira menor que 10 uH, NMP de coliformes totais por 100 ml entre 870 e 3.153, e verificaram a produção de água filtrada final de qualidade que atendia ao padrão de potabilidade vigente na época, independentemente da taxa de filtração utilizada. Como no filtro ascendente foi usada areia com características similares à comumente adotada para a filtração direta ascendente, essa unidade foi responsável pela remoção da maior parte de turbidez, cor e microrganismos.

Wegelin *et al.* (1996) realizaram estudos em uma instalação de filtração em múltiplas etapas localizada na Bolívia, alterando o funcionamento do pré-filtro de escoamento horizontal para filtração ascendente em pedregulho e coagulando a água bruta, de modo a adequar a qualidade do afluente aos filtros lentos. Mesmo com valores elevados de turbidez (300 a 600 uT) e de ferro total (3,0 a 15,0 mg/L) da água bruta, os autores obtiveram consistentemente efluente com turbidez menor ou igual a 5 uT, comprovando a aplicabilidade da filtração direta ascendente em pedregulho, precedendo a filtração lenta ou rápida.

Com o objetivo de desenvolver uma tecnologia de tratamento intermediária para pequenas cidades que recebem água com elevada turbidez e que necessitam de efluentes adequados ao tratamento subsequente, geralmente realizado pela filtração lenta ou rápida, Ahsan (1995) e Ahsan *et al.* (1996a, b) estudaram o desempenho de uma unidade de escoamento horizontal (FDHP) de 8 m de comprimento, contendo dois compartimentos, o primeiro com pedregulho de tamanho médio de 20 mm e o segundo com pedregulho de tamanho médio igual a 8 mm, funcionando com taxa de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, variando a dosagem de sulfato de alumínio (expressa como alumínio) e o pH de coagulação (ver Figuras 7.5 e 7.6).

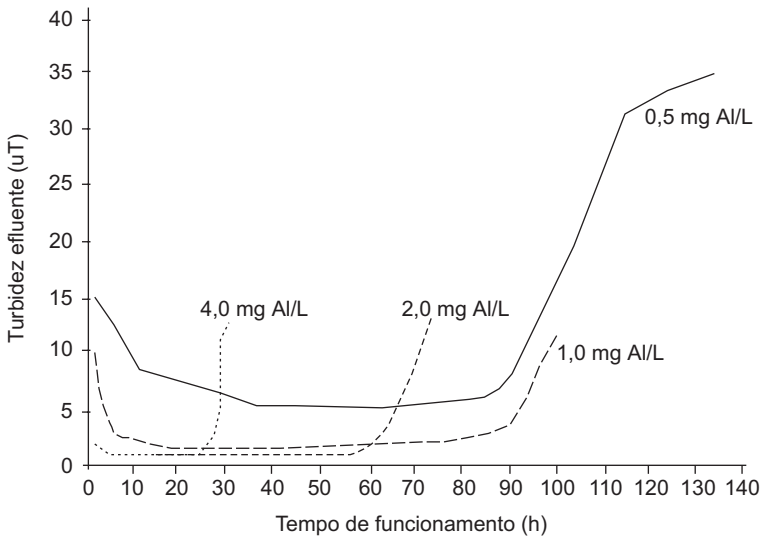


Figura 7.5 Desempenho da FDHP em função da dosagem de coagulante (turbidez inicial = 200 uT; $\text{pH}_{\text{coag}} = 8,1$; comprimento do FDHP = 8 m; e taxa de filtração = $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$).

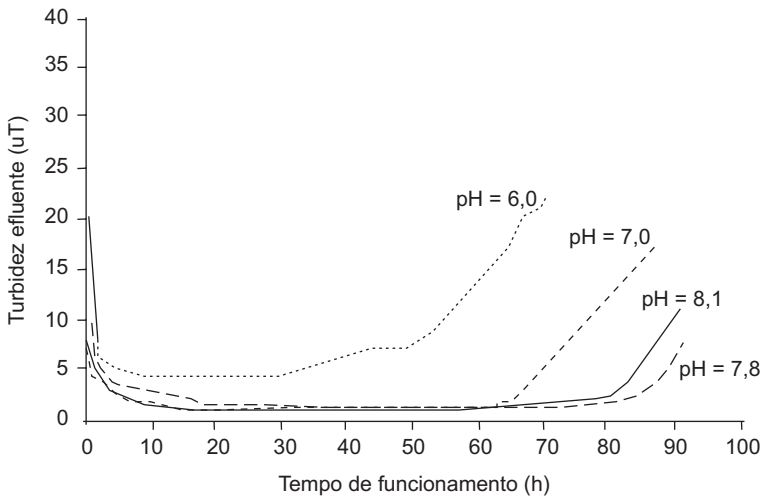


Figura 7.6 Desempenho da FDHP em função do pH de coagulação (turbidez inicial = 200 uT; dosagem de Al = 1 mg Al/L; comprimento do FDHP = 8 m; taxa de filtração = 120 m³/m²/d).

Observa-se na Figura 7.5 que, para as dosagens de 2 e 4 mg Al/L, ocorreu elevada remoção de partículas. Para a dosagem de 1 mg Al/L, a turbidez do efluente foi mais alta (2 a 6 uT), e para 0,5 mg Al/L, as partículas foram insuficientemente desestabilizadas e resultou menor eficiência de remoção de turbidez. As dosagens empregadas sugerem que o mecanismo de coagulação mais apropriado para a filtração direta em pedregulho com escoamento horizontal (FDHP) consiste na combinação da varredura e da neutralização de cargas, mostrando-se similares às utilizadas na filtração direta (entre 0,5 e 1,5 mg Al/L) para esse tipo de água, tendo sido efetivas para ampla faixa de variação do pH (entre 6,5 e 8,5). As principais conclusões do estudo experimental foram: i) para taxas de filtração compreendidas entre 72 e 168 m³/m²/d, foi obtido efluente com turbidez continuamente menor ou igual a 2 uT; ii) o primeiro compartimento atuou como sedimentador, removendo aglomerados maiores, enquanto no segundo predominou o efeito da filtração com ação de profundidade, removendo partículas de menor tamanho; iii) a duração da carreira de filtração foi decorrente da turbidez do afluente e da taxa de filtração, e variou de algumas horas até 20 dias; iv) para todas as dosagens de coagulante utilizadas, ocorreu o transporte final após alguns dias de operação. Os autores, em função dos dados obtidos, procuraram modelar o funcionamento desse tipo de unidade em relação à remoção das partículas e estudaram a influência de diversos aspectos operacionais no desempenho da unidade, como mecanismo de coagulação, características da mistura rápida, qualidade do afluente, limpeza do meio granular, etc.

Megda (1999) trabalhou com água bruta proveniente de manancial superficial, com turbidez consistentemente inferior a 70 uT, e empregou taxas no filtro ascendente variando entre 12 e 115 m³/m²/d, e de 250 m³/m²/d no filtro descendente de areia. As principais conclusões obtidas foram: i) o filtro ascendente de pedregulho apresentou capacidade de amortecimento de picos de turbidez de até 70 uT; ii) a taxa de filtração no filtro ascendente influenciou a duração da carreira e a qualidade do efluente produzido nessa unidade – quanto menor a taxa de filtração, mais longa resultou a duração da carreira e menor a turbidez do efluente; iii) a duração da carreira de filtração do filtro descendente foi influenciada pelo desempenho do filtro ascendente – quanto maior a turbidez do efluente do filtro ascendente, mais curta foi a duração da carreira no filtro descendente; iv) a eficiência global da instalação de dupla filtração foi relativamente alta quanto à remoção de turbidez, cor aparente, ferro e coliformes totais – em geral, a turbidez do efluente final foi sempre inferior a 1 uT, a cor aparente, menor que 5 uH, o teor de ferro, inferior a 0,1 mg/L e o NMP de coliformes totais, sempre menor que 5 por 100 ml.

Gusmão (2001) estudou a DF, comparando a filtração ascendente em pedregulho com a de areia grossa, como pré-tratamento à filtração rápida descendente. Utilizando taxas de filtração de até 480 m³/m²/d nas duas unidades (ascendente e descendente) e tratando água proveniente de manancial superficial com turbidez de até 100 uT, o pesquisador concluiu, principalmente, que: i) para taxas de filtração no filtro ascendente de pedregulho inferiores a 120 m³/m²/d, ocorria retenção substancial de impurezas nessa unidade, porém, a carreira de filtração era sempre encerrada por perda de carga-limite no filtro descendente; ii) para taxas de filtração no filtro ascendente de areia inferiores a 300 m³/m²/d, ocorria retenção substancial de impurezas nessa unidade (em relação à descendente) com a carreira de filtração sendo sempre encerrada por perda de carga-limite; iii) para taxas de filtração de 120 a 180 m³/m²/d no filtro ascendente de pedregulho, o desprendimento de impurezas era muito grande, causando a colmatção rápida do filtro descendente; e iv) para taxas de filtração maiores que 300 m³/m²/d no filtro ascendente de areia, o desprendimento de impurezas fazia com que o filtro descendente também contribuísse para a retenção global de impurezas. Segundo o autor, deve haver granulometria intermediária (entre a de pedregulho e a de areia grossa) do material granular no filtro ascendente e uma combinação de taxa de filtração nos filtros ascendente e descendente, em função da qualidade da água bruta, que otimiza o desempenho global da instalação.

Saldanha (2002) avaliou um sistema de dupla filtração em escala real do SAAE de São Carlos (SP) que trata água bruta retirada do Ribeirão do Feijão. Primeiro foram levantadas as três unidades de dupla filtração que compõem a ETA, caracterizado o material filtrante e verificadas as condições operacionais. Posteriormente, foi levantada a situação geral da ETA por meio de diversos parâmetros, definindo-se e acompanhando-se os principais problemas. Em seguida foi realizada a

comparação da ETA com uma instalação-piloto de dupla filtração. Os resultados mostraram que a estação teve baixa produção efetiva e qualidade do efluente muitas vezes insatisfatória, decorrente principalmente da existência de caminhos preferenciais e falta de material filtrante, confirmando, portanto, a importância da distribuição e da dosagem adequada de coagulante, bem como a necessidade da qualificação de operadores a fim de evitar problemas operacionais.

Kuroda (2002) utilizou uma instalação-piloto de dupla filtração para estudar o desempenho das duas unidades filtrantes na remoção de turbidez e seu comportamento durante a ocorrência de picos na carreira de filtração. O filtro ascendente era constituído de quatro subcamadas de pedregulho, cada uma com 0,3 m de espessura (19,0 a 25,4 mm; 9,6 a 15,9 mm; 3,2 a 6,4 mm; 1,41 a 2,40 mm). O filtro rápido descendente (FRD) continha areia com as seguintes características: tamanho dos grãos = 0,30 a 1,41 mm; tamanho efetivo = 0,42 mm; coeficiente de desuniformidade = 1,7; coeficiente de esfericidade = 0,75 a 0,80; e espessura da camada = 0,7 m. O trabalho experimental foi realizado com e sem descargas de fundo intermediárias (DFIs) no filtro ascendente de pedregulho (FAP).

As DFIs e a descarga de fundo final (DFF) no FAP foram realizadas com esvaziamento total do filtro, empregando-se taxas entre 800 e 1.200 m³/m²/d. A limpeza do FAP foi efetuada primeiramente com execução de 1 DFF, seguida da introdução simultânea de ar com taxa de aplicação da ordem de 10 L/sm² e água com velocidade ascensional de 0,5 m/min. durante 5 min., com posterior aplicação apenas de água, com velocidade ascensional de aproximadamente 1,4 m/min. por 5 min. A lavagem do FRD foi realizada por meio de insuflação de ar durante 3 min., com taxa de aplicação da ordem de 15 L/sm², seguida de água para promover expansão de aproximadamente 30% na camada de areia (velocidade ascensional de aproximadamente 0,6 m/min.) durante cerca de 7 min. ou período necessário para que a turbidez do efluente resultasse inferior a 5 uT.

O encerramento da carreira dos filtros foi determinado pelo critério de perda de carga-limite no meio granular no FAP, de 0,5 a 0,6 m, e no FRD, de 2,1 m, ou por transpasse quando a turbidez do efluente do filtro descendente superasse 1 uT. O encerramento do ensaio, por sua vez, foi condicionado à conclusão de pelo menos uma carreira do FAP e duas do FRD, permitindo a realização de uma avaliação adequada da DF.

Para avaliar o desempenho do sistema proposto foi programado o monitoramento em ensaios específicos e com frequência preestabelecida dos seguintes parâmetros: vazão, perda de carga, turbidez, temperatura, alcalinidade, potencial zeta, pH, cor aparente e verdadeira, COD, absorvância, coliformes fecais e *E. coli*. Os ensaios foram realizados com e sem execução de DFIs para as condições selecionadas de taxas de filtração, segundo a Tabela 7.1.

Tabela 7.1 Programação dos ensaios e respectivas taxas de filtração ($\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$).

Ensaio	Taxa FAP	Taxa FRD	Nº DFI	Ensaio	Taxa FAP	Taxa FRD	DFI
I	60	100	S/	VII	240	120	S/
II	120	120	S/	VIII	240	180	S/
III	120	180	S/	IX	240	240	S/
IV	180	120	S/	X	180	240	C/3
V	180	180	S/	XI	240	240	C/4
VI	180	240	S/				

Durante a realização dos ensaios I a XI, a água bruta apresentou valores de turbidez entre 8,5 e 21,0 uT, cor verdadeira entre 19 e 50 uH, alcalinidade entre 6,7 e 10 mg CaCO_3/L , potencial zeta entre $-22,9$ e $-10,1$ mV e pH entre 6,5 e 7,5. A solução de coagulante foi preparada com concentração igual a 766,4 mg Al/L, as dosagens de alumínio (DAI) variaram entre 0,38 e 0,53 mg Al/L e os valores de pH de coagulação resultaram entre 6,2 e 7,1.

Em alguns ensaios, a aplicação dos resultados obtidos em laboratório em função da turbidez do filtrado ($\leq 0,5$ uT), para água bruta com valores de potencial zeta entre $-10,1$ e -21 mV, gerou valores negativos de potencial zeta para água coagulada ($-8,2$ a $-15,5$ mV), porém, sem prejuízo à qualidade dos efluentes e com produção de carreiras de duração mais prolongadas. Esses resultados mostram a real necessidade da realização de ensaios de filtração em FLAs ou em filtro de papel (FLP), para a determinação dos parâmetros de coagulação.

Foram observados alguns fenômenos de instabilidade no FAP, dependendo do grau de colmatação do meio granular, da taxa de filtração empregada e da qualidade da água bruta, como carreamento contínuo de flocos, desprendimento de flocos, formação de fissuras ao longo da última subcamada granular e ruptura no plano transversal médio entre as duas últimas subcamadas. Em geral, foram observados desprendimentos de flocos para todas as taxas de filtração empregadas, sendo variável o tempo de operação de início da ocorrência desse fenômeno. No ensaio I, em que foi empregada a taxa de $60 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, o primeiro desprendimento de flocos ocorreu após 21,4 h de operação, com valor máximo dos picos de turbidez decorrentes desses desprendimentos da ordem de 2,5 uT. Já nos ensaios IV, V e VI, em que foi empregada maior taxa de filtração ($180 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$), foi constatada a ocorrência de desprendimento de flocos a partir de aproximadamente 19 h, com valor máximo dos picos de turbidez de 7,4 uT. Constatou-se que, quanto maior foi a taxa de filtração empregada, mais elevados resultaram os picos de turbidez decorrentes do desprendimento de flocos.

Nos ensaios realizados sem execução de DFIs, o FAP foi capaz de produzir efluentes com valores de turbidez adequados ao tratamento complementar com a FRD para taxas de filtração inferiores ou iguais a $180 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$. Desconsiderando os períodos iniciais das carreiras de filtração, foram produzidos efluentes com valores de turbidez inferiores a $1,5 \text{ uT}$ para a taxa de filtração igual a $60 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$.; inferiores a $5,0 \text{ uT}$ para a taxa de filtração igual a $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e inferiores a $3,0 \text{ uT}$ para a taxa de filtração igual a $180 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$. O maior valor de turbidez para a taxa de filtração de $180 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ pode ser resultado da qualidade de água bruta no período em que foi realizado o ensaio. Para a taxa de filtração de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no FAP, embora o FRD tenha sido capaz de absorver os picos de turbidez decorrentes do desprendimento de flocos no FAP, as carreiras de filtração resultaram curtas e seu desempenho foi considerado insatisfatório. De maneira geral, o sistema de dupla filtração composto por FAP-FRD garantiu a produção de efluente final com qualidade condizente com o padrão de potabilidade, inclusive atendendo ao valor de turbidez de $0,5 \text{ uT}$, desejável quando o tratamento é realizado por filtração direta.

Os valores de cor aparente nos efluentes variaram no FAP entre 3 e 54 uH e no FRD, entre < 1 e 7 uH , não sendo expressiva a variação desses valores com o aumento da taxa de filtração empregada nem com a execução de DFIs nos ensaios realizados. A ocorrência de carreamento contínuo e/ou desprendimento de flocos no FAP provoca a deterioração da qualidade dos efluentes, especialmente do pré-filtrado, tendo os resultados dos exames e análises realizados apresentado grande variabilidade. Os valores de cor verdadeira, absorvância 254 nm e carbono orgânico dissolvido nos efluentes variaram, respectivamente, no FAP entre 1 e 14 uH ; $0,001$ e $0,026$, e $0,0476$ e $2,137 \text{ mgC/L}$, e no FRD entre < 1 e 7 uH ; $0,001$ e $0,025$, e $0,098$ e $2,74 \text{ mgC/L}$. Foram produzidos efluentes com concentrações de coliformes totais e *E. coli* que variaram, respectivamente, de < 1 a $235,9 \text{ NMP}/100 \text{ ml}$ e < 1 a $24,3 \text{ NMP}/100 \text{ ml}$ no FAP e de < 1 a $41,6 \text{ NMP}/100 \text{ ml}$ e < 1 a $4,1 \text{ NMP}/100 \text{ ml}$ no FRD.

As DFIs executadas no FAP foram insuficientes, em razão de o carreamento contínuo de flocos ocorrer antes de sua execução. Mesmo assim, comparando-se os resultados obtidos nos ensaios X (com 3 DFIs) e VI (sem execução de DFIs) e os obtidos nos ensaios XI (com 4 DFIs) e IX (sem DFIs), foram obtidos efluentes com melhor qualidade, durações de carreiras mais longas e índices de produção efetiva de água mais elevados nos ensaios com a execução de DFIs. As somas das cargas hidráulicas parciais, recuperadas com a execução de 3 e 4 DFIs, resultaram em $56,9 \text{ cm}$ e $70,4 \text{ cm}$, respectivamente, valores que corresponderam em até 1,4 vez o valor estabelecido para carga hidráulica-limite disponível (50 cm) para essas taxas de filtração.

O índice de produção efetiva de água de um sistema representa a eficiência da produção de água filtrada, considerando-se essencialmente o aspecto quantitativo, em determinado período de funcionamento. Esse índice foi calculado considerando aspectos operacionais condizentes com o que acontece nas ETAs em escala real, uma

vez que a realização de investigações é fundamentada na aplicabilidade dos resultados adquiridos, tendo sido assumidas as seguintes hipóteses: i) o sistema era constituído por unidades de DF que funcionavam em paralelo e, portanto, por ocasião da execução de DFI ou DFF ou lavagem de um filtro, a vazão correspondente à unidade que foi retirada de operação era igualmente distribuída às demais unidades, mantendo, desta forma, aproximadamente constante a produção de água durante esse período; ii) o número de lavagens executadas em um filtro durante determinado período era calculado dividindo-se o período considerado pela duração de uma carreira do filtro, desde que a qualidade da água bruta não apresentasse variações significativas. Nas Figuras 7.7 e 7.8 são mostrados esquemas da instalação-piloto e fotos das subcamadas de pedregulho utilizadas no FAP.

Apresentam-se na Tabela 7.2 os parâmetros utilizados na lavagem e os resultados dos cálculos efetuados para obtenção dos valores do índice de produção efetiva de água, em que se pode verificar a influência da execução das DFIs com valores superiores aos obtidos nos ensaios sem a execução de DFIs, em decorrência da produção de carreiras de durações mais longas.

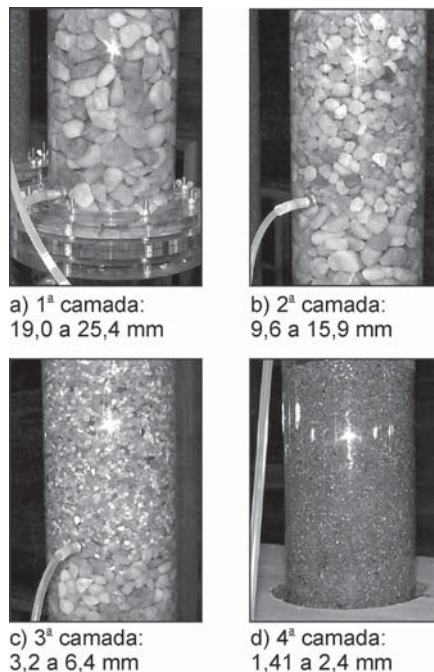


Figura 7.7 Fotos das camadas do meio granular do FAP.

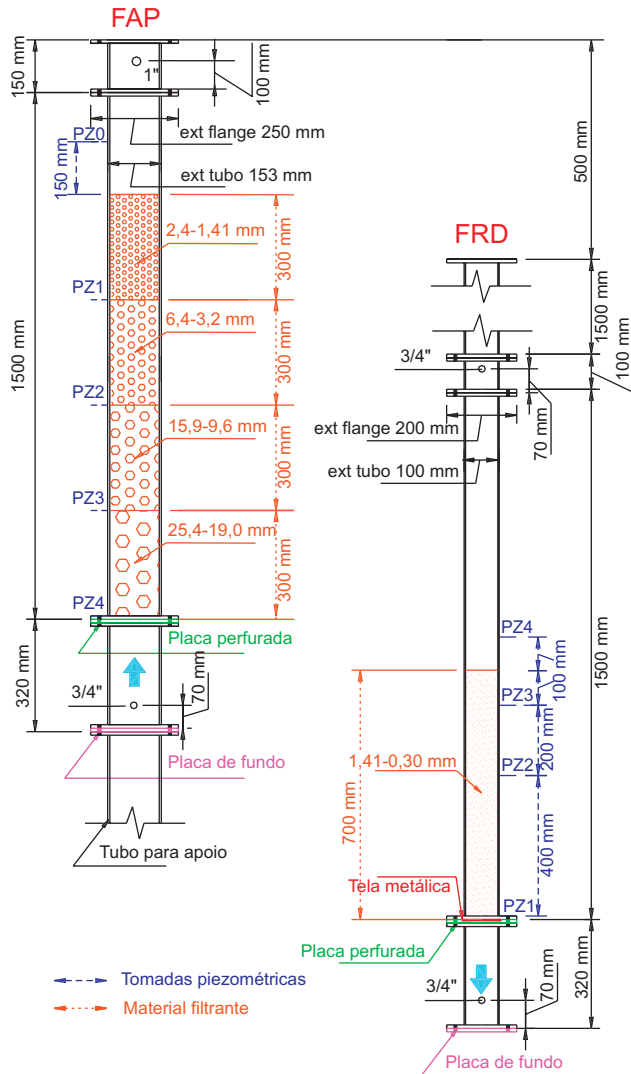


Figura 7.8 Detalhes das unidades filtrantes do sistema de dupla filtração.

Apresentam-se nas Figuras 7.9, 7.10, 7.11 e 7.12 os gráficos da variação dos valores de turbidez e perda de carga no meio granular em função do tempo de operação para os ensaios com e sem execução de DFIs (ensaios VI e X, IX e XI).

A distribuição da perda de carga nas camadas do meio granular do FAP foi similar para os ensaios realizados, independentemente das taxas de filtração empregadas e da execução ou não de DFIs. As duas camadas inferiores do FAP (de

maiores granulometrias) – camadas 3 e 4, totalizando 60 cm de espessura, foram responsáveis por apenas 2,6% a 7,8% da perda de carga total; a camada 2, com espessura de 30 cm, por 27,9% a 38,1% e a camada 1 (de menor granulometria) com espessura de 30 cm, por cerca de 58,9% a 76,8% da perda de carga total, conforme a Figura 7.13. Esses dados sugerem que a granulometria do FAP para as condições estudadas deve ser revisada, de forma que a perda de carga seja melhor distribuída entre as camadas. Uma opção a ser testada seria a de utilizar maiores granulometria e espessura na camada superior – camada 1 do FAP. Em relação ao FRD, observou-se que cerca de 70,5% a 92,5% da perda de carga total foi associada à camada superior (de menor granulometria) com apenas 10 cm de espessura (ver Figuras 7.13, 7.14, 7.15 e 7.16). Por outro lado, o FRD foi capaz de absorver as variações de qualidade da água pré-filtrada em razão das execuções das DFIs, lavagens e ocorrências de carreamento e de desprendimentos de flocos, tendo resultado em durações satisfatórias das carreiras de filtração, especialmente nos ensaios com execução de DFIs.

Tabela 7.2 Índices de produção efetiva de água.

Dados operacionais	Taxa de aplicação (m ³ /m ² /d)			Duração/operação (min)				Consumo/operação (m ³ /m ²)			
	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X	XI
Lavagem com ar e água no FAP	720			5				2,5			
Lavagem com água no FAP	2057			5				7,1			
Lavagem com água no FRD	864			7				4,2			
Ensaio	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X	XI
Taxa de filtração FAP (m ³ /m ² /d)	60	120	120	180	180	180	240	240	240	180	240
Taxa de filtração FRD (m ³ /m ² /d)	100	120	180	120	180	240	120	180	240	240	240
Duração da carreira de filtração (h)	81,8	50	38	48,7	63,7	51,3	11,3	22	17,5	71,4	43
Número de lavagens do FAP	1	1,23	1	0,76	1	0,81	0,51	1	0,8	1,27	0,86
Número de lavagens do FRD	1,76	1	1,21	2	2	2	1	1,32	1,30	2	1,05
Índice de produção efetiva de água (%)	93,7	94,5	93,8	97,0	97,2*	97,1*	94,0	94,5	94,3	97,1	97,6

*Valores superestimados em razão do não encerramento da carreira de filtração mesmo após ter atingido a perda de carga máxima prevista.

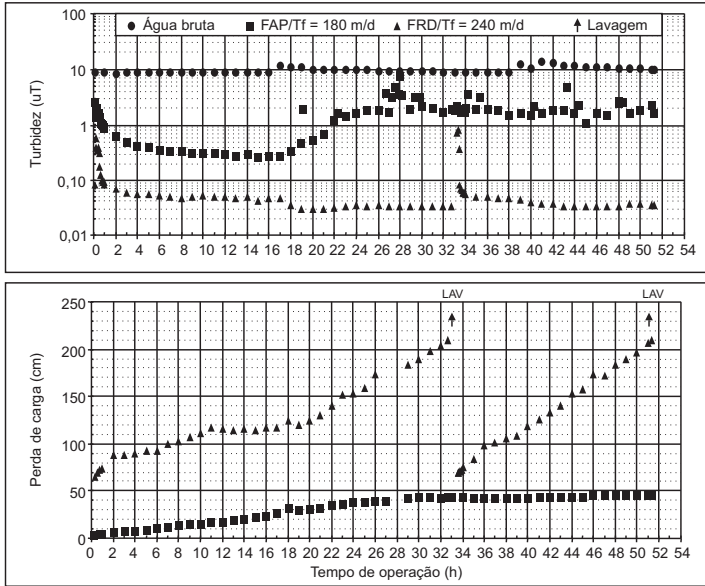


Figura 7.9 Variação da turbidez e perda de carga em função do tempo de operação. Ensaio VI (s/ DFIs); taxas: FAP = 180 e FRD = 240 m³/m²/d; DAL = 0,38 mg Al/L.

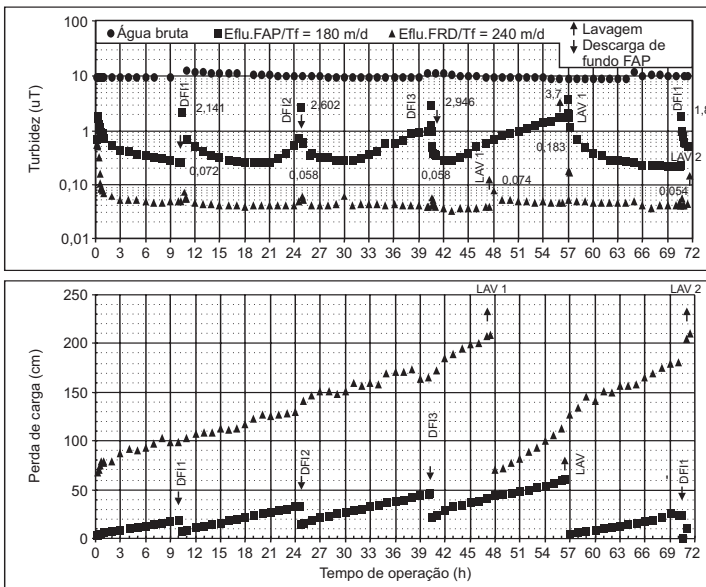


Figura 7.10 Variação da turbidez e perda de carga em função do tempo de operação. Ensaio X (c/ 3 DFIs); taxas: FAP = 180 e FRD = 240 m³/m²/d; DAL = 0,38 mg Al/L.

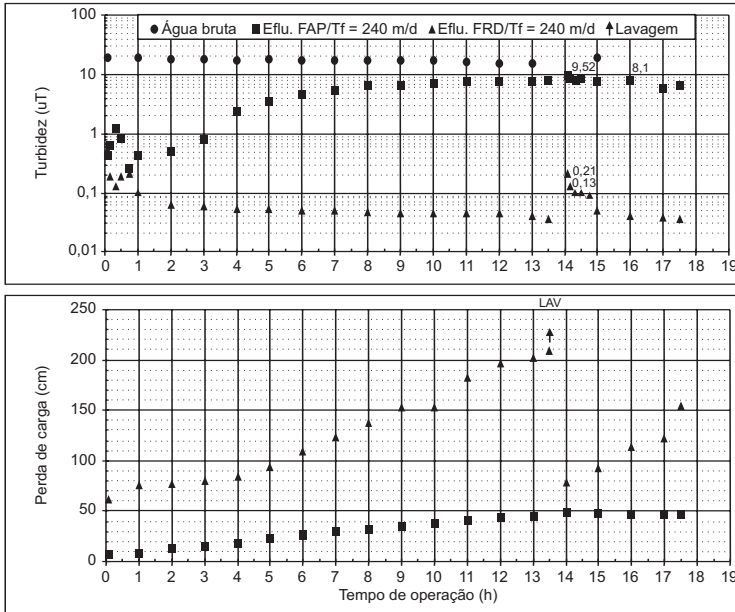


Figura 7.11 Variação da turbidez e perda de carga em função do tempo de operação. Ensaio IX (s/ DFIs); taxas: FAP = 240 e FRD = 240 m³/m²/d; DAI = 0,53 mg Al/L.

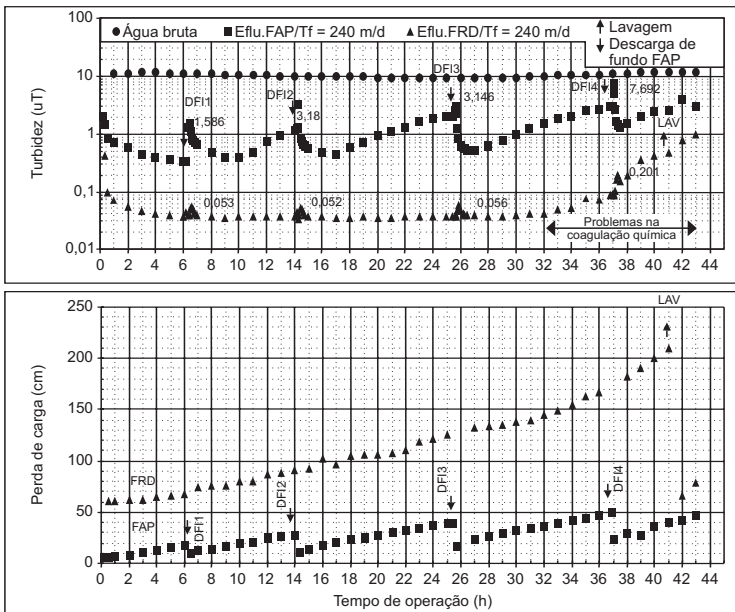


Figura 7.12 Variação da turbidez e perda de carga em função do tempo de operação. Ensaio XI (c/ 4 DFIs); taxas FAP = 240 e FRD = 240 m³/m²/d; DAI = 0,38 mg Al/L.

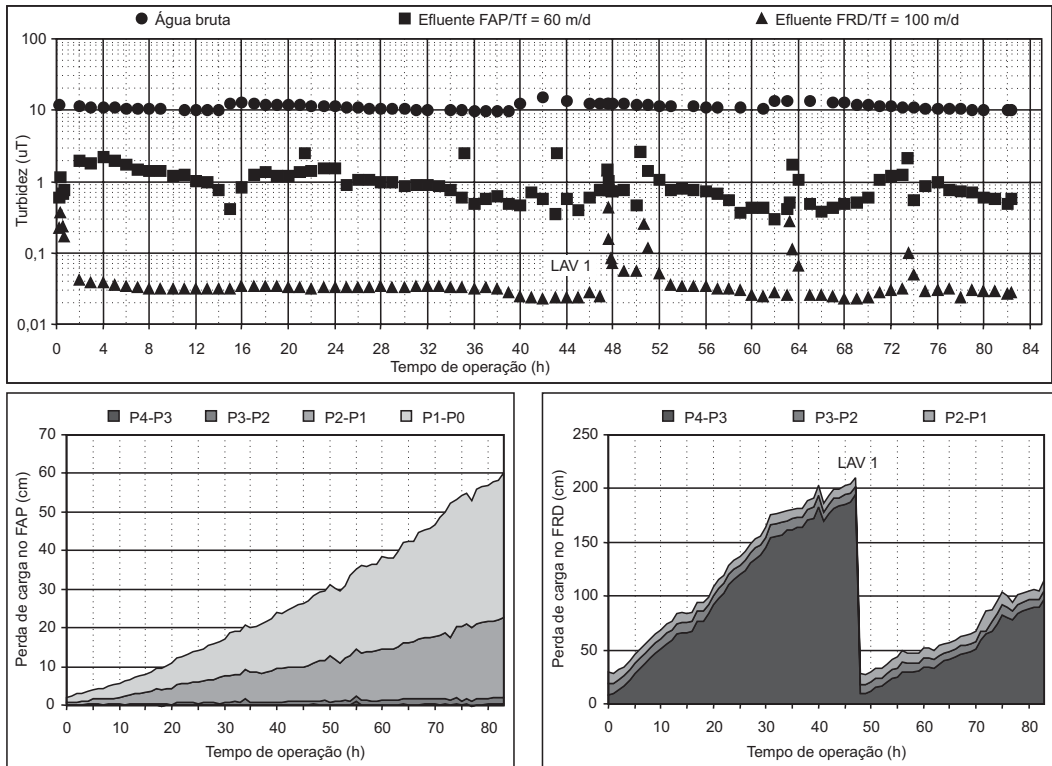


Figura 7.13 Variação da turbidez e distribuição da perda de carga nas camadas dos meios granulares em função do tempo de operação, sem descargas de fundo intermediárias ($T_f \text{ FAP} = 60 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$; $T_f \text{ FRD} = 100 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$).

Na Figura 7.17 são observadas algumas situações em que ocorreu instabilidade no FAP em função do grau de colmatção do meio granular, da taxa de filtração empregada e da qualidade da água bruta, que propiciaram carreamento de flocos, formação de fissuras ao longo da última subcamada granular e ruptura no plano transversal médio entre as duas últimas subcamadas.

Em geral, foram observados desprendimentos de flocos para todas as taxas de filtração empregadas, tendo sido constatado que, quanto maior era a taxa de filtração, mais rapidamente iniciava-se sua ocorrência e mais elevados resultavam os picos de turbidez decorrentes desses desprendimentos. Ressalta-se que foi constatado que a execução de DFIs reduziu significativamente a ocorrência desses fenômenos.

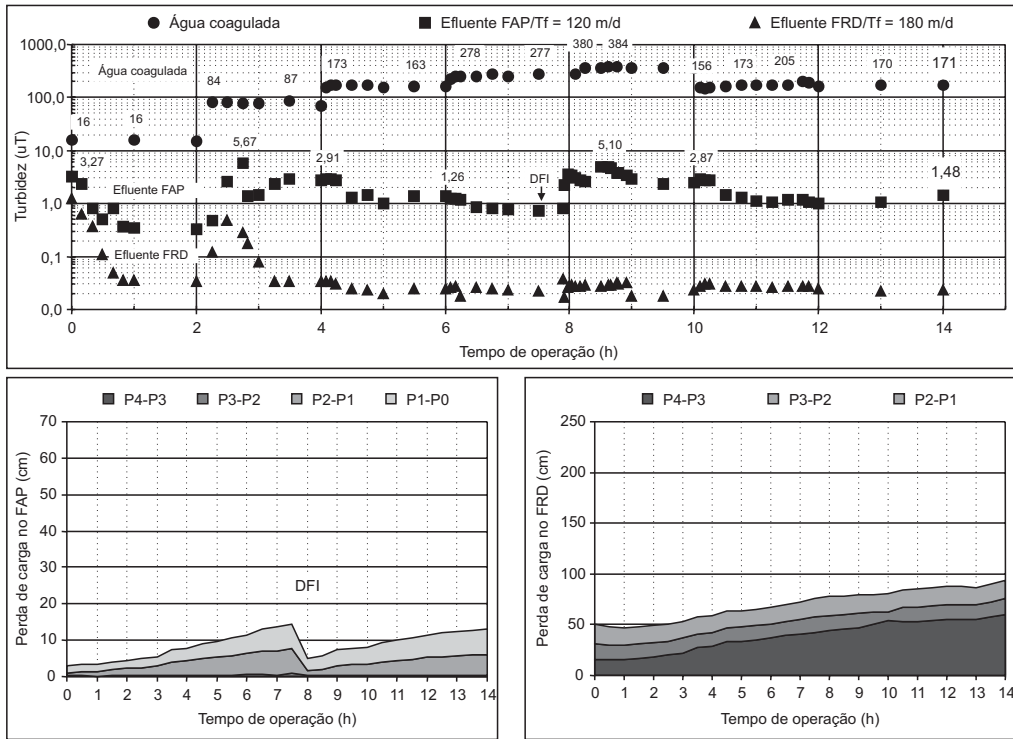


Figura 7.14 Variação da turbidez e distribuição da perda de carga nas camadas dos meios granulares em função do tempo de operação, com 1 DFI no FAP ($T_f \text{ FAP} = 120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$; $T_f \text{ FRD} = 180 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$).

Em função dos resultados obtidos, Kuroda (2002) concluiu que:

- i. A determinação das condições de coagulação em função da qualidade do filtrado em FLP e ou FLA resultou, para alguns ensaios, em água coagulada com valores negativos de potencial zeta, produzindo, porém, ótimos resultados em relação à qualidade dos efluentes filtrados e duração da carreira de filtração, sugerindo, desta forma, que a escolha dos parâmetros de coagulação com base somente no critério da medida do potencial zeta da água coagulada próxima de zero apresenta restrições, sendo fundamental a realização de ensaios de filtração direta em FLP ou FLA, adequados às características da água bruta em questão.

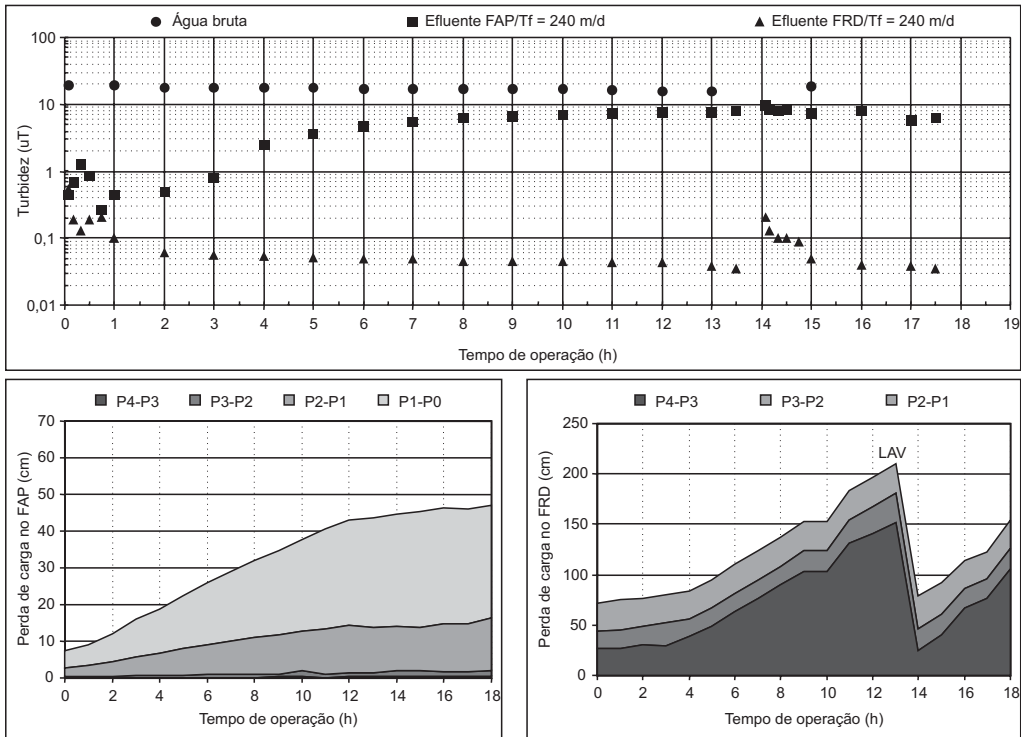


Figura 7.15 Variação da turbidez e distribuição da perda de carga nas camadas dos meios granulares em função do tempo de operação, sem DFIs (T_f FAP = $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$; T_f FRD = $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$).

- ii. A adaptação do dispositivo para a realização de testes em FLAs, no extravasor de água coagulada, apresenta a vantagem de utilizar água coagulada com as condições reais de mistura rápida empregadas, e, em razão da simplicidade e facilidade de operação, este dispositivo pode, na ausência de instalação-piloto de escoamento contínuo, ser empregado em ETAs para a determinação e o controle das condições de coagulação química.
- iii. Com base na grande variabilidade dos resultados dos exames e análises realizados, foi constatado que o desempenho do sistema FAP-FRD, em relação à qualidade dos efluentes produzidos e às durações das carreiras de filtração obtidas, é fortemente influenciado pelos efeitos dos fenômenos observados no filtro FAP, uma vez que a ocorrência de carreamento contínuo e/ou de desprendimento de flocos no FAP foi acompanhada de crescente deterioração da qualidade dos efluentes.

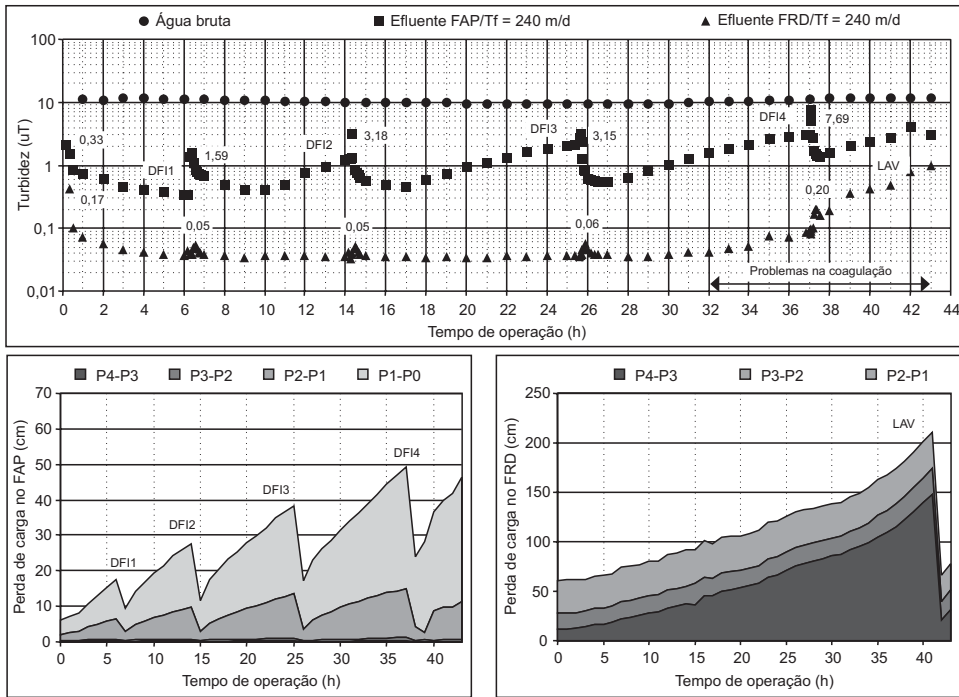


Figura 7.16 Variação da turbidez e distribuição da perda de carga nas camadas dos meios granulares em função do tempo de operação, com 4 DFIs no FAP ($T_f \text{ FAP} = 240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$; $T_f \text{ FRD} = 240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$).

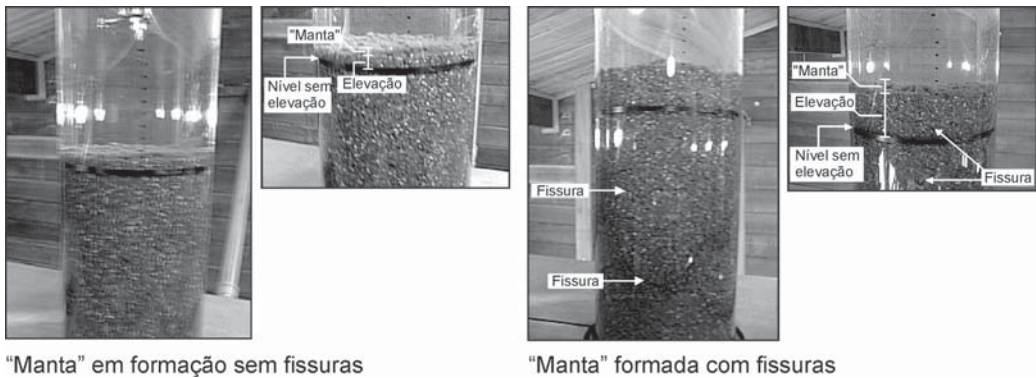


Figura 7.17 Topo da última subcamada do meio granular do FAP.

- iv. Em geral, foram observados 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.
- v. 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.
- vi. Nos ensaios X e XI, realizados com execução de 3 e 4 DFIs e taxas de filtração no FAP e FRD de $180 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, respectivamente, os números de DFIs executadas no FAP foram insuficientes em decorrência do carregamento contínuo de flocos que antecedeu a execução de cada DFI, porém, mesmo com o número de DFIs menor que o requerido, foi constatado que: a qualidade do efluente produzido foi significativamente superior; a ocorrência de desprendimentos de flocos e os valores dos picos de turbidez decorrentes desses desprendimentos foram significativamente reduzidos; as durações das carreiras do FAP resultaram mais longas, apresentando somas das cargas hidráulicas parciais recuperadas com a execução de 3 e 4 DFIs, iguais a 56,9 cm e 70,4 cm, respectivamente, valores que correspondem em até 1,4 vez, a carga hidráulica disponível (50 cm) estabelecida para o FAP; as durações das carreiras do FRD resultaram mais longas, em razão da qualidade dos efluentes pré-filtrados; os índices de produção efetiva de água foram superiores aos obtidos nos ensaios sem a execução de DFIs, em razão, principalmente, da produção de carreiras de durações mais longas.
- vii. Nos ensaios sem execução de DFIs, o FAP foi capaz de produzir efluentes com valores de turbidez adequados ao tratamento complementar com a FRD, para taxas de filtração iguais ou inferiores a $180 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, tendo resultado em carreiras de durações entre 38 e 83 h.
- viii. A eficiência global do sistema de DF com FAP foi satisfatória, tendo o FRD sido capaz de absorver as variações de qualidade da água pré-filtrada em razão das execuções das DFIs, lavagens e ocorrências de desprendimentos de flocos, com produção de efluente final com valores de turbidez, durante a maior parte do tempo, inferiores a $0,1 \text{ uT}$ e de cor verdadeira inferiores a 1 uH , independentemente da qualidade da água bruta e da taxa empregada, garantindo a produção de água com qualidade condizente com o padrão de potabilidade, após a desinfecção.
- ix. A distribuição da perda de carga nas camadas do meio granular do FAP foi similar para os ensaios realizados, independentemente das taxas de filtração empregadas e da execução ou não de DFIs.
- x. Para as condições estudadas, a distribuição da perda de carga nas subcamadas do meio granular do FAP resultou irregular; as camadas inferiores 3 e 4 foram

responsáveis por apenas 2,6% a 7,8% da perda de carga total, enquanto a camada superior 1, por cerca de 58,9% a 76,8%, sendo recomendável a revisão da granulometria a ser utilizada no FAP, de forma que a perda de carga seja melhor distribuída entre as subcamadas.

- xi. No FRD, cerca de 70,5% a 92,5% da perda de carga total foi associada à camada superior (de menor granulometria) com apenas 10 cm de espessura, porém, considerando a função de polimento e barreira bacteriológica dessa unidade de filtração, concluiu-se que a granulometria utilizada foi adequada para este fim.

De Paula (2003) realizou ensaios para remoção de turbidez, utilizando o FAAG como pré-tratamento ao FRD na dupla filtração. Os filtros ascendente e descendente foram construídos em acrílico transparente, com diâmetros internos de 141 mm e 92 mm, respectivamente. Na Tabela 7.3 são apresentadas as características dos materiais de ambos os filtros.

Tabela 7.3 Características dos materiais filtrantes.

Filtro	Material	Subcamada	Tamanho dos grãos (mm)	Espessura (cm)
Ascend. (FAAG)	Pedregulho (Suporte)	Fundo	25,4-19,0	10
		Primeira	12,7-19,0	10
		Segunda	6,4-12,7	10
		Terceira	3,2-6,4	15
		Quarta	6,4-12,7	7,5
		Superior	12,7-19,0	7,5
	Areia	Tamanho dos grãos: 1,0-2,4 mm	Tamanho efetivo: 1,4 mm	Espessura da camada: 1,6 m
Descend. (FRD)	Areia	Tamanho dos grãos: 0,30-1,41 mm	Tamanho efetivo: 0,43 mm	Espessura da camada: 0,7 m

Tanto o filtro ascendente quanto o descendente possuíam piezômetros, que permitiram verificar a distribuição da perda de carga nas subcamadas do meio granular para a programação das operações de DFIs e lavagens dos filtros. A carreira de filtração era encerrada pelo critério de perda de carga-limite no meio granular, estabelecida em 2,2 m para o FAAG (camada suporte e areia grossa) e 2,1 m para o FRD ou pela produção de água filtrada com turbidez superior a 1 uT. As DFIs no FAAG foram realizadas desviando o afluente ao filtro ascendente e, em seguida, introduzindo água na interface (pedregulho-areia) com taxa de aproximadamente 1.000 m³/m²/d, por 1 min. Na Figura 7.18 é mostrado um esquema da instalação-piloto e na Tabela 7.4 tem-se a programação dos ensaios realizados. Nessa tabela também são apresentados os resultados de produção efetiva, calculados em função de: duração da carreira de filtração, DFI e final no FAAG, lavagem com água no FAAG e no FRD.

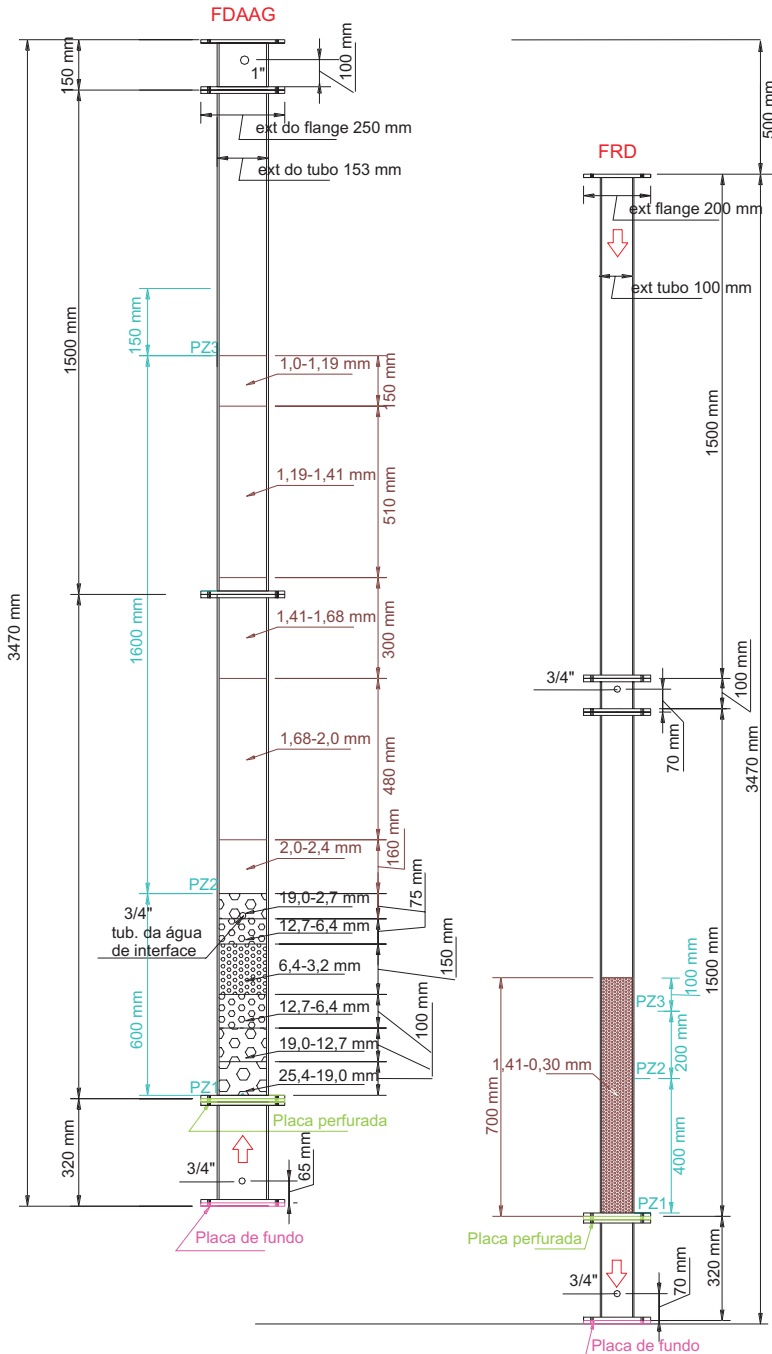


Figura 7.18 Esquema da instalação-piloto de dupla filtração com filtro ascendente em areia grossa.

Tabela 7.4 Programação do trabalho experimental e produção efetiva.

Ensaio	Taxa de filtração no FAAG (m ³ /m ² /d)	Taxa de filtração no FRD (m ³ /m ² /d)	Operação do FAAG	Índice de produção efetiva (%)
I	120	200	Sem DFI	97,0
II	160	300	Sem DFI	94,5
III	240	300	Sem DFI	94,7
IV	240	400	Sem DFI	92,3
V	360	300	Sem DFI	94,0
VI	360	400	Sem DFI	93,1
VII	360	400	Com DFI	95,4
VIII	240	300	Com DFI	95,7

As dosagens de coagulante utilizadas nos ensaios I a VIII variaram de 4,2 a 6,0 mg de $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14,3 \times H_2O/L$ (0,38 a 0,53 mg Al/L) e os valores de pH de coagulação resultaram entre 6,2 e 7,1.

Nas Figuras 7.19, 7.20, 7.21 e 7.22 são apresentados os resultados de alguns ensaios realizados. Para todos os ensaios em que foram empregadas taxas de filtração entre 120 e 360 m³/m²/d no FAAG e entre 200 a 300 m³/m²/d no FRD, o encerramento da carreira foi ditado pelo critério de perda de carga-limite no FAAG, mesmo para diferentes condições de qualidade de água bruta e dosagens de produtos químicos, tendo o FRD pouco contribuído para a remoção global de impurezas, dados os valores de perda de carga e de turbidez resultantes (como os do ensaio I).

A perda de carga na camada suporte do meio granular do FAAG variou entre 10,8% e 21,3% da perda de carga total, enquanto na camada filtrante variou entre 79% e 89,2%, conforme a Tabela 7.5 e as Figuras 7.19 a 7.22. Uma opção seria utilizar maior granulometria e menor espessura para o meio filtrante do FAAG. Em relação ao FRD, observou-se que cerca de 63,3% a 79,1% da perda de carga total foi associada à subcamada superior (de menor granulometria) com apenas 10 cm de espessura (ensaios III e VI da Tabela 7.5).

Tabela 7.5 Valores máximos de perda de carga por camada granular e respectivas porcentagens no FAAG e no FRD correspondente.

Características		Ensaio					
		I**	III	VI	VII**	VIII**	IX* **
Camadas no FAAG	Cam. 1/160 cm 1,0 a 2,4 mm	174,1 cm 79%	188,9 cm 85,9%	196 cm 89,2%	188 cm 84,2%	184 cm 83,3%	42,9 cm 78%
	Cam. 2/60 cm 3,2 a 25,4 cm	46,9 cm 21,3%	31 cm 14,1%	23,8 cm 10,8%	35,2 cm 15,8%	36,7 cm 16,7%	14,9 cm 27,1%
Camadas no FRD	Cam. superior 10 cm	16,9 cm 30%	166,3 cm 79,1%	135 cm 63,3%	35,7 cm 31%	32,4 cm 37%	28,3 cm 36,1%
	Cam. intermediária 20 cm	17,8 cm 31,6%	33,7 cm 16%	60,2 cm 28,3%	38,1 cm 33,1%	28,5 cm 32,6%	23,4 cm 29,9%
	Cam. inferior 40 cm	22,3 cm 39,6%	24,2 cm 11,5%	56,4 cm 26,5%	43 cm 37,3%	28,6 cm 32,7%	28,1 cm 35,9%

* Ensaio encerrado sem atingir a perda de carga-limite no FAAG; ** ensaio encerrado sem atingir a perda de carga-limite no FRD.

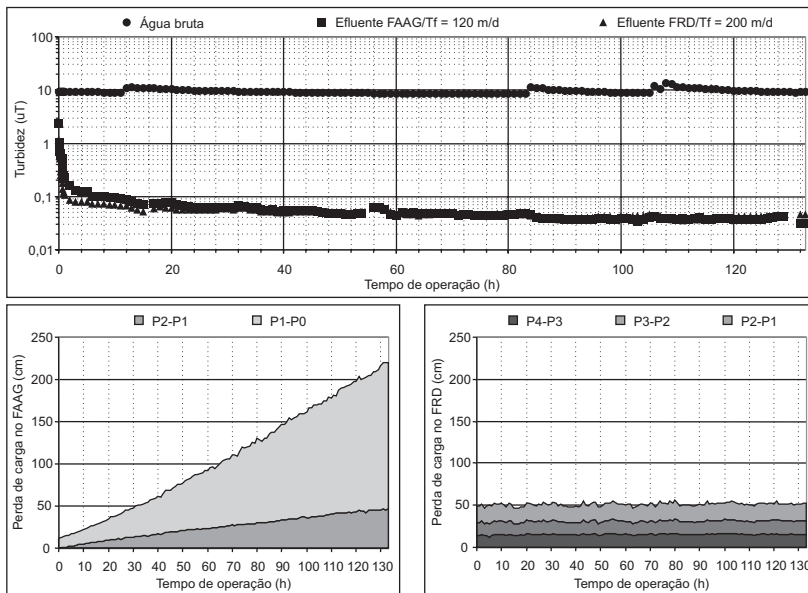


Figura 7.19 Variação da turbidez e distribuição da perda de carga nas camadas dos meios granulares em função do tempo de operação, sem DFIs no FAAG (T_f FAAG = 120 m³/m²/d; T_f FRD = 200 m³/m²/d).

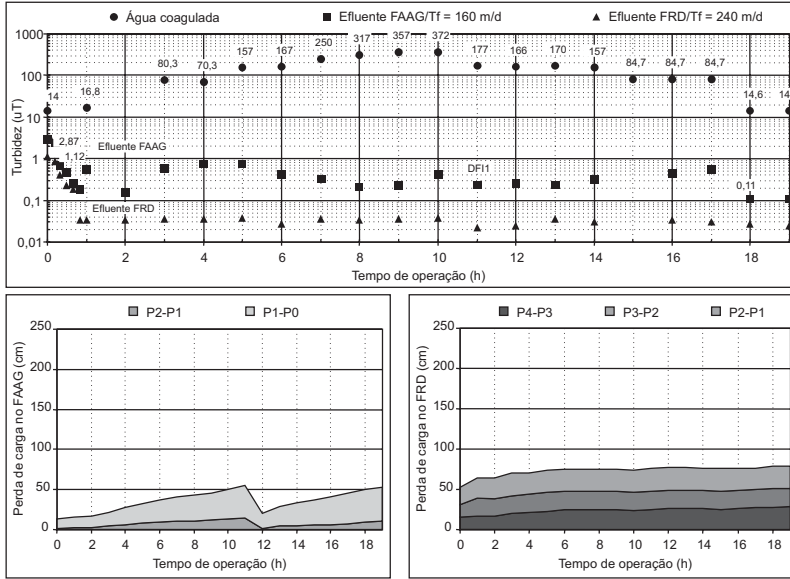


Figura 7.20 Variação da turbidez e distribuição da perda de carga nas camadas dos meios granulares em função do tempo de operação, com 1 DFI no FAAG (T_f FAAG = $160 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$; T_f FRD = $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$).

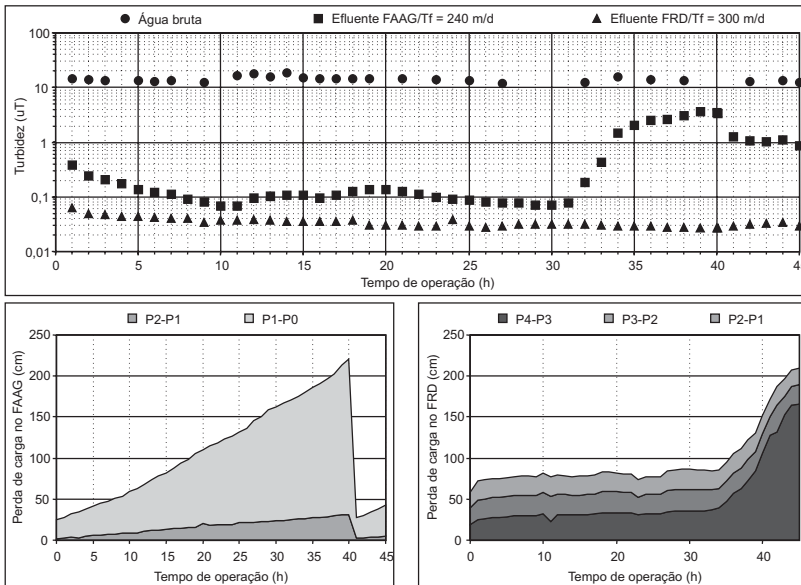


Figura 7.21 Variação da turbidez e distribuição da perda de carga nas camadas dos meios granulares em função do tempo de operação, sem DFIs no FAAG (T_f FAAG = $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$; T_f FRD = $300 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$).

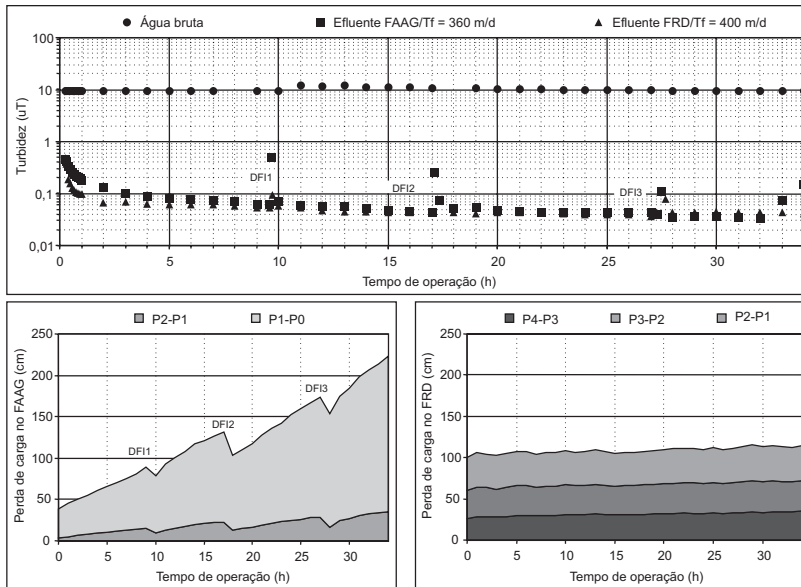


Figura 7.22 Variação da turbidez e distribuição da perda de carga nas camadas dos meios granulares em função do tempo de operação, com 3 DFIs no FAAG (T_f FAAG = $360 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$; T_f FRD = $400 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$).

Com base no trabalho experimental realizado, De Paula (2003) concluiu que: i) a distribuição da perda de carga nas camadas do meio granular do FAAG não apresentou diferenças significativas para as variadas taxas de filtração e modo de operação (com e sem execução de DFIs), tendo a camada suporte sido responsável por 10,8% a 21,3% da perda de carga total e a camada filtrante, por 79% a 89,2%; ii) para as condições estudadas, a granulometria do FAAG deve ser revisada, de forma que a perda de carga seja melhor distribuída entre as camadas, possibilitando, assim, que o FRD desempenhe sua devida função no sistema de dupla filtração; iii) no FRD, cerca de 63,3% a 79,1% da perda de carga total foi associada à subcamada superior (de menor granulometria) com apenas 10 cm de espessura, porém, considerando a função de polimento e a barreira bacteriológica dessa unidade de filtração, concluiu-se que a granulometria utilizada foi adequada para este fim.

Di Bernardo *et al.* (2002) estudaram o efeito da ocorrência de picos de turbidez no desempenho da dupla filtração durante a carreira de filtração, utilizando dois sistemas, um com filtro ascendente de pedregulho e outro de areia grossa. Para gerar o pico de turbidez na água afluyente aos sistemas estudados, foi preparada uma suspensão a partir de material coletado de solo argiloso da região contendo aproximadamente 55% de argila (partículas com tamanho inferiores a $2 \mu\text{m}$). A análise granulométrica do solo foi realizada utilizando o método denominado *Análise*

Granulométrica Conjunta (NBR 6502). De acordo com a programação do pico de turbidez de duração relativamente curta (Figura 7.23), as diferentes condições de turbidez das águas de estudo foram obtidas a cada 2 h.

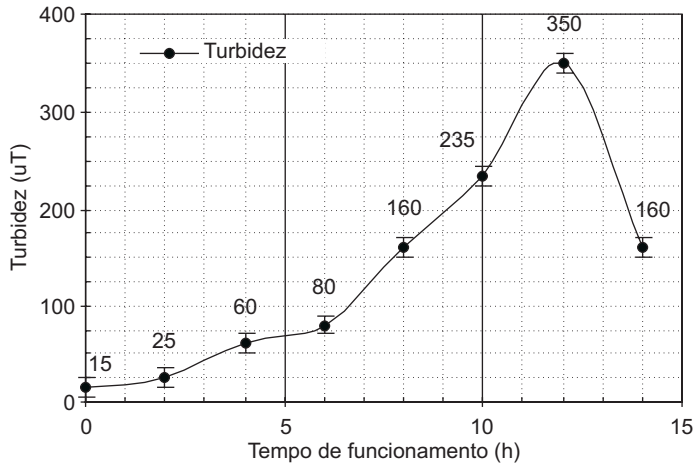


Figura 7.23 Programação do pico de turbidez.

As condições de coagulação química foram obtidas por meio de ensaios de coagulação em reatores estáticos e de filtração direta em FLAs, com três granulometrias (ver Tabela 7.6), e em FLP whatman 40 para efeito de comparação de resultados para cada valor de turbidez. Apresentam-se na Tabela 7.7 as especificações do coagulante químico e do alcalinizante utilizado para ajuste do pH de coagulação durante os ensaios. Inicialmente, era realizado teste preliminar em função do pH de coagulação resultante para a determinação das faixas de dosagens de coagulante químico e de alcalinizante a serem testados e, em seguida, escolhido o par de dosagens em função da turbidez do filtrado ($\leq 0,5$ uT). Fixada a dosagem de coagulante, variava-se a dosagem de alcalinizante (“ajuste fino” do pH de coagulação), obtendo-se finalmente o par de dosagens mais adequado para a água em questão. Os parâmetros utilizados nos ensaios de laboratório são apresentados na Tabela 7.8.

Tabela 7.6 Granulometria da areia dos filtros de laboratório.

Turbidez da água bruta (uT)	FLA	Tamanho dos grãos (mm)
< 25	1	0,3 a 0,59
25 a 100	2	0,42 a 0,84
> 100	3	0,59 a 1,41

Tabela 7.7 Características dos produtos químicos.

Coagulante químico: solução de sulfato de alumínio		Alcalinizante: carbonato de sódio em pó	
Massa específica da solução (g/cm ³)	1,32	Massa específica aparente (g/L)	450 a 550
Al ₂ (SO ₄) ₃ × 14,3 H ₂ O (% massa/massa)	42,4	Pureza mínima (%)	98
Teor de Al ₂ O ₃ (% massa/massa)	7,215	Umidade máxima (% peso)	1
Teor máximo de Fe ₂ O ₃ (%)	1,2	Insolúveis – máximo (% peso)	0,05

Tabela 7.8 Parâmetros empregados nos ensaios de coagulação em equipamento de jarreste e filtros de laboratório de areia e de papel whatman 40 para determinação das condições de coagulação.

Parâmetros de coagulação, mistura rápida e filtração direta		Parâmetros de controle
Tempo de mistura rápida (s)	60	pH da água de estudo; turbidez da água de estudo; alcalinidade da água de estudo; pH de coagulação; turbidez dos efluentes filtrados em 2 coletas nos FLP e 3 nos FLA
Gradiente de velocidade média na mistura rápida (s ⁻¹)	1000	
Dosagens de sulfato de alumínio sólido – DSA (mg/L)	2,54 a 33,9	
Dosagens de alumínio – DAL (mg Al/L)	0,229 a 3,05	
Dosagens de carbonato de sódio – DCSpc (mg/L)	0 a 17	
Tempos de filtração em filtro de laboratório de papel – FLP (min.)	3 e 6	
Tempos de filtração em filtro de laboratório de areia – FLA (min.)	15, 20, 25 e 30	

DSA (mg/L): dosagem de sulfato de alumínio sólido (Al₂(SO₄)₃ × 14,3 H₂O); DAL (mgAl/L): dosagem de alumínio; DCSpc (mg/L): dosagem de carbonato de sódio anidro (produto comercial).

A instalação-piloto de dupla filtração (IPDF) foi composta pelos sistemas de recalque de água bruta, de regularização da vazão de água bruta (caixa de nível constante), de mistura rápida, de aplicação da suspensão de argila, de lavagem dos filtros e de dois sistemas de dupla filtração (um com FAP e outro com FAAG, ambos seguidos de FRDs). A aplicação da suspensão de argila foi realizada por meio de uma tubulação interligada a um sistema composto por 2 tanques de 200 L, providos de

agitador e bomba centrífuga, que descarregava livremente na tubulação de entrada da unidade de mistura rápida. Apresenta-se na Figura 7.24 um fluxograma da distribuição de água na IPDF. Os sistemas de dupla filtração foram providos de derivações nas tubulações a fim de conduzir continuamente parcelas da vazão de água bruta e dos efluentes produzidos aos turbidímetros de escoamento contínuo. Os filtros foram construídos em acrílico transparente com diâmetro interno igual a 141 mm para os ascendentes e 92 mm para os descendentes. Tanto os filtros ascendentes quanto os descendentes possuíam piezômetros, que permitiram verificar a penetração de impurezas no meio granular. Na Tabela 7.9 são apresentadas as características do material granular utilizado.

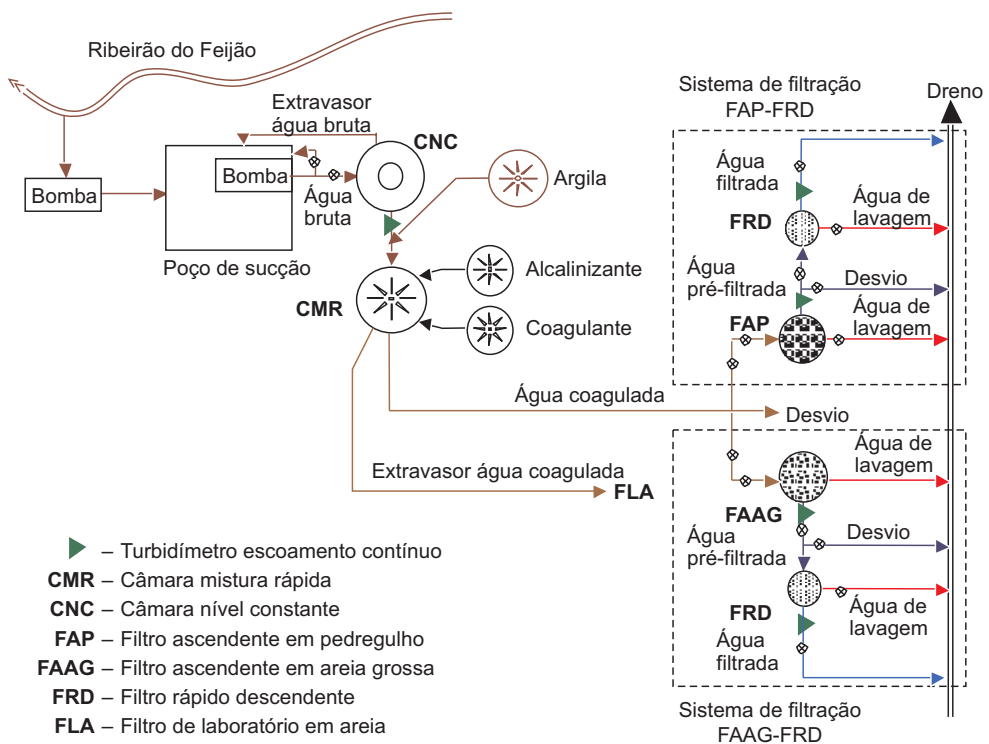


Figura 7.24 Fluxograma de distribuição de água na IPDF.

Para avaliar o desempenho dos dois sistemas, foi programado o monitoramento dos seguintes parâmetros: vazão, perda de carga, turbidez, temperatura, alcalinidade, potencial zeta, pH, cor aparente e verdadeira, COD, absorvância, coliformes fecais e *E. coli*, alumínio residual e distribuição de partículas. As taxas de filtração empregadas foram, respectivamente, de 120 e 180 m³/m²/d no FAP e no FRD correspondente e de 160 e 240 m³/m²/d no FAAG e no FRD correspondente e a duração prevista dos ensaios

permitiu a realização de apenas 1 DFI no FA de cada sistema. Os ensaios realizados para a determinação das condições de coagulação para as seis águas de estudo e água bruta, com valores de turbidez variando entre 15,3 e 351 uT, resultaram em DSA de 7,62 a 25,4 mg/L de $Al_2(SO_4)_3 \times 14,3 H_2O$ (DAI de 0,69 a 2,29 mg Al/L), de DCSpc entre 0 e 12 mg/L do produto comercial e valores de pH entre 5,64 e 6,59. Apresenta-se na Tabela 7.10 um resumo dos ensaios de laboratório realizados para determinar as condições de coagulação e alguns resultados.

Tabela 7.9 Características do material granular.

FAP		Cam. suporte FAAG		FAAG	FRD
Tamanho dos grãos (mm)	Espessura da subcam. (mm)	Tamanho dos grãos (mm)	Espessura da subcam. (mm)	Tamanho dos grãos = 1,0 a 2,4 mm Tamanho efetivo = 1,2 a 1,4 mm Coef. desuniform. = 1,7 Espessura cam. = 1,6 m	Tamanho dos grãos = 0,3 a 1,41 mm Tamanho efetivo = 0,42 a 0,45 mm Coef. desuniform. = 1,7 Coef. esfericidade = 0,75 a 0,8 Espessura cam. = 0,7 m
19,0 a 25,4	300	25,4-19	10		
		12,7-19	10		
9,6 a 15,9	300	6,4-12,7	10		
		3,2-6,4	15		
3,2 a 6,4	300	6,4-12,7	7,5		
1,41 a 2,4	300	12,7-19	7,5		

Tabela 7.10 Resumo dos dados e resultados dos ensaios realizados em laboratório para determinar as condições de coagulação das águas bruta e de estudo.

E N S	Turb. água est. (uT)	F L A	DSA (mg/L)	DAI (mg/L)	DCS pc	Resultados selecionados					
						DSA	DAI	DCS pc	pH	Turb. FLP 2ª col.	Turb. FLA 20 min.
1*	15,3	1	4,2 a 11	0,381 a 0,991	0	7,62	0,686	0	6,4	0,18	0,32
2	25	1	2,5 a 11	0,229 a 0,991	0	9,31	0,839	0	5,6	0,16	0,29
3	63,5	2	12,7 a 21,2	1,144 a 1,906	0 a 9	16,9	1,525	6	6,3	0,39	0,25
4	85,5	2	16,9 a 29,6	1,525 a 2,669	7 a 15	16,9	1,525	8	6,6	0,24	0,22
5	160	2/3	16,9 a 25,4	1,532 a 2,288	6 a 12	16,9	1,525	8	6,6	0,3	0,37
6	236	3	16,9 a 29,6	1,532 a 2,669	8 a 15	21,2	1,906	10	6,6	0,21	0,3
7	351	3	21,2 a 33,9	1,991 a 3,050	10 a 17	25,4	2,288	12	6,4	0,37	0,26

*Ensaio realizado para a água bruta; DSA (mg/L): dosagem de sulfato de alumínio sólido ($Al_2(SO_4)_3 \times 14,3 H_2O$); DAI (mgAl/L): dosagem de alumínio; DCSpc: dosagem de carbonato de sódio anidro (produto comercial); turb.: turbidez do filtrado (uT).

Dos resultados obtidos, verificou-se que a aplicação do critério apresentado na Tabela 7.6 para a escolha da granulometria a ser utilizada no FLA em função das características da água apresentou resultados mais coerentes em razão da produção de efluentes com valores de turbidez remanescente significativamente superiores aos obtidos por filtração em FLP para baixas dosagens de coagulante, em especial para

águas com valores mais elevados de turbidez, conforme os gráficos das Figuras 7.25 e 7.26. Este fato comprovou que o FLA é mais sensível às variações das condições de coagulação, bem como das características da água de estudo, sendo o mais apropriado nesses casos, especialmente nos ensaios de filtração direta.

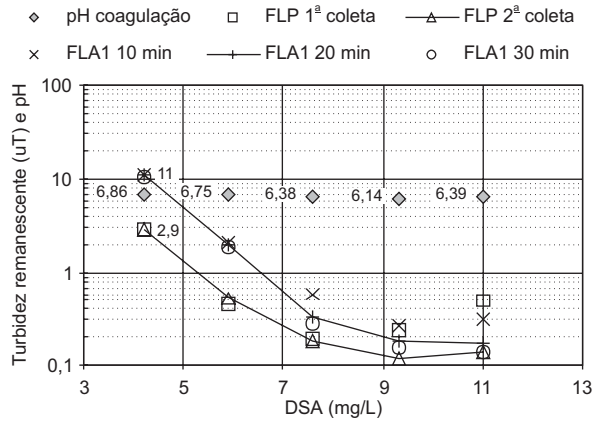


Figura 7.25 Variação da turbidez remanescente e pH em função da DSA utilizando FLP e FLA1 para água bruta com turbidez de 15,3 uT.

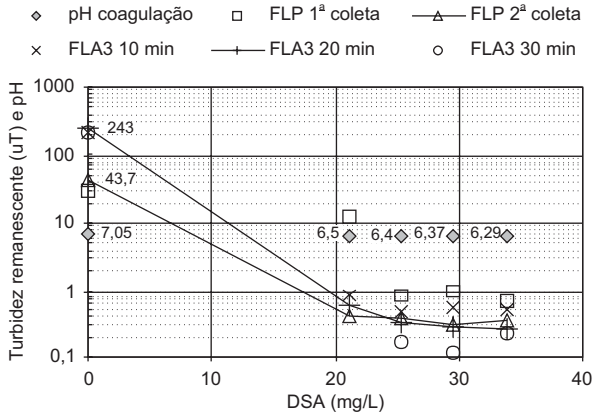


Figura 7.26 Variação da turbidez remanescente e pH em função da DSA utilizando FLP e FLA3 para água de estudo com turbidez de 351 uT.

Tanto o FAP como o FAAG demonstraram ter capacidade de absorver variações bruscas de turbidez, tendo os efluentes pré-filtrados apresentado valores de turbidez

do FAP entre 0,3 e 5,7 uT, e do FAAG entre 0,11 e 2,9 uT, valores normalmente aceitáveis para o tratamento subsequente com a filtração rápida descendente, conforme as Figuras 7.27 e 7.28. Convém observar que o pico de 384 uT ocorreu quando o FAP ainda se encontrava no período de maturação (30 min. após a execução da DFI) e apresentou valor máximo de turbidez de 5,11 uT. Para os efluentes filtrados dos FRD de ambos os sistemas, os valores foram menores que 1 uT, e na maior parte do tempo, menores que 0,1 uT.

De maneira geral, para os parâmetros analisados, os efluentes do sistema FAAG-FRD apresentaram valores ligeiramente melhores, conforme a Tabela 7.11. No entanto, deve-se considerar que a carga hidráulica requerida para retenção de impurezas no meio granular do FAAG é significativamente mais elevada (220 cm, enquanto para o FAP é 50 cm) e que as condições operacionais necessárias para efetuar a limpeza e a lavagem do FAAG, em razão da elevada espessura do meio granular (composta por 60 cm de camada suporte e 160 cm de areia grossa), pode dificultar a aplicação dessa tecnologia para esse caso. Por terem sido empregadas dosagens de sulfato de alumínio relativamente altas sob condições instáveis de qualidade de água bruta e operação, foram realizadas medidas da concentração de alumínio residual nos efluentes produzidos, tendo resultado valores entre 0,01 e 0,03 mg Al/L no efluente final, atendendo dessa forma ao padrão de potabilidade (Portaria 1469), cujo limite é 0,2 mg Al/L.

Tabela 7.11 Resumo dos resultados dos ensaios realizados em IPDF com desenvolvimento de pico de turbidez.

Condições de coagulação química		DSA = 7,6 a 25,4 mg/L; DAI = 0,685 a 2,288 mg/L; pH da AB = 6,8 a 7,3; temp. = 21,5 a 23,5°C; alcalin. AB = 8,4 a 10,5 mg CaCO ₃ /L; DCSpc = 0 a 12 mg/L			
Taxas de filtração (m ³ /m ² /d)		txFAP = 160 e e txFRD = 240		txFAP = 120 e e txFRD = 180	
Parâmetros	Água coag.	Eflu. FAP	Eflu. FRD	Eflu. FAP	Eflu. FRD
pH	-	6,43 a 6,56	6,5 a 6,8	6,3 a 6,7	6,1 a 6,7
Potencial zeta (mV)	-	-2,2	-1,8	-2,4 a -2,2	-2,0 a -1,9
Turbidez* (uT)	16 a 384	0,11 a 2,87	0,02 a 1,12	0,33 a 5,7	0,02 a 1,27
Cor aparente (uH)	-	<1 a 9	<1 a 4	5 a 17	1 a 7
Cor verdadeira (uH)	-	<1 a 2	<1	<1 a 2	<1 a 1
C orgân. dissolvido (mgC/L)	-	1,67 a 3,52	1,46 a 3,8	1,82 a 3,98	2,05 a 2,38
Absorvância 254 nm	-	0,012 a 0,02	0,011 a 0,018	0,012 a 0,019	0,011 a 0,033
Alumínio residual (mg/L)	-	-	<0,01 a 0,03	-	0,01 a 0,03
Nº total partes/ml	17698,9 a 21180,8	44 a 346,7	30,2 a 196	48,3 a 350,3	77,5 a 344,7

* Valores de turbidez considerando os períodos de maturação dos filtros.

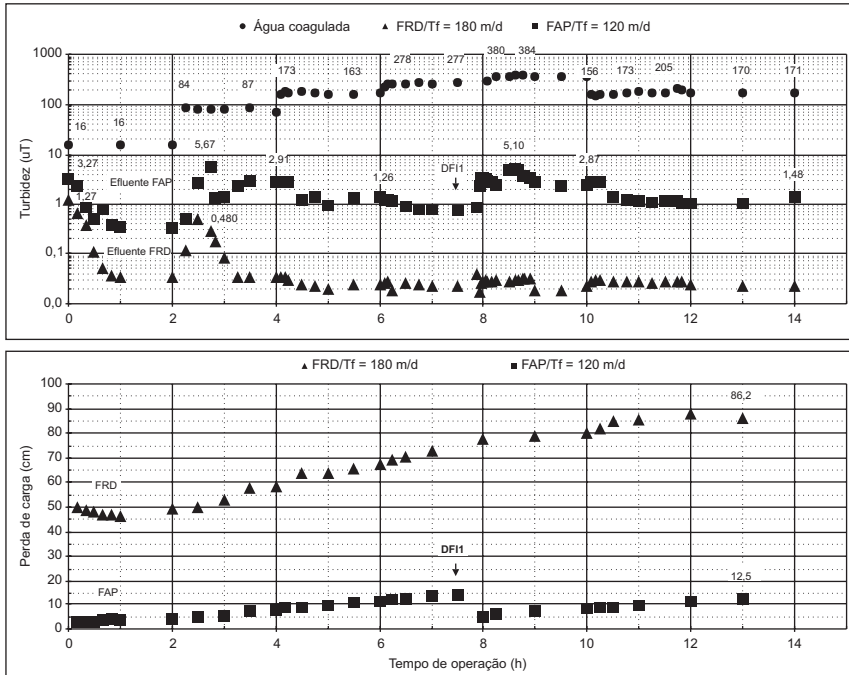


Figura 7.27 Variação da turbidez e perda de carga no FAP e no FRD em função do tempo de operação (ensaio com pico de turbidez de até 380 uT; Tf FAP = 120 m³/m²/d Tf FRD = 180 m³/m²/d).

Com base no trabalho realizado, Di Bernardo *et al.* (2002) concluíram, principalmente, que:

- i) Os resultados obtidos nos ensaios de filtração direta em FLAs com granulometria, segundo critério recomendado na Tabela 8.6, foram mais coerentes que os obtidos em FLPs, whatman 40, mostrando que o método empregado utilizando os FLAs é mais sensível às variações de qualidade de água bruta e de dosagens aplicadas e, conseqüentemente, mais adequado para a determinação das condições de coagulação química, especialmente para águas com valores elevados de turbidez.
- ii) Os resultados obtidos no ensaio em IPDF mostraram que os dois sistemas de dupla filtração foram capazes de absorver picos de turbidez de até 384 uT, mediante a aplicação e o controle adequados das condições de coagulação obtidas em laboratório. Para os sistemas avaliados, foram obtidos valores de turbidez dos efluentes pré-filtrados do FAP entre 0,3 e 5,7 uT, e do FAAG entre 0,11 e 2,9 uT. Para os efluentes filtrados dos FRDs de ambos os sistemas,

os valores de turbidez foram menores que 1 uT, e na maior parte do tempo, menores que 0,1 uT. Quanto aos outros parâmetros analisados, para ambos os sistemas foram produzidos efluentes finais com qualidade condizente com o padrão de potabilidade após a realização da desinfecção.

- iii) Considerando que a qualidade dos efluentes produzidos em ambos os sistemas não apresentaram diferenças significativas, o sistema FAP-FRD parece ser mais apropriado para as condições de picos de turbidez estudadas, pois a carga hidráulica requerida para retenção de impurezas é menor e sua limpeza é mais fácil, no entanto, deve-se levar em conta que o FAAG funcionou com taxa de filtração mais elevada.

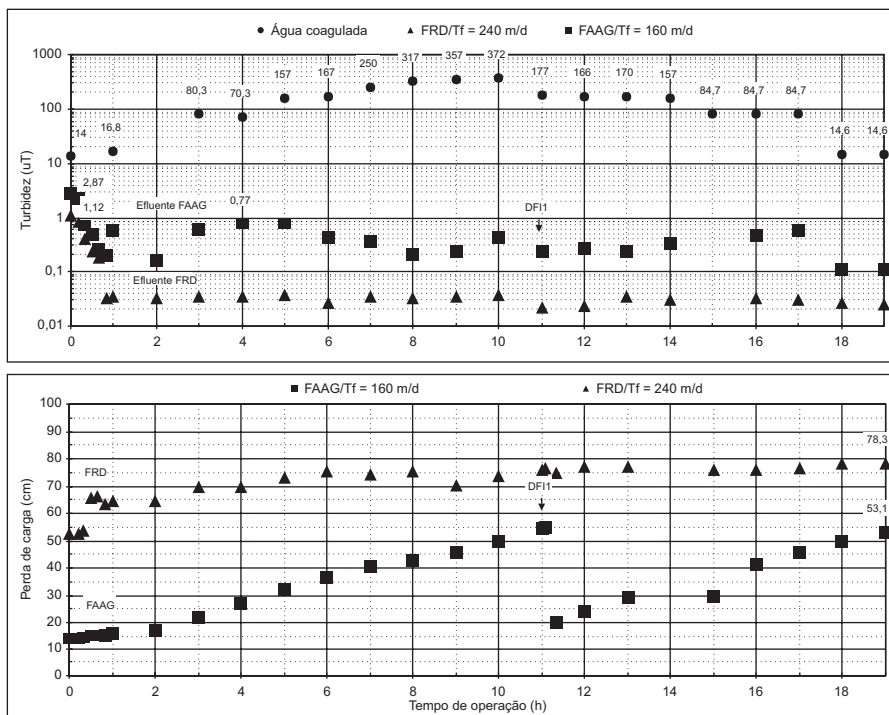


Figura 7.28 Variação da turbidez e perda de carga no FAAG e no FRD em função do tempo de operação (ensaio com pico de turbidez de até 380 uT; Tf FAAG = 160 m³/m²/d e Tf FRD = 240 m³/m²/d).

Di Bernardo (2003) realizou três ensaios em instalação-piloto de dupla filtração com água de estudo com turbidez igual a 100 uT. O FA consistia de duas câmaras de filtração com diâmetro interno de 91 mm, contendo areia grossa com tamanho dos

grãos de 1,19 a 3,36 mm, tamanho efetivo igual a 1,41 mm, coeficiente de desuniformidade de 1,42, espessura total do meio filtrante = 1,40 m, espessura da camada suporte = 0,55 m, com tamanhos do pedregulho de 3,36 a 25,4 mm. O FD era constituído de uma câmara com diâmetro interno de 91 mm, tamanho dos grãos = 0,297 a 1,41 mm, tamanho efetivo = 0,42 mm, coeficiente de desuniformidade = 1,67 e espessura total do meio filtrante = 0,70 m. A água de estudo foi preparada a partir da mistura de água do poço da EESC-USP (sem cloro) com caulinita, de modo que a turbidez final resultasse 100 uT. Foram realizados ensaios de filtração direta em jarreste e kit de filtros de areia para determinação das condições ótimas de coagulação com o sulfato de alumínio. Nos três ensaios de filtração foram monitorados os seguintes parâmetros: perda de carga nos piezômetros (a cada 3 horas), turbidez da água bruta, pré-filtrada e filtrada nos turbidímetros de escoamento contínuo e pH de coagulação e temperatura da água bruta de 3 em 3 h. Na Figura 7.29 é apresentado um esquema da instalação-piloto de dupla filtração utilizada nos ensaios. No ensaio com descargas de fundo intermediárias, estas foram executadas no filtro ascendente a cada 6 horas, com aplicação de água na interface com taxa de $600 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e duração de 2 min.

Durante os três ensaios, a água bruta apresentou as seguintes características: turbidez = 95 a 105 uT, alcalinidade = 28 a 30 mg/L CaCO_3 , cor verdadeira = 4 uH, cor aparente = 410 uH, pH = 7,30 a 7,70 e temperatura = 24 a 29°C. A dosagem de sulfato de alumínio foi de 27,5 mg/L do produto comercial líquido (ou 1,05 mg Al/L), com pH de coagulação de 6,90 a 7,05.

Na Figura 7.30 são mostrados os principais resultados obtidos no ensaio 1, no qual o filtro ascendente funcionou com taxa de filtração de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e o descendente, de $180 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$. Na Figura 7.31 têm-se os resultados do ensaio 2, em que o filtro ascendente funcionou com taxa de filtração de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e o descendente, de $360 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$. Nesses ensaios não foram realizadas DFIs.

No ensaio 3 foram realizadas cinco DFIs no FA, a cada 6 horas de funcionamento, e este filtro funcionou com taxa de filtração de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e o descendente, de $360 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ (ver Figura 7.32).

A duração da carreira de filtração do ensaio 1 foi de 67 h, com a ocorrência do transpasse no filtro rápido descendente. O transpasse no filtro ascendente aconteceu após 54 horas de funcionamento. No ensaio 2, com o aumento das taxas de filtração de 120 para $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no filtro ascendente e de 240 para $360 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no descendente, houve redução da duração da carreira de filtração, totalizando 21 h. O transpasse no filtro ascendente ocorreu após 12 h e no filtro descendente, após 21 h.

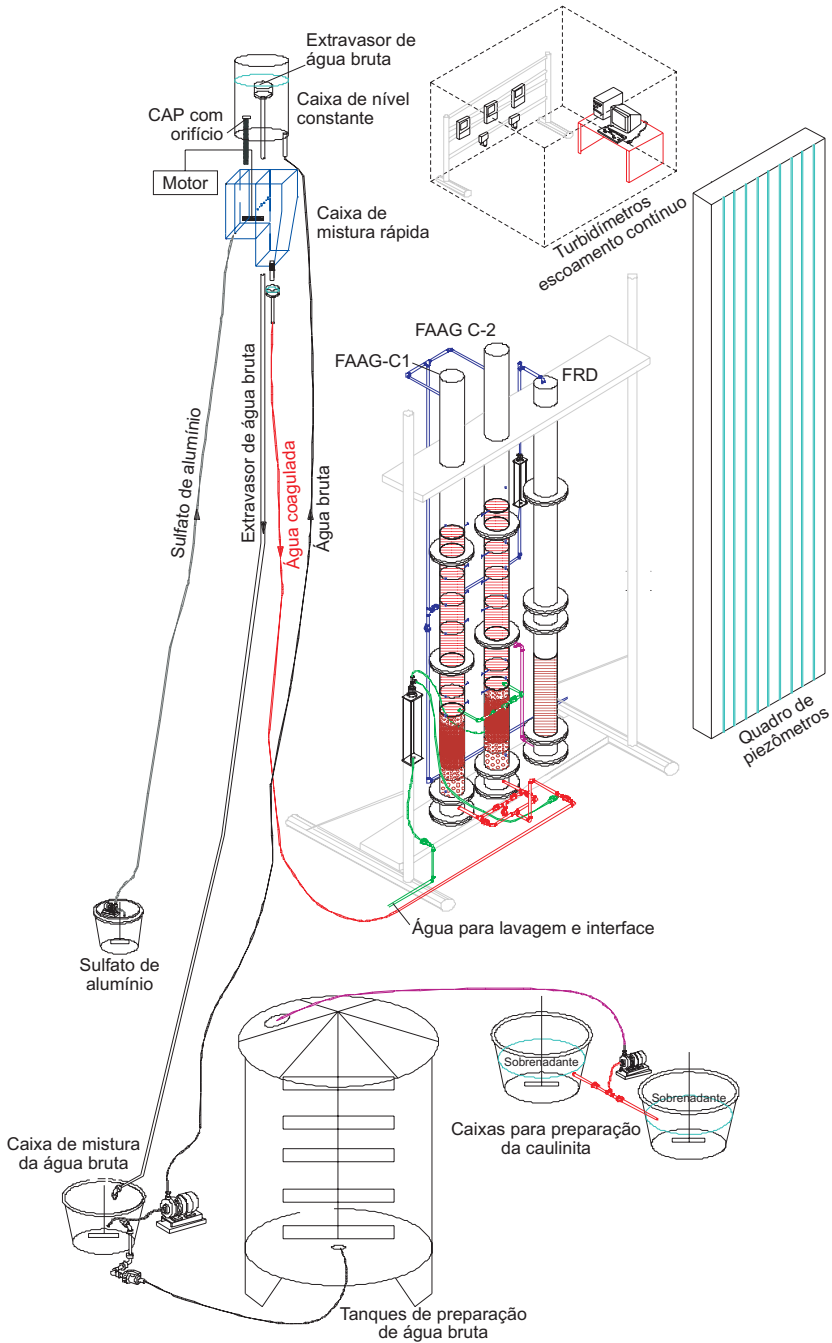


Figura 7.29 Esquema da instalação-piloto de dupla filtração.

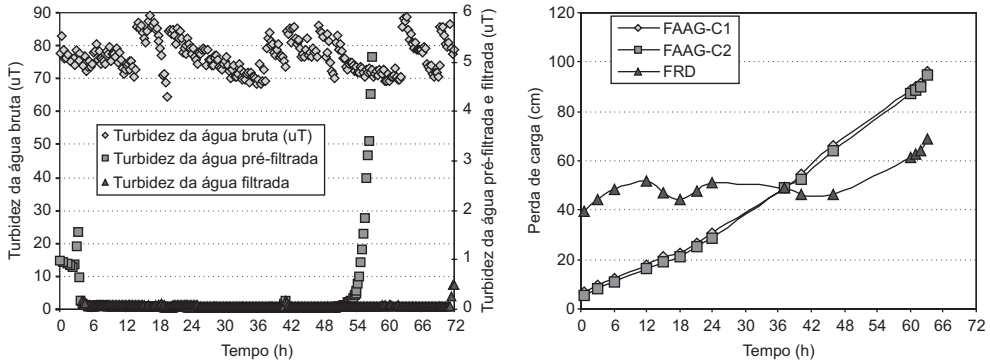


Figura 7.30 Variação da turbidez e da perda de carga nos filtros – ensaio 1 (água de estudo com turbidez \cong 100 uT).

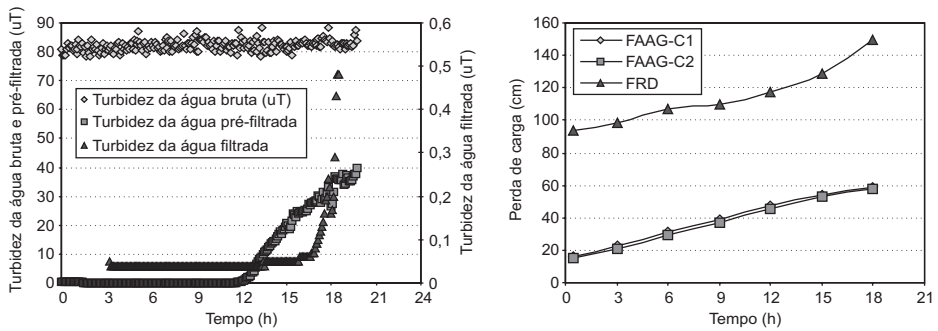


Figura 7.31 Variação da turbidez e da perda de carga nos filtros – ensaio 2 (água de estudo com turbidez \cong 100 uT).

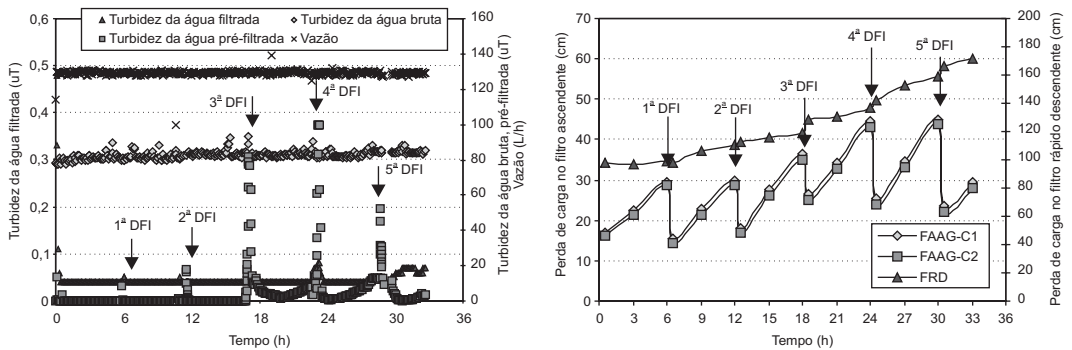


Figura 7.32 Variação da turbidez e da perda de carga nos filtros – ensaio 3 com execução de DFIs (água de estudo com turbidez \cong 100 uT).

No ensaio 3 foram mantidas as taxas de filtração do ensaio 2 e executadas as descargas de fundo intermediárias no filtro ascendente a cada 6 h. Conforme observado na Figura 7.32, houve recuperação da carga hidráulica e melhora na qualidade do efluente produzido (água pré-filtrada), e a duração da carreira foi de 35 h. O transpasse no filtro ascendente ocorreu após 17 h e o término da carreira ocorreu por perda de carga-limite no filtro descendente (1,80 m).

O início do transpasse no ensaio 3, ocasionado pelo arraste gradativo de flocos, pode ser visto na Figura 7.32a e o desprendimento da manta formada no topo do filtro ascendente no reinício de operação, logo após a quarta descarga de fundo intermediária, é mostrado na Figura 7.33b.

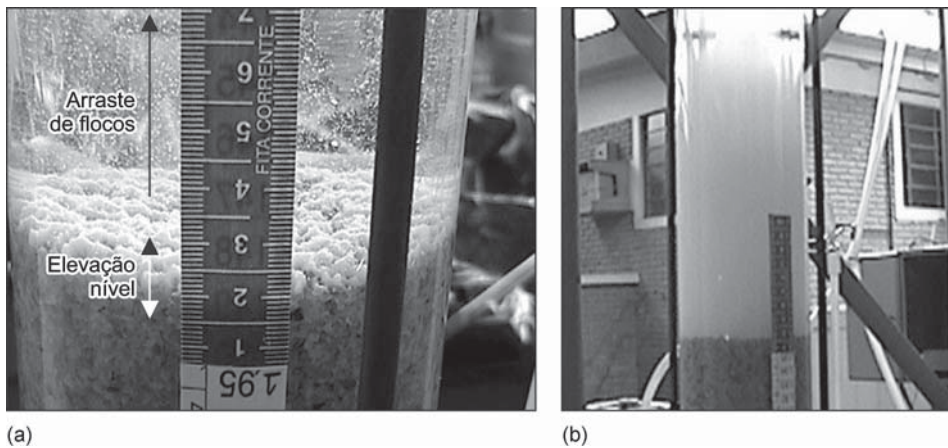


Figura 7.33 Início do transpasse e reinício de operação após a 4ª DFI (ensaio 3).

Di Bernardo (2003) realizou, também, dois ensaios com água apresentando turbidez da ordem de 300 uT, com o FAAG operando com taxa de filtração de 180 m³/m²/d e o FRD, com 300 m³/m²/d, cujos resultados são mostrados nas Figuras 7.34, 7.35 e 7.36. No primeiro, os filtros foram operados sem a execução de DIFs e, no segundo, com as DFI, executadas a, aproximadamente, 4,5 h após o início da operação.

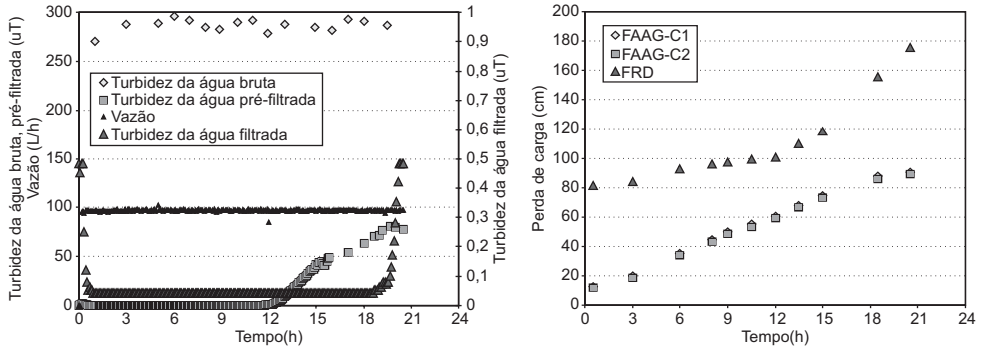


Figura 7.34 Variação da turbidez e da perda de carga nos filtros – ensaio I sem descargas de fundo intermediárias (água de estudo com turbidez \cong 300 uT).

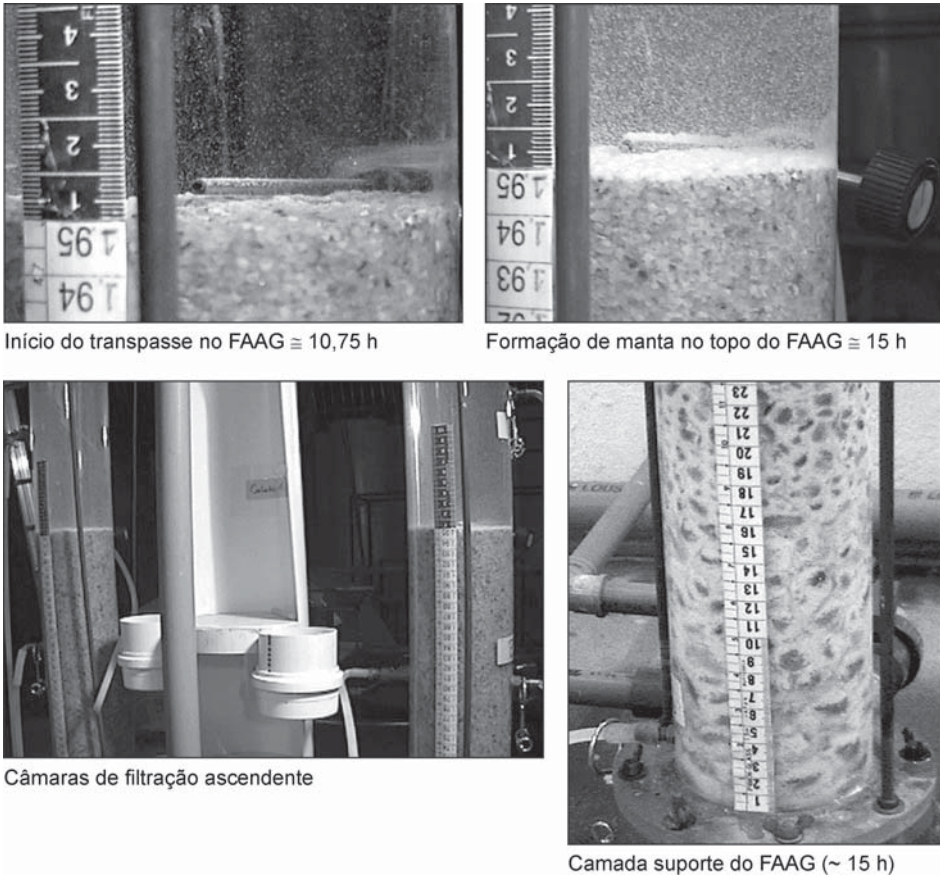


Figura 7.35 Câmaras do FAAG durante o ensaio I sem DFIs (água de estudo com turbidez \cong 300 uT).

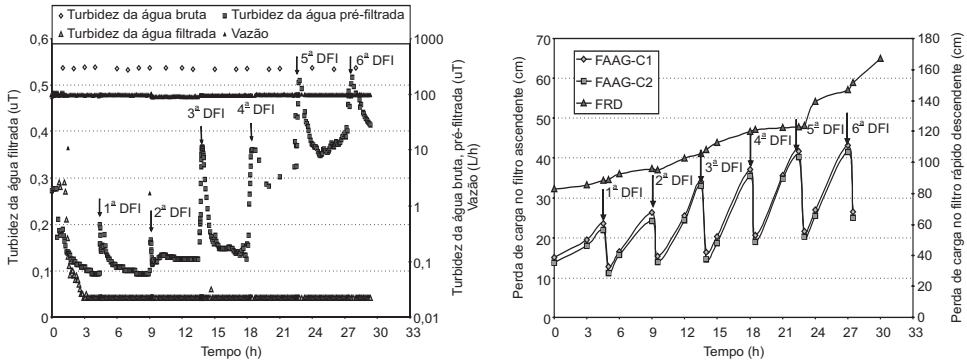


Figura 7.36 Variação da turbidez e da perda de carga nos filtros – ensaio 2 com DFIs (água de estudo com turbidez $\cong 300$ uT).

Di Bernardo (2003) concluiu, principalmente, que:

- i) A eficiência global do sistema de dupla filtração com filtro ascendente de areia grossa foi satisfatória no tratamento de água com turbidez de 100 e de 300 uT, tendo o efluente final apresentado turbidez menor que 0,1 uT durante a maior parte do tempo, independentemente das taxas de filtração empregadas.
- ii) Com a realização das descargas de fundo intermediárias no filtro ascendente, houve recuperação da carga hidráulica e melhora na qualidade do efluente produzido (água pré-filtrada) e, conseqüentemente, aumento da duração da carreira de filtração.
- iii) Os resultados obtidos neste trabalho indicaram que as taxas de filtração de 240 e 180 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no filtro ascendente devem ser consideradas como máximas permissíveis para o tratamento de água com turbidez de 100 e 300 uT, respectivamente, pois, mesmo com a execução de descarga de fundo intermediária a cada 6 horas, a duração da carreira de filtração foi de 35 horas. A pesquisadora recomendou que, em situações nas quais forem previstos valores relativamente elevados de turbidez, similares ao da pesquisa realizada, deverão ser adotadas taxas de filtração no FAAG menores que as empregadas em seus estudos.

Remoção de Cor

Características das substâncias húmicas

Antes da apresentação de dados sobre o uso da dupla filtração para remoção de cor, é interessante o leitor conhecer a origem das substâncias húmicas e suas principais propriedades. O termo matéria orgânica natural (MON) é empregado para descrever a complexa matriz de material orgânico presente em águas naturais. A MON em

águas naturais influencia significativamente o desempenho das unidades de tratamento de água (oxidação, coagulação, adsorção), a aplicação de desinfetantes e a estabilidade biológica. Além disso, a MON interfere na qualidade da água tratada, com a formação de subprodutos da desinfecção, aumento de cor, sabor, odor e crescimento biológico no sistema de distribuição.

A matéria orgânica existente nos solos, sedimentos, águas e turfas consiste de uma mistura de compostos em vários estágios de decomposição, que resultam da degradação biológica de resíduos de plantas, animais e da atividade sintética de microrganismos. Ela é considerada um dos mais complexos materiais existentes na natureza. Como pode ser quimicamente caracterizada, fornece dados valiosos para entender os mecanismos relacionados à sua interação com moléculas orgânicas, como os pesticidas. A matéria orgânica contém compostos que podem ser convenientemente agrupados em substâncias não húmicas e húmicas. As substâncias não húmicas incluem aquelas com características químicas definidas, como carboidratos, proteínas, aminoácidos, gorduras, graxas e ácidos orgânicos de baixo peso molecular. Elas são facilmente atacadas por microrganismos e têm vida relativamente curta. As substâncias húmicas (ácido húmico-AH, ácido fúlvico-AF e humina), em contraposição, são mais estáveis. São ácidos de coloração escura, tanto alifáticos quanto aromáticos, quimicamente complexos, hidrofílicos e têm alto peso molecular (Campos, 2002).

As substâncias húmicas formam complexos estáveis com vários cátions, principalmente bivalentes, o que permite a migração destes e os torna biodisponíveis. A complexação com metais pesados é um fator de contaminação de solos e águas naturais, pois aumenta seu tempo de residência; por outro lado, talvez seja um fator que contribua para reduzir a toxicidade desses meios, pois há redução da concentração de metais livres no solo. Em razão da complexidade desse material orgânico, ainda não há uma definição funcional ou sistemática, pois ele é constituído de uma mistura polidispersa de muitas substâncias com diferente natureza química, apresentando diferentes graus de polimerização (de acordo com a origem e a idade).

As substâncias húmicas são materiais complexos e têm alta massa molecular, sendo necessário fracioná-las em estruturas menores para facilitar o entendimento de seu comportamento nos processos de tratamento de água para abastecimento. As substâncias húmicas podem ser fracionadas em diferentes tamanhos moleculares com o uso de unidades de ultrafiltração (UF). O fracionamento dessas substâncias por UF em filtros de membrana adequados é, em princípio, o método mais simples para estudar essa complexa mistura de macromoléculas. A caracterização de importantes propriedades físicas e químicas das substâncias húmicas dissolvidas na água, como solubilidade, comportamento de adsorção, acidez, capacidade complexante com íons metálicos e distribuição de grupos funcionais (estruturas reativas), pode ser realizada em função da distribuição dos diferentes tamanhos moleculares. Rocha *et al.* (1999)

mostraram que sistemas de ultrafiltração com múltiplos estágios podem ser uma importante técnica para especificação e caracterização de frações de substâncias húmicas aquáticas (SHA) com diferentes tamanhos moleculares.

Acredita-se que o tamanho das moléculas de substâncias húmicas influencia os tipos de subprodutos formados pela oxidação com cloro, ozônio, dióxido de cloro, peróxido de hidrogênio, radiação ultravioleta, etc. Por isso, atualmente, há muito interesse de, na caracterização das substâncias húmicas, separar e quantificar as frações com diferentes massas molares, as quais, nas águas naturais, podem variar desde 200 Da até cerca de 100 kDa (Dalton: unidade de massa atômica, igual a $1,66 \times 10^{-24}$ g). A massa molar de ácidos fúlvicos geralmente varia entre 200 e 2.000 Da, enquanto a de ácidos húmicos é maior que 2.000 Da. Assim, mesmo que as características usualmente medidas de duas águas sejam aproximadamente iguais (incluindo-se cor verdadeira, concentração de carbono orgânico total, etc.), a coagulação de uma pode ser conseguida com sucesso, enquanto da outra não, resultado que pode estar relacionado ao tamanho das moléculas.

A cor medida depende do pH da amostra, o que pode ser visto na Figura 7.37, em que se tem a cor verdadeira em função da absorvância. Nota-se que, quanto menor o pH, maior resulta o valor da cor verdadeira (Mendes, 1989).

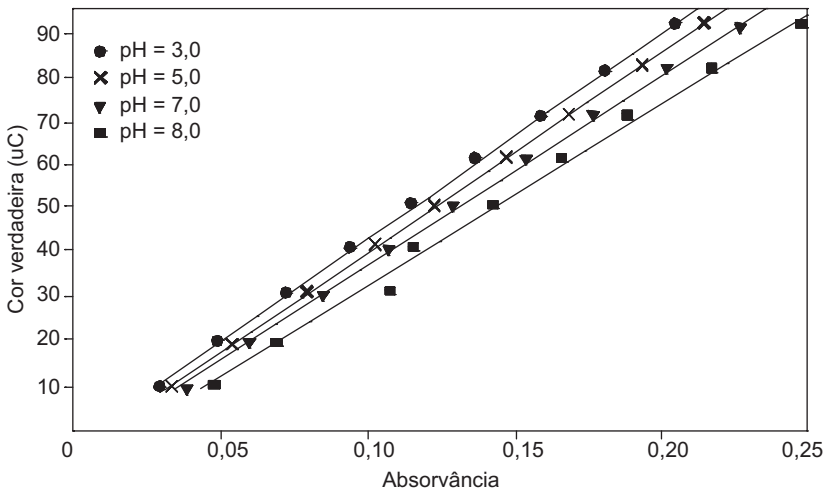


Figura 7.37 Variação da cor verdadeira em função da absorvância e do pH.

Quando a medida da cor da água é feita após centrifugação da amostra a 3.500 rpm ou depois de filtrada em membrana de $0,45 \mu\text{m}$, obtém-se a cor verdadeira, entretanto, nenhum desses procedimentos alcançou “status” de método-padrão.

Campos (2002) efetuou a medida da cor por meio de diferentes métodos, utilizando turfa como fonte de substâncias húmicas. Depois de extraídas, as SHs foram caracterizadas em relação à distribuição de seu tamanho molecular, por meio de um sistema seqüencial de ultrafracionamento. A amostra foi separada nas frações de 100 kDa-0,45 μ m, 30-100 kDa e < 30 kDa. Para cada fração foi medida a concentração de carbono orgânico total (COT).

A amostra também foi caracterizada por meio de técnicas químicas (análise elementar) e espectroscópicas (infravermelho e ultravioleta/visível). Para as medidas de cor verdadeira foram utilizados três tipos diferentes de águas de estudo. Uma com cor aparente alta (100 uH), outra com cor aparente moderada (20 uH) e a terceira com cor aparente baixa (5 uH). As águas com cor aparente de 5 uH e 20 uH foram divididas em duas amostras: uma com turbidez baixa (0,5 uT) e outra com turbidez alta (50 uT). A água de 100 uH foi estudada apenas com turbidez baixa (0,5 uT). Para a água de estudo com 5 uH foi estudada a centrifugação e a filtração em membranas. Para a obtenção da turbidez foi empregada caulinita. O pH em todos os ensaios foi da ordem de 6,5 e a temperatura mantida em torno de 20°C. Para cada uma dessas águas foi estudada a influência dos seguintes parâmetros:

- *Diâmetro do disco da membrana filtrante*: cada amostra foi filtrada em discos com diâmetros de 4,5 e 9 cm.
- *Volume filtrado*: foram estudados os volumes de filtração de 50 e 100 ml.
- *Tamanho do poro de filtração*: as amostras foram filtradas em membranas com tamanhos de poros de 0,2, 0,45 e 8,4 μ m.
- *Tempo de centrifugação*: 30 min.
- *Rotações da centrífuga*: 2.500 e 3.500 rpm.

As substâncias húmicas empregadas nos ensaios apresentaram as seguintes características gerais: i) a maior concentração do COT encontrava-se na faixa de tamanho molecular de 100 kDa-0,45 μ m, representando cerca de 84% do total; ii) os resultados obtidos pelas caracterizações química (análise elementar) e espectroscópica (infravermelho e ultravioleta/visível) demonstraram que as substâncias húmicas extraídas estão em estágio avançado de humificação, pois apresentaram alto grau de condensação em sua estrutura, com diferentes grupos funcionais, como fenólicos, carboxílicos, álcoois e carboidratos.

Com base nos resultados obtidos, Campos (2002) concluiu que: i) os valores de cor verdadeira das amostras de água filtradas nas membranas de 0,2 e 0,45 μ m apresentaram resultados muito próximos para os três tipos de água e seus diâmetros; ii) a membrana de 8,4 μ m apresentou resultados muito diferentes dos encontrados para as outras membranas em razão provavelmente de seu tamanho de poro ser

muito grande e permitir a passagem de partículas de turbidez, gerando valores mais altos para a cor; iii) os valores encontrados utilizando-se centrifugação mostraram que não houve remoção eficiente da turbidez, quando esta era alta, independentemente da rotação da centrífuga, apresentando valores altos da cor verdadeira. Campos (2002) recomendou a realização da medida da cor verdadeira por meio da filtração em membrana de 0,45 μm .

Remoção de cor na dupla filtração

A remoção de cor verdadeira ou de substâncias húmicas foi recentemente estudada por Benini & Di Bernardo (2002) e Wiecheteck *et al.* (2002), utilizando dois sistemas de dupla filtração, um composto por FAAG e outro por FAP, antecedendo a filtração rápida descendente em areia. A seguir são apresentados dados sobre a investigação experimental realizada e as principais conclusões obtidas.

Características da instalação-piloto

A instalação-piloto recebe água de manancial de superfície e é constituída de dois sistemas de dupla filtração, sendo um com FAAG (sistema 1) e outro com filtração FAP (sistema 2), ambos com FRD de areia, conforme mostrado no esquema da Figura 7.38.

Basicamente, a instalação era constituída de: reservatório de armazenamento de água bruta; bomba submersível; caixa de nível constante; caixa de homogeneização com agitador para mistura da substância húmica e do acidificante; caixa de mistura rápida; tanques providos de bomba dosadora e agitador para dosagem e mistura do coagulante e do acidificante; tubulações individuais para alimentação do sistema de dupla filtração; medidores de vazão (rotâmetros); filtro de laboratório de areia (FLA) para ajuste da dosagem de coagulante e pH de coagulação; dois sistemas de dupla filtração, um com filtro ascendente de areia grossa (FAAG) e outro com filtro ascendente de pedregulho (FAP), ambos seguidos por filtro descendente (FRD) com camada única de areia; turbidímetros de escoamento contínuo e placa de aquisição de dados em microcomputador; quadros de piezômetros para medida de perda de carga ao longo do meio granular dos filtros ascendentes e descendentes; sistema de lavagem de filtros, incluindo reservatório de armazenamento de água, bomba centrífuga e compressor de ar.

A água bruta era bombeada do reservatório de armazenamento para a caixa de nível constante, em seguida, para a caixa de homogeneização com agitador, na qual era adicionada a solução diluída de extrato de substância húmica e de acidificante (HCl – 0,07 N). Após a mistura, a água era encaminhada para a câmara de mistura rápida (ver Figura 7.39), onde recebia a solução de coagulante ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \times 14,3 \text{H}_2\text{O}$). A água coagulada, acidificada e com cor verdadeira de 90 a 110 uH era dividida para os dois sistemas de dupla filtração (ver Figura 7.39b).

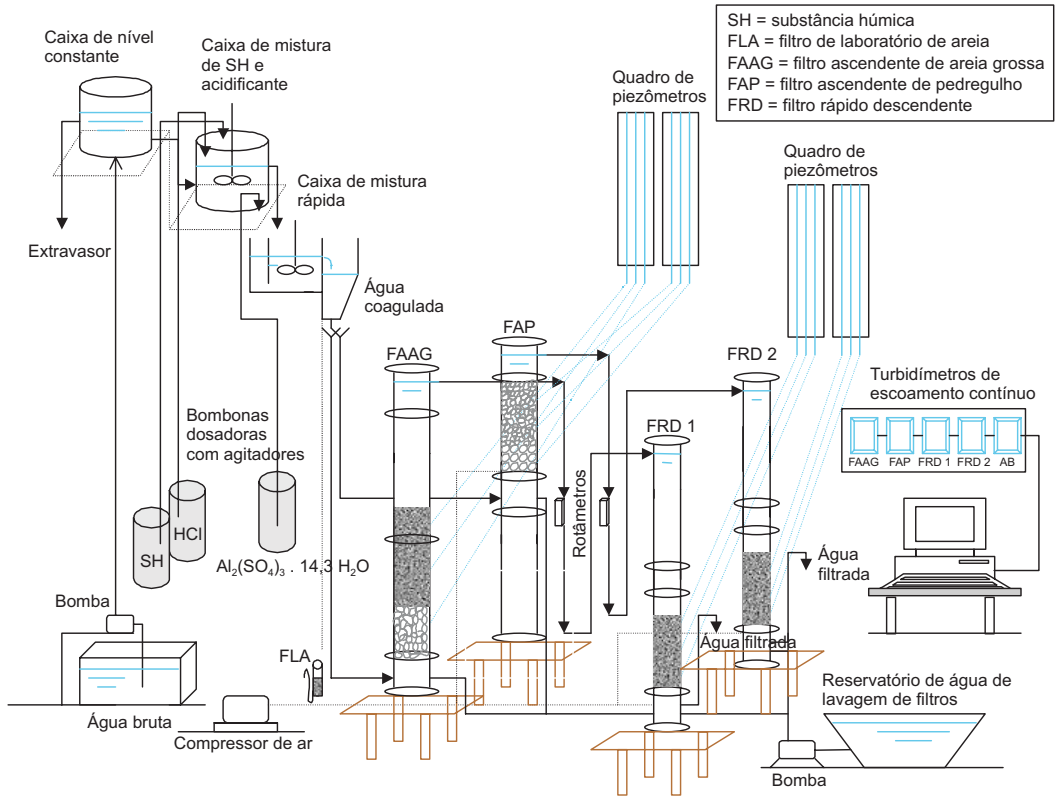


Figura 7.38 Esquema (em corte) da instalação-piloto.

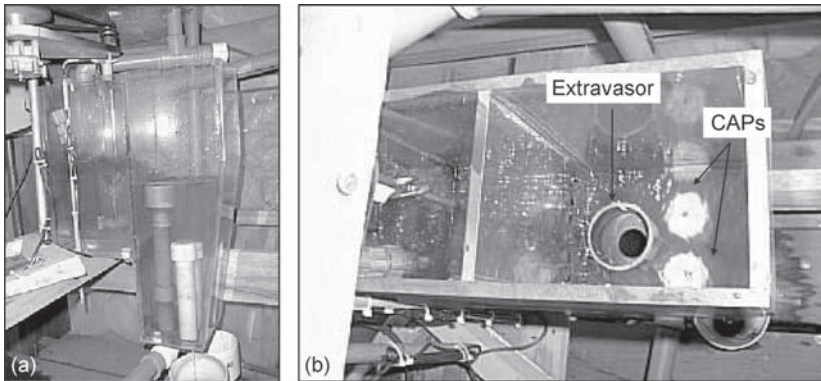


Figura 7.39 Câmara de mistura rápida e distribuição de vazão para os dois sistemas de dupla filtração.

Antes de colocar os sistemas em operação, verificavam-se a dosagem de coagulante e o pH de coagulação, com o desvio da água coagulada para o FLA. Uma vez constatada a condição desejável de coagulação, a água coagulada era distribuída eqüitativamente para os dois sistemas por meio de “cap” com orifício, como visto na Figura 7.39b e o excesso era desviado pelo extravasor. A água entrava pela parte inferior dos filtros ascendentes e o efluente era coletado na parte superior e conduzido para os filtros descendentes. Os filtros descendentes eram providos de placa perfurada no fundo, sobre a qual estava disposta uma tela metálica em que foi colocado o material filtrante, e a saída de água filtrada era posicionada acima da cota do topo do meio filtrante. O FAAG possuía entrada de água na interface pedregulho-areia para a injeção de água por ocasião da execução de descargas de fundo intermediárias.

As características do material filtrante utilizado nos filtros ascendentes e descendentes estão apresentadas na Tabela 7.12.

Tabela 7.12 Composição do material granular dos filtros ascendentes e descendentes.

Sistema de dupla filtração	Filtro	Material	Subcamada	Tamanho dos grãos (mm)	Espessura (cm)
Sistema 1	Ascendente	Pedregulho (suporte)	fundo	25,4-19,0	10
			primeira	12,7-19,0	10
			segunda	6,4-12,7	10
			terceira	3,2-6,4	15
			quarta	6,4-12,7	7,5
			superior	12,7-19,0	7,5
	Areia: tamanho dos grãos = 1,0-2,4 mm; tamanho efetivo = 1,4 mm; espessura da camada = 1,6 m				
Descendente	Areia: tamanho dos grãos = 0,30-1,41 mm; tamanho efetivo = 0,43 mm; espessura da camada = 0,7 m				
Sistema 2	Ascendente	Pedregulho	fundo	25,4-19,0	30
			primeira	15,9-9,6	30
			segunda	6,4-3,2	30
			superior	1,41-2,4	30
	Descendente	Areia: tamanho dos grãos = 0,30-1,41 mm; tamanho efetivo = 0,43 mm; espessura da camada = 0,7 m			

Extração de substâncias húmicas

As substâncias húmicas foram extraídas de solo turfoso, o qual foi seco à temperatura ambiente, triturado e peneirado (# 2 mm). As extrações foram feitas com soluções de NaOH na concentração de 0,5 mol/L, por 4 horas com agitação mecânica e na proporção

turfa/extrator 1:20 (m/v). Após a extração, deixava-se a solução em repouso por 48 horas para que os sólidos sedimentassem. O sobrenadante era colocado em pacotes feitos com papel celofane e amarrados com elástico para submeter à diálise em água proveniente de poço, com adição de ácido clorídrico até $\text{pH} \leq 2$, a qual era substituída 3 vezes ao dia, durante 2 dias.

Para a eliminação de cloretos, os pacotes com o extrato de substâncias húmicas eram submetidos à diálise em água do poço da EESC-USP, até que o teste com solução de nitrato de prata fosse negativo.

Ensaio em equipamento de laboratório

Em todas as fases correspondentes aos ensaios de laboratório, a temperatura da água foi mantida em $20 \pm 1^\circ\text{C}$.

a) Fase I – Variação da cor verdadeira em relação ao pH

Como há variação na cor com mudanças de pH, foram feitas curvas de calibração a fim de minimizar os erros de leitura no espectrofotômetro UV (DR 4000 – HACH). Foi preparada uma solução-padrão de hexacloroplatinato de cobalto com cor verdadeira de 500 mg/L Pt-Co e, a partir dessa solução, foram realizadas diluições de 0, 5, 10, 20, 40, 80 e 100 mg/L Pt-Co para a curva de calibração de 0-100 mg/L Pt-Co e de 50, 100, 150, 200, 250, 300, 400 mg/L Pt-Co para a curva de calibração de 50-500 mg/L Pt-Co. Preparou-se uma “solução-mãe” de extrato de substância húmica com cor verdadeira equivalente a 500 mg/L Pt-Co. Com essa solução, foram diluídas amostras de 100 ml variando-se a cor verdadeira (10, 15, 20, 30, 40, 50, 75, 100 e 120 mg/L Pt-Co).

As amostras foram ajustadas para valores de pH de 4,5, 5,0, 5,5, 6,0, 6,5 e 7,0 e foi realizada a leitura para os valores de absorvância correspondentes ao comprimento de onda do pico de melhor absorção, fazendo-se a varredura de 400 a 700 nm. Foram traçadas as curvas que relacionavam absorvância com cor verdadeira para cada valor de pH. Com a solução-padrão de hexacloroplatinato de cobalto obteve-se o pico de melhor absorção que foi de 455 nm. Após a diluição das amostras com a “solução-mãe” de extrato de substâncias húmicas (cor verdadeira de 10, 15, 20, 30, 50, 75, 100 e 120 mg/L Pt-Co) foi realizada a leitura de pH com potenciômetro digital (Orion) para cada amostra. Para as leituras no DR 4000 foram necessários 25 ml de amostra, portanto, as amostras foram divididas em dois volumes com 50 ml cada. Como o pH das amostras estava próximo de 6,5 (variação de 6,32 a 6,69), optou-se por fazer os ensaios para as amostras com pH igual e menores que 6,5, utilizando-se volume de amostra de 50 ml para cada cor. O outro volume de amostra (50 ml) foi reservado para $\text{pH} = 7,0$. O ajuste de pH foi feito com solução de HCl (0,07 N), para acidificar as amostras, e solução de NaOH (0,019 N), para alcalinizar as amostras quando fosse necessário. Na Figura 7.40 a cor está relacionada com a absorvância para diferentes valores de pH.

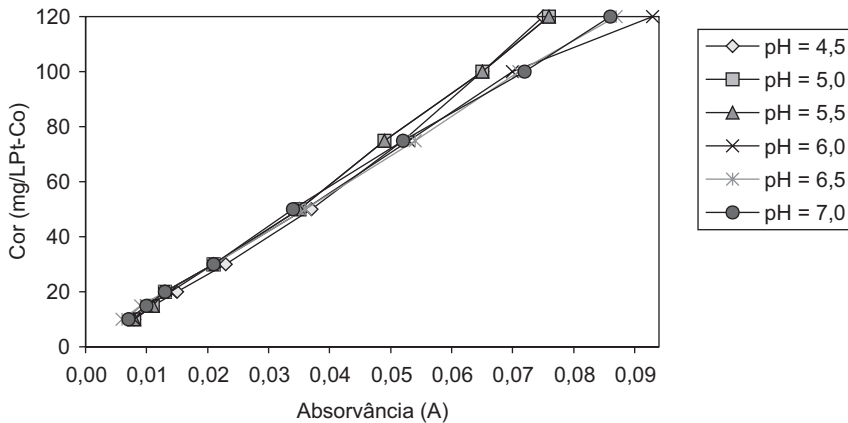


Figura 7.40 Variação da cor verdadeira em função da absorvância para diferentes valores de pH ($\lambda = 455 \text{ nm}$).

b) Fase 2 – Escolha da areia dos filtros de laboratório e determinação de dosagem de coagulante e pH de coagulação

Nesta fase foram realizados ensaios em equipamento de jarteste e filtração em FLAs, com água do Ribeirão do Feijão (manancial usado) e adição de extrato de substâncias húmicas até cor verdadeira de 90 a 110 uH (água de estudo), variando-se as dosagens do coagulante ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \times 14,3 \text{ H}_2\text{O}$) e os valores de pH de coagulação com HCl-0,07 N para a escolha da faixa granulométrica da areia a ser utilizada nos FLAs. Inicialmente foram fixados o tempo de mistura rápida ($T_{\text{mr}} = 25 \text{ s}$) e o gradiente de velocidade ($G_{\text{mr}} = 1.000 \text{ s}^{-1}$) para três tipos de areia: tipo 1 (0,30 a 0,59 mm); tipo 2 (0,42 a 0,84 mm); e tipo 3 (0,59 a 1,41 mm). Para todos os ensaios de laboratório foi preparada água de estudo utilizando-se água bruta do Ribeirão do Feijão, com adição de extrato de substâncias húmicas, apresentando as características mostradas na Tabela 7.13.

Tabela 7.13 Características da água de estudo utilizada nos ensaios de laboratório.

Parâmetro	Valor
Cor verdadeira (uH)	95
Cor aparente (uH)	160
Turbidez (uT)	11,1
pH	7,20
Temperatura (°C)	20

A escolha do tipo de areia foi feita com base nos resultados em que cor aparente e turbidez remanescentes nos FLAs apresentaram valores menores. Os resultados indicaram que a melhor remoção de cor e turbidez se deu com o uso de areia tipo 1 (0,30-0,59 mm), conforme Tabela 7.14. Nestes ensaios, a melhor dosagem de $Al_2(SO_4)_3 \times 14,3 H_2O$ foi de 20 mg/L.

Tabela 7.14 Resultados dos ensaios de laboratório para a escolha da areia utilizada nos filtros de laboratório de areia (FLAs).

Areia tipo 1										
Jarro/ FLA	D_{SA} (mg/L)	pH de coagulação	Cor aparente remanescente nos FLAs (uH)				Turbidez remanescente nos FLAs (uT)			
			Tempo de filtração (min)				Tempo de filtração (min)			
			10	20	30	40	10	20	30	40
1	5	6,87	130	130	135	133	7,7	7,9	7,9	7,7
2	10	6,86	54	35	36	34	2,8	1,9	1,8	1,7
3	15	6,85	3	< 1	6	< 1	0,5	0,3	0,3	0,2
4	20	6,82	< 1	< 1	< 1	< 1	0,3	0,3	0,2	0,2
5	25	6,63	19	4	< 1	< 1	1,3	0,4	0,2	0,2
6	30	6,43	45	52	52	38	3,2	3,2	2,9	2,0
Areia tipo 2										
1	5	6,99	143	148	145	148	8,7	8,8	8,3	8,2
2	10	6,84	63	61	61	61	2,8	3,0	3,0	2,7
3	15	6,85	6	6	9	10	0,6	0,3	0,4	0,3
4	20	6,70	2	4	6	7	0,3	0,3	0,2	0,2
5	25	6,63	19	6	6	6	1,1	0,3	0,2	0,2
6	30	6,45	69	59	48	53	4,2	3,2	2,4	2,4
Areia tipo 3										
1	5	6,87	153	142	141	143	9,3	8,5	8,4	8,5
2	10	6,82	76	72	71	71	3,6	3,5	3,6	3,5
3	15	6,84	18	10	7	6	1,0	0,7	0,5	0,5
4	20	6,75	10	3	2	< 1	0,7	0,3	0,4	0,3
5	25	6,57	53	12	5	3	3,0	0,8	0,5	0,3
6	30	6,36	112	96	90	81	6,8	5,8	5,4	4,6

D_{SA} : dosagem de sulfato de alumínio; FLA: filtro de laboratório de areia.

Após a definição da areia a ser utilizada e da dosagem de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \times 14,3 \text{ H}_2\text{O}$, foram realizados ensaios para determinar o pH de coagulação, variando-se a dosagem de HCl (0,07 N). Os resultados obtidos são apresentados na Tabela 7.15.

Tabela 7.15 Resultados dos ensaios de laboratório com variação nas dosagens de HCl (0,07 N) para a escolha do pH de coagulação.

Jarro/ FLA	D_{HCl} (ml/L)	pH de coagulação	Cor aparente remanescente nos FLAs (uH)				Turbidez remanescente nos FLAs (uT)			
			Tempo de filtração (min)				Tempo de filtração (min)			
			10	20	30	40	10	20	30	40
1	7,5	6,48	23	21	21	13	1,4	1,2	1,1	0,9
2	12,5	5,93	76	83	97	99	3,8	4,1	4,4	4,6
3	17,5	5,49	16	17	19	16	0,6	0,6	0,7	0,7
4	22,5	5,16	2	5	4	1	0,2	0,1	0,2	0,2
5	27,5	4,71	5	6	7	4	0,2	0,1	0,1	0,2
6	32,5	4,40	6	8	6	4	0,3	0,2	0,2	0,2

D_{HCl} = dosagem de ácido clorídrico (0,07 N).

Os resultados obtidos indicaram que o pH de coagulação para melhor remoção de cor deve estar próximo a 5,16.

c) Fase 3 – Ensaios para escolha dos parâmetros de mistura rápida

Foram realizados ensaios em equipamento de jarteste acoplado a filtros de laboratório de areia, variando-se o tempo de mistura rápida (15, 20, 25, 30, 35 e 40 s) e o gradiente de velocidade médio (500, 750 e 1.000 s^{-1}). Com os valores de cor aparente remanescente foi possível selecionar o gradiente de velocidade para o qual a influência do tempo de agitação na mistura rápida foi desprezível.

Com a dosagem de coagulante e o pH de coagulação predefinidos, foram realizados ensaios de jarteste e FLAs para obter um gradiente de velocidade que não apresentasse variações na eficiência de remoção de cor, mesmo variando-se o tempo de mistura rápida. Isto porque na instalação-piloto o tempo de mistura rápida varia conforme as taxas de filtração utilizadas. Para esses ensaios fixou-se a dosagem de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \times 14,3 \text{ H}_2\text{O}$ em 20 mg/L, com a qual se obteve melhor remoção de cor (ver Tabela 7.15). O pH de coagulação variou entre 5 e 5,6.

Na Tabela 7.16 são apresentados os resultados dos ensaios com variação do gradiente de velocidade médio de 500, 750 e 1.000 s^{-1} .

Tabela 7.16 Resultados dos ensaios de laboratório para a escolha do gradiente de velocidade.

G = 500 s ⁻¹										
Jarro/ FLA	Tempo de mistura (s)	pH de coagulação	Cor remanescente nos FLAs (uH)				Turbidez remanescente nos FLAs (uT)			
			Tempo de filtração (min)				Tempo de filtração (min)			
			10	20	30	40	10	20	30	40
1	15	5,50	4	2	3	2	0,40	0,30	0,25	0,23
2	20	5,53	3	2	2	2	0,29	0,25	0,24	0,23
3	25	5,54	2	2	3	2	0,26	0,27	0,22	0,26
4	30	5,57	3	2	3	2	0,32	0,26	0,24	0,25
5	25	5,52	6	3	3	2	0,43	0,26	0,26	0,24
6	40	5,55	3	2	2	2	0,33	0,23	0,25	0,23
G = 750 s ⁻¹										
1	15	5,59	2	1	< 1	< 1	0,29	0,25	0,32	0,31
2	20	5,50	3	1	< 1	< 1	0,31	0,27	0,33	0,3
3	25	5,47	3	2	< 1	< 1	0,33	0,33	0,32	0,34
4	30	5,46	2	1	< 1	< 1	0,29	0,35	0,30	0,35
5	25	5,48	3	1	< 1	< 1	0,31	0,26	0,30	0,30
6	40	5,50	4	1	< 1	< 1	0,32	0,26	0,36	0,42
G = 1.000 s ⁻¹										
1	15	5,49	5	2	1	1	0,43	0,44	0,28	0,42
2	20	5,46	2	2	1	1	0,36	0,46	0,25	0,40
3	25	5,52	4	2	1	2	0,43	0,37	0,30	0,46
4	30	5,5	2	2	1	1	0,51	0,35	0,31	0,41
5	25	5,47	2	2	1	1	0,49	0,35	0,36	0,32
6	40	5,51	2	2	1	1	0,39	0,37	0,33	0,40

G = gradiente de velocidade médio.

Ensaio na instalação-piloto

Com as condições de mistura rápida predeterminadas nos ensaios de laboratório, foram realizados os ensaios na instalação-piloto, com as combinações de taxas de filtração indicadas na Tabela 7.17.

Antes do início da carreira de filtração, preparavam-se as soluções de $Al_2(SO_4)_3 \times 14,3 H_2O$, ácido clorídrico (0,07 N) e extrato de substância húmica. Dosava-se

primeiramente a solução de extrato de substância húmica até que a cor verdadeira da água apresentasse valor entre 90 e 110 uH. Em seguida, iniciava-se a dosagem de acidificante e coagulante e realizava-se ensaio no FLA para verificar se as condições de coagulação apresentavam a eficiência desejada de remoção de cor e turbidez. No início da carreira de filtração ajustavam-se as vazões dos filtros e as de saída dos turbidímetros de escoamento contínuo, coletavam-se amostras da água bruta, da água de estudo e dos efluentes dos filtros ascendente e descendente e realizavam-se as leituras nos piezômetros para obter a perda de carga inicial nos filtros.

Tabela 7.17 Taxas de filtração utilizadas nos ensaios na instalação-piloto.

Ensaio	Taxas de filtração (m ³ /m ² /d)			
	FAAG	FRD _{FAAG}	FAP	FRD _{FAP}
1	180	200	80	80
2	180	240	80	120
3	180	280	120	240
4	120	160	120	120
5	120	200	120	180
6	120	240	80	150

Os critérios para a execução das descargas de fundo intermediárias (DFis) foram estabelecidos para duas situações distintas: a) 4 DFis no FAAG e 5 DFis no FAP, subtraindo-se o valor da perda de carga inicial da perda de carga final (2,20 m no FAAG e 0,50 m no FAP) e dividindo o valor obtido por 5 (FAAG) e por 6 (FAP), pelo fato de serem executadas 4 e 5 DFis, respectivamente; b) quando a cor aparente do efluente do FAAG e/ou do FAP atingia valor maior ou igual a 50 uH. A taxa de aplicação das DFis no FAAG era de 1.000 a 1.200 m³/m²/d, durante 2 minutos com introdução de água na interface. As DFis no FAP eram feitas com o esvaziamento total do filtro, com taxa de 800 a 1.200 m³/m²/d com duração de 1 a 1,5 min.

O encerramento da carreira de filtração era definido quando: a) fosse atingida a perda de carga-limite no meio granular, de 2,20 m no FAAG, de 0,50 m no FAP ou 2,10 m nos FRDs; b) a turbidez do efluente dos filtros descendentes ultrapassasse 1 uT; e c) atingisse 72 horas de funcionamento.

A lavagem dos FRDs era efetuada por meio de insuflação de ar durante 3 minutos, com taxa de aplicação de 15 L/s.m², seguida de água para promover expansão de 30% na camada de areia (velocidade ascensional de 0,6 m/min.) durante 7 min. No FAAG, após a descarga de fundo final, introduzia-se água para lavagem com velocidade

ascensional de 1,8 m/min., promovendo expansão no meio filtrante de 20% a 30%, durante o período necessário para que a turbidez do efluente resultasse inferior a 5 uT. Para a limpeza do FAP, executava-se a descarga de fundo final e introduzia-se água com velocidade ascensional de 0,5 m/min. simultaneamente com ar com taxa de aplicação de 10 L/s.m² durante 5 min., em seguida introduzia-se água com velocidade ascensional de 1,4 m/min. durante 5 min.

Os principais parâmetros analisados, os pontos de amostragem e os métodos e equipamentos utilizados estão apresentados na Tabela 7.18.

Tabela 7.18 Parâmetros de controle, amostra, método e equipamento.

Parâmetro	Amostra	Método	Equipamento
Turbidez (uT)	AB, efluentes FAAG, FAP e FRDs	Nefelométrico	Turbidímetro de escoamento contínuo (1720 C – HACH)
Cor aparente (uH)	AB, AE, efluentes FAAG, FAP e FRDs	Espectrofotométrico ($\lambda = 455 \text{ nm}$)	Espectrofotômetro DR 4000 (HACH)
Cor verdadeira (uH)	AB, AE	Espectrofotométrico ($\lambda = 455 \text{ nm}$)	Espectrofotômetro DR 4000 (HACH)
pH	AC, AE, AB	Potenciométrico	Potenciômetro de bancada 230 A (Orion)
Temperatura (°C)	AE	Leitura direta	Termômetro de mercúrio
Alcalinidade (mg/L CaCO ₃)	AB, AE	Titulação potenciométrica	Bureta digital e potenciômetro de bancada
Alumínio residual (mg/L)	AB, AE, efluentes FRDs	Absorção atômica	Forno de grafite
Absorvância 254 nm	AB, AE, efluentes FAAG, FAP e FRDs	Espectrofotométrico ($\lambda = 254 \text{ nm}$)	Espectrofotômetro DR 4000 (HACH)
Carbono orgânico dissolvido (mg/L)	AB, AE, efluentes FAAG, FAP e FRDs	Analizador de gás infravermelho	Total Organic Carbon Analyser 5000 A (Schimadzu)

AB = água bruta; AE = água de estudo, AC = água coagulada.

A cor aparente, a cor verdadeira, o pH e a temperatura da água de estudo e dos efluentes dos filtros ascendentes e descendentes foram monitorados a cada 2 h. A alcalinidade e a absorvância foram analisadas a cada 6 h e o alumínio e o carbono orgânico dissolvido, uma vez por dia. As medições de vazões dos filtros ascendentes e descendentes e dos turbidímetros de escoamento contínuo eram realizadas por medidas volumétricas com auxílio de cronômetro e proveta, e as leituras piezométricas eram feitas a cada 1 h. As leituras de cor aparente e cor verdadeira foram realizadas

no espectrofotômetro HACH UV DR – 4000, utilizando-se a curva de calibração elaborada com a “solução-mãe” de extrato de substâncias húmicas, e a cor verdadeira era obtida após as amostras serem filtradas em membrana de 0,45 μm .

Para avaliar os dois sistemas de dupla filtração foi calculada a produção efetiva de água filtrada, considerando principalmente o fato de que a carreira foi, na maioria das vezes, interrompida em 72 h de funcionamento, não chegando a atingir a perda de carga prevista (2,2 m no FAAG e 0,5 m no FAP).

A seguir são apresentados e discutidos os principais resultados obtidos na instalação-piloto. Tem-se, na Tabela 7.19, o resumo dos resultados obtidos para os dois sistemas de dupla filtração para a mesma combinação de taxas (120 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ nos ascendentes e 240 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ nos descendentes). A dosagem de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \times 14,3 \text{H}_2\text{O}$ foi da ordem de 8 mg/L para as condições de ensaio no sistema 1 e de aproximadamente 10 mg/L para o sistema 2, e o pH de coagulação esteve entre 4,8 e 5,1 com adição de acidificante (HCl 0,07 N).

Nas Figuras 7.41 e 7.42 são apresentados os gráficos com a evolução da perda de carga e a indicação das DFis, executadas quando atingia a perda de carga (DFi_{pc}) ou quando atingia a cor aparente $\geq 50 \text{ uH}$ (DF_C). Estão indicadas também as lavagens nos filtros descendentes, quando atingia a perda de carga-limite (Lav. FRD_{pc}) ou quando ocorria o transpasse (Lav. $\text{FRD}_{\text{transpasse}}$).

O critério da execução de DFis quando a cor aparente no FAAG atingia valores $\geq 50 \text{ uH}$ se deu a partir da 2ª DFi, enquanto no FAP ocorreu a partir da 3ª DFi (ver Figuras 7.41 e 7.42). Após as DFis observou-se o desprendimento de flocos no FAAG com picos de turbidez da ordem de 40 uT, com conseqüente prejuízo à qualidade da água no efluente do FRD, o qual teve a carreira encerrada por transpasse. Já no sistema 2, o término da carreira de filtração no FRD se deu somente quando a perda de carga-limite foi atingida (2,1 m).

Nas Figuras 7.43 e 7.44 são apresentadas as variações da cor aparente e da cor verdadeira da água de estudo (afluente) e dos efluentes dos filtros ascendentes e descendentes. Os resultados indicaram que o desempenho dos dois sistemas foi semelhante, apresentando cor aparente no efluente final, em geral, menor ou igual a 1 uH. A turbidez do efluente dos FRDs variou de $< 0,01$ a 0,51 uT no sistema 1 e de $< 0,01$ a 0,36 uT no sistema 2, obedecendo o valor-limite permitido pela Portaria 1469/2000 (= 1 uT), conforme apresentado nas Figuras 7.45 e 7.46.

Tabela 7.19 Resumo dos resultados obtidos nos ensaios realizados na instalação-piloto com taxas de filtração de 120 m³/m²/d nos filtros ascendentes e de 240 m³/m²/d nos filtros descendentes.

	Sistema 1				Sistema 2			
Taxa de filtração (m ³ /m ² /d)	FAAG = 120 e FRD = 240				FAP = 120 e FRD = 240			
Condições de coagulação	D _{SA} ≅ 8 mg/L; pH de coagulação = 4,80 a 5,13; temperatura = 20,5 a 24°C				D _{SA} ≅ 10 mg/L; pH de coagulação = 4,80 a 5,10; temperatura = 18,5 a 22°C			
Duração da carreira (h)	72				72			
Produção efetiva (%)	95,4				95,1			
Parâmetros	AB	AE	Efluente FAAG	Efluente FRD	AB	AE	Efluente FAP	Efluente FRD
pH	6,22 a 6,67	6,38 a 6,84	-	-	6,26 a 6,94	6,21 a 7,05	-	-
Alcalinidade (mg/L CaCO ₃)	8,14 a 10,12	8,36 a 10,34	-	-	6,38 a 10,56	7,26 a 10,58	-	-
Cor aparente (uH)	114 a 153	196 a 231	< 1 a 80	< 1 a 2	80 a 407	179 a > 500	3 a 50	< 1 a 12
Cor verdadeira (uH)	15 a 23	86 a 120	-	-	12 a 51	81 a 133	-	-
Turbidez (uT)	11,18 a 17,80	-	< 0,01 a 41,75	< 0,01 a 0,51	8,80 a 48,93	-	0,19 a 6,11	< 0,01 a 0,36
Absorvância 254 nm	0,059 a 0,073	0,172 a 0,205	0,008 a 0,021	0,014 a 0,04	0,045 a 0,150	0,144 a 0,253	0,010 a 0,043	0,007 a 0,051
COD (mg/L)	2,422 a 3,239	2,808 a 4,160	1,852 a 2,409	1,815 a 2,779	2,222 a 3,061	2,591 a 6,002	3,013 a 6,766	2,377 a 4,411
Coliformes totais (NMP/100 ml)	17329	-	-	74,8	-	-	-	-
Coliformes fecais (NMP/100 ml)	435	-	-	< 1	-	-	-	-

D_{SA} = dosagem de Al₂(SO₄)₃ x 14,3 H₂O; DFis = descargas de fundo intermediárias; COD = carbono orgânico dissolvido; AB = água bruta; AE = água de estudo.

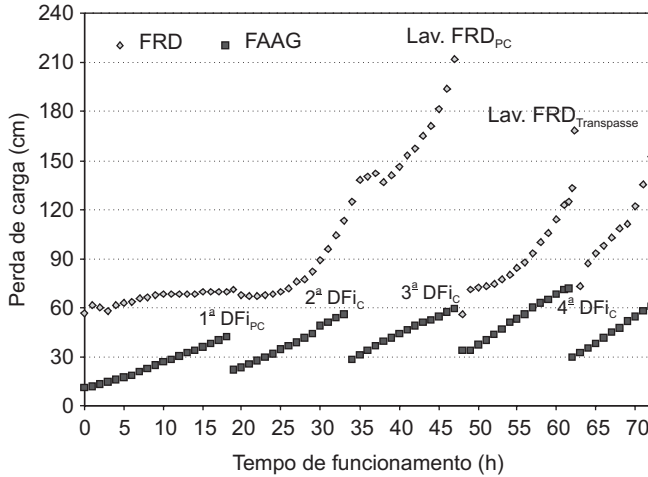


Figura 7.41 Evolução da perda de carga no FAAG ($120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$) e no FRD ($240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$). Condições de mistura rápida: $G_{mr} = 750 \text{ s}^{-1}$; $T_{mr} = 30 \text{ s}$; pH de coagulação = 4,80 a 5,13. Água de estudo: cor aparente = 196 a 231 uH; cor verdadeira = 86 a 120 uH; temperatura = 20,5 a 24,0°C; turbidez = 11,18 a 17,80 uT; alcalinidade = 8,36 a 10,34 mg/L CaCO_3 ; pH = 6,38 a 6,84; COD = 2,808 a 4,160 mg/L; absorvância (254 nm) = 0,172 a 0,205.

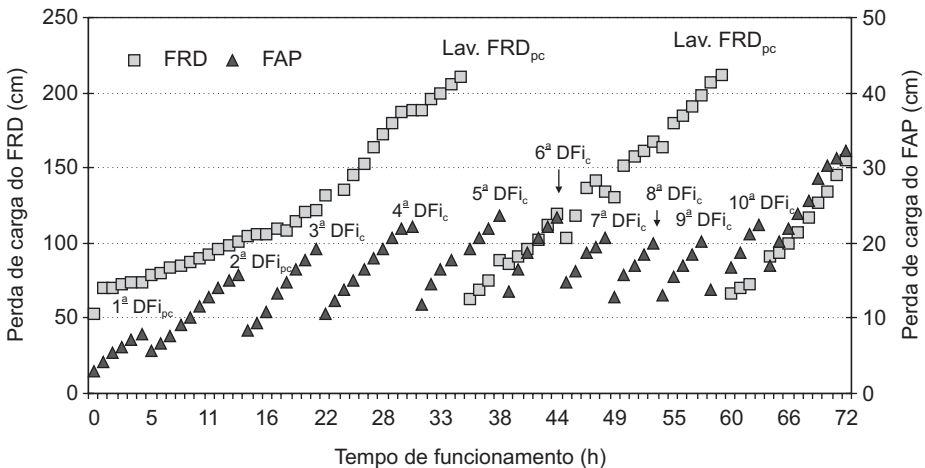


Figura 7.42 Evolução da perda de carga no FAP ($120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$) e no FRD ($240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$). Condições de mistura rápida: $G_{mr} = 750 \text{ s}^{-1}$; $T_{mr} = 30 \text{ s}$; pH de coagulação = 4,64 a 5,49. Água de estudo: cor aparente = 175 a 219 uH; cor verdadeira = 82 a 112 uH; temperatura = 18,0 a 22,0°C; turbidez = 8,80 a 48,93 uT; alcalinidade = 8,36 a 10,34 mg/L CaCO_3 ; pH = 6,38 a 6,84; COD = 2,591 a 6,002 mg/L; absorvância (254 nm) = 0,045 a 0,150.

O desempenho dos dois sistemas quanto à remoção de matéria orgânica, medida em termos de absorvância ($\lambda = 254 \text{ nm}$), foi da ordem de 92% no efluente do FRD para o sistema 1 e de 95% para o sistema 2. No efluente do FAAG a remoção foi de 95%, compatível com a do efluente no FRD do sistema 2, e o FAP apresentou remoção de 93%. Quanto às análises de COD, não foi observada eficiência de remoção nos dois sistemas, variando de 34% a 42% no sistema 1 e de 8% a 27% no sistema 2.

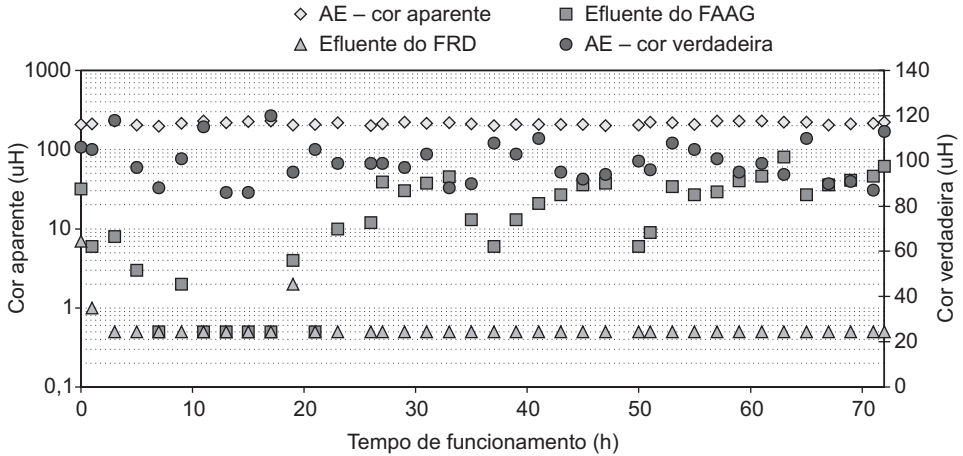


Figura 7.43 Variação da cor aparente e da cor verdadeira durante a carreira de filtração com taxas de filtração de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no FAAG e de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no FRD.

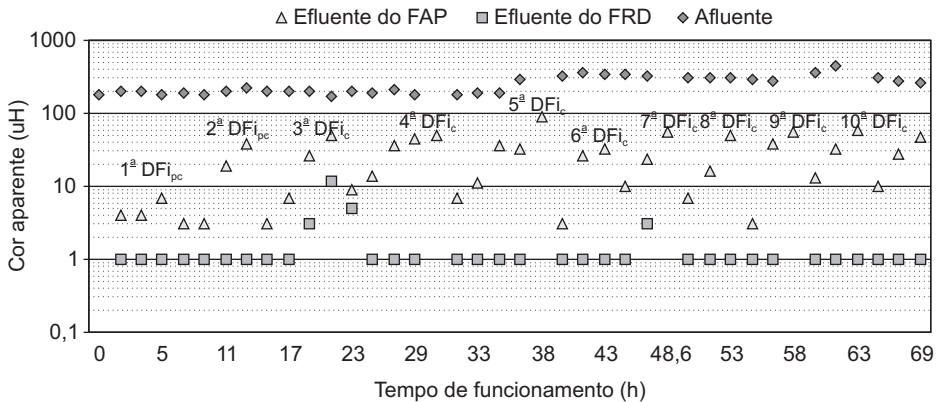


Figura 7.44 Variação da cor aparente e da cor verdadeira durante a carreira de filtração com taxas de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no FAP e de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no FRD.

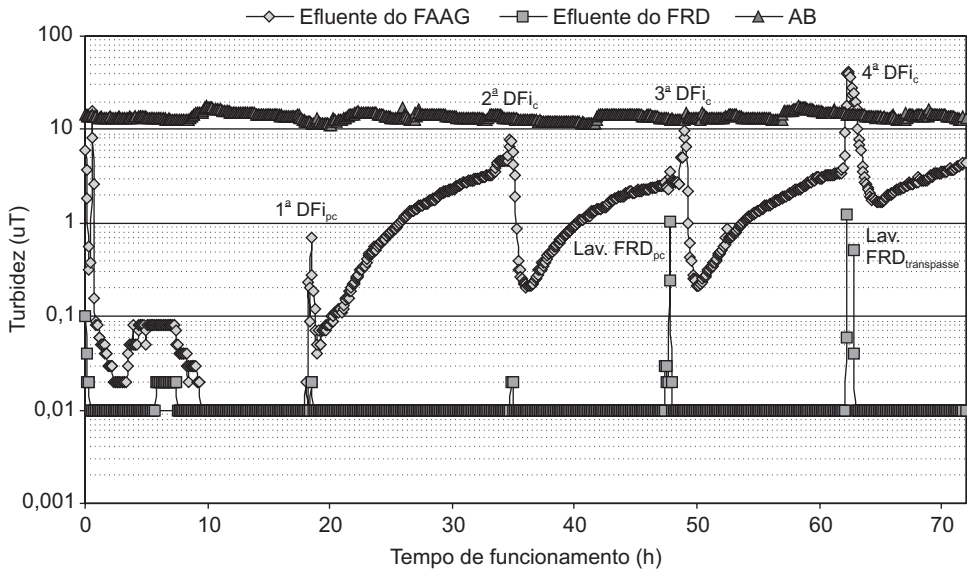


Figura 7.45 Variação de turbidez do afluente e dos efluentes do FAAG e do FRD durante a carreira de filtração com taxas de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no FAAG e de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no FRD.

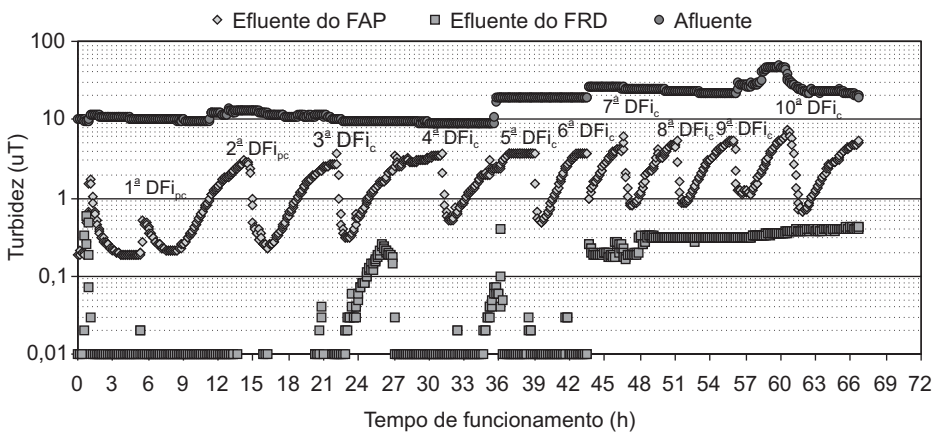


Figura 7.46 Variação de turbidez do afluente e dos efluentes do FAP e de FRD durante a carreira de filtração com taxas de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no FAP e de $240 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no FRD.

Na Tabela 7.20 são apresentados os resultados de produção efetiva de água filtrada para as diferentes combinações de taxas de filtração, com destaque para os ensaios que apresentaram a melhor produção de água filtrada.

Tabela 7.20 Resultados de eficiência na produção de água filtrada nos dois sistemas para as diferentes taxas de filtração utilizadas.

Ensaio	Sistema	Taxa de filtração (m ³ /m ² /d)	Produção efetiva (%)
1	1	FAAG = 180 FRD _{FAAG} = 200	64,1
	2	FAP = 80 FRD _{FAP} = 80	96,5
2	1	FAAG = 180 FRD _{FAAG} = 240	93,9
	2	FAP = 80 FRD _{FAP} = 120	96,9
3	1	FAAG = 180 FRD _{FAAG} = 280	93,9
	2	FAP = 120 FRD _{FAP} = 240	95,1
4	1	FAAG = 120 FRD _{FAAG} = 160	93,6
	2	FAP = 120 FRD _{FAP} = 120	96,5
5	1	FAAG = 120 FRD _{FAAG} = 200	94,8
	2	FAP = 120 FRD _{FAP} = 180	96,1
6	1	FAAG = 120 FRD _{FAAG} = 240	95,4
	2	FAP = 80 FRD _{FAP} = 150	97,4

A melhor eficiência de produção de água filtrada no sistema 1 foi de 95,4% no ensaio 6, quando foram utilizadas as taxas de 120 m³/m²/d (FAAG) e 240 m³/m²/d (FRD), e no sistema 2 foi de 97,4% no ensaio 6, com taxas de filtração de 80 m³/m²/d (FAP) e de 150 m³/m²/d (FRD). Comparando os dois sistemas com a mesma combinação de taxas de filtração (120 e 240 m³/m²/d), o sistema 1 apresentou eficiência na produção de água filtrada de 95,4% e o sistema 2 de 95,1%, observando-se nas Figuras 7.45 e 7.46 que o número de DFis executadas no FAP foi 10, enquanto no FAAG foram executadas somente 4 DFis.

Benini & Di Bernardo (2002) e Wiecheteck *et al.* (2002) concluíram que:

- i) com a dosagem de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \times 14,3 \text{ H}_2\text{O}$ de aproximadamente 8 e 10 mg/L e pH de coagulação entre 4,8 e 5,1, obteve-se elevada eficiência de remoção de substâncias húmicas, tendo-se por parâmetro a cor aparente do efluente final dos dois sistemas;
- ii) a execução de DFis quando a cor aparente atingiu valor ≥ 50 uH se deu a partir da 2ª DFi (no FAAG), executada após 30 h de funcionamento, e no FAP foi a partir da 3ª DFi, após 20 h de funcionamento, quando utilizada a mesma combinação de taxas de filtração nos dois sistemas;
- iii) o sistema 1 apresentou maior produção efetiva de água filtrada (95,4%), com taxas de filtração de 120 e 240 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, enquanto no sistema 2, a maior produção efetiva foi de 97,4% com taxas de filtração de 80 e 150 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$. Comparando-se os dois sistemas para a mesma combinação de taxas, o sistema 1 (95,4%) foi mais eficiente que o sistema 2 (95,1%);
- iv) os dois sistemas foram eficientes na remoção de substâncias húmicas em termos de absorvância 254 nm (95% de remoção), ao contrário do COD;
- v) após as DFis, observou-se o desprendimento de flocos no topo do meio filtrante do FAAG com picos de turbidez da ordem de 40 uT, sendo o filtro descendente indispensável para a retenção desses flocos;
- vi) no sistema 1, quando foram utilizadas as taxas de 120 e 160 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no FAAG e no FRD, respectivamente, prevaleceu o critério de perda de carga para a execução das DFis e a perda de carga no FRD manteve-se praticamente constante, sendo este filtro desnecessário, já que o efluente do FAAG apresentou valores de cor aparente e de turbidez menores que 1 uT;
- vii) nos ensaios com melhor produção efetiva foram executadas 4 DFis nos dois sistemas, com a diferença de que no sistema 1 todas foram executadas quando atingiam a perda de carga predeterminada, e no sistema 2, somente a 1ª DFi foi executada obedecendo esse critério, as demais foram executadas quando a cor aparente do efluente do FAP atingia valor ≥ 50 uH.

Remoção de Algas

Algas, cianobactérias e seus efeitos na saúde

Em função das características morfológicas, fisiológicas e ecológicas, o fitoplâncton pode ser dividido em grupos, como: Cyanophyta, Cryptophyta, Pyrrophyta, Crysophyta, Euglenophyta e Clorophyta. São vários os problemas decorrentes da presença de algas na água bruta relacionadas à operação das instalações de filtração direta, principalmente quando, em razão das condições climáticas e ambientais, ocorre crescimento substancial de seu número. Dentre os principais problemas, destacam-

se: colmatção rápida do meio filtrante, dificuldade de coagulação e floculação, aumento da necessidade de produtos para a desinfecção, introdução de odor e sabor indesejáveis, além de, em alguns casos, serem tóxicas a animais e seres humanos (Di Bernardo, 1995).

Embora as algas de diferentes grupos possam causar diversos problemas à qualidade da água do manancial e à operação das Estações de Tratamento de Água, as cianobactérias representam sérios riscos à saúde do ser humano.

No Brasil, estudos realizados no Laboratório de Ecofisiologia e Toxicologia de Cianobactérias da Universidade Federal do Rio de Janeiro (LECT-IBCCF-UFRJ) têm confirmado a ocorrência de cepas tóxicas de cianobactérias em corpos de água (reservatórios de abastecimento público, lagos artificiais, lagoas salobras e rios) dos Estados de São Paulo, Rio de Janeiro, Minas Gerais, Pará, Paraná, Bahia, Pernambuco e do Distrito Federal. Entretanto, a ocorrência de cepas tóxicas de cianobactérias não se dá exclusivamente nesses Estados. Esses registros demonstram que os estudos sobre esse tema estão mais concentrados na região centro-sul do Brasil (Brandão & Azevedo, 2001).

Carmichael (1992) define toxinas como compostos secundários que produzem efeitos nocivos em outros tecidos, células ou organismos. Compostos secundários referem-se àqueles compostos que não são usados pelo organismo no metabolismo primário. Incluem hormônios, antibióticos, aleloquímicos e toxinas. De acordo com suas estruturas químicas, as toxinas de algas podem ser divididas em três grandes grupos: os peptídeos cíclicos, os alcalóides e os lipopolissacarídeos. Os peptídeos cíclicos mais comumente encontrados em florações de cianobactérias tóxicas de águas doces e salobras são das famílias da microcistina e nodularina. A microcistina é um heptapeptídeo e a nodularina, um pentapeptídeo.

Os alcalóides, em geral, compreendem grande grupo de compostos nitrogenados heterocíclicos (apresentam estrutura em anel com um nitrogênio ligado ao último anel). Dentre os alcalóides destacam-se: as anatoxinas e as saxitoxinas, produzidas por cianobactérias de água doce dos gêneros *Anabaena*, *Aphanizomenon*, *Lyngbia* e *Cylindrospermopsis*. As saxitoxinas também são conhecidas como veneno paralisante de mariscos (*paralytic shellfish poisoning* – PSP), pois foram isoladas primeiramente de dinoflagelados marinhos, responsáveis pelas marés vermelhas. A cilindrospermopsina é um alcalóide sulfatado que bloqueia a síntese protéica com primeiro impacto nas células do fígado. Algumas cianobactérias marinhas também contêm alcalóides que são principalmente dermatotóxicas. Os lipopolissacarídeos são integrantes da parede celular de todas as bactérias gram-negativas, incluindo as cianobactérias, e podem causar irritações ao contato e respostas alérgicas na pele de humanos e de mamíferos.

As toxinas de cianobactérias, ou cianotoxinas, apresentam mecanismos tóxicos específicos em vertebrados e podem ser classificadas de acordo com o modo de ação em: neurotoxinas (anatoxina-a, anatoxina-a(s) e saxitoxinas), hepatotoxinas (microcistinas, nodularina e cilindrospermopsina) e endotoxinas ou dermatotoxinas (lipopolissacarídeos, lingbiatoxinas e aplisiatoxinas). Em geral, algumas dessas toxinas, especificamente os alcalóides neurotóxicos, são caracterizadas por sua ação rápida, causando a morte de mamíferos por parada respiratória após poucos minutos de exposição. Há aquelas que atuam menos rapidamente e são identificadas como peptídeos ou alcalóides hepatotóxicos. Outras ainda (endotoxinas pirogênicas) causam irritações ao contato. Estudos disponíveis indicam que os lipopolissacarídeos produzidos pelas cianobactérias são menos tóxicos que os de outras bactérias, como, por exemplo, *Salmonella*. Em geral, os sintomas de intoxicação podem ser sintetizados da seguinte forma: a) em águas de uso recreacional, incluindo as marinhas, são verificadas irritações na pele e nos olhos, febre, tonturas fadiga e gastroenterite aguda; b) quanto à água potável, são observadas dores abdominais, náuseas, vômitos, diarreia, irritação da laringe, tosse seca, dor de cabeça, etc., e elevados níveis de enzima no soro, indicando danos ao fígado. Na Tabela 7.21 são apresentados os principais gêneros de cianobactérias potencialmente produtoras de toxinas e os tecidos (órgãos) afetados em seres humanos.

Tabela 7.21 Principais gêneros de cianobactérias potencialmente produtoras de toxinas.

Gênero	Toxina	Grupo químico	Tecido/órgão afetado
<i>Anabaena</i> , <i>Microcystis</i> , <i>Oscillatoria</i> (<i>Planktothrix</i>), <i>Nostoc</i>	microcistina	peptídeo	fígado
<i>Nodularia</i>	nodularina	peptídeo	fígado
<i>Cylindrospermopsis</i> , <i>Umezakia</i> , <i>Aphanizomenon</i>	cilindrospermopsina	alcalóide	fígado e rins
<i>Anabaena</i> , <i>Oscillatoria</i> (<i>Planktothrix</i>), <i>Aphanizomenon</i>	anatoxina-a	alcalóide	sistema nervoso central
<i>Anabaena</i>	anatoxina-a (S)	alcalóide	sistema nervoso central
<i>Anabaena</i> , <i>Aphanizomenon</i> , <i>Lyngbya</i> , <i>Cylindrospermopsis</i>	saxitoxina e neosaxitoxina	alcalóide	sistema nervoso central

Remoção de algas por dupla filtração

Mello (1998), em experimentos utilizando água bruta do Lago Paranoá, que apresentava valores de turbidez na faixa de 3,7 a 20 uT e teor de clorofila-a variando de 3,5 a 61,4 µg/L, com valor médio de $33,7 \pm 13,8$ µg/L, com predominância da

cianobactéria *Cylindropermopsis raciborskii*, alcançou remoção de 68% de clorofila-a utilizando pré-filtro ascendente de pedregulho com 5 subcamadas sobrepostas como parte da seqüência de tratamento por filtração em múltiplas etapas. Motivado por esses bons resultados, Cezar (2000) desenvolveu trabalho em que avaliou a utilização do filtro de pedregulho com escoamento ascendente como pré-tratamento para filtração rápida descendente. Duas situações (ver Figura 7.47) foram avaliadas: (a) o filtro de pedregulho com escoamento ascendente recebia água previamente coagulada com sulfato de alumínio; e (b) o filtro de pedregulho com escoamento ascendente era alimentado com água bruta e seu efluente recebia o coagulante antes de ser submetido à filtração direta descendente. Para efeito de comparação, experimentos simulando a seqüência de filtração direta (água coagulada alimentando os filtros rápidos descendentes) também foram realizados.

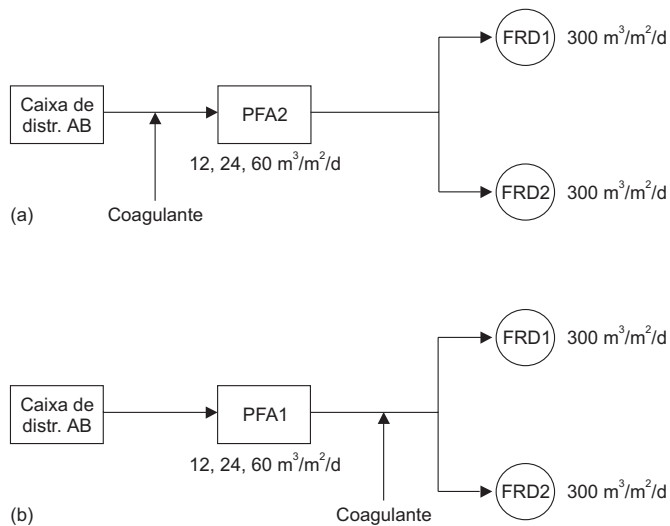


Figura 7.47 Seqüências de tratamento testadas para avaliar o melhor ponto de adição do coagulante no sistema composto por filtração ascendente em pedregulho e filtração descendente em areia aplicado à remoção de algas.

Os pré-filtros ascendentes de pedregulho, PFA1 e PFA2, conforme designado pelo autor, foram operados com taxa de filtração de 12, 24 e 60 m³/m²/d. Os filtros rápidos descendentes foram operados com nível constante e taxa de filtração constante e fixa de 300 m³/m²/d. Os pré-filtros eram operados de forma contínua e os filtros rápidos, de forma intermitente, sendo alimentados, de forma alternada, com o efluente de cada um dos pré-filtros.

A espessura total do meio granular do filtro de pedregulho era de 1,5 m, com cada subcamada apresentando espessura de 30 cm. A espessura da areia nos filtros rápidos era de 90 cm. As características dos meios filtrantes são apresentadas na Tabela 7.22.

Tabela 7.22 Características dos meios filtrantes.

Filtro ascendente de pedregulho	Filtros rápidos descendentes de areia		
	Características	FRD1	FRD2
	Material	Areia	Areia
	Tamanho efetivo (mm)	1,2	0,5
	Coefficiente de desuniformidade	1,3	1,4
	Tamanho do menor grão (mm)	1,19	0,42
	Tamanho do maior grão (mm)	1,69	1,41
	Coefficiente de esfericidade	0,7 a 0,8	0,7 a 0,8
	Massa específica (kg/m ³)	2.630	2.630
	Porosidade	0,40	0,40

Em cada experimento eram medidos os seguintes parâmetros de qualidade da água: turbidez, teor de clorofila-a, pH e temperatura, sendo acompanhadas também a perda de carga e a duração da carreira de filtração. Antecedendo os experimentos, eram realizados testes de jarro para identificar o pH e a faixa ótima de dosagem de coagulante.

No período experimental, o pH da água bruta, proveniente do Lago Paranoá, variou entre 6,4 e 7,5, e com adição de coagulante na faixa de 4 a 9 mg/L de sulfato de alumínio anidro, o pH da água coagulada variou de 6,3 a 6,8. A Tabela 7.23 mostra as principais características da água durante os experimentos, enquanto a Tabela 7.24 apresenta os resultados médios obtidos para diferentes experimentos realizados com os pré-filtros de pedregulho.

Tabela 7.23 Características da água bruta para cada taxa de filtração dos PFAs.

Taxa (m ³ /m ² /d)	12	24	60
Turbidez (uT)	2,5 a 40,0	2,8 a 8,0	2,3 a 13,0
Clorofila-a (µg/L)	4,9 a 40,8	6,0 a 11,8	2,2 a 16,9

Tabela 7.24 Eficiência média de remoção de turbidez e clorofila-a nos PFAs e duração da carreira de filtração.

Unidade	Taxa (m ³ /m ² /d)	Remoção de turbidez (%)	Remoção de algas (%)	Duração média da carreira de filtração (h)*
PFA1	12	81,8	85,7	**
	24	71,0	85,0	**
	60	63,6	71,6	**
PFA2	12	76,5	80,1	456
	24	87,3	94,1	64
	60	86,6	96,0	5

* Considerando perda de carga-limite de 60 cm.

** Não atingiu a perda de carga-limite, 60 cm, para carreiras de filtração superiores a 36 dias.

A Tabela 7.24 revela a elevada eficiência na remoção de turbidez e clorofila-a, porém, observa-se que o aumento na taxa de filtração nos pré-filtros de pedregulho levou à diminuição da eficiência (ainda que pequena) de remoção de turbidez do PFA1 (sem coagulante), sem contudo afetar o PFA2 (com coagulante).

A operação do PFA2 com taxa de 60 m³/m²/d caracterizou-se pelas curtas carreiras de filtração, pelo impacto da dosagem de coagulante nessas carreiras e pelo contínuo aumento da perda de carga inicial (perda de carga imediatamente após a limpeza do meio granular). Essa elevação da perda de carga inicial ocorreu em razão da pouca efetividade das descargas de fundo realizadas entre as carreiras de filtração, que é o processo de limpeza tradicionalmente utilizado para unidades de pedregulho. Para as demais taxas de filtração, a duração das carreiras de filtração do PFA2 foi superior a 60 horas, como pode ser visto na Tabela 7.24.

A variação da taxa de filtração nos PFAs não acarretou alteração significativa no comportamento dos filtros rápidos. Nas duas seqüências de operação avaliadas, os filtros rápidos produziram água filtrada de boa qualidade, com turbidez efluente variando entre 0,2 e 0,3 uT e teor de clorofila-a próximo a zero.

O comportamento típico do sistema operando com a seqüência de tratamento em que o coagulante foi adicionado no efluente do pré-filtro e antecedendo aos filtros rápidos (esquema b da Figura 7.47) pode ser visto na Figura 7.48.

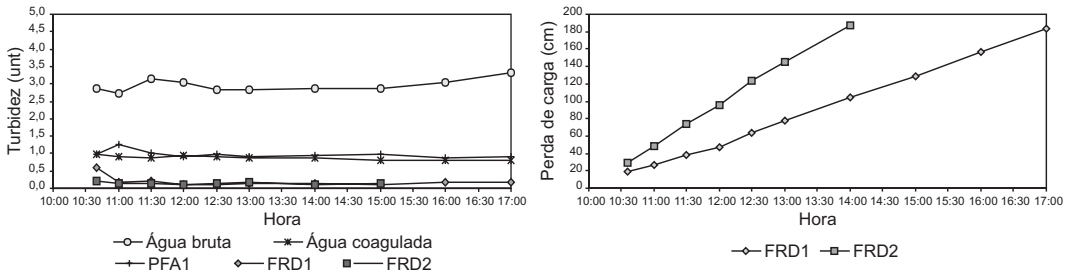


Figura 7.48 Turbidez e perda de carga nos filtros rápidos operando com o efluente do PFA1 (taxa de filtração no PFA1 de 24 m³/m²/d).

Como pode ser visualizado na Figura 7.48, a remoção de turbidez nos filtros rápidos é elevada e resultados similares foram obtidos para remoção de clorofila-a. No entanto, verifica-se que a perda de carga nessas unidades foi muito alta, resultando em carreiras de filtração de reduzida duração. Esse comportamento foi verificado nos filtros rápidos, independentemente da taxa de filtração adotada no PFA1 (12, 24 ou 60 m³/m²/d).

A Figura 7.49 apresenta o comportamento típico dos filtros rápidos descendentes quando operando com o efluente do PFA2, com adição de coagulante químico antes do filtro de pedregulho. Os filtros rápidos descendentes apresentaram comportamento similar ao mostrado na Figura 7.49, independente da taxa de filtração adotada no PFA2.

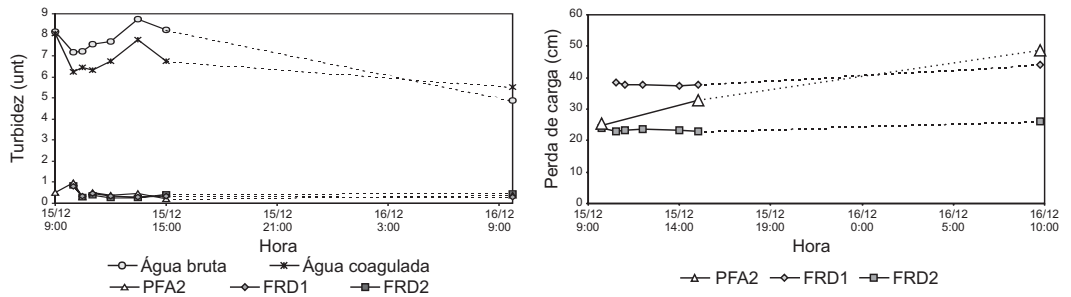


Figura 7.49 Turbidez e perda de carga nos filtros rápidos operando com o efluente do PFA2 (taxa de filtração de 24 m³/m²/d).

Na Figura 7.49, a qualidade da água produzida nos filtros rápidos é muito semelhante à da água efluente do PFA2, indicando a alta eficiência dessa unidade. Com a pouca retenção de material em suspensão no meio filtrante, não se observa crescimento da perda de carga nos filtros rápidos. Uma suave tendência de crescimento da perda de carga foi observada nos filtros rápidos descendentes, quando estes foram operados por período mais longo.

A turbidez efluente do PFA2 era sempre inferior a 0,8 uT, com valor médio em torno de 0,4 uT, enquanto os valores de clorofila-a eram consistentemente baixos e, em sua grande maioria, inferiores a 1 µg/L. A baixa presença de sólidos no efluente do PFA2 levou a uma pequena evolução da perda de carga dos filtros rápidos mesmo depois de mais de 24 horas de operação, indicando que as carreiras de filtração serão muito longas, da ordem de alguns dias, mas, ao mesmo tempo, sugerindo a subutilização desses filtros.

Dos resultados obtidos, Cezar (2000) apresenta as seguintes conclusões:

- i) a pré-filtração ascendente em pedregulho, sem coagulante, apesar de apresentar elevada eficiência na remoção de turbidez e algas, não foi capaz de promover, quando comparada aos resultados obtidos com a filtração direta, melhoria significativa da performance do tratamento que justifique sua inserção como etapa de pré-tratamento;
- ii) os resultados sugerem que a seqüência de tratamento que envolve a coagulação, filtração em pedregulho com escoamento ascendente e filtração rápida descendente (filtração em dois estágios) pode ser uma boa alternativa de tratamento para águas contendo algas em concentrações elevadas. Entretanto, é necessário, considerando o uso proposto, investigar as faixas granulométricas mais apropriadas, tanto para o filtro de pedregulho como para os filtros rápidos, e otimizar, de forma combinada, as taxas de filtração, visando ao aumento da duração das carreiras do filtro de pedregulho e ao melhor aproveitamento do filtro rápido;
- iii) o procedimento de limpeza por meio de descargas de fundo, convencionalmente utilizado para unidades de pré-filtração em pedregulho, não se mostrou efetivo na remoção das impurezas retidas no meio granular quando o pré-filtro era operado com adição prévia de coagulante. Como resultado, ocorreu contínua acumulação de material nos interstícios do meio poroso e sucessivas elevações da perda de carga inicial, com conseqüências negativas sobre a taxa de crescimento da perda de carga e sobre a duração das carreiras de filtração do pré-filtro ascendente. Esse comportamento indica a necessidade de investigar formas de aprimoramento do sistema de limpeza.

Cezar (2000) sugere ainda que a adoção de taxas mais elevadas no pré-filtro de pedregulho podem levar à redução na capacidade de retenção deste, com conseqüente diminuição da taxa de crescimento da perda de carga e melhor utilização do filtro rápido, otimizando o conjunto das unidades.

Dando continuidade ao trabalho de Cezar (2000), Amaral *et al.* (2001) realizaram trabalho experimental em instalação-piloto a fim de avaliar as faixas granulométricas mais apropriadas para o filtro ascendente de pedregulho e a influência da taxa de filtração dessa unidade no desempenho da dupla filtração de água com presença de

algas. Os filtros ascendentes de pedregulho (FAPs) foram alimentados com água proveniente do Lago Paranoá, submetida à coagulação com sulfato de alumínio. Os filtros descendentes de areia, por sua vez, foram alimentados com o efluente do filtro de pedregulho. Três configurações granulométricas e diferentes taxas de filtração foram testadas nos FAPs, conforme a Tabela 7.25. Os filtros rápidos descendentes de areia (FRDs) foram operados com taxa de filtração constante e igual a $300 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e possuíam meios filtrantes com granulometrias distintas, discriminadas na Tabela 7.26.

Tabela 7.25 Características dos meios granulares dos filtros ascendentes de pedregulho utilizados na dupla filtração para remoção de algas.

Composição granulométrica*	Camada	FAP1 (4C)		FAP2 (3C)		FAP2 (4C)	
		Espessura (m)	Granulometria (mm)	Espessura (m)	Granulometria (mm)	Espessura (m)	Granulometria (mm)
	4	0,30	3,2 a 6,4	-	-	0,15	6,4 a 9,6
	3	0,30	9,6 a 15,9	0,30	9,6 a 15,9	0,30	9,6 a 15,9
	2	0,30	19 a 25,4	0,30	19 a 25,4	0,30	19 a 25,4
	1	0,30	31,4 a 50	0,30	31,4 a 50	0,30	31,4 a 50
Taxas de filtração ($\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$)		48, 72 e 148		48 e 72		110 e 120	

*Esoamento na direção da camada mais grossa para a camada mais fina.

Tabela 7.26 Características dos meios granulares dos filtros rápidos descendentes utilizados na dupla filtração para remoção de algas.

	FRD1	FRD2	FRD3
Tamanho efetivo (mm)	1,2 a 1,3	0,5 a 0,55	1,8*
Maior grão (mm)	1,69	1,41	2,0
Menor grão (mm)	1,19	0,42	1,6
Porosidade	0,4	0,4	0,4

*Tamanho médio dos grãos retidos nas peneiras de granulometria de 1,6 mm e 2,0 mm.

Para a água em questão, a variação do pH de coagulação, na faixa de 6,3 a 6,8, não influenciou significativamente na dosagem ótima de sulfato de alumínio, a qual foi determinada com uso de equipamento de jarteste e filtro de papel, conforme verificado por Cezar (2000). A limpeza do filtro de pedregulho ascendente foi realizada por meio de várias descargas de fundo com água bruta, até que a perda de carga inicial estivesse próxima da observada com meio granular limpo. Os filtros rápidos descendentes de areia foram lavados com água no sentido ascensional. Durante a realização de cada experimento, as medidas de perda de carga, de turbidez e de pH

do afluente e do efluente de cada unidade foram realizadas a cada meia hora. Além disso, amostras de água foram coletadas no início, no meio e no final do experimento, para os ensaios de determinação do teor de clorofila-a e da concentração de alumínio residual dos efluentes dos vários filtros e de água bruta.

Durante a realização dos experimentos, a turbidez da água bruta variou na faixa de 2,2 a 4,6 uT e o teor de clorofila-a, entre 3,0 e 23,4 µg/L. Na Tabela 7.27 são apresentados os resultados representativos dos ensaios realizados na instalação-piloto sob diferentes condições operacionais.

Os resultados obtidos quando os filtros de pedregulho FAP1 (4C) e FAP2 (3C) foram operados em paralelo e com a mesma dosagem de coagulante para as taxas de filtração de 24, 48 e 72 m³/m²/d (experimentos 1, 2 e 3) indicam que o aumento da taxa de filtração não resultou em variação significativa na eficiência de remoção de turbidez e clorofila-a nessas unidades. Por outro lado, verificou-se diferença significativa na remoção de turbidez e de clorofila-a (algas) quando os filtros de pedregulho, FAP1 (4C) e FAP2 (3C), operando com mesma taxa de filtração, são comparados entre si. O FAP1 (4C) atingiu remoção de turbidez de 90% a 100% superior à remoção de turbidez alcançada pelo FAP2 (3C). Da mesma forma, o desempenho do FAP1 (4C) foi cerca de 80% a 90% superior ao apresentado pelo FAP2 (3C). Isso sugere que parte significativa da retenção de algas ocorreu na quarta camada filtrante do FAP1 (4C).

No ensaio 4, realizado com o FAP2 (3C) operando com taxa de filtração de 72 m³/m²/d, observou-se grande diferença entre a duração da carreira de filtração nessa unidade e nos filtros descendentes de areia. Como a eficiência de remoção de turbidez e de clorofila-a foi baixa no filtro de pedregulho, ocorreu sobrecarga dos filtros descendentes de areia, que, por sua vez, apresentaram remoção satisfatória de turbidez e de clorofila-a, porém, com curtas carreiras de filtração.

Comportamento oposto foi observado no ensaio 5, realizado com FAP1 (4C) operando com taxa de filtração de 148 m³/m²/d, tendo o filtro de pedregulho apresentado eficiência satisfatória de remoção de turbidez e carreira de filtração de curta duração. Como consequência, os filtros descendentes de areia apresentaram carreira de filtração mais longa, sem comprometimento da qualidade da água produzida. Os valores de turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros e a evolução da perda de carga das unidades de filtração operadas no ensaio 5 podem ser visualizados nas Figuras 7.50 e 7.51.

Os resultados dos ensaios 4 e 5 demonstram desequilíbrio entre a duração das carreiras de filtração do filtro de pedregulho e dos filtros descendentes de areia, sugerindo que um meio granular com faixa granulométrica intermediária, com tamanhos adotados entre a terceira camada do FAP2 (3C) e a quarta camada do FAP1 (4C), deveria ser investigado. Assim, nos experimentos 6 a 10 o FAP2(3C) foi modificado adicionando-se a quarta camada de 15 cm discriminada na Tabela 7.25, e o filtro de pedregulho foi identificado como FAP2 (4C).

Tabela 7.27 Experimentos realizados no período de pesquisa.

Exper.	Taxa m ³ /m ² /d	Tipo de filtro	Dos.coag mg/L	Rem. turb.%		Rem. clorof. %		Dur. carreira (h)*
				Unid.	Sist.	Unid.	Sist.	
1	24	FAP1 (4C)	5	70		89		160
		FAP2 (3C)		35		57		140
2	48	FAP1 (4C)	5	81		96		61
		FAP2 (3C)		44		53		89
3	72	FAP1 (4C)	5	71		-		25
		FAP2 (3C)		39		-		93
4	72	FAP2 (3C)	5	48		66		103
		FRD1 (1º dia)		73	84	89	95	9
		FRD2		71	83	91	96	5
5	148	FRD1 (2º dia)	5	86	94	100	100	11
		FAP1 (4C)		80		-		13
		FRD2		38	88	-		51
6	120	FRD1	5	42	89	-		17
		FAP2 (4C)		69		88		21
		FRD2		75	92	87	99	11
7	120	FRD2	6	78	93	100	100	6
		FAP2 (4C)		70		84		20
		FRD1		72	92	Inc		12
8	110	FRD2	3	73	92	Inc		6
		FAP2 (4C)		48		100	100	79
		FRD1		77	88	-		19
9	110	FRD2	6	80	89	-		11
		FAP2 (4C)		73		100	100	27
		FRD1		67	91	Inc		12
10	300	FRD3	5	61	90	Inc		20
		FAP2 (4C)		76		96		26
		FRD1		63	91	50	98	18
11	300	FRD3	4	54	89	100	100	21
		FRD1		84		-		4
		FRD3		83		-		7

FAP1 (4C): filtro de pedregulho ascendente 1 com quatro camadas; FAP2 (3C): filtro de pedregulho ascendente 2 com três camadas; FAP2 (4C): filtro de pedregulho ascendente 2 com quatro camadas, sendo a quarta camada de 15 cm. Inc: dado inconsistente; Unid: remoção nos filtros. Sist: remoção no sistema de filtração (filtro de pedregulho + filtro rápido 1, 2 ou 3).

*A duração das carreiras de filtração foi estimada em função da carga hidráulica disponível nos filtros, de 100 cm nos FAPs e de 180 cm nos FRDs.

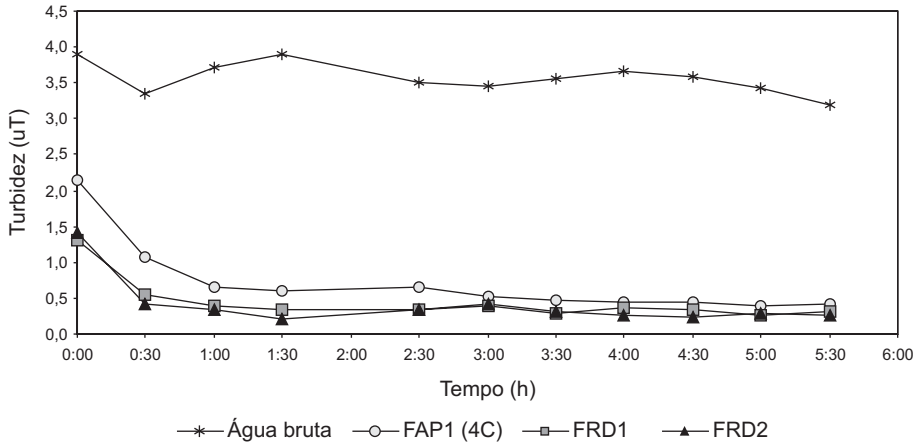


Figura 7.50 Turbidez da água bruta e dos efluentes do FAP1 (4C) com $T_f = 148$ m/d e filtros descendentes com $T_f = 300$ m/d (ensaio 5).

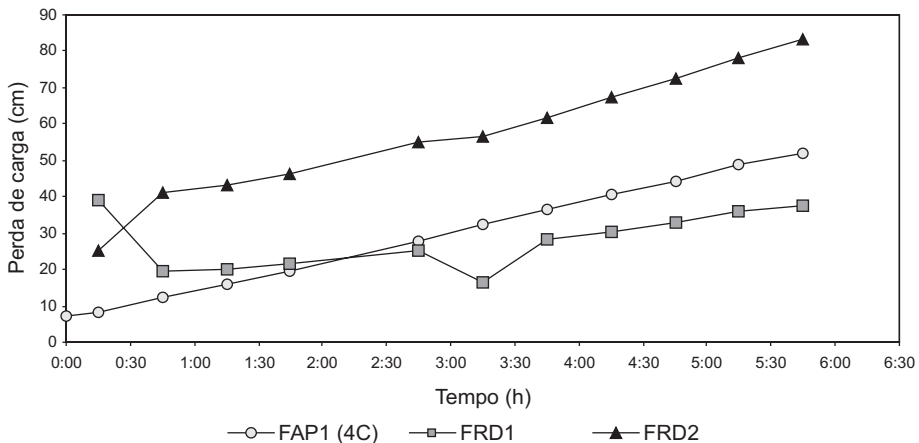


Figura 7.51 Perda de carga nos filtros FAP1 (4C) com $T_f = 148$ m/d e filtros descendentes com $T_f = 300$ m/d (ensaio 5).

Os ensaios 6 e 7, realizados com o FAP2(4C) com nova composição granulométrica e utilizando taxa de filtração de $120 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, sob as mesmas condições de operação, com a aplicação de dosagens de sulfato de alumínio anidro de 5 e 6 mg/L e posterior filtração descendente em areia, apresentaram eficiência global de remoção de turbidez superior a 90% e remoção de clorofila-a próxima de 100%, revelando maior equilíbrio entre a duração da carreira de filtração do filtro de pedregulho e do FRD1, embora distante do idealizado. O FRD2, nessa condição, apresentou durações de carreira de filtração muito curtas. Uma análise comparativa dos resultados dos ensaios 5 ($T_f =$

148 m³/m²/d), 6 e 7 (Tf = 120 m³/m²/d) sugere que melhores resultados poderiam ter sido obtidos se a quarta camada do FAp2 tivesse 30 cm e a taxa de filtração fosse mais elevada. A elevação da taxa tenderia a provocar deterioração na qualidade do efluente do FAp, que seria compensada pela maior disponibilidade de meio granular associado ao aumento da espessura da camada.

Para avaliar o impacto da subdosagem de coagulante foi adotada, no ensaio 8, dosagem de coagulante inferior à indicada pelo ensaio de jarteste. Comparando os resultados desse ensaio com os do ensaio 7, observou-se que, para taxa de filtração muito próxima, o uso de subdosagem de sulfato de alumínio anidro (3 mg/L) resultou em aumento significativo da duração estimada da carreira de filtração do filtro de pedregulho, que passou de cerca de 27 h para cerca de 79 h, porém, com reflexos negativos na qualidade final da água produzida. Considerando que a qualidade da água bruta apresentava-se relativamente boa, com teor de clorofila-a variando de 3,57 a 5,06 µg/L, acredita-se que foi a dosagem de coagulante que ocasionou a mudança de comportamento nos experimentos mencionados.

Comparando-se o comportamento dos filtros descendentes de areia, observou-se que a qualidade da água produzida (água filtrada) por essas unidades era similar e praticamente independente da composição das camadas do filtro de pedregulho e da taxa de filtração adotada neste. A qualidade da água produzida nos FRDs aparentemente só é afetada de maneira significativa pela dosagem inapropriada de coagulante. Por outro lado, as diferentes composições e taxas adotadas no filtro de pedregulho ascendente e seus reflexos na quantidade de sólidos presentes no afluente dos filtros descendentes de areia influenciaram de forma diferenciada a duração da carreira de filtração dos filtros FRD1 e FRD2. Isso indicou a necessidade de testar o comportamento da dupla filtração considerando um meio granular de maior granulometria que a do FRD1.

Os ensaios 9 e 10 mostram que é possível, sem comprometer a qualidade final da água tratada, adotar granulometria mais grossa no filtro descendente de areia, obtendo-se, assim, carreira de filtração com durações aproximadas nos dois estágios da dupla filtração. Ao analisar a Figura 7.53, que contém dados referentes à turbidez da água bruta e dos efluentes dos filtros, percebe-se que a qualidade da água em relação aos valores de turbidez da água bruta e dos efluentes produzidos, no filtro descendente de areia mais grossa (FRD3), é similar à produzida pelo filtro de granulometria mais fina (FRD1). Ou seja, os filtros produziram água com turbidez praticamente igual, apesar de apresentarem granulometrias diferentes. Por outro lado, analisando a Figura 7.53, que mostra os valores de perda de carga das unidades em operação, o FRD3 apresentou perda de carga menor que o FRD1 e, conseqüentemente, carreira de filtração com maior duração. É importante perceber, na Figura 7.59, que as curvas de perda de carga dos filtros de pedregulho e dos filtros descendentes de areia resultaram praticamente paralelas, o que significa que o crescimento da perda de carga está bem próximo entre os filtros (considerando a carga hidráulica disponível em cada filtro), ou seja, está ocorrendo a aproximação da duração estimada das carreiras de filtração.

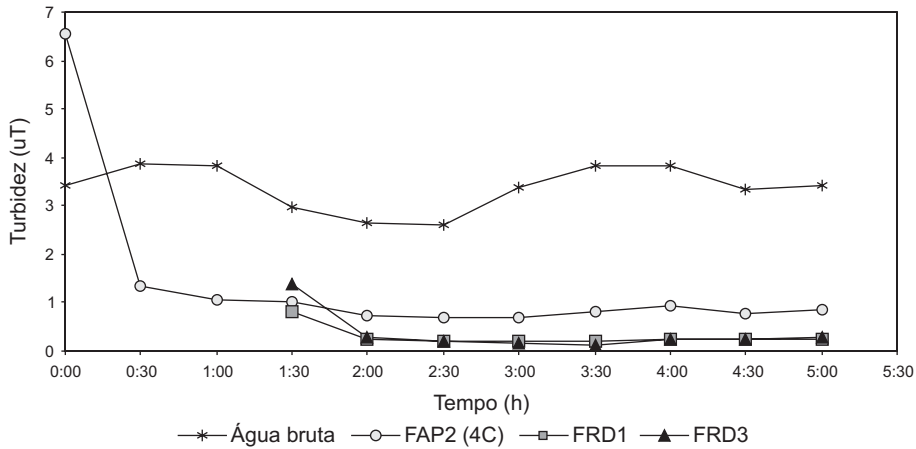


Figura 7.52 Turbidez da água bruta e dos efluentes do FAP2 (4C) com $T_f = 110 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e filtros descendentes com $T_f = 300 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ (ensaio 10).

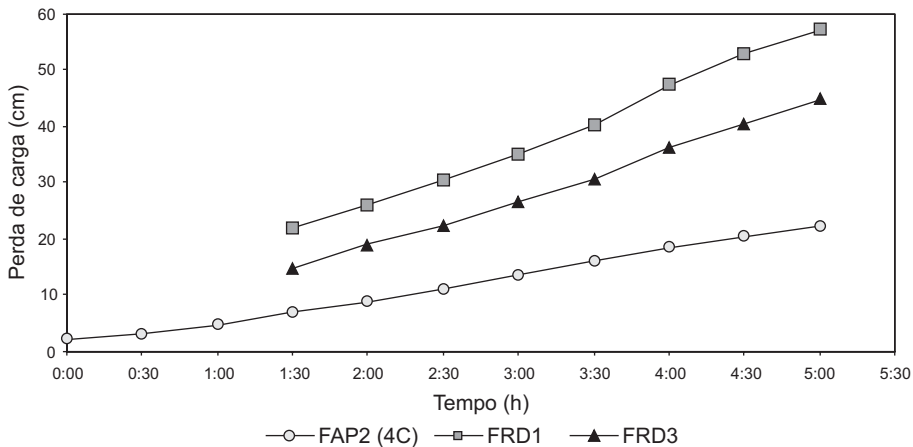


Figura 7.53 Perda de carga nos filtros FAP2 (4C) com $T_f = 110 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e filtros descendentes com $T_f = 300 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ (ensaio 10).

De acordo com os resultados obtidos nos ensaios, não se verificou variação expressiva na eficiência de remoção de turbidez e de clorofila-a quando a taxa de filtração nos filtros de pedregulho (com número de camadas e granulometria iguais) foi aumentada significativamente, porém, a perda de carga nos filtros apresentou crescimento elevado. Segundo a literatura, espera-se que, com o aumento das taxas de filtração aplicadas aos filtros, haja a diminuição da eficiência de remoção de impurezas, o que não ocorreu no presente trabalho. Essa contradição pode estar associada à presença de algas, uma vez que a maioria dos trabalhos na literatura

referem-se a águas com turbidez com valores mais elevados e de origem predominantemente mineral.

Os teores médios de alumínio na água bruta foram de 0,120 e 0,099 mg/L, 0,106 mg/L e 0,129 mg/L nos efluentes do FRD1, FRD2 e FRD3, respectivamente, inferiores ao máximo permitido de 0,2 mg/L para o residual de alumínio na água tratada.

Mais uma vez foi constatada a dificuldade na limpeza dos filtros de pedregulho, particularmente os que apresentavam a quarta e a quinta camada com granulometria mais fina. O procedimento usual adotado para esses filtros quando operados sem adição prévia de coagulante, ou seja, três descargas de fundo sucessivas, geralmente não é efetivo para limpeza nas condições estudadas. É necessário executar várias descargas de fundo para o filtro retornar às condições de perda de carga próximas ao valor da perda de carga do leito limpo.

Brandão *et al.* (2002) realizaram trabalho experimental também com água do Lago Paranoá, utilizando a instalação-piloto mostrada na Figura 4.25 do Capítulo 4. A composição das camadas de pedregulho adotadas nesse estudo é apresentada na Tabela 7.28.

Tabela 7.28 Características granulométricas dos filtros ascendentes de pedregulho.

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

Na primeira etapa, os filtros ascendentes de pedregulho foram operados em paralelo, com taxas de filtração de 60, 90, 120, 150 e 180 m³/m²/d. A perda de carga máxima no meio granular de cada filtro foi assumida igual a 1,0 m. A filtração descendente em areia é a etapa final do tratamento na instalação-piloto, sendo empregadas três colunas. Na avaliação do comportamento dos FAPs, no tocante à variação da taxa de filtração, os filtros rápidos descendentes, denominados FRD1₁, FRD1₂ e FRD1₃ possuíam areia com as mesmas características granulométricas: tamanho dos grãos = 0,42 a 1,19 mm, tamanho efetivo = 0,55 mm, coeficiente de desuniformidade = 1,5 e espessura da camada de areia = 0,8 m. Cada filtro rápido descendente foi alimentado pelo efluente de um FAP, sendo operados com taxa de filtração constante de 270 m³/m²/d.

Na segunda etapa experimental, que objetivou avaliar a granulometria do FRD, as três colunas foram alimentadas pelo mesmo filtro de pedregulho. Cada filtro rápido descendente possuía areia com características granulométricas distintas, apresentadas na Tabela 7.29. Nessa etapa, os FAPs funcionaram com taxa de $90 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e foram operados com descargas de fundo intermediárias.

Tabela 7.29 Características da areia dos filtros rápidos descendentes na segunda etapa experimental.

Característica	FRD1	FRD2	FRD3
Espessura da camada (m)	0,8	0,8	0,8
Tamanho efetivo (mm)	0,6	1,0	0,95
Coefficiente de uniformidade	1,3	1,3	1,2
Tamanho do menor grão (mm)	0,42	0,71	0,71
Tamanho do maior grão (mm)	1,19	1,68	1,41
Porosidade	0,40	0,40	0,40

Foram instaladas dez tomadas de pressão ao longo da espessura da camada de areia para o monitoramento da perda de carga, localizadas a 0, 5, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 60 e 80 cm abaixo da superfície da areia. A perda de carga final na camada de areia dos FRDs foi de 1,60 m, e esses filtros foram operados sob condição de carga hidráulica total disponível e taxa de filtração constantes. Os FRDs foram operados com taxa de filtração de $200 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$.

Para avaliar a eficiência do tratamento como um todo, e de cada unidade de filtração individualmente, foram realizadas coletas de amostras e medições de pH, turbidez, algas (clorofila-a e contagem de indivíduos) e alumínio residual. Durante os ensaios, a perda de carga nas unidades de filtração foi registrada a cada 30 min.

A Figura 7.54 apresenta resultados representativos do efeito da variação da taxa de filtração no desempenho dos FAPs em relação aos valores de turbidez e de perda de carga. Esses ensaios foram realizados sem ajuste do pH de coagulação, o qual, em função das dosagens de sulfato de alumínio usadas e do pH da água bruta, permaneceu em torno de 7.

Observa-se nessa figura que o aumento da taxa de filtração nos FAPs gerou degradação mais acelerada da qualidade da água produzida nessas unidades. Ao mesmo tempo, quando ocorria a degradação da água filtrada dos FAPs, a taxa de crescimento da perda de carga nestes diminuía gradativamente, caracterizando a diminuição da capacidade de retenção de impurezas no meio granular. Esse fenômeno pode estar

associado à ocorrência de fissuras/expansão da camada mais fina do meio granular e/ou à adoção de condições de coagulação não apropriadas.

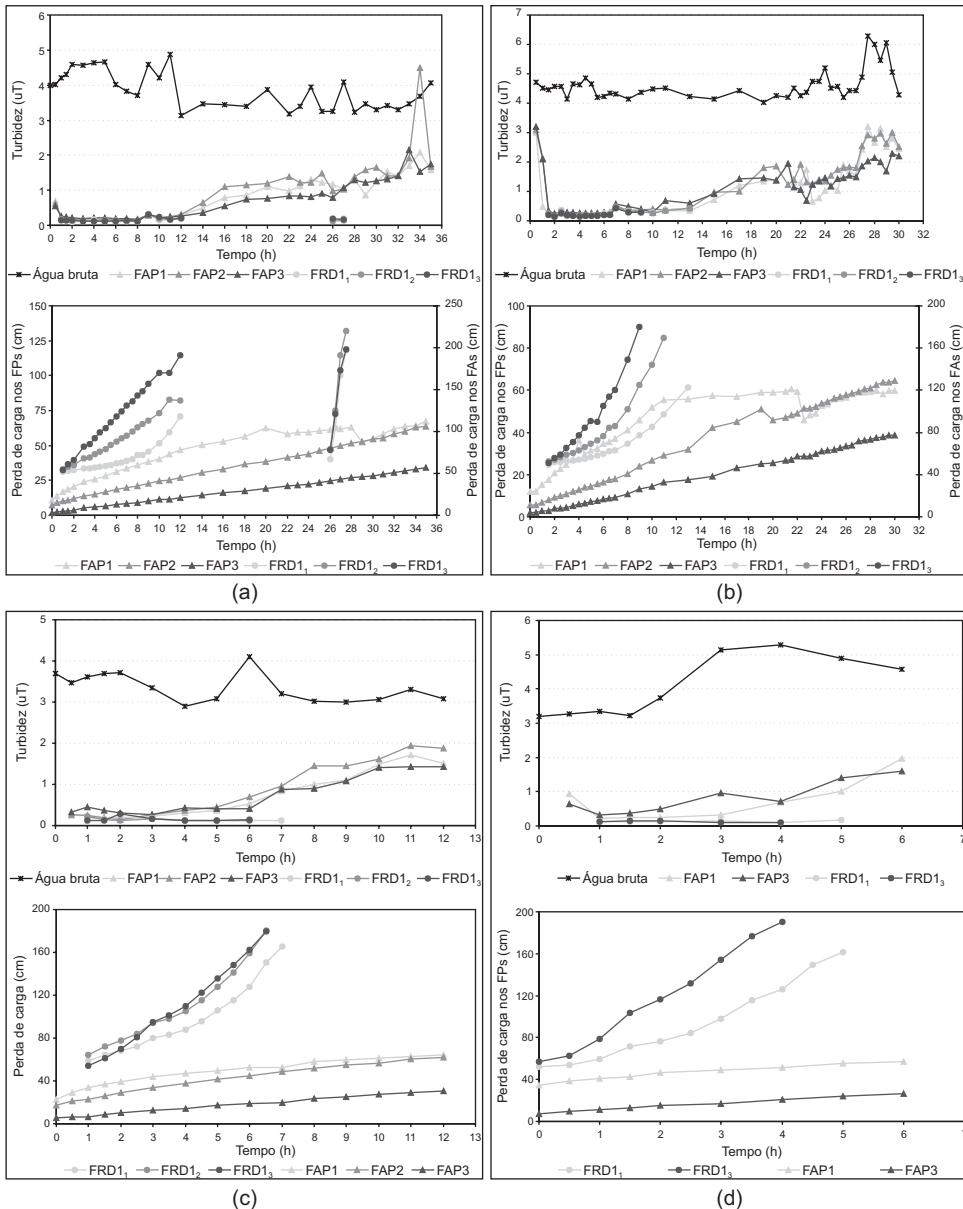


Figura 7.54 Efeito da variação da taxa de filtração nos FAPs: (a) 90 m³/m²/d; (b) 120 m³/m²/d; (c) 150 m³/m²/d; (d) 180 m³/m²/d. Taxa de filtração nos FRDs = 270 m³/m²/d; pH de coagulação ≈ 7.

Para avaliar a influência do pH de coagulação foram realizados experimentos adotando-se valor de pH de coagulação em torno de 6. A Figura 7.55 sintetiza os resultados.

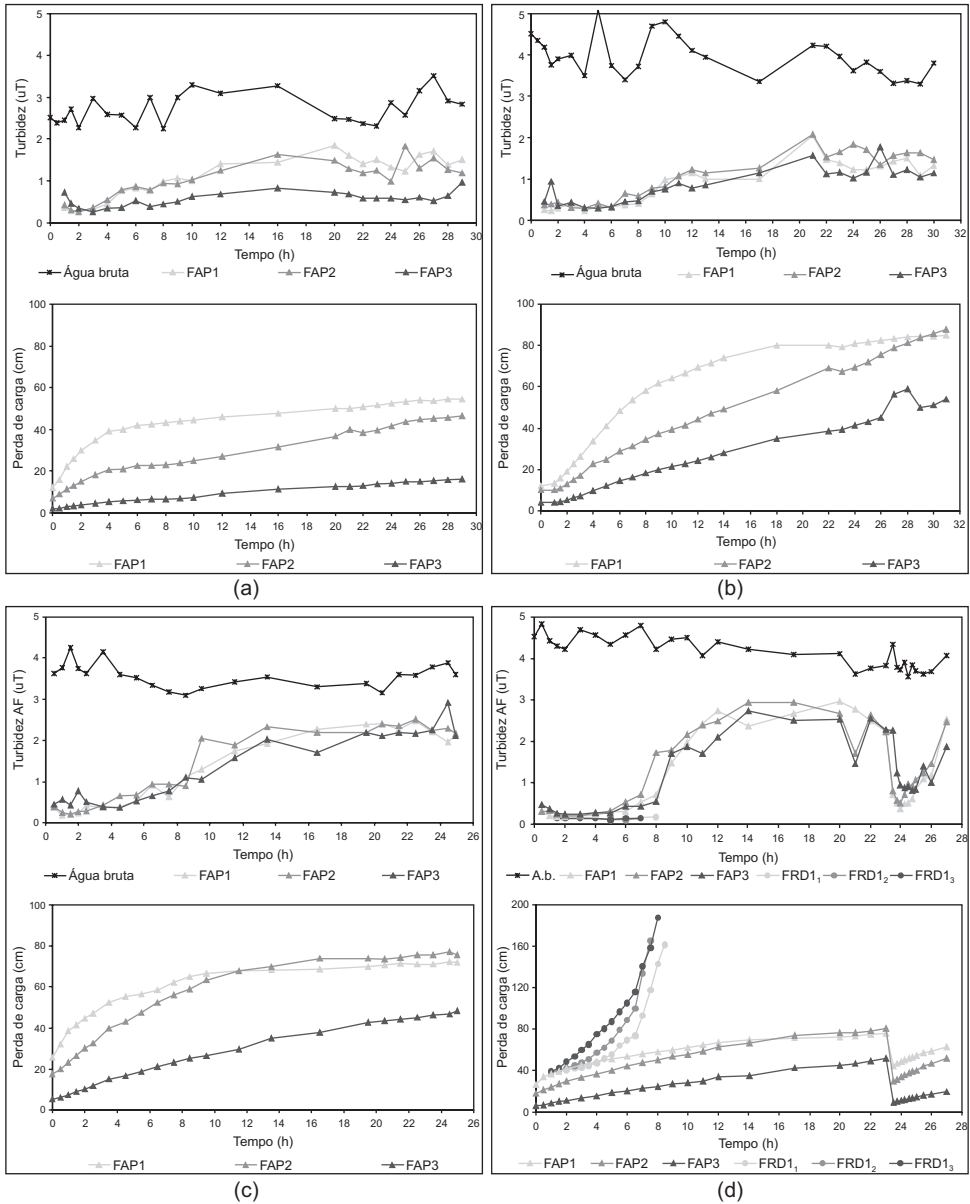


Figura 7.55 Efeito da variação da TF dos filtros de pedregulho: (a) 60 m³/m²/d; (b) 90 m³/m²/d; (c) 120 m³/m²/d; (d) 150 m³/m²/d. Taxa de filtração nos filtros de areia ≈ 270 m³/m²/d; pH ≈ 6.

Verifica-se que a alteração do pH de coagulação não favoreceu a melhoria do desempenho dos filtros de pedregulho e, mesmo quando foram adotadas baixas taxas de filtração (por exemplo, 60 e 90 m³/m²/d), houve o transpasse de impureza algumas horas após o início do funcionamento dos filtros de pedregulho.

Ainda a fim de avaliar o impacto das condições de coagulação no desempenho do sistema, foram realizados ensaios variando-se a dosagem de coagulante. A Figura 7.56 apresenta uma comparação entre as duas dosagens utilizadas. Essa figura mostra que o uso de uma dosagem de coagulante fora do ponto ótimo pode levar a uma deterioração mais rápida da qualidade da água filtrada nos FAPs. Comparando-se os resultados obtidos nos testes de coagulação e em escala-piloto, observou-se a tendência de a dosagem ótima de coagulante indicada pelo teste de jarros configurar-se como sobredosagem quando aplicada à água filtrada no FAP.

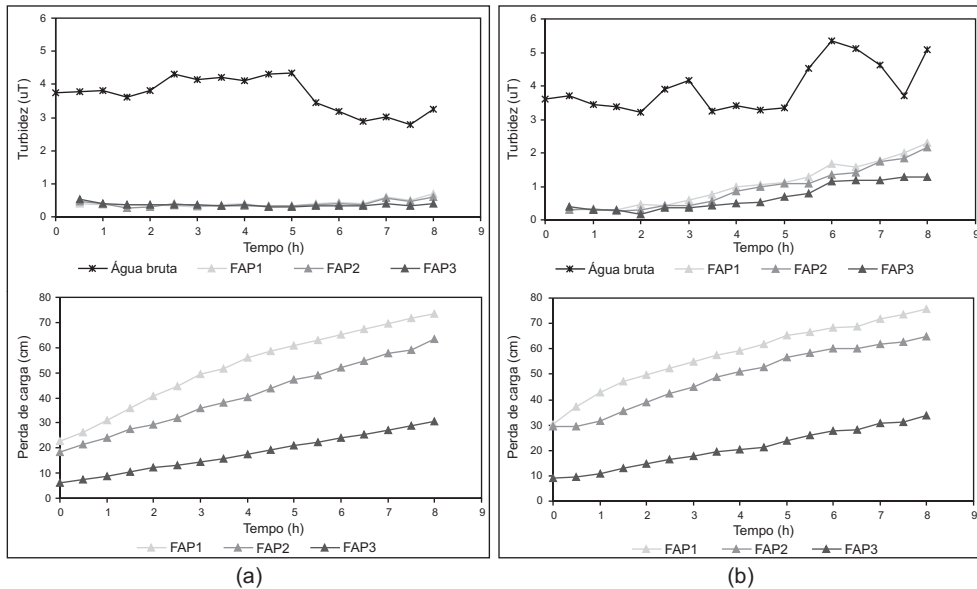


Figura 7.56 Efeito da dosagem de coagulante no comportamento dos filtros de pedregulho: (a) 0,7 mg Al/L; (b) 1,1 mg Al/L.

Os resultados obtidos na primeira etapa do estudo revelaram que, para a água em estudo, que se caracteriza pela baixa turbidez e pela presença de algas, os FAPs não funcionaram satisfatoriamente, pois o transpasse ocorreu após poucas horas de operação. Com isso, a taxa de crescimento da perda de carga nos filtros de areia resultou exponencial e as carreiras de filtração nessas unidades foram bastante curtas. Não foi observada ocorrência de transpasse nos filtros de areia, e a turbidez da água filtrada não excedeu a 0,5 uT, permanecendo geralmente em torno de 0,3 uT.

Em geral, os filtros de pedregulho mostraram-se muito sensíveis a desvios na dosagem ótima de coagulante e os filtros com granulometria de topo mais fina (FAP1 e FAP2), mais instáveis, apresentando freqüentemente sinais de ocorrência de fissuras e expansão na camada mais fina do meio granular, tendo por consequência o desprendimento de impurezas previamente retidas.

Com base nos resultados, o FAP3, com granulometria de camada de topo mais grossa, foi escolhido para alimentar os filtros de areia na segunda etapa do trabalho. Adotou-se taxa de filtração de $90 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ no FAP3 e de $200 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ nos filtros de areia. Cabe lembrar que nessa etapa cada FRD foi dotado de granulometria específica (ver Tabela 7.29).

Na tentativa de melhorar o desempenho dos FAPs e reduzir a sobrecarga nos filtros de areia, optou-se também por operar os filtros de pedregulho com descargas de fundo intermediárias. Dois critérios para a realização das descargas de fundo intermediárias foram adotados: a) tempo fixo entre descargas e b) descargas sempre que a turbidez da água efluente do FAP atingisse 1 uT. As Figuras 7.57 e 7.58 apresentam resultados representativos desses experimentos.

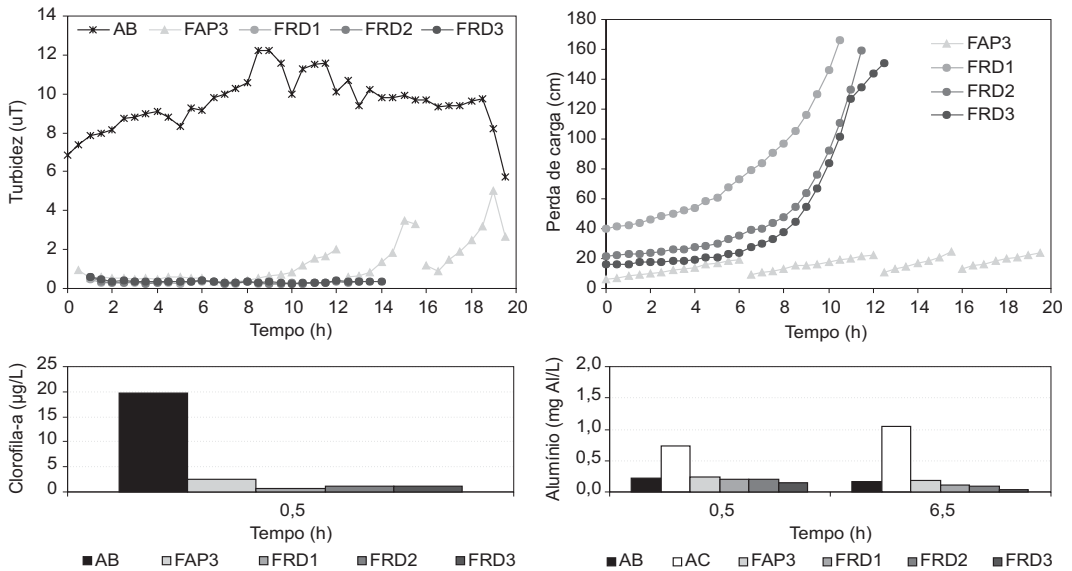


Figura 7.57 Filtro de pedregulho operado com descargas de fundo intermediárias realizadas a cada 6 h (TFPEA = $90 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$; TFFRD = $200 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$).

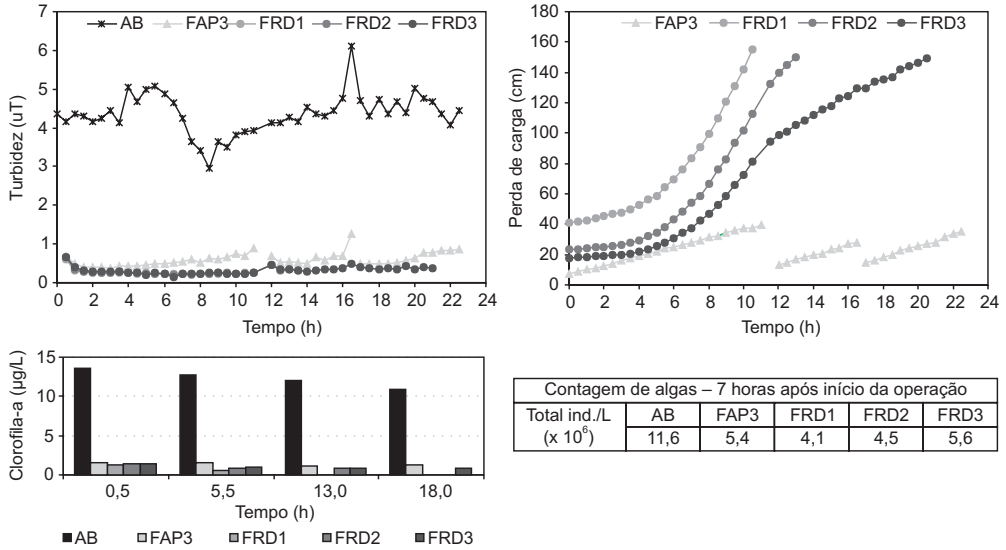


Figura 7.58 Filtro de pedregulho operado com descargas de fundo intermediárias realizadas quando a turbidez da água efluente atingiu 1 uT (TFFAP = 90 m³/m²/d; TFFRD = 200 m³/m²/d).

Dos resultados obtidos, observa-se que a adoção das descargas de fundo intermediárias nos filtros de pedregulho mostrou-se positiva tanto para sua operação como dos FRDs. Verifica-se que o comportamento do FAP tornou-se mais estável tanto em relação ao desenvolvimento da perda de carga como da qualidade da água produzida por essa unidade. No que tange ao comportamento dos FRDs, observou-se que, com o controle da qualidade da água efluente dos FAPs decorrentes das descargas de fundo, a taxa de crescimento da perda de carga foi menor e assumiu contornos mais lineares quando a granulometria do filtro era mais grossa (FRD3). É importante destacar que tal feito não pode ser atribuído apenas às descargas de fundo intermediárias, pois os filtros de areia nessa etapa operaram com taxa de filtração inferior à primeira etapa. Comparando-se as Figuras 7.57 e 7.58, observa-se a tendência de o controle da descarga intermediária de fundo com base na qualidade do efluente do FAP gerar mais benefícios tanto para ele como para o FRD. Entretanto, do ponto de vista operacional, esse procedimento é mais exigente.

A Figura 7.59 apresenta um resultado típico dos ensaios realizados para definir o melhor procedimento para a limpeza dos filtros de pedregulho. Nesses ensaios, os três filtros de pedregulho foram preenchidos com a mesma granulometria do FAP3 (ver Tabela 7.29). Três procedimentos foram adotados: no FAP1 foram realizadas DFIs e três descargas de fundo ao final do ensaio; no FAP2 o procedimento foi similar ao do FAP1, porém, as DFIs foram precedidas de 2 min. de lavagem com ar e água; no FAP3 foram realizadas somente as descargas de fundo ao final do ensaio. As

descargas de fundo intermediárias no FAP1 e FAP2 foram realizadas quando a turbidez efluente de cada unidade atingiu 1 uT.

A lavagem que precede cada DFI foi realizada usando água coagulada afluente ao filtro de pedregulho com a mesma taxa de filtração em que a unidade estava sendo operada. O ar foi injetado na interface entre as 3ª e 4ª camadas, provocando o descolamento e o carreamento das impurezas das duas camadas superiores, tornando mais efetiva sua limpeza.

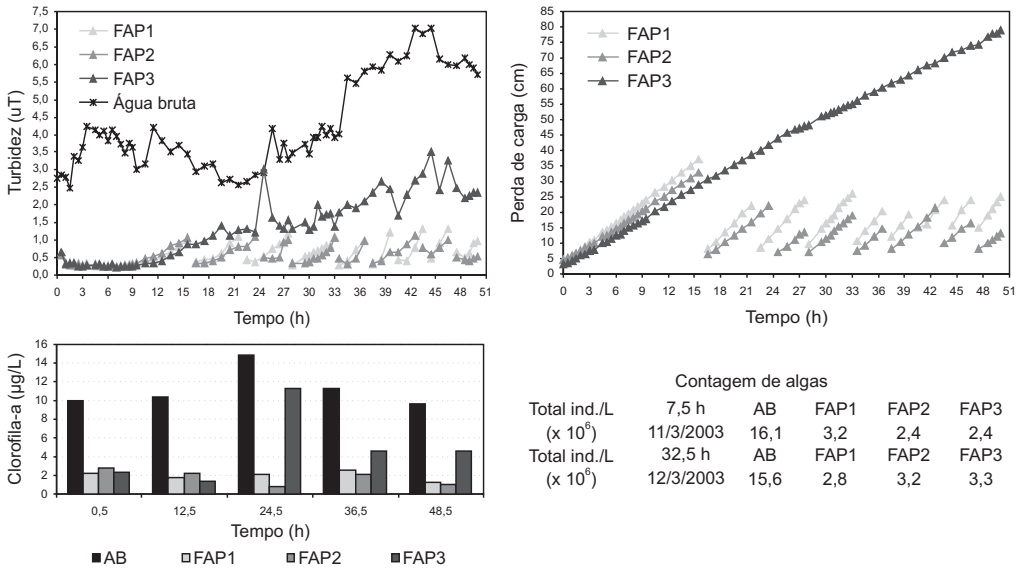


Figura 7.59 Avaliação dos diferentes procedimentos de limpeza dos filtros de pedregulho com escoamento ascendente operando com taxa de filtração de 90 m³/m²/d (FAP1: DFIs + DFF; FAP2: DFIs com lavagem prévia + DFF; FAP3: DFF).

A Tabela 7.30 apresenta a produção efetiva dos filtros de pedregulhos operados com os diferentes procedimentos de limpeza. Desses resultados, verifica-se que a adoção da lavagem com ar e a própria água afluente ao filtro que precede a DFI gera maior produção efetiva que somente com a adoção da DFI. Isso porque o número de DFIs necessário no primeiro caso é menor que no segundo, uma vez que a perda de carga no meio granular praticamente retorna ao valor do início da carreira de filtração (ver Figura 7.59). A produção efetiva do FAP3 é, obviamente, maior que a dos demais filtros de pedregulho, entretanto, a qualidade da água produzida deteriora gradativamente (Figura 7.59), o que provoca impactos negativos na duração da carreira de filtração dos filtros descendentes, como mostrado anteriormente.

Dando continuidade ao trabalho, Brandão *et al.* (2003) realizaram ensaios utilizando o hidroxicloreto de alumínio como coagulante, com dosagem de 2,5 mg/L. Nesses ensaios foram adotadas para o filtro de pedregulho as condições que apresentaram melhores resultados nas etapas anteriores, ou seja, foi utilizada a granulometria mais grossa no filtro de pedregulho (equivalente ao FAP3 na Tabela 7.28) e esse filtro foi operado com DFIs precedidas de lavagem com ar e água, executadas quando a turbidez efluente atingiu 1 uT. A Figura 7.60 mostra um resultado típico desse grupo de ensaios.

Tabela 7.30 Resumo da produção total e efetiva dos filtros ascendentes de pedregulho.

Produção total (m ³ /m ²)		FAP	Produção efetiva dos FPAs							
			Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Ensaio 4	
DE = 36 h	DE = 50 h		DE = 50 h	(%)	DE = 50 h	(%)	DE = 50 h	(%)	DE = 36 h	(%)
135	187,5	FAP1	175,98	93,9	174,70	93,2	172,14	91,8	128,60	95,3
		FAP2	178,42	95,2	175,86	93,8	175,86	93,8	128,48	95,2
		FAP3	184,94	98,6	184,94	98,6	184,94	98,6	132,44	98,1

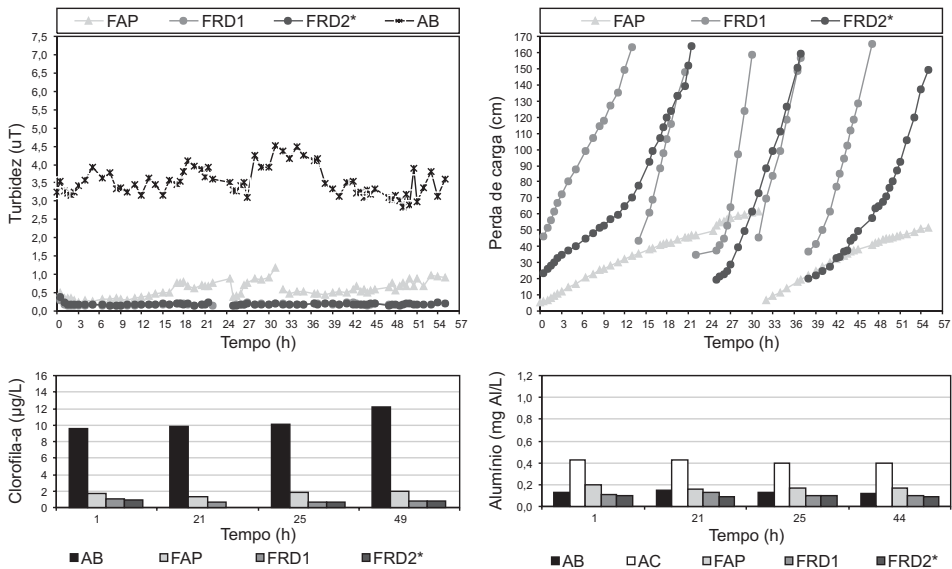


Figura 7.60 Resultados da dupla filtração em pedregulho e em areia utilizando hidroxicloreto de alumínio como coagulante (TFFAP = 90 m³/m²/d e TFFRD = 200 m³/m²/d).

Os resultados da Figura 7.60, quando comparados aos da Figura 7.58, revelam que o uso do hidroxiclreto de alumínio prolongou o intervalo entre as DFIs no filtro ascendente de pedregulho, porém, não alterou a duração das carreiras de filtração dos filtros descendentes.

A Figura 7.61 apresenta o comportamento típico do desenvolvimento da perda de carga nas camadas filtrantes dos filtros de areia. Os dados de perda de carga apresentados revelam que apenas os primeiros 5 cm da areia (camada 1) atuam no processo de retenção de impurezas, mesmo no filtro FRD2* que apresenta diâmetro efetivo de 1,1 mm.

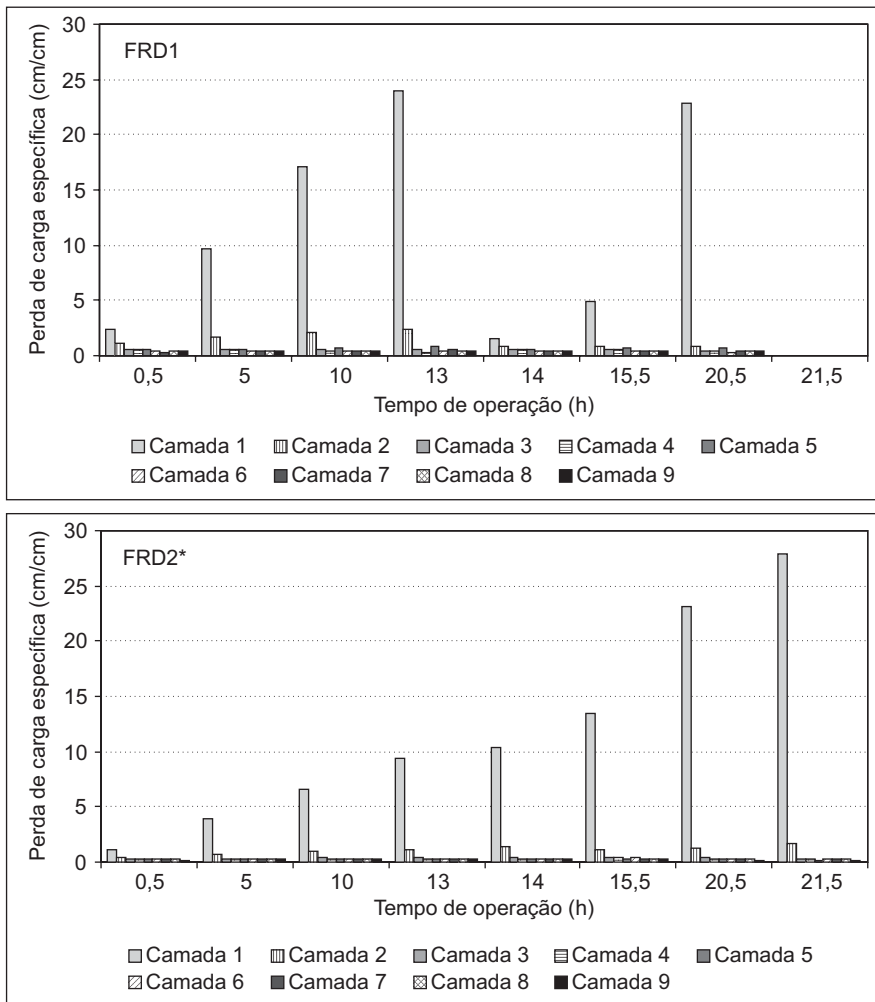


Figura 7.61 Distribuição da perda de carga específica por camada nos filtros descendentes de areia.

A concentração de impurezas nessa região explica a duração relativamente curta das carreiras de filtração nessas unidades mesmo quando os filtros foram alimentados com água com valores de turbidez inferiores a 1 uT. A concentração de impurezas na camada superior do filtro pode estar associada à característica da água (presença de algas) e às condições de coagulação utilizadas.

Para a água avaliada, caracterizada pela baixa turbidez (geralmente inferior a 7 uT) e pela presença de algas (clorofila-a geralmente entre 10 e 20 µg/L, com número de indivíduos da ordem de 10^4 /ml), Brandão *et al.* (2003), em seus estudos do PROSAB, concluíram que:

- i) a dosagem ótima de alumínio não parece ser influenciada pelo pH de coagulação;
- ii) a operação dos filtros ascendentes de pedregulho sem execução de DFIs, mesmo com o uso de taxas de filtração não elevadas (60 a 90 m³/m²/d), promoveu a rápida deterioração da qualidade da água filtrada nessas unidades e, conseqüentemente, rápida colmatação dos filtros descendentes de areia, resultando em carreiras de filtração de curta duração, geralmente da ordem de 8 h;
- iii) o uso do filtro de pedregulho 3, dotado de camada de topo mais grossa, operado com execução de DFIs precedidas de 2 minutos de lavagem com ar e água, permitiu o controle da qualidade do efluente do FAP, promovendo aumento significativo da duração das carreiras de filtração dos filtros descendentes de areia (20 h para atingir perda de carga de cerca de 1,6 m);
- iv) o uso do hidroxiclreto de alumínio como coagulante contribuiu para o aumento do intervalo entre DFIs no filtro de pedregulho, contribuindo para o aumento da produtividade efetiva de água filtrada no sistema.

Os estudos mostram que a dupla filtração em pedregulho e em areia é uma tecnologia com grande potencial de aplicação no tratamento de águas com presença de algas, porém, em função das especificidades desse tipo de água, a definição dos parâmetros de projeto e operação devem se basear em ensaios em escala-piloto.

Projeto de Sistemas de Dupla Filtração

Parâmetros de projeto

Na Tabela 7.31 são apresentados os principais parâmetros de projeto de sistemas de dupla filtração em função das características da água bruta. Como visto anteriormente, a filtração ascendente funciona como pré-tratamento à filtração descendente e a taxa de filtração dependerá do tipo de meio granular, da duração da carreira de filtração desejada, da qualidade do afluente, do número de filtros na bateria e do número de descargas de fundo intermediárias.

Tabela 7.31 Valores máximos dos parâmetros de qualidade da água bruta para o emprego da dupla filtração e parâmetros de projeto.

Discriminação	Dupla filtração com filtração ascendente em areia grossa	Dupla filtração com filtração ascendente em pedregulho
Características da água bruta		
Turbidez (uT) (*)		
90% do tempo	≤ 50	≤ 100
95% do tempo	≤ 100	≤ 150
100% do tempo	≤ 150	≤ 200
Cor verdadeira (uH)(**)		
90% do tempo	≤ 50	≤ 50
95% do tempo	≤ 75	≤ 75
100% do tempo	≤ 100	≤ 100
Sólidos suspensos totais (mg/L)		
95% do tempo	100	150
100% do tempo	150	200
DBO ₅ (mg/L)	≤ 10	≤ 10
NMP <i>Escherichia coli</i> (NMP/100 ml)	≤ 1.000 (+)	≤ 1.000 (+)
NMP de coliformes totais (NMP/100 ml)	≤ 5.000 (+)	≤ 5.000 (+)
Carbono orgânico total (mg/L)	≤ 5	≤ 5
Densidade algal (UPA/ml)	≤ 1.000	≤ 1.000
Parâmetros de projeto		
Taxa de filtração no filtro ascendente (m ³ /m ² /d)	120 a 240	80 a 180 (***)
Taxa de filtração no filtro descendente (m ³ /m ² /d)(**)	200 a 400 (++)	180 a 400
Número de descargas de fundo intermediárias no filtro ascendente durante a carreira de filtração	≥ 4	≥ 4
Taxa de aplicação de água na interface (m ³ /m ² /d)	600 a 1.000	600 a 1.000
Mecanismo de coagulação	neutralização de cargas	neutralização de cargas

(*) picos de até 300 uT com duração inferior a 12 h poderão ocorrer na água bruta; (**) picos de até 150 uH com duração inferior a 12 horas poderão ocorrer na água bruta; (***) os valores superiores da taxa de filtração na filtração direta ascendente somente deverão ser adotados após a comprovação de sua viabilidade em instalação-piloto; (+) limites mais elevados podem ser adotados com o emprego da pré-desinfecção; (++) para o filtro descendente com camada única de areia, a taxa de filtração deve ser inferior a 300 m³/m²/d; para filtros de antracito e areia, a taxa de filtração pode ser maior.

Alimentação dos filtros ascendentes e forma de operação

Os filtros podem ser construídos em concreto, resina especial ou chapa metálica. Em geral, quando executados em chapa metálica ou em resina especial, são circulares em planta, enquanto em concreto, geralmente possuem forma retangular em planta.

A filtração ascendente com taxa declinante variável pode ser uma alternativa do ponto de vista operacional, pois a lavagem de um filtro qualquer da bateria estará condicionada à ocorrência do nível máximo de operação em uma única câmara de carga, da qual partirão as tubulações de alimentação dos filtros. Entretanto, em razão das dificuldades operacionais decorrentes da execução das DFIs, já que os filtros são parcialmente limpos sempre que estas forem realizadas, esse método de operação não é recomendável. Na Figura 7.62 é mostrada uma instalação na qual os filtros ascendentes encontram-se interligados por uma tubulação geral, configurando situação indesejável do ponto de vista operacional.



Figura 7.62 Tubulação geral de alimentação dos filtros ascendentes a partir de uma câmara de carga única.

Quando os filtros ascendentes forem projetados para funcionar com DFIs, torna-se imprescindível que a alimentação destes seja independente, a partir de câmaras de carga individuais. Dessa forma, sempre que for executada a descarga de fundo em um filtro qualquer da bateria, os remanescentes terão sua taxa aumentada. No entanto, há instalações no Brasil cuja alimentação dos filtros (com número de unidades variando de 2 a 6) se dá a partir de uma tubulação única, partindo de uma caixa de nível comum (ver Figura 7.62). Nessa situação, para que não ocorram variações substanciais nas taxas de filtração, já que os filtros funcionam como vasos comunicantes, as DFIs devem ser realizadas em todos os filtros, de forma seqüencial e em curto intervalo de tempo, pois, se a diferença do tempo de funcionamento do filtro mais sujo e do mais limpo da bateria for elevada, as taxas de filtração poderão resultar muito diferentes; por outro lado, se for muito pequena, as lavagens ocorrerão com intervalo de tempo muito curto, às vezes impedindo que se tenha água para lavagem suficiente no reservatório. Deve-se tomar cuidado ao projetar o reservatório de água para lavagem, pois o volume deste deverá ser compatível com o número de filtros da bateria quando a alimentação é feita por meio de uma tubulação tipo “manifold”, a partir de uma câmara de carga.

Além de o uso de uma única câmara de carga ou de câmaras de carga individuais evitar problemas operacionais, é importante ressaltar que são atenuadas eventuais flutuações de vazão afluente à instalação, decorrentes de alterações de voltagem na rede elétrica quando se tem recalque de água bruta, é eliminado o ar que eventualmente surja na adutora e também torna-se possível verificar e medir a perda de carga decorrente da retenção de impurezas, possibilitando programar as descargas de fundo intermediárias. Na Figura 7.63 é mostrada uma instalação de dupla filtração em que os filtros ascendentes são alimentados por uma única câmara de carga.



Vista geral



Câmara de carga e tubulação geral de alimentação dos filtros



Interligação entre os filtros ascendentes e os descendentes



Saída dos filtros descendentes

Figura 7.63 Instalação de dupla filtração com os filtros ascendentes alimentados a partir de uma única câmara de carga.

Em diagnóstico efetuado na instalação mostrada nas fotos da Figura 7.63 foram comprovados diversos problemas de projeto e operacionais, destacando-se: i) por meio de medidas de pH e do potencial zeta no afluente a cada filtro ascendente foi constatada ineficiência da mistura do coagulante com a água bruta na saída da câmara de carga; ii) por intermédio de medições de vazão nas caixas de saída dos filtros descendentes comprovou-se que cada unidade de dupla filtração recebia uma vazão distinta, causada pelo tipo de alimentação a partir de uma única câmara de carga; iii) os meios filtrantes dos filtros ascendentes encontravam-se totalmente misturados, situação imprópria para o funcionamento adequado da filtração ascendente.

Em instalações com número máximo de 4 unidades de filtração ascendente, pode-se realizar a mistura dos produtos químicos (alcalinizante e coagulante) antes da câmara de carga e efetuar a divisão de vazão em seu interior por meio de vertedores com descarga livre em câmaras individuais, como mostrado no esquema da Figura 7.64.

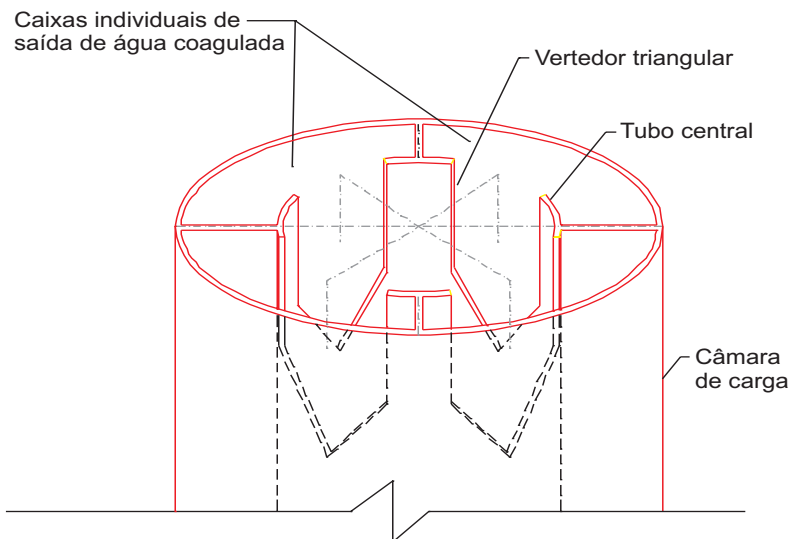


Figura 7.64 Câmara de carga única com câmaras individuais de alimentação dos filtros ascendentes.

Quando se tem número relativamente elevado de unidades de dupla filtração, a alimentação dos filtros ascendentes pode ser efetuada a partir de câmaras individuais alimentadas por tubulação ou canal. A tubulação de entrada de cada câmara individual deve dispor de válvula que permita realizar o ajuste de vazão, garantindo que as câmaras individuais recebam a mesma vazão. Para garantir que cada unidade de dupla filtração receba a mesma vazão, podem ser feitos ajustes na válvula borboleta na tubulação de entrada de cada câmara de carga individual. Esses ajustes podem ser

efetuados utilizando-se traçador (cloreto de sódio, por exemplo). Na Figura 7.65 é mostrada uma instalação construída em concreto, em que os filtros ascendentes são alimentados por meio de câmaras individuais.

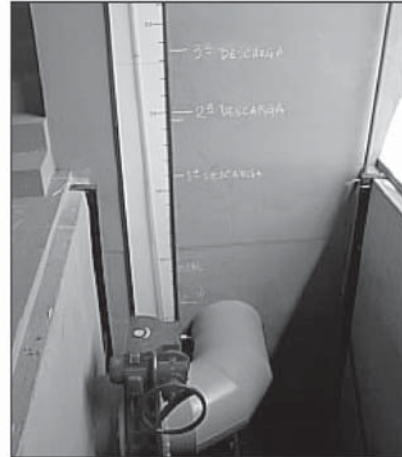
Na Figura 7.66 são mostradas instalações de dupla filtração que possuem câmaras individuais para alimentação dos filtros ascendentes. Há seis unidades de dupla filtração, cada uma com duas câmaras ascendentes (5,5 m de diâmetro) e duas descendentes (4,5 m de diâmetro).



Vista geral dos filtros ascendentes



Câmaras de alimentação de cada unidade de filtração ascendente



Tubulação que interliga o canal principal de distribuição de água coagulada e a câmara individual de alimentação do filtro ascendente

Figura 7.65 Filtros ascendentes alimentados por câmaras individuais conectadas ao canal geral de distribuição de água coagulada.



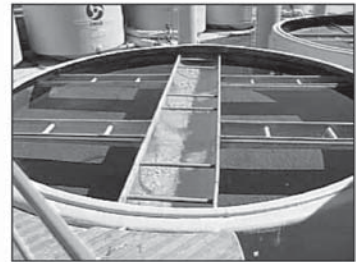
a) Vista geral da instalação de dupla filtração



b) Câmaras individuais de alimentação dos filtros ascendentes



Unidade de filtração
ascendente: 2 câmaras
com diâmetro de 5,5 m



Unidade de filtração
descendente: 2 câmaras
com diâmetro de 4,5 m

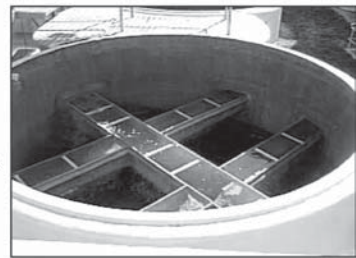


Figura 7.66 Instalação de dupla filtração com câmaras individuais de alimentação dos filtros ascendentes.

Fundo dos filtros e camada suporte

Filtros ascendentes

O fundo dos filtros ascendentes deve ser projetado de forma a facilitar a limpeza do meio granular. No caso da operação dos filtros ascendentes com descargas de fundo intermediárias, também deve-se prever entrada de água na interface pedregulho/areia nos filtros que contenham areia grossa como meio filtrante. Quando se tem filtros ascendentes de pedregulho, não há necessidade de introduzir água no meio granular. Com o objetivo de reduzir a quantidade de água na lavagem final, tanto no filtro de areia grossa quanto no de pedregulho, a introdução de ar tem se mostrado importante para manter o meio filtrante limpo. Dois tipos básicos de fundo têm sido utilizados com sucesso na prática: i) com vigas em forma de V invertido e ii) com troncos de pirâmide ou de cone invertidos. No primeiro caso, a água coagulada entra no fundo falso e é distribuída por meio dos orifícios localizados nas vigas, enquanto, no segundo, a distribuição da água coagulada é feita por meio de tocos de tubos providos de orifícios, localizados na base de cada tronco de cone ou de pirâmide invertido. Em ambos os casos, além da distribuição da água coagulada e da água para lavagem, o tipo de fundo deve facilitar o carreamento do material quando é executada descarga de fundo intermediária ou final. Na Figura 7.67 é apresentado o esquema de um filtro de escoamento ascendente com dispositivo de entrada de água na interface e de execução de descarga de fundo intermediária, com fundo falso e vigas em forma de V invertido.

Na Figura 7.68 é mostrado o esquema de um filtro com fundo constituído de troncos de pirâmide (ou de cone) invertidos e na Figura 7.69 é ilustrado esse tipo de fundo em filtro ascendente construído em concreto, em chapa metálica e em resina.

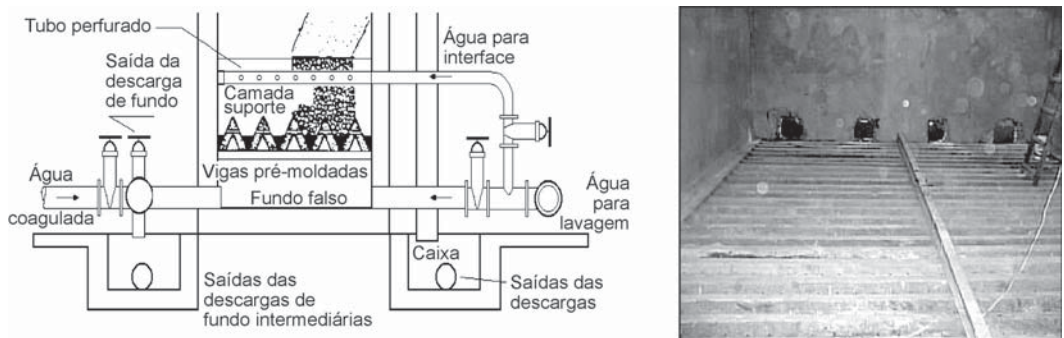


Figura 7.67 Esquema de um filtro ascendente para operação com descarga de fundo intermediária e foto de fundo falso com vigas em forma de V invertido.

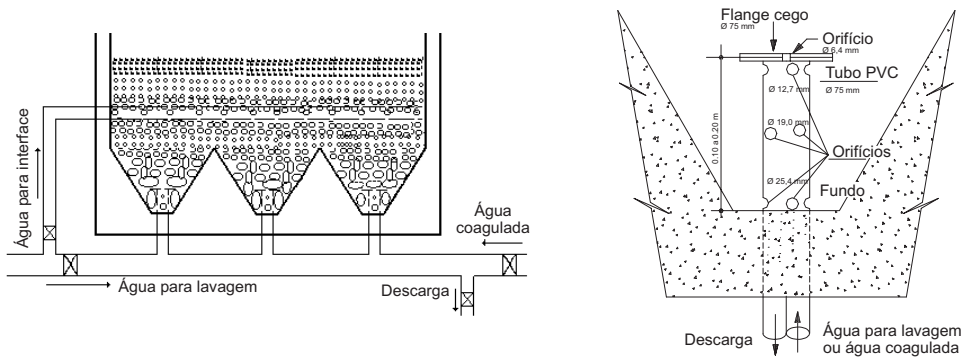


Figura 7.68 Esquema de um filtro ascendente para operação com descarga de fundo intermediária – fundo com troncos de pirâmide invertidos e entrada por meio de difusor.

A camada suporte, especialmente nos filtros ascendentes de areia grossa, deve ser especificada a fim de: i) auxiliar a distribuição de água para lavagem; ii) distribuir a água na interface pedregulho–areia; iii) evitar a entrada de areia na tubulação de água na interface; e iv) evitar rupturas na região da interface. Esses objetivos são alcançados mediante escolha apropriada do tamanho dos grãos das subcamadas adjacentes, levando-se em conta o diâmetro dos orifícios dos difusores ou das vigas do sistema de drenagem. Na Tabela 7.32 são indicadas as características recomendadas do pedregulho.

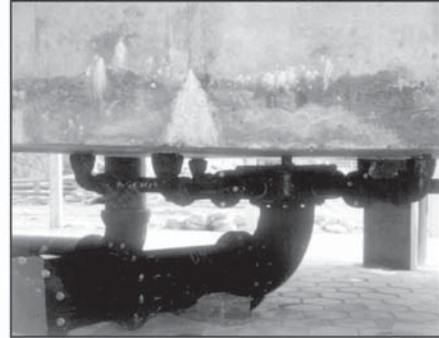
Tabela 7.32 Características da camada suporte dos filtros ascendentes de areia grossa.

Subcamada	Espessura (cm)	Tamanho do pedregulho (mm)
Fundo	10 a 20 (*)	25,4 a 38,0 (**)
Primeira	10	19,0 a 25,4
Segunda	10	12,7 a 19,0
Terceira	10	6,4 a 12,7
Quarta	15	3,2 a 6,4
Quinta	10 a 15 (***)	6,4 a 12,7
Superior	10 a 15 (***)	12,7 a 19,0

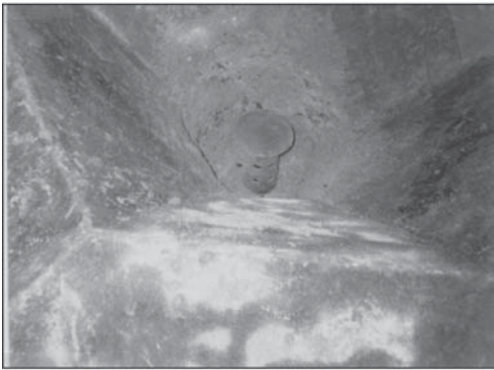
(*) Depende do difusor; (**) depende do diâmetro dos orifícios da viga ou do difusor; (***) depende do diâmetro da tubulação e dos orifícios da tubulação de introdução de água na interface.



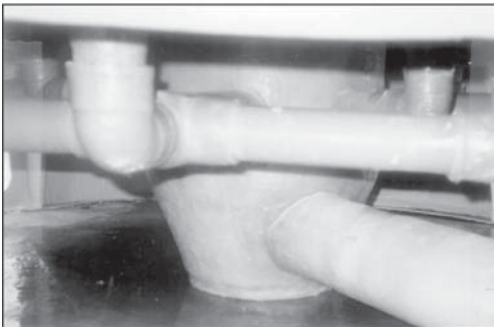
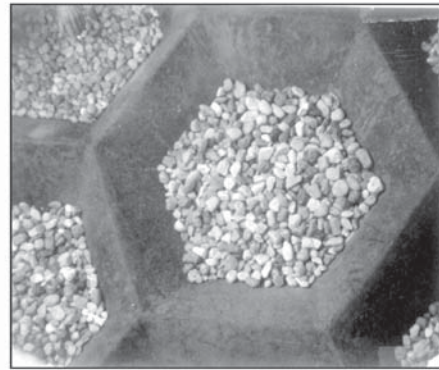
Filtro construído em chapa metálica



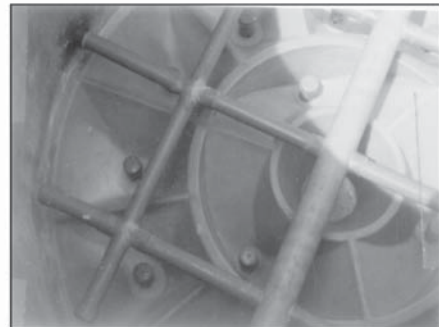
Filtro construído em concreto



Interior do filtro e difusor construído em concreto



Filtro construído em resina



Interior do filtro construído em resina e tubulação de introdução de água na interface pedregulho-areia

Figura 7.69 Fundo de filtros de escoamento ascendente construídos com diferentes materiais.

Filtros descendentes

Os filtros descendentes podem ter fundo falso com vigas em forma de V invertido (semelhante ao do filtro ascendente, mostrado na Figura 7.67) ou de tubulações perfuradas. Na Figura 7.70 são apresentados esquemas de fundo de filtro descendente constituído de tubulações perfuradas (principal e laterais). Em geral, os laterais possuem diâmetro de 50 a 75 mm e o principal, de 100 a 300 mm. Os orifícios dos tubos laterais e principal possuem diâmetro entre 6,4 e 19,0 mm, são espaçados de 5 a 20 cm e devem ser projetados em função da perda de carga durante a lavagem com água, para que apresentem perda de carga entre 0,6 e 1,0 m. A velocidade de escoamento no tubo principal varia de 0,5 a 1,0 m/s, nos laterais, de 1 a 2 m/s e nos orifícios, entre 2 e 4 m/s por ocasião da lavagem. Em cada lateral, visando à distribuição aproximadamente uniforme da água para lavagem, o somatório da área dos orifícios deve ser inferior a cerca de 40% da área de sua seção transversal. O mesmo se aplica ao tubo principal e aos laterais, ou seja, o somatório da área da seção transversal dos tubos laterais deve ser inferior a cerca de 40% da área da seção transversal do tubo principal. Quando há dificuldades de manter tais relações, pode-se ter dutos principais com seção diferente da circular.

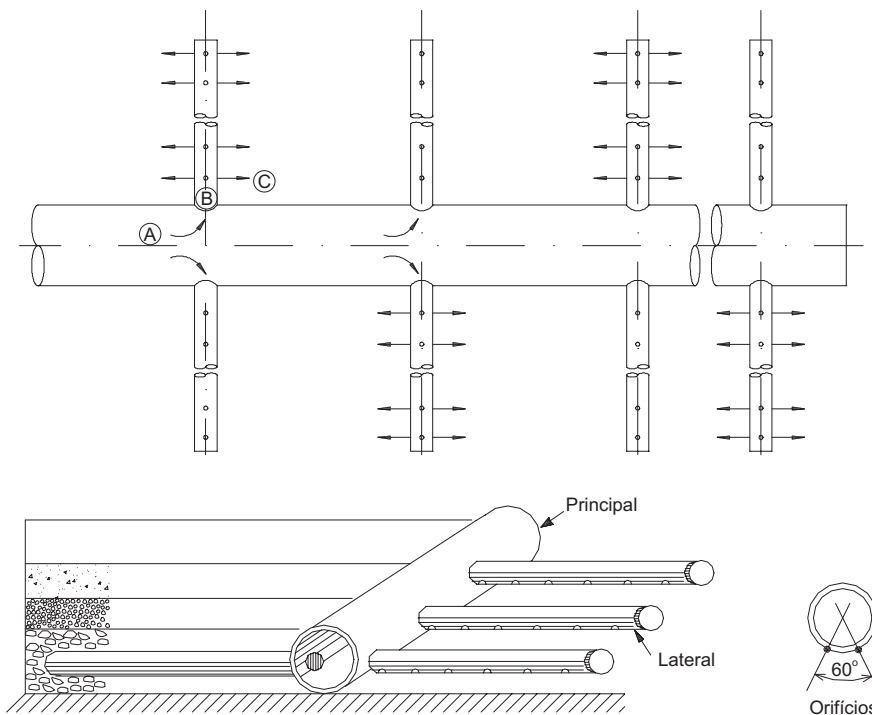


Figura 7.70 Esquemas de sistema de drenagem de filtros descendentes por meio de tubulações perfuradas.

Na Figura 7.71 são apresentadas duas configurações da camada suporte. No primeiro caso, o tamanho do pedregulho decresce até o início da camada filtrante, enquanto no segundo, o tamanho do pedregulho diminui e posteriormente aumenta, a fim de evitar desarranjo da camada suporte durante as lavagens. A subcamada de pedregulho próxima aos orifícios não precisa necessariamente ter pedregulho de maior tamanho, com 50 ou 75 mm; podem ser menores, porém, com tamanho mínimo superior a 2 vezes o diâmetro dos orifícios.

A espessura dessa subcamada deve garantir que todas as tubulações sejam cobertas pelo pedregulho. Na Tabela 7.33 são apresentadas as principais características da camada suporte recomendada quando se tem fundo de filtros com tubulações perfuradas. O pedregulho de menor tamanho da subcamada de pedregulho adjacente à camada de areia deve impedir a passagem dos maiores grãos do material filtrante. Para areia com grãos maiores que 1,41 mm, o tamanho mínimo de pedregulho dessa subcamada deve ser 2,4 mm; para grãos de areia maiores que 2,4 mm, o tamanho mínimo do pedregulho deve ser 3,2 mm.

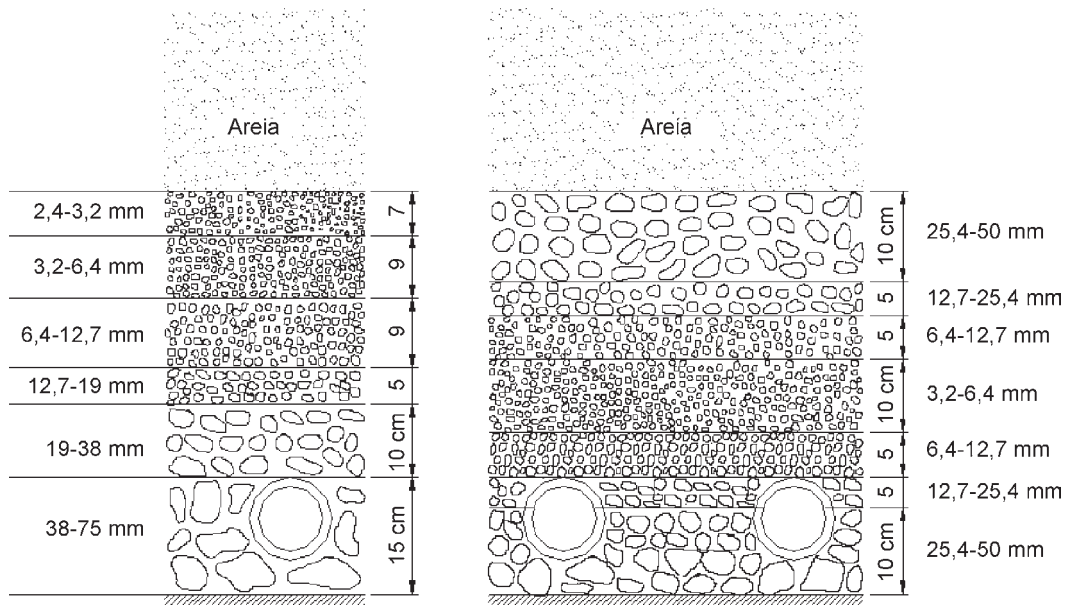


Figura 7.71 Disposição das subcamadas de pedregulho.

Tabela 7.33 Características da camada suporte em filtros descendentes com sistema de drenagem de tubulações perfuradas.

Subcamada	Espessura (cm)	Tamanho do pedregulho (mm)
Fundo	15 a 35 (*)	25,4 a 38,0
Primeira	5 a 10	19,0 a 25,4
Segunda	5 a 10	12,7 a 19,0
Terceira	5 a 10	6,4 a 12,7
Quarta	10 a 15	3,2 a 6,4 (**)
Quinta	5 a 10	6,4 a 12,7
Sexta	5 a 10	12,7 a 19,0

(*) Depende do diâmetro do tubo principal; (**) tamanho mínimo depende do maior grão da areia.

Materiais filtrantes

A areia do filtro ascendente deve apresentar grãos maiores que aqueles comumente usados na tecnologia da filtração direta ascendente, a fim de que os filtros descendentes também atuem na retenção de impurezas. As características da areia são: tamanho dos grãos = 1,41 a 3,2 mm; tamanho efetivo = 1,68 a 2,0 mm; espessura da camada = 1,2 a 1,6 m; coeficiente de esfericidade = 0,70 a 0,80; coeficiente de desuniformidade = 1,4 a 1,8. No filtro ascendente de pedregulho podem ser usadas quatro ou cinco subcamadas, com as características apresentadas na Tabela 7.34.

Tabela 7.34 Composição da camada filtrante dos filtros ascendentes de pedregulho.

Subcamada	Espessura (cm)	Tamanho do pedregulho (mm)
Fundo	30 a 40 (*)	25,4 a 38,0
Primeira	15 a 30	12,7 a 19,0
Segunda	15 a 30	6,4 a 12,7
Terceira	15 a 30	3,2 a 6,4
Superior	20 a 40	2,0 a 3,2 (**)

(*) Depende do tipo de fundo; (**) depende do sistema de lavagem.

Quando a lavagem é efetuada somente com água, não é recomendável o uso da subcamada de 2,0 a 3,2 mm, pois, sendo difícil a remoção do material retido somente com descargas de fundo, há necessidade da lavagem auxiliar com ar.

Independentemente do material do filtro ascendente, o filtro descendente deve apresentar material filtrante com granulometria que evite ou retarde a ocorrência do transpasse, a fim de que resultem carreiras de filtração com produção efetiva de água

mínima de 90% (de preferência superior a 95%). Conforme trabalhos recentemente desenvolvidos para remoção de turbidez e de cor verdadeira (Benini & Di Bernardo, 2002; Wiecheteck *et al.*, 2002; Di Bernardo, 2003), não há necessidade do uso de camada dupla (antracito e areia), podendo ser adotada somente areia para o filtro descendente com as seguintes características: tamanho dos grãos: 0,30 a 1,41 mm; tamanho efetivo = 0,40 a 0,45 mm; espessura da camada = 0,6 a 0,8 m; coeficiente de desuniformidade = 1,4 a 1,8; e coeficiente de esfericidade = 0,70 a 0,85. Entretanto, a taxa de filtração deve ser inferior a 300 m³/m²/d, conforme Tabela 7.31. No caso do filtro descendente de antracito e areia, a taxa de filtração pode ser de até 400 m³/m²/d. Ressalta-se a importância de estudos em instalação-piloto para a definição apropriada dos materiais filtrantes e das taxas de filtração a serem adotadas.

Taxas de filtração, carga hidráulica disponível e modo de operação

A produção efetiva está relacionada à qualidade da água bruta, taxas de filtração nos filtros ascendente e descendente, material filtrante dos filtros ascendente e descendente, modo de operação do filtro ascendente (com ou sem descargas de fundo intermediárias) e carga hidráulica disponível em ambos os filtros. Como há variação da qualidade da água do manancial, dificilmente a combinação de taxas de filtração nas duas unidades levará à maior produção efetiva durante todo o ano. Nas Figuras 7.72 e 7.73 são apresentados dois arranjos comumente adotados na prática.

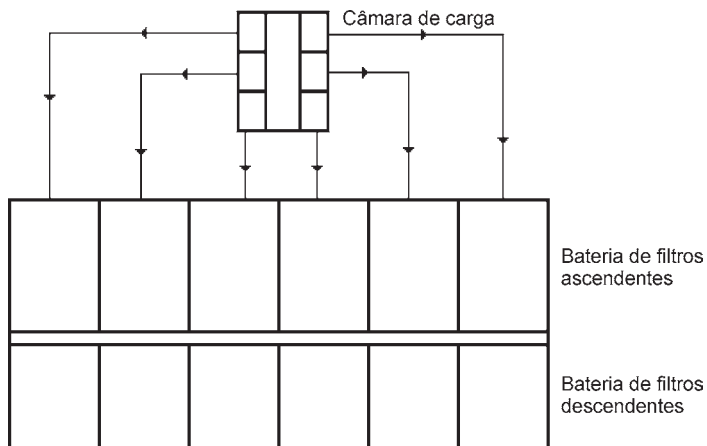


Figura 7.72 Instalação de dupla filtração com baterias independentes de filtros ascendentes e descendentes.

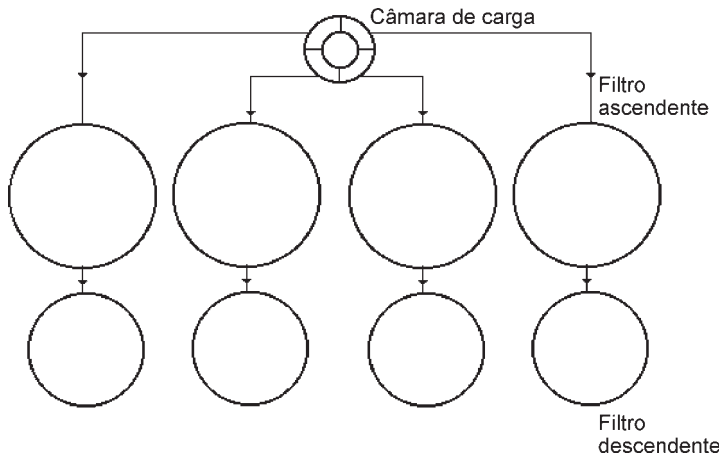


Figura 7.73 Instalação com unidades de dupla filtração independentes.

Um terceiro arranjo também poderia ser considerado, semelhante ao da Figura 7.72, porém, com os filtros ascendentes interligados a uma única câmara de carga e funcionando com taxa declinante, arranjo não recomendado. No caso da Figura 7.72, o encerramento da carreira de filtração de um filtro ascendente ou de um descendente afetará somente os demais filtros dessa bateria; os filtros ascendentes funcionam com taxa constante e os descendentes, com taxa declinante. Considerando-se a Figura 7.73, a paralisação do funcionamento de um dos filtros implicará o encerramento da carreira de filtração daquela unidade de dupla filtração, com a lavagem de ambos os filtros. O arranjo da Figura 7.72 apresenta maior flexibilidade operacional, porém, dificilmente poderá ser adotado em instalações de pequena ou média capacidade. Na Tabela 7.35 são apresentados os principais parâmetros de projeto de instalações de dupla filtração.

Tanto no arranjo da Figura 7.72 quanto no da Figura 7.73 os filtros ascendentes devem ser operados com execução de descargas de fundo intermediárias (DFIs). O número de DFIs dependerá essencialmente das características da água bruta e da evolução da perda de carga no meio granular. Em geral, a perda de carga ocorre, principalmente, na camada de pedregulho e no início da camada de areia (em cerca de 40 a 60 cm de espessura). A programação da execução das DFIs segue dois critérios: i) desenvolvimento da perda de carga no meio granular (pedregulho + areia no FAAG ou pedregulho no FAP) e ii) valor máximo da turbidez ou da cor aparente no efluente do filtro ascendente.

Tabela 7.35 Parâmetros de projeto de instalações de dupla filtração.

Parâmetro	Arranjo Figura 7.72	Arranjo Figura 7.73
a) Número Mínimo de Unidades		
Filtros ascendentes	4	–
Filtros descendentes	4	–
Unidades de dupla filtração	–	2
b) Taxa de Filtração ($m^3/m^2/d$)		
Filtro ascendente de areia grossa	160 a 240	120 a 240
Filtro ascendente de pedregulho	120 a 180	80 a 180
Filtro descendente de areia	180 a 300 (*)	120 a 240
Filtro descendente de antracito e areia	240 a 400 (*)	240 a 360
c) Perda de Carga Final no Material Granular (m)		
Filtro ascendente de areia grossa	1,2 a 1,8	1,2 a 1,8
Filtro ascendente de pedregulho	0,6 a 0,8	0,8 a 1,2
Filtro descendente de areia	1,5 a 2,0	1,5 a 2,0
Filtro de antracito e areia	1,2 a 1,5	1,2 a 1,5

(*) Taxa máxima de filtração na operação com taxa declinante variável.

Considerando o desenvolvimento da perda de carga no meio granular, pode-se programar o número de DFIs com base na perda de carga total final no meio granular ou no caminhamento da frente de impurezas ao longo da camada de areia. No primeiro caso, tem-se medição somente da perda de carga total no meio granular (pedregulho + areia), enquanto no segundo são conectados piezômetros na interface pedregulho/areia e espaçados a cada 40 cm ao longo da camada de areia. Na Figura 7.74 tem-se o esquema da programação da execução das DFIs, no caso de se ter 4 DFIs ao longo da carreira. Considere a perda de carga no meio granular limpo do FAAG, H_0 , (pedregulho + areia) igual a 0,6 m e a perda de carga decorrente da retenção de impurezas no meio granular, H_r , estabelecida em 1,5 m no final da carreira de filtração (atentar para o nível de água na câmara individual de alimentação, o qual estará acrescido da perda de carga turbulenta, H_v , em decorrência de tubulações, sistema de drenagem dos filtros, válvulas, acessórios, etc.). Considere, por exemplo, H_t igual a 0,4 m para a taxa de filtração adotada. Portanto, a perda de carga total inicial, H_i , será igual a $H_0 + H_v$, ou seja, de 1,0 m, e a perda de carga final será $H_f = H_r + H_i$, ou seja, de 2,5 m. Se o número de DFI for igual a 4, a diferença $H_t - H_i$ deverá ser dividida por 5 (4 DFI + 1), resultando em acréscimo de perda de carga de 0,3 m $[(2,5 - 1,0)/5]$, pois tem sido observado que não há benefício que compense realizar uma descarga quando a perda de carga final é atingida, exceto a descarga necessária antes da lavagem. Dessa forma, no exemplo considerado, as DFIs serão realizadas

quando a perda de carga total, durante a carreira de filtração, atingir os seguintes valores:

- primeira DFI: $H_{t1} = 1,0 + 0,3 = 1,3 \text{ m}$;
- segunda DFI: $H_{t2} = 1,0 + 2 \times 0,3 = 1,6 \text{ m}$;
- terceira DFI: $H_{t3} = 1,0 + 3 \times 0,3 = 1,9 \text{ m}$;
- quarta DFI: $H_{t4} = 1,0 + 4 \times 0,3 = 2,2 \text{ m}$.

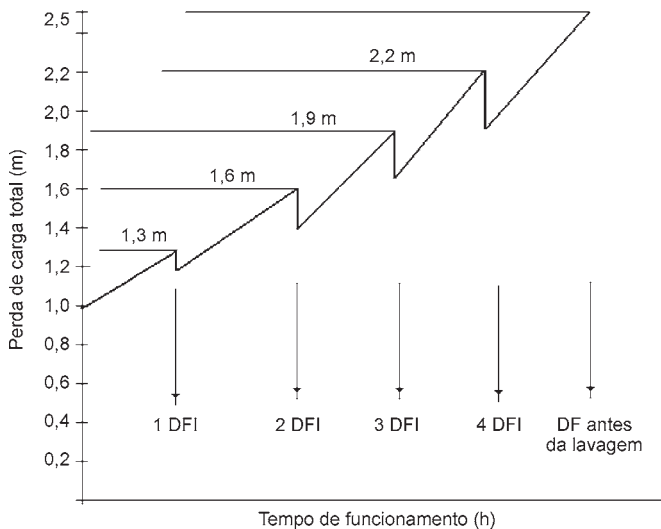


Figura 7.74 Programação da execução de DFIs na filtração direta ascendente.

Conforme se observa na Figura 7.74, há decréscimo da perda de carga decorrente da retenção de impurezas após a execução de uma DFI, cujo valor geralmente aumenta da primeira para a última DFI. A soma desses valores representa a recuperação de carga hidráulica, a qual possibilita o aumento na duração da carreira de filtração.

O acompanhamento da evolução da perda de carga ao longo da camada de areia pode ser efetuado por meio de piezômetros, a fim de executar uma DFI sempre que for observado o crescimento rápido da frente de impurezas no início da camada de areia (cerca de 20 a 40 cm), pois a DFI deixa de ser eficiente quando a retenção de impurezas ocorrer acima de 40 cm. Na Figura 7.75 é mostrada a evolução da perda de carga ao longo do meio granular.

Tem sido observado que, no caso de água bruta com turbidez ou cor verdadeira relativamente elevadas, a penetração de impurezas pode ocorrer em grande parte do material granular e causar o transpasse, ou seja, aumento contínuo da turbidez ou da

cor aparente. Nesses casos, recomenda-se a operação em função do valor máximo de turbidez ou de cor aparente admitido no efluente do filtro ascendente. Admitindo-se que o filtro descendente tenha areia com características granulométricas segundo a seção “Materiais filtrantes”, pode-se limitar a turbidez em 10 uT e a cor aparente em 50 uH para a execução de uma DFI no filtro ascendente.

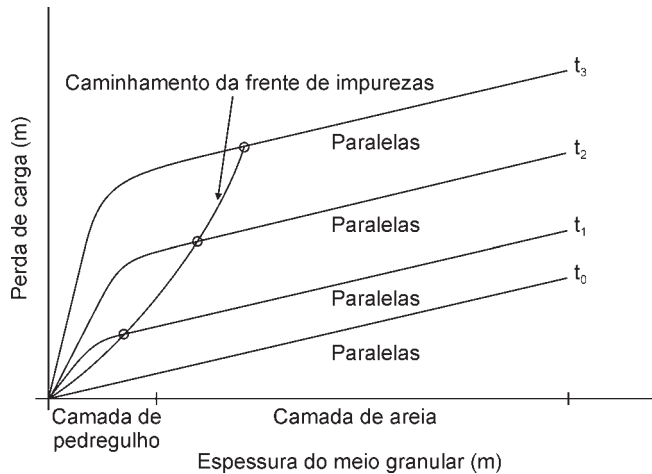


Figura 7.75 Comportamento típico da evolução da perda de carga na filtração direta ascendente ao longo do meio granular.

Lavagem dos filtros e aplicação de água na interface

Em função do arranjo da instalação de dupla filtração, há diversas possibilidades para projetar o sistema de lavagem dos filtros.

Bombeamento direto

a) Filtro ascendente de areia grossa – FAAG

Se for usada somente água para lavagem do FAAG, podem ser empregadas duas bombas idênticas (funcionando em paralelo) e somente uma delas para a lavagem do filtro descendente ou para a aplicação de água na interface pedregulho–areia durante a execução de uma DFI. O volume de água necessário deve ser convenientemente armazenado em reservatório enterrado ou semi-enterrado. A vazão de água a ser aplicada na interface é decorrente da velocidade no meio granular ou da taxa de descarga, a qual tem sido fixada entre 600 e 800 m³/m²/d, a fim de obter limpeza efetiva. A vazão de água para lavagem do FAAG é fixada a partir da determinação da velocidade mínima de fluidificação do D_{60} (em relação à porcentagem que passa na curva de distribuição

granulométrica). Seja por exemplo um meio granular com tamanho dos grãos entre 1,41 e 3,2 mm, tamanho efetivo $D_{10} = 1,68$ mm, $D_{60} = 2,4$ mm e coeficiente de desuniformidade igual a 1,67. A velocidade mínima de fluidificação do D_{60} é determinada por meio das Equações 21 e 23 do Capítulo 2, para $t = 20^\circ\text{C}$.

$$\text{(Eq. 21)} \rightarrow G_a = \frac{0,0024^3 \times 9,8 \times 998,2 (2.650 - 998,2)}{10^{-6}} = 223.375$$

$$\begin{aligned} \text{(Eq. 23)} \rightarrow V_{mf} &= \frac{0,001}{998,2 \times 0,0024} \left(\sqrt{(33,7)^2 + 0,0408 \times 223.375} - 33,7 \right) = \\ &= 0,0282 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Tendo-se a área do filtro ascendente, determina-se a vazão correspondente à velocidade mínima de fluidificação do D_{60} , considerada satisfatória para expandir os menores grãos, uma vez que a descarga de fundo com introdução de água na interface promove a lavagem dos grãos maiores. Se for usado ar para a lavagem simultânea com água, as duas taxas de aplicação (de ar e de água) estarão relacionadas conforme a equação:

$$4,84 \times (Ta)^2 + 100 \frac{V_a}{V_{mf60}} = 41,9 \quad \text{(Eq. 1)}$$

em que:

Ta = taxa de aplicação de ar (entre 0,1 e 1,8 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{min}$);

V_a = velocidade ascensional de água aplicada juntamente com ar (m/s);

V_{mf60} = velocidade mínima de fluidificação do D_{60} (m/s).

Para $Ta = 0,6$ m/min, tem-se:

$$4,84 \times 0,6^2 + 100 \frac{V_a}{0,0282} = 41,9 \rightarrow V_a = 0,0113 \text{ m/s ou } V_a = 0,68 \text{ m/min}$$

Quando se tem a lavagem com ar e água, a velocidade ascensional de água para a lavagem do FAAG é da mesma ordem de grandeza daquela comumente usada para lavagem do filtro descendente e de aplicação de água na interface do filtro ascendente. Deve-se, portanto, selecionar uma bomba centrífuga que satisfaça as condições desejadas.

b) Filtro ascendente de pedregulho – FAP

A lavagem do FAP pode ser efetuada por meio descarga de fundo, com base no seguinte procedimento: i) executar a descarga de fundo com velocidade inicial mínima

no meio granular de 0,5 a 0,6 m/min; ii) encher o filtro com água limpa até que cubra o topo do meio granular e executar novamente a descarga de fundo; iii) repetir o passo (ii) até que a água descarregada esteja visivelmente limpa. A verificação da eficiência dessa lavagem é a perda de carga no meio granular no início da próxima carreira de filtração, a qual não deve ultrapassar 5% daquela observada com o meio granular em estado novo.

Outra opção é a lavagem simultânea com ar e água. São recomendadas as seguintes taxas de aplicação: $T_{\text{ar}} = 5$ a 7 L/sm^2 ; $T_{\text{água}} = 0,3$ a $0,5 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{min}$.

Reservatório elevado

Uma vez selecionado o método de lavagem, deve-se determinar o volume total de água necessário para a lavagem de ambos os filtros e somá-lo ao volume relativo a uma descarga de fundo intermediária. O volume resultante deve ser acrescido de 10% a 20%, resultando no volume do reservatório destinado exclusivamente à lavagem dos filtros e descargas de fundo intermediárias. A altura do reservatório será calculada a partir das perdas de carga envolvidas na lavagem. Em geral, a vazão de água para lavagem do filtro ascendente de areia grossa é superior às demais vazões, portanto, é preciso manter ajustada a vazão requerida em cada operação.

Coleta de água de lavagem

A coleta da água de lavagem dos filtros ascendentes pode ser efetuada nas mesmas calhas utilizadas para a coleta de água filtrada. Como durante a filtração é imprescindível que a coleta seja uniforme, têm sido empregadas calhas providas de orifícios destinados à coleta da água filtrada. Por ocasião da lavagem, a água verte pelas paredes superiores laterais da calha. Na Figura 7.76 são mostradas fotos e um esquema das calhas de coleta de água de lavagem com orifícios nas paredes laterais destinados à coleta de água filtrada.

A vazão de água em uma calha de seção transversal retangular, com descarga livre uniforme ao longo de seu comprimento, que escoa em seu interior, é dada por:

$$Q = 1,3 b H_0^{3/2} \quad (\text{Eq. 2})$$

em que:

Q = vazão (m^3/s);

B = largura da calha de seção retangular (m);

H_0 = altura máxima de água no interior da calha (m).

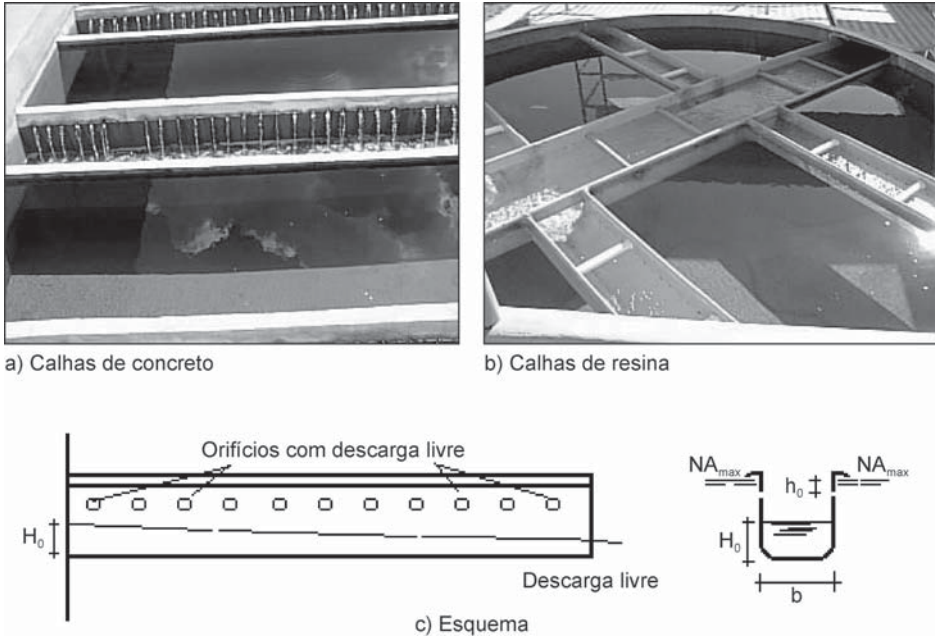


Figura 7.76 Calhas de coleta de água filtrada e de água de lavagem dos filtros ascendentes.

Outra opção, rara no filtro ascendente de instalação de dupla filtração e comum na filtração direta ascendente, é o uso de dois conjuntos de calhas, um para coleta de água de lavagem e outro para coleta de água filtrada, este contendo placas com vertedores triangulares para uniformizar a coleta de água filtrada, como mostrado na Figura 7.77.



Figura 7.77 Calhas de coleta de água de lavagem e de água filtrada provida de placas com vertedores triangulares.

Bibliografia

- AHSAN, T. *Process analysis and optimization of direct horizontal-flow roughing filtration*. 1995. 193 p. PhD Dissertation submitted to Delft University of Technology, The Netherlands.
- AHSAN, T.; ALAERTS, G. J.; BUITEMAN, J. P. Direct horizontal-flow roughing filtration. Part I: optimization of process parameters. *J. Water SRT – Aqua*, v. 45, n. 5, p. 262-271, 1996a.
- AHSAN, T.; ALAERTS, G. J.; BUITEMAN, J. P. Direct horizontal-flow roughing filtration. Part II: performance, and operational guideline. *J. Water SRT – Aqua*, v. 45, n. 6, p. 281-291, 1996b.
- AMARAL, S. F.; GALVÃO, E. M. O. B.; BERTOLOSSI, V. M.; VIANNA, R. F. M.; CEZAR, M. C. M.; BRANDÃO, C. C. S. *Filtração ascendente em pedregulho seguida de filtração descendente em areia (dupla filtração) aplicada ao tratamento de águas com presença de algas*. 2001. Apresentado ao 21^a Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, João Pessoa, Brasil, 2001.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. *NBR 12216: projeto de estação de tratamento de água para abastecimento público*. Rio de Janeiro, 1992.
- AZEVEDO NETTO, J. M.; DI BERNARDO, L. Instalação piloto de superfiltração. *Journal Engenharia Sanitária*, México, v. 13, n. 3, p. 104, 1974.
- AZEVEDO, S. M. F. O. *Toxinas de Cianobactérias: causas e conseqüências para a saúde pública*. Disponível em: <http://www.medonline.com.br/med_ed/med3/microcis.htm>, 1998.
- BENHARDT, H. *Special Subject 12 – Studies on the treatment of eutrophic water*. IWSA Congress, Rio de Janeiro, Brasil, 1988.
- BENINI, B. D. S.; DI BERNARDO, L. *Remoção de substâncias húmicas em sistema de dupla filtração utilizando pré-filtro de pedregulho*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – continuidade – FINEP, Brasil, 2002.
- BRANDÃO, C. C. S.; AMARAL, S. F.; ARANTES, C.; MELO, A. E. S.; MATOS, J. G. S.; MEDEIROS, C. A. T. S. *Filtração direta ascendente em pedregulho seguida da filtração rápida aplicada à remoção de algas – otimização de taxas de filtração e granulometrias dos filtros de pedregulho – resultados preliminares*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – FINEP, Brasil, 2001.
- BRANDÃO, C. C. S.; ARANTES, C.; RAMOS, R. O.; MELO, A. E. S.; NOGUEIRA, J. F.; BORGES, E. L.; MARWELL, D. T. B. *Filtração direta ascendente em pedregulho seguida da filtração rápida aplicada ao tratamento de águas com baixa turbidez e presença de algas – resultados da continuidade*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – Continuidade – FINEP, Brasil, 2002.

- BRANDÃO, C. C. S.; AZEVEDO, S. M. F. O. *Cianobactérias tóxicas: impactos na saúde pública e processos de remoção em água para consumo humano*. Brasília: FUNASA/MS. Versão preliminar – CD-ROM. 2001.
- BRANDÃO, C. C. S.; MELO, A. E. S.; MARWELL, D. T. B.; BORGES, E. L.; NOGUEIRA, J. F.; FREITAS, S. M. *Filtração direta ascendente em pedregulho seguida de filtração rápida aplicada ao tratamento de águas com baixa turbidez e presença de algas: resultados finais*. Relatório FINEP, 2003. Não publicado.
- BRASIL. Ministério da Saúde – Portaria nº 1.469 – 12/2000 – *Diário Oficial*, nº 35-E, 19/2/2001.
- CAMPOS, S. X. *Caracterização de substâncias húmicas e remoção por meio da coagulação química*. Relatório apresentado à FAPESP, São Carlos, SP, Brasil, 2002.
- CARMICHAEL, W. W. Cyanobacteria secondary metabolites – the cyanotoxins. *Journal of Applied Bacteriology*, v. 72, p. 445-459, 1992.
- CARMICHAEL, W. W. The toxins of cyanobacteria. *Scientific American*, v. 270, n. 1, p. 64-72, 1994.
- CEZAR, M. C. M. *Aplicabilidade da (pré) filtração ascendente em pedregulho como pré-tratamento para a filtração de águas com presença de algas*. 2000. 129 p. Dissertação (Mestrado) – Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília.
- CRUZ VELEZ, C. H.; DI BERNARDO, L.; *Alternativas de potabilización con floculación o clarificación de agua químicamente coagulada empleando medios gruesos*. 2000. Apresentado ao Seminario Taller sobre Selección de Tecnología para el Mejoramiento de la Calidad del Agua, Cali, Colombia, 2000.
- CRUZ VELEZ, C. H.; DI BERNARDO, L.; BERÓN, F. C. *Efecto de la filtración gruesa en múltiples etapas (FiGME) en la coagulación química para la potabilización de agua con filtración rápida (FiR)*. 1996. Apresentado à Conferencia Internacional sobre Mejoramiento de la Calidad del Agua, Cali, Colombia, 1996.
- CRUZ VELEZ, C. H.; GALVIS, G.; VISSCHER, J. T.; DI BERNARDO, L.; ALAERTS, G. *Optimización de sistemas de potabilización con filtración rápida: la filtración gruesa dinámica y la clarificación con filtración gruesa ascendente, una alternativa factible*. 1998. Apresentado à Conferencia Internacional Agua y Sostenibilidad, Cali, Colombia, 1998.
- DALSASSO, R. L.; SENS, M. L.; MELO FILHO, L. C.; MONDARDO, R.; SIMIONI, D. *Filtração direta ascendente: sistema hidráulico alternativo para injeção de água na interface pedregulho/areia durante as descargas de fundo intermediárias*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – FINEP, Brasil, 2001.
- DE PAULA, D.; DI BERNARDO, L. *Dupla filtração para tratamento de água de abastecimento utilizando pré-filtro de areia grossa com escoamento ascendente*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – FINEP, Brazil, Dez. 2001.

- DE PAULA, D.; KURODA, E. K.; DI BERNARDO, L. *Tratamento de água de abastecimento utilizando filtro de areia grossa com escoamento ascendente como pré-tratamento à filtração rápida descendente*. 2002. Apresentado ao XXVIII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Cancun, México, 2002.
- DE PAULA, D.; DI BERNARDO, L. *Distribuição da perda de carga nas subcamadas do meio granular do filtro ascendente de areia grossa utilizado como pré-tratamento em sistemas de dupla filtração*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – FINEP, Brazil, 2002.
- DE PAULA, D. *Avaliação da dupla filtração para tratamento de água superficial utilizando filtração ascendente em areia grossa*. 2003. 117 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- DI BERNARDO, A. S. *Desempenho do sistema de dupla filtração no tratamento de água com turbidez elevada*. Relatório de Atividades – FAPESP, 2003.
- DI BERNARDO, L. *Métodos e técnicas de tratamento de água*. Rio de Janeiro: ABES. v. 2, 1993.
- DI BERNARDO, L. *Algas e suas influências na qualidade das águas e nas tecnologias de tratamento*. Rio de Janeiro: ABES, 1995.
- DI BERNARDO, L.; MEGDA, C. R. *Uso da filtração direta ascendente em pedregulho como pré-tratamento à filtração rápida descendente*. 2000. Apresentado ao 21º Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, Porto Alegre, Brasil, 2000.
- DI BERNARDO, L.; ISAAC, R. L. Upflow direct filtration: a review. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON ADVANCES IN RAPID GRANULAR FILTRATION IN WATER AND WASTEWATER TREATMENT, *Anais...* London, UK, 2001.
- DI BERNARDO, L.; KURODA, E. K.; DE PAULA, D. *Tratamento de águas com picos de turbidez utilizando a filtração direta ascendente em pedregulho e em areia grossa como pré-tratamento em sistemas de dupla filtração*. 2002. Apresentado no XXVIII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Cancun, México, 2002.
- FERNANDES, L. C. *Influência das características da camada suporte e dos métodos de realização de descargas de fundo intermediárias no desempenho de sistemas de filtração direta ascendente*. 1987. 297 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- FUNASA. *Cianobactérias tóxicas: impactos na saúde pública e processos de remoção em água para consumo humano*. Out. 2001 (Versão preliminar).
- GUSMÃO, P. T. R. *Utilização de filtração direta ascendente como pré-tratamento para tratamento de água de abastecimento*. 2001. 335 p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

- GUSMÃO, P. T. R.; DI BERNARDO, L. *Utilização de filtração direta ascendente em areia como pré-tratamento à filtração rápida descendente para tratamento de águas para abastecimento*. Apresentado ao 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, João Pessoa, 2001.
- KURODA, E. K. *Avaliação da filtração direta ascendente em pedregulho como pré-tratamento em sistemas de dupla filtração*. 2002. 217 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- KURODA, E. K.; DI BERNARDO, L. *Dupla filtração para tratamento de água de abastecimento utilizando pré-filtro de pedregulho com escoamento ascendente*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – FINEP, 2001.
- KURODA, E. K.; DE PAULA, D.; DI BERNARDO, L. *Uso de filtros de laboratório de areia para determinação das condições de coagulação na filtração direta ascendente*. 2002. Apresentado no VI Simpósio Ítalo-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Vitória, ES, Brasil, 2002.
- KURODA, E. K.; DI BERNARDO, L. *Tratamento de água de abastecimento utilizando filtro de pedregulho com escoamento ascendente como pré-tratamento à filtração rápida descendente*. 2002. Apresentado no XXVIII Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Cancun, México, 2002.
- KURODA, E. K.; DI BERNARDO, L. *Distribuição da perda de carga nas subcamadas do meio granular do filtro ascendente de pedregulho utilizado como pré-tratamento em sistemas de dupla filtração*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – FINEP, 2002.
- MEGDA, C. R. *Filtração direta ascendente em pedregulho como pré-tratamento à filtração rápida descendente*. 1999. 170 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- MELLO, O. M. T. *Avaliação da filtração em múltiplas etapas no tratamento de águas em elevadas concentrações de algas*. 1998. 136p. Dissertação (Mestrado). Departamento de Engenharia Civil, Universidade de Brasília, DF.
- MENDES, C. G. N. *Estudo da coagulação e floculação de águas sintéticas e naturais com turbidez e cor variáveis*. 1989. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- MENDES, C. G. N.; ISAAC, R. L.; BRESAOLA Jr., R.; PATERNIANI, J. E. S.; BARRETO, A. S.; PORRAS, A. C.; SECO, E. L. V.; SOUZA, A. P. *Projeto e operação de ETA compacta para potabilização de água para a UNICAMP – filtração direta ascendente em pedregulho seguida da filtração rápida descendente*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – FINEP, Dez. 2001.

- MENDES, C. G. N.; BARRETO, A. S.; PORRAS, A. C.; SECO, E. L. V.; SOUZA, A. P. *Determinação de parâmetros de projeto e operacionais da ETA Frangoeste – dupla filtração*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – Continuidade – FINEP, Dez. 2002.
- ROCHA, J. C.; SARGENTINI, Jr. É.; TOSCANO, I. A.; ROSA, A. H.; BURBA, P. Multi-method study humic substances from the Rio Negro, Amazonas State, Brazil. Emphasis on molecular-size classification of their metal contents. *J. Braz. Chem. Soc.*, v. 10, p. 169-175, 1999.
- SALDANHA, J. R.; DI BERNARDO, L.; VIEIRA, A. L. *Avaliação do desempenho de uma instalação de dupla filtração em escala real*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – FINEP, dez. 2001.
- SALDANHA, J. R. *Avaliação do desempenho de uma estação de tratamento de água com sistema de dupla filtração*. 2002. 206 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- SALDANHA, J. R.; DI BERNARDO, L. *Avaliação do desempenho de uma estação de tratamento de água com sistema de dupla filtração*. 2002. Apresentado no VI Simpósio Ítalo-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Vitória, ES, 2002.
- SANT'ANNA, C. L.; AZEVEDO, M. T. P. Contribution to the knowledge of potentially toxic Cyanobacteria from Brazil. *Nova Hedwigia*, v. 71, n. 3-4, p. 359-385, 2000.
- SILVA, B. D. *Remoção de substâncias húmicas na dupla filtração com filtro ascendente de pedregulho*. 2003. 147 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo, São Carlos.
- WEGELIN, M.; INGALLINELLA, A. M.; STECCA, L. M. *Filtración gruesa ascendente en manto de grava: rehabilitación de la etapa previa a los filtros lentos de la planta potabilizadora de Tarata, Bolivia*. Apresentado à Conferencia Internacional sobre Mejoramiento de la Calidad del Agua, Cali, 1996.
- WIECHETECK, G. K.; DI BERNARDO, L. *Remoção de substâncias húmicas utilizando dupla filtração com filtro ascendente de areia grossa*. Relatório de Atividades do PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico – Edital III – Tema 1 – Técnicas de baixo custo para potabilização de águas: filtração direta aplicada a pequenas comunidades – continuidade – FINEP, Dez. 2002.

Capítulo 8

Projeto de ETA em Escala Real Tipo Dupla Filtração

Descrição Geral da ETA

Características da água bruta e estudos de tratabilidade em instalações de bancada

A ETA apresentada neste capítulo constitui-se em unidade construída para potabilização da água proveniente de dois mananciais de superfície, cujas características qualitativas são apresentadas na Tabela 8.1, considerando-se que a vazão total de água bruta foi proporcionada pela captação de vazões idênticas em cada um dos mananciais, onde foram construídas barragens para elevação e regularização do nível de água, conforme mostrado na Figura 8.1.

Tabela 8.1 Características qualitativas da água bruta afluyente à ETA de dupla filtração durante os estudos de tratabilidade executados em instalações de bancada (jarteste + filtros de laboratório de areia), ocorridos entre novembro de 2001 e maio de 2002.

Parâmetro	Média	Desvio-padrão
Temperatura (°C)	23,0	2,8
pH	7,1	0,4
Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)	41,5	12,9
Condutividade elétrica (µS/cm)	109,3	16,6
Turbidez (uT)	19,7	3,5
Cor aparente (uC)	144	28
Cor verdadeira (uC)	18	14
CT (mg C/L)	16,8	2,8
COT (mg C/L)	6,4	3,0
<i>E. coli</i> (NMP/100 ml)	variável entre	30 e 150
Coliformes totais (NMP/100 ml)	variável entre	2.000 e 8.500



Figura 8.1 Dois mananciais utilizados para a captação da água bruta.

Os filtros de laboratório de areia (FLA) foram construídos em número de seis unidades idênticas, de forma a acoplá-los a um equipamento de jarteste modificado, provido de seis jarros com sistemas de agitação independentes. Os FLA foram construídos com tubulações de PVC rígido com 0,032 m de diâmetro por 0,60 m de comprimento. A areia utilizada em cada filtro constituiu-se de camada única com espessura de 0,20 m, com grãos de diâmetros compreendidos na faixa que varia de 0,59 e 0,71 mm (peneiras nº 30 e 25 da série americana, respectivamente).

No fundo dos filtros foi instalada uma tela de aço inoxidável com abertura de 0,50 mm, aproximadamente. A saída de água filtrada foi proporcionada por “cap” descartável, provido de conexão em latão de 6,3 mm, para ligação com mangueira plástica flexível e válvula esfera.



Figura 8.2 Instalações de bancada (jarteste e FLA) utilizadas nos estudos de tratabilidade da água bruta afluente à ETA de dupla filtração.

Os ensaios foram executados sob condições idênticas de mistura rápida, fixando-se a rotação da turbina (75 mm x 25 mm) em valor correspondente a um gradiente de velocidade máximo possível, com 800 s^{-1} em todos os seis jarros, durante 5 segundos depois da introdução do coagulante. Após a mistura rápida, já com as turbinas desligadas, iniciou-se o teste de filtração numa taxa de, aproximadamente, 100 m/dia, através da interligação dos filtros por meio de mangueira flexível de látex, com diâmetro de 4 mm. A vazão afluyente aos filtros foi controlada pela manutenção da carga hidráulica constante, compensando-se a redução do nível de água nos jarros com o rebaixamento das mangueiras (extremidade a jusante) na mesma proporção a cada três minutos.

Os valores de pH foram determinados nas amostras de água bruta, coaguladas e filtradas, os quais foram variados de acordo com o uso de ácido clorídrico ou barrilha (PA), quando necessário, antes da adição do coagulante.

Foram coletadas amostras para análise da turbidez do filtrado a 20 e 30 min. Este procedimento foi mantido em todos os ensaios realizados, com os vários coagulantes testados.

Com base nos valores de turbidez determinados na coleta de 30 min. foi decidido se a dosagem de coagulante ou o próprio coagulante deveriam ser mantidos ou alterados. Após a realização de cada ensaio, os filtros eram lavados com água da rede pública e, a seguir, com água destilada cujo pH era corrigido para o valor próximo da água a ser coagulada no ensaio seguinte.

Os testes efetuados utilizaram como coagulante o sulfato de alumínio, o cloreto férrico, o sulfato ferroso, o sulfato férrico e o hidroxicloreto de alumínio (PAC). Os diagramas de coagulação com os coagulantes que resultaram nas melhores condições de coagulação para a filtração direta foram apresentados no Capítulo 5, Figura 5.5. Dentre os cinco coagulantes utilizados, destacaram-se, para a água bruta em questão, o sulfato de alumínio ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \times 18 \text{ H}_2\text{O}$), em dosagens variando entre 0,2 e 0,5 mg Al^{+3}/L , na faixa ótima de pH de 4,5 a 7,0; e o hidroxicloreto de alumínio (18% Al_2O_3 , fornecido pela Panamericana), em dosagens variando entre 0,2 e 3,2 mg Al^{+3}/L , na faixa ótima de pH de 6,0 a 7,5.

Unidades componentes da ETA

A ETA é constituída das seguintes unidades básicas de processo: (i) 1 câmara de chegada de água bruta e mistura rápida hidráulica; (ii) 3 câmaras de carga para divisão da vazão de água coagulada e alimentação dos filtros ascendentes; (iii) 3 filtros ascendentes de pedregulho; (iv) 4 filtros descendentes de camada dupla de antracito e areia; e (v) 1 câmara de contato, provida de vertedor para medição de vazão e de difusores para aplicação de cloro, flúor e corretor final de pH.

Além destas, há a edificação da Casa de Química, onde foram previstas as áreas de armazenamento, preparação e dosagem de produtos químicos, com laboratório e demais dependências necessárias ao acompanhamento operacional e de pesquisas que serão desenvolvidas no local.

Com o objetivo de incluir as etapas necessárias ao tratamento e à minimização dos resíduos gerados, a ETA possui, ainda, as seguintes unidades:

- câmara de armazenamento e tratamento intermitente das descargas de fundo dos filtros ascendentes e das lavagens dos filtros descendentes, por adensamento gravimétrico do lodo, incluindo ponto de aplicação de polieletrólito e sistema de agitação por borbulhamento de ar insuflado através de tubulações perfuradas;
- leitos de secagem para desidratação do lodo adensado por gravidade.

A concepção do sistema teve por premissas básicas o possível atendimento a pequenas comunidades, a simplicidade operacional e a minimização dos custos de implantação. Os dispositivos hidráulicos de interligação e de arranjo geométrico entre as unidades foram os mais simples possíveis, de forma a minimizar a área necessária e o volume de obras. O fluxograma apresentado na Figura 8.3 ilustra a disposição das referidas unidades e os pontos de aplicação de produtos químicos.

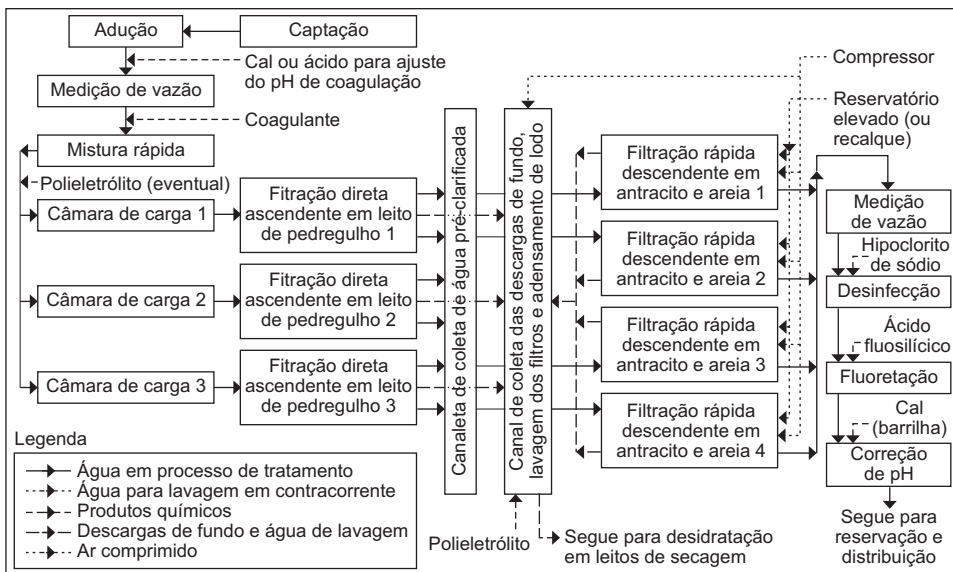


Figura 8.3 Fluxograma da ETA tipo dupla filtração e pontos de aplicação de produtos químicos.

Parâmetros de Projeto

Vazão nominal

Em função das disponibilidades hídricas dos mananciais, a vazão nominal da ETA foi definida em 80 m³/h.

Tipo de sistema de dupla filtração

Filtração ascendente em pedregulho, seguida da filtração descendente em camada dupla de antracito e areia.

Taxas de filtração

Filtros ascendentes

Taxa constante, variando entre 150 e 160 m³/m²/d.

Filtros descendentes

Taxa constante, variando entre 230 e 250 m³/m²/d.

Taxa declinante, com taxa média de filtração entre 230 e 250 m³/m²/d.

Lavagem dos filtros

Filtros ascendentes de pedregulho

Execução de descargas de fundo intermediárias com taxa mínima de 600 m³/m²/d, quando ocorrer o valor de perda de carga-limite igual a 0,6 m, ou inferior, conforme desejado ou imposto por carregamento excessivo de sólidos; limpeza auxiliar para remoção do lodo eventualmente precipitado sobre o leito de pedregulho por jateamento de água com ar sob pressão, juntamente com a introdução de água coagulada na taxa normal de funcionamento.

Filtros descendentes

Lavagens com introdução de ar na taxa de 15 L/s.m², no período de 3 a 5 minutos, seguida da aplicação de água em contracorrente em taxa suficiente para promover expansão de 30%, no período de 6 a 8 minutos.

Materiais filtrantes

Filtros ascendentes de pedregulho

Quatro camadas de pedregulho sobrepostas com granulometria decrescente no sentido do fluxo de escoamento, assim constituídas:

- 0,80 m de 63 mm a 38 mm;
- 0,50 m de 38 mm a 19 mm;
- 0,50 m de 19 mm a 12,7 mm;
- 0,30 m de 12,7 mm a 6,4 mm;
- porosidade inicial: 0,45;
- coeficiente de esfericidade: 0,85.

Filtros descendentes

Camada dupla de antracito e areia com as seguintes características:

Antracito:

- tamanho do maior grão: 2,38 mm;
- tamanho do menor grão: 0,84 mm;
- tamanho efetivo: 1,00 mm (D_{10});
- coeficiente de desuniformidade: 1,5 (D_{60}/D_{10});
- D_{90} : 1,80 mm;
- espessura da camada: 0,60 m;
- porosidade inicial: 0,45;
- massa específica: 1.600 kg/m³;
- coeficiente de esfericidade: 0,70.

Areia:

- tamanho do maior grão: 1,41 mm;
- tamanho do menor grão: 0,42 mm;
- tamanho efetivo: 0,55 mm (D_{10});
- coeficiente de desuniformidade: 1,5 (D_{60}/D_{10});
- D_{90} : 1,15 mm
- espessura da camada: 0,25 m;
- porosidade inicial: 0,40;
- massa específica: 2.650 kg/m³;
- coeficiente de esfericidade: 0,80.

A Figura 8.4 apresenta as curvas granulométricas dos materiais filtrantes e dados necessários para o cálculo da perda de carga nos materiais limpos, utilizados na seção “Dimensionamento hidráulico”.

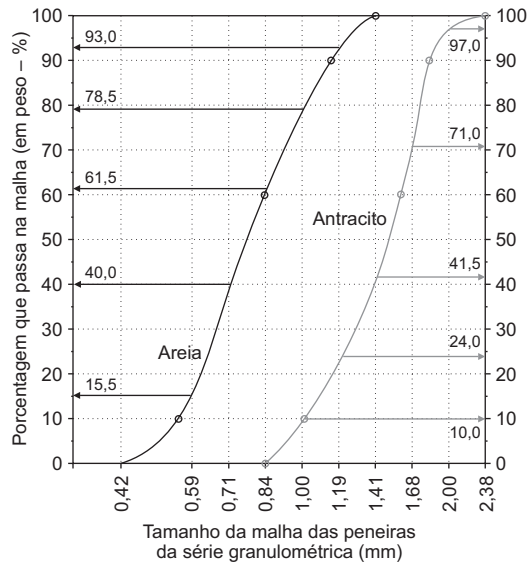


Figura 8.4 Curvas granulométricas do antracito e da areia dos filtros descendentes.

Sistema de drenagem do fundo dos filtros

A drenagem do fundo dos filtros será executada por meio de tubulações perfuradas de PVC rígido, dispostas sobre a laje de fundo dos filtros. No caso dos filtros ascendentes, estarão diretamente em contato com a primeira camada de pedregulhos, e para os filtros descendentes, haverá a interposição de camada suporte que favoreça a distribuição de ar para lavagem auxiliar, conforme proposto por Baylis (1958) e apresentado na Figura 8.5.

Dimensionamento Hidráulico

Perda de carga nos materiais filtrantes limpos

Filtros ascendentes de pedregulho

- Número de filtros: 3 unidades.

- Área de cada filtro:
$$A_{\text{filtro}} = \frac{Q_{\text{afluente}}}{N_{\text{filtros}} \times T_{\text{filtração}}} = \frac{80 \times 24}{3 \times 150} = 4,27 \text{ m}^2$$

- Dimensões adotadas para cada filtro: 3,00 m x 1,40 m
- Taxa de filtração nominal a ser aplicada: 152,38 m³/m²/d

- Perda de carga no meio filtrante limpo

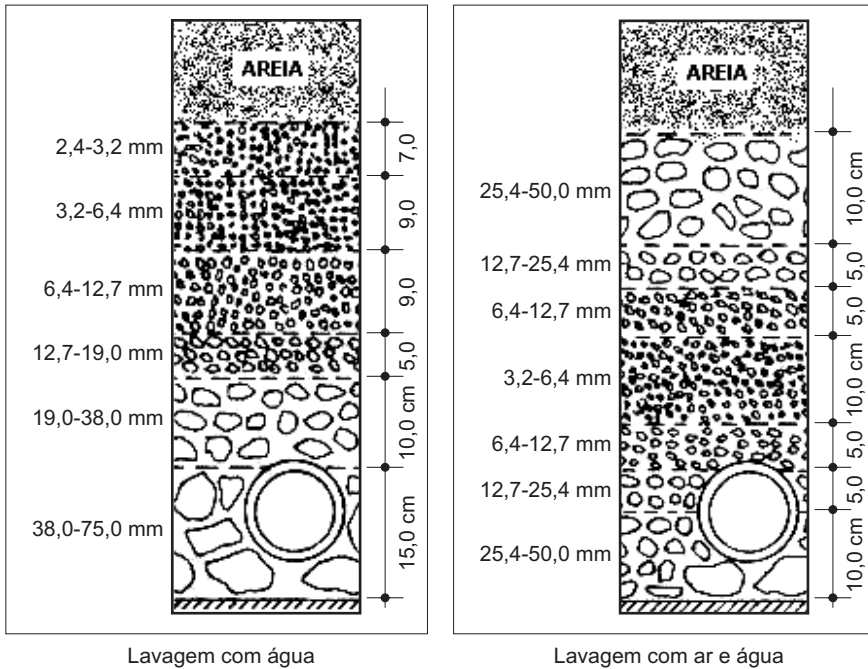


Figura 8.5 Disposição da camada suporte para fundo de filtros executados em tubulações perfuradas. Adaptado de Di Bernardo (1993).

Aplicando-se a Equação 14 (do Capítulo 2), apresentada a seguir, tem-se:

$$\frac{\Delta H}{\Delta L} = 150 \frac{\mu}{\rho_a g} \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{V_\infty}{C_e^2} \sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{eqi}^2} + 1,75 \frac{(1-\epsilon) V_\infty^2}{g C_e \epsilon^3} \sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{eqi}} \quad (\text{Eq.14})$$

Para o pedregulho e água na temperatura de 20°C, tem-se:

- $\rho_a = 998,2 \text{ kg/m}^3$;
- $\mu = 1,005 \times 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$;
- $\epsilon = 0,45$;
- $C_e = 0,85$;

- $g = 9,81 \text{ m/s}^2$;
- $V_\infty = \text{taxa de filtração} = 152,38/86400 = 1,764 \times 10^{-3} \text{ m/s}$;
- primeira camada = 0,80 m de 63 mm a 38 mm ($D_{eq} = 0,051 \text{ m}$);
- segunda camada = 0,50 m de 38 mm a 19 mm ($D_{eq} = 0,029 \text{ m}$);
- terceira camada = 0,50 m de 19 mm a 12,7 mm ($D_{eq} = 0,016 \text{ m}$);
- quarta camada = 0,30 m de 12,7 mm a 6,4 mm ($D_{eq} = 0,010 \text{ m}$).

Pela Eq. 14, desconsiderando-se o segundo termo em função da taxa de filtração ser menor que 400 m/dia, tem-se:

$$\Delta H = 8,187 \times 10^{-10} \times T [(0,8 \times 0,381 / (0,051)^2 + (0,5 \times 0,238 / (0,029)^2 + (0,5 \times 0,238 / (0,016)^2 + (0,3 \times 0,143 / (0,010)^2)] = 9,435 \times 10^{-7} T, \text{ com } T \text{ em m/d;}$$

Portanto, para a taxa de 152,38 m/d, tem-se:

$$\Delta H = 1,44 \times 10^{-4} \text{ m (desprezível)}.$$

Filtros descendentes de camada dupla

- Número de filtros: 4 unidades
- Área de cada filtro: $A_{\text{filtro}} = \frac{Q_{\text{afluente}}}{N_{\text{filtros}} \times T_{\text{filtração}}} = \frac{80 \times 24}{4 \times 240} = 2,00 \text{ m}^2$
- Dimensões adotadas para cada filtro: 2,00 m x 1,00 m
- Taxa de filtração nominal a ser aplicada: 240,00 m³/m²/d
- Perda de carga no meio filtrante limpo:

Para o antracito, tem-se:

- $\Delta L = 0,60 \text{ m}$;
- $\varepsilon = 0,45$;
- $C_c = 0,70$;
- $V_\infty = \text{taxa de filtração} = 240/86/400 = 2,778 \times 10^{-3} \text{ m/s}$;

Conforme já desenvolvido no exemplo 2.1, construindo-se a Tabela 8.2, com base na curva granulométrica do antracito (ver Figura 8.4), tem-se:

Tabela 8.2 Valores de $\sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{eqi}}$ e de $\sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{eqi}^2}$, para o antracito.

Sub-camada	Tamanho dos grãos (mm)		D _{eqi} (mm)	X _i (%)	Σxi (%)	Xi/D _{eqi} (1/m)	Xi/(D _{eqi}) ² (1/m ²)
	Menor	Maior					
1	0,42	0,59	0,505	0,000	0,000	0	0
2	0,59	0,71	0,65	0,000	0,000	0	0
3	0,71	0,84	0,775	0,000	0,000	0	0
4	0,84	1	0,92	0,100	0,100	109	118.147
5	1	1,19	1,095	0,140	0,240	128	116.762
6	1,19	1,41	1,3	0,175	0,415	135	103.550
7	1,41	1,68	1,545	0,295	0,710	191	123.585
8	1,68	2	1,84	0,260	0,970	141	76.796
9	2	2,38	2,19	0,030	1,000	14	6.255
Somatórias						717	545.095

$$\Delta H_{\text{antracito}} = 3,948 \times 10^{-4} T + 1,477 \times 10^{-7} \times T^2 \text{ (para T em m/dia) (Eq. 1)}$$

$$\Delta H_{\text{antracito}} = 0,095 \text{ m} + 0,009 \text{ m} = 0,103 \text{ m}$$

Para a areia, tem-se:

$$\Delta L = 0,25 \text{ m};$$

$$\varepsilon = 0,40;$$

$$C_c = 0,80;$$

$$V_\infty = \text{taxa de filtração} = 240/86/400 = 2,778 \times 10^{-3} \text{ m/s.}$$

Da mesma forma que foi feito para o antracito, a Tabela 8.3 permite obter:

Tabela 8.3 Valores de $\sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{eqi}}$ e de $\sum_{i=1} \frac{X_i}{D_{eqi}^2}$, para a areia.

Sub-camada	Tamanho dos grãos (mm)		D _{eqi} (mm)	X _i	Σxi	Xi/D _{eqi}	Xi/(D _{eqi}) ²
	Menor	Maior		(%)	(%)	(1/m)	(1/m ²)
1	0,42	0,59	0,505	0,155	0,155	307	607.784
2	0,59	0,71	0,65	0,245	0,400	377	579.882
3	0,71	0,84	0,775	0,215	0,615	277	357.960
4	0,84	1	0,92	0,170	0,785	185	200.851
5	1	1,19	1,095	0,145	0,930	132	120.932
6	1,19	1,41	1,3	0,070	1,000	54	41.420
7	1,41	1,68	1,545	0	1,000	0	0
8	1,68	2	1,84	0	1,000	0	0
9	2	2,38	2,19	0	1,000	0	0
Somatórias						1.332	1.908.828

$$\Delta H_{areia} = 7,473 \times 10^{-4} T + 3,730 \times 10^{-7} \times T^2 \text{ (para T em m/dia) (Eq. 2)}$$

$$\Delta H_{areia} = 0,179 \text{ m} + 0,021 \text{ m} = 0,200 \text{ m}$$

A perda de carga na camada suporte dos filtros descendentes poderá ser calculada da mesma forma que foi feito para as camadas de pedregulho dos filtros ascendentes. Tendo em vista que seu valor será muito baixo (menor que 1 mm), foi desconsiderada.

Câmara de chegada de água bruta e mistura rápida

Essa unidade possui formato quadrado em planta, com dimensões internas de 1,00 m x 1,00 m e altura útil de 3,30 m, e recebe a vazão total afluyente à ETA por descarga em queda livre da adutora, cuja energia dissipada é aproveitada para mistura rápida do coagulante, aplicado por meio de malha difusora instalada imediatamente a montante do jato de água (ver Figura 8.6). Em seu interior, o escoamento da água coagulada dá-se em fluxo descendente até a tubulação de interligação e acesso às três câmaras de carga, em que há divisão da vazão afluyente de água coagulada entre os três filtros ascendentes. A eventual aplicação de pré-alcalinizante ou acidificante pode

ser realizada na adutora de água bruta e a aplicação de produto auxiliar de floculação, na adutora de água coagulada:

- diâmetro da adutora de água bruta: \varnothing 150 mm;
- velocidade de escoamento na chegada de água bruta: $V = 1,26$ m/s;
- esquema da malha difusora da solução do coagulante (Figura 8.6):

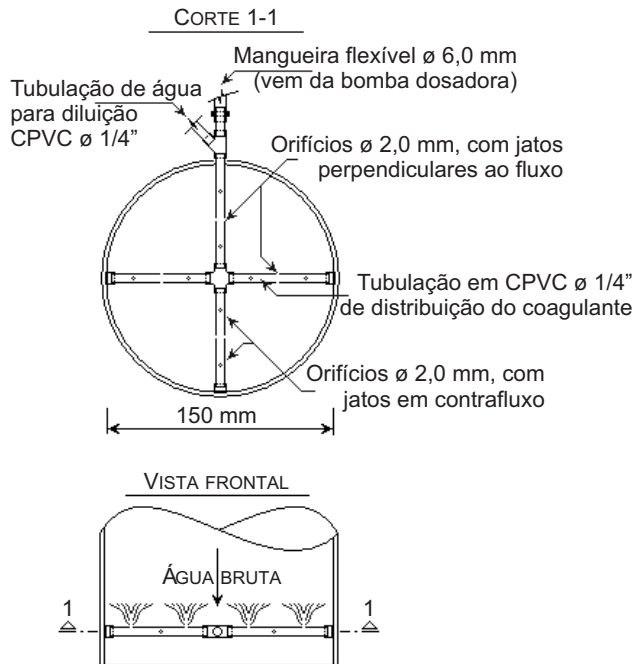


Figura 8.6 Detalhes da alimentação e malha difusora da solução de coagulante na adutora de água bruta.

- Características da malha difusora da solução do coagulante:
 - diâmetro da tubulação: 6,4 mm (1/4");
 - número de orifícios distribuidores: 16;
 - diâmetro dos orifícios: 2,0 mm;
 - vazão da bomba dosadora da solução de coagulante: admitindo-se dosagem de 3,0 mg/L e concentração de 10 g/L, tem-se: $(3,0 \times 80)/10 = 24$ L/h;
 - velocidade na mangueira de alimentação do difusor: 0,47 m/s;

- velocidade nos orifícios de distribuição, sem injeção de água para diluição: 0,13 m/s (recomenda-se velocidade nos orifícios superior a 1,0 m/s, portanto, haverá necessidade de injeção de água para diluição);
- concentração da solução de coagulante após a rediluição: 1 g/L;
- vazão da solução rediluída: 240 L/h;
- vazão (e velocidade) da água para rediluição: 216 L/h (1,87 m/s);
- velocidade média nos orifícios de distribuição: 1,33 m/s.

Medição de vazão

A medição de vazão será executada em dois pontos distintos. O primeiro, na tubulação (150 mm) de chegada de água bruta, próximo à entrada na câmara de mistura rápida, por meio de medidor magnético provido de conversor eletrônico. O segundo, na saída de água filtrada, executado em vertedor triangular, também utilizado para ajuste do nível mínimo de água nos filtros descendentes.

Admitindo-se o uso de vertedor com ângulo de abertura de 90° e descarga livre, pela equação de Thomson pode-se estimar a carga hidráulica dissipada no vertedor, conforme segue:

$$H_{\text{vertedor}} = (Q/1,40)^{2/5} = 0,191 \text{ m} \quad (\text{Eq. 3})$$

Câmaras de carga e divisão da vazão entre os filtros ascendentes

Conforme mencionado, três câmaras em paralelo recebem a água coagulada em posição inferior, após derivação da adutora de água coagulada, provida de válvula para fechamento. Após o acesso às câmaras, o escoamento da água coagulada ocorre em sentido ascendente até o acesso à tubulação de alimentação de cada um dos filtros ascendentes. As dimensões internas, em planta, dessas câmaras são de 1,40 m (coincidindo com a largura dos filtros ascendentes) x 1,00 m, com altura útil de 3,50 m.

- volume útil de cada câmara de carga e pré-floculação: 4,80 m³;
- vazão afluente a cada câmara: 26,7 m³/h;
- velocidade ascensional: 0,0054 m/s;
- tempo de detenção em cada câmara: 10,8 minutos;
- tubulação de alimentação dos filtros ascendentes: ø 200 mm.

Tubulações e dispositivos de entrada, saída e descarga de fundo dos filtros ascendentes

Entrada e distribuição de água coagulada no fundo dos filtros ascendentes

Os filtros ascendentes de pedregulho são alimentados por meio de tubulação (200 mm) perfurada (2 linhas com 20 orifícios de 19 mm), instalada no fundo, que percorre todo o comprimento do filtro, conforme mostrado na Figura 8.5. Essas tubulações recebem a vazão de água coagulada em sua extremidade a montante através de vertedor tipo tulipa, provido de ajuste de altura para permitir seu perfeito nivelamento e divisão da vazão afluyente entre os três filtros. Nas extremidades a jusante dessas tubulações (com acesso ao tanque de armazenamento das descargas dos filtros e adensamento gravimétrico de lodo) foram instaladas válvulas borboletas, cuja manobra de abertura faz com que o fluxo no filtro em questão seja invertido, iniciando-se, assim, o procedimento de descarga de fundo do filtro. As tubulações foram instaladas com declividade longitudinal de 2,5%, suficiente para veicular o escoamento da água com lâmina inferior ao diâmetro, permitindo que os orifícios, durante as operações de descarga de fundo, funcionem com descarga livre ao longo de todo o comprimento do filtro.

Verificações:

- diâmetro da tubulação: 200 mm;
- velocidade de escoamento no início da tubulação: 0,24 m/s;
- diâmetro dos orifícios de distribuição: 19 mm (3/4");
- número de orifícios de distribuição: 40;
- vazão teórica por orifício: 0,667 m³/hora;
- velocidade teórica por orifício: 0,65 m/s;
- perda de carga na tubulação e orifícios distribuidores.

Equacionamento e parâmetros necessários ao cálculo da perda de carga:

- Equação de Hazen-Williams, para o cálculo da perda de carga na tubulação:

$$H = 10,643 Q^{1,85} L_{eq}/(C^{1,85} D^{4,87}) \quad (\text{Eq. 4})$$

- Equação de Hudson e colaboradores (1979), para o cálculo da perda de carga nos orifícios distribuidores:

$$H = \beta V_{\text{orifício}}^2/2 g \quad (\text{Eq. 5})$$

em que:

$$\beta = \varphi (V_{\text{tubulação}}/V_{\text{orifício}})^2 + \varnothing + 1 \quad (\text{Eq. 6})$$

sendo φ e \varnothing variáveis em função do comprimento dos distribuidores e apresentados a seguir:

- Distribuidores longos, cujos comprimentos sejam maiores que 3 vezes seu diâmetro: $\varphi = 0,90$; $\varnothing = 0,40$
- Distribuidores curtos, cujos comprimentos sejam menores ou iguais a 3 vezes seu diâmetro: $\varphi = 1,67$; $\varnothing = 0,70$

Utilizando-se os dados apresentados nas Tabelas 8.4 a 8.6, tem-se:

para a tubulação:

$$\text{com } L_{\text{eq}} = L_{\text{real}} + L_{\text{fictício}} = 6,60 + 1 \text{ curva de } 90^\circ$$

$$H_{\text{tubulação}} = 10,643(80/3 \times 3600)^{1,85}(6,60 + 2,5)/(150^{1,85} 0,200^{4,87}) = 0,003 \text{ m}$$

para os orifícios, considerando distribuidores curtos:

$$\beta = 1,67 (0,24/0,65)^2 + 0,70 + 1 = 1,93$$

$$H_{\text{orifícios}} = 1,93 (0,65)^2/2 \times 9,81 = 0,042 \text{ m}$$



















Tabela 8.4 Valores do coeficiente C. *Fonte:* Adaptado de Porto (2001).

Aço corrugado (chapa ondulada)	C = 60	Aço com juntas lock-bar, tubos novos	130
Aço com juntas lock-bar, em serviço	90	Aço galvanizado	125
Aço rebitado, tubos novos	110	Aço rebitado, em uso	85
Aço soldado, tubos novos	130	Aço soldado, em uso	90
Aço soldado com revestimento especial	130	Cobre	130
Concreto, bom acabamento	130	Concreto, acabamento comum	120
Ferro fundido (novo)	130	Ferro fundido, após 15-20 anos de uso	100
Ferro fundido (usado)	90	Ferro fundido revestido de cimento	130
Madeiras em aduelas	120	Tubos extrudados, PVC	150

Tabela 8.5 Comprimentos equivalentes (m), para peças de PVC rígido ou cobre, conforme ABNT. Fonte: Adaptado de Porto (2001).

Diâmetro externo (mm) (pol)	Joelho 90°	Joelho 45°	Curva 90°	Curva 45°	Tê 90° direto	Tê 90° lateral	Entrada normal	Entrada de borda	Saída de canalização	Válvula de pé e crivo	Válvula retenção leve	Registro globo aberto	Registro gaveta aberto
25-3/4	1,2	0,5	0,5	0,3	0,8	2,4	0,4	1,0	0,9	9,5	2,7	11,4	0,2
32-1	1,5	0,7	0,6	0,4	0,9	3,1	0,5	1,2	1,3	13,3	3,8	15,0	0,3
40-1 1/4	2,0	1,0	0,7	0,5	1,5	4,6	0,6	1,8	1,4	15,5	4,9	22,0	0,4
50-1 1/2	3,2	1,3	1,2	0,6	2,2	7,3	1,0	2,3	3,2	18,3	6,8	35,8	0,7
60-2	3,4	1,5	1,3	0,7	2,3	7,6	1,5	2,8	3,3	23,7	7,1	37,9	0,8
75-2 1/2	3,7	1,7	1,4	0,8	2,4	7,8	1,6	3,3	3,5	25,0	8,2	38,0	0,9
85-3	3,9	1,8	1,5	0,9	2,5	8,0	2,0	3,7	3,7	26,8	9,3	40,0	0,9
110-4	4,3	1,9	1,6	1,0	2,6	8,3	2,2	4,0	3,9	28,6	10,4	42,3	1,0
140-5	4,9	2,4	1,9	1,1	3,3	10,0	2,5	5,0	4,9	37,4	12,5	50,9	1,1
160-6	5,4	2,6	2,1	1,2	3,8	11,1	2,8	5,6	5,5	43,4	13,9	56,7	1,2

Tabela 8.6 Comprimentos equivalentes em número de diâmetros de canalização para peças metálicas, ferro galvanizado e ferro fundido. *Fonte:* Porto (2001).

Acessório	Equação	Figura	Comprimento equivalente (Le/D) (nº de diâmetros)
Cotovelo 90° raio longo	$Le = 0,068 + 20,96 D$		22
Cotovelo 90° raio médio	$Le = 0,114 + 26,56 D$		28,5
Cotovelo 90° raio curto	$Le = 0,189 + 30,53 D$		34
Cotovelo 45°	$Le = 0,013 + 15,14 D$		15,4
Curva 90° R/D = 1,5	$Le = 0,036 + 12,15 D$		12,8
Curva 90° R/D = 1	$Le = 0,115 + 15,53 D$		17,5
Curva 45°	$Le = 0,045 + 7,08 D$		7,8
Entrada normal	$Le = -0,23 + 18,63 D$		14,7
Entrada de borda	$Le = -0,05 + 30,98 D$		30,2
Registro de gaveta aberto	$Le = 0,010 + 6,89 D$		7
Registro de globo aberto	$Le = 0,01 + 340,27 D$		342
Registro de ângulo aberto	$Le = 0,05 + 170,69 D$		171,5
Tê 90° passagem direta	$Le = 0,054 + 20,90 D$		21,8
Tê 90° saída lateral	$Le = 0,396 + 62,32 D$		69
Tê 90° saída bilateral	$Le = 0,396 + 62,32 D$		69
Válvula de pé com crivo	$Le = 0,56 + 255,48 D$		265
Saída de canalização	$Le = -0,05 + 30,98 D$		30,2
Válvula de retenção, leve	$Le = 0,247 + 79,43 D$		83,6

- Perda de carga total nos filtros ascendentes quando limpos:

$$H_{\text{total}} = H_{\text{pedregulho}} + H_{\text{tubulação}} + H_{\text{orifícios}} = H_{\text{total}} = 0 + 0,003 + 0,042 = 0,045 \text{ m}$$

Desta forma, considerando que seja imposta uma carga hidráulica disponível de 0,60 m (ver Figura 8.18), correspondente à diferença de níveis de água nas câmaras de carga e dos filtros ascendentes, haverá uma carga hidráulica disponível para retenção de impurezas de $0,60 - 0,045 = 0,555 \text{ m}$.

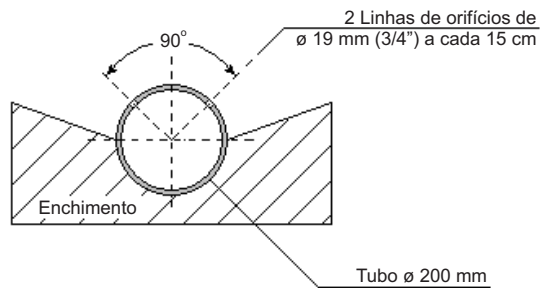


Figura 8.7 Tubulação e orifícios de distribuição de água coagulada e descarga de fundo dos filtros ascendentes.

- Verificação do funcionamento da tubulação como manifold de distribuição:

Aplicando-se o método proposto por Hudson (1981), admite-se, inicialmente, distribuição eqüitativa da vazão total afluente entre os orifícios e calcula-se a velocidade resultante final até que não haja diferença significativa entre os valores de velocidade assumidos e os calculados. Como o processo é iterativo, utilizando-se planilha eletrônica para os cálculos, obtiveram-se os resultados apresentados nas Tabelas 8.7 e 8.8, referentes às 1ª e 5ª iterações desenvolvidas.

Equacionamento:

Partindo-se das Equações 5 e 6, dos dados de φ e δ para interligações curtas (orifícios) e admitindo-se que ocorra distribuição perfeita da vazão entre os orifícios, a perda de carga será igual em todos eles, ou seja:

$$\beta_1(V_{\text{orifício}})_1^2/2 \text{ g} = \beta_2(V_{\text{orifício}})_2^2/2 \text{ g} = \dots = \beta_i(V_{\text{orifício}})_i^2/2 \text{ g} \quad (\text{Eq. 7})$$

Assim, é possível concluir que:

$$(V_{\text{orifício}})_i = (V_{\text{orifício}})_1 (\beta_1/\beta_i)^{0,5} \quad (\text{Eq. 8})$$

Considerando que a soma das vazões dos orifícios (q_i) seja igual a vazão total afluyente à tubulação distribuidora ($Q_{\text{afluyente}}$), tem-se:

$$Q_{\text{afluyente}} = q_1 + q_2 + \dots + q_i \quad (\text{Eq. 9})$$

ou

$$Q_{\text{afluyente}} = S_1 (V_{\text{orificio}})_1 + S_2 (V_{\text{orificio}})_2 + \dots + S_i (V_{\text{orificio}})_i \quad (\text{Eq. 10})$$

em que S_i corresponde ao valor da área do orifício (i). Caso os orifícios sejam todos iguais, ou seja, $S_1 = S_2 = \dots = S_i = S$, pode-se escrever:

$$Q_{\text{afluyente}} = S (V_{\text{orificio}})_1 + S (V_{\text{orificio}})_2 + \dots + S (V_{\text{orificio}})_i \quad (\text{Eq. 11})$$

Substituindo-se os valores da Equação 8 na Equação 11, tem-se:

$$Q_{\text{afluyente}} = S (V_{\text{orificio}})_1 + S (V_{\text{orificio}})_1 (\beta_1/\beta_2)^{0,5} + \dots + (V_{\text{orificio}})_i (\beta_1/\beta_i)^{0,5} \quad (\text{Eq. 12})$$

$$Q_{\text{afluyente}} = S (V_{\text{orificio}})_1 (1 + (\beta_1/\beta_2)^{0,5} + \dots + (\beta_1/\beta_i)^{0,5}) \quad (\text{Eq. 13})$$

Resolvendo-se a Equação 13, para o termo $(V_{\text{orificio}})_1$, tem-se:

$$(V_{\text{orificio}})_1 = (Q_{\text{afluyente}}/S (\beta_1)^{0,5}) ((\beta_1)^{0,5} + (\beta_2)^{0,5} + \dots + (\beta_i)^{0,5}) \quad (\text{Eq. 14})$$

A partir do valor de $(V_{\text{orificio}})_1$, é possível calcular todos os demais valores de $(V_{\text{orificio}})_i$ e, de forma iterativa, corrigi-los, até que seus valores corretos sejam atingidos.

De forma análoga, é possível deduzir-se o equacionamento para distribuidores com orifícios de diferentes diâmetros, caso não seja possível reduzir a seção transversal do próprio distribuidor, o que, em alguns casos, proporciona divisão insatisfatória da vazão pelos orifícios. Se no primeiro trecho do distribuidor, or adotado um número de orifícios “n”, com área “ S_1 ”, e no trecho final, um número “m”, com área “ S_2 ”, a Equação 14 poderá ser escrita da seguinte forma:

$$(V_{\text{orificio}})_1 = (Q_{\text{afluyente}}/(\beta_1)^{0,5}) (\{[(\beta_1)^{0,5} + (\beta_2)^{0,5} + \dots + (\beta_n)^{0,5}]/(S_1)\} + \{[(\beta_{n+1})^{0,5} + (\beta_{n+2})^{0,5} + \dots + (\beta_m)^{0,5}]/(S_2)\}) \quad (\text{Eq. 15})$$

Conforme pode ser verificado, os cálculos desenvolvidos na Tabela 8.8 demonstram que os valores das velocidades nos laterais admitidos (V_{lateral} – terceira coluna) permanecem inalterados (V_I – penúltima coluna), chegando-se à solução do problema.

Os resultados confirmam o bom funcionamento da tubulação como “manifold” de distribuição com os orifícios adotados, já que a diferença máxima entre as vazões reais e teóricas dos orifícios foi inferior a 5%.

Tabela 8.7 Planilha de cálculo para verificação da distribuição de água coagulada no fundo dos filtros ascendentes – 1ª iteração, admitindo distribuição inicial homogênea.

Verificação das tubulações de distribuição de água coagulada – 1ª iteração												
Nlateral	Slateral	Vlateral	Qlateral	Scanal	Qcanal	Vcanal	(Vc/Vl) ²	Alfa canal	Beta canal	Raiz l/beta	VI'	Qlateral
	(m ²)	(m/s)	(m ³ /s)	(m ²)	(m ³ /s)	(m/s)					(m/s)	(m ³ /s)
1	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0037	0,2358	0,1303	0,9176	1,9176	0,7221	0,6286	0,000178
2	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0035	0,2240	0,1176	0,8964	1,8964	0,7262	0,6321	0,000179
3	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0033	0,2122	0,1056	0,8763	1,8763	0,7300	0,6355	0,000180
4	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0031	0,2004	0,0942	0,8572	1,8572	0,7338	0,6387	0,000181
5	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0030	0,1886	0,0834	0,8393	1,8393	0,7374	0,6418	0,000182
6	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0028	0,1768	0,0733	0,8224	1,8224	0,7408	0,6448	0,000183
7	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0026	0,1650	0,0639	0,8066	1,8066	0,7440	0,6476	0,000184
8	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0024	0,1533	0,0551	0,7920	1,7920	0,7470	0,6503	0,000184
9	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0022	0,1415	0,0469	0,7783	1,7783	0,7499	0,6527	0,000185
10	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0020	0,1297	0,0394	0,7658	1,7658	0,7525	0,6551	0,000186
11	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0019	0,1179	0,0326	0,7544	1,7544	0,7550	0,6572	0,000186
12	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0017	0,1061	0,0264	0,7441	1,7441	0,7572	0,6591	0,000187
13	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0015	0,0943	0,0209	0,7348	1,7348	0,7592	0,6609	0,000187
14	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0013	0,0825	0,0160	0,7267	1,7267	0,7610	0,6624	0,000188
15	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0011	0,0707	0,0117	0,7196	1,7196	0,7626	0,6638	0,000188
16	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0009	0,0589	0,0081	0,7136	1,7136	0,7639	0,6650	0,000189
17	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0007	0,0472	0,0052	0,7087	1,7087	0,7650	0,6659	0,000189
18	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0006	0,0354	0,0029	0,7049	1,7049	0,7659	0,6667	0,000189
19	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0004	0,0236	0,0013	0,7022	1,7022	0,7665	0,6672	0,000189
20	0,00028	0,6531	0,000185	0,0157	0,0002	0,0118	0,0003	0,7005	1,7005	0,7668	0,6675	0,000189
Total			0,00370							15,0068		0,003704

Observação: Os cálculos efetuados consideraram 1/2 seção da tubulação de distribuição em função da simetria existente no caso.

Tabela 8.8 Planilha de cálculo para verificação da distribuição de água coagulada no fundo dos filtros ascendentes – 1ª iteração, admitindo distribuição inicial homogênea.

Verificação das tubulações de distribuição de água coagulada – 5ª iteração												
Nlateral	Slateral	Vlateral	Qlateral	Scanal	Qcanal	Vcanal	(Vc/Vl) ²	Alfa canal	Beta canal	Raiz l/beta	VI'	Qlateral
	(m ²)	(m/s)	(m ³ /s)	(m ²)	(m ³ /s)	(m/s)					(m/s)	(m ³ /s)
1	0,00028	0,6255	0,000177	0,0157	0,0037	0,2355	0,1418	0,9368	1,9368	0,7186	0,6255	0,000177
2	0,00028	0,6295	0,000178	0,0157	0,0035	0,2242	0,1269	0,9119	1,9119	0,7232	0,6295	0,000178
3	0,00028	0,6334	0,000180	0,0157	0,0033	0,2129	0,1129	0,8886	1,8886	0,7277	0,6334	0,000180
4	0,00028	0,6371	0,000181	0,0157	0,0032	0,2014	0,1000	0,8670	1,8670	0,7319	0,6371	0,000181
5	0,00028	0,6405	0,000182	0,0157	0,0030	0,1899	0,0879	0,8469	1,8469	0,7358	0,6405	0,000182
6	0,00028	0,6438	0,000183	0,0157	0,0028	0,1784	0,0768	0,8282	1,8282	0,7396	0,6438	0,000183
7	0,00028	0,6468	0,000183	0,0157	0,0026	0,1668	0,0665	0,8110	1,8110	0,7431	0,6468	0,000183
8	0,00028	0,6497	0,000184	0,0157	0,0024	0,1551	0,0570	0,7952	1,7952	0,7464	0,6497	0,000184
9	0,00028	0,6523	0,000185	0,0157	0,0023	0,1434	0,0483	0,7807	1,7807	0,7494	0,6523	0,000185
10	0,00028	0,6548	0,000186	0,0157	0,0021	0,1316	0,0404	0,7674	1,7674	0,7522	0,6548	0,000186
11	0,00028	0,6570	0,000186	0,0157	0,0019	0,1198	0,0332	0,7555	1,7555	0,7547	0,6570	0,000186
12	0,00028	0,6590	0,000187	0,0157	0,0017	0,1079	0,0268	0,7448	1,7448	0,7571	0,6590	0,000187
13	0,00028	0,6608	0,000187	0,0157	0,0015	0,0960	0,0211	0,7353	1,7353	0,7591	0,6608	0,000187
14	0,00028	0,6624	0,000188	0,0157	0,0013	0,0841	0,0161	0,7269	1,7269	0,7610	0,6624	0,000188
15	0,00028	0,6638	0,000188	0,0157	0,0011	0,0721	0,0118	0,7197	1,7197	0,7626	0,6638	0,000188
16	0,00028	0,6649	0,000189	0,0157	0,0009	0,0601	0,0082	0,7137	1,7137	0,7639	0,6649	0,000189
17	0,00028	0,6659	0,000189	0,0157	0,0008	0,0481	0,0052	0,7087	1,7087	0,7650	0,6659	0,000189
18	0,00028	0,6667	0,000189	0,0157	0,0006	0,0361	0,0029	0,7049	1,7049	0,7659	0,6667	0,000189
19	0,00028	0,6672	0,000189	0,0157	0,0004	0,0241	0,0013	0,7022	1,7022	0,7665	0,6672	0,000189
20	0,00028	0,6675	0,000189	0,0157	0,0002	0,0120	0,0003	0,7005	1,7005	0,7668	0,6675	0,000189
Total			0,00370							14,9903		0,003700

Descarga de fundo

Conforme descrito na seção anterior, a mesma tubulação de entrada de água coagulada aos filtros ascendentes será utilizada para as operações de descarga de fundo, bastando que o operador abra a válvula borboleta instalada na extremidade a jusante da tubulação. Durante essas manobras, haverá inversão do sentido de fluxo da água no filtro, em função da carga hidráulica disponível proporcionada pela diferença entre o nível de água na zona de coleta de água filtrada e o posicionamento da válvula. A verificação do comportamento hidráulico desse sistema é realizada a seguir:

- diâmetro da tubulação de descarga de fundo: 200 mm;
- diâmetro dos orifícios de descarga: 19 mm (3/4");
- número de orifícios: 40;
- declividade da tubulação de coleta da descarga de fundo:
(100,00 – 99,90)/3,80 = 0,0263 m/m;
- carga hidráulica disponível média (ver Figura 8.15): 102,80 – 100,15 = 2,65 m (desprezando-se a perda de carga nos pedregulhos);
- vazão estimada por orifício, admitindo-se descarga livre:

$$Q_{\text{orifício}} = C_d \times S \times (2 \times g \times H)^{0,5} \quad (\text{Eq. 16})$$

em que:

- $Q_{\text{orifício}}$ = vazão de cada orifício (m³/s);
- C_d = coeficiente de descarga;
- S = área do orifício (m²);
- g = aceleração da gravidade = 9,81 m/s²;
- H = carga hidráulica disponível (m).

Para orifícios circulares, de parede fina, segundo Azevedo Netto (1973), o valor de $C_d = 0,634$, resultando em:

$$Q_{\text{orifício}} = 1,30 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

- Vazão total da descarga:

$$Q_{\text{descarga}} = (1,30 \times 10^{-3} \times 40) + (80/3)/3600 = 5,94 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$$

- Verificação da tubulação quanto à lâmina de água (y/D), admitindo-se escoamento permanente e uniforme, com $n = 0,011$ (tubo liso).

A Figura 8.8 apresenta o equacionamento utilizado para canais de seção circular.

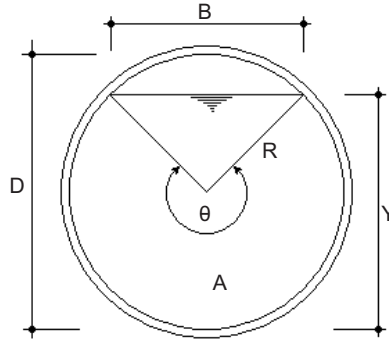


Figura 8.8 Canal de escoamento livre de seção circular.

$$A = D^2 (\theta - \text{sen}\theta)/8 \quad (\text{Eq. 17})$$

$$P = \theta D/2; (P = \text{perímetro molhado} - m) \quad (\text{Eq. 18})$$

$$\text{Rh} = D(1 - (\text{sen}\theta)/\theta)/4; (\text{Rh} = \text{raio hidráulico} - m) \quad (\text{Eq. 19})$$

$$y = D(1 - \cos\theta/2)/2 \quad (\text{Eq. 20})$$

$$\theta = 2 \times \text{arc cos}(1 - 2(y/D)) \quad (\text{Eq. 21})$$

$$B = 2 R \text{ sen}\theta/2 \quad (\text{Eq. 22})$$

$$K_1 = \{[(\theta - \text{sen}\theta)/8][(1 - (\text{sen}\theta)/\theta)/4]^{2/3}\}^{3/8} \quad (\text{Eq. 23})$$

$$D = M/K_1 \quad (\text{Eq. 24})$$

$$M = (nQ I^{-0,5})^{3/8} \quad (\text{Eq. 25})$$

Utilizando-se a Equação 25, calcula-se o valor de (M). A seguir, utilizando-se a Equação 24, determina-se K_1 e, consultando a Tabela 8.9, determina-se o valor de y/D , conforme segue:

$$M = (nQI^{-0,5})^{3/8} = 0,126$$

$$K_1 = M/D = 0,632$$

$y/D = 0,78$ (comprovando a descarga livre dos orifícios de coleta)

Tabela 8.9 Valores do coeficiente de forma K_1 para canais circulares.

y/D	K_1	y/D	K_1	y/D	K_1	y/D	K_1	y/D	K_1
0,01	0,024	0,21	0,269	0,41	0,437	0,61	0,562	0,81	0,643
0,02	0,042	0,22	0,279	0,42	0,444	0,62	0,567	0,82	0,646
0,03	0,058	0,23	0,288	0,43	0,451	0,63	0,572	0,83	0,649
0,04	0,073	0,24	0,297	0,44	0,458	0,64	0,577	0,84	0,651
0,05	0,087	0,25	0,306	0,45	0,465	0,65	0,582	0,85	0,653
0,06	0,101	0,26	0,316	0,46	0,472	0,66	0,586	0,86	0,655
0,07	0,114	0,27	0,324	0,47	0,479	0,67	0,591	0,87	0,657
0,08	0,127	0,28	0,333	0,48	0,485	0,68	0,596	0,88	0,659
0,09	0,139	0,29	0,342	0,49	0,492	0,69	0,600	0,89	0,660
0,10	0,151	0,30	0,350	0,50	0,498	0,70	0,604	0,90	0,661
0,11	0,163	0,31	0,359	0,51	0,504	0,71	0,608	0,91	0,662
0,12	0,175	0,32	0,367	0,52	0,511	0,72	0,612	0,92	0,663
0,13	0,186	0,33	0,375	0,53	0,517	0,73	0,616	0,93	0,664
0,14	0,197	0,34	0,383	0,54	0,523	0,74	0,620	0,94	0,664
0,15	0,208	0,35	0,391	0,55	0,528	0,75	0,624	0,95	0,664
0,16	0,218	0,36	0,399	0,56	0,534	0,76	0,627	0,96	0,663
0,17	0,229	0,37	0,407	0,57	0,540	0,77	0,631	0,97	0,661
0,18	0,239	0,38	0,415	0,58	0,546	0,78	0,634	0,98	0,659
0,19	0,249	0,39	0,422	0,59	0,551	0,79	0,637	0,99	0,656
0,20	0,259	0,40	0,430	0,60	0,556	0,80	0,640	-	-

Fonte: Adaptado de Porto (2001).

- Taxa de escoamento na descarga de fundo:

$$(5,18 \times 10^{-2} \times 86.400)/(1,4 \times 3,8) = 840 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d} (\geq 600 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d})$$

Coleta de água filtrada

A coleta de água filtrada é realizada por meio de duas tubulações (100 mm) providas de 60 orifícios de 19 mm (3/4") instaladas na parte superior de cada filtro, além de outros 10 orifícios de 19 mm (3/4") instalados na geratriz inferior para saída da água presente na tubulação por ocasião de esvaziamento do filtro. A Figura 8.9 mostra o esquema de posicionamento dos orifícios nessas tubulações.

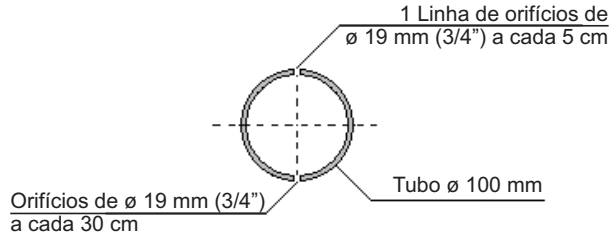


Figura 8.9 Tubulações de coleta de água filtrada nos filtros ascendentes.

- Diâmetro da tubulação de coleta de água filtrada: 100 mm
- Diâmetro dos orifícios de coleta: 19 mm (3/4")
- Número de orifícios: 70
- Declividade da tubulação de coleta: nula (ocorrerá na superfície livre da água)
- Carga hidráulica necessária em cada orifício, admitindo-se descarga livre:

Pela Equação 16, admitindo-se $C_d = 0,634$, conforme a seção anterior, tem-se:

$$Q_{\text{orifício}} = C_d S \times (2 \times g \times H)^{0,5}$$

$$Q_{\text{orifício}} = (80 / (3 \times 3600)) / (2 \times 70) = 5,29 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$H = 0,004 \text{ m}$$

- vazão por tubulação = $3,70 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$
- vazão linear de coleta: $3,70 / 3,20 = 1,16 \text{ L/s.m}$
- verificação da tubulação quanto à lâmina de água (y/D), admitindo-se escoamento permanente e uniforme e vazão constante ao longo da tubulação de coleta

A Figura 8.10 apresenta o esquema de funcionamento da tubulação de coleta de água filtrada. Na seção a jusante da tubulação ocorrerá o regime de escoamento crítico, com a lâmina de água apresentando valor "yc" e com número de Froude (Fr) igual à unidade. Utilizando-se as equações dos elementos hidráulicos da seção circular resulta o esquema mostrado na Figura 8.11.

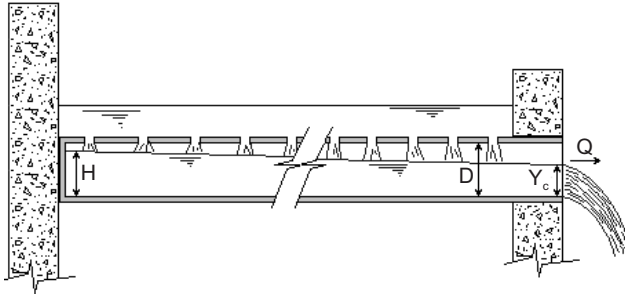


Figura 8.10 Esquema da tubulação horizontal para coleta de água filtrada, submetida à descarga livre e provida de orifícios que operam com descarga livre.

Equacionamento:

$$A = D^2 (\theta - \text{sen}\theta)/8 \quad (\text{Eq. 17})$$

$$\theta = 2 \times \text{arc cos}(1 - 2(y/D)) \quad (\text{Eq. 21})$$

$$B = 2 R \text{ sen } \theta/2 \quad (\text{Eq. 22})$$

$$\text{Fr} = (V/g \text{ Hm})^{0,5} \quad (\text{Eq. 26})$$

$$\text{Hm} = A/B \text{ (altura média hidráulica - m)} \quad (\text{Eq. 27})$$

$$n Q I^{-0,5} = A \times R h^{2/3} \text{ (equação de Manning)} \quad (\text{Eq. 28})$$

O cálculo é iterativo, devendo-se admitir um valor para a lâmina de água na saída da tubulação, no caso (y/Δ) em que y_c corresponde à lâmina de água crítica); a seguir, calcular o valor de θ , com a Equação 21 e determinar os valores da área da seção transversal utilizada para o escoamento (A) e a largura da superfície livre (B), respectivamente, pelas Equações 17 e 22. Conhecendo-se a vazão (Q), determina-se o valor de (Fr) e compara-se com a unidade, e, em caso de discordância, inicia-se o cálculo com novo valor de (y/D). Para o presente caso, o valor obtido resultou em 0,70 ($y_c = 0,070$ m). A seguir, utilizando-se a equação de Manning (Equação 28), com $n = 0,011$ (tubos lisos), obtém-se o valor da declividade da linha d'água ($I = 0,0052$ m/m) e, conhecendo-se o comprimento da tubulação, estima-se o valor de H . O resultado obtido ($H = 0,087$ m) indica que a tubulação não trabalhará à seção plena, permitindo que os orifícios operem com descarga livre e, portanto, com vazões semelhantes.

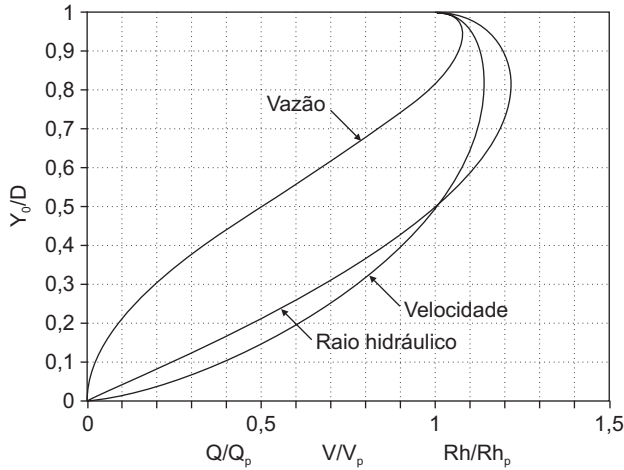


Figura 8.11 Elementos hidráulicos da seção circular.

Tubulações e dispositivos hidráulicos de entrada, saída e lavagem dos filtros descendentes de antracito e areia

Cada um dos quatro filtros terá dimensões de 1,0 m x 2,0 m, contemplando, assim, área total de filtração de 8 m². A carga hidráulica útil máxima, disponível para retenção de impurezas, corresponde a 1,25 m, considerando-se que o nível de água mínimo operacional seja de 0,25 m acima da camada de antracito. A galeria de tubulações dos filtros foi concebida de forma simplificada, tendo em vista o provável funcionamento intermitente do sistema. Dessa forma, por ocasião do encerramento das atividades diárias de tratamento, as lavagens em contracorrente dos filtros poderão ser iniciadas, uma de cada vez.

A bateria de quatro filtros poderá trabalhar com taxa de filtração constante, igual a 240 m³/m²/d, ou declinante, com o mesmo valor de taxa média. Isso é possível graças à configuração do sistema de alimentação dos filtros, constituído por tubulações individuais para cada um dos filtros, providas de vertedor tipo tulipa em suas extremidades a montante (distribuição equitativa de vazões na entrada dos filtros, obrigando-os a operar com taxa constante), e pelo afogamento das extremidades a jusante, interligando-as por tubulação provida de válvulas que, quando abertas, proporcionam a alimentação dos filtros como vasos comunicantes e, conseqüentemente, sua operação como taxa declinante (ver Figura 8.18).

Sistema de drenagem da água filtrada e distribuição de água para lavagens dos filtros

Conforme mencionado na seção “Sistema de drenagem do fundo dos filtros”, são utilizadas tubulações perfuradas e camada suporte apropriada para a distribuição de água e ar em contracorrente para as lavagens dos filtros (ver Figura 8.5). Previu-se a necessidade de duas tubulações (140 mm) instaladas na horizontal, no fundo de cada filtro, perfuradas com 2 linhas de orifícios de 12,7 mm (1/2”) a cada 0,13 m e 1 linha de orifícios de 3,2 mm (1/8”) a cada 0,50 m para saída completa do ar no final das lavagens, conforme esquema apresentado na Figura 8.12.

A galeria de tubulações dos filtros descendentes foi concebida de forma que a lavagem de um dos filtros fosse executada durante os períodos de interrupção total do tratamento em razão da característica de funcionamento intermitente do sistema. Porém, nada impede que, com algumas alterações, o sistema seja adaptado para permitir a lavagem de um dos filtros sem a interrupção do funcionamento dos demais filtros. Evidentemente, isso aumentaria a complexidade da galeria de tubulações, pois exigiria válvulas adicionais e conexões que elevariam seus custos de implantação.

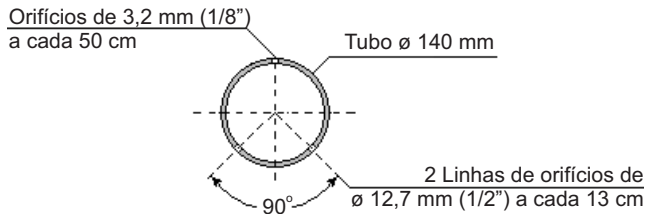


Figura 8.12 Esquema de furação das tubulações de coleta de água filtrada e distribuição de água e ar para lavagem dos filtros descendentes.

Perda de carga no sistema de drenagem durante a filtração

- Diâmetro da tubulação de coleta de água filtrada: 140 mm
- Diâmetro dos orifícios de coleta: 12,7 mm (1/2")
- Número de orifícios: 30
- Vazão por tubulação: $80/4 \times 2 \times 3600 = 2,78 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$
- Vazão por orifício: $2,78 \times 10^{-3}/30 = 9,26 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$
- Velocidade nos orifícios: 0,70 m/s
- Perda de carga na tubulação:

Considerando o esquema de tubulações apresentado na Figura 8.16 e aplicando-se a equação de Hazen-Williams (Equação 4), tem-se:

$$H_{\text{tubo}} = (10,643/150^{1,85} \times 0,140^{4,87})\{[(2,78 \times 10^{-3})^{1,85} \times (2,5 + 1 \times 10)] + [(2 \times 2,78 \times 10^{-3})^{1,85} \times (1,0 + 2 \times 10 + 1 \times 1,1)] + [(4 \times 2,78 \times 10^{-3})^{1,85} \times (1 \times 3,3)] + [(8 \times 2,78 \times 10^{-3})^{1,85} \times (1 \times 10 + 1 \times 1,1 + 1 \times 4,9)]\} = 0,239 \text{ m}$$

Expressando-se a perda de carga como função da taxa de filtração ($T - (\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d})$) (a ser utilizada no cálculo dos filtros submetidos à taxa declinante, na seção “Verificação dos níveis de água e taxas de filtração nos filtros descendentes quando submetidos à taxa declinante”), tem-se:

$$H_{\text{tubo}} = (10,643/150^{1,85} \times 0,140^{4,87})\{[(T/86.400)^{1,85} \times (2,5 + 1 \times 10)] + [(2T/86.400)^{1,85} \times (1,0 + 2 \times 10 + 1 \times 1,1)] + [(4 \times 2,78 \times 10^{-3})^{1,85} \times (1 \times 3,3)] + [(8 \times 2,78 \times 10^{-3})^{1,85} \times (1 \times 10 + 1 \times 1,1 + 1 \times 4,9)]\} = 0,214 + 9,81 \times 10^{-7}(T)^{1,85} \quad (\text{Eq. 29})$$

- Perda de carga nos orifícios:

$$H_{\text{orifícios}} = 1,67 \times (0,70)^2/(2 \times 9,81) = 0,041 \text{ m}$$

ou, desejando-se expressá-la em função da taxa de filtração (T), tem-se:

$$H_{\text{orifícios}} = 1,67 \times \{[T/(86.400 \times 30)]4/\pi (0,0127)^2\}^2/(2 \times 9,81) = 7,19 \times 10^{-7} T^2 \quad (\text{Eq. 30})$$

Dessa forma, a perda de carga total nos filtros descendentes limpos será a soma entre as perdas nos materiais filtrantes e dispositivos hidráulicos, resultando em:

$$H_{\text{total}} = 0,103 + 0,200 + 0,041 + 0,239 = 0,583 \text{ m}$$

Com esse valor é possível fixar a cota de posicionamento do vértice do vertedor triangular de acesso à câmara de contato da seguinte forma (ver Figura 8.18 e Equação 3):

$$\text{Cota do nível de água a montante do vertedor: } 101,15 - 0,583 = 100,567$$

$$\text{Cota do vértice do vertedor: } 100,567 - 0,191 = 100,376$$

Perda de carga nos materiais filtrantes durante as lavagens

Para o antracito, teremos:

- Velocidade mínima do $D_{\text{eq}} = D_{90\%}$ (Eq. 23 do Capítulo 2)

Número de Galileu (Eq. 21, Capítulo 2):

$$Ga = \frac{(1,80 \times 10^{-3})^3 \times 9,81 \times 998,2 (1600 - 998,2)}{(1,005 \times 10^{-3})^2} = 34.027$$

$$V_{mf} = \frac{1,005 \times 10^{-3}}{998,2 \times 1,80 \times 10^{-3}} \left(\sqrt{(33,7)^2 + 0,0408 \times 34027} - 33,7 \right) \cong 0,0093$$

m/s = 0,56 m/min

- Velocidade ascensional (valor adotado):

$$V_a = 0,80 \text{ m/min (0,0133 m/s)}$$

- Porosidade do meio granular expandido (Equações do Capítulo 2):

$$\text{Eq. 20} \rightarrow R_{emf} = \frac{998,2 \times 0,0133 \times D_{eqmgi}}{1,005 \times 10^{-3}} = 13.243,1 D_{eqmgi}$$

$$\text{Eq. 21} \rightarrow Ga = \frac{9,81 \times 998,2 (1600 - 998,2) \times D_{eqmgi}^3}{(1,005 \times 10^{-3})^2} = 5,8345 \times 10^{12} \cdot D_{eqmg}^3$$

Tabela 8.10 Planilha de cálculo da expansão do antracito durante a lavagem.

Sub-camada	Tamanho dos grãos (mm)		D _{equi} (mm)	X _i	Σxi	Xi/D _{equi}	Re	Ga	ε _{exi}	X _i /(1 - ε _{exi})
	Menor	Maior		(%)	(%)	(1/m)			(Fig. 2.22d)	
1	0,42	0,59	0,505	0,000	0,000	0	0	0	0	0
2	0,59	0,71	0,650	0,000	0,000	0	0	0	0	0
3	0,71	0,84	0,775	0,000	0,000	0	0	0	0	0
4	0,84	1,00	0,920	0,100	0,100	109	12,2	4543,3	0,66	0,2941
5	1,00	1,19	1,095	0,140	0,240	128	14,5	7660,3	0,61	0,3590
6	1,19	1,41	1,300	0,175	0,415	135	17,2	12818,4	0,57	0,4070
7	1,41	1,68	1,545	0,295	0,710	191	20,5	21517,4	0,53	0,6277
8	1,68	2,00	1,840	0,260	0,970	141	24,4	36346,0	0,49	0,5098
9	2,00	2,38	2,190	0,030	1,000	14	29,0	61282,4	0,46	0,0556
Somatórias						717				2,2531

$$\text{Eq. 25} \rightarrow (1 - \varepsilon_{\text{ex}})_{\text{meiogranular}} = \frac{1}{2,2531} \cong 0,444 \rightarrow \varepsilon_{\text{ex}} = 0,556$$

- Expansão do antracito (Equações do Capítulo 2):

$$\text{Eq. 27} \rightarrow L_{\text{ex}} = \frac{0,6 \times (1 - 0,42)}{(1 - 0,556)} = 0,784 \text{ m}$$

$$\text{Eq. 28} \rightarrow E = \frac{0,784 - 0,6}{0,6} \times 100 = \frac{0,556 - 0,42}{1 - 0,556} \times 100 = 30,7\%$$

- Perda de carga no antracito durante a lavagem:

$$\begin{aligned} \text{Eq. 12.16} \rightarrow h_{\text{mgex}} &= \frac{0,784 \times (1600 - 998,2) \times (1 - 0,556)}{998,2} = \\ &= \frac{0,6 \times (1600 - 998,2) \times (1 - 0,42)}{998,2} \cong 0,21 \text{ m} \end{aligned}$$

Para a areia, tem-se:

- Velocidade mínima do $D_{\text{eq}} = D_{90\%}$

Número de Galileu:

$$Ga = \frac{(1,15 \times 10^{-3})^3 \times 9,81 \times 998,2 (2650 - 998,2)}{(1,005 \times 10^{-3})^2} = 24356$$

$$\begin{aligned} V_{\text{mf}} &= \frac{1,005 \times 10^{-3}}{998,2 \times 1,15 \times 10^{-3}} \left(\sqrt{(33,7)^2 + 0,0408 \times 24356} - 33,7 \right) \cong \\ &0,0109 \text{ m/s} = 0,65 \text{ m/min} \end{aligned}$$

- Velocidade ascensional: $V_a = 0,80 \text{ m/min}$ (0,0133 m/s)
- Porosidade do meio granular expandido:

$$R_{\text{emf}} = \frac{998,2 \times 0,0133 \times D_{\text{eqmgi}}}{1,005 \times 10^{-3}} = 13243,1 D_{\text{eqmgi}}$$

$$G_a = \frac{9,81 \times 998,2 (2650 - 998,2) \times D_{\text{eqmgi}}^3}{(1,005 \times 10^{-3})^2} = 1,6014 \times 10^{13} \cdot D_{\text{eqmg}}^3$$

Tabela 8.11 Planilha de cálculo da expansão da areia durante a lavagem.

Sub-camada	Tamanho dos grãos (mm)		Dequi (mm)	Xi	? xi	Xi/Dequi	Xi/(Dequi) ²	Re	Ga	? exi	Xi/(1 - ? exi)
	Menor	Maior		(%)	(%)	(1/m)	(1/m ²)			Fig. 2.22f	
1	0,42	0,59	0,505	0,155	0,155	307	607784	6,7	2062,4	0,66	0,4559
2	0,59	0,71	0,650	0,245	0,400	377	579882	8,6	4397,8	0,62	0,6447
3	0,71	0,84	0,775	0,215	0,615	277	357960	10,3	7454,3	0,56	0,4886
4	0,84	1,00	0,920	0,170	0,785	185	200851	12,2	12469,9	0,53	0,3617
5	1,00	1,19	1,095	0,145	0,930	132	120932	14,5	21025,3	0,48	0,2788
6	1,19	1,41	1,300	0,070	1,000	54	41420	17,2	35182,8	0,43	0,1228
7	1,41	1,68	1,545	0	1,000	0	0	0	0	0	0,0000
8	1,68	2,00	1,840	0	1,000	0	0	0	0	0	0,0000
9	2,00	2,38	2,190	0	1,000	0	0	0	0	0	0,0000
Somatórias						1332	1908828			2,3526	

$$(1 - \varepsilon_{\text{ex}})_{\text{meiogranelar}} = \frac{1}{2,3526} \cong 0,425 \rightarrow \varepsilon_{\text{ex}} = 0,575$$

- Expansão da areia:

$$L_{\text{ex}} = \frac{0,25 \times (1 - 0,40)}{(1 - 0,575)} = 0,353 \text{ m}$$

$$E = \frac{0,353 - 0,25}{0,25} \times 100 = \frac{0,575 - 0,40}{1 - 0,575} \times 100 = 41,2\%$$

Expansão total do meio filtrante: $(0,784 + 0,353) - (0,60 + 0,25) = 0,287 \text{ m}$ (33,8%).

- Perda de carga na areia durante a lavagem:

$$\begin{aligned} h_{\text{mgex}} &= \frac{0,353 \times (2650 - 998,2) \times (1 - 0,575)}{998,2} = \\ &= \frac{0,25 \times (2650 - 998,2) \times (1 - 0,40)}{998,2} \cong 0,25 \text{ m} \end{aligned}$$

- Perda de carga total nos materiais filtrantes durante a lavagem: 0,46 m

Perda de carga nas tubulações de alimentação de água de lavagem aos filtros

- Diâmetro da tubulação de alimentação de água para a lavagem: 140 mm
- Diâmetro dos orifícios de distribuição de água para lavagem: 12,7 mm (1/2")
- Número de orifícios: 30
- Vazão de água para lavagem: $(0,8/60) \times 2 = 0,0267 \text{ m}^3/\text{s}$
- Velocidade de escoamento na tubulação de alimentação: 3,47 m/s
- Velocidade de escoamento nas tubulações dos filtros: 1,73 m/s
- Vazão por orifício: $0,0267/(2 \times 30) = 4,44 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$
- Velocidade nos orifícios: 3,36 m/s
- Perda de carga na tubulação:

Considerando o esquema de tubulações apresentado na Figura 8.16 e aplicando-se a equação de Hazen-Williams (Equação 4) para o filtro mais distante do sistema de recalque, tem-se:

$$H = (10,643/150^{1,85} \times 0,140^{4,87}) \{ [(0,0267)^{1,85} \times (8,5 + 3 \times 1,9 + 1 \times 12,5 + 4 \times 1,1 + 3 \times 10,0 + 5 \times 3,3)] + [(0,0267/2)^{1,85} \times (3,0 + 1 \times 10)] \} = 1,44 \text{ m}$$

Verificação da distribuição de água para lavagem pelas tubulações providas de orifícios

Aplicando-se o método proposto por Hudson, conforme realizado na seção “Entrada e distribuição de água coagulada no fundo dos filtros ascendentes”, construiu-se as planilhas de cálculo iterativo apresentadas nas Tabelas 8.12 e 8.13. Verifica-se que os cálculos desenvolvidos na Tabela 8.13 demonstram que os valores das velocidades nos laterais admitidos (V_{lateral} – terceira coluna) permanecem inalterados (V_{I} – penúltima coluna), chegando-se à solução do problema.

Os resultados confirmam o bom funcionamento da tubulação como manifold de distribuição com os orifícios adotados, já que a diferença máxima entre as vazões reais e teóricas dos orifícios foi inferior à 2,1%.

Tabela 8.12 Planilha de cálculo para verificação da distribuição de água para lavagem em contracorrente dos filtros descendentes – 1ª iteração, admitindo distribuição inicial homogênea.

Verificação das tubulações de distribuição de água para lavagem – 1ª iteração												
Nlateral	Slateral	Vlateral	Qlateral	Scanal	Qcanal	Vcanal	(Vc/VI) ²	Alfa canal	Beta canal	Raiz l/beta	VI'	Qlateral
	(m ²)	(m/s)	(m ³ /s)	(m ²)	(m ³ /s)	(m/s)					(m/s)	
1	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0067	0,8672	0,0669	0,8117	1,8117	0,7429	3,2861	0,000436
2	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0062	0,8094	0,0583	0,7973	1,7973	0,7459	3,2992	0,000438
3	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0058	0,7516	0,0503	0,7839	1,7839	0,7487	3,3116	0,000440
4	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0053	0,6938	0,0428	0,7715	1,7715	0,7513	3,3232	0,000441
5	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0049	0,6360	0,0360	0,7601	1,7601	0,7538	3,3339	0,000443
6	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0045	0,5782	0,0297	0,7497	1,7497	0,7560	3,3438	0,000444
7	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0040	0,5203	0,0241	0,7402	1,7402	0,7580	3,3529	0,000445
8	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0036	0,4625	0,0190	0,7318	1,7318	0,7599	3,3611	0,000446
9	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0031	0,4047	0,0146	0,7243	1,7243	0,7615	3,3683	0,000447
10	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0027	0,3469	0,0107	0,7179	1,7179	0,7630	3,3746	0,000448
11	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0022	0,2891	0,0074	0,7124	1,7124	0,7642	3,3800	0,000449
12	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0018	0,2313	0,0048	0,7079	1,7079	0,7652	3,3844	0,000449
13	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0013	0,1734	0,0027	0,7045	1,7045	0,7660	3,3879	0,000450
14	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0009	0,1156	0,0012	0,7020	1,7020	0,7665	3,3904	0,000450
15	0,00013	3,3526	0,000445	0,0077	0,0004	0,0578	0,0003	0,7005	1,7005	0,7669	3,3918	0,000450
Total			0,006675								11,3698	0,006675

Tabela 8.13 Planilha de cálculo para verificação da distribuição de água para lavagem em contracorrente dos filtros descendentes – 5ª iteração, admitindo distribuição inicial homogênea.

Verificação das tubulações de distribuição de água para lavagem – 5ª iteração												
Nlateral	Slateral	Vlateral	Qlateral	Scanal	Qcanal	Vcanal	(Vc/VI) ²	Alfa canal	Beta canal	Raiz l/beta	VI'	Qlateral
	(m ²)	(m/s)	(m ³ /s)	(m ²)	(m ³ /s)	(m/s)					(m/s)	
1	0,00013	3,2817	0,000436	0,0077	0,0067	0,8670	0,0698	0,8166	1,8166	0,7420	3,2817	0,000436
2	0,00013	3,2959	0,000437	0,0077	0,0062	0,8104	0,0605	0,8010	1,8010	0,7452	3,2959	0,000437
3	0,00013	3,3091	0,000439	0,0077	0,0058	0,7535	0,0519	0,7866	1,7866	0,7481	3,3091	0,000439
4	0,00013	3,3214	0,000441	0,0077	0,0054	0,6965	0,0440	0,7734	1,7734	0,7509	3,3214	0,000441
5	0,00013	3,3327	0,000442	0,0077	0,0049	0,6392	0,0368	0,7614	1,7614	0,7535	3,3327	0,000442
6	0,00013	3,3430	0,000444	0,0077	0,0045	0,5817	0,0303	0,7506	1,7506	0,7558	3,3430	0,000444
7	0,00013	3,3523	0,000445	0,0077	0,0040	0,5241	0,0244	0,7408	1,7408	0,7579	3,3523	0,000445
8	0,00013	3,3607	0,000446	0,0077	0,0036	0,4663	0,0192	0,7321	1,7321	0,7598	3,3607	0,000446
9	0,00013	3,3681	0,000447	0,0077	0,0031	0,4083	0,0147	0,7245	1,7245	0,7615	3,3681	0,000447
10	0,00013	3,3745	0,000448	0,0077	0,0027	0,3502	0,0108	0,7180	1,7180	0,7629	3,3745	0,000448
11	0,00013	3,3800	0,000449	0,0077	0,0022	0,2920	0,0075	0,7125	1,7125	0,7642	3,3800	0,000449
12	0,00013	3,3844	0,000449	0,0077	0,0018	0,2337	0,0048	0,7080	1,7080	0,7652	3,3844	0,000449
13	0,00013	3,3879	0,000450	0,0077	0,0013	0,1754	0,0027	0,7045	1,7045	0,7660	3,3879	0,000450
14	0,00013	3,3904	0,000450	0,0077	0,0009	0,1170	0,0012	0,7020	1,7020	0,7665	3,3904	0,000450
15	0,00013	3,3918	0,000450	0,0077	0,0005	0,0585	0,0003	0,7005	1,7005	0,7669	3,3918	0,000450
Total			0,006673								11,3663	0,006673

Perda de carga nos orifícios de distribuição de água de lavagem aos filtros

Considerando os orifícios como distribuidores curtos, tem-se:

$$\beta = 1,67(1,73/3,36)^2 + 0,70 + 1 = 2,14$$

$$H_{\text{orifício}} = 2,143 (3,36)^2/2 \times 9,81 = 1,23 \text{ m}$$

Perda de carga total durante a lavagem

$$H_{\text{total durante a lavagem}} = 0,46 + 1,440 + 1,23 = 3,13 \text{ m}$$

Sistema de coleta da água de lavagem dos filtros descendentes

A coleta de água de lavagem em contracorrente será realizada por meio de duas canaletas instaladas na parede divisória entre cada filtro, sendo útil para ambos, conforme mostra o esquema apresentado nas Figuras 8.17 e 8.19.

- Vazão coletada pela canaleta: $Q = 0,0267 \text{ m}^3/\text{s}$
- Dimensões internas da canaleta:
 - comprimento: $B = 2,0 \text{ m}$;
 - largura: $C = 0,40 \text{ m}$;
 - altura: $0,35 \text{ m}$.
- Distância da soleira do vertedor até o início do meio filtrante: $2,30 \text{ m}$
- Distância da soleira do vertedor até o meio filtrante expandido: $2,00 \text{ m}$
- Lâmina de água sobre o vertedor lateral da canaleta:

$$H_{\text{vertedor canaleta}} = [Q/(1,838 \times B)]^{2/3} = 0,038 \text{ m}$$

- Lâmina de água máxima na posição a montante da canaleta:

$$H_{\text{canaleta}} = [Q/(1,3 \times C)]^{2/3} = 0,138 \text{ m} (< 0,35 \text{ m})$$

Verificação dos níveis de água e taxas de filtração nos filtros descendentes quando submetidos à taxa declinante

Conforme mencionado anteriormente, há possibilidade de os filtros descendentes da ETA utilizada como exemplo funcionarem com taxa declinante, para isso basta

que sejam abertas as três válvulas dos trechos que interligam as tubulações de alimentação dos quatro filtros do sistema (ver Figura 8.17).

A partir das equações de perda de carga como função da taxa de filtração, determinadas anteriormente (Equações 1, 2, 29 e 30), e aplicando-se o método gráfico descrito no Capítulo 2, conforme proposto por Mendes & Gabriel (2000), com o auxílio de planilhas de cálculo apresentadas nas Tabelas 8.14, 8.15 e 8.16, foram construídos os gráficos das Figuras 8.13 a 8.15, representativos das soluções, conforme as condições iniciais adotadas e fixando-se os valores da taxa máxima de filtração para o filtro mais limpo da bateria e do nível de água para lavagem do filtro mais sujo da bateria (N_2). A solução do problema é encontrada quando a taxa de filtração média obtida coincide com a desejada, conforme pode ser observado na segunda tentativa, representada pelos dados da Tabela 8.15 e pela Figura 8.14.

A Tabela 8.16 e a Figura 8.15 foram utilizadas para determinar o nível de água máximo operacional interno à câmara dos filtros (N_3), que poderia ocorrer durante a retirada do filtro mais sujo para lavagem, caso fosse possível continuar operando os demais durante essa operação. Neste exemplo isso não é possível, porém, bastariam algumas modificações na galeria de tubulações da saída dos filtros para que isso pudesse ocorrer.

Equacionamento utilizado:

$$H_{\text{antracito}} = 3,948 \times 10^{-4} T + 1,477 \times 10^{-7} \times T^2 \quad (\text{Eq. 1})$$

$$H_{\text{areia}} = 7,473 \times 10^{-4} T + 3,730 \times 10^{-7} \times T^2 \quad (\text{Eq. 2})$$

$$H_{\text{tubo}} = 0,214 + 9,81 \times 10^{-7} (T)^{1,85} \quad (\text{Eq. 29})$$

$$H_{\text{orifícios}} = 7,19 \times 10^{-7} T^2 \quad (\text{Eq. 30})$$

Utilizando-se os primeiros termos ($H = f(T) = kT$) das Equações 1 e 2, é possível determinar a perda de carga laminar nos materiais filtrantes quando limpos, denominada de “ H_{LAMINAR} ”. Essa perda de carga é a única que, além de ser função da taxa de filtração a que o filtro está sendo submetido (T), também sofre variação em função do tempo de operação do filtro e do respectivo aumento do teor de sólidos retidos nos vazios do meio filtrante, desde o momento em que o filtro entra limpo (recém-lavado) em operação, cujos valores podem ser determinados pela Equação 31 (com $k = 1,141 \times 10^{-3}$), até o momento em que esse mesmo filtro deve ser retirado para lavagem (neste exemplo, com quatro filtros na bateria, “(k****)”,

após quatro subidas sucessivas do nível de água N_1 até o nível de água N_2). O método gráfico permite a obtenção dos valores de “(k*)”, “(k**)””, “(k***)” e “(k****)”, ou mesmo de outros valores, caso o número de filtros presentes na bateria fosse maior.

Os segundos termos ($H = f(T^2)$) das mesmas equações são praticamente desprezíveis quando comparados aos primeiros, e, apesar de representarem parcela da perda de carga decorrente da passagem da água pelos materiais filtrantes, por simplificação, poderiam ser desprezados ou, conforme realizado neste exemplo, incorporados na chamada perda de carga turbulenta “ $H_{TURBULENTA}$ ”, considerada invariável com o tempo de operação do filtro e o correspondente aumento da retenção de sólidos neste, sendo função única e exclusivamente da taxa de filtração (T) a que o filtro está sendo submetido. Desta forma, a perda de carga total em um dos filtros, quando limpo, é representada pela soma das duas equações e, nas Tabelas 8.13 a 8.15, denominada de “ H_{TOTAL} ”. Essas equações são:

$$H_{LAMINAR} = 1,141 \times 10^{-3} T \quad (\text{Eq. 31})$$

$$H_{TURBULENTA} = 0,214 + 9,81 \times 10^{-7} T^{1,85} + 1,24 \times 10^{-6} \times T^2 \quad (\text{Eq. 32})$$

$$H_{TOTAL} = 0,214 + 1,141 \times 10^{-3} T + 9,81 \times 10^{-7} T^{1,85} + 1,24 \times 10^{-6} \times T^2 \quad (\text{Eq. 33})$$

A representação gráfica dessas equações permite obter o valor do nível de água N_{If} (nível de água mínimo operacional na câmara do filtro, quando um filtro limpo é recolocado em funcionamento na bateria) diretamente do gráfico, desde que seja adotado limite desejável para a taxa de filtração máxima no filtro que entra limpo em funcionamento (neste exemplo = 400 m/d), por meio do cruzamento entre a curva de perda de carga total (“ H_{TOTAL} ”) e o valor da taxa máxima adotada (no caso da Figura 8.13, um pouco acima do ponto “1”).

A partir do conhecimento do N_{If} , calcula-se “ $N_{If} - H_{TURBULENTA}$ ”, e determina-se o ponto “0”, correspondente ao momento em que o filtro recém-lavado entra em operação no sistema. Adotando-se um nível de água qualquer para a lavagem (N_{2f}), determinam-se “ $N_{2f} - H_{TURBULENTA}$ ” e o ponto “1”, correspondente ao momento em que o filtro mais limpo da bateria atinge o nível de água N_{2f} e encontra-se submetido a uma perda de carga “ $H_{LAMINAR}^*$ ”, facilmente determinada pelo valor de “(k*)”, obtido gráfica ou algebricamente. Os demais pontos de funcionamento do filtro, conforme ocorram as sucessivas elevações de nível e respectivas lavagens dos filtros mais sujos da bateria, são facilmente determinados, conforme descrito no Capítulo 2.

Tabela 8.14 Planilha de cálculo para determinação das taxas de filtração e níveis de água nos filtros descendentes submetidos à operação com taxa declinante, utilizando-se o método gráfico proposto por Mendes & Gabriel (2000), admitindo-se como dados iniciais o valor máximo da taxa do filtro limpo igual a 400 m³/m²/d e nível de água (N_j) para lavagem do filtro mais sujo igual a 1,40 m.

Carga hidráulica (m)	Primeira tentativa T4 = 102; T3 = 164; T2 = 260; T1 = 400										T Média = 231,5 m ³ /m ² /d										
	0,00	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1,00	1,10	1,20	1,30	1,40	1,50	1,60	1,70	1,80	1,90	2,00
Taxa de filtração (m ³ /m ² /d)	0	25	50	75	100	125	150	175	200	225	250	275	300	325	350	375	400	425	450	475	500
H laminar (m)	0,00	0,03	0,06	0,09	0,11	0,14	0,17	0,20	0,23	0,26	0,29	0,31	0,34	0,37	0,40	0,43	0,46	0,49	0,51	0,54	0,57
H turbulenta (m)	0,21	0,22	0,22	0,22	0,23	0,24	0,25	0,27	0,28	0,30	0,32	0,34	0,36	0,39	0,42	0,45	0,48	0,51	0,54	0,58	0,62
H total (m)	0,21	0,24	0,28	0,31	0,35	0,38	0,42	0,47	0,51	0,56	0,60	0,65	0,71	0,76	0,82	0,87	0,93	0,99	1,06	1,12	1,19
N ₁	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
N ₁ – Turb	0,72	0,72	0,71	0,71	0,70	0,69	0,68	0,67	0,65	0,63	0,61	0,59	0,57	0,54	0,52	0,49	0,46	0,42	0,39	0,35	0,31
N ₂	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40
N ₂ – Turb	1,19	1,18	1,18	1,18	1,17	1,16	1,15	1,13	1,12	1,10	1,08	1,06	1,04	1,01	0,98	0,95	0,92	0,89	0,86	0,82	0,78
H laminar* (m)	0,00	0,05	0,11	0,16	0,22	0,27	0,33	0,38	0,44	0,49	0,55	0,60	0,66	0,71	0,76	0,82	0,87	0,93	0,98	1,04	1,09
H laminar** (m)	0,00	0,09	0,19	0,28	0,37	0,46	0,56	0,65	0,74	0,84	0,93	1,02	1,11	1,21	1,30	1,39	1,49	1,58	1,67	1,76	1,86
H laminar*** (m)	0,00	0,15	0,30	0,46	0,61	0,76	0,91	1,06	1,21	1,37	1,52	1,67	1,82	1,97	2,12	2,28	2,43	2,58	2,73	2,88	3,03

Observação:

1. Fixou-se a taxa máxima T1 = 400 m³/m²/d e adotou-se N₂ = 1,40 m.
2. H laminar*, H laminar** e H laminar*** correspondem às perdas de carga no material filtrante após as sucessivas elevações do nível de água entre as lavagens dos demais filtros da bateria. As perdas de cargas laminares (material filtrante – H laminar* ** ***) são determinadas a partir do método gráfico apresentado na Figura 8.13, considerando-se que durante a lavagem de um filtro não ocorra alteração significativa no coeficiente de permeabilidade dos materiais filtrantes.

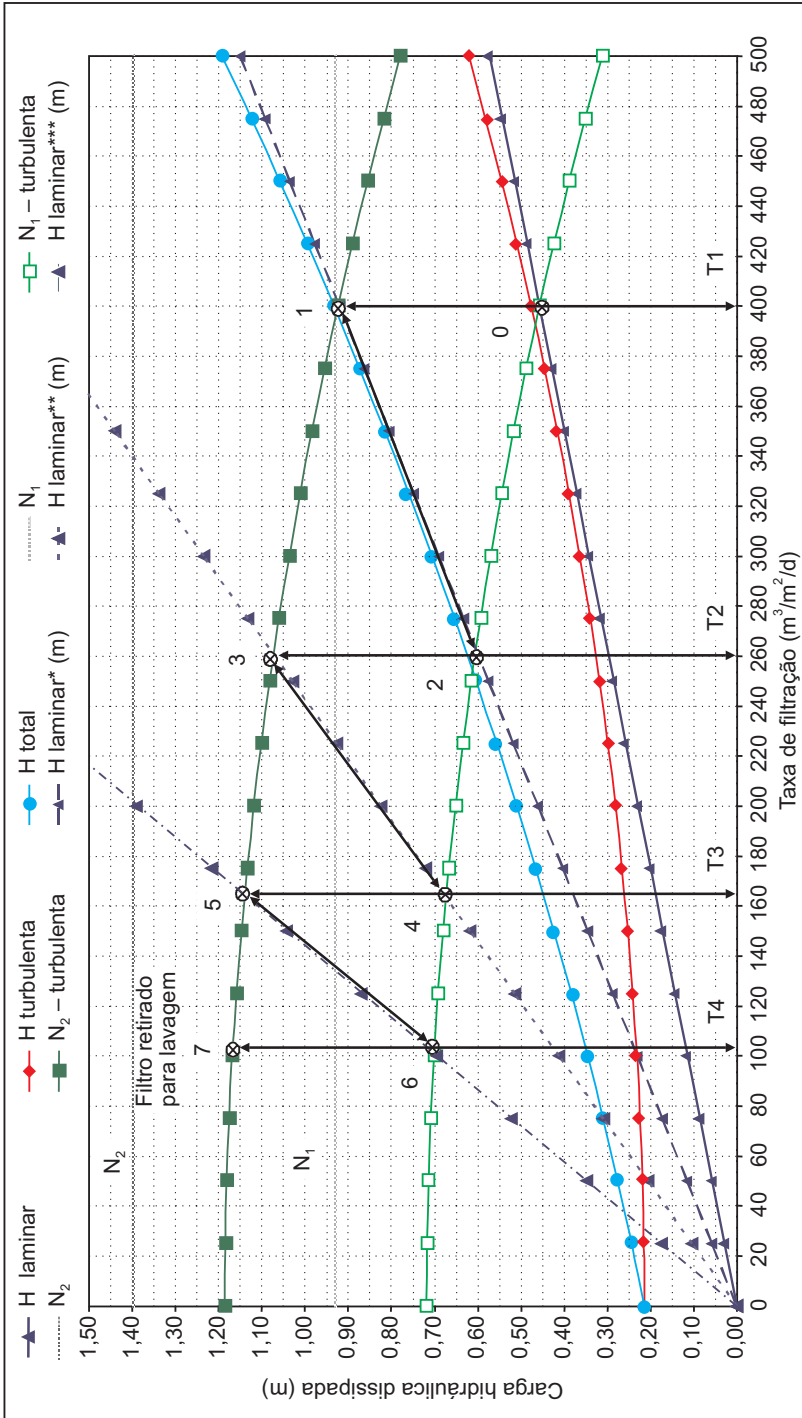


Figura 8.13 Método gráfico proposto por Mendes & Gabriel (2000) para determinação de taxas de filtração e níveis de água nos filtros da ETA utilizada como exemplo de dupla filtração, considerando-se a taxa de filtração máxima igual a 400 m³/m²/d e N₂ = 1,40 m. (T média resultante = 231,5 m/d < 240 m/d → N₂ admitido é superior ao valor correto.)

Tabela 8.15 Planilha de cálculo para determinação das taxas de filtração e níveis de água nos filtros descendentes submetidos à operação com taxa declinante, utilizando-se o método gráfico proposto por Mendes & Gabriel (2000), admitindo-se como dados iniciais o valor máximo da taxa do filtro limpo igual a 400 m³/m²/d e nível de água (N₂) para lavagem do filtro mais sujo igual a 1,35 m.

Segunda tentativa		T4 = 112; T3 = 177; T2 = 271; T1 = 400										Tmédia = 240 m ³ /m ² /d										
		0,00	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1,00	1,10	1,20	1,30	1,40	1,50	1,60	1,70	1,80	1,90	2,00
Carga hidráulica (m)																						
Taxa de filtração (m ³ /m ² /d)	0	25	50	75	100	125	150	175	200	225	250		300	325	350	375	400	425	450	475	500	
H laminar (m)	0,00	0,03	0,06	0,09	0,11	0,14	0,17	0,20	0,23	0,26	0,29	0,31	0,34	0,37	0,40	0,43	0,46	0,49	0,51	0,54	0,57	
H turbulenta (m)	0,21	0,22	0,22	0,22	0,23	0,24	0,25	0,27	0,28	0,30	0,32	0,34	0,36	0,39	0,42	0,45	0,48	0,51	0,54	0,58	0,62	
H total (m)	0,21	0,24	0,28	0,31	0,35	0,38	0,42	0,47	0,51	0,56	0,60	0,65	0,71	0,76	0,82	0,87	0,93	0,99	1,06	1,12	1,19	
N ₁	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	
N ₁ - turb	0,72	0,72	0,71	0,71	0,70	0,69	0,68	0,67	0,65	0,63	0,61	0,59	0,57	0,54	0,52	0,49	0,46	0,42	0,39	0,35	0,31	
N ₂	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	
N ₂ - turb	1,14	1,13	1,13	1,13	1,12	1,11	1,10	1,08	1,07	1,05	1,03	1,01	0,99	0,96	0,93	0,90	0,87	0,84	0,81	0,77	0,73	
H laminar* (m)	0,00	0,05	0,11	0,16	0,22	0,27	0,33	0,38	0,44	0,49	0,55	0,60	0,66	0,71	0,76	0,82	0,87	0,93	0,98	1,04	1,09	
H laminar** (m)	0,00	0,09	0,19	0,28	0,37	0,46	0,56	0,65	0,74	0,84	0,93	1,02	1,11	1,21	1,30	1,39	1,49	1,58	1,67	1,76	1,86	
H laminar*** (m)	0,00	0,15	0,30	0,46	0,61	0,76	0,91	1,06	1,21	1,37	1,52	1,67	1,82	1,97	2,12	2,28	2,43	2,58	2,73	2,88	3,03	

Observação: 1. Fixou-se a taxa máxima T1 = 400 m³/m²/d e adotou-se N₂ = 1,35 m.

2. H laminar*; H laminar** e H laminar*** correspondem às perdas de carga no material filtrante após as sucessivas elevações do nível de água entre as lavagens dos demais filtros da bateria.

As perdas de carga laminares (material filtrante - H laminar* ** ***) são determinadas a partir do método gráfico apresentado na Figura 8.14, considerando-se que durante a lavagem de um filtro não ocorra alteração significativa no coeficiente de permeabilidade dos materiais filtrantes.

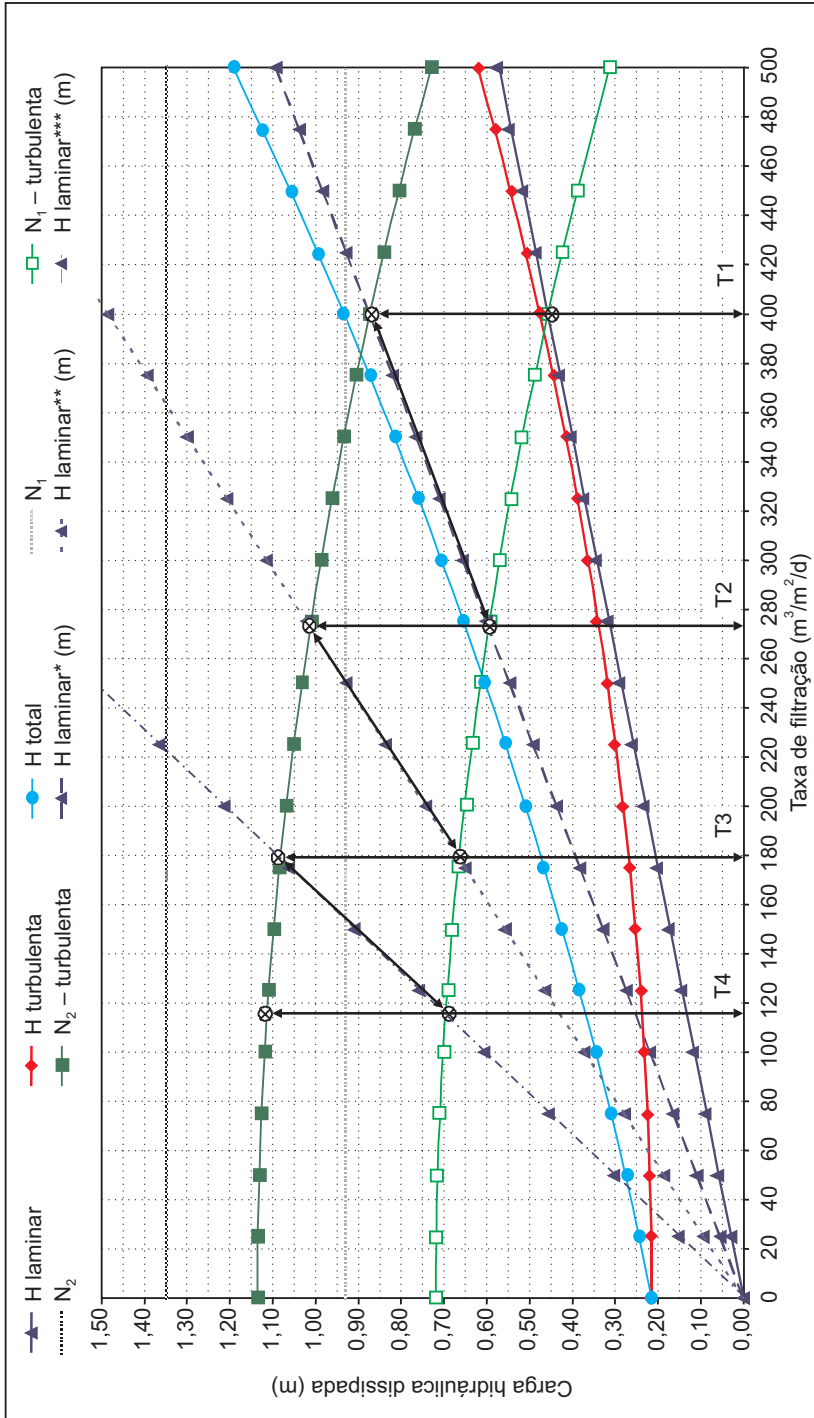


Figura 8.14 Método gráfico proposto por Mendes & Gabriel (2000) para determinação de taxas de filtração e níveis de água nos filtros da ETA utilizada como exemplo de dupla filtração, considerando-se a taxa de filtração máxima igual a 400 m³/m²/d e N₂ = 1,35 m. (T média resultante = 240 m/d → N₂ admitido é o valor correto para o caso em questão.)

Tabela 8.16 Planilha de cálculo para determinação das taxas de filtração e níveis de água nos filtros descendentes submetidos à operação com taxa declinante, utilizando-se o método gráfico proposto por Mendes & Gabriel (2000), admitindo-se como dados iniciais o valor máximo da taxa do filtro limpo igual a $400 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$, nível de água (N_2) para lavagem do filtro mais sujo igual a 1,35 m e nível de água (N_3) de equilíbrio (Qafluente = Qefluente) máximo nos filtros em operação igual a 1,53 m.

Taxas de filtração:		T4 = 112; T3 = 177; T2 = 271; T1 = 400										T1' = 448; T2' = 309; T3' = 203 ($\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$)									
Carga hidráulica (m)	0,00	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50	0,60	0,70	0,80	0,90	1,00	1,10	1,20	1,30	1,40	1,50	1,60	1,70	1,80	1,90	2,00
Taxa de filtração ($\text{m}^3/\text{m}^2/\text{d}$)	0	25	50	75	112	125	150	175	200	225	250	275	300	325	350	375	400	425	450	475	500
H laminar (m)	0,00	0,03	0,06	0,09	0,13	0,14	0,17	0,20	0,23	0,26	0,29	0,31	0,34	0,37	0,40	0,43	0,46	0,49	0,51	0,54	0,57
H turbulenta (m)	0,21	0,22	0,22	0,22	0,24	0,24	0,25	0,27	0,28	0,30	0,32	0,34	0,36	0,39	0,42	0,45	0,48	0,51	0,54	0,58	0,62
H total (m)	0,21	0,24	0,28	0,31	0,36	0,38	0,42	0,47	0,51	0,56	0,60	0,65	0,71	0,76	0,82	0,87	0,93	0,99	1,06	1,12	1,19
N_1	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
$N_1 - \text{turb}$	0,72	0,72	0,71	0,71	0,70	0,69	0,68	0,67	0,65	0,63	0,61	0,59	0,57	0,54	0,52	0,49	0,46	0,42	0,39	0,35	0,31
N_2	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35
$N_2 - \text{turb}$	1,14	1,13	1,13	1,13	1,11	1,11	1,10	1,08	1,07	1,05	1,03	1,01	0,99	0,96	0,93	0,90	0,87	0,84	0,81	0,77	0,73
N_3	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53
$N_3 - \text{turb}$	1,32	1,31	1,31	1,31	1,29	1,29	1,28	1,26	1,25	1,23	1,21	1,19	1,17	1,14	1,11	1,08	1,05	1,02	0,99	0,95	0,91
H laminar* (m)	0,00	0,05	0,11	0,16	0,24	0,27	0,33	0,38	0,44	0,49	0,55	0,60	0,66	0,71	0,76	0,82	0,87	0,93	0,98	1,04	1,09
H laminar** (m)	0,00	0,09	0,19	0,28	0,42	0,46	0,56	0,65	0,74	0,84	0,93	1,02	1,11	1,21	1,30	1,39	1,49	1,58	1,67	1,76	1,86
H laminar*** (m)	0,00	0,15	0,30	0,46	0,68	0,76	0,91	1,06	1,21	1,37	1,52	1,67	1,82	1,97	2,12	2,28	2,43	2,58	2,73	2,88	3,03

Observação:

1. Fixou-se a taxa máxima $T1 = 400 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{d}$ e adotou-se $N_2 = 1,35 \text{ m}$ e $N_3 = 1,53 \text{ m}$.
 2. H laminar*; H laminar** e H laminar*** correspondem às perdas de carga no material filtrante após as sucessivas elevações do nível de água entre as lavagens dos demais filtros da bateria.
- As perdas de carga laminares (material filtrante – H laminar* ** ***) são determinadas a partir do método gráfico apresentado na Figura 8.15, considerando-se que durante a lavagem de um filtro não ocorra alteração significativa no coeficiente de permeabilidade dos materiais filtrantes.

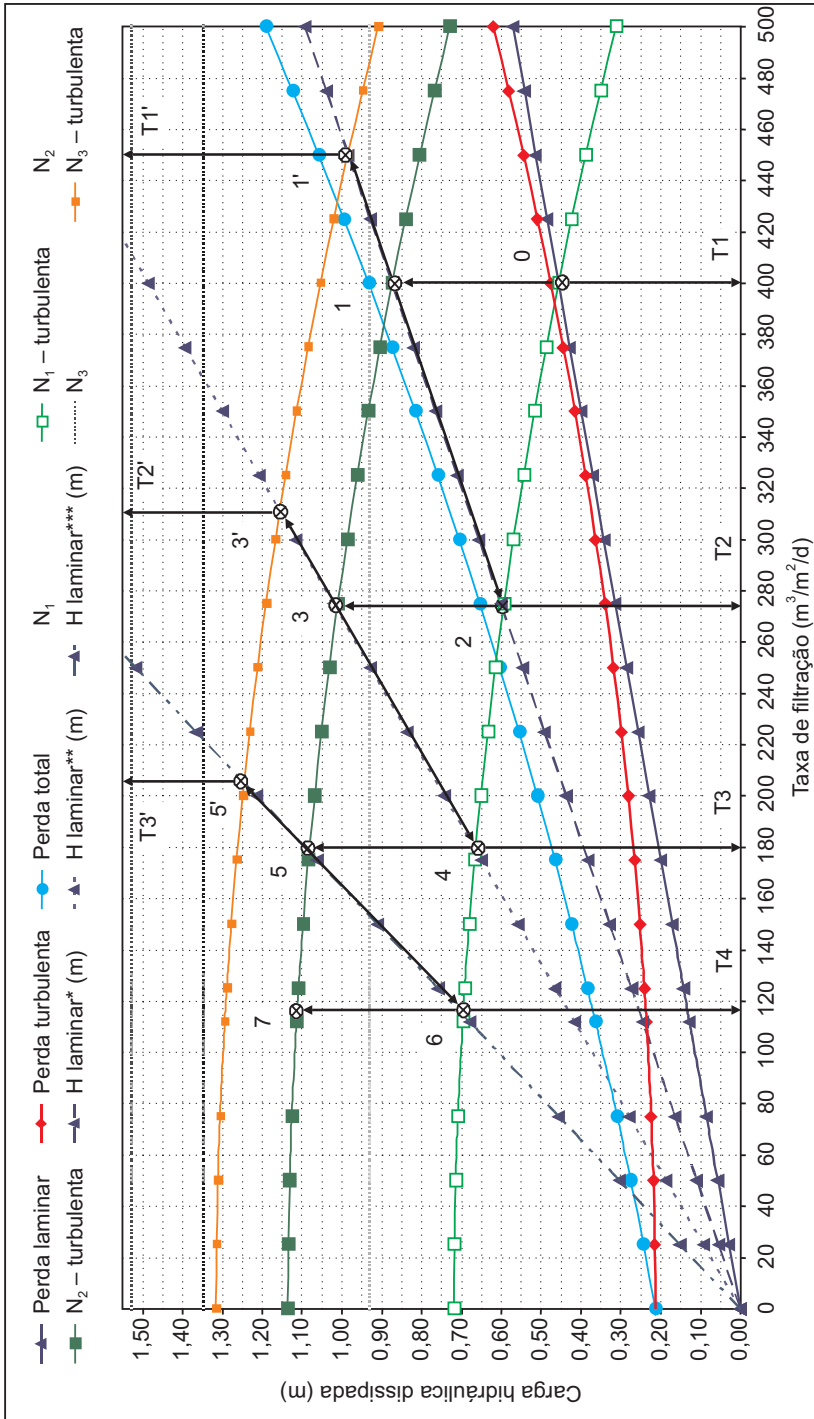


Figura 8.15 Método gráfico proposto por Mendes & Gabriel (2000) para determinação de taxas de filtração e níveis de água nos filtros da ETA utilizada como exemplo de dupla filtração, considerando-se a taxa de filtração máxima igual a 400 m³/m²/d, $N_2 = 1,35$ m e $N_3 = 1,53$ m. (T média resultante = 240 m/d $\rightarrow N_2$ e N_3 admitidos são os valores corretos para o caso em questão.)

Plantas, Cortes e Detalhes da ETA Exemplo de Dupla Filtração

As Figuras 8.16 a 8.19 apresentam os desenhos de plantas, cortes e detalhes da ETA de dupla filtração utilizada no exemplo desenvolvido.

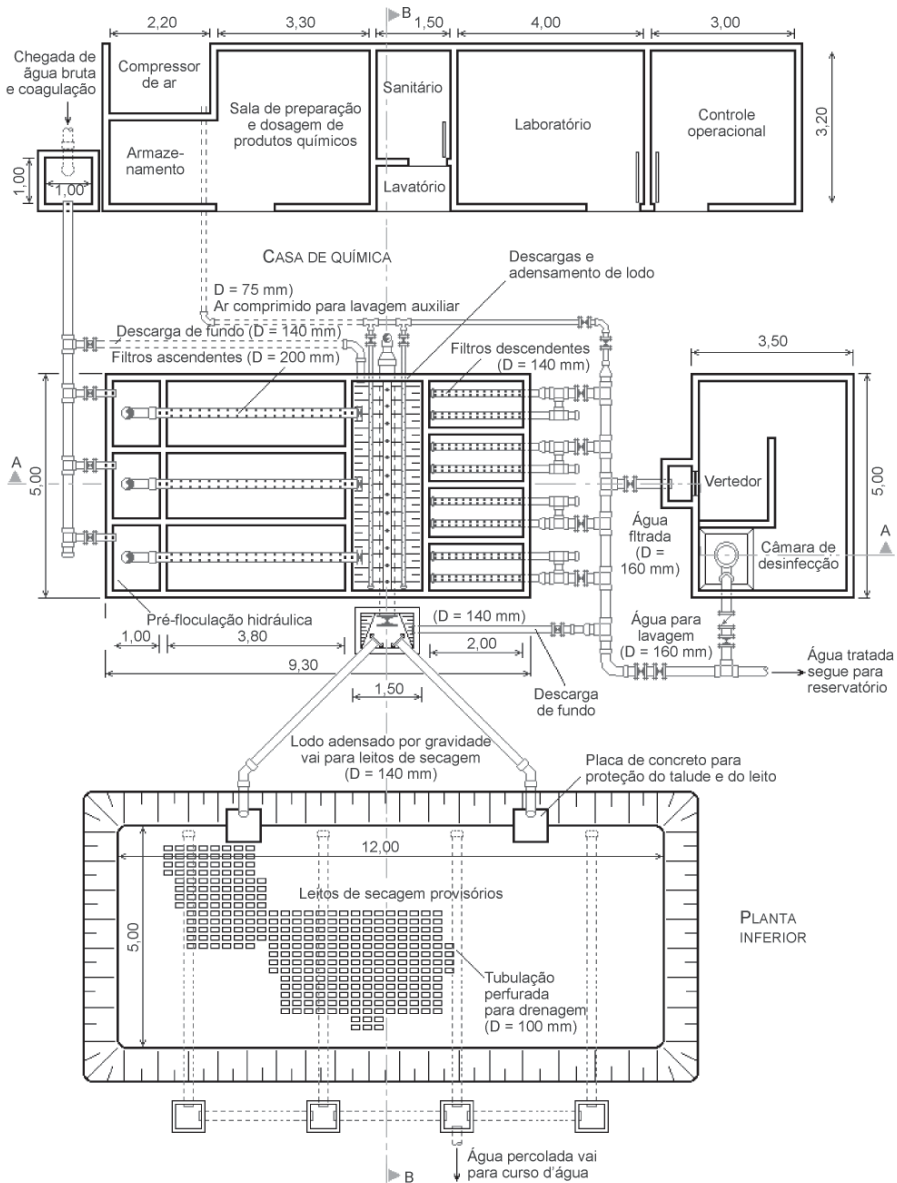


Figura 8.16 Planta geral inferior das unidades da ETA.

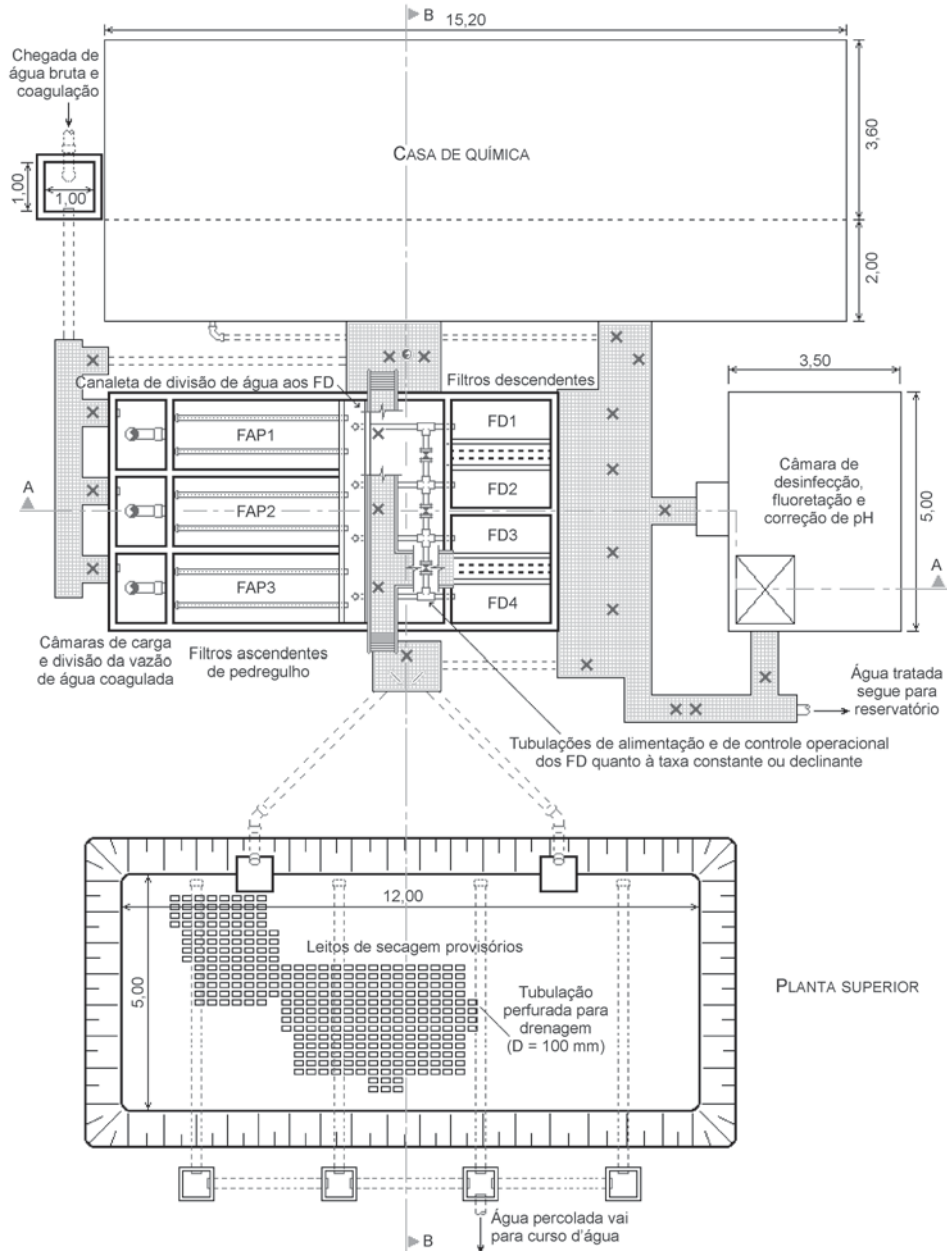


Figura 8.17 Planta geral superior das unidades da ETA.

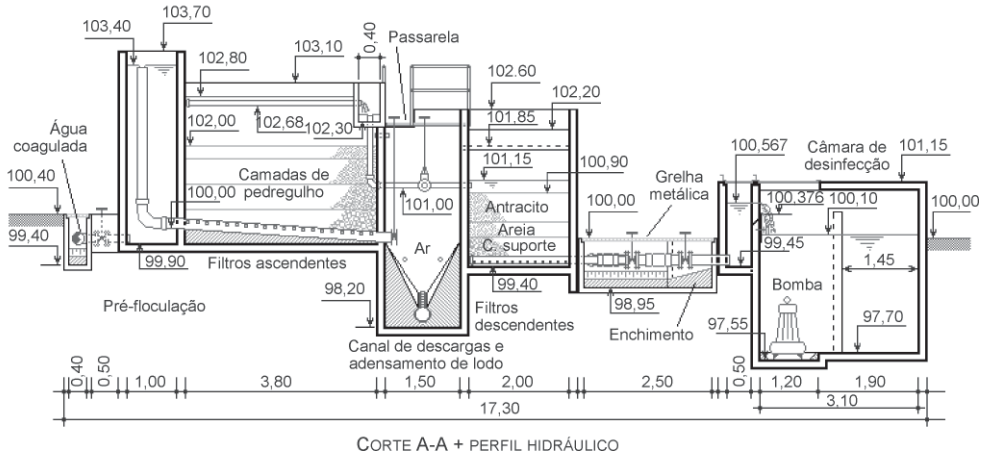


Figura 8.18 Corte longitudinal das unidades e perfil hidráulico.

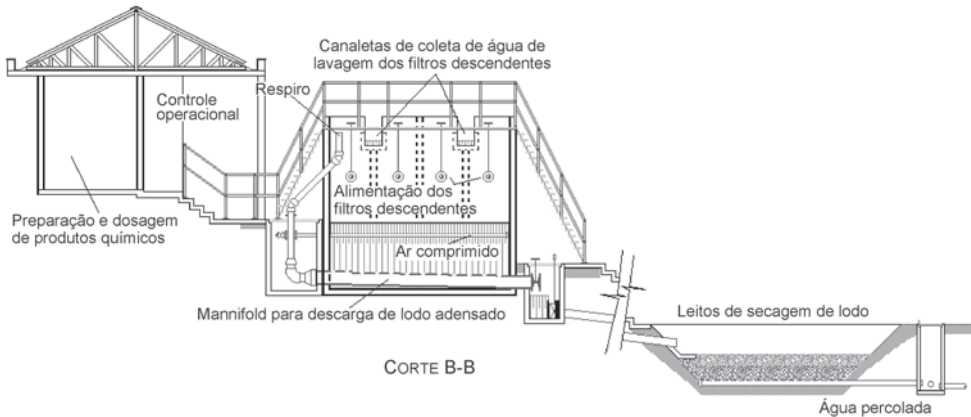


Figura 8.19 Corte transversal das unidades da ETA.

Exemplo de Custos e Problemas Operacionais e Perdas de Água no Processo de Tratamento de Água por Dupla Filtração em ETA em Escala Real

O levantamento de dados operacionais de uma ETA em escala real do tipo dupla filtração foi realizado nas instalações existentes e utilizadas para produção de água potável para uma indústria de abate de frangos. Essa ETA é muito semelhante à

utilizada como exemplo de dimensionamento, sendo composta de dois módulos com capacidade nominal de 30 m³/hora, cada um constituído de câmara de carga e divisão de água coagulada, filtro ascendente de pedregulho provido de sistema de descarga de fundo e dois filtros descendentes de camada dupla, submetidos à taxa de filtração constante e lavagens com ar e água.

Como objetivos principais levantaram-se os custos de operação e manutenção da instalação e os parâmetros operacionais, como tipos de produtos químicos e dosagens para a coagulação da água bruta e tratada, pH de coagulação e intermitência entre descargas de fundo e lavagens dos filtros, bem como a determinação das perdas de água decorrentes de cada um dos procedimentos de limpeza e lavagens dos filtros.

Características das instalações e parâmetros de projeto da ETA

A ETA é composta de unidades dispostas conforme mostrado no fluxograma da Figura 8.20, que também apresenta os pontos de aplicação de produtos químicos.

As Figuras 8.21, 8.22 e 8.24 fornecem o detalhamento das instalações e unidades que compõem a ETA em plantas e cortes, cujas características principais são:

- *Medição de vazão*: é executada na saída de água filtrada em vertedor triangular, também utilizado para ajuste do nível de água mínimo nos filtros descendentes.
- *Câmara de mistura rápida*: unidade de formato retangular em planta, com dimensões internas de 0,60 x 1,00 m e altura útil de 2,80 m, que recebe a vazão total afluyente à ETA por descarga em queda livre da adutora, cuja energia dissipada é aproveitada para mistura rápida do coagulante aplicado por meio de malha difusora instalada no jato de água. Permite o escoamento da água coagulada em sentido descendente até passagens de fundo, instaladas lateralmente (2 x 0,30 x 0,20 m, de cada lado), que dão acesso às câmaras de carga e divisão da água coagulada aos filtros ascendentes. A aplicação de produto auxiliar de floculação é feita imediatamente a montante das passagens entre as câmaras.
- *Câmaras de carga e divisão da água coagulada*: iniciam cada um dos dois módulos em paralelo da ETA, recebendo a água coagulada em posição inferior e permitindo o escoamento da água, já em processo de floculação, no sentido ascendente. As dimensões internas, em planta, destas câmaras são iguais a 1,65 x 1,00 m, com altura útil de 2,70 m, volume útil de 4,46 m³ e período de floculação de 8,9 minutos para uma vazão afluyente de 30 m³/hora em cada câmara.

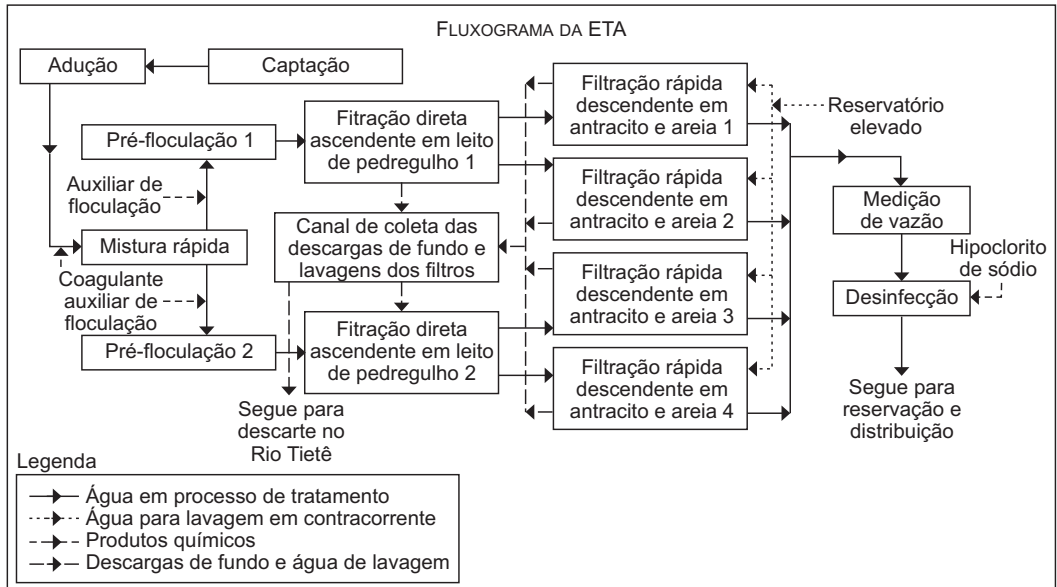


Figura 8.20 Fluxograma da ETA e pontos de aplicação de produtos químicos.

- *Filtros ascendentes em pedregulho*: são alimentados por meio de tubulação (200 mm) perfurada (2 linhas de 20 orifícios de 3/4"), instalada no fundo, percorrendo todo o comprimento do filtro. Essa tubulação recebe a vazão de água coagulada em sua extremidade a montante pelo vertedor tipo tulipa, provido de ajuste de altura para permitir variações da vazão afluyente a cada um dos dois filtros. Nessa mesma tubulação, em sua extremidade a jusante (com acesso ao canal de descargas), foi instalada uma válvula borboleta, cuja manobra de abertura faz com que o fluxo no filtro em questão seja invertido, iniciando-se, assim, o procedimento de descarga de fundo do mesmo. A declividade longitudinal de 2,5% imposta a essa tubulação, mostra-se suficiente para veicular o escoamento da água com lâmina inferior ao diâmetro, permitindo que os orifícios, durante as operações de descarga de fundo, funcionem com descarga livre ao longo de todo o comprimento do filtro. As dimensões do filtro são iguais a 2,01 x 3,00 m (em planta), com 2,30 m de altura útil que, para a vazão de 30 m³/h, corresponderia a uma taxa de filtração de 119,4 m/dia. Cada filtro é preenchido com quatro camadas de pedregulho sobrepostas com granulometria decrescente no sentido do fluxo de tratamento, assim constituídas: 0,50 m de 2 1/2" a 4"; 0,50 m de 1 1/2" a 2 1/2"; 0,50 m de 3/4" a 1 1/2" e 0,30 m de 1/2" a 3/4". Entre a segunda e a terceira camadas de

pedregulhos foram instaladas tubulações de diâmetro igual a $\frac{1}{2}$ ", providas de orifícios para distribuição de ar a fim de auxiliar na limpeza durante as descargas de fundo ou durante períodos de limpezas semanais das unidades de tratamento. A coleta de água filtrada é feita por meio de duas tubulações (100 mm) providas de 70 orifícios de $\frac{3}{4}$ ", instaladas na parte superior de cada filtro, cada uma responsável pela alimentação de um filtro descendente.

- *Filtros descendentes de antracito e areia:* são constituídos das seguintes camadas de materiais filtrantes: antracito, com grãos de 0,71 a 2,40 mm, de tamanho efetivo entre 0,9 e 1,3 mm, CD inferior a 1,5 e espessura igual a 0,60 m; areia, com grãos de 0,42 a 2,00 mm, tamanho efetivo entre 0,5 e 0,6 mm, CD inferior a 1,5 e espessura da camada de 0,25 m; pedregulho, com grãos dispostos nas seguintes camadas do sentido descendente: 0,10 m de 25,4 a 50 mm; 0,05 m de 12,7 a 25,4 mm; 0,05 m de 6,4 a 12,7 mm; 0,10 m de 3,2 a 6,4 mm; 0,05 m de 6,4 a 12,7 mm; 0,05 m de 12,7 a 25,4 mm e 0,10 m de 25,4 a 50 mm, totalizando espessura de 0,50 m. A drenagem de água filtrada e a distribuição de água de lavagem ocorrem por meio de duas tubulações (140 mm) perfuradas com 2 linhas de orifícios de $\frac{1}{2}$ " a cada 0,13 m, instaladas no fundo de cada filtro. A coleta de água de lavagem em contracorrente é realizada por meio de canaleta única, instalada na parede divisória entre cada filtro, sendo útil para ambos. A área útil de cada filtro corresponde a 2,78 m², com taxa de filtração de, aproximadamente, 129,4 m/dia. A carga hidráulica útil máxima, disponível para retenção de impurezas, corresponde a 1,00 m, considerando-se que o nível de água mínimo operacional seja de 0,30 m acima da camada de antracito. A galeria de tubulações dos filtros foi concebida de forma simplificada, tendo em vista a premissa de funcionamento intermitente do sistema, com paralisações nos períodos noturnos. Desta forma, a lavagem dos filtros exige a paralisação de todo o sistema.
- *Caixas e canal coletor de descargas e lavagens:* conforme pode ser visualizado nas figuras apresentadas, entre cada filtro ascendente e dois filtros descendentes há uma caixa de coleta de descargas que permite o recebimento da água de lavagem dos dois filtros descendentes, além da descarga de fundo do filtro ascendente. Ambas as caixas dão acesso a um canal de coleta geral das descargas da ETA, recebendo também as descargas de fundo dos quatro filtros descendentes e da câmara de mistura rápida e pré-floculadores, utilizadas por ocasião de manutenções do sistema.
- *Vertedor de água filtrada e poço de sucção:* a tubulação (160 mm) geral de saída de água filtrada dá acesso à câmara provida de vertedor triangular ajustável, utilizado para medição da vazão final produzida e aplicação de hipoclorito

de sódio e ácido fluossilícico para as operações de desinfecção e fluoretação, respectivamente. Outra finalidade do vertedor é o ajuste do nível de água mínimo operacional dos filtros descendentes, por ocasião do início de funcionamento após o procedimento de lavagem. A água tratada é armazenada em poço de sucção provido de bomba submersível, utilizada para recalque ao reservatório de água para lavagem dos filtros e distribuição de água potável para a indústria.

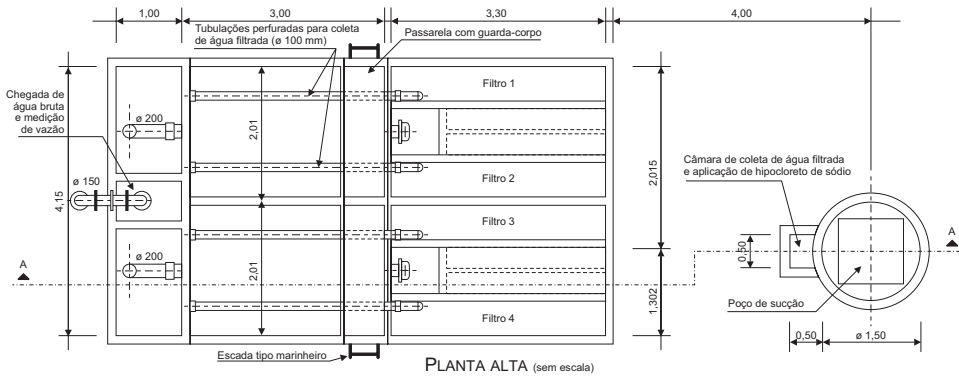


Figura 8.21 Planta alta da ETA de dupla filtração com capacidade nominal de 60 m³/h.

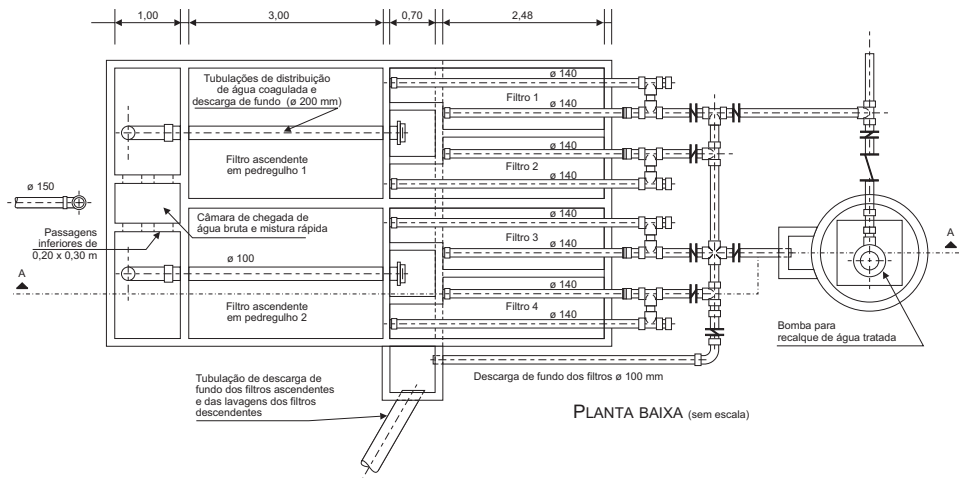


Figura 8.22 Planta baixa da ETA de dupla filtração para abastecimento industrial.

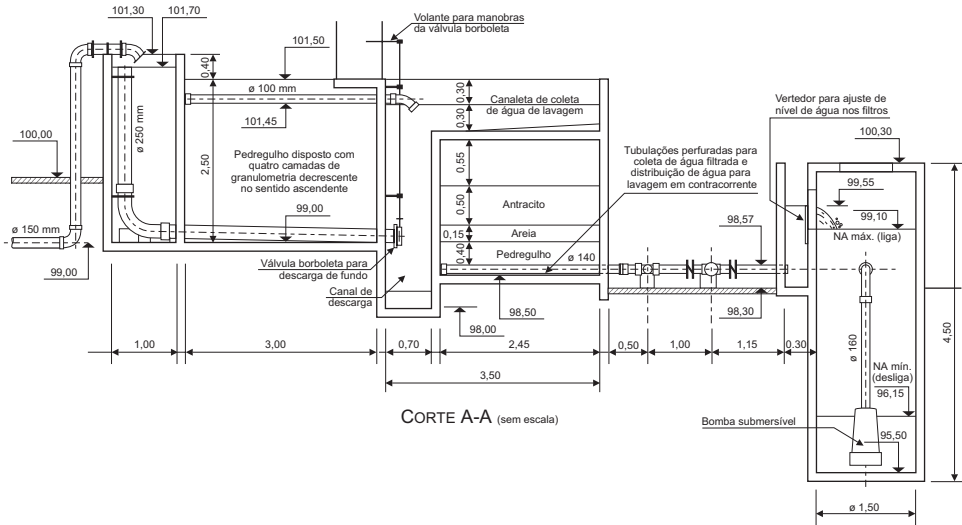


Figura 8.23 Corte longitudinal da ETA de dupla filtração para abastecimento industrial.

Na Figura 8.24 são apresentadas a vista geral lateral de toda a ETA e a Casa de Química. Nas Figuras 8.25 a 8.31 são mostrados detalhes das instalações, respectivamente: (i) sistemas de preparação e dosagens de hidroxicloreto de alumínio (utilizado como coagulante) e de hipoclorito de sódio, utilizado como pré e pós-desinfetante; (ii) adutora de chegada de água bruta e câmara de preparação e dosagem de polieletrólito; (iii) unidade de mistura rápida (central) e câmaras de carga com anteparos para evitar a entrada de materiais flutuáveis nos vertedores tulipa de alimentação dos filtros ascendentes de pedregulho; (iv) filtros descendentes e canaleta única (para cada dois filtros) de coleta de água de lavagem; (v) caixa de descargas e dispositivos de manobra das válvulas de descarga de fundo dos filtros ascendentes; (vi) galeria de tubulações dos filtros descendentes; e (vii) vertedor final de água filtrada e pontos de aplicação de água clorada e ácido fluossilícico na entrada do poço de sucção de água tratada.



Figura 8.24 Vista geral da ETA de dupla filtração para abastecimento industrial e Casa de Química.

Características Operacionais da ETA

As Tabelas 8.17 e 8.18 e as Figuras 8.32 a 8.35 apresentam informações das condições operacionais, em que foram constatadas grandes diferenças em relação ao projeto de concepção.

Tabela 8.17 Dados operacionais dos filtros da ETA de dupla filtração (data da leitura: 28/5/2002).

Vazões efluentes dos filtros ascendentes				Vazões afluentes aos filtros descendentes				Vazão total afluente à ETA
FAP1		FAP2		FD1	FD2	FD3	FD4	
coletor 1 8,5 m ³ /h	coletor 2 25,7 m ³ /h	coletor 3 14,7 m ³ /h	coletor 4 15,3 m ³ /h	8,5 m ³ /h	25,7 m ³ /h	14,7 m ³ /h	15,3 m ³ /h	64,2 m ³ /h
Vazão total 34,2 m ³ /h				Área útil de cada FD = 2,77 m ²				
Vazão total 30,0 m ³ /h				Taxa de filtração 73,6 m/dia	Taxa de filtração 222,7 m/dia	Taxa de filtração 127,4 m/dia	Taxa de filtração 132,6 m/dia	
Área útil de cada FAP = 6 m ²				% da vazão total afluente à ETA				
taxa de filtração 136,8 m/dia		taxa de filtração 120,0 m/dia		13,2	40,0	22,9	23,8	



Figura 8.25 Sistema de dosagem de PAC e hipoclorito de sódio.



Figura 8.26 Chegada de água bruta e sistema de preparação e dosagem de polieletrólito.

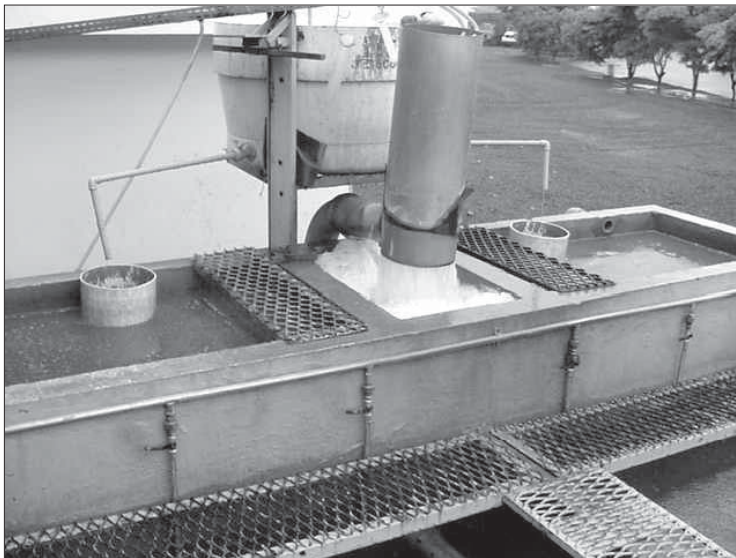


Figura 8.27 Mistura rápida e câmaras de alimentação dos filtros ascendentes de pedregulho.



Figura 8.28 Filtros descendentes e canaleta de coleta de água de lavagem.



Figura 8.29 Saída da água de lavagem dos filtros descendentes.

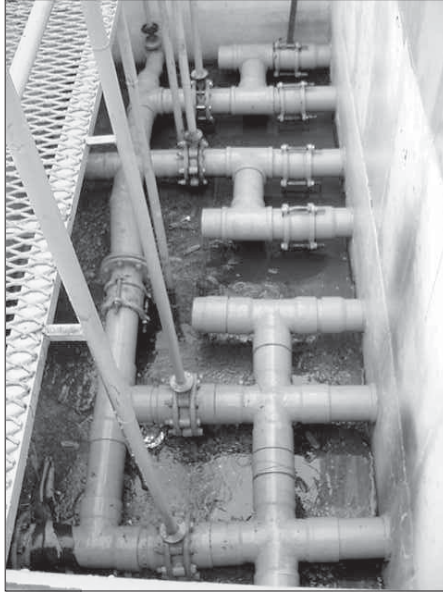


Figura 8.30 Galeria de tubulações dos filtros descendentes.



Figura 8.31 Poço de sucção e entrada de água filtrada.

Tabela 8.18 Caracterização de amostras de água coletadas na ETA.

Amostras	Variáveis																		
	TC (ppm)	IC (ppm)	OC (ppm)	T (rT)	CV (uH)	CA (uH)	Al ³⁺ (mg/L)	F (mg/L)	ST (mg/L)	STF (mg/L)	STV (mg/L)	SST (mg/L)	SSF (mg/L)	SSV (mg/L)	SDT (mg/L)	SDF (mg/L)	SDV (mg/L)	CT (/100 ml)	CF (/100 ml)
Água bruta	28,50	22,32	6,18	16,8	36	117	-	-	280	160	120	20	0	20	260	160	100	1,07 x 10 ³	-
Filtrada (F. ascendente)	28,11	22,27	5,84	1,07	19	46	0,088	0,21	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3,45 x 10 ³	2,0 x 10
Filtrada (F. descendente)	24,64	19,72	4,82	0,43	20	44	0,013	0,22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1,12 x 10 ³	<1,0
Após cloração	24,94	19,74	5,2	0,45	18	38	0,009	0,21	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2,05 x 10 ²	<1,0
Água lavagem - ar (FA)	29,24	19,72	9,52	-	-	-	-	-	620	360	260	340	200	140	280	160	120	-	-
Água descarga (F. ascendente)	35,12	19,32	15,8	-	-	-	-	-	1100	640	460	840	500	340	260	140	120	-	-
Reservatório	-	-	-	0,68	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	ND	ND

Observação:

TIC – carbono total dissolvido; IC – carbono inorgânico dissolvido; OC – carbono orgânico dissolvido; T – turbidez; CV – cor verdadeira; CA – cor aparente; Al³⁺ – alumínio residual; F – flúoreto; ST – sólidos totais; STF – sólidos totais fixos; STV – sólidos totais voláteis; SST – sólidos suspensos totais; SSF – sólidos suspensos fixos; SSV – sólidos suspensos voláteis; SDT – sólidos dissolvidos totais; SDF – sólidos dissolvidos fixos; SDV – sólidos dissolvidos voláteis; CT – coliformes totais (NMP); CF – coliformes fecais (NMP).

Pelos dados obtidos, verifica-se uma série de problemas operacionais preocupantes, destacando-se:

- Sobrecarga de 7% da vazão afluyente à ETA em relação à capacidade nominal.
- Mau posicionamento dos vertedores tulipa de divisão da vazão de água pré-floculada, provocando sobrecarga de 14% do filtro ascendente de pedregulho FAP1, comparando-se com o FAP2.
- Má perfuração, posicionamento e nivelamento das tubulações de coleta de água filtrada nos FAP e de alimentação dos filtros descendentes (FD), proporcionando desvios de até 71% acima e 43% abaixo das taxas de filtração previstas (FD2 e FD1, respectivamente).
- Insuficiência sistemática de desempenho na remoção de cor, com manifestação de valores sempre superiores aos padrões de potabilidade.
- Transbordamento dos filtros descendentes por excesso de perda de carga em algumas unidades. Tal fato se deve à má divisão da vazão de água produzida pelos filtros ascendentes aos filtros descendentes e às condições operacionais reinantes no sistema, principalmente quanto ao esquema adotado para as limpezas dos filtros, realizadas uma vez por semana (aos sábados).
- Realização de “limpezas intermediárias às carreiras de filtração” dos filtros descendentes, com introdução de água em contracorrente por alguns segundos, com o objetivo de reduzir a perda de carga excessiva e a perda de água por transbordamento a montante. Essa forma de operação constitui um dos piores problemas levantados na ETA, com graves conseqüências à qualidade da água produzida.
- Utilização de água bruta nas primeiras lavagens semanais do sistema. Conforme pode ser visualizado na Figura 8.26, há derivação da adutora de água bruta para esse fim.
- Perdas de material filtrante. Conforme visto na Figura 8.31, no canal de acesso da água filtrada ao poço de sucção há tela para retenção dos materiais filtrantes arrastados durante a filtração. Tal fato se deve a problemas de disposição inadequada das tubulações de fundo dos filtros, execução de furações incompatíveis com a especificada em projeto e mistura de materiais filtrantes, proporcionada por operações de limpeza com procedimentos inadequados.

Custos de operação e produção efetiva de água

As Tabelas 8.19 e 8.20 apresentam os dados relativos aos custos de operação e produção efetiva de água.

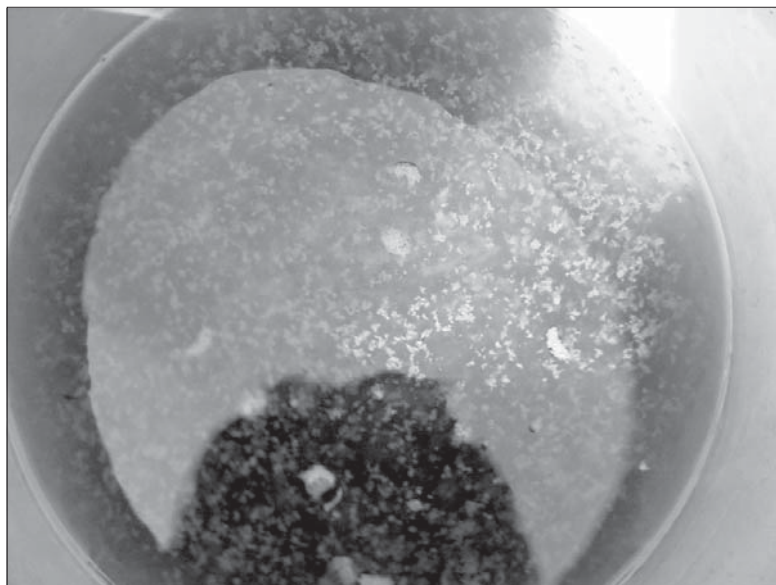


Figura 8.32 Aspecto do lodo presente na descarga de fundo dos FAP.

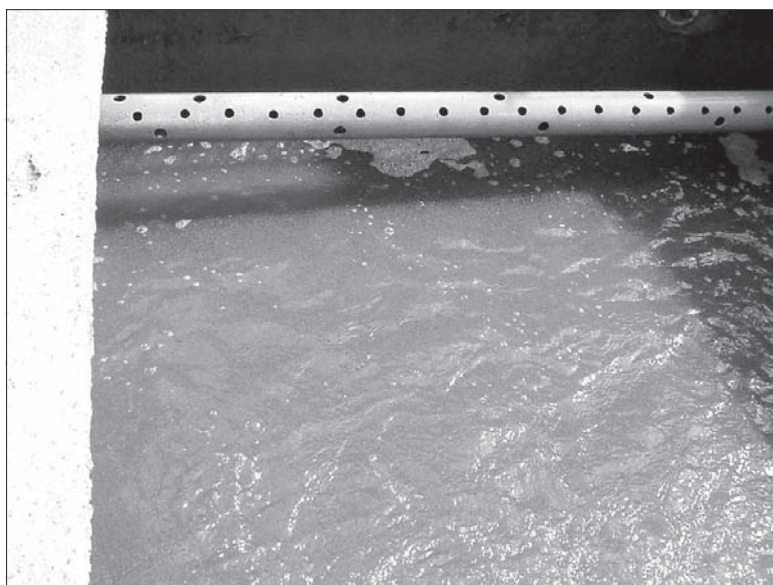


Figura 8.33 Desprendimento de flocos durante a lavagem com ar nos FAP.

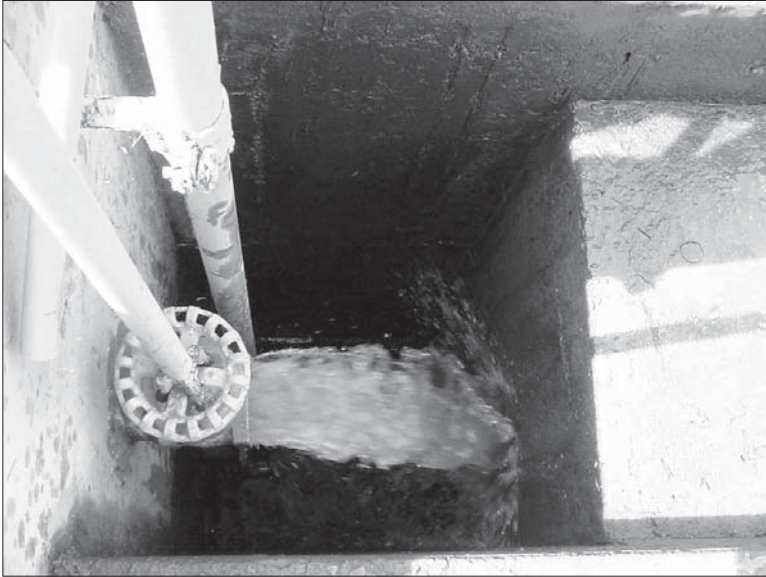


Figura 8.34 Descarte da água de lavagem durante a limpeza com ar dos filtros ascendentes de pedregulho.



Figura 8.35 Aspecto da camada de pedregulho após a operação de lavagem com ar e descarga de fundo.

Tabela 8.19 Planilha de custos para produção de água na ETA de dupla filtração – Qnominal – 60 m³/h. Período: julho/2001 a abril/2002.

Mês/ano	Volume de água produzido m ³	Polieterótilo		Hidróxido de alumínio		Hipoclorito de sódio		Energia elétrica		Análises químicas			M.obra + Manut.	Custo total mensal (R\$/mês)	Custo por M ³ (R\$/m ³)				
		Cons. (kg/mês)	Custo unitário (R\$/m ³)	Custo parcial (R\$/mês)	Cons. (kg/mês)	Custo unitário (R\$/m ³)	Custo parcial (R\$/mês)	Cons. (kg/mês)	Custo unitário (R\$/unidade)	Custo parcial (R\$/mês)	Cons.	Custo unitário (R\$/m ³)				Custo parcial (R\$/mês)			
jul/01	30.600	38	16,00	608,00	1695	0,70	1186,50	4500	0,40	1800,00	33000	0,23	7590,00	1	240,00	2400,00	7200,00	18624,50	0,609
ago/01	33.995	47	19,00	893,00	1918	0,70	1342,60	4300	0,40	1720,00	35000	0,23	8050,00	1	280,00	2800,00	7200,00	19485,60	0,573
set/01	31.110	35	19,00	665,00	1221	0,70	854,70	4170	0,40	1668,00	35000	0,23	8050,00	1	300,00	3000,00	7200,00	18737,70	0,602
out/01	34.325	34	19,00	646,00	1024	0,70	716,80	3930	0,40	1572,00	36000	0,24	8640,00	1	340,00	3400,00	7200,00	19114,80	0,557
nov/01	31.970	46	19,00	874,00	1011	0,70	707,70	4110	0,40	1644,00	35500	0,24	8520,00	1	340,00	3400,00	7200,00	19285,70	0,603
dez/01	35.153	48	19,00	912,00	974	0,70	681,80	3600	0,45	1620,00	38000	0,24	9120,00	1	400,00	4000,00	7200,00	19933,80	0,567
jan/02	34.965	30	19,00	570,00	824	0,70	576,80	2900	0,50	1450,00	36000	0,24	8640,00	1	400,00	4000,00	7200,00	18836,80	0,539
fev/02	30.970	10	19,00	190,00	663	0,70	464,10	3185	0,50	1592,50	33000	0,26	8580,00	1	430,00	4300,00	7200,00	18456,60	0,596
mar/02	33.400	19	19,00	361,00	766	0,70	536,20	3525	0,50	1762,50	34000	0,26	8840,00	1	450,00	4500,00	7200,00	19149,70	0,573
abr/02	34.060	22	19,00	418,00	775	0,70	542,50	3450	0,50	1725,00	37000	0,26	9620,00	1	480,00	4800,00	7200,00	19985,50	0,587

Tabela 8.20 Parâmetros quantitativos sobre a produção e perdas no tratamento de água na ETA de dupla filtração para abastecimento industrial.

Mês/2001	Agosto		Setembro	
	Dados	%	Dados	%
Volume de água tratada produzido (m ³)	33.995	92,09	33.680	91,52
Número de horas produtivas da ETA (h/mês)	642	–	640	–
Vazão média efetiva afluyente de água bruta (m ³ /h)	57,5	–	57,5	–
Volume de água bruta afluyente no mês (m ³)	36.915	100	36.800	100
Volume de água perdido em operações diversas (m ³)	2.920	7,91	3.120	8,48
Número de lavagens mensais feitas nos FD	4	–	5	–
Gasto médio por lavagem dos FD (m ³)	350	–	350	–
Volume mensal gasto nas lavagens dos FD (m ³)	1.400	3,79	1750	4,76
Número médio diário de descargas de fundo em cada FA	4,90	–	4,60	–
Volume médio gasto por descarga de fundo (m ³)	2,35	–	2,35	–
Volume mensal gasto nas descargas de fundo dos FA (m ³)	715,39	1,94	649,50	1,76
Vazamentos diversos (estimado em 2 L/min) (m ³ /mês)	89,28	0,24	86,40	0,23
Perdas nas lavagens com ar dos FA (m ³ /mês)	715,33	1,94	634,10	1,72

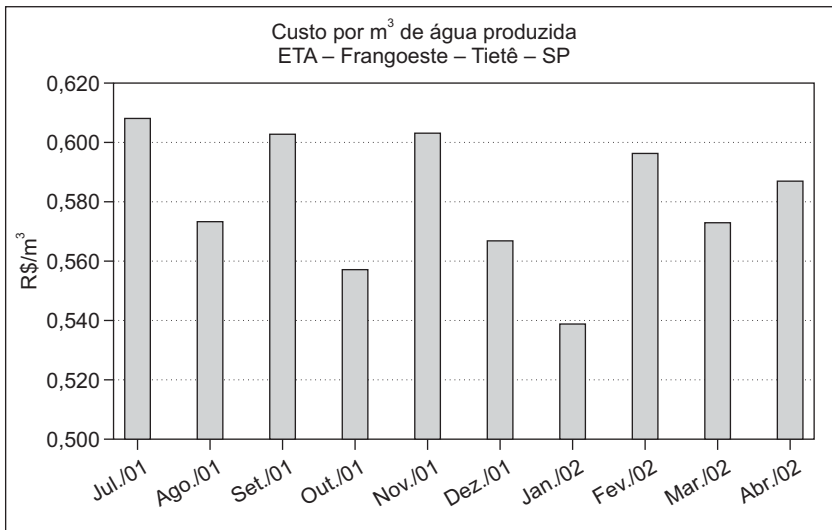


Figura 8.36 Custos unitários para produção de água na ETA de dupla filtração para abastecimento industrial (Qnominal = 60 m³/h).

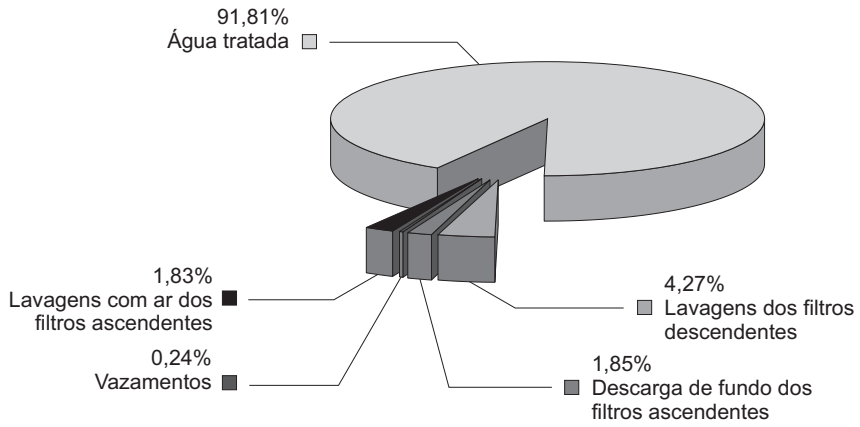


Figura 8.37 Porcentagem do volume total efetivamente produzido e perdas no processo. ETA de dupla filtração (agosto e setembro/2001).

Anexo – Capítulo 8

Planilha quantitativa da obra			
Construção de estação de tratamento de água – dupla filtração – exemplo de dimensionamento			
Item	Descrição dos serviços	Un	Quantidade
1	Serviços preliminares		
1.1	Mobilização, instalação e manutenção de canteiro	vb	1,00
1.2	Serviços de topografia para locação	vb	1,00
1.3	Limpeza do terreno: escavação, carga, transporte até bota-fora de 2,00 km e espalhamento com espessura de 30 cm	m ²	600,00
2	Terraplenagem		
2.1	Corte do material de 1ª categoria, carga, transporte e espalhamento do material excedente para bota-fora	m ³	100,00
2.2	Aterro compactado a 95% do PN, com camadas de, no máximo, 20 cm	m ³	450,00
3	Fundações		
3.1	Estacas pré-moldadas cravadas para 30 tf com profundidade estimada igual a 15,00 m	m	405,00
3.2	Arrasamento de estacas	un	27,00
3.3	Lastro de concreto magro com espessura de 5 cm	m ³	6,00
4	Estruturas de concreto		
4.1	Forma em compensado plastificado de 12 mm para estrutura	m ²	860,00
4.2	Armadura CA60/CA50	kg	6.500,00
4.3	Concreto estrutural pré-misturado fck = 25 MPA, inclusive lançamento	m ³	106,00
5	Estruturas metálicas		
5.1	Escada metálica com degraus em chapa de aço antiderrapante, inclusive corrimões	un	1,00
5.2	Piso de grade metálica galvanizada, inclusive guarda-corpos	m ²	35,00
6	Instalações hidráulicas		
6.1	Diâmetro 100 mm		
6.1.1	Tubo de PVC Defoyo – DN 100 mm	m	42,00
6.1.2	Cap fêmea 100 mm	un	6,00
6.1.3	Luva de correr 100 mm	un	2,00
6.1.4	Luva Flange – bolsa 100 mm	un	2,00
6.1.5	Válvula borboleta com flanges e acessórios 100 mm	un	4,00
6.1.6	Prolongamento para válvula borboleta com acessórios – 1,5 m	un	4,00
6.1.7	Válvula borboleta tipo Wafer, inclusive acessórios	un	2,00

Planilha quantitativa da obra			
Construção de estação de tratamento de água – dupla filtração			
Item	Descrição dos serviços	Un	Quantidade
6.2	Diâmetro 150 mm		
6.2.1	Tubo de PVC Defoyo – DN 150 mm	m	36,00
6.2.2	Curva FoFo 90 – bolsa/bolsa 150 mm	un	3,00
6.2.3	Curva FoFo 45 – bolsa/bolsa 150 mm	un	4,00
6.2.4	Cap fêmea 150 mm	un	8,00
6.2.5	Cap macho 150 mm	un	2,00
6.2.6	Tê 3 flanges – 150 mm	un	12,00
6.2.7	Tê 2 bolsas + 1 flange – 150 mm	un	7,00
6.2.8	Luva de correr 150 mm	un	3,00
6.2.9	Luva flange – bolsa 150 mm	un	14,00
6.2.10	Válvula borboleta c/ flanges e acessórios 150 mm	un	6,00
6.2.11	Prolongamento p/ válvula borboleta c/ acessórios c = 2,00 m	un	6,00
6.3	Diâmetro 200 mm		
6.3.1	Tubo de PVC Defoyo – DN 200 mm	m	42,00
6.3.2	Curva FoFo 90 – bolsa/bolsa 200 mm	un	4,00
6.3.3	Curva FoFo 90 – flange/bolsa 200 mm	un	3,00
6.3.4	Cap fêmea 200 mm	un	3,00
6.3.5	Cap macho 200 mm	un	2,00
6.3.6	Tê 3 flanges – 200 mm	un	2,00
6.3.7	Tê 2 bolsas + 1 flange – 200 mm	un	3,00
6.3.8	Luva de correr 200 mm	un	4,00
6.3.9	Luva flange – bolsa 200 mm	un	2,00
6.3.10	Válvula borboleta c/ flanges e acessórios 200 mm	un	3,00
6.3.11	Prolongamento p/ válvula borboleta c/ acessórios c = 2,00 m	un	3,00
6.4	Diâmetro 300 mm		
6.4.1	Tubo PVC Defoyo – DN 300 mm	m	12,00
6.4.2	Curva FoFo 90 – bolsa/bolsa 300 mm	un	2,00
6.4.3	Curva FoFo 90 – flange/bolsa 300 mm	un	2,00
6.4.4	Válvula borboleta c/ flanges e acessórios 300 mm	un	1,00
6.4.5	Prolongamento p/ válvula borboleta c/ acessórios c = 2,00 m	un	1,00
6.5	Ar comprimido		
6.5.1	Tubo galvanizado para ar comprimido – 1"	m	24,00
6.5.2	Tê 3 flanges – 200 mm	vb	1,00

Planilha quantitativa da obra			
Construção de estação de tratamento de água – dupla filtração			
Item	Descrição dos Serviços	Un	Quantidade
6.6	Drenagem		
6.6.1	Tubo perfurado para drenagem 100 mm	m	17,00
6.7	Equipamentos Eletro-mecânicos		
6.7.1	Bomba submersível para lavagem dos filtros, equivalente a Jumbo 75, com motor de potência de 7,50 cv, 3450 rpm e diâmetro de recalque 4" (100 mm), vazão de 100 m ³ /hora e altura manométrica de 8 m	pç	1,00
6.7.2	Compressor de ar, tipo parafuso, equivalente Shulze/Wayne, modelo SRP 2015, vazão efetiva de 1640 L/min., pressão de trabalho de 8 bar, 71db(A) de ruído, com motor de potência = 15 HP, provido de filtros de ar para isenção total de óleo na linha. Volume: 10.000 L	pç	1,00
6.7.3	Bombas dosadoras equivalente ao tipo Concept 0308, vazão de até 8,5 L/h com 3 bar de contrapressão, consumo de 12 W, carcaça em noryl e conexões para mangueiras flexíveis de 8 mm x 5 mm de polietileno	pç	2,00
6.7.4	Bombas dosadoras equivalente ao tipo Concept 1201, vazão de até 1,7 L/min com 12 bar de contrapressão, carcaça em noryl e conexões para mangueiras flexíveis de 6 mm x 4 mm de polietileno	pç	3,00
6.7.5	Tanque de polietileno com capacidade de 140 L	pç	3,00
6.7.6	Tanque de polietileno com capacidade de 60 L	pç	2,00
6.7.7	Agitadores automáticos para tanques de 140 L	pç	3,00
6.8	Acessórios		
6.8.1	Instalações elétricas para interligação das bombas e agitadores	vb	1,00
6.8.2	Mangueira de polietileno 8 x 5 mm	m	100,00
6.8.3	Mangueira de polietileno 6 x 4 mm	m	100,00
6.8.4	Caixa de inspeção, 1 tij. com tampa de concreto revestida internamente e externamente de 0,50 x 0,50 x 1,70 m	un	4,00
6.8.5	Caixa de inspeção, em concreto, com espessura das paredes de 20 cm com tampa de concreto 1,00 x 1,00 m	un	1,00
7	Materiais filtrantes – mão-de-obra		
7.1	Pedregulho (seixos rolados)		
7.1.1	Ø 1 1/2" a 2 1/2"	m ³	11,30
7.1.2	Ø 3/4" a Ø 1 1/2"	m ³	10,10
7.1.3	Ø 1/2" a Ø 3/4"	m ³	5,90
7.1.4	Ø 1/4" a Ø 1/2"	m ³	5,90
7.1.5	Ø 1/8" a Ø 1/4"	m ³	5,90
7.2	Areia	m ³	2,50
7.3	Antracito	m ³	5,50

Planilha quantitativa da obra			
Construção de estação de tratamento de água – dupla filtração			
Item	Descrição dos Serviços	Un	Quantidade
8	Casa de Química e laboratório		
8.1	Serviços preliminares		
8.1.1	Projeto executivo, estrutural, elétrico e hidráulico	vb	1,00
8.2	Fundação		
8.2.1	Estacas pré-moldadas Ø 20,00 cm	m	260,00
8.2.2	Escavação manual de valas em solo até 2,00 m	m ³	6,20
8.2.3	Apiloamento de fundo de valas	m ²	18,00
8.2.4	Lastro de concreto magro de 5,00 cm	m ³	0,80
8.2.5	Forma de madeira comum para fundação	m ²	32,00
8.2.6	Armadura CA50/CA60	kg	540,00
8.2.7	Concreto estrutural pré-misturado fck = 20 MPa	m ³	6,00
8.2.8	Alvenaria de embasamento em tijolos comuns	m ³	2,15
8.2.9	Impermeabilização de alvenaria de embasamento	m ²	32,00
8.3	Superestrutura e fechamento		
8.3.1	Laje pré-fabricada sc = 100kg/m ² H = 12 cm	m ²	56,78
8.3.2	Alvenaria estrutural armada e grouthead, 19 x 19 x 39 cm fpa = 10 Mpa	m ²	164,40
8.3.3	Divisória de granilite cinza	m ²	2,00
8.4	Cobertura e águas pluviais		
8.4.1	Estrutura metálica de cobertura 2 águas	m ²	116,00
8.4.2	Cobertura em telhas metálicas galvanizada tipo sanduiche de 0,50 mm com isolamento térmico e acústico com lâ de rocha, pintura eletrostática à pó na face externa, incluindo montagem do sanduiche e colocação das telhas	m ²	116,00
8.4.3	Calha galvanizada chapa 26 de acabamento	m	18,40
8.4.4	Condutor de água pluvial Ø 75 mm	m	15,00
8.4.5	Canaleta de água pluvial 20 x 40 cm com grelha metálica	m	22,00
8.4.6	Canaleta em tubo de concreto meia cana	m	30,00
8.5	Piso		
8.5.1	Aterro manual compactado	m ³	5,50
8.5.2	Contrapiso de concreto impermeabilizado de 7 cm	m ³	3,80
8.5.3	Regularização de piso para revestimentos c/ piso de alta resistência e cerâmicos	m ²	54,40
8.5.4	Piso de alta resistência industrial de 12 mm	m ²	37,00
8.5.5	Impermeabilização com resina para piso de alta resistência	m ²	37,00

Planilha quantitativa da obra			
Construção de estação de tratamento de água – dupla filtração			
Item	Descrição dos Serviços	Un	Quantidade
8.5.6	Piso cerâmico PI 5, antiderrapante	m ²	17,40
8.5.7	Calçada externa com concreto fck = 13,5 MPa inclusive preparo de caixa	m ²	69,87
8.6	Revestimentos		
8.6.1	Chapisco	m ²	220,00
8.6.2	Emboço	m ²	220,00
8.6.3	Reboco	m ²	145,00
8.6.4	Azulejo branco de 1ª qualidade 20 x 20 cm	m ²	75,00
8.7	Esquadrias de alumínio		
8.7.1	Porta de alumínio anodizada natural 82 x 2,11 m	un	3,00
8.7.2	Porta de alumínio de correr veneziana 1,50 x 2,11 m	un	1,00
8.7.3	Caixilhos de alumínio, tipo máximo-ar	m ²	7,00
8.8	Vidro		
8.8.1	Vidro liso para caixilhos, de 4,00 mm	m ²	7,00
8.9	Pintura		
8.9.1	Pintura em paredes e forro com latex acrílico	m ²	309,00
8.10	Instalações elétricas		
8.10.1	Instalações elétricas completas	vb	1,00
8.11	Instalações hidráulicas		
8.11.1	Instalações hidráulicas completas	vb	1,00
8.12	Serviços complementares		
8.12.1	Limpeza final da obra	vb	1,00
8.12.2	Acerto do talude com plantio de grama	m ²	90,00
9	Leito de secagem		
9.1	Areia grossa	m ³	30,00
9.2	brita nº 1	m ³	12,00
9.3	Tijolo de barro de 5,00 cm, junta seca	m ²	60,00
9.4	Placa de contenção do talude e leito	m ²	20,00

Fotografias da obra da ETA de dupla filtração utilizada no exemplo de dimensionamento



Vista geral da Casa de Química e ETA



Casa de Química



Vista geral da ETA, câmara de contato e leitos de secagem



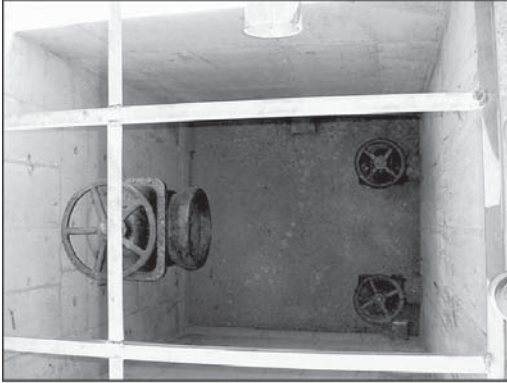
Câmaras de carga e filtros ascendentes e descendentes



Câmara de carga e tubulação de alimentação dos filtros ascendentes



Filtros ascendentes e descendentes



Câmara de descarga de lodo adensado



Fundo de um dos filtros descendentes



Entrada de água coagulada



Galeria de tubulações dos filtros (1)



Galeria de tubulações dos filtros (2)



Vista geral dos leitos de secagem, tubulação de chegada do lodo e poços de drenagem

Bibliografia

- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR – 12216. Projeto de estação de tratamento de água para abastecimento público. ABNT, 1992, Brasil.
- AZEVEDO NETTO, J. M.; ALVAREZ, G. A. *Manual de hidráulica*. São Paulo: Editora Edgard Blucher, 6. ed., 1973. 333p.
- DI BERNARDO, L. *Métodos e técnicas de tratamento de água*. vol I e II, Rio de Janeiro: ABES, 1993.
- HUDSON, H. E. *Water clarification processes – practical design and evaluation*. Van Nostrand Environmental Engineering Series, 1981, USA.
- MENDES, C. G. N. Solução gráfica alternativa par determinação de taxas de filtração e níveis de água em sistemas de filtração com taxa declinante. *Engenharia & Arquitetura*, Brasil, v. 1, n. 1, p. 14-18, 1999.
- MENDES, C. G. N.; GABRIEL, J. C. Hidráulica da filtração com taxa declinante: nova solução gráfica iterativa pra determinação de níveis e taxas de filtração operacionais. CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL, 27., Porto Alegre, Brasil, , 2000.
- PORTO, R. M. *Hidráulica básica*. 2. ed. EESC-USP, 2001. 519p.