SONIA MARIA MANSO VIEIRA

**TRATAMENTO DE ESGOTOS DOMÉSTICOS POR REATOR
ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE E MANTO DE LODO
REATOR UASB**

Tese apresentada à Faculdade de Saúde
Pública da Universidade de São Paulo,
para obtenção do título de Doutor em
Saúde Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Samuel Murgel Branco

SÃO PAULO

1996

SONIA MARIA MANSO VIEIRA

**TRATAMENTO DE ESGOTOS DOMÉSTICOS POR REATOR
ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE E MANTO DE LODO
REATOR UASB**

Tese apresentada à Faculdade de Saúde
Pública da Universidade de São Paulo,
para obtenção do título de Doutor em
Saúde Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Samuel Murgel Branco

VOLUME 1

SÃO PAULO

1996

À memória de meus pais

Aos meus irmãos

**Ao Filipe e ao Guerra,
pela paciência, estímulo
e liberação do computador.**

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Samuel Murgel Branco , pelo inestimável apoio, pelo papel importante e decisivo no incentivo ao desenvolvimento desta tecnologia alternativa e pelo exemplo de pesquisador e ser humano.

À Diretoria da CETESB que, em 1984, acreditou na proposta e decidiu pela construção do Biodigestor, aplicando parte dos recursos disponíveis para execução do projeto.

A todos os colegas da CETESB que participaram ativamente do projeto com interesse e dedicação e em especial:

ao Eng. Marcos Eduardo de Souza pela parceria até o desenvolvimento do projeto do reator, pelo incentivo e pelas preciosas discussões;

ao Dr. Pedro Além Sobrinho pelos desafios e pelas discussões;

às microbiologistas que desenvolveram a metodologia de acompanhamento do processo e que possibilitaram a integração da microbiologia e da engenharia neste projeto, Biól. Rosana Filomena Vahzoler Novaes, Biól. Célia Maria Rech e Biól. Maria da Gloria Figueiredo;

aos colegas que nos anos mais recentes se integraram ao projeto, Eng. Marcos André Sobral Escada, pela participação ativa no tratamento dos dados, Eng. José Maria Pomarolli e José Angelo Vallentim pela revisão do manual de operação do biodigestor;

ao Eng. Alcides Diniz Garcia Jr., a Eng. Jussara Lima Carvalho e a Farm-Bioq. Maria de Los Angeles Rodenas Garcia pela participação;

à Eng. Tânia Mara Tavares Gasi, Farm-Bioq. Luíz Antônio Valle do Amaral e Quím. Carlos Eduardo Pacheco pela participação no desenvolvimento do projeto com os estudos de pós- tratamento no seu início;

ao Téc. Hélio Montenegro Rocha, Téc. Nelson C. S. Lima, Téc. Paulo Henrique, Téc. Wanderley Borba e Téc. Carlos Henrique Catabi pela

operação do biodigestor e ao Téc. Robinson Tadeu Gomes também pelo auxílio na elaboração de tabelas e gráficos;

ao Téc. Roberto Cavalheiro Martins e Quím. Sidney Jorge pelas análises cromatográficas e à Quím. Heloisa F. Ferreira e Téc. Dinalva M de S. Lima pelas análises físico químicas;

a Cibelle Marques Pedrosa pela colaboração na digitação;

ao João Virgílio Baptista Filho pelo apoio na confecção dos desenhos e editoração desta tese;

aos colegas do Laboratório Central da CETESB que participaram na elaboração de análises;

aos colegas da área de Tecnologia e Ensaio de Materiais que acompanharam e colaboraram no desenvolvimento do projeto.

Ao Eng. Américo Sampaio e ao Téc. José C. Vilella da SABESP pelas discussões e aos técnicos da área de tratamento de esgotos da ETE-Pinheiros, cuja colaboração foi preciosa para a operação do biodigestor.

Aos profissionais do Instituto de Pesquisas Tecnológicas, pelas discussões proveitosas que mantivemos sobre digestão anaeróbia, ao longo das duas últimas décadas.

À equipe da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, em particular aos professores Eugênio Foresti e José Roberto Campos, não só pelo estímulo aos debates sobre alternativas tecnológicas para tratamento de esgotos, mas, também, por serem uma das principais referências de pesquisa científica em digestão anaeróbia no Brasil.

A CETESB.

RESUMO

O tratamento de esgotos é essencial à manutenção de suprimento de água nos centros urbanos em condições desejáveis à saúde pública. A carência de saneamento em nosso país mostra a necessidade de alternativas tecnológicas para o tratamento de esgotos.

Na busca de novas opções, iniciou-se na CETESB em 1983, o estudo de sistemas compactos para tratamento direto de esgotos pela via anaeróbia. O reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo (reator UASB) foi estudado em escala piloto e mostrou-se viável e eficiente, levando à necessidade de se efetuar o aumento de escala para o completo desenvolvimento da tecnologia.

Um reator UASB de 120 m³ foi construído. Durante sete anos (de 1987 a 1993) funcionou sob observação, o que possibilitou o domínio da tecnologia.

O sistema operou à temperatura ambiente em três períodos distintos. No primeiro período estudou-se as eficiências de remoção de matéria orgânica e a produção de gás e de lodo. Com tempo de retenção hidráulica médio de 6,5 horas, obteve-se efluente com 113 mg DQO/L, 48 mg DBO/L e 39 mg SST/L. As eficiências de remoção de DQO, DBO e SST foram respectivamente de 59, 65 e 76%. A remoção de Coliformes totais e fecais ficou entre 70 e 90%. Sua desinfecção através de métodos convencionais como cloração, ozonização ou radiação ultravioleta mostrou-se eficiente, a exemplo da maioria dos sistemas secundários de tratamento de efluentes. Obteve-se como fator de produção de lodo 0,2 kg ST/kg DQO da alimentação, sendo esta baixa

produção de lodo uma das grandes vantagens do processo anaeróbio tendo em vista o custo e o trabalho que representam o tratamento e disposição do lodo no tratamento de esgotos. A produção de gás foi de 120 NL/kg de DQO alimentado.

Efetuuou-se também o acompanhamento microbiológico do lodo através de metodologia específica de acompanhamento de biomassa de biodigestores, o que possibilitou o aprimoramento dos conhecimentos da formação da biomassa no decorrer do processo.

No segundo período de operação comprovou-se os resultados obtidos no primeiro período.

No terceiro período de operação, apoiando-se nas técnicas de análise microbiológica da biomassa, estudou-se a partida a fim de diminuir o tempo para se atingir o regime estacionário. A utilização de inóculo não adaptado, como o lodo de esgoto de reator convencional, requer três a quatro meses para atingir o estado estacionário, com as eficiências relatadas.

A partir da experiência adquirida são efetuadas recomendações e considerações para dimensionamento, partida, operação, manutenção e monitoramento para servir como guia aqueles que forem utilizar esta nova tecnologia.

Após a partida o sistema apresenta reprodutibilidade, confiabilidade e estabilidade de operação.

O controle do sistema, quando se trata de esgoto doméstico, é bastante simples, necessitando apenas remoção periódica de lodo, além da manutenção e limpeza. Há necessidade de remoção periódica de espuma.

O dimensionamento do reator sofreu aperfeiçoamentos para melhorar a separação das três fases sólida, líquida e gasosa. Além dos critérios adotados anteriormente a partir do reator piloto de 106 L que possibilitou o estabelecimento de critérios como velocidade superficial no decantador de $0,7 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$, velocidade do líquido através da abertura inferior do decantador de $5 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ e inclinação das paredes do decantador de 50° , observou-se que o transpasse entre a parede do decantador e do defletor de gases deve ter no mínimo 15 cm para assegurar que o gás não desvie para dentro do decantador. O limite de velocidade no corpo do reator não deve ultrapassar $1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ para garantir o acúmulo de lodo no reator.

O lodo apresentou granulação com diâmetros de até 2 mm.

Os processos de pós tratamento que vem sendo testados dão os polimentos necessários e adequados às diversas condições de reuso ou descarte do efluente.

O sistema é hoje relativamente bastante utilizado, quando se leva em conta os parcos investimentos havidos no setor nos últimos anos. No Estado de São Paulo, a aplicação desta tecnologia foi efetuada através de um convênio entre a CETESB e o DAE-Sumaré, no Jardim Santa Maria, um loteamento de 1500 habitantes. Esse trabalho, mostrou a viabilidade de sua aplicação e comprovou os resultados obtidos, assim como várias experiências realizadas por outras instituições com processo anaeróbio também o demonstraram. No Estado do Paraná, o processo anaeróbio tem sido empregado sistematicamente para o tratamento de esgotos pela Companhia de Saneamento daquele Estado, a SANEPAR. A divulgação dessas

experiências e de tantas outras existentes, deve proporcionar a confiança na tecnologia possibilitando sua expansão e a melhoria da qualidade de nossas águas.

SUMMARY

Sewage treatment is essential to water supplying in urban nuclei with desirable conditions of public health. The lack of sanitation in our country shows the necessity of sewage treatment technologies compatible to our reality.

Searching for new technologies, CETESB has started in 1983, the study of new compact anaerobic treatment systems for sewage. The UASB reactor was studied in pilot scale showing the need of scaling up for it's complete technological development.

For this purpose a 120 m³ UASB reactor was built. During seven years (from 1987 to 1993) the system worked with methodological observation, which made possible the mastering of the technology.

The system operated at ambient temperature in three distinct periods.

In the first one the performance of organic matter removal and the gas and sludge production were studied. The results showed effluent with 113 mg COD/L, 48 mg BOD/L and 39 mg SST/L with 6.5 hours of hydraulic retention time. The COD, BOD and SST removal performances were respectively 59, 65 and 76%. The faecal and total Coliform removal showed values between 70 and 90%. The effluent disinfection by conventional methods as chlorination, ozonation and ultra violet radiation has showed to be efficient, as the majority of effluent secondary treatment systems. The sludge production was 0.2 kg ST/kg COD in the feed. This low sludge production is one of the biggest advantages of the anaerobic process,

in view of the costly and great disturbances that represent the sludge treatment and disposal in the sewage treatment. The gas production was 120 NL/kg COD of the feed.

The biomass growth was followed by means of a microbiological analysis specially developed for biodigesters sludge.

In the second operation period the results were confirmed.

In the third operation period, also followed by means of microbiological technical analysis, the shortening of the start up time was studied. It was found that starting up with unacclimatized inoculum, the stationary condition takes three to four months to be achieved, with the performances related.

Based on the experience gathered, recommendations are made for system design, start up, operation, maintenance and monitoring.

After the start up, the system shows reproducibility, reliability and stable operation.

For essentially domestic sewage, the control system is very simple, necessitating only periodical sludge removal in addition to the maintenance activities. There is necessity of periodically scum removal.

The design of the reactor was changed to improve the separation of solid, liquid and gaseous phases. Besides the design criteria described before, based on pilot scale experience, such as surface velocity in the settler area of 0.7 m³/m².h, liquid velocity in the lower aperture of the settling chamber 5 m³/m².h with minimum HRT of four hours and slope of settling chamber walls of 50°, it was

observed that it needs 15 cm in the crossing between the settler wall and the gas deflector to assure no gas deviation to the settler compartment. The maximum upflow velocity in the reactor body is $1 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{h}$ to warrant retention of sludge in the reactor.

Pellets in sludge presented up to 2 mm in diameter.

Post-treatments may be necessary to give the effluent the appropriated conditions for its reuse or discharge.

Today, the system is quite used in Brazil, taking in account the low investments in the sector. In the State of Sao Paulo, an example of this technology transfer is the agreement signed by CETESB and DAE-Sumaré, at "Jardim Sta. Maria", a small community of 1500 inhabitants. This work confirmed the results obtained and showed the feasibility of its application. Other experiences made by other institutions with anaerobic process confirmed them as well. In the State of Parana, the anaerobic process has been employed systematically for sewage treatment by the State Sanitation Company. The diffusion of this experiences and of many others existing might provide the confidence in the technology, enabling its expansion and the improvement of the quality of our waters.

ÍNDICE

VOLUME 1

1. INTRODUÇÃO	1
1.1 Poluição por esgotos	3
1.2 Situação de saneamento no Brasil	5
1.3 Uma nova visão de processo de tratamento	6
1.4 Experiência da CETESB com o reator UASB tratando esgoto	10
1.5 Objetivos	13
2. MATERIAIS E MÉTODOS	15
2.1 Princípio de funcionamento de um sistema de digestão anaeróbia	15
2.2 Descrição do sistema utilizado	17
2.2.1 Captação de esgoto	18
2.2.2 Caixa de areia	19
2.2.3 Caixas de controle e distribuição da vazão	20
2.2.4 Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo	21
2.3 Sistemas de medição	27
2.3.1 Medidor de vazão do efluente	27
2.3.2 Medidor de vazão do biogás produzido	29
2.3.3 Medidor de temperatura	29
2.3.4 Medidor da pressão do gás	30
2.3.5 Coleta de amostras	30
2.4 Operação e monitoramento do sistema	30
2.5 Métodos analíticos	32
2.5.1 Composição de gases	32
2.5.2 Ácidos Voláteis	33
2.5.3 Atividade Metanogênica Específica	35
2.5.4 Microscopia	36

2.6	<i>Frequência das análises</i>	37
3.	RESULTADOS.....	40
	TESTES PRELIMINARES E PERÍODO INICIAL DE OPERAÇÃO	40
3.1	<i>Resultados do primeiro período de operação</i>	42
3.2	<i>Resultados do segundo período de operação</i>	51
3.3	<i>Resultados do terceiro período de operação</i>	57
4.	DISCUSSÃO DOS RESULTADOS.....	71
4.1	<i>Avaliação do primeiro período de operação</i>	71
4.1.1	<i>Inoculação e partida</i>	<i>71</i>
4.1.2	<i>Remoção de matéria orgânica (DQO e DBO).....</i>	<i>72</i>
4.1.3	<i>Sólidos Suspensos</i>	<i>73</i>
4.1.4	<i>Nutrientes</i>	<i>73</i>
4.1.5	<i>Compostos tóxicos.....</i>	<i>75</i>
4.1.6	<i>Sulfato, óleos e graxas, detergentes e cor</i>	<i>79</i>
4.1.7	<i>Microrganismos fecais e patogênicos</i>	<i>80</i>
4.1.8	<i>Produção de gases</i>	<i>81</i>
4.1.9	<i>Lodo: observações microscópicas</i>	<i>81</i>
4.1.10	<i>Lodo: produção e descarte.....</i>	<i>83</i>
4.1.11	<i>Balanço de massa.....</i>	<i>85</i>
4.1.12	<i>Fator de produção de lodo.....</i>	<i>86</i>
4.1.13	<i>Balanço de DQO.....</i>	<i>87</i>
4.1.14	<i>Carga orgânica aplicada.....</i>	<i>87</i>
4.1.15	<i>Controle da vazão</i>	<i>88</i>
4.1.16	<i>Temperatura</i>	<i>89</i>
4.1.17	<i>Formação de espuma</i>	<i>89</i>
4.2	<i>Avaliação do segundo período de operação</i>	90
4.2.1	<i>Inoculação e partida</i>	<i>90</i>
4.2.2	<i>Variação da eficiência de remoção de DBO e DQO e SST com o..</i>	<i>91</i>
4.2.3	<i>As variações da concentração de matéria orgânica na</i>	<i>92</i>
4.2.4	<i>Nutrientes</i>	<i>94</i>
4.2.5	<i>Compostos tóxicos.....</i>	<i>94</i>
4.2.6	<i>Produção de gás</i>	<i>96</i>
4.2.7	<i>Lodo: observações microscópicas</i>	<i>96</i>
4.2.8	<i>Balanço de massa.....</i>	<i>97</i>
4.2.9	<i>Fator de produção de lodo.....</i>	<i>98</i>

4.3 Avaliação do terceiro período de operação	98
4.3.1 Partida	99
4.3.2 Regime Estacionário.....	103
4.3.2.2 Produção e composição de gases	105
4.3.2.3 Temperatura	106
4.3.2.4 Sedimentabilidade	108
4.3.2.5 Descarte de lodo	108
4.3.2.6 Balanço de Massa	109
4.3.2.7 Fator de produção de lodo.....	110
4.3.2.8 Idade do lodo.....	110
5. CONCLUSÕES.....	111
6.RECOMENDAÇÕES.....	116
6.1 Critérios para escolha das unidades de uma ETE tratando esgotos domésticos	117
6.2 Critérios para dimensionamento de reator UASB tratando esgotos domésticos	122
6.3 Critérios para partida, operação, manutenção e monitoramento	128
6.3.1 Partida, Operação, manutenção e monitoramento	130
6.3.4 Periodicidade das atividades de operação, manutenção e	138
6.3.5 Análises para caracterização do esgoto afluente e.....	139
7. CONTROLE DO PROCESSO	143
7.3 Controle operacional e interpretação das determinações analíticas efetuadas para sistemas tratando efluentes mistos (Doméstico + Industrial)	143
8. PÓS-TRATAMENTO	160
9. CUSTOS	163

10. APLICAÇÃO DA TECNOLOGIA NOS DIAS ATUAIS E PERSPECTICAS.168

11. BIBLIOGRAFIA.....173

VOLUME 2

ANEXOS

Anexo A . Resultados diários do primeiro período de operação

Anexo B . Resultados diários do segundo período de operação

Anexo C. Resultados diários do terceiro período de operação

Notação e Nomenclatura

a	afluente
A	área
AB	alcalinidade em bicarbonato
A_b	área de base
Adic	adicionado
Alc	alcalinidade
Alim	alimentação
AME	atividade metanogênica específica
Aplic	aplicado
AT	alcalinidade total
AV	ácidos voláteis
C	crescimento celular
CETESB	Cia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CNTP	condições normais de temperatura e pressão
C_{org}	carga orgânica
CSTR	continuous stirred-tank reactor
d	dia
d.p.	desvio padrão
DBO	demanda bioquímica de oxigênio
DBO_{sol}	demanda bioquímica de oxigênio solúvel
DQO	demanda química de oxigênio
DQO_{sol}	demanda química de oxigênio solúvel
Efl	efluente
ETE	estação de tratamento de esgotos
H	altura
h	hora

HAc	ácido acético
IVL	índice volumétrico de lodo
k	constante
L	litro
M	decaimento celular
NL	normal litro, (corrigidos às condições normais de temperatura e pressão
Q	vazão
Q_d	vazão de descarte do lodo
reator UASB	reator anaeróbico de fluxo ascendente e manto de lodo upflow
Rem	remoção
S_a	concentração de matéria orgânica do afluente
SABESP	Cia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo
SD₃₀	sedimentabilidade em 30 min.
S_e	concentração de matéria orgânica do efluente
SST	sólidos em suspensão totais
SSV	sólidos em suspensão voláteis
ST	sólidos totais
SV	sólidos voláteis
TRC	tempo de retenção celular
TRH	tempo de retenção hidráulica
UV	ultra violeta
V	volume
V_r	volume do reator
V_s	velocidade superficial
(X)_{desc}	concentração celular do lodo de descarte
X_a	concentração celular do afluente

Y_{obs}/DQO_{aplic} fator de conversão da DQO aplicada, a células
(kg ST/Kg DQO_{aplic})

Y_{obs}/DQO_{rem} fator de conversão da DQO removida, a células
(kg ST/Kg DQO_{rem})

1. INTRODUÇÃO

O suprimento de água e a remoção de dejetos são necessidades básicas nos aglomerados populacionais. No setor urbano particularmente, estas ações são essenciais e a sua falta, pode levar as populações a condições indesejáveis de saúde pública.

As atividades humanas geram uma gama de produtos (resíduos humanos, residenciais, comerciais, agrícolas e industriais) cuja recuperação nem sempre é viável economicamente (Walton Purdon, Environmental Health, 1980).

Na gama de poluentes resultantes das atividades humanas, e objeto deste estudo, destacam-se os esgotos. Eles se constituem de uma mistura heterogênea de todos os dejetos da comunidade diluídos e transportados pela água. Esta água transporta além das excretas, resíduos de cozinha, de lavanderia e de outras atividades. Apesar de toda essa diversidade, a composição dos esgotos domésticos, em termos de contribuição per capita, por dia, é razoavelmente uniforme (Phelps, 1944). Sua variação depende em maior extensão, do consumo de água por habitante, que por sua vez, varia com o nível de vida da população e com a oferta de água. Teoricamente o homem pode subsistir com cinco litros de água por dia. Mas considerando as águas utilizadas para higiene pessoal e doméstica, essa necessidade é de 40 a 50 litros por habitante. Quanto mais complexo o meio em que vive, maior é o consumo de água. O habitante de uma cidade deve dispor de 100 litros por dia. E consideradas as condições de vida em países industrializados e em

regiões com culturas irrigadas este consumo pode atingir 400 ou 500 litros (OMS, 1972).

O volume de esgotos gerados por pessoa depende da quantidade de água consumida, correspondendo normalmente a 80% desta. Quando o consumo de água é alto (350-400 L/hab.d) o esgoto gerado é chamado de fraco (DBO de 150 a 250 mg/L). Com baixo consumo de água (40 a 100 L/hab.d) o esgoto é forte (DBO de 400 a 700 mg/L).

Outro fator que determina se o esgoto é fraco ou forte é a quantidade de DBO produzida por pessoa por dia e esta varia de país para país, entre 20 e 80 g DBO/hab.d. No Brasil, o valor situa-se em torno de 50 g/hab.d.(Feachem et al., 1983).

Os resíduos ou dejetos devem primeiro ser vistos como um recurso natural a ser conservado e reutilizado. Os esgotos são uma fonte rica de nitrogênio e de outros nutrientes. A matéria orgânica do esgoto quando degradada anaerobiamente, produz energia na forma de metano. Os outros subprodutos do tratamento de esgoto, o lodo e o efluente, podem também ser reciclados e trarão muitos benefícios se utilizados na agricultura. Entretanto, existem situações em que é preciso lançar efluentes de esgotos em corpos d'água sem que se tire proveito dos benefícios do reuso. Estas alternativas devem ser consideradas quando não existe demanda local para os produtos da reciclagem ou quando a opção de lançamento é economicamente mais viável (Feachem et al., 1983).

1.1 Poluição por esgotos

O lançamento de esgotos sem prévio tratamento em corpos d'água produz efeitos nocivos à qualidade da água que os recebe.

Os esgotos prejudicam esteticamente o meio ambiente. A aparência da água que bebemos sempre foi uma preocupação. Desde os primórdios, havia entre as populações, a preocupação em se consumir água cristalina, incolor e livre de substâncias em suspensão. Até hoje, em geral, as pessoas dão mais valor a uma água de fonte, que é cristalina, do que a uma água de rio que é mais turva, apesar de que a água de rio, muito freqüentemente, contém menos organismos patogênicos do que a água de fonte (Branco, 1978).

Além do efeito nocivo visual, os esgotos contêm matéria orgânica biodegradável que consome oxigênio de suas águas receptoras. O consumo de oxigênio é balanceado pelo fornecimento de mais oxigênio, transferido da atmosfera através da superfície da água e fornecido por organismos clorofilados que habitam a própria massa d'água, através da produção fotossintética. Essa transferência é proporcional ao déficit de oxigênio na água, que corresponde à diferença entre a concentração de saturação e a concentração atual de OD. Portanto, o lançamento de efluente num determinado ponto de um rio acarreta uma remoção de OD abaixo do ponto de descarga, estimulando o aumento na taxa de transferência de oxigênio da atmosfera. A representação gráfica do resultado desses dois fenômenos (desoxigenação e reoxigenação) chama-se curva de depressão do oxigênio. (Mara, 1976; Branco, 1978).

Para que o rio não seja afetado por efeitos nocivos do poder redutor dos esgotos, é preciso que se mantenha uma reserva de OD ao longo do rio. A análise da curva de depressão de oxigênio fornece um meio conveniente de se determinar o grau de tratamento a que deve ser submetido o efluente antes de sua descarga no rio, ou seja, para assegurar que a concentração de OD mais baixa naquele percurso abaixo do lançamento, seja maior que o mínimo requerido para manter a qualidade do rio no nível desejado (Mara, 1976).

Os esgotos possuem também grande quantidade de microrganismos. A matéria orgânica presente nos esgotos é uma excelente fonte de alimento a esses microrganismos. O tratamento biológico dos esgotos consiste justamente da degradação de sua matéria orgânica pelos próprios microrganismos nele contidos.

Os agentes biológicos que interagem no tratamento de esgotos são as bactérias, protozoários e algas. Desses, algumas bactérias e uns poucos protozoários são patogênicos ao ser humano. A contaminação da água por esses agentes é a causa de muitas doenças infecciosas de veiculação hídrica. Os agentes patogênicos presentes nos esgotos pertencem a quatro grupos: bactérias, protozoários, vírus e helmintos. Todos os microrganismos potencialmente patogênicos podem provocar infecções nos seres humanos. No entanto, a probabilidade de que eles realmente provoquem doenças através de uma determinada rota de transmissão depende de vários fatores como a concentração, a latência, a persistência, a multiplicação, a dose infectiva, a resposta do hospedeiro e o comportamento humano (Feachem et al., 1983).

Além dos efeitos estéticos, redutor e infectante, há ainda o dos nutrientes. Se por um lado sua presença é benéfica, fornecendo aos microrganismos os nutrientes necessários para sua atividade de degradação da matéria orgânica, por outro, seu lançamento em excesso pode provocar a eutrofização de corpos d'água que consiste no crescimento excessivo de plantas aquáticas a ponto de provocar interferências com os usos desejáveis daquelas águas (von Sperling, 1995 citando Thomann e Mueller, 1987).

Por estes efeitos danosos os esgotos precisam receber tratamento antes de seu lançamento. Quando o tratamento não é efetuado temos todos os efeitos da poluição prejudicando o meio ambiente e a saúde pública.

1.2 Situação de saneamento no Brasil

Em 1988 a população do Brasil era de 144 milhões de habitantes, dos quais, cerca de 75% distribuídos em áreas urbanas, residentes em 4.285 cidades e 4.877 vilas.

A situação de saneamento básico no país é retratada pelo Censo Nacional de Saneamento Básico (Fundação IBGE, 1989) . Dos municípios existentes, 2091 possuíam coleta de esgoto e destes apenas 345 contavam com algum tipo de tratamento.

As condições de saneamento da Região Metropolitana de São Paulo refletem a situação nacional. Ocupando uma extensão de 8.000 km² englobando 37 municípios entre os quais a cidade de São Paulo, possui 17.400.000 habitantes e é responsável por cerca de 25% da produção

industrial do país. Na RMSP 64% do esgoto produzido é coletado e apenas 12% da carga orgânica poluidora é tratada. Das 1.100 ton. de carga orgânica, cerca de 800 ton. são de origem doméstica e o restante é industrial.

O plano para tratamento de esgotos da RMSP prevê a construção de cinco estações de tratamento de lodos ativados com capacidade final de 40 m³/s e um conjunto de redes coletoras e coletores tronco com extensão de 25.213 km. O horizonte do projeto é o ano 2005. Os custos de investimentos estão avaliados em US\$ 2,1 bilhões.

A falta de recursos tem inviabilizado o cumprimento das metas de implantação do projeto.

1.3 Uma nova visão de processo de tratamento

Nos países em desenvolvimento temos^{se} praticamente tudo a fazer na área de saneamento, desde o desenvolvimento de tecnologia apropriada até a organização do setor, devendo-se passar pela conscientização da população sobre a importância e necessidade desses serviços. Tecnologia apropriada significa dizer que cada condição precisa ter sua própria solução. Nem sempre as soluções de países avançados representam a melhor alternativa tecnológica. As práticas de tratamento de países desenvolvidos representam uma história que se iniciou há cem anos, quando os conhecimentos físicos, químicos e biológicos que fundamentam esses processos eram bastante escassos. (Feachem et al., 1983).

Por que

O desenvolvimento de processos de tratamento de efluentes nos países desenvolvidos se basearam nos processos aeróbios e ocorreram muito antes da crise de energia dos anos setenta. Assim, o tratamento de águas servidas nos países desenvolvidos são executados através de técnicas que utilizam sistemas de depuração compactos, baseados em processo aeróbio.

Os sistemas aeróbios são bastante eficientes na remoção de matéria orgânica. O metabolismo aeróbio decompõe matéria orgânica dos esgotos em água e gás carbônico, compostos de baixo conteúdo energético. Utilizam muito bem a energia potencial que recebem, proporcionando altos rendimentos de remoção de matéria orgânica. Isto tem garantido a escolha desta concepção de tratamento.

No entanto, esses sistemas, além de consumir energia de aeração e de agitação, são caros, complexos e produzem uma grande quantidade de lodo a ser disposto.

Os sistemas anaeróbios são menos eficientes na remoção de matéria orgânica. Em contrapartida a produção de biomassa é menor. No metabolismo anaeróbio a matéria orgânica é degradada liberando compostos mais ricos em energia (água, gás carbônico e gás metano) havendo menos energia disponível para o crescimento celular. (Field, 1944).

Sistemas de tratamento integrado podem melhor adequar as soluções às necessidades.

O tratamento biológico de efluentes industriais teve seus avanços calcados na necessidade de se buscar formas mais econômicas de tratar efluentes. Os processos anaeróbios não necessitam energia de aeração e

geram energia na forma de combustível, o gás metano, além de produzir quantidades relativamente pequenas de lodo. Assim, com a crise do petróleo na década de setenta, esforços foram concentrados nesses processos, desenvolvendo a área de conhecimento do metabolismo dos microrganismos envolvidos.

Até então, a baixa velocidade de tratamento dos processos anaeróbios limitava sua aplicação para pequenas quantidades de resíduos, devido à necessidade de grandes volumes de tanques. Para ampliar sua aplicação era necessário aumentar a velocidade de tratamento. Isto seria possível melhorando-se o contato da biomassa com o efluente a ser tratado e separando-se a fase sólida da líquida, mantendo-se portanto diferentes tempos de retenção hidráulica e celular. Tentava-se então efetuar o tratamento com agitação no tanque e, através de decantador secundário, separar-se o efluente tratado e retornar o lodo sedimentado ao tratamento. É como se processam os lodos ativados. Os avanços esbarravam na dificuldade de se retornar a biomassa ao sistema, já que os sólidos digeridos anaerobiamente e agitados mecanicamente geravam um lodo constituído de partículas muito finas e de difícil sedimentação. Era o que ocorria na operação de reatores anaeróbios de Contato. Assim, a velocidade do tratamento ficava limitada, devido às baixas velocidades específicas de crescimento das bactérias metanogênicas ($\mu_m \sim 0,4 \text{ d}^{-1}$) (Craveiro, 1994). O desenvolvimento de reatores anaeróbios de alta taxa como o Filtro Anaeróbio (Young e Mc Carty, 1969), que retém o lodo num material suporte colocado dentro do reator (o enchimento pode ser de plástico, pedra, cerâmica, bambú, etc.) e, principalmente, do Reator Anaeróbio de Fluxo

Ascendente e Manto de Lodo (reator UASB- **Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor**) que retém o lodo pela incorporação de um decantador e um separador de gases na parte superior do reator, (Lettinga et al., 1980), tornou viável a utilização da digestão anaeróbia para o tratamento de efluentes líquidos. Esses reatores se baseiam no princípio de separação das três fases, sólida, líquida e gasosa, fazendo com que o lodo se acumule e seja mantido no tanque de tratamento com tempos de residência celular bastante superiores aos tempos de residência hidráulica.

Atualmente o tratamento de resíduos aponta para a tendência de utilização de sistemas integrados, ou seja a utilização concomitante de processos anaeróbios e aeróbios, em geral nesta sequência, além da incorporação de fases anóxicas. Busca-se tirar vantagens dos microrganismos anaeróbios, aeróbios e facultativos, procurando-se evitar o consumo desnecessário de energia. As novas tendências procuram impulsionar as tecnologias limpas e o desenvolvimento sustentado promovendo o reuso e o reciclo de resíduos.

Além Os resíduos industriais já estão sendo tratados desta forma. A via anaeróbia é em geral processada antes da aeróbia, possibilitando o aproveitamento do biogás gerado na primeira fase e consumindo-se ^{menos} energia para degradação da matéria orgânica.

*relação aquela que ajuda
nos processos anaeróbios*

1.4 Experiência da CETESB com o Reator UASB tratando Esgoto Doméstico

Visando aplicar o desenvolvimento dos novos reatores anaeróbios ao tratamento de esgotos domésticos, iniciou-se na CETESB (Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental), em 1983 a adaptação do reator UASB para o tratamento de efluentes com baixa concentração de matéria orgânica, como é o caso dos esgotos domésticos que apresenta DBO por volta de 0,2 g/L.

A experiência adquirida anteriormente na CETESB com a execução em escala piloto de um reator UASB para tratamento de vinhaça (Souza e Garcia, 1986), que é cerca de 100 vezes mais concentrada em matéria orgânica que o esgoto doméstico, possibilitou esses desenvolvimentos.

O reator UASB foi selecionado pela simplicidade e facilidade de operação. O reator não requer sistema de agitação ou recirculação de lodo. Na parte superior do reator há um decantador e separador de gases que executam a separação entre as fases sólida, líquida e gasosa. Forma-se na parte inferior do reator um manto de lodo com características superiores de sedimentação favorecida pelas condições hidrodinâmicas impostas pelo desenho geométrico do reator. Este manto de lodo se mantém estável e capaz de resistir a forças de agitação relativamente altas, fazendo com que o lodo permaneça em seu interior.

Para adaptação do reator UASB ao tratamento de esgotos domésticos, iniciou-se pelo estudo da geometria do reator UASB desenvolvido por Lettinga et al. (1980) e sua adaptação para o tratamento de efluentes de baixa carga

orgânica. Após a avaliação das características do efluente a ser tratado e das condições necessárias ao funcionamento do reator, estabeleceu-se os seguintes parâmetros para o tratamento de esgotos domésticos:

- área de decantação suficiente para que se obtenha velocidade superficial de 0,7 m/h
- velocidade ^{de gás} do gás no compartimento de saída de gás: $1,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$
- velocidade de passagem do líquido pela abertura do decantador: $5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$
- inclinação das paredes do decantador: 50°

Em 1983 foi então projetado e construído em PVC, um reator de 106 litros de capacidade útil. Para testar seu funcionamento no tratamento de esgoto utilizou-se inicialmente esgoto decantado, mantendo-se a temperatura em 35°C e o tempo de detenção hidráulico em 4 horas (Vieira, 1984). A inoculação foi efetuada preenchendo totalmente o reator com lodo digerido de esgoto a 1% de Sólidos Totais. As quatro horas de tempo de detenção foram mantidas desde o início com vazão constante.

Após quatro meses atingiu-se a estabilidade do processo e durante mais quatro meses o digestor foi operado em regime estacionário, obtendo-se 72% de remoção de DBO, 65% de remoção de DQO e 61% de remoção de sólidos suspensos.

Ao se atingir a estabilidade do processo, observou-se paralelamente a completa granulação do lodo. Os grânulos apresentaram em média 4mm de diâmetro após 8 meses de operação (Nucci et al., 1985).

A formação desse lodo com boas características de sedimentação, possibilitou o tratamento de esgoto com apenas 4 horas de tempo de residência hidráulica e com elevadas eficiências de remoção de matéria orgânica.

Foi medida a capacidade do sistema na remoção de coliformes como indicador de organismos patogênicos. Obteve-se 74% de remoção de coliformes totais e 70% de remoção de coliformes fecais, o que significa um efluente com concentrações ainda muito elevadas de coliformes em termos de saúde pública.

Ainda nesse experimento foi medido o comportamento do processo frente às variações de carga orgânica da alimentação. No decorrer do dia ocorrem variações na DBO e DQO do esgoto. O processo é capaz de absorver estas variações mantendo estável a qualidade do efluente.

Tendo sido avaliados os principais aspectos da tratabilidade de esgoto em reator UASB, passou-se a variar a vazão de alimentação para se determinar o menor tempo de detenção possível de se atingir neste reator, inicialmente projetado para operar com segurança, com tempo de residência hidráulica de 4 horas.

Conseguiu-se atingir o mínimo de 1,6 horas de tempo de residência hidráulica sem que fosse observada variação na qualidade do efluente que vinha sendo obtida.

Restava ainda comprovar a eficiência do processo para esgoto bruto e à temperatura ambiente. Estas condições implicavam considerável simplificação do sistema de tratamento, pois permitiriam dispensar o decantador primário e o

aquecimento. Esse teste foi efetuado no mesmo reator que vinha sendo operado com esgoto decantado a 35°C. Durante um ano ele operou nestas condições e se encontrava em regime estacionário. O lodo apresentava ótimas características, com granulação bastante uniforme. Passou-se então a alimentá-lo com esgoto bruto e sem nenhum sistema de aquecimento e controle de temperatura. A vazão de alimentação foi fixada para um tempo de residência hidráulica de 4 horas.

As características do lodo foram prejudicadas com a mudança das condições mas, mesmo assim, após três meses de operação com esgoto bruto, alguns grânulos apresentaram o maior diâmetro até então verificado (12mm), mostrando-se bastante resistentes e regulares.

As eficiências de remoção obtidas no período de inverno e de verão foram praticamente as mesmas.

As médias da temperatura ambiente foram de 17°C no inverno e de 22°C no verão, enquanto a temperatura média no interior do reator foi de 20°C no inverno e 23°C no verão (Vieira e Souza, 1986).

1.5 Objetivos

Em vista da situação de saneamento e considerando as condições específicas brasileiras, o digestor anaeróbio de fluxo ascendente parecia ser um sistema bastante adequado para desenvolvimento e adaptação ao tratamento de esgotos domésticos. Após as experiências realizadas com este reator UASB em escala piloto, em que se obteve resultados bastante

promissores, era necessária a ampliação de escala e construção de um reator UASB em escala real, otimizado para avaliação de sua eficiência no tratamento de esgoto doméstico bruto à temperatura ambiente.

O sistema foi então construído especialmente para o completo desenvolvimento da tecnologia envolvida.

O objetivo deste trabalho consiste na avaliação de desempenho de reator UASB no tratamento de esgoto doméstico, no que concerne:

- a eficiência de remoção de matéria orgânica,
- a eficiência de remoção de surfactantes, cor e turbidez,
- a ação de compostos tóxicos,
- a produção de lodo,
- a produção de gás,

obtendo-se conhecimentos relativos ao sistema e ao seu dimensionamento, operação e manutenção. Pretende-se com este trabalho elaborar recomendações que auxiliem aqueles que necessitam conhecimentos acerca de tecnologias alternativas, respondendo às questões mais importantes de maneira clara e detalhada sobre o emprego desta tecnologia. Por essa razão, a revisão bibliográfica está inserida no capítulo das recomendações para melhor aproveitamento daqueles que venham a utilizar este texto ou parte dele. Pretendeu-se também disseminar a utilização correta e apropriada desta tecnologia, avaliando sua aplicabilidade, de tal forma a poder^{mos} colaborar com o incremento do tratamento de esgotos no nosso país e conseqüentemente da melhoria da qualidade de vida de seus habitantes.

2.MATERIAIS E MÉTODOS

2.1 Princípio de funcionamento de um sistema de digestão anaeróbia

Para se obter melhor desempenho de reatores UASB é importante conhecer-se o metabolismo do processo de digestão anaeróbia.

A fermentação metanogênica ocorre em diversos ecossistemas naturais, como no rúmen de bovinos, nos sedimentos aquáticos de lagos de águas doces ou salgadas e também em ecossistemas artificiais como as lagoas e os reatores para tratamento de lodos e de efluentes. Neste meio os principais aceptores de elétrons da fermentação metanogênica, o acetato e o gás carbônico, são produzidos pela degradação dos substratos orgânicos. Este tipo de fermentação não é favorecido quando o meio contém concentrações de aceptores de elétrons mais fortes, como por exemplo o oxigênio, o nitrato, o sulfato, ou o enxofre (Desjardins et Lessard, 1992).

No processo de digestão anaeróbia várias populações microbianas distintas interagem continuamente. A matéria orgânica complexa sofre degradação, transformando-se em compostos progressivamente mais simples, até a formação dos produtos finais, metano e gás carbônico. Primeiramente a matéria orgânica complexa (polícarboidratos, proteínas, lipídeos etc.) é hidrolisada e fermentada por bactérias hidrolíticas fermentativas a compostos orgânicos simples (ácidos orgânicos com cadeia carbônica maior que o ácido acético, açúcares, aminoácidos, peptídeos, etanol etc.) hidrogênio e gás carbônico. Na acetogênese os ácidos graxos são oxidados para produzir hidrogênio e acetato (ou formiato), pelas bactérias acetogênicas sintróficas

associadas às metanogênicas utilizadoras de hidrogênio. A última etapa é a metanogênese em que acetato e/ou hidrogênio e gás carbônico, formiato etc., são convertidos a metano (Iza et al., 1991). Na presença de elevadas concentrações de sulfato, as bactérias redutoras de sulfato competem pelos mesmos substratos que as metanogênicas, inibindo a produção de metano e favorecendo a redução do sulfato. A figura 2.1 apresenta um esquema dos passos metabólicos de digestão anaeróbia. (Novaes, 1986; Rech, 1991)

Fig. 2.1 Representação dos passos metabólicos da digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia envolve processos metabólicos que são menos eficientes que o metabolismo aeróbio. (Zegers, 1994). Os organismos anaeróbios não utilizam completamente a energia potencial que recebem do substrato e liberam matéria orgânica rica em energia. Assim, no processo

anaeróbio existe menos energia disponível para a reprodução celular a partir do substrato consumido. Por isto, os microrganismos anaeróbios produzem menos material celular por unidade de substrato consumido que os aeróbios.

A velocidade de crescimento e a atividade das bactérias anaeróbias é menor que das aeróbias.

Dessas constatações decorrem aspectos característicos dos processos anaeróbios vantajosos ou não. Se por um lado a produção de lodo no tratamento de esgotos por processo anaeróbio é minimizada, a eficiência do tratamento também é menor que no tratamento aeróbio. A liberação de metano, produto metabólico rico em energia pode ser vantajosa se o mesmo for aproveitado como combustível.

2.2 Descrição do Sistema utilizado

O sistema de tratamento construído para avaliação do reator UASB no tratamento de esgoto doméstico está instalado na cidade de São Paulo, na CETESB, e recebe os esgotos coletados pela Estação de Tratamento de Esgotos de Pinheiros da Cia. de Saneamento Básico do Estado de São Paulo (ETE-Pinheiros da SABESP). O sistema completo compreende gradeamento, captação de esgoto, caixa de areia, grades finas, caixas de controle e distribuição da vazão, reator UASB e sistemas de medição. A figura 2.2 representa o fluxograma do sistema e a figura 2.2a mostra o reator.

Fig. 2.2 Fluxograma do sistema de tratamento por Reator UASB, instalado na CETESB

Fig. 2.2.a Reator UASB de 120 m³

2.2.1 Captação de Esgoto

O esgoto é captado no canal de chegada da ETE-Pinheiros na SABESP, logo após o gradeamento.

O recalque é feito por uma bomba submersa marca ABS, tipo Robusta, modelo 850T que é acionada por chave dotada de mecanismo de segurança (relê térmico) contra sobrecargas elétricas.

Tubulação de PVC, com 100 mm (4") de diâmetro, conduz o esgoto à caixa de areia. No ponto mais alto do percurso, existe um dreno de ar constituído de um tubo de PVC de 50 mm (2") de diâmetro com um registro tipo gaveta na extremidade.

O sistema de recalque ainda é protegido por um dispositivo de segurança que controla o nível de esgoto na entrada da caixa de areia. Esse dispositivo é um controlador de nível do tipo condutivo, e se constitui de um eletrodo. Quando o nível de esgoto se encontra abaixo do eletrodo abre-se o circuito formado basicamente pela bomba, pelo eletrodo e pelo esgoto. A bomba é então desligada, evitando que a mesma trabalhe em vazio, o que poderia danificá-la.

2.2.2 Caixa de Areia

Está localizada no topo do biodigestor e é constituída por dois canais paralelos que operam alternadamente, dotados de grades finas, com 1 cm de espaçamento na entrada e na saída para a retenção de materiais grosseiros

(figura 2.2.2). Estes materiais grosseiros retidos e acumulados nas grades devem ser removidos diariamente.

Fig.2.2.2 Caixa de areia com grades

2.2.3 Caixas de Controle e Distribuição da Vazão

A caixa de controle de vazão recebe o esgoto proveniente da caixa de areia. É dotada de um tubo de 125 mm (5") de diâmetro, articulado por haste com volante, destinado a regular a vazão que alimentará a caixa de distribuição. Possui também, dois tubos extravasores de 100 mm (4") de diâmetro, que desviam o excedente do esgoto para fora do biodigestor. Encontra-se localizada abaixo da caixa de areia e acima da caixa de distribuição.

Esta última está dividida em 12 compartimentos menores, dotados de vertedores triangulares para garantir a distribuição uniforme da vazão. De cada compartimento, o esgoto é conduzido através de tubos de plástico flexível com 1 $\frac{1}{2}$ " de diâmetro até o fundo do reator, onde estão fixados por suportes metálicos distribuídos de forma eqüidistante (figura 2.2.3).

Fig.2.2.3 Desenho esquemático da caixa distribuidora da alimentação

2.2.4 Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo

O reator UASB de 120 m^3 de volume útil, foi construído em aço carbono e revestido internamente com tinta epóxi. O material utilizado foi selecionado pela maior rapidez de construção que este apresenta comparativamente ao concreto. Uma vez definido o material, por facilidade construtiva foi estabelecido o formato de secção circular. (Souza,1986)

O reator consiste de um tanque cilíndrico de diâmetro de 5,2 m na base e 7,9 m no topo. Possui, em sua parte superior, um decantador tronco cônico que separa os sólidos do líquido e um defletor de gases que conduz o biogás produzido para a campânula do reator. A altura útil total é de 4,8 m, sendo 1,6

m correspondente à altura do decantador. A figura 2.2.4 mostra um esquema do reator e as figuras 2.2.4 a, b, c e d mostram as plantas do reator.

Fig. 2.2.4 Representação esquemática do reator UASB com os pontos de amostragem de lodo

O esgoto é distribuído na base do reator e o percorre em fluxo ascendente, atravessando o manto de lodo que se forma em sua parte inferior. A espessura do manto varia de 1,5 a 2,0 m, dependendo do descarte do lodo e da expansão do leito.

O efluente tratado é recolhido em canaletas dispostas no topo do reator. O lodo é retirado periodicamente do fundo do reator através de tubulação que vai até o centro do mesmo.

Para a amostragem do lodo, existem 6 (seis) tubos de 2" de diâmetro dotados de registro tipo gaveta. Estes tubos estão instalados radialmente e coletam o lodo a 30 cm do eixo do reator, nas cotas de 20, 50, 90, 140, 200 e 270 cm com relação ao fundo.

Fig.2.2.4a Desenho esquemático do reator UASB. Planta.

Fig.2.2.4b Desenho esquemático do reator UASB. Planta

Fig. 2.2.4c Desenho esquemático do reator UASB. Corte B.B.

Fig. 2.2.4d Desenho esquemático do reator UASB com os pontos de amostragem de lodo. Vista C.C.

2.2.4.1 Parâmetros de projeto

Os parâmetros foram estabelecidos com base:

- nos trabalhos de Lettinga et al. 1980, que desenvolveram o conceito e experimentaram o reator UASB
- na experiência adquirida com a construção e operação de um reator UASB de 106L, na CETESB (Vieira, 1984; Vieira e Souza, 1986)
- nos critérios estabelecidos por Souza, (1986), para dimensionamento de reatores UASB tratando cargas orgânicas concentradas e diluídas

O reator foi projetado para uma vazão nominal de $30 \text{ m}^3/\text{h}$, ou seja, um tempo de retenção hidráulica médio de 4 horas. Considerando-se esgotos de origem predominantemente doméstica e:

-concentração da DQO média dos esgotos : $0,5 \text{ kg/m}^3$

-produção de gás : $0,12 \text{ Nm}^3/\text{kg DQO}_{\text{adicionado}}$

Os outros parâmetros adotados foram:

- velocidade superficial no decantador: $0,8 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$
- velocidade no corpo do reator: $1,4 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$
- velocidade na abertura inferior do decantador: $5 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$
- inclinação das paredes do decantador: 50°
- velocidade de saída de gases: $1,8 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$
- pontos de alimentação na base do reator: $0,5 \text{ pontos/m}^2$

Considerando-se uma contribuição de esgotos de 200 L/hab.dia o reator foi projetado para atender uma população equivalente a 3600 habitantes.

2.3 Sistemas de Medição

2.3.1 Medidor de Vazão do Efluente

As medidas de vazão são realizadas através de um vertedor triangular, instalado no canal do efluente, projetado para medir no intervalo de 10 a $50 \text{ m}^3/\text{h}$ (Fig. 2.3).

vista superior do canal do efluente com o vertedor triangular

vista frontal do canal do efluente
com o vertedor triangular

Fig. 2.3 Medidor de vazão do efluente

Anteriormente foram realizadas medidas com um medidor de vazão ultra-sônico da Manning, modelo UX-1100, instalado no mesmo canal. O medidor emite um sinal sobre a lâmina d'água; este sinal é refletido e captado por um sensor. O medidor transforma o intervalo de tempo em que o sinal é emitido e captado em altura de líquido sobre o canal e este nível de líquido é finalmente convertido em leitura de vazão. O sinal é emitido a cada 2,5 minutos, sendo que o medidor possui um indicador da vazão instantânea, além de um totalizador que fornece o volume acumulado no período de 24 horas. Esse medidor ultra-sônico era calibrado periodicamente até que esta operação não teve mais êxito. Por não haver assistência técnica para reparar o equipamento que era importado, passou-se a efetuar a medida da vazão através da leitura horária da altura do canal com vertedor triangular.

2.3.2 Medidor de Vazão do Biogás Produzido

Os gases produzidos no biodigestor são medidos através de um totalizador fornecido pelo Liceu de Artes e Ofícios, especialmente adaptado para operar com biogás, marca LAO, modelo G1, com as seguintes características:

$$Q_{\text{máx}} = 1,7 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{\text{mín}} = 0,016 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$P_{\text{máx}} = 50 \text{ kPa}$$

$$V_n = 0,4 \text{ m}^3$$

O gás é mantido dentro do reator a uma pressão de 10 a 15cm de coluna d'água, necessária para o funcionamento do medidor de gases.

O conjunto de medição está localizado na linha que conduz o biogás da campânula até o queimador. Este é dotado de chama piloto e válvula corta-chama.

2.3.3 Medidor de Temperatura

A temperatura no interior do reator é medida através de duas sondas tipo termopar. Estas sondas estão acopladas a um registrador gráfico com sensor de bulbo de platina, com três penas, marca IEF-Bristol, modelo 4331-30C, destinado a operar na faixa de 0 a 50°C.

2.3.4 Medidor da Pressão do Gás

O gás acumulado na campânula do reator tem sua pressão medida através de medidor diferencial (Tubo U), que opera na faixa de 0 a 360 mmH₂O.

2.3.5 Coleta de Amostras

O reator é dotado de mecanismos para coleta composta do afluente e do efluente. Um amostrador automático da Manning, modelo S-4040 e uma bomba peristáltica com temporizador permitem coleta a cada 30 segundos, em frasco receptor único acondicionado em caixa para refrigeração da amostra.

2.4 Operação e monitoramento do Sistema

O digestor era operado à temperatura ambiente, sem qualquer sistema de controle ou isolamento térmico. Lodo digerido de esgoto era usado como inóculo e o sistema era alimentado continuamente com esgoto de origem predominantemente doméstica, provenientes da ETE-Pinheiros da SABESP.

As temperaturas do ambiente e do reator eram registradas automaticamente. O pH do esgoto, do lodo e do efluente eram medidos imediatamente após sua coleta através de potenciômetro.

A vazão era controlada e medida a cada hora, durante nove horas do dia, das 8:00 às 17:00 horas.

A produção de gases era medida continuamente e o volume acumulado medido durante nove horas do dia, a cada hora. Sua composição era determinada periodicamente.

As características do afluente e efluente eram também determinadas em amostras compostas de 24 horas através de análises de DBO total e solúvel, DQO total e solúvel, SST, alcalinidade, ácidos voláteis, cor, turbidez, Nitrogênio total, Nitrogênio amoniacal, Fósforo total, sulfato, sulfeto e materiais sedimentáveis. Em amostras instantâneas determinava-se Coliformes totais e fecais, cistos de Protozoários, ovos e larvas de Helmintos.

As determinações de DBO e DQO solúvel eram efetuadas em amostras filtradas em papel Wathman GF/C.

As amostras de lodo eram coletadas em pontos de amostragem situados a 0,20 m (ponto 1), 0,50 m (ponto 2), 0,90 m (ponto 3), 1,40 m (ponto 4), 2,00 m (ponto 5) e 2,70 m (ponto 6) em relação à base do reator. As características do lodo, além do pH, eram determinadas em amostras coletadas instantaneamente, através de análises de ST, SV, SD₃₀, IVL, alcalinidade, ácidos voláteis, microscopia, atividade metanogênica específica, Coliformes totais e fecais, cistos de Protozoários, ovos e larvas de Helmintos. No lodo do ponto 1 efetuavam-se ainda análises de óleos e graxas, fenóis, surfactantes, cianetos, cloretos, fluoretos e metais (Zn, Cd, Hg, Pb, Cu, Cr, Fe, Mg, Mn, Ni, K, Na, Ca), para se monitorar a presença de agentes tóxicos ou inibidores do processo. Anteriormente, estudos desenvolvidos na CETESB com digestão convencional de lodo de esgoto

mostraram a necessidade de se avaliar os efeitos tóxicos de Zn, Fe, Ni, Cr, Cu e cianetos isoladamente (Rodenas-Garcia e Souza, 1988).

2.5 Métodos Analíticos

As determinações eram efetuadas de acordo com o "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater", 1985. Essas metodologias são, normalmente, utilizadas para o acompanhamento dos processos de tratamento convencionais mas sobretudo o seu desenvolvimento é voltado ao acompanhamento de processos de tratamento aeróbios que são os processos mais utilizados até hoje.

O acompanhamento dos processos anaeróbios de alta taxa requereram o desenvolvimento de outras metodologias. Para isso foram adaptadas ou desenvolvidas, nos laboratórios da CETESB, análises para determinação da composição de gases, concentração de ácidos voláteis (Vieira e Souza, 1981), Microscopia para análise do lodo (Rech, 1991) e Atividade Metanogênica Específica (Carvalho, 1993). Essas metodologias são descritas a seguir.

2.5.1 Composição de gases

A composição de gases era efetuada imediatamente após a coleta de amostra efetuada com seringa especial para gases inserida na tubulação de saída de gases através de um tubo e septo de silicone. Sua composição é determinada em cromatógrafo à gás CG modelo 500 através de duas

colunas diferentes. Uma delas determina a porcentagem em CH_4 , CO_2 , $\text{N}_2 + \text{O}_2$ e H_2S . A outra é empregada para se determinar a proporção em N_2 e O_2 , separadamente. Utiliza-se o detetor de condutividade térmica, com o cromatógrafo nas seguintes condições: temperatura do vaporizador, 70°C , temperatura das colunas, 50°C e temperatura do detetor, 90°C . A corrente no detetor é de 200 mA e utiliza-se o Hélio como gás de arraste à vazão de 40 mL/min. As colunas são de aço, a primeira é uma Chromossorb 102 de 1,8 m * 3/16 pol. e a segunda uma Peneira Molecular 5A de 1,8m * 3/16 pol. Calcula-se a porcentagem de cada gás através da área dos picos obtidos no cromatograma dividida por um fator de correção, a Resposta Térmica Relativa (RTR), cujos valores para esses gases são encontrados em literatura, exceto para o H_2S que deve ser determinada experimentalmente. (Ciola, 1973). A RTR é usada por não se dispor facilmente de amostra padrão de gás metano.

2.5.2 Ácidos Voláteis

As determinações de ácidos voláteis eram efetuadas através de método simplificado baseado em titulação potenciométrica (Silva, 1977), ou através de cromatografia em fase gasosa ou em fase líquida de alta pressão.

O método de determinação de ácidos voláteis por cromatografia gasosa, consiste basicamente na separação e determinação dos ácidos voláteis de 1 a 5 carbonos através de adsorção em coluna cromatográfica em fase gasosa (Vieira e Souza, 1981). A amostra retirada do reator é

inicialmente preparada para injeção no cromatógrafo. Ela é acidificada com ácido sulfúrico concentrado até pH 2, centrifugada e filtrada. A uma alíquota do filtrado adiciona-se o padrão (utiliza-se como padrão interno o ácido crotônico) e injeta-se 1 μL dessa mistura no cromatógrafo CG modelo 500 nas seguintes condições: temperatura do vaporizador, da coluna e do detetor de 190°C, 170°C e 210°C respectivamente. Detetor de ionização de chama; coluna de vidro Chromossorb 102 de 1,8m * 1/8 pol., amplificador com atenuação $3a\ 0,1 * 10^{-9}$ e compensador de corrente 10^{-9} . Como gás de arraste utiliza-se o N_2 a 30 mL/min. Fluxo de H_2 e ar de 30 mL/min e 210 mL/min respectivamente. Obtém-se o cromatograma e pela área dos picos procede-se aos cálculos com a constante obtida anteriormente através de injeções no cromatógrafo, de misturas conhecidas de ácidos voláteis e ácido crotônico. Esta determinação das constantes deve ser feita periodicamente, pois a eficiência da coluna varia com o envelhecimento devido à sua utilização.

A determinação de ácidos voláteis por cromatografia em fase líquida de alta pressão era efetuada em cromatógrafo Waters modelo 600E, coluna Aminex HPX-87H de 300 mm * 7,8 mm, à temperatura de 35°C. Como fase móvel era utilizado o H_2SO_4 0,01 N. Detetor de radiação UV.

2.5.3 Atividade Metanogênica Específica

Um método para determinação da atividade metanogênica específica do lodo foi adaptado nos laboratórios da CETESB (Carvalho et al., 1993). A atividade metanogênica específica do lodo é a quantidade de substrato convertido a metano por unidade de lodo, por unidade de tempo ($\text{g DQOCH}_4/\text{gSSV do lodo.d}$) (Field, 1994). A análise era efetuada em frascos de soro de 1 L, fechados com rolha de borracha, contendo duas saídas: uma para amostragem do gás e outra para condução do gás ao gasômetro. Adicionava-se o lodo ao reator na concentração de 10 g SSV / L . O lodo era previamente incubado a 30°C por quatro dias para esgotamento do excesso de matéria orgânica. Adicionavam-se as soluções de nutrientes e metais traço propostas por Field et al., 1988 e a solução de ácidos acético, propiônico e n-butírico em concentrações individuais de $0,42 \text{ g / L}$ correspondendo à concentração de DQO de $1,84 \text{ g / L}$. A solução era neutralizada a pH 7 e o volume do reator completado a $0,9 \text{ L}$ com água destilada. Os ensaios eram realizados em câmara de temperatura controlada a $30 \pm 2^\circ\text{C}$. A agitação era feita manualmente todas as vezes que se media a produção de gás através da medida do volume de líquido deslocado do gasômetro. Os gasômetros consistiam de frascos Mariotte de 2 L preenchidos com solução de NaOH 10 g / L para absorção do CO_2 do biogás, e um corante indicador da saturação da solução com CO_2 . O ensaio era concluído após o consumo de 50% da DQO adicionada, acusada pela produção de 50% do volume de gás a ser produzido teoricamente. A atividade metanogênica específica era medida através da taxa de produção de metano por unidade de SSV do lodo por unidade de tempo. O volume de

metano produzido era expresso em gramas de DQO ($\text{g DQO}_{\text{CH}_4}$). (350 mL de CH_4 seco às CNTP eqüivalem a 1 g de DQO). A maior inclinação da curva de produção de metano por grama de SSV de lodo no reator em função do tempo de ensaio fornece a atividade metanogênica específica.

2.5.4 Microscopia

A análise microbiológica do lodo , desenvolvida nos laboratórios da CETESB, (Rech et al., 1991), possibilita um acompanhamento da qualidade do lodo anaeróbio e da biomassa presente no reator. O método consiste na preparação das amostras de lodo diluindo-as a 5% em água de torneira e distribuindo-as em placas de Petri para observação de sua forma e cor em estereomicroscópio. Para amostras de lodo granulado efetua-se a lavagem dos grânulos adicionando-se 50 mL de lodo em proveta de 1 L completando-se o volume com água de torneira, misturando-se gentilmente seu conteúdo, deixando-se decantar por alguns minutos e descartando-se o sobrenadante que contém os sólidos suspensos. Esse procedimento é repetido até que o sobrenadante apresente-se clarificado. Ressuspende-se então o sedimento em 50 mL de água de torneira e procede-se à distribuição de amostras do lodo granulado em placas de Petri para sua observação em estereomicroscópio. O tamanho dos grânulos era medido usando-se micrômetros oculares de tamanho adequado. Pode-se também utilizar papel milimetrado colocado sob a placa de Petri. A resistência dos grânulos era medida introduzindo-se uma agulha hipodérmica no centro do grânulo e aqueles que não podiam ser apanhados e rompidos pela agulha eram

considerados resistentes. Depois da diluição das amostras de lodo não granulado ou lavagem do lodo granulado, as amostras eram diretamente examinadas por contraste de fase e microscopia e coloração pelo método de Gram. Depois eram fotografadas através de microscópio Universal Zeiss provido de sistema fotomicrográfico, que possibilitavam uma avaliação qualitativa e uma identificação presuntiva dos organismos predominantes.

2.6 Frequência das análises

Durante todos os períodos de operação do reator houve variações na frequência de determinações analíticas, seja devido à impossibilidade de realização do programa completo por curtos espaços de tempo, em consequência da quebra de aparelhos, ou devido à diminuições voluntárias efetuadas à medida em que o comportamento do sistema ia sendo conhecido. Nas tabelas 2.1 e 2.2 são apresentadas as análises efetuadas durante a partida e durante o regime estacionário nas amostras de afluente, efluente, lodo e biogás, bem como sua frequência e tipo de coleta, durante a maior parte do tempo de operação do digestor.

Tabela 2.1 - Análises efetuadas durante a partida

Parâmetro	Frequência de controle	Parâmetro	Frequência de controle
vazão	diário	pH	semanal
temperatura ambiente	diário	ST	semanal
produção de gás	diário	SV	semanal
composição do gás	2 vezes / semana	microscopia	quinzenal
ALIMENTAÇÃO / EFLUENTE		ácidos voláteis	semanal
temperatura	diário	alcalinidade	semanal
pH	diário	SD 30	semanal
ácidos voláteis	semanal	LODO - CARACTERIZAÇÃO	
alcalinidade	semanal	NKT	mensal (3)
DQO total e solúvel	3 vezes / semana (1)	N-NH4 ⁺	mensal (3)
DBO total e solúvel	3 vezes / semana (1)	N-NO3 ⁻	mensal (3)
cor	3 vezes / semana (1)	N-NO2	mensal (3)
turbidez	3 vezes / semana (1)	Pt	mensal (3)
SD 60	3 vezes / semana (1)	SO4 ²⁻	mensal (3)
SST	3 vezes / semana (1)	S ²⁻	mensal (3)
NKT	2 vezes / semana	óleos e graxas	mensal (3)
N-NH4 ⁺	2 vezes / semana	MBAS	mensal (3)
Pt	2 vezes / semana	Zn	mensal (3)
SO4 ²⁻	2 vezes / semana	Ni	mensal (3)
S ²⁻	2 vezes / semana	Cr	mensal (3)
Coliformes totais	semanal	Cu	mensal (3)
Coliformes fecais	semanal	Pb	mensal (3)
cistos de protozoários	semanal	Cd	mensal (3)
ovos e larvas de helmintos	semanal	Fe	mensal (3)
LODO - PONTO 1		Hg	mensal (3)
pH	diário	cianetos	mensal (3)
ácidos voláteis	3 vezes / semana	fenóis	mensal (3)
alcalinidade	3 vezes / semana	Ca	mensal (3)
ST	3 vezes / semana	Mg	mensal (3)
SV	3 vezes / semana	K	mensal (3)
SD 30	3 vezes / semana	Na	mensal (3)
microscopia	semanal		
atividade metanogênica específica	quinzenal (2)		
Coliformes totais	semanal		
Coliformes fecais	semanal		
cistos de protozoários	semanal		
ovos e larvas de helmintos	semanal		

Observações

- (1) Primeiro período: frequência diária
Segundo período: frequência de três vezes por semana
Terceiro período: frequência semanal
- (2) Determinação efetuada apenas no terceiro período
- (3) Primeiro e segundo períodos: frequência quinzenal
Terceiro período: frequência mensal

Tabela 2.2 - Análises efetuadas durante o regime estacionário

Parâmetro	Frequência de controle
vazão	diário
temperatura ambiente	diário
produção de gás	diário
composição do gás	2 vezes / semana
ALIMENTAÇÃO / EFLUENTE	
temperatura	diário
pH	diário
ácidos voláteis	semanal (1)
alcalinidade	semanal (1)
DQO total e solúvel	semanal (1)
DBO total e solúvel	semanal (1)
cor	semanal (1)
turbidez	semanal
SD 60	semanal
SST	semanal
NKT	semanal
N-NH4 ⁺	semanal
Pt	semanal
SO4 ⁺⁺	semanal
S ⁻⁻	semanal
Coliformes totais	semanal
Coliformes fecais	semanal
cistos de protozoários	semanal
ovos e larvas de helmintos	semanal
LODO - PONTO 1	
pH	diário
ácidos voláteis	semanal
alcalinidade	semanal
ST	semanal
SV	semanal
SD 30	semanal
microscopia	semanal
atividade metanogênica específica	quinzenal (2)
Coliformes totais	semanal
Coliformes fecais	semanal
cistos de protozoários	semanal
ovos e larvas de helmintos	semanal

Observações:

- (1) Primeiro período: frequência diária
Segundo período: frequência de três vezes por semana
Terceiro período: frequência semanal
- (2) Determinação efetuada apenas no terceiro período.

Parâmetro	Frequência de controle
pH	quinzenal
ST	quinzenal
SV	quinzenal
microscopia	quinzenal
ácidos voláteis	quinzenal
alcalinidade	quinzenal
SD 30	quinzenal
LODO - CARACTERIZAÇÃO	
NKT	mensal
N-NH4 ⁺	mensal
N-NO3 ⁻	mensal
N-NO2 ⁻	mensal
Pt	mensal
SO4 ⁺⁺	mensal
S ⁻⁻	mensal
óleos e graxas	mensal
MBAS	mensal
Zn	mensal
Ni	mensal
Cr	mensal
Cu	mensal
Pb	mensal
Cd	mensal
Fe	mensal
Hg	mensal
cianetos	mensal
fenóis	mensal
Ca	mensal
Mg	mensal
K	mensal
Na	mensal

3.RESULTADOS

TESTES PRELIMINARES E PERÍODO INICIAL DE OPERAÇÃO

Para colocação do sistema em operação houve necessidade de vários ajustes. Serão aqui citados apenas os mais relevantes que merecem destaque pela possibilidade, a ser evitada, de que os mesmos erros sejam repetidos na colocação em operação de um reator deste tipo.

a) ajuste do nível da caixa de distribuição da alimentação

A caixa de distribuição da alimentação está colocada sobre a campânula de gás e portanto acima do nível de líquido do reator. Da base da caixa subdividida em doze, saem os tubos que vão ao fundo do tanque.

A entrada da alimentação provocava a formação de vórtice nas caixas de distribuição, causando sucção de ar para o biodigestor. Foi necessário prolongar a base das caixas até abaixo do nível de líquido do reator, para que elas permanecessem afogadas.

b) ajuste do nível nos vertedores retangulares da caixa de distribuição

Foi necessário colocar-se placas individuais para cada uma das caixas de distribuição devido à dificuldade em se regular o nível de entrada do esgoto para se conseguir a mesma vazão nas doze caixas de distribuição.

c) adaptação de retentor de espuma

Houve necessidade de colocação de chicanas na caixa de distribuição, para retenção de espuma, materiais flutuantes e gorduras.

Foram ainda encontrados muitos problemas com o esgoto bombeado da ETE da SABESP, que impediram o funcionamento do sistema durante sete meses. Esporadicamente eram observadas descargas de lodo e espuma de digestores convencionais de lodo, ou material similar na linha de esgoto e paradas no bombeamento para manutenção elétrica. Foi observada também em uma ocasião, queda anormal no pH do esgoto bruto que chegou a 2,4. O pH no ponto 1 do reator (a 20cm do fundo) caiu a 6,3. Durante a madrugada de 28 de agosto de 1986, houve a pior descarga de materiais estranhos no esgoto, constituídos de lodo e espuma de digestores ou similares, entre outros. Desta vez, além dos problemas normais, as bactérias foram fortemente afetadas, o que foi constatado pelo teor de metano, que caiu a zero. Não houve recuperação do lodo mesmo após três meses com tentativas inclusive de adição de mais lodo ao biodigestor. O reator foi então esvaziado e reinoculado.

OPERAÇÃO CONTÍNUA

Entre 1986 e 1993 o sistema operou continuamente durante três períodos distintos compreendidos entre dezembro de 1986 e novembro de 1987, entre maio de 1989 e outubro de 1990 e entre janeiro de 1992 e novembro de 1993. Entre esses períodos a operação foi interrompida para verificação, manutenção e reformas do equipamento. Além disso, em 1991 o reator foi utilizado para teste de um produto biotecnológico.

No primeiro período de operação, a ênfase foi dada ao levantamento de parâmetros de produção de lodo e de produção de gás, resultados de eficiência de remoção de matéria orgânica, nutrientes, detergentes, cor e microrganismos patogênicos nas condições de tempo de residência hidráulica fixadas e à temperatura ambiente.

No segundo período procurava-se comprovação dos resultados obtidos no primeiro período, bem como verificação da eficiência de remoção a diferentes tempos de retenção hidráulica.

No terceiro período a ênfase foi dada à partida, procurando-se reduzir o tempo necessário para entrada do processo em regime estacionário e também à comprovação dos resultados obtidos nos dois períodos anteriores.

3.1 Resultados do primeiro período de operação

A esse período correspondem os resultados obtidos entre dezembro de 1986 e novembro de 1987. (Vieira, 1988)

Neste item são apresentadas apenas as tabelas dos valores médios obtidos para cada etapa da operação do sistema, definida por seu tempo de residência hidráulica. Os valores diários de operação são apresentados no Anexo A.

A tabela 3.1.1 apresenta os valores médios de operação obtidos para cada tempo de residência hidráulica relativos à DQO, DBO e SST na alimentação, efluente e respectivas eficiências de remoção. A tabela 3.1.2 apresenta os valores médios de produção de gás obtidos em cada condição de tempo de residência hidráulica e a tabela 3.1.3 apresenta os valores médios

de sólidos suspensos descartados em cada condição de tempo de residência hidráulica. A tabela 3.1.4 apresenta os valores médios obtidos durante todo o período de 12 meses, em todas as condições de tempo de residência hidráulica, relativos a N total e amoniacal, P total, sulfato, óleos e graxas, surfactantes, cor, Zn, Fe e Hg. A tabela 3.1.5 apresenta os dados relativos a organismos de origem fecal na alimentação e efluente.

Tabela 3.1.1 Primeiro período. Valores médios de DQO, DBO e SST da alimentação e efluente e eficiência de remoção nos períodos definidos pelo tempo de retenção hidráulica

Período(dias)	110-140	207-256	283-297	311-327	331-354
TRH(h)	8,4	9,0	6,5	7,4	4,7
Temp (°C) mín	20,6	16,9	15,4	19,1	20,2
Temp (°C) máx	29,5	23,4	22,4	26,2	27,4
DQOafl(mg/l)	298	316	273	278	265
DQOefl(mg/l)	118	96	113	115	132
% Rem DQO	60	70	59	59	50
DBOafl(mg/l)	128	151	138	148	150
DBOefl(mg/l)	37	31	48	52	59
% Rem DBO	71	80	65	65	61
SSTafl(mg/l)	128	170	160	139	123
SSTefl(mg/l)	53	35	39	61	33
% Rem SST	59	79	76	56	73

Tabela 3.1.2 Primeiro período. Valores médios de produção de gás nos diversos tempos de retenção hidráulica

Período(dias)	110-140	207-256	283-297	311-327	331-354
TRH (h)	8,4	9,0	6,5	7,4	4,7
Produção de gás					
(Nm ³ /d)	13,9	13,6	14,7	18,5	19,6
(Nm ³ /kgDQOafl)	0,136	0,135	0,121	0,172	0,121

Tabela 3.1.3 Primeiro período. Valores médios da quantidade de lodo descartado nos períodos definidos pelo tempo de retenção hidráulica

Período(dias)	110-140	207-256	283-297	311-327	331-354
TRH (h)	8,4	9,0	6,5	7,4	4,7
Descarte de Lodo(kgSST/dia)	10,8	14,3	29,7	24,4	16,7

Tabela 3.1.4 Valores médios da alimentação e efluente dos parâmetros físico-químicos medidos durante o primeiro período de operação

Parâmetro	Alimentação	Efluente
(mg/l)		
NKT	25	26
NH ₄ - N	15	20
Ptot	3,4	3,3
SO ₄	18	12
Óleos e Graxas	33	23
Surfactantes	3,0	2,7
Cor verdadeira	80	50
Zn	0,19	0,15
Fe	1,9	1,2
Hg(μg/l)	0,7	0,2

Resposta

Tabela 3.1.5 Valores médios obtidos das contagens de organismos fecais na alimentação e efluente efetuados no primeiro período de operação

Parâmetro	Alimentação	Efluente
Coliformes Totais*	$1,1.10^8$	$1,2.10^7$
Coliformes Fecais*	$1,6.10^7$	$4,1.10^6$
Streptococcus Fecais*	$3,3.10^6$	$6,9.10^5$
Clostridium perfringens*	$9,8.10^4$	$3,0.10^4$
Salmonella sp*	Presentes	Presentes
Colifagos**	$2,7.10^5$	$1,1.10^5$
Ovos e Larvas de Helmintos	Presentes	Raros
Cistos de Protozoários	Presentes	Ausentes

* NMP/100ml

**UFP/100ml

A figura 3.1.1 apresenta os dados de DBO, DQO, SS em função do tempo de ensaio e as médias de TRH correspondentes, ao longo deste primeiro período de operação. A figura 3.1.2 apresenta a concentração de ST do lodo nos seis pontos de amostragens durante este período de operação de doze meses.

Figura 3.1.1 Resultados diários de amostragens compostas de 24 horas de DBO, DQO e SST na alimentação e efluente e valores médios de tempo de retenção hidráulica em função do tempo de ensaio durante o primeiro período de operação de doze meses

Figura 3.1.2 Concentração de ST do lodo nos seis pontos de amostragem determinados nos diversos tempos de ensaio indicados, ao longo do primeiro período de operação

Resultados das análises microscópicas do lodo são mostrados nas figuras 3.1.3 a 3.1.6. Observou-se a presença de grânulos ovais ou irregulares de coloração preta, superfície lisa, com dimensões que atingiram no máximo 2mm de comprimento ou diâmetro (figura 3.1.3). Alguns grânulos apresentaram resistência ao teste da agulha. (Rech,1991)

ESCALA

Figura 3.1.3 Estereomicroscopia dos grânulos do lodo coletado no ponto 1. A barra eqüivale a 0,5 mm.

Figura 3.1.4 Microscopia de contraste de fase do grânulo macerado, exibindo longos filamentos de bactérias do gênero *Methanotrix* a) formando feixes espessos. b) enovelados. c) Microscopia de campo luminoso de material corado. A seta indica a separação entre as células que formam os filamentos. A barra equivale a 10 μm .

mm

Figura 3.1.5 Microscopia de contraste de fase. Filamento de bactéria metanogênica do gênero Methanospirillum. A barra equivale a 10 μm .

Figura 3.1.6 Microscopia de campo luminoso de material corado (Gram). Bactérias metanogênicas e não metanogênicas, Gram negativas, encontradas no grânulo. Methanotrix (a); Methanospirillum (b); Methanobacterium (c); Desulfovibrio (d); Desulfobulbus propionicus (e). A barra equivale a 10 μm .

Após a operação do reator pelo período de doze meses, o mesmo foi esvaziado para verificação e manutenção da sua parte interna. A partida deste segundo período foi efetuada inoculando-se o reator com lodo digerido do próprio biodigestor, que ficou estocado em caçambas na SABESP durante três meses. Iniciou-se então a alimentação do reator. Pretendia-se manter o reator por determinados períodos de tempo em vazões preestabelecidas para se poder comparar as eficiências de remoção. Mas isso não estava sendo conseguido devido aos constantes entupimentos de saída de efluente. A tubulação de saída do efluente era colocada no centro do reator, aproveitando a tubulação central existente como estrutura de sustentação da parte superior do reator. Isso provocava entupimentos causados por folhas de árvores, que caíam na superfície do decantador. Após oito meses de alimentação com vazões bastante variadas sobretudo com interrupções da alimentação, a operação foi interrompida para uma pequena reforma que possibilitava a introdução de ar comprimido na tubulação de saída de efluentes para seu desentupimento.

O lodo permaneceu no reator durante o período de reforma (dois meses), quando então voltou a ser alimentado, iniciando-se o segundo período de operação.

3.2 Resultados do segundo período de operação

Este segundo período teve duração de dezessete meses de operação e corresponde aos resultados obtidos entre maio de 1989 e outubro de 1990.

(Vieira e Garcia, 1992). Neste item são apresentados os valores médios de operação estabelecidos pelo tempo de residência hidráulica. Os resultados diários de operação são apresentados no Anexo B.

Na tabela 3.2.1 são apresentadas as condições de operação para este segundo período, através das médias, desvio padrão de TRH e temperatura ambiente nos respectivos tempos de ensaio.

Tabela 3.2.1 Segundo período. Condições de operação com respectivas médias e desvio padrão

Tempo de ensaio (dia)	Temperatura Ambiente (°C)	TRH (horas)
9 a 32	19 ± 3	14,5 ± 2,2
37 a 72	18 ± 3	11,0 ± 2,4
93 a 145	21 ± 3	8,8 ± 1,7
146 a 164	22 ± 3	7,2 ± 0,6
170 a 180	22 ± 2	7,0 ± 0,1
228 a 248	25 ± 2	7,5 ± 0,8
253 a 262	28 ± 1	6,1 ± 0,1
269 a 339	25 ± 2	6,2 ± 0,6
340 a 382	21 ± 3	5,1 ± 0,2

A tabela 3.2.2 apresenta os valores médios e desvio padrão de DQO, DQO solúvel, DBO, SST e sulfatos do afluente, para o segundo período de operação.

Tabela 3.2.2 Segundo período. Principais características do afluente (Média±Desvio-padrão)

TRH (h)	DQO (mg / L)	DQOsolúvel (mg / L)	DBO (mg / L)	SST (mg / L)	Sulfatos (mg / L)
14,5	400 ± 64	171 ± 34	255 ± 68	não determ.	Não determ.
11,0	403 ± 68	156 ± 37	249 ± 64	182 ± 48	não determ.
8,8	407 ± 61	151 ± 20	253 ± 51	195 ± 70	32 ± 7
7,2	459 ± 84	160 ± 17	255 ± 53	219 ± 57	77 ± 131
7,0	374 ± 31	139 ± 10	237 ± 35	192 ± 64	88 ± 120
7,5	194 ± 65	96 ± 31	105 ± 54	91 ± 39	34 ± 8
6,1	188 ± 37	96 ± 21	104 ± 18	67 ± 11	21 ± 9
6,2	258 ± 50	115 ± 29	157 ± 48	113 ± 43	24 ± 9
5,1	307 ± 63	120 ± 28	198 ± 46	149 ± 72	25 ± 13

A tabela 3.2.3 apresenta os valores médios de DQO, DQO solúvel, DBO e SST do efluente e a tabela 3.2.4 os valores médios de eficiência de remoção de DQO, DQO solúvel, DBO e SST para o segundo período de operação.

Tabela 3.2.3 Segundo período. Principais características do efluente (Média ± Desvio-padrão)

TRH (horas)	DQO (mg / L)	DQOsolúvel (mg / L)	DBO (mg / L)	SST (mg / L)
14,5	142 ± 37	93 ± 21	77 ± 20	não determ.
11,0	149 ± 30	85 ± 22	84 ± 22	45 ± 19
8,8	142 ± 27	75 ± 16	72 ± 17	49 ± 23
7,2	206 ± 46	121 ± 19	101 ± 32	74 ± 33
7,0	152 ± 18	91 ± 11	73 ± 17	45 ± 9
7,5	89 ± 20	45 ± 17	40 ± 9	34 ± 14
6,1	83 ± 10	45 ± 15	42 ± 10	24 ± 8
6,2	103 ± 39	54 ± 21	47 ± 22	37 ± 16
5,1	117 ± 29	50 ± 17	58 ± 14	49 ± 21

Tabela 3.2.4. Segundo período. Valores médios de eficiência de remoção, em porcentagem, da DQO, DQO solúvel, DBO e SST

TRH (h)	14,5	11,0	8,8	7,2	7,0	7,5	6,1	6,2	5,1
REMOÇÃO (%)									
DQO	64	63	65	55	59	54	56	60	62
DQOsolúvel	45	46	50	24	34	53	53	53	58
DBO	70	66	72	60	69	62	60	70	71
SST	--	75	75	66	76	62	64	67	67

As tabelas 3.2.5 a 3.2.7 apresentam resultados médios do segundo período de operação.

Tabela 3.2.5 Segundo período. Resultados médios de operação relativos a carga orgânica aplicada e relação DQO/sulfatos nos diversos TRH estabelecidos

TRH (h)	14,5	11,0	8,8	7,2	7,0	7,5	6,1	6,2	5,1
Fator de carga estimado (kgDQOapl./kgSST.dia)	---	0,07	0,09	0,19	0,12	0,05	0,08	0,12	0,19
Relaç. Média DQO/Sulfatos	---	---	12,7	6,0	4,3	5,7	9,0	10,8	12,3

Tabela 3.2.6 Segundo período. Resultados médios de produção de gás nos diversos TRH

TRH (h)	14,5	11,0	8,8	7,2	7,5	6,1	6,2	5,1
Produção de gás (Nm ³ /kgDQOapl)	0,08	0,10	0,10	0,11	0,17	0,12	0,13	0,12
(Nm ³ CH ₄ /Kg DQOrem)	0,09	0,11	0,12	0,12	0,25	0,15	0,15	0,13

Tabela 3.2.7 Segundo período. Resultados médios relativos a produção e idade do lodo nos diversos TRH estabelecidos

TRH (h)	14,5	11,0	8,8	7,2	7,0	7,5	6,1	6,2	5,1
Descarte de lodo (kgSST/dia)	4,5	20,7	26,9	31,1	24,0	16,6	11,0	8,0	6,4
Idade do lodo estimada (dias)	---	49	33	16	30	48	51	39	27
PRODUÇÃO DE LODO (kgSST/kgDQO _{APL})									
Lodo descartado	---	0,20	0,20	0,17	0,16	0,22	0,12	0,07	0,04
Lodo descartado + perdas pelo efluente	---	0,31	0,32	0,33	0,28	0,40	0,25	0,21	0,20

As figuras 3.2.1 a 3.2.4 mostram os resultados médios de DBO e DQO obtidos para as diversas faixas de TRH estabelecidas.

Figura 3.2.1 Resultados médios da DBO do efluente obtidos nas diversas faixas de TRH

Figura 3.2.2 Remoções médias de DBO obtidas para as diversas faixas de TRH

Figura 3.2.3 Resultados médios da DQO do efluente obtidos nas diversas faixas de TRH

Figura 3.2.4 Remoções médias de DQO obtidas para as diversas faixas de TRH

Ao final deste período de levantamento de dados verificou-se a necessidade da execução de uma reforma no sistema de saída de efluente.

O efluente recolhido das canaletas do decantador saia por uma tubulação que passava por dentro do reator, servindo também como estrutura

suporte da parte superior do reator. A tubulação estava sendo corroída. Em contato com o ar, o sulfeto contido no efluente oxidava-se a sulfato. Passou-se então a coletar o efluente das canaletas e enviá-lo diretamente para fora do reator. A tubulação interna foi preenchida com concreto reforçando-se a estrutura do reator e inutilizando-a como tubulação de saída de efluente.

Após essa reforma, o reator foi utilizado para execução de testes com produto biotecnológico que não constam do escopo deste trabalho. (Relatório Interno, CETESB 1993). Terminados os testes, o reator foi esvaziado e lavado para início de um novo período de operação.

3.3 Resultados do Terceiro Período de Operação

Este período de operação compreende os resultados obtidos entre 20 de janeiro de 1992 e 10 de novembro de 1993, totalizando 660 dias de ensaio. Neste período foi dada ênfase à partida do reator visando a diminuição do tempo necessário para entrada do processo em regime estacionário. As determinações analíticas foram feitas com menor frequência, pois os parâmetros principais já haviam sido obtidos nos períodos anteriores e os testes passaram a ter outro enfoque. Não se procurava operar o reator da forma recomendada para formação de um bom lodo, partindo-se lentamente, ou seja, aumentando-se gradativamente a vazão, mas sim testar seu comportamento quando operado em condições fora dos procedimentos normais. Portanto os números obtidos serão mais utilizados como base comparativa do que como levantamento de parâmetros. Com este objetivo, tabelas resumo com cálculos efetuados para obtenção de médias em

diferentes faixas de tempo de ensaio foram efetuadas e são apresentadas no anexo C, além dos resultados diários de operação. Neste item são apresentados gráficos de acompanhamento dos parâmetros medidos e tabelas de valores médios dos principais parâmetros, para as etapas estabelecidas pela temperatura, durante o regime estacionário, operando-se a TRH semi-constante de 6 horas.

A vazão era controlada durante oito horas do dia. Diariamente, entre 8 e 16 horas, efetuava-se a leitura e a correção da vazão para o seu valor estipulado. A partir das 16 horas não havia mais controle e ocorria durante a noite interrupção do funcionamento da bomba de alimentação, devido à queda de energia elétrica. Pela manhã a bomba era religada, impondo-se vazão de $20 \text{ m}^3/\text{h}$. Assim, os valores diários apresentados nas tabelas e gráficos, são as médias ponderadas das vazões lidas ao longo do dia. A vazão foi estipulada em $20 \text{ m}^3/\text{h}$, que corresponde a TRH de 6 horas, com base na avaliação da operação dos períodos anteriores. Foram feitas várias tentativas de se efetuar a partida de forma acelerada, iniciando-se com vazão de $20 \text{ m}^3/\text{h}$ ou aumentando-a em curto espaço de tempo, durante os primeiros 280 dias de ensaio. A figura 3.3.1 mostra a evolução do TRH aplicado ao longo do tempo. A partir de 280 dias de ensaio foi efetuada a partida de forma lenta, da maneira como foi efetuada nos períodos anteriores, ou seja, aumentando-se gradativamente a carga aplicada.

Fig. 3.3.1 Variação do tempo de retenção hidráulica aplicado ao longo do tempo

Como a temperatura do reator não era controlada , a variação da temperatura do líquido no seu interior sofria variações ao longo do tempo que são mostradas na figura 3.3.2.

Figura 3.3.2. Temperatura no reator

Figura 3.3.3. Produção de gás

Figura 3.3.4. Ácidos Voláteis no lodo - ponto 1

Os ácidos voláteis apresentaram estabilidade e valores inferiores a 50 mg/L após cerca de 350 dias de ensaio (Figura 3.3.4). A medida da Atividade Metanogênica Específica (Figura 3.3.5) e a evolução do crescimento e

predominância de bactérias do gênero *Methanotrix* em relação às do gênero *Methanosarcina* (Figuras 3.3.6 e 3.3.7), evidenciam a melhoria da qualidade do lodo por volta dos 410 dias de ensaio e justificam a evolução dos parâmetros que medem a eficiência do processo.

Figura 3.3.5. Atividade Metanogênica Específica do lodo - ponto 1

Figura 3.3.6. Bactérias do gênero *Methanotrix* no lodo - ponto 1

Figura 3.3.7. Bactérias do gênero *Methanosarcina* no lodo - ponto 1

Observando-se a evolução dos parâmetros de produção de gás (Figura 3.3.3), DQO total e solúvel (Figuras 3.3.8, 3.3.9, 3.3.10 e 3.3.11) e DBO total e solúvel (Figuras 3.3.12, 3.3.13, 3.3.14 e 3.3.15) verifica-se que o sistema

apresentou melhoras a partir do tempo de ensaio 280 dias. Por volta dos 320 dias de ensaio apresentava estabilidade e melhores resultados de eficiência de remoção de matéria orgânica.

Figura 3.3.8. DQOt_{tot} da alimentação e do efluente

Figura 3.3.9. Remoção de DQOt_{tot}

Figura 3.3.10. DQOsol da alimentação e do efluente

Figura 3.3.11. Remoção de DQOsol

Figura 3.3.12. DBO_{tot} da alimentação e do efluente

Figura 3.3.13. Remoção de DBO_{tot}

Figura 3.3.14. DBOsol da alimentação e do efluente

Figura 3.3.15. Remoção de DBOsol

Figura 3.3.16. SST da alimentação e do efluente

Figura 3.3.17. Remoção de SST

A partir de 413 dias de ensaio, com o sistema já estabilizado, iniciou-se a aplicação de 20 m³ /h de vazão (TRH=6 horas).

A tabela 3.3.1 apresenta as médias e desvios padrão dos parâmetros de medida de matéria orgânica em DBO, DQO e SST do processo em regime estacionário, para as faixas estabelecidas pela temperatura.

Os parâmetros de Cor e Turbidez, que refletem a qualidade do efluente em termos de estética, são apresentados na tabela 3.3.2, para as diferentes faixas de temperatura.

A tabela 3.3.3 mostra os valores médios e desvios padrão obtidos para o fator de produção de gás, nas diferentes faixas de temperatura.

Tabela 3.3.1 Valores médios e desvio padrão de DBO, DQO e SST durante o regime estacionário , para as faixas estabelecidas de temperatura.

Dias de ensaio	413- 493	494- 603	604- 660
Parâmetros	Média ± d.p.	Média ± d.p.	Média ± d.p.
TRH (horas)	6,7 ± 1,7	6,9 ± 1,7	7,9 ± 2,4
Temp. Reator (°C)	23,5 ± 1,5	19,3 ± 1,8	21,6 ± 0,8
Temp. Amb. (°C)	22,1 ± 2,1	17,7 ± 3,0	21,2 ± 3,3
DQO (mg/L) Alim.	382 ± 152	398 ± 72	445 ± 313
Total Eflu.	133 ± 38	192 ± 75	166 ± 24
% Rem.	65,3	51,8	62,8
Solúvel Alim.	137 ± 48	169 ± 31	158 ± 66
Eflu.	72 ± 18	86 ± 22	98 ± 35
% Rem.	47	49	40
DBO (mg/L) Alim.	186 ± 71	237 ± 65	167 ± 70
Total Eflu.	57 ± 16	103 ± 41	73 ± 23
% Rem.	69	56	56
Solúvel Alim.	137 ± 48	169 ± 31	158 ± 66
Eflu.	72 ± 18	86 ± 22	96 ± 35
% Rem.	47	49	40
SST (mg/L) Alim.	199 ± 99	149 ± 56	149 ± 242
Eflu.	88 ± 84	81 ± 42	81 ± 100
% Rem.	56	50	58

Tabela 3.3.2 Terceiro Período. Valores médios e desvios padrões de Cor e Turbidez, medidos durante o período estacionário para faixas estabelecidas pela temperatura.

Dias de ensaio		413-493		494-603		604-660	
Parâmetros		Média	± d.p.	Média	± d.p.	Média	± d.p.
TRH (horas)		6,7	± 1,7	6,9	± 1,7	7,9	± 2,4
Temp. Reator (°C)		23,5	± 1,5	19,3	± 1,8	21,6	± 0,8
Cor	Alim	30	± 11	52	± 31	66	± 70
	Eflu.	25	± 7	42	± 19	45	± 22
	% Rem.	17		19		32	
Turbidez	Alim	52	± 21	76	± 25	42	± 16
	Eflu	21	± 8	34	± 13	23	± 8
	% Rem	60		55		45	

Tabela 3.3.3. Terceiro Período. Valores médios e desvios padrões obtidos para os fatores de produção de gás nas três fases definidas pela temperatura.

Dias de ensaio		413-493		494-603		604-660	
Parâmetros		Média	± d.p.	Média	± d.p.	Média	± d.p.
Temp. Reator (°C)		23,5	± 1,5	19,3	± 1,8	21,6	± 0,8
Temp. Amb. (°C)		22,1	± 2,1	17,7	± 3,0	21,2	± 3,3
Produção de gás							
N m³ / d		17,6	± 3,3	16,1	± 2,3	16,4	± 2,2
N m³ / (m³ reator · d)		0,121	± 0,023	0,112	± 0,016	0,113	± 0,015
N m³ / kg DQO		0,098	± 0,051	0,080	± 0,021	0,116	± n.d.

As médias e desvios padrão das concentrações de lodo nos seis pontos de amostragem durante o regime estacionário (413-660 dias), são mostradas na tabela 3.3.4. O descarte de lodo foi efetuado com base no fator de produção de lodo obtido nos períodos e operação anteriores. As quantidades de lodo descartadas e o fator de produção de lodo obtido são mostrados na tabela 3.3.5.

As médias e desvios padrão das concentrações de lodo nos seis pontos de amostragem, para as diversas faixas de temperaturas, são mostradas na tabela 3.3.4. O descarte de lodo foi efetuado com base no fator de produção de lodo obtido nos períodos de operação anteriores. As quantidades de lodo

descartadas e o fator de produção de lodo obtido para cada uma das faixas de temperatura, são mostrados na tabela 3.3.5.

Tabela 3.3.4 - Terceiro período. Valores médios e desvios padrão das concentrações de lodo nos seis pontos de amostragem durante o regime estacionário (de 413 a 660 dias de ensalo).

Parâmetro			Fase			Regime Estacionário		
						413-660		
ponto 1	ST	(g/L)				32,36	±	4,99
	SV	(g/L)				18,47	±	2,94
	ST/SV	(%)				57,1		
ponto 2	ST	(g/L)				33,07	±	4,39
	SV	(g/L)				18,72	±	4,28
	ST/SV	(%)				56,6		
ponto 3	ST	(g/L)				21,66	±	6,57
	SV	(g/L)				11,27	±	4,98
	ST/SV	(%)				52,0		
ponto 4	ST	(g/L)				10,30	±	5,73
	SV	(g/L)				5,79	±	3,32
	ST/SV	(%)				56,2		
ponto 5	ST	(g/L)				1,39	±	1,07
	SV	(g/L)				18,47	±	2,94
	ST/SV	(%)				78,0		
ponto 6	ST	(g/L)				1,58	±	1,10
	SV	(g/L)				1,33	±	1,11
	ST/SV	(%)				84,1		

Tabela 3.3.5 - Terceiro Período. Valores médios e desvios padrão obtidos para o fator de produção de lodo durante o regime estacionário(de 413 a 660 dias de ensalo)

parâmetro		fase	RegimeEstacionário
			413-660
Produção de lodo (kg SST/kg DQO ad.)	lodo removido		0,06
	perda com o efluente		0,21
	total		0,27

4.DISSCUSSÃO DOS RESULTADOS

4.1 Avaliação do primeiro período de operação

Neste primeiro período de operação contínua de doze meses, a ênfase era dada ao levantamento de parâmetros de: eficiência do tratamento na remoção de matéria orgânica, suficiência e remoção de nutrientes, remoção de detergentes, produção de gás e produção de lodo.

4.1.1 Inoculação e partida

Para início deste período de operação, foi utilizado como inóculo, lodo de digester convencional proveniente da ETE-Pinheiros da SABESP. O lodo foi colocado previamente no reator em quantidade correspondente a 20% do volume e completado o volume com esgoto bruto. Após dois dias quando se observou a queda da produção de gás iniciou-se a alimentação.

A vazão de alimentação foi incrementada lentamente, tendo-se iniciado com tempo de retenção hidráulica de 40 horas e atingindo-se após 60 dias, tempo de retenção hidráulica de 10 horas. Este procedimento resultou na obtenção de um lodo de boa qualidade que possibilitou a entrada do processo em regime estacionário num curto espaço de tempo comparativamente aos resultados que se tem obtido na partida de reatores anaeróbios.

4.1.2 Remoção de matéria orgânica (DQO e DBO)

A figura 3.1.1 possibilita a avaliação do comportamento do sistema em relação à concentração de matéria orgânica medida pela DBO e DQO na alimentação e efluente. Após um período inicial de cerca de 30 dias, o efluente apresentou estabilidade e boa qualidade. A estabilidade foi mantida apesar da variação apresentada pela concentração de matéria orgânica da alimentação que oscilou entre 80 e 240 mg DBO / L e entre 200 e 500 mg DQO / L. As porcentagens de remoção variaram em função da concentração de matéria orgânica da alimentação, uma vez que essas concentrações no efluente se mantiveram em patamares estáveis de 30 a 60 mg DBO / L e de 100 a 130 mg DQO / L (Tabela 3.1.1). No caso desse efluente (esgoto doméstico diluído), o residual de matéria orgânica após o tratamento anaeróbico é maior que aquele obtido após tratamento aeróbico, em que se observa cerca de 20 mg DBO / L no efluente do tratamento. Esse residual não diminuiu, mesmo com o aumento do TRH.

Não se observou diminuição da eficiência do processo com a diminuição do TRH. Esse comportamento poderia ter sido observado ao se atingir menos de 5 horas de TRH, porém isto não foi possível pois foi necessário interromper-se o funcionamento do reator (item 4.1.17).

4.1.3 Sólidos Suspensos

A remoção de SST variou entre 60 e 80% e a concentração de sólidos no efluente apresentou-se estável. O bom funcionamento do decantador é fundamental para o desempenho do reator. Aqui verifica-se que essa exigência foi satisfeita, no que diz respeito à manutenção de sólidos dentro do reator. No entanto o efluente apresenta concentração de SST na faixa de 35 a 60 mg/l, o que pode representar ainda uma alta concentração de sólidos, no que diz respeito à qualidade do efluente, dependendo do destino que lhe for dado. Pode haver, portanto, necessidade de uma complementação do tratamento para sua remoção.

4.1.4 Nutrientes

Nitrogênio, fósforo e outros nutrientes e micronutrientes são necessários à atividade bacteriana. A composição inorgânica das bactérias metanogênicas indica as suas exigências nutricionais. No caso das metanogênicas alguns micronutrientes como Ni, Fe e Co estão em concentrações mais altas do que em outros microrganismos, o que indica uma exigência especial destes micronutrientes pelas mesmas. Deve-se sempre prever que haja o dobro da concentração mínima de nutrientes para assegurar um pequeno excesso. (Zegers, 1994 citando Scherer, 1983).

As exigências de nutrientes, necessárias ao crescimento das bactérias anaeróbias, depende da concentração de DQO da água residuária. A relação

mínima de DQO:N situa-se entre 100:5 e 100:3 (Craveiro, 1994, citando Berg, 1981 e Zeeuw, 1984). A relação N:P é de 5:1. Assim, as relações de DQO:N:P devem estar na faixa de 100:3 a 5:1 (Iza et al., 1991).

Durante o processo de digestão, o nitrogênio presente na forma orgânica (N-org) como proteínas e amino ácidos, é degradado e liberado na forma inorgânica (N-NH_4^+). Uma pequena parcela $< 1\%$ é utilizada para produção celular. A concentração de N-org pode ser determinada pela diferença entre o N total determinado pelo método de Kjeldahl (NTK) e o nitrogênio na forma amoniacal ou inorgânica (N-NH_4^+). (Standard Methods, 1985), (Field, 1994)

(NH_3)

Os resultados da tabela 3.1.4 indicam que a quantidade de nutrientes contida no esgoto doméstico é suficiente ao processo, considerando-se a relação de requerimento de nutrientes como (DQO:N:P=100:5:1)

Também pela tabela 3.1.4 verifica-se que não ocorre remoção de nitrogênio e fósforo no processo de tratamento. O nitrogênio na forma amoniacal apresenta um pequeno aumento talvez devido à maior facilidade de detecção pela metodologia analítica, uma vez que o processo em si leva os compostos que contêm nitrogênio à forma de nitrogênio amoniacal.

O fato do processo não remover nutrientes pode significar a necessidade de um tratamento complementar para evitar-se concentrações indesejáveis de compostos de nitrogênio no corpo d'água receptor e também evitar-se concentrações de fósforo que podem provocar eutrofização, pelo crescimento excessivo de algas seguido de sua morte, em lagoas ou corpos d'água represados.

4.1.5 Compostos tóxicos

Compostos tóxicos com efeitos nocivos a plantas, animais e microrganismos podem estar presentes no esgoto doméstico pelo lançamento de efluentes industriais na rede coletora ou mesmo através do escoamento superficial que carrega substâncias nocivas liberadas no meio ambiente. Compostos tóxicos presentes nos esgotos, interferem no processo biológico de tratamento, causam contaminação do solo quando da disposição do lodo e ocasionam toxicidade no ambiente aquático onde é descarregado o efluente.

a) efeito tóxico às bactérias

As principais substâncias que causam efeito tóxico ou inibidor às bactérias anaeróbias e que, portanto, prejudicam o processo biológico, são: metais pesados, metais alcalinos e alcalino terrosos, compostos orgânicos clorados ou aromáticos, sulfeto, amônia e oxigênio.

Alguns aspectos comuns da toxicidade às bactérias merecem ser destacados:

- a toxicidade é um termo relativo, podendo, uma mesma substância, ser estimulante ou tóxica às bactérias de acordo com sua concentração;
- a adição lenta e continuada de um composto tóxico pode provocar aclimação das bactérias, por seleção dos organismos mais resistentes, modificando os limites aceitáveis daquele agente;

- A adição repentina de um composto tóxico (carga de choque) provoca efeitos inibitórios a concentrações mais baixas de um mesmo agente tóxico;
- existem substâncias tóxicas que interagem e provocam alterações nos seus respectivos potenciais tóxicos, podendo aumentá-lo (efeito sinérgico) ou diminuí-lo (efeito antagônico);
- as substâncias somente apresentam toxicidade quando na forma solúvel;

Vários estudos sobre o efeito de agentes tóxicos à digestão anaeróbia têm sido efetuados. A influência de concentrações de compostos tóxicos presente nos esgotos a serem tratados pelo sistema da Região Metropolitana de São Paulo foi estudada na CETESB. Este sistema prevê o tratamento de lodos primário e secundário (obtido no decantador secundário após tratamento por lodo ativado) por digestão anaeróbia. Para avaliar-se a capacidade do sistema em receber composto tóxicos foram efetuados ensaios de tratamento de lodos esgotos domésticos contendo compostos tóxicos provenientes da mistura de esgotos domésticos com efluentes líquidos industriais. Estes lodos continham concentrações dos principais compostos tóxicos com valores médios de: 4,55 mg CN / L; 8,88 mg Zn / L; 1,88 mg Ni / L; 5,04 mg Cr / L; 1,85 mg Cu / L; 51,5 mg Fe / L. O digestor recebeu continuamente o lodo tóxico. Gradativamente ocorreu diminuição da eficiência do processo até atingir a inibição total. A concentração limite de tóxicos presentes simultaneamente no lodo em digestão antes que ocorresse inibição total foram de: 21 mg CN / L; 202 mg Zn / L; 32 mg Ni / L; 183 mg Cr / L; 133 mg Cu / L; 2.506 mg Fe / L. (Souza, 1982).

como
refe
1 L
q
de
há
dom
de
fale
q
canc

reaplicar a
fece meio amido; mg/kg de
deb

Rodenas - Garcia, em 1991, estudou o efeito tóxico inibitório de diversos metais pesados (Zn, Fe, Cu, Ni e Cr) e de cianeto na digestão anaeróbia de lodo de esgoto. Os metais foram adicionados na forma de cloreto e de sulfato. Quando na forma de cloreto, as concentrações inibitórias foram de: 75 mg Zn / L; 5.200 mg Fe / L; 390 mg Cu / L; 270 mg Ni / L; 775 mg Cr / L. Para os metais adicionados na forma de sulfatos, as concentrações inibitórias do lodo em digestão foram de: 960 mg Zn / L; 15.400 mg Fe / L; 1.520 mg Cu / L; 1.920 mg Ni / L; 525 mg Cr / L.

Analisando-se os valores encontrados dessas substâncias potencialmente tóxicas, no lodo do reator UASB de 120 m³, observou-se que estas apresentam concentrações bastante inferiores aos resultados obtidos por aqueles autores para as concentrações inibitórias de metais pesados à digestão anaeróbia.

b) efeito tóxico aos organismos aquáticos

Os efluentes mesmo tratados biologicamente, podem conter toxicidade a organismos aquáticos. Para detectar a presença destes agentes tóxicos em efluentes, várias metodologias, baseadas na toxicidade a diferentes espécies, vêm sendo descritas. O efeito tóxico no ambiente aquático pode ser determinado com base na toxicidade a peixes ou a *Dafnia* (Gherardi-Goldstein, 1990). Um outro teste, o Microtox (TM), se baseia na toxicidade à bactéria luminescente *Photobacterium phosphoreum*; o teste do Met PAD (TM) (Bitton et al., 1992), é baseado na atividade enzimática da β -

galactosidase de uma cultura de *E.coli*; um processo respirométrico utiliza bactérias nitrificantes (Arbuckle y Alleman, 1992) citados por Lopes, 1993.

A toxicidade do efluente do reator UASB de 120 m³ da CETESB, foi testada através da aplicação de testes com *Dafnia similis* seguindo o procedimento recomendado pela International Organization for Standardization (Int. Org. Stand., 1976, citado por Araujo et al., 1991) modificado pela CETESB (1986). O método consiste em expor o organismo teste a, no mínimo seis concentrações diferentes do efluente durante 24 horas, com quatro replicatas por concentração. Após este período efetua-se a contagem dos organismos imóveis. Os resultados são expressos em concentração efetiva que é aquela que causa imobilidade a 50% dos organismos durante o período de exposição (24-h EC50).

O efluente do reator UASB apresentou toxicidade aguda a *D.similis*, exceto para uma entre treze amostras. A toxicidade foi também testada no efluente do reator UASB após ozonização. Este tratamento complementar ocasionou redução da toxicidade do efluente mostrando-se eficiente para prevenir impactos na vida aquática pelo lançamento desses efluentes. (Araujo et al., 1991).

O principal objetivo destes testes é determinar a toxidade a um meio aquático, já que as espécies utilizadas são muito diferentes daquelas encontradas em ambiente ou reator anaeróbio.

A verificação do efeito tóxico a partir da determinação individual de cada um dos componentes no meio em digestão é difícil e dispendiosa. A determinação da toxidade em reatores aeróbios é efetuada medindo-se o

decaimento da taxa de consumo de oxigênio. Para se determinar a toxicidade ao processo de digestão anaeróbia um teste foi desenvolvido baseando-se na padronização da medida da atividade metanogênica específica de lodos. (Field et al., 1988). Este teste não determina o componente que está causando o efeito, mas auxilia e simplifica a detecção da presença de compostos tóxicos.

c) contaminação do solo

Existem limites aceitáveis, estabelecidos por legislação, para metais e compostos orgânicos tóxicos no lodo de esgoto tratado e no solo. No Brasil, esses padrões de emissão ainda não estão estabelecidos. Grossi, em 1993, cita padrões estabelecidos na Alemanha onde se tem grande experiência com esses valores e os limites são mais rigorosos do que em outros países. Os limites para Pb, Cu, Zn, Cr, Ni, Cd, Hg e PCB's no lodo são respectivamente 900, 800, 2.500, 900, 200, 10, 8 e 12 mg/kg, segundo a lei Federal Alemã.

4.1.6 Sulfato, óleos e graxas, detergentes e cor

O sulfato esteve presente em concentrações baixas em torno de 18 mg SO_4 / L. (Tabela 3.1.4).

Os óleos e graxas foram reduzidos de 33 mg/l na alimentação para 23 mg/l no efluente. Já os surfactantes praticamente não apresentaram remoção (Tabela 3.1.4). A remoção de cor não é suficiente para deixar o efluente sem coloração. Ele apresenta uma coloração um pouco escura devido à precipitação de metais na forma de sulfetos, presentes no meio redutor.

4.1.7 *Microrganismos fecais e patogênicos*

Os dados do comportamento dos organismos de origem fecal no reator UASB (inclusive alguns patogênicos) foram criteriosamente avaliados (Gasi,1988). Constatou-se que ocorre remoção de coliformes totais, coliformes fecais, estreptococcus fecais, *Clostridium perfringens*, *Salmonella* sp. , colifagos, ovos e larvas de helmintos e cistos de protozoários. No entanto a remoção de indicadores bacterianos e virais e de *salmonella*, não é suficiente do ponto de vista de saúde pública.

Os ovos e larvas de helmintos são removidos do efluente por sedimentação, indo para a fase sólida. Portanto o lodo gerado concentra bactérias, virus e parasitas, necessitando cuidados adequados no manuseio, disposição ou reutilização.

Clostrídios sulfito-redutores, medidos como *Clostridium perfringens* que participam da etapa hidrolítica do processo anaeróbio, aparentemente proliferam no lodo.

Observou-se também que a variável mais relacionada à presença de microrganismos no efluente é a temperatura do reator e entre 20 e 25°C pode-se verificar o aumento de sua concentração com o aumento da temperatura.

A partir desses resultados foram efetuados estudos de desinfecção do efluente através de cloração (Gasi et al,1988) e de ozonização (Gasi et al,1987).

4.1.8 Produção de gases

Os resultados mostrados na tabela 3.1.2 e figura 3.1.1 evidenciam o bom funcionamento do processo e possibilitam a avaliação da quantidade do biogás gerada no tratamento direto de esgotos.

Considerando a contribuição de 100 g DQO / hab.dia, o fator de conversão de 150 N L gás / Kg DQO adic. corresponde a uma produção de 15 N L gás / hab.dia.

A composição do biogás apresentou em média 70% CH₄, 8%CO₂ e 22% de N₂ o que corresponde a uma parcela razoável do gás inerte N₂, proveniente do ar dissolvido no esgoto. A separação deste gás bem como do CO₂, deve ser efetuada quando de sua purificação para posterior compressão.

4.1.9 Lodo: observações microscópicas

O acompanhamento do lodo foi feito através de microscópio, para verificação na evolução da formação de grânulos, desde a adição do inóculo ao reator até o final do período de operação (Rech, 1991).

O inóculo apresentou grânulos de cor cinza e preta com diâmetro de até 1mm. Após 36 dias do início de operação observou-se que os grânulos cinza desapareceram, ficando somente os de cor preta. Os grânulos de formato oval, apesar de diminuírem de tamanho, continuaram resistentes.

Ao longo dos 355 dias de ensaio foram feitas 22 observações microscópicas do lodo do ponto 1, por vezes acompanhadas dos outros pontos

de amostragem. Em 50% das amostras observou-se grânulos com diâmetros ou comprimentos inferiores a 1mm. Em 41% dos casos os grânulos apresentaram cerca de 1mm e em 9% das amostras os grânulos atingiram 2mm.

Na maioria das observações os grânulos apresentaram superfície lisa.

Foi observado um aumento na quantidade de grânulos, resistentes ou não, a partir do 269º dia de ensaio, quando o tempo de retenção hidráulica foi reduzido gradativamente de 30 para 4,8 horas.

Analisando-se as amostras coletadas ao longo do reator, observava-se que a distribuição dos grânulos ao longo da altura do reator está relacionada à vazão imposta. Quanto maior a vazão e menor o tempo de retenção hidráulica, maior é a dispersão dos grânulos ao longo do reator. Daí a importância do grau de densidade desses agregados para que ocorra uma boa decantação. Como os grânulos apresentavam-se pequenos e com pouco volume, a vazão de alimentação teve grande influência sobre a sedimentabilidade dos grânulos, como pôde ser verificado entre o 129º e 185º dia de ensaio, quando o tempo de retenção hidráulica passou de 10 para 30 horas e os grânulos, que até então ocupavam todo o corpo do reator, sedimentaram até a altura do terceiro ponto. O leito granulado tornou a se expandir quando o tempo de retenção foi novamente reduzido para 9,2 horas, assim permanecendo até o final do ensaio que culminou com 4,8 horas de tempo de retenção hidráulica. Observou-se também, que o aumento da vazão foi sempre acompanhado pelo aumento da quantidade dos grânulos.

Se compararmos este lodo do reator UASB de 120 m³ ao reator UASB de 106 L, testado anteriormente, em escala de laboratório, podemos dizer que este lodo apresentou características diferentes, com aspecto floculento quando observado a olho nu, em provetas de 1 L. No entanto, se comparado ao lodo de digestor convencional apresenta melhor sedimentabilidade e aspecto granuloso. A concentração do lodo no ponto 1 esteve na faixa de 22 a 78 g SST/L (figura 3.1.2). O índice volumétrico de lodo dos diversos pontos amostrados manteve-se sempre inferior a 30 ml / g, indicando excelentes características de sedimentação apesar da inexpressiva granulação quando comparada a do reator de 106 L.

4.1.10 Lodo: produção e descarte

O descarte de lodo foi efetuado a partir do início de operação através da estimativa da quantidade de sólidos que deveria se acumular no reator. O cálculo foi efetuado subtraindo-se da parcela de sólidos que entra no reator a parcela que se transforma em gás e desprezando-se a quantidade formada por crescimento celular. Estimou-se que 60% do lodo que entra é sedimentado no fundo do reator. Deste, 75% é volátil e se transforma em biogás com um rendimento de 65%. Adotando-se a concentração média de Sólidos Suspensos Totais (X_a) no esgoto bruto de 300 mg/L e considerando-se a vazão (Q) utilizada, pode-se estimar a quantidade de lodo acumulada que deve ser descartada:

$$(1 - 0,65 \times 0,75) \times 0,6 \times Q \times X_a$$

$$\text{Para } Q = 30 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$0,3 \times 30 \times 24 \times 300 = 64.800 \text{ g SST / d}$$

$$\text{Com o lodo a } 60 \text{ g SST / L}$$

$$\frac{64.800}{60} = 1080 \text{ L lodo / d}$$

Assim descartava-se diariamente um volume de 1 m^3 de lodo do ponto 1.

4.1.11 Balanço de massa

Efetuada-se os cálculos do balanço de massa para a condição de 6,5 horas, tem-se:

$$Q X_a + C = (Q - Q_d) X_e + Q_d X_d + M$$

$$Q = 18,5 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$X_a = 160 \text{ mg SST/L}$$

$$X_e = 39 \text{ mg SST/L}$$

$$Q_d = 1 \text{ m}^3 \text{ lodo/d}$$

$$X_d = 27,3 \text{ g/l}$$

$$18,5 \times 24 \times 0,160 + C = [(18,5 \times 24) - 1,08] 0,039 + 1,08 \times 27,3 + M$$

$$M - C = 24,3 \text{ kg SST/dia}$$

4.1.12 Fator de produção de lodo

$$Y_{\text{obs/DQO rem}} = (M - C) / Q (S_a - S_e)$$

$$Y_{\text{obs/DQO rem}} = 0,34 \text{ kg SST / kg DQO}_{\text{rem.}}$$

$$Y_{\text{obs/DQOaplic}} = (M - C) / Q S_a$$

$$Y_{\text{obs/DQOaplic}} = 0,20 \text{ kg SST / kg DQO}_{\text{aplic}}$$

A quantidade total de sólidos dentro do reator manteve-se entre 1000 e 1400 kg SST e o descarte de lodo esteve entre 10 e 30 kg SST / dia (tabela 3.1.3). A produção de lodo é de cerca de 45 a 60 kg SST desc / 1000 m³ de esgoto tratado, ou seja, de 0,15 a 0,20 kg SSTdesc / kg DQOapl. A produção de lodo é baixa quando comparada aos processos aeróbios (Vieira, 1988). Esse é o mais importante motivo de se efetuar o tratamento anaeróbio para esgotos domésticos. (Mergaert et al., 1992). O tratamento e disposição de lodo de esgoto é uma operação trabalhosa e dispendiosa.

4.1.13 Balanço de DQO

Efetuada-se o balanço de DQO para o processo em regime estacionário, na condição de 6,5 horas tem-se:

$$Qs_a = (Q - Q_d) S_e + Q_d S_d + S_{CH_4} + S_{CH_4 \text{dissolv}}$$

$$Q = 18,5 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$S_a = 0,273 \text{ g DQO/L}$$

$$S_e = 0,113 \text{ g DQO/L}$$

$$S_d = 196 \text{ g DQO/L}$$

$$Q_d = 1080 \text{ L lodo/d}$$

$$S_{CH_4} = 14,68 \text{ N m}^3_{\text{gás}}/\text{d}$$

$$S_{ech_4} = 21,4 \times 10^{-3} \text{ Nm}^3/\text{d}$$

$$\text{fator conversão DQO/CH}_4 = 2,86$$

$$18,5 \times 24 \times 0,273 = (18,5 - 1,08) \times 24 \times 0,113 + 1,08 \times 196$$

$$+ 14,68 \times 2,86 + 18,5 \times 24 \times 21,4 \times 10^{-3} \times 2,86$$

$$\text{DQO} = 206 \text{ kg/dia}$$

4.1.14 Carga orgânica aplicada

$$C_{org} = Q \times S_a / V_r$$

$$C_{org} = 1,49 \text{ kgDQO/m}^3 \text{ reator.dia}$$

4.1.15 Controle da vazão

A vazão que era controlada apenas durante oito horas do dia, nem sempre mantinha o valor estipulado e aplicado, durante as outras dezesseis horas. Se neste período ocorria queda da energia elétrica, o alimentação do sistema só era retomada no outro dia pela manhã. A vazão diária apresentada é a média ponderada das leituras efetuadas ao longo das 24 horas do dia, sendo a leitura efetuada a cada hora apenas entre 8 e 16 horas. Portanto as médias diárias apresentadas podem apresentar valor inferior ao real para os dias em que houve parada da bomba por falta de energia elétrica ou queda do valor fixado por obstrução do sistema. Nas condições médias reportadas nas tabelas e gráficos deste item 3.1 os valores de TRH médios são de 8,4 ; 9,0 ; 6,5 ; 7,4 ; 4,7.

Esse comportamento irregular da vazão reproduz situações que realmente ocorrem em comunidades onde a vazão de esgoto é praticamente nula durante a noite e os resultados apresentados refletem essa situação e demonstram que o sistema pode suportar essas variações. Também é importante observar que todos os valores de vazão ou TRH reportados apresentam uma margem de segurança de tal forma que sempre que se necessita aproximar os valores de vazão eles são aproximados para valores inferiores supondo-se que no período em que não houve leitura a vazão permaneceu no valor mais baixo que é o último valor lido.

4.1.16 Temperatura

Apesar das grandes variações da temperatura ambiente, observou-se que não houve grandes flutuações da temperatura no interior do reator que se manteve entre 21 e 25°C. Portanto a temperatura média do reator cujos dados são apresentados como primeiro período foi de 23°C $\pm$ 2. Apenas em duas ocasiões a temperatura do reator foi a 19°C e 18°C respectivamente: no 169º dia e no intervalo entre o 257º a 262º dias. Coincidentemente nestas duas ocasiões o reator não estava recebendo alimentação e seu desempenho não foi avaliado. Por esse motivo não se pôde observar a variação da eficiência do reator com a temperatura.

4.1.17 Formação de espuma

Após um ano de operação contínua, que seria melhor expressa como operação semi-contínua, o TRH médio era de 4,7 horas e o TRH estipulado e aplicado era de 4,0 horas. O sistema operou durante 25 dias nesta condição. Pretendia-se seguir diminuindo o TRH para verificar em que condições ocorreria a queda da eficiência de remoção. No entanto foi necessário interromper seu funcionamento devido ao acúmulo de espuma e material flutuante no topo do compartimento de saída de gases. Formou-se uma camada de material semi-sólido que impedia a saída normal de gases acumulando-os no interior do reator. Esses gases acabavam saindo pelo decantador arrastando sólidos nesse percurso e prejudicando a qualidade do

efluente. A operação foi então interrompida para verificação, remoção da espuma e manutenção da pintura do reator.

4.2 Avaliação do segundo período de operação

Neste período procurou-se obter as eficiências de remoção a diversos tempos de retenção hidráulica entre 14 e 4 horas. Buscava-se também confirmação dos resultados obtidos no primeiro período de operação.

4.2.1 Inoculação e partida

A inoculação foi efetuada com lodo do próprio reator formado durante o primeiro ano de operação. O lodo foi estocado por três meses à temperatura ambiente, enquanto se procedia à verificação e manutenção do reator. A partida foi iniciada mas teve que ser interrompida após oito meses de alimentação com vazões bastante variadas, devido aos constantes entupimentos na saída de efluente, causados por uma imprudência no projeto executivo do reator. A saída de efluente era praticada, como já foi aqui mencionado, por uma tubulação que passava pelo centro do reator aproveitando-a como suporte da estrutura superior. Foi necessária uma pequena reforma para desobstruir essa passagem. Durante os trabalhos o lodo permaneceu no reator por mais dois meses. Reiniciou-se então a alimentação do sistema impondo-se TRH de 12 horas que resultou em um TRH médio de 14 horas. Nos primeiros 90 dias de ensaio não se obteve

resultados muito bons em termos de qualidade do efluente. O processo apresentava-se estável mas o residual de matéria orgânica no efluente apresentava-se em torno de 80 mg DBO/L. Passado esse período inicial de três meses, necessário à adaptação do lodo às novas condições de operação, a qualidade do efluente começou a melhorar.

4.2.2 Variação da eficiência de remoção de DBO e DQO e SST com o TRH

As eficiências de remoção de DBO e DQO não apresentaram variação significativa para as condições de tempo de retenção hidráulica entre 14 e 5 horas (figura 4.2.1). As remoções situaram-se em torno de 60% para DQO, 70% para DBO e 70% para SST. Esses resultados sofreram um decréscimo somente no período em que foi observado aumento da concentração de sulfatos no afluente. Quando cessou a entrada de altas concentrações de sulfato, que chegou a atingir 400 mg / L, o processo recuperou-se e o sistema voltou a apresentar boas remoções de DBO, DQO e SST e somente voltou a apresentar piora significativa da qualidade do efluente por volta do 400º dia de ensaio com TRH médio de 4,4 horas (tabela 3.2.3). Nessa ocasião a concentração de SST no efluente indicava perda excessiva de sólidos. A concentração de SST no efluente, que era estável em valores próximos a 50 mg / L, passou para a faixa de 80 a 100 mg SST / L. O processo culminou com a perda total do lodo.

Ao esvaziar-se o reator para verificação, descobriu-se que a perda total do lodo foi causada por uma fenda aberta na tubulação interna de saída de

efluente em sua passagem pela base do reator. A fenda foi aberta devido à corrosão do aço pelo sulfato resultante da oxidação do sulfeto presente no efluente.

4.2.3 As variações da concentração de matéria orgânica na alimentação e efluente

Os valores de desvio padrão mostrados nas tabelas 3.2.2 e 3.2.3 indicam que a variação da concentração de matéria orgânica medida pela DQO e DBO é bem maior para a alimentação do que para o efluente. O desvio padrão da DQO da alimentação varia em torno de 60 (mínimo de 31 e máximo de 76), nas diversas condições de TRH analisadas e para DBO o desvio padrão fica em torno de 50 (mínimo de 18 e máximo de 68). Para o efluente o desvio padrão da DQO fica em torno de 30 (mínimo de 10 e máximo de 46) e o da DBO em torno de 20 (mínimo de 9 e máximo de 33).

A DQO solúvel não sofre a influência da concentração de SST presente no afluente e efluente mas reflete apenas a concentração de matéria orgânica solúvel. Seu desvio padrão na alimentação é de cerca de 27 (mínimo de 10 e máximo de 38) enquanto no efluente é de mínimo de 11 e máximo de cerca de 20 e 33.

Esses valores mostram de forma quantitativa a estabilidade do efluente conferida pelo processo de tratamento já observada no primeiro período de operação. A concentração de matéria orgânica do esgoto desta região, caracterizada por uma população de alta renda, e na sua maioria constituída de residências, é baixa e estável. O esgoto pode ser denominado "fraco". Em

épocas de chuva ele se apresenta bastante diluído e a faixa de variação apresentou-se entre o mínimo de 113 mg DQO / L e 58 mg DBO / L e o máximo de 350 mg DQO / L e 241 mg DBO / L. Em épocas de estiagem a concentração aumentou para o valor mínimo de 199 mg DQO / L e 118 mg DBO / L e valor máximo de 593 mg DQO / L e 397 mg DBO / L.

Nos períodos de predominância de chuvas, a eficiência de remoção diminuiu em função da queda da concentração de DQO no afluente. Observou-se, também, uma melhora na qualidade do efluente nesses períodos com TRH de 7,5 e 6,1 horas que passou a apresentar DQO de cerca de 85 mg / L (figura 3.2.3 e tabela 3.2.3).

Por ser um esgoto pouco concentrado as eficiências de remoção de DQO e DBO também apresentaram valores baixos, entre 55 e 65% para DQO e 60 e 70% para DBO.

4.2.4 Nutrientes

As concentrações de nitrogênio e fósforo determinadas apresentaram o mesmo comportamento que no período anterior ou seja, quantidade suficiente desses componentes necessários ao processo de digestão, sem apresentar queda significativa nas suas concentrações. Não houve portanto remoção significativa de nutrientes.

4.2.5 Compostos tóxicos

Diversos compostos como metais pesados, alcalinos e alcalino terrosos, cianetos, H_2S , NH_3 , fenóis, têm efeito inibidor da digestão anaeróbia dependendo de suas concentrações no meio.

A presença dos principais compostos tóxicos passíveis de ser encontrados em esgotos, era monitorada através das determinações analíticas. As determinações de metais e metais pesados não revelaram concentrações capazes de provocar efeitos tóxicos, o mesmo ocorrendo com os cianetos e fenóis. Os sulfatos também eram monitorados e apresentaram concentrações excessivas a partir do 150º dia de ensaio nas condições de TRH de 7,2 e 7,0 horas, que reduziram as remoções de DQO, DBO e SST em cerca de 10% (tabela 3.2.4) e prejudicaram a qualidade do efluente. Na condição de TRH de 7,2 horas, a determinação da concentração de sulfato apresentou um pico de 400 mg / L (Vieira e Garcia, 1992). Observa-se na tabela 3.2.5 que quando a relação DQO / SO_4 passou a valores menores que 7 (6,0 para TRH de 7,2 horas e 4,3 para TRH de 7,0 horas) as eficiências de remoção caíram mas, após cerca de 30 dias que o digestor vinha recebendo sulfato, mesmo com relação ainda inferior a 7 (na condição de TRH de 7,5 horas a relação DQO / SO_4 era 5,7) houve recuperação da eficiência do sistema, o que indica uma adaptação das bactérias metanogênicas. Este é um fato observado quando se efetuam testes para quantificação de compostos inibidores ou tóxicos. As concentrações desses compostos no meio em digestão podem chegar a valores bem mais elevados, sem prejuízo do

processo, desde que ocorra uma adequada aclimação, ultrapassando os valores máximos de concentração de tóxicos estabelecidos por carga de choque, ou seja, aumento repentino e não gradual da concentração do composto tóxico. (Rodenas, 1991). Na operação do reator aqui descrita observou-se que quando a concentração de sulfato voltou ao normal, cerca de 25 mg / L , as eficiências de remoção foram restabelecidas.

Durante a digestão anaeróbia os sulfatos e sulfitos são reduzidos a sulfetos pelas bactérias redutoras de sulfato. Estes microrganismos, estritamente anaeróbios, competem com as bactérias metanogênicas pelos mesmos substratos, acetato e hidrogênio. Quando na ausência de sulfatos, as bactérias redutoras de sulfato comportam-se como microrganismos acetogênicos, produzindo acetato e hidrogênio que são utilizados pelas metanogênicas. (Buisman et al., 1990; Figueiredo et al., 1991).

O efeito inibitório depende da relação DQO/sulfato. Valores desta relação abaixo de sete inibem a produção de metano. (Field, 1994). Além disso, o sulfeto tem efeito tóxico à digestão anaeróbia de forma moderada até concentrações de 200 mg S /L e pode ser bastante tóxico em concentrações acima de 200 mg/l. (Lawrence and Mc Carty, 1965).

4.2.6 Produção de gás

Os resultados de produção de gás confirmaram o fator obtido anteriormente de $120 \text{ Nm}^3 / \text{kg DQO}_{\text{aplicado}}$

4.2.7 Lodo: observações microscópicas

Analisando-se os resultados obtidos no lodo do ponto 1, observou-se a presença de grânulos em 37% das análises com formato oval, esférico ou irregular porém achatados, os quais foram igualmente resistentes e de superfície lisa. O restante das observações demonstrou grânulos com as mesmas formas já citadas porém, achatadas e sem qualquer resistência. Com relação ao tamanho, cerca de 56% das observações revelaram grânulos cujo comprimento ou diâmetro atingiu 1 mm, sendo os restantes com dimensões inferiores.

Observou-se um aumento na quantidade de grânulos apenas nos 277º e 310º dias de ensaio com decaimento nos períodos subsequentes tornando a aumentar, e assim permanecendo, a partir do 367º dia até o final do ensaio. Esse comportamento confirma que o processo teve seu desempenho prejudicado pela ação dos sulfatos. Observou-se durante todo este período, predominância de bactérias metanogênicas do gênero *Methanothrix*, além de bactérias dos prováveis gêneros: *Desulfovíbrio*, *Desulfobubos* e *Clostridium*, entre outras.

Não foi possível observar a mesma relação de aumento da granulação com o aumento do TRH observada no primeiro período de operação, apesar dos valores de TRH, em ambos os casos, estarem próximos. Porém, no segundo período de operação, as variações nos tempos de retenção hidráulica foram amenas, aumentando-se lentamente a vazão, enquanto no primeiro período ocorreram aumentos bruscos da vazão.

4.2.8 Balanço de massa

Efetuada-se os cálculos do balanço de massa para a condição de 6,2 horas, tem-se:

$$Q X_a + C = (Q - Q_d) X_e + Q_d \cdot M$$

$$Q = \frac{120}{6,2}$$

$$Q_d = 1 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$X_a = 113 \text{ mg SST/L}$$

$$X_e = 37 \text{ mg SST/L}$$

$$Q_d X_d = 8,0 \text{ kg ST/d}$$

$$M - C = 27,4 \text{ kg/d}$$

4.2.9 Fator de produção de lodo

$$Y_{\text{obs}}/DQO_{\text{aplic}} = \frac{27,4}{Q(S_a - S_e)}$$

$$S_a = 258 \text{ mg DQO/L}$$

$$S_e = 103 \text{ mg DQO/L}$$

$$Y_{\text{obs}}/DQO_{\text{remov}} = 0,38 \text{ kg SST/d}$$

$$Y_{\text{obs}}/DQO_{\text{aplic}} = 0,23 \text{ kg SST/d}$$

4.3 Avaliação do terceiro período de operação

Neste período, o início de operação (partida) não foi controlado de forma adequada para se obter um lodo de boa qualidade. Observou-se que a aplicação da vazão de projeto, conferindo tempo de retenção hidráulica de 6 horas, logo no início do processo, prejudicou a formação do lodo.

4.3.1 Partida

Visando a diminuição da duração da fase de partida do sistema, foram feitas nesta fase, diversas tentativas, diferentes do procedimento convencional, mostradas no item 3.3. Vários pesquisadores fizeram tentativas de iniciar a operação com o tempo de retenção hidráulica (TRH) de projeto. Draaijer et al. (1994) conseguiram realizar a partida de um reator de 1200 m³ sem a introdução de inóculo, num período de 10 semanas, com TRH de 6 horas.

No início dos estudos desta tecnologia na CETESB, ainda em escala piloto, no reator de 106 l, a partida foi efetuada aplicando-se diretamente o TRH de projeto de 4 horas. A temperatura do reator foi mantida em 35°C e utilizou-se esgoto decantado na alimentação (Vieira, 1984). O sistema reagiu bem e após 3 a 4 meses se estabelecia o estado estacionário com o aparecimento de grânulos bastante definidos cujas dimensões variavam de 4 a 12 mm (Novaes e Rech, 1986).

Outro estudo foi realizado em reator UASB de 20 L de capacidade, com o intuito de reduzir-se o tempo de partida e avaliar-se a possibilidade de partir sem inóculo, o que foi conseguido. O tempo de partida, tanto para o reator inoculado, quanto para o reator sem inóculo foi de cerca de 100 dias. (Carvalho et al., 1991)

O mesmo procedimento foi adotado para o reator UASB de 120 m³ logo após sua construção, ou seja aplicação de TRH de 4 hs desde o início da operação. No entanto após vários meses de operação, o sistema não apresentava melhoras na qualidade do efluente. Devido a esse e outros problemas na instalação do sistema, como descargas de lodo, espuma e outras substâncias não identificadas na linha de esgoto bruto proveniente da ETE-SABESB, optou-se por efetuar a partida da forma tradicional, ou seja aumentando-se lentamente a carga, adiando-se a tentativa de utilização do TRH de projeto desde o início da operação para depois da obtenção de dados durante uma partida tradicional. Foi quando se iniciou o primeiro período de operação aqui relatado, iniciando-se com TRH de 40 horas e chegando-se a TRH de 10 horas quando se atingiu o regime estacionário após 60 dias.

Obtidos os dados do primeiro e segundo períodos de operação, neste terceiro período de avaliação de desempenho do reator procurou-se efetuar a partida com TRH de 6 horas, que se manteria até o final deste estudo, não se obtendo êxito, uma vez que durante os 53 dias iniciais do ensaio, a produção de gás, que é o parâmetro que indica mais rapidamente o bom ou mau funcionamento do processo de digestão anaeróbia, manteve-se baixa, em torno de 1 m³/dia. Observou-se também uma oscilação muito grande na

remoção de DQO total e de DBO total em torno de 40% (figuras 3.3.7 e 3.3.11), porém esta devia-se apenas à remoção de sólidos suspensos, por volta de 70%, uma vez que praticamente não houve remoção de DQO e de DBO solúveis (figuras 3.3.9 e 3.3.13, respectivamente).

Além disso, os resultados das análises microbiológicas do lodo, realizadas neste período, revelaram presença escassa de organismos metanogênicos acetotróficos, dos quais a bactéria do gênero *Methanothrix* é a principal representante em biodigestores, e responsável pela redução a metano do acetato formado, finalizando a digestão anaeróbia.

Resolveu-se então reiniciar a operação, após o reator ficar 27 dias sem alimentação, para recuperação da produção de gás. Foram feitas duas tentativas partindo-se de TRH de 12 horas, diminuindo-se rapidamente até alcançar 6 horas, porém sem obter sucesso. Durante essas tentativas, tempo de ensaio de 81 a 250 dias, a análise microbiológica revelou crescimento da *Methanothrix* (figura 3.3.18), após elevação do TRH para 12 horas, porém este organismo mostrou-se sensível às reduções bruscas de TRH, apresentando decaimento. Entretanto, este procedimento pareceu favorecer outra metanogênica acetotrófica pertencente ao gênero *Methanosarcina* que apresentou elevado crescimento nesse período (figura 3.3.19).

A seguir foi feita outra interrupção na alimentação, no 252º dia de operação, reiniciando-se com TRH de 10 horas e como desde então houve vários fatores indicativos do início de estabilização do sistema, como: queda na quantidade de ácidos voláteis no reator, aumento da produção de gás, início da remoção de matéria orgânica solúvel, melhora nos resultados de

Atividade Metanogênica Específica e aumento da população de *Methanothrix*, então o TRH foi reduzido para 8 horas. A partir daí, 281º dia de ensaio, adotou-se como critério um incremento gradual de vazão (partida lenta) de 10%, até se alcançar TRH de 6 horas. Cada aumento de vazão só era efetuado quando se observava a recuperação da produção de gás e o não incremento da concentração de ácidos voláteis, mantendo-se em até 150 mg/L. A figura 3.3.1 apresenta as mudanças ocorridas na vazão. Havia muita dificuldade em mantê-la estável em função das constantes interrupções do funcionamento da bomba de alimentação.

A medida dos ácidos voláteis, junto com a produção de gases, é o parâmetro que fornece a indicação mais imediata do funcionamento do processo, devendo situar-se na faixa de 50 - 150 mg/L como HAc.

Durante a fase de partida acelerada, diversas vezes a quantidade de ácidos voláteis do lodo no ponto 1 esteve acima de 150 mg/L, alcançando 469 mg/L, como mostra a figura 3.3.16, o que poderia provocar a queda do pH, que é desfavorável às bactérias metanogênicas. Apesar disso não houve necessidade de interferência uma vez que a alcalinidade do lodo foi suficiente para evitar a queda do pH, mantendo-o em $6,3 \pm 0,4$.

Outro indício de início de estabilização do sistema, foi obtido através da microbiota presente pois, com a redução mais lenta e gradual do TRH, na terceira tentativa, a *Methanothrix* passou a apresentar significativo crescimento, ainda com algumas oscilações, a partir de 170 dias de ensaio e, finalmente, mantendo-se em elevada quantidade a partir dos 281 dias de ensaio.

Ainda neste período, observou-se a presença de grânulos ovais e de coloração cinza escuro com dimensões entre 0,2 a 0,3mm de diâmetro por volta dos 160 dias de ensaio. Entre 226 e 240 dias de ensaio, grânulos ovais ou irregulares já com coloração preta e medindo 0,3 a 0,5 mm de largura por 0,6 mm de comprimento, foram novamente observados. Porém, em ambos os casos, os grânulos não apresentaram resistência.

4.3.2 Regime Estacionário

O estabelecimento do regime estacionário é observado pela estabilização da qualidade do efluente. A partir do 413º dia de operação o TRH foi mantido em 6 horas e os seguintes parâmetros se estabilizaram: ácidos voláteis no lodo, DQO_{sol} e DBO_{sol} , remoção de DQO_{sol} e DBO_{sol} . A produção de gás manteve-se num patamar superior após o 413º dia de ensaio. Este parâmetro é bastante afetado pelas interrupções freqüentes da alimentação e por esse motivo apresenta bastante oscilação. Os outros parâmetros de acompanhamento do lodo, Atividade Metanogênica Específica e Microscopia, também apresentaram melhoria nesta fase, indicando a estabilidade do lodo. A Atividade Metanogênica Específica atingiu valores superiores a 0,08 gDQO-CH₄/gSSV.dia. Os microrganismos do gênero *Methanothrix* apresentaram maior incidência após 420 dias de operação.

Observou-se, ao longo de todo esse período de operação, saída de sólidos em níveis ligeiramente elevados em relação aos períodos anteriores.

Isto prejudicou a qualidade do efluente em termos de DQO total e DBO total, sobretudo no período de inverno.

Essa perda de sólidos pode ter sido ocasionada pela qualidade do lodo formado, em função de a partida ter sido efetuada de forma pouco cuidadosa. A formação de um lodo de boa qualidade em termos de atividade e decantação é fundamental para que se obtenha bons resultados com o processo de digestão (Tilche e Vieira, 1991). Outra provável causa do arraste de sólidos apenas neste período de operação pode ter sido ocasionada pela eliminação da canaleta interna de coleta de efluentes do decantador quando da reforma da parte estrutural do reator. A partir de então passou-se a contar apenas com a canaleta externa de coleta de efluentes, o que veio a modificar o fluxo do líquido no decantador, criando-se uma zona morta próxima à canaleta eliminada e reduzindo-se então a área superficial do decantador em aproximadamente 27%. Com isso a velocidade superficial de escoamento no decantador que era de 0,54 m/h a TRH de 6 horas passou a 0,73 m/h com a supressão da canaleta interna do decantador. Esse aumento na velocidade superficial por si só não justifica o arraste de sólidos, mesmo porque ao aumentar-se o TRH para 6,7 horas, e conseqüentemente reduzir-se a velocidade superficial para 0,66 m/h, não houve melhoria significativa na qualidade do efluente. Nos períodos anteriores chegou-se a operar com TRH de 5 horas sem que se observassem esses níveis de concentração de sólidos no efluente.

4.3.2.1 Ácidos Voláteis, pH e Alcalinidade

Durante o regime estacionário a concentração de ácidos voláteis permaneceu sempre abaixo de 50 mg/L como HAc. Já na fase de partida em que se passou a aumentar a vazão lentamente (281 - 412 dias de ensaio), com TRH de $8,7 \pm 0,3$ horas, a quantidade de ácidos voláteis já apresentava uma tendência de queda (figura 3.3.16).

O pH da alimentação e do efluente durante o regime estacionário ficou em torno de $6,7 \pm 0,1$ e o do lodo em $6,5 \pm 0,03$.

Não houve necessidade de interferência para ajuste do pH através da adição de cal, soda ou bicarbonato de sódio, uma vez que normalmente este se manteve dentro da faixa aceitável, ou seja entre 6,5 e 7,5, atingindo esporadicamente os valores extremos, sem variações bruscas.

4.3.2.2 Produção e composição de gases

Mesmo apresentando grande oscilação, em função da grande variação de carga orgânica aplicada, observou-se um aumento considerável na produção de gás, na fase de regime estacionário em relação à partida. A produção de gás que variava em torno de $9,66 \pm 0,41$ na partida, passou para $16,70 \pm 0,30$ m³/dia, ao entrar em regime. Em termos de Nm³/kgDQO_{adic} (figura 3.3.5), a produção de gás aumentou de $0,074 \pm 0,008$ para $0,095 \pm 0,012$ Nm³/kgDQO_{adic}, valor este já próximo aos observados nos primeiro e segundo períodos de operação. Neste terceiro período, a carga orgânica

média aplicada durante o regime estacionário foi de $1,405 \pm 0,136$ kgDQO/m³reat.dia.

A composição do gás manteve-se dentro das faixas esperadas. Houve apenas uma determinação do teor de metano com valor abaixo do normalmente apresentado em que se obteve 66% de metano quando em regime estacionário e um aumento no teor de CO₂ que, a partir de 498 dias de ensaio, ultrapassou 10%, apresentando média de 13,3%.

4.3.2.3 Temperatura

A temperatura do reator oscilou de 17°C a 33°C, enquanto a temperatura ambiente esteve entre 7°C e 34°C. A temperatura do reator se manteve sempre acima de 10°C e não sofreu variações bruscas. Observa-se que devido a seu volume, o reator é capaz de manter uma razoável estabilidade de temperatura, auxiliado pelo fato do tempo de residência hidráulica ser baixo. O esgoto que chega ao reator tem temperatura estável, não sofrendo grandes oscilações nem nos dias mais frios, pois é conduzido até à estação de tratamento através de tubulações enterradas.

Observou-se um decréscimo na eficiência de remoção de matéria orgânica, no período em que a temperatura permaneceu em patamares mais baixos, considerados aqui como inverno. Nos períodos mais quentes, de 8 de março a 10 de maio de 1993 (413 a 476 dias de ensaio; $T=23,5 \text{ C} \pm 1,5$) as eficiências de remoção de DBO, DQO e SST foram respectivamente de 71%, 66% e 58%. Nos períodos mais frios, de 1º de junho a 14 de setembro de 1993

(de 498 a 603 dias de ensaio; T=19,3 C+1,8) houve uma redução das eficiências de remoção destes parâmetros, obtendo-se médias de 54% para DBO, 51% para DQO e 50% para SST como mostra a tabela a seguir.

Tabela 4.3.2.1. Valores médios relativos à remoção de matéria orgânica nos períodos de temperaturas extremas

Fase			Verão	Inverno
Parâmetros			413-476	498-603
DQO (mg/l)	total	alim	405	397
		eflu	136	196
		%rem.	66,4	50,5
	solúvel	alim	130	173
		eflu	73	87
		%rem.	43,8	49,8
DBO (mg/l)	total	alim	187	230
		eflu	55	106
		%rem.	70,6	53,9
	solúvel	alim	75	104
		eflu	36	52
		%rem.1	51,5	49,6
SST (mg/l)		alim	220	145
		eflu	92	73
		%rem.	58,1	49,7

Portanto pode haver influência significativa da temperatura na eficiência do reator, para temperaturas abaixo de 20°C. Nesses casos deve-se prever tempos de retenção maiores para o tratamento de esgotos, a não ser que se proceda ao aquecimento para controle da temperatura em patamares mais altos, acima de 20°C.

4.3.2.4 Sedimentabilidade

O IVL médio do lodo no regime estacionário foi de 22 ml/g indicando boa sedimentabilidade. A concentração média de sólidos totais no lodo, ponto

1, foi de 32 ± 5 g/l sendo que 57%, ou seja $18,5 \pm 3$ g/l, correspondem aos sólidos voláteis.

4.3.2.5 Descarte de lodo

O descarte foi iniciado no 46º dia de operação retirando-se lodo do ponto mais baixo, ponto 1, a 20 cm do fundo, baseado na quantidade de sólidos que deveria se acumular no reator. O cálculo foi efetuado subtraindo-se da parcela de sólidos que entra no reator a parcela que se transforma em gás e desprezando-se a quantidade de lodo que é formada. Estimou-se que 60% do lodo que entra é sedimentado no fundo do reator. Deste, 75% é volátil e se transforma em biogás com um rendimento de 65%. Estima-se, então a quantidade de lodo acumulada que deve ser descartada:

$$(1 - 0,75 \times 0,65) \times 0,6 \times Q \times X_a = 0,31 \times Q \times X_a$$

Adotando-se a concentração de Sólidos Suspensos Totais no esgoto bruto (x_a) como a concentração média nos 45 dias iniciais, ou seja 200 mg/l e considerando-se que para o TRH de 6 horas a vazão deve ser de 20 m³/h, tem-se:

$$0,31.20.24.200 = 29760 \text{ g SST/dia}$$

Com o lodo a 30 g SST/l:

$$\frac{29760}{30} = 992 \text{ l lodo/dia}$$

Adotou-se então um descarte de 1 m³/dia. Quando o nível de lodo no reator diminuía muito não era realizado o descarte. A partir do 170º dia de operação passou-se a descartar lodo do ponto 4 (situado a 1,40 m do fundo) no intuito de manter no reator o lodo do ponto 1, que apresentava as melhores características microbiológicas.

Uma vez encerrada a fase de partida, o ponto 1 passou novamente a ser o ponto de descarte, pois ao longo do tempo não se observou melhora na qualidade do lodo com a mudança do ponto de descarte, sendo o lodo enviado para os dois tanques de armazenamento, ficando disponível para o fornecimento de inóculo para outros sistemas ou no caso de uma eventual perda do lodo do reator.

A retirada de lodo pelo ponto 1, o ponto mais baixo, acarreta vantagens pois possibilita menor volume de descarte e menor teor de umidade, devido à maior concentração de sólidos neste.

4.3.2.6 Balanço de Massa

$$QX_a + C = (Q - Q_d)X_e + Q_dX_d + M$$

$$q = \frac{120}{7,3} \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$X_a = 180 \text{ mg SST/L}$$

$$X_e = 82 \text{ mg SST/L}$$

$$Q_d X_d = 9,5 \text{ kg ST/d}$$

$$M - C = 5,1 \text{ kg SST/d}$$

4.3.2.7 Fator de produção de lodo

$$Y_{\text{obs}}/\text{DQO} = \frac{M - C}{9 S_a}$$

$$S_a = 392 \text{ mg DQO/l}$$

$$S_e = 159 \text{ mg DQO/L}$$

$$Y_{\text{obs}}/\text{DQO}_{\text{aplic}} = 0,27 \text{ kg SST/KG DQO}_{\text{aplic}}$$

4.3.2.8 Idade do lodo

A idade do lodo ou tempo de retenção celular (TRC), é calculado pela seguinte expressão:

$$\text{TRC} = \frac{\text{Massa de lodo no digestor}}{\text{Massa de lodo descartada / Unidade de tempo}}$$

Os sólidos nas diversas alturas do reator apresentam um gradiente de concentração que varia em função da vazão, ou seja, da velocidade de ascensão do líquido no corpo do reator. As concentrações médias e desvios padrões de sólidos totais e voláteis e a fração de sólidos voláteis encontrados durante o regime estacionário são mostrados na tabela 3.3.4. O descarte médio diário de sólidos totais na fase de regime estacionário foi de 5,1 kg/dia.

Admitindo-se que a concentração do lodo de um determinado ponto seja a mesma desde a altura intermediária entre este e o ponto adjacente inferior e a altura intermediária entre este e o ponto adjacente superior, e que na região

do separador líquido/gás/sólidos a concentração de sólidos seja a mesma que a do efluente, pode-se então, determinar o valor da idade do lodo durante o regime estacionário:

$$TRC = [(0,35.(ST_1 + 0,35 \times ST_2 + 0,45 \times ST_3 + 0,55 \times ST_4 + 0,65 \times ST_5 + 0,85 \times ST_6) \times A_b + V_{sep} \times ST_{eflu}) / Q_{desc}$$

onde, ST_i = Sólidos Totais do lodo no ponto i;

A_b = Área da base do digestor;

V_{sep} = Volume do separador líquido/gás/sólidos;

Q_{desc} = Vazão de descarte do lodo

SST_{eflu} = Concentração de Sólidos Suspensos Totais no efluente.

$$ST_1 = 32,4 \text{ g/l}$$

$$ST_2 = 33,1 \text{ g/l}$$

$$ST_3 = 21,7 \text{ g/l}$$

$$ST_4 = 10,3 \text{ g/l}$$

$$ST_5 = 1,4 \text{ g/l}$$

$$ST_6 = 1,6 \text{ g/l}$$

$$TRC = [(0,35(32,4 + 33,1) + 0,45 \times 21,7 + 0,55 \times 10,3 + 0,65 \times 1,4 + 0,85 \times 1,6)21,24 + 52,04 \times 0,6 \times 0,084] / 5,1$$

$$TRC = 169 \text{ dias}$$

5.CONCLUSÕES

Avaliação do processo de tratamento de esgotos por reator UASB

Eficiência do Processo

Com base nos resultados obtidos em escala piloto (reator UASB de 106 litros) e escala de demonstração (reator UASB de 120 m³), nas condições testadas na cidade de São Paulo, a eficiência do tratamento de esgoto bruto pode ser assim simplificada e resumida:

Condições:

- **Temperatura Ambiente**

média no inverno = 18°C

média no verão = 22°C

- **Tempo de Retenção Hidráulica**

6 a 7 horas

- **Esgoto Bruto**

DBO_{AFL} da ordem de 200 mg/L [±]

DQO_{AFL} da ordem de 300 mg/L

SST_{AFL} da ordem de 200 mg/L

N_{TOTAL} da ordem de 25 mg/L

P_{TOTAL} da ordem de 3,3 mg/L

- **Características do Efluente:**

$$\text{DBO}_{\text{AFL}} = 40 \text{ a } 80 \text{ mg/L}$$

$$\text{DQO}_{\text{AFL}} = 120 \text{ a } 150 \text{ mg/L}$$

$$\text{SST}_{\text{AFL}} = 40 \text{ a } 80 \text{ mg/L}$$

- **Remoção de Matéria Orgânica:**

$$\text{Redução de DBO} = 70\%$$

$$\text{Redução de DQO} = 60\%$$

$$\text{Redução de SST} = 70\%$$

A remoção de Coliformes Totais e Fecais se encontra em torno de 70 a 90%, o que é insuficiente em termos de saúde pública.

Os parasitas, ovos e larvas de Helmintos ficam retidos no lodo, sendo removidos da fase líquida.

Não há remoção significativa de nitrogênio e fósforo.

Produção de Lodo

A produção de lodo é de cerca de 0,20 kg de SST/kg DQO_{APLICADO}.

Produção de Gás

A produção de gás é de cerca de 120 NL/kg DQO_{APLICADO} OU
150 NL CH₄/kg DQO_{REMOVIDO}.

Composição do Gás

CH₄ - 75%

CO₂ - 5%

N₂ - 20%

Vantagens e desvantagens do processo

A grande vantagem do tratamento de esgotos por reator UASB ou por qualquer outro reator anaeróbio de alta taxa reside na baixa produção de lodo, já estabilizado. A tecnologia é relativamente simples e as cargas aplicadas, orgânica ou hidráulica são altas. Portanto pode ser encarado como um processo de digestão de estabilização de lodo, além de tratar parcialmente a matéria orgânica em solução na fase líquida com recuperação de energia. O tratamento de esgotos domésticos pode ser viabilizado em locais onde as condições climáticas sejam favoráveis, com temperaturas do líquido acima de 20°C, removendo parte da matéria orgânica nos esgotos a um custo acessível.

Apresentam-se ainda as seguintes vantagens para o tratamento de esgotos domésticos:

- acomoda altas variações de carga orgânica e hidráulica: com o sistema estabilizado e com lodo ativo, as variações de carga orgânica e hidráulica são bastante suportadas, desde que o sistema seja dimensionado dentro de critérios estabelecidos e que as vazões e cargas não ultrapassem aquelas de projeto.

- o sistema é de relativa simplicidade de construção e operação e não requer equipamentos eletro-mecânicos,
- baixo consumo energético: quase nenhuma energia é requerida para o sistema, exceto quando é necessário o bombeamento do esgoto até o reator. De acordo com o grau de eficiência e purificação do efluente requerido, o pós-tratamento poderá necessitar energia para degradar os 30% de matéria orgânica remanescente.
- pequena área necessária: a área ocupada é bastante reduzida, mesmo quando comparada a área requerida para os sistemas aeróbios compactos.
- baixa produção de lodo estabilizado: o excesso de lodo gerado no tratamento anaeróbio varia desde $1/5$ até $1/2$ daquele gerado nos processos aeróbios e já se encontra na forma estabilizada, não necessitando de tratamento complementar, podendo ser submetido a secagem e disposição ou adequação para utilização como biofertilizante.
- produção de energia; o processo transforma biomassa em energia na forma de metano que pode ser utilizado para queima direta (aquecimento, cocção) ou para gerar eletricidade.
- baixo requerimento de nutrientes: devido à reduzida produção de lodo o requerimento de nutrientes é baixo, o que em casos específicos pode

representar um importante benefício, pois os nutrientes como fosfato e nitrogênio são preservados e podem ser utilizados na irrigação como fertilizantes.

- o lodo anaeróbio pode ser preservado por vários meses, sem alimentação, portanto a alimentação do biodigestor pode ser interrompida, sem prejuízo do processo.

As principais desvantagens que o processo apresenta são:

- longo período para a partida: as bactérias anaeróbias tem crescimento lento. A partida deve ser efetuada lentamente para que não ocorra lavagem das bactérias do reator. Demora alguns meses e pode ser efetuada de maneira mais rápida desde que se disponha de lodo anaeróbio ativo rico em bactérias metanogênicas.
- geração de odor: a degradação de compostos contendo enxofre gera gás sulfídrico de odor desagradável, portanto o sistema requer o controle dessas emissões. Para isso o reator deve ser fechado e as saídas de efluente feitas através de condutos fechados. Os gases, se não forem utilizados devem ser queimados ou quando em pequena quantidade, dispersos de forma adequada.
- eficiência de remoção de matéria orgânica limitada: a remoção de DBO nos processos anaeróbios é de cerca de 70% aproximadamente, ou seja, 15 a

20% menor do que a obtida em processos aeróbios, quando se trata de efluentes diluídos, como o esgoto doméstico. Com efluentes mais concentrados, como o próprio esgoto, com DBO acima de 500 mg/L, a eficiência de remoção do processo anaeróbio aumenta até cerca de 85% de acordo com a temperatura e a carga orgânica.

- não remoção de nutrientes: em casos específicos em que se necessite a remoção de N ou P para emissão em corpos d'água; sobretudo aqueles a serem utilizados para abastecimento, há que se considerar outras opções ou sistemas integrados para remoção de N e P.

6.RECOMENDAÇÕES

O presente capítulo visa reunir uma série de recomendações a respeito do projeto, dimensionamento e operação de biodigestores UASB, consistindo um manual baseado essencialmente na eficiência, objeto desta tese.

A eficiência ou rendimento do processo de digestão anaeróbia depende das características do resíduo, das características do reator, e da operação do reator (Souza, 1984). Neste capítulo, esses fatores serão analisados para o caso de tratamento de esgotos domésticos.

As características do resíduo vão definir a necessidade de pré-tratamento e as medidas a serem tomadas para ajuste das condições a serem mantidas no interior do reator. O item 6.1 contém critérios para avaliação das necessidades de pré-tratamento do resíduo e também aborda as necessidades e conveniências relativas a todas as unidades do sistema.

O resíduo deve ser analisado quanto ao:

- *grau de biodegradabilidade da matéria orgânica*
- *estado da matéria orgânica (se em suspensão ou solução)*
- *pH*
- *nutrientes*
- *compostos tóxicos*

Das características do reator dependem o grau de agitação ou mistura, o contato entre substrato e biomassa e a retenção de biomassa no reator. Estes fatores influenciam o rendimento do processo e dependem da geometria do reator. O item 6.2 estabelece critérios para dimensionamento do reator.

A operação do reator deve manter as condições adequadas para as bactérias permanecerem em equilíbrio e portanto afeta também o rendimento do processo. Os critérios para partida, operação e manutenção do reator são descritos no item 6.3.

6.1 Critérios para escolha das unidades de uma ETE tratando esgotos domésticos por reator UASB

O reator UASB foi adaptado ao tratamento de esgotos domésticos, pensando-se em efetuar o mesmo tratamento que um sistema de fossa séptica seguida de filtro anaeróbio, simples econômico e eficiente, porém com tempo de retenção reduzido em relação àqueles sistemas. Para isso ter-se-ia que utilizar TRH próximo aos utilizados nos sistemas aeróbios compactos, como no de lodos ativados. Desta forma se estaria viabilizando o tratamento de grandes quantidades de esgotos por processo anaeróbio.

Para efetuar-se o tratamento de esgotos domésticos por reator UASB é necessário avaliar-se os componentes que vão adequar o resíduo ao tratamento biológico, ou seja, o pré-tratamento. Os seguintes componentes podem ser necessários:

Grades grossas e grades finas

Nos casos de esgotos dos quais se necessitem remover materiais grosseiros utilizam-se grades grossas para proteção das bombas, bem como para impedir que esses materiais obstruam vertedores, prejudicando a versão das águas ao reator. Pode-se utilizar grades grossas com espaçamento de 5 a 10 cm e um

segundo sistema de grades finas, com cerca de 1 cm de espaçamento. As grades finas protegem sobretudo o sistema de alimentação do reator UASB que é muito susceptível a entupimentos.

Se a inclinação do terreno permitir, deve-se prever que a alimentação seja feita por gravidade desde que isto não prejudique a operação do sistema. Desta forma se estará minimizando a utilização de equipamentos eletromecânicos.

Caixa de separação de gorduras

Pode não ser necessária para esgotos que contenham apenas as águas de sanitários ou de coletores alimentados apenas por águas negras, mas é importante quando se trata de águas provenientes de processamento de alimentos que contenham bastante gordura.

Caixa de remoção de areia

O acúmulo de material inerte no reator é prejudicial ao seu funcionamento. Deve-se então prover o sistema de caixas ou canais para remoção de areia dos esgotos. Utilizam-se dois canais de forma alternada para facilitar sua limpeza.

Reatores UASB

Volume dos reatores

O volume dos reatores é dado pelo produto $TRH * Q$. Como o tempo de retenção hidráulica é função da velocidade superficial admitida, o volume

mínimo dos reatores, no caso de tratamento de esgotos diluídos, é limitado por esta velocidade, observadas as limitações da velocidade do processo pela temperatura. Para o volume máximo tem-se recomendado volumes não superiores a 1500 m³ em função das facilidades de operação e manutenção. A partir desse volume sugere-se a modulação.

Modulação

O sistema favorece a modulação. No tratamento de esgotos deve-se sempre considerar a possibilidade de se adotar soluções por setor (por bacia ou sub-bacia hidrográfica, por bairro, por condomínio, etc.) com o objetivo de se economizar em coletores e interceptores que constituem uma parte considerável dos custos do sistema de coleta e tratamento de esgotos. Tem-se recomendado para esses casos efetuar-se a modulação com volumes apropriados às quantidades de esgotos geradas pelos agrupamentos de populações. A construção de dois módulos ou mais possibilita maior versatilidade na operação pois pode-se efetuar manutenção em um dos módulos e continuar operando o segundo módulo. No início de operação de um sistema, a existência de dois módulos também pode ser vantajosa no sentido de que a partida do segundo módulo poderá ser efetuada com lodo do primeiro módulo.

Forma e material do reator

O reator pode ser circular ou retangular. A escolha da forma se baseia principalmente no tipo de material escolhido para construção do reator que

pode ser concreto ou fibra de vidro. O metal, como o aço carbono que foi utilizado na construção deste reator mostrou-se muito sujeito à corrosão, necessitando constante manutenção, não sendo portanto recomendado para estações de tratamento de esgotos que não disponham de pessoal e recursos para manutenção constante.

Altura do reator sobre o terreno

A operação do reator envolve atividades localizadas no topo do mesmo. Para maior facilidade e segurança dessas operações é recomendável que parte da estrutura do reator esteja localizada sob o terreno e o seu topo esteja a até 1 m acima do nível do terreno.

Controle do odor

Para controlar os odores desagradáveis emanados do processo devido à produção de H_2S , os reatores devem ser fechados, bem como todos os locais de possíveis liberações de gás. Os locais que mais acarretam problemas de odor são aqueles em que o líquido é liberado com turbulência provocando o escape dos gases dissolvidos. Nos locais que necessitem tampas de visita, sugere-se a colocação de tampas com selo hídrico e deve-se prever a exaustão dos gases e seu controle ou dispersão adequada.

Formação de espuma

No tratamento de esgotos domésticos ocorre grande acúmulo de espuma. Para minimizar sua formação deve-se prever no sistema a remoção de gorduras e

material flutuante antes de sua entrada no reator. Deve-se também prever o acesso e vistoria à cúpula de saída de gás. A remoção de espuma pode ser feita através da inserção de tubulações que a eliminem por gravidade ou através de bombas. A simples colocação de chuveiros para dispersão da espuma não tem sido eficiente, pois em geral a pressão do líquido nesses chuveiros não é suficiente para quebrar a espuma.

Sistema de secagem de lodo

O lodo removido deve ser secado para disposição final. Isto pode ser conseguido através de leitos de secagem, filtros prensa, filtros a vácuo, máquinas desaguadoras de lodo. O sistema de secagem, se mecanizado ou não, deve ser escolhido de acordo com a quantidade de lodo produzido ou seja, de acordo com o tamanho da estação de tratamento. Para grandes estações e pequenas áreas disponíveis, os sistemas mecânicos viabilizam a secagem do lodo.

Sistema de amostragem do lodo

Deve-se prever ao menos três pontos em alturas diferentes para retirada de amostras para acompanhamento do lodo. Além disso o lodo deve ser removido para manutenção da sua quantidade no interior do reator, ou seja, deve-se controlar o tempo de retenção celular ou idade do lodo no reator.

A amostragem de lodo pode ser feita prevendo-se no reator uma tubulação como aquelas utilizadas para descarga de lodo de fossas sépticas, que servem de trilho para introdução de mangote conectado à bomba de sucção. O

mangote poderá ser introduzido a diferentes alturas. Um outro sistema para amostragem de lodo pode ser através de tubulações fixas e individuais a diferentes alturas do reator.

Sistema de pós-tratamento

No caso de se requerer pós-tratamento o sistema deverá ser escolhido de acordo com o destino do efluente e com as necessidades e exigências da legislação local. O item 8 apresenta combinações de tratamento viáveis para polimento do efluente.

6.2 Critérios para dimensionamento de reator UASB tratando esgotos domésticos

O Reator UASB de 120 m³ utilizado na CETESB para desenvolvimento e avaliação da tecnologia no tratamento de esgotos domésticos, teve seu aumento de escala efetuado a partir de um reator de 106 L que foi dimensionado com base nos trabalhos de Lettinga et al, 1980, para efluentes concentrados e adaptando-se seus parâmetros para tratar efluentes diluídos.

A base do princípio de funcionamento do reator é a separação das três fases, sólida, líquida e gasosa e a retenção de biomassa dentro do reator. Os parâmetros de projeto devem portanto ser adequados ao perfeito funcionamento do reator que inclui o decantador e o separador de gases. As condições hidráulicas impostas ao reator favorecem a formação de um lodo com muito boas características de sedimentação e alta atividade metanogênica. Este lodo permanece dentro do reator e possibilita a

degradação da matéria orgânica do efluente a ser tratado a altas velocidades. Em estudos anteriores com um reator de 106 L, a 35°C, conseguiu-se atingir tempos de retenção hidráulica tão baixos quanto 2 horas (Vieira et al., 1987), isto sem prejuízo das eficiências de remoção, o que mostra que no que tange ao processo, este tempo de retenção é viável. O que não é nenhuma evidência de que se pudesse atingir os mesmos tempos de retenção no reator em grande escala, mesmo que a temperatura fosse controlada a 35°C, pois tudo depende de se conseguir obedecer a critérios, no aumento de escala, que possibilitem a separação das três fases.

Partindo-se dos quesitos estabelecidos nas etapas anteriores de dimensionamento do reator UASB para tratamento de esgotos domésticos e observando-se os resultados obtidos com o funcionamento desse reator foi possível estabelecer-se alguns critérios para nortear o dimensionamento de reatores deste tipo. Os critérios aqui sugeridos levam em consideração as condições preestabelecidas em função do local que são:

- *temperatura ambiente: mínima 7°C ; máxima 34°C*
- *temperatura do líquido no interior do reator: mínima 17°C ; máxima 33°C*
- *DBO do esgoto bruto: 150 a 200 mg/L*
- *DQO do esgoto bruto: 330 a 390 mg/L*
- *SST do esgoto bruto: 150 a 180 mg/L*

Nessas condições, com o processo em regime estável, o lodo apresentou grânulos com dimensões de até 2 mm de diâmetro.

Para o dimensionamento do **volume do reator**, deve-se levar em conta a vazão média e a vazão máxima. A vazão máxima pode variar de acordo com as particularidades de cada comunidade.

O tratamento de esgotos diluídos, ou seja, com baixa concentração de matéria orgânica (a temperaturas acima de cerca de 20°C), tem como parâmetro limitante para se conseguir o menor volume de reator, a velocidade superficial no decantador. Deve-se então dimensionar reatores a partir da velocidade superficial de decantação. Quando os esgotos são concentrados o parâmetro limitante passa a ser a carga orgânica.

O TRH a ser aplicado para uma dada vazão será função da velocidade superficial admitida.

$$TRH = V/Q = (A * H)/Q$$

$$v_s = Q/A$$

$$TRH = H/v_s$$

onde: TRH = tempo de retenção hidráulica (em horas);

V = volume do reator (em m³);

Q = vazão média (em m³ por hora);

A = área superficial do reator (em m²);

H = altura do reator (em m);

Observou-se que a **velocidade superficial do decantador** não deve ser inferior a 0,7 m/h, considerando-se vazões médias. Para as vazões de pico, a velocidade superficial de decantação não deve exceder 1,25 m/h. Estas

observações foram efetuadas primeiramente nos experimentos com o reator de 106 L (Vieira, 1984) e confirmadas nestes experimentos com o reator de 120 m³. São também recomendadas em trabalhos que estabelecem critérios para dimensionamento de reatores UASB (Souza, 1986; Pol., 1989; Vieira, 1989). Quando a qualidade do lodo obtido é pior em termos de sedimentabilidade e granulação, sendo o lodo mais flocoento e menos adensado, a velocidade superficial de decantação deve ser inferior a 0,5 m/h. (Lettinga and Pol, 1991).

A **velocidade ascensional** do líquido na parte inferior do reator, e a velocidade ascensional do gás produzido, funcionam como agitação e mistura do reator. Este movimento mantém a expansão e auxilia na granulação do lodo. Observou-se que o aumento da velocidade ascensional favorece a granulação (Novaes e Rech, 1986; Francese et al. 1990) . Por outro lado, quanto maior a velocidade ascensional maior a tendência de perda de lodo com o efluente. Estabeleceu-se então que a velocidade do líquido no corpo do reator não deveria ultrapassar 1 m/h, em vista das características do lodo obtido, um lodo denso com grânulos de até 2mm.

A **altura do reator** tem-se mostrado efetiva entre 4,0 e 4,8 m para reatores tratando esgotos domésticos. Desta, 1,0 a 1,5 m são reservados à altura do decantador.

O **decantador interno** deve ser bem dimensionado para possibilitar uma separação efetiva das três fases. Também não deve ocorrer digestão nesta parte do reator pois a produção de gás prejudica a sedimentação. Recomenda-se então que as paredes do decantador tenham inclinação superior a 50° para evitar o acúmulo de lodo em suas paredes. Em frente às canaletas de saída de efluente deve-se colocar "chicanas" para evitar a saída de materiais flutuantes com o efluente.

A **abertura inferior do decantador** não deve impor velocidades muito altas nessa passagem o que prejudica o retorno de lodo ao fundo do reator. Recomenda-se então que a velocidade na abertura inferior do decantador não seja superior a 5 m/h.

Os **defletores de gás** impedem a passagem do gás produzido dentro do reator para o decantador e o conduz ao compartimento de gás. Esses defletores devem ter sobreposição com as paredes do decantador de no mínimo 15 a 20 cm. Eles podem ser uma peça adicional dentro do reator, provida de apoio ou sustentação ou podem também, com algum prejuízo da distribuição do fluxo no decantador, ser um prolongamento de uma das paredes do decantador.

A **saída de gases** do reator ocorre pela área superficial do reator. A velocidade do gás nessa área deve ser alta o suficiente para evitar o acúmulo de espuma. Esse acúmulo pode provocar a formação de placas tão densas

que impedem a saída dos gases. A velocidade de saída de gases deve também ser baixa o suficiente para que não ocorra turbulência excessiva provocando o arraste de sólidos para as tubulações de saída de gás e sua conseqüente obstrução. No caso de tratamento de esgotos diluídos, em que a produção de gases é baixa deve-se procurar dimensionar esta área de tal forma que a velocidade dos gases seja pelo menos de $1 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{h}$. No caso de altas produções de gás essa velocidade não deve ultrapassar 3 a $5 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{h}$. De qualquer forma deve-se prever um sistema que possibilite a remoção da espuma. Esse sistema pode consistir de tampas que permitam o acesso e a vistoria na cúpula de saída de gases. A retirada da espuma pode ser feita através de bombas ou pás que encaminhem até à tubulação própria para descarte da espuma.

A **distribuição da alimentação** deve favorecer homogeneização e mistura, possibilitando boas condições de contato entre o substrato e a biomassa. Deve-se prever uma quantidade mínima de pontos de distribuição por unidade de área e assegurar a possibilidade de verificação e desentupimento de cada ponto individualmente. Recomenda-se a existência de um ponto a cada 2 a 3 m^2 da área da base do reator. Recomenda-se também que os tubos que distribuem o fluxo no fundo do reator estejam distantes de 10 a 20 cm de sua base.

O **tempo de retenção hidráulica** está diretamente relacionado com a temperatura. Na faixa de temperatura do reator obtida na cidade de São Paulo,

de 20 a 25° C, com apenas algumas horas atingindo temperaturas inferiores, de cerca de 17°C, o tempo de retenção hidráulica deve ser de 6 a 8 horas no mínimo. Para temperaturas inferiores, mas não menos do que 15° C , o tempo de retenção hidráulica deve ser aumentado para valores de 10 a 14 horas. Para temperaturas maiores que 25° C o tempo de retenção hidráulica pode ser reduzido a cerca de 4 horas, sempre considerando-se as vazões médias. (Lettinga and Pol, 1991).

6.3 Critérios para partida, operação, manutenção e monitoramento de reatores UASB tratando esgotos domésticos

O trabalho em uma estação de tratamento de esgotos por reator UASB compreende atividades rotineiras , diárias ou semanais e também ocasionais.

As operações aqui descritas envolvem os procedimentos adotados para operação do sistema de tratamento de esgotos com reator de 120 m³ instalado na CETESB, e constituem o seu **Manual de Operação**.

A descrição detalhada do reator UASB e do processo de tratamento é apresentada no item 2. Apresentam-se aqui os procedimentos de partida, operação, manutenção e monitoramento recomendados.

6.3.1 Partida

Inoculação

Desde que haja disponibilidade recomenda-se inocular o reator com lodo de outro reator anaeróbico com alta atividade metanogênica e granulado. Lodo de digestor convencional e lodo de fossas sépticas são também

apropriados apesar de apresentarem atividade metanogênica mais baixa do que aqueles reatores de alta taxa. No caso de não se dispor desses lodos pode-se utilizar algum inóculo rico em matéria orgânica e em condições anaeróbias como esterco ou rúmen bovino.

Pode-se também efetuar a partida de um reator UASB apenas com o esgoto doméstico. Os sólidos suspensos nele contidos irão acumular-se no fundo do reator, digerir-se e compor o manto de lodo, necessitando-se neste caso de mais tempo para atingir o regime estacionário.

Para a escolha do melhor inóculo entre diversos lodos disponíveis, deve-se proceder ao teste de atividade metanogênica específica, apresentado no item 2, para escolha daquele que apresente a maior atividade.

Partida

A partida compreende o período inicial de operação de uma reator, antes que seja atingido o regime estacionário. É nesse período que se forma a biomassa responsável pelo processo de degradação de matéria orgânica.

Para se conseguir os melhores resultados, algumas recomendações são apresentadas a seguir.

Uma vez adicionado o inóculo ao reator iniciam-se as medidas e determinações analíticas de acompanhamento do processo. A situação mais comum para a partida de reatores tratando esgotos domésticos é utilizar-se como inóculo lodo de digestor convencional. Neste caso, aguarda-se a queda da produção de gás, o que pode levar de um a três dias e então inicia-se a alimentação.

É na fase de partida que se forma a comunidade microbiana e que ocorre a reprodução e o crescimento das bactérias metanogênicas, que se apresentavam em número reduzido. Como essas bactérias têm velocidade de crescimento baixo é importante efetuar-se a partida lentamente, alimentando-se com pouco substrato e também impondo-se tempos de residência hidráulica baixos para que as bactérias não sejam arrastadas para fora do reator. Inicia-se com tempo de retenção hidráulica de 40 dias reduzindo-o progressivamente, acompanhando-se principalmente os parâmetros de produção de gás e acidez volátil. A carga pode ser aumentada diariamente cerca de 10%. Ao observar-se queda na produção de gás suspende-se a alimentação até que ela se recupere. Prossegue-se assim até que se atinja o tempo de retenção hidráulica previsto.

6.3.2 Operação, manutenção e monitoramento

A operação do biodigestor consiste basicamente na sua alimentação com esgoto bruto e retiradas diárias de uma quantidade fixa de lodo no ponto mais baixo do reator. A manutenção deve ser efetuada nos principais componentes do sistema. O monitoramento consiste no acompanhamento do processo biológico para verificação da eficiência.

Medição da vazão do efluente

A vazão do esgoto afluente ao biodigestor é medida diariamente e pode ser efetuada através de dois sistemas:

- manual, com a utilização de um medidor tipo vertedor;
- automático, com o emprego de um medidor tipo ultra-sônico
(já descrito anteriormente)

No sistema manual, é medida a altura da lâmina do líquido no canal de saída do efluente, com o auxílio de uma régua de 200 mm localizada na parte externa da calha.

Por facilidade operacional, mede-se a vazão do efluente e não a vazão do esgoto que entra no biodigestor; como não ocorre acúmulo, as vazões são iguais. A vazão é obtida relacionando-se a altura da lâmina do líquido com a vazão do efluente escoando na calha.

Medição da vazão de gás

A leitura da vazão de gás é efetuada diariamente. Existe um elevado teor de vapor d'água presente nos gases produzidos. Este vapor d'água ao se condensar tende a se acumular nos pontos mais baixos da linha de gás. Dentre estes pontos se destaca o medidor de vazão. Em vista disto, o medidor deve ser periodicamente removido para retirar o líquido acumulado, que pode prejudicar o seu desempenho. Esta operação deve ser realizada com a periodicidade de oito meses.

Medição da temperatura

O papel de registro das temperaturas deve ser trocado diariamente e anotadas as temperaturas média, mínima e máxima.

Descarte de lodo

O descarte de lodo é efetuado diariamente. Se a quantidade produzida é baixa pode-se aumentar a periodicidade de sua retirada.

O lodo acumulado no biodigestor é constituído das seguintes parcelas: sólidos provenientes da reprodução celular, mais os sólidos contidos no afluente menos os sólidos degradados e perdidos com o efluente. A camada de lodo acumulado no reator não pode atingir o decantador, portanto, os sólidos devem ser descartados para que o equilíbrio do processo seja mantido e para que o sistema forneça um efluente o mais livre possível de sólidos.

Quando se dispõe do fator de produção de lodo, a quantidade de lodo a ser descartada $(X)_{desc}$ é calculada utilizando-se o fator obtido experimentalmente. Na operação do reator UASB, o fator foi de 0,2 kg ST/kg DQO_{adic.}. Multiplicando-se esse fator pela vazão de esgoto (Q) e pela concentração do esgoto afluente (S_a) obtém-se a quantidade de lodo a ser descartada.

$$(X)_{desc} = Q * (S_a) * 0,2$$

A partir da concentração de sólidos totais determinada no lodo do ponto de descarte, calcula-se o volume de lodo a ser retirado na unidade de tempo. Quando não se dispõe do fator de produção de lodo, a quantidade a ser descartada é calculada através da equação simplificada a seguir:

$$V_{desc} = 0,3 \times (Q.X_a) / ST_{lodo}$$

Onde:

V_{desc} - volume de lodo a ser descartado

Q - vazão de alimentação

X_a - concentração de sólidos em suspensão totais do esgoto afluente

ST_{lodo} - concentração de sólidos totais do lodo no biodigestor

0,3 - fator que representa a degradação dos sólidos voláteis, a perda dos sólidos com o efluente e a reprodução celular.

As determinações analíticas, para o acompanhamento e controle do lodo, são realizadas neste volume que é descartado diariamente.

Com a retirada do lodo, controla-se também um parâmetro de grande importância, a idade do lodo ou tempo de retenção celular (TRC).

Bomba de recalque de esgoto

Devem ser realizadas operações semanais de manutenção e limpeza da bomba, retirando-a do canal e lavando-a com jatos d'água.

Para garantir o fornecimento contínuo de esgoto é fundamental que se tenha bombas de reserva para substituições durante o período de manutenção e limpeza e, também, em caso de eventuais avarias.

Devem ser realizadas operações semanais de manutenção e limpeza da tubulação de transporte de esgoto. Em caso de interrupção na captação de esgotos deve-se purgar o ar da linha de recalque, através do dreno de ar, antes de iniciar o bombeamento.

Grade fina

Duas grades finas com espaçamento de 1 cm estão localizadas na entrada e na saída da caixa de areia. Elas protegem o sistema de alimentação do reator retendo materiais que poderiam obstruí-lo como tocos de cigarros, filmes plásticos, etc. O material aí acumulado deve ser removido duas vezes ao dia, por meio de rastelos, colocado em sacos plásticos e enviado juntamente com o lixo para disposição em aterros.

Caixa de areia

Os sólidos retidos na caixa de areia ficam sedimentados no fundo dos canais. Tubulações localizadas no fundo dos canais providas de registros possibilitam sua limpeza com o auxílio de jatos d'água. Essa operação deve ser diária. As grades devem ser desobstruídas. Esta operação deve ser feita duas vezes ao dia, com o biodigestor em funcionamento.

Caixa da distribuição da vazão

Diariamente os vertedores devem ser limpos com jatos d'água. Eventualmente os tubos que conduzem o esgoto até o fundo do reator podem sofrer obstrução devendo-se então proceder ao desentupimento introduzindo-se jatos d'água pelas tubulações.

Canaletas de coleta do efluente

As canaletas de coleta do efluente devem ser limpas diariamente, com jatos d'água, para remover partículas que ficam retidas nas bordas.

Em casos de entupimento do sistema, as canaletas estarão afogadas, e o efluente atingirá um nível máximo, determinado pelo eletrodo de um controlador de nível tipo condutivo que acionará o relê que desligará automaticamente a bomba de recalque.

Registros

Os registros devem ser verificados periodicamente quanto a vazamento pela gaxeta e pela sede. Podem também apresentar vazamento devido à retenção de sólidos no assento da gaveta. Os problemas podem ser sanados com o aperto da gaxeta e a limpeza do assento. Desgastes na sede levarão à substituição do registro.

Revestimento

Para os reatores construídos em metal, deve-se verificar periodicamente (a cada 2 meses) a sua pintura externa. Caso existam pontos de oxidação, deve-se retocar a pintura. O revestimento interno da parte do reator cujo líquido fica em contato com o ar, deve ser verificado a cada dois anos esvaziando-o parcialmente. Se a parte superior do reator (decantador) apresentar necessidade de manutenção, esvazia-se o tanque.

Campânula de gás

A campânula para acúmulo dos gases produzidos no processo de tratamento se localiza no topo do biodigestor. Nela se acumulam e ficam retidos materiais flutuantes. A cada seis meses deve-se fazer uma vistoria,

através da boca de visita, para verificar a necessidade de remoção desse material, que nesse caso é feita manualmente através de pás e jatos d'água.

Queimador de gases

Deve ser vistoriado diariamente, para garantir que a chama piloto permaneça sempre acesa. Verificar também a estrutura do queimador.

A água também se acumula na linha que leva o gás ao queimador, que a cada três meses deve ser removida com a injeção de ar comprimido. Além disso, a água também pode se acumular na válvula corta-chama. Se a injeção de ar comprimido não for suficiente para desobstruí-la, deve ser usado dióxido carbônico pressurizado.

Tanques de reserva de lodo

O lodo descartado deverá ser acumulado e estocado para eventuais necessidades de reinoculação ou para inoculação de outros reatores. Para isto existem dois tanques de capacidade de 15m³ cada.

Monitoramento

Para as determinações analíticas são previstas duas fases. A primeira corresponde à partida, e leva de 3 a 6 meses. Uma caracterização ampla do efluente pode ser efetuada nesta fase. A segunda fase tem início quando o processo atinge o estado estacionário e corresponde à operação normal do sistema.

As análises a serem efetuadas para caracterização do afluente e monitoramento nas duas fases estão indicadas nas tabelas 5.2.1 a 5.2.3.

Sistema de coleta de amostras

A coleta de amostras é feita através de amostrador automático da Manning, ou com duas bombas peristálticas dotadas de temporizador. As amostragens são realizadas a cada 30 minutos, durante 24 horas, fornecendo, assim, amostras compostas.

As amostras são coletadas através de mangueiras instaladas no tubo de chegada do esgoto, antes da caixa de areia (afluente), e na saída do biodigestor no tubo de saída do efluente.

Em casos de avaria ou qualquer problema que impossibilite o uso do coletor automático, as coletas são feitas manualmente, pelo operador do sistema, de hora em hora, durante oito horas do dia.

As coletas devem ser feitas criteriosamente, bem como a preservação das mesmas para as análises físico-químicas a que se destinam.

Cada parâmetro a ser analisado exige preservação específica descrita no "Manual de Coleta e Preservação de Amostras" (Souza e Derísio, 1977)

No coletor automático deve ser feita a lavagem diária dos frascos onde foi efetuada a coleta do dia anterior.

Quanto às bombas peristálticas, limpar diariamente as mangueiras e os frascos onde foram coletadas as amostras no dia anterior.

6.3.4 Periodicidade das atividades de operação, manutenção e monitoramento

Atividades horárias (durante oito horas do dia):

- leitura da vazão do efluente
- leitura da temperatura ambiente e do líquido dentro do reator
- leitura da vazão de gás
- leituras de pH da alimentação e do efluente

Atividade a ser realizada duas vezes ao dia:

- limpeza e desobstrução da caixa de distribuição da alimentação

Atividades a serem realizadas uma vez ao dia:

- verificação e desobstrução do dreno de ar da linha de recalque
- limpeza com jato d'água das canaletas de saída de efluente
- descarte e leitura do pH do lodo
- troca do papel de registro e leitura das temperaturas
- verificação da chama piloto
- coleta e preparação das amostras a serem enviadas para análise

Atividade a ser realizada a cada seis meses:

- verificação e retirada de espuma acumulada na campânula de gás

Atividade a ser realizada a cada oito meses:

- manutenção do gasômetro

Atividade a ser realizada a cada dois anos:

-verificação e manutenção do revestimento interno do reator e decantador

6.3.5 Análises para caracterização do esgoto afluente e monitoramento do sistema de tratamento

Caracterização do Afluente

Antes do início do processo é necessário caracterizar devidamente o afluente. A escolha dos parâmetros que podem causar toxicidade vai depender de características locais. Uma sugestão de determinações a serem efetuadas é apresentada abaixo:

- pH
- Temperatura mínima, média e máxima
- Ácidos Voláteis
- Alcalinidade
- DBO total e solúvel
- DQO total e solúvel
- SST e SSV
- Óleos e Graxas
- Nitrogênio total e amoniacal
- Fósforo total
- Coliformes Totais
- Coliformes Fecais

- Sulfatos
- Fenóis
- Surfactantes
- Cianetos
- Cloretos
- Fluoretos
- Metais: zinco (Zn), cádmio (Cd), mercúrio (Hg), chumbo (Pb), cobre (Cu), cromo (Cr), ferro (Fe), magnésio (Mg), manganês (Mn), níquel (Ni), potássio (K), sódio (Na), cálcio (Ca)

Para esgotos tipicamente domésticos, não misturados a efluentes industriais, as determinações de compostos tóxicos (fenóis, cianetos, cloretos, fluoretos e metais) podem ser omitidas.

Monitoramento do Processo

As análises a serem efetuadas durante a partida e com o processo em regime estacionário são indicadas nas tabelas 6.3.5.1 e 6.3.5.2. Essas sugestões consideram o tratamento de esgotos em estações de grande porte, com capacidade de tratamento equivalente a mais de 3000 habitantes. No caso de estações menores que essas em que se tem maior segurança da não introdução de efluentes industriais, o monitoramento pode ser bastante simplificado como mostra a tabela 6.3.5.3.

Tabela 6.3.5.1 - Parâmetros de Controle do Processo durante a partida (para estações de grande porte)

PARÂMETROS	Gás	Lodo - Ponto 1	Lodo - Ponto 3	Afluente/Efluente
Produção	diária(I)			
Composição	2 vzs/sem(I)			
SD 30		3 vzs/sem(I)	3 vzs/sem(I)	
ST		1 vez/sem(I)	1 vez/sem(I)	
SV		1 vez/sem(I)	1 vez/sem(I)	
IVL		1 vez/sem(I)	1 vez/sem(I)	
Microscopia		1 vez/sem(I)	1 vez/sem(I)	
Ativ. Met. Esp.		1 vez/sem(I)		
Vazão				diária
Temperatura				diária
pH		3 vzs/sem(I)		diária
Alcalinidade		3 vzs/sem(I)		3 vzs/sem(C)
Ácidos Voláteis		3 vzs/sem(I)		3 vzs/sem(C)
DBO				3 vzs/sem(C)
DBO _{sol.}				3 vzs/sem(C)
DQO				3 vzs/sem(C)
DQO _{sol.}				3 vzs/sem(C)
SST				3 vzs/sem(C)
Cor				3 vzs/sem(C)
Turbidez				3 vzs/sem(C)
Sulfato				3 vzs/sem(C)
Sulfeto				3 vzs/sem(C)

Obs.(I) amostra instantânea;(C) amostra composta de 24 horas

Tabela 6.3.5.2 Parâmetros de controle do processo estabilizado (para estações de grande porte)

PARÂMETROS	Gás	Lodo - Ponto 1	Lodo - Ponto 3	Afluente/Efluente
Produção	diária(l)			
Composição	2 vzs/sem(l)			
SD 30		3 vzs/sem(l)	3 vzs/sem(l)	
ST		1 vez/sem(l)	1 vez/sem(l)	
SV		1 vez/sem(l)	1 vez/sem(l)	
IVL		1 vez/sem(l)	1 vez/sem(l)	
Microscopia		1 vez/sem(l)	1 vez/sem(l)	
Ativ. Met. Esp.		1 vez/sem(l)		
Vazão				diária
Temperatura				diária
pH		2 vzs/sem(l)		diária
Alcalinidade		2 vzs/sem(l)		1 vez/sem(C)
Ácidos Voláteis		2 vzs/sem(l)		1 vez/sem(C)
DBO				1 vez/sem(C)
DBO _{sol.}				1 vez/sem(C)
DQO				1 vez/sem(C)
DQO _{sol.}				1 vez/sem(C)
SST				1 vez/sem(C)
Cor				1 vez/sem(C)
Turbidez				1 vez/sem(C)
Materiais Sed.				2 vzs/sem(C)
Sulfato				2 vzs/sem(C)
Sulfeto				2 vzs/sem(C)

Obs.(l) amostra instantânea;(C) amostra composta de 24 horas

Tabela 6.3.5.3 Parâmetros de controle do processo estabilizado (para estações de pequeno porte recebendo esgotos essencialmente domésticos)

PARÂMETROS	Gás	Lodo - Ponto 1	Lodo - Ponto 3	Afluente/Efluente
Produção	diária(l)			
SD 30		3 vzs/sem(l)	3 vzs/sem(l)	
ST		1 vez/sem(l)	1 vez/sem(l)	
Vazão				diária
Temperatura				diária
pH		diária		diária
DBO				1 vez/sem(C)
DQO				1 vez/sem(C)
SST				1 vez/sem(C)
Cor				1 vez/sem(C)
Turbidez				1 vez/sem(C)

Obs.(l) amostra instantânea;(C) amostra composta de 24 horas

7.CONTROLE DO PROCESSO

O tratamento de esgotos domésticos, um resíduo diluído, é bastante simples de ser controlado pois não apresenta problemas de altas cargas orgânicas e nem materiais tóxicos exceto se estes forem lançados inadequadamente na rede de esgotos domésticos.

Os organismos anaeróbios não utilizam completamente a energia potencial que recebem do substrato e liberam matéria orgânica rica em energia. Por isto, os microrganismos anaeróbios produzem menos material celular por unidade de substrato consumido que os aeróbios.

A produção de lodo no tratamento de esgotos por processo anaeróbio é minimizada, o que é uma vantagem. Isso faz com que sejam necessários longos períodos de tempo para a partida até se atingir o estado estacionário.

O fato do crescimento bacteriano ser lento pode ser compensado acumulando-se lodo no reator. Para diminuir o tempo de partida pode-se efetuar a inoculação com lodo de outros reatores anaeróbios e deve-se manter sempre lodo em estoque para o caso de perda do reator.

***Controle operacional e interpretação das determinações
analíticas efetuadas para sistemas tratando efluentes
mistos (Doméstico + Industrial)***

O controle operacional de um processo de digestão anaeróbia varia com a complexidade do efluente a ser tratado. Para efluentes naturais como o esgoto doméstico típico, pouco controle é necessário, quando o sistema é operado em locais onde a temperatura ambiente é favorável, ou seja, onde raramente a temperatura ambiente decresça a menos de 10°C. Deve haver

maior controle quando se tem o tratamento de efluentes mistos compostos de despejos domésticos e industriais.

Na operação do reator deve-se controlar e manter as condições necessárias ao funcionamento do processo, que são as seguintes:

- não ocorrência de variações bruscas de temperatura;
- manter o pH entre 6,0 e 7,5;
- submeter o processo a cargas orgânicas e tempos de retenção hidráulica e celular compatíveis com o efluente a ser tratado e com o tipo e dimensionamento do reator;
- não introdução no reator de concentrações de compostos na forma tóxica ou de substâncias que possam se transformar em tóxicas durante o processo;
- existência de quantidades suficientes de Nitrogênio e Fósforo, compatíveis com a de carbono;

Os principais parâmetros utilizados para se acompanhar e avaliar um processo de digestão anaeróbia são:

- volume de gases
- temperatura
- pH
- ácidos voláteis
- alcalinidade
- potencial de oxi-redução
- demanda bioquímica de oxigênio
- demanda química de oxigênio

- sólidos suspensos totais e voláteis
- sólidos totais e voláteis
- nitrogênio total
- nitrogênio amoniacal
- fósforo total
- sulfatos e sulfetos
- compostos tóxicos

Para o tratamento de esgotos domésticos típicos, não são necessárias as determinações de nutrientes, sulfatos, sulfetos e compostos tóxicos. De acordo com o porte e as características da estação de tratamento, outras das determinações citadas podem ser desprezadas.

Volume de gases

O volume de gases produzido é o primeiro indicador do bom ou mau funcionamento do processo.

A produção de gás indica que a matéria orgânica está sendo degradada. Para efeito comparativo é conveniente indicar a quantidade de gás produzida em função do substrato adicionado. Desta forma o parâmetro independe do volume do reator e da concentração do substrato. O volume de gases é lido e corrigido às condições normais de temperatura e pressão.

Quando ocorre um desbalanceamento ou desequilíbrio do processo o primeiro sinal é a redução no volume de gases produzidos. Como as bactérias metanogênicas são mais sensíveis que as acidogênicas elas é que respondem primeiro as condições adversas deixando de transformar os ácidos voláteis em

gases. Ocorre portanto um acúmulo de ácidos e a concentração de ácidos voláteis aumenta. Durante um certo tempo a alcalinidade do sistema por efeito tampão, impede a queda do pH. Somente quando toda a alcalinidade é consumida pelos ácidos voláteis é que ocorrerá a queda do pH. Portanto este parâmetro se manifesta mais tarde; por isso a importância de se observar atentamente às variações da produção de gases e dos ácidos voláteis e acompanhá-los simultaneamente com o pH.

Ácidos voláteis

A medida dos ácidos voláteis é o parâmetro que fornece, juntamente com o volume de gases produzidos, a indicação mais imediata do funcionamento do processo. Se observarmos um aumento na quantidade de ácidos voláteis, a alimentação deverá ser interrompida até que se restabeleça o equilíbrio do processo, observado pela recuperação da produção de gás.

Um valor elevado da alcalinidade evita que uma elevação repentina na quantidade de ácidos voláteis provoque uma queda no pH, ocasionando uma redução na população de bactérias metanogênicas viáveis. Os valores de alcalinidade e ácidos voláteis variam com o substrato e com as condições operacionais impostas. No tratamento de esgotos domésticos diluídos ou "fracos" em reator UASB, a alcalinidade situa-se entre 200 e 600 mg/L como CaCO_3 e os ácidos voláteis no efluente por volta de 20 mg/L. Os ácidos voláteis medidos no lodo apresentam maior concentração, situando-se na faixa de 20 a 50 mg/L e portanto possibilitam melhor acompanhamento de sua variação. É importante estar atento as variações em relação à faixa que é

obtida de acordo com o substrato. As variações ocorrem de forma mais perceptível quando o substrato é concentrado. Para substratos diluídos é mais difícil ocorrer desequilíbrio do processo.

pH

O pH é uma das condições mais importantes a ser mantida para se obter uma boa eficiência do processo. Na digestão anaeróbia a faixa de pH ótimo é o resultado de diversas reações que acontecem no processo. A digestão é favorecida entre pH 6,5 a 7,5. Nesta faixa de neutralidade, o sistema químico que controla o pH é o dióxido de carbono/bicarbonato que está relacionado ao pH, pela seguinte equação de equilíbrio (Mc Carty, 1964)

$$[H^+] = k \frac{[H_2CO_3]}{[HCO_3]^-}$$

H_2CO_3 é a concentração em ácido carbônico e depende da concentração em CO_2 do digestor
 k é a constante de ionização do ácido carbônico

Se o processo está em equilíbrio, o pH se mantém próximo da neutralidade; no entanto, se algum fator é alterado, o pH sofre um declínio e precisa ser corrigido imediatamente para evitar a diminuição da atividade biológica do sistema. Evidentemente deve-se também corrigir a causa do declínio do pH através da análise dos outros parâmetros; o desequilíbrio do processo pode ter sido causado por introdução de compostos estranhos ao

esgoto doméstico com efeito tóxico ou excesso de carga orgânica ou alterações de temperatura.

Medida e correção do pH

Para a determinação do pH retira-se uma amostra do digestor e introduz-se imediatamente o eletrodo efetuando-se a medida através de potenciômetro. O pH da amostra deve ser lido logo após sua retirada do digestor para evitar que as perdas de gás carbônico alterem o resultado da medida.

As correções de pH são feitas adicionando-se soda, cal ou bicarbonato de sódio. A cal tem sido mais empregada por ser mais facilmente obtida e mais econômica. No entanto, acarreta efeitos devido à insolubilidade de alguns sais que se formam no digestor. Quando adicionada ao digestor, reage inicialmente com CO_2 dando bicarbonato de cálcio e aumentando a alcalinidade em bicarbonato.

O bicarbonato de cálcio não é muito solúvel. Continuando-se a adicionar cal, quando a alcalinidade em bicarbonato atinge algum valor entre 500 a 1000 mg/L forma-se o carbonato de cálcio insolúvel.

A partir desse ponto, não há mais aumento da alcalinidade em bicarbonato e portanto o efeito sobre o pH do digestor é pequeno. Deve-se, então, adicionar a cal quando o pH estiver abaixo de 6,5 e apenas até atingir

pH 6,7 ou 6,8. Depois disso, a adição de cal é ineficiente e tem pouco efeito sobre o pH do digestor.

A soda tem a vantagem sobre a cal de não formar sais insolúveis, sendo, portanto uma solução mais satisfatória, mas acarreta a formação de vácuo no digestor pois o NaOH reage com o gás carbônico.

A solução mais apropriada é a adição de bicarbonato de sódio. Este não reage com o dióxido de carbono, evitando o problema de se formar vácuo no digestor. Além disso, dificilmente o pH atingiria níveis indesejáveis pela sua adição. Apesar de ser mais caro que a cal, necessita-se menor quantidade pois não ocorre precipitação em solução.

Alcalinidade

A alcalinidade de um digestor anaeróbio é a medida da capacidade de tamponamento dos componentes do digestor. É através dessa medida que se tem noção da capacidade do sistema em impedir diminuições bruscas do pH. Como as bactérias metanogênicas são muito sensíveis a essas variações, é importante acompanhar esses resultados.

A alcalinidade na digestão anaeróbia é devida principalmente à presença de sais de bicarbonato, como o bicarbonato de amônia e sais de ácidos voláteis.

Se a quantidade de ácidos voláteis presente é pequena a alcalinidade total é praticamente igual à alcalinidade em bicarbonato.

Quando os ácidos voláteis aumentam eles são neutralizados pela alcalinidade em bicarbonato e forma-se a alcalinidade devida aos ácidos voláteis. Neste

caso a alcalinidade total é devida à alcalinidade em bicarbonato e em ácidos voláteis e é dada, pela seguinte fórmula (Mc Carty, 1964):

$$AT = AB + (0,85 \times 0,833) AV$$

onde

AT = alcalinidade total, mg/L como CaCO_3

AB = alcalinidade em bicarbonato, mg/L como CaCO_3

AV = ácidos voláteis mg/L como ácido acético ($0,35 \times 0,833 \times AV$) =

alcalinidade dos ácidos voláteis (mg/L como CaCO_3). O fator de 0,85 é incluído levando-se em conta que somente 85% dos ácidos voláteis são medidos pela titulação até pH 4.

Os agentes empregados habitualmente na correção do pH (soda, cal ou bicarbonato de sódio) elevam a alcalinidade do meio.

A alcalinidade é medida efetuando-se a titulação com H_2SO_4 até pH 4. Procede-se da mesma maneira que para com os ácidos voláteis simplificados. Essas duas medidas são feitas simultaneamente. O volume de ácido gasto na titulação até pH 4 nos dá a alcalinidade e o volume de base gasto entre pH 4 e 7 nos dá os ácidos voláteis (Silva, 1977).

Determina-se a alcalinidade da seguinte maneira:

$$\text{Alc. total} = \frac{\text{ml de } \text{H}_2\text{SO}_4 \times N \times 50.000}{\text{ml da amostra}} \quad (\text{mg } \text{CaCO}_3/\text{L})$$

Temperatura

Nos sistemas biológicos a influência da temperatura é bastante importante, pois as velocidades das reações bioquímicas são diretamente afetadas pela temperatura.

Na digestão anaeróbia essa influência merece atenção especial pois as bactérias anaeróbias são muito sensíveis a variações de temperatura e às vezes, uma variação brusca pode interromper completamente a produção de metano com conseqüente acúmulo de ácidos voláteis. No entanto, se a variação é feita gradualmente, o sistema pode adaptar-se a outras temperaturas.

Existem três zonas de temperatura para o funcionamento das bactérias anaeróbias. A mesófila entre 15 e 42° C, com temperatura ótima de cerca de 35°C. A termófila entre 42 e 70°C com temperatura ótima de cerca de 60°C e a psicrófila de 0 a 15°C. Destas, a mais conhecida e estudada é a mesófila.

A velocidade de reação na faixa termófila é maior, o que possibilita a diminuição do tempo de retenção do processo, mas deve-se levar em conta os custos adicionais para a manutenção de temperatura elevada no digestor. Para efluentes industriais em que o efluente é gerado a temperaturas elevadas, o processo termófilo pode ser vantajoso. A digestão anaeróbia na faixa termófila está sendo aplicada com sucesso no tratamento da vinhaça (Souza, 1992). Estudos para o bom desempenho do processo na faixa psicrófila vem sendo desenvolvidos para aplicação em países de clima frio (Lettinga, 1988). No caso de sistema de tratamento de esgotos instalado em local de clima tropical não há necessidade de controle da temperatura mas

esse dado deve ser monitorado para complementar a avaliação da eficiência do processo.

Potencial de oxi-redução

O potencial de oxi-redução (rH) nos fornece uma indicação da capacidade de redução do meio. Para digestores funcionando a contento o rH se mantém em valores abaixo de - 350 mV. Quando o processo está em desequilíbrio, com predominância da fase ácida, ocorre uma elevação do rH o que indica a ocorrência de substâncias não completamente reduzidas, como os ácidos voláteis (Vieira e Souza, 1981).

A medida do potencial de oxi-redução é realizada através de um eletrodo de oxi-redução, colocado em contato direto com o lodo em digestão. Não se deve retirar amostras dos digestores para efetuar as medidas, visto que nestas condições, altera-se completamente a condição de anaerobiose da amostra, e conseqüentemente o rH aumenta. Esta dificuldade na determinação é que impede a maior utilização do rH, como importante e rápido parâmetro de controle,

A única maneira de se medir este parâmetro é através de um eletrodo adaptado ao digestor e em constante contato com o meio em digestão, porém, com possibilidade de limpeza de suas paredes para manutenção.

Composição dos gases

Os gases produzidos durante a decomposição anaeróbia contêm metano e dióxido de carbono, como componentes principais. De maneira

geral, a porcentagem em metano no gás produzido na biodigestão situa-se entre 50 e 70 % sendo o restante de gás carbônico contendo ainda pequenas proporções de outros gases. A composição do gás depende do tipo de resíduo e da maneira como se processa a digestão.

No caso de tratamento de esgotos, estes vêm acompanhados de grande quantidade de ar dissolvido que, como se sabe, contém cerca de 78% de N_2 . Com a produção de metano e dióxido de carbono, o nitrogênio é deslocado do meio líquido, comparecendo em maior proporção nos gases produzidos pela decomposição do esgoto do que naqueles produzidos nos processos tratando efluente industriais.

A composição dos gases produzidos fornece uma estimativa do seu valor combustível e também uma indicação do bom funcionamento do processo.

Quando ocorre alteração do meio ambiente das bactérias metanogênicas (variação de pH, ou temperatura, ou aumento de carga ou introdução de materiais tóxicos) havendo o desequilíbrio entre as duas fases, a produção de metano diminui e a de gás carbônico aumenta. Assim, a composição do gás é alterada, acusando algum distúrbio no processo.

A composição de gases é determinada através do método de cromatografia a gás (item 2.5.1) ou pelo método volumétrico utilizando-se o aparelho de Orsat. A coleta de amostra deve ser feita com cuidado para evitar a entrada de ar na amostra. Quando o digestor está longe da aparelhagem de análise, utilizam-se coletores de gás (ampolas próprias para deslocamento de

líquido por introdução de gás) para se transportar a amostra até o local de análise.

Quando se dispõe de bastante gás, pode-se conectar o coletor diretamente à saída de gás e fazer passar de 10 a 15 volumes antes de coletar a amostra. Se o volume de gás é pequeno, o coletor é enchido com um volume de líquido para expulsar o ar e este é substituído pela amostra de gás passando-se o líquido para um recipiente conectado à outra extremidade do coletor. Utiliza-se solução salina acidificada para reduzir a dissolução dos gases no líquido. Para evitá-la é aconselhável preencher todo o volume do coletor com a amostra de gás.

DQO/DBO

A Demanda Química de Oxigênio (DQO) e a Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) são parâmetros que representam indiretamente o conteúdo de matéria orgânica de um resíduo através da medida da quantidade de oxigênio necessária para oxidar quimicamente (DQO) ou biologicamente (DBO) a matéria orgânica.

A matéria orgânica poderá estar presente na forma dissolvida, em forma de partículas ou em suspensão. Poderá ser constituída de uma variedade de compostos como carboidratos, proteínas, lipídeos, hidrocarbonetos, etc. e em diferentes estados de degradação. Dentre os carboidratos mais comuns encontrados nas águas residuárias estão a celulose e hemicelulose, amido e pectina. A celulose, abundante em materiais lignocelulósicos como papel, encontra-se presente em águas residuárias domésticas. Os métodos utilizados

para sua quantificação fazem a determinação da matéria orgânica de forma global.

Também é possível quantificar-se a matéria orgânica de um resíduo pela medida de carbono orgânico total (COT) contido numa determinada amostra. Efetuam-se essas medidas através de combustão com calor e oxigênio ou por oxidação química, transformando o carbono em gás carbônico. Este pode ser medido por analisador ultravioleta, por titulometria ou pode ser reduzido a metano e medido por detetor de ionização de chama (Garcia, 1994). Por necessitar instrumentos analíticos de custos elevados não é utilizado com muita frequência.

Tanto a DQO como o COT não distinguem os compostos orgânicos degradáveis dos não biodegradáveis.

Quando se conhece as substâncias que compõem o substrato ou que constituem a maior parte deste (predominância de um determinado composto), sua determinação pode ser utilizada como medida da matéria orgânica. Nesses casos pode-se prever a quantidade e a composição dos gases a serem produzidos através de formulação estequiométrica (Mc Carty, 1964)

Como 22,4 litros de metano produzidos correspondem a 2 moles de oxigênio consumidos, conclui-se que 1 g de DQO removida corresponde a produção de 0,35 l de CH_4 , nas condições normais de temperatura e pressão. Assim é possível, conhecendo-se a DQO do resíduo a ser tratado e estimando-se o rendimento a ser obtido, calcular a quantidade de gás a ser produzida.

A DQO é determinada deixando-se a amostra acidificada com H_2SO_4 sob fervura, reagir com dicromato de potássio e depois titulando-a com sulfato ferroso amoniacal, para determinar a quantidade de dicromato não utilizada.

A DBO é determinada aerando-se e inoculando-se uma amostra com uma cultura de bactéria apropriadas, e deixando-se a $20^{\circ}C$. O consumo de oxigênio pelas bactérias é determinado após 5 dias.

Relação entre matéria orgânica e nutrientes

As necessidades de Nitrogênio e Fósforo das bactérias deverão ser suficientes para que se mantenham as seguintes relações:

DQO: N < ou igual 20

DQO: P < ou igual 100

Esgotos domésticos contêm quantidades mais do que suficientes de nutrientes. Resíduos contendo altas concentrações em carboidratos, álcoois e/ou hidrocarbonetos podem requerer a complementação de nutrientes. No tratamento de efluentes mistos a necessidade de nutrientes do efluente industrial, em geral, é suprida pela composição em N e P dos esgotos domésticos.

Agentes tóxicos

Existem diversas substâncias que provocam um efeito tóxico no processo de tratamento anaeróbio. O aumento dessas substâncias no biodigestor pode levar à inatividade dos microrganismos anaeróbios que é rapidamente detectada pela redução na produção de gases e pelo aumento dos ácidos voláteis no processo. Se o aumento da concentração de tóxicos for

lento e bem controlado pode-se adaptar o processo a concentrações surpreendentemente elevadas de tóxicos.

A magnitude desse efeito depende da concentração do material em digestão, podendo ter em alguns casos um efeito benéfico quando a baixas concentrações. Somente a fração solúvel provoca inibição do processo. Os lodos podem ser adaptados, recebendo paulatinamente o composto tóxico, suportando concentrações bem mais elevadas do que quando recebem uma carga de choque.

Os principais agentes tóxicos da digestão anaeróbia são:

- doadores fortes de elétrons (oxidantes fortes) como oxigênio, sulfato, nitrato;
- amônio - Águas residuárias contendo grandes quantidades de proteínas e aminoácidos são ricas em nitrogênio amoniacal. O nitrogênio orgânico é convertido a amônio durante a decomposição anaeróbia. O amônio é mais tóxico na forma não ionizada NH_3 , do que na forma do íon amônio, NH_4^+ . Concentrações de NH_3 acima de 50 mg/L provocam 50% de inibição (50% inib) da atividade metanogênica de lodo granular não adaptado.

As concentrações de NH_4^+ que provocam a mesma inibição são bastante superiores, estando por volta de 1300 mg/L. (Field, 1994 citando Koster and Lettinga, 1983 e Dolfig e Bloeming, 1985).

A toxicidade do amônio é reversível. Ela pode ser conseguida através de diluição. Com pH acima de 7,2 inicia o aparecimento da forma não ionizada, portanto deve-se atentar para que resíduos que podem conter amônio não tenham seu pH superado de cerca de 7,5. Consegue-se também elevar

bastante os valores das concentrações tóxicas suportáveis adaptando-se os lodos à presença de amônio. Um exemplo é o caso de esterco de animais.

- compostos inorgânicos de enxofre - esgotos domésticos que recebem lançamentos de efluentes industriais podem conter sulfato (SO_4^{2-}) e sulfito (SO_3^{2-}) que serão reduzidos a ácido sulfídrico (H_2S) na digestão anaeróbia.

O H_2S livre (na forma não ionizada) provoca 50% de inibição da atividade metanogênica a concentrações de cerca de 200 mg/L. (Field, 1994). Os sulfetos de metais pesados são insolúveis e com isto pode-se eliminar a toxicidade tanto dos metais pesados quanto dos sulfetos. Em ensaios realizados na CETESB tratando vinhaça, concentrações de sulfatos de até 3000 mg/L não provocaram toxicidade por sulfetos solúveis. (Figueiredo, 1990). Devido à limitada solubilidade do H_2S formado, uma porção deste pode escapar junto com os outros gases, provocando maus odores quando alcança a atmosfera. O gás sulfídrico pode ser eliminado dos gases passando-os através de limalha de ferro.

- metais alcalinos - algumas águas residuárias provenientes de processamento de alimentos podem conter elevadas concentrações de sais que podem causar problemas de toxicidade às bactérias anaeróbias. As concentrações de sais Na^+ , K^+ , Ca^{++} , Mg^{++} que causam 50% de inibição à atividade metanogênica são apresentadas na tabela 7.1.1. Observou-se que a toxicidade do Na^+ é reversível. No entanto não foi possível verificar-se a adaptação de lodos ao Na^+ (Field, 1994).
- metais pesados - a presença de metais pesados tem sido observada em esgotos domésticos de zonas industriais (Field, 1994). Sua presença causa

toxicidade a atividade metanogênica na forma solúvel. A tabela 7.1.2 mostra dados de concentrações tóxicas de metais pesados.

Tabela 7.1.1 Concentração de sal inibidora de 50% da atividade metanogênica de lodo de esgoto doméstico digerido.

SAL	CONC. 50% INIB MG/L
Mg ²⁺	1930
Ca ²⁺	4700
K ⁺	6100
Na ⁺	7600

Fonte: Field, 1994 citando Kugelman and Mc Carty, 1965.

Tabela 7.1.2 Concentrações inibidoras de metais pesados de 50% da atividade metanogênica.

Metal	Conc. 50% inib mg/L	Lodo	Ref. Bibliográfica segundo Field, 1994
Cr ³⁺	350	doméstico	Yang et al,1979.
Cr ⁴⁺	~30	CSTR	Parkin et al.,1981
Cu ²⁺	15	doméstico	Yang et al.,1979
Ni ²⁺	200	doméstico	Yang et al.,1979
Zn ²⁺	~300	CSTR	Pearson et al.,1980
	~ 90	CSTR	Mosey et al.,1971
Pb ²⁺	~300	CSTR	Mosey et al.,1971
Cd ²⁺	80	doméstico	Mosey, 1971

Fonte: Field, 1994

8.PÓS-TRATAMENTO

A destinação de um efluente deve considerar a necessidade atual de racionalização e uso múltiplo de recursos hídricos. Deve-se procurar resguardar as águas potáveis para consumo humano ao mesmo tempo que se procura utilizar efluentes secundários para reuso com fins não potáveis (ABES, 1992).

Em situações em que o descarte do efluente da estação de tratamento requer um nível muito alto de tratamento, como remoção de nutrientes, e se na região existe uma demanda por água a ser utilizada na agricultura, deve-se atentar para a racionalização do uso da água e do polimento do efluente. Deve-se, por exemplo, priorizar o uso de efluentes de tratamento secundário, sem remoção de nutrientes, para a agricultura, onde os nutrientes são benéficos e reduzem o consumo de insumos agrícolas. Evita-se assim a necessidade do tratamento terciário para remoção de nitrogênio e fósforo que seria recomendável no caso de descarte em corpos d'água que alimentam mananciais.

Verificadas todas as possibilidades de uso racional dos recursos hídricos e havendo necessidade de polimento do efluente, devemos verificar qual a necessidade em termos de remoção adicional de poluentes do efluente para selecionarmos a alternativa de pós-tratamento mais adequada.

O tratamento anaeróbio de esgotos domésticos por reator UASB mostrou que remove matéria orgânica medida em DBO em torno de 70% para esgotos diluídos e em torno de 80% para esgotos concentrados. A remoção de organismos patogênicos entre 70 e 90% de Coliformes, não é suficiente em termos de saúde pública. A remoção de nutrientes não é significativa.

Os critérios estabelecidos por agências de meio ambiente, para lançamento de efluentes em corpos receptores, estão cada vez mais restritivos. Esses critérios não podem ser atendidos apenas pelo tratamento anaeróbio (Odegaard, 1988). De acordo com a destinação do efluente deve-se proceder à sua adequação ou polimento, para que sejam satisfeitas as condições de lançamento ou reutilização.

A combinação de processos possibilita atingir os objetivos propostos. O destino do efluente é regulado por padrões de acordo com sua utilização. Portanto se o efluente do tratamento anaeróbio por reator UASB atende aos padrões, ele pode ser diretamente descartado ou reutilizado. Caso contrário será necessário efetuar-se o pós-tratamento selecionado de acordo com as necessidades. Deve-se então verificar o que se pretende remover:

- sólidos suspensos
- organismos patogênicos
- nitrogênio
- fósforo
- cor
- odor

Os processos mais relevantes a serem combinados com o tratamento anaeróbio para se atingir os padrões requeridos para o efluente são:

Para remoção adicional de sólidos suspensos e conseqüente remoção de matéria orgânica:

- lagoa de decantação
- filtração rápida em pedrisco
- filtração em membrana

Para remoção adicional de matéria orgânica:

- lagoa de estabilização
- lagoa aerada
- lodo ativado
- filtro biológico
- ozonização
- filtração em membrana

Para remoção adicional de patogênicos:

- filtros lentos de areia
- cloração
- radiação Ultra Violeta
- ozonização
- filtração por membrana
- lagoa de estabilização

Para remoção de nitrogênio:

- aeração prolongada ou desnitrificação em lodo ativado
- filtro biológico

*Intoxicação química
Zerobico*

Para remoção de fósforo:

- precipitação química
- lodos ativados modificados

Os processos que envolvem oxidação biológica ou química removem odor e cor pela oxidação dos sulfetos a sulfatos.

A cor é também removida pelos processos físico-químicos que separam os sólidos suspensos.

9.CUSTOS

Na avaliação dos custos de investimentos de um sistema de tratamento de esgotos com reator UASB, devem ser consideradas as particularidades de cada situação. O custo do reator em si tem se situado entre U\$ 280 e U\$ 350 por m³ de reator (Souza, 1986).

Como fatores que constituem o custo total do sistema, que no caso são dependentes de cada situação particular, podemos citar:

- custo do terreno
- pré-tratamento (grade, caixa de areia, caixa de gordura, peneira)
- equalização da alimentação para ajuste da vazão
- bombeamento da alimentação
- pós-tratamento do efluente
- secagem e disposição do excesso de lodo
- disposição ou purificação e utilização do biogás
- sistema de medida de vazão

Também o tipo e a quantidade de material utilizado influi nos custos de investimento e são responsáveis pela gama de custos de investimentos reportados para a construção dos sistemas implantados.

Jürgensen (1994), relata os custos de investimentos dos sistemas de tratamento de esgotos com reator UASB instalados pela SANEPAR, no Paraná, de cerca de U\$ 15 por habitante. Schellinkhout e Collazos, 1992, reportam, para os custos do sistema implantado em Bucaramanga, na Colômbia, para 160.000 hab. como da ordem de U\$ 17 por habitante. O

sistema instalado pela SABESP, em Ribeirão Pires, para 40.000 hab. tiveram seus custos estimados em U\$ 30 a U\$ 40 por hab.

Em 1990, através de um contrato, a CETESB e a FILSAN - Equip. e Sist. S/A efetuaram o pós-tratamento do efluente de reator UASB por ozonização (Gasi et al., 1987). Esse estudo possibilitou, além da obtenção dos parâmetros de aplicação da tecnologia e a qualificação do efluente obtido, a elaboração de um levantamento comparativo de custos de investimento, áreas necessárias e potências instaladas necessárias para o processo de aeração prolongada, reator UASB, e reator UASB + ozonização, para diferentes capacidades. Com relação a custos de investimento o sistema reator UASB mais ozonização, mostrou-se competitivo ao de aeração prolongada, apresentando vantagens econômicas para populações acima de 50.000 hab., além das vantagens relativas à desinfecção do efluente. O sistema reator UASB mais ozonização requer menores áreas e menor potência instalada que o sistema de aeração prolongada.

Em 1993, por iniciativa do Banco Mundial, foi realizado um seminário sobre a tecnologia do reator UASB visando obter-se um relato de empresas fornecedoras da tecnologia, com ênfase aos seus aspectos econômicos. (The World Bank, 1993) Duas empresas holandesas que forneceram a tecnologia e construíram sistemas de reator UASB na Colômbia e Índia, entre outros países, reuniram material com base na experiência adquirida e elaboraram um estudo comparativo de custos de sistemas de tratamento com nove tecnologias diferentes. Efetuaram também o estudo da variação dos custos com diferentes

fatores ambientais e econômicos. O estudo comparativo tem por base uma população de 50.000 habitantes e as nove concepções de sistema são:

- lagoa anaeróbia
- decantação primária com digestor e adensador de lodo
- valo de oxidação
- reator UASB
- lagoa anaeróbia e facultativa
- reator UASB e filtro biológico
- reator UASB e lagoa facultativa
- lagoa aerada e facultativa
- lodo ativado

As comparações são relativas a eficiência do processo e à qualidade do efluente obtido. As figuras 9.1 e 9.2 mostram os custos de investimentos e de operação, respectivamente, em função da eficiência de remoção de matéria orgânica.

Fig. 9.1 Custo de investimento em função da eficiência de remoção (The World Bank, 1993)

Fig. 9.2 Custo de operação em função da eficiência de remoção (The World Bank, 1993)

Os sistemas compostos com o reator UASB apresentam um custo ligeiramente inferior aos sistemas de lagoas. As lagoas aeradas têm custo semelhante ao do reator UASB.

Na avaliação dos custos de operação verifica-se que os sistemas compostos por reator UASB são da mesma ordem de magnitude que os de lagoas de estabilização e equivalem à metade dos custos de operação dos sistemas aerados.

Combinando-se os custos de investimento e os de operação verifica-se que os sistemas compostos de reator UASB apresentam uma economia de 10 a 20% por ano, comparado às lagoas de estabilização, sempre considerando-se as eficiências de remoção.

A temperatura tem papel decisivo na avaliação de custos de sistemas anaeróbios. O custo dos sistemas anaeróbios aumenta rapidamente quando se trata de temperaturas mais baixas. Os sistemas de aeração mecânica começam a ter vantagens econômicas para temperaturas do líquido abaixo de 17° C. Abaixo de 15° C os sistemas compostos de reator UASB, nas condições atuais de desenvolvimento das pesquisas têm custo superior aos sistemas com aeração mecânica.

As lagoas de estabilização são mais econômicas a temperaturas de cerca de 25° C. Com relação à economia de escala, todos os sistemas apresentam vantagens econômicas a partir de 50.000 hab. sendo que os sistemas com reatores UASB e o valo de oxidação apresentam ligeira vantagem para sistemas maiores. Para pequenas comunidades, as lagoas de estabilização são mais atraentes economicamente (The World Bank, 1993).

10. APLICAÇÃO DA TECNOLOGIA NOS DIAS ATUAIS E PERSPECTIVAS

Antes do advento dos reatores UASB, vários reatores anaeróbios vinham sendo experimentados para funcionar com alta carga orgânica ou hidráulica. O processo anaeróbio de contato foi experimentado por Coulter et al., (1957), Fall and Krauss (1961), Simpson (1971) e Pretorius (1971). O tratamento por filtro anaeróbio sem decantador foi testado por Genung et al., (1980) com tempos de detenção tão baixos quanto 5 e 6.4 horas. Obtiveram remoção de 80% em DBO.

Logo após a divulgação dos resultados de tratamento de vinhaça com o reator UASB (Lettinga et al., 1980) efetuou-se na CETESB estudos comparativos entre reator UASB e filtro anaeróbio modificado (Souza e Garcia, 1983) e em seguida iniciou-se a adaptação do reator UASB para o tratamento de esgoto doméstico, um efluente muito mais diluído do que a vinhaça (Vieira, 1984). Também na Colômbia, na mesma ocasião, foram efetuadas adaptações da tecnologia ao tratamento de esgotos domésticos em escala piloto (Schellinkhout et al., 1985). Em São Paulo, a SABESP reformou um tanque Imhoff de 680m³ para fazê-lo funcionar como um reator UASB (Nucci et al. 1985). As primeiras adaptações não permitiram a otimização do reator (Vieira et al., 1991), o que só foi possível após uma segunda reforma. Hoje o tanque é um reator UASB otimizado e está em funcionamento na ETE-Jesus Neto da SABESP, no Bairro do Ipiranga em São Paulo (Vieira et al., 1993)

Em 1986 foi dimensionado e construído o reator UASB de 120m³ da CETESB, objeto deste trabalho. Na Colômbia, duas unidades de 3.300m³ cada uma foram construídas em Bucaramanga, para tratar esgotos de uma população de 160.000 habitantes (31.000 m³/d de esgoto doméstico)

(Schellinkhout e Collazos,1992). Após três anos de operação o reator mostrou eficiência de remoção de DBO de 64 a 78% (Schellinkhout e Osório,1994)

Na Índia, 1.200 m³ de reator UASB divididos em três compartimentos tratam 5.000 m³/d dos esgotos municipais de Kampur (Draaijer et al.,1992). Após quatro anos de operação o tratamento apresenta boa confiabilidade e remoção de DBO de 78% com 6 horas de tempo de retenção hidráulica (Draaijer et al.,1994).

Na Itália em Senigallia, um reator UASB de 240 m³ foi implantado (Collivignarelli et al. 1990). Operou com 15 horas de TRH, com temperaturas entre 18 e 28° C evoluindo a tecnologia para um sistema patenteado como ANANOX, um sistema combinado anaeróbio - anóxico - aeróbio que remove nitrogênio além de matéria orgânica (Garuti et al., 1992).

Um outro tipo de reator, o anaeróbio de filme fixo e leito fluidizado, foi desenvolvido nos inícios da década de 80 (Jewell et al.,1981), tendo sido operado com tempos de retenção de 1 hora. Hoje, na Espanha, em Valladolid, um reator experimental deste tipo trata esgotos de um bairro próximo a Universidade, sendo uma das poucas instalações de leito fluidizado tratando esgoto doméstico em escala real (Polanco, 1988).

Nos últimos anos tem havido grande expansão na utilização do tratamento anaeróbio, tanto para efluentes domésticos quanto industriais.

Para o tratamento de esgotos domésticos, um grande número está sendo instalado. A SANEPAR - Companhia de Saneamento do Paraná, desenvolveu uma concepção de reator anaeróbio que foi mudando ao longo do tempo (Jürgensen, 1994). Os da primeira geração foram construídos para

substituir as fossas sépticas e os tanques Imhoff em núcleos habitacionais (Savelli, 1985). São em número de 105 no total, com volumes que variam de 30 a 100 m³. Os novos reatores são hoje projetados e construídos com volumes que variam de 100 a 2.000 m³ e tempos de retenção hidráulica de 8 horas, para atendimento de cidades médias e grandes. A SANEPAR tem adotado esta solução para atender o primeiro grande plano de saneamento que abrange todo o Estado do Paraná. Pretende-se implantar 389 reatores para atendimento de 2.500.000 habitantes tratando 100% do esgoto coletado (Jürgensen, 1994).

A eficiência do sistema tem sido comprovada e os resultados atingem os patamares pretendidos desde que bem projetados e operados. Sistemas tratando esgotos domésticos fortes, ou seja, mais concentrados, apresentam eficiência de remoção maior. É o caso dos reatores UASB instalados em Campina Grande, na Paraíba (Haandel et al., 1993); em Sumaré, SP, no Jardim Sta. Maria, (Vieira et al., 1994) e em Piracicaba, SP, (Vieira, 1994). Esgotos com cerca de 500 mg/L de DBO tratados em reatores UASB fornecem eficiência de remoção de DBO na faixa de 80%.

O processo anaeróbio para tratamento de efluentes industriais teve aplicação crescente a partir de 1983. Segundo levantamento efetuado (Craveiro, 1991), 102 reatores, correspondendo ao volume total de 76.579 m³, foram instalados para o tratamento de efluentes industriais. Recente atualização daquele levantamento efetuado junto a 19 empresas fornecedoras da tecnologia apresentou o número de 126 reatores anaeróbios tratando

efluentes industriais, sendo 107 do tipo UASB, correspondendo a um volume total de reatores de 104.406 m³.

Dessa experiência pode-se constatar que a tecnologia é aplicável em locais de clima quente e temperado, quando a quantidade a ser tratada representa comunidades com mais de 500 habitantes. Para populações menores utilizam-se sistemas anaeróbios individuais como as fossas sépticas seguidas de filtração ou infiltração no solo ou ainda filtros anaeróbios (ABNT, 1982; Vieira e Alem, 1983).

Tem-se procurado também utilizar a modulação efetuando-se o tratamento em etapas, à medida que cresce uma população e também por setor, evitando-se a necessidade de grandes quantidades de interceptores e coletores.

O gás produzido não tem sido utilizado para fins automotivos pois a quantidade ainda não compensa os altos investimentos necessários para sua purificação e compressão. Em algumas comunidades chegou a ser utilizado para queima direta, mas a falta de manutenção de suas instalações acabam por impossibilitar a continuidade de sua utilização.

Em locais onde se requer de imediato um alto grau de tratamento em termos de matéria orgânica e nutrientes, os sistemas aeróbios têm sido ainda preferidos, apesar da grande geração de lodo, pois a tecnologia já está mais desenvolvida, adaptada e reconhecida.

A eficiência máxima do tratamento atinge 80% em sólidos e DBO a 20°C. A temperaturas mais baixas são necessários longos tempos de retenção (Lettinga, 1994).

A aplicação do tratamento anaeróbio de esgotos precedendo o tratamento aeróbio deverá ser mais utilizada à medida que a tecnologia for sendo mais conhecida e que os problemas de disposição do lodo gerado em sistemas aeróbios forem se avolumando.

11.BIBLIOGRAFIA

ABES / OPS - Associação Brasileira de Engenharia Sanitária/Organização Panamericana da Saúde. *Avaliação Nacional da Década Internacional do Abastecimento de Água e do Esgotamento Sanitário*. 1981-1990.

ABES - Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental. *Reuso da Água*. São Paulo, SP. 1991

ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas. *Norma NBR-7229. Construção e Instalação de Fossas Sépticas e Disposição dos Efluentes Finais*. Março, 1982.

Araújo, R.P.A., Gasi, T.M.T., Gheraldi - Goldstein, E., Amaral, L.A.V. e Francisco, R. Ozone application for the improvement of UASB Reactor Effluent. II Toxicity Evaluation. *Ozone Science and Engineering*, 3 (2) pp 193 - 195, 1991.

Borzacconi, L. y López, I. Relevamiento de reactores anaerobios em America Latina. in: *Tratamiento Anaeróbico. III Taler y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaerobio de Águas Residuales"*. Montevideo - Uruguai, 1994.

Branco, S.M. *Hidrobiologia Aplicada à Engenharia Sanitária*. 2ª ed. CETESB. São Paulo, 1978.

Buisman, C.J., Wit, B. and Lettinga, G. Biotechnological sulphide removal in three polyurethane carrier reactors: stirred reactor, biorotor reactor and upflow reactor, *Wat. Res.*, 24, pp 245 - 251, 1990.

Carvalho, J.L., Pereira, A.C.B., Vieira, S.M.M. Determinação da atividade metanogênica específica para acompanhamento de processos anaeróbios de tratamento de efluentes, in: *17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. pp 721 - 729, Natal, R.N. 19 a 23 de setembro de 1993.

Carvalho J.L., Souza, M.E., Vieira, S.M.M. Studies for reducing the start-up time of UASB reactors treating domestic sewage in: *Poster-abstracts of the 6th International Symposium on Anaerobic Digestion*. São Paulo, SP, pp 56, May 1991.

Ciola, R. *Introdução à Cromatografia em Fase Gasosa*. Ed. Edgard Blucher Ltda. 231 pgs, 1973.

Collivignarelli, C., Urbini, G., Farneti, A., Bassetti, A. and Barbaresi, U. Anaerobic - aerobic treatment of municipal wastewaters with full-scale upflow anaerobic sludge blanket and attached biofilm reactors. *Wat. Sci. Tech.* 22 (1/2), pp 475 - 482, 1990.

Coulter, J.B., Soneda, S., Ettinger, M.B. Anaerobic Contact Process for Sewage Disposal. *Sewage and Industrial Wastes*, 29 (4), pp 468-77 Apr. 1957.

Craveiro, A.M. Biodigestão de efluentes industriais no Brasil: avaliação do uso e difusão da tecnologia. *16º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. Goiânia, 22 a 27 de setembro, Brasil. 242 - 52, 1991.

Craveiro, A.M. *Desempenho e Estudos Cinéticos de Biodigestores Híbridos com Diferentes Porcentagens de Enchimento*. Tese apresentada à Escola Politécnica da Univ. de São Paulo, para a obtenção do título de Doutor em Engenharia. São Paulo, 1994.

Desjardins, B. et Lessard, P. Modélisation du procédé de digestion anaérobie. *Sciences et Techniques de l'Eau* 25 (2), pp 119 - 136, 1992.

Draaijer, H., Maas, J.A.W., Schaapman, J.E. Performance of the 5 MLD UASB reactor for sewage treatment at Kampur, Índia. *Wat. Sci. Techn.*, 25 (7), pp. 123 - 133, 1992.

Draaijer, H., Pereboom, J.H.F., Sontakke, V.N. Four years experience with the 5MLD UASB reactor for sewage treatment at Kampur, India . *VII International Symposium on Anaerobic Digestion*. Cape Town, South Africa, 1994.

Fall, E.B. Jr., Kraus, L.S. The Anaerobic Contact Process in Practice. *Journal WPCF*, 33 (10), pp 1038 - 1045. October, 1961.

Feachem, R.G., Bradley, D.J., Gareleck, H. and Mara, D.D. *Sanitation and Disease - Health Aspects of Excreta and Wastewater Management*, Pub. World Bank, John Wiley & Sons, USA, 1983.

Field, J. Alvarez, R.S. y Lettinga, G. Ensaïos Anaerobios in: *Depuration Anaerobia de Aguas Residuales. 4º Seminario DAAR*. Valladolid, 23 - 25, Noviembre, pp 52 - 81, 1988.

Field, J. Parâmetros Operativos del Manto de Lodos Anaerobios de Flujo Ascendente. *Manual del Curso Arranque y Operacion de Sistemas de Flujo Ascendente com Manto de Lodo - UASB*. Universidade del Valle / Corporation Autonoma Regional del Cauca / Universidad Agricola de Wageningen. Santiago de Cali, 1994.

Field, J. Toxicidade Metanogênica. *Manual del Curso Arranque y Operacion de Sistemas de Flujo Ascendente com Manto de Lodo - UASB*. Universidade del Valle / Corporation Autonoma Regional del Cauca / Universidad Agricola de Wageningen. Santiago de Cali, 1994.

Figueiredo, M.G., Garcia, Jr., A.D. and Vazoller, R.F. Molybdate inhibition studies on the sulphate reduction in digesters and in pure culture of *Desulfovibrio* sp. in: *Poster-abstracts of the 6th International Symposium on Anaerobic Digestion*, São Paulo, SP, pp 8, 1991.

Figueiredo, M.G. *Inibição da Redução do íon Sulfato no Tratamento de Resíduos*. Relatório Interno CETESB, 67 pgs, Fevereiro 1990.

Francese, A.P., Durán, J., Sineriz, F. Puesta en marcha de Reactores Anaeróbicos Tipo UASB. *Ingeniería Sanitaria y Ambiental, AIDIS* (3), pp 37 - 40, 1990.

Fundação IBGE. *Pesquisa Nacional de Saneamento Básico*. Rio de Janeiro, 1992.

Garcia Jr, A.D. Metodologia básica para avaliação de sistemas de tratamento de efluentes líquidos por digestão anaeróbia. Curso: *Tratamento de esgotos e efluentes industriais por digestão anaeróbia de fluxo ascendente*. CETESB, 1994.

- Garuti, G. Dohanyos, M. and Tilche, A. Anaerobic-aerobic wastewater treatment system suitable for variable population in coastal areas: the ANANOX process. *Wat. Sci. Tech.*, 25 . (12), pp 185 - 195, 1992.
- Gasi, T.M.T. et al. Aplicação de ozônio para a melhoria do efluente de reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manto de lodo (UASB). in: 14º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. São Paulo, SP, 1987.
- Gasi, T.M.T. *Remoção de Microrganismos em Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente e Manto de Lodo Operando com Esgotos Doméstico*. Dissertação apresentada à Faculdade de Saúde Pública da Universidade de São Paulo para obtenção do título de Mestre em Saúde Pública. São Paulo, SP, Agosto 1991.
- Gasi, T.M.T. Removal of pathogenic microorganisms from UASB reactor effluent by chlorination. in: *Proceedings of the International Symposium on Anaerobic Digestion*. Tilche, A. & Rozzi, A. (ed.) Poster-papers, Bologna, Monduzzi Editore, pp 875 - 878, 1988.
- Genung, R.K., Pitt, W.W., Koon, J.H. Energy Conservation and Scale-Up Studies for a Wastewater Treatment System Based on a Fixed-Film, Anaerobic Bioreactor. *Biotechnology and Bioengineering Symp.* (10), pp 295 - 316, 1980.
- Gherardi - Goldstein, E., Bertolotti, E., Zagatto, P.A., Araújo, R.P.A., Ramos, M.L.L.C. *Procedimentos para Utilização de Testes de Toxicidade no Controle de Efluentes Líquidos*. CETESB. Série Manuais, 1990.
- Grossi, M.G.L. *Avaliação da Qualidade dos Produtos Obtidos de Usinas de Compostagem Brasileiras de Lixo Doméstico, Através da Determinação de Metais Pesados, e Substâncias Orgânicas Tóxicas*. Tese de Doutorado submetida ao Instituto de Química da Universidade de São Paulo, 1993.
- Haandel, A.C., Catunda, A.F.C., Oliveira, M.G. e Souza, J.T. Influência do tempo de permanência sobre o desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente. 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1993.

- Iza, J., Colleran, E., Paris, J.M. and Wu, W.M. International workshop on anaerobic treatment technology for municipal and industrial wastewaters: summary paper. *Wat. Sci. Techn.* 24 (8), pp 1 - 16, 1991.
- Iza, J. Control de processo en el tratamiento anaerobio de aguas. in: *Depuración Anaerobia de Aguas Residuales. Actas del 5º Seminario D.A.A.R..* Valladolid, 1993.
- Iza, J. Fluidized bed reactors for anaerobic wastewater treatment. *Wat. Sci. Techn.* 24 (8) pp 109 - 132, 1991.
- Jewell, W.J. Switzembaum, M.S. Morris, J.W. Municipal Wastewater Treatment with the Anaerobic Attached Microbial Film Expanded Bed Process. *Journal WPCF* 53 (4), pp 482 - 490, 1981.
- Jurgensen, Décio. Informações pessoais em julho e agosto de 1994.
- Laurence, A. and Mc Carty, P.L. The role of sulfide in preventing heavy metal toxicity in anaerobic treatment. *Journal WPCF*, 37 (3), pp 392 - 406, 1965.
- 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"*, Uruguay, Universidad de la Republica, pp 155 - 168, 1994.
- Lettinga, G. and Pol, L.W.H. UASB process design for various types of wastewaters. *Wat. Sci. Tech.*, 24 (8), pp 87 - 107. 1991.
- Lettinga, G., Roersma, R., Gerin, P. Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperature using a granular bed UASB reactor. *Biotechnolog. and Bioengineering*, 25, pp 1701 - 1723. 1983.
- Lettinga, G., van Velsen, A.F.M., Hobma, S.W., Zeew, W. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering*, 22 (4), pp 699 - 734, 1980.

Mara, D. *Sewage Treatment in Hot Climates*. John Wiley & Sons. London, 1976.

McCarty, P.L. Anaerobic waste treatment fundamentals - Part two. *Public Works*, Oct., 1964.

Mergaert, K., Vanderhaegen, B. and Verstraete, W. Applicability and trends of anaerobic pre-treatment of municipal waste-water. *Wat. Res.* 26 (8) pp1025-1033, 1992

Novaes, R.F.V., Rech, C.M. Figueiredo, M.G., Gaj-Levra, L.A. Bacterial identification of granular sludge from domestic sewage UASB - reactor in: *Poster-papers of the 5th International Symposium on Anaerobic Digestion*. Tilche, A. & Rozzi, A (ed), pp 61, 1987.

Novaes, R.F.V. e Rech, C.M. Estudos sobre granulação bacteriana em reatores anaeróbios de fluxo ascendente operando com esgotos domésticos. *Revista DAE*, 46 (145), pp 194 - 195, 1986.

Nucci, N.L.R., Giacaglia, G.E.O., Nobre, P.A., Souza, M.E., Vieira, S.M.M., Craveiro, A.M., Gomes, I.C. Anaerobic treatment - research development and perspectives in the State of São Paulo, Brazil. in: *Proceedings Seminar Workshop: Anaerobic Treatment of Sewage*. Univ. of Massachusetts, Amherst, USA. M.S. Switzembaum (ed), pp 307 - 349, 1985.

Organization Mondiale de la Santé. *Risques pour la santé du fait de l'environnement*. Par 100 specialistes de 15 pays. Genève, Suisse, 1972.

Odegaard, H. Treatment of anaerobically pretreated effluents. 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. *Adv. Wat Pollut. Control Anaerobic Digestion*. E.R. Hall and P. N. Hobson (ed), 1988.

Pavlostathis, S.G. and Geraldo-Gomes, E. Kinetics of anaerobic treatment. *Wat. Sci. Techn.* 24. pp 35 - 59, 1991.

Phelps, E.B. *Stream Sanitation*. New York, Wiley, 1944.

Polanco, F.I. Comunicação pessoal, 1988.

- Pol, L.H., Lettinga, G. e Field, J. Elementos de Diseno de Reatores UASB. in: *Seminário Internacional sobre Digestión Anaerobia*. Universidad de los Andes, 1989.
- Pretorius, W.A. Anaerobic Digestion of Raw Sewage, *Water Research* 5. pp 681 - 687, 1971.
- Rech, C.M., Figueiredo, M.G. and Vieira, S.M.M. Microbiological analisys as an indicator for biodigesters start-up. in: *Poster-papers of the 7th International Symposium on Anaerobic Digestion*. Cape Town, South Africa, pp 66, 1994.
- Rech, C.M. Processos Biológicos - *Microbiologia dos Sistemas de Tratamento Anaeróbio e Aeróbio de Resíduos - Estudos de Agregação Microbiana em Biodigestores*. Relatório Interno CETESB, 1991.
- Rech, C.M., Vieira, S.M.M., Souza, M.E. and Vazoller, R.F. Routine methods for microbiological quality analysis of sludge from biodigesters in: *Poster-abstracts of the 6th International Symposium on Anaerobic Digestion*. São Paulo, SP, 1991.
- Rodenas-Garcia, M.A. *Efeito Tóxico de Alguns Metais Pesados e Cianetos na Digestão Anaeróbia de Lodos de Esgoto*. Tese de Mestrado submetida a Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 200 pgs, 1991.
- Rodenas, M.A. e Souza, M.E. Influence of toxic compounds on anaerobic digestion of sludge. in: *Poster-papers of the 5th International Symposium on Anaerobic Digestion*. Bologna, Italy, pp 857 - 860, 1988.
- Savelli, C.G. Research at SANEPAR and State of Parana, Brazil, with anaerobic treatment of domestic sewage in full scale and pilot plants. in: *Proceedings of the Seminar/Workshop Anaerobic Treatment of Sewage*. M.S. Switzembaum (ed). pp 277 - 305, 1985.
- Schellinkhout, A. and Collazos, C.J. Full scale application of the UASB technology for sewage treatment. *Wat. Sci. Tech.* 52 (7), 159 - 166, 1992.

Schellinkhout, A. e Osorio, E. Long-term experience with the UASB technology for sewage treatment on large scale. *VII International Symposium on Anaerobic Digestion*. Cape Town, South Africa, 1994

Schellinkhout, A., Lettinga, G., van Velsen, L. The application o UASB - reactor for the direct treatment of domestic waste water under tropical conditions. in: *Proceedings Seminar/Workshop: Anaerobic Treatment of Sewage*. M.S. Switzembaum (ed), Univ. of Massachussets, Amherst, USA, pp 259 - 276, 1985.

Silva, M.O.S.A. *Análises Físico-Químicas para Controle das Estações de Tratamento de Esgotos*. CETESB, 225 pgs, 1977.

Simpson, D.E. Investigations on a Pilot-Plant Contact Digester for the Treatment of a Dilute Urban Waste. *Water Research* 5. pp 523 - 32, 1971.

Souza, H.B. e Derísio, J.C. *Guia Técnico de coleta de amostras de água*. CETESB, 1977

Souza, M.E. Criteria for the utilization design and operation of UASB reactors. *Wat. Sci. Techn.*, 18 (12), pp 55 - 69, 1986.

Souza, M.E. *Digestor Anaeróbio de Fluxo Ascendente*. Relatório Interno, CETESB, 1986.

Souza, M.E. Fatores que influenciam a digestão anaeróbia. *Revista DAE*, 44 (137), pp 88 - 94, 1984.

Souza, M.E. Fuzaro, G. and Polegato, A.R. Thermophilic anaerobic digestion of vinasse in pilot plant UASB reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 25, (7), pp 213 - 222, 1992.

Souza, M.E. e Garcia Jr., A.D. Utilização de digestores anaeróbios de fluxo ascendente para o tratamento de vinhoto. *Revista DAE*, 46 (145), pp 200 - 201, 1986.

Souza, M.E. *Influencia Simuntânea de Elevadas Concentrações de Metais Pesados e Cianetos na Digestão Anaeróbia de Lodos de Esgotos*.

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da USP para obtenção do título de Mestre em Engenharia São Paulo, 1982.

Souza, M.E. Vieira, S.M.M., Catabi, C.H., Borba, W. Demonstração em escala real da tecnologia de tratamento de esgotos domésticos por digestor anaeróbio de fluxo ascendente. Primeiros resultados. in: *14º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, São Paulo, SP, Set. 1987.

Sperling, M. *Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos*. Vol. 1. Ed. Dept. Eng. Sanitária e Ambiental. UFMG, 1995.

Standard Methods for Examination of Water and Wastewater. 16 th Ed. Amer. Public. Health Assoc., Amer. Water Works Assoc., Water Poll. Control Fed.; Washington, D.C., 1985.

The World Bank. *Workshop on UASB Technology for Sewage Treatment*. Washington D.C., USA, 1993.

Tilche, A. and Vieira, S.M.M. Discussion report on reactor design of anaerobic filters and sludge bed reactors. *Wat. Sci. Tech.*, 24 (8), pp 193 - 206, 1991.

Vieira, S.M.M. e Alem Sº, P. Resultados de operação e recomendações para o projeto de sistemas de decanto-digestor e filtro anaeróbio para o tratamento de esgotos sanitários. *Revista DAE* (135), pp 51 - 57, 1983.

Vieira, S.M.M. Anaerobic treatment of domestic sewage in Brazil. Research results and full-scale experience. 5th International Symposium Anaerobic Digestion. *Adv. Wat. Pollut. Control. Anaerobic Digestion*, E.R. Hall & P.N. Hobson (ed) pp 185 - 196, 1988.

Vieira, S.M.M., Carvalho, J.L., Barijan, F.P.O., Rech, C.M. Application of the UASB technology for sewage treatment in a small community at Sumaré, São Paulo State. *Wat. Sci. Tech.*, 30 (12), pp 203 - 210, 1994.

Vieira, S.M.M. Experiência e perspectivas do tratamento anaeróbio de esgotos sanitários no Brasil. In: *Tratamiento Anaeróbio. III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento Anaeróbio de Águas Residuales"*. Universidad de la Republica, Uruguay, 1994.

- Vieira, S.M.M. and Garcia, A.D. Sewage treatment by UASB - reactor. Operation results and recommendations for design and utilization. *Wat. Sci. Tech.* 25 (7), pp 143 - 157, 1992.
- Vieira, S.M.M., Pacheco, C.E.M., Souza, M.E. Efeito da variação da vazão em digestor anaeróbio de fluxo ascendente tratando esgoto doméstico. In: *14º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, São Paulo, SP, Set. 1987.
- Vieira, S.M.M., Pacheco, C.E.M., Nobre, P.C.A., Vilela, J.C. and Souza, M.E. Modification of IMHOFF tank to UASB reactor for sewage treatment. In: *Poster-papers of the 6th International Symposium Anaerobic Digestion*. São Paulo, SP, 1991.
- Vieira, S.M.M., Pacheco, C.E.M., Souza, M.E., Vilela, J.C. Tanque IMHOFF modificado para reator anaeróbio de fluxo ascendente II. in: *Anais do 17º Congresso da Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Natal, RN, 1993.
- Vieira, S.M.M. Parameters to design UASB reactors. in: *Seminário Internacional sobre Digestión Anaerobia. Elementos de Diseño*. Universidad de los Andes, 1989.
- Vieira, S.M.M. e Souza, M.E. Métodos analíticos para o acompanhamento da biodigestão. *Energia - Fontes Alternativas*, 3 (15), pp 26 - 36. 1981.
- Vieira, S.M.M. and Souza, M.E. Development of technology for the use the UASB reactor in domestic sewage treatment. *Wat. Sci. Tech.* 18 (12), pp 109 - 121, 1986.
- Vieira, S.M.M. Tratamento de esgotos por digestores anaeróbios de fluxo ascendente. *Revista DAE*, 44 (139), pp 322 - 328, 1984.
- Visser, A. Gao. Y. and Lettinga, G. Anaerobic treatment of synthetic sulfate containing wastewater under termophilic conditions. *Wat. Sci. Tech.* 25 (7), pp 193 - 202, 1992.
- Walton Purdom, P. et al. *Environmental Health*. Environmental Studies Institute, Drexel University Academic Press. Ed. P. Walton Purdom, 1980.

Young, J.C. e Mc Carty, P.L. The anaerobic filter for waste treatment. *J. Water Pollut. Control. Fed.* 41, pp R160, 1969.

Zegers, F. Microbiologia. *Manual del Curso Arranque y operacion de sistemas de flujo ascendente com manto de lodo - UASB*. Universidad del Valle / Corporation Autonima Regional del Cauca / Universidad Agricola de Wageningen. Santiago de Cali, Colombia, 1994.