

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL  
INSTITUTO DE PESQUISAS HIDRÁULICAS

TRATAMENTO FÍSICO-QUÍMICO DE ÁGUAS  
RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS E INDUSTRIAIS  
COMBINADAS ENTRE SI

*Antônio Domingues Benetti*

Curso de Pós-Graduação em  
Recursos Hídricos e Saneamento

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Porto Alegre, RS, maio de 1987.

TRATAMENTO FÍSICO-QUÍMICO DE ÁGUAS  
RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS E INDUSTRIAIS  
COMBINADAS ENTRE SI

Trabalho apresentado como parte  
dos requisitos para obtenção do  
título de  
MESTRE EM ENGENHARIA CIVIL

Autor: ANTÔNIO DOMINGUES BENETTI  
Orientador: Prof. SÉRGIO JOÃO DE LUCA

*Para Sílvia, Lúcia e  
Fernanda*

## AGRADECIMENTOS

Este trabalho contou com a colaboração de inúmeras pessoas e organismos aos quais desejo expressar meus sinceros agradecimentos:

- ao IPH, seus funcionários e professores, em especial ao orientador Sérgio João de Luca e funcionários do laboratório de saneamento;

- a Secretaria da Saúde e Meio Ambiente do Rio Grande do Sul, pelo investimento em minha capacitação profissional;

- a Financiadora de Estudos e Projetos - FINEP, pelo apoio financeiro à pesquisa;

- a Federação das Indústrias do Rio Grande do Sul - FIERGS, que facilitou o entendimento com as indústrias envolvidas na pesquisa;

- aos colegas de curso, pela amizade;

- aos meus familiares, pelo interesse e compreensão.



## RESUMO

O tratamento integrado de esgotos industriais e domésticos é uma alternativa econômica e que pode ser utilizada em situações em que haja compatibilidade dos despejos com os processos de tratamento.

Este trabalho avalia a possibilidade técnica e econômica de tratamento conjunto de águas residuárias domésticas e industriais numa área crítica de poluição situada na Região Metropolitana, às margens do Rio dos Sinos.

Foram realizadas medições de vazão e amostragens de seis efluentes industriais na região, pertencentes aos ramos têxtil, curtume, siderúrgico, papel e papelão, processamento de soja e derivados.

Um esgoto sintético representativo da contribuição das indústrias e dos esgotos municipais domésticos foi elaborado para aplicação dos testes.

Os ensaios foram realizados em uma estação piloto de tratamento físico-químico, constituída por clarificação química e filtração em areia e carvão ativado.

Dois coagulantes (cloreto férrico e sulfato de alumínio) e três taxas de aplicação no filtro (200, 350 e 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia) foram testadas.

Os resultados obtidos na remoção de poluentes na esta

ção piloto foram considerados excelentes, satisfazendo aos padrões de emissão para efluentes líquidos industriais estabelecidos pelo órgão de proteção ambiental.

Os custos de investimento do sistema físico-químico proposto são menores que o sistema de lodos ativados; entretanto, seus custos de operação e manutenção são maiores. A economia de um sistema em relação ao outro, uma vez fixada a vida útil do projeto e taxa de juros, dependerá da capacidade da estação.

## ABSTRACT

Joint treatment of municipal and industrial wastewater is cost effective and can be used when there is compatibility between the wastewaters and treatment processes.

This study evaluates the economic and technical possibilities for joint treatment of industrial and municipal wastes in a critically polluted area located on the banks of the Sinos River in the Metropolitan Region of Porto Alegre.

Flow measures and sampling were done on industrial effluents from textiles, tannery, steel foundry, paper and soy bean processing factories.

A synthetic wastewater representing the contribution of these industries and municipal waste was prepared and used in tests.

The tests were performed in a physical-chemical pilot plant utilizing chemical clarification and deep filtration in sand and activated carbon.

Two coagulants (ferric chloride and aluminium sulphate) and three filter overflow rates (200, 350 and 500  $\text{m}^3/\text{m}^2$  day) were tested.



The results of pollutant removal at the pilot plant were considered excellent and satisfactory according to the industrial liquid effluent standards established by the local environmental protection agency.

Capital costs for the physical-chemical system proposed are lower than those required for activated sludge. However operation and maintenance costs are higher. The cost effectiveness of one system as compared to the other, once the life of the project and interest rate have been established, will depend on plant capacity.

## SUMÁRIO

RESUMO .....	vi
ABSTRACT .....	viii
LISTA DE FIGURAS .....	xiv
LISTA DE QUADROS .....	xvii
LISTA DE ABREVIATURAS .....	xxii

### CAPÍTULO 1

Introdução .....	1
------------------	---

### CAPÍTULO 2

Revisão Bibliográfica .....	4
2.1. Tratamento conjunto de águas residuárias domésticas e industriais .....	5
2.1.1. A caracterização da poluição industrial .....	5
2.1.2. Medidas industriais internas para redução da poluição industrial .....	6
2.1.3. As possibilidades de tratamento conjunto indústria-município .....	7
2.1.3.1. Aspectos econômicos .....	9
2.1.3.2. Aspectos de tratabilidade dos despejos combinados .....	15
2.1.3.3. Pontos de vista da indústria .....	17
2.1.4. Exemplos típicos de tratamento conjunto .....	19
2.1.4.1. Estação de tratamento de Kageröd, Suécia .....	19
2.1.4.2. Estações de tratamento de despejos industriais Rollins-Purle .....	21
2.1.4.3. Tratamento centralizado em Allegheny County, Pennsylvania .....	23

2.1.4.4. Plano Sanegran .....	24
2.1.4.5. Sistema integrado de tratamento de e- fluentes líquidos do Polo Petroquímico do Sul .....	25
2.1.5. Regionalização de estações de tratamento de esgotos .....	28
2.2. Tratamento físico-químico de esgotos .....	30
2.2.1. Poluentes e seus processos de remoção das águas residuárias .....	30
2.2.2. Tratamento físico-químico de esgotos ..	36
2.2.2.1. Clarificação química .....	38
2.2.2.1.1. Coagulação-floculação ....	38
2.2.2.1.2. Sedimentação .....	46
2.2.2.2. Filtração .....	52
2.2.2.3. Adsorção em carvão ativado .....	58
2.2.2.4. Desinfecção .....	64
2.2.2.5. Manuseio do lodo .....	67
2.2.2.6. Aspectos econômicos do tratamento <u>físi</u> <u>co-químico</u> .....	79
2.2.2.7. Exemplos de projetos e estudos referen- tes ao tratamento físico-químico de es- gotos .....	81
 <u>CAPÍTULO 3</u>	
Metodologia .....	100
3.1. Indústrias selecionadas para compor o tratamen- to conjunto .....	101
3.2. Composição do esgoto combinado .....	109
3.3. Elaboração do esgoto sintético representativo da composição indústrias-municípios .....	121
3.4. Estação piloto de tratamento físico-químico ..	122
3.5. Procedimentos realizados para o desenvolvimen- to dos ensaios .....	125

3.5.1. Teste de jarros .....	125
3.5.2. Operação da estação piloto .....	127
3.5.3. Coleta de amostras e análises .....	128
<u>CAPÍTULO 4</u>	
Resultados e Discussão .....	130
4.1. Teste de jarros .....	131
4.1.1. Análise do teste com cloreto férrico ...	133
4.1.2. Análise do teste com sulfato de alumínio	134
4.1.3. Teste confirmatório .....	135
4.2. Ensaios na estação piloto .....	137
4.2.1. Resultados dos ensaios com cloreto férrico	141
co .....	
4.2.2. Resultados dos ensaios com sulfato de a-	155
lumínio .....	
4.2.3. Comparação dos resultados obtidos nos en-	167
saio com cloreto férrico e sulfato de	
alumínio .....	
4.3. Estimativa de custos do tratamento físico-químico	178
e lodos ativados .....	
<u>CAPÍTULO 5</u>	
Conclusões	190
<u>CAPÍTULO 6</u>	
Referências Bibliográficas .....	196
<u>ANEXO 1</u>	
Resultados analíticos das amostras tomadas nas indústrias	205
A, B, C, D, E e F .....	
<u>ANEXO 2</u>	
Cálculos referentes a elaboração e composição do esgoto	221
sintético .....	

<u>ANEXO 3</u>	
Dimensionamento da estação piloto .....	233
<u>ANEXO 4</u>	
Resultados das análises medidas no afluente e efluentes do decantador e filtro nos ensaios da estação piloto .....	240
<u>ANEXO 5</u>	
Discriminação dos custos de investimento e operação /manutenção para os sistemas físico-químico e lodos ativados .....	248



## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1.	Alternativas de disposição de efluentes industriais .....	8
Figura 2.2.	Custos totais de tratamento .....	11
Figura 2.3.	Custos de construção de processos de tratamento secundários.....	12
Figura 2.4.	Custos unitários para uma estação de tratamento centralizada da SABESP, em São Paulo .....	14
Figura 2.5.	Esquema da estação de tratamento de Kageröd, Suécia .....	20
Figura 2.6.	Esquema geral da ERQ Suzano .....	26
Figura 2.7.	Fluxograma geral do SITEL .....	29
Figura 2.8.	Tratamento primário, secundário e terciário completo de esgotos .....	34
Figura 2.9.	Esquema típico do tratamento físico-químico .....	37
Figura 2.10.	Modelo esquemático do processo de coagulação .....	43
Figura 2.11.	Representação gráfica da seção transversal de meios filtrantes .....	54
Figura 2.12.	Vazão do filtro ao longo de seu ciclo..	57
Figura 2.13.	Alternativas básicas de manuseio do lodo .....	72
Figura 2.14.	Esquema da estação de tratamento de esgotos de Niagara Falls, N.Y. ....	85

Figura 2.15.	Esquema de operação das estações de tratamento de Fitchburg, Mass .....	88
Figura 2.16.	Esquema da estação piloto de Ewing-Lawrence, N.J. ....	90
Figura 2.17.	Tratamento físico-químico proposto para Ewing-Lawrence .....	94
Figura 3.1.	Localização das indústrias selecionadas de Esteio e Sapucaia .....	103
Figura 3.2.	Esquema de tratamento da indústria "A"...	105
Figura 3.3.	Esquema da estação piloto de tratamento físico-químico .....	126
Figura 4.1.	Turbidez medida na sequência de tratamento - cloreto férrico .....	147
Figura 4.2.	Concentração de sólidos suspensos medida na sequência do tratamento - cloreto férrico .....	147
Figura 4.3.	Concentração de fósforo medida na sequência do tratamento - cloreto férrico .....	151
Figura 4.4.	Concentração de DBO medida na sequência do tratamento - cloreto férrico .....	152
Figura 4.5.	Concentração de DQO medida na sequência do tratamento - cloreto férrico .....	152
Figura 4.6.	Turbidez medida na sequência do tratamento - sulfato de alumínio .....	161
Figura 4.7.	Concentração de sólidos suspensos medida na sequência do tratamento - sulfato de alumínio .....	161
Figura 4.8.	Concentração de fósforo medida na sequência do tratamento - sulfato de alumínio..	164

Figura 4.9.	Concentração de DBO medida na sequência do tratamento - sulfato de alumínio ...	166
Figura 4.10.	Concentração de DQO medida na sequência do tratamento - sulfato de alumínio ...	166
Figura 4.11.	Custo de investimento dos sistemas físico-químico e lodos ativados - dez.86...	184
Figura 4.12.	Custos unitários mensais de operação dos sistemas físico-químico e lodos ativados - dez.86 .....	185
Figura 4.13.	Valor presente dos custos totais de investimento, operação e manutenção -dez.86 .....	188

## LISTA DE QUADROS

Quadro 2.1.	Funções de custo total para processos de tratamento de esgotos .....	10
Quadro 2.2.	Custos de construção e operação de esta <u>ção</u> de tratamento biológico na Alemanha Anos base: 1971-72 .....	12
Quadro 2.3.	Estimativa das contribuições domésticas e industriais na RMSP .....	25
Quadro 2.4.	Performance típico de uma estação de tra <u>tamento</u> convencional .....	32
Quadro 2.5.	Qualidade dos efluentes em South Lake Tahoe .....	33
Quadro 2.6.	Qualidade de efluente esperado para vári <u>as</u> combinações de processos unitários...	38
Quadro 2.7.	Porcentagem de remoção de compostos orgânicos, sólidos suspensos e fósforo na clarificação química .....	49
Quadro 2.8.	Características de operação e resultados obtidos na estação piloto de clarifica <u>ção</u> química (DMAE, 1983) .....	50
Quadro 2.9.	Remoção média de metais em estações de tratamento de água .....	58
Quadro 2.10.	Eficiência do tratamento físico-químico aplicado a esgotos brutos .....	64
Quadro 2.11.	Estimativas de produção de lodo químico (kg/m <sup>3</sup> ) .....	68

Quadro 2.12.	Estimativa de remoção de sólidos suspensos e químicos em um tanque de sedimentação primária .....	69
Quadro 2.13.	Valores de resistência específica e coeficientes de compressibilidade típicos de vários lodos .....	70
Quadro 2.14.	Teor de sólidos no lodo químico .....	71
Quadro 2.15.	Eficiência do tratamento físico-químico na ETE piloto de Niagara Falls .....	83
Quadro 2.16.	Condições de operação média da estação da EPA .....	96
Quadro 2.17.	Remoção de poluentes na estação piloto físico-química de Washington, D.C. ....	98
Quadro 3.1.	Caracterização do esgoto sanitário de Porto Alegre .....	112
Quadro 3.2.	Informações sobre as coletas realizadas nas indústrias de Esteio e Sapucaia .....	114
Quadro 3.3.	Caracterização qualitativa e quantitativa das indústrias A, B, C, D, E e F e dos esgotos sanitários de Esteio e Sapucaia .....	115
Quadro 3.4.	Estimativa da composição das águas residuárias, industriais e domésticas combinadas dos municípios de Esteio e Sapucaia .....	120
Quadro 3.5.	Composição unitária do esgoto sintético ....	122
Quadro 3.6.	Propriedades do carvão ativado ATICATA TM 200G .....	124
Quadro 4.1.	Resultado do teste de jarros para cloreto férrico .....	131

Quadro 4.2.	Resultados dos testes de jarros para sulfato de alumínio .....	132
Quadro 4.3.	Alcalinidade (mg/l) consumida por mg/l de $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ .....	133
Quadro 4.4.	Alcalinidade (mg/l) consumida por mg/l de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ .....	135
Quadro 4.5.	Resultados obtidos no teste de jarros confirmatório .....	136
Quadro 4.6.	Informações gerais sobre os ensaios .....	139
Quadro 4.7.	Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - cloreto férrico Taxa de aplicação $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$ dia .....	142
Quadro 4.8.	Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - cloreto férrico Taxa de aplicação $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$ dia .....	143
Quadro 4.9.	Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - cloreto férrico Taxa de aplicação $500 \text{ m}^3/\text{m}^3$ dia .....	144
Quadro 4.10.	Remoções médias ocorridas no decantador e filtro-ensaios com cloreto férrico (%) .....	145
Quadro 4.11.	Relação DQO:DBO nas amostras em função da taxa de aplicação no filtro .....	153
Quadro 4.12.	Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - sulfato de alumínio - Taxa de aplicação $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$ dia ....	156
Quadro 4.13.	Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - sulfato de alumínio - Taxa de aplicação $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$ dia ....	157
Quadro 4.14.	Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - sulfato de alumínio - Taxa de aplicação $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$ dia ....	158

Quadro 4.15.	Remoções médias ocorridas no decantador e filtro - ensaios com sulfato de alumínio (%) ...	159
Quadro 4.16.	Relação DQO:DBO nas amostras em função da taxa de aplicação no filtro .....	165
Quadro 4.17.	Remoções médias ocorridas nos ensaios com cloreto férrico e sulfato de alumínio (%) - Taxa de aplicação $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$ dia .....	168
Quadro 4.18.	Remoções médias ocorridas nos ensaios com cloreto férrico e sulfato de alumínio (%) - Taxa de aplicação $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$ dia .....	168
Quadro 4.19.	Remoções médias ocorridas nos ensaios com cloreto férrico e sulfato de alumínio (%) - Taxa de aplicação $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$ dia .....	169
Quadro 4.20.	Remoções obtidas na estação piloto e no teste de jarros (%) .....	173
Quadro 4.21.	Concentrações do efluente final da estação físico-química ( $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$ dia) e padrões de emissão de efluentes líquidos .....	176
Quadro 4.22.	Estimativa dos custos de investimento do tratamento físico-químico para Esteio e Sapucaia	180
Quadro 4.23.	Estimativa dos custos de investimento do tratamento por Lodos Ativados para Esteio e Sapucaia - dez.86.....	180
Quadro 4.24.	Estimativa dos custos de investimento dos tratamentos físico-químico e lodos ativados - dez.86 .....	181
Quadro 4.25.	Custos dos equipamentos em relação ao custo total (%) - dez.86 .....	181
Quadro 4.26.	Área necessária para implantação dos sistemas e % das áreas dos leitos de secagem sobre a área total .....	182

Quadro 4.27. Custos mensais e unitários de operação dos sistemas físico-químico e lodos ativados - dez.86 .....	183
Quadro 4.28. Custos totais de operação e manutenção - dez.86 .....	186
Quadro 4.29. Valor presente dos custos totais de investimento, operação e manutenção - dez.86 .....	187



## LISTA DE ABREVIATURAS

APHA	American Public Health Association
CEMAP	Central de Matérias Primas
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental de São Paulo
CIENTEC	Fundação de Ciência e Tecnologia do Rio Grande do Sul
CONPETRO	Conselho de Implantação do Polo Petroquímico do Sul
COPEL	Companhia Petroquímica do Sul
CORSAN	Companhia Riograndense de Saneamento
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
DMAE	Departamento Municipal de Água e Esgotos de Porto Alegre
EPA	U.S.Environmental Protection Agency
ERQ	Estação de recuperação da qualidade das águas
ETA	Estação de tratamento de água
ETE	Estação de tratamento de esgotos
EUA	Estados Unidos da América
IPH	Instituto de Pesquisas Hidráulicas
MBAS	Methylene Blue Active Substances
NMP	Número mais provável
PLADAE	Plano Diretor de abastecimento de água e esgotamento sanitário da Região Metropolitana de Porto Alegre
RMPA	Região Metropolitana de Porto Alegre
RMSP	Região Metropolitana de São Paulo

SABESP	Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo
SITEL	Sistema Integrado de Tratamento dos Efluentes Líquidos do Polo Petroquímico do Sul
SS	Sólidos suspensos
USPHS	United States Public Health Service

CAPÍTULO 1

---

INTRODUÇÃO

---

Dentre as alternativas que dispõe uma indústria para tratamento de seus efluentes líquidos, está o tratamento centralizado com outras indústrias ou com esgotos domésticos. Esta alternativa, provavelmente vantajosa em termos econômicos devido a economia de escala, será viável se os despejos forem compatíveis com os processos de tratamento disponíveis e as distâncias não foram muito extensas.

Na Região Metropolitana de Porto Alegre situam-se os municípios vizinhos de Esteio e Sapucaia, cada qual com 132 indústrias dos mais variados ramos. Os esgotos destas indústrias mais os originados nas áreas urbanas dos municípios drenam ao rio dos Sinos, afluente do Guaíba, praticamente "in natura", uma vez que não há sistemas de tratamento de esgotos. Isto causa uma degradação da qualidade de suas águas com a presença de poluentes orgânicos e inorgânicos, inclusive metais pesados, a um ponto tal que foi classificada como área crítica de poluição pela Secretaria Especial de Meio Ambiente do Ministério do Desenvolvimento Urbano e Meio Ambiente e Secretaria da Saúde e Meio Ambiente do Rio Grande do Sul.

Um tratamento físico-químico constituído por clarificação química e filtração em areia e carvão ativado foi escolhido para avaliar sua eficiência na remoção de poluentes encontrados nos esgotos combinados indústrias-municipios de Esteio e Sapucaia. O sistema físico-químico foi selecionado pelo seu maior potencial na remoção de poluentes orgânicos, fósforo, metais pesados e óleos e graxas.

As seis indústrias mais poluidoras da região tive-

ram seus despejos amostrados em termos qualitativos e quantitativos; os esgotos domésticos foram caracterizados com informações já disponíveis. Desta maneira, formulou-se um esgoto sintético que apresenta poluentes em concentrações semelhantes às esperadas de haver no esgoto combinado entre indústrias e municípios.

Uma estação piloto de tratamento físico-químico foi dimensionada e implantada no Laboratório de Saneamento do IPH. O esgoto sintético foi submetido a este sistema a três taxas de aplicação no filtro: 200, 350 e 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia. Dois coagulantes foram testados: cloreto férrico e sulfato de a lumínio.

Este trabalho teve por objetivos estudar a viabilidade de utilização dos processos físico-químicos sobre os esgotos combinados de Esteio e Sapucaia, determinar o melhor coagulante e taxa de aplicação adequada.

Finalmente, uma análise econômica comparativa entre os sistemas físico-químico e lodos ativados é realizada.

CAPÍTULO 2

---

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

---

## 2.1. TRATAMENTO CONJUNTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DOMÉSTICAS E INDUSTRIAIS.

### 2.1.1. A caracterização da poluição industrial

Cada indústria produz despejos próprios e característicos, refletindo seus processos de produção. Mesmo em indústrias com processos semelhantes, os despejos não serão idênticos devido a fatores próprios de cada uma, como operação e manutenção dos equipamentos, matérias-primas utilizadas, bens produzidos e período de funcionamento.

Assim, torna-se necessário fazer uma investigação criteriosa para o conhecimento pleno da poluição gerada por cada indústria. O comitê técnico da Water Pollution Control Federation (WPCF, 1976) sugere os seguintes passos para esta etapa:

1º) Determinação de cada uso da água na indústria, a quantidade mínima requerida, a qualidade necessária para cada uso, as causas e meios de contaminação;

2º) Definição das características qualitativas e quantitativas de cada despejo, modo e frequência de ocorrência, variações na composição e fluxo e fatores determinantes destas variações;

3º) Definição da eficiência máxima de cada unidade de operação e quantidade provável de despejo gerada por unidade de produção;

4º) Comparação entre as características de emissão de poluentes dos despejos industriais com os padrões de emissão para lançamento em cursos d'água ou na rede pública estabelecidos pelo órgão de controle da poluição ou responsável pelo tratamento de esgotos.

Uma vez que o efluente industrial não satisfaça aos padrões exigidos, medidas deverão ser tomadas para abater a poluição.

#### 2.1.2. Medidas industriais internas para redução da poluição industrial

Antes da adoção de soluções de tratamento convencionais, "end of pipe", a indústria deverá avaliar a possibilidade de reduzir seus despejos na origem, isto é, no processo de produção.

WPCF (1976), GURNHAM (1976) e NEMEROW (1978) citam vários procedimentos para redução da poluição no interior da fábrica:

1º) Organização na guarda e conservação de materiais;

2º) Manutenção preventiva eficiente;

3º) Recuperação de materiais presentes nos despejos;

4º) Modificações no processo industrial;

5º) Utilização de matérias-primas de melhor qualidade;

6º) Segregação dos despejos de modo que águas não contaminadas possam ser reutilizadas ou descarregadas sem



tratamento, e as contaminadas, tratadas de maneira mais econômica.

MIGLINO (1984) demonstra como medidas de controle internas são eficientes na redução de volume e concentração dos despejos, representando grande economia para as indústrias. Apresenta estudos de caso para indústrias farmacêutica, processamento de margarina e derivados, leite e derivados, têxtil, fertilizantes, refino de açúcar, polpa e papel, cervejeira e cloro-álcali localizadas em São Paulo.

Uma vez concluídos os estudos referentes a caracterização da poluição industrial e de possibilidades de adoção de medidas "in plant" para abater a carga poluidora, restará definir o curso de ação a ser seguido para disposição final das águas residuárias.

### 2.1.3. As possibilidades de tratamento conjunto indústria-município

Os despejos líquidos industriais podem ser encaminhados de três maneiras para tratamento: a nível individual, centralizado com outras indústrias ou em conjunto com esgotos domésticos.

Na figura 2.1 apresentam-se as alternativas de disposição de efluentes industriais.

A indústria tenderá a escolher a alternativa mais econômica e que satisfaça os regulamentos do órgão ambiental.

Na avaliação da possibilidade de implementação de um programa conjunto de controle da poluição, devem ser analisados aspectos econômicos e de tratabilidade dos esgotos. Por outro lado, deve a indústria analisar, em sua ótica, a conveniência de entrar em um esquema de tratamento conjunto com

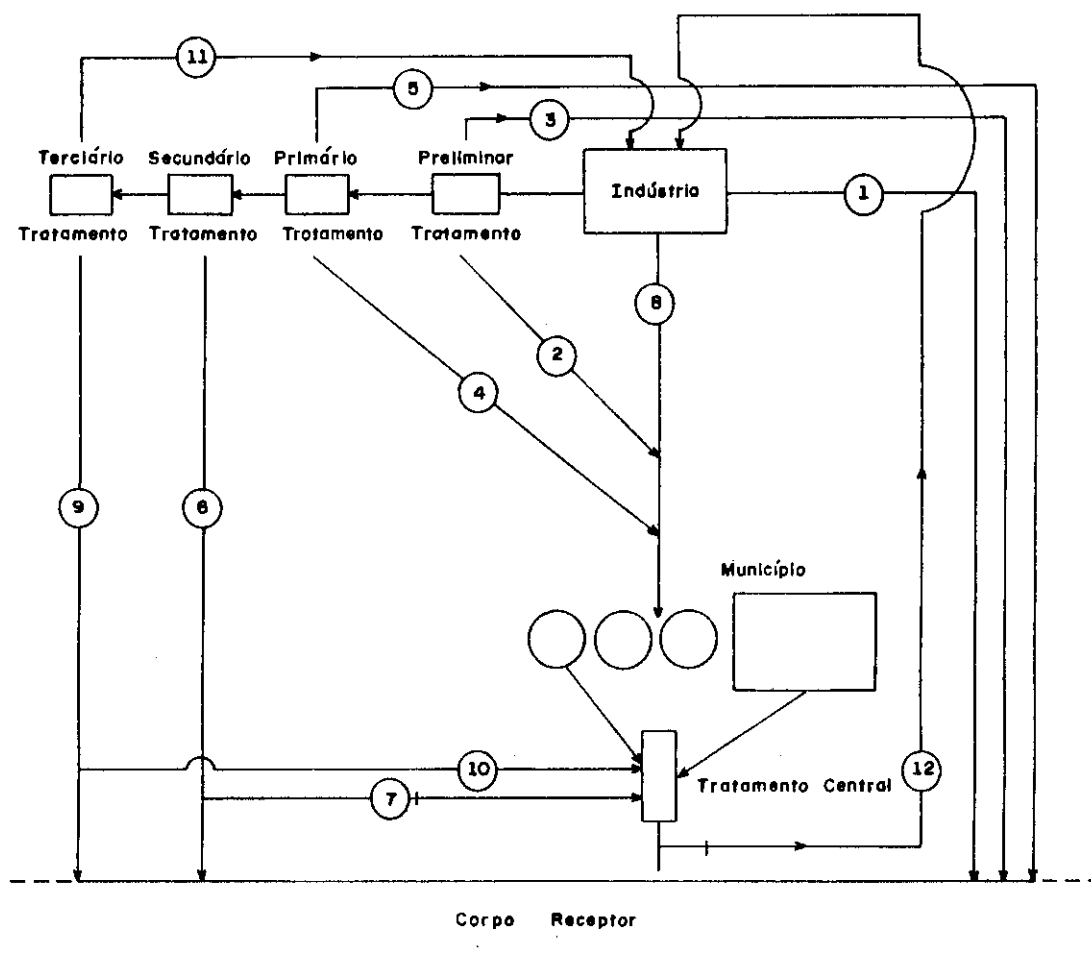


FIGURA 2.1 - Alternativas de disposição de efluentes industriais

Fonte: NEMEROW (1978)

o município.

### 2.1.3.1. Aspectos econômicos

Como regra geral, ocorre economia de escala na construção, operação e manutenção de estações de tratamento de esgotos, isto é, o custo unitário de tratamento decresce a medida que aumenta o volume tratado (WPCF, 1976; SHORT, 1977; IMHOFF, 1973).

Esta economia é particularmente vantajosa para estações na faixa dos 17.000 a 90.000 m<sup>3</sup>/d (200 a 1000 l/s). Para ETES com capacidades maiores que 100.000 m<sup>3</sup>/d (1200 l/s), os custos unitários não decrescem tão rapidamente, já que a configuração da estação tenderá simplesmente a incluir unidades de tratamento idênticas (WPCF, 1976).

Estudos de avaliação de custos de estações de tratamento de esgotos concluíram que as funções de custo são de forma geral: (SMITH, 1968; SHAH & REID, 1970; DAJANI & GEMMEL, 1973)

$$C = a Q^b, \text{ sendo}$$

C = custo total de investimento, operação e manutenção;

Q = vazão de esgotos;

a = coeficiente empírico;

b = coeficiente empírico dependente de Q, representando a economia de escala.

Segundo WHITLATCH & REVELLE (1976), para o processo de lodos ativados, o expoente b varia de 0,35 a 0,76 a medida que a vazão aumenta de 44 a 4400 l/s.

O coeficiente b para a Região Metropolitana de São

Paulo, em 1973, era de 0,62 (PESSOA & JORDÃO, 1982).

SMITH (1968) apresenta curvas de investimento, operação e manutenção para uma série de processos físicos, químicos e biológicos para as condições norte-americanas. Na figura 2.2 são mostrados os custos totais para os processos de lodos ativados, clarificação química e filtração.

No quadro 2.1 apresentam-se funções de custo total calculadas por DAJANI & GEMMEL (1973) a partir de informações publicadas pelo Serviço de Saúde Pública dos Estados Unidos e SMITH (1968).

QUADRO 2.1 - Funções de custo total para processos de tratamento de esgotos

PROCESSO	U S P H S	Robert Smith
Trat. primário	480 $P^{0,69}$	530 $P^{0,70}$
Filtro biológico	760 $P^{0,66}$	320 $P^{0,80}$
Lodos ativados	450 $P^{0,72}$	440 $P^{0,77}$

P = população servida.

SHAH & REID (1970) realizaram estudo comparativo sobre a evolução de custos de construção de processos secundários nos E.U.A. ao longo de 3 décadas. Concluíram que os custos unitários de construção das estações mais modernas são maiores para vazões menores que 44 l/s (1,0 mgd) e menores para vazões acima. Acreditam que os avanços tecnológicos obtidos nos equipamentos e processos e economias de escala contribuíram para reduzir custos de capital em estações maiores não ocorrendo o mesmo em pequenas estações; ao contrário, para estas, requerimentos de natureza fixa, como laboratório aumentaram seus custos.

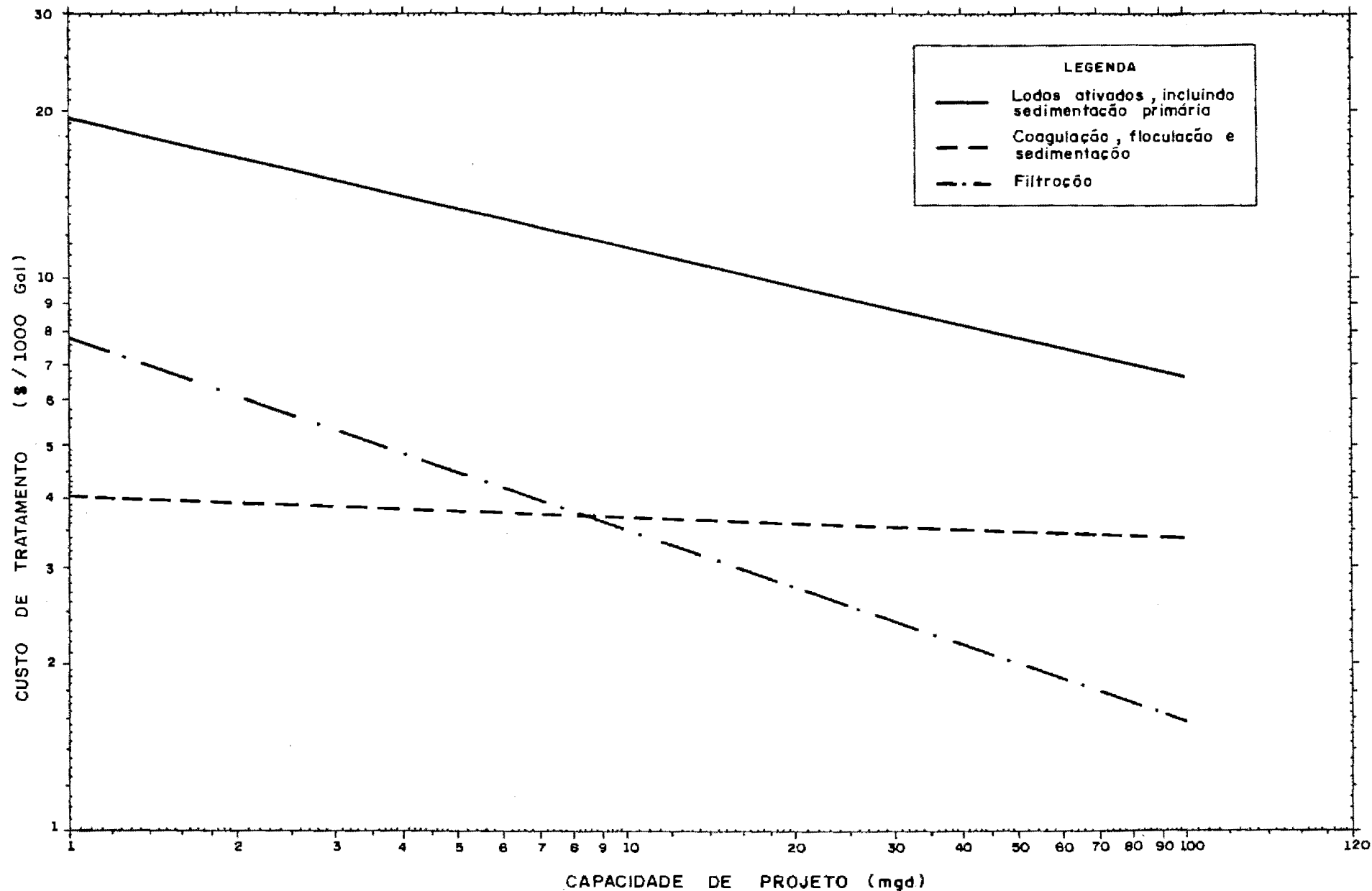


FIGURA 2.2 - Custos totais de tratamento  
 Fonte: SMITH (1968)

Na figura 2.3 mostram-se as curvas obtidas pelos autores.

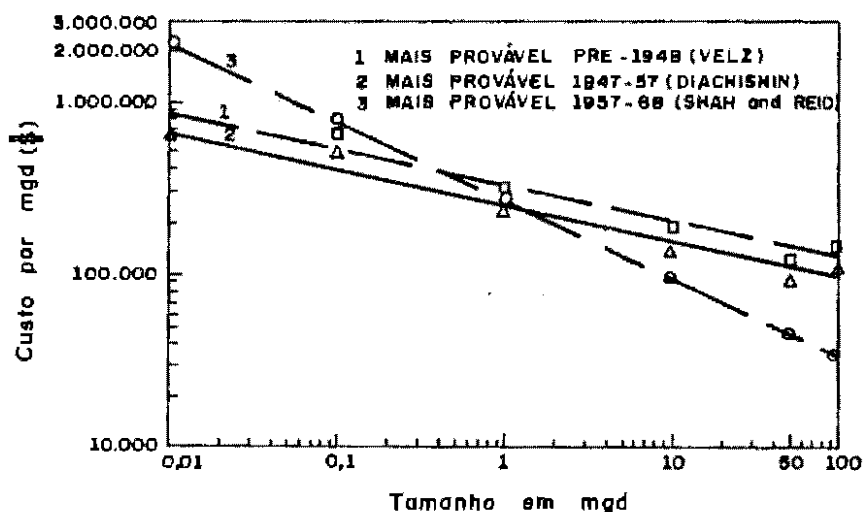


FIGURA 2.3 - Custos de construção de processos de tratamento secundários

Fonte: SHAH & REID (1970)

Para a Alemanha, IMHOFF (1973) calculou os custos de construção e operação-manutenção anuais para tratamento biológico na faixa de 1.000 a 100.000 habitantes equivalentes (quadro 2.2).

QUADRO 2.2. - Custos de construção e operação de estação de tratamento biológico na Alemanha. Anos base: 1971-72

Fonte: IMHOFF (1973)

Equivalente Populacional	Custo de construção (marcos/eq. pop)	Custos anuais (marcos/eq. pop)	Custos totais (marcos/m <sup>3</sup> )
1.000	400	56,0	0,80
5.000	270	39,0	0,54
10.000	210	30,5	0,42
25.000	160	24,0	0,30
50.000	130	19,5	0,22
100.000	110	16,5	0,17

O autor acredita que para estações com capacidade maior que 100.000 habitantes, o decréscimo nos custos unitários não são tão acentuados devido a impossibilidade de disposição dos grandes volumes de lodo por métodos econômicos. Exemplifica com o caso de Dusseldorf, cujo projeto para 1 milhão de equivalentes populacionais custará pouco menos que 100 marcos por habitante.

No Brasil, MIGLINO (1984) apresenta uma curva de custos unitários para uma estação de tratamento centralizada da SABESP, em São Paulo, para o mês de março de 1983. Atualizando-se esta curva com a inflação medida pela Fundação Getúlio Vargas (Conjuntura Econômica 1983-6. Rio de Janeiro, Fundação Getúlio Vargas), no período de março de 1983 a junho de 1986 chega-se a curva mostrada na figura 2.4.

Uma restrição econômica à possibilidade de tratamento conjunto é o acréscimo no custo da rede de esgotos devido ao aumento da distância percorrida e maior vazão transportada, inclusive infiltração (WPCF, 1976; HAHN, 1974; BUSCH, 1971).

Os custos da rede de distribuição são difíceis de avaliar, já que são afetados pela forma e estrutura das áreas servidas. Economias de escala podem ser superadas por deseconomias de dispersão, aglomeração ou arranjo espacial, característicos de cada região. Entretanto, para fins estimativos, a equação geral  $C = aQ^b$  ( $b < 1,0$ ) e utilizada (WHITLATCH & REVELLE, 1976).

Assim, a análise do tamanho e localização da estação deve ser realizada de modo que as economias obtidas com a implantação da estação central não sejam superadas pelo acréscimo no custo de transmissão (WANIELISTA & BAUER, 1972).

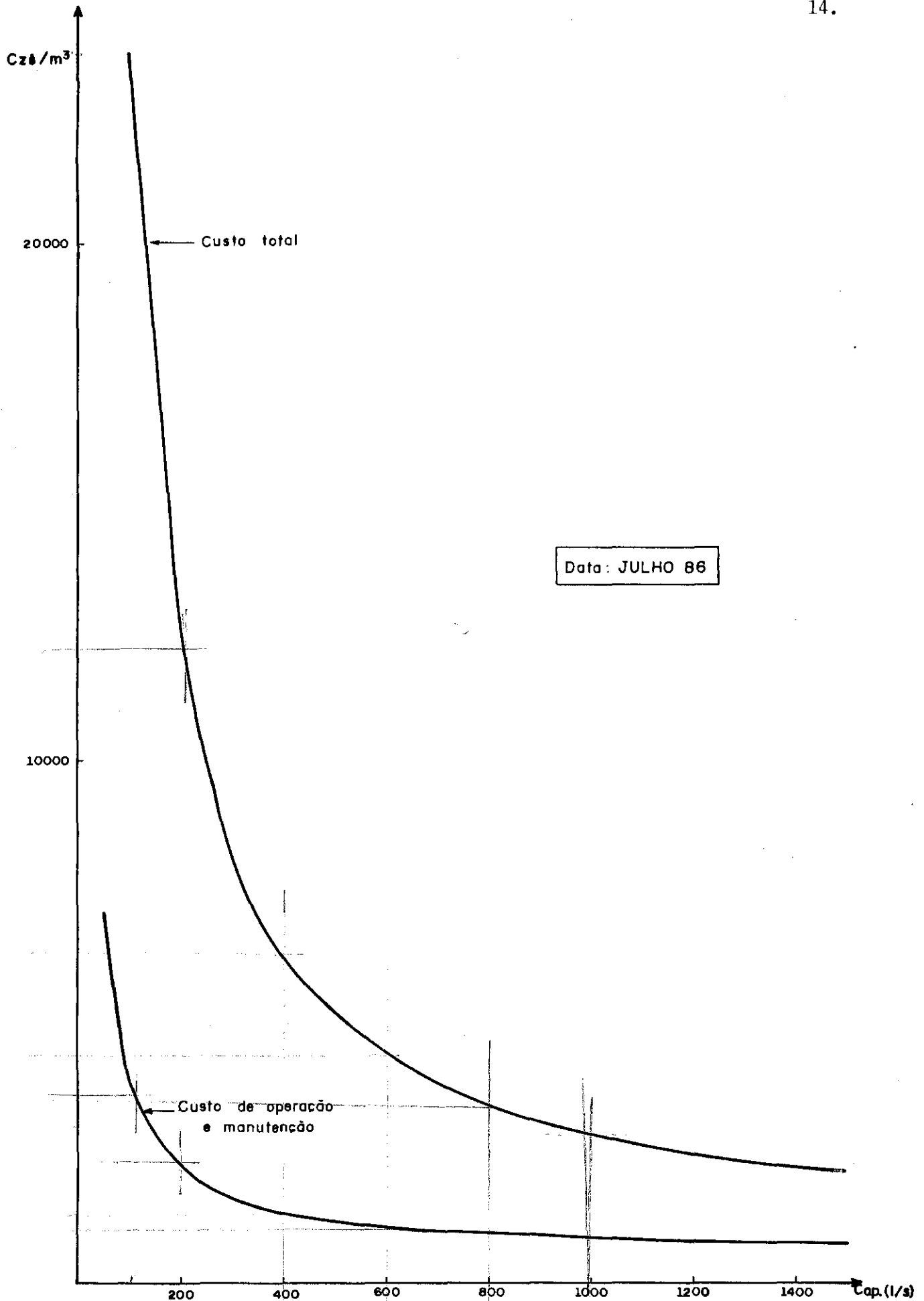


FIGURA 2.4 - Custos unitários para uma estação de tratamento centralizada da SABESP, em São Paulo  
Fonte: adaptado de MIGLIANO (1984)



### 2.1.3.2. Aspectos de tratabilidade dos despejos combina- dos

Poderá ocorrer uma melhora na tratabilidade de esgotos combinados, devido aos seguintes fatores (WPCF, 1976; SHORT, 1977; SORIA & CHAVARRIA, 1978):

1º) Esgotos combinados podem suprir a carência de nutrientes em esgotos industriais, necessários no tratamento biológico;

2º) Sinergismo entre diversos efluentes, como águas ácidas e alcalinas, oxidantes e redutoras;

3º) Algumas indústrias possuem carga orgânica tão elevada que torna-se difícil seu tratamento. A diluição com esgoto doméstico poderá torná-lo ameno ao tratamento biológico.

Outros aspectos importantes favoráveis ao tratamento conjunto referem-se a maior profissionalização da estação com a presença de pessoal especializado; operação mais eficiente; estações maiores são capazes de diminuir efeitos de problemas operacionais de curta duração; possibilidade de escolha de local mais adequado para implantação da ETE; apenas um ponto de lançamento para monitoramento e licenciamento; possibilidade de implementação de técnicas mais modernas de tratamento, garantindo avanços uniformes nos níveis de remoção de poluentes.

Na avaliação da conveniência do tratamento conjunto há necessidade de determinar se o despejo industrial é compatível com o esgoto municipal. Segundo MONSON (1978), isto dependerá da composição química e biológica do despejo, dos processos disponíveis de tratamento e limitações impostas aos efluentes.

O conteúdo orgânico de esgotos domésticos está presente especialmente na forma suspensa e coloidal, rapidamente removíveis na floculação biológica; contrariamente, muitos esgotos industriais contêm maior quantidade de orgânicos na forma solúvel, requerendo maiores tempos de aeração (ECKENFELDER & ADAMS, 1972). Segundo BUSCH (1971), taxas de remoção de orgânicos diferentes resultará em flocos difíceis de sedimentar.

A Agência de Proteção Ambiental dos EUA (MONSON, 1978) sugere que, para ser compatível, o despejo industrial deve atender três critérios:

1º) Não inibir ou interferir com a operação da estação de tratamento;

2º) Não contribuir significativamente com problemas na disposição de lodo;

3º) Nenhum poluente é permitido simplesmente passar pelo tratamento.

Caso não sejam atendidos estes requerimentos a indústria deverá agir, através de medidas internas e pré-tratamento.

A importância desta averiguação pode ser exemplificada com a experiência da estação de tratamento central de Ukima, na região metropolitana de Tóquio (KONDO, 1973). Para esta estação drenam despejos de 760 indústrias dos mais variados tipos. Todos são aceitos, não importando sua composição e sem necessidade de pré-tratamento, desde que o pH seja maior que 3. Como resultado, obtém-se baixos níveis de eficiência na remoção de poluentes orgânicos e inorgânicos.

### 2.1.3.3. Pontos de vista da indústria

Normalmente, ao aceitar ingressar num esquema conjunto com o município, a indústria não necessitará dispendir recursos próprios para a construção da estação, que ficará a cargo do órgão público. Este aspecto é especialmente importante para as indústrias pequenas, para as quais os custos de tratamento são muitas vezes inibitórios. O investimento poderá ser recuperado através de taxas mensais ou anuais.

Empresas cujas vazões são muito pequenas ou intermitentes poderão entregar seus resíduos por caminhão na estação central (ALZENTZER, 1972; MIGLINO, 1984).

A indústria não necessitará utilizar área própria, muitas vezes escassa em regiões metropolitanas. Poderá concentrar-se em sua atividade principal, liberando-se do tratamento de efluentes, que ficará a cargo do órgão público; problemas individuais com o órgão de proteção ambiental serão diminuídos (SORIA & CHAVARRIA, 1978).

Os financiamentos para construção de estações de tratamento municipais contam, muitas vezes com subsídios ou ajuda federal, não disponíveis às indústrias (WPCF, 1976 ; YAO, 1973).

Em São Paulo, existe o Programa de Controle da Poluição - PROCOP - cujo objetivo básico é oferecer financiamento a juros baixos para indústrias localizadas na região metropolitana de São Paulo e que necessitem diminuir sua carga poluidora lançada na rede pública, seja por relocação de parte da indústria, pré-tratamento ou mudanças no processo (MIGLINO, 1984).

O governo federal americano cobre 75% dos custos de

capital de estações de tratamento municipais (MONSON, 1978); caso o projeto seja regional, com a inclusão de outros municípios ou indústrias, uma ajuda adicional de 10% ainda é oferecida (WPCF, 1976; YAO, 1973). Portanto, para a indústria é uma oportunidade de pagar o custo de tratamento a longo prazo.

Por outro lado, a perda de controle da indústria sobre as operações de tratamento de esgotos pode trazer algumas desvantagens para ela (WPCF, 1976; MONSON, 1978):

- perde o controle sobre os custos de tratamento exercidos pelo órgão público;

- perda de flexibilidade para atender às necessidades de crescimento rápido da indústria.

Um aspecto importante citado por MONSON (1978) refere-se à diferença no ponto de vista de política financeira entre o órgão público e a indústria, refletindo-se em enfoques contrastantes em relação ao projeto, aquisição e materiais construtivos utilizados. O financiamento e ajuda federal incentivam a projetos de capital intensivo por parte do órgão de saneamento, enquanto que as indústrias preferem cobrir despesas correntes com a entrada de dinheiro de modo a minimizar os custos fixos, isto é, maiores despesas de operação e manutenção e menor capital.

Assim, indústrias preferem bacias de terra ou tanques de aço que requerem manutenção constante a tanques de concreto; instalar controles manuais de baixo custo em contraste a processos de controle mecanizados e computacionais; a operação pode ser feita de um galpão ou trailer enquanto que estações municipais apresentam edifícios e escritórios bem construídos e equipados. Os projetos de plantas municipais são projetados para 30 a 50 anos de vida útil, enquanto que a indústria de 5 a 10 anos, implicando em períodos de amortização diferentes.

Uma pesquisa ilustrativa da preferência industrial sobre diferentes alternativas de tratamento disponíveis foi realizada pela SABESP (MIGLINO, 1984). Este estudo concluiu que as indústrias consideraram mais econômico entregarem seus despejos à SABESP e pagarem as taxas correspondentes do que tratarem isoladamente. As razões apontadas foram disponibilidade de área, escassez de capital, necessidade de mão-de-obra especializada, tecnologias de processos fora do interesse da firma e custos de capital e operacionais mais altos.

#### 2.1.4. Exemplos típicos de tratamento conjunto

O tratamento conjunto pode se apresentar nas mais variadas formas. A seguir, mostram-se cinco situações particulares em que ele ocorre.

##### 2.1.4.1. Estação de tratamento de Kageröd, Suécia (NILSSON, 1975).

Em Kageröd, foi desenvolvido um projeto conjunto entre o município e sua principal indústria produtora de leite e derivados. O projeto previu uma população de 2.000 habitantes para a cidade e 7.500 equivalentes populacionais para a indústria. A vazão média esperada é de 39 l/s. A estação de tratamento utiliza o processo convencional de lodos ativados e precipitação química com sulfato de alumínio. O diagrama da estação é apresentado na figura 2.5.

O processo de aquecimento central do laticínio, que produz ar quente para evaporação do leite, emite grande quantidade de fumaça. O conteúdo de calor dessa fumaça é suficiente para secar o lodo produzido na estação de tratamento diariamente. Os poluentes da fumaça (poeira, fuligem, etc) poderiam ser adsorvidos pelo lodo. Além disso, o dióxido de enxofre da fumaça poderia ser reduzido pela adição

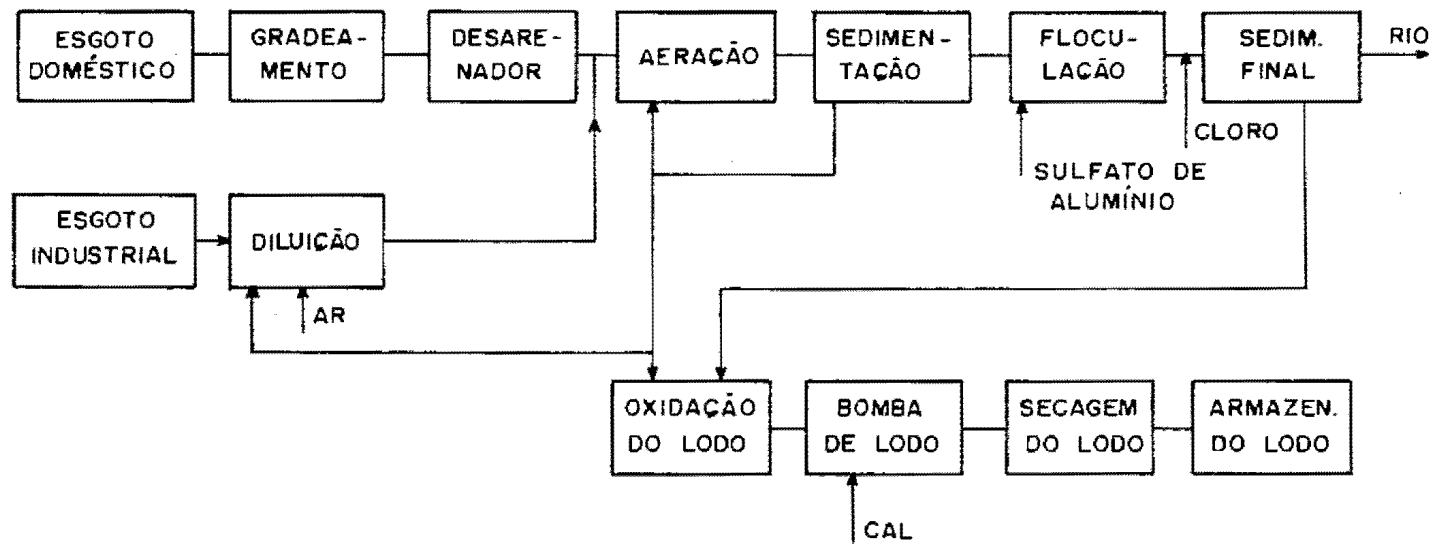


FIGURA 2.5 - Esquema da estação de tratamento de Kageröd, Suécia

de cal no lodo, tornando possível a utilização de óleo combustível mais barato com maior conteúdo de enxofre.

Os resultados operacionais da estação, desde sua instalação em 1972, tem alcançado remoções de DBO, nitrogênio e fósforo de respectivamente 99, 89 e 99%. A emissão de enxofre para a atmosfera foi reduzida, mesmo utilizando-se óleos combustíveis mais baratos.

O exemplo mostra uma solução que trouxe vantagens técnicas e econômicas para a indústria e o município.

2.1.4.2. Estações de tratamento de despejos industriais Rollins-Purle  
(ALZENTZER, 1972).

A Companhia Rollins-Purle, a partir de sua experiência no tratamento de despejos originados na limpeza de tanques no seu terminal de caminhões, idealizou estações regionais para tratar despejos industriais concentrados.

Até 1971, 3 estações estavam em operação: em Logan Township, N.J., Baton Rouge, La. e Houston, Tex. As plantas são similares nos processos utilizados.

As estações regionais estão localizadas em centros densamente industrializados, projetadas para receber  $760\text{m}^3$  /dia de despejos. De cada veículo que chega com os despejos são tomadas amostras representativas para determinar : (1) se o despejo apresenta a composição contratada e (2) em qual bacia ou tanque ela será descarregada. As estações estão concebidas de modo a permitir que um despejo seja processado por uma combinação de métodos disponíveis ou por um simples processo.

Os despejos tratados são considerados de máximo potencial poluidor, como hidrocarbonetos clorinados, pesticidas, metais, ácidos, soluções aquosas orgânicas de altas DBO e DQO e resíduos de fundo de tanque de refinarias de petróleo.

O tratamento dos despejos se dá por processos químicos, biológicos e térmicos.

Os métodos de tratamento químico incluem:

1. Neutralização de ácidos e bases inorgânicas para produzir sais insolúveis que podem ser colocados numa estrutura impermeável para disposição no solo ou sais solúveis livres de metais pesados para serem reintroduzidos num ambiente salino.

2. Oxidação ou redução de certos compostos para produzir resíduos e soluções estáveis, não tóxicos ou materiais reaproveitáveis, como lodos metálicos.

3. A separação de materiais coloidal e dissolvido para preparar o despejo para tratamento adicional.

O tratamento biológico aplica-se aos despejos contendo compostos orgânicos ou sais de fósforo e nitrato. Inicialmente são feitos ajustes no pH e concentração de DBO e DQO. O esgoto é introduzido em leitos de filtração orgânicos semelhantes a filtros biológicos, mas com 90% de volume ativo. O efluente é conduzido a um sistema de lodos ativados, sendo o efluente armazenado para reuso ou descarregado numa bacia de estabilização.

O sistema de incineração objetiva a queima de hidrocarbonetos líquidos e lodos de sólidos orgânicos. Os gases da combustão são lavados com água. Esta solução ácida é neutralizada com uma solução cáustica antes da descarga.



Os gases são emitidos por uma chaminé de 330m de altura. Segundo ALZENTZER (1972), deste sistema de incineração saem gases dissolvidos neutros e sólidos inertes para aterro.

#### 2.1.4.3. Tratamento centralizado em Allegheny County, Pennsylvania (SHORT, 1977)

Nesta região, próxima a Pittsburgh, desenvolve-se um projeto do Programa de Pesquisa de Esgotos Combinados da Agência de Proteção Ambiental (EPA) do Governo americano.

O objetivo do estudo é determinar a viabilidade técnica e econômica de se estabelecer um tratamento conjunto industrial numa área altamente industrializada compreendendo as últimas 25 milhas do rio Monongahela.

A principal ênfase do projeto é atingir níveis de tratamento iguais ou superiores aos atingidos pela melhor tecnologia disponível economicamente atingível (BATEA). Isto poderia ser obtido numa estação regional, já que plantas individuais dificilmente poderiam atingir este nível de tratamento devido a falta de economia de escala e fatores financeiros.

O projeto se propõe a alcançar os seguintes objetivos:

1. Propor um plano para tratamento, recuperação e/ou disposição de despejos industriais ao nível equivalente ao BATEA;
2. Propor um método para financiamento da estação ao menor custo para o governo e a indústria;
3. Comparar custo-eficiência do sistema regional contra estações individuais.

Para o trecho final do rio Monongahela contribuem 68 indústrias com descargas poluidoras significativas e vazão média global de  $67\text{m}^3/\text{s}$ . As onze maiores indústrias são do setor siderúrgico, refletindo o fato de ser Pittsburgh um grande centro produtor de aço.

A estação proposta supõe que cada indústria lance seus efluentes ao nível BPTCA (melhor prática tecnológica correntemente disponível), os quais seriam os efluentes à estação regional. Os processos projetados apresentam cloração alcalina, adsorção em carvão ativado, remoção de óleo, precipitação de metais e bio-oxidação em 2 estágios, de modo a garantir a melhor qualidade imaginada para o efluente e assegurar capacidade de lidar com acidentes e cargas concentradas.

A estação está dimensionada para  $10,5\text{m}^3/\text{s}$ , mas espera-se que com a recirculação e reuso, a vazão final não ultrapasse  $6,5\text{m}^3/\text{s}$ .

O líquido despejado da piquelagem do aço será aproveitado na formação de flocos na estação central para remoção de óleos e sólidos, proporcionando economia nos custos de operação e manutenção.

#### 2.1.4.4. Plano Sanegran (MIGLINO, 1984; HIDRO SERVICE, 1978).

A região metropolitana de São Paulo compreende a cidade de São Paulo e 36 outras municipalidades com uma população de 15 milhões de habitantes e 11.000 indústrias. O Plano Sanegran prevê que todos os despejos domésticos e industriais desta área devam ser coletados e conduzidos a 3 estações de tratamento centralizadas e construídas em módulos à medida que a demanda aumente.

No quadro 2.3 apresenta-se as estimativas de volumes e cargas poluidoras geradas na área.

QUADRO 2.3 - Estimativa das contribuições domésticas e industriais na RMSP

Fonte: MIGLINO (1984)

ANO	1980	1985	2000
PARÂMETRO			
1. População (hab)	12.550.000	14.838.000	23.594.000
2. Vazão esgotos (m <sup>3</sup> /s)			
2.1. Doméstica	23,0	36,0	74,0
2.2. Industrial	11,0	14,0	24,0
2.3. Total	34,0	50,0	98,0
3. Carga Poluidora (ton <sup>3</sup> /dia)			
3.1. Doméstica	520	830	1920
3.2. Industrial	330	400	670
3.3. Runoff	110	130	190
3.4. Total	960	1360	2780

As indústrias são obrigadas por lei a lançarem seus despejos na rede pública quando houver, atendendo aos padrões de descargas fixadas pelo estado.

Na figura 2.6 apresenta-se o fluxograma da estação de recuperação da qualidade da água de Barueri.

2.1.4.5. - Sistema integrado de tratamento de efluentes líquidos do Polo Petroquímico do Sul (CONPETRO & COPESUL, sd; CORSAN, sd)

Localizado no município de Triunfo, próximo a Porto Alegre, o Polo Petroquímico do Sul é consti

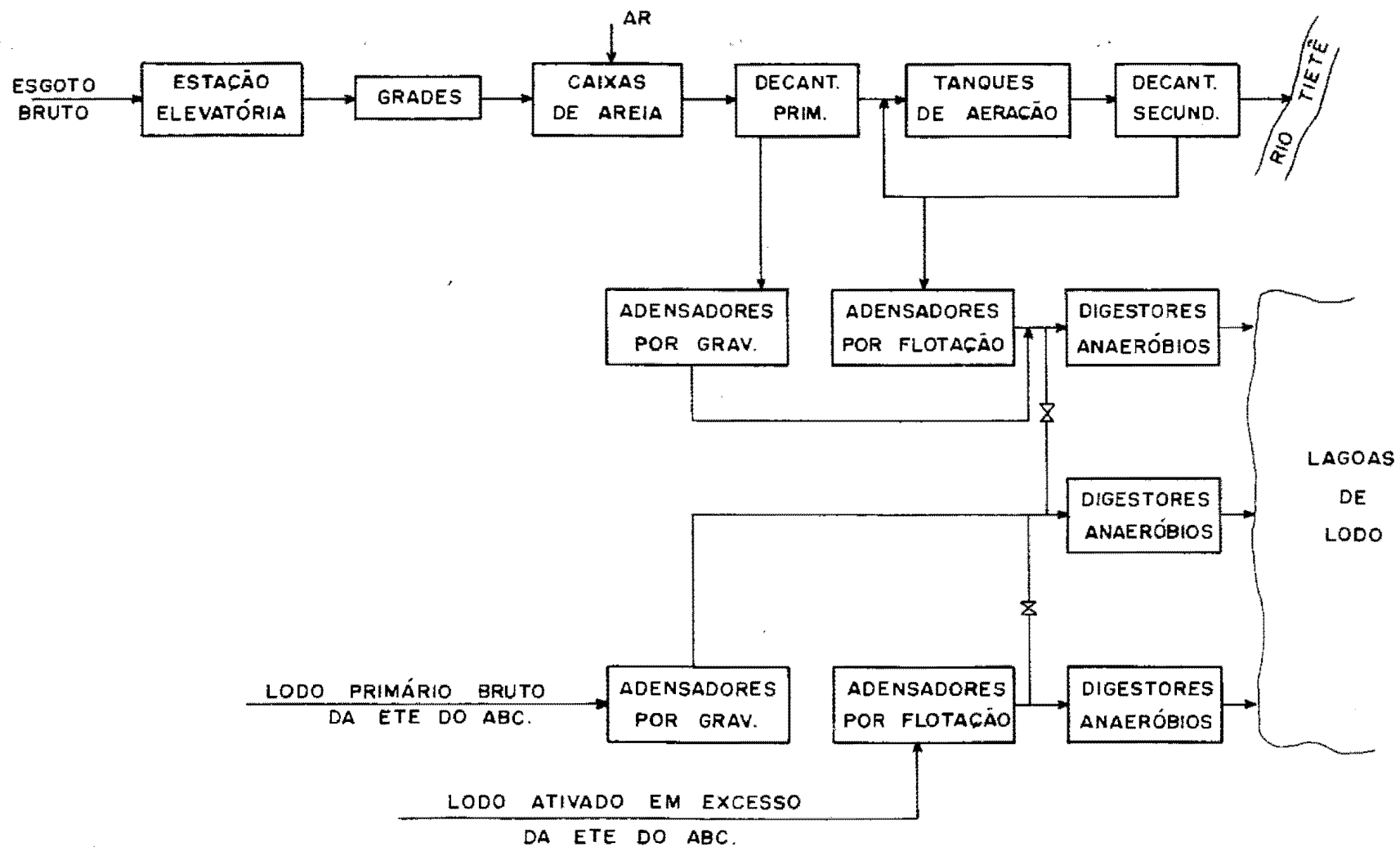


FIGURA 2.6 - Esquema geral da ERQ Suzano

tuído por uma Central de Matérias Primas da COPESUL e pelas unidades de 2.<sup>a</sup> geração. A CEMAP produz os petroquímicos básicos a partir da nafta fornecida pela Refinaria Alberto Pasqualini da Petrobrás e os distribui às unidades de 2.<sup>a</sup> geração, que produzem artigos petroquímicos intermediários ou finais. Atualmente, estão implantadas cinco empresas de 2.<sup>a</sup> geração.

Os despejos produzidos por estas indústrias são segregados, dentro de suas áreas, em orgânicos e inorgânicos, devendo sofrer pré-tratamento antes do lançamento na rede condutora ao SITEL.

No SITEL, os efluentes orgânicos são submetidos a 3 etapas de tratamento:

1. Primário: remoção de material grosseiro, suspenso e óleo da água, obtido por gravidade, separador API, floculação química e flotação;

2. Secundário: estabilização da matéria orgânica, remanescente pelo sistema de lodos ativados. O lodo produzido em excesso é espessado e injetado subsuperficialmente no solo;

3. Terciário: remoção de sólidos suspensos por filtração e polimento final em lagoas de estabilização.

Os efluentes inorgânicos são considerados mais limpos e já saem das empresas com a qualidade exigida pelo órgão ambiental. Dentro do SITEL, passam por uma bacia de equalização e juntam-se aos efluentes orgânicos antes de entrarem nas lagoas de estabilização finais. Estas lagoas tem um tempo de detenção de 26 dias, ao fim dos quais o efluente final é disposto no solo.

A estação tem capacidade para 18.750 m<sup>3</sup>/dia, com remoção de DBO e DQO de, respectivamente, 97 e 90%.

Na figura 2.7 é apresentado o fluxograma geral do SITEL.

#### 2.1.5. Regionalização de estações de tratamento de esgotos

O tratamento conjunto poderá tomar a forma de regionalização. Neste caso, dada uma bacia hidrográfica, ou parte dela, com várias fontes poluidoras pontuais, pode-se determinar o número, tamanho, local e eficiência das estações de tratamento, de maneira a minimizar determinados objetivos, que podem ser custos, impacto na qualidade da água ou uso do solo pela disposição do lodo.

Esta determinação se faz com o auxílio de modelos matemáticos de otimização. Diversas técnicas são apresentadas por pesquisadores citados em BRILL & NAKAMURA (1978).

KANSAKAR & POLPRASERT (1983) apresentam uma técnica de otimização que possibilita dar prioridades a objetivos conflitantes (custo x qualidade da água), chegando a soluções diferentes em função das prioridades dadas.

Este tipo de sistema regional deve ser adotado de maneira criteriosa, já que cargas poluidoras antes distribuídas ao longo do curso d'água serão concentradas em poucos pontos. ADAMS & GEMMEL (1980) demonstram como estações altamente centralizadas podem ocasionar uma diminuição no nível de oxigênio dissolvido crítico do curso d'água em comparação com estações descentralizadas, especialmente em rios de pequena extensão e baixa vazão.

YAO (1983) apresenta um estudo de caso sobre os efeitos da regionalização sobre a qualidade da água de um trecho

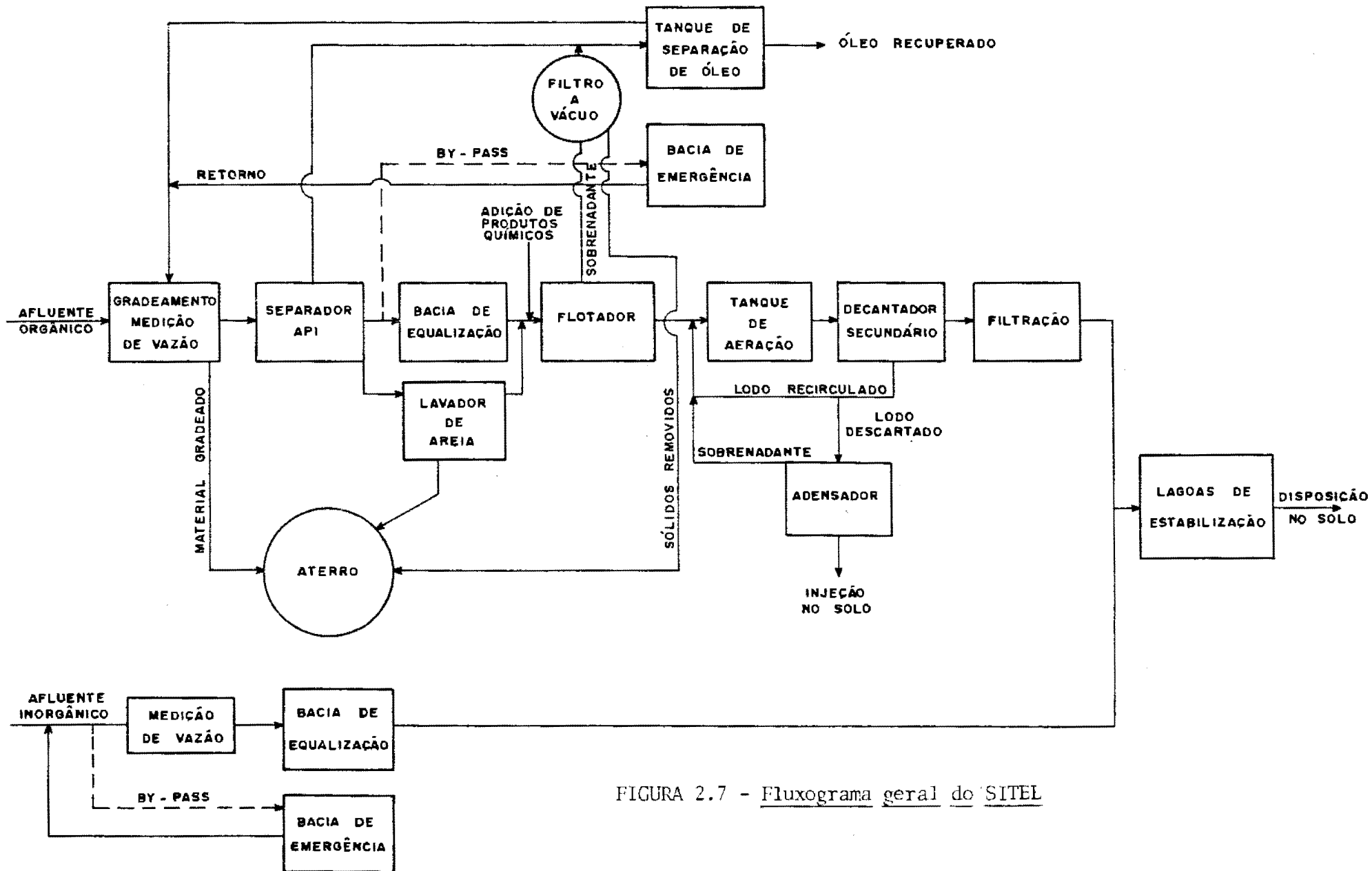


FIGURA 2.7 - Fluxograma geral do SITES

do rio Connecticut. Conclui que a adoção deste sistema pode ser necessário para se atingir níveis de qualidade da água desejados, especialmente em casos envolvendo a chegada de pequenos tributários em rios de maior capacidade.

## 2.2. TRATAMENTO FÍSICO-QUÍMICO DE ESGOTOS

### 2.2.1. Poluentes e seus processos de remoção das águas residuárias

Muitas substâncias são adicionadas à água durante sua utilização, principalmente para fins domésticos e industriais, podendo vir a causar poluição nos cursos d'água receptores.

As principais características indesejáveis presentes nos esgotos são citadas por METCALF & EDDY (1972), ECKENFELDER (1980) e NEMEROW (1978):

1. Sólidos suspensos;
2. Material flutuante, óleos e graxas;
3. Cor, turbidez, odor;
4. Matéria orgânica solúvel biodegradável;
5. Substâncias produtoras de espuma;
6. Compostos orgânicos tóxicos e/ou não biodegradáveis: fenóis, pesticidas, herbicidas, orgânicos sintéticos;
7. Compostos inorgânicos tóxicos: cianetos, sulfetos, cromatos;
8. Metais pesados;
9. Ácidos e álcalis;
10. Calor;
11. Microrganismos;



12. Compostos de nitrogênio e fósforo;

13. Compostos e sais inorgânicos dissolvidos: cálcio, magnésio, cloreto, sulfato.

São disponíveis processos físicos, químicos e biológicos para redução e/ou eliminação destas características dos esgotos. A escolha dos processos está relacionada principalmente à natureza dos despejos, grau de tratamento requerido e aos custos (ECKENFELDER, 1980; GORDON CULP, s.d.).

O tratamento convencional de esgotos, conforme descrito por KUGELMAN (1976) e GORDON CULP (s.d.) compreende:

1º) Tratamento preliminar: remoção de material grosseiro e inorgânico pesado, através de gradeamento e caixa de areia;

2º) Tratamento primário: remoção de sólidos suspensos sedimentáveis e material flutuante; o processo baseia-se na diferença de peso específico existente entre os sólidos e o líquido;

3º) Tratamento secundário: remoção, por oxidação biológica da matéria orgânica solúvel e coloidal biodegradável; os flocos biológicos formados são removidos no tanque de sedimentação secundário;

4º) Desinfecção: eliminação de bactérias e vírus patogênicos por ação de um agente desinfetante. Alguns autores incluem esta etapa dentro do tratamento terciário (NEMEROW, 1978; RAMALHO, 1977; CULT et alii, 1978).

5º) Manuseio e disposição do lodo: muitas impurezas são removidas do esgoto como sólidos, necessitando normalmente de técnicas de digestão, desagüe e disposição fi-

nal adequadas para se obter o controle da poluição esperado.

Composto desta maneira, o tratamento secundário tem a função de remover sólidos suspensos, matéria orgânica biodegradável e microrganismos.

No quadro 2.4 apresenta-se a qualidade de efluente esperada de uma estação de tratamento de esgotos convencional bem operada.

QUADRO 2.4.- Performance típico de uma estação de tratamento convencional

Fonte: KUGELMAN (1976)

Poluente	Efluente (mg/l)	Remoção (%)
Sólidos suspensos	20-30	80-90
DBO	15-25	80-90
DQO	30-60	70-80
Amônia	15-25	0-10
Fósforo	6-10	0-40
Coliformes	1/ml	99,999

Substâncias produtoras de cor e turbidez, nitrogênio, fósforo, matéria orgânica refratária, metais pesados e sais minerais não são suficientemente removidos pelo tratamento secundário convencional (METCALF & EDDY, 1972; ECKENFELDER, 1980; GORDON CULP, s.d.; KUGELMAN, 1976; CULP et alii, 1978).

Em casos em que seja necessária a remoção adicional de DBO, DQO, sólidos suspensos e dos poluentes acima referidos, utiliza-se processos que compõem o chamado tratamento avançado de esgotos. Nesta etapa, o efluente secundário

passa pelos processos de coagulação, floculação, sedimentação, filtração por profundidade e adsorção em carvão ativado. Eventualmente, processos de remoção de nitrogênio são incluídos.

Na figura 2.8, KUGELMAN (1976) apresenta um esquema de tratamento primário, secundário e terciário que incluem processos físicos, químicos e biológicos.

O efluente de um tratamento terciário é um líquido sem odor, cor ou patogênicos, indistinguível em aparência com uma água potável de alta qualidade (GORDON CULP, s.d.).

Em South Lake Tahoe, California, está em operação uma estação de tratamento avançada de esgotos com capacidade para 330 l/s; seu efluente forma um lago com objetivos recreacionais e criação de peixes (CULP et alii, 1978; KUGELMAN, 1976).

O quadro 2.5 mostra a remoção de poluentes obtida nos vários estágios de tratamento.

QUADRO 2.5 - Qualidade dos efluentes em South Lake Tahoe.

Fonte: KUGELMAN (1976).

PARÂMETRO	Esgoto Bruto	EFLUENTE					
		Primário	Secun- dário	Clarifica- ção quím.	Filtro	Adsorção C.Ativ.	Clora- ção
DBO (mg/l)	300	100	30	-	3	1	0,7
DQO (mg/l)	280	220	40	-	25	10	10
SS (mg/l)	230	100	26	10	0	0	0
Turbidez(JTU)	250	150	50	10	0,3	0,3	0,3
MBAS (mg/l)	7	6	2	-	0,5	0,10	0,10
Fósforo (mg/l)	12	9	6	2	0,10	0,10	0,10
Coliformes (NMP/100 ml)	$50 \cdot 10^6$	$15 \cdot 10^6$	$2,5 \cdot 10^6$	-	50	50	<2,0

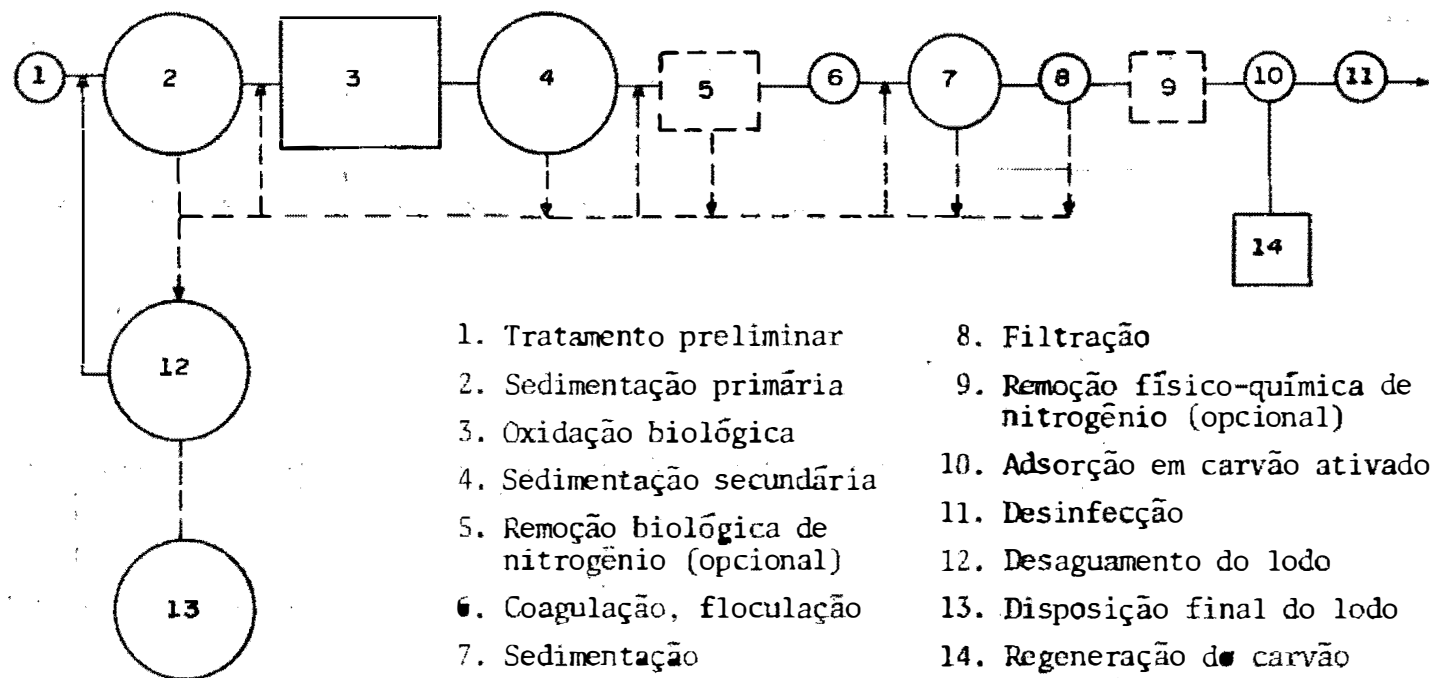


FIGURA 2.8 - Tratamento primário, secundário e terciário completo de esgotos

Vários pesquisadores (METCALF & EDDY, 1972; ECKENFELDER, 1980; KUGELMAN, 1976; CULP et alii, 1978; WEBER, 1972; SORIA & CHAVARRIA, 1978; BISHOP, 1972; HAGER & REILLY, 1970) têm feito referências a aplicação de processos de tratamento avançado diretamente ao esgoto bruto, em substituição ao tratamento secundário. GORDON CULP (s.d.) denomina esta alternativa de "tratamento físico-químico independente".

Além dos processos mencionados nas etapas de tratamento primário, secundário e terciário, existem operações que podem ser incluídas como tratamentos diversos (SORIA & CHAVARRIA, 1978). Têm em geral, a finalidade de remoção de alguma substância específica, Exemplos de tratamento diversos são:

- ajuste de pH, para floculação química, oxidação biológica ou lançamento em corpos receptores;

- precipitação química: redução de metais pesados por precipitação de seus hidróxidos;

- reações de redução-oxidação para redução de matéria orgânica, cianetos, sulfetos, cromo hexavalente;

- torres de resfriamento de águas de temperatura elevada;

- separação de óleo emulsificado por processos químicos, elétricos ou físicos;

- remoção de substâncias produtoras de espuma por agitação ou aeração e condensação;

- redução de material inorgânico dissolvido por destilação, troca iônica, osmose reversa e eletrodiálise;

- disposição dos esgotos no solo, em substituição aos tratamentos secundário ou avançado.

### 2.2.2. Tratamento físico-químico de esgotos

A precipitação química, usualmente pela adição de cal, foi um método usual de tratamento de esgotos na Inglaterra e Estados Unidos no início do século (METCALF & EDDY, 1972). Com o desenvolvimento dos processos biológicos, foi abandonado, ressurgindo em torno de 1930, com a tentativa de utilização de novas técnicas, incluindo, além da clarificação química, a adsorção por carvão ativado. Embora o efluente fosse de boa qualidade, esta técnica não teve implementação, devido a serem seus custos maiores que o tratamento convencional (KUGELMAN, 1976).

A partir de 1970, renovou-se o interesse pela aplicação direta do tratamento físico-químico, devido a fatores como : maior rigor na especificação de padrões de qualidade de efluentes, desenvolvimento de novas técnicas na área do carvão ativado, particularmente a regeneração, avanços tecnológicos dos filtros e melhora na eficiência da clarificação (KUGELMAN, 1976).

Na figura 2.9 apresenta-se o esquema de tratamento físico-químico, conforme KUGELMAN (1976), ECKENFELDER (1980) e CULP et alii (1978).

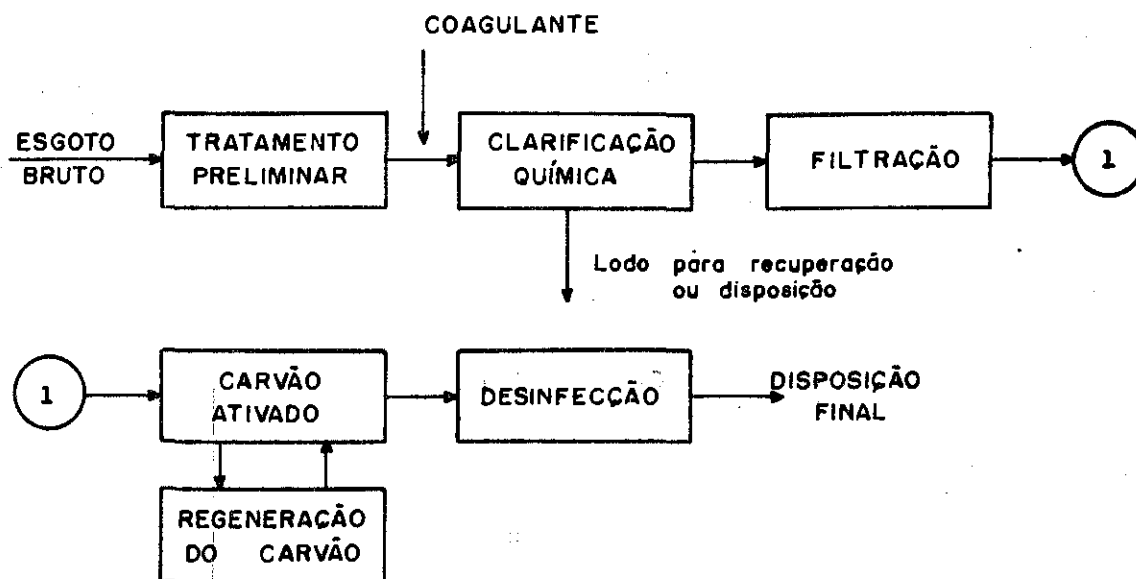


FIGURA 2.9 - Esquema típico do tratamento físico-químico

Segundo GORDON CULP (s.d.), a aplicação direta de processos físico-químicos ao esgoto bruto é recomendada em casos em que se requeiram padrões de qualidade dos efluentes em níveis intermediários entre tratamento biológico e avançado.

Diversos autores citam vantagens do tratamento físico-químico sobre o convencional (KUGELMAN, 1976; SORIA & CHAVARRIA, 1978; WEBER et alii, 1970):

1º) Tempos hidráulicos de retenção menores, reduzindo as necessidades de espaço por um fator de 1/2 e 1/4;

2º) Menor sensibilidade à variação de vazão e composição;

- 3º) Não é afetado por substâncias tóxicas;
- 4º) Remoção potencial de metais pesados;
- 5º) Remoção elevada de fósforo;
- 6º) Maior remoção de compostos orgânicos;
- 7º) Maior flexibilidade no projeto e operação.

CULP et alii (1978) apresentam o efluente esperado de um tratamento físico-químico (quadro 2.6).

QUADRO 2.6.- Qualidade de efluente esperado para várias combinações de processos unitários.

PROCESSOS	DBO (mg/l)	DQO (mg/l)	TURB JTU	PO <sub>4</sub> (mg/l)	SS (mg/l)	COR (unid)	NH <sub>3</sub> -N (mg/l)
Coagulação-Sedimentação	50-100	80-180	5-20	2-4	10-30	30-60	20-30
Coagulação-Sedimentação-Filtr.	30-70	50-150	1-2	0,5-2	2-4	30-60	20-30
Coag.-Sedim.-Filtr.-Ads.	5-10	25-45	1-2	0,5-2	2-4	5-20	20-30
Coag.-Sedim.-Stripping -Filtr.-Ads.	5-10	25-45	1-2	0,5-2	2-4	5-20	1-10

#### 2.2.2.1. Clarificação química

Clarificação química é o termo utilizado para designar três operações distintas: (1) coagulação, (2) floculação e (3) sedimentação (CULP et alii, 1978).

##### 2.2.2.1.1. Coagulação-floculação

As impurezas contidas nos esgotos va



riam em tamanho, desde unidades de Angstroms para substâncias solúveis até microns para material suspenso. Muitos destes sólidos, devido a características de tamanho e densidade são instáveis na suspensão, isto é, sob condições de quiescência hidráulica, sedimentam, influenciados principalmente pela força gravitacional. Outras impurezas, muito pequenas para sedimentação gravitacional e influenciadas por forças eletrostáticas são estáveis na suspensão, necessitando serem desestabilizadas para serem agregadas em partículas maiores e sedimentáveis. A estabilidade de partículas coloidais numa dispersão aquosa é devida, principalmente, a forças eletrostáticas repulsivas entre coloides carregados eletricamente (WEBER, 1972).

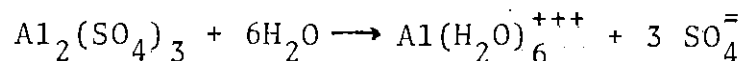
A desestabilização dos coloides pode ser obtida pela adição de produtos químicos à suspensão, que agem de duas maneiras (WEBER, 1972; CULP et alii, 1978; VALENCIA, 1979): (1) redução das forças eletrostáticas por neutralização da carga elétrica ou compressão da dupla capa e (2) formação de polímeros pela reação do produto químico com a água e que são adsorvidos pelos coloides.

Coagulação é o processo de desestabilização das partículas coloidais (VALENCIA, 1979; CULP et alii, 1978).

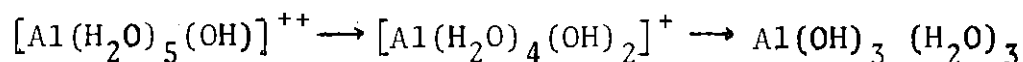
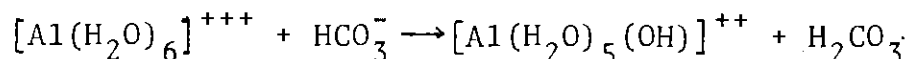
Os coagulantes mais utilizados no tratamento de águas residuárias são: (1) cal, (2) sulfato de alumínio e (3) sais de ferro, como cloreto férrico, sulfato férrico e sulfato ferroso.

As reações destes coagulantes na água são apresentados por VALENCIA (1979).

O sulfato de alumínio, em solução, se encontra associado à água:

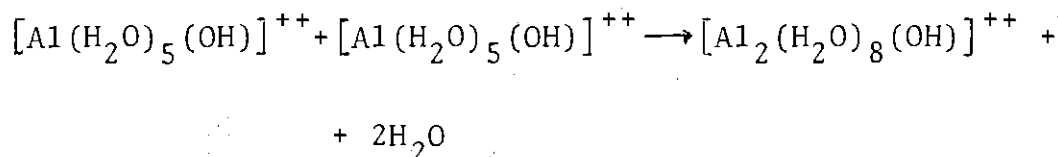


Os íons de alumínio hidratados reagem com a alcalinidade da água:



O hidróxido de alumínio formado precipita a certos pH.

Os compostos que contêm um íon de alumínio reagem entre si, formando polímeros: (complexos hidroxometálicos)

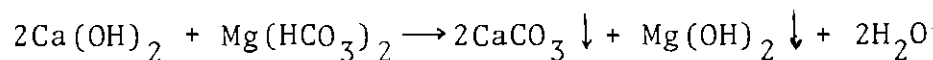
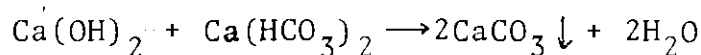


As reações de polimerização seguem formando compostos como  $\text{Al}_6(\text{OH})_{15}$ ,  $\text{Al}_8(\text{HO})_{20}$  e  $\text{Al}(\text{OH})_3(\text{H}_2\text{O})_3$ , segundo o pH.

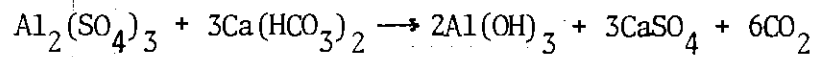
Os íons de alumínio hidratados e os compostos poliméricos são adsorvidos pelos colóides, produzindo sua destabilização.

As reações do cloreto férrico ( $\text{FeCl}_3$ ) com a alcalinidade são similares as do sulfato de alumínio.

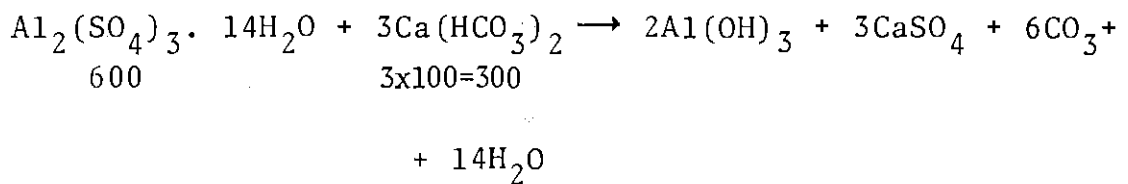
Cal hidratada reage com a dureza de carbonatos da água da seguinte forma (CULP et alii, 1978):



As reações do sulfato de alumínio e cloreto férrico na água consomem sua alcalinidade, ocorrendo um decréscimo no valor do pH. SAWYER & McCARTY (1967), para estimar o consumo de alcalinidade em função da dosagem do coagulante, apresentam as equações na forma molecular:



Para relações de peso esta equação pode ser escrita:



O peso molecular do sulfato de alumínio é 600 e o do bicarbonato de cálcio, que representa alcalinidade, 100.

Desta relação, observa-se que 600 partes de sulfato de alumínio destroem 300 partes de alcalinidade, ou seja, 1 mg/l de coagulante baixa a alcalinidade em 0,5 mg/l, expressa como  $\text{CaCO}_3$ . Para cal hidratada, 1 mg/l reage com 0,39mg/l  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  (ECKENFELDER, 1980).

Quando a alcalinidade da água for insuficiente para reagir com o coagulante, deve ser adicionada como  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{NaOH}$  ou cal.

VALENCIA (1979) considera que o processo de coagulação se desenvolve em cinco fases consecutivas ou simultâneas onde ocorrem reações físicas e químicas:

1.<sup>a</sup> fase: Ao se adicionar um coagulante à água, este se hidroliza (reage com as moléculas da água) produzindo a desestabilização coloidal por adsorção dos produtos da hidrólise (com carga positiva) na dupla capa que envolve os coloides carregados negativamente, ou por interação química com os grupos ionizáveis presentes na sua superfície;

2.<sup>a</sup> fase: Os produtos da hidrólise sofrem reações de polimerização, transformando-se em cadeias tridimensionais com extremos livres;

3.<sup>a</sup> fase: Os polímeros são adsorvidos pelos coloides existentes na suspensão, deixando outros extremos livres;

4.<sup>a</sup> fase: Continua o processo de adsorção pelos coloides dos polímeros, formando massas esponjosas de partículas;

5.<sup>a</sup> fase: Ao sedimentar, os coágulos capturam novas partículas que se incorporam aos microfocos em formação.

A figura 2.10 apresenta, em forma esquemática, as cinco fases descritas.

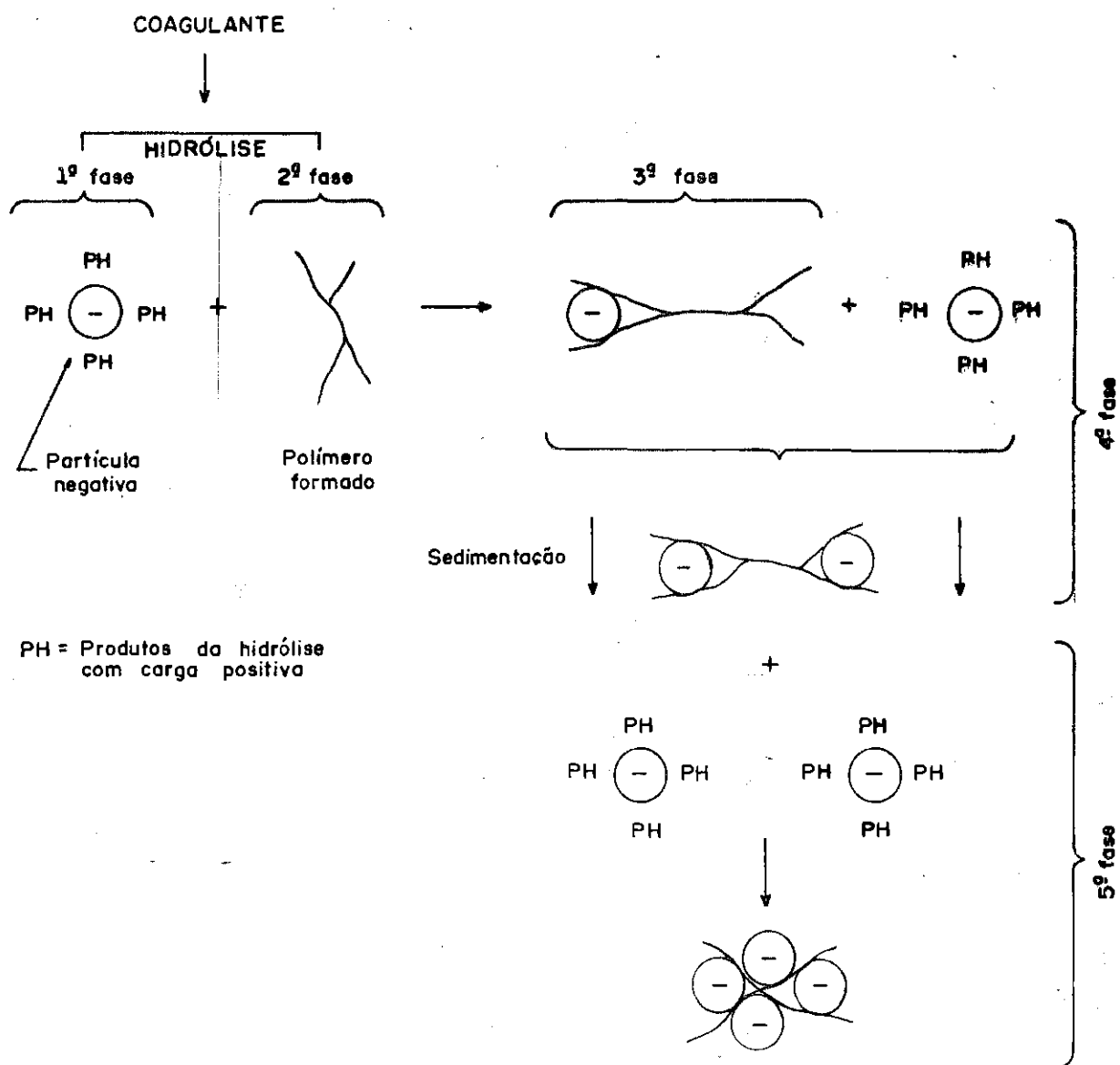
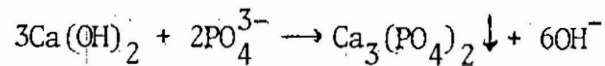
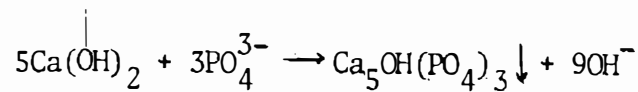
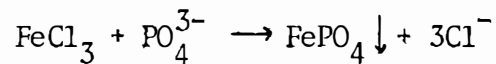
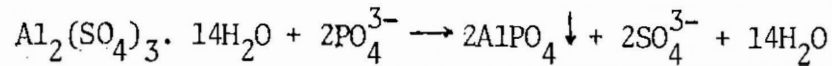


FIGURA 2.10 - Modelo esquemático do processo de coagulação

Fonte: VALENCIA (1979)

No processo de coagulação, além da remoção dos colóides, ocorre a formação de precipitados insolúveis de fósforo (METCELF & EDDY, 1972; ECKENFELDER, 1980; CULP et alii, 1978):



Além da cal, sulfato de alumínio e cloreto férrico, o efluente da piquelagem das superfícies metálicas em usinas siderúrgicas pode ser usado como coagulante (KUGELMAN, 1976; BARTON, 1979; SHORT, 1977; HOWELL, 1982; SCOTT & HORLINGS, 1974; SHANNON & FOWLIE, 1974).

Os sais de ferro encontrados estão presentes como sulfato ferroso ( $\text{FeSO}_4$ ) ou sulfato férrico ( $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ ) quando a piquelagem é realizada, respectivamente, com ácido sulfúrico ou clorídrico. Um líquido da piquelagem típico contém 25-50 g/l de ferro e 50 g/l de ácido sulfúrico (SCOTT & HORLINGS, 1974). No Canadá, muitas indústrias que produzem líquido da piquelagem instalaram equipamentos que cristalizam sulfato ferroso heptahidratado e retornam o ácido ao processo. O sulfato ferroso produzido apresenta pureza superior a 99%.

Estudos desenvolvidos por SCOTT & HORLINGS (1974) e SHANNON & FOWLIE (1974) demonstraram a viabilidade técnica e econômica da utilização do líquido da piquelagem e do sulfato ferroso recuperado da piquelagem por ácido sulfúrico na remoção de fósforo em esgotos, em áreas onde haja disponibilidade deste material.

As reações de hidrólise e polimerização dos sais de alumínio e ferro são muito rápidas, levando menos que 1 segundo (CULP et alii, 1978; WEBER, 1972). Para ocorrer uma dispersão adequada do coagulante com a água residuária, é necessário propiciar uma mistura rápida, que pode ser obtida por meios hidráulicos ou mecânicos (VALENCIA, 1979).

Segundo CULP et alii (1978) câmaras de mistura rápida com tempo de detenção de 15 a 60 segundos, equipadas com agitadores projetados para criar gradientes de velocidade de  $300 \text{ seg}^{-1}$  são adequados para possibilitar a dispersão do coagulante no esgoto. A potência dos agitadores mecânicos para esta finalidade situa-se na faixa de 0,06 a 0,3 hp para cada mil  $\text{m}^3/\text{dia}$  de esgoto.

A agregação de coloides coagulados em partículas maiores que sedimentam por gravidade é aumentada propiciando-se uma agitação adequada do meio, ocorrendo colisão e ligação entre as partículas. Este processo é denominado floculação (CULP et alii, 1978; WEBER, 1972; HUDSON & WOLFNER, 1967). Em câmaras de floculação, gradientes de velocidade produzidos no fluido por agitação mecânica ou hidráulica possibilitam o contato entre partículas. O projeto de floculadores envolve a seleção do gradiente de velocidade, configuração do tanque e tempo de detenção adequado para produzir agregados de tamanho suficiente para remoção no tanque de sedimentação.

O gradiente de velocidade é definido como a quantidade média de trabalho aplicado por unidade de tempo e um volume unitário de fluido de viscosidade definida (CAMP, 1955).

$$G = \left( \frac{P}{\mu} \right)^{1/2}$$

sendo  $G$  = gradiente de velocidade média

$P$  = potência aplicada na água por unidade de volume

$\mu$  = viscosidade absoluta do fluido.

Os valores de  $G$  para tratamento de esgotos variam entre 10 a 200  $\text{seg}^{-1}$  (CULP et alii, 1978).

O tempo de detenção requerido para floculação depende das características da água residuária, variando de 10 a 60 minutos (FAIR et alii, 1981).

Na análise de WEBER (1972), embora as teorias da química coloidal e mecânica dos fluidos sejam importantes na compreensão dos fenômenos envolvidos na coagulação e floculação, elas não podem ser utilizadas sozinhas no projeto; experimentos são necessários para determinação do tipo e dosagem do coagulante, pH e tempo de detenção ótimos.

#### 2.2.2.1.2. Sedimentação

Os flocos formados na coagulação química são separados da suspensão por sedimentação gravitacional.

Numa suspensão, partículas sedimentam de diferentes maneiras, dependendo da concentração da suspensão e características das partículas. FITCH (1958) classifica quatro tipos de sedimentação:

1º) Sedimentação discreta: é a sedimentação de partículas discretas, não floculentas numa suspensão diluída; não é afetada pela presença de outras partículas e é função apenas das propriedades do fluido e características da partícula.



Partículas discretas sedimentam de acordo com a equação:

$$V_o = \frac{Q}{A}$$

sendo  $V_o$  = velocidade de sedimentação

$Q$  = vazão

$A$  = área superficial da bacia.

Sob estas condições a sedimentação independe da profundidade da bacia e tempo de detenção, e depende somente da vazão, área superficial e propriedades das partículas.

2º) Sedimentação flocculenta: remoção de partículas flocculentas numa suspensão diluída. Os sólidos suspensos presentes em esgotos domésticos e industriais não podem ser descritos como partículas discretas de peso específico conhecido. Apresentam tamanhos e características variáveis. Em condições de quiescência, partículas maiores sedimentam mais rápidas, agregando partículas menores na descida. Na clarificação tipo 2, além da vazão, área superficial e propriedades do fluido, a remoção depende da profundidade do tanque, já que quanto maior ela é, maior oportunidade de contato entre partículas.

Para sedimentação deste tipo, testes são necessários para determinar a eficiência de remoção de uma suspensão de partículas flocculentas, já que a velocidade de sedimentação varia continuamente (CULP et alii, 1978; WEBER, 1972). É característico de lodos primários.

3º) Sedimentação por zona: ocorre quando partículas estão muito próximas, agindo forças que as mantêm fixas em relação umas as outras. As partículas formam uma massa que sedimenta como um lençol, formando uma interface

distinta entre o lodo sedimentado e efluente clarificado. O corre em suspensões concentradas como lodos ativados e par tículas coaguladas.

Pelo teste de sedimentação em bancada, obtem-se as características de sedimentação e espessamento da suspensão, requeridas para dimensionar a área superficial da bacia (WEBER, 1972).

4º) Compressão : ocorre quando as partículas entram em contato umas com as outras; a massa compacta da atua com força restritiva à maior consolidação. A compactação das partículas é um processo bastante lento, nesta situação. Corresponde ao espessamento do lodo.

Segundo WEBER (1972) um clarificador tem duas funções principais: (1) remoção efetiva dos sólidos da suspensão e (2) capacidade adequada de coleta e remoção do lodo. Uma terceira função, secundária, é a de espessamento do lodo.

Os critérios de projeto de tanques de sedimentação devem ser baseados nos resultados dos experimentos de velocidade de sedimentação (WEBER, 1972).

CULP et alii (1978) apresentam critérios típicos de projeto para tanques de sedimentação de esgotos químicamente clarificados:

- Taxa de aplicação superficial: 20 - 80 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia
- Tempo de detenção: 1 - 4 horas
- Profundidade: 2 - 4,5 m

Os materiais que podem ser substancialmente removidos na clarificação química são (CULP et alii, 1978; ECKENFELDER, 1980):

- material orgânico e inorgânico, suspenso e coloidal;
- fósforo;
- metais pesados;
- bactérias e vírus;
- óleos e graxas.

Na clarificação química com cal, muitos metais pesados são removidos pela formação de hidróxidos insolúveis a pH elevado; remoção adicional é obtida pela adsorção de ions metálicos pelo floco químico (ARGO & CULP, 1972).

No quadro 2.7 apresenta-se a remoção de poluentes obtida na clarificação química.

QUADRO 2.7 - Percentagem de remoção de compostos orgânicos, sólidos suspensos e fósforo na clarificação química (KUGELMAN & COHEN apud KUGELMAN, 1976)

LOCAL	COAGULANTE	ORGÂNICOS	SOL.SUSP.	FÓSFORO
Ewing Lawrence	170 mg/l $\text{FeCl}_3$	80	95	90
New Rochele (ZM)	Cal pH 11,5	80	98	98
Westgate, Ya	125 mg/l $\text{FeCl}_3$	70	-	-
Salt Lake City	80-100mg/l $\text{FeCl}_3$	75	-	80
Blue Plains	Cal pH 11,5	80	90	95

O Departamento Municipal de Água e Esgotos de Porto Alegre realizou estudo, em escala piloto, de clarificação química e lodos ativados convencionais nos esgotos da cidade no período de março a agosto de 1983 (DMAE, 1983).

No quadro 2.8. apresenta-se as características de operação e de remoção de poluentes obtidas no processo de clarificação química.

QUADRO 2.8. - Características de operação e resultados obtidos na estação piloto de clarificação química (DMAE, 1983)

CARACTERÍSTICAS		Dados da estação(médios)
R e m o ç ã o ( %)	DBO	69,1
	DQO	71,3
	Resíduo Total	14,7
	Sólidos Suspensos	81,2
	Nitrogênio Total	26,2
	Fosfato Total	59,0
	Sulfactantes	8,2
	Coliformes Totais	99,8
	Coliformes Fecais	99,9
	Bário-Cobre-Mercúrio	100,0
	Zinco	37,5
	Estrôncio	16,7
Sódio	16,0	
Dosagem de Sulf. de Alumínio(mg/l)		90 a 230
Mistura rápida	Gradiente de veloc ( $\text{seg}^{-1}$ )	38
	tempo detenção (seg)	15
Flocula- ção	Grad. de velocidade ( $\text{seg}^{-1}$ )	8
	tempo detenção (min)	25
Decanta- dor	Taxa de aplicação superfi- cial ( $\text{m}^3/\text{m}^2$ dia)	25 a 50

Na comparação com o efluente obtido no processo de lodos ativados, o trabalho conclui:

- o efluente dos lodos ativados apresenta menor concentração de DBO, DQO, nitrogênio, surfactantes e sais minerais dissolvidos;

- o efluente da precipitação química com sulfato de alumínio apresenta menor concentração de bactérias, fósforos e sólidos suspensos;

- a remoção de metais pesados é equivalente nos dois processos.

A flotação é outro processo que pode ser usado para separação de partículas sólidas ou líquidas da fase líquida. A separação é obtida pela pressurização do líquido usualmente com 2-4 atm, na presença de ar suficiente para promover sua saturação na água, seguida de despressurização para pressão atmosférica através de uma válvula redutora de pressão. Nesta situação, pequenas gotículas de ar são liberadas da solução, flotando e captando sólidos e óleos até atingir a superfície do tanque, onde são removidas por meios mecânicos. O líquido clarificado é retirado próximo ao fundo do tanque.

A flotação pode ser sem reciclo ou com reciclo de parte do líquido clarificado, possibilitando este a obtenção de efluente de melhor qualidade e maior economia.

Os componentes básicos de um sistema de flotação são: (1) bomba de pressurização; (2) equipamento de injeção de ar; (3) tanque de retenção para promover o contato ar-líquido; (4) válvula redutora de pressão e (5) tanque de flotação.

Em tratamento de águas residuárias, a flotação é usada para: (1) separação de fibras, óleos e graxas e ou-

tros materiais de menor densidade e (2) espessamento de lodos provenientes dos processos de lodos ativados e clarificação química (RAMALHO, 1977).

#### 2.2.2.2. Filtração

No tratamento físico-químico de esgotos, a filtração é utilizada para prevenir uma sobrecarga de sólidos nas colunas de carvão ativado (KUGELMAN, 1976; CULP et alii, 1978), embora haja referências sobre a aplicação direta do efluente clarificado sobre o carvão (HAGER & REILLY, 1970; GORDON CULP, s.d.). Se o carvão for em pó ou o sistema de contato for leito expandido, é recomendada a colocação do filtro após a adsorção (KUGELMAN, 1976; CULP et alii, 1978).

Além da remoção adicional de sólidos suspensos, turbidez, fósforo, DBO, DQO, metais pesados, bactérias e vírus propiciados pela filtração, CULP et alii (1978) citam outras vantagens: melhora da eficiência e redução de custo na desinfecção pela remoção de sólidos e outros materiais interferentes; assegura maior confiabilidade no processo de tratamento e na qualidade final do efluente.

Na filtração, a água percola por um meio filtrante para remover material suspenso e coloidal. A separação destas impurezas do líquido se dá por processos físico-químicos (WEBER, 1972). Os sólidos maiores que os poros do meio filtrante são retidos entre eles; os menores, percolam junto com o líquido entre os interstícios e sua remoção depen

de de dois tipos de mecanismos: (1) transporte das partículas suspensas do líquido para a superfície do meio filtrante e (2) aderência aos grãos do meio (CULP et alii, 1978 ; WEBER, 1972; VALENCIA, 1979).

Os mecanismos de transporte incluem sedimentação, interceptação, difusão e impacto inercial; dependem de características físicas como tamanho do meio filtrante, taxa de aplicação no filtro, temperatura do fluido e tamanho dos sólidos suspensos. A aderência envolve interações eletrostáticas, pontes químicas e adsorção; são afetadas pelos coagulantes utilizados e características químicas da água e meio filtrante (WEBER, 1972).

Os filtros podem ser classificados segundo sua taxa de aplicação (CULP et alii, 1978): filtros lentos de areia operam de  $3-8 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia; rápidos de areia de  $60-120 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia e alta taxa de  $170-880 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia. Nos filtros de areia, a remoção de sólidos se dá na superfície do filtro, uma vez que a porosidade do meio é crescente na direção do fluxo; isto ocasiona uma alta perda de carga quando a água contiver alta concentração de sólidos.

O filtro ideal é aquele que apresenta porosidade de crescente na direção do fluxo. Nos filtros de areia, isto não ocorre, porque, durante a lavagem, as partículas de menor tamanho, ficarão na superfície do meio; desta forma, os sólidos serão retidos na superfície do filtro, produzindo uma alta perda de carga.

Um aumento na área de trabalho do filtro é obtido pela colocação de uma camada de carvão de maior porosidade sobre a areia; tendo o carvão menor peso específico que a areia, as camadas continuarão sobrepostas após a lavagem. CULP (1978) e WEBER (1972) sugerem que haja uma mistura de carvão e areia na sua interface para evitar a acumulação excess

siva de sólidos que ocorrem neste ponto.

Atualmente, já estão desenvolvidos filtros com porosidade decrescente na direção do fluxo: uma camada de grãos finos de granada ou ilmenita (peso específico 4.5) é colocada sob a areia: as partículas de carvão, areia e ilmenita são especificadas de tal maneira que ocorra mistura entre elas, não existindo interface distinta entre as três camadas.

Filtração em meio duplo ou misto são denominados por profundidade e é o sistema recomendado para tratamento avançado ou físico-químico de esgotos (ECKENFELDER, 1980).

Na figura 2.11 é mostrada a seção dos meios filtrantes citados.

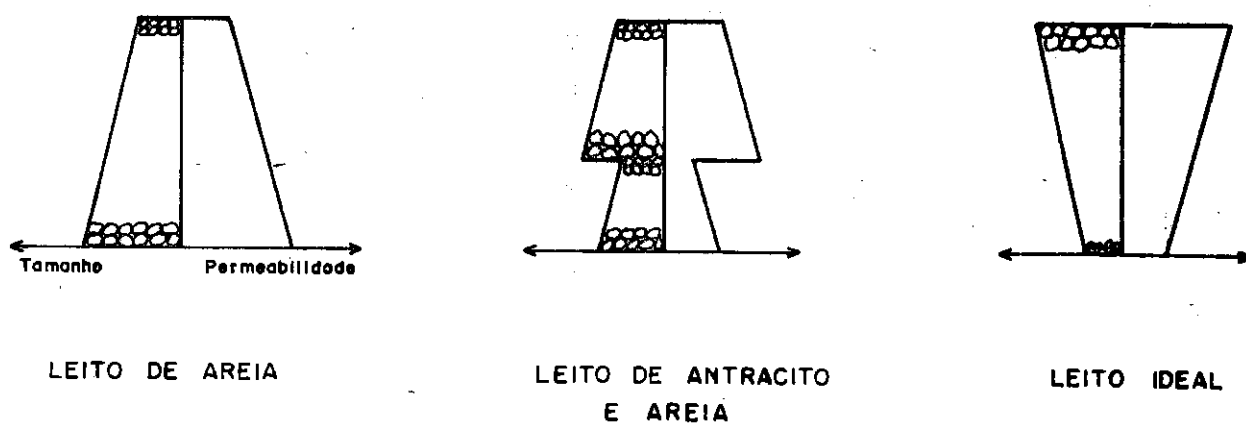


FIGURA 2.11 - Representação gráfica da seção transversal de meios filtrantes

Fonte: VALENCIA (1979)



Especificações gerais para projeto de filtros duplos de areia e antracito são citados por ECKENFELDER (1980), WEBER (1972), CULP (1978) e VALENCIA (1979):

- taxa de aplicação superficial: 120 a 600 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/dia;
- areia: camada de 15 a 30 cm, tamanho efetivo de 0,45 a 0,55 mm e coeficiente de uniformidade menor que 1,65;
- antracito: camada de 40 a 60 cm, tamanho efetivo de 0,9 a 1,0 mm e coeficiente de uniformidade menor que 1,8.

Uma camada suporte de 30 a 45 cm de cascalho é utilizada para evitar perda do meio filtrante e distribuir uniformemente a água de lavagem.

As impurezas removidas da água residuária, durante sua passagem pelo meio granular acumulam-se na superfície e nos poros dos grãos, reduzindo sua porosidade, causando (1) aumento na perda de carga através do filtro e (2) aumento nos esforços que tendem a quebrar os flocos depositados (WEBER, 1972). Com a continuidade da operação do filtro, pode ocorrer que a perda de carga total seja maior ou igual que a carga necessária para se obter a taxa de aplicação desejada ou que o efluente piore pela quebra ou passagem das partículas pelo meio filtrante. Antes que isto ocorra, o filtro deve ser lavado. Filtros rápidos de areia, duplos e mistos são lavados por reversão de fluxo da água filtrada. As taxas de lavagem recomendadas por CULP et alii (1978) são de 800-1200 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia, durante 3 a 15 minutos. Durante a lavagem ocorre uma expansão do meio filtrante de 20-50%, permitindo a retirada do material depositado nos grãos por ação hidráulica e abrasão entre os grãos (WEBER, 1972). O volume de água de lavagem situa-se entre 2-5% da produção do filtro. ECKENFELDER (1980) recomenda intervalo entre lavagens de 6-12 horas; ciclos maiores resultam no desenvolvimento de bolas de barro

no filtro, embora WEBER (1972) considere adequado um intervalo de 24 horas. A água de lavagem dos filtros deve ser coletada em calhas e retornada ao processo de tratamento.

A água filtrada é recolhida em um sistema de drenagem colocado no fundo do filtro que tem a função, ainda, de possibilitar uma distribuição uniforme da água de lavagem através do meio filtrante.

Na operação dos filtros se requer algum sistema de controle para regular a hidráulica do processo. Os métodos empregados são (WEBER, 1972; VALENCIA, 1979).

(1) Filtração à pressão constante: o nível de água é mantido constante sobre o meio filtrante ao longo de todo o ciclo; como a permeabilidade do filtro decresce, a vazão efluente decresce com o tempo.

(2) Filtração à taxa constante: o nível da água é mantido constante sobre o meio filtrante; a vazão do filtro é mantida constante por regulagem das válvulas de controle instaladas na canalização efluente do filtro. Neste sistema, o filtro produz a mesma quantidade de água ao longo de todo o ciclo.

(3) Filtração à taxa declinante: neste sistema todos os filtros atuam conjuntamente como vasos comunicantes de modo que o mais limpo trabalhe com maior velocidade e o mais sujo com menor; desta maneira, o fluxo que entra e sai do conjunto de filtros é constante, mas não cada filtro individualmente. A altura de água sobre o leito é a mesma em todas as unidades e vai subindo lentamente à medida que a perda de carga aumenta. Este método de operação causa uma taxa declinante de filtração à medida que aproxima-se o fim da carreira do filtro. Produz um efluente de melhor qualidade que a operação à taxa constante.

Na figura 2.12 apresenta-se a relação vazão produzida versus tempo de filtração para os três métodos de filtração.

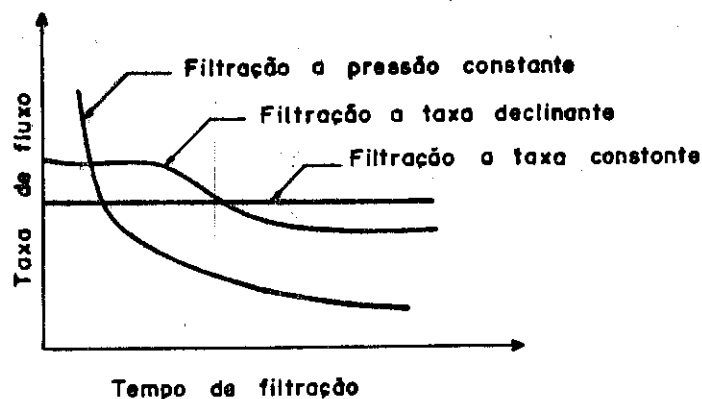


FIGURA 2.12 - Vazão do filtro ao longo de seu ciclo

A etapa de filtração apresenta alguma importância na remoção de metais pesados. Pesquisa desenvolvida por ZEMANSKY (1974) em doze estações de tratamento de água nos Estados Unidos, constituídas por mistura rápida, mistura lenta, sedimentação e filtração rápida em areia, apresentou as seguintes remoções médias de metais pesados (quadro 2.9).

QUADRO 2.9. - Remoção média de metais em estações de tratamento de água.

Fonte: ZEMANSKY (1974)

METAL	Micros-trainer	Clarifi-cador	Filtro	Média da estação
Cromo	25	35	15	31
Cobre	14	26	37	49
Ferro	47	51	49	65
Chumbo	3	27	29	32
Manganês	36	30	55	65
Molibdênio	21	8	12	15
Niquel	3	40	41	54
Zinco	30	36	37	48

Como se observa, estes processo de tratamentos físi-co-químicos são capazes de remover, em maior grau, ferro, manganês, níquel, cobre e zinco e, com menor eficiência, cro-mo e chumbo.

O estudo conclui que a percentagem de remoção de to-dos os metais é maior quando a concentração do afluente é maior. A-lém disto, frequentemente ocorreu o fato de que, uma vez que o metal tenha sido significativamente removido no clarifica-dor, a remoção no filtro foi pequena, o inverso também ocor-rendo.

#### 2.2.2.3. Adsorção em carvão ativado

Compostos orgânicos refratários medidos pela DQO, não são inteiramente removidos na clarificação quí-mica e filtração. A adsorção por carvão ativado apresenta-se como um processo desenvolvido e eficiente para sua remo-ção (ECKENFELDER, 1980; KUGELMAN, 1976; CULP et alii, 1987; WEBER, 1972). Estes compostos incluem substâncias produto-

ras de cor e odor, detergentes, lignina, tanino, éteres, herbicidas e pesticidas. No tratamento físico-químico, onde é suprimida a oxidação biológica, tem a função adicional de remover compostos biodegradáveis (ECKENFELDER, 1980). Compostos inorgânicos, incluindo alguns metais pesados, também são adsorvidos pelo carvão (CULP et alii, 1978). O processo de adsorção envolve a atração e acumulação de uma substância na superfície de outra, caracterizando um fenômeno superficial (KUGELMAN, 1976; CULP et alii, 1978). O material sendo concentrado é denominado adsorbato e o que adsorve, adsorvente. Segundo WEBER (1972), em água e esgoto, a adsorção de uma substância da solução para o sólido é o resultado da combinação de duas propriedades características do sistema solvente-soluto-sólido:

1º) caráter hidrofóbico do soluto relativo ao solvente, medido para esta finalidade pelo grau de solubilidade da substância dissolvida; tanto mais hidrofóbico, maior facilidade de adsorção;

2º) Afinidade do soluto pelo sólido, que pode ser devido à atração por forças elétricas (troca iônica), de van der Waals (física) ou de natureza química.

WEBER (1972) cita que a maioria dos fenômenos de adsorção são uma combinação das três forças, embora ECKENFELDER (1980) classifique adsorção como o processo no qual "moléculas acumulam-se numa superfície sólida por forças atrativas de van der Waals resultantes do desequilíbrio existente entre o adsorvente e as moléculas na solução".

A adsorção física caracteriza-se por uma baixa energia de adsorção, isto é, o adsorbato não é fortemente ligado ao adsorvente e não permanece fixo num local específico da superfície, movimentando-se na sua interface (WEBER, 1980).

A ativação do carvão produz muitos poros no seu interior, criando uma vasta área superficial disponível para adsorção, atingindo até  $1000\text{m}^2/\text{g}$  (KUGELMAN, 1976). Pode ser preparado a partir de uma série de materiais carbonáceos, como madeira, carvão, caroços de frutas, bagaço de cana, ossos, etc., sendo mais utilizados, em saneamento, carvões mineral e vegetal. O processo envolve a preparação do material na granulometria desejada, desidratação, carbonização e ativação física ou química. Na carbonização, o material orgânico é convertido a carbono primário, que é uma mistura de cinza, alcatrão, carbono amorfo e carbono cristalino; os gases de hidrogênio e oxigênio são removidos. Na ativação ocorre a liberação dos poros pela queima de produtos de decomposição amorfos (alcatrão) e o seu alargamento no material carbonáceo (KUGELMAN, 1976).

Carvão ativado encontra-se em forma de pó ou granular. Ambos são efetivos na remoção de orgânicos, mas requerem métodos de contato e regeneração diferentes.

Carvão granular normalmente utilizado encontra-se nos tamanhos 12 x 40 mesh. É contatado com o esgoto em colunas por onde o fluxo passa, por gravidade ou pressão. A direção do fluxo pode ser ascendente, em leito expandido ou fixo, ou descendente em leito fixo. Leito fixo oferece adsorção e filtração, mas requer lavagem frequente (KUGELMAN, 1976). CULP et alii (1978) recomendam tempo de contato de 10 a 50 minutos e taxa de aplicação de  $120-600\text{ m}^3/\text{m}^2$  dia.

A capacidade de adsorção do carvão vai-se exaurindo com o tempo, até o momento em que deve ser regenerado; no tratamento de águas residuárias a regeneração é feita em fornos múltiplos, onde a manutenção de temperatura suficientemente elevada libera o material adsorvido (GORDON CULP, s.d.). Durante o processo cerca de 10% do carvão é

perdido (KUGELMAN, 1976). A economia da regeneração é função da quantidade de carvão utilizada no tratamento. Segundo CULP et alii (1978), no tratamento físico-químico, para vazões acima de 35 l/s, provalmente é vantajoso fazer a regeneração do carvão na própria estação.

Carvão em pó apresenta granulometria predominantemente menor do que 325 mesh. É misturado com a água residual pelo tempo necessário para que ocorra adsorção e posteriormente removido por sedimentação. É mais difícil de manusear devido ao pó e sua regeneração é mais complexa. Todavia, requer menos investimento de capital que as unidades com carvão granular (GORDON CULP, s.d.; KUGELMAN, 1976).

Os fatores que mais influenciam a adsorção por carvão ativado, citados por WEBER (1972) são:

1º) Área superficial: sendo um fenômeno superficial, a adsorção é favorecida pelo aumento da área superficial;

2º) Natureza do adsorbato: em geral, a adsorção aumenta à medida que decresce a solubilidade do soluto no solvente;

3º) pH: em geral, adsorção de solventes orgânicos aumenta com o decréscimo do pH;

4º) Temperatura: adsorção geralmente aumenta com o decréscimo na temperatura;

5º) Adsorção de solventes misturados: compostos presentes nos esgotos competem mutuamente pelos sítios de adsorção, causando diminuição na taxa de adsorção;

6º) Natureza fisicoquímica do carvão ativado: tem

efeito na taxa e capacidade de adsorção a matéria prima utilizada, sua química superficial e porosidade.

A capacidade adsortiva de cada carvão ativado é medida pelas isotermas de adsorção, que é a relação, a uma dada temperatura, entre a quantidade de substância adsorvida por grama de carvão e a concentração remanescente da substância na solução (CULP et alii, 1978). A equação de Freundlich pode ser utilizada para descrever este fenômeno (WEBER, 1980):

$$\frac{x}{m} = KC^{1/n}$$

sendo

$\frac{x}{m}$  = quantidade de impureza removida por peso unitário de carvão (capacidade adsortiva)

K e n = constantes

C = concentração remanescente da impureza na solução

Em soluções diluídas, como esgoto, a isoterma será uma reta, em escala logarítmica

$$\log \frac{x}{m} = \log K + \frac{1}{n} \log C$$

Isotermas são obtidas pelo tratamento de volumes fixos do líquido a ser testado com uma série de pesos conhecidos de carvão; a mistura carvão-líquido é agitada por um tempo fixo, à temperatura constante. Após a remoção do carvão, por filtração, o conteúdo orgânico da solução é determinado.

Por este teste, é possível comparar a capacidade de vários carvões e determinar a qualidade do efluente atingível após a adsorção (CULP et alii, 1978).



Outros testes utilizados com propósitos seletivos são o de número de iodo e melado, que medem, respectivamente, a capacidade adsorptiva do carvão para moléculas pequenas e grandes.

Uma vez selecionado o carvão mais efetivo no tratamento de determinada água residuária, devem ser efetuados testes em coluna para a obtenção dos parâmetros de projeto, como tempo de contato ótimo, taxa de aplicação, perda de carga e taxa de lavagem (CULP et alii, 1978).

KUGELMANN (1976) e WEBER (1978) observaram que a capacidade adsorptiva do carvão é maior na prática do que aquela projetada nos testes das isotermas, atribuindo este fato ao desenvolvimento de uma atividade biológica no carvão, causando uma regeneração parcial na própria coluna e com reflexos favoráveis na economia do processo.

No quadro 2.10 apresenta-se informações sobre a performance do tratamento físico-químico com adsorção em carvão ativado quando aplicados a esgotos brutos, em estações piloto.

QUADRO 2.10. - Eficiência do tratamento físico-químico aplicado a esgotos brutos

Fonte: CULP et alii (1978)

LOCAL	DBO			DOO			SS			FÓSFORO		
	AFL	EFL	%	AFL	EFL	%	AFL	EFL	%	AFL	EFL	%
Rocky River, Ohio	118	8	93	235	44	81	107	7	93	-	-	-
Ewing Lawrence, NJ	100	2-3	97,5	-	-	-	-	-	-	10	1	90
Z-M Pilot Plant at New Rochelle, N.Y.	-	-	-	220	2-14	96	-	-	-	7,6	0,2	97
Cleveland, Ohio	235	24	90	523	50	90	207	13	94	5,4	0,5	91
Blue Plains, D.C.	129	6,2	95	307	15,5	95	-	-	-	8,4	0,13	98,5
Salt Lake City, Utah	100	10-20	85	200	12- 30	89,5	100	5	95	6	0,1	97
Albany, N.Y.	104	10-20	86	276	10- 40	91	130	-	-	-	-	-

2.2.2.4. Desinfecção

Embora os processos de coagulação, sedimentação, filtração e adsorção removam um número considerável de organismos patogênicos, uma etapa específica de desinfecção pode ser incluída no tratamento de esgotos para assegurar proteção contra doenças transmitidas pela água em mananciais para abastecimento e recreação (CULP et alii, 1978; WEBER, 1972; WHITE, 1972). Entre estas doenças incluem-se a febre tifoide, cólera, desintéria amoebica, gastroenterites, esquistossomose, verminoses, poliomielite e hepatite infecciosa (WHITE, 1972).

Na desinfecção, os organismos patogênicos são destruídos ou inativados (WEBER, 1972). Existe uma série de maneiras para alcançar a desinfecção: calor, luz solar, radiação ultra-violeta, gama e X, produtos químicos oxidantes como cloro, cromo, iodo e ozônio, ions metálicos de cobre e prata,

surfactantes e produtos alcalinos e ácidos (FAIR et alii, 1981). Por questões práticas de eficiência e economia, o cloro é o agente desinfetante mais utilizado no tratamento de esgotos (FAIR et alii, 1981; WHITE, 1972), embora a aplicação de ozônio seja prática usual na Europa, principalmente em tratamento de água (FREITAS, 1981).

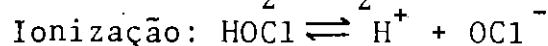
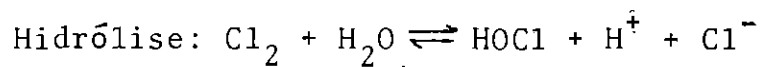
A morte dos organismos se dá pela inativação de enzimas essenciais ao metabolismo celular devido as suas reações com cloro (FAIR et alii, 1981). O processo se desenvolve em duas etapas (1) penetração do cloro na parede celular e (2) reação com as enzimas.

A eficiência do processo normalmente é medida pela presença de organismos indicadores, as bactérias do grupo coliforme, já que o isolamento e a enumeração dos organismos patogênicos requer métodos mais complexos de análise. A uma redução no número de coliformes corresponde uma diminuição proporcional no número de patogênicos, embora existam organismos, particularmente protozoários e vírus, que são mais resistentes à desinfecção por cloro que os indicadores (WEBER, 1972; FAIR et alii, 1981; WHITE, 1972).

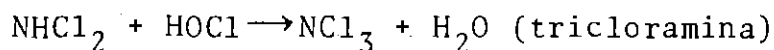
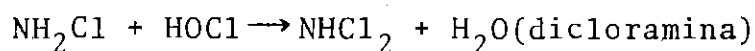
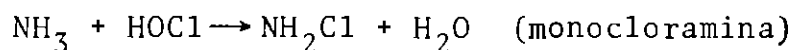
Além dos organismos presentes na água, são fatores intervenientes na desinfecção: concentração e natureza do desinfetante (tipo de cloro residual), substâncias interferentes, grau de mistura, pH, tempo de contato e temperatura (CULP et alii, 1978; WEBER, 1972; FAIR et alii, 1981; WHITE, 1972).

Cloro é aplicado na forma de gás ( $Cl_2$ ) ou hipoclorito ( $CaCoCl_2$ ), ( $NaOCl$ ). Adicionados à água, reagem formando o ácido hipocloroso e ion hipoclorito. A distribuição de cada um é dependente do pH: a pH = 7, cerca de 80% do cloro livre disponível está presente como  $HOCl$ , que tem poder

desinfetante muito maior que o  $\text{OCl}^-$  (FAIR et alii, 1981).



Na presença de amônia ocorre reação com o ácido hipocloroso:



As cloraminas são referidas como cloro combinado disponível e sua distribuição depende das concentrações de cloro e amônia, pH e temperatura. Tem menor poder desinfetante que o HOCl e  $\text{OCl}^-$  (FAIR et alii, 1981).

A uma certa relação na concentração de cloro para amônia, inicia-se um processo de oxidação da amônia para gás nitrogênio e redução do cloro residual; o ponto onde toda a amônia foi convertida é denominado "breakpoint". A cloração, a partir deste ponto, é referida como cloro livre residual (CULP et alii, 1978; WHITE, 1972).

Substâncias orgânicas presentes na água interferem com a desinfecção, uma vez que as reações de oxidação do cloro com este material produzem complexos orgânicos de baixo poder germicida; a turbidez, por outro lado, prejudica o contato do desinfetante com os organismos (WHITE, 1972; WEBER, 1972).

Na adição do cloro à água, deve ser assegurado um tempo de contato adequado e uma mistura completa e uniforme, de modo a permitir sua ação sobre os organismos.

Um aspecto importante a ser avaliado no processo de

cloração é a formação de trihalometanos, principalmente clorofórmio, por reações entre o cloro e a matéria orgânica presente na água, conforme demonstram estudos desenvolvidos pela EPA e citados por CULP (1978) e FREITAS (1981). Sendo o clorofórmio uma substância cancerígena, FREITAS (1981) sugere a remoção das substâncias orgânicas por processos de aeração, clarificação química, filtração e, em casos mais graves, ozonização e adsorção, antes da cloração.

O Departamento Municipal de Água e Esgotos de Porto Alegre pesquisando alternativas de remoção de coliformes numa estação piloto de lodos ativados, avaliou a formação de trihalometanos pela cloração de seu efluente (DMAE, 1983). Seguido o estudo, para uma dosagem de 3 mg/l Cl<sub>2</sub>, a quantidade total de trihalometanos variou de 3,2 a 15,9 µg/l, inferiores ao limite recomendado pela Agência de Proteção Ambiental dos EUA para água potável, 100 µg/l.

#### 2.2.2.5. Manuseio do lodo

No processo de clarificação química são geradas grandes quantidades de lodos químicos cuja natureza depende do coagulante utilizado e das características da água residuária (CULP et alii, 1978). A estimativa de sua quantidade é feita pelas reações químicas envolvidas e dados obtidos no teste de Jarros. As reações básicas requeridas para este cálculo são apresentadas em publicação da EPA Technology Transfer Manual ("Physical-Chemical Wastewater Treatment Plant Design", de Gordon Culp et alii, 1973).

No quadro 2.11 apresenta-se as estimativas de produção de lodo quando 400 mg/l Ca(OH)<sub>2</sub>, 200 mg/l Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> · 14 H<sub>2</sub>O e 80 mg/l FeCl<sub>3</sub> são adicionados a um esgoto com as seguintes características:

- Sólidos suspensos: 250 mg/l;

- Sólidos suspensos voláteis: 150 mg/l;
- Fósforo: 11,5 mg/l P;
- Dureza total: 170,5 mg/l  $\text{CaCO}_3$ ;
- $\text{Ca}^{2+}$ : 60 mg/l;
- $\text{Mg}^{2+}$ : 5 mg/l.

QUADRO 2.11 - Estimativas de produção de lodo químico ( $\text{kg/m}^3$ )

Fonte: GORDON CULP (1973)

ESPÉCIES DE LODO	CAL	SULFATO DE ALUMÍNIO	CLORETO FÉRRICO
Sólidos suspensos	0,250	0,250	0,250
$\text{Ca}_5\text{OH}(\text{PO}_4)_3$	0,061	-	-
$\text{Mg}(\text{OH})_2$	0,012	-	-
$\text{CaCO}_3$	0,430	-	-
$\text{Al PO}_4$	-	0,044	-
$\text{Al}(\text{OH})_3$	-	0,024	-
$\text{Fe PO}_4$	-	-	0,055
$\text{Fe}(\text{OH})_3$	-	-	0,015
TOTAL	0,753	0,318	0,320

Estas estimativas basearam-se em aspectos teóricos das reações químicas envolvidas. Assim, o efluente apresentou concentração zero de  $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$  e sólidos suspensos, isto é, todo o coagulante foi utilizado e removidos todos os sólidos.

Na prática, entretanto, isto não ocorre pela presença de reações paralelas e perda de sólidos durante a decantação (GORDON CULP, 1973; EPA, 1979).

A Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (1979) apresenta quantidades estimadas de sólidos suspensos e químicos removidos em um tanque de sedimentação (quadro 2.12).

QUADRO 2.12 - Estimativa de remoção de sólidos suspensos e químicos em um tanque de sedimentação primária.

Fonte: EPA (1979)

TIPO DE LODO	SEM ADIÇÃO QUÍMICA <sup>b</sup>	COM ADIÇÃO QUÍMICA <sup>a</sup>		
		CAL <sup>c</sup>	ALUMÍNIO <sup>d</sup>	FERRO <sup>e</sup>
Sólidos suspensos (kg/m <sup>3</sup> )	0,125	0,187	0,187	0,187
Sólidos químicos (kg/m <sup>3</sup> )	-	0,249	0,043	0,055
Produção total de lodo (kg/m <sup>3</sup> )	0,125	0,436	0,230	0,242

- (a) Concentração afluyente de fósforo de 10 mg/l, com 80% de remoção por precipitação química.
- (b) Concentração afluyente de sólidos suspensos de 250 mg/l com 50% de remoção.
- (c) 125 mg/l Ca(OH)<sub>2</sub> para elevar esgoto até pH = 9,5.
- (d) Adição de 154 mg/l Al<sub>2</sub>(S)<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14 H<sub>2</sub>O.
- (e) Adição de 84 mg/l FeCl<sub>3</sub>.

Lodos provenientes da adição de sais de alumínio e ferro apresentam maior dificuldade de desagglamento que lodos não químicos, devido a sua natureza gelatinosa (CULP et alii, 1978; EPA, 1979).

A medida do teor de desaggl de um lodo pode ser medida pelo valor da resistência específica e coeficiente de compressibilidade, parâmetros obtidos experimentalmente (WE

BER, 1972). A resistência específica é a medida da facilidade com a qual a água é drenada de um dado volume de lodo quando este está submetido a uma força impulsora como gravidade ou vácuo; assim, tanto maior a resistência específica, maior dificuldade de desaguar. O coeficiente de compressibilidade, por outro lado, é obtido pela declividade da curva resistência específica versus pressão quando três ou mais testes de resistência específica são feitos a diferentes pressões. Neste caso, um maior coeficiente de compressibilidade indica maior facilidade de desaguar (CULP et alii, 1978).

ADAMS et alii (1981) indicam os procedimentos para obtenção destes parâmetros em laboratório.

CULP et alii (1978) apresentam valores da resistência específica e coeficiente de compressibilidade para vários tipos de lodo (Quadro 2.13).

QUADRO 2.13 - Valores de resistência específica e coeficiente de compressibilidade de típicos de vários lodos.

LODO	RESISTÊNCIA ESPECÍFICA (seg <sup>2</sup> /g)	COEFICIENTES DE COMPRESSIBILIDADE
Primário	15-70 x 10 <sup>9</sup>	-
Digerido	14-70 x 10 <sup>9</sup>	0,51 - 0,74
Trat.de água	1-10 x 10 <sup>9</sup>	0,8 - 1,3

Experimento desenvolvido por GALE (1968) com lodo de sulfato de alumínio submetido a 1 atm de pressão, apresentou resistência específica de  $5,3 \times 10^9$  seg<sup>2</sup>/g.

O lodo contém grande quantidade de água, atingindo até mais de 99%, além de estarem concentradas as impurezas



removidas do esgoto (WEBER, 1972). O estudo já citado desen-  
volvido pelo DMAE (1983), avaliou o teor de sólidos do lodo  
produzido pela adição média de 162 mg/l de sulfato de alumí-  
nio ao esgoto doméstico de Porto Alegre (Quadro 2.14).

QUADRO 2.14 - Teor de sólidos no lodo químico

VARIÁVEL	VALOR
Vazão média diária (l/dia)	38.880
Volume produzido por dia (l)	270
Sólidos totais em suspensão no lodo (%)	1,16
Sólidos suspensos voláteis (% dos sólidos totais)	70,2

Para reduzir o volume do lodo e torná-lo inofensi-  
vo para disposição final, utilizam-se técnicas de condicio-  
namento, espessamento, desaglutamento, secagem e conversão  
(CULP et alii, 1978; WEBER, 1972; EPA, 1979).

As alternativas de manuseio do lodo químico são as  
mesmas utilizadas para os lodos primários e secundários bi-  
ológicos (GORDON CULP, s.d.; EPA, 1979). A escolha dos pro-  
cessos dependerá de fatores econômicos, facilidade de reti-  
rada da água do lodo, suas características químicas e bio-  
lógicas, tamanho da estação, disponibilidade de área e  
possibilidade de reutilização de seus constituintes (WEBER,  
1972).

GORDON CULP (s.d.) apresenta as alternativas bási-  
cas de manuseio do lodo (figura 2.13).

No condicionamento aplica-se métodos físicos ou quí-  
micos ao lodo de modo a transformar a massa gelatinosa que  
o compõe em material poroso com maior facilidade de libera-  
ção da água (WEBER, 1972). O método mais utilizado é a adi-

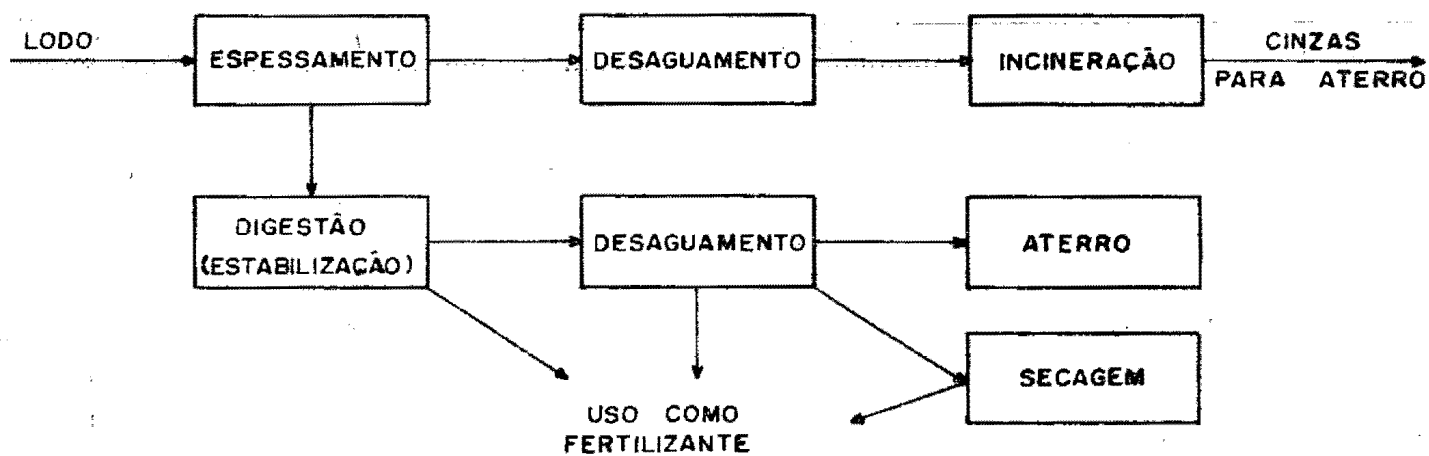


FIGURA 2.13 - Alternativas básicas de manuseio do lodo

ção de coagulantes como cloreto férrico, cal e polímeros. Outra possibilidade é o aquecimento do lodo a alta temperatura sob pressão; nestas condições ocorre uma melhora nas características de desagüe, mas é produzido um líquido altamente poluído que deve ser retornado ao processo (GORDON CULP, s.d.).

O espessamento é a primeira etapa de remoção de água para redução do volume de lodo e a economia obtida com sua implementação no dimensionamento das unidades seguintes supera amplamente seus custos (WEBER, 1972; EPA, 1979).

Um tanque de sedimentação convencional pode ser projetado de modo a permitir o espessamento, necessitando, para isto, maior profundidade para acumular o lodo e mecanismos de raspagem mais pesados (WEBER, 1972). Em unidades separadas, podem ser por gravidade ou flotação, sendo seus mecanismos de ação similares aos ocorridos na sedimentação, exceto que a concentração de sólidos é muito maior (GORDON CULP, s.d.).

Lodos químicos são difíceis de espessar a mais de 3 ou 4% de sólidos (WEBER, 1972).

Os processos de desaguamento proporcionam um aumento da concentração de sólidos no lodo pela separação adicional de água por métodos mecânicos artificiais ou naturais. (WEBER, 1972; EPA, 1979).

Entre os primeiros, os métodos mais utilizados são:

1º) Filtração a vácuo: é o método de desagüe mecânico mais usual. Consiste basicamente de um tambor cilíndrico, coberto com material filtrante, que gira parcialmente submerso em uma cuba contendo lodo. Vácuo é aplicado dentro do tambor para extrair a água, ficando os sólidos retidos

no meio filtrante. Uma vez completo o ciclo, uma lâmina retira o "bolo de lodo" da superfície do tambor, tendo iní-cio novo ciclo. Produz um lodo com 30-40% de sólidos e po-de ser aplicado ao lodo bruto ou digeridos, dependendo de sua disposição final.

2º) Centrifugação: neste processo, o lodo é injetado em um cilindro que gira a alta rotação, ficando os sólidos concentrados na parede do cilindro, de onde são removidos por um raspador; o líquido é drenado do centro do cilindro e retornado ao processo. Sua eficiência e custo são similares à filtração a vácuo, exigindo, entretanto, maior manutenção (GORDON CULP, s.d.).

3º) Filtro prensa: produz lodo com maior concentra-ção de sólidos que o filtro a vácuo e centrífugas, atengin-do até 50% (GORDON CULP, s.d.; WEBER, 1972). Consiste de uma série de pratos paralelos cobertos em ambos os lados com material filtrante. Lodo é injetado sob pressão nos espaços existentes entre os pratos sucessivos, sendo forçado a passar pelo meio filtrante onde ficam retidos os sólidos. Após um período de tempo no qual o filtro enche-se de lodo concentrado, a prensa é aberta e os sólidos são retirados.

Leitos de secagem, especialmente, e lagoas de lodo são os métodos de desagüe natural mais comuns (WEBER, 1972; EPA, 1979).

Leitos de secagem convencionais consistem em estruturas retangulares de 5-20m de largura por 15-50m de com-primento onde são colocados 10-25cm de areia sobre 20-40cm de cascalho. Uma camada de 15-30cm de lodo estabilizado é disposta sobre a superfície do leito e a secagem ocorre por filtração pela areia e evaporação. A água é drenada por condutos dispostos na camada inferior do cascalho (EPA, 1979). A concentração de sólidos obtidos por este processo varia

de 25-45% (WEBER, 1972). Uma vez seco, o lodo é removido mecânica ou manualmente do leito, iniciando então um novo ciclo. Normalmente, 5 a 10 aplicações por ano podem ser feitas em cada leito. Este método de secagem é de fácil operação e sem consumo de energia, apresentando, entretanto, dependência do clima e necessidade de maior espaço que os processos mecânicos (EPA, 1979). Normalmente, o lodo deve ser digerido antes da secagem para evitar problema de mau-odor na estação (GORDON CULP, s.d.).

Como leitos de secagem, lagoas de lodo é um método de desagüe muito econômico quando existir disponibilidade de área. Neste processo, uma altura de lodo entre 0,7 a 1,4m é distribuída sobre uma superfície permeável, deixando desaguar até atingir uma concentração de sólidos pré-determinada antes da sua remoção, o que pode requerer 1 a 3 anos (EPA, 1979). O lodo deve ser previamente estabilizado antes de sua colocação na lagoa, para diminuir problemas de odor e criação de vetores. O principal mecanismo de desagüe é a evaporação, contribuindo também a drenagem e transpiração. De modo a diminuir a possibilidade de contaminação, a EPA (1979) recomenda que o fundo da lagoa esteja a pelo menos 50cm acima do nível máximo do lençol freático.

Para operação mais eficiente, é proposta a implantação de três lagoas, de modo a permitir a descarga na primeira, secagem na segunda e limpeza na terceira (JEFFREY, 1959).

Os processos até agora mencionados destinam-se basicamente à remoção da água do lodo. Já a conversão objetiva principalmente a alteração dos seus constituintes, de modo a torná-lo estabilizado e inofensivo para reuso ou disposição no ambiente. Os métodos usuais de conversão são a digestão bioquímica, aeróbia ou anaeróbia e a combustão (GORDON CULP, s.d.; WEBER, 1972).

A digestão anaeróbia é o método mais popular de estabilização de lodos orgânicos. Sob condições favoráveis, a digestão ocorre em duas etapas: (1) conversão, por bactérias facultativas de matéria orgânica complexa em ácidos voláteis orgânicos; (2) conversão, por bactérias anaeróbias, dos ácidos voláteis em metano, gás carbônico e outros gases traços. O processo se dá na ausência de oxigênio, e é favorecido pela manutenção da temperatura em torno de 35°C, pH, mistura e ausência de substâncias tóxicas (WEBER, 1972; EPA, 1979).

As duas etapas de conversão da matéria orgânica estão em equilíbrio; isto é, a formação de gás metano ocorre a mesma taxa que os ácidos orgânicos. Entretanto, bactérias metanogênicas são muito susceptíveis à alterações no pH, concentração de substrato e temperatura, em contraste com as bactérias formadoras de ácido, que operam numa variada faixa de condições ambientais. Assim, uma variação nas condições de digestão, afeta, principalmente, as bactérias metanogênicas, ocorrendo então, um lapso na formação de ácido e gás, quebrando o equilíbrio existente.

Durante o processo, ocorre uma redução na concentração dos sólidos voláteis de 50-60% e de organismos patogênicos. O volume de sólidos é reduzido e o lodo torna-se mais ameno ao desagite em leitos de secagem (WEBER, 1972). O supernadante do lodo deve ser retornado ao tratamento líquido, pois além de sólidos suspensos, contém nitrogênio e fósforo resolubilizados durante a digestão (EPA, 1979).

O gás metano produzido pode ser utilizado na própria estação para geração de eletricidade ou como gás de uso doméstico. Performance decrescente de redução de sólidos voláteis e produção de gás é esperada com lodos biológicos e químicos misturados e puramente químicos (EPA, 1979).

GOSSETT et alii (1978), pesquisando a digestão anaeróbica de lodos primários e químicos originados de esgotos domésticos constataram que a adição de coagulantes tornou o lodo com menor capacidade de digestão. Esta menor eficiência foi constatada pelo decréscimo na produção de gás total de metano, na destruição de sólidos voláteis e na redução da DQO. A redução na digestibilidade do lodo variou de acordo com o coagulante e dosagem, na seguinte maneira:

1º) Adição de 200, 325 e 400 mg/l de sulfato de alumínio tornou o lodo com, respectivamente, 92, 84 e 80% da capacidade de digestão do controle.

2º) A adição de 100 ou 150 e 200 mg/l de cloreto férrico causou lodo com 90 e 78% da capacidade de digestão do controle.

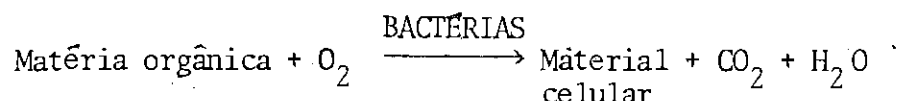
3º) Adição de coagulante orgânico (polieletrólito) a 300 mg/l não teve efeito adverso, mas a 475 mg/l diminuiu a capacidade a 81% do controle.

A redução observada foi atribuída a menor biodegradabilidade de certos materiais orgânicos, especialmente aqueles que contêm nitrogênio, quando produtos químicos são adicionados. Não foi observado efeito tóxico pela adição dos coagulantes. Nos lodos químicos ocorrem 50% menos decomposição do nitrogênio orgânico que no lodo controle, resultando num decréscimo da produção de amônia que, por sua vez, causa uma alcalinidade decrescente e menor capacidade tampão no digestor.

Foi constatado ainda que para tempos de digestão de 125 dias, ocorre uma redução nas diferenças de performance de lodo primário e químico, mas esta tendência não se mantém para 15 a 30 dias de detenção. Este fato sugere uma maior afinidade microbiológica no lodo químico digerido que o não

químico, no local de disposição final.

Digestão aeróbia é obtida pela aeração de lodos orgânicos em tanques similares ao de lodos ativados. O processo ocorre em duas etapas, conforme mostram as reações:



Apresenta a mesma eficiência na redução de sólidos, sendo, entretanto, de operação mais fácil e recicla menos poluentes que digestores anaeróbios. Exige energia para fornecimento de oxigênio e produz um lodo com características de desgaste mecânico muito baixo (EPA, 1979).

A combustão é uma alternativa de conversão do lodo desaguado quando este não puder ser utilizado como condicionador de solos ou não houver local disponível para aterro (GORDON CULP, s.d.). Os sistemas de incineração mais usuais nos Estados Unidos são fornos múltiplos e leito fluidizado. Na combustão ocorre evaporação completa da umidade do lodo e transformação dos sólidos orgânicos em cinzas. Se o lodo estiver suficientemente seco, combustível será necessário, apenas para iniciar a queima. Os produtos da combustão do lodo deverão ser tratados para evitar a poluição do ar (WEBER, 1972).

Lodos que contêm nutrientes e elementos traços essenciais ao desenvolvimento de vegetais podem ser utilizados como condicionador de solos. Previamente, contudo, necessitam ser estabilizados por digestão para controle de bactérias, vírus patogênicos e odor (GORDON CULP, s.d.). A aplicação pode ser feita na forma líquida, desaguada ou seca. WE-



BER (1972) cita que o custo de disposição no solo dos lodos líquidos é competitivo com outros métodos de disposição. GORDON CULP (s.d.) recomenda que esta aplicação se dê em pastagens ou forrageiras e não em vegetais diretamente consumidos pelo homem.

#### 2.2.2.6. Aspectos econômicos do tratamento físico-químico

No aspecto econômico WEBER et alii (1970) estimaram custos comparativos de capital e operação para estações de tratamento físico-químico, biológico e biológico mais terciário, para vazões compreendidas entre 5 e 4500 l/s. O processo biológico é o de lodos ativados e o físico-químico inclui tratamento preliminar, coagulação-floculação-sedimentação, filtração, adsorção em carvão ativado e cloração. Não foram incluídos os custos de tratamento do lodo.

Este estudo conclui que:

1º) O processo físico-químico requer menos capital para estações com vazão superior a 45 l/s que o processo de lodos ativados; para vazões menores, seu custo é maior sendo equivalente a 45 l/s;

2º) Custos de operação do tratamento físico-químico são maiores que os biológicos para todas as vazões, tomando-se por base o custo por unidade de volume tratado; entretanto, se a comparação for na base de custo por unidade de DQO, DBO ou fósforo removido, a comparação econômica será favorável ao físico-químico;

3º) Os custos globais favorecem o tratamento físico-químico para vazões superiores a 50 l/s;

4º) Quando comparado com o processo de lodos ativados mais tratamento terciário, os custos de construção, ope

ração e manutenção do tratamento físico-químico são menores para todas as capacidades.

Custos estimados por KUGELMAN (1976) apresentam menor valor para o tratamento biológico que o físico-químico para todas as faixas de vazão estudadas (44-4400 l/s); a diferença, entretanto se reduz a medida que aumenta a capacidade da planta. Se for incluída uma etapa de remoção de fósforo no tratamento biológico e o método de desagüe do lodo for incineração, os custos seriam equivalentes a partir de 440 l/s, em termos de custo por unidade de volume tratado.

Estudo comparativo entre tratamento biológico por lodos ativados e físico-químico (clarificação mais adsorção) foi desenvolvido por HAGER & REILLY (1970), para uma estação com 440 l/s de capacidade. Os métodos de tratamento de lodo foram considerados iguais e incluem espessamento, filtração a vácuo, desinfecção e incineração. Para 90% de remoção de DBO, os autores concluem que os custos globais de tratamento, são iguais, sendo os de construção favoráveis ao físico-químico, mesmo quando projetado para 95% de remoção de orgânicos. Alinhando outros fatores mensuráveis economicamente, como menor necessidade de área, e não mensuráveis, como melhor possibilidade de tratar substâncias tóxicas industriais e variações de carga e vazão, os autores tem uma visão favorável ao tratamento físico-químico.

CULP et alii (1978), a partir de trabalhos desenvolvidos por diversos autores para a EPA, apresentam um quadro com os custos unitários de construção, operação e manutenção para os vários processos de tratamento de esgoto e lodo para a vazão de 440 l/s. Comparando o custo para uma sequência de processos compreendendo lodos ativados mais desagüe e incineração do lodo orgânico e clarificação química, filtração, adsorção e regeneração do carvão, espessamento e desagüe do lodo químico, é possível concluir:

1º) Os custos de construção do tratamento físico-químico são menores, mas os de operação e manutenção são maiores;

2º) Os custos totais favorecem ligeiramente ao tratamento biológico, invertendo-se a situação se for suprimida a etapa de filtração do tratamento físico-químico.

Nesta avaliação, não incidiram os custos de disposição do efluente e da área necessária para construção da estação de tratamento.

Para WALKER (1976), embora o tratamento físico-químico constituído por clarificação química e adsorção em carvão ativado seja bastante promissor sob o ponto de vista técnico, seus custos totais não são competitivos com lodos ativados, embora seu custo de instalação seja menor. As razões seriam os custos de operação e manutenção referentes a regeneração do carvão ativado e respectivas medidas de controle da poluição do ar dos orgânicos voláteis.

Estudos desenvolvidos por LEVIN (1968) sobre custos de tratamento e disposição final do lodo concluem que ele representa 25 a 50% do custo total de tratamento, sendo esta fração proporcionalmente maior a medida que aumenta a capacidade da estação.

#### 2.2.2.7. Exemplos de projetos e estudos referentes ao tratamento físico-químico de esgotos

Dependendo das condições locais, eficiência desejada e tamanho da estação, o tratamento físico-químico de esgotos apresenta, no presente, condições competitivas de implantação em relação aos processos biológicos. GORDON CULP (s.d.) e KUGELMAN (1976) apresentam uma rela-

ção de estações físico-químicas que estão em projeto ou operação nos Estados Unidos.

A seguir, apresentam-se exemplos de projetos e estudos referentes ao tratamento físico-químico:

1º) Projeto da estação de tratamento de águas residuárias de Niagara Falls, N.Y. (GORDON CULP, 1973).

Niagara Falls é um famoso centro turístico e de grandes indústrias químicas. Está situada às margens do rio Niagara que une os lagos Erie e Ontário. A cidade apresentava, em 1972, uma população de 86.000 habitantes.

A carga e concentração dos despejos industriais é bastante superior a dos esgotos domésticos. O despejo que chegava a estação existente apresentava muita variação de pH (3,0 a 11,0), vapores voláteis irritantes aos trabalhadores da ETE, resíduos de cloro e poucos coliformes (100 a 400 NMP/100 ml). Neste caso, os despejos apresentavam características tóxicas aos processos biológicos e muitos constituintes presentes não poderiam ser removidos por estes métodos. Por isto, processos de tratamento físico-químicos foram selecionados para a redução dos poluentes.

Os padrões de emissão estabelecidos para esta área foram: fósforo, 1,0 mg/l; DQO, 112 mg/l; SS, 35 mg/l e fenol, 0,23 mg/l.

Uma planta piloto constituída por clarificação química com cal e adsorção por carvão ativado, foi operada durante três meses seguidos, obtendo-se remoções médias apresentadas no quadro 2.15.

QUADRO 2.15 - Eficiência do tratamento físico-químico na ETE piloto de Niagara Falls

Característica	Remoção (%)	
	Clarificação química	Clarificação mais adsorção
DQO	40	75
SS	80	> 90
Fósforo	65	70
Fenol	-	95

O lodo do clarificador, após o desaguamento, apresentou concentração de sólidos superior a 30% e não era putrescível.

Como partes interessadas, as indústrias da área participaram do projeto de duas maneiras: (1) tomando medidas internas para redução da carga poluidora lançada e (2) pagando os custos do tratamento proporcionalmente a sua vazão, concentração de DQO e sólidos suspensos.

Já na fase de projeto, devido ao interesse das indústrias, as contribuições de sólidos suspensos e DQO foram reduzidas a, respectivamente, um terço e metade daquelas que chegavam aos esgotos municipais dois anos antes.

Os critérios de projeto adotados no dimensionamento das unidades foram os seguintes:

1º) Vazões e concentrações de poluentes:

- Vazão : média - 2100 l/s  
máxima - 3770 l/s
- Concentração : sólidos suspensos - 45359 kg/dia  
DQO - 65771 kg/dia.

2º) Mistura rápida: tempo de detenção para vazão máxima de 1 minuto. Os materiais que poderão entrar na câmara incluem cal, sal metálico (cloreto férrico, sulfato de alumínio ou sulfato ferroso), ajudante de coagulação, lodo do tanque de sedimentação e água de lavagem das colunas de carvão ativado.

3º) Floculação: cinco câmaras mecanizadas, cada qual com tempo de detenção de 20 minutos para a vazão máxima e gradiente de velocidade variando de  $100 \text{ seg}^{-1}$  na entrada e  $10 \text{ seg}^{-1}$  na saída.

4º) Sedimentação: taxa de aplicação para vazão média e máxima será de, respectivamente, 33 e  $57 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dia}$ , com tempo de detenção máximo de 1,4 horas. Lodo retirado do tanque será parcialmente retornado a câmara de mistura rápida; a outra parte será dirigida ao espessador de gravidade.

5º) Colunas de carvão ativado: 28 colunas de fluxo descendente, por gravidade, com tempo de detenção de 20 min para vazão máxima. As colunas de carvão serão lavadas pelo menos uma vez por dia por ar seguida de água. A regeneração do carvão será feita em fornos múltiplos, requerendo cerca de 3 dias por coluna.

6º) Desinfecção: o efluente das colunas de carvão irá a câmaras de contato de cloro com 15 minutos de detenção para a vazão de 3770 l/s.

7º) Manuseio e disposição do lodo: a produção de lodo seco diária será de cerca de 80 toneladas. A sequência do processo inclui condicionamento com cloreto férrico, polímero ou cal, espessamento por gravidade e desaguamento em filtros a vácuo. A disposição final será aterro sanitário.

Na figura 2.14 apresenta-se o esquema da estação de tratamento.

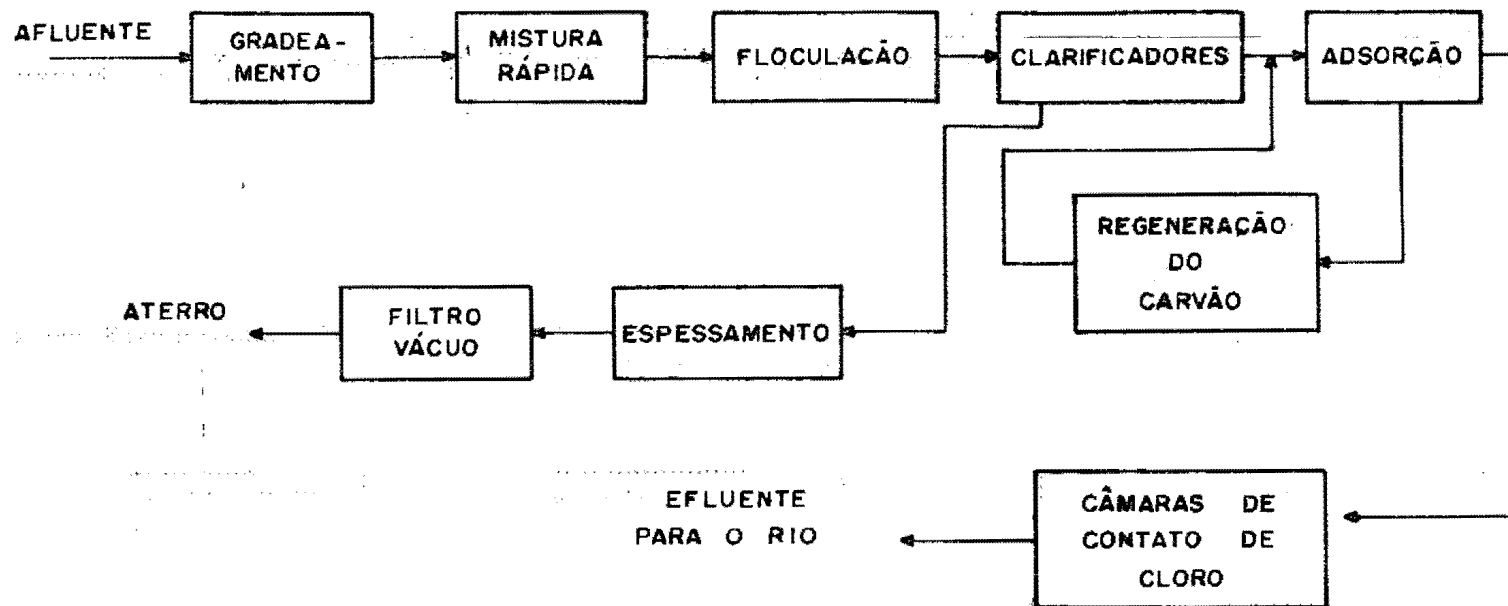


FIGURA 2.14 - Esquema da estação de tratamento de esgotos de Niagara Falls, N.Y.

2º) Projeto da estação de tratamento de Fitchburg, Mass (GORDON CULP, 1973).

Fitchburg é uma cidade com população de 43.000 habitantes, localizada em Massachusetts. No limite superior de sua área, existem duas fábricas de papel que utilizam toda a vazão do rio em períodos de estiagem. De fato, ocorre que o despejo de uma indústria é a fonte da outra. Nesta situação, duas estações de tratamento foram propostas, a primeira atendendo principalmente as fábricas e áreas vizinhas e a segunda, a cidade de Fitchburg.

A natureza dos despejos das indústrias é típica deste ramo, apresentando fibras, pigmentos, enchimentos, amido e alumínio. Os padrões de emissão estabelecidos foram rigorosos devido as características da área, sendo requeridas remoção de cor, sólidos suspensos e de 5-7 mg/l DBO.

Ensaio em planta piloto com lodos ativados e clarificação-adsorção foram realizados. O processo biológico embora fosse eficiente na remoção de DBO, apresentou deficiência de nutrientes e problemas referentes a permanência de cor e flocos biológicos no efluente. Outro fator limitante do uso do tratamento biológico é o esquema de trabalho das indústrias que funcionam cinco dias por semana e param duas semanas por ano.

O despejo das indústrias de celulose continham concentrações substanciais de alumínio, o qual formava um floco prontamente sedimentável por ajuste de pH em torno de 6,7. Obtinha-se, desta forma, remoção de 50% DBO e 90% SS. Após a clarificação o esgoto era lançado em colunas de carvão ativado, onde obtinha-se efetiva remoção de cor e 90% da DBO e DQO clarificada.

Com base nos ensaios, foi proposto um tratamento físico-químico para a área, embora seu custo estimado fosse 6%



superior ao biológico.

Foi previsto o seguinte esquema de operação das duas ETES:

1º) O despejo do município terá sedimentação e cloração, antes de ser encaminhado a outra estação.

2º) Uma vez combinados, os despejos passarão pelas etapas de coagulação, floculação, sedimentação e adsorção. Na coagulação, cal será adicionado para ajuste do pH a 6,7, além de um polímero. Eventualmente, em épocas de turbidez elevada, é prevista a adição de sulfato de alumínio.

As taxas de aplicação superficial nos clarificadores serão de 40 e 25 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/dia. As colunas de carvão ativo serão operadas por pressão em fluxo descendente, com 15 minutos de detenção para vazão máxima. Fornos de regeneração de carvão estão previstos.

O lodo dos clarificadores será encaminhado a lagoas de lodo.

Na figura 2.15 apresenta-se o esquema de funcionamento das duas ETES.

Em Fitchburg, ao contrário de Niagara Falls, onde os despejos eram tóxicos ao tratamento biológico, a escolha de processos físico-químicos deveu-se principalmente, ao efluente de melhor qualidade obtido e a maior estabilidade na operação.

3º) Estação piloto de tratamento físico-químico de Ewing-Lawrence, N.J. (WEBER et alii, 1970)

O esgoto testado era formado por contribuições in-

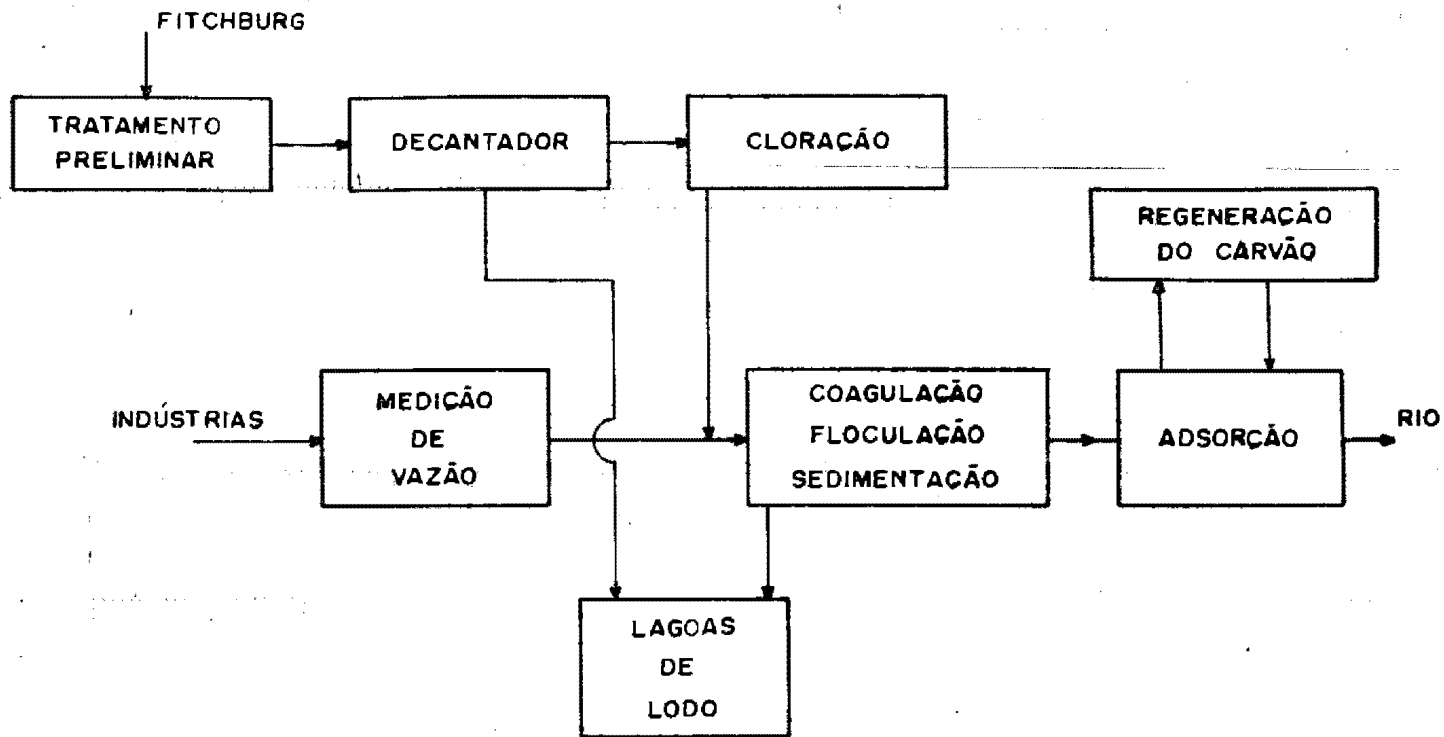


FIGURA 2.15 - Esquema de operação das estações de tratamento de Fitchburg, Mass

dustriais (25%) e doméstico (75%) das cidades Ewing e Lawrence, N.J.

Na figura 2.16 apresenta-se o esquema da estação piloto.

Uma vazão de 20,8 l/min do efluente primário da estação de tratamento de Ewing-Lawrence era conduzida a uma câmara de mistura rápida, onde ocorria seu contato com o coagulante (cloreto férrico), durante 2 minutos. Eventualmente, carbonato de sódio era adicionado para manter alcalinidade na concentração requerida pela coagulação.

A floculação de dava em câmaras de mistura lenta, com flocculadores de 18 rpm e num tempo de detenção de 15 minutos.

A clarificação ocorria em decantadores de fluxo ascendente, em uma hora de detenção.

O efluente clarificado ia a um filtro de gravidade, de areia e antracito com camada suporte de cascalho.

Após a filtração, o esgoto era conduzido a colunas de carvão ativado, que consistiam de uma série de quatro com leito expandido e quatro em leito fixo, operando em paralelo. Isto foi idealizado para comparar a eficiência e operação das duas maneiras de contato. A granulometria do carvão estava compreendida entre as peneiras 12x40 mesh, com 1,8 m de altura, sedimentado.

Um painel central de controle permitia a operação automática da estação, inclusive a tomada de amostras com postas, exigindo apenas a visita diária de um técnico para recolher as amostras preservadas, ajustar vazões e fazer a manutenção de rotina.

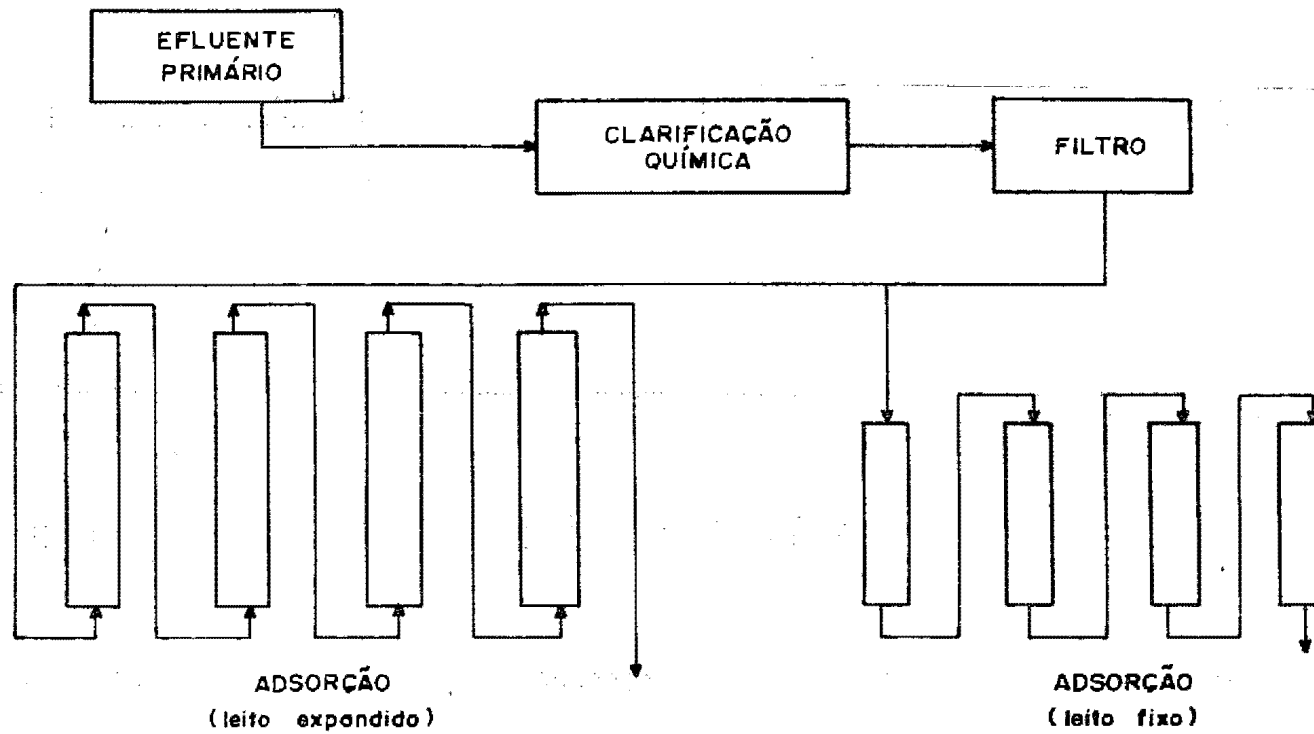


FIGURA 2.16 - Esquema da estação piloto de Ewing-Lawrence, N.J.

As determinações analíticas incluíam carbono orgânico total, carbono orgânico solúvel, DBO, sólidos suspensos, turbidez, fósforos e nitratos. 100 ml de amostra a cada 20 minutos durante 24 horas, compunham as amostras compostas que necessitavam preservação. Para DBO, amostras simples eram tomadas e conduzidas para análise imediata.

A estação piloto operou, nestas condições, por 125 dias. Anteriormente ao início de operação foram feitos ensaios de jarros para determinação de dosagem dos coagulantes.

Reduções da turbidez de 30-40 JTU para 1-2 JTU (95-97%) foram obtidas com 250 mg/l  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ , 250 mg/l  $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  e 300 mg/l de cal. Combinações de  $\text{FeCl}_3$  e cal apresentavam a mesma eficiência, com dosagem total igual. Cloreto férrico possibilitou boa clarificação e rápida sedimentação do floco a pH entre 6 e 7. Alumínio requereu controle rigoroso do pH para dar boa clarificação.

Vários polieletrólitos foram usados, mas nenhum foi efetivo na coagulação; como ajudantes, entretanto, em combinação com alumínio ou ferro produziram flocos que sedimentaram rapidamente.

Dos estudos de laboratório, concluiu-se que cal ou ferro eram mais adequados à coagulação química deste esgoto, sendo escolhido ferro por facilidades de manuseio e alimentação a estação piloto. A dosagem média aplicada de  $\text{FeCl}_3$  foi de 170 mg/l, ou equivalente a 58 mg/l Fe(III).

Os resultados analíticos referentes a operação da estação piloto por 125 dias são a seguir comentados.

#### 1º) Carbono orgânico total

A clarificação química removeu, em média, 65% do

COT presente no efluente primário. Após passar pelas quatro colunas em série de carvão ativado, o efluente era um líquido de qualidade excepcional, com 3 a 4 mg/l de COT, durante todo o tempo de operação. Este efluente foi alcançado tanto no sistema leito expandido como fixo. A quantidade removida de matéria orgânica foi de 40,8 kg por 154,4 kg de carvão, ou 27% em peso, sendo que na primeira coluna este índice atingiu 60%, isto é, 22,8 kg de material orgânico removido em 38,6 kg de carvão ativado. Esta alta capacidade foi atribuída a atividade bacteriana que se desenvolve nas colunas de carvão.

No aspecto operacional, as colunas de leito expandido, não necessitaram limpeza ou manutenção durante os quatro meses de operação, as taxas de aplicação permaneceram constantes e com pouca perda de carga nas quatro colunas. Já no sistema de leito fixo, ocorreram perda de carga crescente, necessitando pressão adicional das bombas para manter a taxa de aplicação e requerendo limpeza e lavagem. Durante os 125 dias, a primeira coluna foi lavada 50 vezes, a segunda, cinco, a terceira, duas e a quarta, uma.

## 2º) Demanda bioquímica de oxigênio

Na clarificação, a remoção média foi de 70%.

O efluente das colunas de carvão atingiam 4 a 5 mg/l, sendo que 1-2 mg/l estava presente como demanda imediata de oxigênio dissolvido. Esta demanda presente no efluente foi devida a redução do Fe(III) da etapa de coagulação para Fe(II) nas colunas de carvão, quando ocorriam condições anaeróbias. A aplicação de O<sub>2</sub> no afluente às colunas de carvão, quando notava-se condições anaeróbias, permitiu a redução da DBO para 2-3 mg/l.

### 3º) Sólidos suspensos

O efluente passava, após a clarificação, de 35 para cerca de 5 JTU. O efluente final, apresentava turbidez média de 1 JTU.

### 4º) Fósforo

A maior parcela de remoção de fósforo se deu na clarificação química, cerca de 90%, passando de 30 para 3 mg/l. O nível final, após a adsorção, atingiu 2,0 mg/l.

### 5º) Nitrogênio orgânico, amônia e nitrato

O nível de amônia manteve-se constante ao longo de todo o processo, sem haver redução. Por outro lado, nitrogênio orgânico foi reduzido, na etapa de clarificação de 7-10 mg/l para 2-3 mg/l e, após adsorção, 1,0 mg/l.

O nível de nitrato, no efluente primário, alcançava 15,0 mg/l  $\text{NO}_3^-$ , sendo pouco afetado pela clarificação; entretanto, após adsorção, concentrações de 0,5 mg/l foram observadas. Isto deve-se a atividade bacteriana que desenvolveu-se nas colunas de carvão, já que nos primeiros dias de operação não ocorreu esta remoção.

Com base nestes resultados, o autor posiciona-se favoravelmente ao tratamento físico-químico, especialmente devido a remoção superior de cor, DBO, sólidos, fosfatos e nitratos, menor área requerida e flexibilidade no projeto e operação da estação.

Propõe assim, a implantação de um sistema como mostrado na figura 2.17. Neste caso, o método de contato do esgoto com o carvão é leito expandido, que segundo o autor, é de operação mais fácil e diminui a intensidade de condições

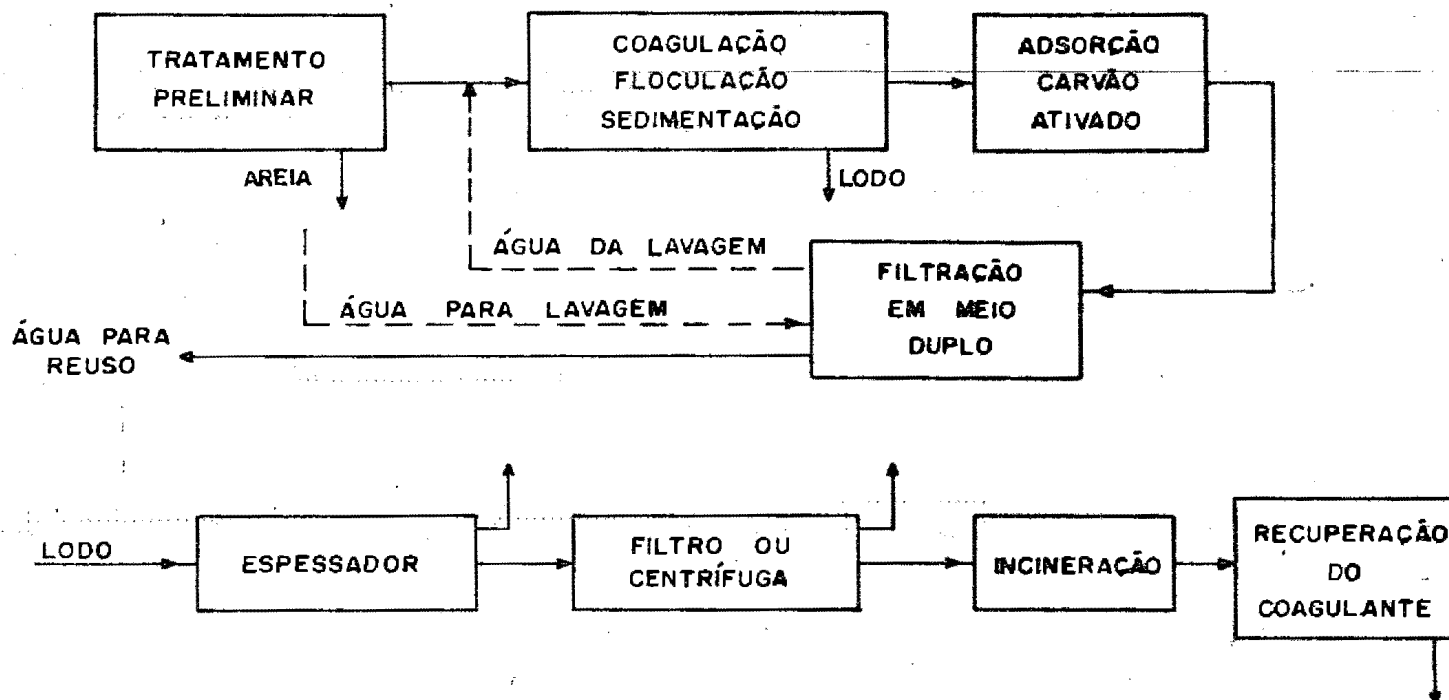


FIGURA 2.17 - Tratamento físico-químico proposto  
 para Ewing-Lawrence  
 Fonte: WEBER et alii (1970)



anaeróbias. Neste esquema, o filtro, se usado, deve ser a pós a adsorção, para remover algum material suspenso liberado das colunas.

4º) Estação piloto de tratamento físico-químico da Agência de Proteção Ambiental dos EUA, Washington, D.C. (BISHOP et alii, 1972).

No tratamento físico-químico, ocorre remoção de ni trogênio orgânico particulado na clarificação química, solúvel na adsorção e de nitratos por denitrificação biológica no carvão.

Em esgotos domésticos, entretanto, a maior parcela de nitrogênio solúvel existe como amônia, ou seu predecessor, ureia, que não são removidos na clarificação e adsorção.

Neste estudo conduzido pela EPA, uma etapa de troca iônica foi incluída no processo, uma vez que os testes são realizados com esgotos domésticos. Remoção de amônia em torres de volatilização não é considerada uma alternativa eficaz em climas frios pela deposição de carbonato de cálcio, o que decresce a eficiência e aumenta a manutenção do processo.

A estação piloto testada consiste de desarenador por ciclone, precipitação com cal em duas etapas com recarbonatação intermediária, filtração em meio duplo, controle de pH, troca iônica seletiva e adsorção em carvão ativado granular em leito fixo.

As vazões médias, taxa de aplicação hidráulica e tempo de detenção de cada etapa são mostrados no quadro 2.16.

QUADRO 2.16 - Condições de operação média da estação da EPA

PROCESSO	Vazão (l/min)	Taxa aplic. hidráulica (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> dia)	Tempo detenção (hr)
Precipitação com cal			
1º estágio	265	30	4,4
2º estágio	265	36	2,8
Filtração	132,5	175	0,44
Troca iônica seletiva	132,5	250	0,27
Adsorção	132,5	410	0,45

Na primeira etapa da precipitação, 350 mg/l de CaO, esgoto bruto e sólidos recirculados eram misturados por uma turbina com 13 rpm e com 40 min de detenção. O pH elevava-se a 11,5 ocorrendo precipitação de bicarbonatos, fosfatos e íons de magnésio. O lodo produzido era recirculado a taxa de 10% da vazão afluyente, mantendo-se uma concentração de sólidos no reator, de 3000 a 5000 mg/l.

A água alcalina, após sedimentação era conduzida a uma câmara de recarbonatação, onde 120 mg/l CO<sub>2</sub> eram adicionados abaixo de uma turbina de 171 rpm, reduzindo o pH da água para 10 e precipitando íons de cálcio em excesso adicionados na primeira etapa.

Cinco mg/l de cloreto férrico eram adicionados nas câmaras de floculação, com turbinas de 22 rpm e 24 minutos de detenção, formando hidróxido de ferro e floculando o carbonato de cálcio precipitado. Após a floculação, o esgoto dirigia-se ao decantador, onde lodo sedimentado era recirculado ao tanque de recarbonatação à taxa de 10% da vazão afluyente, formando núcleos para precipitação do carbonato de cálcio na recarbonatação.

O efluente da precipitação era conduzido a 2 filtros de gravidade, com 46 cm de carvão e 15 cm de areia. A granulometria do carvão e areia era, respectivamente, 0,9 e 0,45 mm.

Após a filtração, o pH do esgoto era reduzido a 7-8 por adição de  $\text{CO}_2$ . Na sequência, o efluente era dirigido ao sistema de troca iônica, que operava de maneira intermitente, ou diretamente às colunas de carvão ativado.

As colunas de troca iônica eram enchidas 1,35 m com clinoptilolita com granulometria de 16 x 50 mesh. Duas colunas operavam em série e uma terceira permanecia na regeneração.

Quatro colunas com carvão ativado de granulometria 8 x 30 mesh completavam o sistema. A primeira coluna era lavada diariamente e as demais semanalmente. Após quatro meses de operação, a água de lavagem constituída pelo efluente da estação foi substituída por uma água com pH 11,5 para minimizar a atividade biológica no carvão.

Amostras compostas de 24 horas foram tomadas manualmente para estudo da performance da estação.

No quadro 2.17 apresenta-se as concentrações iniciais e residuais médias de COT, DBO, DQO, sólidos suspensos, fósforo, nitrogênio total e amoniacal, com as respectivas percentagens de remoção, para cada etapa do tratamento. A estação operou durante seis meses.

QUADRO 2.17 - Remoção de poluentes na estação piloto físico-química de Washington, D.C.

PARÂMETRO	AFLUENTE (mg/l)	CLARIFICAÇÃO		FILTRAÇÃO		TROCA IÔNICA		ADSORÇÃO	
		Resid. (mg/l)	Rem. (%)	Resid. (mg/l)	Rem. (%)	Resid. (mg/l)	Rem. (%)	Resid. (mg/l)	Rem. (%)
COT	99	20	80	18,5	81	12,6	87	6,3	94
DBO	122	22	82	18,0	85	11,6	90	5,3	96
DQO	305	51	83	46,2	85	34,3	89	13,2	96
SS	158	14,5	91	5,6	96	9,3	94	4,6	97
Fósforo	8,5	0,25	97	0,17	98	0,18	98	0,13	98
N-total	21,0	14,5	31	13,7	35	4,8	77	5,6	73
NH <sub>3</sub> -N	12,5	11,4	9	11,3	10	2,75	78	3,6	71

Na clarificação obteve-se cerca de 80% de remoção de orgânicos (COT, DQO e DBO), elevando-se a 85% na filtração, 88% na troca iônica e 96% na adsorção.

Sólidos foram consistentemente removidos no processo de clarificação (91%), atingindo 97% após a adsorção.

Da mesma forma, a precipitação com cal possibilitou ótima remoção de fósforo (97%) atingindo 98% na filtração, troca iônica e adsorção.

Os compostos de nitrogênio presentes na ETE eram predominantemente orgânico e amoniacal, com apenas 0,05 mg/l de nitrato. A etapa de clarificação removeu 31% de nitrogênio total, sendo 75% presente na forma orgânica e 25% amônia. A remoção de amônia, segundo os autores, ocorreu provavelmente por difusão da água com pH elevado para o ar. A filtração praticamente não teve efeito sobre os compostos de nitrogênio. Na troca iônica, nitrogênio total e amoniacal eram reduzidos em 78% da concentração inicial.

No estudo notou-se que a concentração de amônia a-

pós a adsorção era maior que o afluente às colunas. Isto deveu-se, aparentemente, à conversão biológica de nitrogênio orgânico solúvel para amônia, nas colunas de carvão.

Em suas conclusões, os autores admitem a exclusão da filtração no processo, já que a remoção adicional de poluentes, nesta etapa, foi pequena (1 a 6%) e as colunas de troca iônica e carvão também funcionaram como filtros.

|

---

CAPÍTULO 3

METODOLOGIA

---

### 3.1. INDÚSTRIAS SELECIONADAS PARA COMPOR O TRATAMENTO CONJUNTO

Esteio e Sapucaia contavam, cada qual, em 1983, com 132 indústrias dos mais variados ramos (RIO GRANDE DO SUL, 1983). Deste total, apenas algumas são, caracterizadamente, poluidoras, destacando-se as indústrias de transformação e beneficiamento.

A seleção das indústrias de Esteio e Sapucaia que foram objeto deste estudo obedeceu aos seguintes critérios:

1º) A partir de uma relação fornecida pela Secretaria da Fazenda - Coordenadoria Geral do Imposto de Circulação de Mercadorias do Estado do Rio Grande do Sul (RIO GRANDE DO SUL, 1981), em que consta a razão social, endereço, número de empregados e código de atividade industrial de todas as indústrias localizadas em Esteio e Sapucaia, fez-se uma pré-seleção baseada principalmente no número de empregados. Tomou-se o valor de 20 como limite inferior, inicialmente.

2º) Verificou-se a situação destas indústrias, na Divisão de Licenciamento do Departamento de Meio Ambiente da Secretaria da Saúde e Meio Ambiente, onde encontram-se cadastradas a maior parte das indústrias do Estado.

A partir desta análise, foram selecionadas as seis indústrias mais representativas da região em termos de contribuição poluidora, cuja localização encontra-se apresenta

da na figura 3.1.

Por questões de sigilo, assumido com as indústrias, não são mencionados seus nomes, que serão denominados pelas letras A, B, C, D, E e F.

A seguir, apresentam-se informações gerais sobre as indústrias, obtidas por respostas à solicitação de informações e visitas realizadas durante o ano de 1985.

#### 1º) Indústria "A"

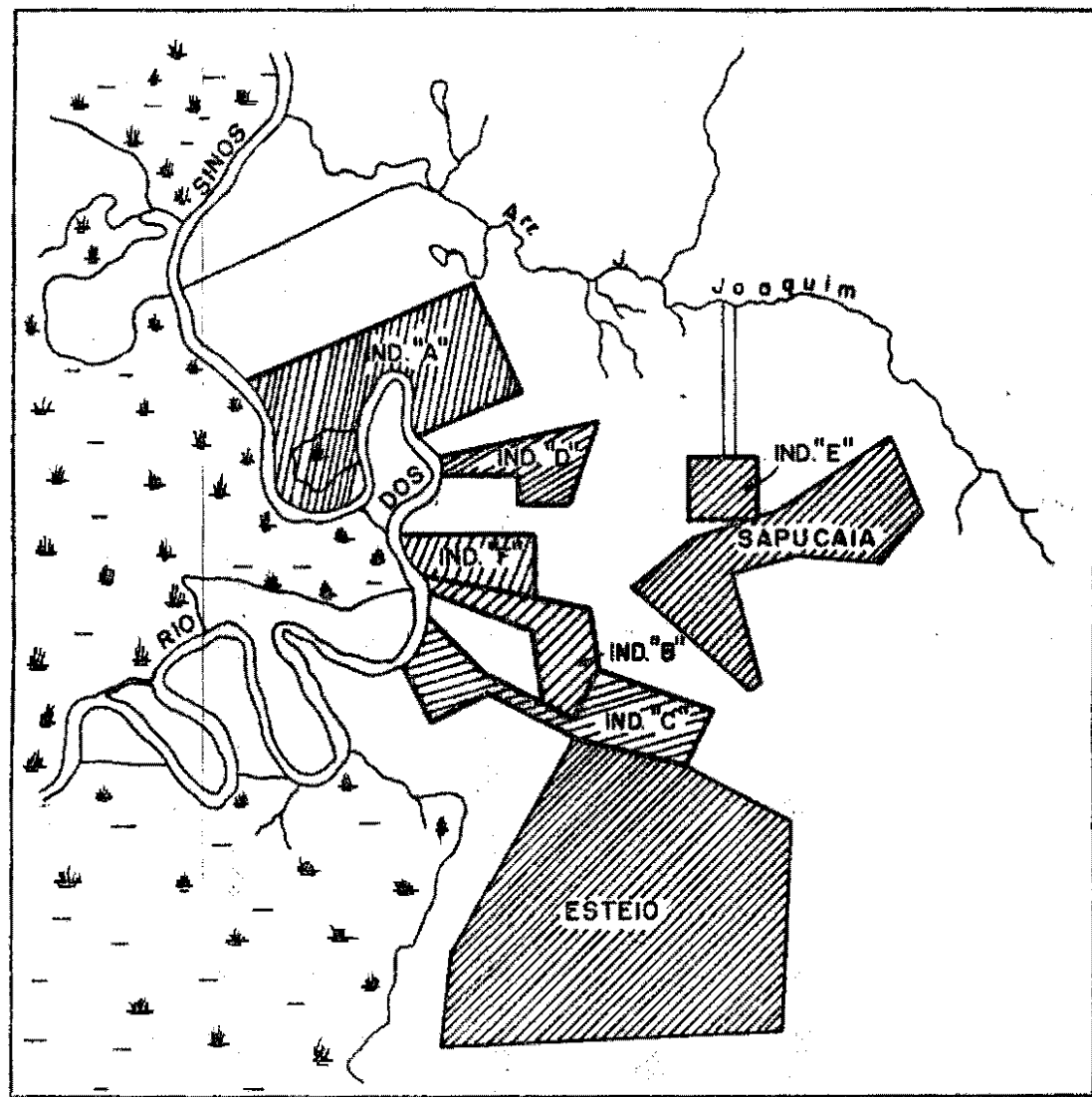
É uma indústria siderúrgica, produtora de barras e arames para concreto, cantoneiras, perfil tê, arames recozidos industriais, galvanizados, farpados, pregos, grampos, polidos e galvanizados. Apresenta nesta unidade, 1942 empregados.

A matéria-prima utilizada é a sucata de ferro e aço. Nos fornos da aciaria, é aquecida a mais de 1000°C, transformando-se em aço líquido e posteriormente em lingotes, por resfriamento. Nesta etapa, os efluentes formados resultam da lavagem dos gases de um dos fornos e crostas de óxido de ferro ("carepas"), formadas durante o resfriamento do aço.

Os lingotes formados na aciaria podem ser exportados ou utilizados como matéria-prima da laminação, onde são transformados em fio-máquina. Neste processo, os lingotes são novamente aquecidos e resfriados, formando-se as carepas. Nas laminadoras, grande quantidade de óleo é utilizada, sendo liberada nos despejos.

O fio-máquina produzido na laminação pode ser vendido (construção) ou seguir para a decapagem, onde se divide em dois fluxos: (1) aquecimento, banho de ácido sulfúrico, de cal e secagem; (2) aquecimento, banho de ácido clorídrico, zincagem. O efluente da decapagem é ácido e rico em metais,





BACIA HIDROGRÁFICA DO RIO DOS SINOS

SITUAÇÃO DO DESENHO NO ESTADO

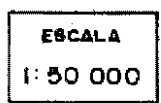
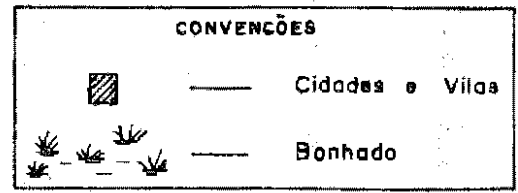
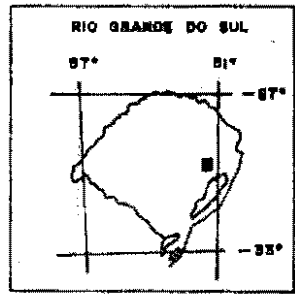


FIGURA 3.1 - Localização das indústrias selecionadas de Esteio e Sapucaia

especialmente, ferro e zinco.

Existe implantado um sistema de tratamento parcial, cujo fluxo está apresentado na figura 3.2.

## 2º) Indústria "B"

Produz papel higiênico, papel toalha, embalagens e papelão a partir de papel jornal, papelão, caixas de embrulho, etc., coletados nas ruas e sobras de escritórios.

Tem 500 empregados na produção e escritórios.

A matéria-prima, inicialmente, é adicionada ao pulper (liquidificador) de onde sai na forma de pasta (4% massa e 96% água). A seguir, passa pelo depurador, onde ocorre a retirada de materiais pesados, como areias, grampos, pedras, etc. Desta etapa, a pasta diluída a 1%, passa por uma peneira, concentrando-se novamente. Após, ocorre a etapa de agregação das fibras pela adição de produtos químicos. Após, no va diluição a 0,5%, a pasta entra na máquina de papel, onde sai o papel já formado. As etapas seguintes, consistem na secagem, corte e embalagem do papel.

A principal contribuição ao esgoto industrial é formado pela drenagem da água na máquina de papel, rica em fibras. Ela é encaminhada a dois flotores, onde 70% das fibras são removidas e encaminhadas ao pulper. Os restantes 30% são liberados a um canal que vai ao rio dos Sinos. Até o momento, não existem planos de melhorar o tratamento.

O efluente formado apresenta-se com concentrações e levadas de cor, DQO, sólidos sedimentáveis e suspensos.

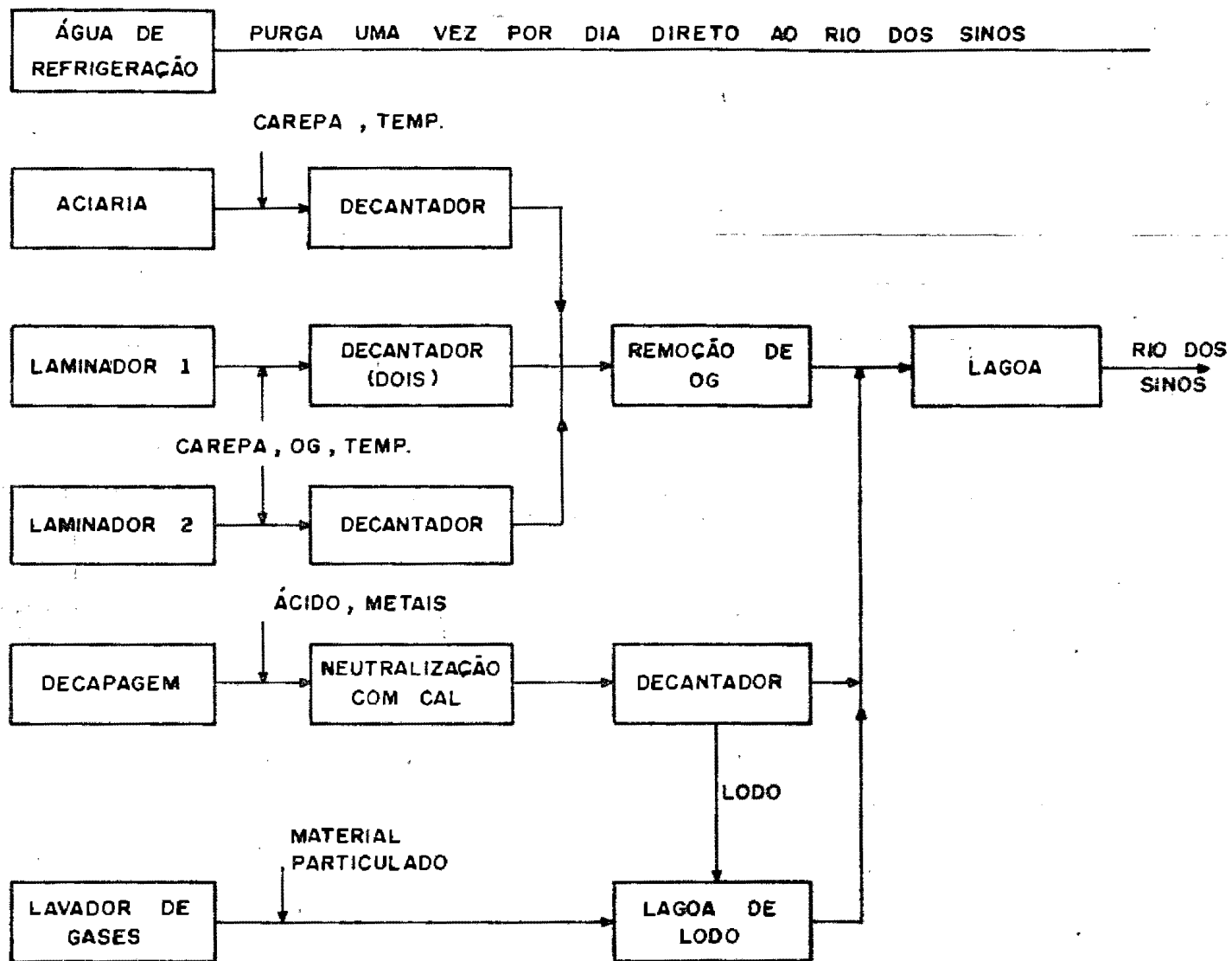


FIGURA 3.2 - Esquema de tratamento da indústria "A"

### 3º) Indústria "C"

Esta indústria pertence ao ramo de processamento de soja e seus derivados, produzindo óleo, margarinas, gorduras, sabão, proteínas, farinhas, lecitinas e glicerina. Não foi permitido visita ao setor produtivo e mencionado a descrição do processo industrial no questionário apresentado. Possui 300 empregados na produção e 335 nas demais atividades.

O efluente geral apresenta-se com alta vazão e concentração de orgânicos, óleos e graxas, sólidos e nutrientes.

O Instituto de Pesquisas Tecnológicas da Universidade de São Paulo está desenvolvendo trabalho de adoção de medidas internas de controle da poluição. Paralelamente, foi instalado, em escala piloto, um conjunto de lagoas de água pé para avaliação de sua eficiência na remoção dos poluentes na indústria.

### 4º) Indústria "D"

É do ramo de curtumes, produzindo cerca de 2000 couros curtidos, acabados ou reconstituídos por dia. Tem 504 funcionários na produção e 174 nas demais atividades.

A matéria-prima desta indústria é o chamado "couro no estado wet-blue", o que significa que já passou pelos processos anteriores de remolho, caleação, piquelagem e curtimento. Este couro, após ser aplainado, ingressa em uma máquina denominada "fulão", onde ocorrem várias operações: neutralização, recurtimento com produtos químicos sintéticos, tingimento, engraxe e lavagem. Os efluentes destas máquinas são responsáveis por 90% do volume e concentração dos despejos totais da indústria. O couro, a seguir, passa por proces

sos de secagem, amaciamento, tingimento, pintura e estampagem, de acordo com as encomendas.

Seus efluentes caracterizam-se pela presença em concentração elevada de cromo, sólidos, óleos e graxas, orgânicos e detergentes. Segundo o gerente, a presença de cromo deve-se mais à sua liberação do couro "wet-blue" durante as operações a que é submetido do que a aplicação deste metal no processo.

Atualmente, existe um processo de tratamento primário nas águas residuárias, constituído por gradeamento grosso, homogeneização, gradeamento fino, coagulação com sulfato de alumínio e polieletrólitos, floculação mecânica e sedimentação. O lodo é encaminhado à duas lagoas próximas.

#### 5º) Indústria "E"

A indústria "E" é do ramo têxtil, produzindo fios de lã e mistos para tecelagem, fios para malharia, tricô e tecidos de malha. Tem 504 empregados, sendo 367 na produção.

Há uma variedade de fluxos aos quais pode ser submeidas as matérias-primas (lã e fibras sintéticas). Em geral, passam pelas diversas etapas que consistem no preparo da mecha, fiação, tingimento e acabamento. A lã pura, no início do processo, sofre uma operação de lavagem que elimina partículas aderidas e impurezas de origem animal provenientes das glândulas sudoríparas e sebáceas. A lavagem é feita em equipamentos apropriados, sob temperatura elevada, e com adição de soda barrilha e detergente.

Neste ponto, ocorre uma diferenciação com a indústria "F", pois naquela não existe a etapa de lavagem da lã, já recebendo os fios prontos para o preparo de mechas.

O efluente geral liberado pela indústria é composto pelos despejos da lavanderia, tinturaria e diversos (sanitários, lavagem de filtros da ETA e caldeiras). É de natureza alcalina, temperatura elevada e altas concentrações de óleos e graxas, sólidos suspensos e orgânicos.

Está projetada a construção de uma estação de tratamento compreendendo as operações de gradeamento, separação da lanolina, homogeneização, floculação, decantação, lagoas aeradas e facultativas. No momento de nossa visita, as instalações de tratamento primário estavam concluídas, mas sem funcionamento.

#### 6º) Indústria "F"

Também pertence ao ramo têxtil, atuando na área de fiação (lã e acrílicos), beneficiamento e tingimento de malhas. Apresenta 1318 empregados, sendo 1056 na produção.

O processo industrial compreende a craqueagem dos cabos de acrílico, preparação da mecha, fiação, acabamento dos fios e tingimento.

O efluente geral é de natureza levemente ácida, com temperatura elevada, colorido, e com alta carga orgânica e de óleos e graxas.

Em relação a tratamento, estão concluídas as fases de separação dos condutos de esgotos industriais e pluviais e a caracterização qualitativa e quantitativa dos efluentes. Há uma tendência à utilização de processos biológicos de tratamento, estando previsto um estudo de tratabilidade em planta piloto.

### 3.2. COMPOSIÇÃO DO ESGOTO COMBINADO

O esgoto combinado é constituído pela contribuição da população urbana de Esteio e Sapucaia e das seis indústrias referidas.

O cálculo das vazões de esgotos domésticos e de infiltração foi realizado com base em informações contidas no Plano Diretor de Abastecimento de Água e Esgotamento Sanitário da Região Metropolitana de Porto Alegre (METROPLAN, 1983).

O PLADAE dividiu a RMPA em Unidades Espaciais de Drenagem (UED), cuja principal característica é a de apresentar área física correspondente a uma bacia local de drenagem.

As populações urbanas de Esteio e Sapucaia, para 1985, segundo a previsão do PLADAE, seriam de, respectivamente, 59.779 e 100.820 habitantes.

A população atendida pelo sistema de esgotos sanitários, para o mesmo ano, seria de 85% o que corresponde a 136.509 habitantes.

O consumo "per capita" de água previsto era de 174 l/hab.dia, e o coeficiente de retorno água/esgoto, 0,8.

De acordo com a P-NB-567 (1973) as vazões máxima, média e mínima são dadas pelas fórmulas:

$$Q_{\text{Max}} = q \cdot \frac{K_1 \cdot K_2 \cdot C \cdot N}{86400} \quad (1/s)$$

$$Q_{\text{Med}} = q \cdot \frac{C \cdot N}{86400} \quad (1/s)$$

$$Q_{\text{Min}} = \frac{Q_{\text{Med}}}{2} \quad (1/s), \text{ sendo}$$

$q$  = consumo per capita, 174 l/hab. dia

$K_1$  = coeficiente correspondente ao dia de maior consumo, 1,20

$K_2$  = coeficiente correspondente ao maior consumo horário, 1,50

$c$  = coeficiente de retorno água/esgoto, 0,80

$N$  = população atendida, 136.509 habitantes

$$Q_{\text{máx}} = 174 \cdot \frac{1,2 \cdot 1,5 \cdot 0,8 \cdot 136.509}{86400} = 396 \text{ l/s}$$

$$Q_{\text{méd}} = 174 \cdot \frac{0,8 \cdot 136.509}{86400} = 220 \text{ l/s}$$

$$Q_{\text{mín}} = \frac{220}{2} = 110 \text{ l/s}$$

A vazão de infiltração calculada pelo PLADAE, para cada unidade espacial de drenagem, teve por base uma taxa de infiltração de 0,5 l/s km de rede e a classificação das UED's em grupos de ocupação, cada qual com uma estimada taxa de rede (m de rede por ha). Estes grupos de ocupação são em função de densidade populacional (hab/ha) e percentagem de ocupação da área.

Assim, multiplicando-se a área da UED pela taxa de rede do grupo onde ela se enquadra, tem-se o número de quilômetros de rede estimada para aquela bacia de drenagem; e efetuando-se, novamente um produto desta extensão de rede pela taxa de infiltração, obtém-se a vazão de infiltração para a UED.

As UED's não estão limitadas pela fronteira dos municípios. Assim, para finalidade desta pesquisa, foram calculados a vazão de esgotos domésticos com a percentagem na qual Esteio e Sapucaia contribuem para a vazão total de cada UED.



De posse destas percentagens para as respectivas UED's, calcula-se a vazão de infiltração pela multiplicação deste fator pela vazão de infiltração de cada UED estimada pelo PLADAE.

A vazão de infiltração assim estimada correspondeu a 154 l/s, sendo que deste total, 99,94% são devidos às áreas urbanas de Esteio e Sapucaia e os restantes 0,06% à bacias de drenagem cujas áreas situam-se em Sapucaia e no vizinho município de São Leopoldo.

Esteio e Sapucaia do Sul não possuem, até o momento, rede separadora de esgotos cloacais. Por isto, preferiu-se avaliar as características qualitativas destes despejos utilizando-se trabalhos desenvolvidos pelo DMAE (1973, 1981a, 1981b, 1983), para o vizinho município de Porto Alegre.

No quadro 3.1 apresenta-se a caracterização do esgoto sanitário de Porto Alegre, cujas concentrações foram aceitas como similares às de Esteio e Sapucaia. De uma maneira geral, as concentrações consideradas para esta pesquisa foram extraídas principalmente da publicação "Tratamento de Esgoto Sanitário - Lodos Ativados Convencionais e Precipitação Química. Estudo em Escala Piloto" (DMAE, 1983), desenvolvida com esgotos drenados de áreas predominantemente residenciais.

Com relação as indústrias, apenas as duas do ramo têxtil apresentaram uma caracterização quantitativa e qualitativa de seus efluentes.

Assim, foi necessário realizar uma programação de medição de vazão e coleta e análise dos efluentes industriais. A programação de coleta baseou-se em informações recebidas dos responsáveis de cada indústria. Isto refletiu-se na adoção de amostras simples ou compostas e na necessidade

QUADRO 3.1. - Caracterização do esgoto sanitário de Porto Alegre

PUBLICAÇÃO MEDIDAS	DMAE (1983)		DMAE (1973)				(DMAE (1981 b))		DMAE (1981a)	CONCENTRAÇÃO CONSIDERADA PARA ESTA PESQUISA
	SECO	GLOBAL	B. CASSAL	PÇ. HARMON	17 DE JUN	2. IND. 4º D.	MÉDIO	MÁXIMO		
<b>FÍSICAS</b>										
Cor aparente	-	-	-	-	82	-	-	-	-	-
Cor real	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Condutividade	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Dureza	-	-	-	-	51	-	-	-	-	-
pH	-	6,9	7,2	7,6	7,3	7,0	6,8 - 7,0	-	-	6,9
Sol. Sedimentáveis	4,0	4,0	2,8	3,9	6,7	-	20	-	-	4,0
Sol. Totais	-	463,9	637	-	365,1	-	-	-	650	463,9
Sol. Suspensos	221	174,2	165	178	201,6	555,7	300	-	300	174,2
Sol. Dissolvidos	-	289,7	472	-	369	-	-	1500	350	289,7
Temp. ar	-	15,6	-	-	-	-	-	-	-	15,6
Temp. água	-	17,9	-	-	-	-	-	27	-	17,9
Turbidez	-	75	98,3	65,1	45	-	-	-	-	75
<b>METAIS</b>										
Cádmio	-	ND a 0,04	-	-	-	-	AUSENTE	-	-	ND a 0,04
Chumbo	-	ND a <0,1	-	-	-	0,0332	0,015	0,32	0,015	ND a <0,1
Cobre	-	ND a 0,060	-	0,03	-	0,33	0,036	-	0,036	ND a 0,060
Cromo	-	ND a 0,045	-	-	-	0,024 Cr <sup>+6</sup>	0,036	-	0,036	ND a 0,045
Ferro	-	-	-	-	1,2	-	-	-	3,8	3,8
Zinco	-	ND a 0,29	-	-	-	0,0204	-	8,0	1,3	ND a 0,29
<b>INORGÂNICAS, NÃO METÁLICAS</b>										
Acidez	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Alcalinidade	130	111	-	-	104	-	-	-	-	-
Cloretos	-	-	44	-	29,6	-	-	-	-	130
Cianetos	-	-	-	-	-	0,161	AUSENTE	-	0,0038	44
Nitr. amoniacal	-	-	15,8	16,7	15,8	-	33	-	-	0,0038
Nitr. nitrato	-	0,35	0,44	0,58	0,15	-	-	-	-	15,8
Nitr. nítrico	-	0,38	0,22	0,47	0,02	-	-	-	-	0,35
Nitr. total	-	37,14	29,4	-	-	-	-	-	-	0,38
Oxig. dissolvido	-	-	1,5	0,5	0,05	0,75	-	-	-	37,14
Fósforo total	-	12,13	13,1	22,3	14,6	-	-	50	-	0,70
Sulfato	-	-	-	-	-	-	-	-	-	12,13
Sulfeto	-	-	0,06	-	1,26	-	-	-	-	0,66
<b>ORGÂNICAS</b>										
DBO	284	150,0	280	225	173	334	300	-	270	284
DQO	442	341,9	415	540	314	-	-	-	450	442
Óleos e graxas	-	-	48,4	-	41,7	-	60	-	60	60
Fenóis	-	-	-	-	-	-	-	0,08	0,080	0,080
MBAS	-	2,52	-	-	-	-	-	15	15	2,52
<b>BIOLÓGICAS</b>										
Coli totais	-	5,6x10 <sup>7</sup>	2,53x10 <sup>7</sup>	3,15x10 <sup>7</sup>	3,74x10 <sup>7</sup>	-	-	-	-	5,6x10 <sup>7</sup>
Coli Fecais	-	1,6x10 <sup>7</sup>	1,55x10 <sup>7</sup>	1,9 x10 <sup>7</sup>	2,97x10 <sup>7</sup>	-	-	-	-	1,6x10 <sup>7</sup>

ou não de se realizar uma ou mais coletas durante o período previsto para esta etapa.

No quadro 3.2 apresenta-se informações gerais sobre as coletas realizadas.

As análises foram realizadas no laboratório de saneamento do Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, exceto cianetos, fenóis e sulfetos da indústria "A" que foram feitas na CIENTEC e fenóis das demais indústrias, na Secretaria da Saúde e Meio Ambiente.

A metodologia de coleta e análise das amostras seguiram as recomendações de publicações desta área (APHA, 1981; CETESB, 1978; EPA, 1979).

No anexo 1 encontram-se tabulados os resultados analíticos de todas as amostras coletadas. Normalmente, a coleta era dupla para avaliar a precisão do método ou em caso de extravio de uma amostra.

No quadro 3.3 apresentam-se as características e concentrações consideradas representativas dos esgotos sanitários e das indústrias A, B, C, D, E e F de Esteio e Sapucaia.

Os critérios para elaboração deste quadro foram os seguintes:

1º) Indústria "A"

Concentrações tomadas a partir da coleta do dia 09.04.85, complementada com algumas medidas da coleta do dia 10.06.85.

QUADRO 3.2: - Informações sobre as coletas realizadas nas indústrias de Esteio e Sapucaia

INDÚSTRIAS	NÚMERO DE COLETAS	PONTOS DE COLETAS	A M O S T R A S		MEDIÇÃO DE VAZÃO	OBSERVAÇÕES
			SIMPLES	COMPOSTA		
"A"	2	4	X		1) Micromolinete eletrônico na laminação. 2) Fornecidos pela indústria nos demais	A segunda coleta foi feita para complementar ou confirmar resultados da 1. <sup>a</sup>
"B"	1	2	X		Vertedor triangular	-
"C"	3	1		X	Micromolinete a pilha	Coleta dupla em cada ponto
"D"	2	1	X		Vertedor triangular	Idem a "A"
"E"	1	1		X	Fornecida pela indústria	Coleta feita para complementar dados fornecidos pela indústria
"F"	1	1		X	Fornecida pela indústria	Idem a "E"

QUADRO 3.3. - Caracterização qualitativa e quantitativa das indústrias A,B,C,D,E e F e dos esgotos sanitários de Esteio e Sapucaia

MEDIDA	UNIDADE	ESGOTO DOMÉSTICO		INDÚSTRIA "A"			
		BRUTO	INFILT.	DECAP.	LAMIN.	LAV.GAS.	GLOBAL
VAZÃO	l/s	220	154	28	230	30	-
<b>FÍSICAS</b>							
Cor aparente	mg/l Pt	-		30	90	1650	60
Cor real	mg/l Pt	-		-	-	-	-
Condutividade	µmho/cm	-		1300	85	210	435
Dureza	mg/l CaCO <sub>3</sub>	-		95	33	233	89
pH		6,9		2,6	6,2	6,2	6,1
Sólidos sedim.	ml/l	4,0		0,3	0,1	0,5	0,35
Sólidos totais	mg/l	464		627	353	812	375
Sólidos dissolv.	mg/l	290		562	142	157	346
Sólidos susp.	mg/l	174		65	211	655	29
Temp. ar	°C	15,6		20	20	23	23
Temp. água	°C	17,9		20,5	20,5	25	22
Turbidez	U N T	75		17	34	1500	24
<b>METAIS</b>							
Cádmio	mg/l	ND a 0,04		<0,002	<0,002	0,0521	<0,002
Chumbo	mg/l	ND a <0,1		0,1913	0,1913	3,0055	0,2459
Cobre	mg/l	ND a 0,060		0,5630	0,1935	0,5848	0,4109
Cromo	mg/l	ND a 0,045		0,5638	0,3511	0,5638	0,3511
Ferro total	mg/l	3,8		111,3043	21,3043	46,9565	16,1739
Zinco	mg/l	ND a 0,29		7,0817	0,1943	9,7117	1,2273
<b>INORGÂNICAS N/METÁLICAS</b>							
Acidez	mg/l CaCO <sub>3</sub>	-		371,5	3	9	3
Alcalinidade	mg/l CaCO <sub>3</sub>	130		<0,5	37	42	37
Cloretos	mg/l	44		<1,5	<1,5	<1,5	<1,5
Cianetos	mg/l	0,0038		<0,01	<0,01	<0,01	<0,01
Nitr.amoniac.	mg/l N-NH <sub>3</sub>	15,8		2,66	0,85	<0,02	0,85
Nitr.nitrato	mg/l N-NO <sub>3</sub>	0,35		0,098	1,357	1,173	0,174
Nitr.nitrito	mg/l N-NO <sub>2</sub>	0,38		0,041	0,103	0,056	0,043
Nitr.total	mg/l N	37,14		-	-	-	-
Oxig.dissolvido	mg/l	0,70		0,215	3,181	2,762	2,353
Fósforo total	mg/l	12,13		1,820	2,620	4,140	1,200
Sulfato	mg/l	-		114,26	8,83	23,99	132,40
Sulfeto	mg/l	0,66		<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
<b>ORGÂNICAS</b>							
DBO	mg/l	284		Zero	Zero	Zero	Zero
DQO	mg/l	442		33	23	23	<10
Óleos e graxas	mg/l	60		6,8	10,0	35,4	40,1
Fenóis	mg/l	0,080		0,0034	0,0017	0,0016	0,0076
MBAS	mg/l	2,52		1,064	0,245	0,062	0,198
<b>BIOLÓGICAS</b>							
Coli totais	NMP/100 ml	5,6x10 <sup>7</sup>		<3	4,3x10 <sup>4</sup>	4,3x10 <sup>3</sup>	<3
Coli fecais	NMP/100 ml	1,6x10 <sup>7</sup>		<3	4,3x10 <sup>4</sup>	2,3x10 <sup>3</sup>	<3

243

0,4844

0,1754

32,73

1,855

QUADRO 3.3. - Caracterização qualitativa e quantitativa das indústrias  
(complementação) A, B, C, D, E e F e dos esgotos sanitários de Esteio e Sapucaia

MEDIDA	UNIDADE	INDÚSTRIA "B"	INDÚSTRIA "C"	INDÚSTRIA "D"	INDÚSTRIA "E"	INDÚSTRIA "F"
VAZÃO		31	155	11,24	11,58	9,83
<b>FÍSICAS</b>						
Cor aparente	ng/l Pt	-	350	700	1000	125
Cor real	ng/l Pt	62,5	-	-	-	-
Condutividade	µmho/cm	290	360	2100	2800	650
Dureza	mg/l CaCO <sub>3</sub>	79	35	120	-	36
pH	-	4,5	6,5	5,9	9,2	4,8
Sólidos sediment.	ml/l	238	0,1	0,1	2,6	0,95
Sólidos totais	mg/l	2330	1245	2712	4900	1756
Sólidos dissolv.	mg/l	548	970	2536	2430	1710
Sólidos susp.	mg/l	1982	275	176	2470	46
Temp. ar	°C	22	17	21	23	20,5
Temp. água	°C	23	25	25	33,7	30-62
Turbidez	NTU	230	145	85	200	22
<b>METAIS</b>						
Cádmio	mg/l	0,0232	<0,002	<0,002	0,0290	<0,002
Chumbo	mg/l	0,3005	0,2459	0,3552	0,4098	0,4098
Cobre	mg/l	0,1500	<0,01	<0,01	0,1717	<0,01
Cromo	mg/l	0,3511	0,2447	7,7872	< 0,3	0,32
Ferro total	mg/l	4,2609	4,2609	4,4783	-	0,7826
Zinco	mg/l	0,6334	0,3566	0,3041	0,4854	0,6573
<b>INORGÂNICAS, N/METÁLICAS</b>						
Acidez	mg/l CaCO <sub>3</sub>	93,1	22	140,4	Zero	43,0
Alcalinidade	mg/l CaCO <sub>3</sub>	5,8	83	188,928	935	89,0
Cloretos	mg/l	<1,5	178	725,0	782,3	43,0
Cianetos	mg/l	-	-	-	-	-
Nitr. amoniac.	mg/l N-NH <sub>3</sub>	1,09	3,18	40,38	12,5	17,20
Nitr. nitrato	mg/l N-NO <sub>3</sub>	0,174	0,490	0,245	0,762	0,84
Nitr. nítrico	mg/l N-NO <sub>2</sub>	0,025	0,027	0,092	0,395	0,01
Nitrato total	mg/l N	-	50,32	64,51	54,835	26,43
Oxig.dissolvido	mg/l	7,7	4,5	5,3	4,1	6,9
Fósforo total	mg/l	2,72	113,44	4,870	<0,01	20,05
Sulfato	mg/l	118	101,76	878	187,81	664,48
Sulfato	mg/l	-	1,930	-	-	-
<b>ORGÂNICAS</b>						
DBO	mg/l	140	860	315	760	287
DQO	mg/l	1765	2207	1370	5400	622
Óleos e graxas	mg/l	8,7	85,5	67,5	1300	146,9
Fenóis	mg/l	<0,001	0,0038	1,0	1,67	<1,0
MMS	mg/l	0,062	-	16,66	58,5844	-
<b>BIOLOGICAS</b>						
Coli totais	NMP/100 ml	8,0x10 <sup>3</sup>	2,3x10 <sup>6</sup>	8,0x10 <sup>4</sup>	9,3x10 <sup>6</sup>	< 3
Coli fecais	NMP/100 ml	1,1x10 <sup>3</sup>	2,3x10 <sup>6</sup>	8,0x10 <sup>4</sup>	9,3x10 <sup>5</sup>	< 3

2º) Indústria "B"

Concentrações tomadas a partir da coleta do dia 06.  
05.85.

3º) Indústria "C"

Concentrações tomadas a partir da coleta do dia 12.  
06.85, em que todas as unidades da fábrica estavam funcio -  
nando.

4º) Indústria "D"

Concentrações tomadas a partir da coleta do dia 03.  
07.85.

5º) Indústria "E"

Concentrações tomadas a partir dos resultados forne -  
cidos pela indústria, complementado com dados da coleta do  
dia 18.09.85.

6º) Indústria "F"

Concentrações tomadas a partir dos resultados forne -  
cidos pela indústria, complementado com dados da coleta do  
dia 25.09.85.

Com os dados do quadro 3.3 estimou-se a composição do esgoto combinado indústrias-municípios, para duas situações: (1) contribuição dos esgotos domésticos e industriais sem considerar a vazão de infiltração e (2), considerando a infiltração. As vazões e concentrações das águas residuárias assim compostas estão apresentadas no quadro 3.4.

Os critérios adotados para elaboração do quadro foram os seguintes:

1º) A vazão de infiltração apresenta somente efeito de diluição;

2º) Quando são disponíveis as concentrações de uma determinada medida para todas as indústrias e esgotos domésticos, a concentração final é dada pela seguinte equação:

$$C(\text{mg/l}) = \frac{C_{ED}V_{ED} + C_{AD}V_{AD} + C_{AL}V_{AL} + C_{AG}V_{AG} + C_{B}V_{B} + C_{C}V_{C} + C_{D}V_{D} + C_{E}V_{E} + C_{F}V_{F}}{V_{ED} + V_{AD} + V_{AL} + V_{AG} + V_{B} + V_{C} + V_{D} + V_{E} + V_{F}}$$

sendo  $C_{ED}$  = concentração da medida no esgoto doméstico

$V_{ED}$  = Vazão de esgoto doméstico

$C_{AD}$  = concentração da medida no efluente da decapagem da indústria "A"

$V_{AD}$  = vazão do efluente da decapagem da indústria "A" e assim por diante

No caso da infiltração, adiciona-se seu valor no quociente da equação;

3º) Esta equação não tem efeito para a estimativa do pH, acidez e alcalinidade, uma vez que não se conhece a capacidade tampão de um esgoto assim combinado;

4º) Em situações em que não se dispunha de todos os dados, adotou-se o seguinte:

- Cor, condutividade e sulfato: não se tem para esgotos domésticos; adotou-se o valor resultante da combinação das indústrias;

- Dureza: falta para esgotos domésticos e indústria "E"; o valor resultante será o da composição das demais indústrias;



- Metais: para esgotos domésticos é dada por uma faixa de concentração, sendo adotado seu limite superior. Na indústria "E", a concentração de ferro encontrada foi muito elevada para este ramo industrial (têxtil), suspeitando-se de contaminação na amostra, adotando-se então, uma concentração igual a da outra indústria têxtil (0,7826 mg/l).

Quando a concentração ficou abaixo do limite de detecção do metal, adotou-se a concentração zero.

- Fenois: o método adotado para cálculo desta medida na indústria "F" apresenta um limite de detecção de 1,0 mg/l, diferente dos outros métodos, cujo limite é 0,001 mg/l, preferindo-se, então, não considerar este valor para cálculo da concentração no esgoto combinado;

- MBAS: a medida da concentração de detergente nas indústrias "C" e "F" foi prejudicada pela presença de interferentes; entretanto, supõe-se a sua existência pelo aspecto visual de seus efluentes; neste caso, a concentração combinada será a resultante das demais indústrias mais esgoto doméstico;

- Nitrogênio total: não se dispõe de dados referentes às indústrias "A" e "B"; a concentração resultante adotada é devida as demais indústrias com esgoto doméstico;

- Temperatura do ar e oxigênio dissolvido: não apresentam interesse para este estudo; a temperatura da água de infiltração foi estimada em 15°C.

No quadro 3.4 consta uma coluna referente aos padrões de emissão para efluentes líquidos fixados pela Secretaria da Saúde e Meio Ambiente do Estado do Rio Grande do Sul para o rio dos Sinos, na região de Esteio e Sapu-

QUADRO 3.4. - Estimativa da composição das águas residuárias industriais e domésticas combinadas dos municípios de Esteio e Sapucaia

MEDIDA	UNIDADE	CONCENTRAÇÃO		PADRÕES DE EMISSÕES (MÁXIMO)
		SEM INFILTRAÇÃO	COM INFILTRAÇÃO	
Vazão	l/s	727	881	-
<b>FÍSICAS</b>				
Cor	mg/l Pt	292	224	Não objetável
Condutividade	µmho (cm)	374	287	-
Dureza	mg/l CaCO <sub>3</sub>	55	42	200
pH	-	-	-	6,0-8,5
Sól. sedimentáveis	ml/l	11,51	9,49	1,0
Sól. totais	mg/l	827	683	-
Sól. dissolvidos	mg/l	493	406	-
Sól. suspensos	mg/l	334	277	50
Turbidez	NTU	142	117	-
Temperatura d'água	°C	22	20	40
<b>METAIS</b>				
Cádmio	mg/l	0,0157	0,0129	0,1
Chumbo	mg/l	0,2749	0,2268	0,5
Cobre	mg/l	0,1483	0,1224	0,5
Cromo	mg/l	0,3617	0,2985	0,5
Ferro	mg/l	15,3042	12,6280	10,0
Zinco	mg/l	0,9475	0,7818	1,0
<b>INORGÂNICAS</b>				
Acidez	mg/l CaCO <sub>3</sub>	-	-	-
Alcalinidade	mg/l CaCO <sub>3</sub>	-	-	-
Cloretos	mg/l	102	84	-
Nitrito	mg/l N <sup>-</sup> NO <sub>2</sub>	0,17	0,14	-
Nitrato	mg/l N <sup>-</sup> NO <sub>3</sub>	0,73	0,60	-
Nitramoniacaal	mg/l N <sup>-</sup> NH <sub>3</sub>	6,94	5,72	-
Nitr. total	mg/l N	43,15	31,32	10,0
Fósforo	mg/l	23,97	19,77	1,0
Sulfato	mg/l	88	73	-
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/l	296	244	40
DQO	mg/l	805	664	160
Óleos e graxas	mg/l	65,40	53,97	30
Fenóis	mg/l	0,0688	0,0568	0,1
MBAS	mg/l	2,69	2,11	-
<b>BIOLÓGICAS</b>				
Coliformes totais	NMP/100 ml	1,76x10 <sup>7</sup>	1,46x10 <sup>7</sup>	-
Coliformes fecais	NPM/100 ml	5,34x10 <sup>7</sup>	4,43x10 <sup>7</sup>	3x10 <sup>3</sup>

caia (SHIMON et alii, 1982). Comparando-se estes padrões com as concentrações dos esgotos combinados, observa-se que sólidos sedimentáveis e suspensos, ferro, nitrogênio, fósforo, DBO, DQO, óleos e graxas e coliformes fecais não se enquadram dentro dos padrões fixados.

### 3.3. ELABORAÇÃO DO ESGOTO SINTÉTICO REPRESENTATIVO DA COMPOSIÇÃO INDÚSTRIAS-MUNICÍPIOS

Para a realização dos testes da estação piloto físico-química, foi necessária a elaboração, em laboratório, de um esgoto sintético que apresentasse características semelhantes ao esgoto combinado desenvolvido no item 3.2. Isto deveu-se as dificuldades operacionais que envolveriam o transporte de grandes volumes de esgoto das indústrias até o Laboratório de Saneamento do IPH e a inviabilidade estrutural de se localizar a estação piloto na região de estudo.

O procedimento seguido para composição do esgoto sintético encontra-se desenvolvido no Anexo 2.

No quadro 3.5 apresenta-se a composição unitária do esgoto sintético.

QUADRO 3.5 - Composição unitária do esgoto sintético

Ingredientes	Unidade	Concentração
Farinha de soja	g/l	0,4443
Açúcar	g/l	0,1654
ENDO AGAR	g/l	0,0477
Citrato de sódio	g/l	0,0500
Celulose em pó	g/l	0,0268
Óleo lubrificante	g/l	0,0124
Óleo vegetal	g/l	0,0277
Gordura animal (banha)	g/l	0,0189
Sabão em barra	g/l	0,0011
Detergente	g/l	0,0011
$\text{CdSO}_4 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$	mg/l	0,0449
$\text{Pb}(\text{NO}_3)_2$	mg/l	0,4011
$\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$	mg/l	0,5320
$\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$	mg/l	0,9338
$\text{FeCl}_3$ anidro	mg/l	36,6777
$\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	mg/l	3,8035
Esgoto doméstico	l/l	0,10

### 3.4. ESTAÇÃO PILOTO DE TRATAMENTO FÍSICO-QUÍMICO

Para a realização dos ensaios com o esgoto sintético, foi projetada e construída, no Laboratório de Saneamento do IPH, uma estação piloto de tratamento físico-químico constituída pelos processos de coagulação, floculação, sedimentação e filtração em meio duplo (areia e carvão ativado).

As principais características das unidades são:

1º) Coagulação: feita em câmara mecanizada, com ca-

pacidade para 1,56 l; o tempo de detenção para a vazão média é de 60 segundos;

2º) Floculação: feita em câmara mecanizada com capacidade para 41,9 l. A floculação é auxiliada por um conjunto de quatro paletas de 25 x 2,2 cm que giram a 11 rpm, proporcionando um gradiente de velocidade de  $20 \text{ seg}^{-1}$ . O tempo de detenção para a vazão média é de 27 minutos;

3º) Sedimentação: constituída por um tanque de forma retangular na zona de clarificação e cônica na zona de lodos, com capacidade total de 164,4 l. A taxa de aplicação média no decantador é de  $14,0 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, com 105 minutos de detenção. A admissão do esgoto se dá no centro da unidade sendo conduzida por canalização até a zona de lodos de onde sobe até a superfície para ser recolhida por canaletas laterais;

4º) Filtração: realizada em filtro rápido de gravidade, com 90 mm de diâmetro e 1,40 m de altura. O meio granular é constituído por areia e carvão ativado com as seguintes características:

- areia

altura: 20 cm

tamanho efetivo: 0,59 mm

coeficiente de uniformidade: 1,20

- carvão ativado ATICATA TM 200 G, classificado de modo a passar pela peneira 8 (2,38 mm) e ficar retido na 20 (0,84 mm)

altura: 45 cm

tamanho efetivo: 0,85 mm

coeficiente de uniformidade: 1,24

O carvão utilizado é feito a partir de carvão semi-antracitoso pela Indústria Carbonífera Rio Deserto Ltda. de

Urussanga, S.C.. As propriedades físicas deste carvão estão apresentadas no quadro 3.6.

QUADRO 3.6 - Propriedades do carvão ativado  
ATICATA TM 200 G  
Fonte: CORSEUIL (1984)

Propriedades físicas	Unidade	Valor
Área superficial	m <sup>2</sup> /g	600
Densidade aparente	g/ml	0,80
Tamanho efetivo	mm	0,70
Coef.de uniformidade	-	1,57
Granulometria	mesh	10x40
Número de iodo	mg/g	650
Abrasão	%	70
Cinzas	%	26,6
pH	-	7,0
Origem	-	Mineral

O meio granular apoia-se sobre uma camada suporte de 15 cm de cascalho com granulometria decrescente de 12,7 a 1,19 mm. Sob o cascalho colocou-se um ralo para distribuição da água de lavagem. A lavagem se dá por inversão do fluxo do filtro com expansão calculada de 3 cm para areia e 25 cm para carvão ativado.

As taxas de aplicação no filtro, testadas, são de 200, 350 e 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia determinando vazões afluentes à estação de, respectivamente, 0,89, 1,56 e 2,22 l/min.

No Anexo 3, apresenta-se os cálculos referentes ao dimensionamento das unidades.

Compõem ainda a estação piloto, um reservatório de 1000 litros, uma bomba de recalque, um rotâmetro, um

reservatório de distribuição do esgoto e uma bomba dosadora.

Na figura 3.3 apresenta-se um esquema da estação piloto.

### 3.5. PROCEDIMENTOS REALIZADOS PARA O DESENVOLVIMENTO DOS ENSAIOS

#### 3.5.1. Teste de jarros

Para a determinação das dosagens ótimas de cloreto férrico, sulfato de alumínio e respectivas alcalinidades para clarificação do esgoto sintético, foram realizados testes de jarros, com o auxílio de agitadores mecânicos de rotação ajustável.

As dosagens testadas dos coagulantes foram:

- $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ : 50, 125 e 200 mg/l
- $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ : 125, 200 e 275 mg/l

Estas concentrações encontram-se, aproximadamente, na faixa citada por ECKENFELDER (1980) e DMAE (1983).

Estes coagulantes, quando adicionados ao esgoto, consomem sua alcalinidade em uma quantidade média referida por SAWYER (1967) como sendo 0,5 g/l  $\text{CaCO}_3$  para cada 1,0 g/l de coagulante adicionado.

Como a alcalinidade média de esgoto sintético apresentada no quadro 3.8, por ocasião destes testes, era de 20-30 mg/l  $\text{CaCO}_3$ , foi necessário aumentá-la para não causar um decréscimo excessivo de pH. O acréscimo na alcalinidade era dado pela adição de uma solução de cal hidratada.

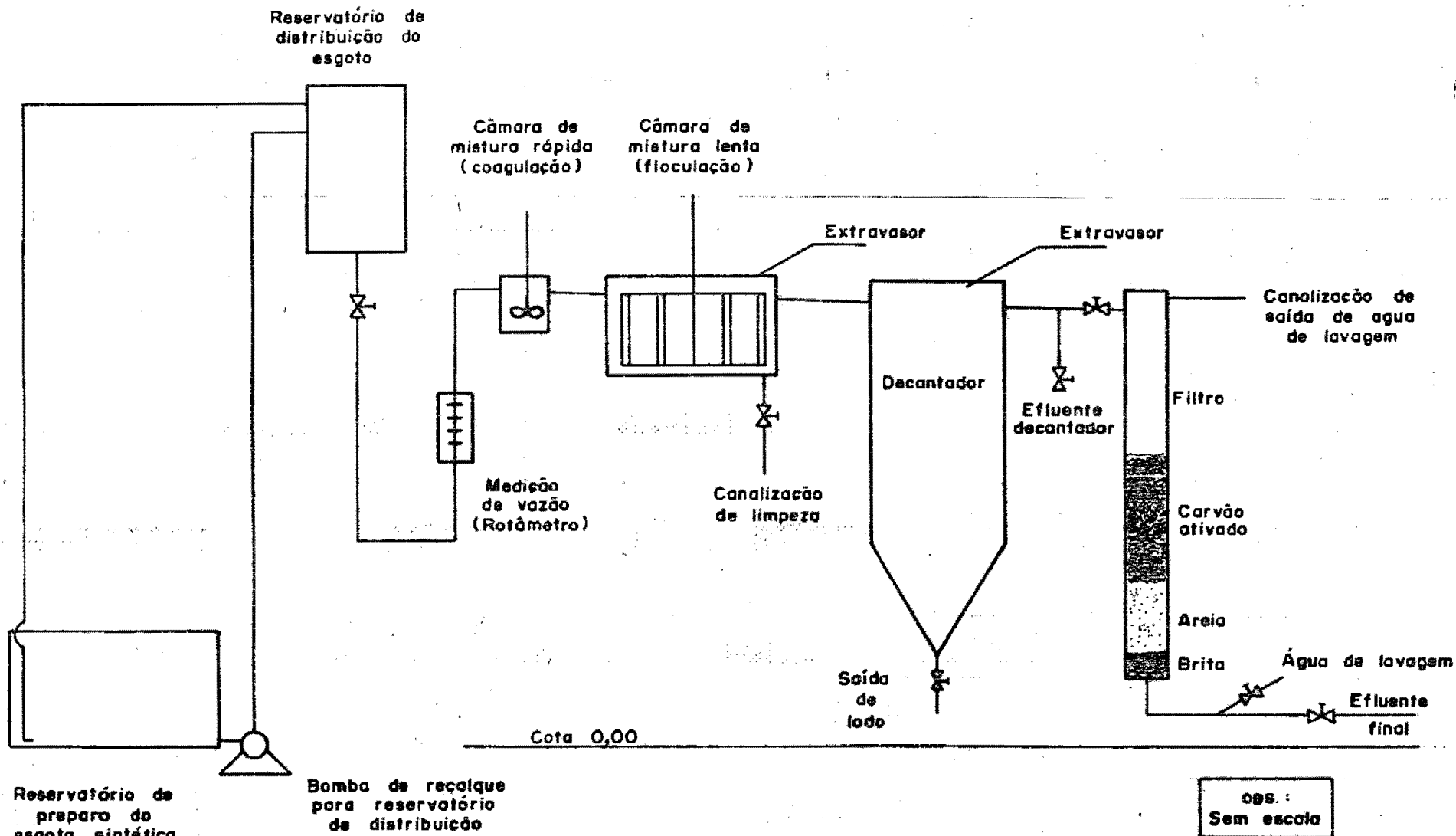


FIGURA 3.3 - Esquema da estação piloto de tratamento físico-químico



As alcalinidades testadas foram:

- para cloreto férrico: 30, 60 e 90 mg/l  $\text{CaCO}_3$ , obtidos pela adição de zero, 30 e 60 mg/l  $\text{CaCO}_3$ ;

- para sulfato de alumínio: 60, 90 e 120 mg/l obtidos pela adição de 30, 60 e 90 mg/l  $\text{CaCO}_3$ .

O esgoto era preparado até as 9 horas e agitado até as 13 horas, quando iniciava-se os testes.

Os períodos de detenção para mistura rápida e lenta foram, respectivamente, 1 e 30 minutos. Os flocos formados sedimentavam por um período de 30 minutos.

A solução de cal era adicionada logo após a mistura rápida.

Foram analisados pH, alcalinidade, turbidez e DQO do esgoto bruto e clarificado.

Concluídos os testes e determinadas as dosagens ótimas foi realizado um teste confirmatório com estas dosagens. Nestes ensaios, além das medidas já referidas, ferro foi analisado.

### 3.5.2. Operação da estação piloto

O volume de esgoto preparado era função da vazão afluyente e tempo de duração dos ensaios, em média, sete horas.

Assim, para a vazão de 0,89 l/min, o volume mínimo de esgoto necessário era de 373,8 litros. Na prática, fazia-se 600 litros. Para as vazões de 1,56 e 2,22 l/min, os volumes elaborados eram, respectivamente, 700 e 1000 litros.

Pela multiplicação do consumo unitário apresentado no quadro 3.8 pelo volume de esgoto a fazer, obtinha-se o peso necessário dos ingredientes para a faixa de concentração dos poluentes desejada.

Dez por cento do volume de esgoto era composto por esgoto doméstico bruto afluente à estação de tratamento de esgotos primários da Vila IAPI, em Porto Alegre.

O esgoto era elaborado no dia anterior ao teste. Às 17h30 minutos iniciava-se a agitação do esgoto por meio de sua recirculação entre os reservatórios inferior e superior. Esta agitação tinha o objetivo de homogeneizar todos os ingredientes no líquido, não permitir deposição de sólidos no fundo e conceder uma certa adaptação dos organismos presentes no esgoto doméstico ao sintético. A agitação encerrava-se por volta das 8 horas da manhã seguinte.

Durante os ensaios, foram utilizados clóreto férrico e sulfato de alumínio na forma anidro em substituição a hidratada. Neste caso, as dosagens ótimas são dadas pelo produto da relação entre pesos moleculares dos coagulantes na forma anidra e hidratada e a dosagem ótima obtida no teste de jarros para a forma hidratada.

Todas as soluções eram dosadas por meio de uma bomba dosadora.

### 3.5.3. Coleta de amostras e análises

Os procedimentos de lavagem de vidrarias, preservação necessária, coleta e análise de amostras foram aqueles recomendados pela bibliografia especializada (APHA, 1981; EPA, 1979; CETESB, 1978).

Nos ensaios com clóreto férrico foram tomadas dois:

conjuntos de amostras, um no início de funcionamento do filtro e outro próximo ao fim do ensaio; nos ensaios com sulfato de alumínio, foram tomadas amostras compostas (4 séries de 250 ml cada) ao longo do teste, exceto fósforo e óleos e graxas que tiveram amostras simples.

As medidas analisadas foram pH, temperatura, álcalinidade, turbidez, sólidos sedimentáveis, totais, dissolvidos e suspensos, fósforo, ferro, alumínio, chumbo, cádmio, cobre, cromo, zinco, DBO e DQO. Eventualmente, nitrogênio total, amônia, nitrato, óleos e graxas e resistência específica do lodo foram analisados. O procedimento para determinação da resistência específica foi o proposto por ADAMS et alii (1981).

CAPÍTULO 4

---

RESULTADOS E DISCUSSÃO

---

#### 4.1. TESTE DE JARROS

Testes de jarros realizados com esgoto sintético apresentaram resultados mostrados nos quadros 4.1 e 4.2.

QUADRO 4.1. - Resultado do teste de jarros para Cloreto Férrico ( $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ )

- medidas iniciais:

pH = 6,63

Alcalinidade: 30,5 mg/l  $\text{CaCO}_3$

Turbidez: 77 NTU

DQO: 865 mg/l

DOSAGEM $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (mg/l)	ALCALINI- DADE ADI- CIONADA (mg/l $\text{CaCO}_3$ )	CLARIFICAÇÃO QUÍMICA					
		ALCAL. FINAL (mg/l $\text{CaCO}_3$ )	pH FINAL	TURBIDEZ RESIDUAL (NTU)	DQO RESIDUAL (mg/l)	REMOÇÃO(%)	
						TURBIDEZ	DQO
50	ZERO	11,5	5,52	29	382	62	56
	30	38,0	7,14	41	462	47	47
	60	59,9	8,70	34	343	56	60
125	ZERO	ZERO	3,77	8,3	343	89	60
	30(1)	11,5/9,7	5,62/ 5,22	8,0/ 8,0	382 / 504	90/90	56/ 42
	60	29,9	6,86	18	382	77	56
200	ZERO	ZERO	3,42	9,7	421	87	51
	30	ZERO	3,71	2,8	269	96	69
	60	11,5	5,37	27	269	65	69

(1) Foram medidas duas amostras.

QUADRO 4.2.- Resultados dos testes de jarros para Sulfato de Alumínio ( $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ )

- medidas iniciais:

pH = 6,94

Alcalinidade: 31,6 mg/l  $CaCO_3$

Turbidez = 92 NTU

DQO = 900 mg/l

Ferro = 5,09 mg/l

DOSAGEM $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	ALCALINI- DADE ADI- CIONADA (mg/l $CaCO_3$ )	CLARIFICAÇÃO QUÍMICA							
		ALCALIN. FINAL (mg/l $CaCO_3$ )	pH FINAL	TURBIDEZ RESIDUAL (NTU)	DQO RESIDUAL (mg/l)	FERRO RESIDUAL (mg/l)	REMOÇÃO (%)		
							TURBIDEZ	DQO	FERRO
125	30	20,1	6,28	14	341	4,05	85	62	20
	60	49,3	7,36	16	360	4,23	83	60	17
	90	71,4	8,32	15	379	3,58	84	58	30
200	30	4,4	4,79	2,9	305	1,95	97	66	62
	60 (1)	21,3 / 20,7	6,35 / 6,18	4,3/3,1	305/305	2,88/ 2,17	95/97	66/66	43/57
	90	50,6	7,27	20	341	3,95	78	62	22
275	30	1,5	4,60	1,5	341	1,92	98	62	62
	60	9,7	5,20	2,5	418	1,98	97	54	61
	90	29,3	6,61	3,6	305	2,26	96	66	56

(1) Foram medidas duas amostras.

#### 4.1.1. Análise do teste com cloreto férrico

A adição de cal ao esgoto sintético proporcionou alcalinidades de 30,5, 60,5 e 90,5 mg/l  $\text{CaCO}_3$  para cada dosagem testada. Esta alcalinidade foi consumida em maior ou menor grau durante os testes por suas reações com o coagulante, conforme descrito por SAWYER & McCARTY (1967). Isto se refletiu em um decréscimo no valor do pH nas situações em que a alcalinidade não era excessiva em relação à dosagem do coagulante.

No quadro 4.3., apresenta-se a alcalinidade consumida para cada 1,0 mg/l de  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  adicionado para as dosagens de 50, 125 e 200 mg/l  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ .

QUADRO 4.3 - Alcalinidade (mg/l) consumida por mg/l de  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$

DOSAGEM $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	ALCALINIDADE (mg/l $\text{CaCO}_3$ )		
	Esgoto	Final	Consumida/ mg/l $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$
50	30,5	11,5	0,38
	60,5	38,0	0,45
	90,5	59,9	0,61
125	30,5	ZERO	>0,24
	60,5	10,60	0,40
	90,5	29,9	0,48
200	30,5	ZERO	>0,15
	60,5	ZERO	>0,30
	90,5	11,5	0,40

Por este quadro observa-se que a alcalinidade consumida por cada mg de coagulante tende a crescer a medida que ela aumenta.

Entretanto, esta tendência não tem correspondência na qualidade do efluente, conforme pode ser observado pelos

resultados obtidos com a dosagem de 50 mg/1  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  e 90,5 mg/1  $\text{CaCO}_3$  onde ocorreu o maior consumo de alcalinidade por mg de coagulante. A remoção de turbidez neste caso, foi inferior às dosagens de 125 e 200 mg/1  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ , ocorrendo também um acréscimo de pH em relação ao esgoto bruto.

Em relação a turbidez, praticamente houve equivalência nas dosagens de 125 mg/1  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  com 30,5 e 60,5 mg/1  $\text{CaCO}_3$  e 200 mg/1  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  com 30,5 e 60,5 mg/1  $\text{CaCO}_3$ . A melhor remoção de DQO se deu na dosagem mais alta (200mg/1) com alcalinidades de 60,5 e 90,5 mg/1  $\text{CaCO}_3$ . Portanto, a dosagem que apresentou maior remoção simultânea de turbidez e DQO foi a de 200 mg/1  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  com 60,5 mg/1  $\text{CaCO}_3$ ; entretanto, neste caso houve um decréscimo excessivo de pH, chegando a 3,71. Por esta razão, duas outras dosagens que apresentaram boa formação de flocos e remoções satisfatórias de DQO e turbidez foram selecionadas para um teste confirmatório. Estas dosagens foram 125 mg/1 e 200 mg/1  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  com alcalinidades respectivas de 60,5 e 90,5 mg/1  $\text{CaCO}_3$ .

#### 4.1.2. Análise do teste com sulfato de alumínio

A adição de cal ao esgoto sintético aumentou a alcalinidade no teste com sulfato de alumínio para 61,6, 91,6 e 121,6 mg/1  $\text{CaCO}_3$ . Da mesma forma que ocorrera com o cloreto férrico, houve diminuição de sua concentração no decorrer do teste.

No quadro 4.4, apresenta-se a alcalinidade consumida para cada 1,0 mg/1 de  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  adicionado para as dosagens de 125, 200 e 275 mg/1.



QUADRO 4.4 - Alcalinidade (mg/l) consumida  
por mg/l de  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$

DOSAGEM $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	ALCALINIDADE (mg/l $CaCO_3$ )		
	Esgoto	Final	Consumida/ mg/l $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$
125	61,6	20,1	0,33
	91,6	49,3	0,34
	121,6	71,4	0,40
200	61,6	4,4	0,29
	91,6	21,0	0,35
	121,6	50,6	0,36
275	61,6	1,5	0,22
	91,6	9,7	0,30
	121,6	29,3	0,34

Também neste caso houve uma tendência a aumentar a alcalinidade consumida por mg de coagulante a medida que a alcalinidade disponível fosse maior. O consumo de alcalinidade pelo sulfato de alumínio foi menor do que o consumo com o cloreto férrico.

As dosagens de 200 e 275 mg/l apresentaram remoções equivalentes de turbidez, DQO e ferro, exceto a dosagem de 200 mg/l com 121,6 mg/l  $CaCO_3$ . Eliminando-se as situações em que ocorreu decréscimo excessivo de pH, escolheu-se as dosagens de 200 e 275 mg/l com alcalinidade de 91,6 mg/l  $CaCO_3$  para confirmação de resultados em um novo teste.

#### 4.1.3. Teste confirmatório

Os resultados obtidos com o teste de jarros realizado com as dosagens selecionadas de sulfato de alumínio e cloreto férrico, estão apresentadas no quadro 4.5.

QUADRO 4.5 - Resultados obtidos no teste de  
jarros confirmatório

- medidas iniciais:

pH = 7,14

Alcalinidade = 29,3 mg/l CaCO<sub>3</sub>

Turbidez = 100 NTU

DQO = 900 mg/l

Ferro = 4,93 mg/l

COAGU- LANTE	DOSAGEM (mg/l)	ALCALINI- DADE ADI- CIONADA (mg/l)	CLARIFICAÇÃO QUÍMICA							
			ALCALIN. FINAL mg/l CaCO <sub>3</sub>	pH FINAL	TURBIDEZ RESIDUAL (NTU)	DQO RESIDUAL (mg/l)	FERRO RESIDUAL (mg/l)	REMOÇÃO (%)		
								TURBIDEZ	DQO	FERRO
FeCl <sub>3</sub> ,	125	30	10,3	5,46	7	379	5,12	93	58	-
6H <sub>2</sub> O	200	60	10,1	5,40	25	379	10,03	75	58	-
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	200	60	18,4	6,31	7,4	341	3,71	93	62	25
18H <sub>2</sub> O	275	60	6,4	4,92	2	305	1,80	98	66	63

Os resultados obtidos neste teste confirmaram os anteriores com pequenas modificações nos percentuais de remoção de modo a definir mais claramente as melhores dosagens.

A dosagem de 125 mg/l apresentou resultado superior à de 200 mg/l  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  em relação a turbidez, sendo iguais na DQO. Para ferro, a concentração residual da dosagem de 125 mg/l foi levemente superior a inicial, significando que todo o coagulante foi utilizado no processo; já para a dosagem de 200 mg/l  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  houve um acréscimo significativo de 5,1 mg/l em relação a concentração inicial.

Para sulfato de alumínio, a dosagem de 275 mg/l apresentou remoção de turbidez, DQO e ferro superior a dosagem de 200 mg/l.

Assim, foram selecionadas como dosagens ótimas para os testes na estação piloto, 125 mg/l  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  com 60 mg/l  $\text{CaCO}_3$  e 275 mg/l  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  com 90 mg/l  $\text{CaCO}_3$ .

É de se ressaltar que o efluente clarificado com sulfato de alumínio apresentou qualidade superior a cloreto férrico, nestes ensaios.

#### 4.2. ENSAIOS NA ESTAÇÃO PILOTO

Conforme foi mencionado no ítem 3.5.2. da metodologia, os coagulantes cloreto férrico e sulfato de alumínio utilizados nos ensaios estavam na forma anidro. Nesta forma, suas dosagens ótimas são:

$$\frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{FeCl}_3 = f. \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$$

$$\frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{FeCl}_3 = 0,6001 \times 125 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 75,0125 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

$$\frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 = f. \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$$

$$\frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 = 0,5134 \times 275 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 141,185 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Os resultados das análises medidas em todos os ensaios são apresentados no Anexo 5.

De uma maneira geral os ensaios transcorreram satisfatoriamente, havendo controle adequado sobre todas as variáveis como vazões, taxa de aplicação e concentração do coagulante e alcalinidade no esgoto.

A operação da estação exigiu, em todos os ensaios, atenção constante para aferição das vazões afluentes à estação, da bomba dosadora e taxa de aplicação no filtro, assim como para tomada de providências imediatas no caso de problemas com os equipamentos, como rompimento dos tubos na bomba dosadora e da correia que girava as paletas na floculação.

Desde o primeiro ensaio constatou-se que o rotâmetro não funcionava adequadamente, entupindo com o material do esgoto; neste momento, o controle da vazão afluyente passou a ser feito no registro de saída do reservatório superior. A taxa de aplicação no filtro era controlada no registro existente na canalização de saída (filtração a taxa constante).

A determinação da necessidade de adição de alcalinidade ao esgoto era determinada pela sua medição e comparação com a alcalinidade ótima determinada no teste de jarros.

Quando necessário, a alcalinidade era aumentada pela adição de uma solução de cal hidratada na mistura lenta. A diluição da solução era dada em função da necessidade de adição de alcalinidade e da vazão da bomba dosadora.

No quadro 4.6, são apresentadas informações gerais sobre os ensaios realizados.

QUADRO 4.6 - Informações gerais sobre os ensaios

ENSAIO	COAGULANTE	DOSAGEM ÓTIMA		TAXA APLICAÇÃO NO FILTRO (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> dia)	VAZÃO AFLUENTE (l/min)	ALCALINIDADE		pH
		COAG. (mg/l)	ALCALIN. (mg/lCaCO <sub>3</sub> )			MEDIDA (mg/l)	ADICIONADA CaCO <sub>3</sub>	
1º	Fe Cl <sub>3</sub>	75,0	60	200	0,89	34,38	25,62	6,70
2º				350	1,56	34,56	25,44	5,56
3º				500	2,22	86,66	ZERO	7,00
4º	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	141,2	90	200	0,89	35,75	54,25	6,40
5º				350	1,56	32,72	57,28	6,50
6º				500	2,22	37,58	52,42	6,70

Observando-se este quadro, verifica-se que no ensaio nº 3 ocorreu uma situação atípica em relação a alcalinidade do esgoto bruto, bastante superior as demais, as quais situaram-se em torno de 35 mg/l  $\text{CaCO}_3$ . O único fator externo (exceto o esgoto doméstico) que ocorreu neste ensaio diferente dos demais foi que restou um pouco de esgoto do 2º ensaio (cerca de 10 litros) que permaneceu no reservatório no intervalo de tempo compreendido entre o 2º e 3º ensaio, que foi de 18 dias. O objetivo disto foi o de criar uma espécie de semente adaptada ao esgoto sintético. Nos demais ensaios sempre havia limpeza total do reservatório. Suspeita-se que este resíduo tenha causado um tamponamento do esgoto, uma vez que houve somente um pequeno acréscimo de pH.

Em relação as condições hidráulicas, não houve necessidade de lavagem do filtro ao longo do tempo de duração dos ensaios (7 horas) para as taxas de aplicação de 200 e 350  $\text{m}^3/\text{m}^2$  dia. Já para 500  $\text{m}^3/\text{m}^2$  dia houve necessidade de lavagem, duas no ensaio com cloreto férrico e uma com sulfato de alumínio. Este fato deve ter ocorrido pela maior carga de sólidos aplicada ao filtro em consequência de maior arraste de flocos decorrente do menor tempo de detenção do esgoto no decantador, cerca de 74 minutos.

O esgoto sintético, em geral, apresentou concentração de poluentes dentro da faixa desejada, conforme apresentado no quadro 3.4 e que representa a composição provável dos esgotos industriais e domésticos. Entretanto, os metais cádmio, chumbo e cobre apresentaram concentração um pouco acima da desejada, embora sua adição tenha sido feita de maneira a fornecer a concentração estimada. Talvez isto se deva a problemas de precisão em amostras com baixa concentração.

Outro aspecto importante refere-se a fósforo. Sua

medida nas amostras dos efluentes industriais e durante a elaboração do esgoto sintético, foi feita com reagentes e soluções previstas pelo método do cloreto estanoso com digestão em persulfato de amônio com a respectiva curva absorvância/concentração pronta. Assim, a concentração de fósforo no esgoto combinado seria por volta de 20 mg/l, enquanto que no esgoto sintético, de 15 mg/l. Quando da realização dos ensaios, uma nova curva padrão foi elaborada, já que uma das soluções reagentes terminara. Esta curva apresentou excelente correlação, empregando o mesmo método anterior e de acordo com o "Standard Methods". Entretanto, para uma mesma transmitância, a concentração de fósforo da da ficou bastante menor, cerca de 2,5 mg/l. Não foi possível detectar a causa desta ocorrência, uma vez que o método era o mesmo, assim como o esgoto.

#### 4.2.1. Resultados dos ensaios com cloreto férico

Nos quadros 4.7 a 4.9 apresentam-se os valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro nos ensaios com cloreto férico.

QUADRO 4.7 - Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - cloreto férrico.

Taxa de aplicação:  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dia}$

MEDIDA	UNIDADE	AFLUENTE	EFLUENTE	
			DECANTADOR	FILTRO
<b>FÍSICAS</b>				
pH	-	6,96	6,74	7,49
Sól.Sediment.	ml/l	4,0	< 0,1	< 0,1
Sól.Totais	mg/l	576	492	399
Sól.Suspensos	mg/l	269	46	7,0
Sól.Dissolv.	mg/l	307	446	392
Turbidez	NTU	118	8,1	1,3
<b>METAIS</b>				
Alumínio	mg/l	ND	ND	ND
Cádmio	mg/l	0,1258	0,1258	0,1454
Chumbo	mg/l	0,4752	0,4286	0,4441
Cobre	mg/l	0,5672	0,3571	0,2521
Cromo	mg/l	0,3167	0,1167	0,0667
Ferro	mg/l	15,3318	3,0000	0,3227
Zinco	mg/l	0,8471	0,2420	0,0062
<b>INORGÂNICAS, NÃO METÁLICAS</b>				
Alcalinidade	mg/l $\text{CaCO}_3$	55,21	35,66	66,60
Fósforo	mg/l	2,85	0,38	0,11
Nitrogênio Total	mg/l N	-	-	-
Nitrog.amoniacal	mg/l $\text{N-NH}_3$	-	-	-
Nitrato	mg/l $\text{N-NO}_3$	-	-	-
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/l	275	20	9
DQO	mg/l	697	175	64
Óleos e graxas	mg/l	-	-	-



QUADRO 4.8 - Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - cloreto férrico.

Taxa de aplicação: 350 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia

MEDIDA	UNIDADE	AFLUENTE	EFLUENTE	
			DECANTADOR	FILTRO
<b>FÍSICAS</b>				
pH	-	6,67	5,17	6,14
Sól.Sediment.	ml/l	7,0	<0,1	<0,1
Sól.Totais	mg/l	637	556	501
Sól.Suspensos	mg/l	328	57	24
Sól.Dissolv.	mg/l	309	499	477
Turbidez	NTU	117,5	22,4	13
<b>METAIS</b>				
Alumínio	mg/l	ND	ND	ND
Cádmio	mg/l	0,1519	0,1453	0,1486
Chumbo	mg/l	0,5063	0,4752	0,4286
Cobre	mg/l	0,5462	0,3782	0,3361
Cromo	mg/l	0,3167	0,0667	0,0333
Ferro	mg/l	11,5171	10,8924	4,1702
Zinco	mg/l	0,8891	0,7519	0,8443
<b>INORGÂNICAS, NÃO METÁLICAS</b>				
Alcalinidade	mg/l CaCO <sub>3</sub>	65,9	11,52	29,38
Fósforo	mg/l	2,55	0,26	0,12
Nitr.Total	mg/l N	28,17	3,39	1,49
Nitr.Amoniacal	mg/l N-NH <sub>3</sub>	-	-	-
Nitrato	mg/l N-NO <sub>3</sub>	-	-	-
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/l	290	80	39
DQO	mg/l	783	276	56
Óleos e Graxas	mg/l	-	-	-
<b>LODO</b>				
Sól.Totais	mg/l	15471		
Sól.Suspensos	mg/l	14018	(1,40%)	
Sól.Dissolv.	mg/l	1453		
Resist.Espec.	seg <sup>2</sup> /g	-		

QUADRO 4.9 - Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - cloreto férrico.

Taxa de aplicação:  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dia}$

MEDIDA	UNIDADE	AFLUENTE	EFLUENTE	
			DECANTADOR	FILTRO
<b>FÍSICAS</b>				
pH	-	6,92	5,52	5,93
Sól.Sedim.	ml/l	1,5	<0,1	<0,1
Sól.Totais	mg/l	595	385	370
Sól.Suspensos	mg/l	295	16	37
Sól.Dissolv.	mg/l	300	369	333
Turbidez	NTU	115	6,2	2,15
<b>METAIS</b>				
Alumínio	mg/l	ND	ND	ND
Cádmio	mg/l	0,1779	0,1779	0,1795
Chumbo	mg/l	0,5683	0,3975	0,3820
Cobre	mg/l	0,6723	0,5462	0,5252
Cromo	mg/l	0,3500	0,0505	ND
Ferro	mg/l	1,7943	4,1703	1,8475
Zinco	mg/l	0,9815	0,5306	0,4017
<b>INORGÂNICAS, NÃO METÁLICAS</b>				
Alcalinidade	mg/l $\text{CaCO}_3$	87,87	10,91	19,70
Fósforo	mg/l	3,23	0,15	0,04
Nitr.Total	mg/l N	-	-	-
Nitr.Amoniacal	mg/l $\text{N-NH}_3$	-	-	-
Nitrato	mg/l $\text{N-NO}_3$	0,138	0,079	0,068
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/l	332,5	20	7,5
DQO	mg/l	758	211,5	33,5
Óleos e Graxas	mg/l	47,80	<10,0	<10,0
<b>LODO</b>				
Sól.Totais	mg/l		22272	
Sól.Suspensos	mg/l		20562 (2,06%)	
Sól.Dissolv.	mg/l		1708	
Resist.Espec.	seg <sup>2</sup> /g		$9,17 \times 10^9$	

No quadro 4.10 apresenta-se as remoções médias ocorridas no decantador e filtro em relação ao afluente, nos ensaios com cloreto férrico.

QUADRO 4.10 - Remoções médias ocorridas no decantador e filtro - ensaios com cloreto férrico (%)

MEDIDA	TAXA DE APLICAÇÃO (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> dia)					
	200		350		500	
	DC	FT	DC	FT	DC	FT
Sólidos Sediment.	>98	>98	>99	>99	>93	>93
Sólidos Suspensos	83	97	83	93	95	87
Turbidez	93	99	81	89	95	98
Cádmio	Zero	Zero	4	2	Zero	Zero
Chumbo	10	7	6	15	30	33
Cobre	37	56	31	38	19	22
Cromo	63	79	79	89	86	100
Ferro	80	98	5	64	Zero	Zero
Zinco	71	99	15	5	46	59
Fósforo	87	96	90	95	95	99
Nitr.Total	-	-	88	95	-	-
Nitr.Amoniacal	-	-	-	-	-	-
Nitrato	-	-	-	-	43	51
DBO	93	97	72	87	94	98
DQO	75	91	65	93	72	96
Óleos e Graxas	-	-	-	-	>79	>79

LEGENDA: DC - decantador / FT - filtro

O afluente ao tratamento era um líquido bastante poluído devido a presença de sólidos, metais, substâncias orgânicas, inorgânicas e óleos adicionados. Apresentava uma tonalidade rosa, dada pelo corante presente no ENDO-AGAR. Na saída do decantador, apresentava-se bastante clarificado pela remoção dos sólidos. O efluente do filtro era um líquido clarificado e límpido, com uma leve tonalidade rosa. No tes-

te com a taxa de aplicação de  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia apresentou-se com aspecto visual semelhante à água potável.

A seguir faremos comentários sobre as características medidas.

- Medidas físicas: o pH do afluyente manteve-se na faixa de 6,6 a 7,0, caindo um pouco após a decantação, refletindo o consumo da alcalinidade pelo coagulante. Após o filtro ocorre uma pequena elevação do pH, devido a adsorção da acidez pelo carvão ativado, conforme referido por CORSEUIL (1984).

A turbidez apresentou ótima remoção, tanto no decantador como filtro, atingindo até 93 e 99%, respectivamente no primeiro ensaio.

A medição de sólidos sedimentáveis pelo método do cone Imhoff proporcionou concentrações abaixo de 0,1 ml/l para todos os ensaios, isto é, estavam virtualmente ausentes.

Em relação aos sólidos dissolvidos, é de se notar o acréscimo ocorrido após a decantação, devido a adição de soluções dissolvidas de cloreto férrico e cal ao esgoto. Após a passagem pelo filtro, ocorre uma diminuição de sua concentração, permanecendo, entretanto, superior a inicial. Isto se refletiu nas concentrações de sólidos totais, cuja remoção não é muito significativa nos testes (20-40%). Já sólidos suspensos, é amplamente removido, atingindo, respectivamente, mais de 80% e 90% na clarificação e filtração.

Nas figuras 4.1 e 4.2 são apresentadas as concentrações de sólidos suspensos e turbidez, presentes no esgoto bruto e efluentes da clarificação e filtração para as três taxas testadas.

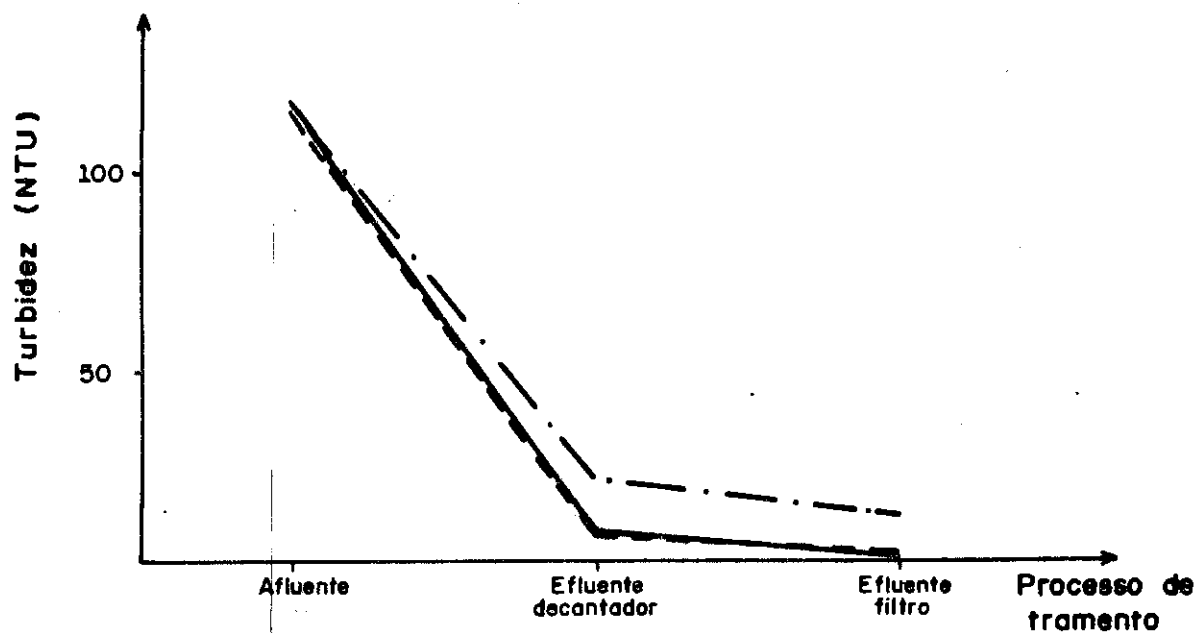


FIGURA 4.1 - Turbidez medida na sequência de tratamento - cloreto férrico

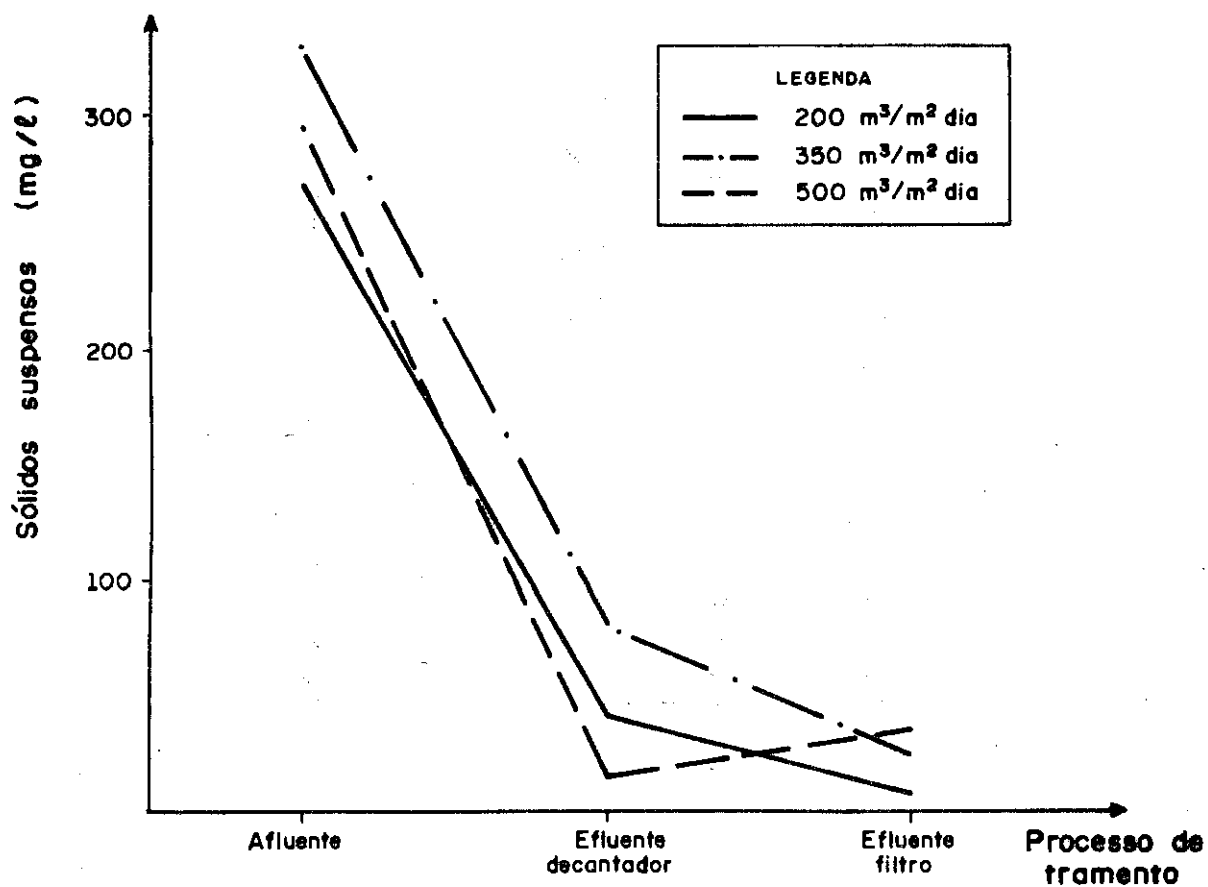


FIGURA 4.2 - Concentração de sólidos suspensos medida na sequência de tratamento - cloreto férrico

Observando-se estes gráficos, verifica-se que, para turbidez, as taxas de 200 e 500  $\text{m}^3/\text{m}^2$  dia foram equivalentes na remoção, enquanto que, para sólidos, a taxa de 500  $\text{m}^3/\text{m}^2$  dia foi superior na decantação, mas inferior às demais após a filtração. Ressalte-se que, nesta taxa, foram necessárias duas lavagens do filtro ao longo dos ensaios, o que contribuiu para recuperar sua capacidade filtrante.

- Metais: todos os metais, exceto cádmio, tiveram remoção, em maior ou menor grau, nos processos de clarificação química e filtração. Estas remoções foram bastante variáveis, não guardando relação com a taxa de aplicação, isto é, não apresentaram remoção decrescente a medida que aumentava a taxa.

Alumínio, como era de se esperar, não foi detectado, uma vez que não foi adicionado ao esgoto; sua medida será mais válida nos ensaios com sulfato de alumínio, para verificação de consumo como coagulante.

Cádmio, como foi referido, não apresentou remoção, exceto para a taxa de 350  $\text{m}^3/\text{m}^2$  dia, praticamente desprezível. Talvez sua baixa concentração nas amostras contribuiu para sua detecção de maneira menos precisa. Observa-se que nas taxas de 200 e 500  $\text{m}^3/\text{m}^2$  dia, a concentração de cádmio presente no efluente do filtro é levemente superior ao do decantador, o que não se justifica.

Dos demais metais, chumbo é o que apresenta menor remoção, variando de 7 a 33% no efluente final. Interessante notar que a remoção aumenta a medida que a taxa no filtro for maior.

Já cobre apresentou resultado inverso, isto é, a maior remoção ocorreu à taxa de 200  $\text{m}^3/\text{m}^2$  dia. Após a decantação, a remoção de cobre variou de 40 a 20% e após filtração, de 60 a 20%.

Cromo é um metal que apresentou ótima remoção em todos os ensaios com cloreto férrico, da ordem de 60 a 85% na decantação e de 80 a 100% na filtração. Da mesma forma que chumbo, sua remoção foi crescente com o aumento da taxa de aplicação.

Ferro apresentou resultados bastante variáveis. A adição de 75,0 mg/l  $\text{FeCl}_3$  anidro na câmara de mistura rápida implicou num aumento de 25,83 mg/l Fe no esgoto bruto. Nas condições ideais, este ferro iria se depositar no decantador como lodo. Assim, na taxa de  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, a concentração de ferro na mistura rápida seria de 41,1618 mg/l dada pela adição do cloreto férrico mais a concentração de ferro presente no esgoto, que era de 15,3318 mg/l. Deste total, apenas 3,0 mg/l restara no efluente do decantador, ou seja, todo o cloreto férrico foi consumido na coagulação. O efluente do filtro apresentou concentração de 0,3227 mg/l, ou seja, em termos absolutos, mais de 99% de ferro foi removido no processo. Já para a taxa de  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, o cloreto férrico foi igualmente totalmente consumido, mas houve pequena remoção adicional do ferro originalmente contido no afluente, talvez, até pela presença maior de flocos saídos da decantação. Na filtração, estes flocos são retidos, saindo o efluente com 4,17 mg/l na forma dissolvida. O teste com  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia apresentou uma concentração de ferro atípica, já que sua detecção no afluente foi medida a um nível bastante inferior ao esperado. O efluente do decantador apresentou concentração superior ao afluente, indicando que nem todo o coagulante foi utilizado ou a presença de flocos com ferro. O efluente final apresentou resultado igual ao afluente.

Zinco apresentou excelente remoção no ensaio com taxa de  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, chegando a 70% na decantação e superior a 99% no filtro. Esta remoção caiu bastante no ensaio com  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, para elevar-se novamente com  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia,

mas ainda em níveis inferiores ao primeiro, atingindo 46 e 59% respectivamente na decantação e filtração.

De uma maneira geral, a taxa de aplicação que propiciou uma remoção boa e uniforme de metais pesados foi  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, embora as demais também apresentassem bons resultados. Cromo foi o metal de maior e mais constante remoção ao longo dos ensaios.

- Inorgânicas não metálicas: a alcalinidade, conforme já referido, decresce após a floculação, elevando-se após a passagem pelo filtro, particularmente no ensaio com taxa de  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia.

Uma das principais vantagens referidas ao tratamento físico-químico é a sua maior remoção de fósforo, em relação ao tratamento biológico. Este fato foi confirmado nestes testes, que apresentaram excelente remoção deste nutriente, tanto na decantação quanto na filtração, atingindo, respectivamente, remoções superiores a 87 e 95% para todas as taxas de aplicação testadas.

Resultado bastante favorável foi obtido também para nitrogênio total e nitrato, embora não tenham sido medidos para todas as taxas de aplicação. Para  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, o efluente da decantação apresentou 88% de remoção de nitrogênio total em relação ao afluente e o da filtração, 95%, valores semelhantes aos obtidos pelo fósforo. Estes resultados devem-se, provavelmente, ao fato de a maior parte do nitrogênio estar presente como elemento da farinha de soja, material retirado durante os processos de clarificação e filtração. Nitrato também foi removido, porém, em menor grau, atingindo até 51% após o filtro. Este resultado foi até certo ponto surpreendente, uma vez que a remoção de nitrogênio é obtida por processos específicos, como troca iônica, torres de volatilização, cloração breakpoint e processo biológico (CULP et alii, 1978).



A figura 4.3 apresenta a concentração de fósforo presente em função do grau de tratamento atingido.

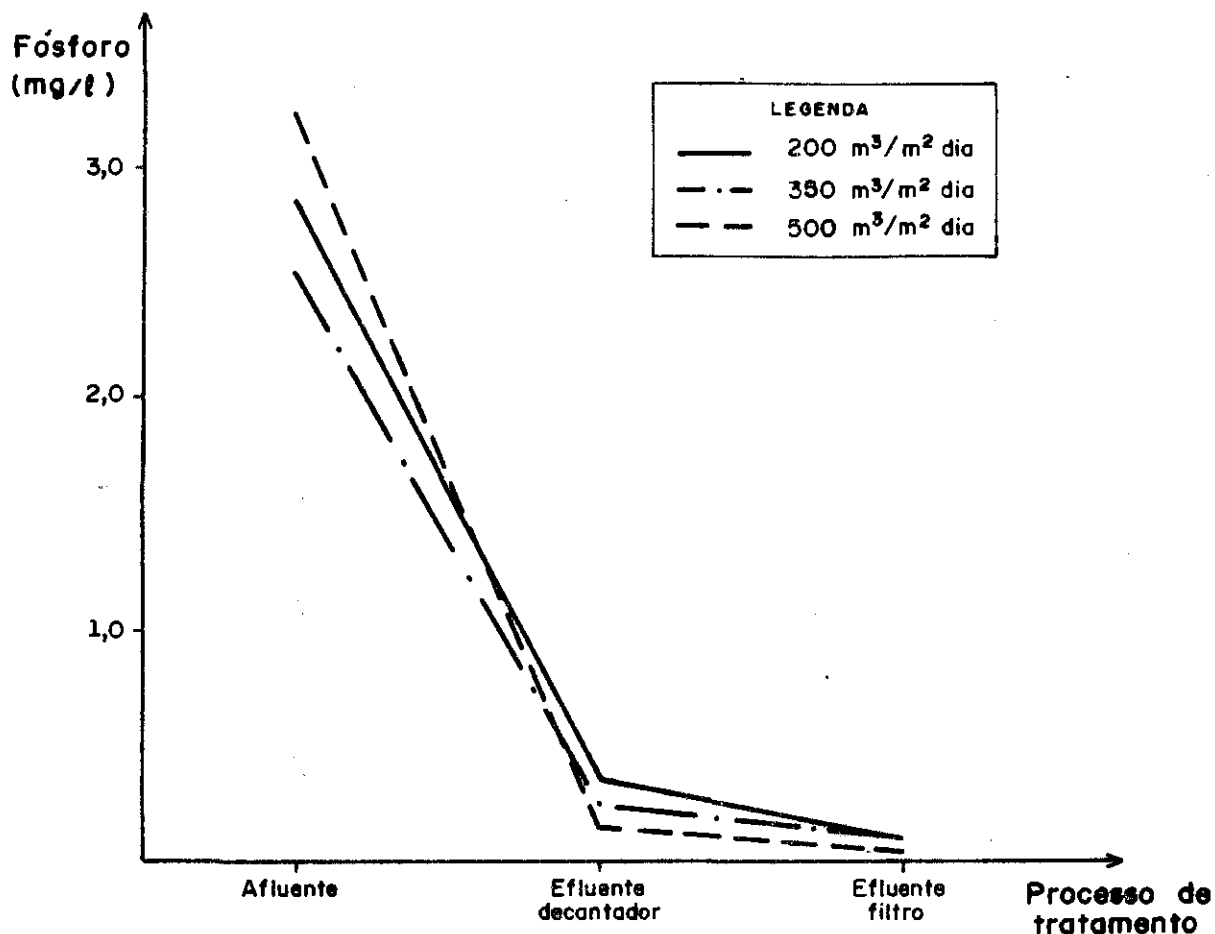


FIGURA 4.3 - Concentração de fósforo medida na sequência do tratamento - cloreto fêrrico

- Orgânicos: as medidas orgânicas feitas foram DBO e DQO para as três taxas de aplicação e óleos e graxas, para 500 m³/m² dia.

Nas figuras 4.4 e 4.5 apresentam-se a concentração destas medidas em função do processo de tratamento.

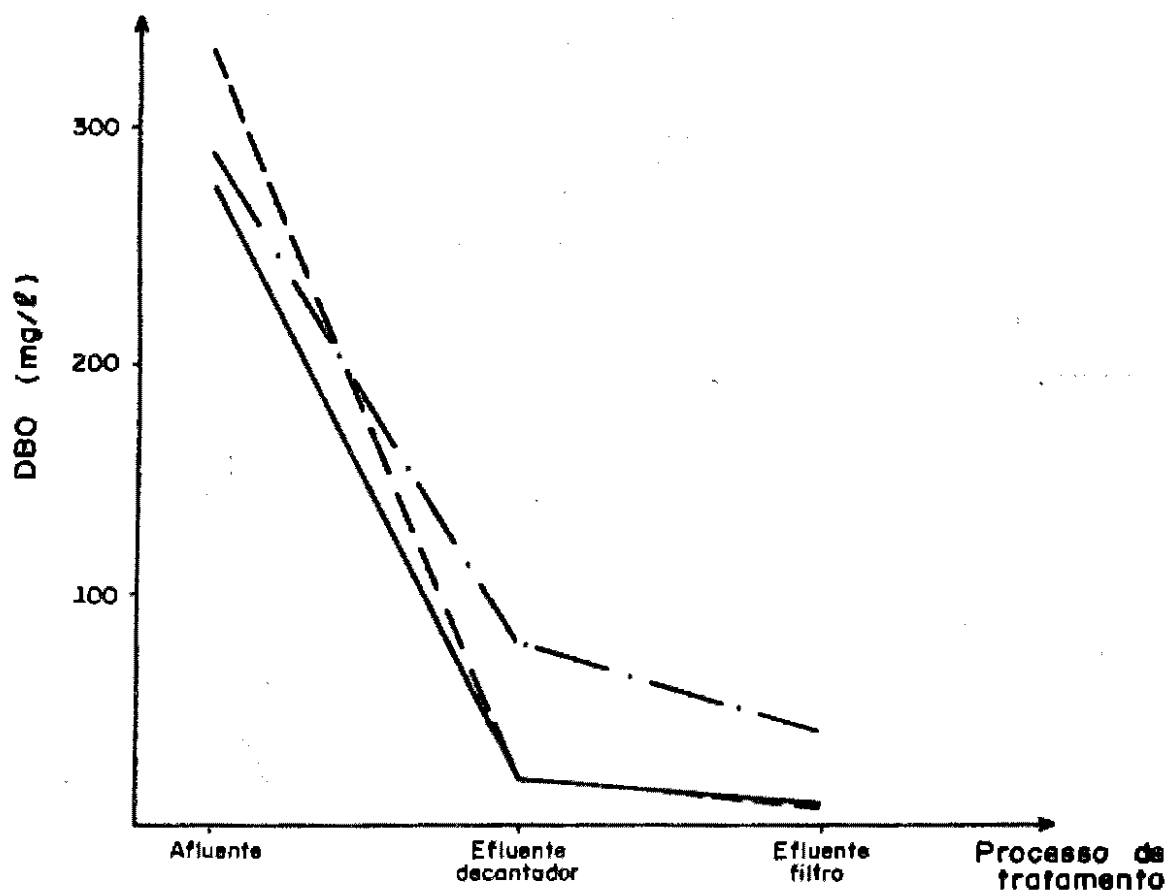


FIGURA 4.4 - Concentração de DBO medida na sequência do tratamento - cloreto férrico

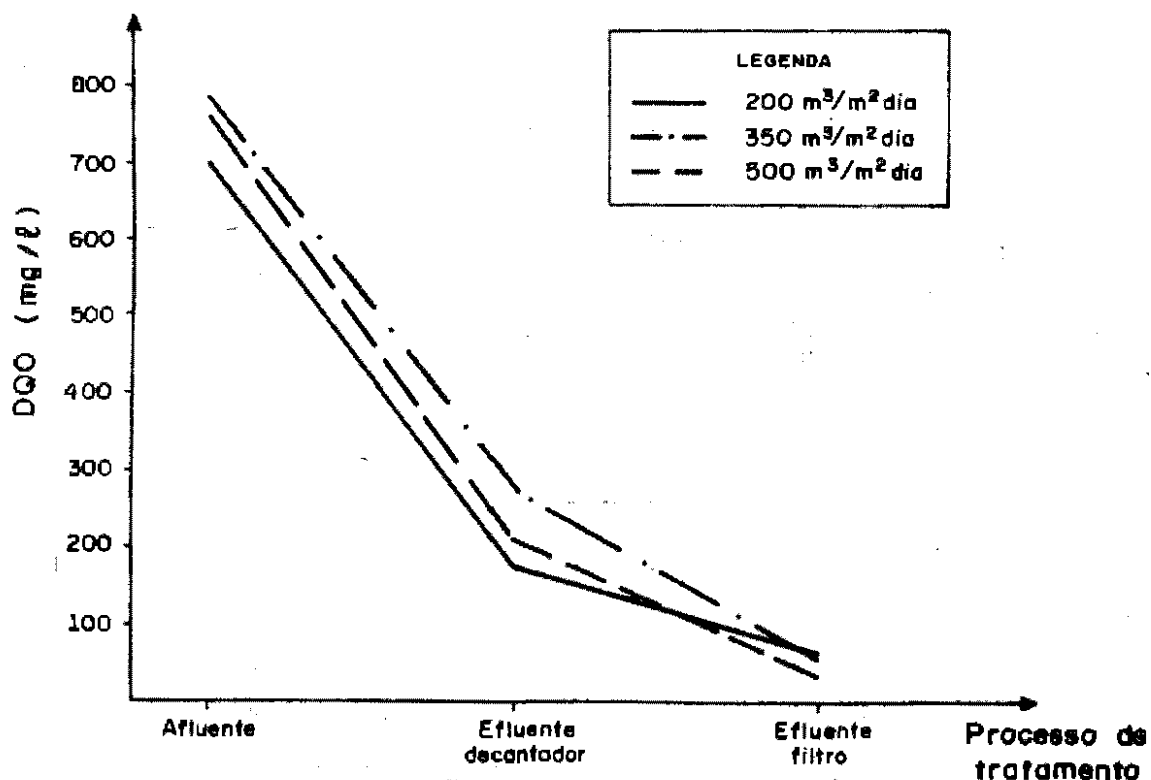


FIGURA 4.5 - Concentração de DQO medida na sequência do tratamento - cloreto férrico

A DBO, para as taxas de 200 e 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia, apresentou, na decantação, respectivamente, 93 e 94% de remoção, o que é um nível somente atingido pelo tratamento secundário completo. Na saída do filtro, atingiram 97 e 98% de remoção. O teste com a taxa de 350 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia obteve níveis mais baixos (72 e 87%), entretanto, ainda satisfatórios.

Para DQO, o tratamento físico-químico proposto foi bastante eficiente para as três taxas de aplicação, variando entre 65-75% de remoção na clarificação química e 91-96% na filtração.

No quadro 4.11 apresenta-se a relação DQO : DBO no afluente e efluentes da clarificação e filtração para os três ensaios.

QUADRO 4.11 - Relação DQO : DBO nas amostras em função da taxa de aplicação no filtro

TAXA DE APLICAÇÃO (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> dia)	RELAÇÃO DQO : DBO		
	AFLUENTE	DECANTADOR	FILTRO
200	2,5:1	8,8:1	7,1:1
350	2,7:1	3,5:1	1,4:1
500	2,3:1	10,6:1	4,5:1

O esgoto combinado estimado das indústrias e municípios de Esteio e Sapucaia, conforme apresentado no quadro 3.4, apresenta uma relação DQO:DBO de 2,7:1. O esgoto sintético elaborado encontra-se aproximadamente nesta faixa, conforme pode ser visto no quadro 4.11. Interessante notar que a relação DQO:DBO aumenta do afluente para o efluente da clarificação, isto é, o esgoto clarificado torna-se menos biodegradável que o esgoto bruto. Após passar pelo filtro de

areia e carvão ativado, esta relação decresce, ou seja, substâncias não biodegradáveis medidas pela DQO foram removidas por adsorção no carvão ativado. Isto é confirmado, observando-se o quadro 4.10 que dá as remoções médias ocorridas na clarificação e filtração; a remoção de DQO na filtração em relação à clarificação é maior do que a DBO, ou seja, enquanto a maior parcela de DBO é removida na clarificação, a filtração em areia e carvão ainda exerce papel preponderante em relação a DQO.

Óleos e graxas foram medidos no ensaio com  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia de taxa de aplicação. A concentração do afluente ( $47,80 \text{ mg/l}$ ) aproxima-se da estimada no esgoto combinado ( $54,0 \text{ mg/l}$ ). Apresentou ótima remoção já na clarificação, tendo seu efluente saído com valor abaixo do limite de detecção do método ( $10,0 \text{ mg/l}$ ), o que confirma as propriedades da clarificação química como um dos métodos de remoção de óleos e graxas (DEGRÉMONT, 1979).

- Lodo: a concentração de sólidos suspensos no lodo variou de 1,4 a 2,1%. A resistência específica, parâmetro que mede a facilidade de desagregação no lodo foi de  $9,17 \times 10^9 \text{ seg}^2/\text{g}$ , valor dentro da faixa citada por CULP et alii, (1978) para lodos químicos ( $1 - 10 \times 10^9 \text{ seg}^2/\text{g}$ ) e GALE (1968).

De uma maneira geral, pode-se dizer que os testes com cloreto férrico apresentaram excelentes resultados na remoção de poluentes orgânicos e inorgânicos do esgoto bruto, atingindo níveis particularmente elevados para sólidos, cromo, nutrientes, DBO, DQO e óleos e graxas.

Das três taxas de aplicação testadas,  $200$  e  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia apresentaram melhores resultados, ressaltando o fato de que, nesta última, duas lavagens no filtro foram necessárias. O efluente final de melhor aspecto visual correspondeu a taxa de  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, que apresentou-se límpido como água potável.

As medidas de lodo efetuadas apresentaram resultados compatíveis com as referências citadas.

#### 4.2.2. Resultados dos ensaios com sulfato de alumínio

O meio granular que compunha o filtro foi trocado antes dos ensaios com sulfato de alumínio para garantir as mesmas condições havidas nos ensaios com cloreto férrico.

Houve maiores problemas operacionais nestes testes devido principalmente ao frequente rompimento da tubulação da bomba dosadora que transportava o coagulante e a cal. A troca era imediata mas havia alterações de vazão, o que implicava em ajustes.

Esta situação se refletia na boa formação de flocos que ficou instável, isto é, as vezes ocorria boa floculação e as vezes não.

Nos quadros 4.12 a 4.14 apresentam-se os valores médios medidos no afluente e efluentes da clarificação química e filtro nos ensaios com sulfato de alumínio.

No quadro 4.15 apresenta-se as remoções médias ocorridas após a clarificação e filtração.

- Medidas físicas: o pH do afluente manteve-se na faixa de 6,5, caindo um pouco após a decantação para elevar-se no efluente final, em torno de 6,8-6,9. No ensaio com  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia ocorreu uma situação única, com o pH do efluente da decantação maior do que o do afluente. Isto talvez tenha ocorrido em função dos desajustes momentâneos ocorridos pela ruptura e troca das tubulações provenientes da bomba dosadora, embora as amostras fossem compostas, o que minimizaria o pro

QUADRO 4.12 - Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - sulfato de alumínio

Taxa de aplicação: 200 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia

MEDIDA	UNIDADE	AFLUENTE	EFLUENTE	
			DECANTADOR	FILTRO
<b>FÍSICAS</b>				
pH	-	6,58	6,37	6,95
Sól. Sediment.	ml/l	4,0	0,2	<0,1
Sól. Totais	mg/l	645	527	387
Sól. Suspensos	mg/l	291	126	21
Sól. Dissolv.	mg/l	354	401	366
Turbidez	NTU	110	69	42
<b>METAIS</b>				
Alumínio	mg/l	ND	9,2538	5,1145
Cádmio	mg/l	0,2073	0,2007	0,1991
Chumbo	mg/l	0,4441	0,3510	0,3665
Cobre	mg/l	0,8193	0,6723	0,5252
Cromo	mg/l	0,3000	0,1667	0,1000
Ferro	mg/l	11,0901	4,9504	2,8936
Zinco	mg/l	0,6566	0,3261	0,1272
<b>INORGÂNICAS, NÃO METÁLICAS</b>				
Alcalinidade	mg/l CaCO <sub>3</sub>	44,54	32,11	44,72
Fósforo	mg/l	2,86	0,94	0,43
Nitrog. Total	mg/l N	-	-	-
Nitrog. amoniac.	mg/l N-NH <sub>3</sub>	ND	ND	ND
Nitrato	mg/l N-NO <sub>3</sub>	-	-	-
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/l	240	74	30,5
DQO	mg/l	739	234	134
Óleos e graxas	mg/l	-	-	-

QUADRO 4.13 - Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - sulfato de alumínio  
Taxa de aplicação:  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dia}$

MEDIDA	UNIDADE	AFLUENTE	EFLUENTE	
			DECANTADOR	FILTRO
<b>FÍSICAS</b>				
pH	-	6,6	6,4	6,7
Sól. Sediment.	ml/l	3,5	<0,1	<0,1
Sól. Totais	mg/l	585	556	494
Sól. Suspensos	mg/l	257	76	12
Sól. Dissolv.	mg/l	328	480	482
Turbidez	NTU	110	54	40
<b>METAIS</b>				
Alumínio	mg/l	ND	11,4614	7,3221
Cádmio	mg/l	0,2122	0,2089	0,2105
Chumbo	mg/l	0,4597	0,3665	0,4131
Cobre	mg/l	0,9454	0,8193	0,7143
Cromo	mg/l	0,2667	0,1500	0,1167
Ferro	mg/l	11,3507	5,6064	3,9797
Zinco	mg/l	0,6678	0,3373	0,1776
<b>INORGÂNICAS, NÃO METÁLICAS</b>				
Alcalinidade	mg/l $\text{CaCO}_3$	47,27	31,51	39,39
Fósforo	mg/l	2,69	0,79	0,35
Nitr. Total	mg/l N	25,28	6,79	2,92
Nitr. Amoniac.	mg/l $\text{N-NH}_3$	-	-	-
Nitrato	mg/l $\text{N-NO}_3$	-	-	-
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/l	240	85	32
DQO	mg/l	847	150	87
Óleos e graxas	mg/l	-	-	-
<b>LODO</b>				
Sól. Totais	mg/l		32938	
Sól. suspensos	mg/l		31588 (3,2%)	
Sól. Dissolv.	mg/l		810	
Resist. específ.	seg <sup>2</sup> /g		$5,02 \times 10^9$	

QUADRO 4.14 - Valores médios medidos no afluente e efluentes do decantador e filtro - sulfato de alumínio  
Taxa de aplicação: 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia

MEDIDA	UNIDADE	AFLUENTE	EFLUENTE	
			DECANTADOR	FILTRO
<b>FÍSICAS</b>				
pH	-	6,25	6,65	6,8
Sól. Sediment.	ml/l	6,0	1,0	<0,1
Sól. Totais	mg/l	583	541	434
Sól. Suspensos	mg/l	295	97	4
Sól. Dissolv.	mg/l	288	444	430
Turbidez	NTU	110	64	36
<b>METAIS</b>				
Alumínio	mg/l	ND	10,3576	5,6664
Cádmio	mg/l	0,2252	0,2219	0,2170
Chumbo	mg/l	0,4907	0,4286	0,3975
Cobre	mg/l	1,0504	0,8193	0,6933
Cromo	mg/l	0,2667	0,1667	0,1334
Ferro	mg/l	11,2559	6,3156	4,1702
Zinco	mg/l	0,6286	0,2784	0,0852
<b>INORGÂNICAS, NÃO METÁLICAS</b>				
Alcalinidade	mg/l CaCO <sub>3</sub>	40,00	49,69	45,45
Fósforo	mg/l	2,23	0,44	0,29
Nitrog. Total	mg/l N	-	-	-
Nitrog. Amoniac.	mg/l N-NH <sub>3</sub>	-	-	-
Nitrato	mg/l N-NO <sub>3</sub>	0,118	0,058	0,055
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/l	320	85	32
DQO	mg/l	675	278	142
Óleos e graxas	mg/l	25,53	25,93	22,51
<b>LODO</b>				
Sól. Totais	mg/l		19700	
Sól. Suspensos	mg/l		18766	(1,9%)
Sól. Dissolv.	mg/l		934	
Resist. especif.	seg <sup>2</sup> /g		1,37x10 <sup>9</sup>	



QUADRO 4.15 - Remoções médias ocorridas no decantador e filtro - ensaios com sulfato de alumínio (%)

MEDIDA	TAXA DE APLICAÇÃO (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> dia)					
	200		350		500	
	DC	FT	DC	FT	DC	FT
Sól. Sediment.	95	>97,5	>97	>97	83	98
Sól. Suspensos	57	93	70	95	67	99
Turbidez	37	62	51	64	42	67
Cádmio	3	4	2	1	1	4
Chumbo	21	17	20	10	13	19
Cobre	18	36	13	24	22	34
Cromo	44	67	44	56	37	50
Ferro	55	74	51	65	44	63
Zinco	50	81	49	73	56	87
Fósforo	67	85	71	87	80	87
Nitrog. Total	-	-	73	88	-	-
Nitrog. Amoniac.	-	-	-	-	-	-
Nitrato	-	-	-	-	51	53
DBO	69	87	65	87	73	90
DQO	68	82	82	90	59	79
Óleos e Graxas	-	-	-	-	ZERO	12

LEGENDA: DC - decantador FT - filtro

blema. Este fato também ocorreu com a alcalinidade, isto é, não houve seu decréscimo esperado pelas suas reações com o coagulante, como acontecera em todos os demais testes.

A turbidez apresentou remoções em torno de 45% na decantação e 65% na filtração.

Sólidos sedimentáveis estiveram praticamente ausentes já na decantação, exceto no ensaio com  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, que chegou a  $1,0 \text{ ml/l}$ , devido ao arraste de flocos. Entretanto, no filtro, estes flocos ficaram retidos.

Os sólidos dissolvidos, como era de se esperar, foram maiores depois da decantação em relação ao esgoto bruto pela adição das soluções de coagulante e cal. Após a filtração, sua concentração diminui um pouco. Os sólidos totais diminuíram do afluente ao filtro, mas em pequena proporção, devido a contribuição dos sólidos dissolvidos.

Sólidos suspensos, na decantação apresentaram remoção em torno de 60-70%, ficando ainda uma carga grande para ser retirada pelo filtro. O efluente final variou de 4 a  $21 \text{ mg/l}$ , representando remoções médias superiores a 95%.

Nas figuras 4.6 e 4.7 apresentam-se as concentrações de turbidez e sólidos suspensos medidas no afluente e efluentes do decantador e filtro nos ensaios com sulfato de alumínio.

Por estas figuras, observa-se que a taxa de  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia foi a que apresentou maior remoção na decantação, tanto para turbidez como sólidos; entretanto, após a filtração, a maior taxa,  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia teve melhor resultado, consequência talvez da lavagem que se fez necessária pela excessiva perda de carga ocorrida no filtro.

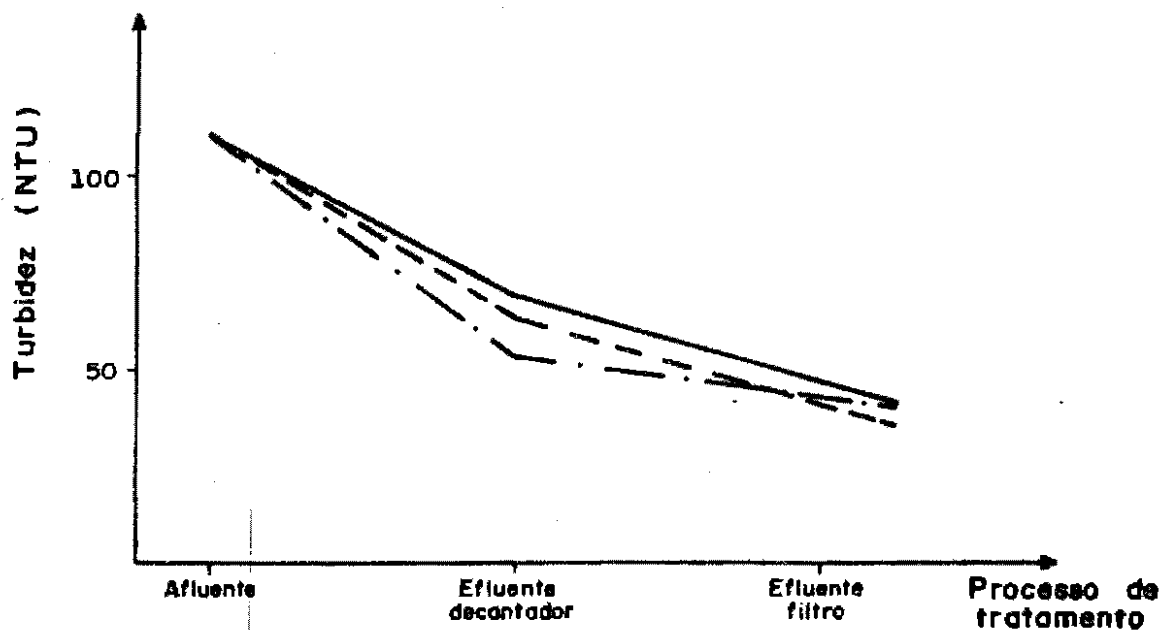


FIGURA 4.6 - Turbidez medida na sequência do tratamento - sulfato de alumínio

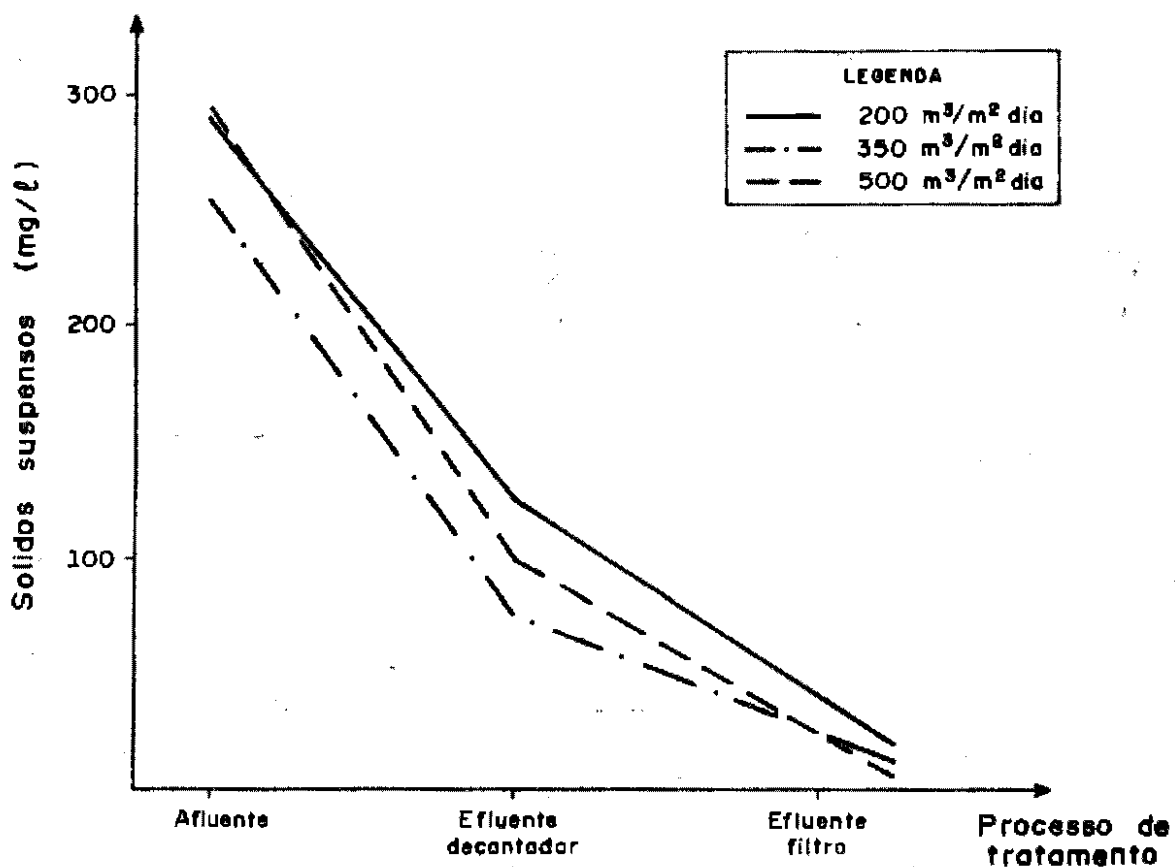


FIGURA 4.7 - Concentração de sólidos suspensos medida na sequência de tratamento-sulfato de alumínio

- Metais: como ocorrera com cloreto férrico, o tratamento físico-químico foi responsável pela remoção de metais pesados, em grau variável, dependendo, principalmente, do metal. A taxa de aplicação não pareceu ser fator preponderante nesta remoção, já que, eventualmente, taxas maiores apresentaram melhores resultados que taxas menores.

Alumínio, como era de se esperar, não foi detectado no esgoto bruto. Entretanto, a adição de 141,185 mg/l de  $Al_2(SO_4)_3$  na mistura rápida o introduziu no esgoto a uma concentração de 22,3 mg/l Al. O alumínio, em condições ideais, se depositaria no fundo do decantador como elemento componente do lodo. Entretanto, o efluente do decantador apresentava concentração em torno de 10 mg/l, indicando a não utilização total do coagulante, a presença de flocos na amostra, ou ambas. Este nível cai para 5-6 mg/l na saída do filtro, na forma dissolvida, já que os flocos ficaram retidos.

A concentração de cádmio permaneceu quase constante ao longo dos ensaios, com remoções desprezíveis da ordem de 2-4%.

Após cádmio, chumbo parece ser o metal menos afetado pelos processos físico-químicos, com reduções de cerca de 10-20% na clarificação e filtração.

Cobre apresentou reduções de 13-22% na decantação e 25-35% na filtração.

Cromo, ferro e zinco foram os metais que apresentaram maior redução nos ensaios com sulfato de alumínio.

Remoções decrescentes de cromo foram obtidas à medida que aumentava a taxa de aplicação, com um mínimo de 37% na decantação com  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, atingindo 67% o efluente

final para  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia.

Ferro apresentou igualmente esta característica, porém, a níveis mais elevados de redução.

Zinco foi o metal de maior remoção nestes ensaios, atingindo o efluente final valores 80% menores do que o esgoto bruto, sendo de 50-55% na decantação. Neste caso, a taxa de  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia foi a que apresentou melhor resultado.

- Inorgânicas, não metálicas: Conforme já referido, a alcalinidade é consumida no processo de clarificação química. De fato, isto ocorreu nas taxas de 200 e  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia porém não nos níveis esperados em vista dos resultados obtidos nos testes de jarros e cloreto férrico. Houve inclusive, no ensaio com  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia um aumento da alcalinidade, após a decantação, refletindo, talvez, desajustes ocorridos na bomba dosadora no decorrer dos ensaios.

Os nutrientes fósforo e nitrogênio foram removidos, praticamente, em igual percentagem, como ocorrera anteriormente.

A figura 4.8 apresenta a concentração de fósforo presente na amostra em função do grau de tratamento atingido.

Fósforo apresentou remoções crescentes com a taxa de aplicação, atingindo, para a decantação e filtração, respectivamente 67-80% e 85-87%.

Uma medida de nitrogênio na forma de amônia foi feita no ensaio com  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, obtendo-se um valor abaixo do limite de detecção do método. Como existe uma concentração grande de nitrogênio total, cerca de 25 mg/l, é de se esperar que este nitrogênio venha a se converter, com o tempo, em amônia pela ação de bactérias saprofílicas, conforme referido por SAWYER & McCARTY (1967). O esgoto combinado estimado

apresenta uma concentração de cerca de 6,0 mg/l N-NH<sub>3</sub>. O nitrogênio, na forma de amônia, apresenta baixa remoção nos processos de clarificação e filtração (BISHOP et alii, 1972).

No processo de clarificação química houve uma redução de 50% na concentração de nitrato, permanecendo praticamente igual após a filtração.

- Orgânicos: DBO e DQO foram medidas nas três taxas de aplicação, óleos e graxas somente para a mais alta.

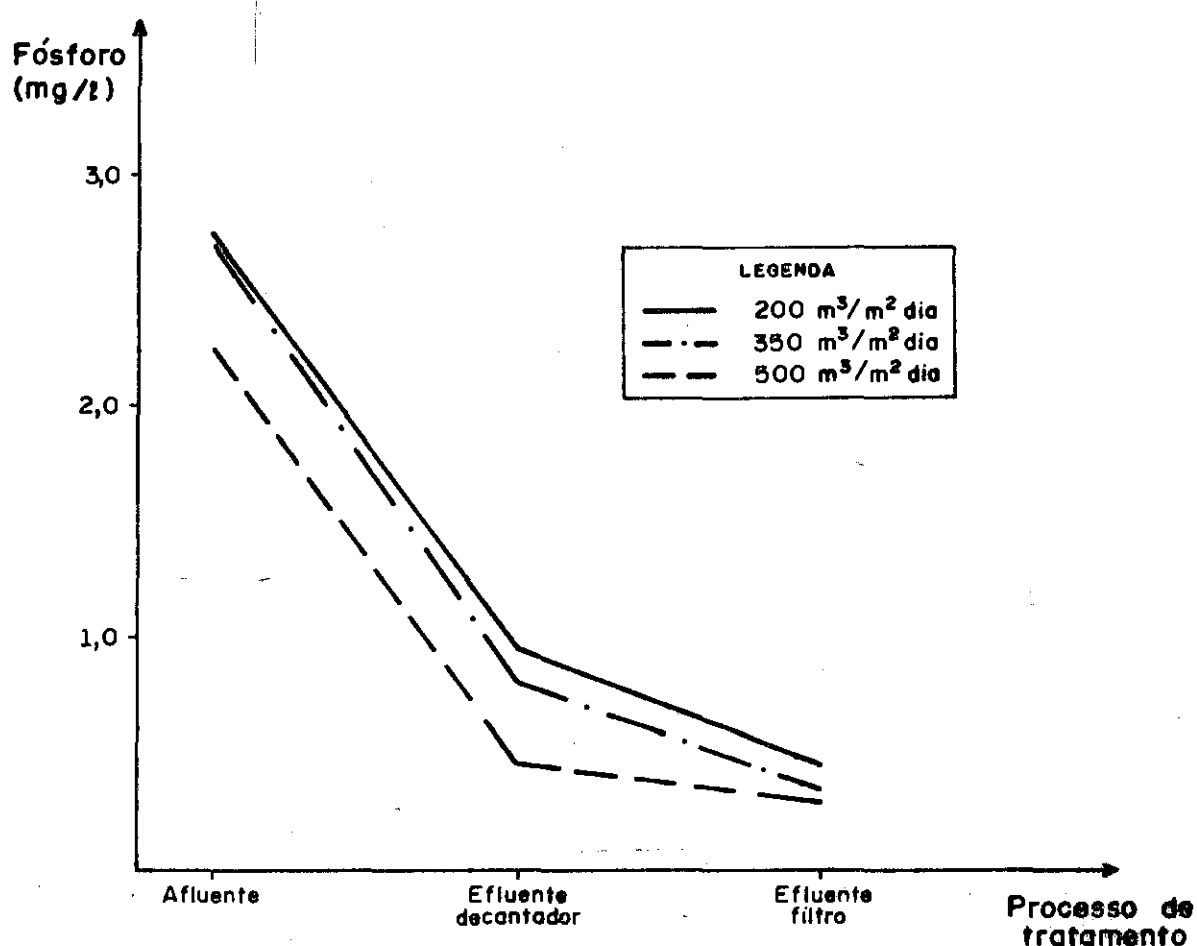


FIGURA 4.8 - Concentração de fósforo medida na sequência de tratamento - sulfato de alumínio

Nas figuras 4.9 e 4.10 apresentam-se as concentrações destas medidas em função do grau de tratamento atingido.

Os processos de clarificação e filtração removeram cerca de 90% da DBO afluente a estação, sendo a decantação responsável por 70% deste total. A taxa de  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia foi a que apresentou melhor resultado.

A DQO, por sua vez, teve excelente remoção, principalmente no ensaio com  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, em que atingiu 82% na clarificação e 90% na filtração. É de se ressaltar a divergência ocorrida entre a DBO e DQO, isto é, os melhores resultados aconteceram para taxas diferentes.

No quadro 4.16 apresenta-se a relação DQO:DBO presente no afluente e efluentes da clarificação e filtração.

QUADRO 4.16 - Relação DQO:DBO nas amostras em função da taxa de aplicação no filtro

TAXA DE APLICAÇÃO ( $\text{m}^3/\text{m}^2$ dia)	RELAÇÃO DQO:DBO		
	AFLUENTE	DECANTADOR	FILTRO
200	3,1:1	3,2:1	4,4:1
350	3,5:1	1,8:1	2,7:1
500	2,1:1	3,3:1	4,4:1

Nos ensaios com sulfato de alumínio ocorreu uma situação inversa ao acontecido com cloreto férrico, isto é, a relação DQO:DBO do efluente final, cresce em relação ao efluente do decantador. Este fato deve ter ocorrido em função da menor remoção de DBO havida na clarificação, sobrecarregando o filtro com material suspenso e impedindo a adsorção do material dissolvido. Observando-se o quadro 4.15,

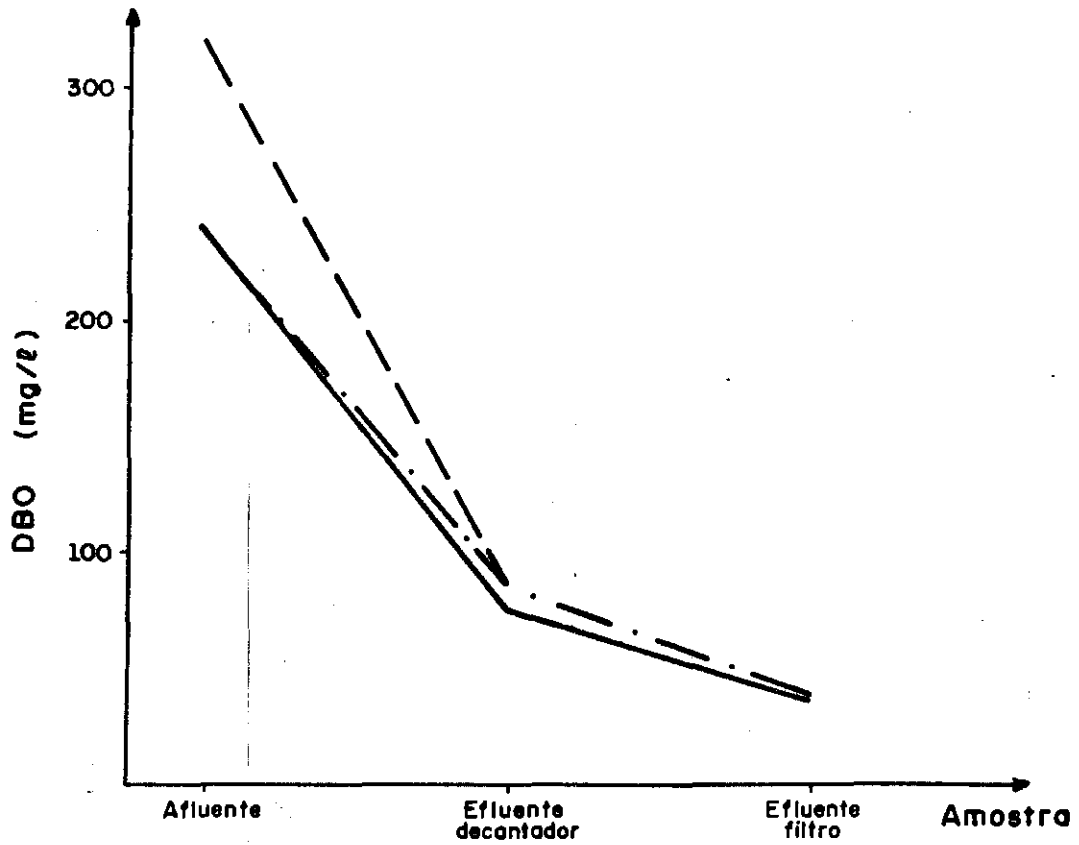


FIGURA 4.9 - Concentração de DBO medida na seqüência do tratamento - sulfato de alumínio

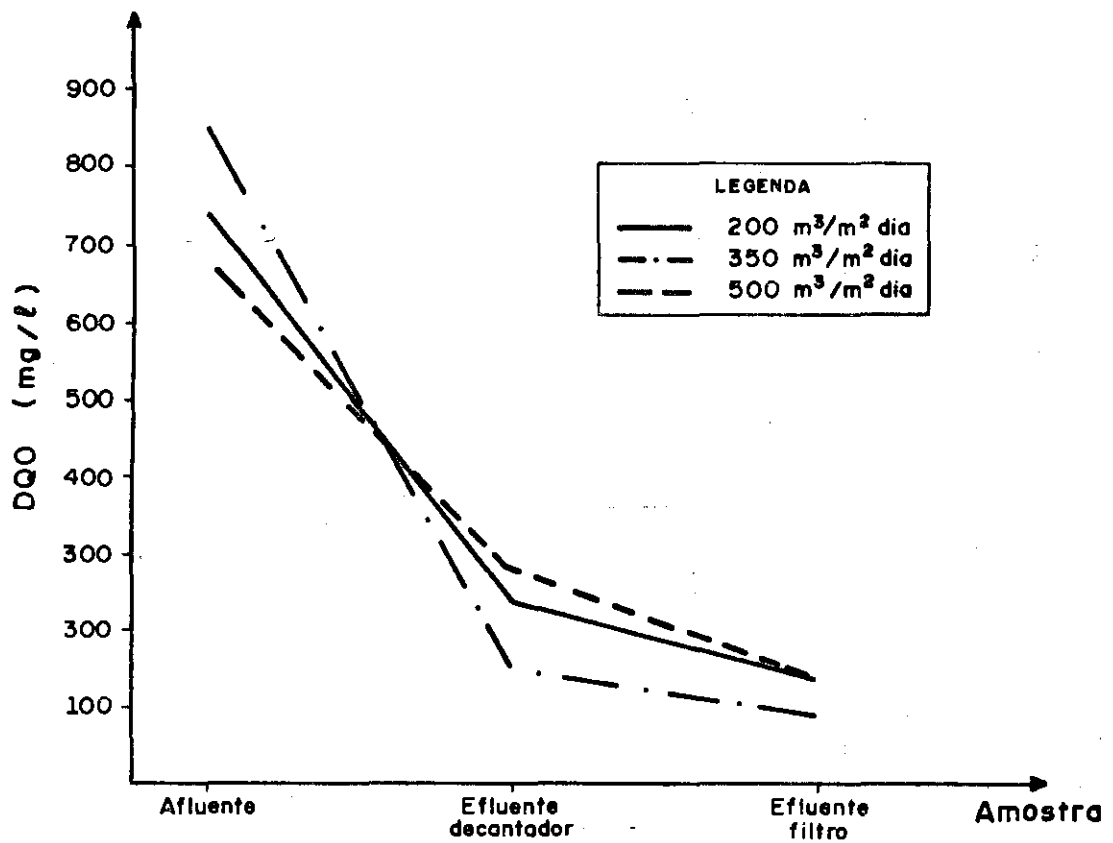


FIGURA 4.10 - Concentração de DQO medida na seqüência do tratamento - sulfato de alumínio



vê-se que as remoções de DBO ocorridas na decantação para filtração são maiores que as da DQO, exceto para  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia.

Óleos e graxas apresentou remoção bastante fraca, para sulfato de alumínio, embora somente uma amostra tivesse sido medida. A concentração do efluente do decantador, permaneceu constante em relação a inicial, sendo reduzido em 12% na filtração.

- Lodo: A concentração de sólidos suspensos presente no lodo do decantador variou de 3,2% no ensaio com  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, a 1,9% com  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia, indicando melhor formação e deposição de flocos ocorrida naquele ensaio.

A resistência específica, por outro lado, apresentou valores na mesma ordem de grandeza, respectivamente,  $5,02 \times 10^9$  e  $1,39 \times 10^9 \text{ seg}^2/\text{g}$  para as taxas de  $350$  e  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia.

#### 4.2.3. Comparação dos resultados obtidos nos ensaios com cloreto férrico e sulfato de alumínio

Nos quadros 4.17 a 4.19 apresentam-se as remoções médias ocorridas na clarificação química e filtração nos ensaios com cloreto férrico e sulfato de alumínio para as três taxas de aplicação testadas.

QUADRO 4.17 - Remoções médias ocorridas nos ensaios com cloreto férrico e sulfato de alumínio (%)

Taxa de aplicação: 200 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia

MEDIDA	R E M O Ç Ã O			
	CLARIFICAÇÃO		FILTRAÇÃO	
	FeCl <sub>3</sub>	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	FeCl <sub>3</sub>	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>
Sól. Sedimentáveis	>98	95	>98	>97,5
Sól. Suspensos	83	57	97	93
Turbidez	93	37	99	62
Cádmio	ZERO	3	ZERO	4
Chumbo	10	21	7	17
Cobre	37	18	56	36
Cromo	63	44	79	67
Ferro	80	55	98	74
Zinco	71	50	99	81
Fósforo	87	67	96	85
DBO	93	69	97	87
DQO	75	68	91	82

QUADRO 4.18 - Remoções médias ocorridas nos ensaios com cloreto férrico e sulfato de alumínio (%)

Taxa de aplicação: 350 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia

MEDIDA	R E M O Ç Ã O			
	CLARIFICAÇÃO		FILTRAÇÃO	
	FeCl <sub>3</sub>	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	FeCl <sub>3</sub>	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>
Sól. Sedimentáveis	>99	>97	>99	>97
Sól. Suspensos	83	70	93	95
Turbidez	81	51	89	64
Cádmio	4	2	2	1
Chumbo	6	20	15	10
Cobre	31	13	38	24
Cromo	79	44	89	56
Ferro	5	51	64	65
Zinco	15	49	5	73
Fósforo	90	71	95	87
Nitrog. Total	88	73	95	88
DBO	72	65	87	87
DQO	65	82	93	90

QUADRO 4.19 - Remoções médias ocorridas nos ensaios com cloreto férrico e sulfato de alumínio (%)

Taxa de aplicação:  $500 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ dia}$

MEDIDA	R E M O Ç Ã O			
	CLARIFICAÇÃO		FILTRAÇÃO	
	$\text{FeCl}_3$	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	$\text{FeCl}_3$	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$
Sól. Sedimentáveis	>93	83	>93	>98
Sól. Suspensos	95	67	87	99
Turbidez	95	42	98	67
Cádmio	ZERO	1	ZERO	4
Chumbo	30	13	33	19
Cobre	19	22	22	34
Cromo	86	37	100	50
Ferro	ZERO	44	ZERO	63
Zinco	46	56	59	87
Fósforo	95	80	99	87
Nitrato	43	51	51	53
DBO	94	73	98	90
DQO	72	59	96	79
Óleos e Graxas	>79	ZERO	>79	12

Pela análise destes quadros pode-se dizer que o cloreto férrico foi mais eficiente que o sulfato de alumínio na remoção dos poluentes encontrados no esgoto sintético. O ensaio que apresentou resultado mais positivo foi com cloreto férrico à taxa de  $200 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ dia}$ , cujo efluente apresentou-se límpido e com baixa concentração de todos os poluentes.

A performance típica de um tratamento biológico convencional, conforme descrito por KUGELMANN (1976) apresenta remoções de 80-90% de sólidos suspensos e DBO, 70-80% de DQO e 0-40% de fósforo (quadro 2.4).

Nos ensaios com cloreto férrico, já na etapa de clarificação, fósforo apresentou remoção superior com um mínimo de 87%, atingindo até 99% após a filtração com areia e

carvão ativado, Da mesma forma, sólidos suspensos, DBO e DQO alcançaram remoções iguais ou maiores àquelas obtidas no tratamento biológico, já na clarificação, exceto a DQO para a taxa de  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia (65%). A etapa de filtração e leva a qualidade do efluente final a níveis superiores aos obtidos pelo tratamento biológico.

Os ensaios com sulfato de alumínio apresentaram remoções inferiores ao cloreto férrico. Mesmo assim, para fósforo, sua eficiência é superior ao biológico apenas com a etapa de clarificação. Sólidos suspensos, DBO e DQO apresentaram nesta etapa remoções variáveis de 60-80%, atingindo, após a filtração, 80-90% para DBO e DQO e 95% para sólidos. Portanto, mesmo em testes de resultados mais baixos o tratamento físico-químico se equivaleria ao biológico em relação a DBO e DQO, e seria superior para fósforo e sólidos.

Entre as vantagens citadas por CULP et alii (1978), e SORIA & CHAVARRIA (1978) no tratamento físico-químico está a remoção potencial de metais pesados. Ela de fato aconteceu, variando de grau em função do metal.

Os metais que apresentaram maior redução, tanto para cloreto férrico como sulfato de alumínio, foram cromo, ferro, e zinco. Com cloreto férrico, sua remoção, na clarificação, alcançou 50-80%, exceto zinco e ferro no ensaio de  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia e novamente ferro para  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia. Neste caso, a adição do cloreto férrico aumentou a sua concentração a um nível elevado, e seu consumo não foi suficiente para baixar a concentração presente no esgoto bruto. Na filtração, ocorre uma diminuição no nível destes metais, atingindo cromo até mesmo 100% de redução.

Com sulfato de alumínio, cromo, ferro e zinco atingem, na clarificação, de 40-55% de remoção e, após filtração, 50-85%.

Cádmio foi um metal pouco afetado pelo tratamento físico-químico, enquanto chumbo apresenta pequena remoção, de 10-20%.

Cobre apresenta um comportamento intermediário a estes dois grupos, para os dois coagulantes, com concentração final em torno de 20-35% menor que o afluyente, exceto no primeiro ensaio, quando atinge até 56% no efluente final.

A medida de ferro e alumínio também teve o objetivo de verificar a sua utilização no processo de coagulação-floculação. A sua presença no efluente do decantador significava o arraste de flocos ou reações de coagulação incompletas. Estes elementos detectados no efluente final estavam principalmente na forma dissolvida pela grande remoção de sólidos suspensos ocorrida no filtro. Ferro esteve presente na saída do filtro sempre em concentrações inferiores ao do esgoto bruto, significando que todo o cloreto férrico reagiu com a alcalinidade, formando flocos e se depositando como lodo no decantador. Já o alumínio esteve presente no efluente final em concentrações variáveis de 5-7 mg/l, enquanto que era introduzido na mistura rápida a 23,3 mg/l. Isto demonstra que não houve reação completa do sulfato de alumínio com a alcalinidade da água, fato comprovado pelo menor decréscimo da alcalinidade ocorrida na clarificação com sulfato, em relação ao cloreto férrico. Esta constatação justificaria os melhores resultados obtidos com o cloreto férrico.

Nitrogênio, nas suas formas total, amoniacal e nitratos foram medidos em testes variados. O esgoto não apresentava amônia provavelmente por ser novo e não haver tido tempo de transformação de nitrogênio orgânico em amônia; nesta forma, ela não é removida pela clarificação ou adsorção- (BISHOP, 1972).

O nitrogênio orgânico presente no esgoto sintético,

encontrava-se principalmente na forma particulada, o que justificaria sua ótima remoção ocorrida na etapa de clarificação (70-90%). Na forma solúvel é removida por adsorção (BISHOP, 1972), elevando-se a redução para 90-95% após a filtração em areia e carvão ativado.

A remoção de nitratos em esgotos se dá por denitrificação biológica (CULP et alii, 1972); eventualmente, em colunas de carvão ativado se desenvolvem microrganismos que, sob condições anaeróbicas, reduzem nitratos e nitritos a gás nitrogênio. Entretanto, a remoção ocorrida de nitratos neste tratamento físico-químico não se deveu a este fenômeno, uma vez que a concentração do efluente final é quase igual ao da saída do decantador. A remoção principal medida de nitratos, cerca de 50%, ocorreu durante o processo de clarificação, tanto para cloreto férrico como sulfato de alumínio, o que é um resultado surpreendente, tendo em vista que não é da natureza do processo remover nitratos.

Como nitrogênio, óleos e graxas foi medido esporadicamente, uma medição para cada coagulante. No caso de cloreto férrico, apresentou excelente remoção, saindo já da clarificação em concentração abaixo do limite de detecção. Este resultado não foi confirmado no ensaio com sulfato de alumínio, cujo efluente final apresentou pequena remoção (12%) em relação ao esgoto bruto.

As medidas de concentração de sólidos presentes no lodo químico apresentaram valores variando entre 1,4-2,1% para cloreto férrico e 1,9-3,2% para sulfato de alumínio, resultados de valores inversos aos apresentados por CULP et alii (1978), (2,25% cloreto férrico e 1,2%, sulfato de alumínio), ou seja, o lodo de sulfato de alumínio apresentou maior concentração de sólidos que o lodo de cloreto férrico.

No estudo do Departamento Municipal de Águas e Esgoto de Porto Alegre (DMAE, 1983), o lodo gerado pela adição média de 162 mg/l de sulfato de alumínio ao esgoto bruto foi de 1,16%, menor também que os obtidos nestes ensaios.

Os valores medidos de resitência específica foram  $9,17 \times 10^9$   $\text{seg}^2/\text{g}$  para cloreto férrico e  $5,02 \times 10^9$  e  $1,37 \times 10^9$   $\text{seg}^2/\text{g}$  para o sulfato de alumínio, os quais encontram-se dentro da faixa citada por CULP et alii (1978) e GALE (1968) para lodos químicos ( $1-10 \times 10^9$   $\text{seg}^2/\text{g}$ ). Um resultado mais elevado da resistência específica significa maior dificuldade de deságüe do lodo; neste sentido, o lodo de sulfato de alumínio apresenta-se com melhores características de deságüe que o lodo de cloreto férrico.

No quadro 4.20 apresenta-se as remoções obtidas de DQO, turbidez e ferro obtidas na etapa de clarificação química da estação piloto e no teste de jarros, para as respectivas dosagens dos coagulantes.

QUADRO 4.20 - Remoções obtidas na estação piloto e no teste de jarros (%)

COAGULANTE	CLARIFICAÇÃO QUÍMICA					
	TESTE DE JARROS			ESTAÇÃO PILOTO		
	ENSAIO	DQO	TURBIDEZ	TX-APL. ( $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{dia}$ )	DQO	TURBIDEZ
$\text{FeCl}_3$	1º	49	90	200	75	93
	conf.	58	93	350	65	81
					500	72
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	1º	54	97	200	68	37
	conf.	66	98	350	82	51
					500	59

LEGENDA: 1º - teste de avaliação com as diversas dosagens  
conf.- teste confirmatório com as dosagens ótimas.

Por este quadro observa-se que os ensaios com cloreto fêrrico e sulfato de alumínio na estação piloto apresentaram, na clarificação química, remoções de DQO superiores aos obtidos no teste de jarros. Já para turbidez, apenas cloreto fêrrico apresentou resultado equivalente, tendo sulfato de alumínio reduções bastante inferiores as do teste de jarros.

É de se notar que no teste de jarros, sulfato de alumínio apresentou melhores remoções de DQO e turbidez que cloreto fêrrico.

Desta análise, duas observações são importantes, tendo em vista que as mesmas dosagens foram utilizadas: (1) remoção de DQO, na estação piloto, ser maior do que no teste de jarros e (2) ensaios com sulfato de alumínio na estação piloto apresentarem resultados piores que cloreto fêrrico e remoção menor de turbidez em relação ao teste de jarros.

Em relação a maior remoção de DQO obtida nos ensaios parece estar relacionado com o tempo de detenção no tanque de sedimentação, cerca de duas vezes e meia maior que no teste de jarros (75 minutos contra 30 minutos).

A remoção de turbidez é reflexo direto da formação de flocos na coagulação-floculação. Nos testes de jarros esta formação foi visível para os dois coagulantes, resultando em remoções superiores a 90%. Entretanto, durante os ensaios, a boa e constante floculação ocorreu principalmente com cloreto fêrrico. A formação de flocos nos testes com sulfato de alumínio apresentou variações, ora sendo grandes e bem constituídos, ora sendo pequenos e frágeis. É de se supor que isto tenha ocorrido devido aos problemas operacionais havidos com a ruptura da tubulação da bomba dosadora de coagulante e cal, o que exigia trocas e reajustes necessários. Embora, eventualmente, este fato tenha ocorrido também nos ensaios com cloreto fêrrico, este último não apresentou sen



sibilidade tão grande quanto o sulfato de alumínio a variações momentâneas na dosagem do coagulante. Assim, espera-se que, sob condições mais estáveis de operação, como as ocorridas no teste de jarros, a clarificação química com sulfato de alumínio apresente os mesmos resultados que os obtidos naqueles testes.

Neste sentido, a etapa de filtração em areia e carvão ativado foi fundamental para garantir um efluente de ótima qualidade, o que de fato aconteceu em todos os ensaios.

Em relação à hidráulica do filtro, como já foi citado, não houve necessidade de lavagem durante o período de duração dos ensaios, para as taxas de 200 e 350 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia. Para 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia foram necessárias duas lavagens durante os testes com cloreto férrico e uma com sulfato de alumínio. Embora a duração média dos ensaios fosse de 7 horas, o período de utilização real do filtro era de 3,5 e 5 h.30 min, respectivamente, para as taxas de 200, 350 e 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia, tendo em vista as detenções na câmara de mistura lenta e decantador. ECKENFELDER (1980) recomenda intervalo de lavagem do filtro entre 6-12 horas. Neste sentido, a taxa de 500 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia foi excessiva, restando verificar se as demais taxas atingem este intervalo.

No quadro 4.21 apresentam-se as concentrações médias medidas no efluente final da estação físico-química obtidas nos ensaios com cloreto férrico e sulfato de alumínio para a taxa de aplicação de 350 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia. No mesmo quadro inclui-se os padrões de emissão para efluentes líquidos industriais estabelecidos pela Secretaria da Saúde e Meio Ambiente, para a Região Metropolitana de Porto Alegre (SHIMON et alii, 1982).

QUADRO 4.21 - Concentrações do efluente final da  
estação físico-química (350 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia)  
e padrões de emissão de efluentes  
líquidos

MEDIDA	UNIDADE	CONCENTRAÇÕES		PADRÕES DE EMISSÃO (MÁXIMOS)
		CLORETO FÉRRICO	SULFATO DE ALUMÍNIO	
pH	-	6,14	6,7	6,0-8,5
Sól. Sedimentáveis	ml/l	<0,1	<0,1	1,0
Sól. Suspensos	mg/l	24	12	50
Nitrogênio Total	mg/l	1,49	2,92	10,0
Fósforo	mg/l	0,12	0,35	1,0
DBO	mg/l	39	32	40
DQO	mg/l	56	87	160
Cádmio	mg/l	0,1486	0,2105	0,10
Chumbo	mg/l	0,4286	0,4131	0,50
Cobre	mg/l	0,3361	0,7143	0,50
Cromo	mg/l	0,0333	0,1167	0,50
Ferro	mg/l	4,1702	3,9797	10,00
Zinco	mg/l	0,8443	0,1776	1,00

Por este quadro pode-se dizer que o efluente final da estação físico-química apresentou concentrações de poluentes que satisfazem aos padrões de emissão estabelecidos, exceto cádmio, para cloreto férrico e sulfato de alumínio e cobre, para sulfato de alumínio. Entretanto, estes metais estiveram presentes no esgoto sintético em concentrações superiores às estimadas (ver quadro 3.4), ou seja, cádmio estaria presente a 0,00157 mg/l e cobre a 0,1483 mg/l, ambos abaixo dos padrões exigidos.

O tratamento físico-químico proposto foi, então, tecnicamente eficiente quanto ao objetivo de satisfazer aos padrões ambientais.

Em relação ao tratamento biológico apresentou remoções superiores de DBO, DQO, fósforo, nitrogênio e sólidos. Possibilitou, ainda, a remoção variável de metais pesados e

óleos e graxas, este último para cloreto férrico. Os resultados vêm ao encontro da recomendação de GORDON CULP (s.d.) que diz ser recomendável o tratamento físico-químico quando se necessita eficiência maior que o tratamento biológico e menor que o terciário. Ressalte-se que o esquema proposto pelo autor inclui uma etapa específica de adsorção, enquanto que, neste caso, a coluna de carvão ativado é suprimida, sendo colocado no filtro em substituição ao antracito.

Os resultados da clarificação química obtidos na estação piloto com taxa de  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia foram equivalentes aos ensaios do DMAE (ver quadro 2.8) para orgânicos (DBO, DQO) e sólidos suspensos, e superiores para fósforo e nitrogênio. Ressalte-se que, nos ensaios do DMAE, uma parte do nitrogênio encontrava-se na forma de amônia, que não seria removida no tratamento físico-químico proposto. Por outro lado foi confirmada a remoção de metais pesados ocorridas naqueles ensaios.

Em relação ao estudo já referido de ZENANSKY (1974), os resultados confirmaram que ferro e zinco são metais bastante removidos por clarificação química e filtração. Entretanto, o autor cita que cromo é pouco afetado pelo tratamento físico-químico, o que não se confirmou pelos resultados obtidos nos testes.

Comparando-se os resultados obtidos com a taxa de  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia com os obtidos por BISHOP et alii (1972) na estação experimental físico-química da Agência de Proteção Ambiental dos EUA (EPA), em Washington (ver quadro 2.17), pode-se dizer o seguinte:

1º) A remoção média de orgânicos (DBO, DQO) foi inferior aos obtidos por BISHOP et alii (1972) na clarificação química (71 x 81%); entretanto, após a filtração, inverte-se esta ocorrência, isto é, a remoção de orgânicos atinge 90% contra

85% da EPA. Este fato é relevante, uma vez que os meios granulares são diferentes, um constituído por areia e carvão ativado (nosso) e outro por areia e antracito (EPA). Neste sentido, pode-se dizer que houve vantagem na introdução do carvão ativado em lugar do antracito.

A remoção de orgânicos obtida pela EPA somente alcança o da estação piloto quando o efluente do filtro passa por uma coluna de troca iônica, a qual também funciona como filtro. Após passar pela coluna de carvão ativado, é atingido 96% de remoção de DBO e DQO.

2º) As remoções de sólidos suspensos são equivalentes após a filtração.

3º) Para esta taxa de aplicação, os ensaios da EPA apresentaram remoções de fósforo superiores, tanto na clarificação (80 x 97%) como na filtração (91 x 98%), considerando-se a média geral dos ensaios de sulfato de alumínio e cloreto férrico.

4º) A remoção de nitrogênio total ocorrida na estação piloto, foi superior a da EPA mesmo após esta passar por colunas de troca iônica e carvão ativado. Ressalte-se porém, que o esgoto com que trabalhava a EPA apresentava 60% do nitrogênio na forma de amônia.

#### 4.3. ESTIMATIVA DE CUSTOS DO TRATAMENTO FÍSICO-QUÍMICO E LODOS ATIVADOS

Um estudo estimativo dos custos do tratamento físico-químico e lodos ativados foi feito a partir de projetos desenvolvidos por alunos do curso de pós-graduação do IPH (CANTELLI et alii, 1985).

O tratamento físico-químico é constituído por gradeamento, remoção de areia, medição de vazão com mistura rápida (calha Parsahl1), floculador, decantador (tipo colmeia), filtração em areia e carvão, cloração, adensamento do lodo e leitos de secagem. O tratamento biológico inclui tratamento preliminar igual ao físico-químico, decantador primário, tanque de aeração, decantador secundário, adensador de lodo, digestor (1º e 2º estágios) e leitos de secagem. Os projetos foram feitos para capacidades de 50, 150, 500 e 1000 l/s.

Os custos de investimento previstos inclui custos de construção e equipamentos.

Da maneira como os processos foram dimensionados, os equipamentos necessários são grade, bombas e dosadores (físico-químico) e grade, bombas, raspadores de lodo e aeradores (biológico).

Os custos de operação mensais compõem-se de mão-de-obra, produtos químicos, energia elétrica e transporte de lodo seco.

Os custos de cada item tiveram por base as seguintes fontes:

1º) Custos de construção: Revista A Construção na Região Sul, janeiro de 1987;

2º) Custo da área em Esteio e Sapucaia: Imobiliárias Prisma e Luz, de Sapucaia e Esteio;

3º) Equipamentos: representantes da KSB e FILSAN em Porto Alegre;

4º) Produtos químicos: Departamento de Produtos Quí-

micos da Companhia Riograndense de Saneamento-CORSAN;

5º) Energia elétrica: fornecida pela CORSAN,

No Anexo 6, são mostrados quadros que contêm a discriminação e o respectivo custo de cada item utilizado para fazer as estimativas dos custos de investimento e operação.

Nos quadros 4.22 e 4.23 apresentam-se as estimativas dos custos de investimento do tratamento físico-químico e lodos ativados para Esteio e Sapucaia, em dezembro de 1986. (1 OTN = Cz\$ 106,40).

QUADRO 4.22 - Estimativa dos custos de investimento do tratamento físico-químico para Esteio e Sapucaia - dezembro 1986

Capacidade (1/s)	Custos de investimento (Cz\$)			
	Área	Construção	Equip.	TOTAL
50	134.900	2.397.107	601.798	3.133.805
150	375.400	6.014.809	713.454	7.103.663
500	1.212.400	16.443.697	947.372	18.603.469
1000	2.303.300	31.392.229	2.215.771	35.911.300

QUADRO 4.23 - Estimativa dos custos de investimento do tratamento por Lodos Ativados para Esteio e Sapucaia - dezembro 1986

Capacidade (1/s)	Custos de investimento (Cz\$)			
	Área	Construção	Equip.	TOTAL
50	134.650	2.808.213	1.676.258	4.619.121
150	352.700	7.059.539	3.139.588	10.551.827
500	1.132.400	16.967.738	6.352.954	24.453.092
1000	2.200.400	30.545.183	11.069.913	43.815.496

Observe-se que nestes quadros estão incluídos o preço da área requerida para implantação dos tratamentos, caso fossem construídos em Esteio e Sapucaia. Entretanto, a análise comparativa pode ser feita para qualquer região, desde que se retire o custo da área dos quadros 4.22 e 4.23 (quadro 4.24).

QUADRO 4.24 - Estimativa dos custos de investimento dos tratamentos físico-químico e lodos ativados - dezembro 1986 (não inclui área)

Capacidade (l/s)	Custo de investimento (Cz\$)	
	Físico-químico	Lodos ativados
50	2.998.905	4.484.471
150	6.728.263	10.199.127
500	17.391.069	23.320.692
1000	33.608.000	41.615.096

Por estes quadros, observa-se que o custo de investimento do tratamento físico-químico é menor que o do sistema de lodos ativados. Isto se deveu fundamentalmente ao custo dos equipamentos, muito maiores no sistema de lodos ativados (raspadores de lodo e aeradores). Isto pode ser comprovado vendo-se o quadro 4.25 em que se apresenta a percentagem do custo dos equipamentos em relação ao custo de investimento total de cada sistema, sem contar a área.

QUADRO 4.25 - Custos dos equipamentos em relação ao custo total (%) - dezembro 1986

Capacidade (l/s)	Físico-químico	Lodos ativados
50	20,1	37,4
150	10,6	30,8
500	5,4	27,2
1000	6,6	26,6

Este fato torna-se relevante por serem os custos de construção dos dois sistemas, aproximadamente iguais (ver quadros 4.22 e 4.23).

Em relação a economia de escala, ela de fato ocorre nos dois sistemas, isto é, o aumento da capacidade não implica em aumento proporcional nos custos, principalmente até 500 l/s. Isto que não ocorreu economia de escala para os leitos de secagem da maneira como foi dimensionada ( $m^2/1000$  hab) e na área requerida, já que a maior parte dela é devida aos leitos de secagem (quadro 4.26).

QUADRO 4.26 - Área necessária para implantação dos sistemas e % das áreas dos leitos de secagem sobre a área total

Capacidade (l/s)	Área ( $m^2$ )		% L.secagem s/área total	
	Fís-químico	L.ativ.	Fís-químico	L.ativados
50	2698	2693	55	46
150	7508	7054	59	53
500	24248	22648	62	55
1000	46066	44008	65	57

Por outro lado, a maneira conceitual de desenvolvimento do projeto é fundamental. Veja-se que a menor economia de escala ocorreu entre as capacidades de 500 a 1000 l/s, o que foi reflexo da maneira como foi dimensionada. Tomando o sistema físico-químico, a estação de 1000 l/s foi dimensionada em quatro módulos de 250 l/s. Isto se refletiu negativamente no custo dos equipamentos, uma vez que houve necessidade de flocculadores e bombas em maior número e capacidade. Observa-se, pelo quadro 4.22 que houve deseconomia de escala no custo de equipamentos entre as vazões 500 e 1000 l/s, enquanto que entre 50 e 500, a economia foi muito grande.

Em relação a área requerida pelo tratamento físico-quí



mico, não ocorre vantagem sobre o sistema de lodos ativados, sendo até mesmo, um pouco maior sua necessidade. Isto contraria a idéia de que uma das vantagens do tratamento físico-químico sobre lodos ativados seria a menor necessidade de espaço (KUGELMAN, 1976; SORIA & CHAVARRIA, 1978; WEBER et alii, 1970). Esta vantagem de fato ocorreria, se não houvesse necessidade de tratamento do lodo; já que, da maneira como foi proposto o sistema, há maior necessidade de área no tratamento do lodo do físico-químico que o biológico.

Na figura 4.11 apresenta-se um gráfico contendo os custos de investimento dos dois sistemas.

No quadro 4.27 e figura 4.12 apresentam-se os custos mensais de operação dos sistemas físico-químico e lodos ativados.

QUADRO 4.27 - Custos mensais e unitários de operação dos sistemas físico-químico e lodos ativados - dezembro 1986

Capacidade (l/s)	Custo mensal (Cz\$)		Custo unitário (Cz\$/m <sup>3</sup> )	
	Fís-químico	Biológico	Fís-químico	Biológico
50	134.092	51.761	1,035	0,399
150	319.311	71.358	0,821	0,184
500	996.246	173.731	0,769	0,134
1000	1.985.255	324.578	0,766	0,125

Não estão incluídos nestas estimativas os custos de reposição de peças e depreciação do material.

Observa-se pelos custos unitários, a nítida economia de escala ocorrida nos custos operacionais de estações maiores.

Por outro lado, os custos de operação do tratamento físico-químico são maiores que os de lodos ativados devido

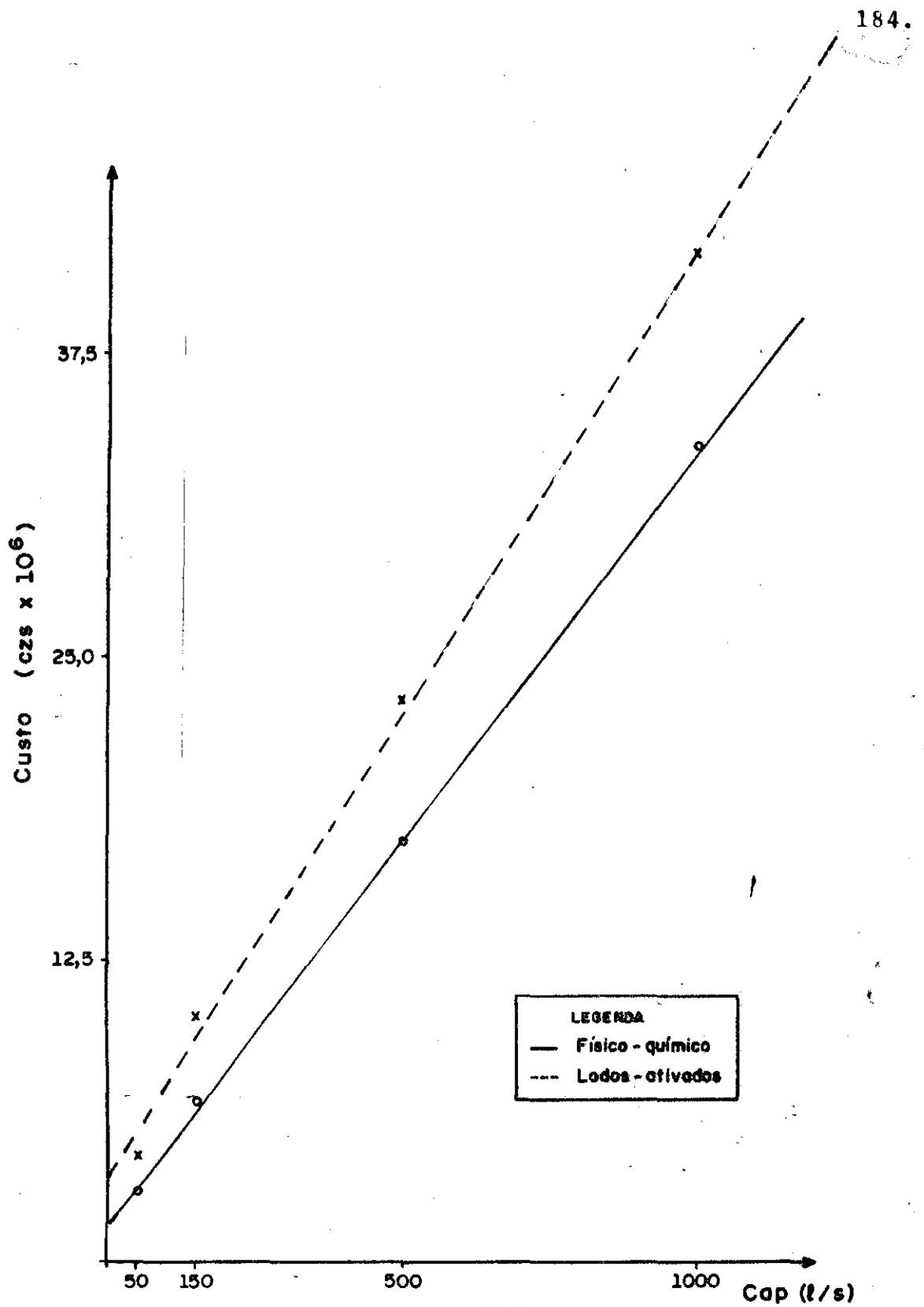


FIGURA 4.11 - Custo de investimento dos sistemas físico-químico e lodos ativados - dez.86

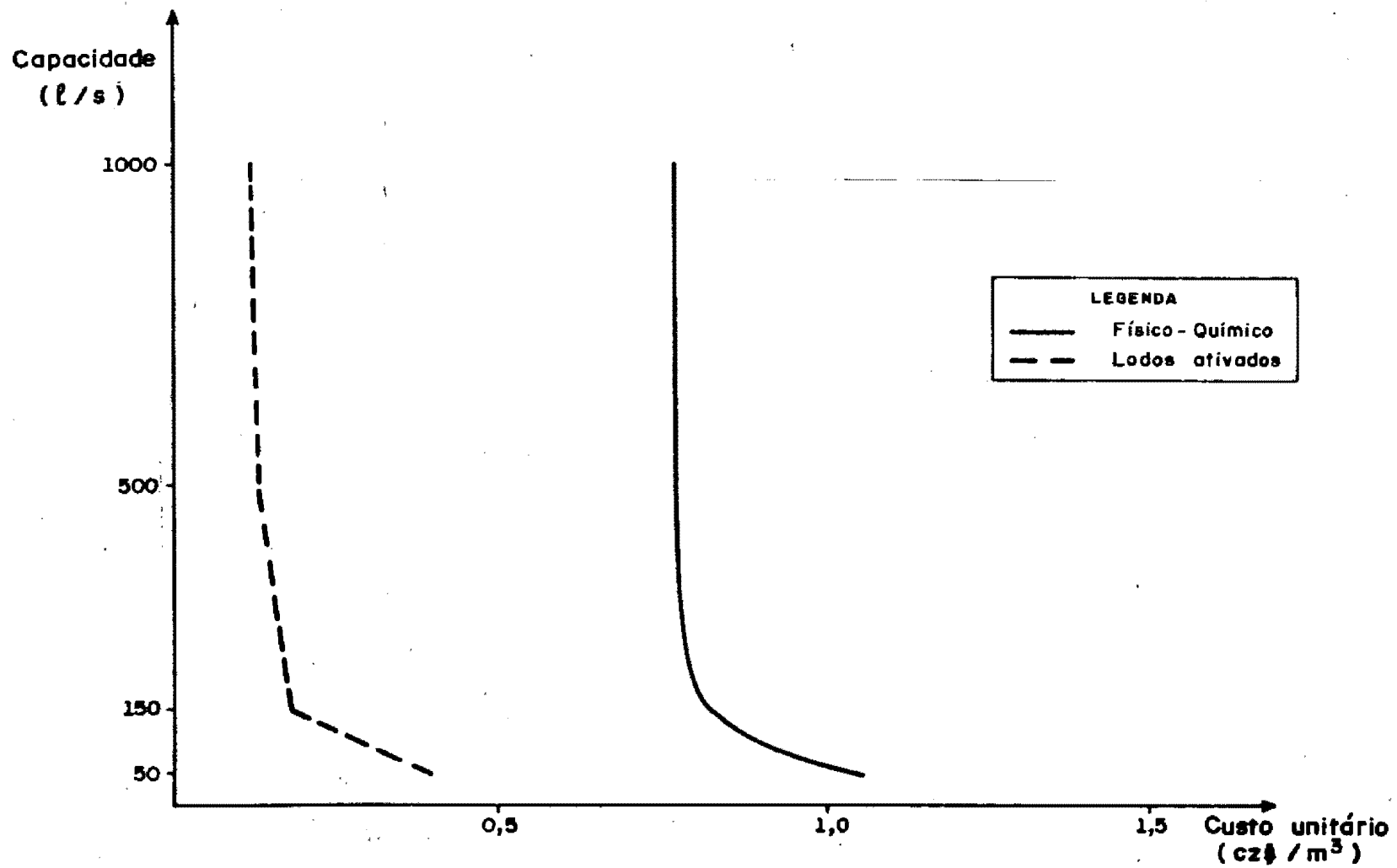


FIGURA 4.12 - Custos unitários mensais de operação dos sistemas físico-químico e lodos ativados - dez.86

aos produtos químicos utilizados. Estes custos são proporcionalmente maiores a medida que aumenta a capacidade, variando entre 2,6 vezes para 50 l/s até 6,1 para 1000 l/s.

Para comparação econômica entre os sistemas físico-químico e lodos ativados, do ponto de vista da empresa, é feita uma análise em termos dos custos totais de investimento, operação e manutenção.

O custo de investimento para estações de tratamento de esgotos é financiado de acordo com as condições descritas nas circulares COSAN nºs 1 e 2 do extinto BNH, a saber: (1) 30 anos de período de ressarcimento e (2) 11% ao ano como taxa de juros.

O período de ressarcimento corresponderá a vida útil de projeto da estação.

O valor presente dos custos de operação e manutenção, calculados de acordo com a equação abaixo, são apresentados no quadro 4.28.

$$P = \frac{A (1+i)^N - 1}{i(1+i)^N}$$

P = valor presente dos custos

A = custo anual (custo mensal x 1,11)

i = taxa de juros, 11% a.a.

N = período de ressarcimento, 30 anos.

QUADRO 4.28 - Custos totais de operação e manutenção - dezembro 1986

Capacidade (l/s)	Físico- químico	Lodos Ativados
50	1.294.001	499.502
150	3.081.384	688.609
500	9.613.883	1.676.520
1000	19.157.928	3.132.217

No quadro 4.29 apresenta-se o valor presente dos custos totais de investimento, operação e manutenção.

QUADRO 4.29 - Valor presente dos custos totais de investimento, operação e manutenção  
- dezembro 1986

Capacidade (l/s)	Físico-químico	Lodos ativados
50	4.292.906	4.983.973
150	9.809.647	10.887.736
500	27.004.952	24.997.212
1000	52.765.928	44.747.313

Na figura 4.13 apresenta-se graficamente os custos do quadro 4.29.

Os custos totais do tratamento físico-químico proposto são menores para estações com capacidade até 210 l/s. Para vazões superiores a esta, o sistema de lodos ativados é mais econômico.

Para a hipótese de se considerar uma vida útil de projeto inferior a 30 anos, o sistema físico-químico passaria a ser mais econômico para maiores capacidades. Por exemplo, para 20 anos, a capacidade limite passaria a 250 l/s, para 10 anos, 453 l/s e assim sucessivamente.

Da mesma forma, uma alteração na taxa de juros cobrada influiria nos custos de projeto. A diminuição da taxa aumentaria o valor presente dos custos de O&M, o inverso ocorrendo havendo aumento dos juros. Como os custos de O&M do sistema físico-químico são maiores que os de lodos ativados, a diminuição dos juros faria com que este sistema apresentasse menores custos totais que o físico-químico. Havendo aumento de juros, diminuirá o valor presente dos cus-

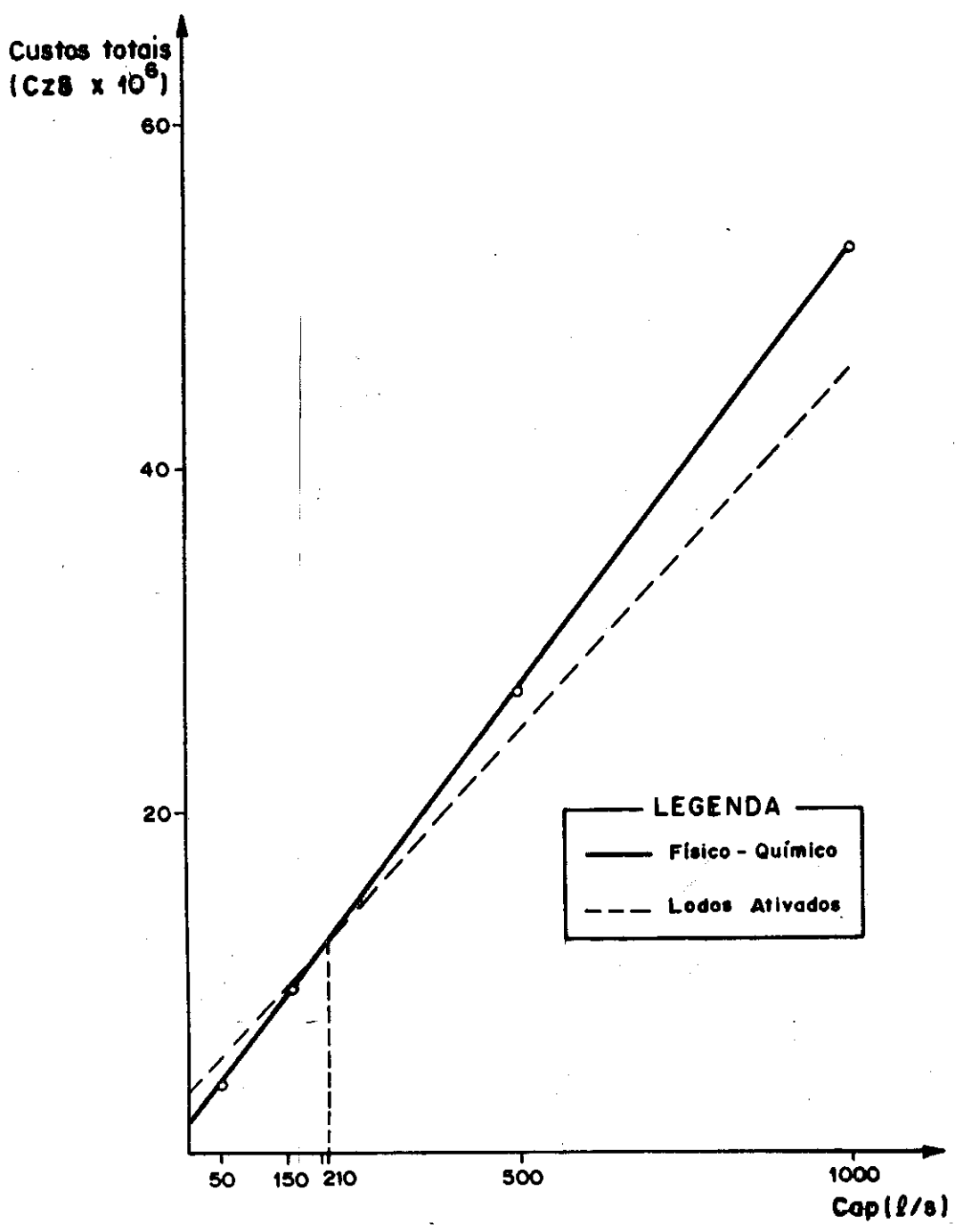


FIGURA 4.13 - Valor presente dos custos totais de investimento, operação e manutenção - dezembro 1986.

tos; conseqüentemente, o sistema físico-químico passaria a ser mais econômico para maiores capacidades.

Assim, uma vez fixado as condições de financiamento do projeto (vida útil e juros) a economia do sistema dependerá somente da capacidade da estação. Entretanto, alterações em relação a vida útil ou taxa de juros se refletirá em mudanças nos custos totais dos projetos.

O principal fator favorável ao tratamento por lodos ativados, pelo aspecto econômico, é a sua grande economia em relação aos custos operacionais, quando comparado ao físico-químico, o que se reflete favoravelmente nos custos anuais, mesmo tendo custos de investimento maiores (ver quadros 4.24 e 4.27).

Assim, para a vazão estimada da contribuição industrial e doméstica de Esteio e Sapucaia (vazão média de 881 l/s), o sistema de lodos ativados seria mais econômico que o físico-químico. Entretanto, dois aspectos devem ser ressaltados:

1º) Existe a possibilidade de diminuir os custos operacionais do tratamento físico-químico pela possível utilização do efluente líquido oriundo da piquelagem de superfícies metálicas da indústria "A" como coagulante, conforme estudos de SCOTT & HORLINGS (1974) e SHANNON & FOWLIE (1974);

2º) O processo físico-químico testado comprovadamente removeu fósforo, o que ocorre apenas em pequena percentagem pelo sistema de lodos ativados; além disto, uma etapa de desinfecção foi incluída no processo físico-químico projetado. Assim, para uma comparação econômica mais equilibrada entre os dois sistemas, sugere-se que os custos referentes aos processos de remoção de fósforo e desinfecção sejam incluídos no processo de lodos ativados.

.....

---

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES

---



5.1. O tratamento físico-químico proposto, constituído por clarificação química e filtração em areia e carvão ativado foi eficiente na remoção de poluentes orgânicos e inorgânicos presentes na combinação de esgotos industriais e domésticos de Esteio e Sapucaia, atingindo os padrões de emissão de efluentes líquidos estabelecidos pelo órgão estadual de proteção ambiental, para as três taxas de aplicação e para os dois coagulantes testados.

5.2. Nos ensaios da estação piloto, cloreto férrico foi mais eficiente que sulfato de alumínio como coagulante na clarificação química.

5.3. Nos ensaios com cloreto férrico, sólidos suspensos, DBO, DQO, e fósforo foram removidos em níveis superiores aos obtidos pelo tratamento biológico convencional.

5.4. Com sulfato de alumínio, DBO e DQO apresentaram remoções iguais às esperadas do tratamento biológico; sólidos suspensos e fósforo tiveram remoções superiores.

5.5. Fósforo foi removido, já na clarificação química, em níveis superiores ao biológico.

5.6. O tratamento proposto foi eficiente na remoção de nitrogênio total na forma particulada, na mesma proporção que fósforo.

5.7. Metais pesados foram removidos em grau variável, destacando-se cromo, ferro e zinco.

5.8. Cloreto férrico foi eficiente na remoção de óleos e graxas, enquanto que sulfato de alumínio apresentou resultado insatisfatório.

5.9. O lodo proveniente do uso de sulfato de alumínio, apresentou melhores características de desagile que o lodo com cloreto férrico.

5.10. Os testes com cloreto férrico apresentaram menor sensibilidade a variações operacionais que sulfato de alumínio.

5.11. Das três taxas de aplicação testadas, 500  $m^3/m^2$  dia resultou excessiva, havendo necessidade de lavagem do filtro em tempo inferior a cinco horas.

5.12. De um modo geral, resultados decrescentes de remoção de poluentes foram obtidos a medida que aumentava a taxa de aplicação no filtro, pelo menor tempo de detenção nas diversas etapas.

5.13. O teste que apresentou melhores resultados foi com cloreto férrico à taxa de 200  $m^3/m^2$  dia; nesta situação, somente com a etapa de clarificação química, DBO e fósforo foram removidos em níveis superiores ao biológico, enquanto DQO e sólidos suspensos em níveis equivalentes. O efluente final, após passar pelo filtro era um líquido de aspecto visual semelhante a água potável.

5.14. Embora os reduzidos tempos de contato, a utilização de carvão ativado em substituição ao antracito na filtração por profundidade parece ter sido vantajosa, tendo em vista a maior remoção de DQO que DBO ocorrida nestes filtros nos ensaios com cloreto férrico. Por outro lado, na comparação feita com um filtro de areia e antracito, apresentado nas referências bibliográficas, sua eficiência foi superior.

5.15. A etapa de filtração foi fundamental no processo, garantindo sempre um efluente de boa qualidade mesmo em momentos de desajustes na clarificação química.

5.16. Pelos resultados obtidos pode-se dizer que o tratamento físico-químico proposto é superior ao biológico convencional na remoção de poluentes e confirma a recomendação de GORDON CULP (s.d.) na qual o tratamento físico-químico pode ser utilizado quando se requer efluente de qualidade superior ao biológico, mas inferior ao tratamento terciário.

5.17. O custo de investimento do tratamento físico-químico é inferior ao sistema de lodos ativados para as capacidades de 50, 150, 500 e 1000 l/s, devido principalmente, ao custo dos equipamentos deste sistema.

5.18. Os custos de operação e manutenção do sistema físico-químico são maiores que os dos lodos ativados, para qualquer capacidade, devido principalmente aos produtos químicos necessários. Estes custos tornam-se proporcionalmente maiores a medida que aumenta a capacidade.

5.19. Ocorre economia de escala para os dois sistemas, tanto no investimento como operação e manutenção, havendo dependência dos custos em relação a maneira conceitual de desenvolvimento do projeto.

5.20. Não houve vantagem na utilização do sistema físico-químico em relação ao biológico, no que se refere a área requerida para tratamento, devido a disposição do lodo.

5.21. A comparação econômica entre os dois sistemas, uma vez fixada a vida útil do projeto e taxa de juros, depende da capacidade da estação.

5.22. Para as condições estipuladas pelo ex-BNH, o sistema físico-químico seria mais econômico que lodos ativados para estações com capacidade até 210 l/s; a partir daí, lodos ativados seria mais econômico. Alterações na vida útil de projeto ou taxa de juros teriam reflexos nos custos e, conseqüentemente, na economia de um sistema em relação ao outro.

Para uma comparação econômica mais justa entre os dois sistemas, custos referentes aos processos de remoção de fósforo e desinfecção devem ser incluídos no sistema de lodos ativados, uma vez que (1) o sistema físico-químico comprovadamente removeu fósforo em níveis bastante superiores ao esperado por lodos ativados e (2) a etapa de desinfecção foi incluída no sistema físico-químico e omitida no sistema biológico.

5.23. Para a vazão estimada de contribuição industrial e doméstica de Esteio e Sapucaia, o sistema de lodos ativados seria mais econômico que o sistema físico-químico, ressalvado o exposto em 5.22.

5.24. O valor presente dos custos totais é, na maior parte das vezes, favorável ao sistema de lodos ativados, devido aos custos de operação e manutenção do sistema físico-químico, uma vez que os custos de investimento deste são menores. Mas existe a possibilidade de diminuir estes custos se for possível a utilização do efluente líquido originado da piquelagem de superfícies metálicas da indústria "A" como agente coagulante.

5.25. Pelos resultados obtidos pode-se dizer que o tratamento físico-químico proposto apresenta condições competitivas de implantação em relação aos processos biológicos, dependendo das condições locais, eficiência desejada e tamanho da estação.

## RECOMENDAÇÕES

- 1 - Testar a eficiência de sistemas biológicos de tratamento na remoção de poluentes encontrados no esgoto formulado representativo das indústrias e municípios de Esteio e Sapucaia.
- 2 - Testar o sistema físico-químico proposto em testes de maior duração, de modo a obter mais dados referentes as condições hidráulicas de funcionamento do filtro.
- 3 - Realizar testes alterando o meio granular do filtro para areia e antracito.
- 4 - Estudar alternativas de disposição do lodo químico gerado, como por exemplo, digestão anaeróbia e lagoas de lodo.
- 5 - Avaliar a possibilidade de utilização do efluente da piquelagem da indústria "A" como coagulante.
- 6 - Fazer o estudo econômico comparativo incluindo um processo de remoção de fósforo no sistema de lodos ativados.

CAPÍTULO 6

---

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

---

1. ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. 1973. Elaboração de projetos hidráulico-sanitários de sistemas de tratamento de esgotos sanitários; P-NB-570, Rio de Janeiro. 33p.
2. ADAMS, B.J. & GEMMEL, R.S. 1980. Water quality evaluation of regional wastewater management. Journal of the Environmental Engineering Division, New York, 106 (2):437-50, Apr.
3. ADAMS, Carl E., Jr; FORD, Davis L.; ECKENFELDER, W. Wesley, Jr. 1981. Development of design and operational criteria for wastewater treatment. Nashville, Enviro Press. 493p.
4. ASSOCIATION OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING PROFESSORS. 1975. Environmental engineering, unit operations and unit processes; laboratory manual. s.l. n.p.
5. ALZENTZER, H.A. 1972. Treatment of industrial wastes at regional facilities. Chemical Engineering Progress, New York, 68(8): 73-5, Aug.
6. AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. 1981. Standard methods for the examination of water and wastewater. 15.ed. Washington, APHA, 1193p.
7. ARGO, D.G. & CULP, G.L. 1972. Heavy metals removal in wastewater treatment processes: part 1. Water and Sewage Works, Chicago, 119(8): 62-5, Aug.
8. BARTON, A.F.N. 1979. Resource recovery and recycling. New York, J.Wiley. 418p.
9. BIDONE, F.R.A. 1985. Estudo técnico-econômico de alternativas de sistemas simplificados de tratamento de esgotos para pequenas comunidades. Porto Alegre, Curso de Pós-Graduação em Engenharia Civil da UFRGS. 239p. Diss.mestr.Recursos Hídricos e Saneamento, IPH.
10. BISHOP, D.F.; O'FARREL, T.P.; STAMBERG, J.B. 1972. Physical-chemical treatment of municipal wastewater.

Journal Water Pollution Control Federation, Washington, 44(3): 361-71, Mar.

11. BRILL, E.O., Jr. & NAKAMURA, M. 1978. A branch and bound method for use in planning regional wastewater treatment systems. Water Resources Research, Washington, 14(1): 109-18, Feb.
12. BUSCH, A.W. 1971. Use and abuse of natural water systems. Journal Water Pollution Control Federation, Washington, 43(7): 1480-83, Jul.
13. CAMP, T.R. 1955. Flocculation and flocculation basins. Trans. ASCE, 120:1 apud HUDSON, H.E. & WOLFNER, J.P. 1967. Design of mixing and flocculation basins. Journal American Water Works Association, New York, 59(10): 1257-67, Oct.
14. CANTELLI, M. et alii. 1985. Projetos de sistemas de tratamento de esgotos: físico-químico e lodos ativados. Porto Alegre, Curso de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento da UFRGS, n.p. Projetos de aula.
15. COMPANHIA PETROQUÍMICA DO SUL. Polo petroquímico do sul. s.n.t.
16. COMPANHIA RIOGRANDENSE DE SANEAMENTO. Tecnologias adequadas, vida preservada. s.n.t.
17. COMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL. 1978. Análises físico-químicas de águas. São Paulo. n.p.
18. CORSEUIL, H.X. 1984. Carvão ativado: uma nova tecnologia no tratamento da drenagem ácida de minas de carvão. Porto Alegre, Curso de Pós-Graduação em Engenharia Civil da UFRGS. 189p. Diss.mestr. Recursos Hídricos e Saneamento, IPH.
19. CULP, R.L.; WESNER, G.M.; CULP, G.L. 1978. Handbook of advanced wastewater treatment. 2.ed. New York, Van Nostrand Reinhold. 632p.



20. DEGREMONT. 1979. Manual técnico del agua. 4.ed. Bilbao, Grijelmo. 1216p.
21. DAJANI, J.S. & GEMMEL, R.S. 1973. Economic guidelines for public utilities planning. Journal of the Urban Planning and Development Division, New York, 99(2): 171-82, Sep.
22. DEPARTAMENTO MUNICIPAL DE ÁGUA E ESGOTOS. 1983. Tratamento de esgoto sanitário. Lodos ativados convencionais e precipitação química. Estudo em escala piloto. Porto Alegre, DMAE. 68p. Trabalho apresentado no 12º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Balneário Camboriú, 20-25 nov.1983.
23. ———. 1981a. Equivalentes populacionais de resíduos líquidos industriais da região metropolitana de Porto Alegre. Porto Alegre, DMAE. 34p.
24. ———. 1981b. Padrão de emissão para resíduos industriais afluentes de uma rede de esgoto cloacal. Porto Alegre, DMAE. 26p.
25. ———. 1973. Aplicação da aeração extendida e suas variações no tratamento do esgoto sanitário da cidade de Porto Alegre. Porto Alegre, DMAE. Trabalho apresentado no VII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária, Salvador, nov.1973.
26. ECKENFELDER, W.W., Jr. 1980. Principles of water quality management. Boston, CBI, 717p.
27. ECKENFELDER, W. & ADAMS, Carl E. 1972. Design and economics of joint wastewater treatment. Journal of the Sanitary Engineering Division, New York, 98(1): 153-67, Feb.
28. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. 1979. Process design manual for sludge treatment and disposal. s.l. EPA.
29. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. 1979. Methods for chemical analysis of water and wastes. Cincinnati, EPA.

30. FAIR, G.M.; GEYER, J.C.; OKUN, D.A. 1981. Elements of water supply and wastewater disposal. 2.ed. New York, J.Wiley. 752p.
31. FITCH, E.B.M.; McCABE, J. and ECKENFELDER, W.W., Jr.(eds) 1958. Biological treatment of sewage and industrial wastes - Vol.2: anaerobic digestion and solids-liquid separation. New York, Reinhold. p.159-70 apud WEBER, W.J., Jr. 1972. Physicochemical processes for water quality control. New York, J. Wiley. 639p.
32. FREITAS, A.R. 1981. O uso do cloro em debate. Porto Alegre, IPH/UFRGS. Trabalho apresentado no XI Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Fortaleza, 20-25, set.1981.
33. FUNDAÇÃO METROPOLITANA DE PLANEJAMENTO. 1983. Plano diretor de abastecimento de água e esgotamento sanitário na Região Metropolitana de Porto Alegre. Etapas 4 e 5. Porto Alegre, METROPLAN.
34. GALE, R.S. 1968. Some aspects of the mechanical dewatering of sewage sludges. Filtr.separ., 5, 2, 133 apud WEBER, W.J., Jr. 1972. Physicochemical processes for water quality control. New York, J.Wiley. 639p.
35. GORDON CULP OF CULP/WESNER/CULP, s.d. Environmental pollution control alternatives: municipal wastewater. Cincinnati, EPA. 75p.
36. GORDON CULP OF CULP/WESNER/CULP et alii. 1973. Physical-chemical wastewater treatment plant design. El Dorado Hills, EPA. 41p.
37. GOSSETT, J.H. et alii. 1978. Anaerobic digestion of sludge from chemical treatment. Journal Water Pollution Control Federation, Washington, 50(3):533-42, Mar.
38. GURNHAM, G.F. et alii. 1976. Industrial wastewater handling. In: GEHM, Harry W. & BREGMAN, Jacob I. Handbook of water resources and pollution control. New York, Van Nostrand Reinhold. Chap.13, p.521-586.

39. HACH CHEMICAL COMPANY, s.d. Bottle manometric apparatus; model 2173 B. Loveland. 17p.
40. HACH CHEMICAL COMPANY. 1981. COD reactor: model 16.500. Loveland. 16p.
41. HAGER, O.G. & REILLY, P.B. 1970. Clarification-adsorption in the treatment of municipal and industrial wastewater. Journal Water Pollution Control Federation, Washington, 42(5): 794-800, May.
42. HAHN, Hermann H. et alii. 1974. Regional wastewater management systems. In: DEININGER, Rolf A. Models for environmental pollution control. Ann Harbor, Ann Harbor Science. p.41-60.
43. HIDROSERVICE Engenharia de Projetos Ltda. 1978. Processo de tratamento adotado nas estações de recuperação da qualidade de água de Barueri e ABC. Revista DAE, São Paulo, 119: 112-133.
44. HOWELL, James N. 1982. Beneficial disposal of pickle liquor. Industrial wastes. Chicago, 28:21-2, May-Jun.
45. HUDSON, H.E., Jr. & WOLFNER, J.P. 1967. Design of mixing and flocculation basins. Journal American Water Works Association, New York, 59(10):1257-67, Oct.
46. IMHOFF, K.R. 1973. Möglichkeiten und grenzen der gemeinsamen reinigung häuslicher und gewerblicher abwässer. Verein Deutscher Ingenieure, Dusseldorf, 207:93-101.
47. JEFFREM, E.A. 1959. Laboratory study of dewatering rates for digested sludge in lagoons. Proc. 14th Ind. Waste Conf., Purdue University, Extension series 104, 359 apud WEBER, W.S., Jr. 1978. Physicochemical processes for water quality control. New York. J.Wiley. 639p.
48. KANSAKAR, B. & POLPRASERT, C. 1983. Integrated wastewater management. Journal of Environmental Engineering Division, New York, 109(3): 619-30, Jun.

49. KONDO, J, et alii. 1973. Some problems on the joint treatment of industrial wastes and sewage in the Uki ma treatment plant. Water Research, New York, 7(3): 375-84.
50. KUGELMAN, I.J. 1976. Status of advanced waste treatment In: GEAM, H.W. & BREGMAN, Jacob I. Handbook of water resources and pollution control. New York, Van Nostrand Reinhold. Cap.14, p.593-636.
51. LEVIN, P. 1968. Disposal systems and characteristics of solid wastes generated at wastewater treatment plant. Proc.10th Sanit.Eng.Conf., University of Illinois Bulletin, 65, 115, 21 apud WEBER, W.J.,Jr. 1972. Physicochemical processes for water quality control. New York, J.Wiley. 639p.
52. METCALF & EDDY, INC. 1972. Wastewater engineering collection, treatment, disposal. New Delhi, McGraw-Hill. 782p.
53. MIGLINO, Luis C.P. 1984. Industrial wastewater management in metropolitan São Paulo. Cambridge, Harvard University. 187p. Tese de doutorado.
54. MONSON, J.G. et alii. 1978. Separate vs combined industrial and municipal wastewater treatment - an evaluation. Water & Sewage Works, Indianápolis, 125:50-9, Apr.
55. NEMEROW, Nelson L. 1978. Industrial water pollution. Reading, Addison-Wesley. 738p.
56. NILSSON, Lennart. 1975. Industry and community in cooperation. Journal Water Pollution Control Federation, Washington, 47(4): 760-63, Apr.
57. PESSOA, C.A. & JORDÃO, E.P. 1982. Tratamento de esgotos domésticos. 2.ed. Rio de Janeiro, ABES. 528p.
58. RAMALHO, R.S. 1977. Introduction to wastewater treatment processes. New York, Academic Press. 409p.

59. RIO GRANDE DO SUL. Secretaria da Indústria e Comércio. 1983. Aspectos sócio-econômicos dos municípios do Rio Grande do Sul. Porto Alegre.
60. RIO GRANDE DO SUL. Secretaria da Fazenda, Coordenadoria Geral do ICM. 1981. Contribuintes ordenados por código de atividade econômica. Porto Alegre.
61. SAWYER, Clair N. & McCARTY, Perry L. 1967. Chemistry for sanitary engineers. 2.ed. Tokyo, Kogakusha. 518p.
62. SCOTT, O.S. & HORLINGS, H. 1974. Production of iron salts from wastes materials for use in phosphate removal. In: Proceedings of the Fourth Mineral Waste Utilization Symposium. Chicago. p.364-75.
63. SHAH Kanti & REID, George W. 1970. Techniques for estimating construction costs of waste treatment plants. Journal Water Pollution Control Federation, Washington, 42(5): 776-793, May.
64. SHANNON, Earl E. & FOWLIE, Peter J.A. 1974. The utility of selected industrial wastes for phosphorus removal. In: Proceedings of the Fourth Mineral Waste Utilization Symposium. Chicago. p.335-345.
65. SHIMON, Meiko; COBALCHINI, Maria Salete; SPOHR, Walter Hugo. 1982. Emissão de efluentes líquidos: norma técnica. Porto Alegre, Secretaria da Saúde e Meio Ambiente. 7p.
66. SHORT, Thomas E., Jr. 1977. EPA's combined wastes program residual management studies. In: NATIONAL CONFERENCE. Treat. Disp. Wastewater Residues. s.l. s.ed. p.294-9.
67. SMITH, Robert. 1968. Cost of conventional and advanced treatment of wastewater. Journal Water Pollution Control Federation, Washington, 40(9): 1546-74, Sep.
68. SORIA, F.L. & CHAVARRIA, J.M. 1978. Técnicas de defesa del medio ambiente. Barcelona, Labor. 1334p.

69. VALENCIA, Jorge Arboleda. 1979. Teoria, diseño y control de los procesos de clarificación del agua. Lima, CEPIS. 558p.
70. WALKER, J.D. 1976. Industrial wastewater treatment equipment. In: AZAD, H.S. Industrial wastewater management handbook. New York, McGraw-Hill. Cap.4.
71. WANIELISTA, M. & BAUER, C. 1972. Centralization of waste treatment facilities. Journal Water Pollution Control Federation, Washington, 44(12):2229-38, Dec.
72. WATER POLLUTION CONTROL FEDERATION. 1976. Joint treatment of industrial and municipal wastewater. Washington, Lancaster, 34p.
73. WEBER, W.J.; HOPKINS, C.B.; BLOOM, R., Jr. 1970. Physicochemical treatment of wastewater. Journal Water Pollution Control Federation, Washington, 42(1):83-99, Jan.
74. WEBER, W.J., Jr. 1972. Physicochemical processes for water quality control. New York, J.Wiley. 639p.
75. WHITE, G.C. 1972. Handbook of chlorination. New York, Van Nostrand Reinhold. 744p.
76. WHITLATCH, E.E., Jr. & REVELLE, C.S. 1976. Designing regionalized wastewater treatment systems. Water Resources Research, Washington, 12(4): 581-91, Aug.
77. YAO, K.M. 1973. Regionalization and water quality management. Journal Water Pollution Control Federation, Washington, 45(3): 407-11, Mar.
78. ZEMANSKY, G.M. 1974. Removal of trace metals during conventional water treatment. Journal American Water Works Association, New York, 66(10): 606-9, Oct.

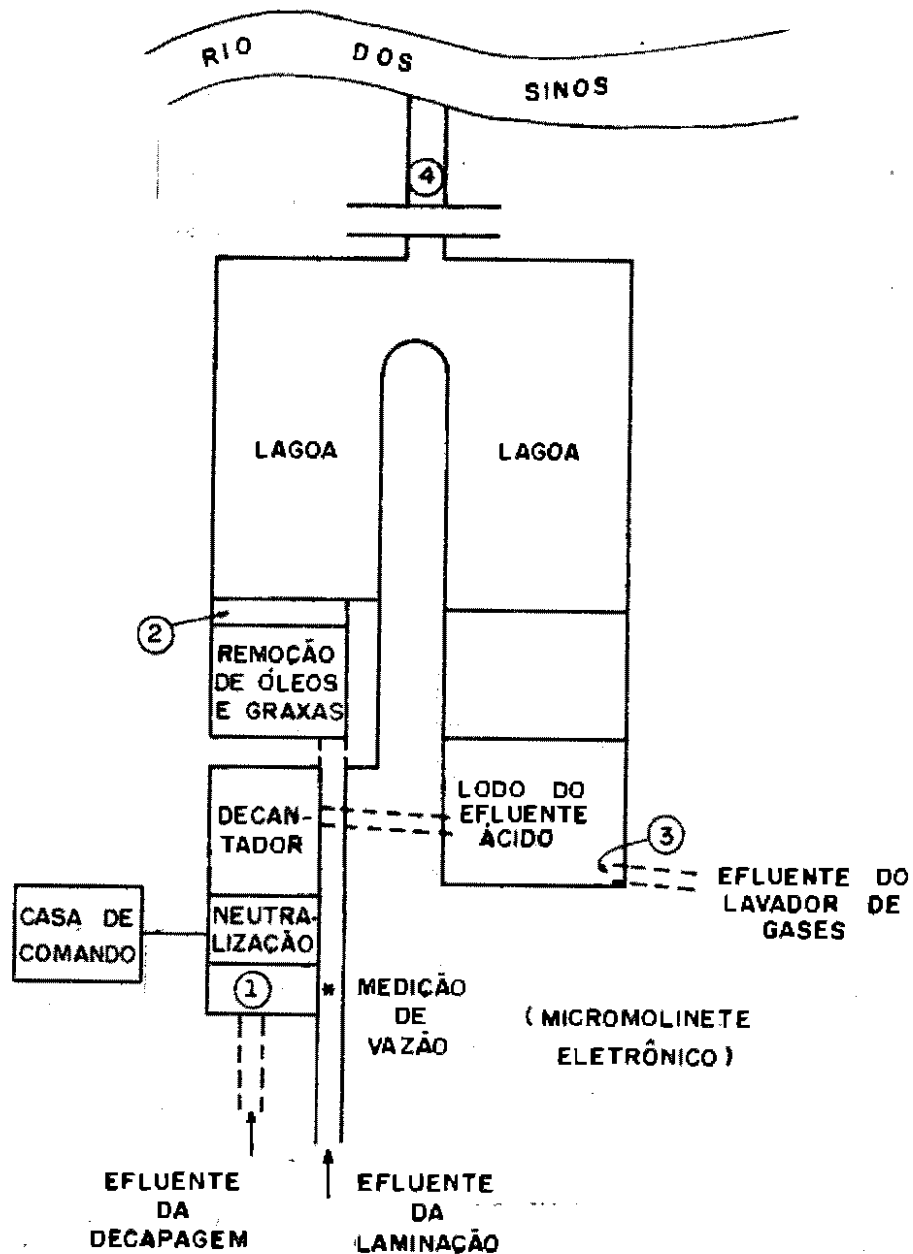
ANEXO 1

---

RESULTADOS ANALÍTICOS DAS AMOSTRAS  
TOMADAS NAS INDÚSTRIAS "A, B, C, D  
E e F"

---

CROQUI ILUSTRATIVO DOS PONTOS DE COLETA  
DA INDÚSTRIA "A"



LEGENDA

- ① Efluente da decapagem, tomado antes da neutralização
- ② Efluente da laminação, tomado após o tanque de remoção de óleo
- ③ Efluente do lavador de gases, tomado na saída da canalização
- ④ Efluente final, tomado na canal condutor ao Rio dos Sinos



## INDÚSTRIA "A"

DATA : 09.04.85

TEMPO : Bom

HORÁRIO : Início - 12 horas - Término - 14 horas

MEDIDA	UNIDADE	DECAPAGEM	LAMINAÇÃO	LAVAGEM DOS GASES	FINAL
VAZÃO	l/s	27,77	299,5	-	-
<b>FÍSICAS</b>					
Cor aparente	mg/1 Pt	30	90	1650	60
Cor real	mg/1 Pt	-	-	-	-
Condutividade	µmho/cm	1300	85	210	435
Dureza	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	95,14	33,01	232,99	89,31
pH	-	2,78	6,89	6,90	3,41
Sól.sediment.	ml/1	0,3	0,1	0,5	0,35
Sól.totais	mg/1	481	46	812	244
Sól.dissolv.	mg/1	468	27	157	235
Sól.suspensos	mg/1	13	19	655	9
Temp.do ar	°C	-	-	-	-
Temp.da água	°C	26	28	24,5	27
Turbidez	UNT	17	34	1500	24
<b>METAIS</b>					
Cádmio	mg/1	<0,002	<0,002	0,0347	<0,002
Chumbo	mg/1	0,1913	0,1913	3,0055	0,2459
Cobre	mg/1	0,5630	<0,01	0,5848	0,4109
Cromo	mg/1	0,3511	0,3511	0,5638	0,2447
Ferro total	mg/1	111,3043	21,3043	46,9565	16,1739
Zinco	mg/1	3,3373	0,0940	9,7117	0,6334
<b>INORGÂNICAS</b>					
Acidez	mg/1	393,60	6,72	26,88	73,92
Alcalinidade	mg/1	Zero	-	92,88	Zero
Cloretos	mg/1	<1,5	<1,5	<1,5	<1,5
Cianetos	mg/1	<0,01	<0,01	<0,01	<0,01
Nitr.amoniac.	mg/1 N-NH <sub>3</sub>	2,66	0,85	0,02	0,85
Nitrato	mg/1 N-NO <sub>3</sub>	0,10	1,36	1,17	0,17
Nitrito	mg/1 N-NO <sub>2</sub>	0,04	0,10	0,06	0,04
Nitr.total	mg/1	-	-	-	-
Sulfato	mg/1	114,26	8,83	23,99	123,40
Sulfeto	mg/1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
Fósforo	mg/1	-	-	-	-
Oxig.dissolv.	mg/1	0,20	3,48	2,66	2,25
<b>ORGÂNICAS</b>					
DBO	mg/1	Zero	Zero	Zero	Zero
DQO	mg/1	<10,0	<10,0	35,0	<10,0
Óleos e graxas	mg/1	6,78	5,0	35,39	40,17
Fenóis	mg/1	<0,001	0,0017	0,0016	0,0076
MBAS	mg/1	1,06	0,24	0,06	0,20
<b>BIOLÓGICAS</b>					
Coliformes tot.	NMP/100 ml	ND	4,3x10 <sup>4</sup>	4,3x10 <sup>3</sup>	ND
Coliformes fec.	NMP/1000ml	ND	4,3x10 <sup>4</sup>	2,3x10 <sup>3</sup>	ND

## INDÚSTRIA "A"

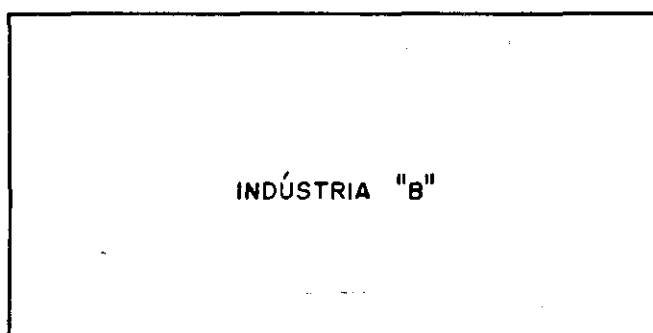
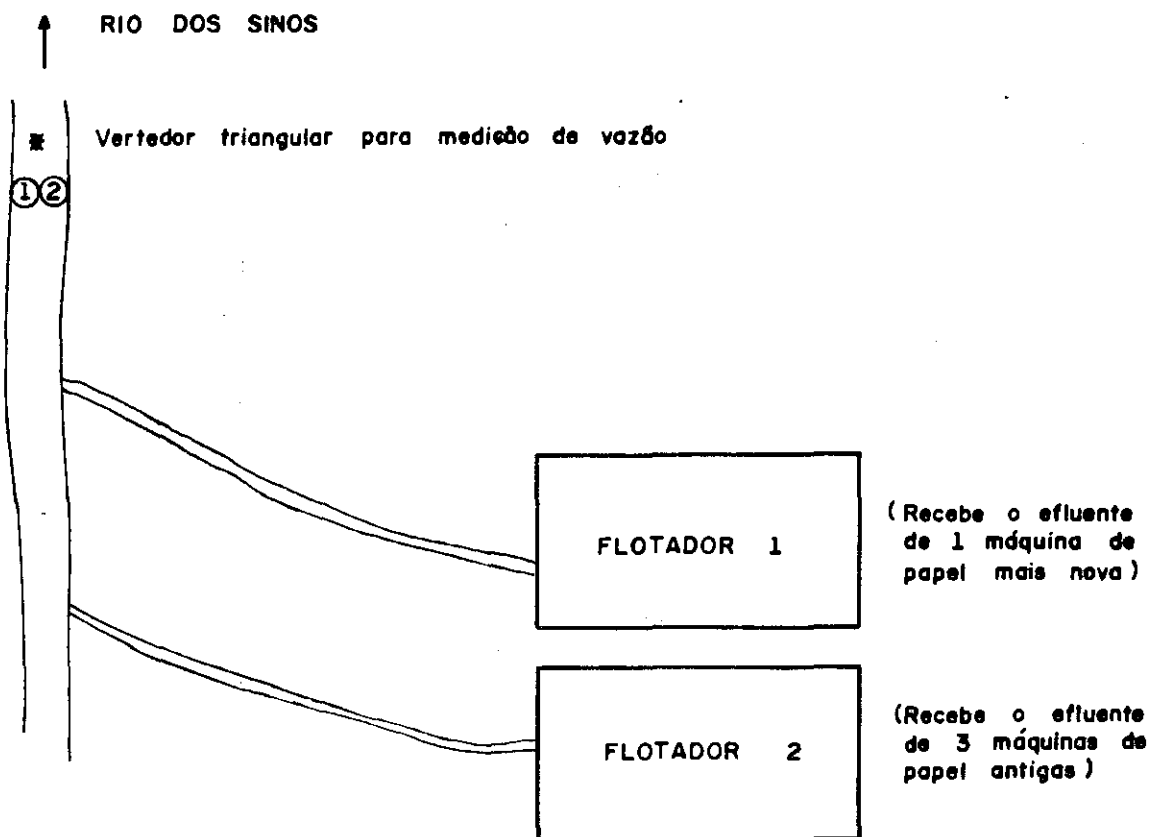
DATA : 10.06.85

TEMPO : Bom

HORÁRIO : Início - 11,00 horas - Término - 12,30 horas

MEDIDA	UNIDADE	DECAPAGEM	LAMINAÇÃO	LAVAGEM DOS GASES	FINAL
<b>FÍSICAS</b>					
Condutividade	µmho/cm	1550	70	95	185
pH	-	2,6	6,2	6,2	6,1
Sól.totais	mg/l	627	353	365	375
Sól.dissolv.	mg/l	562	142	195	346
Sól.suspensos	mg/l	65	211	170	29
Temp.do ar	°C	20	20	23	23
Temp.da água	°C	20,5	20,5	25	22
<b>METAIS</b>					
Cádmio	mg/l	<0,002	<0,002	0,0521	<0,002
Chumbo	mg/l	0,3005	0,1913	2,3497	0,1913
Cobre	mg/l	0,1935	0,1935	0,1717	<0,01
Cromo	mg/l	0,5638	0,2447	0,5638	0,3511
Ferro	mg/l	128,6957	22,3913	38,2609	13,5652
Zinco	mg/l	7,0817	0,1943	9,7117	1,2273
<b>INORGÂNICAS</b>					
Acidez	mg/l CaCO <sub>3</sub>	371,5	2,8	8,64	3,84
Alcalinidade	mg/l CaCO <sub>3</sub>	Zero	36,72	42,12	36,72
Fósforo	mg/l	1,82	2,62	4,14	1,20
Sulfeto	mg/l	-	-	-	-
Oxig.dissolv.	mg/l	7,6	7,5	7,2	7,0
<b>ORGÂNICAS</b>					
DQO	mg/l	32,8	23,4	23,4	<10,0
Óleos e graxas	mg/l	< 5,0	10,0	6,6	5,5
Fenois	mg/l	0,0034	-	-	-

# CROQUI ILUSTRATIVO DOS PONTOS DE COLETA DA INDÚSTRIA "B"



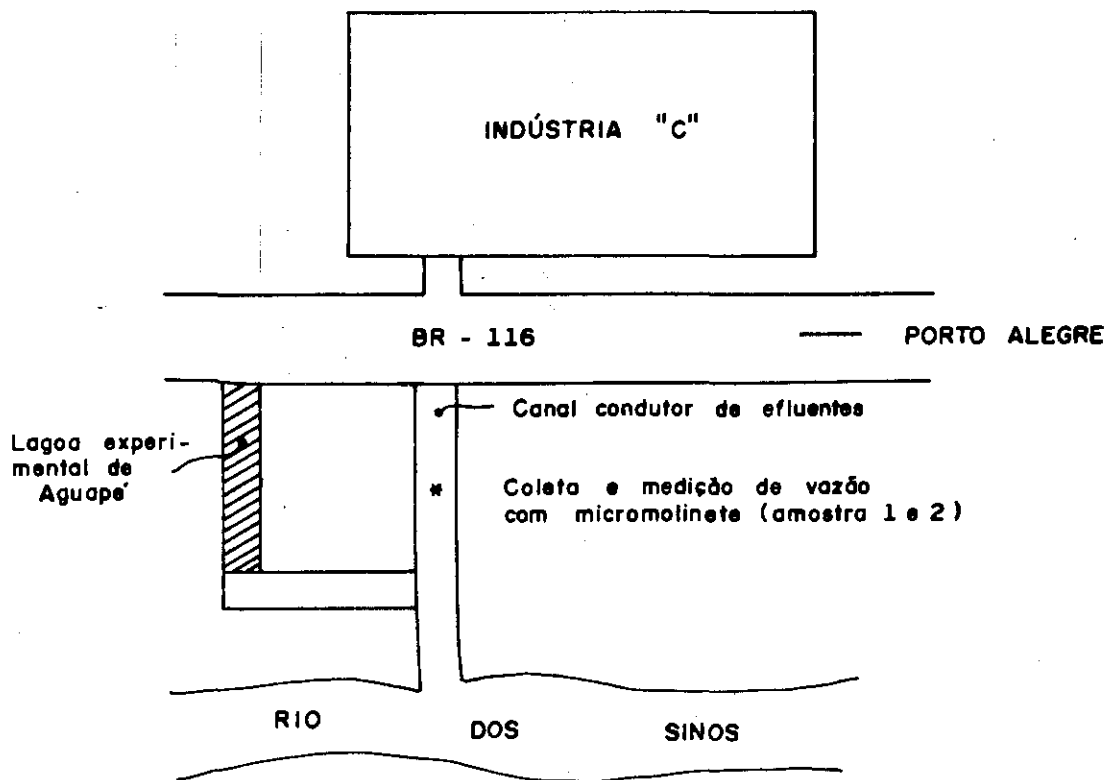
LEGENDA	
①	Amostra tomada antes da instalação do vertedor triangular
②	Amostra tomada após a retirada do vertedor triangular

## INDÚSTRIA "B"

DATA : 06.05.85  
 TEMPO : Bom  
 HORÁRIO : Amostra 1 - 10h50min / Amostra 2 - 13h30min

MEDIDA	UNIDADE	AMOSTRA 1	AMOSTRA 2	OBSERVAÇÕES
VAZÃO	l/s	-	-	30,4; 32,1; 30,4; 27,0 e 35,9
<b>FÍSICAS</b>				
Cor aparente	mg/l Pt	-	-	
Cor real	mg/l Pt	25	62,5	
Condutividade	µmho/cm	290	310	
Dureza	mg/l CaCO <sub>3</sub>	79	81	
pH	-	4,5	4,7	
Sól.sediment.	ml/l	165	238	
Sól.totais	mg/l	1803	2530	
Sól.dissolv.	mg/l	465	548	
Sól.suspensos	mg/l	1338	1982	
Temp.do ar	°C	22	23	
Temp.da água	°C	23	23,5	
Turbidez	UNT	230	95	
<b>METAIS</b>				
Cádmio	mg/l	0,0232	<0,002	
Chumbo	mg/l	0,3005	0,3005	
Cobre	mg/l	0,1500	0,4761	
Cromo	mg/l	0,3511	0,2447	
Ferro	mg/l	4,2609	4,0435	
Zinco	mg/l	0,6334	0,6239	
<b>INORGÂNICAS</b>				
Acidez	mg/l CaCO <sub>3</sub>	93,10	49,00	
Alcalinidade	mg/l CaCO <sub>3</sub>	5,77	7,69	
Cloretos	mg/l	<1,5	<1,5	
Cianetos	mg/l	-	-	
Fósforo	mg/l	2,72	1,07	
Nitr.amoniac.	mg/l N-NH <sub>3</sub>	1,09	1,69	
Nitrato	mg/l N-NO <sub>3</sub>	0,17	0,40	
Nitrito	mg/l N-NO <sub>2</sub>	0,02	0,02	
Nitr.total	mg/l	-	-	
Oxig.dissolv.	mg/l	7,7	9,2	
Sulfato	mg/l	118,16	122,30	
Sulfeto	mg/l	-	-	
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/l	70	140	
DQO	mg/l	1622	1765	
Óleos e graxas	mg/l	8,7	-	
Fenois	mg/l	<0,001	<0,001	
MBAS	mg/l	0,06	0,11	
<b>BIOLÓGICAS</b>				
Coliformes tot.	NMP/100 ml	8,0x10 <sup>2</sup>	8,0x10 <sup>3</sup>	
Coliformes fec.	NMP/100 ml	1,1x10 <sup>2</sup>	1,1x10 <sup>3</sup>	

CROQUI ILUSTRATIVO DOS PONTOS DE COLETA DA  
INDÚSTRIA "C"



## INDÚSTRIA "C"

DATA : 15.05.85

TEMPO : Bom

HORÁRIO : Início - 10 horas - Término - 16 horas

MEDIDA	UNIDADE	COMPOSTAS		AMOSTRAS SIMPLES
		AMOSTRA 1	AMOSTRA 2	
VAZÃO	l/s			134; 145; 125
<b>FÍSICAS</b>				
Cor aparente	mg/1 Pt	175	175	
Cor real	mg/1 Pt	-	-	
Condutividade	µmho/cm	420	350	
Dureza	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	-	35	
pH	-	6,2	6,2	
Sól.sediment.	ml/1	2,0	2,0	
Sól.totais	mg/1	680	695	
Sól.dissolv.	mg/1	581	563	
Sól.suspensos	mg/1	99	132	
Temp.de ar	°C	-	-	19,5;20;24;21;22 e 21,5
Temp.da água	°C	-	-	26,5;29;28,5;24;27 e 27
Turbidez	NTU	98	85	
<b>METAIS</b>				
Cádmio	mg/1	<0,002	<0,002	
Chumbo	mg/1	0,2459	<0,05	
Cobre	mg/1	<0,01	<0,01	
Cromo	mg/1	0,7766	0,7766	
Ferro	mg/1	4,0435	2,7391	
Zinco	mg/1	0,1943	0,2420	
<b>INORGÂNICAS</b>				
Acidez	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	24,5	21,12	
Alcalinidade	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	50,76	59,40	
Cloretos	mg/1	83,97	83,97	
Cianetos	mg/1	-	-	
Fósforo	mg/1	-	-	15,27 e 15,27
Nitr.amoniac.	mg/1 N-NH <sub>3</sub>	-	2,90	
Nitrato	mg/1 N-NO <sub>3</sub>	0,26	0,21	
Nitrito	mg/1 N-NO <sub>2</sub>	0,05	0,05	
Nitr.total	mg/1 N	-	-	
Oxig.dissolv.	mg/1	-	-	4,1;4,0;4,4;4,9;3,5 e 3,8
Sulfato	mg/1	293,63	327,71	
Sulfeto	mg/1	-	-	
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/1	385	360	
DQO	mg/1	1102	1102	
Óleos e graxas	mg/1	-	-	27,30;70,5;12,92 e 23,70
Fenois	mg/1	-	-	
MBAS	mg/1	-	-	
<b>BIOLÓGICAS</b>				
Coliformes tot.	NMP/100 ml	-	-	9,3x10 <sup>6</sup> ; 4,3x10 <sup>6</sup>
Coliformes fec.	NMP/100 ml	-	-	9,3x10 <sup>6</sup> ; 4,3x10 <sup>6</sup>

## INDÚSTRIA "C"

DATA : 29.05.85  
 TEMPO : Instável, chuvas esporádicas  
 HORÁRIO : Início - 10 horas - Término - 16 horas

MEDIDA	UNIDADE	COMPOSTAS		AMOSTRAS SIMPLES
		AMOSTRA 1	AMOSTRA 2	
VAZÃO	l/s	-	-	91,5; 96,0
<b>FÍSICAS</b>				
Cor aparente	mg/1 Pt	350	550	
Cor real	mg/1 Pt	-	-	
Condutividade	µmho/cm	310	270	
Dureza	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	30	15	
pH	-	7,0	6,6	
Sól.sediment.	ml/1	38	100	
Sól.totais	mg/1	581	800	
Sól.dissolv.	mg/1	333	292	
Sól.suspensos	mg/1	248	508	
Temp.do ar	°C	-	-	17,0; 20,0 e 20,0
Temp.da água	°C	-	-	28,0; 25,0 e 26,0
Turbidez	NTU	110	145	
<b>METAIS</b>				
Cádmio	mg/1	<0,002	0,0058	
Chumbo	mg/1	0,2459	0,2459	
Cobre	mg/1	<0,01	<0,01	
Cromo	mg/1	0,2447	0,2447	
Ferro	mg/1	4,0435	9,2174	
Zinco	mg/1	0,2420	0,1561	
<b>INORGÂNICAS</b>				
Acidez	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	21,12	24,0	
Alcalinidade	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	59,40	54,0	
Cloretos	mg/1	75,48	55,48	
Cianetos	mg/1	-	-	
Fósforo	mg/1	-	-	14,17 e 8,80
Nitr.amoniac.	mg/1 N-NH <sub>3</sub>	3,55	3,23	
Nitrato	mg/1 N-NO <sub>3</sub>	0,28	0,32	
Nitrito	mg/1 N-NO <sub>2</sub>	0,12	0,11	
Nitr.total	mg/1	-	-	
Oxig.dissolv.	mg/1	-	-	6,5; 6,5 e 5,75
Sulfato	mg/1	85,76	101,76	
Sulfeto	mg/1	-	-	0,76
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/1	100	60	
DQO	mg/1	215	233	
Óleos e graxas	mg/1	-	-	108 e 62,5
Fenóis	mg/1	-	-	0,0093
MBAS	mg/1	-	-	
<b>BIOLÓGICAS</b>				
Coliformes tot.	NMP/100 ml	-	-	9,3x10 <sup>7</sup> ; 4,3x10 <sup>7</sup>
Coliformes fec.	NMP/100 ml	-	-	9,3x10 <sup>7</sup> ; 4,3x10 <sup>7</sup>

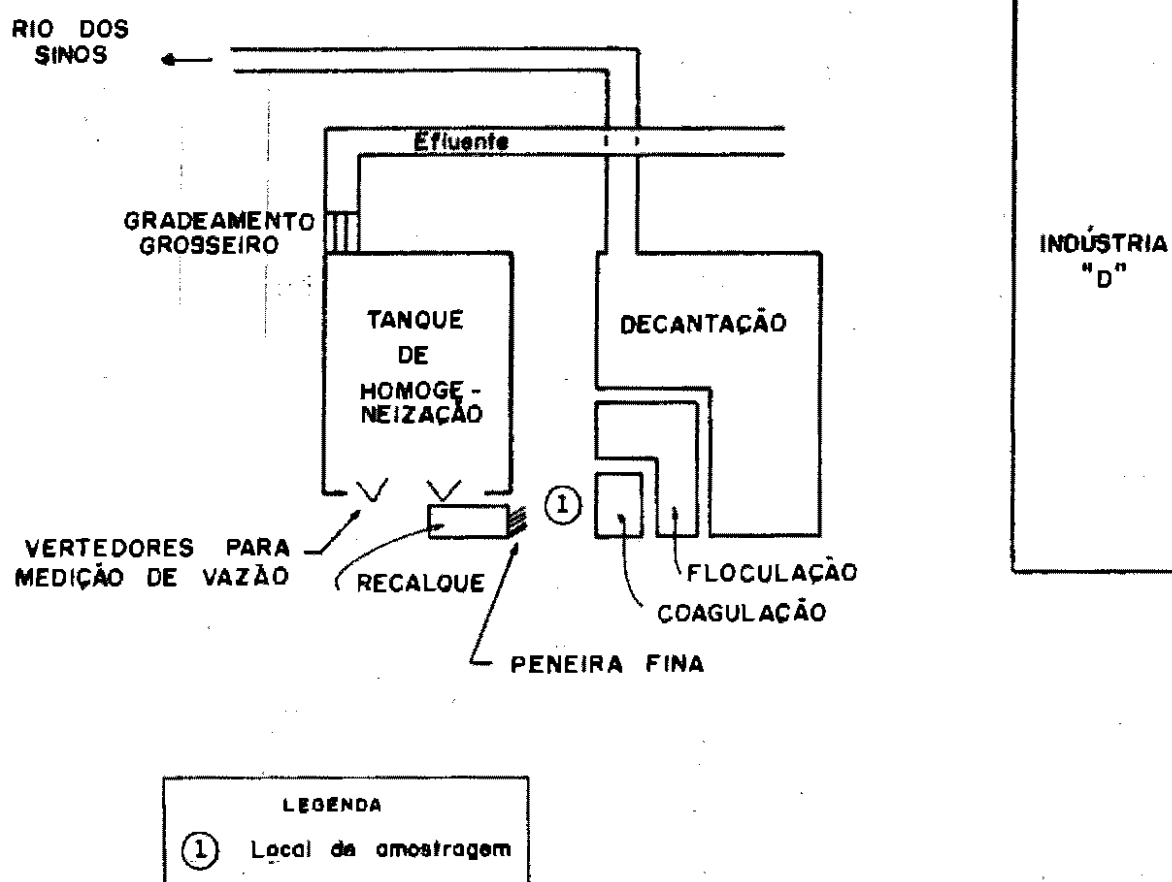
## INDÚSTRIA "C"

DATA : 12.06.85  
 TEMPO : Bom  
 HORÁRIO : Início - 10 horas - Término - 16 horas

MEDIDA	UNIDADE	COMPOSTAS		AMOSTRAS SIMPLES
		AMOSTRA 1	AMOSTRA 2	
VAZÃO	l/s	-	-	154,5
<b>FÍSICAS</b>				
Cor aparente	mg/1 Pt	350	350	
Cor real	mg/1 Pt	-	-	
Condutividade	µmho/cm	355	360	
Dureza	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	35	63	
pH	-	6,5	6,3	
Sól.sediment.	mg/1	0,1	0,1	
Sól.totais	mg/1	1245	1240	
Sól.dissolv.	mg/1	970	998	
Sól.suspensos	mg/1	275	242	
Temp.do ar	°C	-	-	15,15;18,19;19 e 18
Temp.da água	°C	-	-	25;25;26;25;25 e 26
Turbidez	NTU	145	145	
<b>METAIS</b>				
Cádmio	mg/1	<0,002	<0,002	
Chumbo	mg/1	<0,05	0,2459	
Cobre	mg/1	<0,01	<0,01	
Cromo	mg/1	0,2447	0,2447	
Ferro	mg/1	4,2609	4,0435	
Zinco	mg/1	0,3566	0,3470	
<b>INORGÂNICAS</b>				
Acidez	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	22,08	22,08	
Alcalinidade	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	83,16	82,08	
Cloretos	mg/1	-	178	
Cianetos	mg/1	-	-	
Fósforo	mg/1	-	-	113,44; 87,97
Nitr.amoniac.	mg/1 N-NH <sub>3</sub>	3,07	3,18	
Nitrato	mg/1 N-NO <sub>3</sub>	0,96	0,49	
Nitrito	mg/1 N-NO <sub>2</sub>	0,04	0,03	
Nitr.total	mg/1 N	-	50,32	
Oxig.dissolv.	mg/1	-	-	4,3;2,9;4,5;5,8 e 5,0
Sulfato	mg/1	-	-	
Sulfeto	mg/1	-	-	1,93; 1,03
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/1	860	810	
DQO	mg/1	2207	1620	
Óleos e graxas	mg/1	-	-	100,0; 85,5
Fenois	mg/1	-	-	0,0038; 0,0534
MBAS	mg/1	-	-	
<b>BIOLÓGICAS</b>				
Coliformes tot.	NMP/100 ml	-	-	2,3x10 <sup>6</sup> ; 7,5x10 <sup>5</sup>
Coliformes fec.	NMP/100 ml	-	-	2,3x10 <sup>6</sup> ; 7,5x10 <sup>5</sup>



CROQUI ILUSTRATIVO DOS PONTOS DE COLETA  
DA INDÚSTRIA "D"

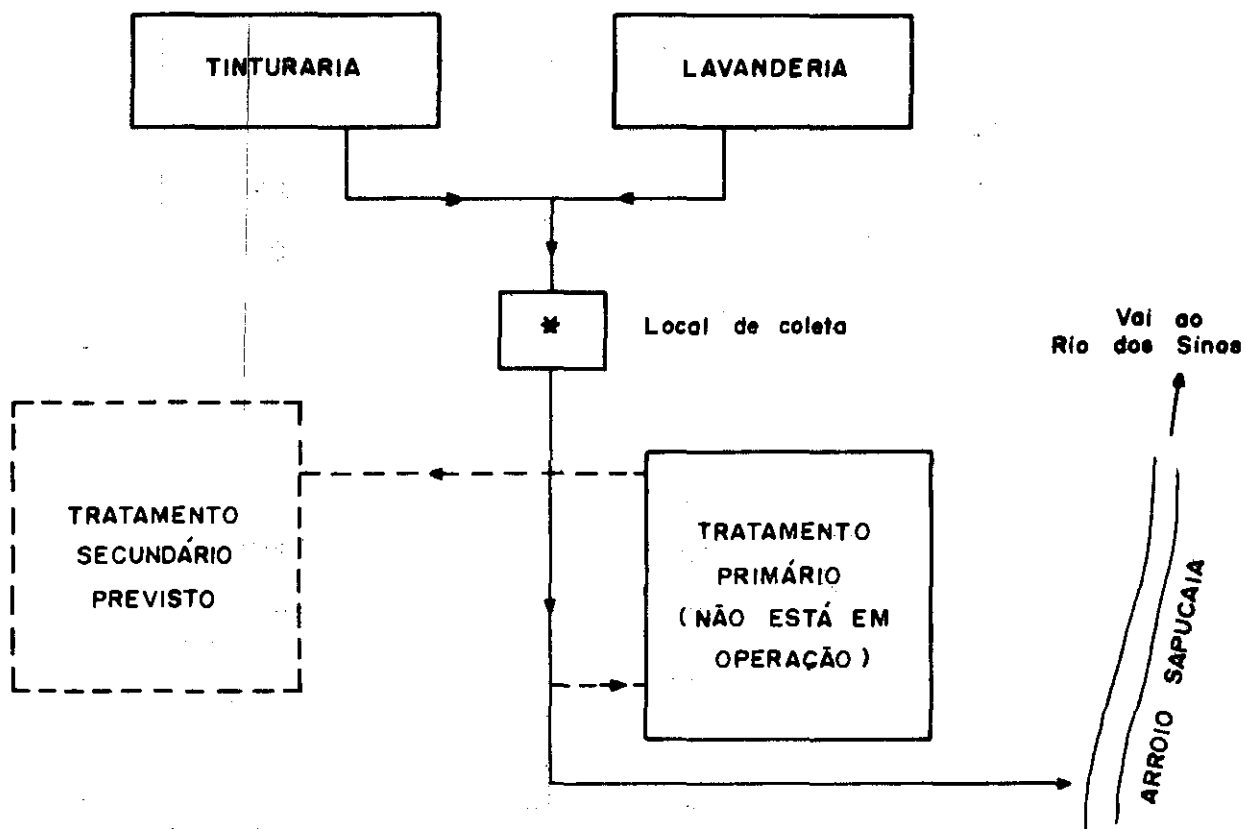


## INDÚSTRIA "D"

DATA : 03.07.85 e 25.09.85  
 TEMPO : Bom

MEDIDA	UNIDADE	AMOSTRA DE 03.07.85	AMOSTRA DE 25.09.85
VAZÃO	l/s	11,24	-
<b>FÍSICAS</b>			
Cor aparente	mg/l Pt	700	-
Cor real	mg/l Pt	-	-
Condutividade	µmho/cm	2100	-
Dureza	mg/l CaCO <sub>3</sub>	120	216
pH	-	5,9	4,7
Sól.sediment.	ml/l	0,1	-
Sól.totais	mg/l	2712	-
Sól.dissolv.	mg/l	2536	-
Sól.suspensos	mg/l	176	-
Temp.do ar	°C	21	-
Temp.da água	°C	25	-
Turbidez	NTU	85	-
<b>METAIS</b>			
Cádmio	mg/l	<0,002	0,0058
Chumbo	mg/l	0,3552	0,5191
Cobre	mg/l	<0,01	0,1935
Cromo	mg/l	7,7872	2,6915
Ferro	mg/l	4,4783	3,6087
Zinco	mg/l	0,3041	0,4663
<b>INORGÂNICAS</b>			
Acidez	mg/l CaCO <sub>3</sub>	-	140
Alcalinidade	mg/l CaCO <sub>3</sub>	-	189
Cloretos	mg/l	725	858
Cianetos	mg/l	-	-
Fósforo	mg/l	4,87	-
Nitr.amoniac.	mg/l N-NH <sub>3</sub>	40,38	-
Nitrato	mg/l N-NO <sub>3</sub>	0,25	-
Nitrito	mg/l N-NO <sub>2</sub>	0,09	-
Nitr.total	mg/l N	64,51	-
Oxig.dissolv.	mg/l	5,3	-
Sulfato	mg/l	-	878
Sulfeto	mg/l	-	-
<b>ORGÂNICAS</b>			
DBO	mg/l	315	-
DQO	mg/l	1370	-
Óleos e graxas	mg/l	67,5	-
Fenois	mg/l	-	1,00
MBAS	mg/l	16,66	-
<b>BIOLÓGICAS</b>			
Coliformes tot.	NMP/100 ml	80x10 <sup>3</sup>	-
Coliformes fec.	NMP/100 ml	80x10 <sup>3</sup>	-

CROQUI ILUSTRATIVO DOS PONTOS DE COLETA  
DA INDÚSTRIA "E"



LEGENDA

- Fluxo real dos efluentes
- - - Fluxo previsto dos efluentes

## INDÚSTRIA "E"

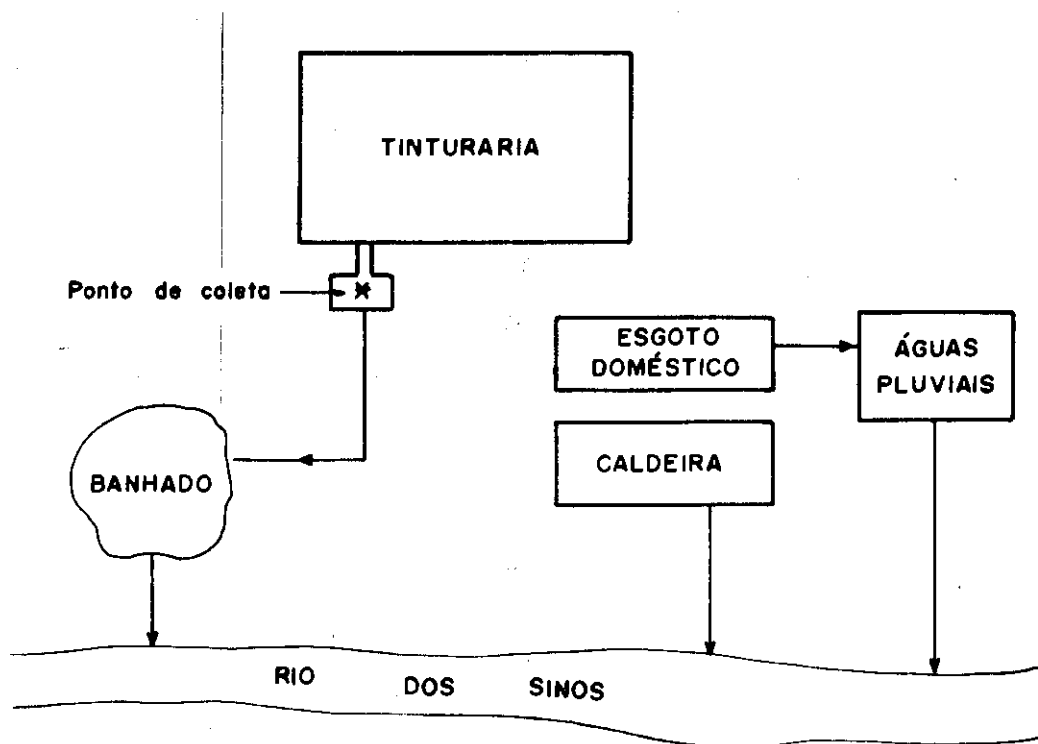
DATA DA COLETA DO IPH: 18.09.85

TEMPO : Bom

HORÁRIO : Início - 10 horas - Término - 15 horas

MEDIDA	UNIDADE	AMOSTRA DA	
		INDÚSTRIA	AMOSTRA DO IPH COMPOSTA   SIMPLES
VAZÃO	l/s	11,58	-
<b>FÍSICAS</b>			
Cor aparente	mg/1 Pt	-	1000
Cor real	mg/1 Pt	-	-
Condutividade	µmho/cm	-	2800
Dureza	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	-	-
pH	-	9,2	9,5
Sól.sediment.	ml/1	2,6	-
Sól.totais	mg/1	4900	-
Sól.dissolv.	mg/1	2430	-
Sól.suspensos	mg/1	2470	-
Temp.do ar	°C	-	20;21;26; 23,5 e 24
Temp.da água	°C	-	28;33;38; 33,5 e 36
Turbidez	NTU	-	200
<b>METAIS</b>			
Cádmio	mg/1	-	0,0290
Chumbo	mg/1	-	0,4098
Cobre	mg/1	-	0,1717
Cromo	mg/1	<0,3	0,1383
Ferro	mg/1	-	29,5652
Zinco	mg/1	-	0,4854
<b>INORGÂNICAS</b>			
Acidez	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	-	Zero
Alcalinidade	mg/1 CaCO <sub>3</sub>	935	684
Cloretos	mg/1	-	782,25
Cianetos	mg/1	-	-
Fósforo	mg/1	<0,01	-
Nitr.amoniac.	mg/1 N-NH <sub>3</sub>	12,5	9,03
Nitrato	mg/1 N-NO <sub>3</sub>	-	0,76
Nitrito	mg/1 N-NO <sub>2</sub>	-	0,39
Nitr.total	mg/1 N	-	54,84
Oxig.dissolv.	mg/1	-	-
Sulfato	mg/1	-	187,81
Sulfeto	mg/1	-	-
<b>ORGÂNICAS</b>			
DBO	mg/1	760	-
DQO	mg/1	5400	-
Óleos e graxas	mg/1	1300	-
Fenóis	mg/1	-	1,67
MBAS	mg/1	-	58,58
<b>BIOLÓGICAS</b>			
Coliformes tot.	NMP/100 ml	-	9,3x10 <sup>6</sup>
Coliformes fec.	NMP/100 ml	-	9,3x10 <sup>5</sup>

CROQUI ILUSTRATIVO DO PONTO DE COLETA  
DA INDÚSTRIA " F "



## INDÚSTRIA "F"

DATA DA COLETA DO IPH: 25.09.85

TEMPO : Bom

HORÁRIO : Início - 10 horas - Término - 15 horas

MEDIDA	UNIDADE	AMOSTRA DA INDÚSTRIA	AMOSTRA DO IPH	
			COMPOSTA	SIMPLES
VAZÃO	l/s	9,83		
<b>FÍSICAS</b>				
Cor aparente	mg/l Pt	-	125	
Cor real	mg/l Pt	-	-	
Condutividade	µmho/cm	-	650	
Dureza	mg/l CaCO <sub>3</sub>	-	36	
pH	-	4,8	5,1	
Sól.sediment.	ml/l	0,95	-	
Sól.totais	mg/l	1756	-	
Sól.dissolv.	mg/l	1710	-	
Sól.suspensos	mg/l	46	-	
Temp.do ar	°C	-	-	20;20;20 e 22
Temp.da água	°C	-	-	40;43;40;32 e 41
Turbidez	NTU	-	22	
<b>METAIS</b>				
Cádmio	mg/l	-	<0,002	
Chumbo	mg/l	-	0,4098	
Cobre	mg/l	-	<0,01	
Cromo	mg/l	0,32	0,1383	
Ferro	mg/l	-	0,7826	
Zinco	mg/l	-	0,6573	
<b>INORGÂNICAS</b>				
Acidez	mg/l CaCO <sub>3</sub>	-	43,0	
Alcalinidade	mg/l CaCO <sub>3</sub>	-	89,0	
Cloreto	mg/l	-	43,0	
Cianeto	mg/l	-	-	
Fósforo	mg/l	-	20,05	
Nitr.amoniac.	mg/l N-NH <sub>3</sub>	-	17,20	
Nitrato	mg/l N-NO <sub>3</sub>	-	0,84	
Nitrito	mg/l N-NO <sub>2</sub>	-	0,01	
Nitr.total	mg/l N	-	26,45	
Oxig.dissolv.	mg/l	-	-	6,8;6,7;6,9;7,0
Sulfato	mg/l	-	664,48	
Sulfeto	mg/l	-	-	
<b>ORGÂNICAS</b>				
DBO	mg/l	287	-	
DQO	mg/l	622	-	
Óleos e graxas	mg/l	146,9	-	
Fenóis	mg/l	-	<1,0	
MBAS	mg/l	-	-	
<b>BIOLÓGICAS</b>				
Coliformes tot.	NMP/100 ml	-	-	<3
Coliformes fec.	NMP/100 ml	-	-	<3

ANEXO 2

---

CÁLCULOS REFERENTES A ELABORAÇÃO  
E COMPOSIÇÃO DO ESGOTO SINTÉTICO

---

Uma vez concluída a etapa de estimativa da composição das águas residuárias, industriais e domésticas combinadas de Esteio e Sapucaia (quadro 3.4), passou-se para a fase de elaboração de um esgoto sintético que apresentasse poluentes em concentrações semelhantes às estimadas.

No esgoto sintético colocou-se substâncias produtoras de poluição orgânica e inorgânica.

A concentração de óleos e graxas foi simulado com a presença de óleo vegetal, mineral e banha animal. Estimou-se que óleo mineral compõe 50% do óleo total dos esgotos domésticos e 100% das indústrias "A", "B" e "D"; óleo vegetal, 50% dos esgotos domésticos e 100% da indústria "C" e banha animal 100% das indústrias "E" e "F". Por este método, a contribuição de óleo mineral, óleo vegetal e banha animal representa, respectivamente, 23, 42 e 35% da concentração total de óleo. Assim, da concentração de 53,97 mg/l de óleos e graxas presentes no esgoto combinado global, 12,41, 22,67 e 18,89 mg/l são devidos, respectivamente, a óleo mineral, vegetal e banha.

A concentração total de MBAS (2,11 mg/l) foi estimada como sendo 50% devido à sabão e 50% detergentes sintéticos.

Os esgotos domésticos representam 25-30% da contribuição global estimada. Segundo METCALF & EDDY (1972), os principais grupos orgânicos encontrados nestes esgotos são proteínas (40-60%), carboidratos (25-50%) e óleos e graxas (10%). Ureia é outro importante composto orgânico, entretanto, de difícil detecção porque se decompõe rapidamente. Ou-



tras substâncias orgânicas encontradas são surfactantes e fenóis.

As proteínas estão presentes em grandes quantidades em carnes e grãos (feijão, soja, etc.). Contêm ainda uma alta proporção de nitrogênio e algumas vezes, enxofre, ferro e fósforo. A farinha de soja é um composto que contribui para representação destes elementos no esgoto combinado.

Os carboidratos incluem açúcar, amido, celulose e fibra de madeira. O amido é convertido a açúcar por atividade microbiológica. Açúcar foi escolhido para representar os carboidratos no esgoto sintético.

Além da farinha de soja e açúcar que contêm elementos presentes nos grupos orgânicos que compõem o esgoto doméstico, este é acrescentado à vazão de 10% em volume do esgoto sintético.

Os metais pesados, cádmio, chumbo, cobre, cromo, ferro e zinco presentes no esgoto combinado, foram representados no esgoto sintético por soluções de sulfato de cádmio, nitrato de chumbo, sulfato de cobre, dicromato de potássio, cloreto férrico e sulfato de zinco. Para evitar a precipitação dos metais durante a elaboração do esgoto, é adicionado um agente complexante, o citrato de sódio, conforme recomendação da Associação de Professores de Engenharia Ambiental dos EUA (AEEP, 1975). A concentração de citrato de sódio acrescentada, após determinação em testes, era de 50 mg/l.

No esgoto sintético foram adicionados ainda: (1) celulose em pó para simular efluente indústria de papel e carboidratos e (2) caldo de cultura ENDO AGAR para desenvolvimento microbiológico e, secundariamente, representando pigmentos que produzem cor ao esgoto.

As substâncias orgânicas que compõem o esgoto sintético produzem uma demanda química de oxigênio. Para avaliar esta demanda foram feitas soluções e medidas as concentrações de DQO. Os resultados obtidos são apresentados no quadro A2.1.

QUADRO A2.1 - Demanda química de oxigênio das substâncias orgânicas do esgoto sintético

Substância	Concentração na solução (g/l)	DQO (mg/l)
Farinha de soja	1,0	709
Açúcar "União"	1,0	1058
ENDO AGAR	1,0	734
Citrato de sódio	1,0	462
Celulose em pó	1,0	785
Óleo de soja "Primor"	1,0	768
Óleo lubrificante "F3 Atlantic Motor Oil"	1,0	749
Banha "Sulina"	1,0	781
Sabão "Gaúcho"	1,0	921
Detergente "Novo Veo"	1,0	462

Uma primeira tentativa foi feita para avaliar a contribuição de alguns orgânicos na produção da DQO desejada. Neste teste, o esgoto era composto por farinha de soja, açúcar, ENDO AGAR, sabão, detergente, banha, óleo de soja, óleo mineral e esgoto doméstico, representando este 5, 10, 20 e 30% do volume total de esgoto sintético. A DQO desejada era em torno de 700 mg/l, 60% da qual devido a farinha (420 mg/l), 30% ao açúcar (210 mg/l) e 10% ao ENDO AGAR (70 mg/l). Sabão detergente, óleos e banha foram incluídos em concentrações representativas ao esgoto combinado.

O esgoto assim elaborado foi misturado e agitado durante 1 dia, ao fim do qual foram colhidas amostras e fei-

tas análises, cujos resultados encontram-se na quadro A2.2.

QUADRO A2.2 - Concentrações medidas no esgoto sintético - 1.<sup>a</sup> tentativa

Característica	Unidade	% esgoto doméstico	Concentração	
			medida	desejada
DQO	mg/l	5	811	664-805
		10	747	
		20	824	
		30	811	
DBO	mg/l	5	-	244-296
		10	525	
		20	545	
		30	500	
Sólidos sedimentáveis	mg/l	5	7,5	9,5-11,5
		10	9,0	
		20	-	
		30	8,5	
Sólidos totais	mg/l	5	541	683-827
		10	557	
Sólidos dissolvidos	mg/l	5	265	406-493
		10	274	
Sólidos suspensos	mg/l	5	276	277-334
		10	283	
Fosfato	mg/l	5	30,53	19,77-23,97
		10	31,68	
Nitrog. total	mg/l	5	32,19	31,32-43,15
Óleos e graxas	mg/l	5	45,20	53,97-65,40

Este teste apresentou resultados satisfatórios de DQO, sólidos sedimentáveis, suspensos, nitrogênio total e óleos e graxas. Entretanto, no cálculo da contribuição para DQO não foi considerado o efeito dos óleos, sabão, detergente e

esgoto doméstico; por isto, os resultados da DQO situaram - se um pouco acima do valor base para a qual foi calculado (700 mg/l).

Um 2º teste foi realizado, desta vez incluindo metais, celulose e citrato de sódio. As contribuições para a DQO, neste caso, foram estipuladas em:

- Farinha de soja: 45% (315 mg/l DQO)
- Açúcar: 30% (210 mg/l)
- ENDO AGAR: 5% (35 mg/l)
- Celulose: 10% (70 mg/l)
- Citrato de sódio: 3,3% (23,1 mg/l)
- Óleo lubrificante, vegetal e banha: 5,9% (42 mg/l)
- Sabão, detergente: 0,22% (1,46 mg/l).

Esgoto doméstico foi adicionado a 10% em volume do esgoto sintético. A mistura foi agitada durante 6 horas. Amostras foram colhidas no momento da mistura e após as 6 horas, para verificar o efeito da agitação na concentração dos constituintes do esgoto (quadro A2.3).

QUADRO A2.3 - Concentrações medidas no esgoto sintético - 2ª tentativa

Característica	Unidade	Concentração	
		Início	Término
pH	-	6,2	7,0
DQO	mg/l	865	851
DBO	mg/l	270	390
Fósforo	mg/l	16,24	11,54

Houve um acréscimo na concentração de DBO, ao fim da agitação, talvez devido a adaptação dos organismos componentes do esgoto doméstico ao sintético, ao mesmo tempo em que ocorreu uma diminuição na concentração de fósforo. A DQO permaneceu estável.

Os resultados foram considerados satisfatórios e partiu-se para a formulação definitiva do esgoto sintético. Nesta, a DQO, devido ao açúcar e celulose, passaram a representar, respectivamente, 25 e 3% da DQO total. Desta forma as substâncias adicionadas ao esgoto representam 87,4% da DQO desejada (~700 mg/l) ficando os restantes 12,6% ou mais por conta do esgoto doméstico, acrescentado na base de 10% do volume total.

A composição unitária final do esgoto sintético é apresentada no quadro 3.5 do item 3.3 da metodologia.

Abaixo, demonstram-se os cálculos realizados para se chegar a esta composição.

1. Cálculo das quantidades de substâncias a adicionar para atingir cerca de 700 mg/l DQO

1.1. Farinha de soja

Responsável por 45% da DQO

$$700 \text{ mg/l} \times 0,45 = 315 \text{ mg/l DQO}$$

Pelo quadro A2.1,

$$1000 \frac{\text{mg/l}}{1} \text{ far. soja} \text{ ——— } 709 \text{ mg/l DQO}$$

$$x \text{ ——— } 315 \text{ mg/l DQO}$$

$$x = 444,3 \text{ mg/l} = 0,4443 \text{ g/l}$$

1.2. Açúcar

Responsável por 25% da DQO

$$700 \text{ mg/l} \times 0,25 = 175 \text{ mg/l DQO}$$

$$1000 \frac{\text{mg/l}}{1} \text{ açúcar} \text{ ——— } 1058 \frac{\text{mg}}{1} \text{ DQO}$$

$$x \text{ ——— } 175 \frac{\text{mg}}{1} \text{ DQO}$$

$$x = 165,4 \text{ mg/l} = 0,1654 \text{ g/l}$$

## 1.3. ENDO AGAR

Responsável por 5% da DQO

$$700 \text{ mg/l} \times 0,05 = 35 \text{ mg/l DQO}$$

$$1000 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{ ENDO AGAR} \text{ ——— } 734 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{ DQO}$$

$$x \text{ ——— } 35 \text{ mg/l}$$

$$x = 47,68 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 0,0477 \text{ g/l}$$

## 1.4. Citrato de sódio

Foi fixado em 50 mg/l

$$1000 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{ citrato} \text{ ——— } 462 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{ DQO}$$

$$50 \text{ mg/l citrato} \text{ ——— } x$$

$$x = 23,1 \text{ mg/l DQO}$$

$$700 \text{ mg/l DQO} \text{ ——— } 100\%$$

$$23,1 \text{ mg/l DQO} \text{ ——— } x$$

$$x = 3,3\%$$

Logo 50 mg/l de citrato é responsável por 3,3% da DQO total.

## 1.5. Celulose em pó

Responsável por 3% da DQO

$$700 \text{ mg/l} \times 0,03 = 21 \text{ mg/l DQO}$$

$$1000 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{ celulose} \text{ ——— } 785 \text{ mg/l DQO}$$

$$x \text{ ——— } 21 \text{ mg/l}$$

$$x = 26,75 \text{ mg/l} = 0,0268 \text{ g/l}$$

## 1.6. Óleo lubrificante

Representa 23% da concentração total de óleos e graxas (54 mg/l)

$$54 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \times 0,23 = 12,42 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 0,0124 \text{ g/l de óleo}$$

o lubrificante

$$1000 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{ óleo lubrif.} \text{ ——— } 749 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{ DQO}$$

$$12,42 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \quad \text{---} \quad x$$

$$x = 9,30 \text{ mg/l DQO}$$

$$700 \text{ mg/l DQO} \quad \text{---} \quad 100\%$$

$$9,30 \text{ mg/l DQO} \quad \text{---} \quad x$$

$$x = 1,3289\%$$

### 1.7. Óleo vegetal

Representa 42% da concentração total de óleos e graxas

$$54 \text{ mg/l OV} \times 0,42 = 22,68 \text{ mg/l} = 0,0227 \text{ g/l}$$

óleo vegetal

$$1000 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{ OV} \quad \text{---} \quad 768 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{ DQO}$$

$$22,68 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \text{ OV} \quad \text{---} \quad x$$

$$x = 17,42 \text{ mg/l DQO}$$

$$700 \text{ mg/l DQO} \quad \text{---} \quad 100\%$$

$$17,42 \text{ mg/l DQO} \quad \text{---} \quad x$$

$$x = 2,4883\%$$

### 1.8. Gordura animal (banha)

Representa 35% da concentração total de óleos e graxas

$$54 \text{ mg/l OG} \times 0,35 = 18,9 \text{ mg/l} = 0,0189 \text{ g/l}$$

banha

$$1000 \text{ mg/l banha} \quad \text{---} \quad 781 \text{ mg/l DQO}$$

$$18,9 \text{ mg/l} \quad \text{---} \quad x$$

$$x = 14,76 \text{ mg/l DQO}$$

$$700 \text{ mg/l DQO} \quad \text{---} \quad 100\%$$

$$14,76 \text{ mg/l} \quad \text{---} \quad x$$

$$x = 2,1087\%$$

A contribuição geral de óleos e graxas para a DQO total é de 5,92%.

## 1.9. Sabão em barra

Representa 50% da concentração total de MBAS  
(2,11 mg/l)

2,11 mg/l MBAS x 0,50 = 1,055 mg/l = 0,0011  
g/l sabão

1000 mg/l sabão ——— 921 mg/l DQO

1,1 mg/l ——— x

x = 1,0131 mg/l DQO

700 mg/l DQO ——— 100%

1,0131 mg/l ——— x

x = 0,1447%

## 1.10. Detergente

Representa 50% da concentração total de MBAS

2,11 mg/l MBAS x 0,50 = 1,055 mg/l = 0,0011  
g/l detergente

1000 mg/l detergente ——— 462 mg/l DQO

1,1 mg/l ——— x

x = 0,5082 mg/l DQO

700 mg/l DQO ——— 100%

0,5082 mg/l DQO ——— x

x = 0,0726%

A contribuição geral de MBAS para a DQO total é 0,22%.

2. Cálculo das quantidades de compostos metálicos a adicionar para atingir a concentração fixada.

## 2.1. Cádmi

A variação de cádmio no esgoto combinado é de 0,0129 a 0,0157 mg/l. Considerou-se o valor médio (0,0143 mg/l).

O peso molecular do  $\text{Cd SO}_4 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$  é 352,5843, e o cádmio 112,40. Assim, para obter-se 0,0143 mg/l Cd no esgoto sintético será necessário adicionar 0,0449 mg/l  $\text{Cd SO}_4$ .



8H<sub>2</sub>O, conforme a regra de três abaixo:

$$\begin{array}{rcl} 352,5843 \text{ mg Cd SO}_4 \cdot 8\text{H}_2\text{O} & \text{---} & 112,40 \text{ mg Cd} \\ x & & \text{---} 0,0143 \text{ mg Cd} \end{array}$$

$$x = 0,0449 \text{ mg/l Cd SO}_4 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$$

### 2.2. Chumbo

Varia de 0,2268 a 0,2749 mg/l no esgoto combinado, sendo 0,2509 mg/l o valor médio.

$$\text{Peso molecular Pb(NO}_3)_2 = 331,1998$$

$$\text{Peso molecular Pb} = 207,19$$

$$\begin{array}{rcl} 331,1998 \text{ mg Pb(NO}_3)_2 & \text{---} & 207,19 \text{ mg Pb} \\ x & & \text{---} 0,2509 \text{ mg Pb} \end{array}$$

$$x = 0,4011 \text{ mg/l Pb(NO}_3)_2$$

### 2.3. Cobre

Variação no esgoto combinado: 0,1224 a 0,1483 mg/l Cu.

$$\text{Concentração média : } 0,1354 \text{ mg/l Cu}$$

$$\text{Peso molecular CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O} : 249,6781$$

$$\text{Peso molecular cobre: } 63,54$$

$$\begin{array}{rcl} 249,6781 \text{ mg CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O} & \text{---} & 63,54 \text{ mg Cu} \\ x & & \text{---} 0,1354 \text{ mg Cu} \end{array}$$

$$x = 0,5320 \text{ mg/l CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$$

### 2.4. Cromo

Variação no esgoto combinado: 0,2985 a 0,3617 mg/l Cr.

$$\text{Concentração média : } 0,3301 \text{ mg/l Cr}$$

$$\text{Peso molecular K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7 : 294,1918$$

$$\text{Peso molecular cromo: } 51,996$$

$$\begin{array}{rcl} 294,1918 \text{ mg K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7 & \text{---} & 103,9920 \text{ mg Cr} \\ x & & \text{---} 0,3301 \text{ mg Cr} \end{array}$$

$$x = 0,9338 \text{ mg K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$$

## 2.5. Ferro

Variação no esgoto combinado: 12,6280 a 15,3042  
mg/l Fe.

Valor considerado: 12,6280 mg/l Fe, já que os de  
mais ingredientes contêm ferro como impureza.

Peso molecular  $\text{FeCl}_3$  anidro: 162,2060

Peso molecular ferro : 55,847

162,2060 mg $\text{FeCl}_3$	—	55,847 mg Fe
x	—	12,6280 mg Fe

x = 36,6777 mg  $\text{FeCl}_3$

## 2.6. Zinco

Variação no esgoto combinado: 0,7818 a 0,9475  
mg/l Zn.

Concentração média: 0,8647 mg/l Zn

Peso molecular  $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  : 287,5387

Peso molecular zinco: 65,37

287,5387 mg $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	—	65,37 mg Zn
x	—	0,8647 mg Zn

x = 3,8035 mg  $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ .

ANEXO 3

---

DIMENSIONAMENTO DA  
ESTAÇÃO PILOTO

---

## 1. FILTRO

- Diâmetro : 0,09 m
- Área :  $\frac{\pi D^2}{4} = 0,0064 \text{ m}^2$
- Taxas de aplicação: 200, 350, 500  $\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ dia}$  (1/min)
- Vazões:  $Q = A \cdot \text{tx.apl.} \cdot \left(\frac{1000}{1440}\right)$

$$Q \text{ 200} = 0,89 \text{ l/min}$$

$$Q \text{ 350} = 1,56 \text{ l/min}$$

$$Q \text{ 500} = 2,22 \text{ l/min}$$

- Tempo de detenção no carvão

$$t_d = \frac{h}{v} \quad h = 0,45 \text{ m} \\ v = \text{tx.apl.}$$

$$\text{taxa} = 200 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ dia}} \quad t_d = \frac{0,45 \text{ m}}{200 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ dia}}} \times 1440 \frac{\text{min}}{\text{dia}} = \\ = 3,24 \text{ min}$$

$$\text{taxa} = 350 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ dia}} \quad t_d = 1,85 \text{ min}$$

$$\text{taxa} = 500 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ dia}} \quad t_d = 1,30 \text{ min}$$

- Perda de carga no filtro e saída

$$h_{\text{TOTAL}} = h_{\text{cascalho}} + h_{\text{areia}} + h_{\text{carvão}} + h_{\text{fundo}} + \\ h_{\text{linear}} + h_{\text{concentrada}}$$

A perda de carga inicial calculada para o filtro e canalização de saída é de 0,51 m, devendo ser garantida uma altura de água mínima sobre o meio filtrante igual ou maior que este valor.

## - Expansão do meio filtrante

$$\text{areia: } y = \frac{1}{0,06} \left| \frac{80 r}{0,762 d^{1,50} (T+30)} - 1 \right|$$

(Fórmula de Hazen)<sup>a</sup>

sendo  $y$  = expansão em %

$r$  = velocidade de lavagem = 0,8 m/min

$d$  = diâmetro efetivo = 0,59 mm

$T$  = 20°C = 68°F

$$y = 15\%, \text{ ou seja } 0,15 \times 0,20 = 0,03 \text{ m} = 3 \text{ cm}$$

Carvão ativado: obtido pelo quadro 22.12, pág.817, CETESB (1977)<sup>b</sup>

$$\begin{aligned} \text{TE} &= 0,9 \text{ mm} && \} 55\%, \text{ ou seja} \\ v &= 0,9 \text{ m/min} \end{aligned}$$

$$0,55 \times 0,45 = 0,25 \text{ m} = 25 \text{ cm}$$

## - Vazão da água de lavagem

$$Q = A.v$$

$$\begin{aligned} Q &= 0,0064 \text{ m}^2 \cdot 0,8 \frac{\text{m}}{\text{min} \cdot 60 \frac{\text{s}}{\text{min}}} \times 1000 \frac{1}{\text{m}^3} = \\ &= 0,085 \text{ l/s} \end{aligned}$$

- Tempo de lavagem : 10 minutos

- Volume de água para lavagem

$$V = Q.t = 0,085 \frac{\text{l}}{\text{s}} \times 10 \times 60 \text{ s} = 51 \text{ l}$$

<sup>a</sup> LEME, Francilio Paes, 1979. Teoria e técnicas de tratamento de água. São Paulo, CETESB. 424p.

<sup>b</sup> AZEVEDO NETTO, J.M. 1977. Filtros rápidos de gravidade. In: CETESB. Técnica de abastecimento e tratamento de águas. 15.ed. São Paulo, CETESB. Cap.22, p.813-68.

## 2. DECANTADOR

### - Dimensões:

largura: 0,40 m

comprimento: 0,40 m

altura zona de clarificação: 0,90 m

altura zona de lodos: 0,35m

$\alpha = 60^\circ$

Vz CL = 145,7 l

Vz LD = 18,7 l

VT = 164,4 l

Área superficial = 0,16 m<sup>2</sup>

### - Taxas de aplicação

$Q = A \cdot tx.apl.$

$tx.apl = \frac{Q}{A} \quad (1,44) \quad (m^3/m^2 \text{ dia})$

$Q = 0,89 \text{ l/min} \quad tx.apl = 8,01 \text{ m}^3/m^2 \text{ dia}$

$Q = 1,56 \text{ l/min} \quad tx.apl = 14,04 \text{ m}^3/m^2 \text{ dia}$

$Q = 2,22 \text{ l/min} \quad tx.apl = 19,98 \text{ m}^3/m^2 \text{ dia}$

### - Tempo de detenção

$Q = \frac{V}{t} \quad t = \frac{V}{Q}$

$Q = 0,89 \text{ l/min} \quad td = 185 \text{ min} \approx 3 \text{ horas}$

$Q = 1,56 \text{ l/min} \quad td = 105 \text{ min} = 1h45min$

$Q = 2,22 \text{ l/min} \quad td = 74 \text{ min} \approx 1h15min.$

## 3. FLOCULAÇÃO

A câmara de floculação foi feita a partir de uma adaptação de um reservatório de 50 litros.

### - Dimensões

laterais : 0,38 x 0,38 m

altura da saída da canalização para o decantador: 0,29 m

volume: 41,9 l

- Tempo de detenção

$$t_d = \frac{V}{Q}$$

$$Q = 0,89 \text{ l/min} \quad t_d = 47 \text{ min}$$

$$Q = 1,56 \text{ l/min} \quad t_d = 27 \text{ min}$$

$$Q = 2,22 \text{ l/min} \quad t_d = 19 \text{ min}$$

- Área das paletas

A seção transversal da câmara é:  $0,29 \times 0,38 = 0,1102 \text{ m}^2$ .

Segundo Valencia<sup>a</sup>, a área das paletas deve ser, no máximo, 20% da seção transversal, ou seja,  $0,20 \times 0,1102 = 220 \text{ cm}^2$  (4 paletas de  $55 \text{ cm}^2$ ,  $25 \times 2,2 \text{ cm}$ )

- Gradiente de velocidade:  $20 \text{ seg}^{-1}$

- Potência dissipada no flocculador<sup>1</sup>

$$P = 124 C_D \frac{\gamma}{g} (1 - K)^3 n^3 \frac{\Sigma A r^3}{V}$$

$$P = 12643 C_D (1 - K)^3 n^3 \frac{\Sigma Ar^3}{V}$$

P = potência dissipada (kgm/s)

$C_D$  = coeficiente de arrasto da paleta na água, função da relação comprimento/largura da paleta

$K = \frac{\text{velocidade periférica de rotação das paletas}}{\text{velocidade de rotação do líquido}}$

= 0,25 (CAMP)

n = rps

---

<sup>a</sup>VALENCIA, Jorge Arboleda. 1979. Teoría, diseño y control de los procesos de clarificación del agua. Lima, CEPIS. 558p.

$r$  = distância do eixo da paleta (m)  
 $A$  = área transversal das paletas ( $m^2$ )  
 $V$  = volume ( $m^3$ )

$$C_D = \frac{comp}{l_{arg}} = \frac{0,25}{0,022} = 11,3636 \Rightarrow 1,3273$$

(tabela pág.145 - Valencia)

$$\Sigma Ar^3 = 4,0001 \times 10^{-5} m^5$$

$$P = 6,7585 n^3 \frac{kgm}{s.m^3}$$

A potência necessária para produzir gradiente de velocidade média de  $20 \text{ seg}^{-1}$  por unidade de volume e a temperatura de  $20^\circ\text{C}$  é:

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} \Rightarrow \frac{P}{V} = G^2 \cdot \mu = 0,0412 \frac{kgm}{s.m^3}$$

$$(\mu = 1,029 \times 10^{-4})$$

$$6,7585 n^3 = 0,0412 \quad n = 0,1827 \text{ rps} = 11 \text{ rpm}$$

$$P = 0,0412 \frac{kgm}{s.m^3} \times 0,419 m^3 = 0,0017 \frac{kgm}{s}$$

$$P = 2,24 \times 10^{-5} \text{ HP}$$

$$\text{Potência necessária} = P \times 1,5 = 3,36 \times 10^{-5} \text{ HP.}$$

#### 4. COAGULAÇÃO

A câmara de floculação foi adaptada de um recipiente de plástico de 2 litros.

O volume foi fixado em função do tempo de detenção médio desejado (1 min).

$$Q = 1,56 \text{ l/min} \quad t_d = 1 \text{ min} \quad V = 1,56 \text{ l}$$

$$Q = 0,89 \text{ l/min} \quad t_d = 1,75 \text{ min} \approx 105 \text{ seg}$$

$$Q = 2,22 \text{ l/min} \quad t_d = 0,70 \text{ min} \approx 42 \text{ seg.}$$



Entre as unidades foi calculada as respectivas perdas de carga para compor o perfil hidráulico da estação.

Os diâmetros das canalizações são os seguintes:

- recalque do reservatório inferior ao reservatório superior : 3/4"
- recirculação: 1"
- reservatório superior a câmara de mistura rápida : 1/2" e mangueira
- coagulação e floculação: 1/2"
- ladrão e lavagem da floculação: 3/4"
- floculação ao decantador: 1/2"
- ladrão e canalização do lodo: 3/4"
- decantador ao filtro: 1/2"
- efluente do filtro: 3/4"
- ladrão do filtro: 1/2".

ANEXO 4

---

RESULTADOS DAS ANÁLISES MEDIDAS NO  
AFLUENTE E EFLUENTES DO DECANTADOR  
E FILTRO NOS ENSAIOS DA ESTAÇÃO PI-  
LOTO

---

LEGENDA:

AF 1 e AF 2: amostras nºs 1 e 2 do afluente

DC 1 e DC 2: amostras nºs 1 e 2 do efluente  
do decantador

Ft 1 e FT 2: amostras nºs 1 e 2 do efluente  
do filtro

ND : não foi detectada a presença  
do material na amostra

## 1º ENSAIO

Coagulante:  $\text{FeCl}_3$  anidroTaxa de aplicação no filtro:  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2$  dia

Vazão: 0,89 l/min

MEDIDA	UNIDADE	AF 1	AF 2	DC 1	DC 2	FT 1	FT 2
<b>FÍSICAS</b>							
pH	-	6,94	6,97	6,83	6,64	7,58	7,39
Sól.sediment.	ml/l	4,0	-	<0,1	-	<0,1	-
Sól.totais	mg/l	612	540	504	480	375	399
Sól.suspensos	mg/l	298	240	42	51	-	7,0
Sól.dissolv.	mg/l	314	300	462	429	-	392
Temp. água	°C	28	28	28	28	28	28
Turbidez	NTU	115	120	7,3	8,8	1,3	1,3
<b>METAIS</b>							
Alumínio	mg/l	ND	ND	ND	ND	ND	ND
Cádmio	mg/l	0,1193	0,1323	0,1323	0,1193	0,1421	0,1486
Chumbo	mg/l	0,4752	0,4752	0,4130	0,4441	0,4130	0,4752
Cobre	mg/l	0,6092	0,5252	0,3571	0,3571	0,2731	0,2311
Cromo	mg/l	0,3333	0,3000	0,1333	0,1000	0,0667	0,0333
Ferro	mg/l	15,2844	15,3791	2,9468	3,0532	0,2518	0,3936
Zinco	mg/l	0,8471	0,8471	0,1860	0,2980	ND	0,0123
<b>INORGÂNICAS, NÃO METÁLICAS</b>							
Alcalinidade	mg/l $\text{CaCO}_3$	54,35	56,07	36,81	34,50	67,75	65,44
Fósforo	mg/l	2,65	3,05	0,39	0,36	0,13	0,08
Nitr. total	mg/l N	-	-	-	-	-	-
Nitr.amoniac.	mg/l $\text{N-NH}_3$	-	-	-	-	-	-
Nitrato	mg/l $\text{N-NO}_3$	-	-	-	-	-	-
<b>ORGÂNICAS</b>							
DBO	mg/l	275	275	-	20	11	7
DQO	mg/l	697	697	183	167	41	87
Óleos e graxas	mg/l	-	-	-	-	-	-
<b>LODO</b>							
Sól.totais	mg/l	-	-	-	-	-	-
Sól.suspensos	mg/l	-	-	-	-	-	-
Sól.dissolv.	mg/l	-	-	-	-	-	-
Volume	l	-	-	-	-	-	-
Resist.específ.	seg <sup>2</sup> /g	-	-	-	-	-	-

## 2º ENSAIO

Coagulante: FeCl<sub>3</sub> anidroTaxa de aplicação no filtro: 350 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> dia

Vazão: 1,56 l/min

MEDIDA	UNIDADE	AF 1	AF 2	DC 1	DC 2	FT 1	FT 2
<b>FÍSICAS</b>							
pH	-	6,64	6,70	4,73	5,61	6,50	5,78
Sól.sediment.	ml/l	7,00	-	<0,1	-	<0,1	-
Sól.totais	mg/l	619	655	513	599	438	565
Sól.suspensos	mg/l	339	318	33	82	17	32
Sól.dissolv.	mg/l	280	337	480	517	421	533
Temp. água	°C	25	25	25	25	25	25
Turbidez	NTU	115	120	7,9	37	2,9	23
<b>METAIS</b>							
Alumínio	mg/l	ND	ND	ND	ND	ND	ND
Cádmio	mg/l	0,1584	0,1453	0,1453	0,1453	0,1453	0,1518
Chumbo	mg/l	0,5373	0,4752	0,4752	0,4752	0,4130	0,4441
Cobre	mg/l	0,5252	0,5672	0,3571	0,3992	0,3151	0,3571
Cromo	mg/l	0,3333	0,3000	0,0667	0,0667	0,0333	0,0333
Ferro	mg/l	11,8246	11,2085	8,3014	13,4834	1,6702	6,6702
Zinco	mg/l	0,9367	0,8415	0,8415	0,6622	0,9367	0,7518
<b>INORGÂNICAS, NÃO METÁLICAS</b>							
Alcalinidade	mg/l CaCO <sub>3</sub>	64,51	65,66	2,30	20,74	36,86	21,89
Fósforo	mg/l	1,95	3,14	0,10	0,43	0,06	0,18
Nitr. total	mg/l N	28,17	-	3,39	-	1,49	-
Nitr. amoniac.	mg/l N-NH <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-
Nitrato	mg/l N-NO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-
<b>ORGÂNICAS</b>							
DBO	mg/l	300	280	80	80	39	-
DQO	mg/l	795	770	360	192	33	79
Óleos e graxas	mg/l	-	-	-	-	-	-
<b>LODO</b>							
Sól.totais	mg/l				15471		
Sól.suspensos	mg/l				14018	(1,4%)	
Sól.dissolv.	mg/l				1453		
Volume	l				3,0		
Resist.específ.	seg <sup>2</sup> /g				-		

## 3º ENSAIO

Coagulante:  $\text{FeCl}_3$  anidroTaxa de aplicação no filtro:  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dia}$ 

Vazão: 2,22 l/min

MEDIDA	UNIDADE	AF 1	AF 2	DC 1	DC 2	FT 1	FT 2
<b>FÍSICAS</b>							
pH	-	6,85	6,98	5,05	5,98	5,65	6,20
Sól.sediment.	ml/l	1,5	-	<0,1	-	<0,1	-
Sól.totais	mg/l	595	512	385	265	370	243
Sól.suspensos	mg/l	295	262	16	-	37	-
Sól.dissolv.	mg/l	300	250	369	-	333	-
Temp. água	°C	23	23	23	23	23	23
Turbidez	NTU	110	120	4,9	7,5	1,2	3,1
<b>METAIS</b>							
Alumínio	mg/l	ND	-	ND	-	ND	-
Cádmio	mg/l	0,1779	0,1779	0,1779	0,1779	0,1746	0,1844
Chumbo	mg/l	0,5683	0,5683	0,3820	0,4130	0,3509	0,4130
Cobre	mg/l	0,6933	0,6513	0,5252	0,5672	0,5252	0,5252
Cromo	mg/l	0,4333	0,2667	0,0667	0,0333	ND	ND
Ferro	mg/l	2,7695	0,8191	4,8972	3,4433	2,5922	1,1028
Zinco	mg/l	0,9759	0,9871	0,6342	0,4269	0,3709	0,4325
<b>INORGÂNICOS, NÃO METÁLICOS</b>							
Alcalinidade	mg/l $\text{CaCO}_3$	87,26	88,48	3,64	18,18	13,33	26,06
Fósforo	mg/l	3,08	3,38	0,20	0,10	0,02	0,07
Nitr. total	mg/l N	-	-	-	-	-	-
Nitr. amoniac.	mg/l $\text{N-NH}_3$	-	-	-	-	-	-
Nitrato	mg/l $\text{N-NO}_3$	0,115	0,161	0,083	0,076	0,060	0,076
<b>ORGÂNICAS</b>							
DBO	mg/l	325	340	20	20	7,5	7,5
DQO	mg/l	758	758	305	118	11	56
Óleos e graxas	mg/l	47,80	-	<10,0	-	<10,0	-
<b>LODO</b>							
Sól. totais	mg/l	22272					
Sól.suspensos	mg/l	20564 (2%)					
Sól.dissolv.	mg/l	1708					
Volume	l	5					
Resist.específ.	seg <sup>2</sup> /g	$9,17 \times 10^9$					

## 4º ENSAIO

Coagulante:  $Al_2(SO_4)_3$  anidroTaxa de aplicação no filtro:  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dia}$ 

Vazão: 0,89 l/min

MEDIDA	UNIDADE	AF 1	AF 2	DC 1	DC 2	FT 1	FT 2
<b>FÍSICAS</b>							
pH	-	6,68	6,48	6,35	6,40	6,92	6,98
Sól.sediment.	ml/l	4,0	-	0,2	-	<0,1	-
Sól.totais	mg/l	687	602	566	487	397	376
Sól.suspensos	mg/l	342	239	168	84	37	5
Sól.dissolv.	mg/l	345	363	398	403	360	371
Temp. água	°C	-	-	-	-	-	-
Turbidez	NTU	110	110	69	69	42	42
<b>METAIS</b>							
Alumínio	mg/l	ND	ND	9,2538	9,2538	5,3904	4,8385
Cádmio	mg/l	0,2040	0,2105	0,2007	0,2007	0,2007	0,1975
Chumbo	mg/l	0,4441	0,4441	0,3820	0,3199	0,3509	0,3820
Cobre	mg/l	0,8193	0,8193	0,6092	0,7353	0,4832	0,5672
Cromo	mg/l	0,3000	0,3000	0,1667	0,1667	0,1000	0,1000
Ferro	mg/l	11,4455	10,7346	4,9681	4,9326	3,0177	2,7695
Zinco	mg/l	0,6902	0,6230	0,3821	0,2700	0,1188	0,1356
<b>INORGÂNICAS, NÃO METÁLICAS</b>							
Alcalinidade	mg/l $CaCO_3$	44,24	44,84	31,51	32,72	45,81	43,63
Fósforo	mg/l	3,08	2,63	0,85	1,02	0,40	0,40
Nitr. total	mg/l N	-	-	-	-	-	-
Nitr.amoniac.	mg/l $N-NH_3$	<5,0	<5,0	<5,0	-	-	-
Nitrato	mg/l $N-NO_3$	-	-	-	-	-	-
<b>ORGÂNICAS</b>							
DBO	mg/l	250	230	70	78	32,5	28,5
DQO	mg/l	707	770	234	234	118	150
Óleos e graxas	mg/l	-	-	-	-	-	-
<b>LODO</b>							
Sól.totais	mg/l	-	-	-	-	-	-
Sól.suspensos	mg/l	-	-	-	-	-	-
Sól.dissolv.	mg/l	-	-	-	-	-	-
Volume	l	-	-	-	-	-	-
Resist.específ.	seg <sup>2</sup> /g	-	-	-	-	-	-

## 5º ENSAIO

Coagulante:  $Al_2(SO_4)_3$  anidroTaxa de aplicação no filtro:  $350 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dia}$ 

Vazão: 1,56 l/min

MEDIDA	UNIDADE	AF 1	AF 2	DC 1	DC 2	FT 1	FT 2
<b>FÍSICAS</b>							
pH	-	6,6	6,6	6,4	6,4	6,7	6,75
Sól.sediment.	ml/l	3,5	-	<0,1	-	<0,1	-
Sól.totais	mg/l	385	-	556	-	494	-
Sól.suspensos	mg/l	275	-	76	-	12	-
Sól.dissolv.	mg/l	328	-	480	-	482	-
Temp. água	°C						
Turbidez	NTU	110	110	54	54	40	40
<b>METAIS</b>							
Alumínio	mg/l	ND	ND	11,4614	11,4614	7,5980	7,0461
Cádmio	mg/l	0,2105	0,2138	0,2105	0,2072	0,2105	0,2105
Chumbo	mg/l	0,4441	0,4752	0,3820	0,3509	0,3820	0,4441
Cobre	mg/l	0,9454	0,9454	0,8613	0,7773	0,6513	0,7773
Cromo	mg/l	0,2667	0,2667	0,1667	0,1333	0,1000	0,1333
Ferro	mg/l	11,3507	11,3507	5,7128	5,5000	3,9797	3,9797
Zinco	mg/l	0,6734	0,6622	0,3204	0,3541	0,2140	0,1412
<b>INORGÂNICAS, NÃO METÁLICAS</b>							
Alcalinidade	mg/l $CaCO_3$	48,48	46,06	31,51	31,51	39,39	39,39
Fósforo	mg/l	2,69	2,69	0,87	0,71	0,44	0,27
Nitr. total	mg/l N	25,25	-	6,79	-	2,92	-
Nitr.amoniac.	mg/l $N-NH_3$	-	-	-	-	-	-
Nitrato	mg/l $N-NO_3$	-	-	-	-	-	-
<b>ORGÂNICAS</b>							
DBO	mg/l	250	230	70	100	33	31,5
DQO	mg/l	847	847	150	150	87	87
Óleos e graxas	mg/l	-	-	-	-	-	-
<b>LODO</b>							
Sól.totais	mg/l			32938			
Sól.suspensos	mg/l			31588	(3,15%)		
Sól.dissolv.	mg/l			810			
Volume	l			-			
Resist.específ.	seg <sup>2</sup> /g			$5,02 \times 10^9$			



## 6º ENSAIO

Coagulante:  $Al_2(SO_4)_3$  anidroTaxa de aplicação no filtro:  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ dia}$ 

Vazão: 2,22 l/min

MEDIDA	UNIDADE	AF 1	AF 2	DC 1	DC 2	FT 1	FT 2
<b>FÍSICAS</b>							
pH	-	6,3	6,2	6,7	6,6	6,8	6,8
Sól. sedimentáv.	ml/l	6,0	-	1,0	-	<0,1	-
Sól. totais	mg/l	583	857	541	515	434	411
Sól. suspensos	mg/l	295	584	97	125	4	-
Sól. dissolv.	mg/l	288	273	444	390	430	-
Temp. água	°C	-	-	-	-	-	-
Turbidez	NTU	110	110	66	63	36	36
<b>METAIS</b>							
Alumínio	mg/l	ND	ND	10,9095	9,8057	5,3904	5,9423
Cádmio	mg/l	0,2235	0,2268	0,2203	0,2235	0,2170	0,2170
Chumbo	mg/l	0,4752	0,5062	0,4130	0,4441	0,4130	0,3820
Cobre	mg/l	1,0714	1,0294	0,8193	0,8193	0,6513	0,7353
Cromo	mg/l	0,2667	0,2667	0,1667	0,1667	0,1667	0,1000
Ferro	mg/l	11,3981	11,1137	6,5284	6,1028	4,1879	4,1525
Zinco	mg/l	0,6062	0,6510	0,2476	0,3092	0,0459	0,1244
<b>INORGÂNICOS, NÃO METÁLICOS</b>							
Alcalinidade	mg/l $CaCO_3$	40,00	40,00	50,90	48,48	46,06	44,84
Fósforo	mg/l	2,33	2,13	0,58	0,30	0,33	0,25
Nitr. total	mg N	-	-	-	-	-	-
Nitr. amoniac.	mg/l $N-NH_3$	-	-	-	-	-	-
Nitrato	mg/l $N-NO_3$	0,118	0,118	0,058	0,058	0,058	0,052
<b>ORGÂNICOS</b>							
DBO	mg/l	370	270	85	85	30	34
DOO	mg/l	628	721	287	269	150	134
Óleos e graxas	mg/l	25,53	-	25,93	-	22,51	-
<b>LCDO</b>							
Sól. totais	mg/l			19700			
Sól. suspensos	mg/l			18766	(1,88%)		
Sól. dissolv.	mg/l			934			
Volume	l			-			
Resist. específ.	seg <sup>2</sup> /g			$1,37 \times 10^9$			

ANEXO 5

---

DISCRIMINAÇÃO DOS CUSTOS DE INVESTIMENTO E  
OPERAÇÃO/MANUTENÇÃO PARA OS SISTEMAS FÍSICO  
QUÍMICO E LODOS ATIVADOS - dezembro de 1986  
( OTN = Cz\$ 106,40)

---

Q = 50 l/s

CUSTO DE INVESTIMENTO (Cz\$)

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>CONSTRUÇÃO CIVIL</b>				
- Área requerida	ha	500.000	0,2698	134.900
- Limpeza do terreno	m <sup>2</sup>	2,56	2158	5.524
- Locação da obra	m <sup>2</sup>	10,92	2158	23.565
- Escavação	m <sup>3</sup>	23,21	3013	69.932
- Transp.do material escavado	m <sup>3</sup>	42,73	3917	167.373
- Concreto fck 150 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	4374,73	136	594.963
- infraestrutura	Vb	-	-	178.489
- Leitos de secagem				
a) concreto fck 75 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	766,57	156	119.584
b) areia	m <sup>3</sup>	55	307	16.885
c) brita	m <sup>3</sup>	122,42	744	91.080
d) lançamento areia+brita	m <sup>2</sup>	91,21	1042	95.041
- Blocos Leopold	m <sup>2</sup>	338	18	6.084
- Antracito	t	2615,10	16,2	42.365
- Canalizações, válvulas, urbanização, arruamento	vb			399.856
- Casa de química	m <sup>2</sup>	2312,18	60	138.731
- Laboratório, almoxarifado, administração	m <sup>2</sup>	2985,08	140	417.911
- Cercas	m <sup>2</sup>	32,89	432	14.208
- Limpeza geral	m <sup>2</sup>	7,19	2158	15.516
SUB-TOTAL				2.532.007
<b>EQUIPAMENTOS</b>				
- Grade de ferro 3/8x1/2"	vb	2750	1	2.750
- Motor para floculador	vb	17511	4	70.044
- Bomba lodo adensador ABS ro - busta modelo 700 T 1,5 HP	vb	34493	2	68.986
- Bomba para reservatório KSB ETA 80-16 4 HP	vb	80009	2	160.018
- Dosador de nível constante com recirculação FCH11.02.01	vb	150000	2	300.000
SUB-TOTAL				601.798
<b>TOTAL INVESTIMENTO :</b>				<b>3.133.805</b>

CUSTO DE OPERAÇÃO MENSAL (Cz\$)

Q = 50 l/s

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>MÃO-DE-OBRA</b>				
Administrador	Salário mais	16.000	1	16.000
Operador	Leis	9.000	1	9.000
Ajudante	Sociais	4.000	1	4.000
Técnico Químico		8.000	1	8.000
<b>PRODUTOS QUÍMICOS</b>				
Sulf. alumínio	t	2.033	32,4	65.865
Cal	kg	2,10	6480	13.608
Cloro	kg	3,02	3900	11.778
<b>ENERGIA ELÉTRICA</b>	Kwh/mês	0,642	5370	3.448
<b>REMOÇÃO DE LODO SECO</b>	m <sup>3</sup> /mês	42,73	56	2.393
<b>TOTAL</b>				<b>134.092</b>
Custo unitário (Cz\$/m <sup>3</sup> )				<b>1,035</b>

Q = 150 l/s

CUSTO DE INVESTIMENTO (Cz\$)

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>CONSTRUÇÃO CIVIL</b>				
- Área requerida	ha	500.000	0,7508	375.400
- Limpeza do terreno	m <sup>2</sup>	2,56	6006	15.375
- Locação da obra	m <sup>2</sup>	10,92	6006	65.585
- Escavação	m <sup>3</sup>	23,21	8735	202.739
- Transp.material escavado	m <sup>3</sup>	42,73	11356	485.242
- Concreto fck 150 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	4374,73	365	1.596.776
- Infraestrutura	vb			479.033
- Leitões de secagem				
a)concreto fck 75 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	766,57	456	349.556
b)areia	m <sup>3</sup>	55	914	50.270
c)brita	m <sup>3</sup>	122,42	2220	271.772
d)lançamento areia+brita	m <sup>3</sup>	91,21	3108	283.481
- Blocos Leopold	m <sup>2</sup>	338	52	17.576
- Antracito	t	2615,0	46,764	122.293
- Canalizações, válvulas, urbanização, arruamento	vb			1.115.232
- Casa de química	m <sup>2</sup>	2312,18	180	416.192
- Laboratório, almoxarifado, administração	m <sup>2</sup>	2985,08	160	477.613
- Cercas	m <sup>2</sup>	32,89	696	22.891
- Limpeza geral	m <sup>2</sup>	7,19	6006	43.183
<b>SUB-TOTAL</b>				<b>6.390.209</b>
<b>EQUIPAMENTOS</b>				
- Grade de ferro 3/8x1/2"	vb	6844	1	6.844
- Motores para floculação	vb			
2 HP		20924	2	41.848
1/5HP		17511	2	35.022
- Bomba ABS para esgoto modelo 700 T 1,5 HP	vb	34493	2	68.986
- Bomba de recalque reservatório de água de lavagem HERO-modelo H 80C 8HP	vb	100377	2	200.754
- Dosador de cloreto férrico FC 111.02.03	vb	210000	1	210.000
- Dosador de cal FC 111.02.01	vb	150000	1	150.000
<b>SUB-TOTAL</b>				<b>713.454</b>
<b>TOTAL CONSTRUÇÃO:</b>				<b>7.103.663</b>

CUSTO DE OPERAÇÃO MENSAL (Cz\$)

Q = 150 l/s

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>MÃO-DE-OBRA</b>				
Administrador	Salário mais	16.000	1	16.000
Operador	Leis	9.000	1	9.000
Ajudante	Sociais	4.000	1	4.000
Técnico-químico		8.000	1	8.000
<b>PRODUTOS QUÍMICOS</b>				
Sulfato de alumínio	t/mês	2033	97,2	197.608
Cal	kg/mês	2,10	19.440	40.824
Cloro	kg/mês	3,02	11.700	35.334
<b>ENERGIA ELÉTRICA</b>				
	Kwh/mês	0,642	7.785	4.998
<b>REMOÇÃO DE LODO SECO</b>				
	m <sup>3</sup> /mês	42,43	83	3.547
<b>TOTAL</b>				<b>319.311</b>
Custo unitário (Cz\$/m <sup>3</sup> )				<b>0,821</b>

QUADRO A5.3 - Orçamento tratamento físico-químico

251.

Q = 500 l/s

CUSTO DE INVESTIMENTO (Cz\$)

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>CONSTRUÇÃO CIVIL</b>				
- Área	ha	500.000	2,4248	1.212.400
- Limpeza do terreno	m <sup>2</sup>	2,56	19398	49.659
- Locação da obra	m <sup>2</sup>	10,92	19398	211.826
- Escavação	m <sup>3</sup>	23,21	28017	650.275
- Transp.material escavado	m <sup>3</sup>	42,73	36422	1.556.312
- Concreto fck 150 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	4374,73	991	4.335.357
- Infraestrutura	vb			1.300.607
- Leitões de secagem				
a) concreto fck=75 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	766,57	1525	1.169.019
b) areia	m <sup>3</sup>	55	3085	169.675
c) brita	m <sup>3</sup>	122,42	7488	916.681
d) lançamento areia+brita	m <sup>3</sup>	91,21	10483	956.154
- Blocos Leopold	m <sup>2</sup>	338	180	60.840
- Antracito	t	2615,10	162	423.646
- Canalizações, válvulas, al moxarifado, arruamento	vb			3.314.739
- Casa de química	m <sup>2</sup>	2312,18	264	610.416
- Laboratório, almoxarifado, administração	m <sup>2</sup>	2985,08	180	537.314
- Cercas	m <sup>2</sup>	32,89	1268	41.705
- Limpeza geral	m <sup>2</sup>	7,19	19398	139.472
SUB-TOTAL				17.656.097
<b>EQUIPAMENTOS</b>				
- Grade 3/8"x 1 1/2"	vb	22790	1	22.790
- Motor para flocculador	vb			
2 HP		20924	2	41.848
1,5 HP		17511	2	35.022
- Bomba ABS para esgoto mode- lo 700 T 1,5 HP	vb	34493	6	206.958
- Bomba de recalque reservató- rio água de lavagem 8 HP	vb	100377	2	200.754
- Dosador cloreto férrico FC 111.02.04	vb	230000	1	230.000
- Dosador cal FC 111.02.03	vb	210000	1	210.000
SUB-TOTAL				947.372
<b>TOTAL CONSTRUÇÃO:</b>				<b>18.603.469</b>

CUSTO DE OPERAÇÃO MENSAL (Cz\$)

Q = 500 l/s

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço Unitário	Quantidade	TOTAL
<b>MÃO-DE-OBRA</b>				
Engenheiro Supervisor (2 b/ dia)	Salário mais Leis	8.000	1	8.000
Administrador	Sociais	16.000	1	16.000
Supervisor Operação		16.000	1	16.000
Operador		9.000	1	9.000
Mecânico manutenção		8.000	1	8.000
Técnico-químico		8.000	1	8.000
Ajudante		4.000	1	4.000
<b>PRODUTOS QUÍMICOS</b>				
Sulfato de alumínio	t/mês	2.033	324	658.692
Cal	kg/mês	2,10	64.800	136.080
Cloro	kg/mês	3,02	38.880	117.418
<b>ENERGIA ELÉTRICA</b>	Kwh/mês	0,642	11.007	7.066
<b>REMOÇÃO DE LODO SECO</b>	m <sup>3</sup> /mês	42,73	187	7.990
<b>TOTAL</b>				<b>996.246</b>
Custo unitário (Cz\$/m <sup>3</sup> )				0,769

Q = 1000 l/s

CUSTO DE INVESTIMENTO (Cz\$)

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>CONSTRUÇÃO CIVIL</b>				
- Área requerida	ha	500.000	4,6006	2.303.300
- Limpeza do terreno	m <sup>2</sup>	2,56	36853	94.344
- Locação da obra	m <sup>2</sup>	10,92	36853	402.435
- Escavação	m <sup>3</sup>	23,21	55900	1.297.439
- Transp.material escavadg	m <sup>3</sup>	42,73	72670	3.105.189
- Concreto fck 150 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	4374,73	1876	8.206.993
- Infraestrutura	vb			2.462.098
- Leitos secagem				
a)concreto fck 75 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	766,57	3019	2.314.275
b)areia	m <sup>3</sup>	55	6127	336.985
c)brita	m <sup>3</sup>	122,42	14880	1.821.610
d)lançamento areia+brita	m <sup>3</sup>	91,21	20832	1.900.087
- Blocos Leopold	m <sup>2</sup>	338	350	118.300
- Antracito	t	2615,10	315	823.757
- Canalizações, válvulas, ur banização, arruamento	vb			6.430.515
- Casa de química	m <sup>2</sup>	2312,18	500	1.156.090
- Laboratório, almoxarifado, administração	m <sup>2</sup>	2985,08	200	597.016
- Cercas	m <sup>2</sup>	32,89	1828	60.123
- Limpeza geral	m	7,19	36853	264.973
SUB-TOTAL				33.695.529
<b>EQUIPAMENTOS</b>				
- Grade de ferro 3/8"x 1 1/2"	vb	34185	1	34.185
- Motor para floculação: Barbará SL-02-06 2HP	vb	12775	9	114.975
Barbará SL-02-03 1,5HP	vb	10038	17	170.646
- Bomba lodo adensado ABS mo- delo AAFP 100-406 6HP	vb	153193	5	765.965
- Bomba recalque reservatório de lavagem WORTHINGTON D-1000 20HP	vb	320000	2	640.000
- Dosador de nível constante c/recirculação mod.111.02.06 mod.111.02.04	vb vb	260000 230000	1 1	260.000 230.000
SUB-TOTAL				2.215.771
<b>TOTAL CONSTRUÇÃO :</b>				<b>35.911.300</b>

CUSTO DE OPERAÇÃO MENSAL (Cz1)

Q = 1000 l/s

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>MÃO-DE-OBRA</b>				
Engenheiro Supervisor (4 h/dia)	Salário mais	16.000	1	16.000
Administrador	Leis	16.000	1	16.000
Supervisor Operação	Sociais	16.000	1	16.000
Operador		9.000	2	18.000
Mecân. manutenção		8.000	1	8.000
Elétric. manutenção		8.000	1	8.000
Químico (4 h/dia)		14.000	1	14.000
Técnico-químico		8.000	2	16.000
Ajudante		4.000	2	8.000
<b>PRODUTOS QUÍMICOS</b>				
Sulf. alumínio	t/mês	2.033	648	1.317.384
Cal	kg/mês	2,10	129.600	272.160
Cloro	kg/mês	3,02	77.760	234.835
<b>ENERGIA ELÉTRICA</b>				
	Kwh/mês	0,642	45.100	28.954
<b>REMOÇÃO DE LODO SECO</b>				
	m <sup>3</sup> /mês	42,73	279	11.922
<b>TOTAL</b>				<b>1.985.255</b>
Custo unitário (Cz\$/mês)				0,766

QUADRO A5.5 - Orçamento tratamento biológico por  
lodos ativados - Q = 50 l/s

253.

CUSTO DE INVESTIMENTO (Cz\$)

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>CONSTRUÇÃO CIVIL</b>				
- Área requerida	ha	500,000	0,2693	134.650
- Limpeza do terreno	m <sup>2</sup>	2,56	2154	5.514
- Locação da obra	m <sup>2</sup>	10,92	2154	23.522
- Escavação	m <sup>3</sup>	23,21	2712	62.946
- Transp.material escavado	m <sup>3</sup>	42,73	3526	150.666
- Concreto fck 150 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	4374,73	254	1.111.181
- Infraestrutura	vb			333.354
- Leitões de secagem				
a)concreto fck 75 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	766,57	131	100.421
b)areia	m <sup>3</sup>	55	250	13.750
c)brita	m <sup>3</sup>	122,42	624	76.390
d)lançamento areia+brita	m <sup>3</sup>	91,21	874	79.718
- Canalizações, válvulas, urbanização, arruamento	vb		578528	399.856
- Laboratório, almoxarifado, administração	m <sup>2</sup>	2985,08	140	417.911
- Cercas	m <sup>2</sup>	32,89	432	17.497
- Limpeza geral	m <sup>2</sup>	7,19	2154	15.487
<b>SUB-TOTAL</b>				<b>2.942.863</b>
<b>EQUIPAMENTOS</b>				
- Grade de ferro 3/8"x1/2"	vb	2750	1	2.750
- Equip.de remoção de lodo FILSAN-mod. RSC-15,0 m	vb	345600	2	691.200
- Aerador mecânico FILSTAR modelo 1400/15, 15 CV	vb	259200	3	777.600
- Bomba KSB KWPK 50-160 1160 rpm; 1,5 HP	vb	28910	2	57.820
- Bomba KSB KWPK/KVPK 50-200, 1160 rpm; 1,5 HP	vb	34408	2	68.816
- Bomba KSB KWPK/KVPK 80-250, 1160 rpm; 4 HP	vb	39036	2	78.072
<b>SUB-TOTAL</b>				<b>1.676.258</b>
<b>TOTAL CONSTRUÇÃO:</b>				<b>4.619.121</b>

CUSTO DE OPERAÇÃO MENSAL (Cz\$)

Tratamento biológico Q = 50 l/s

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>MÃO-DE-OBRA</b>				
Administrador	Salário mais	16.000	1	16.000
Operador	Leis	9.000	1	9.000
Ajudante	Sociais	4.000	1	4.000
Técnico-químico		8.000	1	8.000
<b>ENERGIA ELÉTRICA</b>	<b>Kwh/mês</b>	<b>0,642</b>	<b>19.865</b>	<b>12.753</b>
<b>REMOÇÃO DE LODO SECO</b>	<b>m<sup>3</sup>/mês</b>	<b>42,73</b>	<b>47</b>	<b>2.008</b>
<b>TOTAL</b>				<b>51.761</b>
<b>Custo unitário (Cz\$/m<sup>3</sup>)</b>				<b>0,40</b>

QUADRO A5.6 - Orçamento tratamento biológico por  
lodos ativados - Q = 150 l/s

254.

CUSTO DE INVESTIMENTO (Cz\$)

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>CONSTRUÇÃO CIVIL</b>				
- Área requerida	ha	500.000	0,7054	352.700
- Limpeza terreno	m <sup>2</sup>	2,56	5643	14.446
- Locação obra	m <sup>2</sup>	10,92	5643	61.622
- Escavação	m <sup>3</sup>	23,21	8174	189.719
- Transp.material escavado	m <sup>3</sup>	42,73	10626	454.049
- Concreto fck 150 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	4374,73	683	2.987.941
- Infraestrutura	vb			896.382
- Leitões de secagem				
a)concreto fck 75 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	766,57	383	293.596
b)areia	m <sup>3</sup>	55	744	40.920
c)brita	m <sup>3</sup>	122,42	1860	227.701
d)lançamento areia+brita	m <sup>3</sup>	91,21	2604	237.511
- Canalizações, válvulas, ur banização, arruamento	vb			1.115.232
- Laboratório, almoxarifado, administração	m <sup>2</sup>	2985,08	160	477.613
- Cercas	m <sup>2</sup>	32,89	676	22.234
- Limpeza geral	m <sup>2</sup>	7,19	5643	40.573
<b>SUB-TOTAL</b>				<b>7.412.239</b>
<b>EQUIPAMENTOS</b>				
- Grade de ferro 3/8"x1/2"	vb	6844	1	6.844
- Equip.de remoção de lodo FILSAN mod.RBC 25,0 m	vb	648000	2	1.296.000
- Aerador mecânico FILSTAR mod.1400/20 20 CV	vb	318600	5	1.593.000
- Bomba KWPK 50-160, 1160 rpm; 1,5 HP	vb	28910	2	57.820
- Bomba KWPK/KVPK 50-200, 1160 rpm; 1,5 HP	vb	34408	2	68.816
- Bomba KWPK/KVPK 80-250, 1160 rpm; 4 HP	vb	39036	3	117.108
<b>SUB-TOTAL</b>				<b>3.139.588</b>
<b>TOTAL CONSTRUÇÃO:</b>				<b>10.551.827</b>

CUSTO DE OPERAÇÃO MENSAL (Cz\$)

Lodos ativados Q = 150 l/s

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>MÃO-DE-OBRA</b>				
Administrador	Salário mais	16.000	1	16.000
Operador	Leis	9.000	1	9.000
Ajudante	Sociais	4.000	1	4.000
Técnico-químico		8.000	1	8.000
<b>ENERGIA ELÉTRICA</b>	Kwh/mês	0,642	48.858	31.367
<b>REMOÇÃO DE LODO SECO</b>	m <sup>3</sup> /mês	42,43	70	2.991
<b>TOTAL</b>				<b>71.358</b>
<b>Custo unitário (Cz\$/m<sup>3</sup>)</b>				<b>0,184</b>



CUSTO DE INVESTIMENTO (Cz\$)

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>CONSTRUÇÃO CIVIL</b>				
- Área requerida	ha	500.000	2.2648	1.132.400
- Limpeza terreno	m <sup>2</sup>	2,56	18118	46.382
- Locação da obra	m <sup>2</sup>	10,92	18118	197.849
- Escavação	m <sup>3</sup>	23,21	22521	522.712
- Transp.material escavado	m <sup>3</sup>	42,73	29277	1.251.006
- Concreto fck 150 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	4374,73	1452	6.352.108
- Infraestrutura	vb			1.900.632
- Leitões de secagem				
a)concreto fck 75 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	766,57	1274	976.610
b)areia	m <sup>3</sup>	55	2496	137.280
c)brita	m <sup>3</sup>	122,42	6240	763.901
d)lançamento areia+brita	m <sup>3</sup>	91,21	8736	796.811
- Canalizações, válvulas, urbanização, arruamento	vb			3.314.739
- Laboratório, almoxarifado, administração	m <sup>2</sup>	2985,08	180	537.314
- Cercas	m <sup>2</sup>	32,89	1220	40.126
- Limpeza geral	m <sup>2</sup>	7,19	18118	130.268
<b>SUB-TOTAL</b>				<b>18.100.138</b>
<b>EQUIPAMENTOS</b>				
- Grade de ferro 3/8"x1 1/2"	vb	22790	1	22.790
- Equip.de remoção de lodo FILSAN modelo REC 25,0m	vb	648000	4	2.592.000
- Aerador mecânico FILSTAR mod.1400/30 30 HP	vb	367200	9	3.304.800
- Bomba KWPk 50-160, 1160 rpm; 1,5 HP	vb	28910	2	57.820
- Bomba KWPk/KVPk 65-200 1160 rpm; 3 HP	vb	36446	2	72.892
- Bomba KWPk/KVPk 200-315 1160 rpm; 20 HP	vb	100884	3	302.652
<b>SUB-TOTAL</b>				<b>6.352.954</b>
<b>TOTAL CONSTRUÇÃO:</b>				<b>24.453.092</b>

CUSTO DE OPERAÇÃO MENSAL (Cz\$) Lodos ativados Q = 500 l/s

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>MÃO-DE-OBRA</b>				
Engenheiro Supervisor (2 h/dia)	Salário mais	8.000	1	8.000
Administrador	Leis	16.000	1	16.000
Supervisor Operação	Sociais	16.000	1	16.000
Operador		8.000	1	8.000
Mecânico		8.000	1	8.000
Técnico-químico		8.000	1	8.000
Ajudante		4.000	1	4.000
<b>ENERGIA ELÉTRICA</b>	Kwh/mês	0,642	152.749	98.065
<b>REMOÇÃO DE LODO SECO</b>	m <sup>3</sup> /mês	42,73	156	6.666
<b>TOTAL</b>				<b>173.731</b>
Custo unitário (Cz\$/m <sup>3</sup> )				0,134

CUSTO DE INVESTIMENTO (Cz\$)

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>CONSTRUÇÃO CIVIL</b>				
- Área requerida	ha	500,000	4,4008	2.200.400
- Limpeza terreno	m <sup>2</sup>	2,56	35206	90.127
- Locação da obra	m <sup>2</sup>	10,92	35206	384.450
- Escavação	m <sup>3</sup>	23,21	43030	998.726
- Transp.material escavado	m <sup>3</sup>	42,73	55939	2.390.273
- Concreto fck 150 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	4374,73	2462	10.770.585
- Infraestrutura	vb			3.231.176
- Leitões de secagem				
a)concreto fck 75 kgf/cm <sup>2</sup>	m <sup>3</sup>	766,57	2537	1.944.788
b)areia	m <sup>3</sup>	55	4992	274.560
c)brita	m <sup>3</sup>	122,42	12480	1.527.802
d)lançamento areia+brita	m <sup>3</sup>	91,21	17472	1.593.621
- Canalizações, válvulas, ur banição, arruamento	vb			6.430.515
- Laboratório, almoxarifado, administração	m <sup>2</sup>	2985,08	200	597.016
- Cercas	m <sup>2</sup>	32,89	1776	58.413
- Limpeza geral	m <sup>2</sup>	7,19	35206	253.131
<b>SUB-TOTAL</b>				<b>32.745.583</b>
<b>EQUIPAMENTOS</b>				
- Grade de ferro 3/8"x1 1/2"	vb	34185	1	34.185
- Equip.remoção de lodo FILSAN mod. RBG D=45 m	vb	1123200	4	4.492.800
- Aerador mecânico FILSTAR mod.1400-40, 40 CV	vb	453600	13	5.896.800
- Bomba KSB KWP/KVVK 50-200, 1160 rpm; 1,5 HP	vb	34408	2	68.816
- Bomba KWP/KVVK 65-200 1160 rpm; 3 HP	vb	36446	2	72.892
- Bomba KSB KWP/KVVK 200-315 1160 rpm; 20 HP	vb	100884	5	504.420
<b>SUB-TOTAL</b>				<b>11.069.913</b>
<b>TOTAL CONSTRUÇÃO:</b>				<b>43.815.496</b>

CUSTO DE OPERAÇÃO MENSAL (Cz\$)

Lodos ativados Q = 1000 l/s

DISCRIMINAÇÃO	Unidade	Preço unitário	Quantidade	TOTAL
<b>MÃO-DE-OBRA</b>				
Engenheiro Supervisor (4 h/dia)	Salário mais Leis	16.000	1	16.000
Administrador	Sociais	16.000	1	16.000
Supervisor Operação		16.000	1	16.000
Operador		9.000	2	18.000
Mecânico		8.000	1	8.000
Eletricista		8.000	1	8.000
Químico (4 h/dia)		14.000	1	14.000
Técnico-químico		8.000	2	16.000
Ajudante		4.000	2	8.000
<b>ENERGIA ELÉTRICA</b>	Kwh/mês	0,642	303.082	194.579
<b>REMOÇÃO DE LODO SECO</b>	m <sup>3</sup> /mês	42,43	234	9.999
<b>TOTAL</b>				<b>324.578</b>
<b>Custo unitário (Cz\$/m<sup>3</sup>)</b>				<b>0,125</b>