

TESE DE DOUTORADO EM RECURSOS NATURAIS
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: RECURSOS HÍDRICOS
TÍTULO: FILTRO ANAERÓBIO APLICADO AO
TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO
AUTOR: CÍCERO ONOFRE DE ANDRADE NETO

UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
DOCTORADO EM RECURSOS NATURAIS

CÍCERO ONOFRE DE ANDRADE NETO

FILTRO ANAERÓBIO APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO

ORIENTADORES
ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL
HENIO NORMANDO DE SOUZA MELO

Campina Grande - PB
outubro de 2004

CÍCERO ONOFRE DE ANDRADE NETO

FILTRO ANAERÓBIO APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO

Tese apresentada ao Curso de Doutorado em Recursos Naturais da Universidade Federal de Campina Grande, em cumprimento às exigências para obtenção do grau de Doutor .

Área de Concentração: Recursos Hídricos
Sub Área: Qualidade e Tratamento de Águas.

Orientadores: Prof. Dr. Adrianus Cornelius van Haandel – UFCG.
Prof. Dr. Henio Normando de Souza Melo – UFRN.

Campina Grande - PB
outubro de 2004

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

A554f Andrade Neto, Cícero Onofre de
2004 Filtro anaeróbico aplicado ao tratamento de esgoto sanitário / Cícero Onofre de
Andrade Neto . — Campina Grande: UFCG, 2004.
195 f.: il. col.

Inclui Bibliografia

Tese (Doutorado em Recursos Naturais) — Centro de Ciências e Tecnologia,
Universidade Federal de Campina Grande.

1— Saneamento 2— Tratamento de esgoto 3 — Filtro anaeróbio I— Título

CDU 628.35

CÍCERO ONOFRE DE ANDRADE NETO

FILTRO ANAERÓBIO APLICADO AO TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO

APROVADA COM DISTINÇÃO EM: 15/10/2004

BANCA EXAMINADORA


Dr. ADRIANUS CORNELIUS van HAANDEL

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL – DEC
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA – CCT
UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE - UFCG


Dr. HÊNIO NORMANDO DE SOUZA MELO

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA – DEQ
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO NORTE - UFRN


Dr. JOSÉ ROBERTO CAMPOS

ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS - EESC
UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO - USP


Dr. MÁRIO TAKAYUKI KATO

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL- DEC
UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO - UFPE


Dra. ANNEMARIE KÖNIG

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL - DEC
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA – CCT
UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE – UFCG


Dra. BEATRIZ SUSANA OVRUSKI DE CEBALLOS - APOSENTADA

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL - DEC
CENTRO DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA – CCT
UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE – UFCG

AGRADECIMENTOS

À UFRN – Universidade Federal do Rio Grande do Norte e seu Departamento de Engenharia Civil, que me concedeu afastamento para doutorado.

À CAPES – Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior e à Pró-Reitoria de Pesquisa e Pós-Graduação da UFRN, que me concederam bolsa de estudo através do Programa Institucional de Capacitação de Docentes.

À FINEP – Financiadora de Estudos e Projetos e ao CNPq – Conselho Nacional de Pesquisas, do Ministério da Ciência e Tecnologia, e à Caixa Econômica Federal, que financiam o PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico, do qual foram obtidos os recursos financeiros que tornaram possível a execução das pesquisas experimentais que apoiaram esta Tese.

Aos orientadores, Adrianus van Haandel e Henio Souza Melo, ao coordenador do curso, Pedro Vieira de Azevedo, demais professores e colegas do Doutorado em Recursos Naturais da Universidade Federal de Campina Grande, colegas professores e funcionários do Departamento de Engenharia Civil e do Laboratório de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental da UFRN, companheiros e colegas da Rede de Pesquisas do Tema 2 do PROSAB, bolsistas de pesquisa do PROSAB na UFRN, e todas as pessoas que me ajudaram e contribuíram para a realização deste trabalho de Tese.

DEDICATÓRIA

Para

Ana Maria Lins Onofre

Mariana Lins Onofre

Marcus Henrique Lins Onofre

Carlos Eduardo Lins Onofre

LISTA DE FIGURAS	Pag
Figura 2.1 - Representação esquemática das etapas de conversão de substratos no processo de digestão anaeróbia de esgoto sanitário (substrato complexo).	28
Figura 3.1 - Configurações dos principais reatores anaeróbios utilizados no tratamento de esgoto sanitário: lagoa anaeróbia; decanto-digestor; filtro anaeróbio; reator de manta de lodo.	63
Figura 4.1 - Filtro de fluxo descendente afogado, com entrada e saída por tubos perfurados.	87
Figura 4.2 - Filtro de fluxo ascendente, com fundo falso, coleta do efluente em calhas e remoção do lodo em excesso por sucção, através de tubos-guia.	87
Figura 4.3 - Filtro de fluxo ascendente, com entrada distribuída, fundo falso e coleta do efluente em tubos afogados e descarga de fundo do lodo.	88
Figura 4.4 - Filtro anaeróbio de Mullickpur (RAMAN e CHAKLADAR, 1972).	89
Figura 4.5 - Filtro anaeróbio de Jalaghata (RAMAN e CHAKLADAR, 1972).	89
Figura 4.6 - Filtro anaeróbio de Apurbapur (RAMAN e CHAKLADAR, 1972).	90
Figura 4.7 - Filtro anaeróbio experimental de COULTER, SONEDA e ETTINGER.	90
Figura 4.8 - Filtro anaeróbio experimental de YOUNG e Mc CARTY (1969).	91
Figura 4.9 - Desenho (corte) esquemático dos sistemas da SANEPAR.	99
Figura 4.10 - Filtro anaeróbios da ETE Colombo, no Paraná, Brasil (Q=30 l/s).	100
Figura 5.1 - Vista geral do campo experimental na UFRN.	112
Figura 5.2 - Sistema compacto experimental.	112
Figura 5.3 - Desenho em planta do sistema compacto padrão.	113
Figura 5.4 - Corte longitudinal esquemático do decanto-digestor.	113
Figura 5.5 - Corte longitudinal esquemático do filtro anaeróbio afogado.	113
Figura 5.6 - Detalhes dos tubos perfurados.	114
Figura 5.7 - Detalhes da ligação dos tubos de entrada e saída nos dois sentidos de fluxo.	117
Figura 5.8 - Brita comercial.	117
Figura 5.9 - Brita Nº 4.	114
Figura 5.10 - Seixo rolado.	117
Figura 5.12 - Conduíte cortado.	117

Figura 5.13 - Tampa de garrafas de PET.	118
Figura 5.14 - HIDROBOL [®] .	118
Figura 5.15 - Detalhes dos materiais.	118
Figura 6.1 - Aspectos da acumulação de lodo nos filtros com conduíte cortado e tijolos vazados.	118
Figura 6.2 - Concentrações da DQO no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 1.	133
Figura 6.3 - Concentrações da DQO no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 4.	150
Figura 6.4 - Concentrações da DQO no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 5.	150
Figura 6.5 - Concentrações da DQO no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 8.	150
Figura 6.6 - Concentrações da DQO no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 9.	151
Figura 6.7 - Concentrações da DQO no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 12.	151
Figura 6.8 - Concentrações de SS no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 1.	151
Figura 6.9 - Concentrações de SS no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 4.	152
Figura 6.10 - Concentrações de SS no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 5.	152
Figura 6.11 - Concentrações de SS no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 8.	152
Figura 6.12 - Concentrações de SS no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 9.	153
Figura 6.13 - Concentrações de SS no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 12.	153
Figura 6.14 - Aspecto visual do esgoto bruto e do efluente dos filtros anaeróbios.	153
Figura 6.15 - Aspecto visual dos efluentes dos filtros anaeróbios experimentais em vários momentos distintos no período da pesquisa.	164

LISTA DE TABELAS

Tabela 5.1: Comparação de custo de materiais fabricados para enchimento dos filtros.

Tabela 5.2: Configuração do sistema em cada etapa da pesquisa, com enchimento, alimentação, sentido de fluxo, vazão, volume efetivo e tempo de detenção hidráulica (T D H) de cada filtro.

Tabela 5.3: Posição dos filtros em cada etapa.

Tabela 6.1: Temperatura (°C) média, mínima e máxima no total dos dados (mín – máx) e para 90% dos dados (int 90%), nos afluentes e nos efluentes dos filtros na hora da coleta, em cada etapa das pesquisas. Valores arredondados em torno de 0,5 graus.

Tabela 6.2: Valores de pH medianos, mínimos e máximos para todos os dados (mín – máx) e para 90% dos dados (int. 90%), nos afluentes e nos efluentes dos filtros na hora da coleta, em cada etapa.

Tabela 6.3: Tempo de acumulação de lodo (dias) nas etapas e perda de carga nos filtros (cm).

Tabela 6.4: Estatística básica da DQO total (mg/L) nos afluentes e nos efluentes dos filtros.

Tabela 6.5: Estatística básica dos S S (mg/L) nos afluentes e nos efluentes dos filtros.

Tabela 6.6: Concentrações médias da DQO (mg/L) e de Sólidos Suspensos (mg/L) nos afluentes (EB, DD ou ML) e efluentes dos filtros (média das médias dos efluentes) com respectivas porcentagens de remoção relativa e acumulada, em cada etapa.

Tabela 6.7: Concentrações (mg/L) de DQO e Sólidos Suspensos nos efluentes dos filtros e respectivas porcentagens de remoção em função das cargas aplicadas, em todas as etapas e considerando as fases mais representativas das etapas 1; 2; 4; 5; 7; 8 e 12. Cargas diárias volumétricas: hidráulicas (m^3/m^3) e orgânicas ($kg\ DQO/m^3$).

120

121

130

131

137

142

144

146

147

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

ABNT – Associação Brasileira de Normas Técnicas.

AGV – Ácidos Graxos Voláteis.

BAS - Biofiltro Aerado Submerso.

CAERN – Companhia de Água e Esgotos do Rio Grande do Norte.

CAIXA – Caixa Econômica Federal.

CAPES – Fundação Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior.

CF – Coliformes Fecais.

CNPq – Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico.

COPASA – Companhia de Saneamento de Minas Gerais.

DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio.

DQO – Demanda Química de Oxigênio.

EGSB - Leito Granular Expandido (Expanded Granular Sludge Bed).

ETE – Estação de Tratamento de Esgotos.

FINEP – Financiadora de Estudos e Projetos.

IBGE – Fundação Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística.

NBR – Norma Brasileira Registrada.

PET – Tereftalato Polietileno.

pH – Potencial Hidrogeniônico.

PROSAB – Programa de Pesquisa em Saneamento Básico.

PVC – Polivinilclorado.

RASB - Reator Anaeróbio Seqüencial em Batelada

SABESP – Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo.

SANEPAR – Companhia de Saneamento do Paraná.

SNIS – Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento.

SS – Sólidos Suspensos.

SSV – Sólidos Suspensos Voláteis.

TDC – Tempo de Detenção Celular.

TDH – Tempo de Detenção Hidráulica.

UASB – Reator de Manta de Lodo (Upflow Anaerobic Sludge Blanket).

UFMG – Universidade Federal de Campina Grande.

UFRN – Universidade Federal do Rio Grande do Norte.

RESUMO

Filtros anaeróbios são empregados para tratamento de esgotos desde a década de 1950, mas estão ainda em franco desenvolvimento, o que requer mais pesquisas. Esta Tese pretende contribuir para o desenvolvimento tecnológico dos filtros anaeróbios e para o avanço do conhecimento no domínio do tratamento anaeróbio de esgotos, a partir da hipótese de que os filtros anaeróbios são vantajosos para tratamento de esgotos sanitários diluídos ou concentrados, utilizando diversos materiais de enchimento e com fluxo nos sentidos ascendente ou descendente, desde que afogados. As pesquisas experimentais enfocaram quatro objetivos específicos: a análise dos filtros quando submetidos a baixas e altas taxas de carregamento orgânico; a avaliação comparativa do desempenho de vários materiais de enchimento; o estudo dos riscos de obstrução dos interstícios; e a análise funcional comparando o fluxo ascendente com o fluxo descendente afogado. Os experimentos foram desenvolvidos na estação experimental de tratamento de esgotos da Universidade Federal do Rio Grande do Norte, em Natal, Brasil. Foram utilizados quatro filtros com volume de 3,36 m³ cada, que podiam ser alimentados com esgoto sanitário bruto ou com os efluentes de um decanto-digestor ou de um reator de manta de lodo. Os reatores foram submetidos a várias cargas hidráulicas e orgânicas em distintas etapas consecutivas, ao longo de mais de seis anos. Na pesquisa de materiais de enchimento, foram utilizados: pedra britada N^o 4; brita comercial; seixo rolado; tijolos cerâmicos vazados; anéis de eletroduto corrugado de plástico (conduíte cortado); tampas de garrafas de PET; e peças de plástico próprias para enchimento de reatores biológicos. Para a análise comparativa do sentido de fluxo foram utilizados filtros com fluxos diferentes e demais características operacionais idênticas. A escala das pesquisas (vazões de 2,5 a 15,0 m³/dia) e o uso de esgoto sanitário em condições de campo, permitiram obter importantes conclusões e a utilização imediata dos resultados em escala real. As principais conclusões mostraram que filtros anaeróbios podem ser utilizados com eficácia para tratamento de esgotos sanitários diluídos, ou efluentes de outros reatores anaeróbios, é possível obter alto rendimento (tempo de detenção de 5 horas e remoção de DQO maior que 85%) operando-os com carga orgânica elevada e podem produzir efluentes com DBO média menor que 30 mg/L e menos de 20 mg/L de sólidos suspensos. O tijolo cerâmico vazado, em face da surpreendente eficiência, revelou-se uma boa alternativa para enchimento. A brita comercial e o seixo rolado são alternativas viáveis à usual brita N^o4. O conduíte cortado e as tampas de garrafas podem ser utilizados como boas opções de alternativa às peças de plástico fabricadas para enchimento de reatores biológicos. Filtros anaeróbios de fluxo descendente afogado podem propiciar a mesma eficiência dos filtros de fluxo ascendente. Apesar da acumulação de lodo que tende a ocupar todo espaço disponível, o esgotamento do filtro mostrou-se uma operação capaz de remover o lodo em excesso. Também são apresentadas recomendações sobre a frequência de remoção de lodo dos filtros anaeróbios, que é fundamental para a operação.

ABSTRACT

Anaerobic filters are applied for treatment of wastewater ever since the decade of 1950, but the reactor is still in frank development and needs to be more researched. This Thesis intends to contribute for the technological development of anaerobic filters and to the progress of knowledge of the anaerobic sewage treatment, starting from the hypothesis that anaerobic filters are advantageous for treatment of diluted or concentrated sanitary sewage, using several different media and operated in up-flow or down-flow mode, provided they are submerged. The experimental research focussed on four specific objectives: the analysis of the filters when submitted to both low and high organic loading rates; the comparative evaluation of the performance of several media; the study of the risks of blockage of the voids; and the functional analysis comparing up and down-flow in submerged filters. The experiments were carried out at the experimental station of sewage treatment of the Federal University of Rio Grande do Norte, in Natal, Brazil. Four filters were used with volumes of 3.36 m³ each, that could be fed with raw sewage or with the effluents of a decanter-digester or of an up-flow anaerobic sludge blanket reactor. The reactors were submitted to several hydraulic and organic loads during different sequential phases, over a period of more than six years. Different media were used in the filters: crushed stone n°4; commercial crushed stone; rolled pebble; clay bricks perforated; rings of corrugated plastic electric conduits; PET plastic bottle tops; and plastic bodies produced specifically as medium for biological reactors. For the comparative analysis of the flow sense, filters were operated in up-flow and down-flow mode while keeping other operational characteristics identical. The scale of the research (flows from 2.5 to 15.0 m³/day) and the use of real sewage, led to important conclusions that can be used immediately in real scale projects. The main conclusions showed that anaerobic filters are effective in the treatment of diluted sanitary sewage, or effluents from other anaerobic reactors, it is possible to obtain high efficiency (retention time of 5 hours and COD removal of more than 85%) operating with high organic load, and they can produce effluents with an average BOD smaller than 30 mg/L and less than 20 mg/L of suspended solids. The perforated ceramic brick, due to its surprisingly high efficiency, turned out to be a good medium alternative. Commercial crushed stone and rolled pebble are both feasible alternatives for the usual crushed stone N°4. Corrugated plastic electrical conduit rings and bottle tops can be used as good alternative options for manufactured plastic medium for biological reactors. Submerged down-flow anaerobic filters can provide the same efficiency as up-flow filters. Although sludge accumulated and eventually occupied the entire available voids volume, simple discharge of the filter contents proved to be an operation capable of removing the excess sludge. Recommendations are presented as to the frequency of sludge removal from anaerobic filters, which is a fundamental operational procedure.

SUMÁRIO

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

LISTA DE FIGURAS

LISTA DE TABELAS

RESUMO

ABSTRACT

1. INTRODUÇÃO

2. FUNDAMENTOS DO PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA DE ESGOTOS

2.1. Introdução

2.2. Metabolismo Bacteriano

2.3. Etapas de Conversão de Substratos

2.4. Microbiologia da Digestão Anaeróbia de Esgotos

2.5. Biofilme, Flocos e Grânulos

2.6. Fatores Ambientais Intervenientes

3. REATORES ANAERÓBIOS

3.1. Introdução

3.2. Características Básicas que Diferenciam os Reatores

3.3. Principais Reatores para Tratamento de Esgotos Sanitários

3.3.1. Lagoa Anaeróbia

3.3.2. Decanto-digestor

3.3.3. Filtro Anaeróbio

3.3.4. Reator de Manta de Lodo

3.4. Outras Configurações

3.4.1. Reator de Leito Expandido ou Fluidificado

3.4.2. Reator de Leito Granular Expandido

3.4.3. Reator com Chicanas

3.4.4. Reator Seqüencial em Batelada

3.4.5. Reator de Contato

3.5. Sistemas Compostos Incluindo Reatores Anaeróbios

14

22

22

25

28

35

42

45

53

53

56

62

64

65

67

68

71

71

73

74

75

76

76

4. FILTROS ANAERÓBIOS

4.1. Princípios de Funcionamento e Principais Modelos

- 4.2. Aplicações e Eficiência
- 4.3. Critérios e Parâmetros de Projeto
 - 4.3.1. Tempo de Detenção Hidráulica
 - 4.3.2. Volume
 - 4.3.3. Dimensões
 - 4.3.4. Material de Enchimento
 - 4.3.5. Carga Orgânica Volumétrica Diária
 - 4.3.6. Carga Hidráulica Superficial
 - 4.3.7. Dispositivos de Entrada e Saída dos Líquidos e Remoção do Lodo em Excesso
- 4.4. Aspectos Construtivos e Operacionais
- 5. MATERIAL E MÉTODOS
 - 5.1. Os Reatores
 - 5.2. Alimentação dos Reatores
 - 5.3. Materiais para Enchimento dos Filtros e Sentido de Fluxo
 - 5.4. Etapas da Pesquisa
 - 5.5. Medições e Análises (Coleta de Dados)
 - 5.6. Tratamento e Análise dos Dados
- 6. RESULTADOS E DISCUSSÃO
 - 6.1. Condições Operacionais de Temperatura, pH e Alcalinidade
 - 6.2. Acumulação de Lodo nos Filtros e Riscos de Obstrução
 - 6.3. Qualidade dos Efluentes e Eficiência na Remoção de Matéria Orgânica e SS
- 7. CONCLUSÕES
- 8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.

91
101
101
102
103
104
107
107
108
108
110
110
115
115
119
126
127
128
128
132
141
166
171

1. INTRODUÇÃO

O tratamento dos esgotos é imprescindível no saneamento ambiental, para proteger a saúde pública e preservar o meio ambiente e os recursos naturais.

Esgotos sanitários, essencialmente domésticos, podem provocar sérios problemas de poluição ambiental e de saúde pública, quando não são tratados adequadamente. Contêm sólidos e matéria orgânica em quantidades geralmente maiores do que podem ser assimiladas pela Natureza nos locais em que são lançados, sais eutrofizantes, que em excesso podem tornar imprestáveis as coleções e cursos de água, e a grande maioria dos micróbios que causam doenças.

Os principais objetivos do tratamento dos esgotos são: confinar os microrganismos patogênicos e reduzi-los a valores sanitariamente seguros, para evitar a transmissão de doenças; e controlar a quantidade de matéria orgânica, reduzindo-a a valores compatíveis com a recuperação natural do meio ambiente, para evitar a poluição ambiental e a degradação dos recursos naturais.

Não se pode pretender bons níveis de qualidade ambiental, saúde pública e desenvolvimento humano, enquanto os esgotos são lançados no meio ambiente sem o devido controle. Por outro lado, controlados os impactos ambientais e afastados os riscos sanitários, os esgotos guardam sais nutrientes e água, que podem e devem ser aproveitados.

O tratamento adequado dos esgotos preservaria a qualidade das águas naturais e o uso dos efluentes tratados na irrigação e na indústria (reúso da água) reservaria aquelas águas de melhor qualidade para usos mais exigentes, contribuindo sobremaneira para reduzir os déficits hídricos atuais, que se vislumbram dramáticos em futuro próximo, enquanto recondicionaria solos pela incorporação de fertilizantes naturais. É, portanto, um instrumento importante para a gestão dos recursos naturais e, sobretudo, essencialmente uma atividade de reciclagem para a água, que propicia um melhor aproveitamento dos recursos hídricos.

Com base nas informações disponíveis (IBGE, 2002; BIO, 2003; SNIS, 2004), pode-se estimar que apenas cerca de 25% dos esgotos gerados no Brasil recebem tratamento e não mais que 20% são tratados de forma satisfatória.

A maior parte da parcela dos esgotos que recebe tratamento, no Brasil, passa por estações de tratamento de grandes cidades, nas quais optou-se pela adoção de tecnologia que demanda operação complexa e altos custos, pouco adequada à realidade brasileira.

Não existe um sistema de tratamento de esgotos que possa ser indicado como o melhor para quaisquer condições, mas obtém-se a mais alta relação benefícios/custos quando se escolhe criteriosamente um processo que se adapta às condições locais e aos objetivos, em cada caso. A análise da relação benefício/custo deve ser vista do ângulo da rentabilidade social e ambiental, considerando, inclusive, o retorno social do capital investido.

Há que se perceber a necessidade da aplicação de uma tecnologia adequada a realidade do país e as vantagens das soluções funcionalmente simples, com alta relação benefício/custo. Em face as condições ambientais, culturais e econômicas, do Brasil, soluções funcionalmente simples são as que utilizam os processos mais naturais e os reatores menos mecanizados e mais fáceis de construir e operar.

Apesar do bom nível de conhecimento de alguns técnicos brasileiros, relativo aos processos e técnicas de tratamento de esgotos sanitários, não se tem, no Brasil, uma tecnologia consolidada e difundida neste domínio, em consequência da incipiente cultura do setor do esgotamento sanitário. A tecnologia empregada é ainda pouco desenvolvida também porque carece de pesquisas que propiciem o conhecimento científico e tecnológico dos processos de tratamento e dos reatores, sob condições ambientais brasileiras.

As reações bioquímicas que ocorrem nos sistemas de tratamento biológico de esgotos são as mesmas que se realizam no meio ambiente natural (rios, lagos, pântanos, etc), porém de forma controlada, para se obter maiores velocidades de reação. Nos processos biológicos de depuração, a matéria orgânica, contida nos esgotos, é utilizada pelos microrganismos presentes nos reatores, para obter a energia necessária para reproduzirem-se e realizarem suas funções vitais, e, assim, a matéria orgânica original é transformada em novas células e outros produtos que podem mais facilmente ser removidos da água.

Quando se acumulam nas águas grandes quantidades de matéria orgânica, ocorre um rápido consumo do oxigênio livre, do nitrato e do sulfato presentes, pela ação metabólica de microrganismos. Na ausência desses compostos oxidantes, se estabelece um processo de conversão de substrato por fermentação, com a participação de diferentes tipos de microrganismos, cada qual realizando as reações bioquímicas que lhes rendam mais energia e competindo pelos diferentes substratos resultantes das muitas transformações sucessivas e paralelas. Este processo de conversão de substrato é denominado digestão anaeróbia.

O processo de digestão anaeróbia de esgotos converte a matéria orgânica em água, gás carbônico, gás sulfídrico, amônia, metano, novas células bacterianas e resíduos metabólicos. O material orgânico não é mineralizado, como no catabolismo oxidativo, mas convertido sucessivamente por fermentação até produtos finais gasosos. Os gases resultantes são voláteis e escapam dos esgotos em tratamento ou saem

dissolvidos no efluente. Portanto, a remoção da matéria orgânica deve-se principalmente à gaseificação, sobretudo devido à baixa solubilidade do metano na fase líquida.

Em reatores anaeróbios ocorre também remoção da matéria orgânica por precipitação e adsorção. Os precipitados podem sedimentar e ser removidos com o lodo. A adsorção na superfície de partículas da biomassa é outra forma de remoção. Matéria particulada também é removida por sedimentação (sai com o lodo) ou retenção física (filtração) e agregação ao biofilme, grânulos ou flocos.

A digestão anaeróbia é utilizada há mais de cem anos para o tratamento de águas residuárias, mas somente há vinte ou trinta anos vem se desenvolvendo uma tecnologia que pode competir com os processos aeróbios.

O interesse por reatores anaeróbios para tratamento de esgotos tem crescido muito nas últimas duas décadas, sobretudo devido ao sucesso da aplicação de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) em clima quente. Mas é necessário perceber que o clima quente é favorável também a outras configurações de reatores anaeróbios.

Em clima quente, os reatores anaeróbios utilizados no tratamento de esgotos são bastante eficientes na remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos e apresentam grandes vantagens: ocupam pequenas áreas; produzem pouco lodo, estabilizado; não consomem energia; não necessitam de equipamentos eletro-mecânicos; e requerem construção e operação simples.

Não removem satisfatoriamente microrganismos patogênicos, mas os reatores aeróbios compactos, a custo de mecanização e energia elétrica, também não são eficientes na remoção de patogênicos. Não removem sais eutrofizantes, mas isso pode não ser importante em alguns casos e é uma vantagem quando se utilizam os efluentes tratados na irrigação ou hidroponia, para produção vegetal.

Reatores anaeróbios podem remover mais de 80% da matéria orgânica e muitas vezes são suficientes para resolver os problemas causados por esgotos. Quando não, são recomendáveis para anteceder unidades de tratamento mais eficientes, reduzindo o custo total.

Nas condições ambientais, climáticas e econômicas do Brasil, não se pode desprezar as vantagens e conveniências da aplicação de reatores anaeróbios para tratamento dos esgotos, seja para atingir um primeiro patamar sanitário de forma massificada ou para reduzir os custos de sistemas mais eficientes.

Contudo, ainda há muito o que se estudar e experimentar das muitas possibilidades do processo, modelos e associações de reatores anaeróbios.

Os reatores anaeróbios diferenciam-se, também, pelas vantagens que podem oferecer, quanto a facilidades de projeto, construção e operação, e pela relação benefício/custo obtida, em cada caso, em face dos condicionantes e objetivos pretendidos. Neste domínio, novas alternativas tecnológicas devem ser desenvolvidas e pesquisadas.

No Brasil são utilizados, em escala real: a lagoa anaeróbia; o tanque séptico; o digestor de lodo convencional; o filtro anaeróbio; e o reator anaeróbio de manta de lodo.

Reatores mistos e algumas novas configurações também já têm aplicação em escala real, porém de forma ainda muito limitada.

A lagoa anaeróbia e o tanque séptico são reatores em que o lodo decanta e o fluxo ocorre na zona de menor concentração de lodo ativo. No filtro anaeróbio e no reator de manta de lodo o fluxo de esgotos ocorre através do lodo, o que favorece a ação dos microorganismos sobre a parcela dissolvida da matéria orgânica, sendo que no filtro a biomassa é contida no leito de material de enchimento e no reator de manta de lodo a biomassa não tem suporte para aderir mas agrega-se em flocos ou grânulos.

O Brasil é certamente o país que mais tem aplicado reatores anaeróbios para o tratamento de esgotos sanitários. A tecnologia anaeróbia encontra-se em franca expansão e, nos últimos anos, as análises de alternativas de tratamento geralmente incluem reatores anaeróbios. O conhecimento ainda está em evolução, a aplicação tecnológica ainda é restrita, as alternativas ainda não foram bem exploradas, muito menos sob as condições da realidade brasileira, mas não há mais dúvidas sobre as vantagens apresentadas pelo processo anaeróbio quando aplicado para tratamento de esgotos em clima quente.

Porém, embora apresente grandes vantagens, um reator anaeróbio dificilmente tem um efluente que atende aos padrões de qualidade estabelecidos pela legislação ambiental brasileira. É quase sempre necessário o pós-tratamento do efluente de reatores anaeróbios, para atender aos requisitos da legislação e preservar o meio ambiente.

O filtro anaeróbio consiste, inicialmente, de um tanque contendo material de enchimento que forma um leito fixo. Na superfície do material de enchimento ocorre a fixação e o desenvolvimento de microrganismos, que também agrupam-se, na forma de flocos ou grânulos, nos interstícios deste material. Sendo o fluxo dos esgotos através dos interstícios, permite que os microrganismos retidos no reator processem a bioconversão da matéria orgânica dissolvida nos esgotos. São, portanto, reatores com fluxo através do lodo ativo e com biomassa aderida ao meio suporte fixo ou retida nos interstícios do leito.

Entre os reatores com fluxo através do lodo ativo, os com biomassa aderida a leito fixo são logicamente menos susceptíveis a perda de sólidos biológicos, mais estáveis e menos dependentes das variações do afluente.

A adesão de microrganismos a uma superfície qualquer visa obter melhores condições de sobrevivência. As bactérias têm grande capacidade de aderência a superfícies. A adesão de populações de bactérias, com produção de material extracelular (glicocálix) e incorporação de partículas, forma uma camada biológica conhecida como biofilme. Nos espaços vazios do material de enchimento de filtros anaeróbios acumulam-se microrganismos que crescem dispersos ou agregados em flocos ou grânulos, enquanto na superfície do material inerte desenvolve-se o biofilme e o lodo em filamentos.

O enchimento do reator com material inerte, que serve de suporte para a fixação de microrganismos e assume outras funções, caracteriza o filtro anaeróbio e o distingue de outros reatores utilizados para tratamento de esgotos.

As principais finalidades do material de enchimento são: facilitar a agregação de microrganismos; dificultar a perda de sólidos biológicos e propiciar o acúmulo de grande quantidade de lodo ativo; e ajudar a promover a uniformização do escoamento no reator.

Podem ser utilizados vários materiais para enchimento de filtros anaeróbios. Evidentemente, deve-se preferir materiais inertes, resistentes, leves, que facilitem a distribuição do fluxo e dificultem a obstrução, tenham preço baixo e sejam de fácil aquisição.

O material mais utilizado para enchimento de filtros anaeróbios no Brasil é a pedra britada N° 4, que é um material muito pesado e relativamente caro, devido ao custo da classificação granulométrica. Ademais, a brita N° 4 tem um índice de vazios muito baixo, em torno de 50%, o que acarreta necessidade de maior volume do reator e menor capacidade de acumular lodo ativo por unidade de volume.

Os filtros anaeróbios apresentam as vantagens dos reatores anaeróbios com fluxo através do lodo ativo, inclusive na remoção da matéria orgânica dissolvida, produzindo pouco lodo e sem consumir energia elétrica. Ademais: resistem bem às variações de vazão afluente e propiciam boa estabilidade ao efluente; perdem muito pouco dos sólidos biológicos ativos; permitem grande liberdade de projeto; e têm construção e operação muito simples.

Tanto podem ser aplicados para tratamento de esgotos concentrados como diluídos, mas são mais indicados para esgotos predominantemente solúveis. Portanto, embora possam ser utilizados como unidade principal no tratamento dos esgotos, são também adequados para pós-tratamento (polimento).

Filtros anaeróbios são utilizados para pós-tratamento de outras unidades anaeróbias porque, além de complementar o tratamento, sua capacidade de reter sólidos e de recuperar-se de sobrecargas qualitativas e quantitativas confere elevada segurança operacional ao sistema e maior estabilidade ao efluente, mantendo as vantagens do tratamento anaeróbio (operação simples e baixo custo).

O efluente de um filtro anaeróbio é geralmente bastante clarificado e tem relativamente baixa concentração de matéria orgânica, inclusive dissolvida, porém é rico em sais minerais. É muito bom para a disposição no solo, seja para infiltração ou para irrigação com fins produtivos. As baixas concentrações de sólidos suspensos também facilitam a desinfecção por processos físicos ou químicos.

Apesar de contar já com razoável aplicação prática, o filtro anaeróbio ainda não foi suficientemente pesquisado, mesmo em nível internacional. No Brasil, são muito poucas as pesquisas sobre filtro anaeróbio e muitas das questões permanecem sem respostas definitivas ou, pelo menos, sem que sejam apoiadas em pesquisas bem estruturadas. Por exemplo, ainda não se tinha resultados conclusivos de uma pesquisa mais ampla sobre alternativas para materiais de enchimento e a brita N° 4 continua sendo o material mais freqüentemente utilizado.

Os filtros anaeróbios mais usuais têm fluxo ascendente ou descendente. Nos filtros de fluxo ascendente o leito é necessariamente submerso (afogado). Os de fluxo descendente podem trabalhar afogados ou não. Os filtros com fluxo descendente afogado certamente têm funcionamento semelhante aos de fluxo ascendente, pois em ambos a eficiência na bioconversão deve-se às participações do biofilme aderido ao suporte e também ao lodo acumulado nos interstícios.

Contudo, pouco se conhece sobre os filtros anaeróbios de fluxo descendente com leito afogado (submersos), pois, no tratamento de esgotos sanitários, apenas os filtros anaeróbios de fluxo ascendente têm sido significativamente aplicados e pesquisados.

As principais limitações dos filtros anaeróbios são: risco de obstrução dos interstícios (entupimento ou colmatção do leito); volume relativamente grande, devido ao espaço ocupado pelo material inerte de enchimento; e custo adicional do material de enchimento.

Os filtros anaeróbios são utilizados para tratamento de esgotos pelo menos desde a década de 1950, mas constituem ainda uma tecnologia em franco desenvolvimento. A busca de alternativas para o material de enchimento (responsável pela maior parcela dos custos e parte do volume) e o aperfeiçoamento de detalhes construtivos, incluindo o sentido do fluxo e a facilidade de remoção do lodo de excesso, são os aspectos que merecem maior atenção no desenvolvimento tecnológico dos filtros anaeróbios.

Esta Tese de Doutorado pretendeu contribuir para o desenvolvimento tecnológico dos filtros anaeróbios e para o avanço do conhecimento no domínio do tratamento anaeróbio de esgotos sanitários, a partir das hipóteses de que os filtros anaeróbios são vantajosos para tratamento de esgotos sanitários diluídos ou concentrados, utilizando diversos materiais de enchimento e com fluxo nos sentidos ascendente ou descendente, desde que afogado.

As pesquisas experimentais enfocaram principalmente quatro objetivos específicos: a análise da eficiência e do comportamento funcional dos filtros quando submetidos a baixas e altas taxas de carregamento orgânico de esgotos sanitários; a avaliação comparativa da performance de vários materiais de enchimento, na busca de alternativas aos materiais usuais; o estudo dos riscos de obstrução dos interstícios, visando recomendações para a operação; e a análise funcional comparando o filtro de fluxo ascendente com o de fluxo descendente afogado.

Os experimentos foram desenvolvidos no campo experimental localizado no espaço físico da Estação de Tratamento de Esgotos do Campus Central da UFRN – Universidade Federal do Rio Grande do Norte, em Natal, que foi construído especificamente para pesquisas sobre tratamento de esgotos sanitários.

Os reatores utilizados nas pesquisas foram quatro filtros anaeróbios com volume de 3,36 m³ cada, que podiam ser alimentados com esgoto bruto ou com os efluentes de um decanto-digestor ou de um reator de manta de lodo, também envolvidos nas pesquisas. Os filtros foram submetidos a várias cargas hidráulicas e orgânicas em distintas etapas consecutivas da pesquisa, ao longo de mais de seis anos.

Para a pesquisa de materiais de enchimento, foram analisados e comparados: pedra britada N° 4 (50 a 75 mm); brita comercial (38 mm); seixo rolado (50 a 75 mm); tijolos cerâmicos vazados; anéis de eletroduto corrugado de plástico (conduíte cortado); tampas de garrafas de PET; e peças de plástico patenteadas (Hidrobol), fabricadas especificamente para enchimento de reatores biológicos.

Para a análise comparativa do sentido de fluxo (ascendente e descendente) foram utilizados filtros com sentido de fluxo diferentes e demais características operacionais idênticas.

A escala em que se desenvolveram as pesquisas (vazões de 2,5 a 15,0 m³/dia) e o uso de esgoto sanitário essencialmente doméstico para alimentar os reatores experimentais, em condições de campo (condições naturais), dificultaram o aprofundamento científico de alguns aspectos pesquisados, mas permitiram obter muitas conclusões importantes para o conhecimento dos filtros anaeróbios e dos materiais de enchimento, compondo uma visão ampla e real que servirá de base para orientar futuras pesquisas específicas, e permitirão o aproveitamento imediato dos resultados para aplicação em escala real.

2. FUNDAMENTOS DO PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA DE ESGOTOS

2.1. Introdução

Quando se acumulam grandes quantidades de matéria orgânica nas águas, ocorre um rápido consumo do oxigênio livre, do nitrato e do sulfato presentes, devido à ação metabólica de microrganismos que, na ausência desses compostos oxidantes, iniciam então um processo de conversão de substrato por fermentação, realizando as reações bioquímicas que lhes rendem energia no meio anaeróbio e competindo pelos diferentes substratos resultantes das muitas transformações sucessivas e paralelas. Este processo de conversão de substrato é denominado Digestão Anaeróbia.

A digestão anaeróbia é um processo natural do ciclo do carbono, altamente complexo do ponto de vista microbiológico, pelo qual é possível, na ausência de oxigênio, transformar substâncias orgânicas em biomassa bacteriana e compostos inorgânicos, em sua maioria voláteis: CO_2 , NH_3 , H_2S , N_2 e CH_4 .

N_2 e CO_2 podem ser considerados inertes e inúteis para aproveitamento imediato, contudo têm papel ecológico destacado na atmosfera e interferem significativamente no processo de digestão. A produção de N_2 (desnitrificação) é rara em reatores anaeróbios porque não há o nitrato necessário, pois só ocorre nitrificação significativa em meio aeróbio e, portanto, dependeria da recirculação do efluente de um reator aeróbio para assegurar a presença do nitrato na ausência de oxigênio molecular (condição anóxica).

NH_3 e H_2S são indesejáveis. O NH_3 é geralmente tóxico em meio aquático natural. O H_2S causa problemas de corrosão e de maus odores e dissolvido no efluente consome oxigênio no corpo receptor. A redução de sulfato oxidando substrato implica em menor produção de metano e, ademais, o sulfeto formado inibe arqueas metanogênicas.

Felizmente, o CH_4 , o mais volátil, não causa problemas locais e pode ser aproveitado economicamente. Portanto, um sistema anaeróbio é tanto mais eficaz e conveniente quanto maior for a sua produção de metano, que é o principal responsável pela remoção da matéria orgânica, não provoca maus odores e é energético.

Embora a digestão anaeróbia seja um processo complexo, com diversas reações simultâneas, pode-se distinguir quatro etapas principais de conversão de substrato: hidrólise, acidificação ou acidogênese, acetogênese e metanogênese.

Inicialmente material particulado e biopolímeros são hidrolisados por enzimas extracelulares a compostos mais simples (hidrólise). Estes compostos simples são utilizados como substrato pelos microrganismos para produzir ácidos orgânicos (acidogênese), álcoois e alguns gases. Os vários ácidos orgânicos são degradados até acetato e hidrogênio por um grupo de bactérias específicas (acetogênese). Finalmente, o acetato e o hidrogênio são substrato para arqueas muito especiais produzirem metano (metanogênese). Desta forma, grupos específicos de microrganismos convertem o substrato que é utilizado por comunidades subseqüentes.

O processo de digestão anaeróbia de esgotos é um conjunto de reações biocatalizadas por várias espécies de microrganismos. A quantidade e a atividade destes microrganismos variam com a qualidade e as concentrações dos substratos que vão sendo convertidos e com as condições ambientais.

As vias de degradação do substrato, as velocidades de transformações e os produtos finais dependem de vários fatores, como: tipo de reator e suas características hidrodinâmicas; características do esgoto afluente, inclusive quanto a suficiência de nutrientes celulares e presença de substâncias tóxicas ou inibidoras da atividade microbiana; tipo de inóculo, se existente; e variáveis ambientais, sobretudo temperatura.

Devido a grande complexidade e variabilidade, não é possível determinar diretamente todos os fenômenos envolvidos no processo de digestão anaeróbia de esgotos. Para sua melhor compreensão e controle, são construídos modelos simplificados.

O processo é analisado de forma simplificada separando-se os aspectos microcinéticos e macrocinéticos, que na verdade ocorrem em estreita interdependência. Na microcinética se considera a estequiometria, a termodinâmica e a cinética a nível dos microrganismos. Na macrocinética se incluem os fenômenos de transporte: a hidrodinâmica; os fenômenos de transferência de massa entre fases e intrapartículas e os fenômenos de transferência de calor no conjunto do reator.

Em um reator anaeróbio alimentado continuamente, as etapas sequenciais de conversão de substrato se desenvolvem simultaneamente e deste processo resultam alguns resíduos e produtos intermediários solúveis, mas os produtos finais são quase todos gasosos e separam-se naturalmente da água. O metano é muito pouco solúvel na água e escapa rapidamente, por isso é o principal responsável pela remoção do carbono orgânico em condições anaeróbias. O CO_2 é mais solúvel em água que o metano, sai do reator parte como gás e parte dissolvido no líquido efluente. Parte do sulfeto também mantém-se dissolvida. O nitrogênio se transforma

em amônio e o fósforo permanece na forma de fosfato. Aceptores de elétrons orgânicos permanecem no meio (produtos intermediários) e podem sair no efluente.

Em reatores anaeróbios ocorre também remoção da matéria orgânica solúvel por precipitação e adsorção. Os precipitados podem sedimentar e serem removidos com o lodo. A adsorção na superfície de partículas da biomassa é outra forma de remoção. Matéria particulada também é removida por sedimentação (sai com o lodo) ou retenção física (filtração) e agregação ao biofilme, grânulos ou flocos. Algumas partículas escapam com o efluente do reator.

Nos efluentes dos reatores anaeróbios pode-se encontrar, portanto, matéria inerte ou não biodegradável afluente e não retida, parcela da matéria orgânica não convertida, parcela de produtos intermediários da digestão anaeróbia, minerais hidrossolúveis transformados e resultantes da biodegradação, água, novas células e resíduos metabólicos. O processo é tanto mais eficiente quanto maior a parcela de matéria orgânica convertida em produtos gasosos insolúveis e menores as parcelas de matéria não convertida.

A eficiência de um reator anaeróbio depende das condições hidráulicas (inclusive capacidade de retenção das parcelas não convertidas e da biomassa gerada, mistura e fluxo uniforme) e da eficiência de conversão dos microrganismos. Esta, por sua vez, depende do equilíbrio proporcional entre os vários grupos de microrganismos atuantes e de seus mecanismos reguladores intrínsecos (autoregulação competitiva e simbiótica) e de fatores ambientais (extracelulares) intervenientes. Portanto, os técnicos, projetistas ou operadores, só podem interferir para controlar o processo mediante o condicionamento da hidrodinâmica do reator e dos fatores ambientais que influem no crescimento e atividade das bactérias. Os fatores ambientais são, principalmente: a temperatura; o pH e a alcalinidade; a quantidade de nutrientes presentes; e a quantidade de substância tóxica ou inibidoras no meio.

Na prática do tratamento de esgotos sanitários, a capacidade de um técnico interferir na eficiência do processo resulta do pré condicionamento do afluente, do controle da temperatura (de custo muito elevado se não for naturalmente favorável) e, sobretudo, das dimensões e formas do reator em função dos regimes de alimentação e dos resultados hidrodinâmicos. Portanto, o projeto de reatores anaeróbios para tratamento de esgotos é uma questão de engenharia, mas deve ser orientado pelo conhecimento dos fundamentos do processo da digestão anaeróbia.

2.2. Metabolismo Bacteriano

Tanto na natureza como nos reatores biológicos utilizados no tratamento de esgotos, a matéria a ser removida por biodegradação compõe substratos complexos com diferentes tipos de substâncias. Os microrganismos metabolizam esses substratos complexos para obter energia e matéria utilizadas na biosíntese dos vários componentes das suas células. Assim, a matéria orgânica presente nos esgotos é transformada pela ação metabólica dos microrganismos, principalmente bactérias.

As células bacterianas são sistemas abertos nos quais ocorrem fluxos constantes de matéria e energia para fora e para dentro da célula. Cada célula possui os sistemas enzimáticos e as estruturas necessárias para transformar a energia que provem do ambiente em energia utilizável biologicamente, para realização de trabalho bioquímico (biosíntese, osmorregulação, controle de pH) e mecânico (movimento) (SOUBES, 1994).

Os microrganismos que podem fixar CO₂ na biosíntese são denominados autótrofos e os que sintetizam sua biomassa somente a partir de compostos orgânicos são heterótrofos. Os que utilizam energia luminosa como fonte primária de energia são fotótrofos e os que utilizam energia de compostos químicos são quimiótrofos. Bactérias podem ser: fotoautotróficas, fotoheterotróficas, quimioautotróficas ou quimioheterotróficas. Em condições anaeróbias as bactérias geralmente são quimiotróficas.

Quando se estuda o metabolismo bacteriano distinguem-se as reações de geração de energia das reações de biosíntese, embora estejam intimamente relacionadas.

As reações bioquímicas que “quebram” moléculas orgânicas e transformam-nas em moléculas mais estáveis, liberando energia no meio, constituem o catabolismo. As reações bioquímicas que utilizam a matéria orgânica do meio (organismos heterótrofos) ou o CO₂ (autótrofos) e energia, para sintetizar o material celular, constituem o anabolismo. A energia que resulta do catabolismo pode ser utilizada pelas bactérias para realizar anabolismo, mas parte dessa energia livre é perdida como calor.

O catabolismo libera energia química que em parte é utilizada para anabolizar (sintetizar) novas células. Mas logicamente só ocorre catabolismo se houver uma população de bactérias ativas. O anabolismo bacteriano requer energia que provém do catabolismo e o catabolismo requer massa bacteriana que resulta do anabolismo. Portanto, os processos de catabolismo e anabolismo são interdependentes e obrigatoriamente simultâneos.

Contudo, o que efetivamente remove matéria orgânica dos esgotos é o catabolismo, que pode se dar por oxidação ou por fermentação do substrato.

Em ambiente aquático aeróbio, a reação catabólica dos microorganismos heterotróficos é a oxidação da matéria orgânica pelo oxigênio dissolvido no meio líquido e a reação anabólica é a síntese de material celular, também utilizando a matéria orgânica do meio.

Na ausência de oxigênio dissolvido na água o nitrato (NO₃⁻) e o sulfato (SO₄⁻²) podem substituir o oxigênio como oxidantes da matéria orgânica. Muitas bactérias podem usar facultativamente o oxigênio ou o nitrato como oxidante, mas as que utilizam o sulfato como oxidante não sobrevivem em ambiente aeróbio, são anaeróbias estritas.

Desta forma, no catabolismo oxidativo a matéria orgânica, que é o redutor, é oxidada por um oxidante presente no meio, que pode ser oxigênio molecular, nitrato ou sulfato. Catabolismo oxidativo chama-se respiração. Respiração aeróbia quando o oxidante é o oxigênio e anaeróbia quando o oxidante é nitrato ou sulfato.

A redução desassimilativa de nitrato produz nitrogênio molecular e a redução de sulfato produz sulfeto. A desnitrificação é um processo importante de remoção de nitrogênio, mas o nitrato não é comum em ambiente anaeróbio, pois nesse meio o nitrogênio normalmente não é oxidado à nitrato.

Em ambiente estritamente anaeróbico alguns microrganismos podem metabolizar a matéria orgânica sem utilizar oxidante (O_2 , NO_3^- ou SO_4^{2-}). A matéria orgânica sofre transformação para produtos mais estáveis liberando energia (catabolismo), em um processo denominado fermentação. A digestão anaeróbia de esgotos sanitários é um processo essencialmente fermentativo, devido à carência de oxidantes, pois normalmente o oxigênio, o nitrato e o sulfato presentes são rapidamente consumidos, nesta ordem.

No catabolismo fermentativo não há “roubo” de elétrons. Ocorre um rearranjo dos elétrons da molécula fermentada (transferência intramolecular) formando produtos mais estáveis. Por isso, no catabolismo fermentativo o composto fermentado é decomposto, no mínimo, em duas partes. Geralmente são necessárias várias fermentações sequenciais antes que se formem produtos estabilizados. O metano é o composto orgânico mais reduzido, portanto estável, pois não pode mais sofrer fermentação. A geração de metano é a última fermentação da matéria orgânica. (HAANDEL e LETTINGA, 1994).

Portanto, os microrganismos quimiotrófos podem catabolizar matéria através de reações de oxidação de um substrato orgânico ou inorgânico e redução concomitante de outro substrato, em geral inorgânico e que deve estar presente no meio em quantidades suficientes, que serve de aceptor de elétrons (respiração) ou de reações de oxiredução de um substrato orgânico (fermentação).

O material celular também é oxidável e pode ser biodegradado no processo de respiração endógena, mas sempre resta um resíduo orgânico não biodegradado (resíduo endógeno).

O metabolismo bacteriano é o processo mais importante na remoção da matéria orgânica dos esgotos nos reatores biológicos e, portanto, as características metabólicas dos microorganismos, sejam aeróbios ou anaeróbios, definem a eficiência, o tipo de aplicação e as vantagens e desvantagens do processo de tratamento de esgotos.

O processo anaeróbico é muito mais catabólico que o aeróbio. Bactérias anaeróbias utilizam menos de 10% da energia contida no substrato para seu anabolismo, dando origem a novas células, enquanto mais de 90% da energia escapa retida no gás metano. Bactérias aeróbias, na presença de O_2 , utilizam mais de 60% da energia do substrato na síntese de novas células, sendo menos de 40% utilizado para realizar as funções metabólicas da população microbiana e também dissipado em forma de calor.

Por causa das diferenças no metabolismo bacteriano, o processo anaeróbico aplicado ao tratamento de esgotos apresenta algumas vantagens em comparação com o processo aeróbio: produz pouco lodo, estabilizado; e não consome energia, disponibiliza.

A produção de lodo no processo anaeróbico é muito baixa, comparada com a do processo aeróbio. No processo de fermentação a oxidação dos substratos é incompleta e, portanto, na digestão anaeróbia a energia disponível para o crescimento bacteriano é relativamente pouca, porque grande quantidade de energia é retida nos produtos, sobretudo no metano, e resulta muito menos energia livre para o anabolismo do que no processo aeróbio. Por isso, na digestão anaeróbia as bactérias necessitam catabolizar muito mais substrato para produzir a energia necessária para o seu anabolismo que no processo aeróbio e, em consequência, a massa de bactérias resultante da digestão anaeróbia de certo substrato é muito menor do que a produzida na transformação aeróbia do mesmo substrato.

Quanto à energia, ocorre o seguinte: no processo aeróbio, quando o oxigênio dissolvido é insuficiente para a respiração é necessário introduzi-lo com auxílio da aeração mecânica, que consome energia; na digestão anaeróbia a capacidade de transferência de elétrons da matéria orgânica permanece no metano resultante das transformações sucessivas. Ou seja, no processo anaeróbio a maior parte da energia contida na matéria orgânica permanece como energia química no biogás, disponível.

2.3. Etapas de Conversão de Substratos

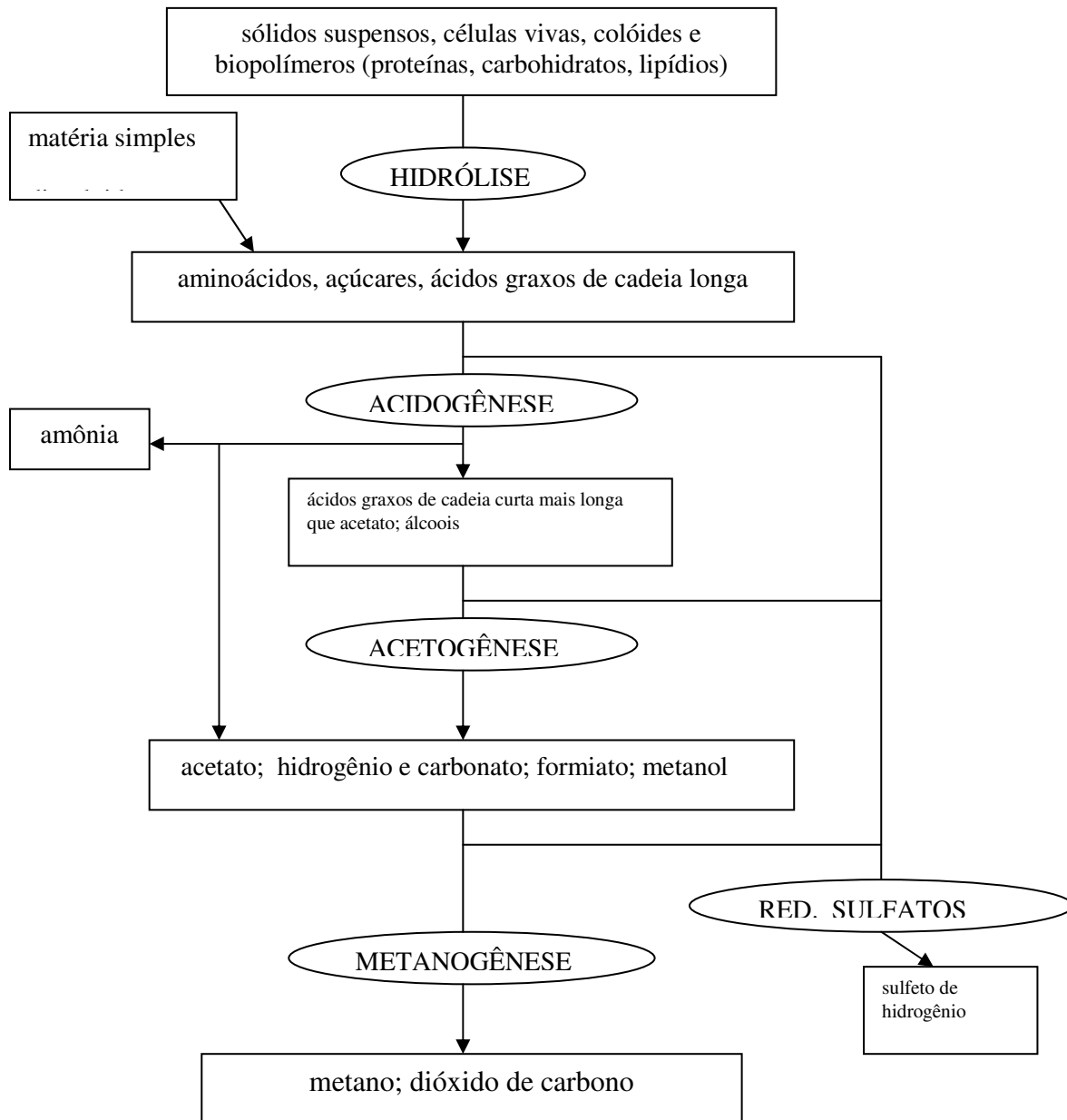


Figura 2.1. Representação esquemática das etapas de conversão de substratos no processo de digestão anaeróbia de esgoto sanitário (substrato complexo).

As principais etapas de conversão de substratos do processo de digestão anaeróbia de esgoto sanitário, que podem ser visualizadas na Figura 2.1, são as seguintes:

Hidrólise

Na primeira etapa os materiais complexos (polisacarídios, proteínas e lipídios) são hidrolisados por enzimas bacterianas extracelulares a produtos solúveis, capazes de serem transportados através da membrana celular.

A degradação de sólidos biológicos viáveis tem o mecanismo adicional de morte e lises das células viáveis, antes da hidrólise da matéria orgânica (VIÑAS, 1994).

Existem muitos microrganismos que produzem enzimas que podem hidrolisar os polímeros naturais. Estas enzimas podem ser liberadas no meio ou agir associadas à camada que envolve a célula. Quando o polímero não é solúvel o microrganismo se adere à partícula. Os produtos da hidrólise devem penetrar ao interior da célula para serem metabolizados. Se os produtos se difundem no meio ocorre competição entre os diferentes grupos de microrganismos presentes.

A velocidade de hidrólise de polímeros como a celulose e as gorduras é menor que a velocidade de catabolismo de seus produtos, e pode levar a hidrólise a ser a etapa limitante da velocidade de todo o processo de conversão.

Enzimas são proteínas que têm capacidade de catalisar reações e proteínas são muito sensíveis aos efeitos do pH e da temperatura do meio. Cada enzima tem atividade máxima sob um pH e uma temperatura ótimos. Portanto, a hidrólise é fortemente influenciada pelo pH e pela temperatura do esgoto no reator. (LETTINGA et al, 1999).

Desta etapa resultam aminoácidos, açúcares simples, ácidos graxos, fenóis, etc, que devem ser respirados ou fermentados.

Para a porção do substrato original solúvel que já pode ser metabolizado na célula (matéria simples dissolvida), o processo parte da etapa de fermentação.

Acidogênese

Os produtos compostos resultantes da hidrólise são fermentados a ácidos graxos de cadeia mais curta, álcoois, CO₂, H₂, NH₃, H₂S.

Na fermentação de açúcares o piruvato é o mais importante produto intermediário, de sua fermentação resultam principalmente: lactato, propionato, butanodiol, formiato, isopropanol, acetato e hidrogênio.

Proteínas, quando hidrolisadas, liberam peptídeos e aminoácidos que são fermentados para ácidos graxos, CO_2 , H_2 , NH_3 e S_2 , por bactérias fermentativas.

Os aminoácidos podem ser decompostos diretamente ou aos pares, um como acceptor e outro como doador de hidrogênio.

Ácidos graxos de cadeia longa são fermentados a ácidos graxos voláteis.

Acetogênese

Nesta etapa os álcoois, ácidos graxos e compostos aromáticos gerados na fase anterior são degradados para produzir ácido acético, CO_2 e hidrogênio, que são os principais substratos utilizados pelas bactérias produtoras de metano (metanogênicas).

Produtos da fermentação com mais de dois átomos de carbono (como propionato, butirato, etc) não podem ser convertidos diretamente a metano, porque não são utilizados pelas bactérias metanogênicas. As bactérias acetogênicas metabolizam estes produtos para formar acetato, constituindo uma importante etapa intermediária.

Baixas concentrações de ácidos graxos voláteis podem limitar o processo mas altas concentrações também podem limitar a velocidade do processo por causa da inibição do crescimento de bactérias.

Metanogênese

Por último, é produzido metano pela redução de CO_2 e H_2 (metanogênese hidrogenofílica) e pela oxiredução do acetato (metanogênese acetoclástica).

Arqueas metanogênicas acetoclásticas podem ser adversamente afetadas pela acumulação de hidrogênio, portanto, manter baixos níveis de hidrogênio (ou formiato) é importante. A conversão de ácidos graxos para acetato e hidrogênio é realizada por organismos que crescem somente quando o hidrogênio é usado por hidrogenotróficas. O crescimento de bactérias que oxidam ácidos graxos em consórcio com metanogênicas é muito lento e pode limitar a metanogênese.

As arqueas metanogênicas hidrogenofílicas se encarregam de consumir o hidrogênio produzido pelas acetogênicas produtoras de hidrogênio, mantendo a pressão parcial de hidrogênio em níveis aceitáveis para propiciar condições termodinâmicas necessárias para que a conversão dos ácidos graxos voláteis em acetato e hidrogênio possa ser consumada. Esta é uma relação de sintrofia.

Na presença de abundante fonte de substrato orgânico, aproximadamente dois terços da produção de metano do processo anaeróbio é derivado do acetato e cerca de um terço deriva da redução do dióxido de carbono.

Redução de Sulfatos

Um grupo de bactérias, que reduz sulfatos a sulfetos, utiliza sulfato comoceptor final de elétrons e pode assumir várias funções no processo de conversão de substrato. As bactérias sulfatoreduzoras são muito versáteis e são capazes de utilizar variados substratos. Estas bactérias podem, inclusive, utilizar ácido acético, competindo com as metanogênicas acetoclásticas, e também podem utilizar o hidrogênio produzido pelas acidogênicas como doador de elétrons, competindo com as metanogênicas hidrogenofílicas. Portanto, uma alta concentração de sulfatos pode prejudicar seriamente a metanogênese, mas concentrações moderadas, que sempre ocorrem, são naturais e estabilizam o sistema, devido à diversidade de funções que as bactérias sulfatoreduzoras podem assumir, criando rotas alternativas para a conversão de substratos.

A produção de sulfetos provoca problemas no tratamento anaeróbio de esgotos. O sulfeto de hidrogênio no biogás causa problemas de corrosão e de maus odores. Dissolvido no efluente o sulfeto consome oxigênio no corpo receptor. A redução de sulfato oxidando substrato implica em menor produção de metano a partir do substrato e, ademais, o H_2S inibe arqueas metanogênicas.

Teoricamente, se a relação DQO / sulfato no reator for menor que 0,67 a quantidade de matéria orgânica é insuficiente para a redução de todo o sulfato presente, mas se a relação for maior que 0,67 só ocorre a remoção de toda a matéria orgânica se houver também metanogênese (LETTINGA *et al*, 1999). Portanto, para esgoto sanitário a metanogênese é fundamental. Ademais, o sulfeto de hidrogênio é mais solúvel na água do que o metano e a conversão a metano remove mais DQO que a conversão a sulfeto.

O diagrama apresentado na Figura 2.1 foi construído especialmente para esta tese e logicamente baseia-se nos muitos trabalhos pertinentes da bibliografia consultada, destacando-se os diagramas contidos nos trabalhos de LETTINGA *et al* (1999), SANDERS (2001), CHERNICHARO (1997), e FORESTI *et al* (1999), este último citando KASPAR e WUHRMANN (1978), GUJER e ZEHNDER (1983), ZINDER e KOCH (1984), entre outros.

Vários autores têm proposto diagramas esquemáticos do processo de digestão anaeróbica de macro moléculas complexas. De acordo com VIÑAS (1994), estes esquemas são generalizações conceituais de uma acumulação de estudos específicos, com distintos substratos e reatores, que permitem postular mecanismos, formular equações cinéticas de certas etapas e determinar os parâmetros cinéticos, porém somente se são feitas as seguintes suposições: a) não influem os processos macrocinéticos e outros aspectos vinculados com o tipo de reator utilizado; b) há um contato estreito entre substrato e microrganismo; c) existe uma vinculação estreita entre os microrganismos simbióticos; d) há uma relação adequada entre as velocidades de suprimento de substratos e as concentrações dos microrganismos que devem consumi-los, de forma que não se produza acumulação em nenhuma etapa; f) existem condições ambientais adequadas de reação (pH, temperatura, potencial de óxido-redução, ausência de inibidores, presença de nutrientes).

Portanto, não pode ser confiável a quantificação da biomassa convertida em cada uma das etapas em um diagrama do processo sob condições reais e com substrato complexo; como também não é razoável desprezar o importante papel das bactérias redutoras

de sulfato quando se trata de esgotos sanitários. Já a redução de nitrato não é tão importante no processo de digestão anaeróbia de esgoto sanitário, porque o nitrato é raro em ambiente anaeróbio e é rapidamente consumido, embora a participação das bactérias redutoras de nitrato, facultativas sempre presentes na digestão anaeróbia, seja muito importante para o consumo imediato de O_2 e NO_3^- , que prejudicariam o processo.

FORESTI (1994), citando HARPER E POHLAND (1986), identifica nove etapas reconhecidas do processo: hidrólise de polímeros orgânicos complexos a monômeros tais como açúcares, ácidos orgânicos e aminoácidos; conversão de monômeros orgânicos a hidrogênio, bicarbonato, ácido acético, ácido propiônico, ácido butírico e outros produtos orgânicos, tais como etanol e ácido lático; oxidação de produtos orgânicos reduzidos a hidrogênio, bicarbonato e ácido acético pelas bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio (BAPH); respiração homoacetogênica do bicarbonato pelas bactérias homoacetogênicas; oxidação de produtos orgânicos reduzidos a acetato pelas bactérias redutoras de nitrato (BRN) e pelas bactérias redutoras de sulfato (BRS); oxidação de acetato a bicarbonato pelas BRN e BRS; oxidação de hidrogênio pelas BRN e BRS; fermentação metanogênica acetoclástica; respiração metanogênica do hidrogênio.

SOUBES (1994), registra que, em um sistema anaeróbio no qual ingressam polímeros naturais, e na ausência de compostos inorgânicos como nitrato, sulfato, íon férrico e íon mangânico, a degradação se dá em cinco etapas: 1. hidrólise e fermentação; 2. acetogênese e desidrogenação; 3. acetogênese; 4. metanogênese a partir de acetato; e 5. metanogênese a partir de hidrogênio e anidrido carbônico. Havendo sulfato ou nitrato no meio, a eficiência do sistema diminui porque parte dos equivalentes de redução gerados na oxidação do carbono é canalizada para estes aceptores de elétrons. Resulta então N_2 e sulfetos e maior quantidade de CO_2 . Em anaerobiose também se reduzem o íon férrico e o íon mangânico (SOUBES,1994).

De acordo com SENDIC (1998), as principais etapas de conversão de substrato associadas com o tratamento anaeróbio são: 1. hidrólise de polímeros orgânicos; 2. fermentação de monômeros orgânicos; 3. oxidação de álcoois e ácidos propiônico e butírico por acetogênicas produtoras obrigatórias de hidrogênio (APOH); 4. respiração acetogênica de bicarbonato; 5. oxidação de álcoois e ácidos propiônico e butírico por bactérias sulfato-redutoras (BSR) e bactérias nitrato-redutoras (BNR); 6. oxidação de ácido acético por BSR e BNR; 7. oxidação de hidrogênio por BSR; 8. fermentação metanogênica acetoclástica; e 9. respiração metanogênica de bicarbonato.

LETTINGA *et al* (1999) destacam: 1. hidrólise de biopolímeros (proteínas, polisacarídeos e gorduras); 2. digestão (oxidação anaeróbia de aminoácidos e açúcares e de ácidos graxos superiores e álcoois); 3. acetogênese (formação de ácido acético e H_2 a partir de produtos intermediários e de ácido acético a partir de H_2 e CO_2); 4. metanogênese (formação

de metano a partir de ácido acético e a partir de H_2 e CO_2); 5. redução de sulfato (quando o esgoto contém sulfato).

NOYOLA ROBLES (2000), resume em seis os processos de conversão da digestão anaeróbia: hidrólise de biopolímeros (proteínas, carboidratos e lipídios); fermentação de aminoácidos e açúcares; oxidação β -anaeróbia de ácidos graxos de cadeia longa e álcoois; oxidação anaeróbia de produtos intermediários, como ácidos voláteis (exceto acetato); conversão de acetato a metano; conversão de hidrogênio a metano.

Para chegar à etapa de produção de metano (CH_4), quando ocorre a remoção significativa da DQO, é necessário equilíbrio e sincronismo entre as etapas sucessivas.

Os vários grupos de bactérias envolvidas têm tempos de crescimento diferentes (dependentes de vários fatores) como também diferentes velocidades de consumo de substrato. A etapa controladora de todo o processo é a mais lenta (crescimento bacteriano ou consumo de substrato, ou ambos, lentos).

Na fermentação para formação de ácidos as bactérias podem ter tempo de duplicação da ordem de minutos, enquanto bactérias acetogênicas ou metanogênicas podem ter tempo de duplicação da ordem de horas ou dias (VIÑAS, 1994). Assim, um rápido crescimento de bactérias acidogênicas pode causar acúmulos de ácidos, H_2 e acetato, e então a metanogênese será a etapa limitante do processo, porque o consumo do H_2 não será suficiente para propiciar a conversão dos ácidos graxos.

O equilíbrio entre a oxidação do propionato, descarboxilação do acetato e oxidação do hidrogênio é muito importante para o processo de digestão anaeróbia estável.

Uma relação sintrófica desequilibrada entre acidogênicas produtoras de hidrogênio e metanogênicas consumidoras de hidrogênio, bactérias redutoras de sulfato ou redutoras de nitrato, pode resultar em acumulação excessiva de hidrogênio ou produtos intermediários da conversão. A acumulação de ácidos graxos é um indicador de estresse em sistemas de digestão anaeróbia.

Em geral, a cinética do processo de digestão anaeróbia depende do tipo de substrato. A taxa de degradação de substrato varia muito com a complexidade do substrato (desde valores menores que 1 até muitas dezenas de g DQO/g SSV. d).

As constantes de velocidade de hidrólise são diferentes em função do tipo de material (celulose, lipídios, proteínas, etc) e também do tamanho das partículas. Dependendo do substrato particulado, ou em caso de substrato original muito complexo, a hidrólise pode ser a etapa limitante (controladora de velocidade do processo global), mas no caso de

substrato solúvel a etapa limitante geralmente é a metanogênese, sobretudo porque as bactérias que convertem acetato em biogás têm crescimento muito lento.

No nível macrocinético, aspectos hidrodinâmicos (regime de fluxo, mistura, etc) e de transferência de massa, são muito importantes na determinação da etapa limitante e variam com inúmeros fatores, inclusive com a evolução do tempo.

A transferência de massa é afetada pelas características do substrato (variada e variável), pela forma de distribuição da população microbiana no reator e pela hidráulica no mesmo.

A conversão de certos “produtos chave” da digestão anaeróbia, como os ácidos graxos voláteis (AGV), é termodinamicamente impossível, a menos que a concentração de hidrogênio se mantenha a baixo nível. Isto requer condições que assegurem a transferência de massa interespecies. Daí a importância da agregação de bactérias em biofilmes, flocos ou grânulos, que facilitam a transferência de massa entre elas.

O transporte de substrato solúvel se realiza fundamentalmente por difusão. Em substratos particulados e coloidais interferem os mecanismos de decantação de partículas (seguidos de sedimentação e flotação) e de adsorção. A formação de gases torna o processo ainda mais complexo.

2.4. Microbiologia da Digestão Anaeróbia de Esgotos

No processo da digestão anaeróbia de esgoto sanitário, a matéria orgânica presente é transformada pela combinação da atividade de diferentes grupos de microrganismos facultativos e anaeróbios estritos.

Os microrganismos anaeróbios facultativos têm papel importante, porque consomem o oxigênio e o nitrato acidentais, mantendo assim os potenciais de oxiredução convenientes para as bactérias anaeróbias estritas, que são as principais responsáveis pela gaseificação da matéria orgânica. Mas a diversidade de funções metabólicas é o que viabiliza o processo. Substratos necessários para uns microrganismos são produtos resultantes da atividade metabólica de outros, gerando inter-relações complexas, seqüenciais e paralelas.

No tratamento de esgoto sanitário, para ocorrer a remoção da matéria orgânica em reatores anaeróbios eficientes é necessária a atividade concatenada e cooperativa de diferentes grupos de bactérias, que constituem uma população bastante heterogênea.

Durante a partida de um reator anaeróbio a população microbiológica é selecionada de maneira a estabelecer proporções adequadas dos diferentes grupos bacterianos. Um dos principais fatores que afetam esta seleção, e conseqüentes proporções entre grupos, é a composição da água residuária, mas outros fatores também

são importantes, dentre os quais: a hidrodinâmica do reator; a temperatura; a existência de suporte para fixação e aderência de microrganismos, ou não; adição de inóculo; etc.

Cada reator anaeróbio é microbiologicamente diferente. A população é tão diversa que se identificaram, em um só estudo, mais de 130 espécies diferentes (SOUBES, 1994).

Não existem limites rígidos definidos para as funções das bactérias no processo de digestão anaeróbia de substratos complexos. Algumas bactérias são muito versáteis e podem assumir várias funções, em distintas etapas do processo, mas outras têm função específica bem definida e até exclusiva. Contudo, pode-se distinguir grupos funcionais.

As principais bactérias do processo anaeróbio de digestão mesofílica de esgoto sanitário, agrupadas segundo suas funções nas etapas sucessivas de conversão de substrato, são:

Fermentadoras Primárias (hidrólise e acidogênese)

A maioria das bactérias produz as enzimas extracelulares (exoenzimas) que realizam a hidrólise de macromoléculas em meio aquático anaeróbio. Estas enzimas hidrolíticas, como lipases, proteases, amilases e celulasas, degradam as moléculas complexas em monômeros que podem ser assimilados pelos microrganismos.

Na digestão anaeróbia de esgotos com grande parcela de macromoléculas, não hidrolisadas, as enzimas das bactérias fermentadoras têm um papel muito importante, pois viabilizam o substrato primário para a seqüência de conversão do processo.

As bactérias que transformam proteínas têm papel fundamental na estabilização de substratos complexos. Os organismos proteolíticos mais numerosos isolados em digestores anaeróbios têm sido *Clostridia e Cocci*, incluindo: *Clostridium bifermentans*; *Cl. butyricum*; *Cl. perfringens*; *Cl. mangenotti*; *Cl. litusburense*; *Peptococcus anaerobius*; e *Staphilococcus aureus*. Outras bactérias citadas são: *Sarcina*, *Bacteroides* e *Propionibacterium*. A maioria dos organismos proteolíticos isolados também são capazes de hidrolisar carboidratos, produzindo CO₂ e ácidos voláteis. Isto mostra a versatilidade das bactérias fermentativas. (NOYOLA ROBLES, 2000).

Amilases são enzimas capazes de degradar amidos, glucogênio e polisacarídeos. Algumas bactérias representativas das que utilizam a amilase são: *Cl. butyricum*; *Bacteroides sp*; *Lactobacillus sp.*; *Bacillus subtilis*; *B. cereus*; e *B. licheniformis* (NOYOLA ROBLES, 2000).

O mecanismo de degradação de polisacarídeos fibrosos não está completamente entendido. Sua microbiologia é controversa. Tem-se encontrado onze tipos diferentes de bactérias celulolíticas mesófilas, todas Gram-positivas e anaeróbias estritas. Alguns destes

microrganismos só podem hidrolisar derivados solúveis da celulose, tais como carboximetilcelulose, e somente aqueles produtores de exoglucanase C₁ são capazes de hidrolisar celulose nativa. Juntamente com as celulolíticas as degradadoras de hemicelulose são importantes nas primeiras etapas da digestão anaeróbia. (NOYOLA ROBLES, 2000).

As enzimas extracelulares responsáveis pela conversão de lipídios a AGV de cadeia longa são as lipases. *Clostridia* e *Micrococci* parecem ser as responsáveis pela maioria das lipases extracelulares em ambientes anaeróbios (NOYOLA ROBLES, 2000).

A hidrólise de lipídios neutros sob condições acidogênicas é mais lenta que em condições metanogênicas (SANDERS, 2001).

No grupo das fermentadoras primárias encontram-se bactérias anaeróbias facultativas, como as enterobactérias, bactérias aerotolerantes, como as do ácido láctico, e bactérias anaeróbias estritas, como *Clostridium*, *Bacteroides*, *Propionibacterium* e *Selenomonas*. As enterobactérias, como a *E.coli*, têm a enzima formiato lisa, responsável pelo desdobramento do formiato em hidrogênio, mas a sua função mais importante talvez seja a remoção de oxigênio do meio. As bactérias do ácido láctico produzem ácido láctico e etanol a partir de açúcares. *Selenomonas* e *Propionibacterium* fermentam o ácido láctico com geração de hidrogênio e acetato ou acetato e propionato. (SOUBES, 1994).

Para as bactérias deste grupo não há fronteiras entre a hidrólise e a formação de ácidos e outros produtos.

Acetogênicas Produtoras de Hidrogênio (acetogênese)

Estas bactérias utilizam os ácidos e álcoois resultantes da fermentação primária como fonte de energia. Crescem lentamente nestes substratos e suas reações de conversão produzem hidrogênio obrigatoriamente. Por isso, para se desenvolver satisfatoriamente necessitam associar-se (não se desenvolvem em cultivo puro) com organismos consumidores de H₂ (metanogênicas hidrogenofílicas ou sulfatoredutoras) em relação sintrófica que controla a pressão parcial do hidrogênio.

São obrigatoriamente sintróficas com troca de hidrogênio interespecies. A interpretação da troca de hidrogênio é complicada porque algumas sintróficas possuem a enzima formiato desidrogenase e produzem hidrogênio na presença de formiato agregado. (SOUBES, 1994).

As principais espécies de bactérias acetogênicas sintróficas, com seus respectivos substratos, são: *Syntrophobacter wolinii* (propionato); *Syntrophomonas wolfei* (butirato); *Syntrophomonas sapovorans* (ácidos graxos); *Syntrophus buswellii* (benzoato); *Syntrophospora bryantii* (butirato, metilbutirato) (SOUBES, 1994).

Acetogênicas Consumidoras de Hidrogênio, ou Homoacetogênicas (acetogênese)

São capazes de catabolizar o hidrogênio e o gás carbônico ou o formiato para produzir acetato. A utilização do hidrogênio pelas homoacetogênicas não é importante na competição com as metanogênicas, porque o acetato é o mais importante precursor do metano, mas é importante no controle da pressão parcial do hidrogênio.

Pertencem a gêneros tão diversos como *Acetobacterium*, *Acetogenium* e *Clostridium*. Em geral também podem realizar outros metabolismos. Somente cerca de 10% do carbono sofre esta transformação nos reatores anaeróbios. (SOUBES, 1994).

Os principais grupos de bactérias homoacetogênicas, com respectivos substratos, são: *Acetobacterium woodii* (H₂, CO, metanol, formiato); *Acetobacterium ktvui* (H₂, CO); *Acetobacterium wieringa* (H₂, CO); *Clostridium aceticum* (H₂, CO); *Clostridium thermoaceticum* (H₂, CO, glicose); *Sporomusa acidovorans* (H₂, CO, formiato, frutose, ribose, fumarato, succinato e glicerol) (FIGUEIREDO, 1994).

Metanogênicas (metanogênese)

As arqueas metanogênicas pertencem ao reino Archaeobacteria (ou Archaea), distintas das bactérias clássicas na estrutura e na bioquímica. São os únicos microrganismos que produzem metano metabolicamente, pois possuem enzimas exclusivas para isso.

São especializadas em converter um limitado número de substratos: CO₂, H₂, formiato, acetato, álcoois, metanol, metilaminas e metilsulfetos. Morfologicamente são bacilos curtos ou longos, cocos irregulares em variadas disposições e células de forma plana ou filamentosa. A coloração de Gram é pouca esclarecedora, pois tanto podem ser Gram-positivas como Gram-negativas. (NOYOLA ROBLES, 2000).

Como exemplos das limitações, ou especialização, para converter substratos, podem ser citados: *Methanobrevibacter arboriphilus*, que metabolizam somente H₂/CO₂; *Methanothrix (Methanosaeta)*, que metabolizam unicamente acetato. Outras são mais versáteis: *Methanospirillum hungatei* e *Methanobacterium formicicum* metabolizam H₂/CO₂ e formiato; *Methanosarcina sp.* usam H₂/CO₂, acetato, metanol, metilaminas e piruvato para seu crescimento. (STAMS *et al*, 1994).

A interação entre bactérias fermentadoras, acetogênicas e metanogênicas é muito dinâmica. Metanogênicas catabolizam hidrogênio e formiato sob baixas concentrações destes e as concentrações de hidrogênio e formiato afetam o metabolismo no nível do sistema de síntese enzimática. As relações sintróficas são fundamentais.

A importância do formiato e do hidrogênio na degradação sintrófica ainda não é muito clara, porque em comunidades metanogênicas as concentrações de ambos são extremamente baixas. Há indicação de evidências de que transferência de formiato pode ser até mais importante que a transferência de hidrogênio. (STAMS *et al*, 1994).

A distância para o intercâmbio é um fator importante da dregadação sintrófica. A taxa de transferência de H₂ e formiato interespecies depende do gradiente de concentração entre organismos consumidores e produtores de H₂ e formiato, da constante de difusão e da distância entre organismos. Em biofilmes a distância entre espécies é menor que 1 µm, enquanto no crescimento em suspensão a distância pode ser dezenas de micrômetros.

Em função da conversão de substrato, as arqueas metanogênicas se dividem em dois grupos tróficos principais: metanogênicas hidrogenotróficas (ou hidrogenofílicas), que utilizam o hidrogênio para reduzir o CO₂ e produzir CH₄; metanogênicas acetoclásticas, que transformam o acetato em CH₄.

Metanogênicas Hidrogenotróficas, ou Hidrogenofílicas (metanogênese)

A maioria das metanogênicas pode oxidar H₂ e reduzir CO₂. Estas arqueas utilizam o hidrogênio produzido na fermentação (oxidação) anaeróbia para reduzir o CO₂ a CH₄ ($\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$). Esta reação tem uma dupla função no processo de digestão anaeróbia: produz metano e elimina o H₂ gasoso do meio. A pressão parcial de H₂ prejudica a acetogenese e pode vir a ser fator limitante da velocidade do processo de conversão, portanto, as arqueas consumidoras de H₂ têm papel muito importante na regulação da digestão anaeróbia.

Muitas das arqueas hidrogenotróficas podem também utilizar formiato e algumas poucas utilizam isopropanol e isobutirato (SOUBES, 1994).

As arqueas metanogênicas hidrogenotróficas predominantes em digestores anaeróbios na faixa de temperatura mesofílica são as dos gêneros *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter* e *Methanospirillum* (CHERNICHARO, 1997).

Metanogênicas Acetoclásticas (**metanogênese**)

A principal função destas arqueas é converter o acetato em biogás, composto de CO₂ e, principalmente, metano (CH₃ COO⁻ + H₂O → CH₄ + HCO⁻). De acordo com vários autores, esta reação é a principal responsável pela metanogênese na digestão anaeróbia. Alguns asseguram que ela é responsável por cerca de 70% da produção de metano na digestão anaeróbia.

São muito importantes, porque produzem a maior quantidade de metano e controlam a acidez. Podem alterar o pH do meio, devido ao consumo de ácido acético e a produção de CO₂, que ao dissolver-se forma uma solução amortizadora (tamponante) de bicarbonato (NOYOLA ROBLES, 2000).

Dividem-se em dois gêneros principais: *Methanosarcina* e *Methanosaeta* (*Methanothrix*). As do gênero *Methanosarcina* são as mais versáteis das metanogênicas, pois existem espécies capazes de utilizar hidrogênio, acetato e metilaminas, e em concentrações altas de acetato crescem mais rapidamente que as do *Methanosaeta*, que utilizam exclusivamente acetato.

Sulfatoredutoras (**várias funções**)

Na digestão anaeróbia de águas residuárias com concentrações significativas de sulfatos, estas bactérias podem ser muito importantes, tanto mais quanto maior a concentração de sulfatos. Em geral os substratos que podem utilizar são produtos do metabolismo de bactérias fermentadoras e geram energia com redução de sulfato a sulfeto.

Podem utilizar também ácido acético competindo com as metanogênicas acetoclásticas, pois a sulfatoredução é uma reação termodinamicamente mais favorável que a metanogênese acetoclástica. Também podem reduzir sulfato utilizando o hidrogênio produzido pelas acidogênicas como doador de elétrons, competindo com as metanogênicas hidrogenofílicas. Portanto, embora as sulfatoredutoras possam ajudar no controle da pressão parcial de H₂, uma alta concentração de sulfatos pode prejudicar seriamente a metanogênese.

Na prática, uma inibição acentuada da atividade das metanogênicas só ocorre quando a relação DQO/SO₄⁼ é inferior a 7, e com forte dependência do pH. Para uma relação elevada (DQO/SO₄⁼ > 10), grande parte do H₂S produzido é removida da fase líquida devido à maior produção de biogás, diminuindo o efeito inibidor. (CHERNICHARO, 1997).

As sulfatoredutoras teriam vantagens termodinâmicas e cinéticas na competição por substratos metanogênicos (ambos), mas não competem significativamente por acetato nos reatores anaeróbios provavelmente devido ao número de sulfatoredutoras anaeróbias acetoclásticas ser pequeno frente ao número de

metanogênicas ou por sua dificuldade de associar-se em biomassa de flocos (VISSER, 1993, apud SOUBES, 1994).

Existem dois grupos de bactérias sulfato-redutoras (KOSTER e LETTINGA, 1985, apud NOYOLA ROBLES, 2000): o das que crescem na presença de lactato e sulfato mas não podem utilizar acetato, propionato ou butirato como único doador de elétrons e fonte de carbono, no qual destacam-se os gêneros *Desulfomonas* e *Desulfovibrio*; e o das que podem utilizar alguns AGV, benzoato e até crescer quimioautotroficamente com H₂ ou formiato como doadores de elétrons e CO₂ como única fonte de carbono, no qual os gêneros representativos são *Desulfobacter*, *Desulfococcus* e *Desulfosarcina*.

Na maioria dos reatores anaeróbios existem bactérias sulfato-redutoras que em ausência de sulfato podem também metabolizar o lactato transformando-o em acetato, CO₂ e hidrogênio. O hidrogênio é então metabolizado por metanogênicas hidrogenofílicas, estabelecendo transferência de hidrogênio interespecífica, em simbiose (simbiose facultativa), pois as sulfato-redutoras não poderiam crescer consumindo lactato na ausência de sulfato sem a ação hidrogenofílica das metanogênicas. Também foi demonstrado esse tipo de interrelação para o propionato (VISSER, 1993, apud SOUBES, 1994). Em face do elevado número de bactérias sulfato-redutoras nos reatores anaeróbios, mesmo na ausência de sulfato, postula-se que têm uma função muito importante como acetogênicas deshidrogenantes (SCHNELL, 1991, apud SOUBES, 1994).

Os principais gêneros de bactérias redutoras de sulfato acetogênicas facultativas, com os respectivos substratos e produtos, são (FIGUEIREDO, 1994): *Desulfovibrio* (lactato, etanol → acetato); *Desulfobulbus* (piruvato, lactato → acetato, propionato); *Desulfococcus* (piruvato, lactato → acetato, propionato); *Desulfotomaculum* (piruvato → acetato).

Bactérias sulfato-redutoras também podem reduzir nitrato a amônio (GRAAF, 1997).

Nitrato-redutoras (**várias funções**)

Nos ambientes anaeróbios a redução de nitrato ocorre fundamentalmente de duas formas: desnitrificação respiratória; redução dissimilativa de nitrato em amônio.

Na desnitrificação os microrganismos oxidam um substrato e o nitrato funciona comoceptor final de elétrons. É necessário um substrato oxidável e uma concentração adequada de nitrato, geralmente não encontrada em reatores anaeróbios. Portanto, é uma reação pouco freqüente em reatores anaeróbios. Resulta nitrogênio gasoso (N₂).

A redução dissimilativa do nitrato é realizada por bactérias de metabolismo fermentativo. Entre as anaeróbias facultativas a capacidade de reduzir nitrato à amônia é bastante comum. (ABREU, 1994).

A redução assimilativa de nitrato é realizada por uma nitrato redutase solúvel e o produto da redução é integrada à biomassa bacteriana. Não ocorre em níveis significativos em ambientes anaeróbios porque é inibida pela presença abundante de íons amônio e de compostos orgânicos de nitrogênio. (ABREU, 1994).

Na digestão anaeróbia, normalmente o nitrogênio protéico é liberado como amônio. A presença de nitrato ou nitrito inibe a metanogênese tanto hidrogenofílica como acetoclástica.

As bactérias nitrato-redutoras estão presentes nos reatores anaeróbios mesmo na ausência de nitrato e são importantes porque removem oxigênio do sistema, juntamente com outras. Podem oxidar uma grande variedade de compostos, inclusive hidrogênio. As do gênero *Pseudomonas* são as mais amplamente distribuídas na natureza.

Em suma, são fundamentalmente sete grupos de bactérias, envolvidos na digestão anaeróbia de esgotos: Bactérias Hidrolíticas e Fermentativas Acidogênicas; Bactérias Acetogênicas Produtoras de H₂; Bactérias Acetogênicas Consumidoras de H₂; Arqueas Metanogênicas Hidrogenotróficas; Arqueas Metanogênicas Acetotróficas; Bactérias Redutoras de Sulfato; e Bactérias Redutoras de Nitrato.

A transferência de hidrogênio entre espécies é fundamental para regular o processo. Bactérias hidrolíticas e fermentadoras, acetogênicas sintróficas e sulfato-redutoras (sintróficas facultativa) produzem hidrogênio. Bactérias homoacetogênicas, arqueas metanogênicas e bactérias desnitrificantes consomem hidrogênio.

2.5. Biofilme, Flocos e Grânulos

A agregação de microrganismos em biofilme, flocos ou grânulos, propicia-lhes melhores condições de sobrevivência, porque agregados resistem melhor às agressões ambientais (lavagem, cisalhamento, substâncias tóxicas e predadores) e também porque, devido à maior proximidade entre os microrganismos, facilita a transferência de massa e outras trocas simbióticas, ou sintróficas, inclusive transferência de hidrogênio entre espécies.

O biofilme resulta da agregação de microrganismos e seus produtos metabólicos aderidos a uma superfície (interface). No tratamento anaeróbio de esgotos o biofilme importante é o que se forma na interface água-sólido, como nos filtros anaeróbios.

As bactérias têm grande capacidade de aderir à superfícies, inertes ou não, devido as características de suas estruturas superficiais, à produção de substâncias extracelulares fixadoras (glicocálix) e a suas pequenas dimensões, que evitam o arraste hidráulico e o cisalhamento e permitem que elas aproveitem a rugosidade da superfície para aderência. O glicocálix tem funções muito importantes, tanto enzimáticas como de proteção das bactérias contra agressões de substâncias tóxicas do meio. Quando populações de bactérias aderem a uma superfície, produzem material polimérico extracelular e formam uma camada gelatinosa que incorpora

quantidades variáveis de substratos, produtos intermediários, resíduos metabólicos e material inerte, conhecida como biofilme. As bactérias do biofilme estabelecem inter-relações simbióticas que as tornam mais eficientes para bioconversão de substratos complexos.

No início da formação do biofilme, são fatores importantes a concentração de nutrientes disponível, a atividade metabólica dos organismos e a natureza da superfície, mas após os primeiros momentos a natureza da superfície perde a importância em face da anulação da rugosidade pela superposição de camadas de material polimérico.

O processo de instalação e formação inicial do biofilme (colonização) pode ser explicitado em várias fases: a) inicialmente é formado um filme de acondicionamento da superfície pela adsorção de moléculas orgânicas, geralmente proteínas; b) a seguir, ocorre a adsorção reversível de células à superfície que foi preparada anteriormente; c) depois das fases anteriores, cuja duração é de apenas alguns minutos, as células já podem começar a aderir às superfícies, agora de forma irreversível, através de materiais poliméricos extracelulares, principalmente polissacarídeos (HAMILTON, 1987 apud CAMPOS 1994).

Não havendo limitação de nutrientes, o biofilme continua desenvolvendo-se, a camada, composta basicamente de polímeros extracelulares, vai ficando mais espessa e aumenta a dificuldade de difusão de gases e líquidos, tanto no sentido de fora para dentro como de dentro para fora. Nas camadas mais internas ocorre carência de nutrientes, dificuldades de transporte de massa e acúmulo de resíduos metabólicos e de gases. Há tendência para flotação e desagregação, causando desprendimento e arraste de partículas do biofilme, com atividade metabólica reduzida.

A desagregação e o arraste de partículas do biofilme já aderidas podem ocorrer devido às mudanças nas condições do biofilme (agregação e estrutura das camadas) além do cisalhamento hidráulico. Depois que as superfícies de aderência são totalmente cobertas pelo biofilme as perdas por cisalhamento são muito semelhantes, independentemente da rugosidade original do material suporte.

Um biofilme muito espesso não apresenta grandes vantagens, apesar da acumulação de biomassa em camadas. A atividade biológica e a disponibilidade de substratos diminuem em função da penetração no biofilme, devido às limitações de difusão, e as mais altas taxas de remoção de substrato ocorrem em uma fina camada, mas muito ativa, na superfície.

O crescimento e a espessura da camada do biofilme aderido a uma superfície dependem da atividade metabólica das bactérias (velocidade de crescimento) e da perda por cisalhamento e arraste, decorrentes das condições hidrodinâmicas no reator. Para uma maior eficiência, as condições hidrodinâmicas devem ser tais que não prejudiquem a formação suficiente do biofilme, mas que permitam a sua renovação mediante a remoção de biomassa pouco ativa e resíduos.

O tamanho das partículas a serem biodegradadas também influi muito no desempenho do biofilme. Partículas de tamanho inferior a 1,0 μm são removidas por difusão e interceptação e partículas maiores que 10 a 50 μm são removidas por sedimentação e

incorporação (CAMPOS, 1994). A adsorção depende das características das partículas e das propriedades do biofilme.

A agregação de bactérias aderidas à uma superfície qualquer propicia-lhes ótimas condições de sobrevivência. Bactérias agregam-se preferencialmente em biofilme, aderindo a qualquer superfície disponível próxima, seja uma ampla superfície fixa ou a de pequenas partículas móveis. Pequenas partículas nucleiam flocos e grânulos, embora as bactérias também possam se agregar em flocos ou grânulos sem núcleo inerte. Pode ocorrer conglomerado de biopartículas pequenas formando uma partícula muito maior, totalmente envolvida por polímeros extracelulares e microrganismos.

Os mecanismos do processo de granulação não estão esclarecidos por completo; podem ter relações com as características da água residuária, com o material de inóculo, tempo médio de residência celular, condições ambientais, condições hidrodinâmicas, diferenças das pressões de seleção. O processo de granulação pode ser associado ao incremento de células viáveis de todas as populações de bactérias e a um incremento da atividade enzimática por célula, tendo como resultado um incremento na frequência de interação celular e conseqüentemente na agregação. Uma atividade metabólica específica intensa pode gerar ou incrementar a síntese de substâncias poliméricas extracelulares que dão como resultado a indução do processo de granulação. (NOYOLA ROBLES, 2000)

Microbiologicamente o grânulo pode ser considerado um microsistema bem balanceado, com todas as espécies de bactérias da digestão anaeróbia. Morfologicamente o grânulo pode ser caracterizado como partículas relativamente grandes, maiores que 0,5 mm de diâmetro, de forma esférica e regular (NOYOLA ROBLES, 2000). Comparado com flocos, grânulos são mecanicamente mais estáveis e resistem melhor ao cisalhamento hidráulico.

No tratamento de esgotos, o fenômeno da granulação parece se restringir aos reatores anaeróbios de manta de lodo e, em menor escala, aos filtros anaeróbios (CHERNICHARO, 1997).

Quando não há um leito fixo que retenha os microrganismos no reator, por aderência no biofilme ou por retenção intersticial, a formação de flocos ou grânulos é importante na depuração dos esgotos porque, além de melhorar as condições de sobrevivência das bactérias e facilitar a bioconversão dos substratos, o material floculado pode mais facilmente ser removido por decantação, propiciando efluentes com menores concentrações de sólidos suspensos. A granulação ocorre em ambientes ricos em carboidratos e ácidos voláteis. Os grânulos são geralmente mais eficientes na bioconversão e sedimentam mais facilmente que os flocos. Comparados com o crescimento disperso, flocos e grânulos propiciam às bactérias as mesmas vantagens das melhores condições de sobrevivência e de trocas simbióticas do biofilme de interface.

Nos espaços vazios do material de enchimento de filtros anaeróbios acumulam-se microrganismos (retenção intersticial) que crescem agregados em flocos ou grânulos, enquanto na superfície do material inerte desenvolve-se o biofilme. No tratamento de esgotos

(diferentemente do tratamento de águas naturais) em filtros anaeróbios afogados (não vale para filtros com fluxo descendente não afogado) a quantidade de biomassa acumulada por retenção intersticial é muito maior que a do biofilme aderido ao material inerte, e, portanto, este biofilme não é o maior responsável pela eficiência do reator. Ou seja, a eficiência dos filtros anaeróbios afogados tratando esgotos sanitários deve-se mais à acumulação de lodo ativo nos interstícios do que ao biofilme aderido à superfície do material de enchimento, embora este tenha papel importante, sobretudo na partida do reator, ou após cada esgotamento, quando o biofilme é muito ativo e eficiente, porque é menos espesso, e a acumulação intersticial é ainda pequena.

2.6. Fatores Ambientais Intervenientes

Os principais fatores ambientais que interferem na digestão anaeróbia são os que influem no crescimento e na atividade dos microorganismos, mas são importantes também os que afetam as transferências de massa e energia.

Para manter a atividade das bactérias é necessário que se tenha, no reator, condições ambientais adequadas, favoráveis. As bactérias metanogênicas são as mais sensíveis a condições desfavoráveis (HAANDEL e MARAIS, 1999), e, ademais, são as principais responsáveis pela remoção da DQO. Por estes motivos, procura-se proporcionar as melhores condições para as bactérias metanogênicas. Os principais fatores ambientais que afetam as taxas de metanogênese no processo de digestão anaeróbia incluem: temperatura; pH; nutrientes; e substâncias tóxicas ou inibidoras.

O condicionante ambiental mais importante da digestão anaeróbia de esgoto sanitário é a temperatura. O pH, a falta de nutrientes e a presença de materiais tóxicos, que podem ser limitantes no tratamento anaeróbio de muitos despejos industriais, não são fatores tão importantes quando se trata esgoto sanitário, essencialmente doméstico.

No tratamento anaeróbio de esgoto sanitário o pH é mantido estável e adequado para a digestão anaeróbia devido à predominância do sistema carbônico (H_2CO_3 ; HCO_3^- ; CO_3^{2-}). Macro e micronutrientes encontram-se em abundância e normalmente não se encontram compostos tóxicos em quantidades que possam prejudicar as bactérias metanogênicas. (HAANDEL e LETTINGA, 1994).

Contudo, apresenta-se em seguida algumas considerações sobre os principais fatores ambientais intervenientes da digestão anaeróbia de esgotos:

Temperatura

A temperatura afeta a digestão anaeróbia de esgoto de varias formas. Inlui na velocidade do metabolismo das bactérias, no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos, sobretudo de lipídios (FORESTI *et al.*, 1999). Afeta as constantes de equilíbrio químico e, por consequência, inclui no pH, alcalinidade, precipitação de compostos, dissolução de compostos inorgânicos, solubilidade dos gases e sua concentração no meio, taxas de difusão do substrato, etc. Enfim, a temperatura tem influência na velocidade das reações químicas e bioquímicas e sobre a composição química do meio e seu equilíbrio. Afeta a hidrólise de partículas e todas as reações de conversão de substratos.

A temperatura define a predominância de bactérias termófilas ($> 42^{\circ}\text{C}$), mesófilas (20°C a 42°C) ou psicrófilas ($< 20^{\circ}\text{C}$). No entanto, bactérias termófilas podem ser encontradas em ambientes mesofílicos, assim como mesófilas podem ser encontradas em ambientes com temperatura acima de 45°C ou abaixo de 20°C . É comum encontrar bactérias mesófilas e termófilas coabitando um mesmo reator, em faixas de temperatura aceitáveis para ambas.

Em substratos complexos, como esgoto sanitário concentrado no interior de reatores anaeróbios, encontram-se grande variedade de espécies de bactérias anaeróbias, que respondem de maneiras diferentes às condições de temperatura e atingem atividade máxima em diferentes temperaturas ótimas. Por isso, a atividade máxima da população das várias espécies ocorre em mais de uma temperatura.

A taxa de digestão anaeróbia aumenta com a temperatura até atingir uma faixa ótima entre 30 e 37°C , além da qual a taxa de digestão tende a diminuir, mas para temperaturas acima de 42°C ocorre, novamente, uma aceleração da digestão anaeróbia, até uma taxa máxima entre 53 e 55°C , e uma desaceleração para temperaturas além de 58°C . Por isso, distingui-se a digestão mesofílica até 42°C e a digestão termofílica em temperaturas acima deste valor (HAANDEL e MARAIS, 1999).

As arqueas metanogênicas termófilas podem crescer duas a quatro vezes mais rapidamente que as metanogênicas mesófilas (VAZOLLER, 1994), mas a digestão termofílica não é aplicada na prática porque o custo da manutenção da temperatura do reator em valores elevados (53 a 55°C) é muito alto e não compensaria as vantagens de uma maior taxa de digestão e maior remoção de patogênicos. Por isso, na prática do tratamento de esgotos em clima tropical apenas a digestão predominantemente mesofílica é importante.

A temperatura dos esgotos é quase sempre mais baixa que a temperatura ótima para digestão anaeróbia, pois sob temperatura ambiente acima de 30°C os esgotos tendem a ter temperatura menor que a do ambiente. As variações das temperaturas dos esgotos são menores que as variações da temperatura ambiente. Em regiões de clima quente, a temperatura dos esgotos normalmente variam de 20°C a 30°C .

Um aumento gradual da temperatura de 20°C para 30°C praticamente dobra a taxa de atividade microbiana. A variação da temperatura na faixa de 20°C a 30°C afeta muito a velocidade específica de utilização de substrato, contudo a velocidade global de conversão de substrato depende também da concentração de microrganismos.

A eficiência da digestão diminui muito com a redução da temperatura e, embora seja possível a digestão anaeróbia em temperaturas abaixo de 10°C , o processo só é vantajoso em temperaturas acima de 20°C . Eficiências alcançadas em temperaturas entre 10°C e 15°C foram pouco melhores que as obtidas em unidades de tratamento primário (FORESTI *et al.*, 1999).

Ademais, em temperaturas abaixo de 20°C a solubilização de material particulado e polímeros orgânicos, sobretudo de gorduras, é lenta e pode vir a ser a etapa limitante da velocidade do processo de digestão anaeróbia, pois até metade da matéria orgânica dos esgotos afluentes do reator encontra-se normalmente na forma particulada. O efeito da temperatura sobre a hidrólise resulta de um efeito combinado sobre a cinética enzimática, o crescimento bacteriano e a solubilidade do substrato (SANDERS, 2001).

Assim, a digestão anaeróbia é uma dádiva do clima quente, em regiões onde a temperatura ambiente é favorável durante todo o ano.

As variações bruscas da temperatura também são importantes. As bactérias do processo anaeróbio são sensíveis às mudanças bruscas de temperatura, que podem provocar um desequilíbrio entre os principais grupos de bactérias, com sérios prejuízos para a eficiência do tratamento dos esgotos. No interior do reator, é desejável a temperatura estável, com mudanças graduais em uma faixa estreita.

pH

As bactérias da fermentação ácida são muito menos sensíveis a faixas mais amplas de pH (valores baixos e altos) do que as metanogênicas, que se desenvolvem ativamente em faixa estreita de pH, próximo do neutro. Por isso, se o pH cai a fermentação ácida pode prevalecer sobre a metanogênica e o reator “azedado”. Se no interior do reator o pH estiver muito baixo a metanogênese é fortemente prejudicada.

O valor do pH no reator resulta do equilíbrio iônico dos diversos sistemas ácido-base presentes. Ácidos graxos voláteis de cadeia curta e CO₂ tendem a baixar o pH, enquanto cátions geradores de alcalinidade aumentam o pH. A digestão anaeróbia equilibrada tende a produzir alcalinidade e, na presença de dióxido de carbono, formar bicarbonato. A predominância do sistema CO₂ – HCO₃⁻ garante automaticamente um pH próximo ao neutro, desde que não seja significativamente afetado por outros sistemas, como o de ácidos voláteis, que tende a conferir ao meio um pH muito baixo (4,5 a 5,0). (HAANDEL e MARAIS, 1999).

A digestão anaeróbia de esgoto sanitário dificilmente apresenta problemas com relação ao pH, mesmo quando o afluente tem pH abaixo de 6,5, pois o pH é estabilizado automaticamente na faixa adequada, devido à predominância do sistema carbônico (H₂CO₃; HCO₃⁻; CO₃²⁻) no interior do reator (FORESTI et al, 1999).

Nos sistemas de esgotos sanitários, valores baixos do pH podem ocorrer devido à decomposição de compostos de fácil biodegradação, como açúcares e amidos, produzindo ácidos orgânicos. Geralmente este processo inicia-se na rede de coleta e a parcela da matéria orgânica de decomposição mais lenta (celulose, lipídios, proteínas, etc) ocorre somente dentro do reator, mantendo o pH um pouco acima do neutro. As principais fontes de alcalinidade dos esgotos, além da água original, são as proteínas, que liberam NH₃, e os sais de ácidos orgânicos fracos, como o acético (FORESTI, 1994). Pode haver problemas somente no tratamento de esgotos “jovens” (grande parcela de substâncias “cruas”, incluindo as de fácil fermentação), concentrados e em regiões onde a água de abastecimento tenha baixa alcalinidade (mais comum nas áreas costeiras). Nestes casos, pode ser necessária a adição de substâncias alcalinas para corrigir o pH (FORESTI *et al.*, 1999). Ademais, é necessário atenção para que não ocorram no afluente grandes sobrecargas ácidas acidentais, que podem também causar alguns problemas.

Nutrientes

O crescimento bacteriano depende dos nutrientes presentes em formas assimiláveis, entre outros fatores. É difícil dizer que um nutriente é mais importante que outro, porque todo nutriente necessário é importante. A ausência de um único nutriente essencial pode limitar o crescimento da população de bactérias.

Contudo, existem alguns nutrientes que são necessários ao crescimento das bactérias em quantidades maiores (macronutrientes), como N, P, K, S, Ca e Mg, e outros em quantidades menores (micronutrientes), como Ni, Co, Mo, Zn, Mn e Cu. O ferro (Fe) é um caso intermediário de necessidade (entre macronutriente e micronutriente) para a nutrição das arqueas metanogênicas (LETTINGA *et al*, 1999).

O desequilíbrio entre as quantidades necessárias de macronutrientes e micronutrientes é um dos fatores responsáveis pela limitação da eficiência do processo de conversão de matéria orgânica na digestão anaeróbia.

No esgoto afluente ou no reator anaeróbio, elementos traços podem evoluir para espécies não assimiláveis por bactérias (por exemplo, enxofre provoca a precipitação de metais na forma de sulfetos metálicos, tornando-os não disponíveis). Por isso, o provimento de um coquetel de elementos traços tem efeito muito proveitoso, pois geralmente estão em formas mais assimiláveis. (LETTINGA *et al*, 1999)

Quando existe uma alta concentração de ácidos voláteis no efluente de um processo de tratamento anaeróbio é um claro sinal de que deve prevalecer uma deficiência de nutrientes. Nesta situação, uma suplementação de metais (em traços) deve ser analisada antes de outras providências, adicionando um coquetel de 1,0 mg FeCl₂, 0,1 mg CoCl₂ e 0,1 mg NiCl₂, por litro do reator, diretamente no seu interior. (SPEECE, 1994).

Tanto os macronutrientes como os micronutrientes necessários para o crescimento de bactérias anaeróbias estão presentes em abundância nos esgotos sanitários e, por isso, é muito pouco provável que o tratamento deste tipo de água residuária em reatores anaeróbios apresente problemas de deficiência nutricional (HAANDEL e LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 1997; SENDIC, 1998; FORESTI *et al*, 1999; LETTINGA *et al*, 1999; NOYOLA ROBLES, 2000).

Substâncias Tóxicas ou Inibidoras

Substância tóxica é a que mata bactérias ou prejudica o processo metabólico. A toxicidade de uma substância é um conceito muito relativo, pois depende das quantidades (concentrações) e do tipo de prejuízo causado. Em grandes quantidades toda substância pode ser tóxica, mas consideram-se tóxicas apenas as substâncias que em pequenas quantidades relativas são prejudiciais ao metabolismo ou são letais.

Quando a substância tóxica não é letal mas prejudica o metabolismo a ponto de inibir a atividade bacteriana, diz-se que é uma substância inibidora. As substâncias inibidoras provocam danos reversíveis e quando removidas do meio a população de bactérias passa a recuperar sua atividade normal, embora em alguns casos possa se prolongar uma atividade bacteriana reduzida, por causa dos danos causados às células. A inibição é um efeito adverso da substância tóxica não letal sobre o metabolismo bacteriano. Os danos das substâncias tóxicas letais são irreversíveis; removida a substância letal do meio é necessário o restabelecimento da população bacteriana para recuperar a atividade normal, o que em processo anaeróbio pode ser bastante demorado.

Três tipos de toxicidade podem ser distinguidos: 1- toxicidade metabólica (inibição competitiva, completamente reversível), como a causada por amônia ou pela salinidade alta; 2- toxicidade fisiológica (inibição resultante de danos aos componentes celulares, como membrana ou enzimas, que é reversível se não for muito intensa mas a recuperação é geralmente lenta), como a causada por compostos fenólicos; 3- toxicidade bactericida (toxicidade letal, que exige longo tempo de recuperação porque causa desequilíbrio ecológico e requer o recrescimento da população de bactérias), causada por substâncias que mesmo em quantidades moderadas matam bactérias, como solventes, pesticidas, antibióticos e metais pesados de despejos industriais (LETTINGA *et al*, 1999).

Por outro ângulo, as substâncias tóxicas podem ser agrupadas em três categorias: 1- aquelas cuja toxicidade está relacionada com o pH, como, por exemplo, ácidos graxos voláteis, amônia e ácido sulfídrico; 2- compostos com toxicidade imediata ou irreversível, como alguns compostos clorados (CCl_4 , CH_2Cl_2 , CH_3Cl , CHCl_3) e cianeto; 3- substâncias que com um pequeno aumento na concentração tornam-se tóxicas, como os íons metálicos (metais pesados) (AMMAL, 1996).

Em alguns caso a toxicidade depende do pH porque o pH determina o grau de dissociação e a forma não ionizada é mais tóxica porque passa facilmente através da membrana celular bacteriana. Em pH baixo aumenta a quantidade de ácidos graxos voláteis e amônia na forma não ionizada, que penetra na célula bacteriana mais facilmente e, uma vez assimilados, reduzem o pH intracelular afetando a atividade metabólica. Em pH menor que 6 praticamente todo o enxofre encontra-se reduzido na forma de H_2S dissolvido, não dissociado e, portanto, permeável à célula. Amônia é um amortecedor de pH (tampão) importante, mas em altas concentrações pode inibir o processo anaeróbio. H_2S em baixas concentrações é benéfico à digestão anaeróbia mas em altas concetrações ($> 150 \text{ mg/l}$) é prejudicial

(AMMAL, 1996). Concentrações de gás sulfídrico dissolvido abaixo de 100 mg/l não inibe seriamente a atividade metanogênica e o H₂S pode ser precipitado por sais ferrosos (HAANDEL e MARAIS, 1999). Por outro lado, sulfetos controlam a toxicidade de metais pesados, precipitando-os.

Algumas substâncias, como metais alcalinos e alcalinos terrosos, só tornam-se tóxicas em concentrações grandes e em choques bruscos, porque as arqueas metanogênicas têm boa capacidade de adaptar-se a aumentos graduais destas substâncias (HAANDEL e MARAIS, 1999). Arqueas metanogênicas são as mais sensíveis a substâncias tóxicas.

O desequilíbrio na produção e consumo de ácidos graxos voláteis (AGV) é o principal fator intrínseco que afeta a estabilidade do processo anaeróbico no tratamento de esgotos fortes. Mas, a produção de AGV não é significativa no tratamento de esgotos fracos (de baixa carga orgânica, como esgoto sanitário) e a concentração é sempre abaixo dos limites de inibição. Não há notícia na literatura sobre colapso no processo devido a desequilíbrios na produção e consumo de AGV em reatores anaeróbios tratando esgoto doméstico. (FORESTI, 2001).

A estabilidade de reatores submetidos a cargas tóxicas tem sido atribuída ao tempo de retenção celular longo. Em filtros anaeróbios o tempo de retenção celular pode ser superior a 100 dias (YOUNG e McCARTY, 1969) conferindo-lhes alta estabilidade. Outros mecanismos de proteção, como a formação do biofilme aderido, também são citados como fatores de resistência dos filtros anaeróbios à cargas tóxicas. “Reatores de filme fixo, como filtros anaeróbios, por exemplo, têm demonstrado ser mais resistentes à toxicidade que reatores de crescimento em suspensão” (FORESTI *et al*, 1999)

Podem ser explorados convenientemente três mecanismos típicos naturais para eliminar, ou atenuar, a toxicidade em reatores anaeróbios: biodegradação ou biotransformação, mediante consórcio de microrganismos e condicionamento do substrato; volatilização, juntamente com o biogás; e precipitação, como a de metais pesados sob a forma de sulfetos metálicos.

No caso do tratamento de esgotos sanitários, a presença de substâncias tóxicas em concentrações que causem sérios prejuízos é pouco provável. Pode ocorrer raramente e somente em pequenos sistemas com baixa capacidade de diluir cargas tóxicas eventuais.

Em esgotos sanitários geralmente não são encontradas substâncias tóxicas em quantidades capazes de causar problemas à digestão anaeróbia. A literatura sobre reatores

anaeróbios tratando esgoto sanitário, exceto digestores de lodo, não faz referência a problemas de toxicidade (FORESTI *et al*, 1999). A instabilidade de reatores anaeróbios tratando esgoto doméstico é sempre relacionada com sobrecarga hidráulica ou erros no projeto ou na operação (FORESTI, 2001).

Influência da Transferência de Massa

Embora altas concentrações de biomassa sejam o objetivo de todo processo anaeróbio é necessária também uma biomassa bastante ativa. O sucesso ou fracasso da conversão de substrato é muito dependente do transporte de substrato aos microorganismos. Tanto a transferência de massa interna como externa são importantes. São afetadas pela diversidade da comunidade microbológica, densidade e agregação dos microrganismos, condições hidrodinâmicas, gases circulantes, etc.

A taxa de transferência de massa externa cresce quando aumenta a turbulência, que depende da velocidade de fluxo e da produção de gás.

A transferência de massa interna decresce quando aumenta a espessura do biofilme ou quando a taxa específica máxima é grande em relação à difusão efetiva, portanto é necessária uma grande superfície (biofilme) para transferência rápida de substrato para o interior da biomassa. Contudo, o diâmetro da biopartícula ou espessura do biofilme, dentro de certos valores, pode não ser tão importante em face da atividade microbiana e enfim, da cinética de transferência interna.

O potencial de transferência de massa de substrato é também afetado por características do substrato (solúvel, semi-solúvel, particulado) e por características de crescimento da população microbológica (dispersada, aglomerada, aderida).

Tanto reatores de leito fixo como de massa suspensa podem desenvolver fluxos preferenciais e zonas mortas, que reduz a eficiência. É muito importante um fluxo uniforme no reator.

3. REATORES ANAERÓBIOS

3.1. Introdução

Em clima quente, os reatores anaeróbios utilizados no tratamento de esgotos são bastante eficientes na remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos e apresentam grandes vantagens: ocupam pequena área; produzem pouco lodo, estabilizado; não consomem energia; não necessitam de equipamentos eletro-mecânicos; e requerem construção e operação simples.

A produção de lodo nos processos anaeróbios é muito baixa, em comparação com os processos aeróbios, porque no metabolismo bacteriano aeróbio predomina o anabolismo, enquanto no metabolismo anaeróbio predomina o catabolismo. Quanto à energia, reatores anaeróbios produzem-na, sob a forma de metano, enquanto os reatores aeróbios compactos geralmente necessitam de energia elétrica para aeração mecânica.

Reatores anaeróbios podem remover até 80% da matéria orgânica e produzem quantidades de lodo muito menores do que reatores aeróbios mecanizados. Não removem satisfatoriamente microrganismos patogênicos nem nutrientes eutrofizantes. Mas os reatores aeróbios compactos, à custa de mecanização e energia elétrica, geralmente também não são eficientes na remoção de patogênicos e sais eutrofizantes (CAMPOS *et al*, 1999).

Contudo, embora apresente grandes vantagens, um reator anaeróbio dificilmente tem um efluente que atende aos padrões de qualidade estabelecidos pela legislação ambiental brasileira. É quase sempre necessário o pós-tratamento do efluente de reatores anaeróbios, para atender aos requisitos da legislação.

Portanto, reatores anaeróbios são mais adequados para anteceder unidades de tratamento mais eficientes, reduzindo o custo total. Prestam-se inclusive para anteceder lagoas de estabilização e sistemas de disposição controlada no solo, resultando menor demanda de áreas de terrenos. Mas sistemas totalmente anaeróbios, contendo filtro anaeróbio, também podem atender a legislação em vários casos, com menor custo.

Quando o corpo receptor apresenta boa capacidade de diluição, ou quando o efluente da estação de tratamento de esgotos (ETE) é disposto no solo, alguns órgãos estaduais de controle ambiental têm aceito a DBO no efluente com até 60 mg/L, o que permite a implantação de ETEs mais simples e mais econômicas. Mesmo assim, os reatores anaeróbios usuais não dispensam o pós-tratamento. Apenas o uso de sistemas compostos por tanque séptico seguido de filtro anaeróbio, que só é viável para pequenas populações, ou de

reator UASB seguido de filtro anaeróbio, para populações maiores, dispensaria o uso de sistemas aeróbios para atender o limite de DBO de 60 mg/L (CHERNICHARO *et al*, 2001a).

Enquanto o custo de implantação de uma ETE convencional com lodos ativados situa-se entre R\$100,00 e R\$180,00 por habitante e o de uma ETE com reator UASB seguido de sistema de lodos ativados situa-se entre R\$70,00 e R\$110,00 por habitante, uma ETE com reator UASB seguido de filtro anaeróbio tem uma faixa usual de custo de implantação entre R\$40,00 e R\$60,00 por habitante atendido (ALEM SOBRINHO e JORDÃO, 2001). Sistemas compostos por decanto-digestor seguido de filtro anaeróbio, geralmente têm custo de implantação entre R\$20,00 e R\$50,00 por habitante. Ademais, os sistemas totalmente anaeróbios têm custo de operação baixíssimo.

A análise da relação benefício/custo deve ser vista do ângulo da rentabilidade social e ambiental, considerando, inclusive, o retorno social do capital investido. Recursos financeiros aplicados em equipamentos eletro-mecânicos têm destino final muito diferente dos que são aplicados em sistemas que incrementam a economia local.

Não se pretende que os reatores anaeróbios propiciem um efluente final com a mesma qualidade do efluente de um bom reator aeróbio, mas sistemas completamente anaeróbios, compostos com filtro anaeróbio, podem remover, na prática, mais de 80% da matéria orgânica, e, dependendo da capacidade do corpo receptor ou do uso dado ao efluente, em muitos casos são suficientes para resolver os problemas causados pelos esgotos.

Quanto à segurança sanitária, afora lagoas de estabilização adequadas e alguns casos de disposição no solo, qualquer forma de tratamento, independentemente se aeróbia ou anaeróbia, requer desinfecção do efluente para garantir total proteção à saúde pública. E se houver desinfecção, em muitos casos a qualidade dos efluentes de um bom sistema anaeróbio ou aeróbio será semelhante do ponto de vista prático, pois a amônia que diferencia os efluentes anaeróbios e aeróbios também será removida.

Pesquisas recentes têm indicado que doses de cloro da ordem de 10 mg/L aplicadas em efluentes de filtros anaeróbios com tempo de contato superior a 25 minutos pode propiciar alta eficiência na remoção de *E. coli* e baixos valores de cloro residual, simultaneamente. As baixas concentrações de sólidos suspensos nos efluentes de reatores anaeróbios modernos também permite a desinfecção com luz ultravioleta e outros processos.

Nas condições ambientais, climáticas e econômicas do Brasil, não se pode desprezar as vantagens e conveniências da aplicação de reatores anaeróbios para tratamento dos esgotos, seja para atingir um primeiro patamar sanitário de forma massificada ou para reduzir os custos de sistemas mais eficientes.

A digestão anaeróbia é utilizada há mais de cem anos para o tratamento de águas residuárias, mas somente há vinte anos vem se desenvolvendo uma tecnologia que pode competir com os processos aeróbios no tratamento de esgotos sanitários.

O interesse por reatores anaeróbios para tratamento de esgotos sanitários tem crescido muito nas últimas décadas, sobretudo devido a aplicações bem sucedidas de reatores anaeróbios de manta de lodo

(UASB) em clima quente. Porém, há que se perceber que o clima quente é favorável também às várias outras configurações de reatores anaeróbios.

O Brasil é certamente o país que mais tem aplicado reatores anaeróbios para o tratamento de esgotos sanitários. Nos últimos anos as análises de alternativas de tratamento geralmente incluem reatores anaeróbios. Contudo, ainda há muito o que se estudar e experimentar das muitas possibilidades do processo, modelos e associações de reatores anaeróbios.

Para condições ambientais idênticas e afluente de mesma qualidade, o bom desempenho de um reator anaeróbio depende basicamente da quantidade de massa de lodo retida e do maior contato possível entre o material orgânico afluente e o lodo retido. Portanto, a eficiência de um reator anaeróbio depende sobretudo das condições hidráulicas impostas em função dos regimes de alimentação e dos resultados hidrodinâmicos, dos quais resultam a capacidade de retenção de biomassa, a uniformidade de fluxo e o contato entre a biomassa retida e a fase líquida, que propiciam maior eficiência na bioconversão. Ou seja, a eficiência do reator depende muito fortemente da forma como ocorre o fluxo da fase líquida em relação à zona de maior concentração de biomassa, seja porque o fluxo determina maior contato do esgoto com o lodo ativo ou porque tem alta influência na retenção (decantação, cisalhamento e arraste) do lodo ativo no reator.

3.2. Características Básicas que Diferenciam os Reatores

Os reatores anaeróbios podem ser diferenciados em função do regime de alimentação, que pode ser em fluxo contínuo ou descontínuo.

Os reatores com alimentação intermitente, ou fluxo descontínuo, são também denominados de reatores de batelada. São alimentados até completar o volume útil no início de uma etapa de tratamento e esvaziados no final do tratamento, após separação ou retenção do lodo. Repete-se a operação sucessivamente, em bateladas. Não se tem no Brasil reatores anaeróbios em batelada aplicados ao tratamento de esgotos em escala real, embora existam em escala experimental.

As condições de mistura dos líquidos no interior de um reator é também uma característica que lhe distingue funcionalmente dos outros modelos. Em um extremo o fluxo pode ser “tubular”, ou por pacotes, quando os esgotos fluem ao longo do reator com dispersão transversal muito baixa e sem mistura, com cada “pacote” saindo na mesma seqüência da entrada e as concentrações diminuindo ao longo do percurso até a saída. No outro extremo a mistura pode ser completa, quando os líquidos são homogeneamente dispersados em todo o volume útil do reator e as concentrações são aproximadamente as mesmas em qualquer ponto no interior do reator e no efluente. Os reatores mais usuais funcionam em condições de mistura intermediárias, entre a completa e a tubular.

Nos reatores em batelada, a mistura é provocada através de agitação mecânica forçada, por via externa. No caso dos reatores contínuos, o próprio fluxo dos esgotos promove agitação e mistura, mas a mistura provocada pela produção de gases da digestão anaeróbia é também muito importante.

As duas características básicas que mais influenciam a eficiência de um reator anaeróbio são as condições de fluxo, que favorecem o contato entre o lodo ativo e o esgoto a ser tratado e as trocas de massa e energia, e a retenção de biomassa, que acumula lodo ativo retendo sólidos biológicos. Ocorre que quanto mais completa a mistura no fluxo geralmente mais difícil é reter a biomassa em um mesmo volume de reator. Portanto, um bom reator deve explorar convenientemente a mistura ou outras formas de contato entre o lodo ativo e o esgoto que a hidráulica possa propiciar, mas procurando reter as concentrações adequadas de biomassa ativa. O contato com a biomassa ativa, a mistura, o arraste de matéria e outras conseqüências da hidrodinâmica dependem fundamentalmente das condições de fluxo em relação a zona de maior acumulação de lodo, ou maior concentração, e a forma como este lodo se encontra distribuído no reator.

Os reatores anaeróbios utilizados para tratamento de esgotos podem ser distinguidos funcionalmente em dois grandes grupos: reatores nos quais o fluxo de esgotos não atravessa as zonas de acumulação de lodo; e reatores com fluxo através da zona de acumulação e crescimento do lodo ativo.

Nos reatores em que o fluxo de esgoto não atravessa a massa de lodo, os sólidos são retidos por decantação, com auxílio de chicanas ou outros dispositivos para retirada do líquido mais clarificado, e a tendência é a separação de fases gravimétrica. A fase líquida tende para a clarificação e no lodo decantado ocorre a maior atividade biológica de degradação da matéria orgânica. Os reatores usuais são as lagoas de estabilização anaeróbias e os decanto-digestores. Nestes reatores o fluxo ocorre na fase líquida e, portanto, a ação dos microrganismos da biomassa decantada é pouco ativa em relação à massa líquida. Por conseqüência têm menor eficiência na bioconversão de matéria orgânica dissolvida.

Evidentemente ocorre alguma mistura no fluxo horizontal. O lodo não é totalmente separado e, portanto, não é completamente passivo em relação à fase líquida. Mas o principal fenômeno ativo na depuração da fase líquida é a decantação, enquanto a degradação da matéria orgânica ocorre principalmente no lodo decantado. Isso não significa que não há atividade biológica na massa líquida.

Nos reatores com fluxo através do lodo ativo, a biomassa permanece em contato com a fase líquida, dispersa na forma de flocos ou grânulos ou aderida a um suporte onde forma-se um filme biológico. Os microrganismos do lodo, em contato direto com a fase líquida, têm ação ativa sobre a mesma, e, portanto, estes reatores são mais eficientes na remoção de matéria orgânica dissolvida. Isso não significa que não ocorrem fenômenos físicos importantes. Também há decantação e a “filtração” no lodo, através do qual ocorre o fluxo, desempenha função notável na depuração dos esgotos.

Os reatores com fluxo através do lodo ativo podem, por sua vez, ser distinguidos em dois grupos: com biomassa aderida em suporte inerte; com biomassa não aderida.

Nos reatores com biomassa não aderida ao suporte inerte, o lodo é retido mediante controle da velocidade do fluxo e com auxílio de separadores de fase (aletas divisoras e decantadores internos). A biomassa agrega-se em flocos ou grânulos, formando um leito, ou manta, de lodo, através do qual passa o fluxo da fase líquida, que lhe dá sustentação hidráulica. O reator mais usual é o “reator de manta de lodo”, com fluxo ascendente através do leito de lodo pouco expandido, mas há também reatores de leito de lodo expandido, sem núcleo inerte nos grânulos e flocos, que propiciam maior facilidade para troca de massa e evitam formação de fluxo preferencial e zonas de fluxo “mortas”.

Para provocar a expansão do lodo até a sua fluidização (lodo expandido ou lodo fluidizado) é necessária uma velocidade ascensional que só é conseguida em reatores com grande altura ou com auxílio de injeção de gás ou recirculação. Com velocidade ascensional menor (baixa expansão) forma-se um leito de lodo mais denso e menos espesso, através do qual a massa líquida é “filtrada” em contato direto com a biomassa.

Nos reatores com biomassa aderida, o suporte inerte pode ser fixo ou móvel.

Os reatores com biomassa aderida a suporte fixo recebem um enchimento de material suporte que se mantém estático. A biomassa é retida no biofilme aderido ao material fixo e também nos interstícios por onde ocorre o fluxo da fase líquida. Dependendo do material de enchimento, cada interstício funciona como um pequeno reator de biomassa não aderida que retém os flocos e grânulos com maior facilidade. O reator mais usual é o filtro anaeróbio.

Os reatores com biomassa aderida a suporte móvel são basicamente de dois tipos: discos rotativos com biofilme aderido; e os de leito fluidizado ou expandido com biofilme aderido a núcleos inertes (geralmente areia fina) onde o conjunto, núcleo inerte e biofilme aderido, é expandido pela velocidade que se impõe ao fluxo ascendente (injeção de gás, recirculação, etc.).

Nos reatores com a zona de maior concentração de lodos separada da zona da fase líquida, o fluxo é horizontal, mas ocorre mistura provocada por correntes de convecção térmica ou por bolhas de gases. Nos reatores com fluxo através do lodo em que há sustentação hidráulica da biomassa (flocos ou grânulos ou biofilme sobre núcleos inertes granulares), evidentemente o fluxo só pode ser ascendente. Nos reatores com biomassa aderida e retida em um leito fixo, o fluxo através do lodo ativo pode ser ascendente, descendente ou horizontal.

Os reatores anaeróbios mais utilizados para tratamento de esgotos sanitários são: a lagoa; o decanto-digestor; o reator de manta de lodo; e o filtro.

A lagoa anaeróbia e o decanto-digestor são reatores nos quais o lodo decanta e o fluxo ocorre por sobre a zona de maior concentração de lodo ativo. No filtro anaeróbio e no reator de manta de lodo o fluxo

de esgotos ocorre através do lodo, o que favorece a ação dos microorganismos sobre a parcela dissolvida da matéria orgânica, sendo que no filtro a biomassa é contida no leito de material suporte e no reator de manta de lodo a biomassa não tem suporte para aderir mas agrega-se em flocos ou grânulos.

No que pese as vantagens dos reatores com fluxo através do lodo ativo na remoção de matéria dissolvida, por outro lado apresentam também desvantagens.

O fluxo através do lodo ativo torna o reator mais sensível às variações qualitativas e quantitativas do afluente e as perturbações funcionais têm efeito mais prolongado (menor capacidade de restabelecer o estado estacionário) que nos reatores de lodo separado por decantação e fluxo na fase líquida, nos quais as variações de vazão prejudicam a sedimentação apenas momentaneamente e eventuais cargas tóxicas ou contaminantes pouco afetam a biomassa decantada. Grandes variações de vazão impactam negativamente os reatores com fluxo através do lodo ativo porque cisalham biofilme e carregam lodo ativo. Substâncias tóxicas evidentemente afetam muito mais diretamente as populações biológicas de reatores com fluxo através do lodo.

Porém, nos sistemas de esgotos com longo percurso na rede de coleta, os esgotos chegam nas estações de tratamento com parte dos sólidos orgânicos já transformados e a parcela dissolvida relativamente maior, o que constitui uma vantagem funcional para a aplicação de reatores com fluxo através do lodo. Por outro lado, os esgotos “jovens” contêm relativamente maior parcela de sólidos sedimentáveis e flutuantes, que são mais apropriadamente removidos (e digeridos) em reatores com fluxo na fase líquida. Deve-se lembrar que, em situações reais de operação, os esgotos contêm sólidos, em uma composição na qual, a grosso modo, as parcelas de sedimentáveis, suspensos não sedimentáveis e dissolvidos, são aproximadamente iguais.

Quanto maior o sistema, relativamente menores as variações de vazões, mais diluídas as eventuais cargas tóxicas, maior a parcela dissolvida dos esgotos que chegam na ETE, menor o custo “per capita” dos reatores com menor tempo de detenção hidráulica, e, por conseguinte, mais adequada a aplicação de reatores com fluxo através do lodo ativo.

Entre os reatores com fluxo através do lodo ativo, os com biomassa aderida a leito fixo são logicamente menos susceptíveis a perda de sólidos biológicos, mais estáveis e menos dependentes das variações do afluente.

Os reatores anaeróbios com fluxo através do lodo ativo aderido em suporte fixo, como o filtro anaeróbio, certamente estarão melhor associados quando precedidos por um reator que retém sólidos sedimentáveis e resíduos inertes, como o decanto-digestor, ou por um reator de manta de lodo. No primeiro caso porque assim está mais protegido contra o entupimento dos interstícios do material suporte (colmatação do leito) e promove a remoção da matéria orgânica dissolvida que passa no decanto-digestor. No segundo caso porque confere maior estabilidade e uniformidade ao efluente final e degrada sólidos (inclusive colóides) que escapam do reator de manta de lodo.

Uma outra característica que diferencia os reatores anaeróbios é a capacidade de estabelecer e manter condições favoráveis para desenvolvimento e agregação de diferentes grupos de microrganismos, formando uma biomassa de alta atividade metabólica, que em quantidade adequada é responsável pela eficiência do reator na conversão de matéria orgânica. A agregação de microrganismos resulta no lodo biológico imobilizado no biofilme aderido a uma superfície ou na forma de flocos ou grânulos. A biomassa agregada tem maior atividade metabólica e promove o tratamento dos esgotos em menor tempo no mesmo volume de reator. A qualidade e a densidade do biofilme, floco ou grânulo é importante, como também as condições de contato destes com o esgoto em fluxo. Filtro anaeróbio é o único reator usual para tratamento de esgotos no qual a imobilização de biomassa ocorre nas duas formas possíveis: no biofilme aderido ao material de enchimento e como flocos e grânulos retidos nos interstícios.

É muito importante evitar zonas mortas (sem fluxo), fluxos preferenciais ou curto-circuitos hidráulicos, que resultem em espaços no interior do reator onde não seja favorável o contato entre o esgoto e a biomassa, prejudicando o seu desempenho. Nos reatores com lodo móvel (biomassa não aderida a suporte fixo), o contato ocorre devido à mistura adequada e somente com fluxo através do lodo em sustentação hidráulica. Nos reatores com enchimento de material fixo, a passagem dos esgotos pelos interstícios promovem agitação e mistura e conseqüente contato com a biomassa ativa. Só se justificam zonas sem fluxo intencional se for para propiciar a separação de lodo por decantação, onde ocorrerá intensa atividade biológica global em função da altíssima concentração.

Nos reatores com fluxo através do lodo e biomassa não aderida, a sustentação hidráulica do lodo, bem como a retenção desse lodo no reator, ou seu carreamento no efluente, dependem da velocidade ascensional do fluxo, obrigatoriamente ascendente. A velocidade ascensional em um reator depende da sua geometria. Para uma mesma vazão total e um mesmo volume de reator, pode-se obter velocidades ascensionais diferentes em função da geometria que define a seção transversal ao fluxo, que determina a velocidade para uma dada vazão. Como a velocidade depende da seção transversal do reator, com diferentes alturas pode-se obter velocidades diferentes. Um reator com menor seção transversal ao fluxo e maior altura terá velocidade ascensional maior.

Alguns reatores anaeróbios modernos utilizam-se da recirculação do efluente ou de gases gerados no próprio reator, com o objetivo de melhorar a mistura e o contato entre a biomassa e o esgoto afluente.

Nos reatores com recirculação do efluente, pode-se aumentar significativamente a velocidade ascensional do líquido no interior do reator e, com isso, proporcionar uma expansão do leito de lodo, para melhorar as condições de contato do lodo ativo com o esgoto afluente. Para tratamento anaeróbio de certos esgotos industriais a recirculação do efluente é utilizada também para diluir o próprio afluente, no caso de esgotos de alta concentração, ou para aproveitar a alcalinidade gerada no reator, e que sai no efluente, para manter o pH próximo do valor neutro, favorável ao processo anaeróbio. No tratamento de esgotos sanitários não há necessidade de recirculação de efluente com estas finalidades.

Os gases gerados no reator podem ser recirculados internamente ou por injeção após acumulação em recipiente externo, para aumentar a agitação e a mistura, mas isso tem um custo muito elevado que não se justifica para o tratamento de esgotos sanitários. Mesmo sem recirculação de gases, o próprio gás gerado naturalmente nos reatores durante o processo de digestão anaeróbia desempenha um papel importante na agitação e mistura, favorecendo o contato do lodo ativo com o esgoto afluente. O movimento das bolhas de gás no reator deve ser convenientemente aproveitado.

A recirculação externa de lodo não é usual nos reatores anaeróbios. Apenas o reator anaeróbio de contato (semelhante ao processo de lodos ativados aeróbio na configuração física espacial) necessita de um decantador externo, do qual o lodo retorna para o reator. O reator anaeróbio de contato não é aplicado ao tratamento de esgotos sanitários, que são relativamente pouco concentrados.

A necessidade de conter um separador de fases (sólidos, líquidos e gases) também distingue os reatores anaeróbios. Reatores com fluxo através da biomassa ativa não aderida a meio fixo necessitam conter um separador de fases na parte superior. Na verdade necessitam de um dispositivo semelhante a um decantador e sedimentador interno, para evitar a perda de sólidos biológicos com o efluente, o que resultaria em baixa eficiência devido a menor concentração de lodo ativo no interior do reator. As aletas do decantador interno são aproveitadas para desviar as bolhas de gás que iriam para a zona de sedimentação. Portanto, a eficiência destes reatores depende também da eficiência do separador de fases. Contudo, quanto mais denso o lodo e quanto melhor o controle da velocidade de fluxo menor a dependência do decantador interno.

Os filtros anaeróbios não necessitam de separador de fases, porque cada interstício, onde se acumula lodo biológico não aderido ao meio suporte, funciona como um pequeno decantador e sedimentador, suficiente para reter o lodo ativo.

Evidentemente os reatores anaeróbios diferenciam-se, também, pelas vantagens que podem oferecer, quanto a facilidades de projeto, construção e operação, e pela relação benefício/custo obtida, em cada caso, em face dos condicionantes e objetivos pretendidos. Neste domínio, novas alternativas tecnológicas devem ser desenvolvidas e pesquisadas.

CAMPOS (1994) registra que os reatores de biomassa fixa terão cada vez mais aplicabilidade para tratamento de águas (residuárias e para abastecimento) que apresentam concentrações de substratos bastante pequenas, ao mesmo tempo que também se prestam para tratamento de afluentes com concentrações elevadas. Prevê, em síntese, que o futuro dos reatores modernos para tratamento de água reserva espaço muito importante para reatores de filme fixo.

Ainda há muito o que se estudar e experimentar (pesquisas) das muitas possibilidades de variantes do processo, modelos e associações de reatores anaeróbios. E essas pesquisas são urgentes, porque entre todas as dúvidas há uma grande certeza: as vantagens inegáveis dos processos anaeróbios aplicados ao tratamento de esgotos sanitários em regiões de clima quente.

3.3. Principais Reatores para Tratamento de Esgotos Sanitários

Os principais tipos de reatores anaeróbios utilizados em escala real para o tratamento de esgotos sanitários no Brasil, são: lagoa anaeróbia, decanto-digestor, filtro anaeróbio, e reator de manta de lodo. Reatores mistos e algumas novas configurações também já têm aplicação em escala real, porém de forma ainda muito limitada.

A Figura 3.1 mostra desenhos esquemáticos dos principais reatores anaeróbios utilizados para tratamento de esgotos sanitários no Brasil.



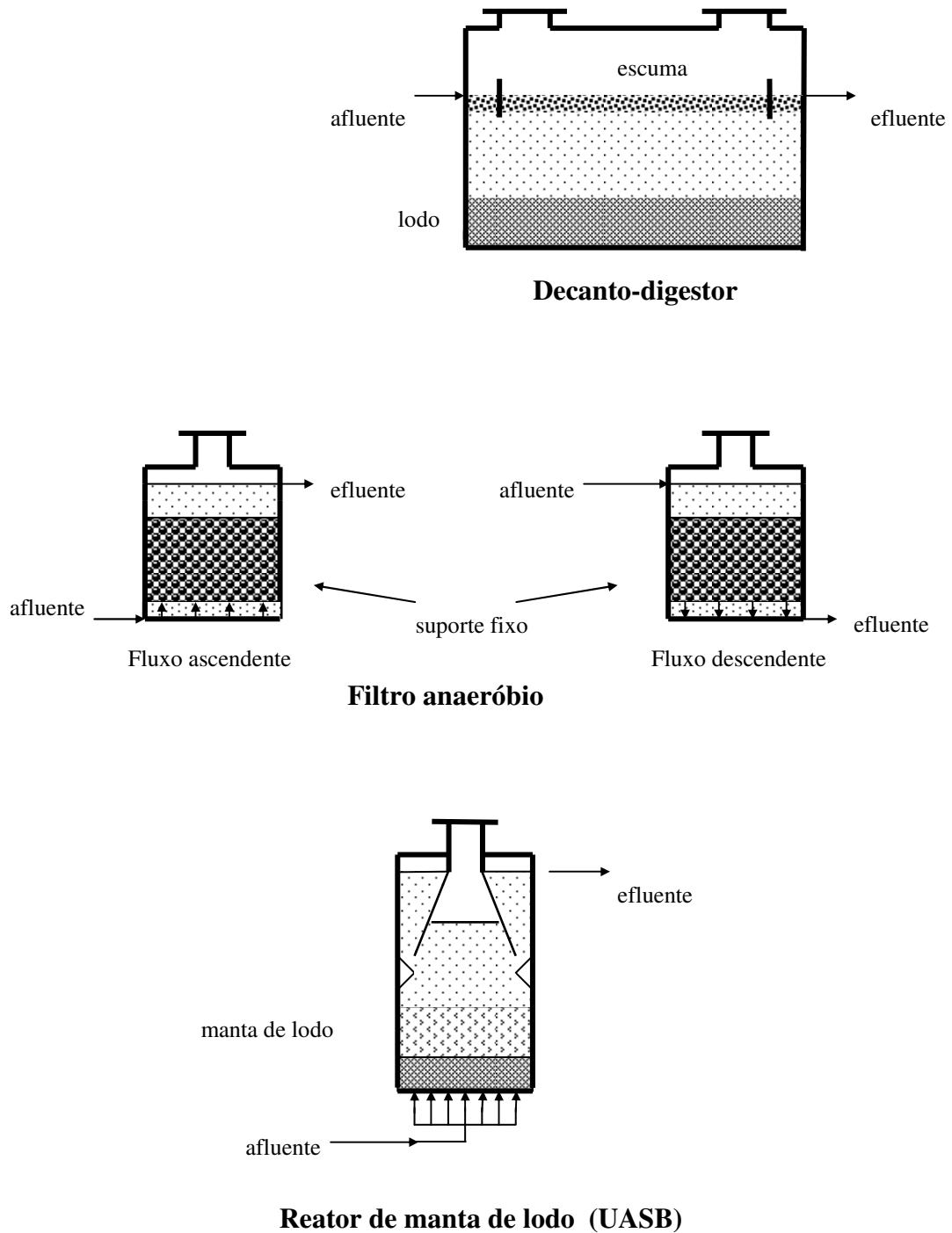


Figura 3.1 – Configurações dos principais reatores anaeróbios utilizados no tratamento de esgoto sanitário: lagoa anaeróbia; decanto-digestor; filtro anaeróbio; reator de manta de lodo (UASB). Fonte: adaptado de KATO *et al* (1999).

3.3.1. Lagoa Anaeróbia

As lagoas de estabilização anaeróbias são escavadas no solo e contornadas por diques de terra ou muros de alvenaria, para contenção dos esgotos.

O tempo de detenção hidráulica varia de 1 a 5 dias, dependendo do clima, daí resultarem volumes relativamente grandes. Para reduzir a área necessária à sua implantação, geralmente são profundas (2 a 5 metros) se comparadas a outros modelos de lagoas de estabilização.

O fluxo é predominantemente no sentido horizontal e a retenção de sólidos se dá por decantação natural. No fundo acumula-se a maior quantidade de lodo, onde ocorre a maior atividade biológica. Há mistura na massa líquida devido a correntes de convecção térmica e também provocada por bolhas de gás que se forma no lodo acumulado no fundo, mas o contato da biomassa ativa com a fase líquida é pouco eficaz, do que resulta baixa eficiência na biodegradação da matéria dissolvida e limita a capacidade total de remover matéria orgânica. Por outro lado, a mistura dificulta a retenção de biomassa e, como não possuem mecanismos auxiliares para conter os sólidos, sua eficiência total é relativamente baixa, com remoção de DBO da ordem de 50 a 60%.

Como parte do volume do reator acumula, além da biomassa ativa, resíduos metabólicos e sólidos inertes, o volume útil e a eficiência reduzem-se com o passar do tempo e torna-se necessária a remoção dos sólidos, mas apenas em períodos de anos. Em geral a remoção do lodo de excesso no fundo é realizada após vários anos, o que resulta em alta retenção de biomassa ativa no reator, portanto, com tempo de detenção celular alto.

Normalmente não são cobertas. Os gases produzidos na digestão anaeróbia são liberados para a atmosfera e podem trazer problemas de maus odores na vizinhança. O aspecto estético geralmente também não é muito agradável.

No entanto, lagoas de estabilização anaeróbias são reatores muito robustos, que resistem muito bem a choques de sobrecarga qualitativos e quantitativos sem grande dependência do pré-tratamento, têm operação muito simples e eventual e o custo de implantação pode ser extremamente baixo, dependendo do preço do terreno e das condições de escavação.

É uma tecnologia já bastante consolidada em nível internacional e com muitas unidades em operação no Brasil. As facilidades de construção e operação certamente contribuem decisivamente para sua aplicação.

Para tratamento de esgotos sanitários, a lagoa anaeróbia geralmente é utilizada como primeiro reator de uma série de lagoas de estabilização e aplicada somente em sistemas de médio e grande porte, distante de zonas habitadas, porque produz maus odores. Nas últimas décadas, para sistemas de esgotos com pequenas e médias vazões, as lagoas anaeróbias têm sido substituídas nos projetos por grandes decanto-digestores ou por reatores

de manta de lodo (UASB), que exigem menor tempo de detenção (e menor volume) e também porque nestes reatores é muito mais fácil controlar maus odores. A tendência atual é aplicar reatores de manta de lodo antecedendo lagoas também nos grandes sistemas.

3.3.2. Decanto-digestor

Decanto-digestores são basicamente tanques cobertos, com único volume ou divididos em compartimentos horizontais (câmaras em serie) ou verticais (câmaras sobrepostas), popularmente conhecidos no Brasil como tanques sépticos.

Foram as primeiras unidades idealizadas para tratamento de esgotos sanitários e até hoje são as mais extensivamente empregadas, numericamente, na maioria dos países, inclusive no Brasil. Podem ser aplicados tanto para tratamento de esgotos de residências (sua mais usual aplicação é em sistemas isolados) como de pequenas cidades.

Nos decanto-digestores ocorrem, simultaneamente: decantação, sedimentação e flotação dos sólidos dos esgotos e desagregação e digestão do lodo sedimentado e do material flutuante. A maior atividade biológica ocorre no lodo decantado, mas a ação biológica sobre a fase líquida, devido à mistura natural do lodo ativo com os esgotos, não deve ser desprezada, sobretudo em climas quentes, porque pode ser muito significativa, dependendo do modelo do reator.

São reatores muito resistentes às variações do afluente, adequados para tratamento de esgotos “jovens”, que chegam na unidade de tratamento com grande parcela de sólidos decantáveis, e podem ser economicamente aplicados desde a pequenas vazões até a volumes médios. Comportam vantagens do processo anaeróbio, com operação muito simples e eventual e custo extremamente baixo.

A operação de um decanto-digestor consiste basicamente da remoção do lodo na frequência prevista no projeto (tempo de esgotamento), geralmente períodos de meses ou anos. Portanto, têm longo tempo de retenção celular.

Apesar do longo tempo de retenção celular, sua principal limitação, comparado a outros reatores anaeróbios, é a baixa eficiência na remoção de matéria orgânica dissolvida, devido as precárias condições de contato do lodo ativo com a fase líquida. Assemelha-se funcionalmente às lagoas anaeróbias, com maior eficiência, devido a melhores condições de mistura e contato biomassa-esgotos e também de maior retenção de sólidos, propiciadas por facilidades de projeto e operação. O tempo de detenção hidráulica é da ordem de 6 a 24 horas,

resultando volumes bem menores que os das lagoas. Como são cobertos, não causam problemas de maus odores.

Os modelos de decanto-digestores, de câmara única, de câmaras em série e de câmaras sobrepostas, são funcionalmente muito diferentes. Nos de câmara única, todos os fenômenos ocorrem em um único ambiente. Nos de câmaras em série, embora ocorra decantação e digestão nas duas câmaras, a primeira favorece a digestão e a segunda favorece a decantação, sequenciadamente. Nos de câmaras sobrepostas, a câmara superior, que é a primeira e também a última em relação ao fluxo, favorece apenas a decantação e a câmara inferior funciona como digestor e acumulador de resíduos.

O decanto-digestor de câmaras em série é muito adequado para climas quentes, com maior proveito da atividade biológica da primeira câmara. Geralmente constitui um único tanque coberto, dividido por uma parede interna janelada (ou vazada por uma fenda horizontal), formando duas câmaras em série no fluxo horizontal. Na primeira câmara, acumula-se a maior quantidade de lodo, porque tem maior volume e recebe sólidos de mais fácil decantação, e, apesar da eficiência na sedimentação ser prejudicada por bolhas de gases ascendentes e por mistura natural, ocorre, também, significativa remoção da matéria orgânica dissolvida nos esgotos, justamente devido à maior concentração de lodo ativo e à mistura. A segunda câmara, contendo pouco lodo, permite uma sedimentação mais tranquila e mais eficiente na remoção de sólidos suspensos, devido à menor interferência das bolhas de gases resultantes da decomposição do lodo, propiciando eficiência global maior do que uma única câmara de igual volume.

A eficiência dos decanto-digestores depende de vários fatores, principalmente: carga orgânica, carga hidráulica, geometria, compartimentos e arranjo das câmaras, dispositivos de entrada e saída, temperatura e condições de operação. Portanto, a eficiência varia bastante em função da competência de projeto. Normalmente situa-se entre 40 e 70% na remoção da DBO. Logicamente os reatores mais bem projetados e operados apresentam resultados melhores. Os dispositivos de entrada e saída (tês, septos, chicanas ou cortinas) são de extrema importância para a eficiência do decanto-digestor, pois ajudam a controlar as condições de mistura e o de saída é fundamental para a retenção de sólidos no reator, propiciando tomada do efluente no nível em que o líquido é mais clarificado e retendo também a espuma (sólidos flutuantes, gorduras, etc). Tanto as condições de mistura, e contato biomassa-esgotos, como as de retenção de biomassa e clarificação do efluente dependem bastante dos dispositivos de entrada e saída dos esgotos no reator.

Os decanto-digestores podem anteceder variados tipos de unidades de tratamento de esgotos e são vantajosos quando associados às que removem matéria orgânica dissolvida. No Brasil existem aplicações de grandes decanto-digestores de câmaras em série antecedendo sistemas de pequenas lagoas de estabilização, mas, para pós-tratamento dos efluentes de tanques sépticos, o mais utilizado é o filtro anaeróbio.

Decanto-digestor seguido de filtro anaeróbio compõe um sistema que pode ser muito vantajoso para tratamento de esgotos sanitários: associa, em série, um reator resistente às variações do afluente e adequado para reter sólidos decantáveis de alta ou baixa densidade (sedimentáveis ou flotantes) com um reator eficiente também sobre a parcela dissolvida dos esgotos.

3.3.3. Filtro Anaeróbio

O filtro anaeróbio é basicamente um tanque contendo material de enchimento que forma um leito fixo. Na superfície de cada peça do material de enchimento ocorre a fixação e o desenvolvimento de microrganismos, que também agrupam-se, na forma de flocos ou grânulos, nos interstícios deste material. Sendo o fluxo dos esgotos através dos espaços vazios do leito e do lodo ali acumulado, permite que os microrganismos retidos no reator processem a bioconversão da matéria orgânica dissolvida nos esgotos. É, portanto, um reator com fluxo através do lodo ativo e com biomassa aderida, ou retida, no leito fixo.

É utilizado para tratamento de esgoto pelo menos desde a década de 1950. No Brasil, passou a ser utilizado em maior número a partir de 1982, para pós tratamento de tanques sépticos, mas recentemente vem sendo aplicado para pós-tratamento (polimento) de efluentes de grandes decanto-digestores e de reatores anaeróbios de manta de lodo, com vazões de até mais de 40 L/s. (GONÇALVES *et al*, 2001).

Os filtros anaeróbios podem ter várias formas, configurações e dimensões, desde que se obtenha um fluxo bem distribuído através do leito. Os mais usuais têm fluxo ascendente ou descendente. Nos filtros de fluxo ascendente, o leito é necessariamente submerso (afogado). Os de fluxo descendente podem trabalhar afogados ou não. Geralmente são cobertos, mas podem ser implantados sem cobertura, quando não houver preocupação com a eventual emissão de maus odores, o que raramente ocorre quando são utilizados para pós-tratamento.

Apresentam vantagens dos reatores anaeróbios com fluxo através do lodo ativo, destacando-se, comparativamente, nas seguintes vantagens específicas: resistem bem às variações do afluente e propiciam boa estabilidade ao efluente, com baixa perda dos sólidos biológicos; não necessitam de inóculo para a partida; propiciam enorme liberdade de projeto; e têm construção e operação muito simples.

Tanto podem ser aplicados para tratamento de esgotos concentrados como diluídos, mas são mais indicados para esgotos predominantemente solúveis, porque o risco de entupimento do meio filtrante aumenta com a concentração de sólidos suspensos do afluente. Portanto, embora possam ser utilizados como a principal unidade de tratamento, são mais adequados para pós-tratamento. Podem suceder outras unidades anaeróbias, conferindo elevada segurança operacional e maior estabilidade ao efluente, mas também podem ser

aplicados com vantagens para pós-tratamento de outros reatores, como por exemplo para remoção de algas do efluente de pequenas lagoas de estabilização.

O efluente de um filtro anaeróbio é geralmente bastante clarificado e tem relativamente baixa concentração de matéria orgânica, inclusive dissolvida, porém é rico em sais minerais. É muito bom para a disposição no solo, não somente por infiltração, mas, também, para irrigação com fins de produção vegetal. Contém ainda grande quantidade de microrganismos patogênicos e, quando necessário, deve sofrer desinfecção, para a qual podem ser aplicados os processos usuais.

As principais limitações dos filtros anaeróbios decorrem do risco de obstrução do leito (entupimento ou colmatação dos interstícios) e do volume ocupado pelo material inerte de enchimento. Embora o custo de um reator dependa mais das dificuldades construtivas e operacionais do que do volume, o material de enchimento do filtro anaeróbio realmente acarreta um custo adicional considerável.

O filtro anaeróbio, objeto desta tese, será abordado de forma mais aprofundada, oportunamente, em capítulo próprio.

3.3.4. Reator de Manta de Lodo

O reator anaeróbio de manta de lodo é, basicamente, um tanque no qual os esgotos são introduzidos na parte inferior e saem na parte superior estabelecendo um fluxo ascendente através do lodo retido na forma de flocos e grânulos. É, portanto, um típico reator anaeróbio de fluxo através do lodo ativo com biomassa não aderida.

Devido à baixa velocidade ascensional imposta ao fluxo, os sólidos suspensos são, em grande parte, retidos no reator. Os microrganismos agregam-se em flocos ou grânulos sedimentáveis e, assim, forma-se uma camada espessa de lodo que funciona como meio filtrante, aumentando a eficiência na retenção dos sólidos, que são, ali, biodegradados. Os modelos modernos utilizam dispositivos internos para separação de fases (sólidos, líquidos e gases) que favorecem a retenção de biomassa e facilitam a coleta de gases. Como o fluxo se dá através da manta de lodo, a matéria orgânica solúvel também sofre a ação eficaz dos microrganismos presentes ali em alta concentração.

Na década dos anos 1970, foi desenvolvida, na Holanda, uma versão moderna do reator de manta de lodo, com distribuição do esgoto em vários pontos do fundo do reator e

com separador de fases na parte superior, que ficou conhecida como “UASB” (Upflow Anaerobic Sludge Blanket). O seu dispositivo mais característico é o separador de fases, semelhante, em funções, ao decantador interno do tanque Imhoff. O separador de fases (cortinas inclinadas) tem dupla função: atua como defletor das bolhas de gases, por um lado, e decantador dos sólidos, pelo outro lado. Os sólidos decantados no separador de fases retorna ao leito de lodo e o gás é dirigido à zona de captação. Evidentemente aumenta a eficiência do reator.

O UASB foi desenvolvido originalmente para águas residuárias industriais de alta concentração, mas tem sido aplicado para tratamento de esgotos sanitários com sucesso, sobretudo em regiões de clima quente. Atualmente os modelos de reatores de manta de lodo mais utilizados são variações do UASB desenvolvido pelo Dr. Lettinga liderando uma equipe de professores e alunos na Universidade de Wageningen - Holanda.

Em clima quente, o UASB pode remover, na prática, até mais de 75% da DBO de esgotos sanitários. A elevada taxa de remoção de material orgânico no UASB não se deve a uma alta atividade do lodo mas sim à grande massa de lodo retida no reator. A atividade máxima do lodo no UASB é em torno de 0,25 gDQO/gSSV.d, enquanto que em um sistema aeróbio o lodo ativado é capaz de remover mais que 1 gDQO/gSSV.d; no entanto, a alta concentração de lodo no UASB (mais de 15 gSST/L) é muito mais elevada que a concentração encontrada em sistemas de lodo ativado (tipicamente 3 a 5 gSST/L) e viabiliza a grande capacidade total de bioconversão (HAANDEL e LETTINGA,1994). Ou seja, o desempenho do reator UASB no tratamento dos esgotos se deve mais à possibilidade de retenção de uma grande quantidade de lodo do que à atividade metanogênica específica do lodo, que é relativamente baixa.

Um outro requisito fundamental é uma mistura adequada, e conseqüente contato biomassa-esgoto, promovida pelo próprio fluxo hidráulico ascendente e por gases gerados na digestão da matéria orgânica. Daí ser muito importante a distribuição do esgoto no fundo do reator, de forma a propiciar um fluxo uniforme.

No Brasil, o reator de manta de lodo é utilizado para tratamento de esgotos sanitários desde o início da década dos 1980. Certamente este é o país no qual esse tipo de reator mais tem sido aplicado e tecnologicamente adequado, com centenas deles em operação.

Os reatores de manta de lodo permitem grande liberdade de projeto em formas e modelos variados e ainda podem ser bastante aperfeiçoados em detalhes construtivos.

Podem ser projetados em várias formas: tronco-cônica; cilíndrica; paralelepipedal; prismática retangular ou quadrada; e associações destas.

As formas retangulares facilitam a modulação do sistema de tratamento e permitem construção conjugada, reduzindo o custo. Já o perímetro circular é menor que o retangular de mesma área e a forma circular é estruturalmente menos exigente.

No Paraná, a SANEPAR, Companhia Estadual de Águas e Esgotos, que é a pioneira no Brasil na aplicação de reatores de manta de lodo para tratamento de esgotos sanitários em larga escala, e certamente a empresa que mais os tem implantado, utiliza reatores tronco-cônicos que permitem acomodar melhor as variações do colchão de lodo durante os picos de variação de vazão e de produção de biogás e propiciam velocidade ascensional gradativamente decrescente, e, quando enterrados, propiciam facilidades construtivas. Para sistemas modulados e grandes vazões os técnicos do Paraná também defendem a forma retangular (paralelepípedos). A SANEPAR denomina seus reatores de manta de lodo de “RALF” por motivos históricos.

Logicamente o reator de manta de lodo comporta as vantagens do processo anaeróbio aplicado ao tratamento de esgotos em reatores com fluxo através do lodo ativo. Suas principais desvantagens em comparação com o decanto-digestor e a lagoa anaeróbia, são: maior sensibilidade a grandes flutuações de vazão afluente e a esgotos tóxicos; e construção e operação mais complexa; necessidade de inóculo (lodo ativo de outro reator) ou longo tempo de “partida”. Em compensação, o tempo de detenção é bem menor que o das lagoas anaeróbias e o mau odor pode ser mais facilmente controlado; tem eficiência maior que o tanque séptico, com tempo de detenção menor. Em relação ao filtro anaeróbio, apresenta a vantagem de não ter enchimento, que eleva o custo.

Evidentemente o reator de manta de lodo pode ser associado a outras unidades de tratamento, como lagoa de estabilização, disposição controlada no solo e outros reatores compactos, anaeróbios ou aeróbios. A associação de reatores anaeróbios de manta de lodo com reatores aeróbios, tais como lodos ativados e biofiltros aerados submersos, tem se mostrado bastante eficaz.

3.4. Outras Configurações

Vários outros modelos, variantes e associações conjugadas de reatores anaeróbios estão sendo estudados e desenvolvidos no Brasil. Alguns já têm aplicação em escala real, mas em número muito pequeno, outros estão sendo desenvolvidos em escala de demonstração (pequena vazão) com operação assistida em pesquisas lideradas por Universidades, e outros ainda não saíram das bancadas dos laboratórios.

As configurações de reatores anaeróbios em desenvolvimento que apresentam-se como mais promissoras para aplicação no tratamento de esgotos sanitários são as seguintes:

3.4.1. Reator de Leito Expandido ou Fluidificado

Os reatores anaeróbios de leito expandido ou fluidificado são tanques tubulares verticais alimentados continuamente com fluxo ascendente de esgotos. No início do funcionamento recebem uma certa quantidade de material granular inerte, que serve de suporte para agregação de microrganismos constituindo o núcleo de um grânulo de lodo de alta densidade. Na parte superior contêm um separador de fases para ajudar na retenção de sólidos e separar gases. São, portanto, reatores com fluxo através do lodo ativo, com biomassa aderida a material suporte particulado móvel (biofilme fixo em leito móvel).

Os materiais mais empregados para suporte do biofilme são: areia, carvão ativado, diatomácea, e grânulos de polietileno, polipropileno e polivinilclorado (PVC). A granulometria mais usual é entre 0,2 e 2,0 mm. (CAMPOS *et al*, 1999).

A maior densidade dos grânulos de lodo com núcleo inerte permite um fluxo com maior velocidade ascensional, que expande o leito de lodo propiciando ótimas condições de contato biomassa-esgoto. Além de favorecer o contato e as trocas de massa para maior eficiência da bioconversão da matéria orgânica dissolvida, a expansão do leito evita a ocorrência de fluxos preferenciais, zonas mortas e outros problemas hidráulicos que ocorrem nos reatores com leito pouco expandido, como o UASB. Ademais, a película do biofilme que envolve as partículas inertes mantém-se com pequena espessura e, portanto, com máxima atividade.

O reator UASB tem velocidades ascensionais que não ultrapassam 1,5 m/h, mas os reatores de leito fluidificado (ou expandido) podem atingir até 10 m/h ou mais. Altas velocidades ascensionais são obtidas com o uso de recirculação do efluente.

A distinção entre leito expandido e leito fluidificado é apenas para indicar o grau de expansão. A fluidificação é a máxima expansão possível do leito de lodo. Na verdade o leito fluidificado é um limite teórico, mas quando a expansão é muito alta já se diz que o leito está fluidificado.

Na medida em que a velocidade ascensional aumenta, o leito de lodo vai se expandindo. Quando a velocidade ascensional de fluxo atinge um certo valor elevado, a perda de carga no reator se torna constante, identificando a fluidificação do leito de lodo. Para esta velocidade ascensional o peso de um grânulo do leito se iguala à força de arraste e este

grânulo, considerado livre em relação aos demais, permanece no reator propiciando o mais fácil contato biomassa-esgoto. Nestas condições, aproxima-se funcionalmente dos reatores de mistura completa.

Utiliza-se o termo reator de leito expandido para aquele que não atingiu a fluidificação, embora o reator de leito fluidificado seja também necessariamente um reator com leito expandido. Alguns autores denominam reator de leito expandido aquele cujo leito atinge um grau de expansão de cerca de 30% e acima deste valor de reator de leito fluidificado. (KATO *et al*, 1999).

O uso de reatores anaeróbios de leito expandido ou fluidificado para o tratamento de esgotos sanitários em escala real é ainda muito limitada. No Brasil existem apenas uma ou duas unidades de pequeno porte. No entanto, este tipo de reator tem concepção tecnológica pronta e se apresenta com potencial promissor, em especial para locais com pouca área disponível.

Devido a maior eficiência na remoção de matéria orgânica, o reator de leito expandido pode ser dimensionado com menor tempo de detenção hidráulica que os outros reatores anaeróbios e, conseqüentemente, menor volume. Como é um reator de maior altura, a área necessária para sua implantação é menor que a de qualquer outro reator anaeróbio. Pode ser implantado em um pequeno terreno urbano.

É o reator anaeróbio mais sensível às variações quantitativas e qualitativas do afluente, susceptível a perda de biomassa e a efeitos deletérios de cargas tóxicas, e requer operação mais cuidadosa. A recirculação do efluente implica em consumo de energia elétrica. Contudo, pode ser competitivo, porque é eficiente e usa pouca área.

3.4.2. Reator de Leito Granular Expandido

Conhecido na comunidade científica internacional como EGSB (“expanded granular sludge bed”), este reator é basicamente um UASB com leito expandido. Poderia ser confundido com o reator de leito expandido ou fluidificado, devido a aparência estética, à geometria e as características hidrodinâmicas, mas a grande diferença é que o EGSB não utiliza meio suporte granular para adesão e desenvolvimento da biomassa. O grânulo de lodo é formado naturalmente por auto-adesão com ajuda de inóculo. A inoculação deve ser feita com lodos granulares de reatores UASB existentes, mas com esgotos sanitários é possível se formar um lodo floculento denso, com boas características de sedimentabilidade e resistência mecânica, que permiti aplicar velocidades ascensionais superiores a do UASB.

A velocidade ascensional do EGSB (de 2,5 m/h até 10 m/h em casos especiais) é muito superior a aplicada no UASB (entre 0,5 m/h e 1,5 m/h). A velocidade ascensional maior permite uma melhor expansão do lodo granular ou floculento denso e, portanto, evita zonas mortas, fluxos preferenciais, e curto-circuitos hidráulicos, e melhora muito as condições de contato biomassa-esgoto. Consequentemente, aumenta a eficiência de remoção de matéria orgânica.

É necessária a recirculação do efluente para obter-se velocidades ascensionais altas, mas para velocidades moderadas, mais perto de 2,5 m/h, a recirculação pode ser evitada dependendo da geometria do reator e da seção transversal ao fluxo (KATO *et al*, 1999).

Geralmente um EGSB necessita de um sistema de retenção de sólidos mais sofisticado e mais eficaz do que um UASB, pois o risco de perda de biomassa é evidentemente maior. Requer um projeto mais preciso e operação mais atenciosa do que o UASB. É mais adequado para o tratamento de esgotos com maior parcela dissolvida ou esgotos diluídos, ou para pós-tratamento de outro reator anaeróbio.

Ainda não tem aplicação em escala real para tratamento de esgotos sanitários no Brasil, mas é promissor porque sabe-se que esgotos diluídos requerem maior contato biomassa-esgoto para elevar a eficiência na remoção de matéria orgânica e porque pesquisas têm demonstrado que tem bom desempenho também em clima temperado.

3.4.3. Reator com Chicanas

O reator anaeróbio com chicanas (“anaerobic baffled reactor”), ou reator anaeróbio seqüencial, é na verdade uma sucessão de câmaras simples dispostas horizontalmente em série no mesmo tanque coberto, sendo o efluente de cada um dos compartimentos introduzido na parte inferior do seguinte, fazendo com que o esgoto atravessasse diversas vezes regiões de denso lodo ativo.

Assemelha-se a um tanque séptico de câmaras em série, mas com alimentação de cada câmara na parte inferior, para orientar o fluxo através do lodo ativo, como se fosse uma seqüência de reatores de manta de lodo. O nome deve-se ao uso de chicanas profundas na zona de entrada de cada câmara para alternar o fluxo descendente com o ascendente, mas podem ser utilizados outros dispositivos para forçar o fluxo ascendente através do lodo acumulado.

A seqüência de reatores pode propiciar a separação de algumas fases da digestão anaeróbia e favorecer a formação de metano, porque o hidrogênio pode ser eliminado na primeira ou nas primeiras câmaras. O hidrogênio naturalmente formado na digestão

anaeróbia pode impedir a rápida degradação de ácido propiônico, que é uma etapa precursora do ácido acético, e, conseqüentemente, prejudicar a metanogênese. (KATO *et al*, 1999).

É um reator anaeróbio promissor porque aproveita o fluxo através do lodo ativo mas tem pequena altura e pode ser construído enterrado, dispensando o recalque dos esgotos e facilitando a localização. Ademais, requer construção e operação muito simples.

A concentração de matéria orgânica diminui ao longo do reator e a quantidade de biomassa decresce em cada câmara que se seguem, caindo também a eficiência. O tempo de detenção é alto (12 a 24 horas), o volume necessário é relativamente grande, e é difícil obter boas condições hidrodinâmicas quando os volumes exigem maiores dimensões. Ainda carece de aperfeiçoamento, mas parece que deve ficar restrito a vazões pequenas e médias.

No Brasil a primeira unidade em escala real para tratamento de esgotos sanitários foi construída na cidade de Cosmópolis, SP (CAMPOS, 1994b). A escola de Engenharia de São Carlos, da Universidade de São Paulo – USP, opera uma unidade piloto há mais de dez anos, mas a eficiência média desta unidade na remoção de DQO não passa de 60% quando alimentada com esgoto sanitário (POVINELLI e CAMPOS, 2000).

3.4.4. Reator Seqüencial em Batelada

O reator anaeróbio seqüencial em batelada (RASB) é um típico reator de fluxo descontínuo, em batelada. Cada batelada, ou ciclo de tratamento, realizado no mesmo tanque, comporta quatro fases principais distintas: alimentação com esgoto até o enchimento, que pode ser com ou sem agitação; fase de reação, com mistura completa, durante tempo suficiente para a bioconversão da matéria orgânica; sedimentação do lodo, na qual a agitação é interrompida para que o reator funcione como um decantador; e remoção do efluente tratado, esvaziando o tanque no qual fica apenas o lodo ativo a ser misturado com os esgotos da próxima batelada.

O RASB alcança alta eficiência na remoção de matéria orgânica porque, devido à sua característica operação intermitente, a concentração de substrato é alta no início da fase de reação e decai com o tempo de reação, propiciando alta atividade metabólica na fase inicial e boas condições para sedimentação do lodo na fase final. No início da fase de reação, a relação entre alimento e microrganismos é alta e a mistura é completa, como conseqüência, a eficiência na conversão de substrato é muito elevada. No final da fase de reação, que antecede à decantação, a concentração de substrato é mínima, a baixa relação alimento/microrganismos incentiva a agregação em flocos e grânulos, e também favorece as condições de sedimentação, devido à menor produção de gás.

Ademais, o lodo é de boa qualidade, tanto em atividade biológica como em sedimentabilidade. Nos RASB ocorre uma mudança gradual de biomassa floclenta para biomassa granular, devido ao processo de seleção gravimétrica que ocorre na fase de sedimentação. Em cada batelada, o lodo granulado, mais denso e mais ativo, é retido com mais facilidade do que o lodo floclento, que quanto mais leve mais escapa com o efluente, e a quantidade de lodo granular passa a predominar.

O volume requerido para o tanque de um RASB geralmente é maior do que o necessário para um reator semelhante com fluxo contínuo, mas o RASB não necessita de um decantador em separado nem de recirculação externa de lodo biológico, como seria necessário para um reator anaeróbio de contato.

O RASB foi idealizado na década dos anos 1960, com o nome de “lodos ativados anaeróbio”. No Brasil não se tem aplicação em escala real, mas vem sendo estudado em escala de laboratório. Embora ainda em desenvolvimento, é promissor, porque resultados de pesquisas demonstraram que o mesmo pode ser vantajoso para tratamento de esgotos pouco concentrados, como os esgotos sanitários, mesmo em regiões de clima temperado.

3.4.5. Reator de Contato

O reator anaeróbio de contato é o similar anaeróbio do sistema de lodos ativados aeróbio. Necessita de dois tanques distintos (daí ser conhecido também como reator de dois estágios): um reator para a digestão anaeróbia; e um decantador para a separação do lodo. As duas operações não podem ser realizadas em um mesmo tanque porque o digestor é um reator de mistura completa, no qual os flocos de lodo se mantêm suspensos por agitação mecânica e saem com o efluente na mesma concentração em que estão dispersos no tanque. Portanto, é necessário um decantador externo para separar os sólidos que saem com o efluente. O lodo anaeróbio ativo retido no decantador retorna ao digestor, através de um sistema de recirculação de lodo, já misturado com o esgoto afluente. No digestor, devido a agitação que provoca mistura completa (ou quase), o contato biomassa-esgoto é totalmente favorável às trocas de massa e, conseqüentemente, é alta a eficiência na remoção de matéria orgânica.

As suas principais limitações e dificuldades, são: a qualidade do lodo, pois as condições de mistura forçada intensa e a concentração relativa de substrato não favorecem a granulação; dificuldade de separação de sólidos no decantador, pois a constante produção de gás no lodo ativo decantado dificulta a sedimentação; operação relativamente complexa.

Não tem aplicação prática no Brasil e ainda não foi motivo de pesquisas para tratamento de esgotos sanitários, mas é uma opção a ser verificada em clima quente.

3.5. Sistemas Compostos Incluindo Reatores Anaeróbios

Reatores anaeróbios podem compor sistemas de tratamento de esgotos antecedendo outros reatores anaeróbios ou aeróbios e também lagoas de polimento ou sistemas de disposição controlada no solo ou de reúso da água. De forma geral, a composição de sistemas com mais de um tipo de reator procura associar vantagens com o objetivo de maximizar a relação benefício/custo.

Os reatores anaeróbios têm baixo custo de construção e operação (não necessitam de equipamentos eletromecânicos, exigem área pequena, não consomem energia, produzem pouco lodo, etc), mas têm eficiência limitada e seus efluentes geralmente não atendem as exigências legais dos órgãos de controle ambiental. Para atender exigências de qualidade de efluente menos rigorosas (DBO até 60 mg/L) a combinação de dois tipos de reatores anaeróbios pode ser suficiente, mas para atender padrões de qualidade de efluente mais exigentes (DBO < 30 mg/L; N-amoniaco < 5 mgN/L) é necessário que o efluente do reator anaeróbio passe por pós-tratamento mais eficiente, que pode ser em reator aeróbio, lagoa de estabilização, disposição no solo ou processo físico-químico.

A combinação de dois tipos de reatores anaeróbios para compor um sistema de tratamento totalmente anaeróbio é justificada pela possibilidade de produzir um efluente com melhor qualidade mantendo as vantagens do processo anaeróbio. A associação de dois reatores anaeróbios pode aumentar a eficiência aproveitando as vantagens de cada um para otimizar o conjunto.

A combinação de um reator anaeróbio com um reator aeróbio compacto se justifica porque enquanto o reator anaeróbio pode remover parte da matéria orgânica com menor custo, reduzindo o custo total do sistema, o reator aeróbio pode complementar o tratamento (pós-tratamento) para atender exigências mais rigorosas de remoção de matéria orgânica e também para nitrificação da amônia do efluente anaeróbio.

A combinação de reatores anaeróbios antecedendo lagoas de estabilização ou disposição no solo objetiva reduzir a área total necessária para implantação e aproveitar a eficiência das lagoas para remoção de microrganismos patogênicos e sais eutrofizantes ou para usar o poder depurador do solo e aproveitar os nutrientes do esgoto tratado em fertirrigação.

O pós-tratamento físico-químico justifica-se principalmente quando é necessário remover fósforo do efluente anaeróbio ou em situações especiais.

As associações de reatores incluindo reatores anaeróbios mais utilizadas em sistemas de tratamento de esgotos sanitários, são: decanto-digestor ou reator de manta de lodo (UASB) com filtro anaeróbio; UASB com lodos ativados; UASB com biofiltro aerado submerso; lagoa anaeróbia com lagoa facultativa; UASB ou decanto-digestor com lagoa de polimento; UASB ou decanto-digestor antecedendo a disposição controlada no solo.

A associação de dois reatores anaeróbios mais freqüente é certamente a do tanque séptico com o filtro anaeróbio, extensivamente utilizada no Brasil para tratamento de esgotos de residências e pequenos edifícios. Porém, decanto-digestores de maior porte, ou reatores de manta de lodo, seguidos de filtro anaeróbio, também podem ser aplicados com sucesso no tratamento de sistemas de esgotamento sanitários de médio porte.

Sistemas totalmente anaeróbios, compostos de UASB ou decanto-digestor seguido de filtro anaeróbio, podem propiciar efluentes compatíveis com os padrões de lançamento menos exigentes ($DBO < 60$ mg/L e $SS < 30$ mg/L) com custo muito baixo tanto para construção como para operação (sem consumo de energia elétrica e com pouco lodo a ser disposto). Nesta tese comprova-se que um sistema UASB seguido de filtros anaeróbios, tanto como um decanto-digestor seguido de filtro anaeróbio, pode propiciar eficiências acima de 80% na remoção de DQO ou de DBO de esgotos sanitários e um efluente com menos de 20 mg/L de sólidos suspensos e DBO menor que 60 mg/L. Mas, na prática, somente com o uso do filtro anaeróbio para pós-tratamento é que foi possível obter um efluente com esta qualidade em um sistema de tratamento totalmente anaeróbio. Portanto, à luz do conhecimento prático atual, é a associação com o filtro anaeróbio que viabiliza a implantação de estações de tratamento de esgotos sanitários apenas com reatores anaeróbios e que são aceitas por órgãos de controle ambiental.

Em síntese, a associação é vantajosa porque: o decanto-digestor retém sólidos suspensos que colmatariam o filtro em menor tempo e remove boa parte da matéria orgânica particulada, mas é pouco eficiente na remoção da parcela dissolvida, que é removida no filtro anaeróbio; o reator UASB remove matéria orgânica e retém biomassa em alta concentração, sem enchimento, que eleve o custo, mas perde sólidos suspensos e sobretudo colóides no efluente, que são retidos no filtro e digeridos juntamente com a matéria dissolvida remanescente, resultando um efluente com menor turbidez, menor DBO e mais estável. Essa associação será abordada em maior profundidade oportunamente nesta Tese de Doutorado.

Embora ainda não se tenha comprovação em escala real de operação, sabe-se que é possível substituir o filtro anaeróbio por um reator EGSB (expanded granular sludge bed), com o objetivo de complementar a remoção da DBO que sai do reator UASB. Contudo, o filtro anaeróbio possui maior capacidade de reter sólido suspenso do efluente do UASB, o que não é possível no EGSB devido as altas velocidades ascensionais.

O sistema de lodos ativados aeróbio propicia boa qualidade do efluente, devido a sua alta eficiência na remoção de matéria orgânica, e também de nitrogênio e fósforo se projetado com este objetivo, mas tem custos elevados, tanto para construção como para operação.

Utilizando um sistema composto de um reator UASB seguido de um sistema de lodos ativados, pode-se obter um efluente com características típicas de efluentes de ETEs com tratamento biológico aeróbio convencional ($DBO < 30$ mg/L e $SST < 30$ mg/L), com menor custo. No caso de esgoto sanitário, o volume total do sistema de tratamento pode ser reduzido a menos da metade quando as condições são favoráveis ao pré tratamento anaeróbio (HAANDEL e MARAIS, 1999). A capacidade de aeração necessária ao sistema de lodos ativados é menor porque o reator UASB remove a maior parte da matéria orgânica e também porque as oscilações na demanda são menores. A menor capacidade de aeração implica em menor gasto com energia, que pode ser ainda mais reduzido se for utilizado o metano do UASB para produzir energia elétrica. O lodo de excesso do lodos ativados pode ser digerido no reator UASB, dispensando o digestor de lodo aeróbio, e o volume de lodo a ser disposto fora do sistema é muito menor.

Em comparação com uma ETE convencional de lodos ativados, ou filtro biológico aeróbio, uma ETE composta com reator UASB seguido de reator aeróbio, com o lodo secundário retornando para digestão no UASB, apresenta as seguintes vantagens: substituição do decantador primário, adensador e digestor de lodo por um único reator não mecanizado; redução de cerca de 50% no volume do reator aeróbio e no

consumo de energia para aeração; possibilidade de aproveitar o metano para gerar energia elétrica. Evidentemente tanto o custo de implantação como o de operação serão reduzidos.

Nos casos em que o objetivo do tratamento dos esgotos é também a remoção de nitrogênio e fósforo, o uso do UASB antecedendo o reator aeróbio deve ser analisado com mais cuidado, porque pode elevar muito a relação N/DQO e prejudicar a eficiência do reator aeróbio na remoção do N, e também porque pode ser necessária a remoção química do fósforo, já que o UASB libera novamente o fósforo removido biologicamente com o lodo. Mas, nestes casos, ainda resta a vantagem do UASB estabilizar o lodo gerado no tratamento complementar, inclusive da remoção química do fósforo, o que dispensaria o uso de adensadores e digestores de lodo. No entanto, alguns sistemas modernos de lodos ativados de alta taxa não fazem uso de decantador primário nem de estabilização biológica do lodo.

Na digestão anaeróbia as concentrações de nitrogênio e fósforo permanecem praticamente inalteradas e as relações N/DQO e P/DQO aumentam tanto quanto maior for a eficiência do reator para remover matéria orgânica (DQO). Como a remoção de N e P no sistema de lodos ativados depende de relações N/DQO e P/DQO moderadas, o efluente do reator UASB teria que conter mais matéria orgânica (ser menos eficiente) e, portanto, um reator anaeróbio mais simples pode vir a ser mais conveniente e econômico. Por outro lado, como em regiões de clima quente a nitrificação no sistema de lodos ativados é praticamente inevitável, é necessária a desnitrificação para evitar que bolhas de nitrogênio no decantador dificultem a sedimentação do lodo e prejudiquem a eficiência do sistema. Portanto, embora sistemas compostos com UASB e lodos ativados aeróbio já sejam aplicados no Brasil com sucesso em escala real, com vários sistemas em operação, ainda serão necessárias experimentações e adequações tecnológicas para otimizar a associação de reatores anaeróbios com lodos ativados aeróbio em regiões de clima quente.

Contudo, existe atualmente no Brasil grande tendência e franca evolução para combinação de reatores anaeróbios e reatores aeróbios compactos para a remoção eficiente de matéria orgânica e para a nitrificação do efluente, quando necessária. Além dos vários sistemas UASB + lodos ativados implantados com sucesso (exemplo: ETE Piracicamirim, Piracicaba – SP), existem ETEs com reator UASB seguido de filtro biológico percolador de alta taxa, com leito de pedras (exemplo: sistema de Londrina e Cambé, PR) e dezenas de sistemas com UASB e biofiltro aerado submerso.

O biofiltro aerado com leito filtrante submerso, ou simplesmente biofiltro aerado submerso (BAS), é basicamente um tanque preenchido com material granular (geralmente brita miúda) através do qual fluem esgoto e ar insuflado, em fluxo vertical. Além de servir de meio suporte para os microrganismos, o material granular constitui-se num eficaz meio filtrante, o que propicia a remoção da matéria orgânica particulada e dissolvida no mesmo processo aeróbio, com baixa perda de sólidos biológicos. O excesso de lodo aderido ao leito granular é removido por retrolavagem e encaminhado para um decantador. É uma tecnologia bastante utilizada na Europa, sobretudo na França.

Uma nova configuração de ETE associando o reator UASB e o BAS vem sendo desenvolvida e aperfeiçoada desde 1994 pelo Prof. Ricardo Franci Gonçalves, da Universidade Federal do Espírito Santo, e desde 1997 é produzida em escala industrial. A nova configuração elimina o decantador primário, substituindo-o

por um reator UASB, e introduz outras simplificações com relação à configuração similar européia. Somente no Espírito Santo há mais de 20 estações de tratamento de esgotos em operação combinando reator de manta de lodo com biofiltro aerado submerso.

Comparando esta nova configuração (UASB + BAS) com a configuração convencional do sistema de tratamento com biofiltro aerado submerso, utilizada na França, as principais diferenças encontram-se no tratamento primário e no tratamento do lodo. Na configuração convencional é obrigatório o pré-tratamento em decantador primário, cuja principal função é a remoção de sólidos suspensos para retardar o processo de colmatação do leito filtrante e também acumular os sólidos provenientes da lavagem do excesso de lodo do BAS. No modelo europeu o tratamento do lodo requer adensamento, digestão anaeróbia em duas etapas e desidratação. Na configuração composta com UASB + BAS o tratamento primário, realizado no UASB, passa a ser importante não só para remoção da matéria orgânica particulada mas também para remover a parcela solúvel do esgoto. Pelo menos 70% do material carbonáceo afluente ao conjunto é metabolizado anaerobicamente no UASB (GONÇALVES e PINTO, 2000). O lodo de lavagem do BAS é digerido no reator UASB, através de recirculação para o início do sistema. Como as concentrações de sólidos no lodo descartado do fundo do UASB são muito superiores ao lodo descartado de um decantador primário, não é necessária uma unidade complementar para adensamento do lodo. O UASB desempenha as funções do decantador primário, do adensador e do digestor de lodo, de forma mais eficaz, possibilitando reduzir o consumo de energia para aeração e produzindo menor quantidade de lodo, conseqüentemente com menores custos.

A associação de reator anaeróbio com reator aeróbio mais utilizada em todo mundo para sistemas de grande porte ainda deve ser a combinação de lagoa anaeróbia seguida de lagoa facultativa. É uma tecnologia consagrada mundialmente e utilizada no Brasil desde a década de 1960. A lagoa anaeróbia reduz a área necessária para a implantação de uma série de lagoas de estabilização porque pode ser mais profunda e pode receber maior carga orgânica. A grande vantagem de uma série de lagoas de estabilização é a remoção de organismos patogênicos presentes no esgoto. Ademais, os efluentes de lagoas fotossintéticas são muito apropriados para uso em irrigação e piscicultura.

A lagoa anaeróbia é o reator biológico para tratamento de esgotos sanitários de mais baixo custo se não houver necessidade de transporte dos esgotos a longas distâncias até um terreno adequado para sua implantação (longe de habitações, com relevo e pedologia favoráveis e preço baixo). Ocorre que estas condições ficam cada dia mais difíceis de serem encontradas, os terrenos adequados para utilizar lagoas anaeróbias estão cada vez mais longe dos sistemas de esgotos e os problemas de odores cada vez mais reclamados pelas comunidades cientes de seus direitos. Por isso, atualmente as lagoas anaeróbias têm sido substituídas por reatores de manta de lodo ou por grandes decanto-digestores de curto tempo de detenção hidráulica, porque ocupam menor área e oferecem maior facilidade para controle de maus odores.

A associação de reatores anaeróbios de manta de lodo ou decanto-digestores com lagoas de estabilização, aqueles antecedendo estas, é muito conveniente e vantajosa porque o reator anaeróbio permite reduzir muito a área necessária para a lagoa e esta realiza o pós-tratamento inclusive no nível de remoção de microrganismos patogênicos e sais eutrofizantes.

De acordo com CHERNICHARO (1997), o pós-tratamento de reatores UASB através de lagoas de estabilização era a forma mais usual no Brasil, embora poucos relatos houvessem sido feitos.

Atualmente não se tem uma estatística confiável e o quadro pode ter mudado, mas certamente ainda é uma das associações mais utilizadas.

Estudos realizados no âmbito do PROSAB, sobretudo na UFCG e na UFMG, muito contribuíram para esclarecer as vantagens do pós tratamento de reatores anaeróbios em lagoas de estabilização, ou lagoas de polimento, como estão sendo denominadas quando antecedidas de reatores anaeróbios de manta de lodo.

Em lagoas fotossintéticas a estabilização do material orgânico pelas bactérias gera CO_2 , que tende a baixar o pH, e a fotossíntese das algas consome CO_2 , e eleva o pH. No sistema com reator anaeróbio de alta eficiência o UASB remove a maior parte da matéria orgânica e, portanto, a lagoa terá menor concentração de matéria orgânica, e menor produção de CO_2 , e também menor turbidez, maior penetração de luz, maior atividade fotossintética relativa, e maior consumo relativo de CO_2 , e o pH é mais elevado. O aumento do pH possibilita a remoção de nutrientes. Quando o pH sobe, o íon amônia (NH_4^+) tende a se transformar em amônia molecular livre (NH_3), um gás que irá escapar da fase líquida, e dessa maneira haverá remoção de nitrogênio por dessorção de amônia. Por outro lado, um pH elevado resulta numa mudança do equilíbrio das espécies de fosfatos e numa maior concentração do íon PO_4^{3-} , o que por sua vez pode resultar na precipitação de sais como fosfato de cálcio ($\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$) ou apatita ($\text{Ca}_{10}(\text{OH})_2(\text{PO}_4)_6$). (CAVALCANTI *et al*, 2001).

Nos sistemas convencionais de lagoas de estabilização somente em lagoas de maturação pode-se ter valores de pH elevado. A lagoa de estabilização que segue um reator anaeróbio de alta eficiência desempenha as funções das lagoas de maturação sem necessitar de uma lagoa facultativa a montante. Por isso, e para evitar confusão de nomenclatura, as lagoas após um reator UASB estão sendo denominadas de lagoas de polimento.

O uso de reatores anaeróbios antecedendo lagoas de polimento, além de reduzir a área necessária sem grandes problemas de odores e impacto visual, permite que se explore melhor a principal vantagem das lagoas de estabilização no tratamento de esgotos sanitários, que é a remoção de microrganismos patogênicos por processos naturais, com alta eficiência e baixo custo, e também a possibilidade de remover nutrientes eutrofizantes, se necessário. A remoção de nutrientes eutrofizantes só é necessária quando o efluente do sistema de tratamento é lançado em águas de superfície. Se o efluente vai ser utilizado para irrigação é vantajoso conservar os nutrientes. As lagoas mais rasas (< 80 cm) propiciam a remoção de nutrientes e lagoas mais profundas (> 1 m) conservam nutrientes.

Existem sistemas inovadores em funcionamento. A estação de tratamento de esgotos de Samambaia, DF, com capacidade para 180.000 habitantes, emprega uma combinação de lagoa facultativa com reator anaeróbio interno. Na parte inicial da lagoa facultativa foi escavada uma depressão com 6,0 m de profundidade, no fundo da qual é feita a alimentação do sistema através de vários tubos que distribuem os esgotos em vários pontos de entrada, e na parte superior, submersa a um metro, estão colocadas campânulas que funcionam como coletoras de gás e retentoras de lodo flutuante. Assim, foi criado um sistema que abriga um reator de manta de lodo submerso na parte inicial da lagoa facultativa.

Existem também sistemas com grandes decanto-digestores de curto tempo de detenção hidráulica (6 a 8 horas) antecedendo lagoas de estabilização. Só no Rio Grande do Norte encontram-se mais de 10 destes sistemas operando satisfatoriamente, sendo que alguns estão em operação desde o início da década de 1980.

Contudo, o uso de reatores anaeróbios antecedendo lagoas de estabilização deve ser analisado com prudência quando não há restrições de terreno (área, relevo, tipo, distância de transporte e custo) ou outros impedimentos para implantação do sistema de tratamento somente com lagoas facultativas e de maturação.

A disposição controlada de esgotos no solo constitui uma forma eficaz de pós-tratamento e no caso da disposição no solo para irrigação é também uma técnica de reúso da água e de aproveitamento dos nutrientes encontrados nos esgotos tratados. Os efluentes dos reatores anaeróbios modernos prestam-se perfeitamente para disposição no solo quando têm baixas concentrações de sólidos suspensos e são excelentes para uso na irrigação porque conservam os nutrientes benéficos ao crescimento vegetal. Existe uma extensa bibliografia internacional e uma expressiva experiência brasileira comprovando a excelência dos efluentes de reatores anaeróbios aplicados ao tratamento de esgotos sanitários para irrigação de diversas culturas e também de gramíneas forrageiras para alimentação animal (BASTOS *et al*, 2003).

Alem da irrigação, os efluentes de reatores anaeróbios também servem para outros fins produtivos de reúso da água aproveitando os nutrientes para crescimento de vegetais. Trabalhos realizados na Universidade Federal do Rio Grande do Norte demonstraram que é perfeitamente possível utilizar esgoto sanitário tratado em filtro anaeróbio como fonte de macronutrientes e micronutrientes para culturas hidropônicas (MELO *et al*, 2002) e também que é viável, tanto do ponto de vista tecnológico como do econômico e do ambiental, a produção de forragem verde hidropônica para nutrição animal com efluentes de filtros anaeróbios (ANDRADE NETO *et al*, 2003). É claro que efluentes de reatores anaeróbios também podem ser aproveitados em outras formas de reúso da água.

Tratamento físico-químico com sais de metais trivalentes ou com polieletrólitos, com separação dos flocos por decantação ou flotação com ar dissolvido, são normalmente eficientes na remoção da matéria em suspensão e coloidal e na remoção de fósforo dos esgotos sanitários, mas a eficiência na remoção de matéria orgânica solúvel é praticamente nula. Utilizando um reator biológico anaeróbio antes do tratamento físico-químico, o sistema pode ter boa remoção da matéria orgânica solúvel do esgoto, remover colóides remanescentes e também remover fósforo nos níveis necessários à proteção dos corpos d'água contra a eutrofização.

Sistemas com reatores UASB seguidos de tratamento físico-químico, com aplicação de cloreto férrico e polieletrólito, e separação dos flocos por flotação com ar dissolvido já se encontram em operação no Brasil (em Campo Largo - Paraná e em Uberlândia - Minas Gerais) e também um sistema com reatores UASB seguidos de tratamento físico-químico com separação dos flocos por decantação com lamelas (em Cascavel - Paraná) (ALEM SOBRINHO e JORDÃO, 2001).

4. FILTROS ANAERÓBIOS

4.1. Princípios de Funcionamento e Principais Modelos

Funcionalmente, o filtro anaeróbio é um conjunto de peças imóveis de material inerte coberto de microrganismos, agregados em biofilme e filamentos, e com espaços vazios (interstícios) que podem ser parcialmente ocupados por lodo em flocos e grânulos, através do qual percola o esgoto a ser tratado. A retenção de sólidos suspensos até partículas muito finas e colóides, devido a sedimentação forçada nos interstícios e ao contato com o biofilme que recobre as peças, e a digestão anaeróbia da matéria dissolvida, pela ação metabólica dos microrganismos do biofilme e do lodo que cresce retido nos interstícios, constituem os principais fenômenos ativos na depuração dos esgotos.

Estruturalmente, o filtro anaeróbio é um tanque ou algo semelhante contendo uma camada espessa de peças sobrepostas (material de enchimento) constituindo um leito fixo, através do qual se faz fluir o esgoto com auxílio de dispositivos de distribuição do afluente e drenagem do efluente, posicionados em função do sentido do fluxo, que pode ser ascendente, descendente ou horizontal, mas normalmente é preponderantemente ascendente ou descendente.

Nos filtros de fluxo ascendente o leito é necessariamente submerso (afogado). Os de fluxo descendente podem trabalhar afogados ou não. Os filtros com fluxo descendente afogado assemelham-se funcionalmente aos de fluxo ascendente. Nos filtros afogados, quer sejam ascendentes ou descendentes, a eficiência na bioconversão deve-se às participações do biofilme aderido ao suporte e do lodo acumulado nos interstícios. Os filtros de fluxo descendente não afogado apresentam eficiência relativamente baixa, porque

acumulam pouco lodo nos interstícios e apenas a ação do biofilme aderido ao suporte é preponderante na bioconversão, com curto tempo de contato.

O enchimento do reator com material inerte, que serve de suporte para a fixação de microrganismos e assume outras funções, caracteriza o filtro anaeróbio e o distingue de outros reatores utilizados para tratamento de esgoto. A adesão de microrganismos a uma superfície qualquer visa obter melhores condições de sobrevivência. A agregação de microrganismo facilita a transferência de nutrientes e trocas simbióticas, mas as condições de sobrevivência aumentam também porque agregados eles resistem melhor às agressões ambientais (cisalhamento, lavagem, substâncias tóxicas e predadores).

O material de enchimento pode ser de vários tipos. O mais usual é pedra britada, mas podem ser utilizados outros materiais, tais como anéis de plástico ou de bambu e outras peças de plástico fabricadas especialmente para enchimento de reatores biológicos. Evidentemente, deve-se procurar materiais convenientes quanto à eficiência, disponibilidade e custo. O tipo de superfície do material não é muito importante.

Os filtros anaeróbios podem ter várias formas, configurações e dimensões, desde que se obtenha um fluxo bem distribuído através do material de enchimento e explore-se convenientemente as formas e dimensões para melhor performance e rendimento funcional.

Geralmente os filtros anaeróbios são cobertos, mas podem ser implantados sem cobertura, quando não houver preocupação com maus odores. A cobertura é conveniente por motivos estéticos e de controle de odores, mas acarreta dificuldades estruturais para reatores grandes e tem custo elevado. Nos reatores descobertos, o leito filtrante deve ser submerso, propiciando uma lâmina de líquido na superfície, na qual geralmente prolifera grande quantidade de algas, cuja produção de oxigênio evita odores fortes. (CAMPOS *et al.*, 1999)

Os detalhes construtivos dos dispositivos de entrada e saída dos esgotos são determinados principalmente pelo sentido de fluxo no reator. Nos reatores de fluxo ascendente os esgotos são distribuídos na base, através de tubos perfurados ou abaixo de um fundo falso vazado (ou perfurado) que suporta o leito, e são coletados no topo através de canaletas ou tubos perfurados afogados. Nos de fluxo descendente os dispositivos são semelhantes, mas provocam o caminho inverso. Em ambos os casos é fundamental propiciar uma boa distribuição do fluxo através do material de enchimento.

As Figuras 4.1, 4.2 e 4.3, adaptadas de ANDRADE NETO *et al.* (1999), apresentam os principais modelos de filtros anaeróbios, nas quais pode-se ver dispositivos de entrada e saída, como exemplos.

Observe que no modelo da Figura 4.1, elevando-se a tubulação de saída e fazendo por ali a entrada, invertendo-se o sentido de fluxo, o filtro descendente terá o funcionamento de um filtro ascendente. De

forma semelhante, para o modelo da Figura 4.2 pode-se baixar a tubulação de entrada até compensar a inversão de perda de carga e, invertendo o fluxo, transformar o funcionamento com fluxo ascendente para fluxo descendente afogado. É óbvio que nem todos os modelos podem ser aplicados nos dois sentidos de fluxo.

Aumentando-se a altura das câmaras inferiores dos modelos das Figuras 4.2 e 4.3, eles podem ser transformados em reatores mistos, nos quais a câmara de entrada funciona como um reator anaeróbio de manta de lodo.

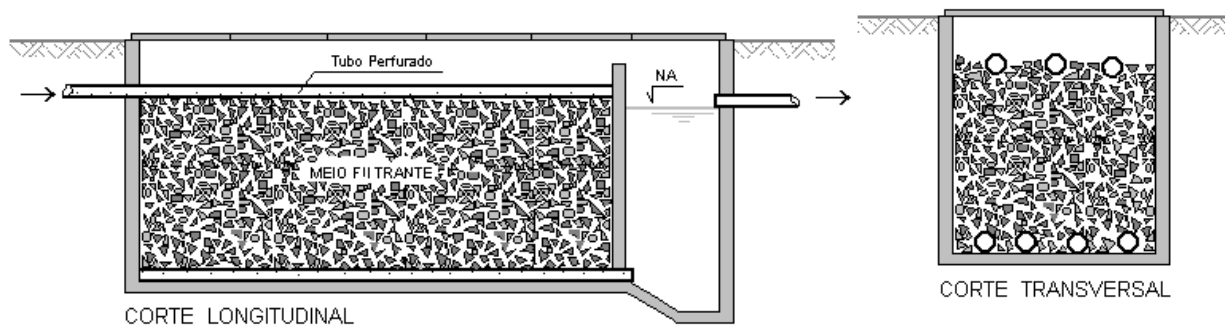


Figura 4.1 – Filtro de fluxo descendente afogado, com entrada e saída por tubos perfurados.

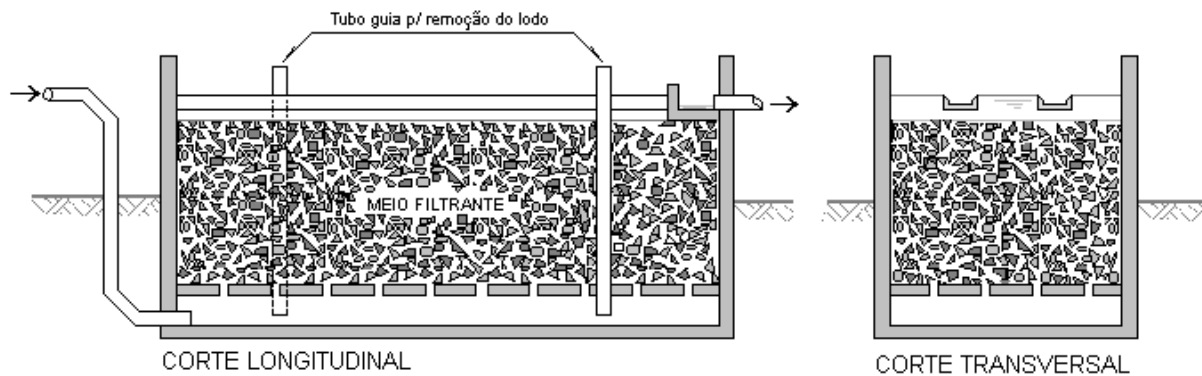


Figura 4.2 – Filtro de fluxo ascendente, com fundo falso, coleta do efluente em calhas e remoção do lodo em excesso por sucção, através de tubos-guia.

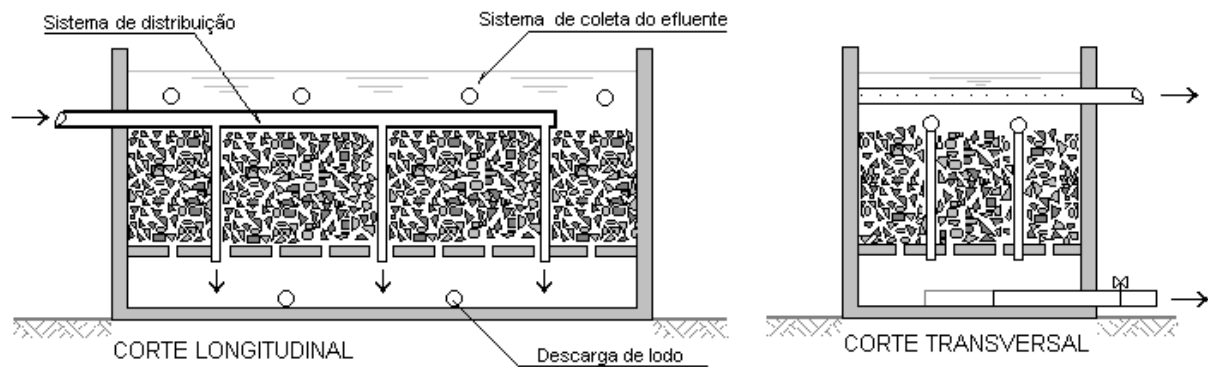


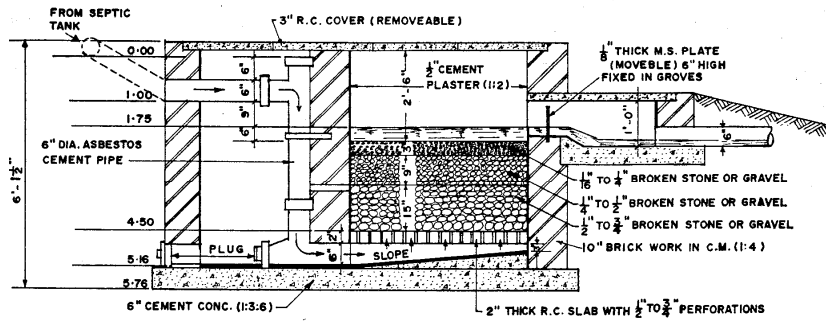
Figura 4.3 – Filtro de fluxo ascendente, com entrada distribuída, fundo falso e coleta do efluente em tubos afogados e descarga de fundo do lodo.

A NBR13969 (ABNT, 1997) define que o filtro anaeróbio (“filtro anaeróbio de leito fixo com fluxo ascendente”) “consiste de um reator biológico onde o esgoto é depurado por meio de microrganismos não aeróbios, dispersos tanto no espaço vazio do reator quanto nas superfícies do meio filtrante”, e apresenta desenhos de quatro modelos: tipo retangular totalmente enchido de brita; tipo circular totalmente enchido de brita; tipo circular com entrada única de esgoto; e tipo circular com múltiplas entradas de esgoto. Contém especificações e detalhes construtivos para todos, prevendo pequenas vazões.

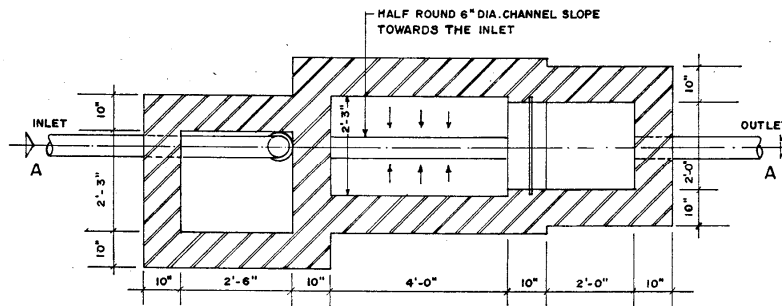
Os dois primeiros modelos não têm fundo falso e a alimentação se dá por meio de tubos perfurados assentes sobre a laje de fundo, inclinada, e a saída do efluente é através de tubos perfurados dispostos sobre o leito de britas. Os outros dois são, na verdade, reatores mistos, com duas câmaras sobrepostas: a inferior, com altura de 60 cm, sem enchimento, na qual acumula-se lodo em flocos e por onde os esgotos entram como se fora em um reator de manta de lodo; a segunda, sobre um fundo falso (laje perfurada), contém o material de enchimento (brita) em uma camada de 60 cm, através da qual o esgoto ascende e é coletado na superfície através de calhas. Há um “tubo guia” de acesso à câmara inferior, para remoção do lodo em excesso. (ABNT, 1997)

Outros modelos de filtros anaeróbios utilizados no Brasil serão apresentados na próxima seção deste capítulo.

Na literatura internacional, os modelos mais originais são apresentados por RAMAN e CHAKLADAR (1972), aplicados para tratamento de efluentes de tanque séptico, na Índia. As Figuras 4.4, 4.5 e 4.6 mostram desenhos desses filtros. As legendas não foram traduzidas para manter a originalidade das ilustrações históricas.

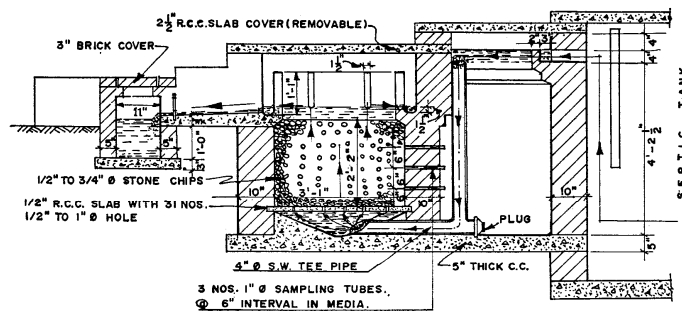


LONGITUDINAL SECTION (A - A)

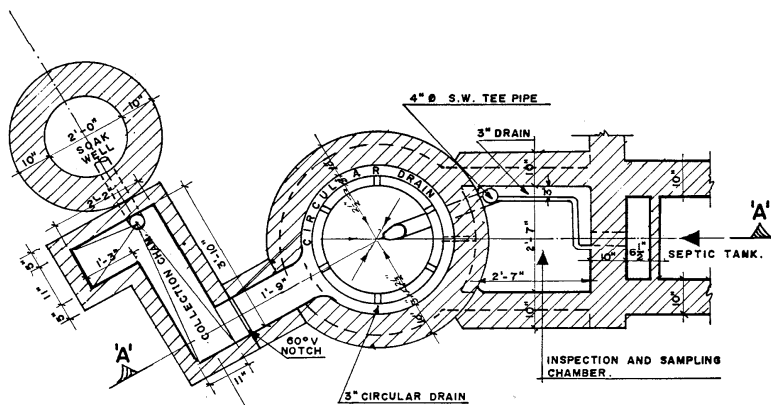


PLAN

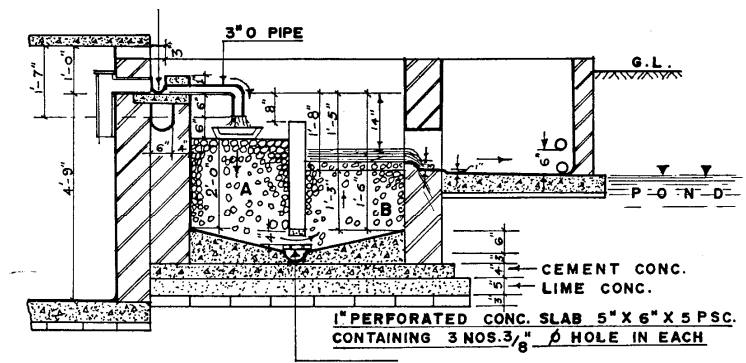
Figura 4.4 – Filtro anaeróbio de Mullickpur (RAMAN e CHAKLADAR, 1972)



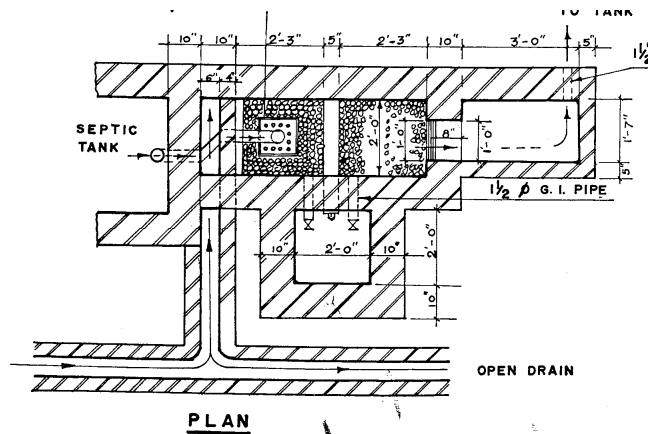
LONGITUDINAL SECTION ON AA



PLAN



LONGITUDINAL SECTION



PLAN

Figura 4.5 – Filtro anaeróbio de Jalaghata (RAMAN e CHAKLADAR, 1972)

Figura 4.6 – Filtro anaeróbio de Apurbapur (RAMAN e CHAKLADAR, 1972)

A grande maioria das pesquisas foram realizadas em escala de laboratório ou unidades piloto pequenas, em protótipos que não diferem muito dos pioneiros apresentados por COULTER, SONEDA e ETTINGER (1957) e YOUNG e Mc CARTY (1969), cujos históricos desenhos esquemáticos são mostrados nas Figuras 4.7 e 4.8, respectivamente.

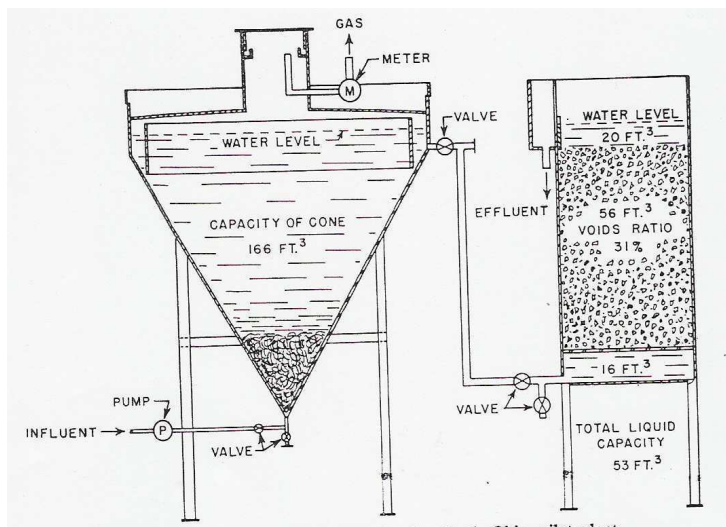


Figura 4.7 – Filtro anaeróbio experimental de COULTER, SONEDA e ETTINGER (1957)

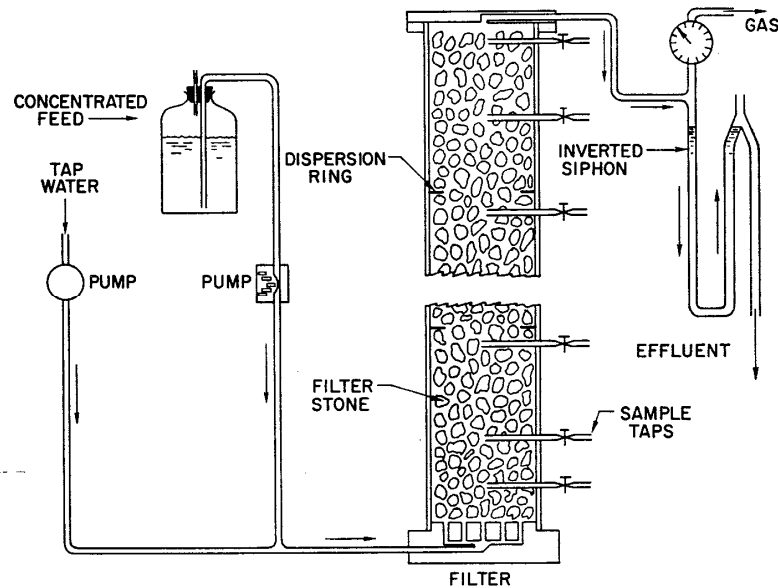


Figura 4.8 – Filtro anaeróbio experimental de YOUNG e Mc CARTY (1969)

4.2. Aplicações e Eficiência

Os filtros anaeróbios comportam vantagens dos reatores anaeróbios com fluxo através do lodo ativo, inclusive na remoção da matéria orgânica dissolvida, com baixa produção de lodo e sem necessidade de consumir energia, destacando-se, comparativamente, nas seguintes vantagens específicas: resistem bem às variações do afluente e propiciam boa estabilidade ao efluente, com baixa perda dos sólidos biológicos; não necessitam de inóculo para a partida; propiciam enorme liberdade de projeto, em várias opções de forma e sentido de fluxo; e têm construção e operação muito simples.

Tanto podem ser aplicados para tratamento de esgotos concentrados como diluídos, mas são mais indicados para esgotos predominantemente solúveis, porque o risco de entupimento do meio filtrante aumenta com a concentração de sólidos suspensos do afluente.

Portanto, embora possam ser utilizados como unidade principal no tratamento dos esgotos, são mais adequados para pós-tratamento (polimento) de outras unidades anaeróbias, mas também podem ser aplicados com vantagens para pós-tratamento de outros processos, como por exemplo para remoção de algas do efluente de lagoas de estabilização (MIDDLEBROOKS, 1988; MIDDLEBROOKS, 1995; SAIDAM *et al*, 1995; SANTOS, 1995; OLIVEIRA, *et al*, 1997; NEDER *et al*, 2001; CÁRDENAS, *et al* 2002).

Filtros anaeróbios são utilizados para pós-tratamento de outras unidades anaeróbias porque, além de complementar o tratamento, sua capacidade de reter sólidos e de recuperar-se de sobrecargas

qualitativas e quantitativas confere elevada segurança operacional ao sistema e maior estabilidade ao efluente, mantendo as vantagens do tratamento anaeróbio (operação simples e baixo custo) em regiões de clima quente.

O efluente de um filtro anaeróbio é geralmente bastante clarificado e tem relativamente baixa concentração de matéria orgânica, inclusive dissolvida, porém é rico em sais minerais. É muito bom para a disposição no solo, seja para infiltração ou para irrigação com fins produtivos. Como mantém os nutrientes mas tem baixas concentrações de sólidos suspensos, é também muito bom para hidroponia (MELO, *et al*, 2003; ANDRADE NETO *et al*, 2003a). Contém ainda grande quantidade de microrganismos patogênicos e, quando necessário, deve sofrer desinfecção, para a qual podem ser aplicados os processos usuais (GONÇALVES *et al*, 2003). As baixas concentrações de sólidos suspensos facilitam a desinfecção por processos físicos ou químicos (ANDRADE NETO *et al*, 2003b; GONÇALVES *et al*, 2003).

As principais limitações dos filtros anaeróbios decorrem do risco de obstrução do leito (entupimento ou colmatação dos interstícios) e do volume relativamente grande, devido ao espaço ocupado pelo material inerte de enchimento. Embora o custo de um reator dependa mais das dificuldades construtivas e operacionais do que do volume, o material de enchimento acarreta um custo adicional.

Mas os filtros anaeróbios podem ser bastante aperfeiçoados e sua utilização bem mais ampliada. É uma tecnologia ainda em franco desenvolvimento e promissora para regiões de clima quente.

Entre os trabalhos pioneiros sobre filtro anaeróbio destaca-se o de COULTER, SONEDA e ETTINGER (1957), que, no entanto, não despertou grande interesse, talvez porque os resultados não foram muito animadores, baseados em apenas sete semanas de experimento em escala piloto.

Uma maior divulgação do filtro anaeróbio deve-se, principalmente, à publicação de YOUNG e McCARTY (1969), elaborada com base em dados de pesquisas realizadas a partir de 1963, em escala de laboratório e com despejo sintético, porém no qual são mostrados resultados de eficiência na remoção de DBO superior a 80% para tempos de detenção hidráulicos inferiores a 24 horas.

Dentre as principais vantagens do filtro anaeróbio, YOUNG e McCARTY (1969) exaltaram que ele seria idealmente adequado para tratamento de despejo solúvel, devido a grande capacidade de reter sólidos biológicos e acumular altas concentrações de lodo ativo, que permite o tratamento de esgoto diluído sem necessidade de recircular lodo ou efluente. Este aspecto era realmente notável, porque até a década de 1960 o processo anaeróbio era essencialmente aplicado para tratamento de lodo ou despejos com grande concentração de sólidos orgânicos.

CAMPOS e DIAS (1989) lembram que, historicamente, a publicação de Young e McCarty (1969) foi precedida por trabalhos de Coulter, Soneda e Ettinger (1957), Winnenberger e Saad (1961) e Stander (1963), que despertaram menor interesse na época

HAANDEL e LETTINGA (1994) apontam que historicamente o filtro anaeróbio é importante porque foi o sistema de tratamento de esgotos anaeróbio que primeiro demonstrou a viabilidade técnica de se aplicar cargas elevadas (10 a 20 kg/m³.d) e que foi reintroduzido por Young e McCarty (1969) baseando-se em trabalhos de Coulter *et al* (1957).

YOUNG (1991) apresenta vários exemplos que mostram crescente aplicação do filtro anaeróbio para tratamento de efluentes industriais nos Estados Unidos da América e na Europa nas décadas de 1970 e 1980.

No Brasil, o filtro anaeróbio começou a ser aplicado na década de 1970, apresentando bons resultados no tratamento de despejos de indústrias (CAMPOS, FORESTI e CAMACHO, 1986; CAMPOS e DIAS, 1989; GUIMARÃES, 1990; CAMPOS, 1990). Para tratamento de esgotos sanitários, tornou-se mais conhecido a partir de

1982, quando a ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas – incorporou diretrizes básicas para projeto e construção de filtros anaeróbios na NBR 7229, "Construção e Instalação de Fossas Sépticas e Disposição dos Efluentes Finais", incentivando o seu uso associado aos tanques sépticos, como unidade de pós-tratamento dos efluentes (ABNT, 1982).

A NBR-7229/82 recomendou um único modelo de filtro biológico, de fluxo ascendente, com fundo falso perfurado, altura do leito filtrante igual a 1,20 m e profundidade do filtro igual a 1,80 m, para vazões até 75 m³/d. Aplicado amplamente, este filtro apresentou vários problemas operacionais, principalmente quando o projeto não previa a remoção do lodo em excesso. Contudo, teve o mérito de difundir a alternativa e provocar sua evolução tecnológica.

Os problemas decorreram de diversos fatores, mas os principais foram (ANDRADE NETO, 1997): deficiências construtivas, além das de projeto; dificuldade de remoção do excesso de lodo dos filtros; e falta de inspeção e operação regular dos sistemas, inclusive o não esgotamento dos tanques sépticos.

A norma vigente da ABNT sobre pós-tratamento de efluentes de tanques sépticos (NBR 13969, de outubro de 1997), também trata apenas de filtros ascendentes e, embora os quatro modelos apresentados estejam mais bem detalhados e já não traga limites para a vazão afluyente, é ainda bastante limitada no emprego de filtros anaeróbios para tratamento de esgotos. Mesmo assim, oferece uma contribuição para o aperfeiçoamento, a difusão e o incentivo ao uso de filtros anaeróbios.

Evidentemente, o filtro anaeróbio não se presta apenas para pós-tratamento dos efluentes de pequenos tanques sépticos. Vários trabalhos de pesquisa e aplicações em escala real têm sido realizados com filtros anaeróbios de médio e grande porte. Mais recentemente, os filtros anaeróbios vêm sendo aplicados no Brasil para pós-tratamento (polimento) de efluentes de grandes decanto-digestores e de reatores anaeróbios de manta de lodo, com vazões de até mais de 60 L/s.

Do início da década de 1980 ao início da de 1990, merecem destaque as seguintes pesquisas realizadas no Brasil sobre filtro anaeróbio antecedido de tanque séptico, em escala piloto ou real, alimentado com esgoto sanitário real.

OLIVEIRA (1983) estudou um sistema de tanque séptico com duas câmaras em série mais filtro anaeróbio ascendente, em Campina Grande - PB, alimentado com esgoto bruto real, por um período de 16 meses, e concluiu que no sistema resultou eficiência de 85% na remoção de DBO e 92% na remoção de SS. O sistema não foi eficiente na remoção de CF e parasitos intestinais, mas removeu até 85% e 90% respectivamente. Não removeu nutrientes. O sistema estudado funcionou com fluxo contínuo de 4,57 m³/dia, com tempo de detenção variando entre 0,72 e 1,47 dias, sem levar em conta o espaço ocupado pelo lodo.

Em São Paulo, foram realizados dois importantes trabalhos, com duração de 2,5 anos cada (VIEIRA e ALÉM SOBRINHO, 1983; ALÉM SOBRINHO e SAID, 1991), sobre sistemas com decanto-digestor seguido de filtro anaeróbio, com enchimento de pedras britadas e alimentado com esgoto real. Nesses trabalhos, o efluente final do filtro anaeróbio, operando com tempo de detenção real (considerando o volume útil) de 6 a 7 horas, para a vazão média, ou cerca de 10 a 11 horas de detenção se considerado o volume total do filtro anaeróbio (incluindo o volume ocupado pelas pedras) foi entre 35 e 45 mgDBO/L. A eficiência global dos sistemas foi sempre da ordem de 85% na remoção de DBO e de 76% na remoção de DQO (ALEM SOBRINHO, 1991)

Nas pesquisas de VIEIRA e ALÉM SOBRINHO (1983) em tanque séptico de câmara sobreposta e filtro anaeróbio, alimentado com esgoto sanitário real, com tempos de detenção mínimos de 4,1 horas na câmara de decantação do decanto-digestor e 19 horas no filtro anaeróbio, em relação à vazão média, que são inferiores aos recomendados pela NBR 7229, as eficiências globais de remoção do sistema permaneceram nas seguintes faixas: DBO, 78 a 89%; DQO, 76 a 84%; SS, 78 a 90%. Nos sistemas pesquisados por ALÉM SOBRINHO e SAID (1991), dois sistemas em paralelo de três tanques sépticos em série seguidos de filtro anaeróbio, dimensionados com volume do filtro da metade do recomendado pela NBR 7229-82, alimentado com esgoto sanitário, em condições de campo, com gradeamento grosseiro, as médias de remoção no sistema foram da ordem de 78% a 85% na remoção da DBO e de 76% na remoção da DQO.

COUTO e FIGUEIREDO (1993) realizaram pesquisas em escala piloto (330 litros) utilizando um filtro anaeróbio de fluxo ascendente, com enchimento de gomos de bambu (*Bambusa vulgaris*) de aproximadamente 1 ½ “ de diâmetro e altura, alimentado com

esgoto doméstico, e obtiveram bons resultados: remoções acima de 70% para SS e entre 60 e 80% para DQO e DBO, com leito filtrante de apenas 0,75 m e TDH de 8 a 12 horas.

Em Belo Horizonte - MG, um sistema experimental em escala piloto (70 litros), composto de um reator UASB seguido de filtro anaeróbio com enchimento de escória de auto-forno com granulometria selecionada entre 50 e 76 mm, foi pesquisado em vários experimentos demonstrando que é possível obter um bom efluente final, mesmo quando o sistema foi submetido a variações de vazão do afluente, e que em quase todas as situações operacionais a que foi submetido o conjunto as eficiências na remoção de DBO e DQO foram superiores a 80% (em diversas ocasiões na faixa de 85 a 95%) e que a concentração de sólidos suspensos no efluente permaneceu sistematicamente menor que 25 mg/L (CHERNICHARO, 1997). Em um dos trabalhos (CHERNICHARO e MACHADO, 1998), especificamente, os filtros anaeróbios produziram um efluente final com concentrações médias usualmente abaixo de 120 mgDQO/L, 60 mgDBO/L e 30 mgSST/L.

Mais recentemente, além desta tese outros trabalhos de pesquisa também têm contribuído para o avanço do conhecimento sobre o uso de filtros anaeróbios para tratamento e pós-tratamento de esgotos sanitários, no âmbito do PROSAB - Programa de Pesquisas em Saneamento Básico (FINEP/CNPq/CAIXA).

Na UNICAMP – Universidade de Campinas, NOUR et al (2000), pesquisaram quatro filtros anaeróbios pilotos (cerca de 490 litros cada), com enchimento de anéis de bambu (*Bambusa tuldoides*) com 3,5 a 4 cm de diâmetro e altura, sendo dois filtros com anéis inteiros e dois com anéis cortados ao meio (bandas), alimentados com esgoto sanitário, com tempo de detenção hidráulica entre 7 e 9 horas, operando com taxa de carregamento orgânica maior que 1 kg DQO / m³ dia, em Limeira - SP, e concluíram que a percentagem média de remoção de DQO foi da ordem de 70%, sendo freqüente remoções de 75% após 300 dias de operação, e a de SS foi de 80%, sem diferenças significativas entre as distintas configurações, quais sejam TDH de 7 e 9 horas e anéis inteiros ou cortados.

Na UFMG – Universidade Federal de Minas Gerais, SANCHES et al (2000) realizaram experimentos durante 246 dias com dois filtros anaeróbios pilotos (85 e 50 litros), com enchimento de escória de alto-forno, antecedidos de um reator de manta de lodo, alimentados com esgoto sanitário em regime hidráulico transiente, em nove fases distintas com diferentes condições operacionais, e concluíram que o sistema UASB – filtro anaeróbio apresentou remoção de DQO da ordem de 80% a 90% e concentrações de sólidos suspensos no efluente usualmente abaixo de 20 mg/L.

Das pesquisas realizadas no âmbito do PROSAB, com filtros anaeróbios utilizados para o pós-tratamento de efluentes de tanques sépticos e reatores UASB, tem-se observado que os filtros anaeróbios são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO (GONÇALVES *et al*, 2001). Esta conclusão (observação) foi baseada inclusive nos resultados parciais da pesquisa que apoia esta tese.

Aplicados em escala real, há também no Brasil muitos sistemas de médio e grande porte compostos por decanto-digestor seguido de filtro anaeróbio e também com UASB seguido de filtro anaeróbio.

Em 1981, a Companhia de Saneamento do Paraná – SANEPAR – passou a utilizar o tanque séptico seguido de filtro anaeróbio para tratamento de esgoto de sistemas compactos de conjuntos residenciais. Inicialmente o processo de tratamento com filtro anaeróbio foi um sucesso, apesar do elevado custo de implantação, produzindo um efluente com boa redução de DBO e poucos sólidos em suspensão. No entanto, em aproximadamente 1 a 2 anos de operação quase todos os filtros anaeróbios entupiram e, por isso, quase todos foram abandonados. (GOMES, 1989).

Os filtros anaeróbios da SANEPAR tinham enchimento de brita Nº 4 com 1,80 m de espessura, tempo de detenção de 20 horas, e eram seguidos de unidades de cloração dos efluentes. Daí o custo elevado.(ANDRADE NETO, 1997)

Quanto aos problemas operacionais, de acordo com GOMES (1989) não houve a preocupação com a regular remoção do excesso de lodo nos tanques sépticos e nem com a remoção de excesso de lodo colmatando o fundo-falso e as pedras dos filtros anaeróbios, e, quando se viu, os filtros anaeróbios estavam entupidos e o desentupimento não era fácil, pois em geral não estava previsto no projeto.

Entretanto, na cidade de Irati - PR, onde a cada 1 ou 2 meses era providenciada a descarga de fundo (esgotamento) para remoção de todo lodo que se acumulava nos filtros anaeróbios, em uma inspeção de campo realizada em janeiro de 1989 foi verificado que o sistema estava em operação já há 8 anos, produzindo um efluente de boa qualidade (aspecto bem limpo, com poucos sólidos em suspensão) e sem odores ofensivos (GOMES, 1989).

Na década de 1980, a Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo – SABESP – utilizou bastante o sistema tanque séptico seguido de filtro anaeróbio, principalmente para o atendimento das comunidades de pequeno porte. Foram criados alguns tipos padrões abrangendo desde 25 a 200 ligações de esgoto. Quanto ao dimensionamento, o padrão da SABESP seguiu basicamente os parâmetros recomendados na NBR 7229-82, exceto no que diz respeito a formas e vazões. Quanto aos aspectos construtivos, porém, propôs alterações para redução de custos de execução e facilitar a operação. PAGANINI e MACEDO (1988) apresentam, detalhadamente, as modificações e especificações propostas.

Devido à ocorrência freqüente de problemas com o sistema tanque séptico seguido de filtro anaeróbio, a SABESP procedeu uma revisão completa do modelo que vinha aplicando, com o objetivo de sanar os problemas e melhorar o seu desempenho. Os problemas deveram-se a um somatório de fatores, mas os principais parecem ter sido: as deficiências construtivas do sistema (durante a execução outras modificações, como cobertura com lona plástica e terra apiloada), além das de projeto; a dificuldade de remoção do excesso de lodo dos filtros; e a falta de inspeção e operação regular do sistema. (KAMIYAMA, 1993)

Em 1992 foi constituída na SABESP uma comissão de trabalho que realizou análise e revisão dos sistemas e apresentou propostas de correção e alterações no modelo implantado. KAMIYAMA e TERCIANI (1993) apresentam as mudanças efetuadas nos sistemas da SABESP, com base na revisão concluída em 92.

No interior de São Paulo, a SABESP tem empregado largamente decantodigestor seguido de filtro anaeróbio em comunidades com população inferior a 2000 habitantes. GALVÃO JÚNIOR *et al* (2001) analisaram os resultados operacionais de quatro desses sistemas, a partir de dados históricos coletados nas ETEs operadas pela SABESP no período de 1993 a 2000. Os sistemas apresentaram 83% na remoção de DBO e 81% na remoção da DQO, considerando-se a média das eficiências médias. Os dois sistemas analisados com dados mais recentes (de 1997 a 2000), um com 100 e outro com 250 ligações de esgoto, apresentaram eficiências médias de 87% e 81% na remoção da DBO, e, nos quatro, a mais baixa eficiência média foi 80% de remoção da DBO, em condições reais de operação. (GALVÃO JÚNIOR *et al*, 2001)

Em Minas Gerais, no início da década de 1990, foram implantados vários sistemas com tanque séptico e filtro anaeróbio, em um Programa Piloto Nacional de Saneamento Rural. Em 1993 haviam implantados 70 sistemas, em 25 localidades, e estavam previstos 128 sistemas para 46 localidades (FREIRE e MOTA SOBRINHO, 1993). A ETE, para 500 habitantes, era construída de acordo com o seguinte padrão: gradeamento grosseiro, dois tanques sépticos e dois filtros anaeróbios em paralelo, e leito de secagem. FREIRE e

MOTA SOBRINHO (1993) avaliaram o sistema com decanto- digestor e filtro anaeróbio de São José de Almeida, do Programa de Saneamento Rural de Minas Gerais, e, em dez campanhas de amostragem, a remoção de DBO foi da ordem de 76% e a de SS foi de 81%.

Também em Minas Gerais existem vários sistemas com reator anaeróbio de manta de lodo seguido de filtro anaeróbio, construídos em ferrocimento, alguns em operação desde 1997. Esses sistemas atendem populações que variam da ordem de 2.000 habitantes até mais de 15.000 habitantes, e tiveram custos de construção variando desde R\$9,00 por habitante até R\$55,00 por habitante atendido (BONIFÁCIO, 2001). Segundo o autor citado, essa tecnologia, com numerosas unidades já construídas e em implantação, deve seu sucesso à execução simples, ao baixo custo e ao fato da eficiência do tratamento estar dentro das exigências técnicas dos órgãos de meio ambiente.

Com dados sobre 23 sistemas compostos por tanque séptico seguido de filtro anaeróbio, de Minas Gerais (CHERNICHARO, 2004), pode-se calcular que a eficiência média de remoção dos 23 sistemas foi de 59% da DBO e 62% de SS, mas excluindo-se seis deles com evidentes problemas operacionais a eficiência média (média das médias) de remoção é de 70% para DBO e SS. Com os mesmos dados, pode-se também calcular que para os cinco sistemas com melhores resultados a eficiência média de remoção foi de 83% para DBO e 88% para sólidos suspensos. Também foram levantados dados de dois sistemas compostos de reator “UASB” e filtro anaeróbio, para os quais a remoção média foi de 88% da DBO e 88% dos sólidos suspensos.

Recentemente, novos sistemas com filtros anaeróbios vêm sendo aplicados no Brasil para pós tratamento de efluentes de reatores anaeróbios de porte médio e grande.

No Paraná, a Companhia de Saneamento – SANEPAR – vem aplicando grandes filtros anaeróbios para pós-tratamento de reatores anaeróbios de manto de lodo. Os filtros são reatores cilíndricos com o fundo inclinado, construídos em concreto armado, semi-enterrados, que podem ser cobertos ou não. O primeiro foi construído em 1996 e em 2001 já existiam mais de 10 em operação, cerca de 7 em obras e mais 20 projetados, atendendo a populações que variam de 1.500 a 50.000 pessoas, com diâmetros entre 8 e 30 m e profundidade entre 2,2 e 4,0 m, sendo a altura do leito de brita N° 4 entre 1,2 e 3,0 m. Com tempo de detenção hidráulica de projeto entre 7 e 13 horas, têm propiciado efluentes com menos de 20 mg/L de Sólidos Suspensos e DQO menor que 100 mg/L (JURGENSEN, 2001). Atualmente existem muitos destes sistemas em operação e em construção, produzindo efluentes com menos de 60 mg/L de DBO, e com custo variando mais freqüentemente entre R\$10,00 e R\$20,00 por habitante contribuinte (JURGENSEN, 2004).

A Figura 4.9 mostra um corte esquemático dos sistemas composto por reator de manta de lodo (RALF) seguido de filtro anaeróbio da SANEPAR, cedida gentilmente pelo Engenheiro Décio Jurgensen (JURGENSEN, 2001). A Figura 4.10 mostra um desses sistemas, em Colombo - PR. A ETE Colombo foi projetada para a vazão de 30 L/s e o filtro anaeróbio tem 20 m de diâmetro e altura útil de 3,5 m, sendo 2,5 m cheio de brita N° 4.

PROCESSO DE TRATAMENTO DE ESGOTOS

Ralf + Filtro Anaeróbio de Leito Fixo e Fluxo Ascendente

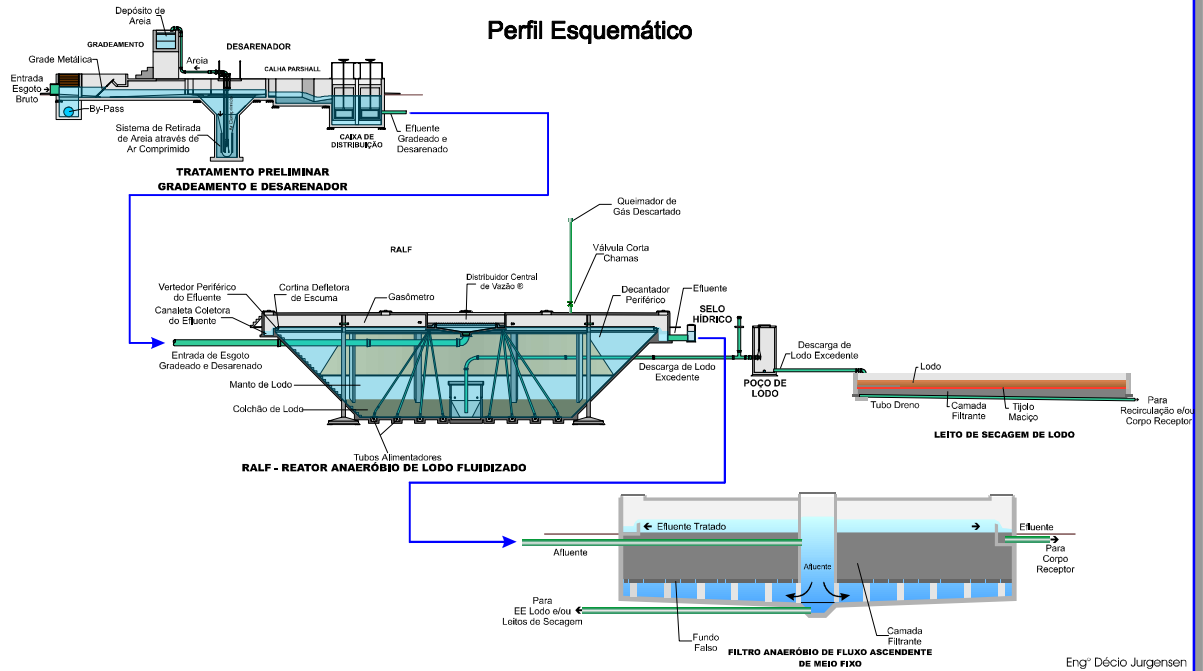


Figura 4.9 - Desenho (corte) esquemático dos sistemas da SANEPAR.



Figura 4.10 - Filtro anaeróbios da ETE Colombo, no Paraná, Brasil ($Q=30$ l/s).

Em 2001, a Companhia de Saneamento de Minas Gerais – COPASA – implantou uma estação de tratamento de esgotos composta de reatores UASB e pós-tratamento em filtros anaeróbios, com capacidade para atender uma população de 200 mil habitantes, na cidade de Ipatinga - MG. Inicialmente foi construído apenas um filtro anaeróbio, pois espera-se os resultados obtidos nessa unidade para aferir os parâmetros de dimensionamento para as outras nove unidades previstas (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Sistemas anaeróbios compostos de reator UASB seguido de filtro anaeróbio, que produzem efluentes com $DBO \leq 60$ mg/L (limite para efluentes exigido em alguns Estados), têm sido aceitos por vários órgãos de controle ambiental, especialmente quando a capacidade de diluição do corpo receptor é boa e permite manter os parâmetros de qualidade de água compatível com o seu enquadramento. Atualmente, os filtros anaeróbios já vêm sendo utilizados, após reatores UASB, para garantir efluente final com $DBO < 60$ mg/L, inclusive para cidades com população superior a 50.000 habitantes. Mesmo em condições operacionais que resultam um tempo de detenção, no filtro, metade daquele recomendado pela NR 13.969/1997, da ABNT, o efluente final sempre apresenta $DBO < 60$ mg/L. (ALEM SOBRINHO e JORDÃO, 2001).

4.3. Critérios e Parâmetros de Projeto

Os dados disponíveis sobre filtros anaeróbios aplicados ao tratamento de esgotos sanitários são ainda muito escassos além de dispersos. Em consequência, ainda não há consenso quanto a parâmetros de projeto. No Brasil, os critérios e parâmetros de projeto utilizados são baseados sobretudo nos resultados das pesquisas desenvolvidas no âmbito do PROSAB, incluindo os dados preliminares deste trabalho de tese.

Os principais critérios e parâmetros de projeto de filtros anaeróbios aplicados ao tratamento de esgotos sanitários relacionam-se com o tempo de detenção hidráulica, o volume e as dimensões do reator, os materiais para enchimento, as cargas orgânicas aplicadas, os dispositivos de entrada e saída dos líquidos e a remoção do lodo em excesso.

4.3.1. Tempo de Detenção Hidráulica

A eficiência dos filtros na remoção da carga orgânica e sólidos está associada à atividade biológica, fortemente influenciada pela temperatura, e, principalmente, a duas variáveis de projeto: tempo de detenção celular (TDC), ou tempo de retenção de sólidos biológicos no interior do filtro, e tempo de detenção hidráulica (TDH). Ocorre que o TDC depende do tipo de meio filtrante (e sua capacidade de retenção) e do TDH. Sendo este último de mais fácil determinação, é, portanto, o mais importante, e disponível, parâmetro de projeto.

O tempo de detenção hidráulica corresponde ao tempo médio de permanência do líquido no interior do filtro. O tempo de detenção hidráulica real é determinado mediante uso de traçadores, com o filtro em operação. Para utilizar como parâmetro de projeto, pode-se definir o volume efetivo como sendo o volume útil total do tanque menos o volume ocupado pelo material de enchimento (ou volume útil do reator multiplicado pelo índice de vazios do material de enchimento) e determinar o TDH efetivo, um valor próximo do TDH real, dividindo-se o volume efetivo do filtro pela vazão média afluente. Para efeito de comparação de performance entre vários filtros, ou com relação a outros reatores, o mais útil é o TDH total (ou TDH nominal) que pode ser determinado dividindo-se o volume útil total do tanque pela vazão média afluente.

Com base em experiências de campo (sistema real, operando mais de 2 anos, contribuição de 320 pessoas, 20 campanhas de amostragem) ALÉM SOBRINHO e SAID (1991) sugerem que filtros anaeróbios podem ser dimensionados com tempo de detenção hidráulica que seja pelo menos metade daqueles recomendados pela NBR 7229/82 (que variam em função do volume, entre 12 e 24 horas) resultando 6 a 12 horas. A proposição de dimensionamento, mantida a expressão da NBR 7229/82 ($V_F = 1,6 NCT$), resulta na utilização de $T = 0,25$ dia. (A ABNT adota a letra T para simbolizar o TDH)

A NBR 13969 (ABNT, 1997), norma sobre pós-tratamento para efluentes de tanques sépticos, manteve a fórmula de cálculo para o volume útil do leito filtrante, $V_u = 1,6 NCT$, onde N é o número de contribuintes, mas apresenta nova tabela para a contribuição de

despejos (C), melhor e com valores menores, e adota valores para o tempo de detenção hidráulica (T) que variam em função das vazões e das temperaturas, da seguinte forma: para temperatura média do mês mais frio abaixo de 15°C, T varia desde 28 horas, para vazões menores que 1,5 m³/dia, até 18 horas, para vazões maiores que 7,5 m³/dia; para temperatura entre 15 e 25°C, T varia desde 24 horas, para vazões menores que 1,5 m³/dia, até 12 horas, para vazões maiores que 9,0 m³/dia; para temperatura média acima de 25°C, T varia desde 22 horas, para vazões menores que 1,5 m³/dia, até 12 horas, para vazões maiores que 7,5 m³/dia. Esse critério pode ser considerado um avanço, porque considera a influência da temperatura, mas os valores são conservadores para modelos de filtros mais arrojados.

De acordo com CAMPOS *et al.* (1999), parece razoável, em condições climáticas como as do Brasil, adotar um THD de 6 a 18 horas. Evidentemente, devem ser levadas em consideração a configuração do reator e as concentrações do esgoto afluente.

De acordo com GONÇALVES *et al.* (2001) as pesquisas realizadas no âmbito do PROSAB, com filtros anaeróbios utilizados para o pós-tratamento de efluentes de tanques sépticos e reatores UASB, revelaram que os filtros anaeróbios são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO, quando os mesmos são operados com tempos de detenção hidráulica da ordem de 4 a 10 h. Porém, na mesma referência citada, os autores recomendam utilizar TDH entre 5 e 10 horas.

O acréscimo na eficiência de remoção de poluentes do reator não é diretamente proporcional ao aumento do TDH, que nem sempre é vantajoso, pois isso implica em aumentar o volume do reator, e os custos. Enquanto não há dados de pesquisa suficientes, a definição do tempo de detenção ainda exige certa sensibilidade e experiência do projetista.

4.3.2. Volume

O cálculo do volume é obtido multiplicando-se a vazão média diária pelo tempo de detenção hidráulica arbitrado.

4.3.3. Dimensões

As dimensões do reator dependem do modelo a ser projetado, condicionadas por fatores estruturais, disponibilidade de área e também pelos limites de altura da camada de material de enchimento, que determinam a relação entre a altura e a área horizontal do filtro.

Dentro de certos limites a relação entre a altura e a área do leito não constitui fator muito importante no desempenho do reator. Resultados nesse sentido foram encontrados por vários autores, demonstrando pouca influência da altura da camada de material de enchimento na eficiência do filtro. (CAMPOS *et al.*, 1999).

DALTRO FILHO e POVINELLI (1989) avaliaram dois filtros anaeróbios piloto, com alturas de 1,86 m e 0,67 m de camada suporte (brita de 3 a 5 cm) e volume efetivo de 0,33 m³ (volume total de 0,59 m³ cada), tratando esgoto sanitário durante 68 semanas, e concluíram que os filtros apresentaram diferenças insignificantes, em termos de desempenho, demonstrando pouca influência da altura da camada de meio filtrante.

Na revisão bibliográfica, verifica-se que há quase unanimidade entre os autores sobre que, para filtros de fluxo ascendente, praticamente não ocorrem melhorias no efluente para alturas do leito maiores que 1,20 m e que a maior eficiência ocorre nos primeiros 60 cm.

Porém, a relação entre a altura e a área do filtro terá grande influência sobre os serviços de operação do filtro. Em princípio, quanto maior a altura do leito filtrante maior a dificuldade de remoção do lodo em excesso quando for realizado o esgotamento do filtro para desobstrução dos interstícios (limpeza). Por outro lado, dependendo do sentido de fluxo, dos dispositivos de entrada e saída e da maneira prevista para remoção do lodo em excesso (sucção, descarga de fundo, etc), uma grande área também pode dificultar essa remoção. Portanto, a definição da altura do filtro deve também levar em conta os aspectos operacionais impostos pelo modelo escolhido.

Aspectos construtivos também orientam a determinação das dimensões dos filtros. Se o filtro for coberto, o custo da cobertura, que aumenta muito para grandes dimensões planas, indica a opção por alturas maiores. Se o filtro for enterrado e o solo apresentar dificuldades para escavação, é mais conveniente que se projete alturas menores. Os esforços sobre os tubos drenantes, ou sobre o fundo falso, também limitam a altura da camada de material de enchimento.

A NBR 13969 (ABNT, 1997) limita a altura da camada de material de enchimento ao máximo de 1,20 m, sendo que nos dois modelos que têm fundo falso a altura do leito filtrante é limitada em 0,60 m.

De acordo com CARVALHO e POVINELLI (1996), a altura de projeto para os filtros depende da taxa de carregamento orgânico aplicada (kg DBO/m³.d), do tipo de meio suporte utilizado e do sentido do escoamento no interior dos mesmos. Os autores citados acrescentam que a maioria dos trabalhos com filtros de fluxo ascendente indica que grande parte da estabilização dos despejos ocorre a menos de 1/3 da altura dos mesmos, de maneira que pouca estabilização ocorre acima de 1,00 m. Porém, recomendam que a altura do meio suporte não seja inferior a 2,0 m a fim de minimizar a perda de sólidos biológicos do sistema.

De acordo com CAMPOS *et al* (1999), pode-se recomendar, para a maioria dos casos, que a altura do meio suporte não deve ser menor do que 0,60 m nem maior que 1,50 m, sendo o limite superior mais adequado para reatores com menor risco de obstrução do leito, e um valor mais usual deve situar-se em torno de 1,0 m.

De acordo com GONÇALVES *et al* (2001), com base na experiência brasileira e nas pesquisas desenvolvidas no âmbito do PROSAB, pode-se recomendar, para a maioria das condições de aplicação de filtros anaeróbios para o pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, que a altura do meio suporte deve ficar compreendida entre 0,8 e 3,0 m. O limite superior de altura do meio suporte seria mais adequado para reatores com menor risco de obstrução do leito, o que depende, principalmente, do sentido do fluxo, do tipo de material

de enchimento e das concentrações do afluente. Um valor mais usual deve situar-se em torno de 1,5 m (GONÇALVES *et al*, 2001)

No Paraná, a SANEPAR tem construído diversos filtros anaeróbios de grande porte com alturas de meio suporte (brita N°4) de até 3,20 metros, sendo mais comuns alturas entre 1,50 m e 2,20 m (JURGENSEN, 2004).

Contudo, com base nas diversas informações coletadas na revisão bibliográfica desta tese, temos a prudência intuitiva de recomendar, de forma geral, que a altura da camada de enchimento não deve ser menor que 0,80 m nem maior que 1,60 m, exceto para estruturas de plástico moduladas (colmeias), tijolos cerâmicos ou outro enchimento sem risco de obstrução, para os quais os limites de altura dependem apenas de conveniências construtivas.

4.3.4. Material de Enchimento

As finalidades do material de enchimento dos filtros anaeróbios são: permitir o acúmulo de grande quantidade de biomassa, com o conseqüente aumento do tempo de retenção celular; melhorar o contato entre os constituintes do despejo afluente e os sólidos biológicos contidos no reator; atuar como uma barreira física, evitando que os sólidos sejam carregados para fora do sistema de tratamento; e ajudar a promover a uniformização do escoamento no reator.

Pode-se dispor de uma grande variedade de materiais para enchimento de filtros anaeróbios: pedras, anéis de plástico, elementos cerâmicos, módulos de plástico tubulares e com fluxo cruzado, elementos de madeira, anéis de bambu, cilindros de plástico perfurados, esferas perfuradas, etc. Evidentemente, deve-se preferir materiais: estruturalmente resistentes e suficientemente leves; biológica e quimicamente inertes; que facilitem a distribuição do fluxo e dificultem a obstrução; que tenham preço baixo; e sejam de fácil aquisição. (CAMPOS *et al*, 1999).

A natureza da superfície do material não é muito importante. No início da formação do biofilme, a rugosidade e a natureza da superfície facilitam a aderência e fixação dos microrganismos, mas o crescimento depende também da concentração de nutrientes e da atividade metabólica dos organismos. Após a evolução inicial, que é muito rápida, a natureza da superfície do material inerte perde sua importância na formação do biofilme.

A acumulação de massa celular em biofilme aderido a um suporte depende da velocidade de crescimento celular, da velocidade de utilização de substrato, do processo de endogenia e da perda por cisalhamento, decorrente das condições hidrodinâmicas do líquido que escoia junto ao biofilme (CHANG e RITTMANN, 1988).

A desagregação e o arraste de partículas do biofilme podem ocorrer devido às mudanças nas condições do biofilme (agregação de camadas aderidas estruturadas) além do cisalhamento hidráulico. Depois que as superfícies de aderência são totalmente cobertas pelo biofilme as perdas por cisalhamento são muito semelhantes, independentemente da rugosidade original do material suporte.

A área superficial específica também parece ser um parâmetro pouco importante. SONG e YOUNG (1986), comparando diferentes meios de enchimento para filtro anaeróbio, concluíram que uma grande variação na

área superficial específica provoca pequenas alterações no desempenho dos reatores. Quanto maior a superfície específica do meio suporte maior a quantidade de biofilme, mas para os filtros com fluxo ascendente ou descendente afogado esse biofilme não tem muita importância na eficiência do reator.

Atualmente, há entendimento entre vários autores de que, em filtros anaeróbios com leito submerso (afogado), a estabilização da matéria orgânica deve-se, principalmente, aos sólidos acumulados nos interstícios do material de enchimento. A capacidade do leito em acumular lodo ativo e distribuir o fluxo dentro do reator parece ser o fator de maior importância. Portanto, há que se atentar para o índice de vazios e a uniformidade do material de enchimento.

Quanto mais uniforme a granulometria, relativamente maior o índice de vazios e melhor o aproveitamento da área específica, além de propiciar melhor distribuição do fluxo. O tamanho dos interstícios (volume médio) é importante para evitar velocidades muito altas e também devido aos riscos de entupimento.

O material mais utilizado para enchimento dos filtros anaeróbios é a pedra britada Nº 4, que é um material muito pesado e relativamente caro, devido ao custo da classificação granulométrica. Ademais, a brita Nº 4 tem um índice de vazios muito baixo, em torno de 50%, com implicações sobre o volume e a capacidade de acumular lodo ativo. Outros materiais já foram estudados e experimentados no enchimento de filtros anaeróbios no Brasil.

COUTO e FIGUEIREDO (1993) compararam, em filtros anaeróbios de fluxo ascendente iguais e alimentados com esgoto sanitário sob as mesmas condições operacionais, pedra britada Nº 4, anéis plásticos de 3,8 cm e gomos de bambu. Os resultados de eficiência foram muito semelhantes.

Ainda da experiência brasileira sobre materiais alternativos para enchimento de filtros anaeróbios aplicados ao tratamento de esgotos domésticos, além desta tese, pode-se destacar duas interessantes pesquisas recentes no âmbito do PROSAB.

Na UNICAMP – Universidade de Campinas, foram realizadas pesquisas, em escala piloto, utilizando como enchimento de filtros anaeróbios de fluxo ascendente gomos de bambu (*Bambusa tuldoides*) de aproximadamente 4,0 cm de diâmetro e altura, inteiros e partidos em bandas, com bons resultados. O bambu mantém as suas características iniciais, sem alterações aparentes, indicando que sua vida útil pode ser bem longa. Revelou-se um meio interessante devido ao seu baixo custo, durabilidade, grande volume de vazios, grande área superficial específica e baixo peso, além do seu bom desempenho. (NOUR *et al.*, 2000)

Na UFMG – Universidade Federal de Minas Gerais, foi utilizado, como meio suporte de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente piloto, um rejeito industrial obtido em siderúrgicas no processo de redução do minério de ferro: escória de alto-forno, tipo ácida, com granulometria selecionada entre 50 e 76 mm. A escória é um material de baixo custo e abundante em regiões com indústrias siderúrgicas. Os resultados foram bons e não houve entupimento nem sinais de deterioração da escória (CHERNICHARO, 1997; CHERNICHARO e MACHADO, 1998; SANCHES *et al.*, 2000).

4.3.5. Carga Orgânica Volumétrica Diária

A carga orgânica volumétrica refere-se à quantidade de matéria orgânica aplicada diariamente ao filtro anaeróbio, por unidade de volume útil do filtro.

Pode ser dada pela expressão $C_v = (Q \times S_a)/V$; na qual C_v é a carga orgânica volumétrica ($\text{kgDQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$), Q é a vazão média afluente ao filtro anaeróbio (m^3/d), S_a é a concentração de DQO do esgoto afluente ao filtro anaeróbio (kgDQO/m^3), e V é o volume útil total do filtro ou o volume ocupado pelo meio suporte (m^3)

De acordo com GONÇALVES *et al* (2001) as pesquisas realizadas no âmbito do PROSAB tem indicado que os filtros anaeróbios são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO, quando os mesmos são operados com cargas orgânicas volumétricas da ordem de 0,15 a 0,50 $\text{kgDBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$, para o volume total do filtro, e de 0,25 a 0,75 $\text{kgDBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$, para o volume da camada de meio suporte.

De acordo com VIÑAS (1994), as cargas no filtro anaeróbio podem chegar até 16 $\text{kg DQO} / \text{m}^3 \cdot \text{d}$. Segundo NOYOLA ROBLES (2000) o filtro anaeróbio pode suportar até 15 $\text{kg DQO} / \text{m}^3 \cdot \text{d}$. YOUNG (1990), afirma que a carga orgânica de projeto dos filtros anaeróbios pode ser tão alta como 16 $\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$, mas em condições reais de operação a taxa de carregamento típica não excede 12 $\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$. De forma geral, se vê que o limite de aplicação não é determinado pela carga orgânica admissível, mas sim pelo limite de carga hidráulica.

4.3.6. Carga Hidráulica Superficial

A taxa de aplicação hidráulica superficial refere-se à quantidade de esgotos aplicados diariamente ao filtro anaeróbio, por unidade de área do meio suporte do filtro.

Pode ser dada pela expressão $T_s = Q / A$; na qual T_s é a taxa de aplicação hidráulica superficial ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$), Q é a vazão média afluente ao filtro anaeróbio (m^3/d), e A é a área da superfície livre do meio suporte (m^2).

De acordo com GONÇALVES *et al* (2001) as pesquisas realizadas no âmbito do PROSAB, com filtros anaeróbios utilizados para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, têm revelado que os filtros anaeróbios são capazes de produzir efluentes que atendem aos padrões de lançamento estabelecidos pelos órgãos ambientais, em termos de concentração de DBO e sólidos suspensos, quando os mesmos são operados com taxas de aplicação hidráulica superficial da ordem 6 a 15 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$.

4.3.7. Dispositivos de Entrada e Saída dos Líquidos e Remoção do Lodo em Excesso

Um aspecto muito importante do projeto de um filtro anaeróbio diz respeito ao detalhamento dos dispositivos de entrada do afluente e saída do efluente. A eficiência do filtro depende muito do fluxo através

do material de enchimento e uma boa distribuição de fluxo depende fundamentalmente dos dispositivos de entrada e saída.

A recirculação do efluente de filtros anaeróbios geralmente não é necessária quando são aplicados ao tratamento, ou pós-tratamento, de esgotos sanitários.

Ademais, o projetista não pode esquecer de propiciar facilidades para a remoção periódica do lodo em excesso, prevendo, se necessário, tubulação convenientemente posicionada.

4.4. Aspectos Construtivos e Operacionais

A construção de filtros anaeróbio é muito simples. Consiste basicamente na execução de um tanque, com dispositivos de entrada e de saída dos líquidos e para expurgo do lodo, e na seleção, limpeza e colocação do material de enchimento.

O tanque pode ser pré-fabricado ou construído no local. Os materiais devem ser resistentes à agressividade química dos esgotos. O mais comum é a construção em alvenaria de tijolos. Nesse caso deve ser dada preferência a tijolos cerâmicos maciços (elementos não vazados) com bom cozimento. A alvenaria deve ser revestida de modo a assegurar estanqueidade. Ao término da construção devem ser realizados testes para verificar a ocorrência de possíveis vazamentos.

Os dispositivos de entrada e saída (alimentação e drenagem) e para descarga do lodo, embora simples, merecem a maior atenção. Devem obedecer rigorosamente os detalhes do projeto. As calhas devem ser muito bem niveladas (se houverem) e todas as cotas e desníveis devem ser exatos.

Antes da colocação do material de enchimento no filtro deve-se proceder a seleção e limpeza do material, com lavagem se necessário, para evitar que areia e outros detritos ocupem os espaços intersticiais.

Merecem atenção todos os esforços aos quais a estrutura será submetida, inclusive cargas sobre a cobertura, tubos e fundo falso. Também merece especial atenção o risco de possível empuxo de fundo devido à elevação sazonal do lençol d'água. Quando necessário, será exigido que os cálculos estruturais constem do projeto.

Embora a operação dos filtros anaeróbios seja muito simples, não pode ser negligenciada. É necessário que se proceda, periodicamente, a remoção do excesso de lodo.

A obstrução do leito é um dos principais problemas dos filtros anaeróbios. Este problema é mais frequentes nos filtros anaeróbios de fluxo ascendente, contendo pedras ou britas. Os filtros preenchidos com peças de plástico ou outros materiais com grande índice de vazios não têm apresentado problemas de entupimento (CHERNICHARO, 1997). Os riscos de entupimento do meio filtrante aumentam com a

concentração de sólidos suspensos do afluente. Um outro fator que influi no risco de obstrução é a dificuldade de remoção do lodo de excesso (GONÇALVES *et al*, 2001).

A operação de remoção do lodo em excesso (limpeza do leito) consiste em drenar os líquidos (por descarga de fundo ou sucção) com vazão bem maior que no fluxo normal, provocando velocidades de escoamento nos interstícios muito mais elevadas que no funcionamento normal, de forma que provoque o carreamento de parte do lodo em excesso ali acumulado. Esta operação pode ser auxiliada por aspersão de efluente tratado ou água limpa sobre o leito. (CAMPOS *et al.*, 1999)

A frequência de remoção do lodo em excesso depende, principalmente, das concentrações do afluente, do tipo de material suporte (granulometria e forma) e da altura do leito. Deve estar prevista no projeto, mas as condições reais de operação podem indicar a modificação da frequência de esgotamento para remoção do lodo em excesso. Normalmente o esgotamento se faz necessário em períodos de três a seis meses (GONÇALVES *et al*, 2001). Na verdade ainda não se tem dados de pesquisa suficientes para uma indicação mais precisa da frequência de remoção de lodo.

O lodo produzido e retido nos filtros anaeróbios precedidos de decanto-digestor ou UASB é essencialmente lodo biológico, constituído basicamente de microrganismos, glicocálix e resíduos metabólicos. Dependendo do projeto do sistema, quando do esgotamento do filtro para remoção do lodo em excesso o material esgotado pode ser disposto no reator anaeróbio que o antecede, de onde será removido juntamente com o lodo do reator.

A produção de lodo nos sistemas anaeróbios é relativamente baixa. O lodo é estabilizado e pode ser drenado diretamente para um leito de secagem, ou outro processo de desidratação, e presta-se para uso agrícola com os devidos cuidados e adequações (CAMPOS *et al*, 1999). Em qualquer caso, deve ser previsto no projeto o local para processamento e disposição final do lodo.

5. MATERIAL E MÉTODOS

Este capítulo descreve os reatores utilizados para o trabalho de pesquisa que apoia esta tese, a origem dos efluentes e vazões de alimentação dos reatores, os materiais de enchimento dos filtros anaeróbios pesquisados e os métodos de coleta e tratamento dos dados obtidos. Também descreve, com detalhes suficientes, as etapas de desenvolvimento da pesquisa, inclusive explicitando as respectivas configurações do sistema experimental e os procedimentos operacionais, em cada etapa.

5.1. Os Reatores

As principais pesquisas que fundamentam esta tese foram desenvolvidas no campo experimental localizado no espaço físico da Estação de Tratamento de Esgotos do Campus Central da UFRN – Universidade Federal do Rio Grande do Norte, em Natal (5° 55' S; 35° 12' W), que foi construído especificamente para pesquisas sobre tratamento de efluentes sanitários.

No campo experimental da UFRN foram construídos um reator anaeróbio de manta de lodo e um sistema compacto com decanto-digestor e filtros de fluxos ascendente e descendente. A Figura 5.1 mostra uma vista geral do campo experimental na UFRN.

O reator de manta de lodo é do tipo “UASB”, cilíndrico, com diâmetro de 1,0 m e altura de 4,3 m, construído em resina de poliéster com fibra de vidro.

O sistema compacto compõe-se de um decanto-digestor e quatro filtros anaeróbios que o ladeiam (Figuras 5.2). Todo o sistema foi construído em alvenaria de tijolos revestida, com tratamento simples contra corrosão e fissuras (cola e açúcar na argamassa) e não apresenta sinais evidentes de corrosão.

Normalmente esse tipo de sistema tem apenas dois filtros ladeando o decanto-digestor (Figura 5.3). A construção dos quatro filtros afogados, no sistema experimental, teve por objetivo dar maior flexibilidade

para investigar comparativamente vários materiais de enchimento em cada etapa das pesquisas e várias condições operacionais.

O decanto-digestor é prismático retangular, com volume total de $8,82 \text{ m}^3$. Tem duas câmaras em série e inclui, acoplado à segunda câmara com comunicação direta, um filtro de pedras (brita Nº 4) de fluxo ascendente, com $0,60 \text{ m}$ de espessura da camada de brita e volume útil de $0,84 \text{ m}^3$. O filtro acoplado ao decanto-digestor comunica-se com o mesmo através de um fundo falso de vigotas espaçadas de 5 cm , abaixo do qual situa-se um fundo inclinado que propicia o retorno do lodo ao decanto-digestor. O objetivo deste pequeno filtro é, principalmente, complementar a retenção de sólidos suspensos. O reator é na verdade um tanque séptico de câmaras em série modificado pelo acréscimo do pequeno filtro ascendente, mas tem eficiência bem maior que a de um tanque séptico comum. A Figura 5.4 mostra um corte transversal esquemático do decanto-digestor.

Os filtros anaeróbios são independentes e funcionam em paralelo, podendo receber o efluente do decanto-digestor ou do reator de manta de lodo, localizado próximo, ou receber esgoto bruto. A distribuição do afluente no leito dos filtros, bem como a coleta do efluente, eram feitas através de tubos perfurados convenientemente posicionados (sob e sobre o leito, conforme o fluxo seja ascendente ou descendente), sendo dois na distribuição e três na coleta. Cada filtro tem $4,00 \text{ m}$ de comprimento por $0,70 \text{ m}$ de largura e profundidade média útil de $1,20 \text{ m}$, perfazendo um volume de $3,36 \text{ m}^3$. No final de cada filtro encontra-se um compartimento ($0,72 \text{ m}^3$) que tem várias finalidades: permite a drenagem do excesso de lodo; dá acesso aos tubos perfurados do fundo do filtro; serve, eventualmente, para tratamento complementar; e mantém o filtro afogado. O excesso de lodo dos filtros anaeróbios afogados era removido automaticamente, através dos tubos perfurados, quando se esgota o compartimento a jusante dos filtros, porque isso provoca velocidades de fluxo bastante elevadas nos interstícios do leito. A Figura 5.5 mostra um corte longitudinal esquemático dos filtros.

As Figuras 5.6 e 5.7 mostram, respectivamente, detalhes dos tubos de distribuição e drenagem e da ligação do filtro em sentido ascendente e descendente.



Figura 5.1- Vista geral do campo experimental na UFRN. O reator de manta de lodo à direita de quem olha e o decanto-digestor com os filtros anaeróbios à esquerda



Figura 5.2 - Sistema compacto experimental. Decanto-digestor ao centro, com o pequeno filtro ascendente em primeiro plano, e dois filtros anaeróbios em cada lado.

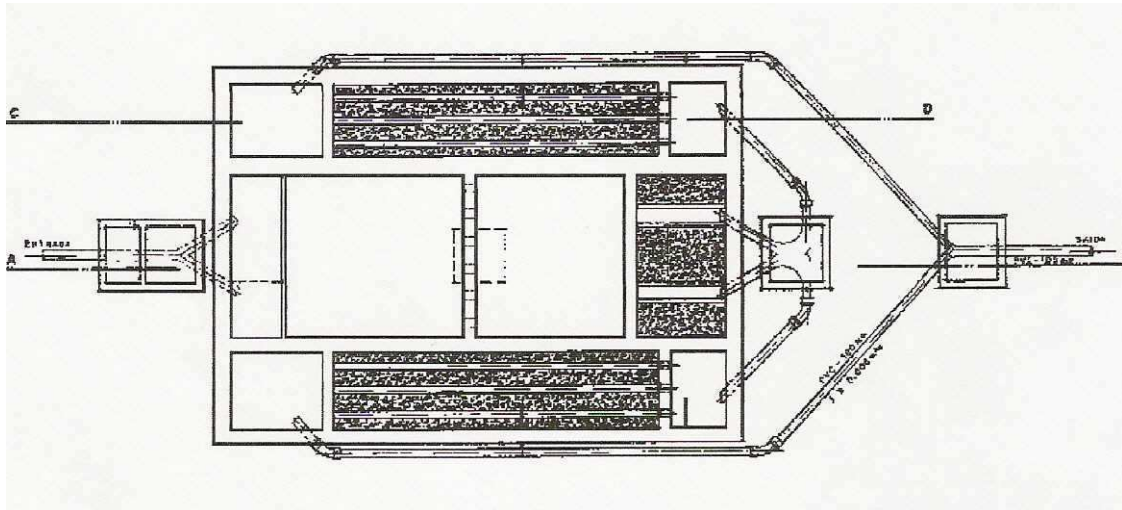


Figura 5.3 - Desenho em planta do sistema compacto padrão, com dois filtros anaeróbios ladeando o decanto-digestor (ANDRADE NETO, 1997).

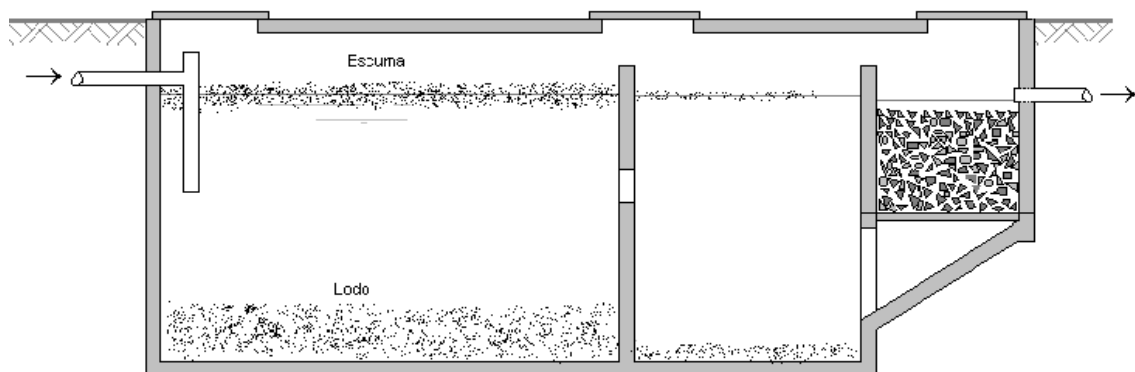


Figura 5.4 - Corte longitudinal esquemático do decanto-digestor (tanque séptico modificado) com o pequeno filtro acoplado (ANDRADE NETO *et al*, 1999).

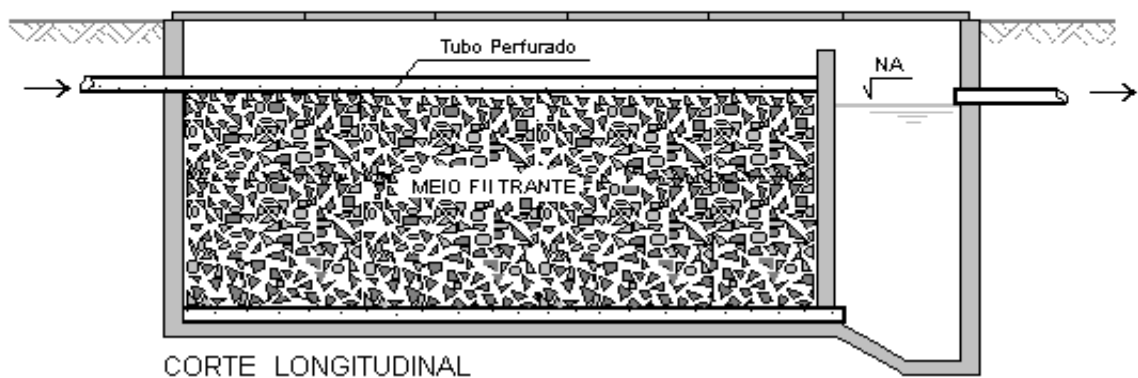


Figura 5.5- Corte longitudinal esquemático do filtro anaeróbio afogado, com o sentido de fluxo descendente, reversível para ascendente (ANDRADE NETO *et al*, 1999).



Figura 5.6- Detalhes dos tubos perfurados. No filtro da direita que está vazio, se vê os tubos de fundo, e no filtro da esquerda, que está cheio, se vê os tubos de distribuição na superfície.



Figura 5.7 - Detalhes da ligação dos tubos de entrada e saída nos dois sentidos de fluxo. No filtro da esquerda, que está vazio, se vê os tubos de drenagem no fundo e as esperas dos tubos de entrada em cima, propiciando fluxo descendente. No filtro da direita, que está cheio, se vê os tubos de coleta na superfície e a ligação para alimentação através dos tubos de fundo, propiciando fluxo ascendente.

5.2. Alimentação dos Reatores

Os reatores experimentais foram alimentados com esgoto proveniente de um dos coletores da rede de esgotos do Campus Central da Universidade Federal do Rio Grande do Norte, convenientemente isolado. Este coletor coleta os esgotos das Residências Universitárias I e II, do Departamento de Educação Física, do Restaurante e do Pouso Universitário, que, portanto, caracterizam-se como esgotos essencialmente domésticos.

Os filtros, objetos principais desta tese, receberam o efluente do decanto-digestor ou do reator de manta de lodo, ou o esgoto bruto, oportunamente em cada etapa das pesquisas. Depois de passar pelo decanto-digestor com o pequeno filtro ascendente, a vazão era dividida em partes iguais, destinadas aos filtros correspondentes. Da mesma forma, o efluente do reator de manta de lodo também era dividido em partes iguais para alimentar os filtros que lhe correspondiam, em algumas etapas. O esgoto sem tratamento (esgoto bruto) teve a vazão aferida para alimentar os filtros definidos conforme os objetivos da pesquisa, em quatro das etapas. Em cada etapa das pesquisas as vazões de alimentação de cada reator foram mantidas constantes e aferidas nos valores determinados.

Em nenhum momento foi colocado lodo (inóculo) nos reatores.

5.3. Materiais para Enchimento dos Filtros e Sentido de Fluxo

As duas investigações mais importantes, porque correspondiam a objetivos específicos da pesquisa, fundamentais para as hipóteses da tese, foram relativas aos materiais de enchimento dos filtros e ao sentido de fluxo no leito.

Para a pesquisa de materiais de enchimento, foram testados, analisados e comparados: pedra granítica britada N^o 4 (tamanho de 50 a 75 mm); brita comercial (classificação precária) com tamanho médio de 38mm; seixo rolado classificado, com tamanho variando de 40 a 75mm; tijolos cerâmicos vazados de oito furos; anéis de eletroduto corrugado de plástico (conduíte cortado) com diâmetro de 2,5 cm e 3,0 cm de comprimento; tampas de vasilhame plástico de refrigerante (tampas de garrafas “PET”); e anéis de plástico patenteados HIDROBOL (tronco-cônico, com diâmetro médio de 4,5 cm e 5,0 cm de altura). As Figuras 5.8 a 5.15 mostram detalhes dos materiais. O principal objetivo foi propor novas alternativas e confrontar com materiais já conhecidos e utilizados na prática.

Para calcular o tempo de detenção hidráulica efetivo em cada filtro quando preenchido com diferentes materiais de enchimento, foram realizados ensaios para a obtenção dos índices de vazios dos diversos materiais. A metodologia, bastante simplificada, consistiu em encher um recipiente de volume conhecido com peças do material previamente molhadas e depois completá-lo com água até o nível de transbordamento. Dividindo-se o volume de água adicionado pelo volume total do recipiente obteve-se o índice de vazios. Resultou os seguintes índices de vazios para os respectivos materiais de enchimento: brita N° 4 – 0,50; brita comercial – 0,48; seixo rolado – 0,44; tijolos cerâmicos vazados – 0,60; conduíte cortado – 0,89; tampas de PET – 0,80; HIDROBOL – 0,82.

Um levantamento dos custos levou à seleção do produto comercial disponível no mercado para enchimento dos filtros. No parágrafo seguinte apresenta-se, em resumo, informações básicas das principais empresas contactadas para aquisição de material fabricado industrialmente para enchimento de reatores biológicos de tratamento de esgotos. No resumo apresentado estão incluídos apenas dados sobre anéis de plástico, com exceção de uma empresa da qual apresenta-se custos de anéis cerâmicos. Na verdade, entre abril e agosto de 2002 foram contactadas também outras empresas e analisados preços de anéis de outros materiais e dimensões, mas alguns não eram adequados ou tinham preços muito elevados. Um relatório específico sobre esta investigação, com 34 páginas, encontra-se arquivado com o autor. O produto HIDROBOL foi o de mais baixo preço, como se vê na Tabela 5.1.

Tabela 5.1: Comparação de custo de materiais fabricados para enchimento dos filtros.

EMPRESA	PRODUTO (tipo do anel)	DIMENSÃO (pol) (mm)		CUSTO/m ³	OBSERVAÇÕES
SELMEC	RASCHIG	3/4"	20	R\$877,75	IPI – 8%; ICMS incluído; frete não incluído; 5 % desc à vista
	PALL	1"	25	R\$1.298,52	
CELENE	RASCHIG	1"	25	R\$1.900,00	IPI – 10% ; ICMS incluído; frete incluído; CERÂMICA
DISTALL (New-Connection)	PALL	5/8"	16	500 libras R\$1787,41*	+ Custos de Importação (Inglaterra) ; 1 a 5 m ³
KEMPRO	PALL	1"	25	435 euros R\$966,69*	+ Custos de Importação (França) ; 5 a10 m ³
PETROGÁS – USA	PALL	1"	25	847 US\$ R\$2062,45*	+ Custos de Importação (USA)
JS ENGENHARIA E CONSTRUÇÕES	BIO RINGS [®]	-	-	R\$620,00	Frete - R\$ 500,00
AÇOPLAST	PALL	1"	25	R\$2.300,00	IPI – 8%; Frete não incluído
		5/8"	16	R\$5.830,00	
HIDROVITAE	HIDROBOL [®]	-	-	R\$450,00	IPI – 5%; ICMS – 18% Frete não incluído

*: Conversão de moedas na data da proposta de venda (www.cambio.com.br ; www.aonda.com) acesso em 17/06/2004



Figura 5.8- Brita comercial.



Figura 5.9- Brita Nº 4.



Figura 5.10- Seixo rolado.



Figura 5.11- Tijolo cerâmico vazado.



Figura 5.12- Conduíte cortado



Figura 5.13- Tampa de garrafas PET



Figura 5.14- HIDROBOL[®]



Figura 5.15- Detalhes dos materiais.

Principais empresas contactadas para aquisição de material para enchimento dos filtros (resumo): 1 – AQUAMEC, São Paulo, Gilson (11) 3872-1811; 2 – AÇOPLAST, São Paulo, www.acoplast.com.br, Eng. Fausto (11)6905-1597 ou 6905-1779 fausto@uol.com.br, Angélica angélica@acoplast.com.br, João Carlos Níquel (51)470-2855; 3 – CELENE (Companhia Eletrocêrâmica do Nordeste), Maracanaú – CE, www.celene.com.br, Alberto Magalhães (85)215-2366 celene@celene.com.br; 4 – SELMEC Equipamentos para Processos LTDA, Diadema – SP, www.selmec.com.br, Joel Amendoeira (11)4066-6866 comercial@selmec.com.br; 5 – JS ENGENHARIA E CONSTRUÇÕES, Sorocaba – SP, Jair Molina (15)232-6868, jsmolina@terra.com.br; 6 – KEMPRO, França, www.kempro-fr.com, Mr. Salaun 33+(0)240 526 965 info@kempro-fr.com; 7 – NEW-CONNECTION (representante: DISTALL), Inglaterra, www.new-connection.nl, Stuart Dunn 44+(0)1384 277 776 stuard@distall.co.uk; 8 – PETROGÁS-USA, www.petrogasusa.com, Jorge Noronha (representante Brasil) (21)2239-2290, brazil@petrogasusa.com; 9 – HIDROVITAE Tecnologia Ambiental, Osasco – SP, Carlos Medeiros (11)9815-4727 ou (11)3608-3240 medeiros@sanear.com.br; 10 – Eng. Cleantho, Fortaleza - CE, (85)227-1014 ou 9985-2985, cleantho@secrel.com.br (pretendia iniciar fabricação do material mas ainda não dispõe, informou da possibilidade de aquisição com Paulo Nobre (OPMAN ENGENHARIA) que informou da possibilidade de aquisição com o Sr. Medeiros (HIDROVITAE)).

Para a análise comparativa do sentido de fluxo (ascendente e descendente) foram utilizados filtros com sentido de fluxo diferentes e demais características operacionais idênticas.

5.4. Etapas da Pesquisa

A duração de cada etapa da pesquisa foi limitada por mudanças na configuração do sistema experimental, caracterizada pelo material de enchimento dos filtros, vazões, origem e tipo do esgoto afluente (alimentação) ou sentido de fluxo, e também por providências operacionais, como esgotamento do sistema para remoção do excesso de lodo e outras especificadas a seguir. A Tabela 5.2 resume a configuração do sistema em cada etapa das pesquisas, com respectivas condições de operação de cada filtro.

Tabela 5.2: Configuração do sistema em cada etapa da pesquisa, com enchimento, alimentação, sentido de fluxo, vazão, volume efetivo e tempo de detenção hidráulica (T D H) de cada filtro.

ETAPA	FIL-TRO	ENCHIMENTO	VAZÃO (m ³ /d)	VOLUME Eftvo (m ³)	T D H (h: min)		
					Efetivo	Total	
1	04/08/97 a 14/04/98	F01	SEM ENCHIMENTO	2,5	3,36	32:15	32:15
		F02	BRITA COMERCIAL	2,5	1,61	15:27	32:15
		F03	SEIXO ROLADO	2,5	1,48	14:12	32:15
		F04	BRITA N° 4	2,5	1,68	16:08	32:15
2	15/04/98 a 16/12/98	F02	BRITA COMERCIAL	7,5	1,61	05:09	10:45
		F04	BRITA N° 4	7,5	1,68	05:23	10:45
		F05	TIJOLO CERÂMICO	6,0 (EU)	2,02	08:05	13:26
		F06	SEIXO ROLADO	6,0 (EU)	1,48	05:55	13:26

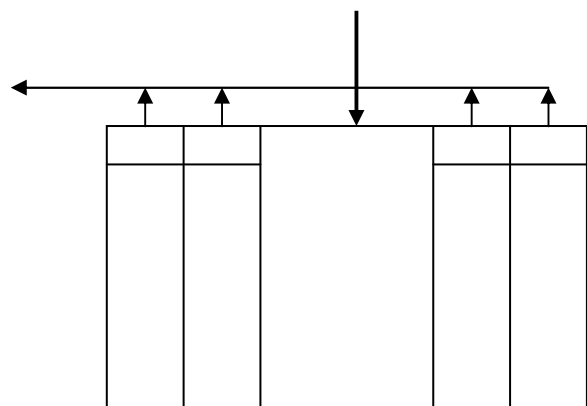
3	17/12/98 a 16/06/99	F02	BRITA COMERCIAL	7,5	1,61	05:09	10:45
		F04	BRITA Nº 4	7,5	1,68	05:23	10:45
		F05	TIJOLO CERÂMICO	6,0 (EU)	2,02	08:05	13:26
		F06	SEIXO ROLADO	6,0 (EU)	1,48	05:55	13:26
4	17/06/99 a 14/12/99	F02	BRITA COMERCIAL	7,5 (*)	1,61	05:09	10:45
		F04	BRITA Nº 4	7,5	1,68	05:23	10:45
		F07	TIJOLO CERÂMICO	7,5	2,02	06:28	10:45
		F08	CONDUÍTE CORTADO	7,5	2,99	09:34	10:45
5	15/12/99 a 20/06/00	F04	BRITA Nº 4	7,5	1,68	05:23	10:45
		F07	TIJOLO CERÂMICO	7,5	2,02	06:28	10:45
		F08	CONDUÍTE CORTADO	7,5	2,99	09:34	10:45
		F09	CONDUÍTE CORTADO	7,5 (FA)	2,99	09:34	10:45
6	21/06/00 20/02/01	F10	CONDUÍTE CORTADO	15,0	2,99	04:47	05:23
		F11	CONDUÍTE CORTADO	15,0 (FA)	2,99	04:47	05:23
7	21/02/01 a 09/07/01	F04	BRITA Nº 4	10,0	1,68	04:02	08:04
		F10	CONDUÍTE CORTADO	10,0	2,99	07:11	08:04
		F11	CONDUÍTE CORTADO	10,0 (FA)	2,99	07:11	08:04
8	10/07/01 a 14/01/02	F04	BRITA Nº 4	7,5	1,68	05:23	10:45
		F13	TAMPAS "PET"	7,5	2,69	08:36	10:45
		F10	CONDUÍTE CORTADO	7,5	2,99	09:34	10:45
		F12	CONDUÍTE CORTADO	7,5 (EB)	2,99	09:34	10:45
9	18/01/02 a 23/05/02	F10	CONDUÍTE CORTADO	15,0	2,99	04:47	05:23
		F12	CONDUÍTE CORTADO	7,5 (EB)	2,99	09:34	10:45
		F14	TAMPAS "PET"	7,5 (EB)	2,69	08:36	10:45
10	24/05/02 08/09/02	F10	CONDUÍTE CORTADO	15,0	2,99	04:47	05:23
		F12	CONDUÍTE CORTADO	15,0 (EB)	2,99	04:47	05:23
11	09/09/02 07/11/02	F10	CONDUÍTE CORTADO	15,0	2,99	04:47	05:23
		F12	CONDUÍTE CORTADO	7,5 (EB)	2,99	09:34	10:45
12	08/11/02 07/05/03	F10	CONDUÍTE CORTADO	15,0	2,99	04:47	05:23
		F15	HIDROBOL	15,0	2,76	04:25	05:23
13	08/05/03 11/12/03	F10	CONDUÍTE CORTADO	7,5 (**)	2,99	09:34	10:45
		F15	HIDROBOL	7,5 (**)	2,76	08:50	10:45

OBSERVAÇÕES: Quando não há observação ao lado da vazão o filtro foi alimentado com o efluente do decanto-digestor e o sentido do fluxo foi descendente. Quando o filtro foi alimentado com efluente do "UASB" está indicado (EU) e com esgoto bruto está indicado (EB). Quando o sentido de fluxo foi ascendente está indicado (FA). Na etapa 4 o F2 teve fluxo descendente até 05/10/99 e depois fluxo ascendente (*). Na etapa 13 a vazão antes de 04/09/03 foi 15,0 m³/d (**).

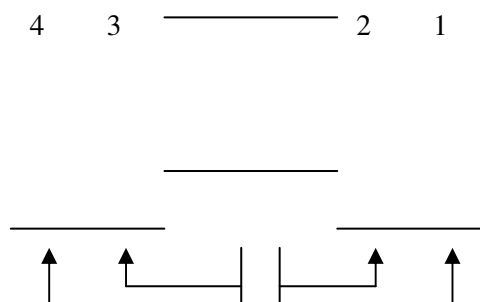
A Tabela 5.3 mostra as posições dos filtros em cada etapa, tendo como referência as posições da primeira configuração, do desenho esquemático.

Tabela 5.3: Posição dos filtros em cada etapa

ETAPAS	FILTROS			
1	1	2	3	4
2	5	2	6	4
3	5	2	6	4



4	7	2	8	4
5	7	9	8	4
6		11	10	
7		11	10	4
8	12	13	10	4
9	12	14	10	
10	12		10	
11	12		10	
12		15	10	
13		15	10	



Segue uma descrição sucinta da configuração do sistema experimental em face dos objetivos, em cada etapa das pesquisas:

Etapa 1 (8 meses)

O sistema experimental foi posto em operação em 01/08/97, mas somente em 04/08/97 estava com vazões aferidas e os filtros com seus respectivos enchimentos, constituindo a primeira configuração. Os quatro filtros foram alimentados com o efluente do decanto-digestor, com vazões iguais e constantes de $2,5 \text{ m}^3/\text{dia}$, com os seguintes enchimentos, respectivamente: F1 – sem enchimento; F2 – brita comercial (38mm); F3 - seixo rolado (40 a 75mm); F4 - brita N° 4 (50 a 75mm). Todos com fluxo descendente.

Esta etapa permitiria a avaliação comparativa da performance de três tipos de pedras e dos filtros com enchimento com um tanque de igual volume mas sem enchimento.

Etapa 2 (8 meses)

Em 15/04/98 foi efetuada a 2ª configuração no sistema experimental, com as seguintes providências: esgotamento do tanque séptico; esgotamento dos filtros com bomba de sucção rápida para propiciar arraste do excesso de lodo; lavagem superficial do F3 com esguicho de mangueira durante o esgotamento, sem retirada do enchimento; mudança na alimentação de F3, que foi renomeado F6; o filtro F1 recebeu enchimento de tijolo cerâmico vazado de 8 furos e foi renomeado F5; F5 e F6 passaram a ser alimentados com o efluente do UASB, com vazões iguais de $6 \text{ m}^3/\text{dia}$. F2 e F4 continuaram alimentados com o efluente do decanto-digestor mas as vazões de ambos foram aumentadas para $7,5 \text{ m}^3/\text{dia}$. Não foi feita a lavagem do enchimento dos filtros F2 e F4 para acompanhar o processo de acumulação de lodo e de colmatação do leito após simples esgotamento. Todos continuaram com fluxo descendente.

Esta etapa permitiria investigar os dois tipos de brita sob carga maior, um novo material (tijolo vazado), e o seixo com outro tipo de afluente (efluente do UASB) e carga maior.

Etapa 3 (6 meses)

A etapa 3 iniciou-se em 17/12/98, com o 2º esgotamento de todas as unidades do sistema e lavagem superficial dos filtros com água esguichada com mangueira, sem retirada dos enchimentos. Tudo o mais permaneceu como na etapa 2. Na verdade não houve uma verdadeira reconfiguração do sistema, porque os objetivos da pesquisa exigiam mais tempo nessa configuração, sobretudo para consolidar os resultados da comparação dos efluentes do UASB e do decanto-digestor e a avaliação do processo de acumulação de lodo e riscos de obstrução dos interstícios.

Etapa 4 (6 meses)

Em 17/06/99 efetuou-se o 1º esgotamento do reator de manta de lodo, o 3º esgotamento do decanto-digestor e também todos os filtros foram esgotados, com bomba, e o material de enchimento foi lavado superficialmente com mangueira, configurando o início da etapa 4. No mesmo dia, o filtro F5 passou a ser alimentado com o efluente do decanto-digestor e foi renomeado F7, e foi substituído o seixo rolado por conduíte cortado no filtro F6, que passou a ser alimentado pelo efluente do decanto-digestor e foi renomeado F8. Nesta etapa cada filtro operou com a vazão de 7,5 m³/dia.

Em face de constantes problemas com perda de carga elevada no F2 (brita comercial), em 01/10/99 este filtro foi desativado para inversão do sentido de fluxo, voltando a funcionar em 05/10/99, com fluxo ascendente, o que lhe caracterizaria nova configuração e, portanto, nova etapa. Porém, como esta providência não trouxe mudança significativa para a eficiência do F2, resolveu-se considerar uma mesma etapa até nova configuração dos outros filtros, que permaneceram sem alterações na configuração até 14/12/99.

Na etapa 4 aprofundaram-se as investigações comparativas entre as britas e o tijolo e introduziu-se um novo material alternativo – conduíte cortado.

Etapa 5 (6 meses)

O 4º esgotamento do decanto-digestor e de todos os filtros foi realizado em 15/12/99, dando início a etapa 5. Durante o esgotamento o material de enchimento dos filtros F4 e F7 foi lavado superficialmente com esguicho de mangueira. Foi removida a brita comercial do F2 e retirado todo o enchimento do F8. O conduíte cortado que estava no F8 foi lavado e misturado com igual quantidade de conduíte cortado novo, que foi colocado parte de volta no F8 e parte como novo enchimento do F2, que foi renomeado F9. Este procedimento (remoção e lavagem do conduíte cortado do F8 e mistura com conduíte cortado novo para enchimento de F8 e F9) justificou-se para utilizar o mesmo material na pesquisa de comparação destes dois filtros com sentido de fluxo diferentes (F8 descendente e F9 ascendente) mas com todas as outras variáveis idênticas, inclusive o mesmo material de enchimento. Todos os filtros foram alimentados nesta etapa com o efluente do decanto-digestor, com vazões constantes e iguais de 7,5 m³/dia.

Nesta etapa, além das investigações em andamento, objetivou-se a comparação entre fluxos ascendente e descendente afogado.

Etapa 6 (8 meses)

A etapa 6 teve início em 21/06/00 com o 5º esgotamento do decanto-digestor, remoção e lavagem do enchimento do pequeno filtro do decanto-digestor, e esgotamento com bomba e lavagem superficial com esguicho de mangueira nos quatro filtros. Os filtros F7 e F4 foram desativados temporariamente. Os filtros F8 e F9 tiveram a vazão duplicada para 15,0 m³/dia cada e foram renomeados, respectivamente, F10 e F11, mas permaneceram com os mesmos materiais de enchimento e sentidos de fluxo, recebendo efluente do decanto-digestor.

Esta etapa permitiria avaliar a eficiência do conduíte cortado sob alta carga e comparar os fluxos ascendente e descendente afogado, com acréscimo de carga.

Etapa 7 (4 meses e meio)

Em 21/02/01 foi realizado o 6º esgotamento do decanto-digestor, com remoção e lavagem do enchimento do seu pequeno filtro acoplado, e todos os filtros foram lavados e esgotados várias vezes, com bomba, sem remoção do material de enchimento. O filtro F4 foi reativado e os três (F4, F10 e F11) foram alimentados com o efluente do decanto-digestor, com vazão de 10 m³/dia cada. Permaneceram os mesmos enchimentos (F10 e F11 com conduíte e F4 com brita nº 4) e sentidos de fluxo (F11 com fluxo ascendente e F10 e F4 com fluxo descendente).

Os dados desta etapa, juntamente com os da etapa 5 e 6, permitiriam analisar, comparativamente, o desempenho de dois filtros anaeróbios com volumes iguais, mesmo material de enchimento e mesmo afluente e vazões, mas com sentido de fluxo diferentes, sendo um com fluxo ascendente e outro com fluxo descendente afogado, com três vazões distintas. Considerando o índice de vazios do material de enchimento (89%), os tempos de detenção hidráulica calculados, nos filtros, foram: 9,5 horas na etapa 5; 4,8 horas na etapa 6; e 7,2 horas na etapa 7.

Etapa 8 (6 meses)

No dia 09/07/01 realizou-se o esgotamento dos filtros F7 (que estava desativado) e F11. Após o esgotamento foi feita a transferência do material de enchimento do F11 para o F7 (o que facilitou a lavagem do conduíte) e reversão do sentido de fluxo do F11, de ascendente para descendente. O filtro F7 foi renomeado F12 e o F11 recebeu novo material de enchimento (tampas de garrafas “PET”) e foi renomeado F13. No dia 10/07/01 foi feito o esgotamento do decanto-digestor, inclusive lavagem do pequeno filtro acoplado. No filtro F10 foram removidas as telas de sustentação do material de enchimento para revolver e lavar bem

os anéis de conduíte. O filtro F4 foi apenas esgotado e jateado com mangueira para remover o excesso de sólidos durante o esgotamento. Foi feita uma ligação direta de esgoto sem tratamento (esgoto bruto) para alimentar o F12, com vazão constante de 7,5 m³/dia. Os outros três filtros foram então alimentados com o efluente do decanto-digestor, também com vazão de 7,5 m³/dia, dando início a etapa 8 em 10/07/01.

No dia 04/08/2001 foi feito novo esgotamento no F13 para complementar o enchimento, que havia sido inicialmente insuficiente, mas esta pequena interferência não justificaria uma mudança na etapa 8 com suas características de configuração.

Esta etapa permitiria avaliar a alimentação dos filtros com esgoto bruto (sem tratamento) comparando a performance do conduíte cortado alimentado com esgoto bruto e tratado, tendo a brita N° 4 como terceiro referencial (testemunha), e também introduzir tampas de garrafas plásticas “PET” como um novo material alternativo.

Etapa 9 (4 meses)

De 14 a 18/01/02 foram feitas algumas modificações na configuração do sistema experimental, que deu início a etapa 9. Foi feita uma ligação individual direta de esgoto bruto para o filtro F13, que foi renomeado F14. Corrigido o nivelamento da altura útil dos filtros F12 e F13, que receberam cada um a vazão constante de 7,5 m³/dia de esgoto bruto. Propositadamente o decanto-digestor não foi esgotado, já que seu efluente alimentaria apenas o F10, embora com vazão duplicada para 15 m³/dia. Todos os filtros foram esgotados mas não houve remoção do material de enchimento. O F4 foi temporariamente desativado.

Esta etapa permitiria, principalmente, comparar a performance do conduíte com as tampas de “PET” sob alta carga (esgoto bruto) e investigar o processo de colmatação, mas tendo como referência um filtro alimentado com o efluente do decanto-digestor.

Etapa 10 (3 meses e meio)

Em 24/05/02 procedeu-se nova reconfiguração para iniciar a etapa 10. Novamente o decanto-digestor não foi esgotado, propositadamente, para propiciar uma maior concentração de matéria orgânica em seu efluente e também para ser observada a performance do decanto-digestor submetido a maior acúmulo de lodo (longo tempo sem esgotamento). Os filtros foram esgotados e durante o esgotamento, repetido várias vezes, o enchimento foi revolvido em parte, mas sem remoção, e foi esguichado água com mangueira para uma lavagem parcial. O F12 teve sua vazão duplicada para 15,0 m³/dia de esgoto bruto, para ser comparado com o F10 que recebeu vazão de 15,0 m³/dia do efluente do decanto-digestor, ambos com fluxo descendente. O filtro F14 foi temporariamente desativado. Em 08/09/02 o F12 estava com perda de carga muito alta (será comentado oportunamente) e a etapa foi interrompida.

Etapa 11 (2 meses)

Em 09/09/02 efetuou-se o esgotamento do decanto-digestor com remoção total e lavagem do material de enchimento do seu pequeno filtro acoplado. Os filtros foram apenas

esgotados e não foi feita a lavagem do material de enchimento. O filtro F12 teve sua vazão reduzida para 7,5 m³/dia e tudo o mais permaneceu como na etapa 10, para investigar, principalmente, o processo de colmatção e a eficiência quando submetidos a cargas orgânicas com valores próximos. Porém, mesmo assim o F12 apresentou perda de carga elevada e a etapa 11 foi encerrada em 07/11/02.

Esta etapa, juntamente com as etapas de 8 a 10, permitiria avaliar a eficiência e o processo de colmatção do filtro quando alimentado com esgoto bruto.

Etapa 12 (6 meses)

Nos dias 07 e 08/11/02 foram realizadas as seguintes modificações para reconfiguração do sistema, dando início a etapa 12. Esgotamento, remoção do material de enchimento e limpeza do filtro F14, que recebeu novo material de enchimento (HIDROBOL) e foi renomeado F15. Esgotamento e lavagem do material de enchimento do filtro F10 (foram removidos, quase totalmente, os anéis de conduíte para permitir uma melhor limpeza do filtro e do material de enchimento, mediante esguicho de água com mangueira e repetidos esgotamentos). O F12 também foi esgotado e “lavado”, mas foi desativado (alimentação interrompida). O decanto-digestor não foi esgotado. Cada filtro (F10 e F15) foi alimentado com vazão de 15,0 m³/dia do efluente do decanto-digestor, ambos com fluxo descendente.

Em 02/12/02 o F15 foi esgotado novamente, lentamente sifonado (sem remoção de excesso de lodo), para complementar o material de enchimento (HIDROBOL) que havia faltado, mas esta pequena interferência não justificaria uma mudança de etapa.

Esta etapa permitiria avaliar comparativamente a performance de um material alternativo, exaustivamente confrontado com outros materiais, com um material comercial produzido industrialmente para enchimento de reatores biológicos de tratamento de esgotos.

Etapa 13 (7 meses)

O início da etapa 13 foi marcado apenas por um novo esgotamento do decanto-digestor, em 08/05/03, mas os filtros F10 e F15 propositadamente não foram esgotados e não houve reconfiguração do sistema. Na verdade a etapa 13 foi praticamente uma continuidade da etapa 12, sob as mesmas condições de operação, porém com monitoramento de rotina reduzido a coleta de amostra uma vez por semana, para análise de DQO e DBO, e acompanhamento do processo de colmatção. Os filtros inicialmente receberam vazões iguais de 15,0 m³/dia do efluente do decanto-digestor, mas em 04/09/03 a vazão de cada filtro foi reduzida para 7,5 m³/dia, permanecendo inalteradas as outras condições operacionais até 11/12/03.

Esta etapa objetivou apenas a continuidade da avaliação comparativa da eficiência do conduíte cortado e do HIDROBOL e da análise do processo de colmatção.

5.5. Medições e Análises (Coleta de Dados)

Foram realizadas medições rotineiras e investigações específicas apoiadas por análises de laboratório e também medições esporádicas para esclarecer aspectos funcionais.

Para o monitoramento de rotina foram feitas coletas nos afluentes e nos efluentes dos filtros, no mínimo uma vez por semana (na maioria das etapas duas vezes por semana e na primeira três vezes por semana) sempre às 8:30 horas, que é o horário mais representativo da média diária, de acordo com os estudos específicos para determinação do melhor horário de coleta.

As investigações específicas para melhor conhecimento dos processos englobaram principalmente os seguintes trabalhos: perfis diários com coletas a cada uma ou duas horas e amostras compostas (parâmetros do monitoramento de rotina); medições sequenciais durante toda a semana; e análises especiais exploratórias.

Os parâmetros analisados foram: temperatura, pH, alcalinidade, ácidos graxos voláteis (AGV), DQO total e sólidos suspensos. Em algumas etapas também foram realizadas análises rotineiras de DBO, carbono orgânico total (COT), DQO filtrada, sólidos totais, sólidos suspensos fixos e voláteis, sólidos sedimentáveis, turbidez e condutividade elétrica. Para permitir uma melhor caracterização dos esgotos afluentes e efluentes ou para esclarecer a interpretação de dados, foram efetuadas esporadicamente, ou em períodos escolhidos, análises especialmente programadas dos parâmetros já nomeados. As determinações seguiram procedimentos metodológicos constantes do “Standard Methods for Examination of Water and Wastewater” 19ª Edição (AWWA/APHA/WEF, 1995), com exceção da análise de AGV, que seguiu o método descrito por Di Lallo & Albertison (1961).

5.6. Tratamento e Análise dos Dados

O tratamento e análise dos dados consistiu em: tabulação; tratamento estatístico; confronto com dados da bibliografia; análise de consistência e representatividade; interpretação; avaliações comparativas; etc.

Cada etapa da pesquisa foi realizada em tempo suficiente para assegurar confiabilidade estatística (abundância de repetições) e permitir acompanhar a evolução da formação do biofilme e do acúmulo de lodo (incremento da eficiência e risco de obstrução) propiciando assim um melhor conhecimento funcional dos filtros anaeróbios (partida, evolução de eficiência, acúmulo de lodo e obstrução dos interstícios, etc).

A abundância de dados (e repetições) dispensou tratamento estatístico mais sofisticado. No tratamento estatístico utilizou-se os recursos da planilha de cálculos Microsoft Excel.

6. RESULTADOS E DISCUSSÃO

NESTE CAPÍTULO SÃO APRESENTADOS E DISCUTIDOS OS RESULTADOS DA PESQUISA EXPERIMENTAL, EM TRÊS SEÇÕES DISTINTAS. NA PRIMEIRA SÃO APRESENTADOS OS DADOS DE TEMPERATURA, pH E ALCALINIDADE, PARA EXPLICITAR AS CONDIÇÕES DE FUNCIONAMENTO E AVALIAR A ESTABILIDADE OPERACIONAL DOS REATORES ESTUDADOS. NA SEGUNDA É DISCUTIDA A ACUMULAÇÃO DE LODO NOS FILTROS, ESTIMADA COM BASE NA PERDA DE CARGA, E OS RISCOS DE OBSTRUÇÃO PARA OS DIVERSOS MATERIAIS DE ENCHIMENTO E AS VÁRIAS CARGAS ORGÂNICAS E HIDRÁULICAS APLICADAS, O QUE APONTA RECOMENDAÇÕES PARA A OPERAÇÃO DOS FILTROS ANAERÓBIOS. NA TERCEIRA SEÇÃO, POR FIM, É ANALISADA A QUALIDADE DOS EFLUENTES DOS FILTROS E A EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E SÓLIDOS SUSPENSOS DOS FILTROS E DOS SISTEMAS DE TRATAMENTO, EM CADA ETAPA DA PESQUISA, CARACTERIZADAS POR CONDIÇÕES OPERACIONAIS DISTINTAS, O QUE, ALÉM DE PROPICIAR CONCLUSÕES SOBRE OS LIMITES DE EFICIÊNCIA DOS FILTROS, PERMITE AVALIAR COMPARATIVAMENTE O DESEMPENHO DOS VÁRIOS MATERIAIS ALTERNATIVOS PROPOSTOS PARA ENCHIMENTO DOS FILTROS E TAMBÉM VERIFICAR A INFLUÊNCIA DO SENTIDO DE FLUXO SOBRE A PERFORMANCE DOS FILTROS, QUE SÃO OS DOIS PRINCIPAIS OBJETIVOS DESTA TESE, A PARTIR DAS HIPÓTESES DE QUE OS FILTROS ANAERÓBIOS SÃO VANTAJOSOS PARA TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS DILUÍDOS OU CONCENTRADOS, UTILIZANDO DIVERSOS MATERIAIS DE ENCHIMENTO E COM FLUXO NOS SENTIDOS ASCENDENTE OU DESCENDENTE, DESDE QUE AFOGADO.

6.1. Condições Operacionais de Temperatura, pH e Alcalinidade.

A pesquisa desenvolveu-se em clima quente, com variações de temperatura moderadas e gradativas. A temperatura ambiente em Natal - RN varia entre a mínima de 20°C e a máxima de 35°C ao longo

do ano, com médias anuais em torno de 27°C. Dados de temperatura média mensal, com base em medições diárias às 9:00, 15:00 e 21:00 horas, da Estação Climatológica da UFRN, situada a cerca de 0,8 km da Estação Experimental de Tratamento de Esgotos, mostram que no período da pesquisa (1997 a 2003) a temperatura média anual (média das médias) foi de 27,2 °C, sendo os meses mais frios julho ou agosto, com médias no período de 25,7 °C e 25,8 °C respectivamente, e os mais quentes janeiro, fevereiro ou março, com médias de 28,1°C, 28,3 °C e 28,2 °C no período.

Embora o mês mais quente registrado no período tenha sido março de 1998, com média de 29,3 °C, e o mais frio julho de 2000, com média de 25,0 °C, estes valores são atípicos, pois em todo o período foram registrados apenas dois meses com média acima de 28,5 °C e um único com temperatura mensal menor que 25,5 °C. Estes valores atípicos foram associados a valores excepcionais de precipitação ou insolação. Em março de 1998 a precipitação mensal foi de apenas 80,5 mm de chuva, enquanto a média em 20 anos foi em torno de 200 mm. Em julho de 2000 a insolação diária média foi de apenas 4,9 horas, mas normalmente a insolação média em julho é maior que 7 horas. Pode-se portanto dizer que a amplitude de variação da temperatura média mensal durante o ano no local e no período da pesquisa foi geralmente menor que 3°C (2,8°C em média). Ademais, a diferença de temperatura média mensal entre dois meses consecutivos geralmente foi menor que 1°C. Estes dados confirmam variações de temperatura pequenas e graduais.

A Tabela 6.1 mostra temperaturas médias, mínimas e máximas referentes ao total dos dados e mínimas e máximas em 90% dos dados (percentis 10 e 90), nos afluentes e nos efluentes dos filtros na hora da coleta, em cada etapa das pesquisas, com valores arredondados em torno de 0,5 grau. Como os valores de temperatura do efluente do UASB (etapas 2 e 3) ou do esgoto bruto (etapas 8 a 11) não apresentaram diferenças maiores que 1°C dos valores do efluente do decanto-digestor, o afluente tomado como referência foi o do decanto-digestor, que foi o afluente mais utilizado. A média dos efluentes por etapa refere-se à média das temperaturas dos vários efluentes, que eram sempre muito próximas, e para os valores máximos e mínimos, também geralmente muito próximos, tomou-se os que resultavam em maior variação em um mesmo filtro (maior amplitude).

Os valores de temperatura no afluente e nos efluentes dos filtros mantiveram-se sempre muito próximos. Analisando-se por etapas, tanto nos afluentes como nos efluentes a maior média foi 29,5 °C e a menor 27,5 °C. Em todo o período a temperatura mínima foi de 25,0 °C, ocorrendo tanto no afluente (etapa 6) como nos efluentes (etapa 2), e a temperatura máxima foi de 32 °C, que ocorreu no afluente (etapas 1 e 2) e também nos efluentes (etapa 1).

Considerando-se na Tabela 6.1 os valores de temperatura máxima e mínima para 90% dos dados, o que elimina casos esporádicos, se vê que em todo o período a mínima não foi menor que 26 °C nos efluentes nem 27 °C nos afluentes, e a máxima não foi maior que 31 °C. As amplitudes de variação de temperatura nos afluentes em uma mesma etapa só foram maiores que 2,5 °C nas longas etapas 2 e 8, e nos

efluentes só foram maiores que 3,0 °C nas longas etapas 2, 6 e 8. Portanto, os reatores operaram com temperaturas elevadas e sem grandes variações, favoráveis à atividade bacteriana.

Tabela 6.1: Temperatura (°C) média, mínima e máxima no total dos dados (mín – máx) e para 90% dos dados (int 90%), nos afluentes e nos efluentes dos filtros na hora da coleta, em cada etapa das pesquisas. Valores arredondados em torno de 0,5 grau.

ETAPAS	Afluentes			Efluentes		
	média	mín - máx	Int. 90%	média	mín - máx	Int. 90%
01	29,5	27,0 – 32,0	28,5 – 31,0	28,5	26,0 – 32,0	27,0 – 30,0
02	28,5	25,5 – 32,0	27,0 – 30,0	28,0	25,0 – 31,0	26,0 – 30,0
03	29,0	27,0 – 30,0	27,5 – 30,0	28,5	27,0 – 30,0	27,0 – 29,5
04	28,0	27,0 – 29,5	27,0 – 29,0	28,0	26,5 – 29,5	27,0 – 29,0
05	29,5	28,0 – 30,5	28,5 – 30,0	29,0	27,5 – 30,5	28,0 – 30,0
06	28,0	25,0 – 30,0	27,0 – 29,5	28,0	25,5 – 30,0	26,0 – 29,5
07	29,0	27,0 – 30,0	28,0 – 29,5	29,0	27,0 – 30,0	28,0 – 30,0
08	28,0	26,0 – 30,0	27,0 – 30,0	28,0	26,0 – 30,0	26,0 – 29,5
09	29,0	28,0 – 30,0	28,5 – 30,0	29,0	28,5 – 30,0	29,0 – 30,0
10	27,5	26,5 – 29,0	27,0 – 28,5	27,5	26,0 – 29,0	27,0 – 28,0
11	29,0	28,0 – 30,0	28,0 – 30,5	29,0	28,0 – 30,0	28,0 – 30,0
12	29,5	28,5 – 31,0	29,0 – 31,0	29,5	28,5 – 31,5	29,0 – 31,0
13	27,5	26,5 – 28,5	27,0 – 28,0	27,5	27,0 – 28,5	27,0 – 27,5

Não foi possível observar (ou estabelecer) qualquer correlação entre a temperatura e a remoção de matéria orgânica nos filtros, certamente devido as variações de temperatura muito moderadas, mas sobretudo porque outras variáveis, como as variações da concentração de matéria orgânica no afluente e das vazões (carga orgânica) e também da quantidade de lodo acumulada ao longo de cada etapa, dentre outras, tiveram maior influencia sobre a eficiência do reator do que a temperatura.

A Tabela 6.2 apresenta as medianas e os valores mínimos e máximos referentes ao total dos dados e para 90% dos dados (percentis 10 e 90) de pH, nos afluentes e nos efluentes dos filtros na hora da coleta, em cada etapa das pesquisas. Algumas etapas se repetem porque tiveram dois afluentes: etapas 2 e 3 com os efluentes do decanto-digestor (DD) e do reator de manta de lodo (ML); e as etapas de 8 a 11, com esgoto bruto (EB) e efluente do decanto-digestor (DD). Em uma mesma etapa os efluentes dos filtros tiveram variações de pH muito próximas, sendo desnecessário distingui-los.

Tabela 6.2: Valores de pH medianos, mínimos e máximos para todos os dados (mín – máx) e para 90% dos dados (int. 90%), nos afluentes e nos efluentes dos filtros na hora da coleta, em cada etapa.

ETAPAS	Afluentes			Efluentes		
	Mediana	mín - máx	Int. 90%	Mediana	mín - máx	Int. 90%
01	7,0	6,7 – 7,9	6,8 – 7,3	7,3	6,9 – 8,0	7,0 – 7,6
02 (DD)	7,3	6,9 – 8,1	6,9 – 7,8	7,4	6,8 – 8,0	6,9 – 7,9

02 (ML)	7,2	6,9 – 8,0	7,0 – 7,6	7,2	6,7 – 7,8	7,0 – 7,6
03 (DD)	7,0	6,5 – 7,4	6,8 – 7,3	7,1	6,7 – 7,7	6,8 – 7,4
03 (ML)	7,1	6,5 – 7,4	6,7 – 7,4	7,0	6,6 – 7,5	6,7 – 7,4
04	7,1	6,7 – 7,4	6,9 – 7,3	7,1	6,8 – 7,4	6,9 – 7,3
05	7,1	6,3 – 7,4	6,8 – 7,3	7,1	6,5 – 7,4	6,9 – 7,3
06	7,1	6,5 – 8,3	6,7 – 7,3	7,1	6,6 – 7,4	6,7 – 7,3
07	7,0	6,6 – 7,4	6,7 – 7,2	7,0	6,7 – 7,4	6,8 – 7,2
08 (DD)	6,8	6,4 – 7,4	6,6 – 7,2	7,0	6,7 – 7,5	6,8 – 7,3
08 (EB)	6,7	5,4 – 7,4	6,1 – 7,3	7,0	6,6 – 7,4	6,7 – 7,1
09 (DD)	6,8	6,5 – 7,1	6,6 – 7,0	7,0	6,8 – 7,4	6,8 – 7,2
09 (EB)	6,7	5,8 – 8,1	6,2 – 7,1	6,8	6,6 – 7,4	6,7 – 7,0
10 (DD)	6,6	6,0 – 6,8	6,4 – 6,8	6,7	6,2 – 7,4	6,5 – 7,0
10 (EB)	6,8	5,2 – 7,4	6,2 – 7,0	6,7	6,0 – 7,0	6,4 – 6,9
11 (DD)	6,5	6,0 – 6,7	6,3 – 6,6	6,5	6,3 – 6,7	6,3 – 6,6
11 (EB)	6,3	6,1 – 6,7	6,2 – 6,5	6,4	6,1 – 6,8	6,3 – 6,6
12	6,5	5,9 – 6,9	6,2 – 6,8	6,4	6,0 – 6,7	6,1 – 6,7
13	7,1	6,6 – 7,3	6,7 – 7,2	7,2	7,0 – 7,5	7,0 – 7,5

Obs: EB – esgoto bruto; DD – efluente do decanto-digestor; ML – efluente do reator de manta de lodo

Além dos dados da Tabela 6.2, analisando-se as medidas de tendência central e observando os gráficos de evolução do pH em cada etapa, pode-se concluir que de forma geral o valor do pH aumenta um pouco ou no mínimo mantém-se igual ao pH do afluente, porém este aumento foi bem menor do que era esperado do consumo de AGV nos filtros.

Até a etapa 9 os efluentes dos filtros estiveram muito próximos do neutro e sempre acima de 6,7, mesmo com afluentes mais ácidos. Porém, nas etapas 10, 11 e 12 os filtros não tiveram capacidade de elevar para próximo do neutro o pH ácido do afluente, que nestas etapas baixou significativamente, por motivos não esclarecidos totalmente. Contudo, não se verificou prejuízo na eficiência dos filtros relacionado com os valores mais baixos de pH destas etapa. Por outro lado, valores de pH maiores que 7,5 também não afetaram sensivelmente a eficiência dos reatores.

Tudo leva à confirmação de que, apesar das arqueas produtoras de metano terem crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,5 e 7,5, é possível a produção estável de metano numa faixa mais ampla (pH entre 6,0 e 8,0) e uma boa eficiência na bioconversão, auxiliada pela atividade de redutoras de nitrato e de sulfato. Porém, como o comportamento do pH se mostrou muito variável, tanto ao longo de cada etapa como ao longo do tempo, e com valores relativamente próximos nos afluentes e nos reatores, não permitindo estabelecer correlações com a eficiência de remoção de matéria orgânica, é prudente não tomar esta indicação como uma conclusão definitiva.

Nas primeiras fases da digestão anaeróbia de esgotos sanitários ocorre a produção de ácidos voláteis e, portanto, é importante manter uma concentração adequada de alcalinidade no reator para tamponar o sistema no caso de haver acumulação destes ácidos. A alcalinidade de bicarbonato é a parcela útil para impedir quedas bruscas de pH. Se a alcalinidade de bicarbonatos constituir mais da metade da alcalinidade total o sistema

tende a ser estável e, portanto, uma relação de alcalinidade (alcalinidade de bicarbonato / alcalinidade total) maior que 0,7 indica um funcionamento estável (NOYOLA ROBLES, 2000).

A alcalinidade de bicarbonato nos efluentes dos filtros teve valores próximos entre eles em cada etapa e manteve-se em média sempre superior à do afluente. Os valores médios nos efluentes variaram desde 102 mg/L (etapa 1) até 254 mg/L (etapa 9) e nos afluentes variaram de 90 mg/L (etapa 1) a 178 (etapa 9) sendo que o esgoto bruto utilizado como afluente teve a menor média, de 87 mg/L (etapa 11). Estes baixos valores de alcalinidade decorrem da água de abastecimento, que em Natal tem alcalinidade extremamente baixa. Contudo, a relação de alcalinidade manteve valores quase sempre acima de 0,7 e nunca abaixo de 0,6 nos efluentes de todos os filtros e em todas as etapas das pesquisas. Isto indica que os filtros estiveram estáveis e poderiam receber maiores cargas de matéria orgânica, inclusive aquele alimentado com EB.

Em suma, os filtros operaram em condições estáveis e favoráveis no que se refere à temperatura, pH e alcalinidade, quando submetidos à baixas ou altas cargas orgânicas.

6.2. Acumulação de Lodo nos Filtros e Riscos de Obstrução

A Figura 6.1 mostra aspectos do lodo acumulado nos filtros com conduíte cortado e com tijolos cerâmicos, a exemplo do que ocorre também para os outros materiais, onde se pode ver que é grande a quantidade de lodo acumulada nos interstícios do material de

enchimento como também a quantidade aderida ao suporte, formando um aglomerado de lodo que tende a ocupar todos os espaços disponíveis e no qual é difícil distinguir o que está aderido ao suporte e o que está em flocos e grânulos no espaço intersticial (ou nos furos e nos espaços entre peças, no caso dos tijolos). A quantidade de lodo acumulada, logicamente depende do tempo de funcionamento do filtro, contado desde o último esgotamento e também desde o início de operação com um certo material de enchimento, e da carga orgânica aplicada (ou da carga hidráulica, para afluentes semelhantes).

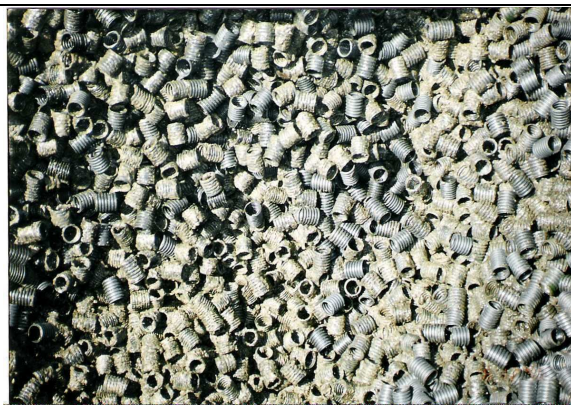


Figura 6.1 - Aspectos da acumulação de lodo nos filtros com conduíte cortado e tijolos vazados.

Com o propósito de avaliar o processo de acumulação de lodo e os riscos de obstrução dos interstícios nos diversos materiais de enchimento e sob as várias condições operacionais



impostas, foram realizadas medições de perda de carga nos filtros no decorrer das etapas, cuja síntese dos resultados é apresentada a seguir:

Etapa 1 (254 dias)

Até o final da etapa nenhum filtro apresentou perda de carga significativa (que fosse maior ou igual a 0,5 cm).

Etapa 2 (245 dias)

Em 02/12/98 o F2 (231 dias desde o esgotamento e 485 dias em operação) estava com 11 cm de perda de carga. No final da Etapa 2 o F2 estava com mais de 10 cm de perda de carga, mas os outros filtros não apresentavam perda de carga significativa.

Etapa 3 (182 dias)

Em 17/04/99 (122 dias) verificou-se que o F2 apresentava novamente perda de carga significativa. Em 14/05/99 foi necessário fazer um esgotamento somente do F2 (149 dias do esgotamento e 648 de operação)

porque ele estava com 11,5 cm de perda de carga. Os demais filtros não apresentavam perda de carga significativa.

Etapa 4 (180 dias)

Em face de constantes problemas com perda de carga elevada no F2, em 01/10/99 (106 dias do esgotamento e 787 em operação) este filtro foi desativado para inversão do sentido de fluxo, voltando a funcionar em 05/10/99, com fluxo ascendente. Apesar da inversão de fluxo, no final da Etapa 4 o F2 estava com 5,5 cm de perda de carga, enquanto os filtros F4 e F7 tinham apenas 0,5 cm de perda e o F8 não apresentava perda de carga significativa.

Etapa 5 (188 dias)

Em 15/06/00 (180 dias) o F9 estava com 3,0 cm de perda de carga. Os outros filtros não apresentavam perda de carga significativa.

Etapa 6 (244 dias)

Em 06/10/00 (107 dias) o F11 já tinha 5,0 cm de perda de carga. Em 01/12/00 (163 dias) o F11 estava com 6,5 cm enquanto o F10 apresentava 8,0 cm, em 04/01/01 (197 dias do esgotamento e 385 em operação) o F11 tinha 8,0 cm e o F10 tinha 10,5 cm, e em 31/01/01 (224 dias) o F11 tinha 9,0 cm de perda de carga enquanto o F10 tinha 14 cm. Portanto, no final desta etapa estavam ambos com perda de carga muito elevada, porém o processo de obstrução dos interstícios no F11 ocorreu mais lentamente do que no F10. É de se lembrar que a carga hidráulica aplicada a cada filtro nesta etapa foi muito alta.

Etapa 7 (138 dias)

Em 09/03/01 (16 dias) o F11 já tinha 1,5 cm de perda de carga, enquanto os filtros F10 e F4 nada apresentavam. Todavia, novamente o processo de obstrução dos interstícios foi mais rápido no F10: em 23/04/01 (61 dias) o F11 ainda estava com 1,5 cm enquanto o F10 já apresentava 2,5 cm; em 25/05/01 (93 dias) o F11 tinha 4,5 cm e o F10 tinha 7,5 cm; em 19/06/01 o F11 tinha 7,0 cm enquanto o F10 tinha 13,0 cm (118 dias do esgotamento e 550 em operação); e em 07/07/01 (136 dias) o F11 tinha 7,0 cm de perda de carga enquanto o F10 tinha 14,5 cm. O F4 terminou a etapa com 0,5 cm de perda de carga, que ocorreu desde 02/07/01.

Etapa 8 (188 dias)

No final desta etapa o F12 tinha perda de carga de 3,0 cm, enquanto F10 e F4 tinham 1,0 cm e o F13 tinha 0,5 cm de perda de carga.

Etapa 9 (126 dias)

Em 01/03/02 (42 dias) o F12 apresentava perda de carga de 2,0 cm enquanto o F10 e o F14 estavam com 0,5 cm de perda. Em 01/04/02 (71 dias) o F12 estava com 5,0 cm de perda de carga, o F14 com 1,5 e o F10 com 0,5 cm, e em 07/05/02 o F12 (107 dias do esgotamento e 299 em operação) estava com 10,0 cm, o F14 com 6,0 cm e o F10 com 1,0 cm. No final da etapa (126 dias do esgotamento e 318 de operação) F12 e F14 estavam respectivamente com 15,0 cm e 10,0 cm de perda de carga, mas o F10 estava apenas com 1,5 cm de perda de carga.

Etapa 10 (107 dias)

Em 04/06/02 (13 dias) o F12 já apresentava perda de carga de 3,0 cm e o F10 perda de 0,5 cm (vazão de 15m³/dia em ambos e F12 alimentado com esgoto bruto). O processo de acumulação de lodo evoluiu da seguinte forma: em 02/07/02 (41 dias) F12 tinha perda de 2,0 cm e F10 perda de 1,0 cm; em 06/08/02 (76 dias) F12 tinha perda de 4,0 cm e F10 perda de 3,0 cm; em 23/08/02 (91 dias) F12 tinha perda de 7,0 cm e F10 perda de 4,0 cm; e no final desta etapa (06/09/02, 105 dias do esgotamento e 423 dias em operação) F12 estava com perda de carga de 11,5 cm, enquanto F10 tinha perda de carga de 6,0 cm.

Etapa 11 (59 dias)

No dia 14/10/02 (36 dias) o F12 estava com 1,5 cm de perda de carga, quando o F10 tinha 0,5 cm. Em 06/11/02 (58 dias do esgotamento) o F12 apresentava 6,0 cm de perda, apesar da redução da vazão, enquanto o F10 apresentava 2,0 cm de perda de carga.

Etapa 12 (181 dias)

Os filtros não apresentaram perda de carga significativa até o final desta etapa.

Etapa 13 (217 dias)

Em 30/06/03 (234 dias em operação) os filtros ainda não tinham apresentado perda de carga significativa, porém em 03/09/03 (299 dias em operação) o F10 estava com 2,5 cm de perda de carga e o F15 não tinha perda de carga considerável. A partir de 03/09/03 a vazão de cada filtro foi reduzida para 7,5 m³/dia. No final desta etapa (398 dias em operação) o F10 estava com 4,5 cm de perda e o F15 com 2,5 cm de perda de carga.

Mesmo após encerradas as coletas de amostra para análises, na Etapa 13, ainda foram feitas medições de perda de carga: em 07/01/04 o F10 estava com 6,5 cm de perda e o F15 com 2,0 cm de perda de carga (vazões aferidas para 7,5 m³/dia mas a UFRN em recesso); e em 16/03/04 (494 dias em operação) o F10 estava com 8,5 cm de perda e o F15 com 5,0 cm de perda de carga.

O esgotamento do filtro mostrou-se uma operação eficaz para remoção de lodo em excesso, porém a lavagem superficial do material de enchimento mediante esguicho de água em baixa pressão durante o esgotamento não aumentou muito a remoção do excesso de lodo, resultando pouca diferença do esgotamento simples para o realizado com lavagem superficial. A remoção do lodo em excesso é provocada pela alta

velocidade de escoamento nos interstícios durante o esgotamento. A lavagem superficial praticamente só remove o lodo das primeiras camadas, com alcance restrito a dez ou quinze centímetros, mas o esgotamento da água esguichada tem efeito considerável.

Analisando todo o conjunto de dados de medições de perda de carga, pode-se observar que quando a perda de carga atinge valores mais altos, sobretudo quando maior que 10 cm, seu incremento tende a um comportamento exponencial, mais acelerado. Como 10 cm já é uma perda de carga que causa problemas operacionais consideráveis, inclusive com lâmina líquida sobre os tubos de distribuição, e valores mais altos podem dificultar a remoção do lodo em excesso durante o esgotamento e aumentam o risco de obstrução total do filtro, é prudente limitar 10 cm como valor máximo da perda de carga, embora não seja um valor determinado com precisão e que possa ser comprovado como obrigatório.

A Tabela 6.3 apresenta um resumo das medições do tempo de acumulação de lodo nas etapas e das perdas de carga nos filtros, com algumas aproximações.

Para facilitar o acompanhamento da análise dos dados e a discussão dos resultados, na Tabela 6.3 os filtros de uma mesma coluna ocuparam o mesmo espaço no sistema experimental. Cada filtro está identificado por um número (FN) e pelo respectivo material de enchimento (Mat.). Os materiais de enchimento estão indicados como: BC, brita comercial; B4, brita N° 4; SR, seixo rolado; TC, tijolo cerâmico vazado; CC, conduíte cortado; TP, tampa de PET; HB, Hidrobol®. O tempo de acumulação de lodo está indicado com a seguinte nomenclatura: N1(N2); sendo N1 o tempo em dias desde o último esgotamento e N2 o tempo em operação após colocação de novo material ou completa limpeza, em dias.

Tabela 6.3 - Tempo de acumulação de lodo (dias) nas etapas e perda de carga nos filtros (cm)

Etapa	FILTROS							
	FN Mat.	tempo perda	FN Mat.	tempo perda	FN Mat.	tempo perda	FN Mat.	tempo perda
01			F02 BC	254 (254) 0,0	F03 SR	254 (254) 0,0	F04 B4	254(254) 0,0
02	F05 TC	245 (245) 0,0	F02 BC	231(485) 11,0	F06 SR	245 (499) 0,0	F04 B4	245 (499) 0,0
03	F05 TC	182 (427) 0,0	F02 BC	149 (648) 11,5	F06 SR	182 (681) 0,0	F04 B4	182 (681) 0,0
04	F07 TC	180 (607) 0,5	F02 BC	106 (787) 10,0	F08 CC	180 (180) 0,0	F04 B4	180 (861) 0,5
05	F07 TC	188 (795) 0,0	F09 CC	188 (188) 3,0	F08 CC	188 (188) 0,0	F04 B4	188 (1049) 0,0
06			F11 CC	244 (432) 10,0	F10 CC	197 (385) 10,5		
07			F11 CC	138 (570) 7,0	F10 CC	118 (550) 13,0	F04 B4	138 (138) 0,5
08	F12 CC	188 (188) 3,0	F13 TP	188 (188) 0,5	F10 CC	188 (188) 1,0	F04 B4	188 (326) 0,0
09	F12 CC	107 (299) 10,0	F14 TP	126 (318) 10,0	F10 CC	126 (318) 1,5		
10	F12 CC	105 (423) 11,5			F10 CC	107 (425) 6,0		
11	F12 CC	59 (484) 6,0			F10 CC	59 (484) 2,0		

12		F15 HB	181(181) 0,0	F10 CC	181 (181) 0,0
13		F15 HB	398(398) 2,5	F10 CC	398 (398) 4,5

Observações: F5 e F6 alimentados com efluente do UASB; F12 e F14 alimentados com esgoto bruto; F9 e F11 com fluxo ascendente. Todos os outros filtros foram alimentados com o efluente do decanto-digestor e tiveram fluxo descendente afogado.

Admitindo-se que a perda de carga no filtro correlaciona-se com o acúmulo de lodo nos interstícios e que a mesma não deve ultrapassar 10,0 cm, porque acima deste valor o processo de obstrução dos interstícios ocorre muito acelerado e o adensamento do lodo prejudica a remoção do excesso de lodo no próximo esgotamento, pode-se fazer a seguinte análise do processo de acumulação de lodo e dos riscos de obstrução, considerando o material de enchimento, a carga hidráulica imposta ao respectivo filtro e a perda de carga medida em cada etapa:

O filtro com brita N°4 (B4), alimentado com o efluente do decanto-digestor, inicialmente funcionou durante 8 meses e meio submetido a carga hidráulica diária de $0,74 \text{ m}^3/\text{m}^3$, foi esgotado e em seguida operou por mais 26 meses e meio submetido a carga hidráulica de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$, somando quase 3 anos em operação (etapas 1 a 5) sem apresentar perda de carga significativa que denunciasses forte obstrução dos interstícios, tendo sido esgotado a cada 8 meses nas primeiras duas etapas e a cada 6 meses nas outras três. Posteriormente (etapas 7 e 8), após um período inativo de 8 meses, o mesmo filtro funcionou 4 meses e meio com carga hidráulica de $2,98 \text{ m}^3/\text{m}^3$, foi esgotado e operou mais 6 meses com carga de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$, perfazendo quase 11 meses em operação, novamente sem apresentar perda de carga significativa ou sinais de obstrução.

O filtro preenchido com seixo rolado (SR), primeiro funcionou durante 8 meses e meio alimentado com o efluente do decanto-digestor e submetido a carga hidráulica diária de $0,74 \text{ m}^3/\text{m}^3$, foi esgotado e em seguida operou por mais de 14 meses alimentado com o efluente do UASB e submetido a carga hidráulica de $1,79 \text{ m}^3/\text{m}^3$, perfazendo quase 2 anos em operação (etapas 1 a 3) sem apresentar perda de carga significativa ou sinais de obstrução dos interstícios, tendo sido esgotado a cada 8 meses nas duas primeiras etapas e após 6 meses na terceira.

O filtro com brita comercial (BC) e alimentado com o efluente do decanto-digestor, foi operado inicialmente sob carga hidráulica de $0,74 \text{ m}^3/\text{m}^3$ durante 8 meses e meio sem perda de carga significativa, mas nas etapas seguintes, sob carga hidráulica de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$, apresentou perda de carga elevada, indicando riscos de obstrução. Na segunda etapa apresentou perda de carga de 11,0 cm antes de decorrer 8 meses após o esgotamento (231 dias) embora já contasse com 16 meses de operação. Na etapa 3 apresentou perda de carga de 11,5 cm 5 meses após o esgotamento, com quase 2 anos de operação (21,6 meses). Na etapa 4, com mais de 2 anos em operação (26 meses), mas apenas com 3 meses e meio desde o último esgotamento, apresentava problemas com perda de carga elevada e teve o fluxo invertido para ascendente, porém, apesar da inversão de fluxo, com mais 70 dias já apresentava perda de carga de 5,5 cm. Contudo, há de se considerar que a perda de carga devido ao material de pequena granulometria deste filtro é naturalmente maior que nos outros, acarretando perda de carga comparativamente maior para uma mesma quantidade de lodo acumulada.

O filtro com tijolos cerâmicos de oito furos (TC) permaneceu mais de dois anos em operação (26,5 meses; etapas de 2 a 5), inicialmente durante mais de 14 meses, alimentado com o efluente do UASB sob carga hidráulica de $1,79 \text{ m}^3/\text{m}^3$, e em seguida por mais um ano, alimentado com o efluente do decanto-digestor e submetido a carga de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$. Tendo sido esgotado quatro vezes, sendo a primeira com 8 meses de operação e as outras três a cada 6 meses, não apresentou perda de carga significativa.

O filtro preenchido com conduíte cortado (CC) e alimentado com o efluente do decanto-digestor em fluxo descendente afogado, primeiro (etapa 4) funcionou durante 6 meses sob carga hidráulica de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$ sem perda de carga significativa. Em seguida teve seu enchimento removido e renovado e então permaneceu durante mais de um ano e meio em operação (etapas 5 a 7). Na etapa 5 foi operado durante 6 meses sob carga hidráulica de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$ sem perda de carga significativa, foi esgotado (etapa 6) e operou mais 6 meses e meio submetido a carga hidráulica de $4,46 \text{ m}^3/\text{m}^3$, quando apresentou perda de carga de 10,5 cm. Portanto, no final da etapa 6 permaneceu muito tempo (cerca de 2 meses) com perda de carga maior que 10,0 cm e carga hidráulica muito alta, o que certamente prejudicou a remoção do lodo em excesso, tanto que com mais 4 meses de operação sob carga hidráulica de $2,98 \text{ m}^3/\text{m}^3$ (etapa 7) o filtro já apresentava perda de carga de 13,0 cm. Contudo, revolvido e lavado o material de enchimento no início da nova etapa, este filtro funcionou durante mais de 16 meses consecutivos (etapas 8 a 11) sem problemas, sendo submetido a carga hidráulica de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$ durante os primeiros 6 meses e à carga de $4,46 \text{ m}^3/\text{m}^3$ nos outros 10 meses, e tendo sido esgotado 4 vezes, seguidamente aos 6 meses, aos 4 meses, aos 3 meses e meio e aos 2 meses, por causa de outros interesses das pesquisas (comparação do F10 com o F12). Novamente removido e lavado o material de enchimento, o mesmo filtro operou durante mais 10 meses submetido a carga hidráulica de $4,46 \text{ m}^3/\text{m}^3$, quando apresentou perda de carga de 2,5 cm, e mais 6 meses e meio sob carga hidráulica de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$, quando então apresentava perda de carga de 8,5 cm, somando quase um ano e cinco meses em operação, sem ser esgotado e sem apresentar grande risco de obstrução dos interstícios.

O filtro com conduíte cortado (CC) e alimentado com o efluente do decanto-digestor em fluxo ascendente, inicialmente (etapa 5) foi operado durante mais de 6 meses com carga hidráulica de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$ sem perda de carga significativa, foi esgotado (etapa 6) e funcionou mais de 8 meses submetido a carga hidráulica de $4,46 \text{ m}^3/\text{m}^3$, somando 14 meses e meio em operação, quando apresentou perda de carga de 10,0 cm. Após o segundo esgotamento (etapa 7) funcionou mais 4 meses e meio sob carga hidráulica de $2,98 \text{ m}^3/\text{m}^3$ (19 meses em operação) quando apresentou 7,0 cm de perda de carga.

O filtro preenchido com conduíte cortado (CC) e alimentado com esgoto bruto, funcionou durante os primeiros 6 meses (etapa 8) submetido a carga hidráulica de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$ e, apesar do afluente sem tratamento, apresentava no final da etapa perda de carga de apenas 3,0 cm. Porém, em seguida (etapa 9), submetido à mesma carga hidráulica, apresentou perda de carga de 10,0 cm antes de completar 4 meses após o esgotamento, mas foi operado até o final da etapa, chegando a 15,0 cm de perda de carga. Na etapa seguinte, submetido à carga de $4,46 \text{ m}^3/\text{m}^3$ apresentou perda de carga de 11,5 cm antes de 4 meses após o esgotamento (14 meses em operação). Finalmente na etapa 11, sob carga hidráulica de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$, funcionou mais dois meses, somando mais de 16 meses consecutivos em operação, quando apresentou 6,0 cm de perda de carga.

O filtro preenchido com tampas de garrafas de plástico "PET" (TP), inicialmente (etapa 8) funcionou sob carga hidráulica de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$ alimentado com o efluente do decanto-digestor durante 6 meses

sem apresentar perda de carga significativa, mas em seguida (etapa 9) foi alimentado com esgoto bruto, com a mesma carga hidráulica, e decorridos pouco mais de 4 meses (126 dias) desde o esgotamento, com 10 meses e meio em operação, apresentou perda de carga de 10,0 cm, indicando riscos de obstrução.

O filtro com as peças industrializadas “Hidrobol” (HB), foi operado durante 10 meses submetido a carga hidráulica de $4,46 \text{ m}^3/\text{m}^3$ sem apresentar perda de carga significativa e mais 6 meses e meio sob carga hidráulica de $2,23 \text{ m}^3/\text{m}^3$, quando então apresentou perda de carga de 5,0 cm, perfazendo quase um ano e cinco meses em operação sem ser esgotado e sem riscos de obstrução dos interstícios.

Com base na análise apresentada acima, pode-se estimar o tempo de esgotamento recomendável para remoção do excesso de lodo dos filtros anaeróbios quando operando em condições semelhantes às da pesquisa que apoiam esta tese.

Contudo, as recomendações decorrentes destas estimativas devem ser encaradas como uma primeira aproximação, a serem aprofundadas em pesquisas específicas sobre acumulação de lodo, mas podem orientar a operação de filtros anaeróbios, na falta de maiores informações, a saber:

Via de regra o primeiro esgotamento pode ser feito com o dobro do tempo recomendado para os esgotamentos subsequentes.

Para a brita Nº 4 ou seixo rolado com granulometria semelhante, alimentado com efluente dos reatores primários sob carga hidráulica de até $2,3 \text{ m}^3/\text{m}^3$, com toda segurança o esgotamento pode ser feito a cada seis meses, tendo-se indicação de que poderá ser a cada 8 meses. Contudo, o tempo necessário entre dois esgotamentos poderá ser até bem maior, a ser experimentado, pois nesta pesquisa não ocorreu perda de carga significativa nas condições operacionais impostas, portanto nem mesmo aproximou-se do limite de 10,0 cm de perda de carga que indicaria o limite de tempo para esgotamento. Também há que ser experimentado cargas hidráulicas maiores.

Para filtros preenchidos com tijolos cerâmicos vazados e alimentados com efluente dos reatores primários sob carga hidráulica de até $2,3 \text{ m}^3/\text{m}^3$, também pode-se afirmar, com toda segurança, que o esgotamento pode ser feito a cada seis meses, tendo-se indicação de que poderá ser a cada 8 meses, ou mais. Com base na avaliação visual do lodo acumulado durante cada esgotamento e em ponderações lógicas, pode-se esperar necessidade de esgotamento em períodos bem mais longos (mais de um ano) para os filtros com tijolos, mesmo para cargas hidráulicas maiores.

Para a brita comercial, em filtro alimentado com efluente de decanto-digestor ou semelhante sob carga hidráulica de até $2,3 \text{ m}^3/\text{m}^3$, embora o primeiro esgotamento possa ser efetuado após 6 meses, recomenda-se esgotamentos no máximo a cada 4 meses, sendo mais seguro a cada 3 meses, ainda assim com risco de problemas a longo prazo.

Para filtros preenchidos com conduíte cortado e alimentados com efluente de decanto digestor em fluxo descendente afogado sob carga hidráulica de até $2,3 \text{ m}^3/\text{m}^3$, seguramente o esgotamento pode ser feito a cada seis meses, ou mais (não se atingiu o limite nesta pesquisa). Porém, sob cargas hidráulicas maiores (até $4,5 \text{ m}^3/\text{m}^3$) é mais prudente esgotar o filtro no máximo a cada 4 meses para remover o excesso de lodo. Com fluxo ascendente o filtro apresentou menores perdas de carga nas mesmas condições operacionais do de fluxo descendente, mas é prudente manter as mesmas recomendações relativas ao de fluxo descendente afogado.

Para filtros preenchidos com conduíte cortado e alimentados com esgoto bruto, seja sob baixa ou alta carga hidráulica, a indicação que se tira dos dados da pesquisa é que seria suficiente o esgotamento a cada 3 meses se não fosse o risco de a longo prazo vir a ocorrer problemas maiores devido ao acúmulo de areia e outros materiais inertes ou de difícil biodegradação nos interstícios.

Os filtros preenchidos com tampas de garrafas de “PET” e com o Hidrobol mostraram comportamento semelhante ao do preenchido com conduíte cortado, podendo-se, portanto, manter as mesmas recomendações, quais sejam: esgotamento a cada 6 meses, ou mais, quando a carga hidráulica for moderada (até 2,5 m³/m³); e esgotamento a cada 4 meses para cargas hidráulicas altas.

6.3. Qualidade dos Efluentes e Eficiência na Remoção de Matéria Orgânica e Sólidos Suspensos

As Tabelas 6.4 e 6.5 apresentam estatísticas (estatística básica incluindo medidas de posicionamento) dos dados de DQO total e Sólidos Suspensos nos afluentes e efluentes dos filtros em cada etapa das pesquisas. A estatística básica, além de descrever o comportamento do conjunto de dados apoia e facilita a interpretação e análise dos resultados. São apresentadas nas tabelas as estatísticas do número de dados (N), média aritmética, valores mínimos e máximos (mín – máx), mediana, percentis para 10% e 90% (per 10 – 90), desvio médio (DM), e coeficiente de variação (desvio padrão / média) em percentagem (CV %), mas também foram calculadas e eventualmente utilizadas estatísticas de amplitude de variação, percentis a 5%, 20%, 80% e 95%, intervalo de confiança para 95%, limites do intervalo de confiança e desvio padrão.

Tabela 6.4: Estatística básica da DQO (mg/L) total nos afluentes e nos efluentes dos filtros.

ETAPA	PONTO COLETA	ESTATÍSTICA BÁSICA DA DQO						
		N	Média	mín - máx	Mediana	Per 10 - 90	DM	CV %
01	DD	62	107	46 – 222	99	67 – 158	30	36
	F01	62	83	31 – 156	82	58 – 119	20	30
	F02	62	64	23 – 160	63	34 – 94	18	41
	F03	62	69	23 – 167	65	44 – 98	20	39
	F04	62	71	27 – 159	65	41 – 110	22	42
02	DD	37	132	62 – 181	136	95 – 171	23	22
	F02	37	80	58 – 123	77	63 – 103	13	20
	F04	37	81	43 – 118	80	60 – 104	16	23
	ML	37	150	75 – 248	143	104 – 203	32	27
	F05	37	103	58 – 139	106	68 – 133	19	23
	F06	37	91	45 – 139	90	61 – 119	19	26
03	DD	26	160	60 – 262	164	109 – 213	36	29
	F02	26	98	53 – 143	97	68 – 127	19	24
	F04	26	97	41 – 146	98	70 – 136	18	26

	ML	25	164	42 – 372	120	93 – 334	75	58
	F05	25	96	41 – 177	85	62 – 147	28	36
	F06	25	95	48 – 154	86	65 – 131	26	31
04	DD	34	205	93 – 285	203	149 – 267	37	23
	F02	33	126	69 – 214	124	80 – 173	30	29
	F04	34	125	68 – 197	123	88 – 173	25	25
	F07	34	130	55 – 209	133	85 – 174	27	27
	F08	34	125	51 – 256	126	72 – 173	32	34
05	DD	21	189	110 – 390	155	114 – 304	60	41
	F04	21	118	78 – 170	108	94 – 157	21	22
	F07	21	116	57 – 179	118	88 – 145	23	24
	F08	21	106	65 – 193	109	67 – 130	23	28
	F09	21	119	66 – 177	123	73 – 162	32	31
06	DD	54	195	48 – 543	191	104 – 276	61	44
	F10	54	101	39 – 193	102	63 – 133	28	33
	F11	54	99	28 – 163	93	65 – 130	25	30
07	DD	29	236	103 – 356	235	158 – 337	60	30
	F04	29	129	72 – 181	127	88 – 170	23	23
	F10	29	105	57 – 161	103	68 – 145	25	29
	F11	29	121	47 – 196	117	66 – 180	37	37
08	DD	43	270	113 – 448	260	197 – 376	51	25
	F04	43	110	50 – 183	114	74 – 142	23	26
	F13	43	154	53 – 475	110	74 – 315	77	66
	F10	43	85	41 – 149	85	53 – 115	18	29
	EB	43	688	296 – 1268	677	401 – 963	206	36
	F12	43	85	25 – 161	79	41 – 135	26	39

continua

Tabela 6.4 (continuação): Estatística básica da DQO (mg/L) total nos afluentes e nos efluentes dos filtros.

ETAPA	PONTO COLETA	ESTATÍSTICA BÁSICA DA DQO (continuação)						
		N	Média	mín - máx	Mediana	Per 10 - 90	DM	CV %
09	DD	29	279	197 – 432	268	219 – 351	42	20
	F10	29	77	51 – 121	70	59 – 113	15	25
	EB	29	704	446 – 1315	629	508 – 940	167	32
	F12	29	86	30 – 144	88	42 – 127	24	36
	F14	29	95	45 – 147	97	68 – 124	19	26
10	DD	26	277	215 – 370	264	236 – 329	32	14
	F10	26	91	50 – 140	91	63 – 130	19	27
	EB	26	652	136 – 1739	502	332 – 1314	301	62
	F12	26	127	68 – 223	124	81 – 168	29	29
11	DD	15	227	129 – 313	223	195 – 281	30	19
	F10	15	92	58 – 153	95	65 – 118	19	28
	EB	15	655	410 – 1345	587	439 – 1012	194	41
	F12	15	68	45 – 105	66	52 – 87	13	24
12	DD	38	193	101 – 381	190	145 – 244	38	26
	F10	38	92	44 – 188	86	64 – 121	21	30
	F15	38	117	54 – 244	98	77 – 193	37	40
13	DD	14	200	110 – 311	208	113 – 289	56	34
	F10	14	85	33 – 154	81	47 – 136	27	42
	F15	14	88	37 – 177	71	48 – 150	35	49

Observações: DD – efluente do decanto-digestor; ML – efluente do reator de manta de lodo.

Inicialmente é necessário explicar alguns valores destoantes das Tabelas 6.4 e 6.5. Na etapa 3, os coeficientes de variação elevados correspondentes ao efluente do reator de manta de lodo (ML) não decorrem apenas de maiores variações no UASB, mas certamente

devem-se também a valores atípicos, pois note que as medianas estão muito deslocadas e os mínimos são muito diferentes dos percentis a 10%. Na etapa 8, os valores da média e do coeficiente de variação da DQO correspondentes ao efluente do F13, muito elevados, se justificam porque na fase inicial desta etapa o F13, que estava com novo enchimento de tampas de garrafas “PET” contendo resíduos de refrigerante e de lixo (material reciclado), apresentou altas concentrações, mas excluindo-se os primeiros 45 dias de operação a média da DQO cai para 102 mg/L e o CV para 27%.

Alguns outros valores dos efluentes dos filtros podem parecer destoantes, mas serão oportunamente justificados, porque correspondem a períodos de “adaptação” do filtro a um novo material ou devem-se as variações das cargas hidráulicas e orgânicas.

Os dados de Sólidos Suspensos da etapa 11 foram descartados por falta de consistência (perderam-se alguns de uma amostra já pequena). Na etapa 13 não foram feitas medições de sólidos.

Tabela 6.5: Estatística básica dos S S (mg/L) nos afluentes e nos efluentes dos filtros.

ETAPA	PONTO COLETA	ESTATÍSTICA BÁSICA DOS SÓLIDOS SUSPENSOS						
		N	Média	mín - máx	Mediana	Per 10 - 90	DM	CV %
01	DD	66	23	4 – 60	22	10 – 35	8	51
	F01	66	12	2 – 32	12	4 – 18	4	49
	F02	66	10	2 – 32	8	5 – 18	5	55
	F03	66	10	3 – 24	8	4 – 17	4	50
	F04	66	11	2 – 24	10	4 – 18	4	49
02	DD	35	28	12 – 50	25	14 – 45	9	40
	F02	33	15	4 – 32	15	6 – 25	6	46
	F04	35	17	6 – 38	17	6 – 26	6	45
	ML	47	43	15 – 79	46	21 – 65	13	36
	F05	47	22	6 – 38	20	10 – 35	8	42
03	F06	47	19	6 – 40	16	9 – 32	9	51
	DD	26	40	20 – 116	35	22 – 56	14	55
	F02	26	21	8 – 48	19	10 – 33	8	45
	F04	26	21	12 – 38	19	12 – 31	6	37
	ML	25	56	12 – 128	46	19 – 114	30	66
	F05	25	21	4 – 50	18	11 – 32	8	51
04	F06	25	20	6 – 64	16	11 – 33	9	59
	DD	32	49	20 – 110	46	28 – 64	13	37
	F02	32	25	6 – 47	26	10 – 38	9	45
	F04	31	24	8 – 42	23	14 – 36	7	37
	F07	32	25	8 – 54	24	10 – 42	9	48
05	F08	32	22	10 – 40	21	14 – 36	7	39
	DD	21	33	15 – 66	34	23 – 43	8	34
	F04	21	17	6 – 28	16	10 – 23	5	34
	F07	21	17	8 – 27	17	10 – 22	4	29
	F08	21	15	7 – 26	14	8 – 22	4	37
06	F09	21	18	8 – 48	17	10 – 24	5	46
	DD	53	38	18 – 69	39	26 – 51	9	29

	F10	53	15	6 – 27	13	9 – 22	5	36
	F11	53	17	8 – 31	15	11 – 23	5	33
07	DD	29	44	29 – 69	43	32 – 58	9	25
	F04	29	23	13 – 35	22	15 – 33	5	28
	F10	29	17	7 – 38	16	11 – 25	5	40
	F11	29	20	8 – 35	22	11 – 30	7	38
08	DD	43	43	28 – 71	43	32 – 57	7	23
	F04	43	19	9 – 29	19	15 – 24	3	21
	F13	43	22	8 – 50	18	13 – 40	8	46
	F10	43	13	5 – 24	12	9 – 18	3	31
	EB	43	143	73 – 245	139	81 – 225	43	36
	F12	43	12	5 – 25	11	5 – 18	4	38
09	DD	30	54	39 – 100	52	41 – 63	8	24
	F10	30	16	10 – 25	15	11 – 22	3	27
	EB	30	166	75 – 314	160	115 – 224	43	32
	F12	30	18	10 – 31	17	15 – 22	3	21
	F14	30	19	11 – 30	19	13 – 25	4	26
10	DD	26	48	30 – 76	46	39 – 58	6	20
	F10	26	18	11 – 48	15	12 – 30	7	55
	EB	26	157	62 – 417	140	91 – 251	54	50
	F12	26	31	15 – 49	33	16 – 44	9	33
12	DD	33	39	19 – 62	40	29 – 48	6	22
	F10	33	17	8 – 42	15	10 – 22	4	39
	F15	33	20	10 – 39	18	12 – 30	6	38

Concentrações muito diferentes nos efluentes dos reatores primários (decanto-digestor e UASB) nas várias etapas, justificam-se em função das variações do esgoto bruto, em face ao crescimento do número de alunos no Campus Central da UFRN ao longo do tempo, às variações da população devido a férias e paralisações e às mudanças no funcionamento das residências universitárias e do restaurante universitário, mas também devem-se a diferentes regimes de operação dos reatores primários.

A Tabela 6.6 mostra concentrações médias da DQO total e de Sólidos Suspensos nos afluentes (EB – esgoto bruto; DD – efluente do decanto-digestor; ou ML – efluente do reator de manta de lodo) e nos efluentes dos filtros (média das médias dos efluentes) com respectivas porcentagens de remoção relativa (% Re. Relt. – referentes ao afluente do filtro) e acumulada (% Re. Ac. – referente ao esgoto bruto), em cada etapa.

A Tabela 6.7 apresenta as concentrações de DQO total e Sólidos Suspensos nos efluentes dos filtros e respectivas porcentagens de remoção, com indicação das cargas volumétricas hidráulicas e orgânicas aplicadas em cada etapa e considerando as fases mais representativas das etapas 1, 2, 4, 5, 7, 8 e 12, nas quais foram introduzidos novos materiais. Os resultados das fases mais representativas para efeito de comparação de materiais de enchimento, nessas etapas, excluem os dados dos primeiros 45 dias de cada etapa, porque só após este tempo o filtro com novo material de enchimento tem seu funcionamento estabilizado e, portanto, só então pode ter sua eficiência comparada com a dos outros filtros. Em alguns casos os primeiros 45 dias coincidem com períodos instáveis nos esgotos da UFRN ou outros fatos atípicos. Na etapa 1, excepcionalmente, foram descartados dos

resultados dessa tabela também os dados da fase final da etapa, porque ocorreu grande queda na concentração do afluente devido a paralisação geral na UFRN.

Analisando os resultados da Tabela 6.6, que inclui períodos com esgoto forte e outros com esgoto diluído por causa de férias ou paralisações na UFRN, percebe-se que, de forma geral, os filtros alimentados com os efluentes dos reatores primários (decanto-digestor ou UASB) receberam baixas concentração de matéria orgânica e sólidos (afluentes com DQO entre 107 e 279 mg/L e entre 23 e 56 mg/L de SS, em médias), pois que provenientes de unidades de tratamento razoavelmente eficientes, configurando-se situações de pós-tratamento, enquanto o F12, alimentado com esgoto bruto, recebeu afluentes bem mais concentrados (DQO entre 652 e 704 mg/L e 143 a 166 mg/L de SS).

Tabela 6.6: Concentrações médias da DQO (mg/L) e de Sólidos Suspensos (mg/L) nos afluentes (EB, DD ou ML) e efluentes dos filtros (média das médias dos efluentes) com respectivas porcentagens de remoção relativa e acumulada, em cada etapa.

ETAPA	PONTO DE COLETA	DQO			Sólidos Suspensos		
		Concent.	% Re. Rel.	% Re. Ac.	Concent.	% Re. Rel.	% Re. Ac.
01	EB	313			113		
	DD	107	66		23	80	
	(F2+F3+F4)/3	68	36	78	10	55	91
02	EB	335			135		
	DD	132	61		28	79	
	(F2+F4)/2	80,5	39	76	16	43	88
	ML	150	55		43	68	
	(F5+F6)/2	97	35	71	20,5	52	85
03	EB	459			210		
	DD	160	65		40	81	
	(F2+F4)/2	97,5	39	79	21	48	90
	ML	164	64		56	73	
	(F5+F6)/2	95,5	42	79	20,5	63	90
04	EB	576			147		
	DD	205	64		49	67	
	(F2+F4+F8)/3	125	39	78	24	52	84
05	EB	516			78		
	DD	189	63		33	58	
	(F4+F7+F8)/3	113	40	78	16	51	79
06	EB	702			177		
	DD	195	72		38	79	
	(F10+F11)/2	100	49	86	16	58	91
07	EB	800			195		
	DD	236	71		44	77	
	(F10+F11)/2	113	52	86	18,5	58	91
08	EB	688			143		
	F12	85	88	88	12	92	92
	DD	270	61		43	70	
	(F4+F10)/2	97,5	64	86	16	63	89
09	EB	704			166		
	(F12+F14)/2	90,5	87	87	18,5	89	89
	DD	279	60		54	67	

	F10	77	72	89	16	70	90
10	EB	652			157		
	F12	127	81	81	31	80	80
	DD	277	58		48	69	
	F10	91	67	86	18	63	89
11	EB	655					
	F12	68	90	90			
	DD	227	65				
	F10	92	59	86			
12	EB	647			106		
	DD	193	70		39	63	
	(F10+F15)2	104,5	46	84	18,5	53	83
13	EB	810					
	DD	200	75				
	(F10+F15)2	86,5	57	89			

Tabela 6.7: Concentrações (mg/L) de DQO e Sólidos Suspensos nos efluentes dos filtros e respectivas percentagens de remoção em função das cargas aplicadas, em todas as etapas e considerando as fases mais representativas das etapas 1; 2; 4; 5; 7; 8 e 12. Cargas diárias volumétricas: hidráulicas (m³/m³. d) e orgânicas (kg DQO/m³. d).

ETAPA	CARGAS		FILTRO	DQO		S S	
	Hidráulica	Orgânica		Conc.	% Rem.	Conc.	% Rem.
01	0,74	0,09	F01	88	24	14	51
			F02	61	48	12	59
			F03	65	44	11	62
			F04	68	42	13	55
02	2,23	0,30	F02	80	40	15	48
			F04	78	41	18	40
	1,79	0,27	F05	101	34	21	51
			F06	88	43	18	58
03	2,23	0,36	F02	98	39	21	47
			F04	97	39	21	49
	1,79	0,29	F05	96	42	21	63
			F06	95	42	20	63
04	2,23	0,45	F02	123	39	27	43
			F04	123	39	24	49
			F07	127	37	26	45
			F08	111	46	23	51
05	2,23	0,45	F04	123	39	16	52
			F07	122	39	17	49
			F08	109	46	14	58
			F09	125	38	16	51
06	4,46	0,87	F10	101	48	15	61
			F11	99	49	17	56
07	2,98	0,75	F04	132	47	21	52
			F10	107	58	16	64
			F11	122	52	19	57
08	2,23	0,58	F04	101	61	19	56
			F13	102	60	17	60
		1,58	F10	80	69	12	71
			F12	74	90	10	93
09	4,46	1,25	F10	77	72	16	71
	2,23	1,57	F12	86	88	18	89
			F14	95	87	19	88

10	4,46	1,24	F10	91	67	18	62
		2,91	F12	127	81	31	80
11	4,46	1,01	F10	92	60	ND	ND
	2,23	1,46	F12	68	90	ND	ND
12	4,46	0,85	F10	84	56	16	58
			F15	94	51	16	58
13	2,23	0,45	F10	85	58	ND	ND
			F15	88	56	ND	ND

Até a etapa 5 (cargas orgânicas diárias até 0,45 kg DQO/m³), a eficiência média (média das médias) de remoção de DQO nos filtros (Re. Relt.) foi da ordem de 39%, com médias por etapa variando na faixa de 35% a 42%, e nos sistemas de tratamento (remoção acumulada do reator primário e do filtro) foi da ordem de 77%, variando na faixa de 76% a 79%, exceto para os filtros alimentados com o efluente do UASB na etapa 2, que apresentaram o pior resultado (71%) devido a justificável baixa performance do F6, que recebia enchimento de tijolo cerâmico pela primeira vez e não tinha ainda formado lodo suficiente.

Da etapa 6 à etapa 12 (cargas orgânicas diárias de 0,58 a 1,25 kg DQO/m³) a eficiência média de remoção de DQO nos filtros foi da ordem de 58% (média das médias), variando na faixa de 49% a 72%, exceto na etapa 12, que apresentou o pior resultado (46%) devido ao F15 em início de funcionamento com enchimento de Hidrobol, e no sistema de tratamento foi da ordem de 86%, variando na faixa de 86% a 89%, exceto na etapa 12, que apresentou o pior resultado (83%) devido ao F15.

A etapa 13 é um caso especial, porque inicialmente os filtros receberam carga orgânica diária da ordem de 1,00 kg DQO/m³ mas o período de medições da DQO contemplou o período no qual a carga foi reduzida para 0,45 kgDQO/m³ e, certamente por isso, apresentou excelente remoção de DQO, da ordem de 57% nos filtros e de 89% no sistema de tratamento, mesmo com carga orgânica baixa porem com alta concentração de lodo acumulado.

Quanto aos Sólidos Suspensos, até a etapa 5 a eficiência de remoção nos filtros foi da ordem de 52% (média das médias) variando na faixa de 48% a 63%, exceto na etapa 2, por causa da baixa performance do F2 (43%), que cheio com brita comercial apresentou perda

de carga elevada e certamente alta velocidades de arraste nos interstícios. Nos sistemas de tratamento a eficiência de remoção foi da ordem de 87%, variando na faixa de 84% a 91%, exceto na etapa 5, na qual o esgoto bruto apresentou muito poucos sólidos (78 mg/L de SS) resultando apenas 79% de remoção de SS, porque o final da etapa coincidiu com período de férias na UFRN (ver gráfico).

Da etapa 6 à etapa 12 a eficiência média de remoção de SS nos filtros alimentados com o efluente dos reatores primários foi da ordem de 61% (média das médias), variando na faixa de 58% a 70%, exceto na etapa 12, que apresentou o pior resultado (53%) devido ao F15 em início de funcionamento com enchimento de Hidrobol, e nos sistemas de tratamento foi da ordem de 89% (média das médias), variando na faixa de 89% a 92%, exceto na etapa 12, que apresentou o pior resultado (83%) devido ao F15.

O filtro alimentado com esgoto bruto (F12) apresentou resultados também muito bons. Na etapa 10 ocorreram problemas hidráulicos no F12 (suspensão do leito por empuxo e fluxos preferenciais na zona de entrada; únicos problemas de hidrodinâmica em todas as etapas da pesquisa) percebidos no dia 25/06/02 mas resolvidos somente no dia 06/08/02, após a segunda tentativa, tudo devidamente registrado no livro de ocorrências N°5 (anotações diárias) da pesquisa, e estes problemas prejudicaram a eficiência do filtro nesta etapa, que foi bem menor que nas outras, mas mesmo assim a remoção foi muito boa, da ordem de 81% de DQO e 80% de SS. O resultado excelente da etapa 11 (90% de remoção de DQO) certamente foi devido as altas densidades de lodo acumulado no reator, o que causou riscos de obstrução. Provavelmente a eficiência média de remoção deve situar-se próxima de 88% para DQO e 90% para SS, que são resultados também excelentes. É até de se recomendar cautela na divulgação desses resultados, pois é notável que a fase metanogênica se complete de forma equilibrada no reator, talvez devido as altas temperaturas, a boa relação de alcalinidade e a participação de sulfatoredutoras, a ser melhor estudado, mas certamente devido as altas concentrações de lodo acumulado, que traz alguns problemas de riscos de obstrução.

Considerando-se todos os dados da Tabela 6.6, pode-se dizer de forma geral que: os filtros alimentados com efluentes dos reatores primários propiciaram por si remoções médias por etapa desde 35% a 70% da DQO e 45% a 70% de SS; os sistemas compostos de reator primário mais filtro anaeróbio promoveram remoções médias na faixa de 75% a 90% da DQO e 85% a 90% de SS; e o filtro alimentado com esgoto bruto propiciou remoções da ordem de 80% a 90% em médias, tanto para DQO como para SS.

As Figuras 6.02 a 6.13 mostram gráficos de séries temporais das concentrações de DQO total e de sólidos suspensos nos afluentes e nos efluentes dos filtros. Foram elaborados e exaustivamente utilizados gráficos de temperatura, pH, DQO e SS de todas as etapas, mas, para evitar a volumosa e estonteante profusão de figuras, optou-se por incluir nesta apresentação da tese os gráficos de DQO e SS das etapas 1, 4, 5, 8, 9 e 12, necessários para fundamentar a discussão dos resultados e suficientes para exemplificar o uso dos gráficos na interpretação dos dados.

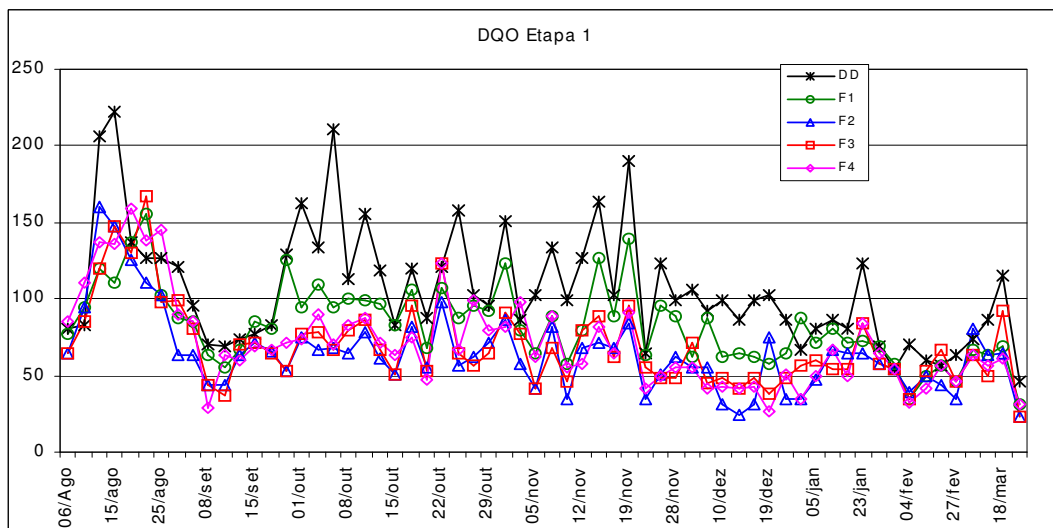


Figura 6.2- Concentrações da DQO (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 1

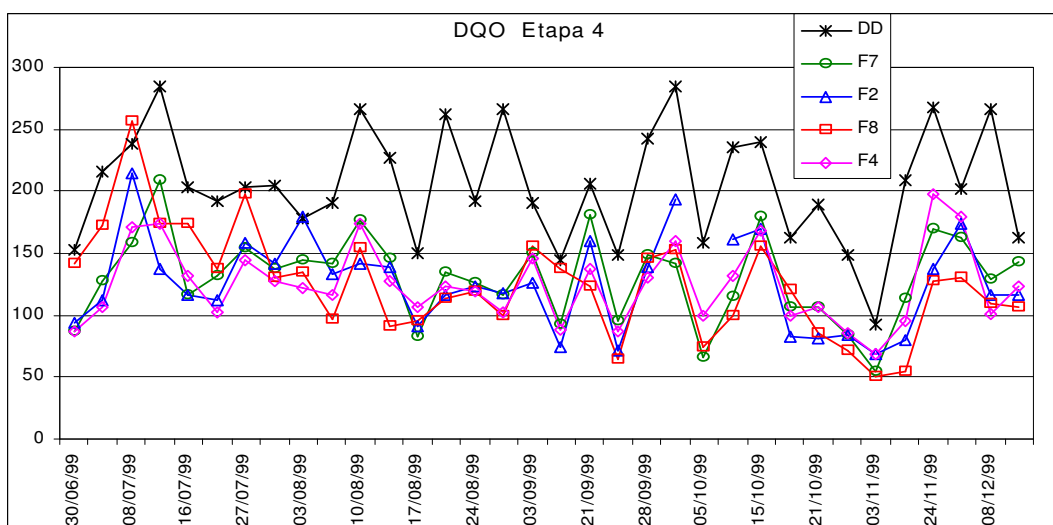


Figura 6.3- Concentrações da DQO (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 4

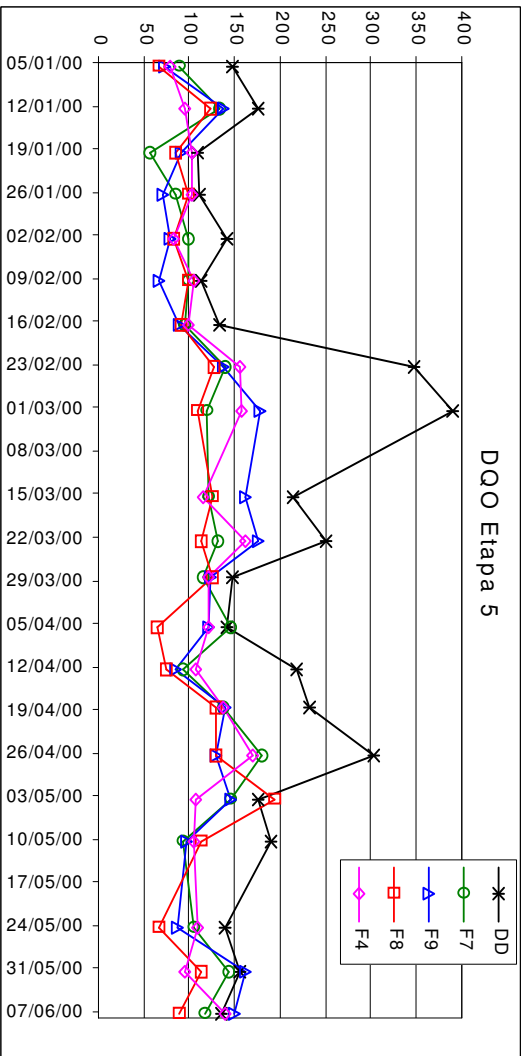


Figura 6.4- Concentrações da DQO (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 5

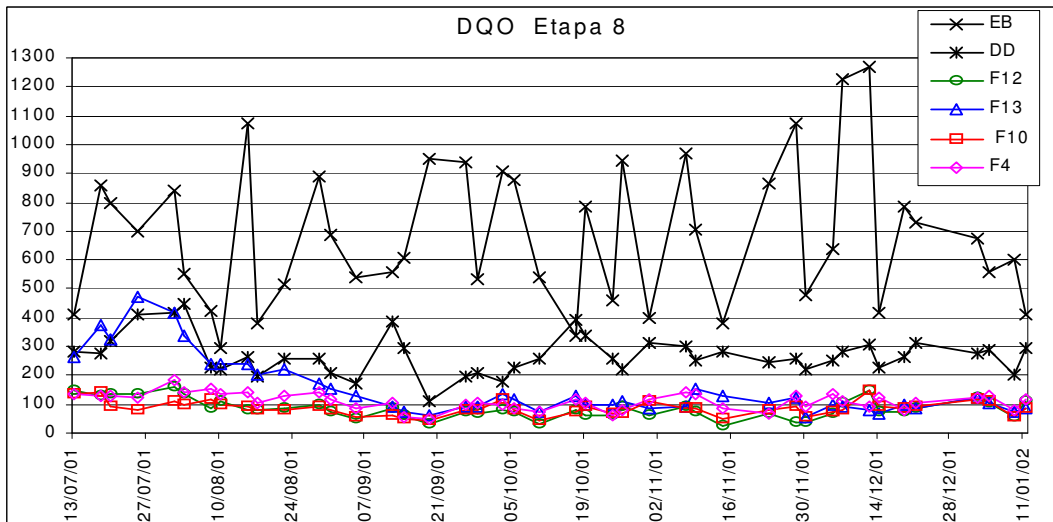


Figura 6.5- Concentrações da DQO (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 8

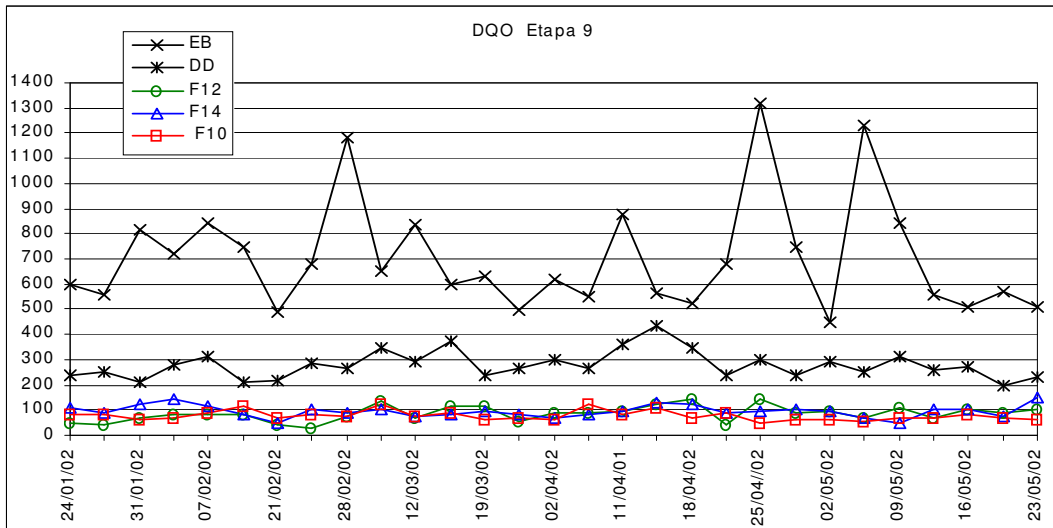


Figura 6.6- Concentrações da DQO (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 9

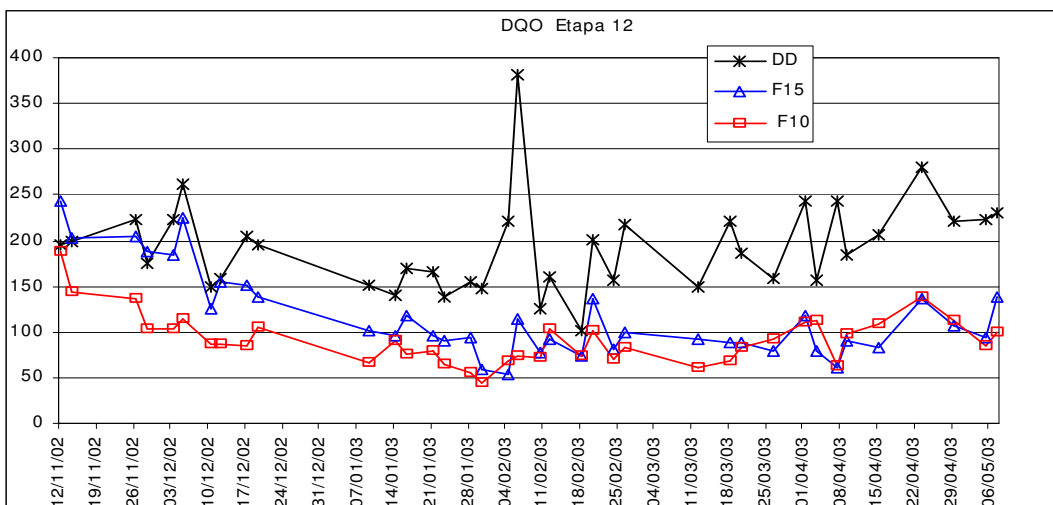


Figura 6.7- Concentrações da DQO (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 12

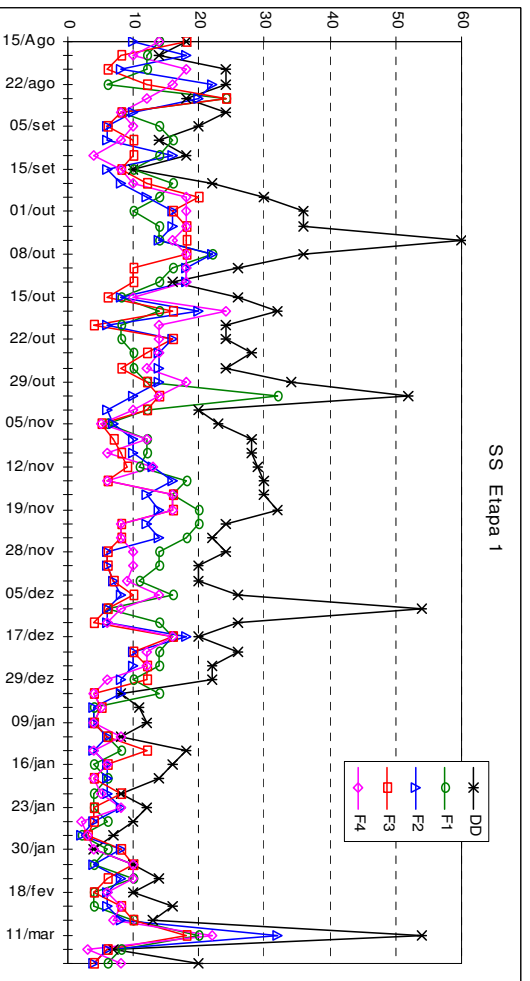


Figura 6.8- Concentrações de SS (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 1

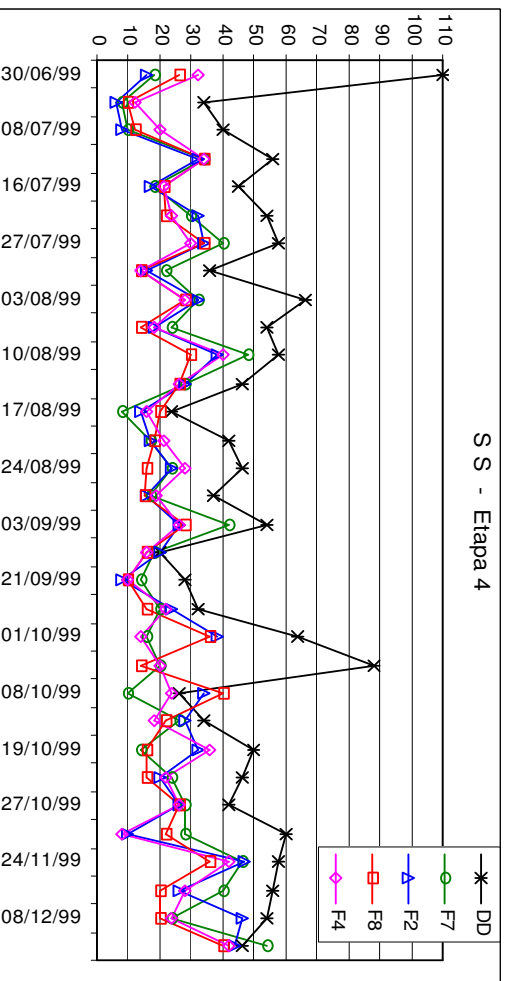


Figura 6.9- Concentrações de SS (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 4

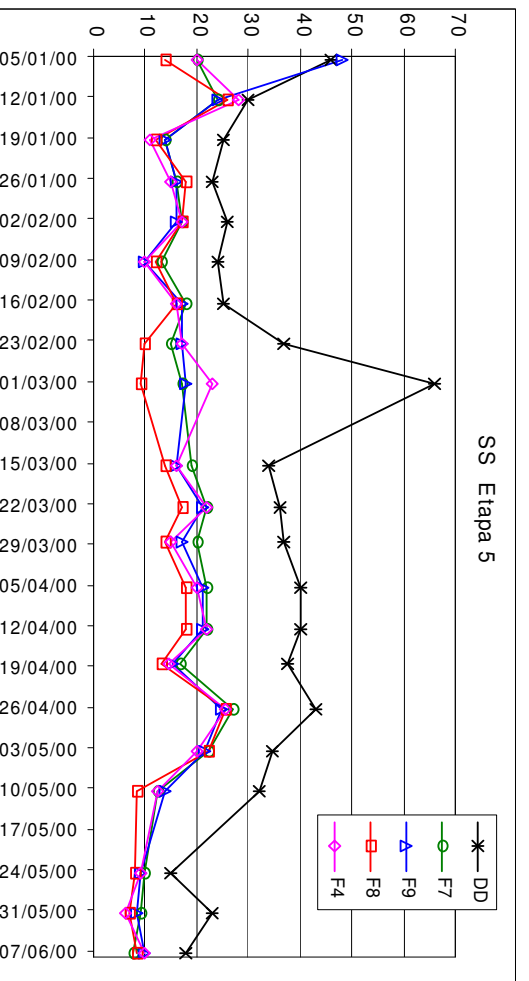


Figura 6.10- Concentrações de SS (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 5

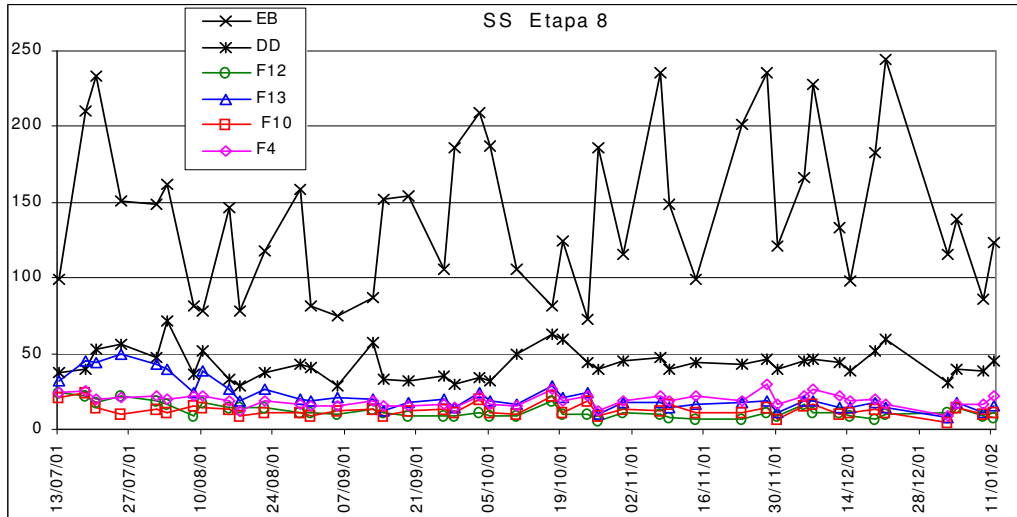


Figura 6.11- Concentrações de SS (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 8

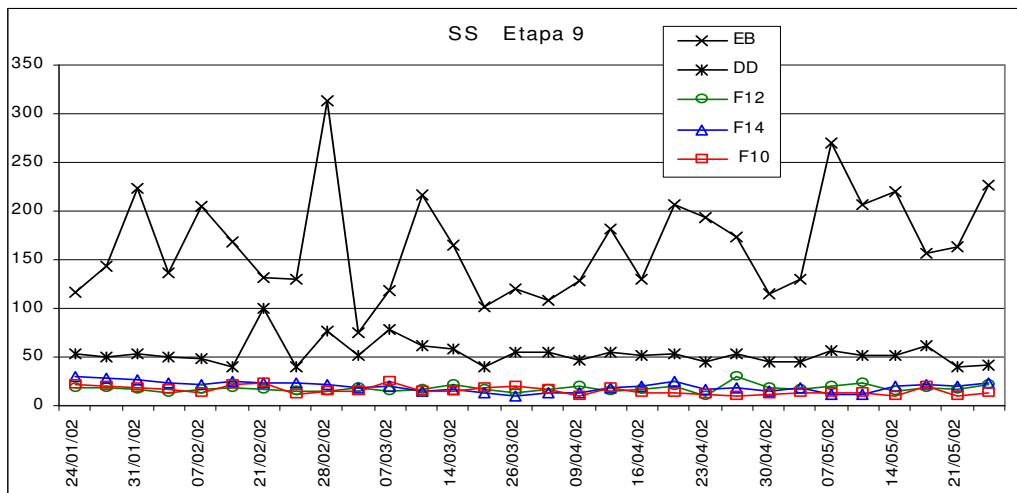


Figura 6.12- Concentrações de SS (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 9

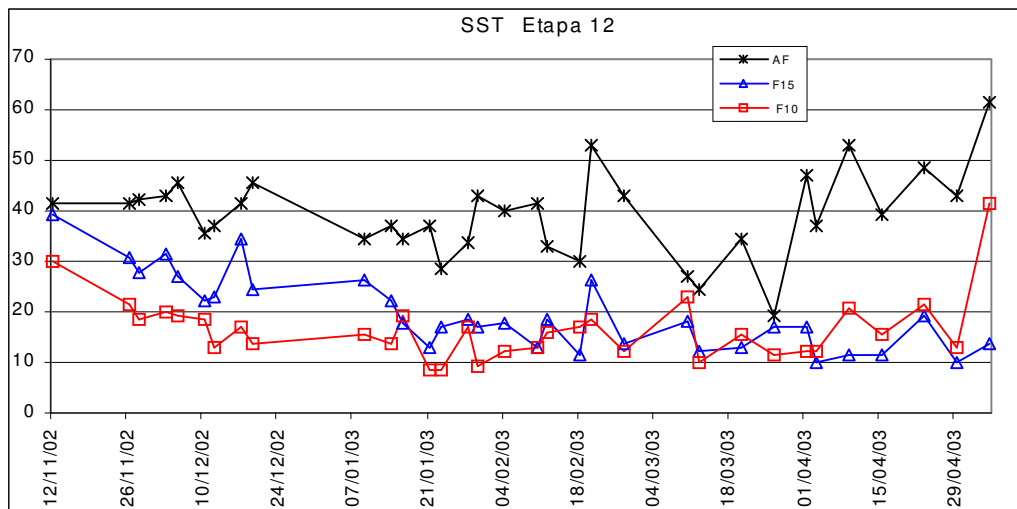


Figura 6.13- Concentrações de SS (mg/L) no afluente e nos efluentes dos filtros – Etapa 12

Em uma primeira análise pode-se observar nos gráficos de DQO e SS que, de forma geral, as concentrações tendem a cair com o tempo de operação, certamente porque a eficiência aumenta com a acumulação de lodo, mas evidentemente isso tem um limite. Percebe-se também que para os filtros que receberam novo material de enchimento há um período inicial, em torno de 45 dias, no qual o efluente apresenta-se mais instável e com concentrações mais elevadas (muito evidente nas etapas 1, 4, 8, e 12), mas após este período, no qual as concentrações têm quedas mais pronunciadas, a qualidade do efluente tende a tornar-se melhor, mais constante e com mudanças mais graduais, quando então se estabelece um regime de operação mais estável. Este período de operação mais estável é logicamente o mais representativo da qualidade dos efluentes para efeito de comparação entre os filtros.

Observando as figuras percebe-se facilmente as menores amplitudes de variação das concentrações nos efluentes dos filtros se comparadas com as dos afluentes, um fato já indicado pelos valores de desvio médio e amplitude de variação das estatísticas (tabelas 6.4 e 6.5) mas que nos gráficos fica mais evidente e fácil de comparar. Essa visualização comprova que os filtros, além de promoverem o tratamento complementar, absorvem as variações de qualidade do afluente propiciando efluentes mais estáveis e confiáveis.

Ademais, os gráficos mostram, comparativamente, o comportamento de cada filtro quanto aos parâmetros enfocados, bem como a evolução ao longo do tempo, instrumentos importantes para apoiar a análise dos dados.

Sendo a Tabela 6.7 a que comporta os resultados mais representativos para efeito de comparação de materiais de enchimento, nela se baseia a análise comparativa da performance dos vários materiais sob diversas condições operacionais, inclusive sentido de fluxo, que fundamentam as conclusões referentes às principais hipóteses desta tese.

Na etapa 1, pôde-se constatar a ação biológica dos filtros sobre o substrato antes de ser possível observar visualmente a formação do biofilme sobre os materiais suporte, analisando os dados da DQO. Os valores médios dos primeiros 45 dias não mostram diferença significativa entre os efluentes dos filtros (média das médias – 92 mg/l) e do tanque sem enchimento (F1 – 94 mg/l), mas a partir do final desta fase percebe-se que a remoção da DQO nos filtros de pedras é bem maior que no tanque sem enchimento (ver gráfico) resultando nos dados da Tabela 6.7, na qual se vê que a remoção de DQO nos filtros é da ordem de duas vezes maior que no tanque sem enchimento.

Na verdade, as médias da DQO total calculadas com os dados dos primeiros 15 dias mostram que no efluente do tanque (F1) a concentração resultou menor que no efluente de qualquer um dos filtros com pedras, porque o tempo de detenção efetivo maior permite melhor decantação e nos primeiros dias a remoção foi principalmente devida a decantação, mas as médias dos dados dos primeiros 30 dias já mostram DQO no efluente do F1 maior que no do F2 e igual a do F3. Isto demonstra que a ação do biofilme sobre o substrato fez-

se já antes de 30 dias de funcionamento dos filtros, e que encontra-se perto da atividade ótima aos 45 dias, dependendo do material de enchimento e do índice de vazios, o que se confirma em outras etapas (ver gráficos), portanto um desenvolvimento bacteriano muito rápido, certamente devido a qualidade nutricional do esgoto sanitário e à elevada temperatura local, mas também devido a facilidade de agregação dos microorganismos no biofilme propiciando ótimas condições de transferência de massa.

Em relação à parcela solúvel da matéria orgânica, a diferença entre a eficiência dos filtros com pedras e o tanque sem enchimento na remoção de DQO filtrada na etapa 1 é ainda maior que a diferença na remoção da DQO total, o que comprova também a remoção biológica da matéria orgânica nos filtros. Enquanto a remoção da DQO filtrada nos filtros foi da ordem de 32%, no tanque sem enchimento foi de apenas 6%, para o mesmo afluente e com tempo de detenção efetivo da ordem do dobro dos filtros.

Em suma, apesar do longo tempo de detenção hidráulica (32 horas), o tanque sem enchimento apresentou baixa eficiência na remoção de DQO total se comparada à dos filtros e praticamente não removeu a parcela solúvel. Isto confirma, em escala piloto e com substrato complexo (esgoto real), que a remoção de matéria orgânica por decantação tem um baixo limite de viabilidade para a remoção da DQO total, porque quase não remove a parcela solúvel.

Aliais, é notável como a ação dos filtros quando aplicados em pós-tratamento (antecedido de reator anaeróbio primário) deve-se sobretudo à remoção da DQO filtrada. Outro exemplo é o seguinte: na etapa 3, enquanto o decanto-digestor removeu 68% da DQO total e apenas 47% da DQO filtrada, os filtros removeram cerca de 39% da DQO total e 35% da DQO filtrada, ou seja, dos mais de 80% de remoção da DQO total os filtros responderam por apenas 12 %, mas da remoção de 66% da DQO filtrada os filtros foram responsáveis por quase 20%.

Também em relação aos sólidos suspensos, na etapa 1 os filtros com enchimento apresentaram melhor desempenho (cerca de 12 mg/L no efluente) que o tanque sem enchimento (14 mg/L de SS no efluente) apesar do tempo de detenção hidráulica efetivo ser praticamente o dobro. Isso porque o lodo atua também como meio filtrante, onde as partículas aprisionadas são convertidas em matéria dissolvida e posteriormente decomposta.

Estes resultados comprovam, em condições reais de operação, que o filtro anaeróbio é realmente vantajoso porque propicia elevada remoção de matéria orgânica se comparado a um tanque de igual volume mas sem enchimento, sobretudo devido a ação do lodo ativo sobre a parcela dissolvida, mas também porque promove maior redução na concentração de sólidos suspensos do efluente final.

É notável que mesmo com carga orgânica diária baixíssima (0,09 kg DQO/m³) os filtros de pedras tenham operado com alta eficiência, propiciando efluentes com concentrações tão baixas de DQO e SS. Isso demonstra, em reatores alimentados com esgoto sanitário real, que a diversidade e as proporções de macro e micro nutrientes dos esgotos sanitários são suficientes para suprir as necessidades nutricionais de uma equilibrada comunidade de bactérias anaeróbias em um filtro biológico, mesmo com baixa carga orgânica, e que

filtros anaeróbios podem ser utilizados com eficácia para tratamento de esgotos sanitários diluídos ou efluentes de outros reatores anaeróbios (pós-tratamento).

Nas etapas 2 e 3, o efluente do UASB foi um pouco mais concentrado que o efluente do decanto-digestor, mas isso não alterou o comportamento do filtro com seixo rolado, que permaneceu com efluente semelhante ao das outras pedras e eficiência um pouco maior. Analisando também a performance do filtro com tijolos no contexto de cada etapa, seja quando alimentado com o efluente do UASB ou do decanto-digestor, não se percebeu diferenças que possam ser atribuídas a diferenças qualitativas dos afluentes. Como era esperado, os efluentes do UASB e do decanto-digestor não afetaram distintamente a performance dos filtros. Portanto, embora a vazão para o efluente do UASB tenha sido um pouco menor, na tentativa de igualar as cargas orgânicas, pode-se fazer a análise comparativa dos filtros alimentados pelos dois reatores, sem distinção.

Os filtros anaeróbios com enchimento de pedras apresentaram resultados muito bons, que demonstram ser possível obter efluentes com concentrações médias de DQO da ordem de 80 a 100 mg/L e de SS da ordem de 15 a 20 mg/L, para cargas orgânicas entre 0,25 e 0,35 kgDQO/m³, e DQO da ordem de 100 a 130 mg/L e SS de 20 a 25 mg/L, para cargas orgânicas entre 0,45 e 0,75 kgDQO/m³. Para a carga orgânica de 0,09 kgDQO/m³ os filtros com pedras propiciaram efluentes com concentrações de DQO da ordem de 65 mg/L e de SS em torno de 12 mg/L, mas essa carga depende de afluente muito diluído ou de tempo de detenção hidráulica muito longo.

Os valores médios da DQO nos efluentes dos filtros com enchimento de pedras foram sempre muito próximos em cada etapa. Na etapa 1 o filtro com brita comercial (F2) mostrou eficiência de remoção um pouco melhor, certamente porque sob baixa carga hidráulica desenvolveu e acumulou lodo mais rapidamente devido ao menor índice de vazios, que é uma vantagem apenas no início do funcionamento, mas logo na etapa 2, como também na etapa 3, o filtro com seixo rolado (F6) mostrou eficiência um pouco maior que a dos outros, que mantiveram-se com eficiência de remoção praticamente iguais nas etapas 2, 3 e 4. Em face das semelhanças nas concentrações efluentes e da variabilidade do parâmetro medido, os resultados não mostram diferenças significativas.

Quanto à remoção de sólidos, o melhor desempenho dos filtros relacionou-se com os sólidos suspensos, em especial os sólidos suspensos voláteis.

Também nos sólidos suspensos os valores médios das concentrações nos efluentes dos filtros com enchimento de pedras foram sempre muito próximos em cada etapa. Embora na etapa 2 o filtro com brita comercial tenha apresentado um efluente um pouco melhor, em termos de eficiência de remoção o filtro com seixo rolado superou os outros em todas as etapas. A melhor eficiência de remoção do filtro com seixo rolado deve-se certamente à menor carga hidráulica e menor velocidade de arraste. Na etapa 4 o filtro com brita N°4 mostrou eficiência um pouco melhor que o com brita comercial, certamente por causa da maior quantidade de lodo em excesso neste último. Contudo, da mesma forma que para a DQO, em face das semelhanças nas

concentrações efluentes e da variabilidade do parâmetro medido, os resultados de SS não mostram diferenças significativas.

Portanto, os filtros com enchimento de pedras tiveram eficiências semelhantes na remoção de DQO e SS, mostrando que a brita comercial e o seixo rolado são alternativas a serem comparadas com a usual brita N°4.

O fato da brita comercial ter apresentado, nessas condições, remoção de DQO e SS semelhante as dos outros materiais é um resultado importante, porque o custo dessa brita é bem menor que o das outras pedras, que têm o custo elevado devido a seleção granulométrica. Contudo, o uso de brita comercial (granulometria em torno de 38mm mas sem seleção rigorosa) implica em maior risco de obstrução e, por isto, requer esgotamentos mais freqüentes do filtro. Mas o custo da brita pode justificar esta inconveniência. É importante registrar, com relação aos riscos de obstrução do F2, que o tempo previsto entre dois esgotamentos era de seis meses, porém ampliou-se o prazo propositadamente, com espírito investigativo, e o filtro estava com tempo de detenção efetivo da ordem de 5 horas. Apesar de tudo, parece que a eficiência do filtro não sofre grandes prejuízos e o esgotamento é suficiente para restabelecer condições normais de funcionamento, porém a operação de esgotamento necessita ser mais freqüente do que com as outras pedras. É possível que em certas circunstâncias os custos de implantação justifiquem os riscos e os custos de operação do filtro com brita comercial, mas essa situação não deve ser muito freqüente. De qualquer forma é prudente realizar pesquisas a mais longo prazo antes de aconselhar o uso da brita comercial como uma boa alternativa.

O seixo rolado pode ser vantajoso se houver disponibilidade e bom preço (o custo da classificação granulométrica é relativamente alto e influi muito no preço, que é semelhante ao da brita N°4). Ademais, a remoção de lodo em excesso é mais fácil quando o enchimento do filtro é seixo rolado, em comparação com a brita N°4 e ainda mais se comparado com a brita comercial.

Comparando os filtros F5 e F6 na etapa 2, verifica-se que o filtro com enchimento de tijolos vazados apresentou menor eficiência na remoção de DQO e SS, mas o F6 já possuía biomassa ativa aderida ao material suporte quando do início da etapa e o tijolo era utilizado pela primeira vez. Ademais, o desenvolvimento e acumulação de lodo nos tijolos é mais lento que nas pedras, devido à relativamente menor superfície de adesão e ao menor contato do fluxo de renovação de substrato com a biomassa em crescimento. Contudo, já na etapa 3, quando o F5 acumulou lodo suficiente, inclusive lodo floculado e granulado no interior dos furos dos tijolos, o F5 apresentou efluente com concentração igual a dos filtros com britas e eficiência igual a do F6, tanto para DQO como para SS. Na etapa 4 o filtro com tijolos (F7) apresentou eficiência muito próxima da dos filtros com pedras e na etapa 5 a sua eficiência na remoção de DQO igualou-se a do filtro com brita N°4, apesar da eficiência na remoção de SS ter sido um pouco menor.

O filtro com tijolos vazados tem hidrodinâmica pouco favorável ao contato da fase líquida com o lodo ativo do interior dos furos, mas, no entanto, os tijolos como dispostos, com os furos na horizontal, aproveitam facilidades para acumular lodo e a difusão parece ter se mostrado eficaz em baixas velocidades de fluxo. Foi constatado em observações visuais que o desenvolvimento da biomassa ativa, embora mais lento, encontra grande espaço para

crescimento e acúmulo de sólidos no interior dos tijolos, e também entre um tijolo e outro, resultando alta concentração de lodo por unidade de volume (ver fotos).

Dentro dos limites das cargas aplicadas, o filtro com enchimento de tijolos furados surpreendentemente propiciou a mesma eficiência de remoção de DQO e SS que os filtros com enchimento de pedras, demonstrando ser este material uma boa opção para enchimento de filtros anaeróbios. Contudo, para cargas hidráulicas mais altas a velocidade nos espaços entre dois tijolos pode se tornar muito alta, o que prejudica a eficiência na remoção de SS, e portanto este aspecto merece ainda ser pesquisado.

O tijolo vazado pode ser uma boa opção para enchimento de filtros anaeróbios porque, além da eficiência equiparável a brita N°4: são leves; facilitam o transporte, o manejo e a operação; podem ser repostos muito facilmente, se for necessário; permitem a acumulação de grande quantidade de lodo; não apresentam riscos de obstrução; são de fácil aquisição; e, sobretudo, porque tem custo muito mais baixo que o da brita N°4.

O gráfico da evolução da DQO na etapa 4 mostra que as concentrações no efluente do F8, que recebeu pela primeira vez enchimento de conduíte cortado, são altas no início da etapa, mas logo (cerca de 45 dias) passam a ser as mais baixas, se comparadas com as dos outros filtros. Ocorre que o conduíte cortado tem boa rugosidade, grande área superficial específica e enorme capacidade de acumular lodo.

Na etapa 4 o conduíte cortado já propiciou remoção de DQO e SS maior do que a dos filtros com brita e com tijolo. Na etapa 5, comparado com o filtro com enchimento de brita N° 4, que é o material mais usual, o filtro com conduíte cortado apresentou eficiência bem superior, tanto na remoção de DQO como de SS. Quando funcionou com carga hidráulica maior, da ordem de $3 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{dia}$, na etapa 7, a diferença entre as concentrações de DQO e SS dos efluentes dos filtros com conduíte e com brita N°4 foi ainda maior, e é de se esperar que para cargas maiores esta diferença aumente, pois o índice de vazios do conduíte cortado é muito maior que o da brita e pode suportar maiores concentrações de lodo por unidade de volume total.

Como a concentração de lodo por unidade de volume no filtro com conduíte cortado pode ser muito maior que no filtro com brita, a eficiência do filtro com conduíte cortado operando com altas cargas orgânicas pode ser inigualavelmente maior que a do filtro com brita, porque neste último haverá problemas de obstrução (esgotos concentrados) ou de altas velocidades de arraste (esgoto diluído) antes que as eficiências se equipararem.

Alimentado com cargas orgânicas maiores nas etapas seguintes, o filtro com conduíte mostrou excelentes resultados para um reator anaeróbio simples e demonstrou que é possível alcançar eficiência de remoção próxima a 90% e obter, com alto rendimento e tempo de detenção da ordem de 5 horas, um efluente com concentrações de DQO da ordem de 80 mg/L (DBO da ordem de 35 mg/L) e SS da ordem de 15 mg/L.

O filtro com conduíte cortado alimentado com esgoto bruto (F12), submetido a cargas orgânicas diárias na faixa de 1,5 a 1,6 kgDQO/m³, nas etapas 8, 9 e 11, propiciou efluentes de ótima qualidade para reatores anaeróbios, com concentrações da ordem de 70 a 85 mg/L de DQO, e excelente eficiência de remoção, da ordem de 90% tanto para DQO quanto para SS.

Na etapa 10 (carga orgânica da ordem de 3 kgDQO/m³ e carga hidráulica da ordem de 4,5 m³/m³) a eficiência do F12 caiu para 80% de remoção de DQO e SS, ainda assim um bom resultado. Porém, nesta curta etapa ocorreram problemas hidráulicos no filtro durante um período relativamente longo, que sem

dúvida prejudicaram sua eficiência. É provável que se não fossem os problemas hidráulicos na etapa 10 o F12 teria eficiência de remoção de DQO e SS mais elevada. Por outro lado, é de se considerar que a carga hidráulica diária de $4,5 \text{ m}^3/\text{m}^3$ pode ter sido um tanto excessiva, prejudicando a eficiência do filtro. Infelizmente o resultado do F12 na etapa 10 foi prejudicado e não pode ser tomado como conclusivo.

Os filtros com conduíte cortado podem atingir níveis de eficiência na remoção de poluentes que são inatingíveis para os filtros com enchimento de pedras, que não podem comportar concentrações de lodo por unidade de volume tão altas quanto as que são possíveis nos filtros com conduíte cortado.

Na etapa 8 a eficiência do filtro com enchimento de tampas de garrafas PET foi um pouco inferior à eficiência do filtro com conduíte cortado, mas nesta etapa as tampas eram utilizadas pela primeira vez e, além de não estarem colonizadas, continham resíduos de açúcares e partículas que carregados pela água provocaram durante algum tempo concentrações muito altas no efluente (ver gráfico de DQO na etapa 8). Mesmo assim, excluindo os primeiros 45 dias a concentração média no efluente do filtro com as tampas de garrafas mostrou-se mais compatível com a performance do filtro com conduíte em outras etapas e este é que teve eficiência muito alta, talvez porque tinha uma concentração de lodo muito adequada, herdada da etapa anterior, mas também é de se lembrar que os dados coletados em escala real têm grande variabilidade. A diferença entre as médias das concentrações do F12 e do F14, alimentados com esgoto bruto na etapa 9, pode parecer grande, porém, nestas circunstâncias de alta carga orgânica afluente, não é (note que a remoção da DQO em termos percentuais é muito próxima e as concentrações de SS nos efluentes também são próximas).

Portanto, pode-se dizer que a eficiência do filtro com enchimento de tampas de garrafas PET foi próxima da eficiência do filtro com conduíte cortado, embora um pouco menor. Esta eficiência um pouco menor certamente ocorre porque o conduíte cortado é uma casca de cilindro que permite fluxo no seu interior, o que favorece a circulação, a renovação do biofilme, as trocas de massa e a difusão, enquanto a tampa tem forma de casca cilíndrica mas é fechada em uma das extremidades e a circulação é prejudicada.

Considerando toda a etapa 12, o filtro com enchimento de Hidrobol teve concentração média de DQO no efluente de 117 mg/L enquanto o filtro com conduíte teve 92 mg/L (diferença de 25 mg/L), isso porque no início da etapa, quando ambos tinham baixa eficiência, o filtro com conduíte mostrou melhor performance (ver gráfico da evolução da DQO na etapa 12). Porém, excluindo os primeiros 45 dias da etapa 12 (tabela 6.7) a diferença entre as concentrações médias da DQO dos dois filtros foi de apenas 10 mg/L e as concentrações de SS foram iguais. Na etapa 13, cujas medições também excluíram a fase inicial, o filtro com Hidrobol novamente apresentou eficiência um pouco abaixo mas muito próxima (sem diferença significativa) da do filtro com conduíte. Pode-se concluir que o filtro com conduíte cortado teve eficiência na remoção de DQO e SS semelhante, ou um pouco maior, que o filtro com Hidrobol, comprovando que o conduíte cortado é uma boa opção de alternativa às peças de plástico fabricadas especificamente para enchimento de reatores.

A relação DBO/DQO calculada com base nos resultados dos efluentes dos filtros F10 e F15 foi de 0,44, em média. Considerando-se a relação do esgoto bruto, que foi em média 0,46, na mesma pesquisa, o valor encontrado para a relação DBO/DQO nos efluentes dos filtros é um tanto alto, pois a relação DBO/DQO para esgoto sanitário bruto é logicamente bem maior que para efluentes tratados em reatores biológicos eficientes na

remoção da matéria biodegradável. Também considerando-se dados de outros estudos, a relação DBO/DQO para os efluentes dos filtros calculada nesta pesquisa pode ser considerada um pouco alta. Por exemplo: em estudo específico sobre a “correlação entre DBO e DQO em esgotos domésticos para a Grande Vitória – ES”, Brasil, SILVA e MENDONÇA (2003) encontraram relação média DBO/DQO de 0,47 para o esgoto bruto e 0,27 para o efluente de uma lagoa anaeróbia; nos dados de sistemas de tratamento de esgotos sanitários compostos por tanques sépticos seguidos de filtros anaeróbios, em Minas Gerais, Brasil (CHERNICHARO, 2004), pode-se calcular, considerando as médias de DBO e DQO dos 23 sistemas, a relação DBO/DQO de 0,47 para o esgoto bruto e 0,40 para os efluentes dos filtros anaeróbios, ou, considerando os dez sistemas mais eficientes, a relação DBO/DQO de 0,48 para o esgoto bruto e 0,37 para os efluentes dos filtros anaeróbios.

Mesmo admitindo, por segurança, uma relação DBO/DQO de 0,45 nos efluentes dos filtros anaeróbios, um efluente com DQO de 133 mg/L teria uma DBO de 60 mg/L e um efluente com DQO de 66 mg/L teria uma DBO de 30 mg/L. Portanto, se a relação DBO/DQO nos efluentes dos filtros pesquisados é da ordem de 0,44, considerando-se os dados da Tabela 6.7 pode-se concluir que sistemas totalmente anaeróbios compostos com decanto-digestor ou UASB seguido de filtro anaeróbio podem produzir efluentes com DBO média menor que 30 mg/L e que o filtro que propiciou o pior resultado entre todos da pesquisa (F4 na etapa 7) ainda produziu, em média, um efluente com DBO menor que 60 mg/L, que atende às exigências de padrões para lançamento no meio de alguns estados do Brasil.

Todos os filtros com enchimento de peças de plástico (conduíte, tampas e hidrobol) apresentaram excelentes resultados de eficiência, semelhantes. Comparados com as usuais pedras para enchimento de filtros anaeróbios, além de maior eficiência na remoção de poluentes, apresentam as seguintes vantagens: são muito leves; propiciam facilidades para a construção dos reatores e para a operação; têm grande área superficial específica e índice de vazios que facilitam a acumulação de grande quantidade de lodo; apresentam baixos riscos de obstrução; são resistentes e duráveis; a aquisição, o transporte e o manejo são muito fáceis. Na comparação de custos (o custo das peças de plástico é maior que o custo das pedras para um mesmo volume) é necessário considerar que se forem utilizadas peças de plástico o volume do reator será menor para a mesma eficiência, e portanto o volume de material de enchimento será menor, e as fundações do reator serão mais simples para suportar menor peso específico, o que reduz os custos de implantação do reator, além de outras reduções indiretas sobre o custo total.

A análise comparativa de custos considerando as conseqüências sobre o custo total do reator (volume total, fundações, estrutura, etc) e da construção (facilidades de transporte e manejo, etc) é um exercício

genérico difícil, pois depende dos condicionantes de cada caso real e das conveniências da conjuntura, mas não há dúvidas que os materiais alternativos apresentados podem ser economicamente viáveis em muitas situações e devem ser considerados na escolha de alternativas para o material de enchimento dos filtros anaeróbios, quando da elaboração dos projetos.

A tampa de garrafa plástica é um material alternativo interessante, porque além da alta eficiência, comparável a das peças especificamente fabricadas para enchimento de reatores biológicos, tem outras vantagens: é um material recuperado do lixo (reutilizado) com conseqüências benéficas para a saúde pública e o meio ambiente (vantagens sanitárias e ambientais) e custo competitivo, bem menor que o das peças manufaturadas e, se bem negociado, menor que o do conduíte cortado. No mais tem também as vantagens comuns às peças de plástico (leveza, durabilidade, facilidade de manejo, etc). A disponibilidade depende de negociações com as pessoas que centralizam a coleta, comprando dos catadores, e trituram as tampas para vender para a reciclagem. A aquisição não é muito fácil, principalmente para grandes quantidades.

O conduíte cortado é uma excelente alternativa para enchimento de filtros anaeróbios porque: tem alto índice de vazios, boa rugosidade e grande superfície específica; permite boas condições de fluxo; favorece as transferências de massa; propicia alta eficiência na remoção de DQO e SS (a mais alta de todos os materiais pesquisados); tem preço competitivo; e grande disponibilidade para fácil aquisição. O custo do conduíte não é baixo se comparado ao da brita, mas é cerca da metade do custo dos anéis de plástico especialmente fabricados para enchimento de filtros e outros reatores. O preço do conduíte pode baixar bastante se for fabricado com controle de qualidade menos rigoroso, já que para encher filtro anaeróbio a espessura não necessita ser uniforme e sem falhas como para eletrodutos, e se o cote das peças for efetuado na saída da extrusora ou de forma mecanizada – isso é viável para quantidades maiores.

Embora haja uma relação estreita entre o índice de vazios de cada material e a eficiência do filtro correspondente, outros fatores, como a superposição das superfícies das peças do material, o fluxo dos líquidos no interior do leito, a quantidade de lodo acumulada, o tempo de operação e as cargas hidráulicas e orgânicas aplicadas são também de suma importância e, portanto, é muito difícil estabelecer correlações. Contudo, pode-se perceber que a relação entre as cargas aplicadas e a eficiência de remoção de poluentes é muito forte, de forma que, dentro de certos limites, quanto maior a carga aplicada maior a eficiência de remoção.

Quanto à influência do sentido de fluxo (ascendente ou descendente) sobre a eficácia dos filtros anaeróbios, foram realizados experimentos nas etapas 5, 6 e 7. Na etapa 5 a média das concentrações no efluente do filtro com fluxo descendente afogado foi menor que no efluente do filtro com fluxo ascendente. Na etapa 6 as concentrações de DQO nos dois efluentes foram praticamente iguais, mas as de SS novamente foram maiores no efluente do filtro de fluxo ascendente. Na etapa 7, como na 5, as concentrações médias, tanto de DQO como de SS, foram maiores no efluente do filtro com fluxo ascendente, mas ambos tiveram eficiência de remoção acima de 50%.

Os dois filtros apresentaram resultados muito bons na remoção da DQO (médias de 100 a 125 mg/L) e também de sólidos suspensos (médias de 15 a 20 mg/L). Com o acréscimo de carga nas etapas 6 e 7 os

filtros mostraram maior eficiência na remoção de matéria orgânica. Isto confirma que, até certo limite, o aumento da carga e da concentração de lodo no interior dos filtros melhora a eficiência dos mesmos.

De qualquer forma, os resultados de remoção de matéria orgânica dos dois filtros foram muito próximos, indicando que eles podem propiciar eficiência equivalente, tanto com fluxo ascendente como com fluxo descendente, desde que afogado. Nos casos investigados o filtro com fluxo descendente afogado mostrou-se um pouco mais eficiente, mas a diferença não é significativa nestes níveis de confiabilidade, e ainda é de se lembrar que pequenas diferenças na eficácia podem decorrer de pequenas diferenças nas condições hidrodinâmicas.

Os resultados de eficiência, sobretudo os referentes aos sólidos suspensos, em todas as etapas foram melhores no filtro de fluxo descendente afogado. Contudo, o que se pode concluir é que filtros anaeróbios de fluxo descendente afogado podem propiciar remoção de DQO e SS com a mesma eficiência (ou um pouco maior) dos filtros de fluxo ascendente, que são mais usuais. A vantagem é que no modelo pesquisado a operação de esgotamento é bem mais fácil no filtro de fluxo descendente.

As Figuras 6.14 e 6.15 mostram fotos dos efluentes dos filtros em vários momentos, nas quais se pode observar a alta transparência da água, devido às baixas concentrações de sólidos suspensos. Em todas as etapas da pesquisa os efluentes dos filtros apresentaram sempre bom aspecto visual, como nas Figuras 6.14 e 6.15.



Figura 6.14 - Aspecto visual do esgoto bruto e do efluente dos filtros anaeróbios.



Figura 6.15 - Aspecto visual dos efluentes dos filtros anaeróbios experimentais em vários momentos distintos no período da pesquisa.

7. CONCLUSÕES

Referentes ao comportamento funcional e à eficiência dos reatores na remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos

Os filtros anaeróbios experimentais funcionaram em condições estáveis e favoráveis, no que se refere à temperatura, pH e alcalinidade, quando submetidos a baixas ou altas cargas orgânicas, apesar dos baixos valores de alcalinidade no afluente.

Em um sistema de tratamento de esgotos sanitários totalmente anaeróbio, o filtro anaeróbio pode produzir um efluente com concentrações médias tão baixas como 65 mg/L de DQO e 12 mg/l de SS, embora com tempo de detenção hidráulica longo e carga orgânica muito baixa, mas também é possível obter alto rendimento no filtro anaeróbio operando com carga orgânica elevada, com baixo tempo de detenção (5 horas) ou alta eficiência na remoção de DQO (maior que 85%), resultando um efluente com concentrações médias de DQO menores que 90 mg/L e com menos de 20 mg/L de sólidos suspensos.

Os efluentes do UASB e do decanto-digestor não afetaram distintamente a performance dos filtros. Portanto, os resultados e conclusões desta tese podem ser aplicados da mesma forma ao tratamento complementar de efluentes de decanto-digestores ou de reatores anaeróbios de manta de lodo.

A relação DBO/DQO, calculada com base em dados de medições dos dois parâmetros nas mesmas amostras dos efluentes dos filtros pesquisados, foi de 0,44. Admitindo que a relação DBO/DQO nos efluentes dos filtros mantém-se em torno deste valor e aplicando-a aos resultados de DQO da pesquisa, pode-se concluir que sistemas totalmente anaeróbios, compostos com decanto-digestor ou UASB seguido de filtro anaeróbio, podem produzir efluentes com DBO média menor que 30 mg/L e que o filtro que propiciou o pior

resultado entre todos da pesquisa (F4 na etapa 7) ainda assim produziu, em média, um efluente com DBO menor que 60 mg/L, que atende às exigências de alguns estados do Brasil para os padrões de lançamento de efluentes no meio ambiente.

De forma geral, os sistemas compostos de reator primário mais filtro anaeróbio promoveram remoções na faixa de 75 a 90% da DQO e 85 a 90% de SS. Os filtros alimentados com efluentes dos reatores primários propiciaram por si remoções médias por etapa desde 35 até 70% da DQO e de 45 a 70% de SS. O filtro alimentado com esgoto bruto propiciou remoções da ordem de 80 a 90%, tanto para DQO como para SS.

Sem outro reator o precedendo, o filtro anaeróbio com enchimento de conduíte cortado que foi alimentado com esgoto bruto propiciou efluentes com concentrações de DQO menores que 80 mg/L, com eficiência da ordem de 90%. Em face deste resultado, percebe-se que, embora a associação do filtro anaeróbio com um UASB ou com um decanto-digestor seja vantajosa por vários motivos, o filtro anaeróbio também pode ser aplicado como único reator de alta eficiência na remoção de poluentes, desde que sejam resolvidos alguns problemas de risco de obstrução dos interstícios do material de enchimento, talvez com o uso de grades e peneiras, a ser pesquisado.

Foi comprovado que a ação dos microrganismos aderidos e retidos no material de enchimento do filtro sobre o substrato é significativa já antes de 30 dias de funcionamento, o que não ocorre em um tanque de mesmo volume e alimentado com o mesmo afluente.

A eficiência dos filtros na remoção de DQO total e de sólidos suspensos foi bem maior que a do tanque de mesmo volume mas sem enchimento, que praticamente não removeu a parcela solúvel da DQO, apesar do longo tempo de detenção hidráulica (32 horas). Isto confirma, em escala piloto e com substrato complexo (esgoto real), que a remoção de matéria orgânica por decantação tem um baixo limite de viabilidade para a remoção da DQO total, porque quase não remove a parcela solúvel. Portanto, fica comprovado que o filtro anaeróbio é realmente vantajoso, porque propicia elevada remoção de matéria orgânica se comparado a um tanque de igual volume sem enchimento, sobretudo devido a ação do lodo ativo sobre a parcela dissolvida, mas também porque promove maior redução na concentração de sólidos suspensos do efluente final.

Quando o filtro é posto a funcionar pela primeira vez, há um período inicial no qual o efluente apresenta-se mais instável e com concentrações muito elevadas que caem gradualmente de forma acelerada, mas após este período a qualidade do efluente torna-se mais

constante e então se estabelece um regime de operação mais estável. Este período inicial instável foi da ordem de 45 dias para quaisquer dos materiais de enchimento utilizados.

Mesmo com carga orgânica volumétrica diária baixíssima (0,09 kg DQO/m³ d) os filtros foram muito eficientes na remoção da matéria orgânica remanescente do decantodigestor. Isso demonstra que a diversidade e as proporções de macro e micro nutrientes dos esgotos sanitários, mesmo após tratamento anaeróbio primário, são suficientes para suprir as necessidades nutricionais de uma equilibrada comunidade de bactérias anaeróbias em um filtro biológico, e, portanto, comprova que filtros anaeróbios podem ser utilizados com eficácia para tratamento de esgotos sanitários diluídos ou efluentes de outros reatores anaeróbios (pós-tratamento).

Os filtros anaeróbios absorveram as variações qualitativas dos afluentes, propiciando menor amplitude de variação das concentrações no efluente. Portanto, utilizados para pós-tratamento de reatores primários, além de promoverem o tratamento complementar, sobretudo na remoção de sólidos suspensos de difícil decantação, colóides e matéria orgânica dissolvida, os filtros também produzem efluentes mais estáveis e confiáveis.

Quanto aos materiais de enchimento dos filtros

Os filtros com enchimento de pedras tiveram eficiências semelhantes na remoção de DQO e SS (da ordem de 40% da DQO), mostrando que a brita comercial e o seixo rolado são alternativas a serem comparadas com a usual brita N°4. O fato da brita comercial ter apresentado boa remoção de DQO e SS é um resultado importante, porque o custo desse material é bem menor que o das outras pedras, mas o uso de brita comercial de 38 mm sem classificação rigorosa implicaria em maior risco de obstrução. É prudente realizar pesquisas a mais longo prazo antes de concluir sobre a viabilidade da brita comercial como uma boa alternativa. O seixo rolado pode ser vantajoso como alternativa à brita N°4 se houver disponibilidade e preço competitivo (geralmente próximos), pois tem eficiência semelhante e a remoção de lodo de excesso é mais fácil.

Após o processo de crescimento e acumulação de lodo, que foi o mais lento, o filtro com enchimento de tijolos cerâmicos vazados surpreendentemente propiciou a mesma eficiência de remoção de DQO e SS que os filtros com enchimento de pedras, dentro dos limites das cargas aplicadas. Contudo, para cargas hidráulicas maiores a velocidade nos

espaços entre dois tijolos pode se tornar muito alta, o que prejudicaria a eficiência do filtro, e portanto este aspecto merece ainda ser pesquisado.

Em face da eficiência demonstrada, o tijolo cerâmico vazado revelou-se uma boa alternativa para enchimento de filtros anaeróbios, considerando-se ainda que apresenta as seguintes vantagens: é muito mais leve que a brita; tem grande área superficial específica e índice de vazios que facilita a acumulação de grande quantidade de lodo; não apresenta riscos de obstrução; é de fácil aquisição e transporte; e tem custo muito mais baixo que o da brita. Se por algum motivo for necessário remover o enchimento do filtro, a remoção do tijolo é inigualavelmente fácil.

Comparado com o filtro com enchimento de brita N^o 4, que é o material mais usual, o filtro com conduíte cortado apresentou eficiência bem superior, tanto na remoção de DQO como de SS. Os filtros com conduíte cortado podem atingir níveis de eficiência na remoção de poluentes que são inatingíveis para os filtros com enchimento de pedras, que não podem comportar concentrações de lodo por unidade de volume tão altas quanto as que são possíveis nos filtros com conduíte cortado.

Todos os filtros com enchimento de peças de plástico (conduíte, tampas e hidrobol) apresentaram excelentes resultados de eficiência (remoções de 40 a 70% da DQO após reator primário e próximas de 90% com esgoto bruto), sempre semelhantes. A eficiência do filtro com enchimento de tampas de garrafas de PET foi semelhante a do filtro com conduíte cortado, embora um pouco menor. O filtro com Hidrobol apresentou eficiência um pouco abaixo mas muito próxima (sem diferença significativa) da do filtro com conduíte. Portanto, pode-se concluir que o conduíte cortado e as tampas de garrafas de PET tiveram eficiências na remoção de DQO e SS semelhantes à do filtro com Hidrobol, comprovando que estes dois materiais propostos nesta tese podem ser opções de alternativa às peças de plástico fabricadas especificamente para enchimento de reatores biológicos.

A tampa de garrafa de PET é um material alternativo interessante, porque além da alta eficiência, comparável a das outras peças de plástico, tem outras vantagens: é um material recuperado do lixo (reutilizado) com conseqüências benéficas para a saúde pública e o meio ambiente (vantagens sanitárias e ambientais) e custo competitivo. No mais tem também as vantagens comuns às peças de plástico (leveza, durabilidade, facilidade de manejo, etc). O preço depende de negociações no mercado, mas pode ser menor que o preço do conduíte cortado, para um mesmo volume. A disponibilidade pode ser um problema, principalmente para grandes quantidades.

O conduíte cortado é uma boa alternativa para enchimento de filtros anaeróbios porque tem alto índice de vazios, grande superfície específica e rugosidade, permite boas condições de fluxo, favorece as transferências de massa, propicia alta eficiência na remoção de DQO e SS (a mais alta de todos os materiais pesquisados), é leve, resistente e durável, tem preço competitivo (bem menor que o preço das peças de plástico especialmente fabricadas para enchimento de reatores), é disponível mesmo em grandes quantidades e pode ser adquirido e transportado com muita facilidade.

Decorrentes da comparação dos sentidos de fluxo

Quanto à influência do sentido de fluxo (ascendente ou descendente) sobre a eficácia dos filtros anaeróbios, ficou demonstrado que filtros anaeróbios de fluxo descendente afogado podem propiciar remoção de DQO e SS com a mesma eficiência dos filtros de fluxo ascendente, que são mais usuais.

Referentes à acumulação de lodo e aos riscos de obstrução

O processo de crescimento e acumulação de lodo nos filtros anaeróbios aplicados ao tratamento de esgotos sanitários tende a ocupar todo espaço disponível com grande quantidade de lodo, formando um aglomerado no qual é difícil distinguir o que está aderido ao suporte e o que está em flocos e grânulos no espaço intersticial.

O esgotamento do filtro mostrou-se uma operação eficaz para a remoção do lodo em excesso, que é provocada pela alta velocidade de escoamento nos interstícios durante o esgotamento.

Com base nos resultados deste trabalho de tese, em uma primeira aproximação a ser aprofundada em pesquisas específicas sobre acumulação de lodo, pode-se fazer as seguintes recomendações para a operação de remoção de lodo de excesso (esgotamento). O esgotamento do filtro deve ser efetuado antes que a perda de carga chegue a 10,0 cm. Quando a carga hidráulica diária for moderada (até $2,5 \text{ m}^3/\text{m}^3$), os filtros com enchimento de brita N°4, seixo rolado, tijolos vazados, conduíte cortado, tampa de garrafa de PET ou Hidrobol podem ser esgotados seguramente a cada seis meses, ou mais, porém para cargas hidráulicas mais altas é provável que o esgotamento do filtro se faça necessário em menor espaço de tempo. Os filtros preenchidos com brita comercial devem ser esgotados a cada 3 ou 4 meses, mesmo

quando operando sob carga hidráulica moderada. Para os filtros preenchidos com peças de plástico e alimentados com esgoto bruto, o esgotamento a cada 3 meses seria suficiente se não fora o risco de a longo prazo vir a ocorrer problemas maiores devido ao acúmulo de materiais inertes e grosseiros. Via de regra o primeiro esgotamento pode ser feito com o dobro do tempo recomendado para os esgotamentos subsequentes

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas. **NBR 13969 - Tanques Sépticos - Unidades de Tratamento Complementar e Disposição Final dos Efluentes Líquidos - Projeto, Construção e Operação.** 1997. 60p.
- ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas. **NBR 7229 - Construção e Instalação de Fossas Sépticas e Disposição dos Efluentes Finais.** 1982. 37p.
- ABREU, L M. Aspectos Microbiológicos de los Procesos de Nitrificación-Denitrificación. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES”. Montevideo, Uruguay. 1994. **Anais...** Montevideo. 1994. pp.55-63.
- AGUILAR, A; CASAS, C; LEMA, J M. Degradation of Volatile Fatty Acids by Differently Enriched Methanogenic Cultures. **Water Research.** Vol. 29, N 2, 1995. pp 505-509.
- AHN, J. H.; FORSTER, C. F. A comparison of mesophilic and thermophilic anaerobic upflow filters. **Bioresource Technology**; v.73; 2000. p.p:201-205.
- AHSAN, S; KANECO, S; OHTA, K; MIZUNO, T; KANI K. Use of Some Natural and Waste Materials for Waste Water Treatment. **Water Research.** Vol. 35, No.15, 2001. pp.3738-3742.
- AISSE, M M; FORTUNATO, C M; SCHAFASCHEK, L; FUGANTI, L M. Tratamento de Esgotos por Processos Anaeróbios: Monitoramento de Reatores Tipo RALF. In: CAMPOS, J R (coordenador) et al. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo - Coletânea de Trabalhos Técnicos.** São Carlos, 2000, p.1-8.
- AISSE, M M; LOBATO, M B; JÜRGENSEN, D; ALÉM SOBRINHO P. Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios no Estado do Paraná (Brasil). In: XXVIII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Cancún, México. **Anais...** AIDIS, 2002.

- AISSE, M M; CORAUCCI FILHO, B; ANDRADE NETO, C O de; JÜRGENSEN, D; LAPOLLI, F R; MELO, H N S; PIVELI, R P; DE LUCCA, S J. Cloração e Descloração, p. 113-168. In: GONÇALVES, R F (coordenador) *et al.* **Desinfecção de Efluentes Sanitários**. Rio de Janeiro: ABES, RiMa, 2003. 438p.
- ALEM SOBRINHO, P. O Emprego de Decanto-Digestor e Filtros Anaeróbios. In: SEMINÁRIO SOBRE SANEAMENTO DE BAIXO CUSTO. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, out. 1991. **Anais...**, 1991 p. 115-130.
- ALEM SOBRINHO, P.; SAID, M. A. Decanto-digestor/Filtro Anaeróbio - Experiências de Campo - Proposições para Alterações do Método de Dimensionamento do Filtro Anaeróbio Proposto pela NBR 7229 - ABNT. In: 16º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 1991, Goiânia. **Anais...** ABES. Vol. 2, Tomo I, 1991, p. 202-224.
- ALEM SOBRINHO, P; JORDÃO, E P. Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios – Uma Análise Crítica. In: CHERNICHARO, C A L (coordenador) *et al.* **Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios**. Belo Horizonte: Projeto PROSAB, 2001, p.491-513.
- ALEM SOBRINHO, P; KATO, M T. Análise Crítica do Uso do Processo Anaeróbio para o Tratamento de Esgotos Sanitários. In: CAMPOS, J R (coordenador) *et al.* **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999, p. 301-320.
- ALVES, M.; PEREIRA, A.; MOTA, M.; NOVAIS, J. M; COLLERAN, E. Staged and non-staged anaerobic filters: Microbial activity segregation, hydrodynamic behaviour and performance; **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**; v.73; 1998; p.p:99-108.
- AMMAL, I K. Inhibición de la Digestión Anaerobia. 17p. In: **Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales** (notas de aula). Cidade do México, México: SMISA. 1996.
- ANDERSON, G; KASAPGIL, B; INCE, O. Comparison of porous and non-porous media in upflow anaerobic filters when treating dairy wastewater. **Water Research**, 28(7), 1994. p.1619-1624.
- ANDRADE NETO, C O de. Alternativa Compacta para Tratamento Anaeróbio de Águas Residuárias. In: III SIMPÓSIO ÍTALO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1996, Gramado, RS. **Anais...** Ref. I-013, 10 p. Rio de Janeiro: ABES/ANDIS, 1996.
- ANDRADE NETO, C O de. Considerations on the Use of Simple Technology Adapted for Sewage Treatment of Small Cities. In: EMERGING TECHNOLOGYES FOR WATER AND SEWAGE TREATMENT IN SMALL TOWNS, 1999, Washington.

- Anais...** Emerging Technology for Water and Sewage Treatment in Small Towns. Washington: World Bank, 1999.
- ANDRADE NETO, C O de. **Sistemas Simples para Tratamento de Esgotos Sanitários – Experiência Brasileira.** Rio de Janeiro: ABES, 1997, 301p.
- ANDRADE NETO, C O de. The Present State of Sewage Treatment – Special Contribution. **Water Supply**, Vol 18, Nº 1. IWA Publishing. 2000. pp.329-330.
- ANDRADE NETO, C O de. The Present State of Sewage Treatment. National Report N9 - Brazil. In: WORLD WATER CONGRESS, 1999, Buenos Aires. **Anais...** World Water Congress. 1999.
- ANDRADE NETO, C O de; CAMPOS, J R; ALÉM SOBRINHO, P; CHERNICHARO, C. A. L; NOUR, E. Filtros Anaeróbios. In: CAMPOS, J R (coordenador) et al. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo.** Rio de Janeiro: ABES, 1999. p.139-154.
- ANDRADE NETO, C O de; GALVÃO, M V; MELO, H N S; MELO, J L S. Desinfecção de Efluentes de Filtros Anaeróbios com Hipoclorito de Sódio. In. 22º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Joinville, 2003. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2003b, (CD Rom)
- ANDRADE NETO, C O de; GUIMARÃES, P; PEREIRA, M G; MELO, H N S. Decanto-Digestor e Filtros Anaeróbios. In: CAMPOS, J R. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo - Coletânea de Trabalhos Técnicos.** São Carlos, 2000, p.162-178.
- ANDRADE NETO, C O de; GUIMARÃES, P; PEREIRA, M G; MELO, H N S. **Decanto-Digestor and Anaerobic Filters.** World Bank Water Supply and Sanitation. 16p.
www.worldbank.org/watsan/topics/tech_sanitation.html (acesso em 17/07/2004).
- ANDRADE NETO, C O de; HAANDEL, A van ; MELO, H N S. O Uso do Filtro Anaeróbio para Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios no Brasil. In: X SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Braga, Portugal. **Anais...** APESB/APRH/ABES, 2002. CD-ROM.
- ANDRADE NETO, C O de; MELO, H N S M; LUCAS FILHO, M. Variação das Concentrações de Matéria Orgânica em um Sistema Decanto-Digestor e Filtros Anaeróbios. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2000, Porto Alegre. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2000.
- ANDRADE NETO, C O de; MELO, H N S; LUCAS FILHO, M. Análise Comparativa de

- Filtros Anaeróbios com Fluxo Ascendente e Fluxo Descendente Afogado. In: 21º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2001, João Pessoa, PB. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2001.
- ANDRADE NETO, C O de; MELO, H N S; LUCAS FILHO, M. Filtros Anaeróbios com Fluxo Ascendente e Fluxo Descendente. In: CHERNICHARO, C A L (coordenador) et al. **Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios: coletânea de trabalhos técnicos – Volume 2**. Belo Horizonte: PROSAB, 2001, p.185-192.
- ANDRADE NETO, C O de; MELO, H N S; OLIVEIRA, F K D; MELO FILHO, C P; PEREIRA, M G. Hidroponia Forrageira com Efluente de Filtro Anaeróbio. In: 22º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Joinville, 2003. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2003a, (CD Rom)
- ANDRADE NETO, C O de; MELO, H N S; PEREIRA, M G; LUCAS FILHO M. Filtros Anaeróbios com Enchimento de Diferentes Materiais. In: CHERNICHARO, C A L (coordenador) et al. **Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios: coletânea de trabalhos técnicos – vol. 1**. Belo Horizonte: PROSAB, 2000, p.75-86.
- ANDRADE NETO, C O de; PEREIRA, M G; MELO, H N S. Materiais Alternativos para Enchimento de Filtros Anaeróbios: conduíte cortado e tijolo cerâmico vazado. In: VI OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA, 2000, Recife. **Anais...** Recife: UFPE, 2000. v.I. p.28-35.
- ANDRADE NETO, C O de; PEREIRA, M G; SANTOS, H R dos; MELO, H N S. Filtros Anaeróbios de Fluxo Descendente Afogados, com Diferentes Enchimentos. In: 20º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 1999, Rio de Janeiro. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 1999. p.27-36.
- ANDRADE, I V; MÉNDEZ, G B. Cuantificación de los Grupos Bacterianos de Cinco Inoculos Usados en la Prueba de Biodegradabilidad Anaerobia. In: XXVIII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Cancún, México. **Anais...** AIDIS, 2002.
- ANGENENT, L. T.; SUNG, S. Development of anaerobic migrating blanket reactor (AMBR), a novel anaerobic treatment system. **Water Research**, v.35; n.7, 2001. p.1739-1747.
- APHA/AWWA/WEF. **Standart Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 19th edition. New York: American Public Health Association. 1995.

- ASPÉ, E; TAPIA, H; VIDAL, R; ALARCÓN, M; URRUTIA, H. Ensayos en Filtro Anaeróbico com Designo de la Biopelícula. In: VI OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA. Recife, 2000. **Anais...** UFPE. Vol. 2, 2000. p. 171-174.
- BATSTONE, D. J.; KELLER, J.; NEWELL, R. B.; NEWLAND, M. Modelling anaerobic degradation of complex wastewater. I: Model development; **Bioresource Technology**; v.75; n.1; 2000. p.p:67-74.
- BEAL, L. L.; DE MIO, G. P.; AISSE, M. M. A new conception of septic tank and anaerobic filter system for onsite domestic wastewater treatment. 9TH WORLD CONGRESS - ANAEROBIC DIGESTION - Anaerobic Conversion for Sustainability, Antwerpen - Belgium, 2001. **Anais...** Technologisch Instituut vzw. 2001.
- BERNET, N.; AKUNNA, J. C.; DELGENÈS, J. P.; MOLETTA, R. Denitrification in methanogenic reactors: state of art. 9TH WORLD CONGRESS - ANAEROBIC DIGESTION - Anaerobic Conversion for Sustainability, Antwerpen - Belgium, 2001. **Anais...** Technologisch Instituut vzw. 2001. pp. 227-229.
- BEZERRA, S M C; CAVALCANTI, P F F; HAANDEL, A C. van. Influência do Tempo de Detenção Hidráulica Sobre a Auto-Inoculação de um Reator UASB Tratando Esgoto Sanitário. In: 20º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Rio de Janeiro 1999. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 1999. p.929-938.
- BIO - REVISTA BRASILEIRA DE SANEAMENTO E MEIO AMBIENTE. **Diagnóstico dos sistemas de água e esgoto 2001**. Rio de Janeiro: ABES, Ano XIII, Nº 25, jan/mar 2003. Caderno Especial, p. 19-34.
- BISHOP, P. L. Biofilm structure and kinetics. **Water Science and Technology**. v.36, n.1, 1997. p.287-294.
- BITTON, G. **Wastewater Microbiology**. Wiley-Liss, Inc. USA. 1994.
- BODÍK, I; HERDOVÁ, B; DRTIL, M. The use of upflow anaerobic filter and AnSBR for wastewater treatment at ambient temperature. **Water Research**, n.36, 2002. p.1084-1088.
- BONIFÁCIO, S. N. Estação de Tratamento de Esgotos - ETE em Ferrocimento Composta de Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente, Filtro Anaeróbio e Leito de Secagem. In: 21º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. João Pessoa, 2001. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2001. CD-ROM.
- BRITO, A. G.; MELO, L. F. Mass transfer coefficients within anaerobic biofilms: Effects of external liquid velocity; **Water Research**; v.33; n.17; 1999; p.p:3673-3678.
- BUYUKKAMACI, N; FILIBELI, A. Anaerobic Treatment of Meat Processing Industry Wastewater Using a Hybrid Reactor. 5th SPECIALISED CONFERENCE ON SMALL

- WATER AND WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS. 24-26 Sept. 2002. Istanbul – Turkey. **Proceedings...** IWA – International Water Association /ITU/TUBITAK/ISKI. Vol. II, 2002. pp. 717-722.
- CAKIR, F Y; STENSTROM, M K. A Dynamic Model for Anaerobic Filter. 5th SPECIALISED CONFERENCE ON SMALL WATER AND WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS. 24-26 Sept. 2002. Istanbul – Turkey. **Proceedings...** IWA – International Water Association /ITU/TUBITAK/ISKI. Vol. II, 2002, pp. 723-728.
- CAKIR, F Y; STENSTROM, M K. A Survey of Anaerobic Treatment Methods of Low Strength Wastewater. 5th SPECIALISED CONFERENCE ON SMALL WATER AND WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS. 24-26 Sept. 2002. Istanbul – Turkey. **Proceedings...** IWA – International Water Association /ITU/TUBITAK/ISKI. Vol. II, 2002. pp. 729-734.
- CALLADO, N H; FORESTI, E. Tratamento de Esgoto Sanitário em Reator Sequencial em Batelada Anaeróbio (RSBAn). In: X SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Braga, Portugal. **Anais...** Braga: APESB/APRH/ABES, 2002. CD-ROM.
- CAMARGO, S A R de; NOUR, E A A; CORAUCCI FILHO, B; FIGUEIREDO, R F de; STEFANUTTI, R; BROLEZE, S T. Tratamento de Esgoto Sanitário por Filtro Anaeróbio Utilizando o Bambu como Meio Suporte: Partida do Sistema. In: IX SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2000, Porto Seguro, Brasil. **Anais...** : ABES/APRH, 2000. CD-ROM.
- CAMARGO, Sandra A R de; NOUR, Edson A A; CORAUCCI FILHO, Bruno; BROLLEZE, Silvana T. Desempenho de um Filtro Anaeróbio com Enchimento de Bambu para Tratamento de Esgotos Sanitários à Diferentes Tempos de Detenção Hidráulico. In: 21º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. João Pessoa, 2001. **Anais...** ABES. 2001. (CD-ROM).
- CAMPOS, J R (coordenador) *et al.* **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo.** Rio de Janeiro: ABES, 1999. 464 p.
- CAMPOS, J R (coordenador) *et al.* **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo - Coletânea de Trabalhos Técnicos.** São Carlos: PROSAB, 2000, 348p.
- CAMPOS, J R. Biomassa Fixa: Reatores Anaeróbios. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES”. 1994. Montevideo. **Anais...** 1994. pp 169-184.

- CAMPOS, J R. Proyecto y Operación de Filtros Anaerobios para Tratamiento de Efluentes Líquidos Industriales. 46p. In: TALLER REGIONAL Y CONFERENCIA SOBRE TRATAMIENTO ANAERÓBIO DE AGUAS RESIDUALES EN AMERICA LATINA. 1990, Cidade do México, México. **Anais...** 1990.
- CAMPOS, J R; DIAS, H. G. Potencialidade do Filtro Anaeróbio. **Revista DAE**, Vol. 49, Nº 154, jan-mar. 1989. p. 29-33.
- CAMPOS, J R; FORESTI, E; CAMACHO, R D P. Wastewater Anaerobic Treatment of Food Processing Industries: Two Study Cases. 12 p. In: INTERNATIONAL SEMINAR ON ANAEROBIC TREATMENT IN TROPICAL COUNTRIES. 1986. São Paulo, Brasil. **Anais...** 1986.
- CÁRDENAS, C; PERRUOLO, T; KARELEN, A; SUHER, Y. Mejoramiento del Efluente de Lagunas a través de un Filtro Rocoso. In: XXVIII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Cancún, México. **Anais...** AIDIS, 2002. CD-ROM.
- CARVALHO, E H; POVINELLI, J. Estudo e Seleção dos Meios Suportes Empregados em Filtros Biológicos Anaeróbios. In: IV SEMINARIO-TALLER LATINOAMERICANO SOBRE TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES. 1996, Bucaramanga, Colombia. **Anais...** 1996. p. 109-114.
- CARVALHO, E H; POVINELLI, J. Filtros Biológicos Anaeróbios: Revisão de Literatura, Projeto e Desenvolvimento. In: XXV CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1996, Cidade do México. **Anais...** AIDIS. Tomo I, Vol. 1, 1996, p.358-365.
- CARVALHO, E. H. **Filtros Biológicos Anaeróbios: Conceitos Básicos, Projeto e Desenvolvimento.** (Dissertação de Mestrado) Escola de Engenharia de São Carlos - Universidade de São Paulo. São Carlos. 1994. 280p.
- CASSEB, M M S; CHERNICHARO, C A de L. Avaliação do Desempenho de um Sistema UASB/Filtro Anaeróbio Operando em Regime Hidráulico Transiente. In: 19º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** ABES, 1997. p.1009-1016.
- CASTAÑO, J M; CUERVO, D P. Influencia del medio de soporte en el comportamiento de filtros anaeróbicos de flujo ascendente bajo diferentes tiempos de retención hidráulica. In: VII TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA. 2002, Mérida, Mexico. **Anais...** IWA/FEMISCA. 2002. CD-ROM.
- CAVALCANTI, P F F; HAANDEL, A van; KATO, M T; SPERLING, M von; LUDUVICE, M L; MONTEGGIA, L O. **Pós-Tratamento de Efluentes de**

- Reatores Anaeróbios por Lagoas de Polimento. IN: CHERNICHARO, C A L (Coord.) et al. Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios. Belo Horizonte: Projeto PROSAB. 2001. pp.105-170.**
- CAVALCANTI, P F F; HAANDEL, A van; LETTINGA, G. Influence of the phase separator design on the performance of the UASB reactor and on excess sludge production. In: VII TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA. 2002, Mérida, Mexico. **Anais... IWA/FEMISCA. 2002. CD-ROM, p. 381-388.**
- CAVALCANTI, P F F. Integrated Application of the UASB Reactor and Ponds for Domestic Sewage Treatment in Tropical Regions. (Tese de Doutorado) Wageningen University, Holanda. 2003, 141p.**
- CEBALLOS, B S O de. Microbiologia Sanitária. p.89-150. In: MENDONÇA, S R; KONIG, A; CEBALLOS, B S O; SOUTO, R C. **Lagoas de Estabilização e Aeradas Mecanicamente: Novos Conceitos.** João Pessoa, Editora Universitária da UFPB, 1990. 388p.
- CEBALLOS, B S O; PELLIZARI, V H; KONIG, A; CATÃO, R M R. **Novas Metodologias em Microbiologia Ambiental.** Notas de Aulas do Curso “Novas Metodologias em Microbiologia Ambiental”. Campina Grande – PB, AESA/DEC/CCT/UFPB. 1999. 34p.
- CHANG, D; SEO, C S; HONG, K H. Simultaneous removal of carbon and nitrogen in municipal wastewater using an integrated AF/BAF system. In: 9th WORLD CONGRESS - ANAEROBIC DIGESTION - Anaerobic Conversion for Sustainability. 2001, Antwerpen - Belgium, **Proceedings...** Technologisch Instituut vzw. 2001.
- CHANG, H T.; RITTMANN, B E. Comparative Study of Biofilm Shear Loss in Different Adsorptive Media. **Journal Water Pollution Control Federation.** 60 (3): 1988. pp. 362-368.
- CHERNICHARO, C A L (coordenador) *et al.* **Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios.** Belo Horizonte: Projeto PROSAB, 2001, 544p.
- CHERNICHARO, C A L. **Reatores anaeróbios.** Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG. Belo Horizonte. 1997. 246p.
- CHERNICHARO, C A L. **Filtros Anaeróbios** (anexo: dados-fa.xls). [mensagem pessoal]. Mensagem recebida por <cicero@ct.ufrn.br> em 04 de junho de 2004.
- CLARK, R H; SPEECE, R E. The pH tolerance of anaerobic digestion. **Advam. Water Pollution Resource.** Proc. 5th Int. Conf., Vol. II, 1989. pp.27/1-27/14.
- COELHO, A L S S ; HAANDEL, A C. van; SOUSA, J T de; NASCIMENTO, M B H do. Estudo Comparativo entre Sistemas de Tratamento Unifamiliar de Esgoto com Pós-Tratamento. 21º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E

- AMBIENTAL. 2001. João Pessoa. **Anais...** ABES. 2001. (CD-ROM).
- COHEN, Y. Biofiltration - The treatment of fluids by microorganisms immobilized into the filter bedding material: A review. **Bioresource Technology** 77: 2001. pp.257-274.
- CORAUCCI FILHO, B; NOUR, E A A; FIGUEIREDO, R F de; STEFANUTTI, R; KLUSENER FILHO, L C; BROLEZE, S T. Estudo de um Sistema de Pós-tratamento de Efluente com Aplicação do Método do Escoamento Superficial no solo: Polimento de Efluentes de Filtros Anaeróbios. In: CHERNICHARO, C A L (coordenador) et al. **Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios: coletânea de trabalhos técnicos - volume 1**. Belo Horizonte: PROSAB, 2000, p.1-8.
- COULTER, J B; SONEDA, S; ETTIGER, M B. Anaerobic contact process for sewage disposal. **Sewage and Industrial Wastes**, 29 (4), 1957. pp.468-477.
- COUTO, L. C. C. e FIGUEIREDO, R. F. de. Filtro Anaeróbio com Bambu para Tratamento de Esgotos Domésticos. **Revista Ingenieria Sanitaria, AIDIS**. Vol. XLVII, Nº 1, jan-mar. 1993. p.77-81.
- CRIDDLE, C. S. Microbial community dynamics in anaerobic digestion. In: 9th WORLD CONGRESS - ANAEROBIC DIGESTION - Anaerobic Conversion for Sustainability. 2001, Antwerpen - Belgium, **Proceedings...** Technologisch Instituut vzw. 2001.
- DALTRO FILHO, J; POVINELLI, J. Avaliação do Efeito da Altura da Camada Suporte de Filtros Anaeróbios Piloto, no Tratamento de Esgotos Sanitários. In: 15º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Belem, 1989. **Anais...** ABES. Vol. 2, Tomo I, set. 1989. p. 226-240.
- DANTAS, M A R; MELO, H N S; ANDRADE NETO, C O. Aplicação de Traçadores em Filtros Anaeróbios para Avaliação das Características Hidrodinâmicas. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2000, Porto Alegre. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2000.
- DI BERARDINO, S. From Laboratory to Full Scale: Performance, Efficiency and Stability of an Anaerobic Hybrid Filter System. In: VI Oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia. 2000, Recife. **Anais...** UFPE. Vol. 2 , p 21-24.
- DI BERARDINO, S. Performance of anaerobic domestic sewage treatment at temperate temperature. In: VII TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA. 2002, Mérida, Mexico. **Anais...** IWA/FEMISCA. 2002. CD-ROM.

- DI BERARDINO, S.; BERSI, R.; CONVERTI, A.; ROVATTI, M. Starting-up an anaerobic hybrid filter for the fermentation of wastewater from food industry; **Bioprocess Engineering**; v.16; 1997; p.p:65-70.
- DI BERARDINO, S.; COSTA, S.; CONVERTI, A. Semi-continuous anaerobic digestion of a food industry wastewater in an anaerobic filter; **Bioresource Technology**; v.71; 2000; p.p:261-266.
- DILALLO, R.; ALBERTISON, O. E. Volatile Acids by Direct Filtration. **Journal Water Pollution Control Federation**, 33(4), 1961. pp.356-365.
- DOMÍNGUEZ, J H; BARCELÓ, O G; MARTÍNEZ, O G. (2002). Efecto de la Temperatura Sobre la Fermentación Anaerobia de las Aguas Residuales Municipales. In: XXVIII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Cancún, México. **Anais... AIDIS**, 2002.
- ELMITWALLI, T A; DUM, M van; BRUNING, H; ZEEMAN, G; LETTINGA, G. The role of filter media in removing suspended and colloidal particles in anaerobic reactor treating domestic sewage. **Bioresource Technology**; v.72; n.3; 2000; p.p:235-242.
- ELMITWALLI, T A; LIER, J van; ZEEMAN, G; LETTINGA, G. Treatment of Domestic Sewage at Low Temperature in a Two-anaerobic Step System Followed by a Trickling Filter. In: 5th SPECIALISED CONFERENCE ON SMALL WATER AND WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS. 24-26 Sept. 2002. Istanbul – Turkey. **Proceedings... IWA – International Water Association /ITU/TUBITAK/ISKI**. Vol. II, 2002. pp. 629-636.
- ELMITWALLI, T A; OAHN, K LT; ZEEMAN, G; LETTINGA, G. Treatment of domestic sewage in a two-step anaerobic filter/anaerobic hybrid system at low temperature. **Water Research**, n.36, 2002. pp.2225 – 2232.
- ELMITWALLI, T A; SAYED, S; GROENDIJK, L; LIER, J van; ZEEMAN, G; LETTINGA, G. Decentralised treatment of concentrated sewage at low temperature in a two-step anaerobic system: two upflow-hybrid septic tanks. In: VII TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA. 2002, Mérida, Mexico. **Anais... IWA/FEMISCA**. 2002. CD-ROM, p. 373-380.
- ELMITWALLI, T A; SKLYAR, V; ZEEMAN, G; LETTINGA, G. Low temperature pre-treatment of domestic sewage in anaerobic hybrid and anaerobic filter reactor. In: 4th IAWQ CONFERENCE IN BIOFILM SYSTEM. 1999, New York. **Proceedings... 1999**. pp. 67-80

- ELMITWALLI, T. A.; SOELLNER, J.; DE KEIZER, A.; BRUNING, H.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. Biodegradability and change of physical characteristics of particles during anaerobic digestion of domestic sewage; **Water Research**; v.35; n.5; 2001; p.p:1311-1317.
- FANG, H. H. P. Microbial distribution in UASB granules and its resulting effects; **Water Science and Technology**; v.42; n.12; 2000; p.p:201-208.
- Fdz POLANCO, F.; Fdz POLANCO, M.; FERNANDEZ, N.; URUENA, M.; GARCIA, P. A.; VILLAVERDE, S. New process for simultaneous removal of nitrogen and sulphur under anaerobic conditions; **Water Research**; v.35; n.4; 2001; p.p:1111-1114.
- FIELD, J. A. Limits of anaerobic biodegradation. 9th WORLD CONGRESS - ANAEROBIC DIGESTION - Anaerobic Conversion for Sustainability. 2001, Antwerpen – Belgium. **Proceedings...** Technologisch Instituut vzw. 2001.
- FIGUEIREDO, M. G. **Microbiologia da Digestão Anaeróbia**. São Paulo: CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. 1994. 19p.
- FORESTI, E. Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. In: 9th WORLD CONGRESS - ANAEROBIC DIGESTION - Anaerobic Conversion for Sustainability. 2001, Antwerpen – Belgium. **Proceedings...** Technologisch Instituut vzw. 2001.
- FORESTI, E. Fundamentos do Processo de Digestão Anaeróbia. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES”. 1994. Montevideo, Uruguay. **Anais...** 1994. p. 97-110.
- FORESTI, E; FLORÊNCIO, L; HAANDEL, A van; ZAIAT, M; CAVALCANTI, P F F. Fundamentos do Tratamento Anaeróbio. pp. 29-52. In CAMPOS, J. R. (Coordenador) et all. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**. Rio de Janeiro: ABES - Projeto PROSAB. 1999. 464p.
- FREIRE, A O; MOTA SOBRINHO, J S. Pesquisa sobre o Modelo Fossa Séptica/Filtro Anaeróbio para o Saneamento Rural em Minas Gerais - Experiência de Campo - Proposta Alternativa de Aplicação de Esgotos no Solo como Tecnologia Apropriada para o Saneamento Rural. In: 17º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 1993, Natal, Brasil. **Anais...** ABES. Vol. 2, Tomo I, 1993. p. 544-557.
- GALVÃO JÚNIOR, A C; MORENO, J; MAGALHÃES, C A C. Avaliação dos Sistemas de Tratamento por Decanto-digestores Seguidos de Filtros Anaeróbios, em Comunidades Atendidas pela Unidade de Negócio do Médio Tietê – SABESP. In: 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. João Pessoa, 2001. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2001. CD-ROM.
- GARCÍA-MORALES, J L; ROMERO, L I; SALES, D. Influence of operational conditions on removal efficiency of an anaerobic filter. In: VII TALLER Y SIMPOSIO

- LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA. 2002, Mérida, Mexico.
Anais... IWA/FEMISCA. 2002. CD-ROM.
- GOMES, C S. Tratamento Anaeróbio de Esgoto Sanitário - proposições baseadas em 8 anos de experiência e utilização pela SANEPAR. In: 15º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 1989, Belem. **Anais... ABES. Vol. 2, Tomo I, 1989. pp. 155-168.**
- GONÇALVES, R F; CHERNICHARO, C A L; ANDRADE NETO, C O de; ALEM SOBRINHO, P; KATO, M T; COSTA, R H R da; AISSE, M M; ZAIAT, M. Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios por Reatores com Biofilme. In: CHERNICHARO, C A L (coordenador) et al. **Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios.** Belo Horizonte: Projeto PROSAB, 2001, p.171-278.
- GONÇALVES, R F (coordenador) et al. **Desinfecção de Efluentes Sanitários.** Rio de Janeiro: ABES, RiMa, 2003. 438p.
- GONZÁLES-GIL, G. **Conversion of methanotrophic substrates in anaerobic reactors.** (PhD Thesis) Wageningen University. Wageningen, The Netherlands. 2000. 157p.
- GRAAF, A A van de. **Biological Anaerobic Ammonium Oxidation.** (Tese Doutorado) Universidade de Tecnologia de Delft. Holanda. 1997. 121p.
- GUIMARÃES, H G D. **Avaliação do Desempenho de Filtro Anaeróbio no Tratamento dos Efluentes Líquidos de Uma Indústria de Refrigerantes.** (Dissertação de Mestrado) Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 1990. 165p.
- HAANDEL, A van; CAVALCANTI, P F F. Influência do Projeto do Separador de Fases Sobre o Desempenho do Reator UASB no Tratamento de Esgoto. In: CAMPOS, J R (coordenador) et al. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo - Coletânea de Trabalhos Técnicos.** São Carlos: PROSAB, 2000, p.80-92.
- HAANDEL, A van; CAVALCANTI, P F F; MEDEIROS, E J S; SILVA, J K M. Estratégia de Descarga do lodo de Excesso de Reatores UASB Tratando Esgoto Municipal. In: CAMPOS, J R (coordenador) et al. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo - Coletânea de Trabalhos Técnicos.** São Carlos: PROSAB, 2000, p.93-106.
- HAANDEL, A van; LETTINGA, G. **Tratamento Anaeróbio de Esgotos: um Manual para Regiões de Clima Quente.** Campina Grande: Produção Independente. 1994. 246p.
- HAANDEL, A van; MARAIS, G. **O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado.** Campina Grande: egraf. 1999. 472p.
- HAANDEL, A C van; CAVALCANTI, P F F; ARAÚJO, M L B de. Comparação do

- Desempenho de Reatores UASB Unitários com o de Reatores em Série. In: 20º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1999. Rio de Janeiro. **Anais...** ABES, 1999. p.963-972.
- HAANDEL, A C van; CAVALCANTI, P F F; SOUSA, F P de. Efeito da Proporção Área / Profundidade Sobre o Desempenho de Um Reator UASB. In: 20º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1999. Rio de Janeiro. **Anais...** ABES, 1999. pp.939-948.
- HARPER, S R; POHLAND, F G. Microbial consortia selection in anaerobic filters operated in different reactor configurations, **Water Science and Technology**, Volume 36, Issues 6-7, 1997, pp.33-39.
- HARPER, S R; POHLAND, F G. Recent Development in Hydrogen Management During Wastewater Treatment. **Biotechnology & Bioengineering**. Vol XXVIII, 1986. pp. 585-602.
- HELLER, L; NASCIMENTO, N O; SPERLING, M von. Investigação Científica em Engenharia Sanitária e Ambiental Parte 1: O Delineamento Experimental. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. Ano I, Vol. 2, Rio de Janeiro: ABES, 1996, p.33-43.
- HENRY, J. G.; D. PRASAD; H. YOUNG. Removal of organics from leachates by anaerobic filter, **Water Research**, Volume 21, Issue 11, November 1987, pp.1395-1399.
- HENZEN, M; HARREMOES, P. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors – a literature review. **Water Science and Technology**, 1983. 15, p.1-101.
- HERRERA-DOMÍNGUEZ, J; GONZÁLEZ-MARTÍNEZ, S; GONZÁLEZ-BARCELÓ, O. Temperature Effects on the Anaerobic Acidification of Municipal Wastewater. In: VII TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA. 2002, Mérida, Mexico. **Anais...** IWA/FEMISCA. 2002. CD-ROM.
- HOYOS, S E G; GARCÍA, J I; HERNÁNDEZ, E A. Evaluación de la Eficiencia de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales, Localizada en Ixtapan De La Sal, Estado de México. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2000, Porto Alegre. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2000.
- HUYSMAN, P; MEENEN, P van; ASSCHE, P van; VERSTRAETE, W. Factors affecting the colonization of non porous and porous packing materials in model upflow methane reactors. **Biotechnology Letters**, 5(9), 1983. pp.643-648.
- HWANG, G B; CHANG, D; LEE, D; HONG, K H. Horizontal Flow Anaerobic Filter System with Crossflow Module Media for Simultaneous Removal of Organics and Nitrogen in Municipal Wastewater. 5th SPECIALISED CONFERENCE ON SMALL WATER AND WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS. 24-26 Sept. 2002. Istanbul –

- Turkey, **Proceedings...** IWA – International Water Association /ITU/TUBITAK/ISKI. Vol. II, 2002. pp. 705-709.
- IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Pesquisa Nacional de Saneamento Básico 2000**. Brasília: IBGE, Diretoria de Pesquisas, Departamento de População e Indicadores Sociais. 2002.
- ILIUTA, I. Performance of fixed bed reactors with two-phase upflow and downflow; **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**; v.68.1997. p.p:47-56.
- INCE, O.; KASAPGIL, B.; DONNELLY, T. Attachment, strength and performance of a porous media in an upflow anaerobic filter treating dairy wastewater; **Water Science and Technology**; v.41; n.4-5; 2000; p.p:261-270.
- JANSEN, J; HARREMOES, P. Removal of Soluble Substrates in Fixed Films. **Water Science and Technology**, Vol. 17, 1984. pp.1-14.
- JAWED, M.; TARE, V. Post-mortem examination and analysis of anaerobic filters. **Bioresource Technology** 72(1). 2000. pp.75-84.
- JHUNG, J K; CHOI, E. A comparative study of UASB and anaerobic fixed film reactors with development of sludge granulation; **Water Research**, v.29; n.1; 1995; p.p:271-277.
- JURGENSEN, D. **Filtros Anaeróbios** (anexos: filtros anaeróbios.xls; resultados filtros anaeróbios.xls). [mensagem pessoal]. Mensagem recebida por <cicero@ct.ufrn.br> em 30 de abril de 2004.
- JURGENSEN, D. **Filtros Anaeróbios** (anexos: filtros anaeróbios.xls; resultados filtros anaeróbios.xls). [mensagem pessoal]. Mensagem recebida por <cicero@ct.ufrn.br> em 27 de abril de 2001.
- KAMIYAMA, H; TERCIANI, L V. Revisão e Aperfeiçoamento do Sistema Tanque Séptico - Filtro Anaeróbio para o Tratamento de Esgoto Sanitário (parte II)". **Revista DAE**, nº 169, jan.-fev. 1993, p. 9-17.
- KAMIYAMA, H. Revisão e Aperfeiçoamento do Sistema Tanque Séptico - Filtro Anaeróbio para o Tratamento de Esgoto Sanitário (parte I). **Revista DAE**, nº 169, jan.-fev. 1993, p. 1-8.
- KAMIYAMA, H. Sistema Local de Tratamento de Esgotos (SLT) - A alternativa Paralela ao Sistema de Saneamento Convencional. In: XXV CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 1996. **Anais...** AIDIS. Tomo I, Vol. 2, nov. 1996. pp899-902.
- KASPAR, H F; WUHRMAN, K. Kinetic Parameters and Relative Turnovers of Some Important Catabolic Reactions in Digesting Sludge. **Applied and Environmental Microbiology**, Vol.36, nº 1. 1978. p.1-7.
- KATO, M T; ANDRADE NETO, C O; CHERNICHARO, C A L; FORESTI, E; CYBIS, L F.

- Configurações de Reatores Anaeróbios. In: CAMPOS, J R (coordenador) et al. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999, p.53-99.
- KATO, M T; FIELD, J A; LETTINGA, G. The anaerobic treatment of low strength wastewater. In: 8th INTERNATIONAL CONFERENCE ON ANAEROBIC DIGESTION. May 25-29, 1997. Sendai, Japan, **Proceedings...** IAWQ – International Association on Water Quality / JSWE – Japan Society on Water Environment. 1997. Vol 1, pp. 356-363.
- KATO, M T; FLORENCIO, L; ARANTES, R F M. Post-treatment of UASB effluent in an EGSB reactor type using flocculent sludge. In: VII TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA. 2002. Mérida, Mexico. **Anais...** IWA/FEMISCA. 2002. CD-ROM, p. 470-475.
- KATO, M. T.; REBAC, S.; FIELD, J. A.; LETTINGA, G. Tratamento Anaeróbio de Águas Residuárias em Reatores RELGE. In: IV SEMINARIO-TALLER LATINOAMERICANO SOBRE TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES. 1996, Bucaramanga, Colombia. **Anais...** 1996. p.175-185.
- KENNEDY, K J; DROSTE, R L. Anaerobic wastewater treatment in downflow stationary fixed film reactors. **Water Science and Technology**, 24(8), 1991. 157-177.
- LARENAS, M; CHAMY, R. Efecto de la razón DQO/Sulfato en la operación de un reactor UASB para la eliminación conjunta de sulfato y materia orgánica. In: VII TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA. 2002, Mérida, Mexico. **Anais...** IWA/FEMISCA. 2002. CD-ROM.
- LETTINGA, G. Anaerobic Treatment of Very Low Strength and Cold Industrial and Domestic Wastewaters. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES”. 1994, Montevideo, Uruguay. **Anais...** 1994. p.155-168.
- LETTINGA, G, FIELD, J, VAN LIER, J, ZEEMAN, G; POL, L W H. Advanced anaerobic wastewater treatment in the near future. **Water Science and Technology**, v.35, n.10, 1997, pp. 5-12.
- LETTINGA, G; de MAN, A; van der LAST, A R M; WIEGANT, W; van KNIPPENBERG, K; FRIJNS, J; van BUUREN, J C L. Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater. **Water Science and Technology**, v. 27 n. 9, 1993. pp. 67-73.
- LETTINGA, G; POL, L W H; ZEEMAN, G. **Biological Wastewater Treatment. Part I: Anaerobic Wastewater Treatment**. Notas de aula (apostila). Wageningen Agricultural University. 1999.

- LETTINGA, G; POL, L W H. UASB - process design for various types of wastewater. **Water Science and Technology**, 24, 1989. pp.87-107.
- LETTINGA, G; POL, L W H; ZEEMAN, G; FIELD, J; van LIER, J B; van BUUREN, J C L; JANSSEN, A J H; LENS, P. Anaerobic Treatment in Sustainable Environmental Production Concepts. In: 8th INTERNATIONAL CONFERENCE ON ANAEROBIC DIGESTION. May 25-29, 1997. Sendai, Japan. **Proceedings... IAWQ – International Association on Water Quality / JSWE – Japan Society on Water Environment**. 1997. Vol 1, pp. 32-39.
- LIER, J. B. van; TILCHE, A; AHRING, B K; MACARIE, H; MOLETTA, R; DOHANYOS, M; POL, L W H; LENS, P; VERSTRAETE, W. New perspectives in anaerobic digestion. **Water Science and Technology** 43(1). 2001. 1-18.
- MACHADO, R M G; CHERNICHARO, C A de L. Avaliação do Desempenho de Filtros Anaeróbios Utilizados para o Polimento de Efluentes de um Reator UASB. In: 19^o CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1997. Foz do Iguaçu. **Anais... ABES**, 1997. p.841-851.
- McCARTY, P L. Modeling of anaerobic process. In: WORKSHOP ANAEROBIC TREATMENT FOR MUNICIPAL AND INDUSTRIAL WASTEWATER. 1990, Valladolid, Espanha. **Proceedings... 1990**
- McCARTY, P. L. The development of anaerobic treatment and its future. In: ANAEROBIC DIGESTION OF SUSTAINABLE DEVELOPMENT - FAREWELL SEMINAR OF PROF. DR. IR. GATZE LETTINGA, 2001. Wageningen - The Netherlands, **Proceedings... EP&RC**. 2001.
- MELO, H N S; ANDRADE NETO, C O de; GUIMARÃES, P; PEREIRA, M G. Partida Sem Inóculo de um Reator de Manta de Lodo Tratando Esgotos Sanitários Diluídos. In: CAMPOS, J R (coordenador) et al. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo - Coletânea de Trabalhos Técnicos**. São Carlos: PROSAB, 2000, p.179-191.
- MELO, H N S; DANTAS, M A R; ANDRADE NETO, C O de; LUCAS FILHO, M. Evolução do pH, AGV e Alcalinidade em um Sistema Decanto-Digestor Seguido de Filtros Anaeróbios. In: IX SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2000, Porto Seguro, Brasil. **Anais... Rio de Janeiro: ABES/APRH**, 2000. p.804-812. CD-ROM.
- MELO, H N S; MELO, J L S; ANDRADE NETO, C O; GUIMARÃES, A K V. Estudo Estatístico da Distribuição do Teor de Óleos e Graxas em Esgotos Doméstico e

- Efluentes de Filtros Anaeróbios. In: XXVIII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Cancún, México. **Anais... AIDIS**, 2002. CD-ROM.
- MELO, H N S; MOURA, L R B; ANDRADE NETO, C O de; OLIVEIRA, F K D. Uso de Esgoto Doméstico Tratado em Filtros Anaeróbios como Fonte de Macro e Micro Nutrientes para Culturas Hidropônicas. In: X SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL., 2002, Braga, Portugal. **Anais... APESB/APRH/ABES**, 2002. CD-ROM.
- MELO, Henio N S; ANDRADE NETO, C O de; MENDONÇA, F C; MARQUES, M O; PIVELI, R P. Uso de Esgoto Tratado em Hidroponia, p.157-192. In: BASTOS, Rafael K X (coordenador) et al. **Utilização de Esgotos Tratados em Fertirrigação, Hidroponia e Piscicultura**. Rio de Janeiro: ABES, RiMa, 2003. 267p.
- MENSAH, K A ; FORSTER, C F. An examination of the effects of detergents on anaerobic digestion. **Bioresource Technology**, n. 90. 2003. pp.133–138.
- MIDDLEBROOKS, E. J. Review of rock filters for the upgrade of lagoon effluents. **Journal of Water Pollution Control Federation**, v. 60, nº 9, 1988. pp. 1657-1662.
- MIDDLEBROOKS, E. J. Upgrading Pond Effluents: an Overview. **Wat. Sci. Tech.** Vol 31, Nº 12, 1995. pp. 353-368.
- MONROY, O; FAMA, G; MERAZ, M; MONTOYA, L; MACARIE, H.. Anaerobic digestion for wastewater treatment in Mexico: State of the technology. **Water Research** 34(6), 2000. pp.1803-1816.
- MORALES, F; GALÁN, A; NOYOLA, Y A. Innovaciones en tecnología de reactores anaerobios para el tratamiento de aguas residuales: el caso de dos compañías líderes a través del análisis de sus patentes. In: VII TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA. 2002. Mérida, Mexico. **Anais... IWA/FEMISCA**. 2002. CD-ROM, p. 196-203.
- NASCIMENTO, N O; NAGHETTINI, M; HELLER, L; SPERLING, M von. Investigação Científica em Engenharia Sanitária e Ambiental Parte 3: Análise Estatística de Dados e de Modelos. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. Ano I, Vol. 4, Rio de Janeiro: ABES, 1996, p.152-168.
- NAVAL, L P; QUEIROZ, S C B; SILVA, C D F. Comparação na Remoção de DQO e Sólidos Suspensos em Filtros Anaeróbios com Diferentes Recheios. In: XXVIII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Cancún, México. **Anais.... AIDIS**, 2002.
- NAVAL, L P; QUEIROZ, S C B; SILVA, V M da. Avaliação da Eficiência de um Filtro Anaeróbio com Recheio de Bambu, em Escala Real, Utilizado como Pós-Tratamento de Reator UASB. In: VI SIMPÓSIO ÍTALO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Vitória, Brasil. **Anais... ABES/ANDIS**, 2002.

CD-ROM.

- NEDER, Klaus D; QUEIROZ, Tarcísio R; SOUZA, Marco A A de. Utilização de Processos Naturais para Polimento de Efluentes de Lagoas de Estabilização. In: 21º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 2001, João Pessoa. **Anais...** ABES. CD-ROM.
- NOUR, E A A; CORAUCCI FILHO, B; FIGUEIREDO, R F de; STEFANUTTI, R; CAMARGO, S A R de. Tratamento de Esgoto Sanitário por Filtro Anaeróbio Utilizando o Bambu como Meio Suporte. In: CAMPOS, J R (coordenador) et al. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo - Coletânea de Trabalhos Técnicos**. São Carlos: PROSAB, 2000, p.210-231.
- NOVAES, R. F. V. Microbiology of anaerobic digestion; **Water Science and Technology**, v.18; n.12; 1986; p.p:1-14.
- NOYOLA ROBLES, A. Diseño de Reactores Anaerobios. 30p. In: NOYOLA ROBLES, A (coordenador) et al. **Apostila do curso Tratamento Anaeróbio de Águas Residuárias**. Natal, RN, UFRN. 1997.
- NOYOLA ROBLES, A. **Partida e Operação de Reatores Anaeróbios**. Notas de aula (apostila, em espanhol). Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Programas de Pós Graduação em Engenharia Química e Engenharia Civil. Natal, RN: UFRN. 42p. 2000.
- OLIVEIRA, F F de; GONÇALVES, Ricardo F. Principais Tecnologias Empregadas no Polimento do Efluente de Lagoas de Estabilização. In: 20º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1999. Rio de Janeiro. **Anais...** ABES, 1999. p.402-411.
- OLIVEIRA, R de. **Contribuição ao Estudo de Tanques Sépticos**. (Dissertação de Mestrado) Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, 1983, 237 p.
- OLIVEIRA, R de; SILVA, S A; ATHAYDE JÚNIOR, G B; MARA, D D; SILVA, S T A; ARAUJO, A L C. Uso de Filtros Biológicos Anaeróbios no Tratamento do Efluente de uma Lagoa de Maturação Primária. In: 19º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** ABES, 1997. p.486-492.
- OLIVEIRA, S M A C; VIEIRA, M R; SPERLING, M VON; CHERNICHARO, C A L; ALEM SOBRINHO, P. Avaliação de Diferentes Modalidades de Tratamento de Esgoto, em Termos de Atendimento aos Padrões de Lançamento Preconizados Pelas

- Legislações Estaduais de Minas Gerais e São Paulo. In: XI SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2004, Natal, Brasil. **Anais...** ABES/APRH/APESB, 2004. CD-ROM.
- OMIL, F; GARRIDO, J M; ARROJO, B; MÉNDEZ, R. Anaerobic filter reactor performance for the treatment of complex dairy wastewater at industrial scale. **Water Research**, n.37. 2003. pp.4099–4108
- PAGANINI, C; GUERRA, K S M; STAHL, M A; BRAZ, M V; BARANA, A C. Avaliação de um Reator Anaeróbio Tipo Filtro Biológico de Fluxo Ascendente para Tratamento de Manipueira – Parte II. In: VI SIMPÓSIO ÍTALO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Vitória, Brasil. **Anais...** ABES/ANDIS, 2002. CD-ROM.
- PAGANINI, W. da S.; MACEDO, H. S. Especificações Construtivas de Fossas-Filtro. **Revista DAE**, nº 151, mar. -abr. 1988, p. 50-58.
- PANSWAD, T; KOMOLMETHEE. Effects of Hydraulic Shock Loads on Small On-site Sewage Treatment Unit. **Water Science and Technology**. Vol. 35, Nº 8. 1988. pp.145-152.
- PASSIG, F H; BLUNDI C E. Caracterização Hidrodinâmica de um Filtro Anaeróbio de Fluxo Ascendente. In: XXV CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL., 1996, México. **Anais...** AIDIS, 1996.
- PASSIG, F H; PICANÇO, A P; BLUNDI, C E; VAZOLLER, R F; ZAIAT, M. Microbiological Study of the Development of Biofilm in na Anaerobic Fixed-Bed Reactor. In: VII TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA. 2002, Mérida, Mexico. **Anais...** IWA/FEMISCA. 2002. CD-ROM, p.39-41.
- PASSIG, F H; VILLELA, L C H; FERREIRA, O P. (1999). ETE – Piracicamirim – Nova Concepção de Sistema de Tratamento de Esgotos Sanitários – Partida, Operação e Monitoramento de Desempenho. In: 20º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1999. Rio de Janeiro. **Anais...** ABES, 1999. p.567-574.
- PASSIG, F H; BLUNDI, C E. Filtro Anaeróbio de Fluxo Ascendente: uma nova concepção. In: 19º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** ABES, 1997. p. 273-282.
- PELCZAR JR., J. M.; CHAN, E.C.S.; KRIEG, N.R.; EDWARDS, D.D.; PELCZAR, M.F. **Microbiologia: Conceitos e Aplicações**. Volumes I e II. (Tradução de Sueli F. Yamada e outros; Revisão técnica de Celso V. Nakamura). São Paulo: Makron Books. 1996.

- PICANÇO, A P; GIANOTTI, E P; BLUNDI, C E. Avaliação Microbiológica dos Biofilmes Metanogênicos Desenvolvidos em Diferentes Suportes Inertes Num Mesmo Reator Anaeróbio de Leito Fixo. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2000, Porto Alegre. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES. 2000.
- PICANÇO, A P; SASSIM, M N M; ZAIAT, M; BLUNDI, C E. Avaliação da Atividade Biológica do Biofilme Formado em Materiais Suportes de Filtros Anaeróbios de Fluxo Ascendente. In: 21º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 2001, João Pessoa. **Anais...** ABES. (CD-ROM).
- PINTO, J. D. da S.; CHERNICHARO, C. A. de L. Escória de Alto-Forno: Uma Nova Alternativa de Meio Suporte para Filtros Anaeróbios. In: III SIMPÓSIO ÍTALO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1996, Gramado, RS. **Anais...** ABES/ANDIS/AIDIS. Trab. I-006, jun. 1996. 10p.
- POL, L H; LENS, P; SIPMA, J; JANSSEN, A; WEIJMA, J; LETTINGA, G. Biotechnological Treatment of Sulfur and Heavy Metal Pollution. In: VI OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA. 2000, Recife. **Anais...** UFPE. Vol. 1, 2000. p 210-214.
- POL, L W H; LENS, P; WEIJMA, J; STAMS, A J M. **New development in reactor and process technology for sulfate reduction.** Papers of the Farewell Seminar of Prof. Dr. Ir. Gatze Lettinga – Anaerobic Digestion of Sustainable Development . March. 29-30, 2001. Wageningen - The Netherlands, EP&RC Foundation. 2001. pp. 71-80.
- POVINELLI, SCS; CAMPOS, JR. Reator Anaeróbio Compartimentado para Tratamento de Esgotos Sanitários: Características dos Grânulos. In: CAMPOS, J R (coordenador) et al. **Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo - Coletânea de Trabalhos Técnicos.** São Carlos: PROSAB, 2000, p.272-279.
- PUÑAL, A; KOZARISZCZUUK, M; WENZEL, W; MANZ, W; SZEWZYK, U; KRAUME, M; LEMA, J. M. Influence of the addition of an easily degradable co-substrate and/or a buffer in the start up of anaerobic filter reactors. In: 9th WORLD CONGRESS - ANAEROBIC DIGESTION. Anaerobic Conversion for Sustainability, 2001, Antwerpen - Belgium, **Proceedings...** Technologisch Instituut vzw. 2001. pp. 541-546
- PUÑAL, A; MENDEZ-PAMPIN, R. J; LEMA, J. M. Characterization and comparison of biomasses from single - and multi-fed upflow anaerobic filters; **Bioresource Technology**, v.68; 1999; p.p:293-300.

- QIAN, Y. A sustainable technology for developing country - anaerobic digestion. In: 9th WORLD CONGRESS - ANAEROBIC DIGESTION . Anaerobic Conversion for Sustainability, 2001, Antwerpen - Belgium, **Proceedings...** Technologisch Instituut vzw. 2001. pp. 23-29.
- RAMAN, V; CHAKLADAR, N. Upflow Filters for Septic Tank Effluents. **Journal WPCF**. Vol 44, N° 8, 1972. pp.1552-1560.
- REN, N; WANG, A; ZHOU, X. Quantification of Key Ecological Factors Affecting Sulfate Reduction. In: VII TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA. 2002, Mérida, Mexico. **Anais...** IWA/FEMISCA. 2002. CD-ROM.
- RODRÍGUEZ, G M. Introdução a la Microbiologia y Bioquímica de la Digestion Anaerobia. 7p. In: **Apostila do curso Tratamento Anaeróbico de Águas Residuárias**. Natal, RN: UFRN. 1997.
- ROSA, H R da; MONTEGGIA, L O. (2002). Comportamento de Reator Anaeróbico de Leito Fluidizado Inverso Submetido a Crescentes Cargas Orgânicas. In: VI SIMPÓSIO ÍTALO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2002, Vitória, Brasil. **Anais...** ABES/ANDIS, 2002. CD-ROM.
- RUIZ, I.; VEIGA, M. C.; DE SANTIAGO, P; BLAZQUEZ, R. Treatment of slaughterhouse wastewater in a UASB reactor and an anaerobic filter; **Bioresource Technology**, v.60; n.3; 1997; p.p:251-258.
- SAGASTUME, J M M. Introducción a los Reactores Químicos e Biológicos. 14p. In: **Apostila do curso Tratamento Anaeróbico de Águas Residuárias**. Natal, RN, UFRN. 1997a.
- SAGASTUME, J M M. Reactores Anaeróbicos Avanzados. 11p. In: **Apostila do curso Tratamento Anaeróbico de Águas Residuárias**. Natal, RN, UFRN. 1997b.
- SAIDAM, M. Y., RAMADAN, S. A. & BUTLER, D. Upgrading waste stabilization pond effluent by rock filters. **Water Science and Technology**, v31, n.12, 1995. p.369-378.
- SANCHES E SOUZA, L; CHERNICHARO, C A L; SPERLING, M von; MARTINS, A H M C. (2000). Avaliação da Operação em Regime Hidráulico Transiente de um Reator UASB e Filtros Anaeróbicos para o Tratamento de Esgotos Sanitários. In: CAMPOS, J R (coordenador) et al. Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbico e Disposição Controlada no Solo - Coletânea de Trabalhos Técnicos. São Carlos: PROSAB, 2000, p.46-58.
- SANDERS, W T M. **Anaerobic Hydrolysis During Digestion of Complex Substrate**. (Doctoral Thesis) Wageningen University, The Netherlands. 2001. 101p.

- SANDERS, W T M; GEERINK, M; ZEEMAN, G; LETTINGA, G. Anaerobic hydrolysis kinetics of particulate substrates. **Water Science and Technology** 41(3), 2000. pp. 17-24.
- SANTOS, J. A. A. Avaliação do desempenho de filtros anaeróbios, com leito de pedras, tratando efluentes de lagoas de maturação primária. (Dissertação de Mestrado) UFPB, Campina Grande, PB, 1995.
- SENDIC, M V. El Postratamiento en los Sistemas Anaerobios. In: IV SEMINARIO-TALLER LATINOAMERICANO SOBRE TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES. 1996. Bucaramanga, Colombia. **Anais...** 1996. pp. 471-480.
- SENDIC, M. V. Design of Anaerobic Reactors. In: V TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES. 1998, Viña del Mar, Chile. **Anais...** UCV/IAWQ/UTFSM. 1998, 14p.
- SHOW, K; TAY, J. Influence of support media on biomass growth and retention in anaerobic filters. **Water Research**, 33(6), 1999. pp.1471-1481.
- SILVA, S R da; MENDONÇA, A S F. Correlação entre DBO e DQO em Esgotos Domésticos para a Região da Grande Vitória – ES. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, Vol 8, Nº 4. Rio de Janeiro: ABES, 2003, pp. 213-220.
- SNIS – Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento. **Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos – 2002**. Brasília: Ministério das Cidades. Secretaria Nacional de Saneamento – SNSA: Instituto de Pesquisa Econômica Aplicada – IPEA. 2004. 420p.
- SONG, Ki-Ho ; YOUNG, J.C. Media designs factors for fixed-bed filters. **Journal Water Pollution Control Federation**, 58(2), 1986. pp.115-121
- SOUBES, M. Microbiologia de la digestion anaerobia. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES”. 1994. Montevideo, Uruguay. **Anais...** 1994. p.15-28.
- SOUZA, L S; CHERNICHARO, C A L. Comparação de Desempenho de um Sistema UASB / Filtro Anaeróbio Operando em Regimes Hidráulicos Transiente e Permanente. In: 20º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 1999. Rio de Janeiro. **Anais...** do ABES, 1999. pp.288-297
- SPEECE, R E. Trace Metals: Key Role in Anaerobic Treatment Processes. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES”. 1994, Montevideo, Uruguay. **Anais...** 1994. p.65-82.
- SPEECE, R E; DURAN, M; DEMIRER, G; ZHANG, H; DiSTEFANO, T. The Role of Process Configuration in the Performance of Anaerobic Systems. In: 8th

- INTERNATIONAL CONFERENCE ON ANAEROBIC DIGESTION. May 25-29, 1997. Sendai, Japan, **Proceedings...** IAWQ – International Association on Water Quality / JSWE – Japan Society on Water Environment. 1997. Vol 1, pp. 01-08.
- SPERLING, M von; HELLER, L; NASCIMENTO, N O. Investigação Científica em Engenharia Sanitária e Ambiental Parte 2: a Análise Preliminar dos Dados. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. Ano I, Vol. 3, Rio de Janeiro: ABES, 1996, p.115-124.
- STAMS, A J M; SKRABANJA, A T P; PLUGGE, C M. Degradation of Glutamate and Other Amino Acids by Syntrophic Associations of Fermenting and Methanogenic Bacteria. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES”. 1994, Montevideo, Uruguay. **Anais...** 1994. pp. 83-96.
- STANFORD, M P A; KATO, M T. Comparação de Reatores UASB e Híbrido Tratando Esgoto Sanitário. In: 22º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. 2003. Joinville, Brasil. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES. 2003. (CD-ROM
- TAY, J.-H.; SHOW, K.-Y. Influence of mixing characteristics of fluid on biomass distribution and performance of upflow anaerobic filters. In: 9th WORLD CONGRESS - ANAEROBIC DIGESTION - Anaerobic Conversion for Sustainability. 2001, Antwerpen - Belgium, **Proceedings...** Technologisch Instituut vzw 2001. pp. 859-864
- TILCHE, A.; VIEIRA, S. M. M. Discussion report on reactor design of anaerobic filters and sludge bed reactors; **Water Science and Technology**; v.24; n.8; 1991; p.p:193-206.
- VAZOLLER, R F. Microbiologia da Digestão Anaeróbia Termofílica. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES”. 1994, Montevideo, Uruguay. **Anais...** pp. 29-40.
- VERRIER, D; MORTIER, B; DUBOURGUIER, H C; ALBAGNAC, G. Adhesion of anaerobic bacteria to inert supports and development of methanogenic biofilms. In: 5th INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION. 1988. London. **Proceedings...** E. R. Hall & P. N. Hobson (ed) Pergamon Press, 1988. pp. 61-69.
- VIEIRA, S. M. M. e ALÉM SOBRINHO, P. Resultados de Operação e Recomendações para o Projeto de Sistema de Decanto-digestor e Filtro Anaeróbio para o Tratamento de Esgotos Sanitários. **Revista DAE**, nº 135, dez. 1983, p. 51-57.
- VIJAYARAGHAVAN, K.; RAMANUJAM, T. K. Performance of anaerobic contact filter in series for treating distillery spentwash; **Bioprocess Engineering**; v.22; 2000; p.p:109-

- VIJAYARAGHAVAN, K.; VARADARAJAN, R. Low-temperature kinetics of anaerobic-filter wastewater treatment; *Bioresource Technology*; v.57; 1996; p.p:165-171.
- VIÑAS, M. Criterios de Diseño y Escalado de Reactores Anaerobios. In: III TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES”. 1994, Montevideo, Uruguay. **Anais...** pp. 111-123.
- VIRARAGHAVAN, T.; LANDINE, R. C.; PYKE, S. R. Anaerobic filters for municipal wastewater treatment. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v.46, 1989. p.p:71-76.
- VISSER, A; BEEKSMA, F; van der ZEE, F; STAMS, A J M; LETTINGA, G. Anaerobic Degradation of Volatile Fatty Acids at Different Sulphate Concentrations. **Appl. Microbiol. Biotechnology**. 40, 1993. pp. 549-556.
- WÄSCHE, S.; HORN, H.; HEMPEL, D. C. Mass transfer phenomena in biofilm systems; **Water Science and Technology**, v.41; 2000; p.p:357-360.
- WU, M.; WILSON, F.; TAY, J. H. Influence of media-packing ratio on performance of anaerobic hybrid reactors; **Bioresource Technology**. v.71; 2000. p.p:151-157.
- YOUNG, H W; YOUNG, J C. Hydraulic characteristics of upflow anaerobic filters. **Journal of Environmental Engineering**, 114 (3), 1988. p.621-638.
- YOUNG, J C ; YANG, B S. Design considerations for full-scale anaerobic filters. **Journal Water Pollution Control Federation**, 61(9), 1989. p1576-1587.
- YOUNG, J C. Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters. **Water Science and Technology**, 24(8), 1991. pp.133-155.
- YOUNG, J C; McCARTY, P L. The anaerobic filter for waste treatment. **Journal Water Pollution Control Federation**, Vol.41, N°5, 1969. pp.R160-R173.
- YOUNG, J C; YOUNG, H W. Full-scale treatment of chemical process waste using anaerobic filters. **Res. Journal Water Pollution Control Federation**. N.63, 1991. pp 153-159
- ZHANG, T C; BISHOP, P L. Structure, activity and composition of biofilms. **Water Science and Technology**, Vol. 29, No 7, 1994. pp.335-344.
- ZINDER, S H; KOCH, M. Non-aceticlastic Methanogenesis from Acetate: Acetate Oxidation by a Termophilic Syntrophic Coculture. **Archives of Microbiology**. N.138, 1984. pp.263-272.