

Crislene Barbosa de Almeida

Tratamento Aeróbio, Anaeróbio e Misto
(Anaeróbio/Aeróbio) de Manipueira em
Reatores sob Diferentes Características



1910001444



CRISLENE BARBOSA DE ALMEIDA

**TRATAMENTO AERÓBIO, ANAERÓBIO E MISTO
(ANAERÓBIO/AERÓBIO) DE MANIPUEIRA EM
REATORES SOB DIFERENTES
CARACTERÍSTICAS**



Dissertação apresentada ao Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas da Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita Filho", Campus de São José do Rio Preto, para obtenção do título de Mestre em Engenharia e Ciência de Alimentos (Área de Concentração: Ciência e Tecnologia de Alimentos)

Orientador: Prof. Dr. Vanildo Luiz Del Bianchi

São José do Rio Preto - SP
Agosto de 2005

628.54

A4471

05/12/2005

Doação

R\$ 24,00

Autor(a)

Almeida, Crislene Barbosa de.

Tratamento aeróbio, anaeróbio e misto (anaeróbio/aeróbio) de manipueira em reatores sob diferentes características / Crislene Barbosa de Almeida. – São José do Rio Preto : [s.n.], 2005
92 f. : il. ; 30 cm.

Orientador: Vanildo Luiz Del Bianchi

Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual Paulista. Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas

1. Resíduos industriais. 2. Resíduos orgânicos - Biodegradação. 3. Tratamento anaeróbio. 4. Manipueira. 5. Lodo ativado - Tratamento aeróbio. 6. Reatores em batelada. 7. Reator de leito fixo. I. Del Bianchi, Vanildo Luiz. II. Universidade Estadual Paulista. Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas. III. Título.

CDU – 628.4.042

CRISLENE BARBOSA DE ALMEIDA

**TRATAMENTO AERÓBIO, ANAERÓBIO E MISTO
(ANAERÓBIO/AERÓBIO) DE MANIPUEIRA EM
REATORES SOB DIFERENTES CARACTERÍSTICAS**

COMISSÃO JULGADORA

DISSERTAÇÃO PARA OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE

Presidente e Orientador: Prof. Dr. Vanildo Luiz Del Bianchi

2º Examinador: Profª Drª Giovana Tommaso

3º Examinador: Prof. Dr. Crispin Humberto Garcia Cruz

São José do Rio Preto, 30 de agosto de 2005.

DADOS CURRICULARES**CRISLENE BARBOSA DE ALMEIDA**

NASCIMENTO	23.07.1980 – São Paulo/SP
FILIAÇÃO	Ubirádson Dias de Almeida Leonice Barbosa de Almeida
1998/2002	Curso de Graduação Zootecnia UNESP - Jaboticabal/SP
2003/2005	Curso de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência de Alimentos, nível Mestrado UNESP - São José do Rio Preto/SP

Dedico

Aos meus amados pais Ubirádson e Leonice por todo apoio, amor e dedicação, sem os quais seria muito difícil realizar meus ideais.

“Ao proporcionar-me o estudo e a compreensão do ser humano,

vocês me cederam a oportunidade de conhecer o medo,

o trabalho, a amizade... Enfim, pude aprender o que é viver.

Através de lutas, sacrifícios, sonhos... com seu amor,

vocês foram companheiros presentes, confortando e

participando de todos os momentos, incentivando-me

a prosseguir na jornada, fossem quais fossem os obstáculos.

Quem sabe até os seus sonhos foram renunciados, para que

pudéssemos realizar os meus, como este que se concretiza.

Dividam pois, comigo, os méritos desta conquista,

pois ela é tão vossa quanto minha.”

Ofereço

Ao meu irmão Hudson e à minha querida tia Alayde.

Obrigada por sempre torcerem por mim...

AGRADECIMENTOS

A Deus por sempre me levar em suas mãos conduzindo meus passos.

Ao Prof. Dr. Vanildo Luiz Del Bianchi pela orientação e principalmente por seu carinho e amizade.

Aos funcionários Luiz, Dona Ana, Sr. Narciso, Suely, Rosana, Silvia, Sr. Oscar por toda atenção e carinho e em especial ao meu irmão Hudson por sempre me ajudar.

Ao Depto. de Engenharia e Tecnologia de Alimentos (DETA) pela infra-estrutura laboratorial.

Aos integrantes da banca examinadora de minha qualificação (Profª Drª Tânia Maria Alberte e Prof. Dr. Crispin Humberto Garcia Cruz) e desta dissertação (Profª Drª Giovana Tommaso e Prof. Dr. Crispin Humberto Garcia Cruz). Agradeço pela disponibilidade, críticas e sugestões que muito contribuíram para o enriquecimento deste.

Aos colegas de laboratório Marcelo, Samara, Angélica, Ligia, Otávio, Cordeiro, Fernanda, Gleyce e em especial à Tânia e Bruna, pela grande amizade e por também contribuírem para a realização deste.

Aos colegas de mestrado Elke, Kelly, Tony, Daniela, Marialba, Ricardo, Maria Angélica, Cláudia, Molina e Andréia pelos momentos de descontração.

Aos meus grandes amigos Marin, Cotrim, Tânia, Elke, Kelly e Lamberti, por todos os momentos de alegria e pelos incentivos em momentos difíceis.

À Coordenadoria de Aperfeiçoamento do Pessoal de Ensino Superior (CAPES) pela concessão da bolsa de mestrado.

A todos que de alguma maneira participaram da minha vida para que eu pudesse aqui chegar.

Ao Papai do Céu que permite a bela e tão importante existência dos meus pais terrenos.

À todos meu muito obrigada!



SUMÁRIO

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

LISTA DE TABELAS

NOMENCLATURA

RESUMO

ABSTRACT

1. INTRODUÇÃO

2. OBJETIVOS

3. REVISÃO DE LITERATURA

3.1. A indústria

3.1.1. A indústria

Recebe, Senhor, ao cair desta tarde, meu ofertório de renúncias doídas,

e a esperança viva que trago nos olhos, a cada opção consciente e generosa

que procuro realizar, por Tua causa.”

(Pe. Roque Scheneider)

3.1.2. A indústria

3.2. Instrumentos biológicos de água residual

3.2.1. Estabilização oclógica pela via aeróbica

3.2.1.1. Bioquímica da biodegradação aeróbica

3.2.1.2. A partir de um biológico aeróbico

3.2.1.3. Fatores que interferem no processo de biodegradação aeróbica

3.2.1.3.1. Temperatura

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	xi
LISTA DE TABELAS.....	xv
NOMENCLATURA.....	xvi
RESUMO.....	xvii
ABSTRACT.....	xviii
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	3
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
3.1. A industrialização da mandioca.....	4
3.1.1. A matéria-prima.....	4
3.1.1.1. Aspectos socioeconômicos.....	6
3.1.1.2. Usos da mandioca.....	7
3.1.2. Os resíduos da industrialização da mandioca.....	10
3.1.2.1. A manipueira.....	11
3.2. Tratamentos biológicos de águas residuárias.....	14
3.2.1. Estabilização biológica pela via anaeróbia.....	15
3.2.1.1. Bioquímica da biodigestão anaeróbia.....	16
3.2.1.2. A partida de um biodigestor anaeróbio.....	18
3.2.1.3. Fatores que interferem no processo de biodigestão anaeróbia.....	19
3.2.1.3.1. Temperatura.....	20

3.2.1.3.2. Agitação do sistema.....	22
3.2.2. Reatores leito-fixos.....	22
3.2.3. Tratamento aeróbio por lodo ativado.....	26
3.2.4. Tratamentos mistos.....	29
3.2.5. Tratamentos da manipueira.....	30
4. MATERIAL E MÉTODOS.....	34
4.1. Local da pesquisa.....	34
4.2. Água residuária.....	34
4.3. Biodigestores.....	37
4.3.1. Tratamento anaeróbio.....	37
4.3.1.1. Desenvolvimento do experimento.....	37
4.3.1.2. Inóculo.....	37
4.3.1.3. Reatores.....	38
4.3.1.4. Avaliação da influência da agitação no sistema.....	39
4.3.1.5. Avaliação da influência da luminosidade no sistema.....	39
4.3.1.6. Avaliação do uso de suporte.....	40
4.3.1.7. Avaliação da quantidade de inóculo presente nos reatores.....	40
4.3.1.8. Avaliação da influência da temperatura.....	40
4.3.2. Tratamento aeróbio.....	41
4.3.2.1. Lodo ativado.....	41
4.3.2.2. Reator.....	41

4.3.3. Tratamento misto.....	42
4.4. Ponto de coleta das amostras.....	42
4.5. Análises físico-químicas e microbiológicas.....	43
4.5.1. Análises físico-químicas.....	43
4.5.1.1. Determinação de alcalinidade/acidez.....	43
4.5.1.2. Determinação de sólidos totais e voláteis.....	43
4.5.1.3. Determinação de pH.....	43
4.5.1.4. Determinação de Demanda Química de Oxigênio (DQO).....	43
4.5.1.5. Determinação do Índice Volumétrico de Lodo (IVL) e velocidade de sedimentação.....	43
4.5.2. Análises microbiológicas.....	44
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	45
5.1. Tratamento aeróbio.....	45
5.1.1. Microbiologia do lodo ativado.....	51
5.2. Tratamento anaeróbio.....	53
5.2.1. Avaliação da influência da agitação no sistema.....	53
5.2.2. Avaliação da influência da luminosidade.....	55
5.2.3. Avaliação do uso de suporte.....	60
5.2.3.1. Avaliação do uso de suporte à temperatura de 29°C.....	60
5.2.3.2. Avaliação do uso de suporte à temperatura de 35°C.....	62
5.2.3.3. Avaliação final do uso de suporte.....	63



5.2.4. Avaliação da quantidade de inóculo presente nos reatores.....	63
5.2.5. Avaliação da influência da temperatura.....	65
5.2.5.1. Avaliação conforme concentração de alimentação.....	67
5.2.5.2. Avaliação entre temperaturas.....	72
5.3. Tratamento misto.....	76
5.4. Microbiologia dos reatores anaeróbios.....	80
6. CONCLUSÕES.....	82
7. SUGESTÕES PARA PRÓXIMOS TRABALHOS.....	83
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	84



LISTA DE FIGURAS

Figura 01.	Fórmula estrutural da linamarina.....	5
Figura 02.	Principais consumidores de amido de mandioca em 2004.....	8
Figura 03.	Fluxograma da produção de farinha de mandioca.....	9
Figura 04.	Microbiologia e bioquímica geral do processo de estabilização anaeróbia da matéria orgânica.....	17
Figura 05.	Representação esquemática de reatores anaeróbios.....	24
Figura 06.	Mecanismo de atuação de uma bactéria no sistema de tratamento aeróbio..	27
Figura 07.	Biodigestores ligados em série para o processo de digestão anaeróbia com separação de fases para etapas de acidogênese e metanogênese.....	31
Figura 08.	Aspecto visual da manipueira.....	35
Figura 09.	Etapas para a coleta da manipueira na indústria: A- Massa da mandioca triturada; B- Prensagem da massa; C- Escoamento da manipueira; D e E- Valas de decantação do amido e F- Amido precipitado.....	36
Figura 10.	Aspecto visual do lodo.....	38
Figura 11.	Anéis de plástico usados como suporte.....	38
Figura 12.	Montagem dos reatores (A- Reator sem agitação; B- Reator com agitação).....	39
Figura 13.	Reator utilizado no experimento para verificação da influência da luminosidade.....	40

Figura 14.	Esquema de tratamento aeróbio da manipueira em escala laboratorial: 1- Reator em funcionamento normal; 2- Aeração; 3- Afluente; 4- Efluente (1,0L de sobrenadante) e A- reator em funcionamento normal; B- Corte da oxigenação; C- Sedimentação do lodo; D- Retirada do sobrenadante; E- Fornecimento de alimento e aeração no reator e posterior crescimento da biomassa conforme aumento da carga orgânica.....	41
Figura 15.	Reator aeróbio utilizado no experimento.....	42
Figura 16.	Perfil do IVL nas diferentes concentrações de alimentação.....	46
Figura 17.	Perfil da velocidade de sedimentação do lodo com uma concentração de alimentação de 10500 mg DQO L ⁻¹	47
Figura 18.	Perfil de redução da DQO e comportamento do pH a uma concentração de alimentação de 13300 mg DQO L ⁻¹	48
Figura 19.	Características do reator durante o experimento.....	49
Figura 20.	A/M utilizado nas diferentes concentrações de alimentação.....	50
Figura 21.	Redução de DQO (%) nas diferentes concentrações de alimentação.....	50
Figura 22.	Presença de flocos de lodo e fungos filamentosos.....	52
Figura 23.	Presença de protozoário ciliado (a) e rotíferos (b).....	52
Figura 24.	Eficiências de redução de DQO para o reator sem agitação.....	54
Figura 25.	Eficiências de redução de DQO para o reator com agitação.....	54
Figura 26.	Comparação entre os reatores quanto à eficiência de redução de DQO para o TRH de 5 dias, sendo 1- 700, 2- 2000, 3- 2600, 4- 2900 mg DQO L ⁻¹	56
Figura 27.	Comparação entre os reatores quanto à eficiência de redução de DQO para o TRH de 4 dias, sendo 1- 1700 e 2- 3800 mg DQO L ⁻¹	57

Figura 28.	Comparação entre os reatores quanto à eficiência de redução de DQO para o TRH de 3 dias, sendo 1- 2000, 2- 2500, 3- 2800, 4- 3000, 5- 4500, 6- 4800, 7- 5700, 8- 6500, 9- 6800 e 10- 9300 mg DQO L ⁻¹	58
Figura 29.	Curva de pH dos reatores durante o TRH de 3 dias.....	59
Figura 30.	Relação acidez/alcalinidade dos reatores durante o TRH de 3 dias.....	59
Figura 31.	Eficiências de redução de DQO para concentração de 700 mg DQO L ⁻¹ e TRH de 5 dias.....	60
Figura 32.	Eficiências de redução de DQO conforme alimentação: 1- 2000; 2- 2500; 3- 3000; 4- 5700; 5- 6500; 6- 6800 e 9300 mg DQO L ⁻¹	61
Figura 33.	Eficiências de redução de DQO conforme concentração de alimentação: 1- 6500; 2- 7000; 3- 9700 mg DQO L ⁻¹	62
Figura 34.	Eficiências de redução de DQO à 29°C, na concentração de 2000 mg DQO L ⁻¹ , sendo: 1- reator com 10%; 2- reator com 25% ; 3- reator com 50% de inóculo.....	64
Figura 35.	Eficiências de redução de DQO, à 35°C, conforme diferentes concentrações de alimentação, sendo: 1- reator com 10%; 2- reator com 25% ; 3- reator com 50% de inóculo.....	65
Figura 36.	Médias do pH dos reatores, durante o experimento, em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C; 2- 35°C; 3- 45°C e 4- 55°C.....	66
Figura 37.	Relação acidez/alcalinidade conforme diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C; 2- 35°C; 3- 45°C e 4- 55°C.....	67
Figura 38.	Eficiências de redução de DQO, na concentração de alimentação de 2000 mg DQO L ⁻¹ , em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C, 2- 45°C e 3- 55°C.....	68
Figura 39.	Eficiências de redução de DQO em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C, 2- 55°C.....	69

Figura 40. Eficiências de redução de DQO, na concentração de alimentação de 4700 mg DQO L ⁻¹ , em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C, 2- 35°C e 3- 55°C.....	70
Figura 41. Eficiências de redução de DQO, na concentração de alimentação de 6500 mg DQO L ⁻¹ , em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C, 2- 35°C e 3- 55°C.....	71
Figura 42. Eficiências de redução de DQO, na concentração de alimentação de 7000 mg DQO L ⁻¹ , em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C e 2- 35°C.....	72
Figura 43. Eficiências de redução de DQO em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C, 2- 35°C.....	73
Figura 44. Eficiências de redução de DQO em diferentes concentrações, sendo 1- 2000, 2- 2800, 3- 3000, 4- 4700, 5- 6500 mg DQO L ⁻¹	74
Figura 45. Eficiências de redução de DQO em diferentes concentrações, sendo 1- 4700 e 2- 6500 mg DQO L ⁻¹	75
Figura 46. Eficiências de redução de DQO, em diferentes temperaturas, à concentração de 2000 mg DQO L ⁻¹	76
Figura 47. Eficiências de redução de DQO, do tratamento anaeróbio, conforme alimentação: 1- 4800; 2- 5100; 3- 5500; 4- 6500 e 5- 7000 mg DQO L ⁻¹	77
Figura 48. Eficiências de redução de DQO, do tratamento aeróbio, conforme alimentação: 1- 1083; 2- 1080; 3- 940; 4- 2080 e 5- 2693 mg DQO L ⁻¹	78
Figura 49. Perfil da velocidade de sedimentação do lodo com uma concentração de alimentação de 1080 mg DQO L ⁻¹	80
Figura 50. Microbiologia dos reatores anaeróbios.....	81

LISTA DE TABELAS

Tabela 01.	Caracterização dos resíduos líquidos de indústria de processamento de mandioca.....	10
Tabela 02.	Composição química da manipueira.....	12
Tabela 03.	Opções de uso e tratamento da manipueira.....	13
Tabela 04.	Características da manipueira.....	35
Tabela 05.	Características do reator conforme as diferentes cargas orgânicas de alimentação.....	45
Tabela 06.	Eficiências de redução de DQO (%) do tratamento misto.....	78



NOMENCLATURA

- DBO: Demanda bioquímica de oxigênio
- DQO: Demanda química de oxigênio
- TRH: Tempo de retenção hidráulico
- NaOH: Hidróxido de sódio
- IVL: Índice volumétrico de lodo
- ST: Sólidos totais
- SV: Sólidos voláteis
- SST: Sólidos suspensos totais
- UASB: (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) - Reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo
- A/M: Relação Alimento/ Microrganismo
- RBS: Reator aeróbio operado em batelada seqüencial

RESUMO

A manipueira é o resíduo líquido proveniente da prensagem da massa de mandioca e sua concentração de matéria orgânica pode chegar a 100g DQO L⁻¹. Neste trabalho, busca-se avaliar a influência da agitação, luminosidade, temperatura, quantidade de inóculo e uso de suporte no tratamento anaeróbio de leito fixo e estudar o desempenho de um reator aeróbio em batelada sequencial monitorando-se a relação A/M, bem como a eficácia do sistema misto. Foram feitas análises de DQO, pH, acidez, alcalinidade, massa celular e IVL, conforme o experimento. A primeira fase da pesquisa constou do tratamento aeróbio, onde a carga orgânica variou de 1000 a 14700 mg DQO L⁻¹ e obteve-se reduções de DQO superiores a 95% para uma relação A/M entre 0,27 e 0,46 d⁻¹. A segunda fase do experimento analisou o tratamento anaeróbio. O reator sem agitação mostrou-se mais eficiente, com reduções de DQO superiores a 92% e concentrações de alimentação entre 700 e 2000 mg DQO L⁻¹. Quanto à influência da luminosidade em concentrações de alimentação entre 1000 e 9300 mg DQO L⁻¹, verificou-se que as melhores eficiências de redução de DQO (superiores a 95%) ocorreram no reator sem luminosidade, no TRH de 4 dias. Avaliando-se o uso de suporte, com TRH de 5 e 3 dias e concentração de alimentação entre 700 e 9300 mg DQO L⁻¹ e temperaturas de 29° e 35°C, verificou-se que à 29°C o reator sem suporte apresentou melhores características para uma baixa concentração de DQO e TRH de 5 dias, mas com o aumento da DQO e diminuição do TRH para 3 dias, os resultados foram semelhantes em ambos os reatores. Porém, na temperatura de 35°C, os reatores apresentaram-se menos eficientes. Quanto à quantidade de inóculo presente nos reatores (10, 25 e 50% do volume total), com TRH de 3 dias, temperaturas de 29° e 35°C e concentrações de alimentação entre 2000 e 9700 mg DQO L⁻¹, verificou-se que 25% de inóculo foi a melhor concentração, com eficiências de redução de DQO em torno de 96%. Foi avaliada também a influência da temperatura (29°, 35°, 45° e 55°C), com TRH de 3 dias e concentrações de alimentação entre 2000 a 7000 mg DQO L⁻¹ e concluiu-se que à 29°C ocorreu o melhor desempenho dos reatores, com reduções de DQO superiores a 82%. A última fase da pesquisa consistiu do tratamento misto (anaeróbio e posterior aeróbio) da manipueira, com DQO de alimentação entre 4800 a 7000 mg DQO L⁻¹ para o anaeróbio e entre 940 a 2693 mg DQO L⁻¹ para o aeróbio. Neste tratamento, para baixas reduções de DQO (60-70%) na fase anaeróbia, o tratamento aeróbio obteve eficiências ótimas (média de 93%), com uma remoção total de DQO em torno de 98%, demonstrando que este tipo de tratamento é de extrema importância quando as eficiências do tratamento anaeróbio estão abaixo das desejadas.

ABSTRACT

“Manipueira” is the liquid waste generated during the step of cassava mass pressing and its organic matter concentration can reach 100g COD L⁻¹. The aim of this work was: to evaluate the influence of the agitation, brightness, temperature, inoculum concentration and support use in a fixed bed anaerobic treatment; to study the influence of the F/M relationship under different COD concentrations in aerobic sequencing batch reactor (SBR); and to verify the effectiveness of a mixed system (anaerobic/aerobic). Analyses of COD, pH, acidity, alkalinity, cellular mass and SVI were made according each experiment. The first step of the study was relative to aerobic treatment, with the organic load varying from 1000 to 14700 mg COD L⁻¹ and it was obtained COD reductions up to 95% for a F/M relationship between 0,27 and 0,46 d⁻¹. The second step was relative to anaerobic treatment. The reactor without agitation showed be more efficient compared to the agitated one, with COD reduction up to 92% for feeding concentration between 700 to 2000 mg COD L⁻¹. COD reductions up to 95% were obtained in a reactor without the influence of the brightness for 4 days HRT and feeding concentration between 1000-9300 mg COD L⁻¹. To the study of the influence of support use, it was verified that the reactor without support at 29°C presented better characteristics for lower COD concentration and higher HRT, but the results were similar to both reactors for COD increase and HRT decrease conditions. However, at 35°C, the reactors showed the less efficient. The best inoculum concentration occurred at 25% of the total volume, with COD reductions around 96%, for feeding concentration between 2000-9700 mg COD L⁻¹. The temperature influence studies, the best results were obtained at 29°C compared to 35°C, 45°C and 55°C with 3 days HRT and feeding concentration between 2000-7000 mg COD L⁻¹ and the COD reductions up to 82%. The last step of this study was relative to the mixed treatment, consisting of anaerobic and aerobic process for feeding concentration between 4800-7000 mg COD L⁻¹ for the anaerobic treatment and between 940-2693 mg COD L⁻¹ for the aerobic one. The results showed that the aerobic process reached high COD reductions (up to 92%) when a low efficiency is obtained by an anaerobic treatment, with a total efficiency of the system around 98%.

1. INTRODUÇÃO

O desenvolvimento de municípios e indústrias sem um planejamento ambiental adequado provoca alterações bruscas na natureza e estas refletem-se em poluição e conseqüente impacto negativo sobre os seres envolvidos, questionando-se, assim, a qualidade de vida resultante.

Na maioria dos rios brasileiros, principalmente das Regiões Sul e Sudeste, a água encontra-se imprópria para o consumo humano. Assim, os sistemas de tratamento de água para abastecimento municipal tornam-se cada vez mais sofisticados e onerosos.

A constatação da degradação ambiental dos recursos hídricos num ritmo crescente alertou as comunidades, a sociedade e refletiu-se nos governos. O principal resultado desta nova “consciência verde” foi um maior estreitamento das legislações, repercutindo em pesadas multas e responsabilidade criminal sobre danos causados aos corpos d’água. Assim, novas técnicas de tratamento de efluentes se fazem necessárias.

A mandioca é uma cultura amplamente difundida por todo o território nacional, sendo sua utilização efetuada de duas maneiras: uma direta, pelo consumo culinário, e outra, industrial, pela qual se produz a farinha de mandioca e se efetua a extração da fécula. Devido à pequena quantidade processada, as utilizações culinárias não geram resíduos significativos. Já a utilização industrial causa sérios problemas ambientais, pois mesmo as pequenas unidades fabris, que geralmente se instalam em um mesmo município ou região, podem gerar quantidades significativas de resíduos.

Um dos resíduos líquidos, gerado durante a etapa de prensagem da massa de mandioca descascada e ralada, é denominado manipueira. Esse líquido de cor amarelada é altamente tóxico, pois possui o glicosídeo linamarina, que é enzimaticamente hidrolisável a cianeto, e também altamente poluente, devido à alta concentração de matéria orgânica que pode chegar a 100g DQO L^{-1} (demanda química de oxigênio) e, na maioria das vezes, é despejada, sem nenhum tipo de tratamento, em cursos hídricos ou solo, tornando-se responsável por graves danos à natureza.

Atualmente, as indústrias de alimentos não só se preocupam com a qualidade dos seus produtos, mas também com a qualidade do meio ambiente, dando assim

cumprimento às normas legais e de gestão ambiental (ISO 14000). Para isso, as empresas estão investindo em sistemas de tratamento de efluentes industriais, com o devido monitoramento e controle.

Nos últimos anos, vem ocorrendo um importante desenvolvimento da digestão anaeróbia em todo o mundo e em particular na América Latina, como método de depuração de efluentes. Tem-se discutido largamente as vantagens que apresenta frente ao tratamento aeróbio, a saber, escasso volume de lodo gerado, estabilização da matéria orgânica e geração de energia, sendo esta digestão adequada ao tratamento de efluentes facilmente degradáveis.

Outro processo redutor da carga orgânica é o tratamento aeróbio, considerado, por alguns, como desvantajoso, pelo fato de consumir altas quantidades de energia, mas que, por outro lado, apresenta uma série de vantagens como a não necessidade de um sistema complementar ao tratamento, a redução de espaço físico, o controle mais simples e uma melhor eficiência na redução da carga orgânica, dentre outros.

Atualmente, os processos em batelada sequencial (tratamento realizado em um tanque unitário ou em tanques paralelos, onde são realizadas as etapas de enchimento, reação, sedimentação, drenagem e descanso) têm despertado a atenção dos pesquisadores.

Assim, neste trabalho, busca-se tanto avaliar a influência da agitação, da luminosidade, da temperatura, da quantidade de inóculo e do uso de suporte sobre a eficiência do tratamento anaeróbio de leito fixo da manipueira, como estudar o desempenho de um reator aeróbio em batelada sequencial, avaliando-se a relação A/M em diferentes concentrações de manipueira, bem como a eficácia do tratamento misto, acompanhando o comportamento do pH, do IVL e da DQO.

2. OBJETIVOS

- Objetivos gerais:

- Avaliar a eficiência do tratamento do efluente proveniente da industrialização da mandioca (manipueira), em termos de redução de DQO, caracterizando o uso de reatores anaeróbios (biodigestores) e aeróbios.

- Objetivos específicos:

- Verificar a influência da agitação, da luminosidade, do uso de suporte, da quantidade de inóculo e da temperatura para o tratamento anaeróbio;

- Avaliar a estabilidade do sistema, através do aumento de concentração de alimentação de manipueira, com o monitoramento da relação A/M, para o tratamento aeróbio;

- Verificar a eficiência do tratamento misto (anaeróbio e posterior aeróbio).



3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. A industrialização da mandioca

3.1.1. A matéria-prima

Entre os séculos XVI e XIX, a alimentação do brasileiro, de um modo geral, e, sobretudo, nas áreas em que mais se fez sentir a influência indígena, sustentava-se basicamente na cultura e no consumo da mandioca (*Manihot esculenta* Crantz.) e da cana-de-açúcar (*Saccharum officinarum*) segundo suas diferentes maneiras de preparo. Além da desnecessidade de solos muito férteis e de técnicas refinadas para a cultura, manipulação e transformação da mandioca que muito contribuíram para isso, outros fatores atuaram para disseminar e propagar seu uso, que acabou por incorporar-se de modo permanente ao regime alimentar do brasileiro (NUNES; GABLE; MARTINS, 2005).

Originária da América do Sul, a mandioca constitui um dos principais alimentos energéticos para cerca de 500 milhões de pessoas, sobretudo nos países em desenvolvimento, onde é cultivada em pequenas áreas com baixo nível tecnológico. Mais de 80 países produzem mandioca, sendo que o Brasil participa com mais de 15% da produção mundial. De fácil adaptação, a mandioca é cultivada em todos os estados brasileiros, situando-se entre os nove primeiros produtos agrícolas do País, em termos de área cultivada, e o sexto em valor de produção (EMBRAPA, 2005).

Segundo Nunes; Gable; Martins (2005), a mandioca é um arbusto com crescimento vertical, com folhas palmadas contendo cinco a sete lóbulos, de cor verde azulada, com altura variando de 1,50 a 2,40 metros. Conforme a classificação botânica, pertence à família Euphorbiaceae, assim como a mamona e a seringueira. O cultivo da mandioca é tão antigo e o intercâmbio de mudas e sementes tão intenso e descontrolado que se torna impossível uma classificação botânica absolutamente certa, devido à modificação das características das variedades silvestres em relação às cultivadas. Também é impossível julgar o valor econômico das diversas variedades, pois cada uma comporta-se

diferentemente em cada clima, altitude e solo, ou seja, a inconstância das variedades no aspecto botânico também se manifesta na produção.

A mandioca é uma planta cianogênica, isto é, contém compostos ciânicos e também enzimas capazes de degradar esses compostos e liberar ácido cianídrico (HCN), que é o princípio tóxico desta planta. Os compostos ciânicos e a respectiva enzima (linamarina e linamarase principalmente) estão distribuídos por toda a planta, porém em concentrações variáveis. Entre outras funções, estes compostos apresentam a função de defesa contra pragas e moléstias, pois a enzima e o substrato só entram em contato liberando HCN após a ruptura da membrana celular, como ocorre com uma picada de inseto, por exemplo (LORENZI; DIAS, 1993). A Figura 01 apresenta a linamarina, o glicosídeo mais representativo (CEREDA, 2000).

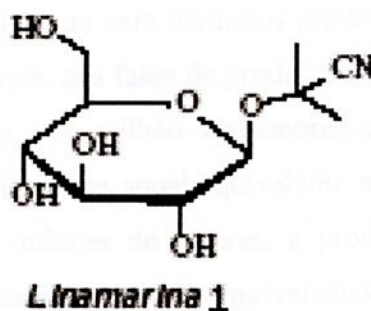


Figura 01. Fórmula estrutural da linamarina.

Assim, qualquer injúria à planta é suficiente para desencadear o processo enzimático de liberação de HCN na tentativa de expulsar o agente agressor. Esta é a razão pela qual a picagem e a secagem ao sol, das raízes ou da parte aérea, de variedades mansas ou bravas, praticamente elimina todo o veneno, pois o HCN é muito volátil. A linamarina também é solúvel em água, de modo que no processamento artesanal ou industrial das raízes é quase totalmente eliminada nas águas de prensagem ou residuais, tornando os derivados da mandioca praticamente inócuos, mas gerando efluentes líquidos poluentes e perigosos. Altas temperaturas também degradam o composto, eliminando o HCN (LORENZI; PERESSIN 1989).

De acordo com Lorenzi; Dias (1993) e Nunes; Gable; Martins (2005), o teor de HCN na mandioca varia em função do genótipo (variedades), estado fisiológico da planta, condições ambientais e métodos de cultivo. Usualmente, as variedades são classificadas em bravas (mais de 200 ppm de HCN na polpa crua das raízes), intermediárias (de 100 a 200 ppm) e mansas (menos de 100 ppm).

Para os animais superiores, a ação tóxica do cianeto é explicada pela afinidade com o ferro, combinando-se com a hemoglobina do sangue para formar a cianohemoglobina, sendo a dose letal de 1mg/Kg de peso vivo (CEREDA, 2000).

3.1.1.1. Aspectos socioeconômicos

O Brasil ocupa a segunda posição na produção mundial de mandioca (12,7% do total). Cultivada em todas as regiões, tem papel importante na alimentação humana e animal, como matéria-prima para inúmeros produtos industriais e na geração de emprego e de renda. Estima-se que, nas fases de produção primária e no processamento de farinha e fécula, são gerados um milhão de empregos diretos e que a atividade mandioqueira proporciona receita bruta anual equivalente a 2,5 bilhões de dólares e uma contribuição tributária de 150 milhões de dólares; a produção que é transformada em farinha e fécula gera, respectivamente, receitas equivalentes a 600 milhões e 150 milhões de dólares (EMBRAPA, 2005).

Para Nunes; Gable; Martins (2005), o Brasil é o maior produtor mundial, colhendo aproximadamente trinta por cento de toda a mandioca consumida no mundo, com cerca de dois milhões de hectares plantados. Assim, a mandioca é uma espécie de grande importância econômica, pois, embora seu consumo de certo modo concentre-se no Nordeste, no Norte e no Centro-Oeste, ela está presente em todo o território nacional.

As estimativas da Embrapa para a safra de mandioca no país, este ano, são de 25 milhões de toneladas (em 2002, foram colhidas 23.065.577 toneladas, cultivadas em 1.675.274 hectares) (JORNAL DA CIÊNCIA, 2005).

A cultura da mandioca é uma das mais importantes fontes de carboidratos para os consumidores de renda mais baixa em países tropicais da América Latina. A mandioca é produzida principalmente por produtores de pequeno porte, em sistemas de

produção complexos, com pouco ou nenhum uso de tecnologia moderna, especialmente agroquímicos (EMBRAPA, 2005).

3.1.1.2. Usos da mandioca

Além da destacada importância na alimentação humana e animal, as raízes de mandioca são também utilizadas como matéria-prima em inúmeros produtos industriais.

A parte aérea da mandioca pode ser consumida pelos animais na forma "in natura", sob forma de silagem, feno ou peletizada, pura ou misturada com outros alimentos (EMBRAPA, 2005). E no caso do consumo das raízes, as mesmas devem ser expostas ao sol para eliminar sua toxicidade.

Dois são os produtos mais importantes obtidos da industrialização da mandioca: amido ou fécula e a farinha. A farinha é muito comum na alimentação, enquanto a fécula apresenta vários usos na indústria de papel, indústria têxtil, adesivos, entre outros (PAWLOWSKY, 1991).

A principal importância da mandioca, como matéria-prima industrial, é a de ser fonte de amido e seus derivados. O amido acumula-se nas raízes e funciona como um depósito de reservas para os períodos de crescimento e dormência das plantas (EMBRAPA, 2005).

O uso de derivados de amido, segundo a mesma fonte, para fins alimentares se justifica pelas seguintes razões:

- 1) é provido de atributos funcionais que os amidos nativos, normalmente, não possuem. Na mistura para pudim, o amido apresenta uma capacidade espessante, textura suave e a característica de atuar de forma instantânea;
- 2) o amido é uma matéria-prima abundante e fácil de obter;
- 3) a utilização do amido pode representar uma vantagem econômica quando comparado com outros polímeros como as gomas, que são de alto custo.



Assim, por ser a mandioca rica em amido, este é o principal produto obtido a partir dela, pois dele obtém-se o maior número de aplicações e subprodutos. Ele é usado nas indústrias química, alimentícia, metalúrgica, papelreira, têxtil, farmacêutica, plástica, em lamas para perfuração de poços de petróleo, lavanderias, entre outras aplicações (Figura 02). Pode ser modificado através de um processo físico-químico e apresenta certa estabilidade em água fria. A mandioca é cultivada e industrializada em grande escala na produção de diversos derivados amiláceos. Quanto mais clara a cor, melhor é a qualidade do amido. A cor indica se a mandioca utilizada é velha ou não, como também a limpeza com que o amido é processado (ABAM, 2005).

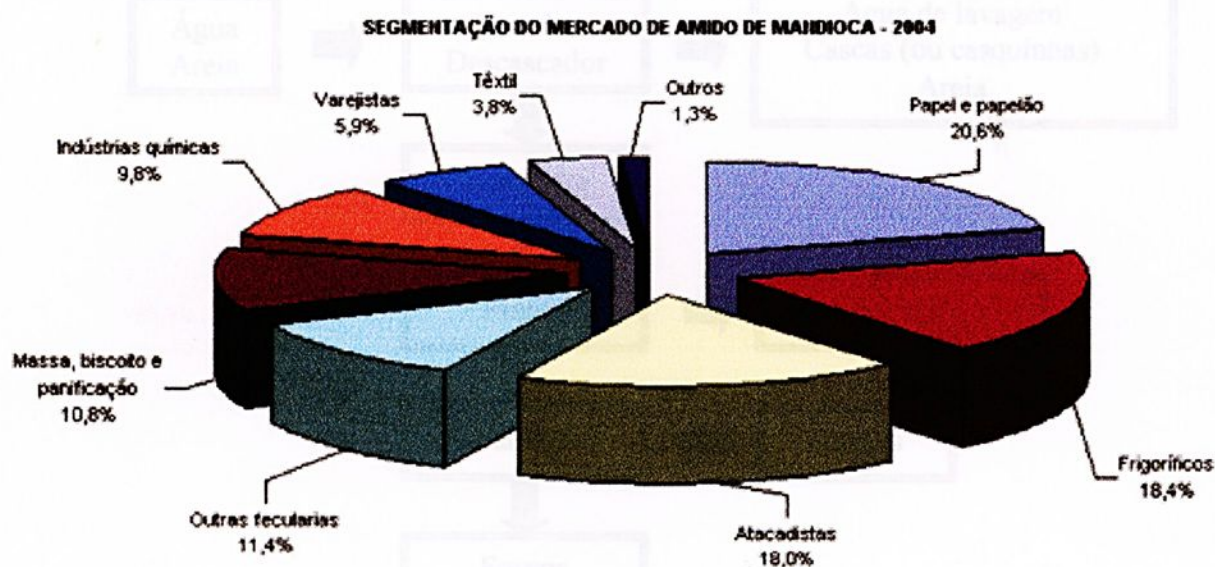


Figura 02. Principais consumidores de amido de mandioca em 2004 (ABAM, 2005).

A farinha é a principal forma de utilização de mandioca no Brasil, atingindo índices superiores a 90% fabricados e comercializados. São as farinhas torradas, farinha de mesa e farinha d'água, com predomínio da primeira. Há ainda a farinha de raspas, que já foi muito utilizada como farinha panificável até início da década dos anos 70. Atualmente, o seu principal uso é na composição de rações (EMBRAPA, 2005).

Os principais resíduos gerados no beneficiamento industrial da mandioca são: (1) resíduos sólidos, como casca marrom, entrecasca, descarte, crueira, fibra, bagaço e varredura; e (2) resíduos líquidos como a água de lavagem e a manipueira (água vegetal ou água de prensa) ou a água da extração de fécula (FEIDEN, 2001).

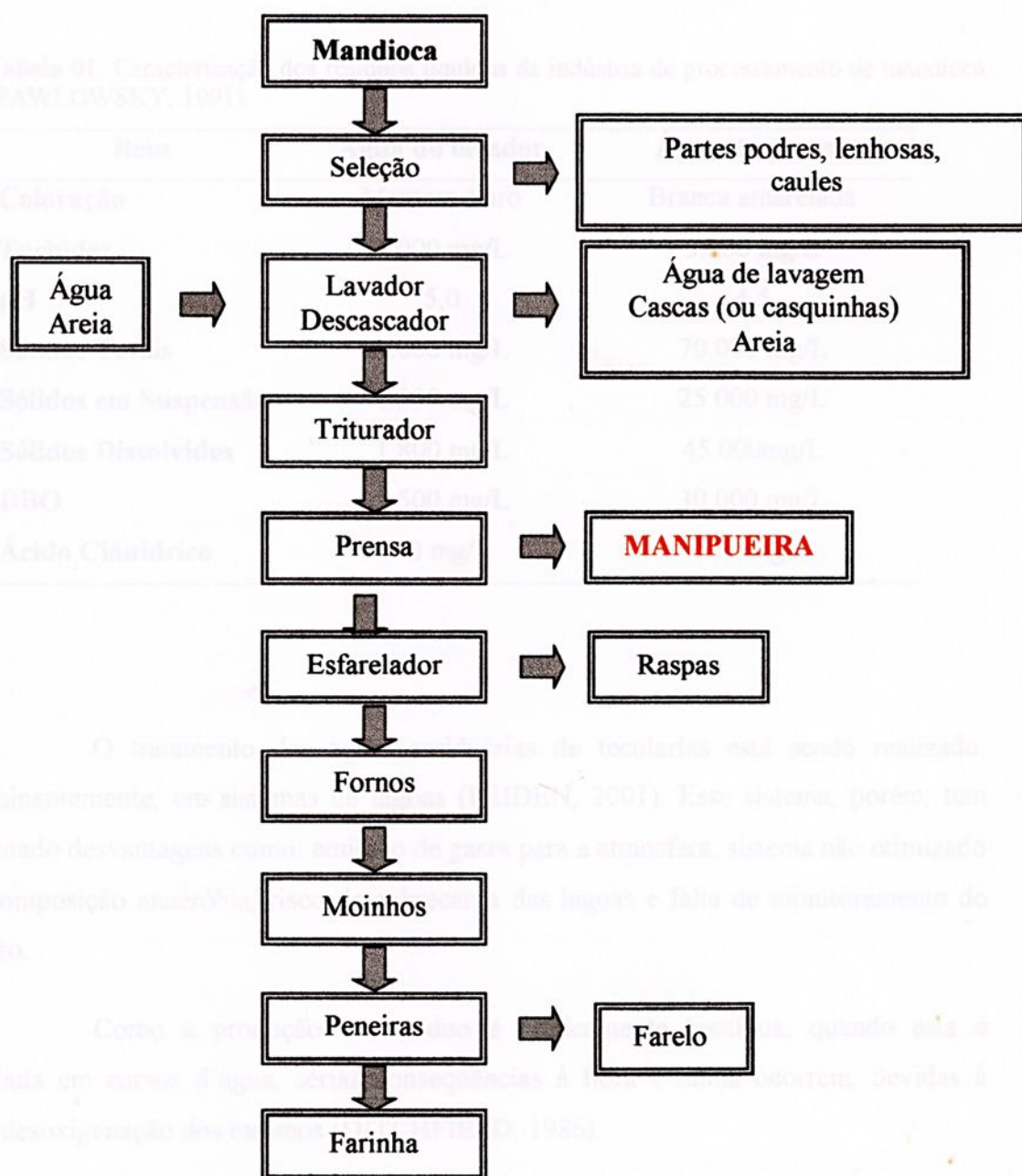


Figura 03. Fluxograma da produção de farinha de mandioca (DEL BIANCHI, 1998).

3.1.2. Os resíduos da industrialização da mandioca

Segundo Pawlowsky (1991), os efluentes de fecularias de mandioca originam-se das operações de lavagem e prensagem das raízes. A Tabela 01 mostra a caracterização das águas dos lavadores e das águas das prensas.

Tabela 01. Caracterização dos resíduos líquidos de indústria de processamento de mandioca (PAWLOWSKY, 1991).

Item	Água do lavador	Água da prensa
Coloração	Marrom claro	Branca amarelada
Turbidez	1.000 mg/L	3.000 mg/L
pH	5,0	4,5
Sólidos Totais	3.000 mg/L	70.000 mg/L
Sólidos em Suspensão	1.200 mg/L	25.000 mg/L
Sólidos Dissolvidos	1.800 mg/L	45.000mg/L
DBO	1.500 mg/L	30.000 mg/L
Ácido Cianídrico	10 mg/L	250 mg/L

O tratamento das águas residuárias de fecularias está sendo realizado, predominantemente, em sistemas de lagoas (FEIDEN, 2001). Esse sistema, porém, tem apresentado desvantagens como: emissão de gases para a atmosfera, sistema não otimizado de decomposição anaeróbia, risco de sobrecarga das lagoas e falta de monitoramento do processo.

Como a produção do resíduo é praticamente contínua, quando esta é descartada em cursos d'água, sérias conseqüências à flora e fauna ocorrem, devidas à rápida desoxigenação dos mesmos (DITCHFIELD, 1986).

3.1.2.1. A manipueira

A manipueira é o líquido resultante da prensagem da massa ralada para produção de farinha e do processo de extração e purificação da fécula. É o resíduo mais problemático, por possuir elevada carga poluente e efeito tóxico devido à liberação do cianeto, causando sérios problemas ao meio ambiente quando lançada em cursos d'água. A manipueira difere em volume e composição conforme originária de farinheiras ou fecularias (CEREDA, 2000; DEL BIANCHI, 1998).

Barana (1995) indica que 1t de mandioca produz cerca de 250 Kg de farinha e aproximadamente 300L de manipueira, enquanto que para a obtenção de 200 Kg de fécula são produzidos aproximadamente 600L de manipueira.

De acordo com Lorenzi; Peressin (1989), na operação de prensagem, a massa ralada perde de 20 a 30% de água e arrasta cerca de 5-7% de fécula, 2-3% de açúcares, 1-1,5% de proteínas e menos de 1% de minerais. Assim, uma tonelada de raízes, depois de ralada e prensada, produz de 200-300L de manipueira e contém de 12 a 18 Kg de fécula (polvilho) em suspensão.

A diferença entre manipueira e a água de extração da fécula é que aquela gerada pela farinheira apresenta, dentre outros fatores, uma carga orgânica de 70.000 a 100.000 mg DQO L⁻¹ (CETESB, 1994), enquanto que a gerada em fecularias, segundo Pawlowsky (1991), por ser diluída em água, apresenta em média 6.200 mg DQO L⁻¹.

Para Lorenzi; Perissin (1989), a manipueira possui diversas aplicações como: produção de polvilho doce ou azedo; produção de tijolos; produção de tucupi; formicida; coagulação do látex da seringueira; inseticida e neomicida (pesquisas com tomate e quiabo). Para a aplicação direta no solo (por exemplo, 2 dias antes do plantio sobre o solo preparado), além do efeito nematicida, poderia acrescentar quantidades apreciáveis de matéria orgânica e água.

Porém, segundo os mesmos autores, a forma mais usual de eliminar a manipueira é sua depuração em lagoas ou "caixas secas", em áreas de sacrifício, onde não possa contaminar os mananciais de água. Mas, um dos inconvenientes encontrados nesse sistema é a impermeabilização da superfície do solo, pela deposição da fécula, diminuindo a capacidade de infiltração do líquido.



Quanto à utilização da manipueira como nematicida, foram verificados seu uso em cenoura, tomate e quiabo. Por exemplo, Ponte et al. (1979) Apud Ponte (1992) descobriram a potencialidade nematicida inerente à manipueira, mediante o cultivo de plantas de quiabo (*Hibiscus esculentus* L.) em solos envasados que haviam sido previamente infestados com ovos e larvas de nematóides das galhas (*Meloidogyne* spp.) e, dez dias depois, tratados com manipueira. Na ocasião, a partir de crescentes dosagens de manipueira (0, 500, 750 e 1000 mL por vaso), obtiveram decrescentes percentagens de plantas atacadas de Meloidoginose: 100, 60, 50 e 30%, respectivamente. Neste experimento, conduzido em casa-de-vegetação, foram usados vasos de 6L de capacidade, contendo solo limo-arenoso.

Ponte (1992) cita também a utilização da manipueira como inseticida para cochonilhas de carapaça marrom (*Coccus hesperidum* L.), lagarta-peluda (*Agraulis* spp.), pulgão negro (*Toxoptera citricidus* (Kirk)) e a cochonilha escama-farinha (*Pinnaspis aspidistrae* (Sing)), traça (*Scrobipalpula absoluta* (Meirick)), bem como fungicida de solo, no controle de patógenos do gênero *Fusarium* e até mesmo usada como adubo, pois a composição química da manipueira, conforme análise estampada na Tabela 03, sustenta a sua potencialidade, haja vista sua riqueza em potássio, nitrogênio, magnésio, fósforo, cálcio e enxofre (por ordem quantitativa), além de ferro e micronutrientes em geral. Por outro lado, a presença de cianetos explica os efeitos nematicida e inseticida inerentes à manipueira.

Tabela 02. Composição química da manipueira (PONTE, 1992).

COMPETENTE	QUANTIDADE (ppm)
Nitrogênio (N)	425.5
Fósforo (P)	259.5
Potássio (K)	1.863.5
Cálcio (Ca)	227.5
Magnésio (Mg)	405.0
Enxofre (S)	195.0
Ferro (Fe)	15.3
Zinco (Zn)	4.2
Cobre (Cu)	11.5
Manganês (Mn)	3.7
Boro (B)	5.0
Cianeto livre (CN)	42.5

Na atualidade, tem-se estudado seus efeitos, como detergente, na eliminação de petróleo (acidentes de derramamento), produção de biosurfactantes (NITSCHKE; PASTORES, 2005) bem como antivirótica quando usada para a alimentação humana (JORNAL DA CIÊNCIA, 2005).

Na tabela 03, verificam-se diversas opções de uso e tratamento da manipueira (CEREDA, 2000).

Tabela 03. Opções de uso e tratamento da manipueira (CEREDA, 2000).

FORMAS DE USO	LOCAL PESQUISADO	FASES DE DESENVOLVIMENTO	DIFICULDADES
Fertirrigação	FCA/UNESP/Botucatu	Em aplicação por algumas indústrias. CETESB chegou a aceitar projetos sem maiores avaliações.	Está sendo analisado o impacto sobre microflora solo e salinidade.
Digestão anaeróbia Fase única	Diversos	Desativados	Estabilizar processo
Digestão anaeróbia Separação de fases	CERAT/Botucatu UEM/Maringá	Piloto em Minas Gerais, Paraná e Santa Maria da Serra/SP.	Acompanhamento local
Álcool	CERAT/UNESP	Avaliado	Enzima pectinase
Produção de ácido cítrico	CERAT/Botucatu FC/UNESP/Bauru UFPR/Curitiba	Avaliado/laboratório	Influência de cianeto
Produção de aromas e surfactantes	CERAT/Botucatu UNICAMP/Campinas	Avaliado/laboratório	Rendimento
Defensivo agrícola	UFPR/Curitiba UFCE/Fortaleza	Em avaliação no campo	Difusão Comprovação
Herbicida	FCA/UNESP/Botucatu UFCE/Fortaleza UEL/Londrina	Em avaliação	Falta comprovação
Biomassa protéica	FCA/UNESP/Botucatu Literatura internacional	Avaliação em laboratório	Custo

Fonte: CERAT/UNESP (2000).

3.2. Tratamentos biológicos de águas residuárias

Para que um resíduo qualquer possa ser decomposto por atividade biológica, é necessário que sirva de substrato para alguns tipos de organismos que possuam enzimas capazes de promover a quebra do mesmo, obtendo assim a energia necessária para as atividades pertinentes ao organismo bem como matéria de construção de suas estruturas.

Para Cereda (2000), normalmente, o tipo de metabolismo energético envolvido, especialmente para as bactérias e fungos, depende do acceptor final de hidrogênio e/ou elétrons, que acaba caracterizando a chamada respiração aeróbia (acceptor final é o oxigênio), respiração anaeróbia (acceptor final é um composto inorgânico diferente do oxigênio) e a fermentação ou biodigestão anaeróbia (acceptor final é um composto orgânico gerado durante o próprio processo fermentativo).

A estabilização biológica dos resíduos orgânicos pode ser obtida de duas formas distintas: via aeróbia ou via anaeróbia.

Pela via aeróbia, o oxigênio contido no ar atmosférico é usado pelos microrganismos contidos no meio para decomposição da matéria orgânica. Para acelerar e controlar este processo, é necessário o emprego de mecanismos que promovam uma adequada oxigenação e normalmente, para isso, são empregados equipamentos que demandam energia. De acordo com Del Pozo et al. (2000), os processos aeróbios são limitados devido ao grande consumo energético requerido para a aeração e pelo fato da alta produção de lodo.

Os processos de lodo ativado são os mais empregados, sendo responsáveis por cerca de 50% da capacidade instalada. Nos países europeus desenvolvidos, mais de 80% dos esgotos gerados são tratados em unidades construídas há vários anos. Assim, a incorporação de novas tecnologias para o tratamento de esgotos naqueles países se dá sob outra ótica e se concentra na modificação de sistemas existentes. No caso de países subdesenvolvidos, como pouco foi feito em termos de tratamento de esgotos, muito espaço existe para inovação tecnológica (SANT'ANNA JR., 1996).

Pela via anaeróbia, o processo é mais lento porque exige um tempo e um meio ideal para que as bactérias acetogênicas e metanogênicas convertam parte da matéria orgânica em biogás e minerais (HARDOIM, 1999).

3.2.1. Estabilização biológica pela via anaeróbia

A América Latina tem uma crescente e significativa participação na aplicação do tratamento anaeróbio nos efluentes agroindustriais. A temperatura e o clima tropical são propícios para a operação destes reatores, cuja tecnologia oferece energia e conservação do meio ambiente (BORZACCONI; LÓPEZ; VIÑAS, 1995).

De acordo com Sant'Anna Jr. (1996), os bioreatores de tratamento têm motivado inúmeras pesquisas, que visam alcançar um ou vários dos seguintes objetivos: reduzir o tamanho dos bioreatores necessários à obtenção de um dado desempenho, atingir eficiências de remoção de poluentes as mais elevadas possíveis, reduzir os custos de instalação, produção, excesso de lodo e seu conseqüente tratamento, além de combinar a remoção de matéria carbonácea com a eliminação de nutrientes (N e P).

A biodigestão anaeróbia de resíduos (agroindustriais, domésticos, rurais, etc.) permite o aproveitamento do biogás (metano) gerado, que, na verdade, é apenas uma das vantagens deste processo, cuja finalidade maior é o tratamento de efluentes. As outras vantagens são: alta redução de DBO, produção de biofertilizante, pequena produção de lodo, baixos custos operacionais e de investimento e possibilidade de sistemas descentralizados de tratamento (POMPERMAYER; PAULA JR, 2000).

Segundo Amorin (2002), geralmente o processo de tratamento anaeróbio é mais produtor de energia do que consumidor, diminuindo os custos de operação, especialmente se o biogás for utilizado no próprio processo ou para outras necessidades. Uma outra vantagem é a baixa formação de biomassa, pois os processos anaeróbios geram aproximadamente 10% do volume de biomassa gerada em processos aeróbios.

Por apresentarem baixa produção de biomassa, os processos anaeróbios necessitam de 10% dos nutrientes necessários para o tratamento aeróbio. Por essa razão, as águas residuárias e os resíduos sólidos da agroindústria e agropecuária, que, muitas vezes apresentam deficiências nutricionais, podem ser normalmente tratados anaerobiamente sem a adição de nutrientes (WEILAND, 1989).

Os despejos provenientes da industrialização da mandioca apresentam todas as características para oferecer boas perspectivas de tratabilidade biológica, porém dois problemas existem nos despejos: ácido cianídrico e pequena falta de fósforo. O ácido

cianídrico volatiliza-se com facilidade e a quantidade adicional de fósforo deve ser tal a satisfazer a relação DBO:N:P de 100:5:1 (PAWLOWSKY, 1991).

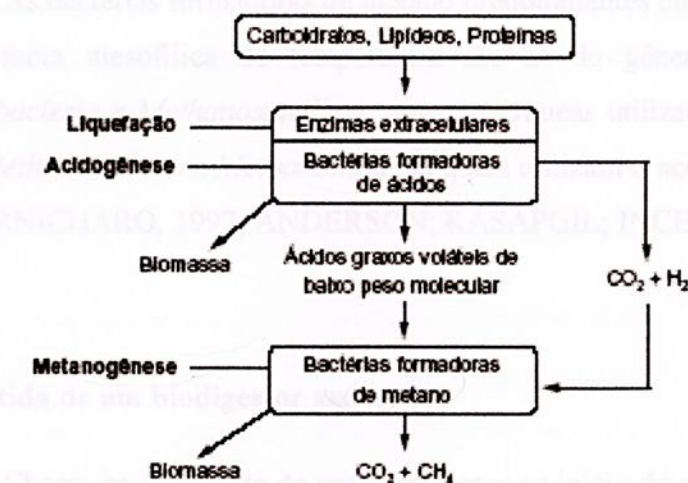
3.2.1.1. Bioquímica da digestão anaeróbia

O processo de digestão anaeróbia consiste, basicamente, na degradação biológica de substâncias orgânicas complexas na ausência de oxigênio livre. Assim, grandes quantidades de matéria orgânica poluente podem ser destruídas e o metano resultante constitui-se em excelente fonte alternativa de energia. Entre os organismos vivos, apenas as bactérias¹ produzem o metano, e o processo completo de degradação envolve uma cadeia alimentar de bactérias anaeróbias não metanogênicas e metanogênicas interagindo entre si (CETESB, 1984).

Durante o processo de degradação anaeróbia, uma variedade de compostos é formada e o acúmulo de um destes compostos intermediários pode afetar a digestão (LACERDA, 1991).

Para Cereda (2000), o processo de tratamento anaeróbio de resíduos orgânicos, conhecido como digestão anaeróbia, ocorre devido às interações simbióticas de populações microbianas distintas tanto quanto às exigências nutricionais como na fisiologia (Figura 04).

¹ Vários trabalhos citados ainda utilizavam o termo “bactérias” para os organismos vivos produtores de metano. Atualmente estes microrganismos são denominados “árqueas”.



Fonte: ZOETEMEYER et al, 1982

Figura 04. Microbiologia e bioquímica geral do processo de estabilização anaeróbica da matéria orgânica (CEREDA, 2000).

Alguns pesquisadores têm proposto um esquema da digestão anaeróbica em três etapas. A primeira etapa envolve as bactérias fermentativas hidrolíticas acidogênicas. A segunda compõe-se do grupo das bactérias acetogênicas que degradam propionato e ácidos aromáticos a acetato, gás carbônico e água. O grupo terminal é composto por bactérias metanogênicas, as quais utilizam o hidrogênio produzido para reduzir gás carbônico a metano ou descarboxilam o acetato para gás carbônico e metano. Um quarto grupo de bactérias, conhecidas como homoacetatogênicas, reduzem o gás carbônico para acetato e, algumas vezes, para ácidos tais como o butirato, utilizando o hidrogênio como doador de elétrons. Muitas vezes, devido a esse grupo bacteriano, o esquema proposto é alterado para quatro etapas (CETESB, 1984).

Segundo Chernicharo (1997), a digestão anaeróbica de compostos orgânicos complexos ocorre em dois estágios: no primeiro estágio, um grupo de bactérias facultativas e anaeróbias, denominadas formadoras de ácidos ou fermentativas, que convertem os compostos orgânicos complexos como carboidratos, proteínas e lipídeos, por hidrólise e fermentação, em matérias orgânicas mais simples, principalmente ácidos voláteis. No segundo estágio, ocorre a conversão dos ácidos orgânicos, gás carbônico e hidrogênio em produtos finais gasosos, metano e gás carbônico. Esta conversão é efetuada pelas bactérias metanogênicas, que são estritamente anaeróbias e dependem do substrato fornecido pelas acidogênicas, configurando uma interação comensal.

As bactérias formadoras de metano predominantes em digestores anaeróbios operados na faixa mesofílica de temperatura são as do gênero *Methanobacterium*, *Methanobrevibacteria* e *Methanospirillum*, que são arqueas utilizadoras de hidrogênio, e dos gêneros *Methanosarcina* e *Methanothrix*, as quais utilizam o acetato para formação do metano (CHERNICHARO, 1997; ANDERSON; KASAPGIL; INCE, 1994).

3.2.1.2. A partida de um biodigestor anaeróbio

Chama-se de partida de um biodigestor ao início do processo que envolve a inoculação do sistema, a aclimação do lodo ao resíduo e as condições de carga e vazão específicas para esta fase de adaptação (BARANA, 2000).

A partida de um biodigestor é ponto de crucial importância, pois uma partida mal feita pode levar o sistema à falência antes mesmo de começar o processo de tratamento (STRONACH; RUDD; LESTER, 1987). O maior problema na partida de biodigestores reside, em muitos casos, no desconhecimento da composição do efluente, o que não possibilita a seleção de culturas apropriadas para digerir o substrato desejado (HOBSON; WHEATLEY, 1993 Apud BARANA, 2000). Os autores citam que uma das causas de falência de um biodigestor ocorre durante a partida do mesmo porque a flora metanogênica, que geralmente leva um tempo maior que a acidogênica para se reproduzir, não consegue metabolizar a metano todo o ácido orgânico produzido, causando queda do pH. Como valores baixos de pH inibem a metanogênese, o controle de cargas orgânicas de entrada previne a formação de grandes quantidades de ácido.

Nogueira (1986) descreve duas maneiras de se iniciar a biodigestão: com ou sem a adição de inóculo rico em bactérias metanogênicas. A vantagem da inoculação é reduzir o tempo de partida e alcançar mais depressa o período de estabilização do biodigestor com produção normal de biogás. No caso de não haver inoculação, alimenta-se continuamente o biodigestor com o substrato a ser tratado até a obtenção de flora bacteriana desejável (BARANA, 2000).

Feita a escolha do inóculo, a alimentação dos biodigestores com o resíduo a ser digerido deve ser iniciada com cargas orgânicas pequenas, em relação à carga final prevista para o biodigestor. O aumento da carga aplicada deve ser feito lentamente e



somente quando o sistema mostrar que conseguiu digerir a que estava sendo aplicada anteriormente (SCHMIDELL et al., 1986 Apud BARANA, 1995).

3.2.1.3. Fatores que interferem no processo de biodigestão anaeróbia

O processo de tratamento anaeróbio de resíduos ocorre a partir de uma série de transformações bioquímicas envolvendo diferentes grupos de microrganismos que interagem estreitamente pra promover essas transformações, onde a avaliação quantitativa e qualitativa da biomassa presente no sistema de tratamento é de fundamental importância não apenas para o entendimento do processo, como também para alcançar melhor desempenho e estabilidade no tratamento de resíduos (STEIL, 2001).

Segundo a mesma autora, o processo de digestão anaeróbia pode ser influenciado por uma série de fatores, favorecendo ou não a partida do processo. A degradação do substrato, o crescimento e declínio dos microrganismos envolvidos e a produção de biogás podem determinar o sucesso ou a falência do tratamento de determinado resíduo. Entre estes fatores, podem-se citar a temperatura, o pH, a presença de nutrientes, a composição do substrato, o teor de sólidos totais e voláteis e, como consequência destes, a interação entre os microrganismos envolvidos no processo.

Conforme Nogueira (1986), a biodegradabilidade da matéria orgânica é um fator a ser considerado, pois o grau de remoção de DQO vai depender do grau de biodegradabilidade da matéria orgânica. Quanto mais biodegradável o resíduo, maior a remoção de DQO e maior a produção de biogás.

A disponibilidade de certos nutrientes é essencial para o crescimento e atividade microbiana. Estudos sobre requerimentos nutricionais para o tratamento anaeróbio apontam para um importante papel de íons orgânicos, especialmente metais traços para a estimulação do metabolismo microbiano anaeróbio. Speece (1983) Apud Amorim (2002) cita que a deficiência de ferro, cobalto e níquel foi a causa de resultados negativos no tratamento de efluentes industriais no passado.

Segundo o mesmo autor, o carbono, o nitrogênio e o fósforo são essenciais para todos os processos biológicos, sendo o enxofre também considerado um dos

nutrientes necessários à metanogênese. Os microrganismos metanogênicos assimilam enxofre na forma de sulfetos, que são originados a partir da redução biológica de sulfatos, sendo este o constituinte principal de muitas águas residuárias (FORESTI et al., 1999 Apud AMORIM, 2002).

Segundo Barana (2000), o valor ideal da relação acidez/alcalinidade situa-se em torno de 0,1 a 0,3, com um valor de 0,4 demonstrando instabilidade e valores superiores a 0,8 resultam em um colapso total do processo.

Para Chernicharo (1997), o pH, a alcalinidade e os ácidos voláteis estão intimamente relacionados entre si sendo igualmente importantes para o processo anaeróbio. As bactérias metanogênicas têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,6 e 7,4; valores abaixo de 6,0 e acima de 8,3 devem ser evitados, pois inibem por completo as bactérias formadoras de metano. Quanto à estabilidade, as bactérias acidogênicas podem se mostrar bastante ativas em pH em torno de 4,5.

De acordo com Yu; Fang (2003), a operação com o pH na faixa de 4,0 – 5,0 favorece a produção de propionato e hidrogênio e quando o reator opera na faixa de pH 6,0 – 7,0 estimula-se a produção de acetato, butirato e iso-butirato, sendo 5,9 o pH ótimo para a atividade acidogênica.

Para as bactérias metanogênicas, o pH ideal situa-se entre 6,8 a 7,2 (CETESB, 1984; ANNACHHATRE, 1996).

3.2.1.3.1. Temperatura

Dos fatores físicos que afetam o crescimento microbiano, a temperatura é um dos mais importantes na seleção das espécies. Os microrganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna e, dessa forma, a temperatura no interior da célula é determinada pela temperatura ambiente externa (CHERNICHARO, 1997).

Lucas Jr. (1994) afirmou que a definição de uma temperatura operacional é extremamente importante do ponto de vista biológico e econômico, uma vez que a taxa de produção de biogás depende da temperatura. Biodigestores operando na faixa termofílica

(50-65°C) produzem maior quantidade de biogás em menor período quando comparados com aqueles operados na faixa mesofílica² (15-45°C), resultando em menores tempos de retenção hidráulica (período em que o resíduo permanece no interior do biodigestor), implicando em menor volume para o tratamento e, conseqüentemente, menores custos de implantação. Entretanto, o baixo custo da câmara de fermentação é compensado pelos custos de aquecimento, uma vez que, geralmente, o gás produzido é insuficiente para aquecer os resíduos a serem tratados. Neste sentido, o tratamento na faixa termofílica torna-se interessante apenas quando o resíduo a ser tratado encontra-se em temperatura mais elevada.

São conhecidas duas faixas características de temperatura para o crescimento das bactérias metanogênicas, a mesofílica, entre 15 e 40°C e a termofílica, entre 55 e 65°C (CETESB, 1984).

Segundo Annachhatre (1996), os reatores anaeróbios têm operado satisfatoriamente a temperaturas menores que 20°C, porém, nestas temperaturas, a formação do biofilme torna-se mais difícil. A temperatura recomendada é de 35°C, pois é nela em que se encontra o máximo crescimento das metanogênicas.

Para Chernicharo (1997), a formação microbiana do metano pode ocorrer numa faixa bastante ampla de temperatura (0° a 97°C). Dois níveis ótimos de temperatura têm sido associados à digestão anaeróbia, uma faixa mesófila (30 a 35°C) e outra termófila (50 a 55°C).

Patel; Madamwar (2002), avaliando o efeito da temperatura (25, 37, 45 e 55°C) e carga orgânica (3,6 – 21,7 Kg DQO m⁻³ d⁻¹) em um reator anaeróbio de filme fixo e fluxo ascendente, tratando água residuária de indústria petroquímica, obtiveram o melhor resultado quanto à redução de DQO e produção total de gás quando o reator operava na temperatura de 37°C. Nesta temperatura, o reator operou numa carga máxima de 21,7 Kg DQO m⁻³ d⁻¹ com 90-95% de redução de DQO com uma produção de metano em torno de 0,450 m³ Kg⁻¹ DQO d⁻¹. A máxima produção de metano se deu quando o reator operava a 55°C.

² Há controvérsias quanto ao uso da terminologia “mesofílicos” pra microrganismos que se desenvolvem na faixa de temperatura entre 15°C e 20°C.



Sarada; Joseph (1994), estudando água residuária do processamento de tomate, avaliaram o emprego de diferentes temperaturas (25, 30, 35, 40 e 45°C) e concluíram que com um TRH de 16 dias a temperatura ótima foi de 35-40°C. Em temperaturas de 25-30°C, os reatores não apresentaram boas características e a 45°C os reatores tornaram-se instáveis. Porém, com um TRH de 24 dias, não houve diferenças significativas nos reatores quanto às diferentes temperaturas.

Massé; Masse (2001), tratando água residuárias de abatedouro à temperatura de 30°C (4,93 Kg DQO/m³/dia), 25°C (2,94 Kg DQO/m³/dia) e 20°C (2,75 Kg DQO/m³/dia), obtiveram eficiências de redução de DQO da ordem de 90,8%, 88,7% e 84,2%, respectivamente.

El-Mashad et al. (2004), estudando a influência da temperatura no tratamento de dejetos de bovinos, concluíram que a produção de metano a 60°C é menor que a 50°C, com um TRH de 20 dias.

3.2.1.3.2. Agitação do sistema

Para buscar uma melhoria do sistema, deve-se promover o contato da massa microbiana com o substrato através de uma agitação efetiva (CETESB, 1984).

Segundo Barana (1995), o grau de agitação exerce forte influência, sendo que quanto maior o grau de contato entre o material a ser digerido e as bactérias, mais eficiente será o processo.

Para Pinho et al. (2004), a agitação é importante para acelerar a redução de DQO devido ao maior contato entre o material orgânico e as enzimas, assim a agitação aumenta as eficiências de redução de DQO.

3.2.2. Reatores de Leito-Fixo

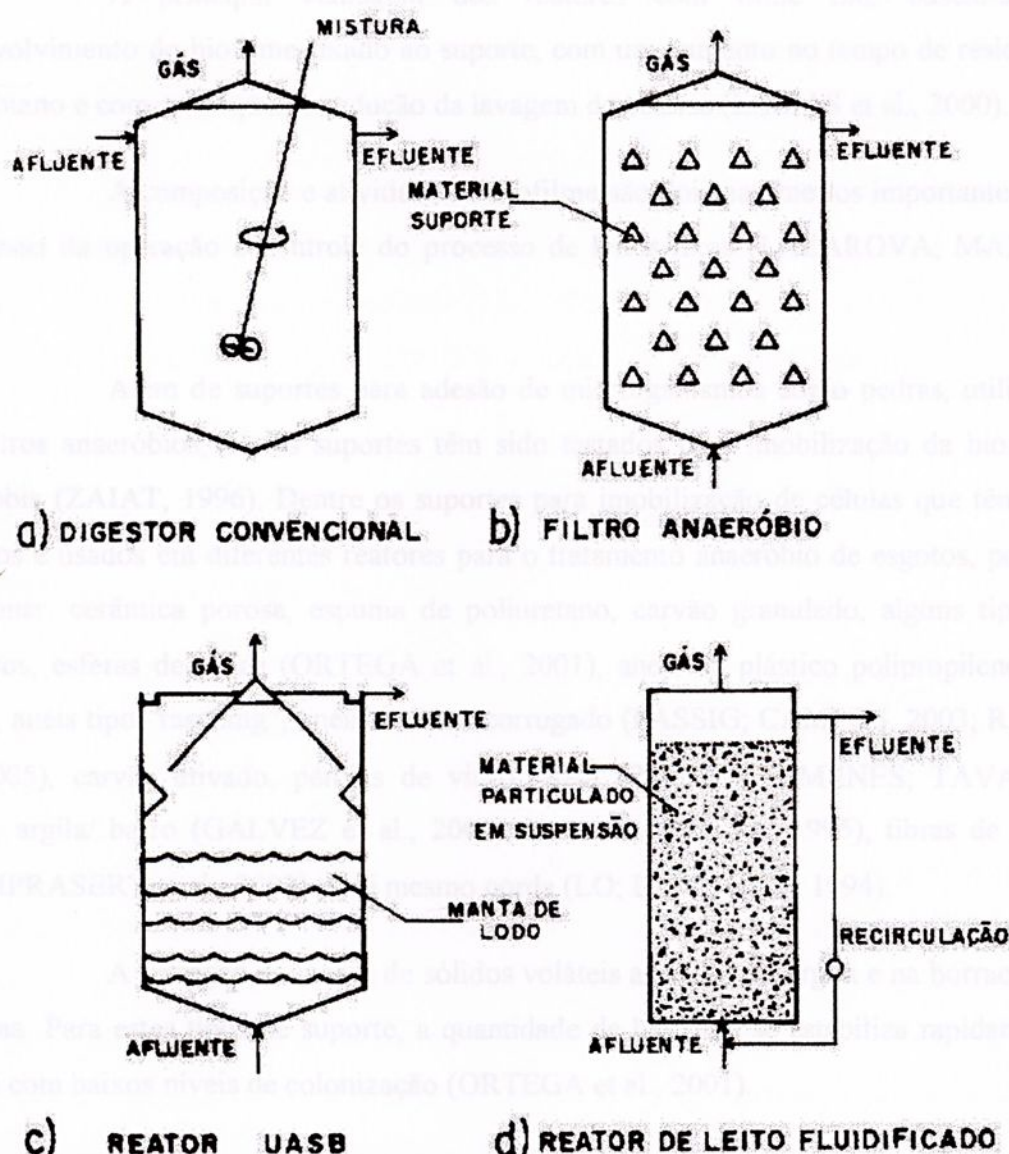
De acordo com Paula Jr. (1996), os reatores não convencionais (b, c e d) mostrados na Figura 05 se distinguem dos digestores convencionais (a) por



proporcionarem tempos de retenção de sólidos (TRS) muito superiores aos tempos de detenção hidráulicos (TDH), possibilitando formação de uma “superpopulação” de microrganismos que compensam as baixas taxas de utilização de substrato e de crescimento bacteriano, características dos microrganismos anaeróbios. Assim, podem ser aplicadas nesses reatores taxas de carregamento orgânico tão altas quanto as utilizadas por processos anaeróbios convencionais.

Segundo o mesmo autor, o aumento do tempo de retenção de sólidos (TRS) em relação ao tempo de detenção hidráulico (TDH), nos reatores anaeróbios não convencionais, tem sido conseguido através de: retenção de microrganismos nos interstícios existentes e aderência de biofilme em leito de pedra ou outro material suporte (filtro anaeróbio); produção de uma região no reator com elevada concentração de microrganismos ativos (através de um separador sólido-gás-líquido), que obrigatoriamente é atravessada e misturada pelo fluxo ascendente dos despejos a serem tratados (reator de manta de lodo – UASB), ou ainda pela imobilização de microrganismos através de sua aderência à superfície de material particulado móvel (reator de leito fluidificado).

Um dos fatores que merece maior atenção no projeto de bioreatores é a velocidade de partida, a qual pode ser fortemente influenciada pelo tipo de suporte. Fatores como rugosidade, porosidade e tamanho dos poros afetam a velocidade de colonização microbiana no suporte. Sabe-se que o uso de suportes porosos favorece o crescimento do biofilme, reduzindo o tempo de partida do reator (ALVES, 1999 Apud ORTEGA et al., 2001). Além da porosidade, a adesão de microrganismos anaeróbios em suportes inertes é influenciada pelas características da superfície dos microrganismos e do suporte, de modo que superfícies hidrófobas favorecem a adesão de microrganismos hidrófobos, enquanto superfícies hidrófilas favorecem a adesão de microrganismos hidrófilos (VERRIER, 1987 Apud ORTEGA et al., 2001). A forte adesão de alguns microorganismos à superfície das matrizes-suporte deve-se provavelmente às forças de Van der Waals e à interação entre a dupla camada elétrica das células e a superfície interna do meio suporte. Além destas, forças de caráter coloidal (hidrofóbicas/hidrofílicas) e até mesmo ligações iônicas podem resultar em interações atrativas. No entanto, há ainda uma grande necessidade de se analisar a influência da carga superficial das matrizes suportes na imobilização de células.



Fonte: Paula Jr. (1996)

Figura 05. Representação esquemática de reatores anaeróbios.

Para Gálvez et al. (2003), a tecnologia de leito-fixo é muito usada na remoção de matéria orgânica e nitrogênio, por um processo biológico de nitrificação-desnitrificação.

O reator que emprega microrganismos fixos a um suporte é denominado filtro biológico. Esse tipo de reator é largamente empregado e sua utilização ganhou impulso nos últimos vinte anos com o desenvolvimento de suportes de materiais plásticos, que conferem elevada porosidade aos leitos (SANT'ANNA JR., 1996).

A principal vantagem dos reatores com filme fixo baseia-se no desenvolvimento do biofilme fixado ao suporte, com um aumento no tempo de residência microbiano e com conseqüente redução da lavagem de células (LOMAS et al., 2000).

A composição e atividade do biofilme são dois parâmetros importantes para o sucesso da operação e controle do processo de leitos-fixos (LAZAROVA; MANEM, 1995).

Além de suportes para adesão de microrganismos como pedras, utilizadas em filtros anaeróbios, vários suportes têm sido testados para imobilização da biomassa anaeróbia (ZAIAT, 1996). Dentre os suportes para imobilização de células que têm sido testados e usados em diferentes reatores para o tratamento anaeróbio de esgotos, pode-se relacionar: cerâmica porosa, espuma de poliuretano, carvão granulado, alguns tipos de plásticos, esferas de vidro (ORTEGA et al., 2001), anéis de plástico polipropileno tipo “pall”, anéis tipo “rasching”, anéis de PVC corrugado (PASSIG; CAMPOS, 2003; RAO et al., 2005), carvão ativado, pérolas de vidro, areia (RIEDEL; GIMENES; TAVARES, 1996), argila/ barro (GÁLVEZ et al., 2003), bentonita (BORJA, 1995), fibras de nylon (CHAIPRASERT et al., 2003) e até mesmo corda (LO; LIAO; GAO, 1994).

A variação na massa de sólidos voláteis aderidos na argila e na borracha foi pequena. Para estes tipos de suporte, a quantidade de biofilme se estabiliza rapidamente, porém com baixos níveis de colonização (ORTEGA et al., 2001).

Filtros anaeróbios com suporte ao acaso têm obtido sucesso no tratamento de água residuária de abatedouros, com uma eficiência de remoção de DQO entre 80% e 90% para cargas orgânicas de 20-25 Kg/m³/dia (DEL POZO et al., 2000).

Continuando, os autores, tratando efluente de abatedouro avícola, obtiveram 85-95% de redução de DQO com uma carga orgânica de 8 Kg/m³/dia e redução de 55-75% quando a carga orgânica foi de 35 Kg/m³/dia, utilizando um reator anaeróbio de PVC corrugado a uma temperatura de 35°C.

Rao et al. (2005) obtiveram 60-70% de redução de DQO, em um reator leito fixo a 35°C tratando água residuária de indústria de medicamentos, com uma carga orgânica de 10 Kg/m³/dia.



Jou; Huang (2003), usando um bioreator de leito fixo com poliuretano como suporte, obtiveram uma eficiência de remoção de DQO de 85-90% com um TRH de 8 horas, tratando água residuária de refinaria de óleo.

Zaiat (1996) utilizou espuma de poliuretano com 20 Kg/m³ de densidade (cubos de 5 mm) para o tratamento de água residuária de indústria de papel reciclado. O reator foi operado à temperatura ambiente (18-27°C) por 26 dias com um TRH de 9,2 horas e uma carga orgânica de 2,0 Kg DQO/m³/dia e obteve um valor médio de redução de DQO de 82%.

3.2.3. Tratamento aeróbio por lodo ativado

O processo de lodo ativado foi desenvolvido na Inglaterra em 1913, e vem sendo amplamente utilizado para o tratamento de esgotos domésticos e/ou afluentes industriais (CAMPOS, 1987).

O princípio do processo empregado em sistemas de tratamento de esgotos por lodos ativados baseia-se na oxidação bioquímica dos compostos orgânicos e inorgânicos presentes nestes esgotos, onde são produzidas novas células (lodo), CO₂, produtos do metabolismo microbiano e água como produtos no final do processo. Esta biodegradação ocorre por uma população mista de microrganismos e concentrações relativamente altas em ambiente aeróbio. Os microrganismos permanecem em contato com a matéria orgânica através de agitação mecânica ou pneumática durante um intervalo de tempo determinado. Na Figura 06, observa-se a função da bactéria no sistema de tratamento de resíduos (CAMPOS, 1987; UMSZA-GUEZ, 2004).

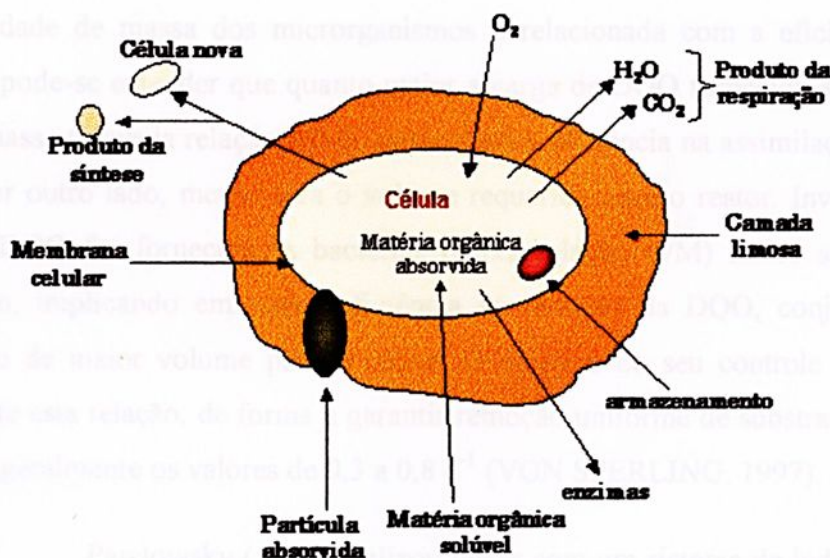


Figura 06. Mecanismo de atuação de uma bactéria no sistema de tratamento aeróbio (UMSZA-GUEZ, 2004).

O efluente líquido ao sair do reator se encaminha ao decantador onde, na ausência de agitação, é realizada a sedimentação dos flocos formados. É a forma mais comum de tratamento disponível que, no entanto, requer alto grau de controle operacional e manutenção para que se obtenha máxima eficiência de resultado. Trata-se de um processo aeróbio contínuo com reciclagem de biomassa, que se constitui em um inóculo permanente e aclimatado (CAMPOS, 1987; UMSZA-GUEZ, 2004).

O tratamento de efluentes por lodos ativados em sistema RBS vem sendo extensivamente estudado pela comunidade científica e implantado por indústrias interessadas em se beneficiarem com suas vantagens: flexibilidade operacional, economia de espaço, boa estratégia para indústrias de produção sazonal ou descontínua, fornecimento de um efluente de boa qualidade e um alto grau de remoção de matéria orgânica (TEMPS; PAWLOWSKY, 2000). O tratamento aeróbio, através do sistema de lodos ativados com aeração prolongada, é extremamente eficiente na remoção de matéria orgânica, por exemplo, no tratamento de águas residuárias domésticas são encontradas eficiências acima de 91% (CHANG; HAO, 1996; SPONZA, 2003).

A relação A/M (alimento/microrganismo) ou F/M (food/microorganism rate) ou ainda carga de lodo é um conceito bastante utilizado por operadores de sistemas de lodo ativado e baseia-se no conceito de que a quantidade de alimento ou substrato disponível

por unidade de massa dos microrganismos é relacionada com a eficiência do sistema. Assim, pode-se entender que quanto maior a carga de DQO fornecida a um valor unitário de biomassa (elevada relação A/M), menor será a eficiência na assimilação deste substrato mas, por outro lado, menor será o volume requerido para o reator. Inversamente, quanto menos DQO for fornecida às bactérias (baixa relação A/M) maior será a avidéz pelo alimento, implicando em maior eficiência na redução da DQO, conjuntamente com o requisito de maior volume para o reator. O objetivo do seu controle é o de se manter constante esta relação, de forma a garantir remoção uniforme de substrato. A relação A/M assume geralmente os valores de 0,3 a 0,8 d⁻¹ (VON SPERLING, 1997).

Pawlowsky (1991) realizou testes com um sistema de lodo ativado obtendo 98% redução da DQO, com relação F/M 0,287 d⁻¹ e IVL de 94 mL/g. Portanto, alta eficiência e excelente decantabilidade.

Para o tratamento de esgoto doméstico, um lodo marrom escuro, com cheiro de úmido, é indicativo de lodo saudável, com aglomerado de densos flocos de bactérias e protozoários ciliados (LOW et al., 2000). A presença de protozoários ciliados é indicativa da boa qualidade do efluente e a sua presença é aceita como indicador de uma população sadia no sistema de tratamento (SALVADÓ; GARCIA; AMIGÓ, 1995).

O fato da microfauna sofrer a ação simultânea de todos os parâmetros do processo e de subsistir em condições não ideais torna-a um indicador sensível, permitindo uma caracterização do lodo, o que facilita a operação e permite tomar antecipadamente medidas preventivas e/ou corretivas (SALVADÓ; GARCIA; AMIGÓ, 1995).

De acordo com os mesmos autores, nos sistemas de lodo ativado, procura-se intensificar a proliferação de certos microrganismos, especialmente bactérias, que além da propriedade de oxidar aerobiamente a matéria orgânica e a amônia, possuem a característica especial de formarem massas capazes de adsorver partículas em suspensão – a floculação biológica. Além das bactérias, outros microrganismos presentes de papel fundamental no processo são os componentes da microfauna. A presença destes microrganismos pode ser utilizada como indicador biológico da eficiência do sistema, tendo em conta que a microfauna pode ser facilmente observada ao microscópio ótico, enquanto a microflora (bactérias) requer lentos e onerosos processos de visualização e identificação.

Se uma determinada espécie de microrganismo dentro da biomassa decresce, o reator pode perder a sua capacidade de tratar novos poluentes (LOW et al., 2000). Uma forma de aumentar a resistência do lodo é ter uma diversidade de microrganismos na comunidade, como espécies de alguns grupos funcionais que atuem em condições ótimas de crescimento diferentes, assim podendo trabalhar em diferentes condições de operação (YUAN; BOGAERT; VERSTRAETE, 2000).

3.2.4. Tratamentos mistos

Para as águas residuárias especificamente de farinhas, os estudos realizados são, predominantemente, de processos biológicos anaeróbios, embora existam trabalhos isolados que tenham sido realizados de outra forma. Hien et al. (1999) desenvolveram um sistema misto de tratamento, onde utilizaram sistema de sedimentação, tratamento anaeróbio (UASB - Upflow Anaerobic Sludge Blanket), tanques de aeração, lagoas de oxidação e, finalmente, a reutilização da água tratada. Neste processo completo, o sistema reduziu a DQO de 13449 mg. L⁻¹ para 624-780 mg. L⁻¹ até o sistema aeróbio e, depois de um tempo de residência de 12-20 dias nas lagoas, a carga orgânica foi reduzida para 10 mg DQO L⁻¹.

Segundo El-Gohary; Nars; Aly (1999), nas indústrias de processamento de batatas, estudos realizados no tratamento dos efluentes com sistema misto (reatores anaeróbios e posterior tratamento aeróbio) proporcionaram a redução de 86 % e 82% da DBO e DQO utilizando o sistema UASB, com uma alimentação de 2,9 Kg DQO m⁻³ d⁻¹ com tempo de retenção hidráulica (HRT) de 18h e no sistema aeróbio de lodo ativado alimentado com uma carga de 8,9 Kg DQO m⁻³ d⁻¹ com HRT de 6h e redução de 86% e 84% respectivamente.

Kettunen; Hoilijoki; Rintala (1996), estudando chorume de aterro sanitário, obtiveram reduções de DQO de 60-65% com TRH de 1,5 a 2,0 dias, carga orgânica de 0,7 a 1,5 Kg DQO m⁻³ d⁻¹ a 11°C e 75% com 10 horas de TRH a 24°C. O efluente deste reator era submetido ao tratamento aeróbio que apresentou eficiências de redução de 45-75%, TRH de 2,5 dias e A/M de 0,20 d⁻¹.

Agdag; Sponza (2005), avaliando o mesmo resíduo, obtiveram reduções de 58-79% e 80% no reator UASB, com cargas orgânicas de 4,3 e 16 Kg DQO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$, respectivamente, e TRH de 1,25 dias. No posterior tratamento aeróbio, as eficiências de redução de DQO foram de 96-98%.

Aggelis; Gaval; Lyberatos (2001), para o mesmo tratamento, porém para água residuária de indústria de azeitonas, obtiveram de 37,4 e 48,9% de eficiência de redução de DQO com TRH de 50 dias e carga orgânica de 0,33 e 0,47g DQO $\text{L}^{-1} \text{d}^{-1}$, respectivamente, no tratamento anaeróbio. Posteriormente, após passar pelo tratamento aeróbio, o efluente apresentava reduções de DQO da ordem de 67% com TRH de 5 dias.

Del Pozo; Diez (2003) estudaram o tratamento misto de água residuária de abatedouro avícola com uma carga orgânica de 0,39 a 0,72 Kg DQO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ com eficiência de remoção de DQO de 85-92% em um TRH de 1,2 a 6,1 dias no tratamento aeróbio e 0,69 a 3,5 dias no anaeróbio, em temperatura de 20°C.

3.2.5. Tratamentos da manipueira

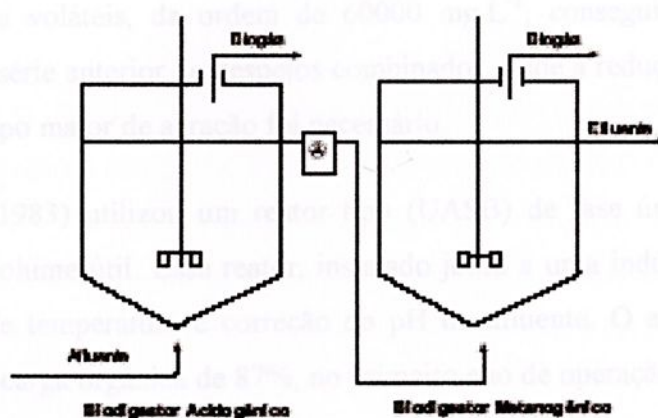
Para a maioria das indústrias a manipueira gerada tem como destino final os rios e córregos, ocasionando sérios prejuízos, principalmente para os criadores de gado, caso os animais bebam desta água, sendo freqüentes os casos de intoxicação e morte. Uma medida paliativa que vem sendo utilizada é o depósito por tempo indeterminado em valas de deposição, as quais geralmente não atendem a vazão com que a manipueira é gerada, tendo novamente o excesso como destino os mananciais. A redução da carga orgânica neste caso é nula ou muito reduzida (CEREDA, 2000).

Segundo a mesma autora, algumas fábricas de farinha recuperam o amido da manipueira em canaletas de decantação ou ainda pelo uso de centrífugas, obtendo uma quantidade aproximada de 10kg de fécula por tonelada de raiz processada. Este procedimento poderá ser prontamente difundido entre as indústrias, devido a simplicidade e ao baixo custo de implantação e manutenção do sistema de recuperação. Neste caso, o procedimento adotado é a sedimentação ou decantação. Este sistema, embora seja mais uma forma de aproveitar melhor a matéria prima do que um tratamento propriamente dito, certamente pode contribuir para a redução da carga orgânica da manipueira, especialmente

para a fração suspensa, uma vez que os sólidos solúveis ainda permanecem no resíduo. Faria (1978) apud Feiden (2001), utilizando o processo aeróbio de lodos ativados, obteve reduções de DQO da ordem de 90%. Gabardo et al. (1981) Apud Feiden (2001) estudaram o tratamento de despejos de fecularia por lagoa anaeróbia e aerada em série, e obtiveram remoções de DQO da ordem de 97,78%.

Utilizam-se também, segundo Cereda (2000), reatores ligados em série (duas fases) sendo um para o desenvolvimento da fase acidogênica, onde são mantidas as condições ideais para os microrganismos responsáveis por esta fase e o outro para a fase metanogênica, onde as condições ideais são mantidas para as bactérias metanogênicas.

Em termos práticos, concluiu-se que neste tipo de procedimento o tratamento pode ser realizado com um TRH total de 4 a 5 dias, sendo 1 dia para a fase acidogênica (FERNANDES JR., 1995 Apud CEREDA, 2000) e entre 3 e 4 dias para a metanogênica (LACERDA, 1991), obtendo-se reduções acima de 90% para a DQO de entrada no sistema, tendo este apresentado um grau de estabilidade considerável, mostrando que o sistema empregado é o mais recomendável para a manipueira.



Fonte: PARIS et. al. (1983)

Figura 07 . Biodigestores ligados em série para o processo de digestão anaeróbia com separação de fases para etapas de acidogênese e metanogênese (CEREDA, 2000).

Hess (1962) Apud Umsza-Guez (2004) realizou vários testes de laboratório com sistemas aeróbios para verificar qual seria o tratamento apropriado para as águas residuais de feculárias. A primeira experiência realizada foi misturar água de prensagem com água de lavagem sem decantar (1:6). A aeração do sistema era interrompida somente durante a retirada de sedimento. No início, o líquido apresentava um cheiro discreto, porém, após o sétimo dia, este começou a apresentar uma cor mais escura e a ficar pegajoso devido à decomposição hidrolítica do amido, produzindo dextrina. Os resultados deste processo foram decepcionantes, só se obteve uma redução de 20% da DQO.

Uma segunda experiência, realizada pelo mesmo autor, consistiu na prévia decantação do efluente e a aclimação do lodo adicionado à base de esgoto doméstico, assim como compostos protéicos a base de carne e leite em pó. A correção do pH foi realizada pela adição de bicarbonato de cálcio. Após algumas semanas de aclimação, retirada do sobrenadante e reposição do efluente, verificou-se uma redução de 98% na DBO, sendo que o único inconveniente foi do ponto de vista estético, o efluente apresentava uma cor mais acentuada e uma turbidez mais elevada.

O mesmo autor ainda realizou testes com a manipueira pura, isto é, sem mistura com as outras águas de lavagem. Os resultados foram surpreendentes: apesar do elevado teor de sólidos voláteis, da ordem de 60000 mg.L^{-1} , conseguiu estabilização semelhante à obtida na série anterior de despejos combinados, onde a redução de DQO foi de 96%, porém, um tempo maior de aeração foi necessário.

Anrain (1983) utilizou um reator tipo (UASB) de fase única, em escala piloto, com $6,5 \text{ m}^3$ de volume útil. Esse reator, instalado junto a uma indústria de fécula, operou com controle de temperatura e correção do pH do afluente. O autor teve como resultado a remoção de carga orgânica de 87%, no primeiro ano de operação, e de 92% nos dois anos seguintes.

Lacerda (1991), obteve uma redução de 80% da DQO com TRH de 3 dias e carga orgânica de $0,5 \text{ g DQO L}^{-1} \text{ d}^{-1}$, utilizando um sistema com separação de fase metanogênica em leito fixo.



Barana (1995), utilizando um reator anaeróbio de fluxo ascendente e leito fixo com separação de fases obteve redução máxima de 88,75% na DQO com alimentação de 2,25- 8,48 g DQO L⁻¹ d⁻¹ e TRH de 3 dias.

Hien et al. (1999), através de um sistema misto, conforme item 3.2.4., reduziu a DQO de 13449 mg L⁻¹ para 624-780 mg L⁻¹ até o sistema aeróbio e, depois de um tempo de residência de 12-20 dias nas lagoas, a carga orgânica foi reduzida para 10 mg/L.

Barana (2000) estudou o processo de biodigestão com separação de fases de forma conjunta, com controle de temperatura. A maior taxa de redução de DQO foi de 75,24%, com uma alimentação de 9,45g DQO L⁻¹ d⁻¹.

Sampaio (1996) estudou a decomposição anaeróbia da manipueira em um reator de bancada, com separação de fases, com TRH de 1 dia para fase acidogênica e 4 dias para a metanogênica, utilizando concentrações de alimentação de 3 a 6 g DQO L⁻¹ no reator acidogênico, obtendo uma redução de 90 % da DQO.

Feiden (2001), utilizando um biodigestor anaeróbio com separação de fases em escala piloto, alcançou uma redução de 77 % da DQO com uma alimentação de 2,49 g DQO L⁻¹ d⁻¹ e TRH de 4,4 dias.

Chaiprasert et al. (2003), trataram anaerobiamente água residuária de indústria de processamento de mandioca, com uma carga orgânica de 0,5 a 4,0 Kg DQO m⁻³ d⁻¹, obtiveram, em um TRH de 5,4 dias, reduções de DQO de 87%, 84% e 70% para reatores com 33, 22 e 11Kg de fibras de nylon como suporte, respectivamente. Quando o TRH diminuiu para 3 dias, a eficiência do processo também diminuiu para 74% e 61% nos reatores de 33 e 22Kg, respectivamente.

Mais recentemente, Umsza-Guez (2004), no tratamento aeróbio da manipueira obteve reduções em torno de 90% com TRH de 3-12h.



4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Local da pesquisa

Os experimentos foram realizados em biodigestores de bancada localizados no Laboratório de Bioprocessos na UNESP (Universidade Estadual Paulista), Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas, campus de São José do Rio Preto-SP.

4.2. Água residuária

A manipueira utilizada em todos os experimentos (Figura 08) foi coletada na indústria Plaza Ind. e Com. Ltda., fábrica de farinha de mandioca localizada no município de Santa Maria da Serra, São Paulo. As amostras foram coletadas ao longo das valas de decantação existentes na empresa (Figura 09).

Após a coleta, o material foi transportado para os laboratórios de bioprocessos da UNESP de São José do Rio Preto, onde foi deixado em repouso para promover a sedimentação do amido que posteriormente foi removido. O sobrenadante foi armazenado em garrafas do tipo PET (polietileno tereftalato) de 2L e congelado a -18°C .

A manipueira utilizada foi caracterizada de acordo com valores de pH, turbidez, DQO, acidez e alcalinidade. Para realizar a alimentação dos reatores, a manipueira foi descongelada e diluída em concentrações definidas.

A análise da manipueira utilizada apresentou características descritas na Tabela 04.



TABELA 04. Características da manipueira.

PARÂMETROS	VALORES
pH	3,45 – 4,58
Turbidez	30 NTU
DQO	88.000 – 100.000 mg.L ⁻¹
Alcalinidade	735,0 mg. L ⁻¹
Acidez	3350,0 mg. L ⁻¹

Estes resultados indicam a necessidade de corrigir o pH com uma solução alcalina, para adequar o líquido às condições de um sistema anaeróbio, bem como uma diluição da manipueira, para sua introdução tanto no tratamento aeróbio como no anaeróbio.

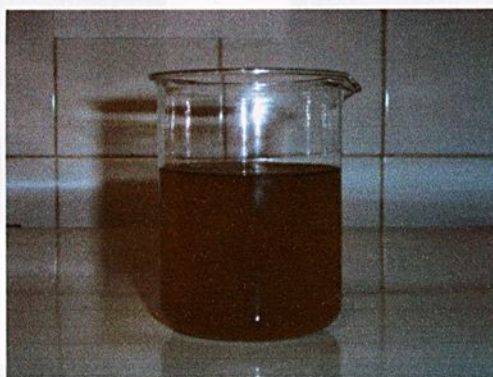


Figura 08. Aspecto visual da manipueira utilizada.

Figura 09. Etapas para a coleta da manipueira na indústria: A- Massa da mandioca triturada. B- Pressagem da massa. C- Escoamento da manipueira. D e E- Vales de decantação do amido e F- Amido precipitado.

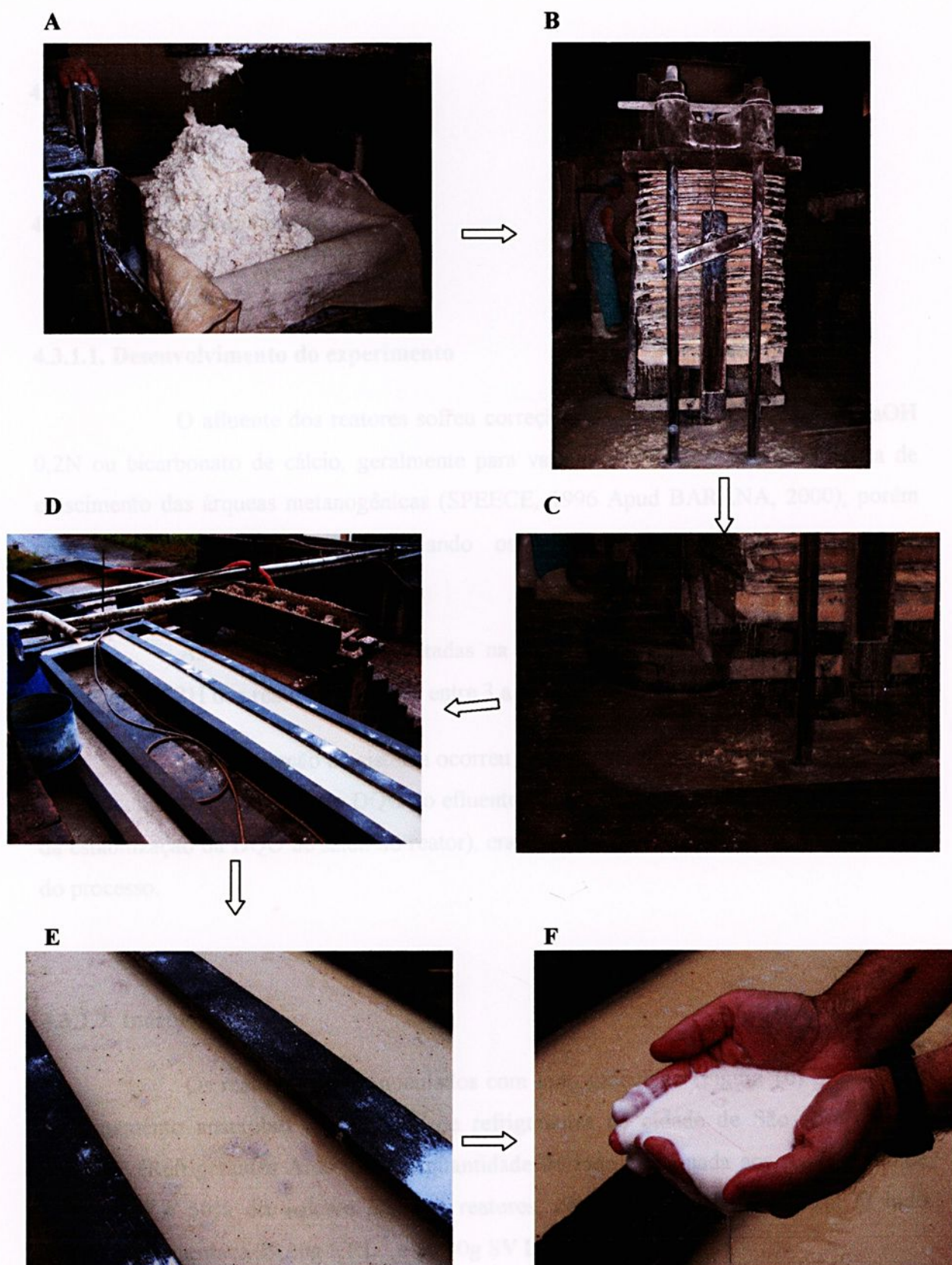


Figura 09. Etapas para a coleta da manipueira na indústria: A- Massa da mandioca triturada; B- Prensagem da massa; C- Escoamento da manipueira; D e E- Valas de decantação do amido e F- Amido precipitado.

4.3. Biodigestores

4.3.1. Tratamento anaeróbio

4.3.1.1. Desenvolvimento do experimento

O afluente dos reatores sofreu correção de pH através da adição de NaOH 0,2N ou bicarbonato de cálcio, geralmente para valores entre 6,5 e 7,0, faixa ótima de crescimento das arqueas metanogênicas (SPEECE, 1996 Apud BARANA, 2000), porém corrigiu-se o pH para 8,0-8,5 quando os reatores apresentaram uma relação acidez/alcalinidade indesejável.

As amostras foram coletadas na saída dos reatores operando em regime contínuo. O TRH dos reatores situou-se entre 3 a 5 dias.

A aclimação do sistema ocorreu a cada concentração de manipueira e cada TRH escolhido. Cada vez que a DQO do efluente atingia a estabilização (verificada através da estabilização da DQO de saída do reator), era iniciado o estudo naquelas características do processo.

4.3.1.2. Inóculo

Os reatores foram inoculados com lodo granulado (Figura 10) proveniente do tratamento anaeróbio de indústria de refrigerantes da cidade de São José do Rio Preto/SP (Refrigerantes Arco-Íris). A quantidade de lodo adicionada aos reatores foi de 10%, 25% e 50% do volume útil dos reatores, conforme cada experimento. O lodo utilizado apresentava 39,40g ST L⁻¹ e 29,80g SV L⁻¹.



Figura 10. Aspecto visual do lodo.

4.3.1.3. Reatores

Foram utilizados reatores de vidro com medidas de 26,0 cm de altura e 9,0 cm de diâmetro com um volume total de 1,70L e o volume útil de 1,55L.

Para o suporte foram utilizados anéis de plástico de aproximadamente 3,0 mm de diâmetro (Figura 11).

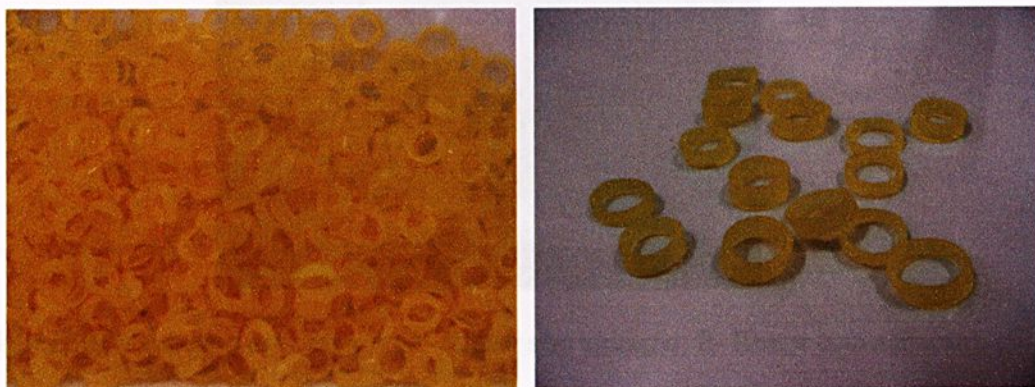


Figura 11. Anéis de plástico usados como suporte.

4.3.1.4. Avaliação da influência da agitação no sistema

Neste experimento, utilizaram-se dois reatores encapados com papel alumínio, para evitar a exposição à luz. Os reatores eram constituídos de duas partes, sendo a parte inferior (25% do reator) livre para a agitação e a parte superior (75% restantes) constituída por 25% de lodo e o material suporte (as partes inferior e superior estavam separadas por tela de nylon). Somente um dos reatores foi agitado intermitentemente, através de agitador magnético (Figura 12), pois, embora ambos os reatores tenham passado um período de agitação e aclimatação, o estudo iniciou-se quando o lodo, muito denso, começou a escassear na parte inferior do reator e, ao se notar a ausência total de lodo nesta região, cessou-se a agitação em um reator.

Os reatores foram mantidos à temperatura controlada por condicionador de ar (26°C) e possuíam fluxo ascendente, com o afluente sendo conduzido ao interior dos reatores através de uma bomba peristáltica ligada a um temporizador, permitindo alimentação intermitente de substrato no reator.



Figura 12. Montagem dos reatores (A- Reator sem agitação; B- Reator com agitação).

4.3.1.5. Avaliação da influência da luminosidade no sistema

Para este experimento, foram utilizados dois reatores com suporte e 25% de lodo, sendo que um deles não foi encapado com papel alumínio para permitir a exposição à luz (Figura 13). Os reatores foram mantidos à temperatura ambiente de 29°C.



Figura 13. Reator utilizado no experimento para verificar a influência da luminosidade.

4.3.1.6. Avaliação do uso de suporte

Foram utilizados dois reatores, um com e outro sem os anéis de plástico, sendo mantidos à temperatura de 29° e 35°C.

4.3.1.7. Avaliação da quantidade de inóculo presente nos reatores

Para este experimento, foram utilizados três reatores não contendo suporte. As quantidades de inóculo foram de 10%, 25% e 50% do volume útil dos reatores, mantidos à temperatura de 29°C e 35°C.

4.3.1.8. Avaliação da influência da temperatura

Quatro reatores com suporte e 25% de inóculo foram utilizados para análises de temperaturas a 29°, 35°, 45° e 55°C.

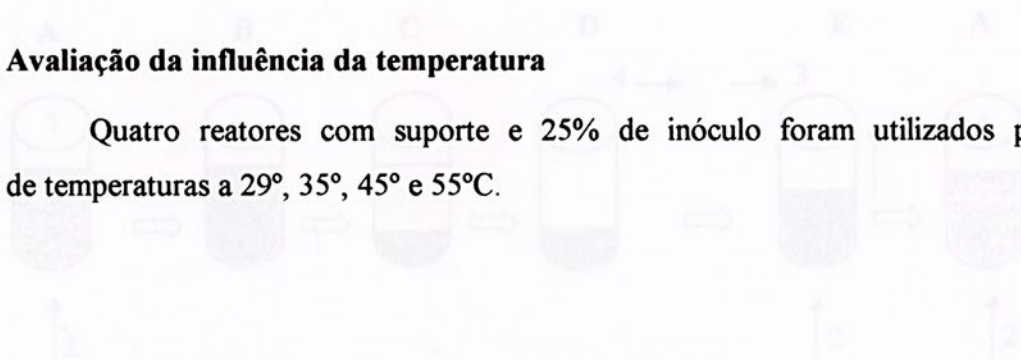


FIGURA 14. Esquema de tratamento aeróbio de manipulação em escala laboratorial: 1- Reator em funcionamento normal; 2- Aeração; 3- Afluente; 4- Efluente (1,0L de sobrenadante) e 5- Reator em funcionamento normal; B- Corte da oxigenação; C- Sedimentação do lodo; D- Retirada do sobrenadante; E- Formação de alimento; aeração no reator e posterior crescimento da biomassa conforme aumento da carga orgânica.

4.3.2. Tratamento aeróbio

4.3.2.1. Lodo Ativado

O inóculo do reator foi à base de dejetos suíno, obtido de uma fazenda de pequeno porte, sendo este previamente aclimatado à manipueira segundo Umsza-Guez (2004).

Quando da necessidade de se aumentar a biomassa, a massa celular produzida não era eliminada, havendo um aumento progressivo da biomassa acompanhando o aumento da carga orgânica no experimento.

4.3.2.2. Reator

Utilizou-se um reator cilíndrico plástico (Figura 14) com 1,5L de volume útil e uma relação diâmetro:altura de 1:2,5 e TRH de 24 horas. O reator foi mantido à 26°C. A aeração foi efetuada por meio de aeradores de aquário, através de pedra porosa, sendo monitorada segundo a estratégia de funcionamento do reator, visando à economia de energia.

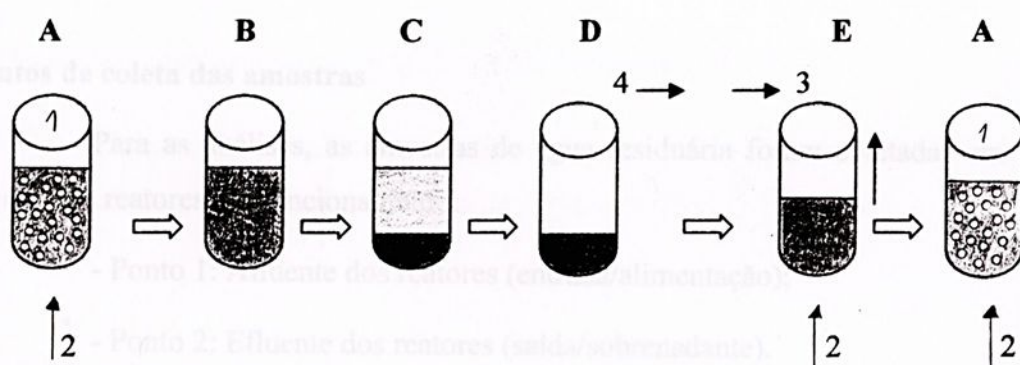


FIGURA 14. Esquema de tratamento aeróbio da manipueira em escala laboratorial: 1- Reator em funcionamento normal; 2- Aeração; 3- Afluente; 4- Efluente (1,0L de sobrenadante) e A- Reator em funcionamento normal; B- Corte da oxigenação; C- Sedimentação do lodo; D- Retirada do sobrenadante; E- Fornecimento de alimento, aeração no reator e posterior crescimento da biomassa conforme aumento da carga orgânica.

4.3.3. Tratamento misto

Neste experimento, ocorreu o tratamento anaeróbio com TRH de 3 dias e posterior aeróbio com TRH de 24 horas.

Os afluentes dos reatores anaeróbios a 35°C foram homogeneizados e posteriormente serviram de afluente para o reator aeróbio (Figura 15) que se encontrou à temperatura de 26°C.



Figura 15. Reator aeróbio utilizado no experimento.

4.4. Pontos de coleta das amostras

Para as análises, as amostras de água residuária foram coletadas em dois pontos, com os reatores em funcionamento:

- Ponto 1: Afluente dos reatores (entrada/alimentação);
- Ponto 2: Efluente dos reatores (saída/sobrenadante).

4.5. Análises físico-químicas e microbiológicas

4.5.1. Análises físico-químicas

4.5.1.1. Determinação de alcalinidade/ acidez

Foram realizadas através de metodologia descrita em Silva (1977).

4.5.1.2. Determinação de sólidos totais e voláteis

Foram determinados os teores de ST e SV segundo metodologia descrita em APHA (1995).

4.5.1.3. Determinação de pH

Para esta determinação, utilizou-se um pHmetro da marca Analion Indústria e Comércio Ltda, seguindo a metodologia descrita em APHA (1995).

4.5.1.4. Determinação de Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Utilizou-se o método colorimétrico de refluxo fechado, utilizando o aparelho da Hach Co., segundo metodologia da APHA (1995).

4.5.1.5. Determinação do Índice Volumétrico de Lodo (IVL) e velocidade de sedimentação.

Foi realizada seguindo a metodologia seguida por APHA (1995) e Silva (1977).



4.5.1.6. Análises microbiológicas

Para a avaliação dos microrganismos dos reatores, prepararam-se lâminas simples com uma gota do lodo aclimatado, no caso do tratamento aeróbio, e uma gota do líquido interno dos reatores anaeróbios, todos em funcionamento. Os inóculos encontravam-se totalmente adaptados ao substrato, considerando a microfauna estável. As lâminas foram analisadas, e as imagens digitalizadas em um Fotomicroscópio Olympus DX60 com sistema analisador de imagens acoplado (Image Pro-plus media, Cybernetics).

Tabela 35. Características de reatores trabalhando em diferentes cargas orgânicas de substrato

Carga Orgânica (mg DQO L ⁻¹ d ⁻¹)	Número de células	Relação λ/μ (h ⁻¹)	Massa celular (mg L ⁻¹)
1000	26	0,23	2400
1500	19	0,36	2900
2400	13	0,31	2300
3100	10	0,41	2600
3900	11	0,44	1700
4700	12	0,42	1500
5800	13	0,47	1650
6400	14	0,44	1900
8800	10	0,41	1170
11300	20	1,29	7400
14700	01	1,36	7600

Para cada célula, verificamos que a taxa celular média diária de produção de massa celular, em termos relativos a λ/μ , dependia pouco a menos da carga orgânica ($1,25 \times 10^{-3}$).

Em relação ao λ/μ , verificamos que a taxa celular média diária de produção de massa celular, em termos relativos a λ/μ , dependia pouco a menos da carga orgânica ($1,25 \times 10^{-3}$).

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Tratamento aeróbio

Após um período de aclimação e estabilização de 30 dias, iniciaram-se as análises para a verificação da relação A/M durante um período total de 150 dias.

De acordo com a Tabela 05, observa-se que a concentração de biomassa variou de 3700 a 14650 mg.L⁻¹ de sólidos suspensos totais (SST), conforme aumento da carga orgânica até 5800 mg DQO L⁻¹, pois, até este ponto, não houve descarte de lodo excedente. Após esta concentração, a massa microbiana excedente era eliminada juntamente com o descarte de 1,0L de sobrenadante do reator para posterior alimentação, o que resultou em uma diminuição de SST e conseqüente aumento do fator carga.

Tabela 05. Características do reator conforme as diferentes cargas orgânicas de alimentação.

Carga Orgânica (mg DQO L⁻¹ d⁻¹)	Número de corridas	Relação A/M (d⁻¹)	Massa Celular (mg L⁻¹)
1000	20	0,27	3700
1800	10	0,46	3900
2400	10	0,31	7740
3100	10	0,36	8600
3900	15	0,31	12380
4700	10	0,32	14500
5800	15	0,39	14650
6400	10	0,64	10000
8800	10	0,74	11750
11200	07	1,49	7500
14700	03	1,96	7500

Pelos dados obtidos, verifica-se que o fator carga (relação A/M) foi mantido, em sua maioria, em valores inferiores a 0,5 d⁻¹, chegando, porém, a altos valores (1,96 d⁻¹).

Em relação ao IVL, conforme Figura 16, este situou-se numa faixa inferior a 70 mL.g⁻¹, com exceção da carga orgânica de 14700,0 mg DQO L⁻¹, sendo que, segundo

Kargi; Uygur (2002) Apud Umsza-Guez (2004), valores inferiores a 100 mL.g^{-1} são considerados ótimos, o que comprova a boa estabilidade do lodo. A análise do IVL indicou quando a carga orgânica estava acima do limite suportado pelo sistema, em relação à quantidade de microrganismos, pois observou-se o aparecimento de um lodo intumescido (fungos filamentosos).

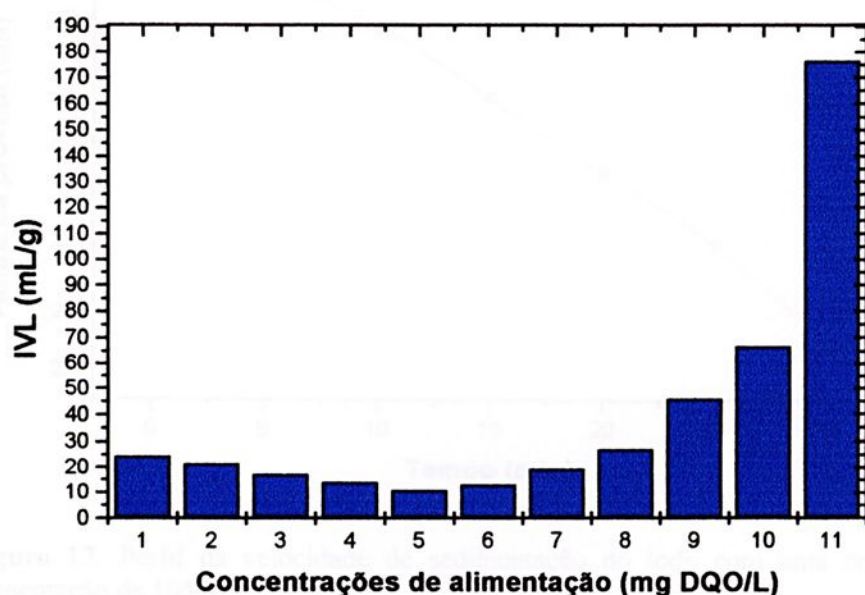


Figura 16. Perfil do IVL nas diferentes concentrações de alimentação, sendo 1- 1000; 2- 1800; 3- 2400; 4- 3100; 5- 3900; 6- 4700; 7- 5800; 8- 6400; 9- 8800; 10-11200; 11- 14700 mg DQO L^{-1} .

Assim, conforme foi sendo elevada a concentração de alimentação do reator sem o conseqüente aumento de biomassa, observou-se, nas condições de cada experimento, que em concentrações acima de $10000 \text{ mg DQO L}^{-1}$, ocorreu o aumento do IVL devido ao intumescimento do lodo provocado por fungos filamentosos.

Analisando-se os valores obtidos para as velocidades de sedimentação (Figura 17) do experimento realizado com alimentação de $10500 \text{ mg DQO L}^{-1}$, verifica-se que, nos primeiros 5 minutos, a velocidade foi de $0,0066 \text{ cm/s}$. Umsza-Guez (2004) obteve uma velocidade de sedimentação de $0,06 \text{ cm/s}$, sendo este um lodo de excelente sedimentabilidade. Isto demonstra a influência da relação A/M, pois apesar do IVL estar

numa faixa boa ($56,6 \text{ mL.g}^{-1}$), a velocidade de sedimentação já se apresentava alterada devido à biomassa insuficiente presente em relação à carga orgânica fornecida ao sistema (A/M de $0,90 \text{ d}^{-1}$), resultando o intumescimento do lodo.

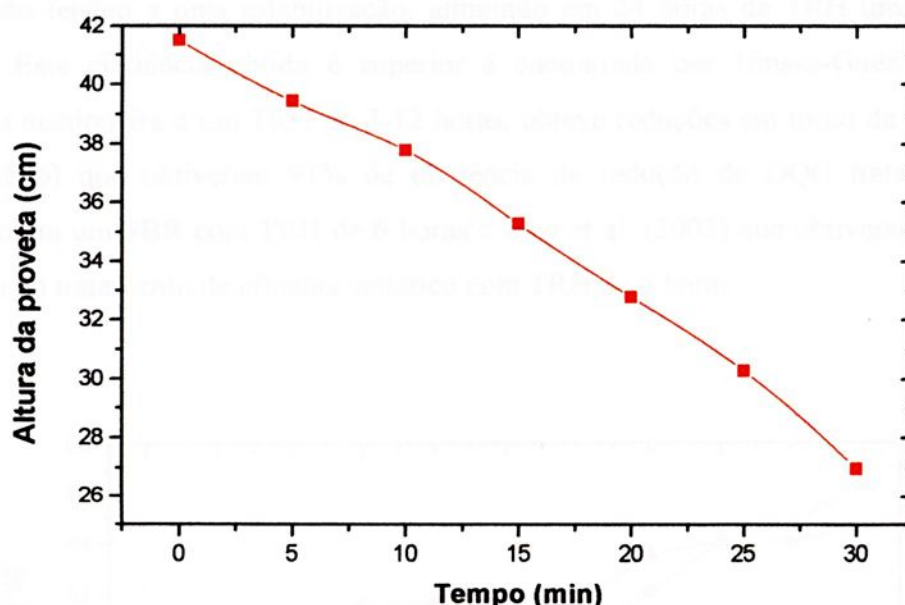


Figura 17. Perfil da velocidade de sedimentação do lodo com uma concentração de alimentação de $10500 \text{ mg DQO L}^{-1}$.

Verifica-se (Figura 18), porém, que mesmo com considerável presença de fungos filamentosos, é possível obter uma redução na DQO do efluente satisfatória (acima de 90% com um TRH de 24 horas e IVL de 75 mL.g^{-1}). Estes valores podem ser considerados excelentes para este tipo de sistema, pois esperava-se que, conforme Umsza-Guez (2004), com o intumescimento do lodo, a eficiência do processo diminuísse, fato que não ocorreu.

Na figura 18, observa-se, também, o perfil de redução do pH e DQO, na concentração de $13300,0 \text{ mg DQO L}^{-1}$. O pH variou de 7,1 a 8,8, verificando-se que nas duas primeiras horas foi registrada a maior variação, de 7,1 a 7,9. Quanto a isso, resultados semelhantes foram obtidos por Oliveira; Reis; Nozaki (2001) tratando efluente de indústria de processamento de mandioca ($2000 \text{ mg DQO L}^{-1}$), TRH de 1,4-4,2 dias e faixa de pH

entre 7 e 8 e Umsza-Guez (2004) no tratamento da manipueira, TRH de 6 h e um pH entre 7 a 8,2 com uma maior variação também nas duas primeiras horas.

Quanto à variação da DQO, observa-se na mesma figura que a redução da carga orgânica no período de 10 horas de TRH alcançou 85%, sendo que a partir da 8ª hora a redução tendeu a uma estabilização, atingindo em 24 horas de TRH uma redução de 94,3%. Esta eficiência obtida é superior à encontrada por Umsza-Guez (2004), que tratando manipueira a um TRH de 3-12 horas, obteve reduções em torno de 90%, Chang; Hao (1996) que obtiveram 91% de eficiência de redução de DQO tratando efluente sintético em um SBR com TRH de 6 horas e Jang et al. (2003) que obtiveram 89-95% de redução no tratamento de efluente sintético com TRH de 6 horas.

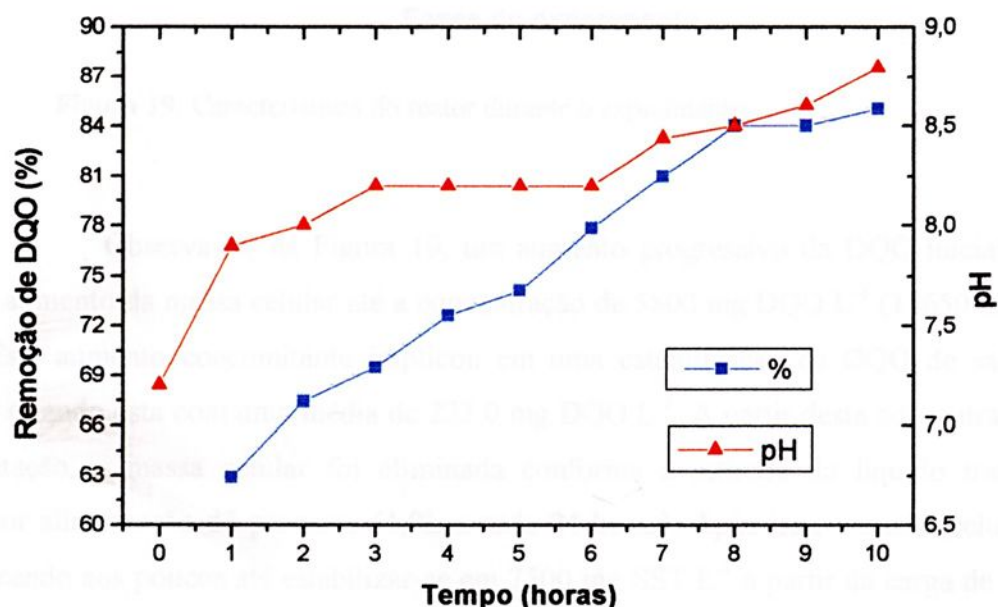


Figura 18. Perfil de redução da DQO e comportamento do pH a uma concentração de alimentação de 13300 mg DQO L⁻¹.

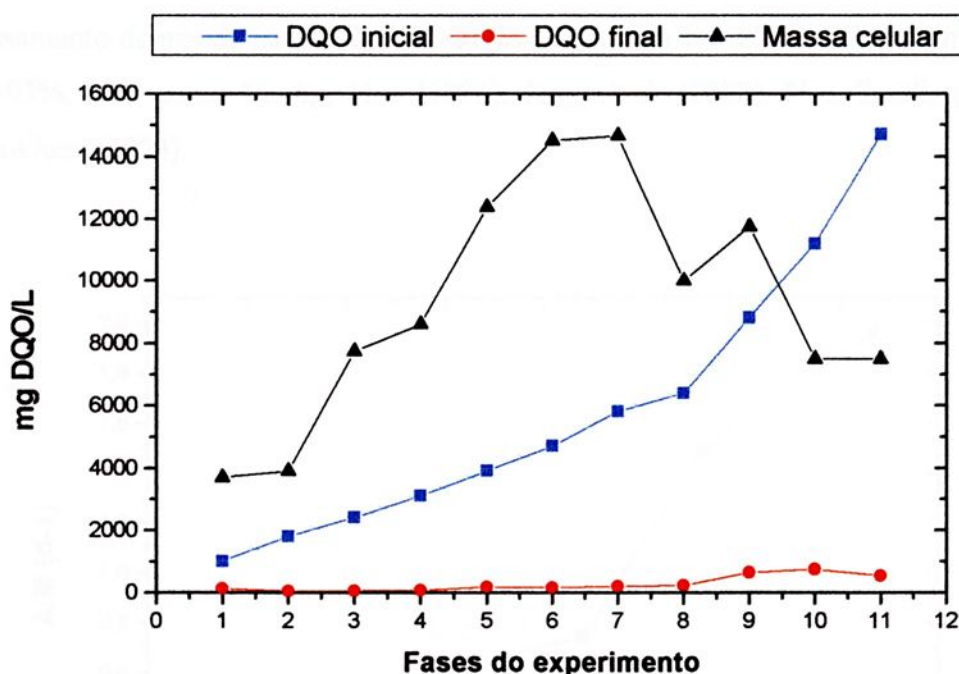


Figura 19. Características do reator durante o experimento.

Observa-se, na Figura 19, um aumento progressivo da DQO inicial junto com o aumento da massa celular até a concentração de $5800 \text{ mg DQO L}^{-1}$ ($14650 \text{ mg SST L}^{-1}$). Este aumento concomitante implicou em uma estabilização da DQO de saída do reator, estando esta com uma média de $223,0 \text{ mg DQO L}^{-1}$. A partir desta concentração de alimentação, a massa celular foi eliminada conforme a retirada do líquido tratado e posterior alimentação do processo ($1,0\text{L}$ a cada 24 horas). Após isto, a massa celular foi decrescendo aos poucos até estabilizar-se em $7500 \text{ mg SST L}^{-1}$ a partir da carga de $11200 \text{ mg DQO L}^{-1}$.

Assim, verificou-se que, mantendo-se a relação A/M entre $0,27$ e $0,46 \text{ d}^{-1}$ (Figura 20 e 21), obtém-se uma eficiência de remoção de DQO superior a 95%. Porém, mesmo não mantendo esta relação entre valores considerados ótimos por Von Sperling (1997), obtém-se, na média, uma eficiência de remoção de DQO muito boa (superior a 92%), conforme verifica-se na Figura 21, sendo estas eficiências superiores às encontradas na literatura para o tratamento aeróbio através deste sistema: Sponza (2003) obteve eficiência de redução de DQO de 89-92% tratando esgoto doméstico e vinícola e 70-85% no tratamento de água residuária de indústria de papel, têxtil e petroquímica (concentração

de 450-8000 mg DQO L⁻¹); Oliveira; Reis; Nozaki (2001) tratando água residuária do processamento de mandioca (2000 mg DQO L⁻¹), TRH de 1,4-4,2 dias obtiveram reduções de 89-93%, bem como Chang; Hao (1996), Jang et al. (2003), Von Sperling (1997) e Umsza-Guez (2004).

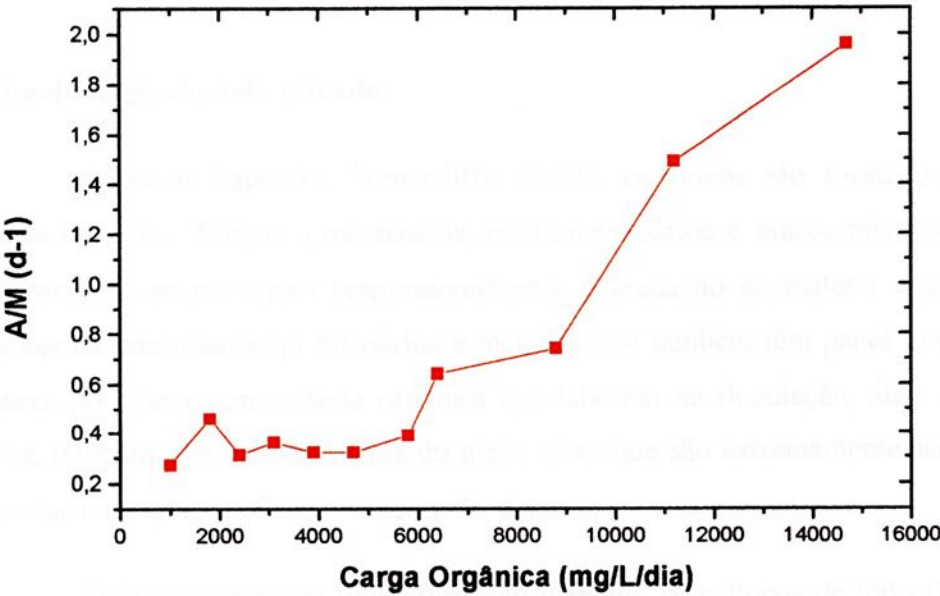


Figura 20. A/M utilizado nas diferentes concentrações de alimentação.

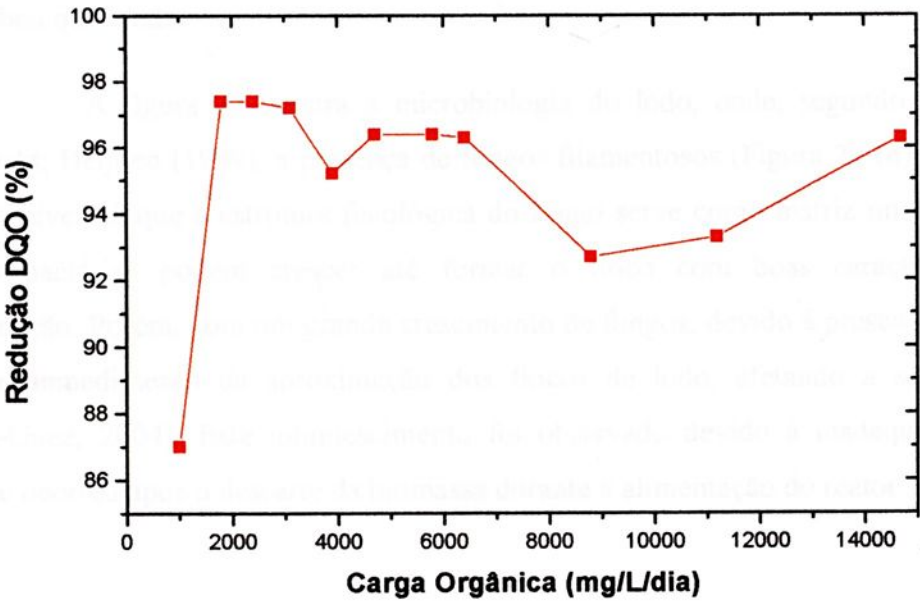


Figura 21. Redução de DQO (%) nas diferentes concentrações de alimentação.



Assim, ao se manter a relação A/M entre 0,27 a 0,46 d⁻¹, obtêm-se reduções de DQO superiores a 95%, porém mesmo com esta relação superior a 0,5 d⁻¹ obtêm-se reduções de DQO superiores a 92% sendo, portanto, perfeitamente possível aumentar a concentração da manipueira até altos valores (14700 mg DQO L⁻¹) sem diminuir a eficiência do processo.

5.1.1. Microbiologia do lodo ativado

Segundo Lapinski; Tunnacliffe (2003), os flocos são formados por um conjunto de bactérias, fungos, protozoários, micrometazoários e outros microrganismos, sendo as bactérias as principais responsáveis pela degradação da matéria orgânica. Os componentes da microfauna (protozoários e metazoários) também têm papel fundamental no processo, pois removem matéria orgânica e colaboram na floculação, além de serem indicativos, também, das características do meio, visto que são extremamente sensíveis às alterações das condições de funcionamento do sistema.

O lodo apresentou uma coloração marrom, com flocos de lodo (Figura 22 (a)) e presença de protozoários ciliados (Figura 23 (a)), entre outros. Estas mesmas características foram observadas por Umsza-Guez (2004), Low et al. (2000) e Salvadó; Garcia; Amigó (1995) que afirmaram que lodo com estas características representa um lodo de boa qualidade.

A figura 22 mostra a microbiologia do lodo, onde, segundo Beun; Van Loosdrecht; Heijnen (1999), a presença de fungos filamentosos (Figura 22 (d)) é benéfica até certo nível, já que a estrutura fisiológica do fungo serve como matriz imobilizada, na qual as bactérias podem crescer até formar o floco com boas características de sedimentação. Porém, com um grande crescimento de fungos, devido à presença das hifas, ocorre o impedimento da aproximação dos flocos de lodo, afetando a sedimentação (Umsza-Guez, 2004). Este intumescimento foi observado devido à inadequada relação A/M que ocorreu após o descarte da biomassa durante a alimentação do reator.

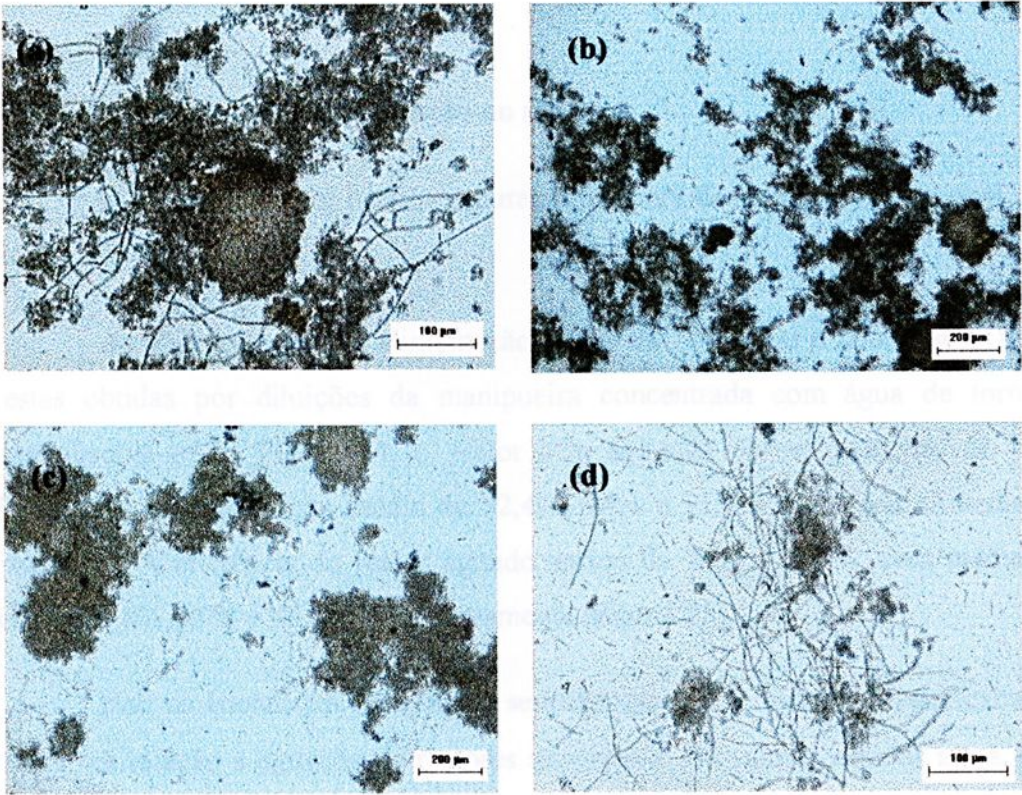


Figura 22. Presença de flocos de lodo e fungos filamentosos (a, b, c e d)

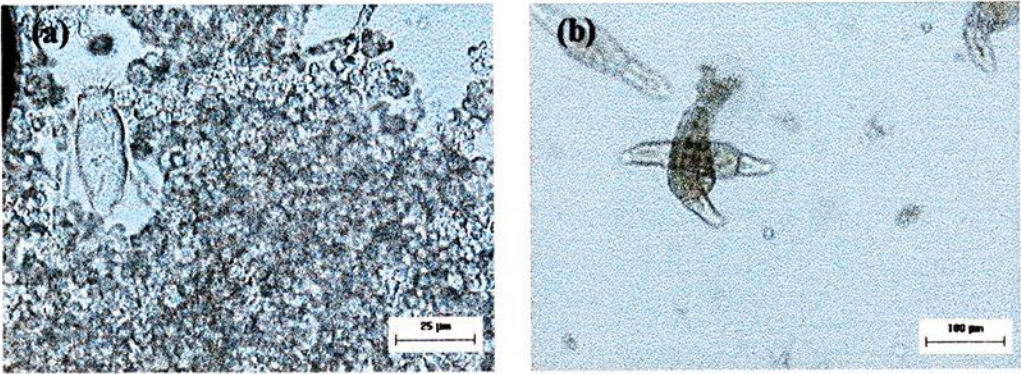


Figura 23. Presença de protozoário ciliado (a) e rotíferos (b).

5.2. Tratamento anaeróbio

5.2.1. Avaliação da influência da agitação no sistema

O experimento foi realizado durante um período total de 60 dias com TRH de 5 dias.

As concentrações de alimentação foram de 700, 1000 e 2000 mg DQO L⁻¹ sendo estas obtidas por diluições da manipueira concentrada com água de torneira. Conforme observa-se na Figura 24, o reator sem agitação obteve reduções de DQO variando de 89,4 a 96,2%, com média de 92,4%, 94% e 91,6% para cada alimentação, respectivamente. A eficiência do reator agitado variou de 70,8 a 93,6%, com médias de eficiência de 88,8%, 80% e 88,5%, respectivamente (Figura 25).

Não se encontram referências semelhantes a este estudo, especificamente, na literatura em relação à agitação de reatores anaeróbios. Os valores obtidos nesta etapa da pesquisa foram semelhantes aos de Ratusznei et al. (2003) que obtiveram 86% de redução de DQO embora tratando água residuária sintética e foram superiores aos encontrados por Cubas et al. (2004) que obtiveram 78% de redução de DQO, porém no tratamento de água residuária sintética e com um TRH de apenas 8 horas.

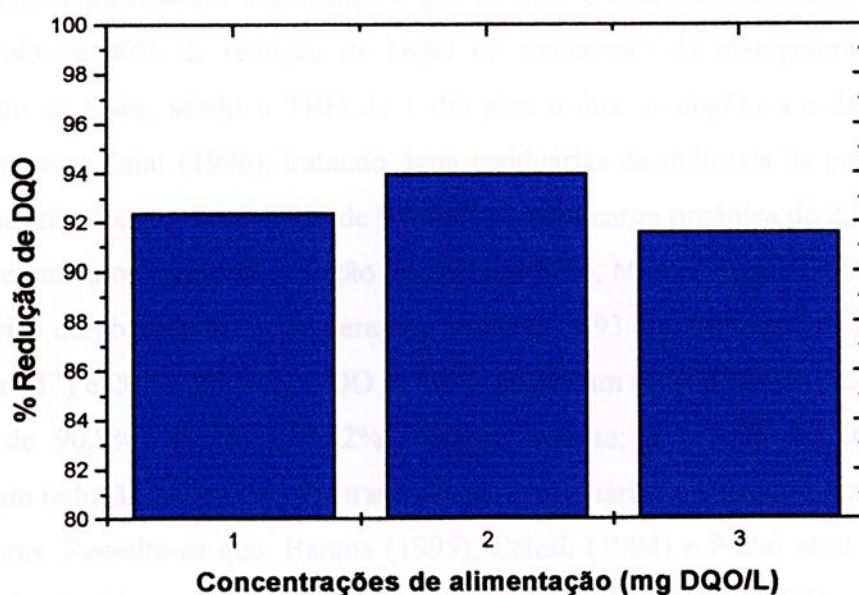


Figura 24. Eficiências de redução de DQO para o reator sem agitação, sendo 1- 700; 2- 1000 e 3- 2000 mg DQO L⁻¹.

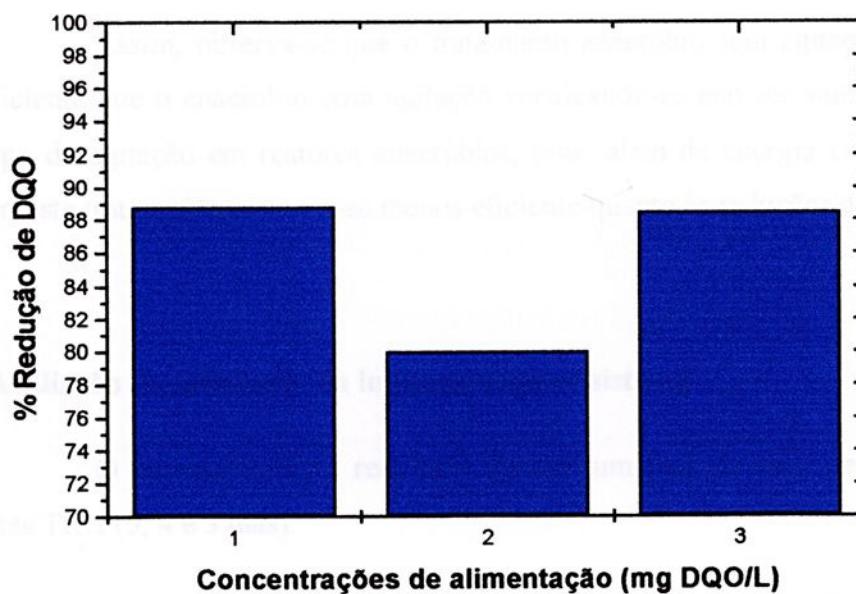


Figura 25. Eficiências de redução de DQO para o reator com agitação, sendo 1- 700; 2- 1000 e 3- 2000 mg DQO L⁻¹.

Outros estudos foram encontrados na literatura, que citam diferentes formas de agitação para reatores anaeróbios e que tiveram eficiências inferiores a 92%. Lacerda (1991) obteve 90% de redução de DQO no tratamento da manipueira em reator com separação de fases, sendo o TRH de 1 dia para a fase acidogênica e de 3-4 dias para a metanogênica; Zaiat (1996), tratando água residuárias de indústria de papel reciclado em reator de leito fixo com um TRH de 9,2 horas e uma carga orgânica de $2,0 \text{ Kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, obteve um valor médio de redução de DQO de 82%; Massé; Masse (2001), tratando água residuárias de abatedouro à temperatura de 30°C ($4,93 \text{ Kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$), 25°C ($2,94 \text{ Kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$) e 20°C ($2,75 \text{ Kg DQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$), obtiveram eficiências de redução de DQO da ordem de 90,8%, 88,7% e 84,2%, respectivamente; e Del Pozo; Diez (2003), que obtiveram redução média de 85% tratando água residuária de abatedouro avícola com TRH de 6 horas. Ressalta-se que, Barana (1995), Cetesb (1984) e Pinho et al. (2004) afirmam que a agitação é importante para acelerar e aumentar a redução de DQO.

O pH, em cada reator, variou de 7,5 a 8,0 e obteve-se uma relação acidez/alcalinidade média de 0,18 para o reator sem agitação e de 0,25 para o agitado, sendo estes valores considerados satisfatórios para este tipo de tratamento (CETESB, 1984; CHERNICHARO, 1997; BARANA, 2000).

Assim, observa-se que o tratamento anaeróbio sem agitação apresentou-se mais eficiente que o anaeróbio com agitação verificando-se não ser vantajoso o emprego deste tipo de agitação em reatores anaeróbios, pois, além da energia consumida por um agitador, este tratamento mostrou-se menos eficiente quanto às reduções de DQO.

5.2.2. Avaliação da influência da luminosidade no sistema

O experimento foi realizado durante um período total de 150 dias e com diferentes TRH (5, 4 e 3 dias).

Para o TRH de 5 dias, as concentrações de alimentação foram de 700, 1000, 2600 e 2900 mg DQO L^{-1} , sendo estas obtidas por diluições da manipueira concentrada com água de torneira.



Para o TRH de 4 dias, as concentrações de alimentação foram de 1700 e 3800 mg DQO L⁻¹.

E para o TRH de 3 dias, as concentrações de alimentação foram de 2000, 2500, 2800, 3000, 4500, 4800, 5700, 6500, 6800 e 9300 mg DQO L⁻¹.

Observa-se, na Figura 26, o comportamento da redução de DQO dos reatores, para o TRH de 5 dias, onde o reator descoberto apresentou reduções variando de 72,6 a 92,8% com a maior redução na concentração de 2600 mg DQO L⁻¹ enquanto que o reator coberto (sem a influência da luminosidade) obteve reduções de DQO entre 86,2 e 93,2%. Pode-se perceber, então, que o reator coberto, ou seja, sem a influência da luminosidade, obteve um desempenho melhor e mais constante.

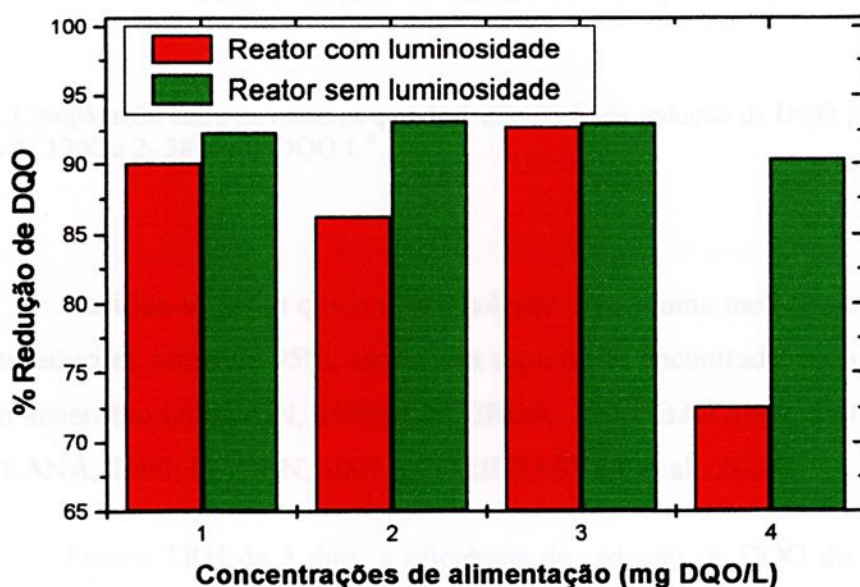


Figura 26. Comparação entre os reatores quanto à eficiência de redução de DQO para o TRH de 5 dias, sendo 1- 700, 2- 1000, 3- 2600, 4- 2900 mg DQO L⁻¹.

Já para o TRH de 4 dias, verifica-se, na Figura 27, que para a concentração de 1700 mg DQO L⁻¹, os resultados de ambos os reatores são similares. Porém, para a concentração de 3800 mg DQO L⁻¹, o reator sem a influência da luminosidade, mostrou-se mais eficiente.

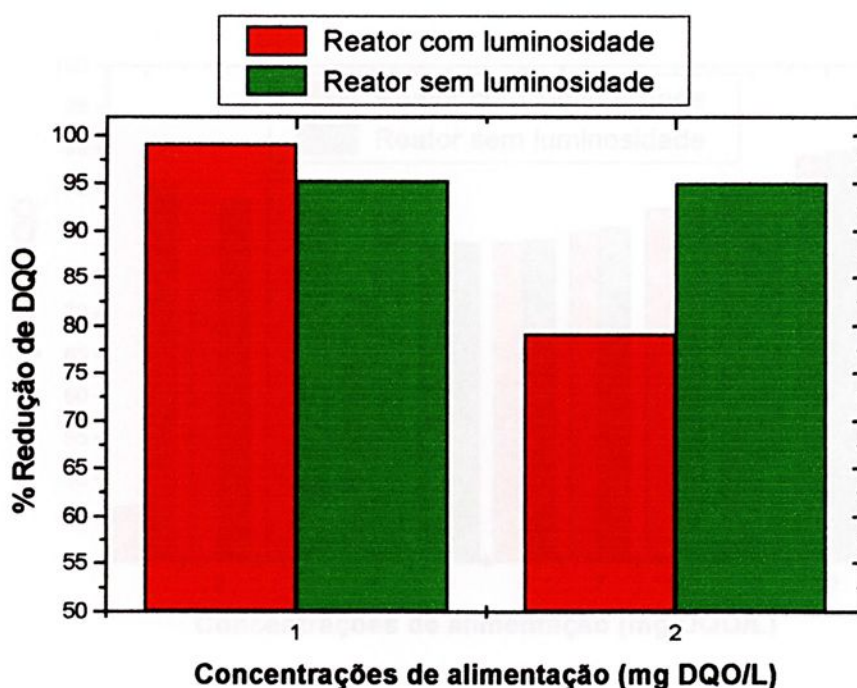


Figura 27. Comparação entre os reatores quanto à eficiência de redução de DQO para o TRH de 4 dias, sendo 1- 1700 e 2- 3800 mg DQO L⁻¹.

Verifica-se assim que o reator coberto obteve uma melhor estabilidade, pois apresentou reduções acima de 95%, sendo esta superior às encontradas na literatura para o tratamento anaeróbio (ANRAIN, 1983; LACERDA, 1991; BARANA, 1995; SAMPAIO, 1996; BARANA, 2000; FEIDEN, 2001 e CHAIPRASERT et al., 2003).

Para o TRH de 3 dias, a eficiência de redução de DQO do reator coberto variou de 78,7 a 89,6% e a eficiência do reator descoberto variou de 46,7 a 89,1%. Na figura 28, observa-se o desempenho dos reatores, e verifica-se que o reator descoberto (com luminosidade) apresentou melhor desempenho somente na concentração de 2800 mg DQO L⁻¹, nas demais concentrações o reator coberto (sem luminosidade) obteve melhor desempenho, mas a partir de 4500 mg DQO L⁻¹, os reatores apresentaram eficiências semelhantes.

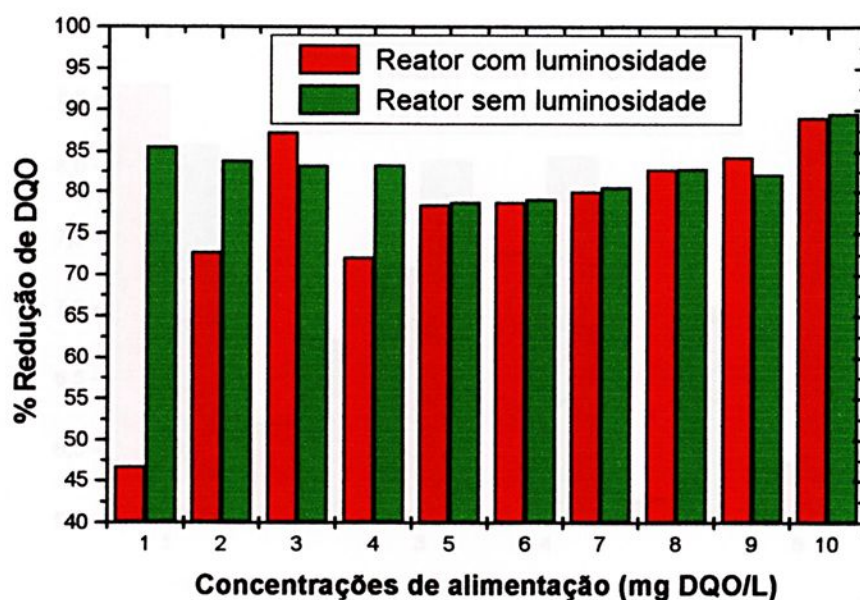


Figura 28. Comparação entre os reatores quanto à eficiência de redução de DQO para o TRH de 3 dias, sendo 1- 2000, 2- 2500, 3- 2800, 4- 3000, 5- 4500, 6- 4800, 7- 5700, 8- 6500, 9- 6800 e 10- 9300 mg DQO L⁻¹.

Com relação ao pH dos efluentes dos reatores (Figura 29), este variou entre 6,8 a 8,4 para o reator coberto e de 5,6 a 8,6 para o descoberto. Verifica-se uma maior dificuldade do reator sob a influência da luminosidade em neutralizar o líquido tratado ao longo do TRH proposto.

Com relação à acidez/alcalinidade do efluente do reator (Figura 30), obteve-se valores entre 0,02 a 0,37 e 0,08 a 0,43, respectivamente. Através destes valores, corrigia-se o pH do afluente conforme a necessidade de alcalinizar o sistema.

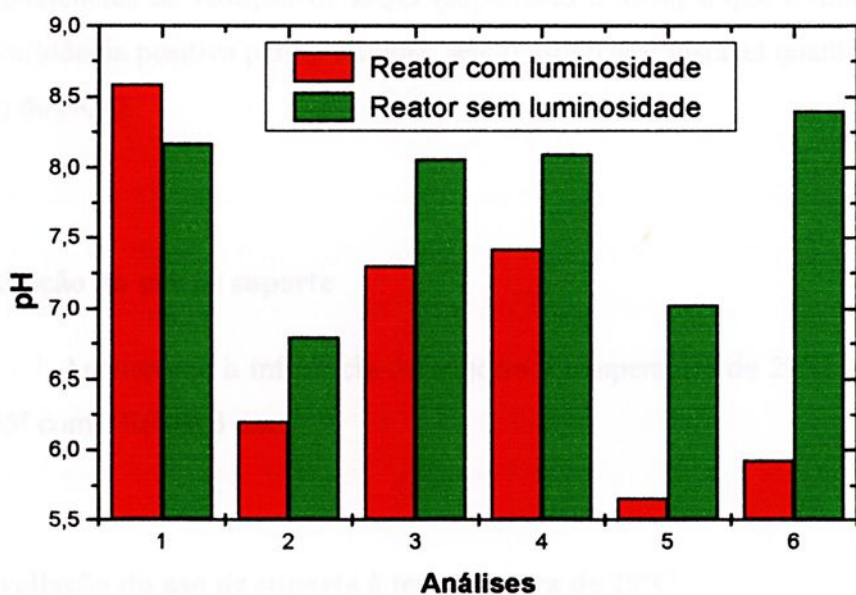


Figura 29. Curva de pH dos reatores, para 6 dados analisados, durante o TRH de 3 dias.

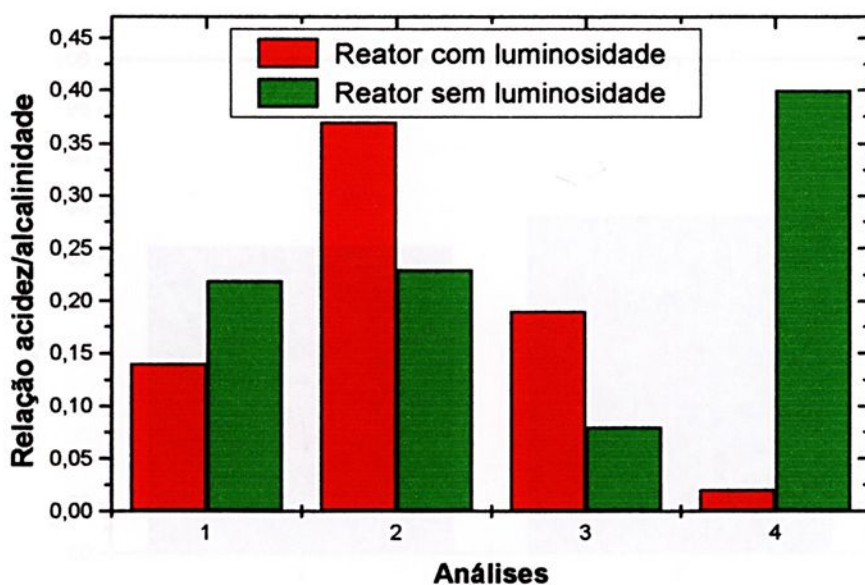


Figura 30. Relação acidez/alcalinidade dos reatores, para 4 dados analisados, durante o TRH de 3 dias.

Desta maneira, conclui-se que o TRH de 4 dias foi o que apresentou melhores eficiências de redução de DQO (superiores a 95%) e que a luminosidade não apresenta influência positiva para o sistema, sendo este reator instável quanto às eficiências de redução de DQO.

5.2.3. Avaliação do uso de suporte

Analisou-se a influência do suporte à temperatura de 29°C a 5 e 3 dias de TRH e a 35° com TRH de 3 dias.

5.2.3.1. Avaliação do uso de suporte à temperatura de 29°C

O experimento foi realizado durante 150 dias com um TRH de 5 e 3 dias.

Observa-se, na Figura 31, as eficiências dos reatores com TRH de 5 dias e 700 mg DQO L⁻¹ de alimentação.

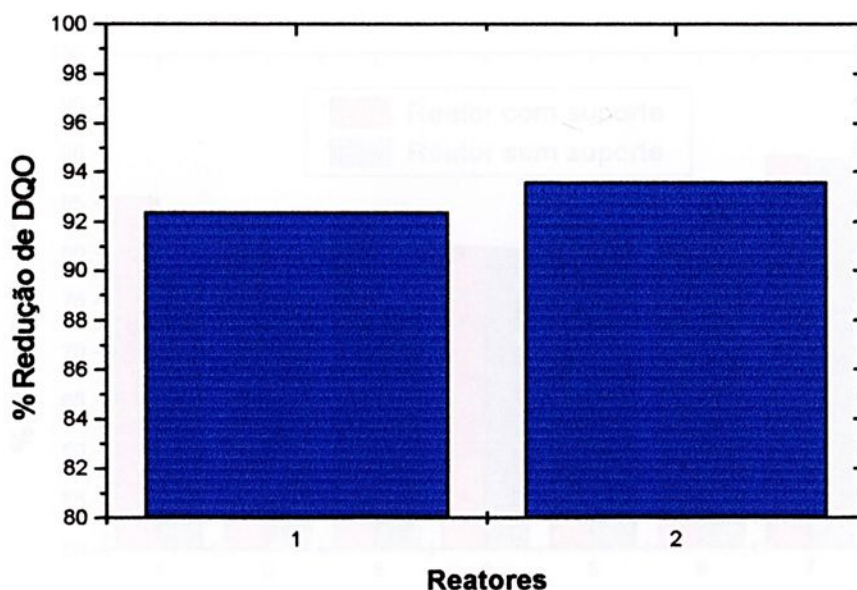


Figura 31. Eficiências de redução de DQO para concentração de 700 mg DQO L⁻¹ e TRH de 5 dias, sendo 1- reator com suporte e 2- reator sem suporte.

Pelos dados obtidos, verifica-se que ambos apresentam eficiências de redução de DQO similares, apresentando o reator sem suporte redução de DQO 93,6%, sendo estes valores superiores ao encontrado por Massé; Masse (2001).

Para o TRH de 3 dias (Figura 32), com alimentação de 2000, 2500, 3000, 5700, 6500, 6800 e 9300 mg DQO L⁻¹, as eficiências do reator com suporte foram de 80,6 a 89,6% enquanto que as eficiências do reator sem suporte foram de 74,2 a 89,3%, resultados semelhantes foram encontrados por Zaiat (1996), Del Pozo et al. (2000) e superiores a Rao et al. (2005) que obtiveram 60-70% de redução de DQO tratando água residuária de indústria de medicamentos, com uma carga orgânica de 10 Kg DQO m⁻³ d⁻¹ e Chaiprasert et al. (2003) que tratando água residuária de indústria de processamento de mandioca, com uma carga orgânica de 0,5 a 4,0 Kg DQO m⁻³ d⁻¹, obtiveram, em um TRH de 5,4 dias, reduções de DQO de 87%, 84% e 70% para reatores com 33, 22 e 11Kg de fibras de nylon como suporte, respectivamente. Quando o TRH diminuiu para 3 dias, a eficiência do processo também diminuiu para 74% e 61% nos reatores de 33 e 22Kg, respectivamente. Observa-se que, para concentrações menores que 3000 mg DQO L⁻¹, o reator com suporte apresenta melhores resultados. Acima disso, o comportamento dos dois reatores foram muito similares.

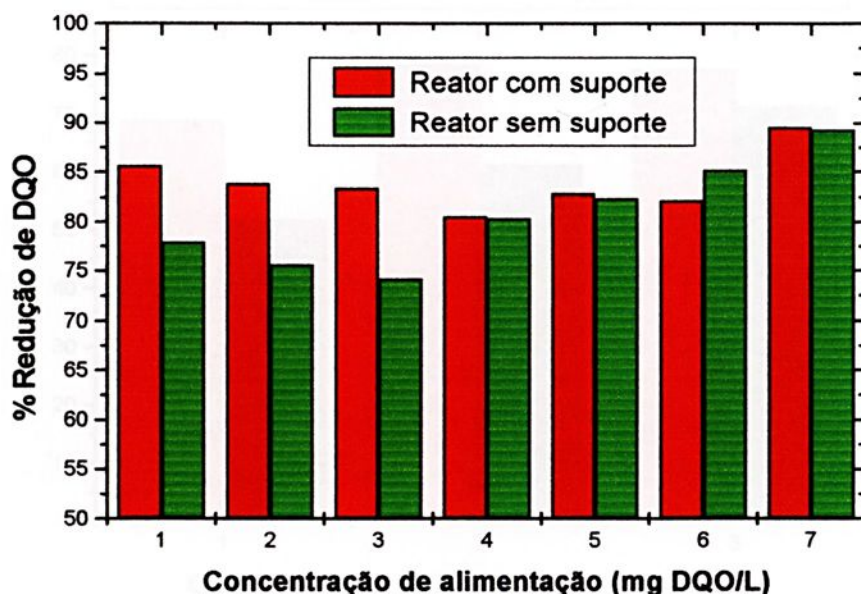


Figura 32. Eficiências de redução de DQO conforme alimentação: 1- 2000; 2- 2500; 3- 3000; 4- 5700; 5- 6500; 6- 6800 e 9300 mg DQO L⁻¹.

O pH e a relação acidez/ alcalinidade situaram-se entre 6,1-8,7 e 0,16 a 0,30, respectivamente, para o reator sem suporte e 6,8-8,1 e 0,02 a 0,37, respectivamente para o reator com suporte.

Assim, embora os resultados tenham sido muito parecidos, estes dados sugerem que, dependendo da carga orgânica empregada, o uso de suporte pode ser vantajoso.

5.2.3.2. Avaliação do uso de suporte à temperatura de 35°C

Este experimento realizou-se com um TRH de 3 dias durante 30 dias.

Na figura 33, observam-se as eficiências de redução de DQO, para concentrações iniciais de 6500, 7000 e 9700 mg DQO L⁻¹ em ambos os reatores, sendo que, para o reator com suporte, a eficiência situou-se entre 52,0 – 71,4% e para o reator sem suporte situou-se entre 69,0 – 78,5%, sendo estes resultados semelhantes aos encontrados por Rao et al. (2005) e Chaiprasert et al. (2003).

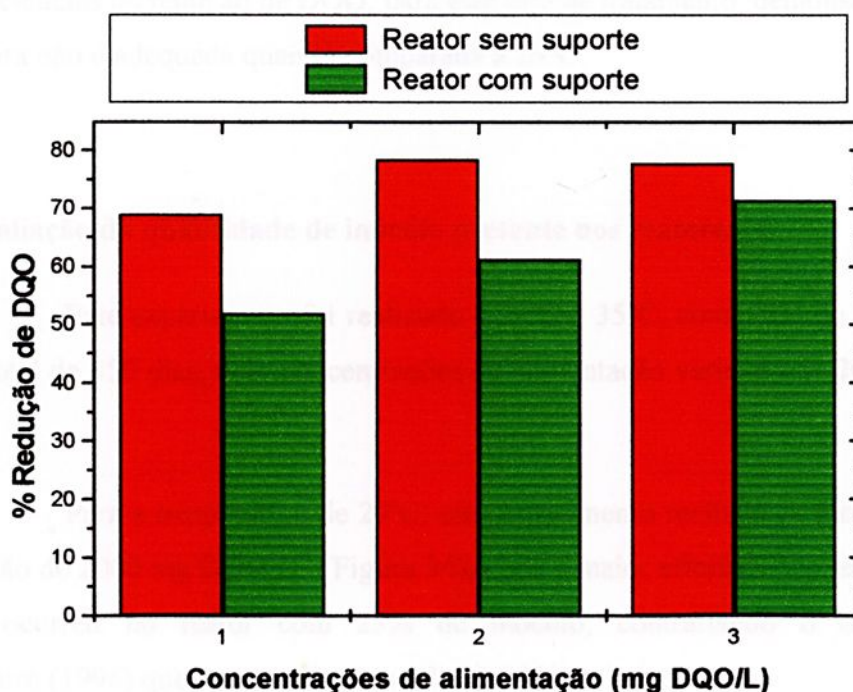


Figura 33. Eficiências de redução de DQO conforme concentração de alimentação: 1- 6500; 2- 7000; 3- 9700 mg DQO L⁻¹.

O pH e a relação acidez/alcalinidade apresentaram-se dentro dos padrões para tratamento de efluentes por processos anaeróbios (CETESB, 1984; CHERNICHARO, 1997 e BARANA, 2000), sendo de 6,5 a 7,4 e 0,09 a 0,31, respectivamente, para o reator sem suporte e de 6,7 a 7,3 e 0,12 a 0,25, respectivamente, para o reator com suporte.

5.2.3.3. Avaliação final do uso de suporte

Assim, verifica-se que, à temperatura de 29°C, o desempenho do reator sem suporte foi melhor a menores concentrações de DQO (700 mg DQO L⁻¹) e com TRH maior (5 dias). A partir do momento em que se diminui o TRH para 3 dias, o reator com suporte obteve melhores eficiências em cargas orgânicas menores, pois a partir 5700 mg DQO L⁻¹ de concentração de alimentação os resultados tornaram-se semelhantes em ambos os reatores, sendo o reator sem suporte melhor somente na concentração de 6800 mg DQO L⁻¹.

À temperatura de 35°C e TRH de 3 dias, o reator sem suporte obteve resultados superiores em todas as concentrações, porém ambos os reatores apresentaram baixas eficiências de redução de DQO, para este tipo de tratamento, demonstrando que esta temperatura não é adequada quando comparada a 29°C.

5.2.4. Avaliação da quantidade de inóculo presente nos reatores

Este experimento foi realizado à 29°C e 35°C, com TRH de 3 dias, por um período total de 350 dias, com concentrações de alimentação variando de 2000 a 9700 mg DQO L⁻¹.

Para a temperatura de 29°C, este experimento realizou-se à concentração de alimentação de 2000 mg DQO L⁻¹ (Figura 34), onde a maior eficiência de redução de DQO (85,6%) ocorreu no reator com 25% de inóculo, contrariando o encontrado por Annachhatre (1996) que recomenda o uso de 30-50% de inóculo.



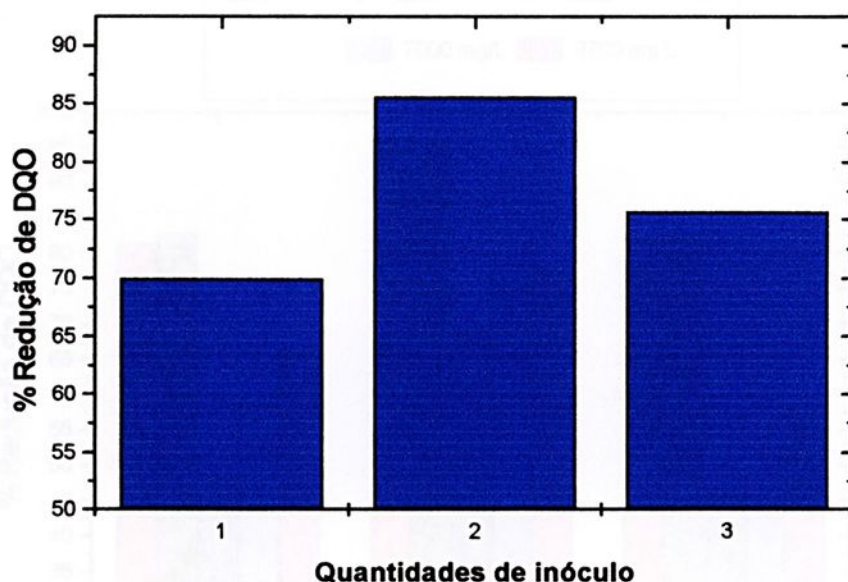


Figura 34. Eficiências de redução de DQO à 29°C, na concentração de 2000 mg DQO L⁻¹, sendo: 1- reator com 10%; 2- reator com 25% ; 3- reator com 50% de inóculo.

Na temperatura de 35°C, foram avaliadas as eficiências dos reatores em concentrações de 4600, 5400, 6500, 7000 e 9700 mg DQO L⁻¹. Conforme Figura 35, pode-se observar que o reator com 25% de inóculo foi o que, novamente, apresentou as maiores reduções de DQO, com reduções acima de 96% nas concentrações de 4600 e 5400 mg DQO L⁻¹.

5.2.5. Avaliação da influência da temperatura

Para experimentos realizados com um DQO de 1 dia, foram avaliadas:

As temperaturas utilizadas foram de 25°C, 29°C e 35°C, com concentrações de alimentação de 2000, 4000, 6000, 7000 e 9700 mg DQO L⁻¹.

O pH, conforme Figura 36, manteve-se entre 7,2 e 7,5, sendo de acordo com Otimização (1997) e Associação (1999).

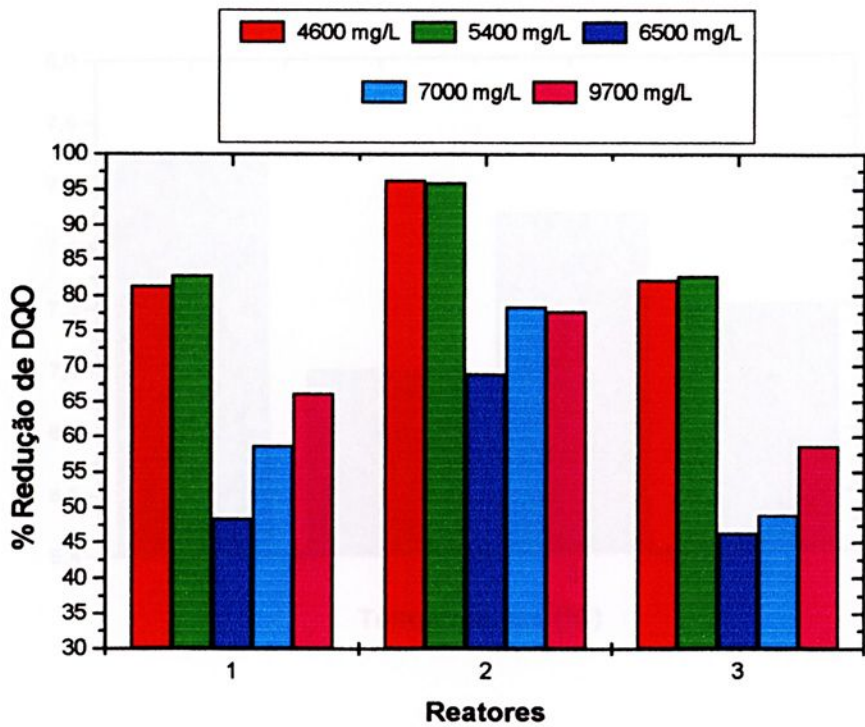


Figura 35. Eficiências de redução de DQO, à 35°C, conforme diferentes concentrações de alimentação, sendo: 1- reator com 10%; 2- reator com 25% ; 3- reator com 50% de inóculo.

Desta maneira, verifica-se, portanto, que a utilização de 25% (do volume do reator) de inóculo é a quantidade mais adequada, pois apresentou maiores eficiências de redução de DQO, sendo estas excelentes (96%) à temperatura de 35°C.

5.2.5. Avaliação da influência da temperatura

Este experimento realizou-se com um TRH de 3 dias durante 180 dias.

As temperaturas utilizadas foram de 29°C, 45°C e 55°C, com concentrações de alimentação de 2000, 2800, 3000, 4700, 6500 e 7000 mg DQO L⁻¹.

O pH, conforme Figura 36, manteve-se entre 7,0-7,7, estando de acordo com Chernicharo (1997) e Annachhatre (1996).

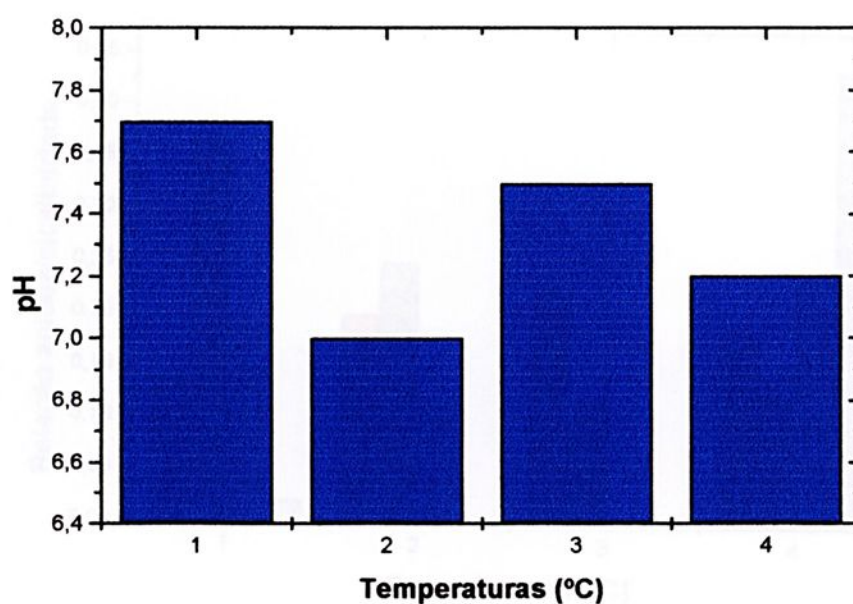


Figura 36. Médias do pH dos reatores, durante o experimento, em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C; 2- 35°C; 3- 45° C e 4- 55°C.

A relação acidez/alcalinidade também situou-se conforme indica Barana (2000), variando de 0,17-0,25 (Figura 37).

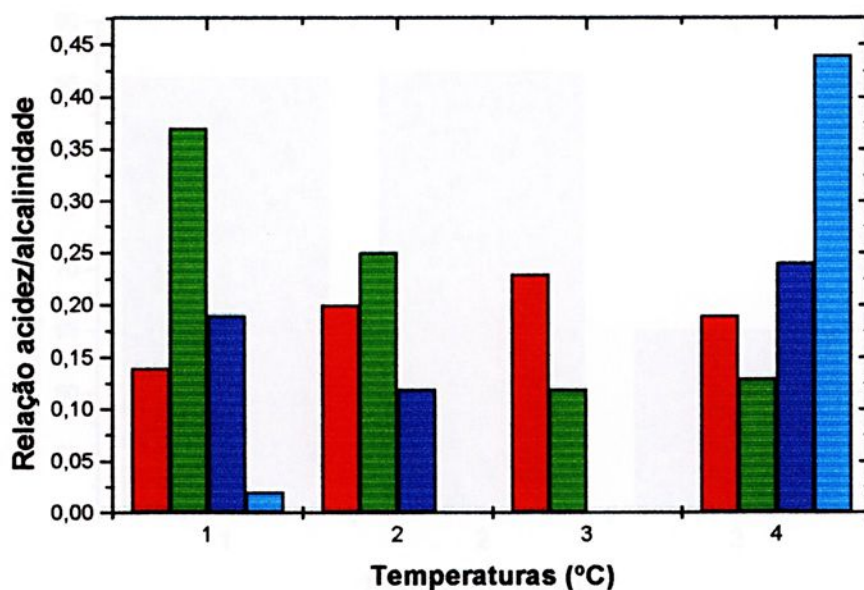


Figura 37. Relação acidez/alcalinidade conforme diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C; 2- 35°C; 3- 45°C e 4- 55°C.

5.2.5.1. Avaliação conforme concentração de alimentação

A concentração de 2000 mg DQO L⁻¹ de alimentação foi avaliada em temperaturas de 29°C, 45°C e 55°C (Figura 38). A 55°C ocorreu o pior desempenho do reator (65% de redução de DQO), sendo que às outras duas temperaturas as eficiências não tiveram diferenças significativas (média de 85,8%). Chernicharo (1997) e Cetesb (1984), para outros resíduos e sistemas anaeróbios, indicam que a faixa termofílica também é adequada para o tratamento anaeróbio, porém potencializa os efeitos negativos que podem existir em determinadas águas residuárias.

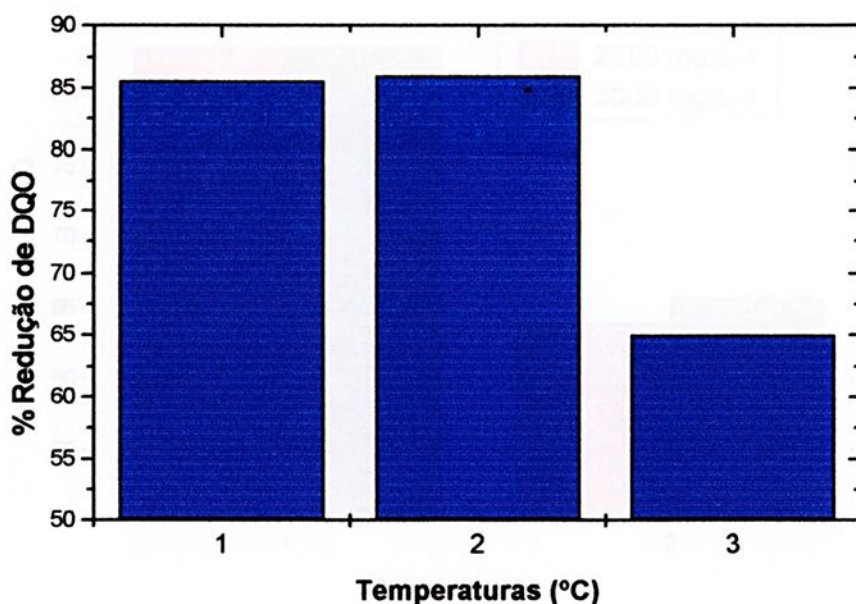


Figura 38. Eficiências de redução de DQO, na concentração de alimentação de 2000 mg DQO L⁻¹, em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C, 2- 45°C e 3- 55°C.

As concentrações de 2800 mg DQO L⁻¹ e 3000 mg DQO L⁻¹ foram avaliadas à 29°C e 55°C (Figura 39). Na temperatura de 55°C, ocorreu o mesmo que o experimento anterior: as menores reduções de DQO, sendo estas abaixo do esperado para o tratamento anaeróbico. Na temperatura de 29°C, a média de eficiência de redução de DQO foi igual para ambas as concentrações de DQO, em torno de 83,3%, sendo esta eficiência inferior à obtida por Massé; Masse (2001) que tratando água residuária de abatedouro à temperatura de 30°C (4,93 Kg DQO m⁻³ d⁻¹) obtiveram eficiência de redução de DQO da ordem de 90,8%.

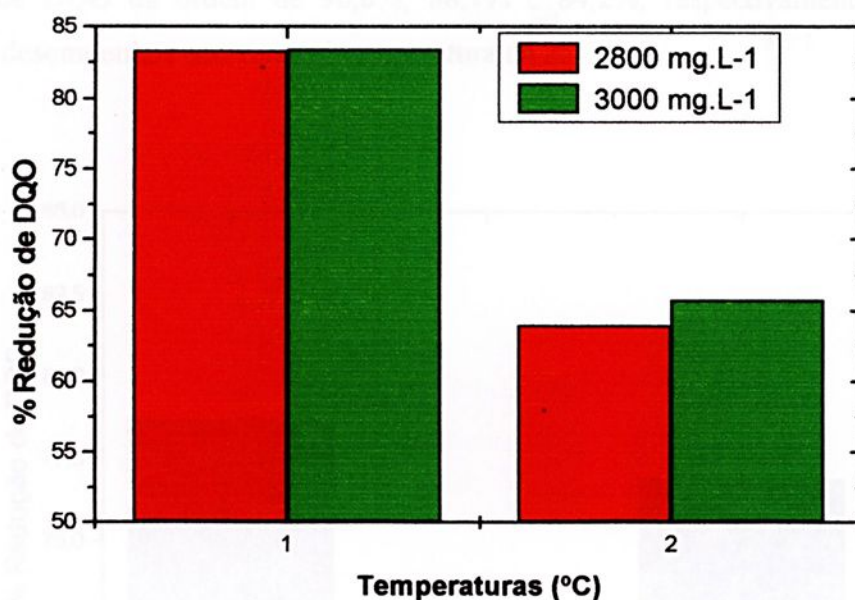


Figura 39. Eficiências de redução de DQO em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C, 2- 55°C.

A concentração de 4700 mg DQO L⁻¹ foi avaliada à 29°C, 35°C e 55°C (Figura 40). Na temperatura de 35°C, ocorreu a menor redução de DQO (73%), discordando com Annachhatre (1996) que recomenda a temperatura 35°C por ser nela em que se encontra o máximo crescimento das metanogênicas. Para as outras temperaturas, o desempenho foi semelhante, sendo as eficiências de 78,7% e 76,9%, a 29°C e 55°C, respectivamente. Estes resultados não estão de acordo com experimentos realizados por Patel; Madamwar (2002) que avaliando o efeito da temperatura (25, 37, 45 e 55°C) e carga orgânica (3,6 – 21,7 Kg DQO m⁻³ d⁻¹) tratando água residuária de indústria petroquímica, obtiveram o melhor resultado quanto à redução de DQO e produção total de gás quando o reator operava na temperatura de 37°C. Nesta temperatura, o reator operou numa carga máxima de 21,7 Kg DQO m⁻³ d⁻¹ com 90-95% de redução de DQO com uma produção de metano em torno de 0,450 m³ Kg⁻¹ DQO d⁻¹, Sarada; Joseph (1994), estudando água residuária do processamento de tomate, avaliaram o emprego de diferentes temperaturas (25, 30, 35, 40 e 45°C) e concluíram que com um TRH de 16 dias a temperatura ótima foi de 35-40°C, porém resultados semelhantes são encontrados em Massé; Masse (2001) que tratando água residuárias de abatedouro à temperatura de 30°C (4,93 Kg DQO m⁻³ d⁻¹),

25°C (2,94 Kg DQO m⁻³ d⁻¹) e 20°C (2,75 Kg DQO m⁻³ d⁻¹), obtiveram eficiências de redução de DQO da ordem de 90,8%, 88,7% e 84,2%, respectivamente, ou seja, os melhores desempenhos ocorreram à temperatura de 25-30°C.

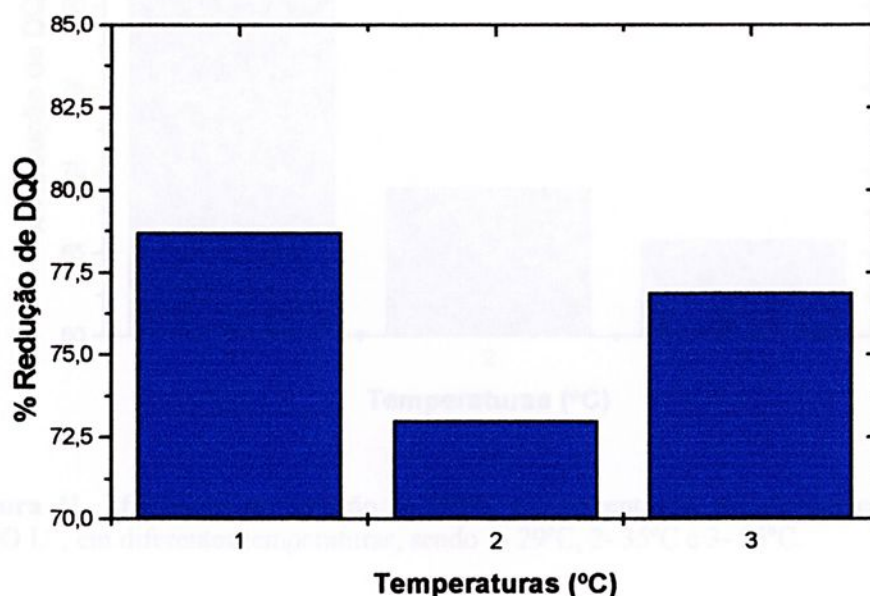


Figura 40. Eficiências de redução de DQO, na concentração de alimentação de 4700 mg DQO L⁻¹, em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C, 2- 35°C e 3- 55°C.

A concentração de 6500 mg DQO L⁻¹ foi avaliada à 29°C, 35°C e 55°C (Figura 41). Na temperatura de 29°C, ocorreu a maior redução de DQO (82,9%). Para as outras temperaturas, o desempenho foi semelhante, sendo as eficiências abaixo de 70%. Estes resultados não estão de acordo com Jou; Huang (2003) onde a temperatura ótima de crescimento bacteriano situa-se entre 15 e 39°C, ou seja, a temperatura de 35°C também deveria ter obtido boas reduções de DQO; Chernicharo (1997) que indica as faixas mesofílica e termofílica e Sarada; Joseph (1994) onde as melhores reduções ocorreram nas temperaturas de 35-40°C, mas resultados semelhantes foram obtidos por Massé; Masse (2001), onde os melhores desempenhos ocorreram em temperaturas de 25-30°C.

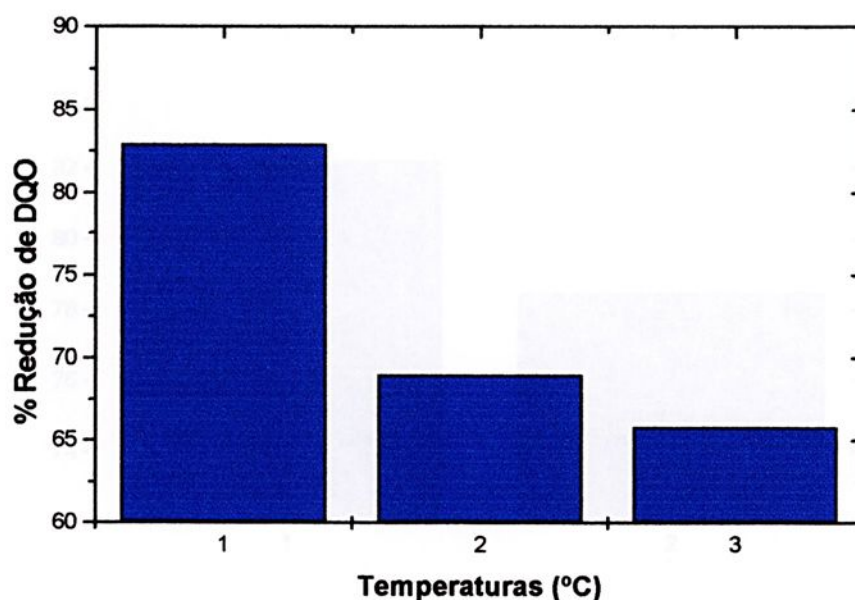


Figura 41. Eficiências de redução de DQO, na concentração de alimentação de 6500 mg DQO L⁻¹, em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C, 2- 35°C e 3- 55°C.

Como última análise, avaliou-se o desempenho dos reatores à concentração de 7000 mg DQO L⁻¹ para temperaturas de 29°C e 35°C (Figura 42), sendo a redução de DQO superior a 82% para o reator mantido à 29°C, concordando mais uma vez com resultados obtidos por Massé; Masse (2001).

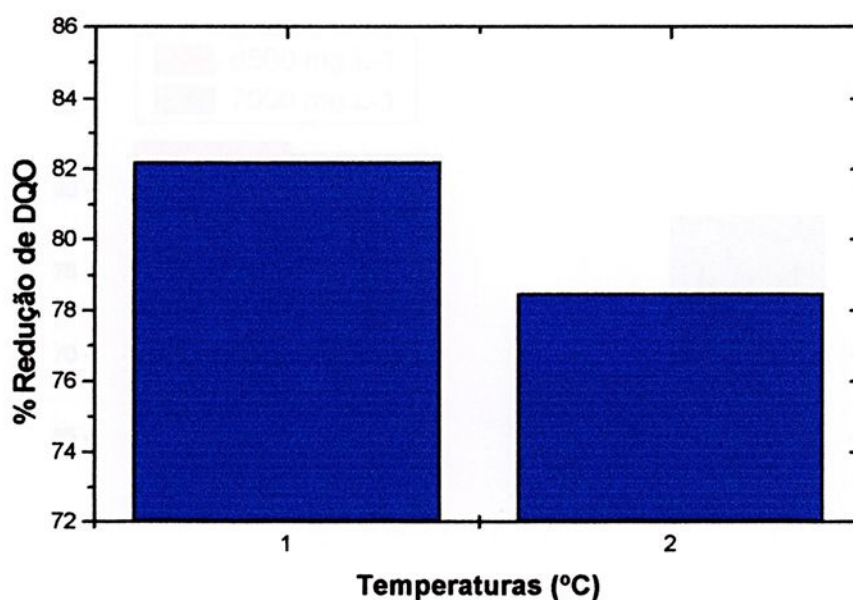


Figura 42. Eficiências de redução de DQO, na concentração de alimentação de 7000 mg DQO L⁻¹, em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C e 2- 35°C.

5.2.5.2. Avaliação entre temperaturas

- 29°C e 35°C:

Comparando-se as temperaturas de 29°C e 35°C nas concentrações de 6500 mg DQO L⁻¹ e 7000 mg DQO L⁻¹ (Figura 43), verifica-se que a eficiência de redução de DQO do reator operado a 6500 mg DQO L⁻¹ (69%) foi bem menor a 35°C, relativo a não tão grande diferença de concentração de DQO do que o reator a 7000 mg DQO L⁻¹ (78,5%).

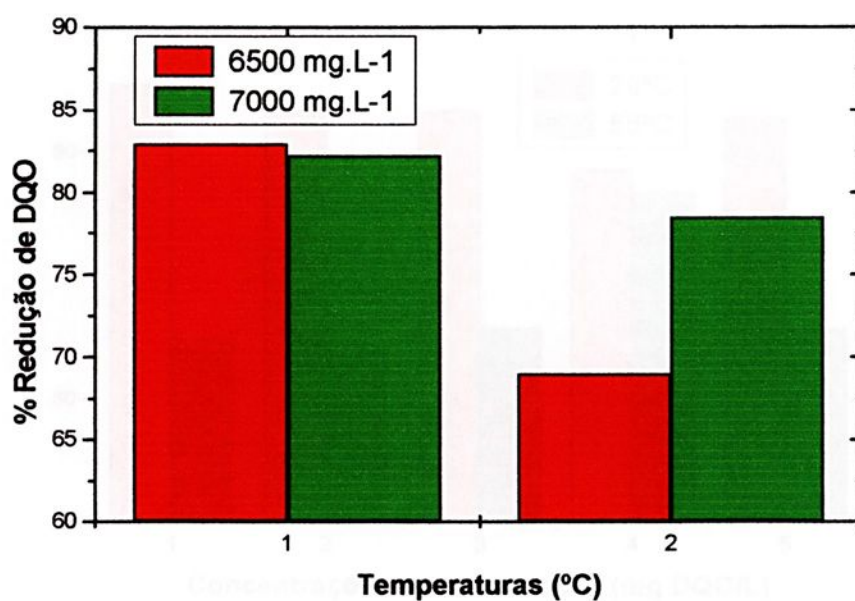


Figura 43. Eficiências de redução de DQO em diferentes temperaturas, sendo 1- 29°C, 2- 35°C.

- 29°C e 55°C:

Comparando-se as temperaturas de 29°C e 55°C nas concentrações de 2000, 2800, 3000, 4700 e 6500 mg DQO L⁻¹ (Figura 44), verifica-se que as melhores eficiências situaram-se a 29°C.

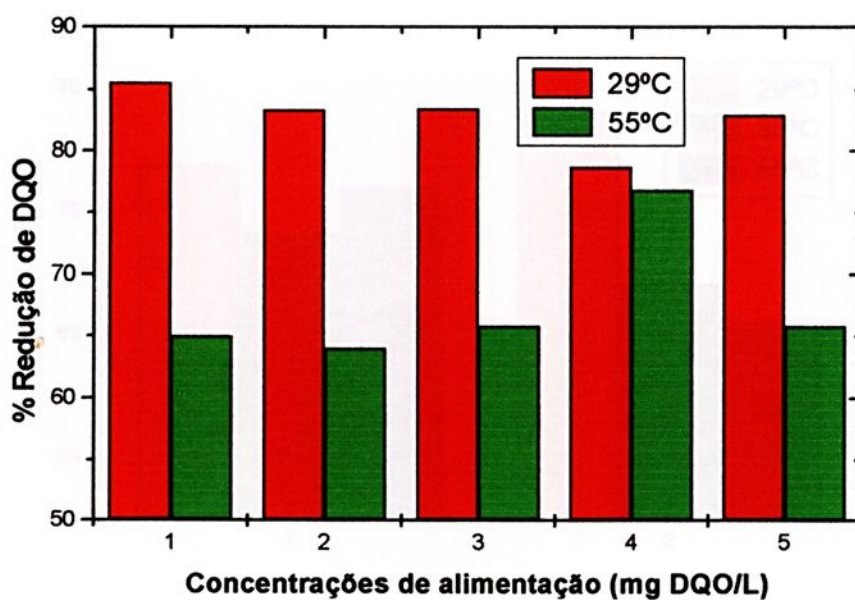


Figura 44. Eficiências de redução de DQO em diferentes concentrações, sendo 1- 2000, 2- 2800, 3- 3000, 4- 4700, 5- 6500 mg DQO L⁻¹.

- 29°, 35° e 55C:

Comparando-se as temperaturas 29°C, 35°C e 55°C nas concentrações de 4700 mg DQO L⁻¹ e 6500 mg DQO L⁻¹ (Figura 45) verifica-se que as melhores eficiências também situaram-se na temperatura de 29°C.

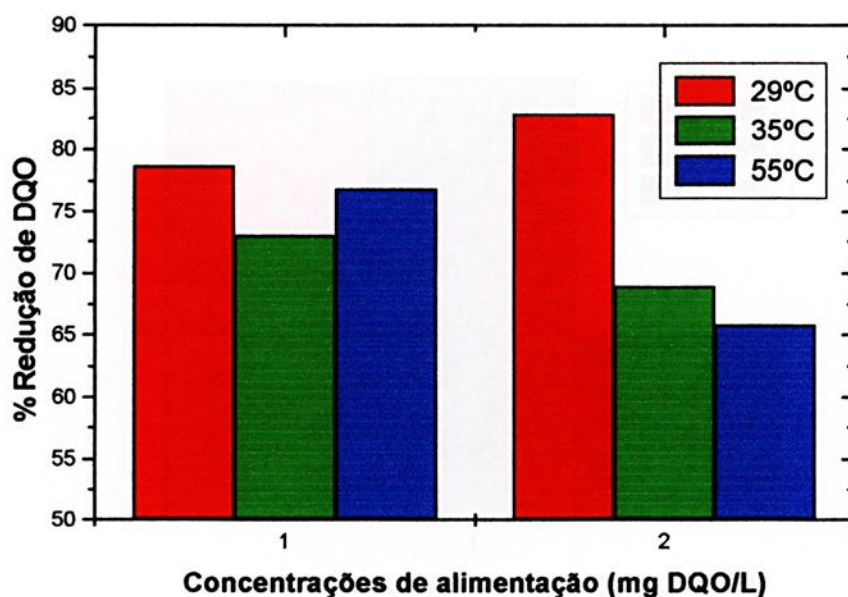


Figura 45. Eficiências de redução de DQO em diferentes concentrações, sendo 1- 4700 e 2- 6500 mg DQO L⁻¹.

- 29°C, 45°C e 55°C:

Comparando-se as temperaturas 29°C, 45°C e 55°C na concentração de 2000 mg DQO L⁻¹ (Figura 46) verifica-se que as melhores eficiências também situaram-se à 29°C e 45°C, sendo que estas não apresentaram diferenças significativas entre si.

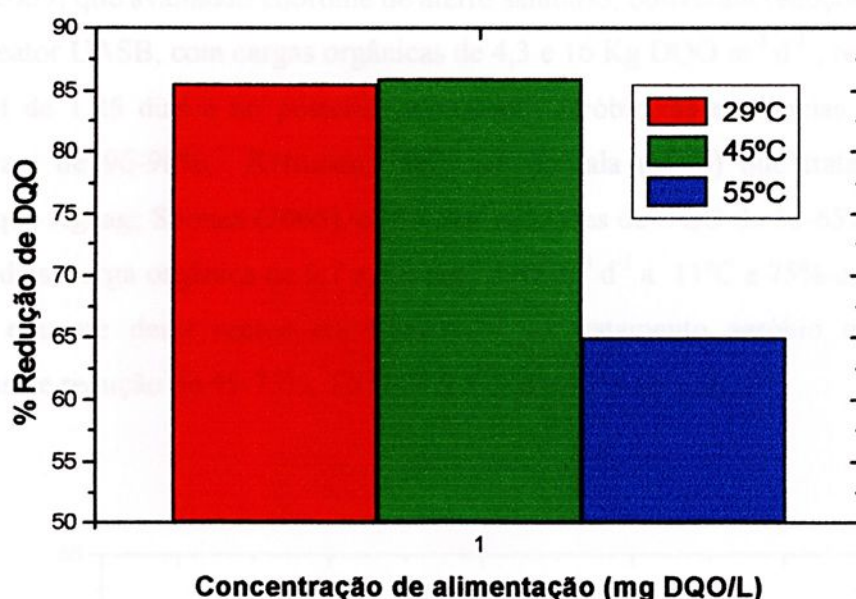


Figura 46. Eficiências de redução de DQO, em diferentes temperaturas, à concentração de 2000 mg DQO L⁻¹.

Verifica-se, portanto, que o melhor desempenho dos reatores ocorreu, em sua maioria, à temperatura de 29°C, sendo a eficiência de redução de DQO superior a 82%.

5.3. Tratamento misto

Para este experimento, conforme item 4.3.3, o afluente dos reatores anaeróbios foi a manipueira a diferentes concentrações (4800, 5100, 5500, 6500 e 7000 mg DQO L⁻¹), e o afluente do tratamento aeróbio foi o efluente dos reatores anaeróbios. Os reatores anaeróbios foram mantidos à 35°C e o aeróbio à 26°C.

Com esta concentração na alimentação variando de 4800 a 7000 mg DQO L⁻¹ obteve-se uma eficiência de redução de DQO de 61,5 a 83%, conforme Figura 47, sendo a maior eficiência para concentração de 5500 mg DQO L⁻¹ enquanto que a menor se deu em 7000 mg DQO L⁻¹. Estes dados estão semelhantes aos encontrados em Sponza; Is (2005) que obtiveram de 61-98% de reduções de DQO tratando água residuária sintética com TRH de 3 dias e superiores aos encontrados por O'Neill et al. (1999) que obtiveram

eficiência máxima de 70% tratando efluente de indústria têxtil, com TRH de 1 dia; Agdag; Sponza (2005) que avaliando chorume de aterro sanitário, obtiveram reduções de 58-79% e 80% no reator UASB, com cargas orgânicas de 4,3 e 16 Kg DQO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$, respectivamente, com TRH de 1,25 dias e no posterior tratamento aeróbio, as eficiências de redução de DQO foram de 96-98%; Kettunen; Hoilijoki; Rintala (1996) que tratando o mesmo resíduos que Agdag; Sponza (2005), obtiveram reduções de DQO de 60-65% com TRH de 1,5 a 2,0 dias, carga orgânica de 0,7 a 1,5 Kg DQO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$ a 11°C e 75% com 10 horas de TRH, o efluente deste reator era submetido ao tratamento aeróbio que apresentou eficiências de redução de 45-75%, TRH de 2,5 dias e A/M de 0,20 d^{-1} .

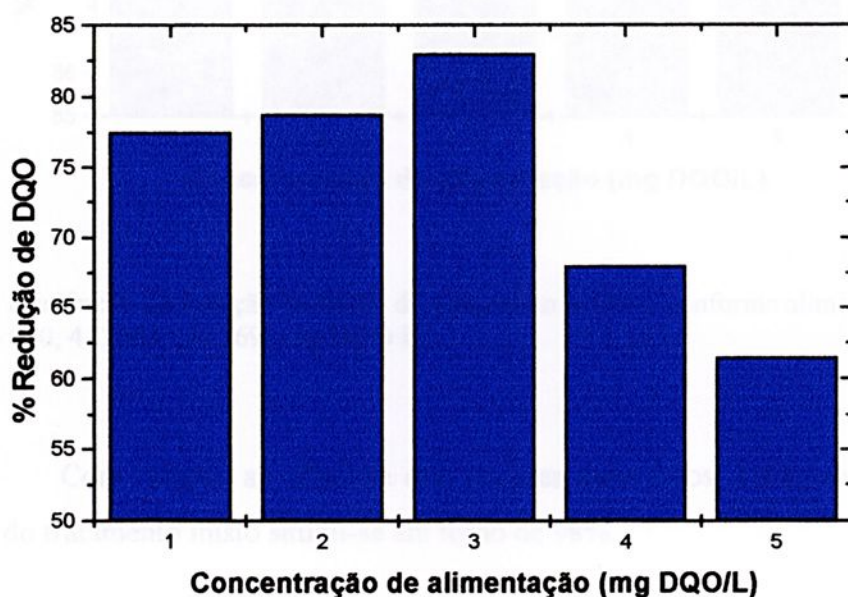


Figura 47. Eficiências de redução de DQO, do tratamento anaeróbio, conforme alimentação: 1- 4800; 2- 5100; 3- 5500; 4- 6500 e 5- 7000 mg DQO L^{-1} .

Neste tipo de tratamento, o pH de entrada variou entre 6,5 a 8,0 conforme a necessidade de ajustes na relação acidez/alcalinidade, que situou-se entre 0,09 a 0,31, com um pH de saída entre 6,7 a 8,2, estando estes valores de acordo com a literatura.

Para o tratamento aeróbio, utilizaram-se as saídas homogeneizadas dos reatores anaeróbios mantidos à 35°C, sendo suas concentrações de 1083, 1080, 940, 2080 e

2693 mg DQO L⁻¹. O reator obteve ótimas eficiências de redução de DQO (Figura 48), conforme efluente do reator anaeróbico, tendo uma média de 93,2%.

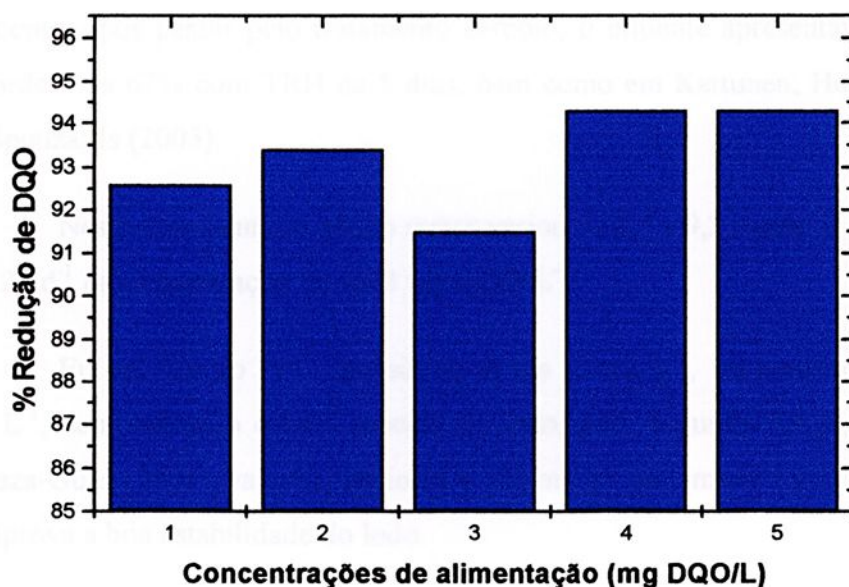


Figura 48. Eficiências de redução de DQO, do tratamento aeróbio, conforme alimentação: 1- 1083; 2- 1080; 3- 940; 4- 2080 e 5- 2693 mg DQO L⁻¹.

Com relação ao afluente dos reatores anaeróbios, conforme Tabela 07, a eficiência do tratamento misto situou-se em torno de 98%.

Tabela 06. Eficiências de redução de DQO (%) do tratamento misto.

DQO inicial (mg DQO L ⁻¹)	DQO final (mg DQO L ⁻¹)	% Redução total
4800	80,1	98,3
5100	71,3	98,6
5500	79,9	98,6
6500	118,6	98,2
7000	153,5	97,8

Estes dados estão superiores aos encontrados por Del Pozo; Diez (2003) que estudaram o tratamento misto de água residuária de abatedouro avícola com uma carga orgânica de 0,39 a 0,72 Kg DQO m⁻³ d⁻¹ com eficiência de remoção de DQO de 85-92%

em um TRH de 1,2 a 6,1 dias no tratamento aeróbio e 0,69 a 3,5 dias no anaeróbio; Aggelis; Gaval; Lyberatos (2001), tratando água residuária de indústria de azeitonas, obtiveram de 37,4 e 48,9% de eficiência de redução de DQO com TRH de 50 dias e carga orgânica de 0,33 e 0,47g DQO L⁻¹ d⁻¹, respectivamente, no tratamento anaeróbio. Posteriormente, após passar pelo tratamento aeróbio, o efluente apresentava reduções de DQO da ordem de 67% com TRH de 5 dias; bem como em Kettunen; Hoilijoki; Rintala (1996) e Sponza; Is (2005).

Neste tratamento, o pH do reator variou de 8,5 a 9,2 e obteve-se uma relação A/M de 0,22 d⁻¹ na concentração de 1083 mg DQO L⁻¹.

Em relação ao IVL, este situou-se em 32 mL.g⁻¹, na concentração de 1083 mg DQO L⁻¹, demonstrando o bom aspecto do lodo, pois, segundo Kargi; Uygur (2002) Apud Umsza-Guez (2004), valores inferiores a 100 mL.g⁻¹ podem ser considerados ótimos, o que comprova a boa estabilidade do lodo.

Analisando-se os valores obtidos para as velocidades de sedimentação (Figura 49) do experimento realizado com alimentação de 1083 mg DQO L⁻¹, verifica-se que o lodo estava com uma ótima velocidade, principalmente, nos primeiros 5 minutos e, após, tendeu à estabilidade.

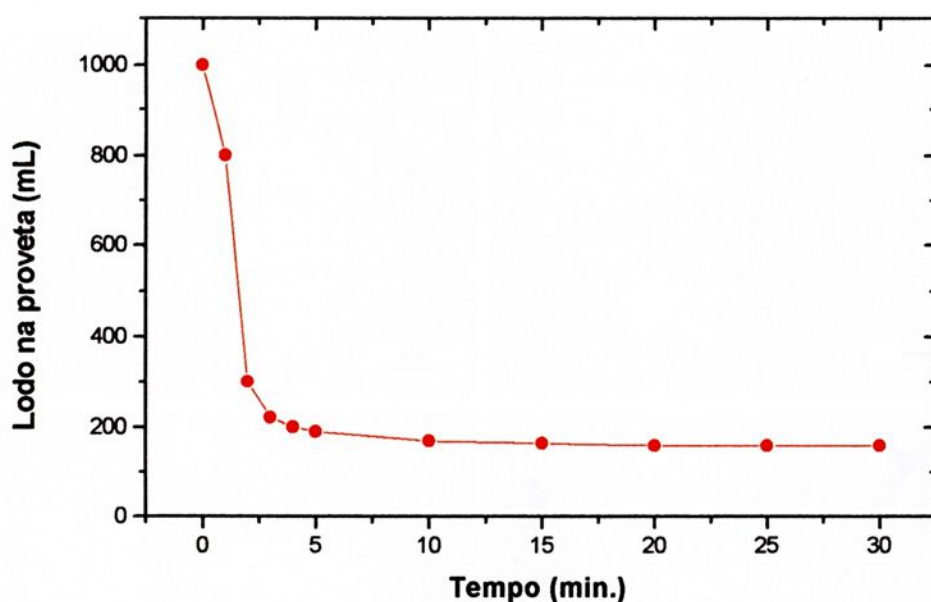


Figura 49. Perfil da velocidade de sedimentação do lodo com uma concentração de alimentação de $1080 \text{ mg DQO L}^{-1}$.

Segundo Chang; Hao (1996) e Jang et al. (2003), a eficiência média de um RBS para a remoção da carga orgânica varia de 89-95%. Portanto, através deste experimento, demonstra-se que o tratamento misto (anaeróbio e posterior aeróbio) é de extrema importância quando as eficiências do tratamento anaeróbio estão abaixo das esperadas, entre 60-70%, verificando que obtêm-se, no tratamento aeróbio, eficiências de redução de DQO superiores às encontradas na literatura.

5.4. Microbiologia dos reatores anaeróbios

Na figura 50, são mostrados os microrganismos presentes nos reatores anaeróbios em funcionamento.

Os inóculos encontravam-se totalmente adaptados ao substrato, considerando a microfauna estável.

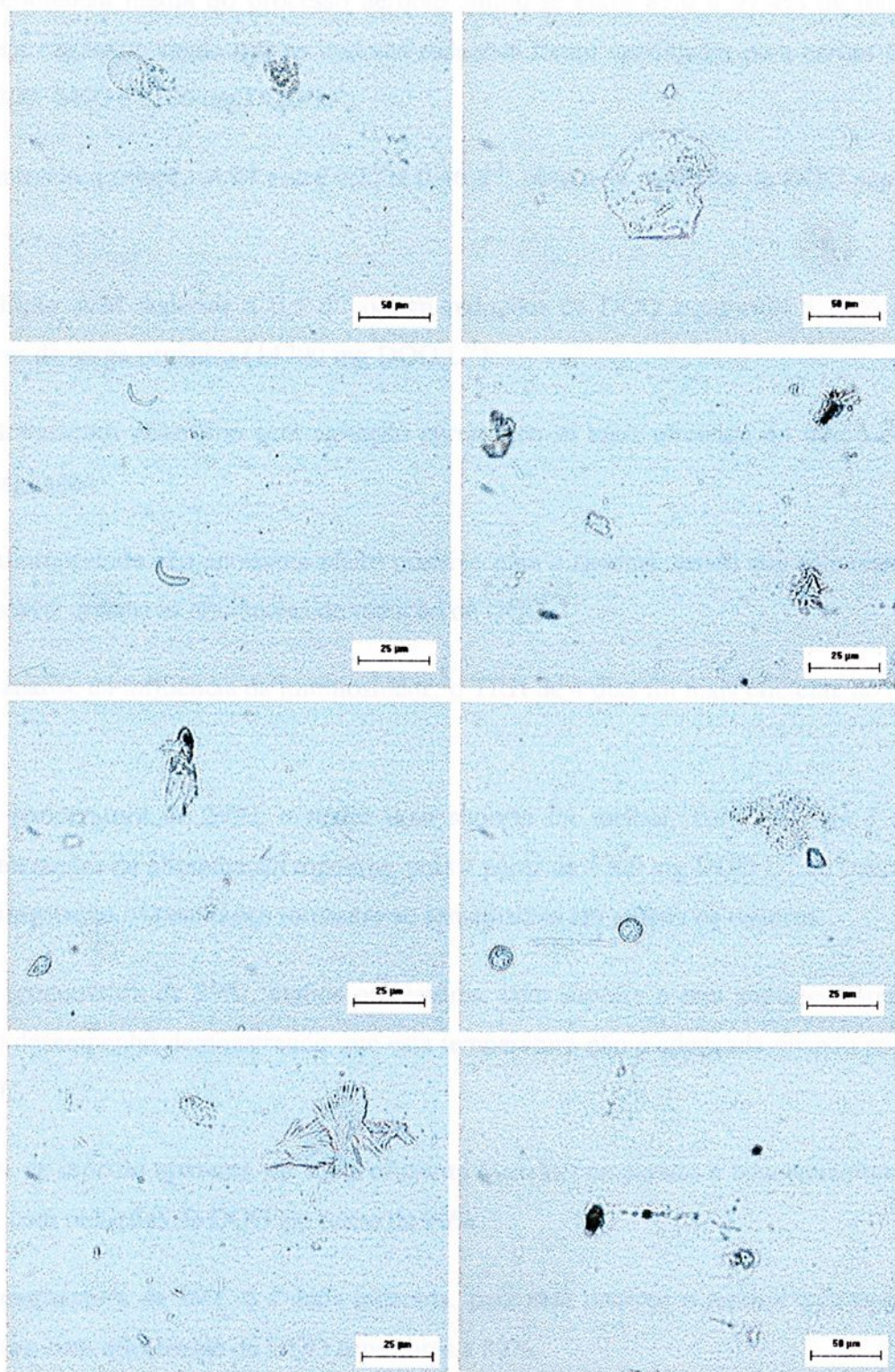


Figura 50. Microbiologia dos reatores anaeróbios.

6. CONCLUSÕES

- A eficiência média do processo aeróbio situou-se entre 87,0 a 97,4% de remoção de matéria orgânica, sendo que as maiores reduções foram verificadas para cargas orgânicas de 1800, 2400 e 3100 mg DQO L⁻¹.
- Mantendo a relação A/M entre 0,27 a 0,46 d⁻¹, obtêm-se reduções de DQO superiores a 95%.
- Relação A/M superior a 0,5 d⁻¹ obtém reduções de DQO superiores a 92% até altos valores de carga orgânica (14700 mg DQO L⁻¹).
- O tratamento anaeróbio sem agitação apresentou-se mais eficiente do que o anaeróbio com agitação.
- A luminosidade não apresenta efeito positivo para o sistema, sendo que este reator torna-se instável quanto às eficiências de redução de DQO.
- Na análise da influência da luminosidade, o TRH de 4 dias foi mais eficiente do que 5 e 3 dias.
- Na temperatura de 29°C, o reator com suporte foi melhor, com TRH de 3 dias, em concentrações de alimentação menores, pois a partir de 5700 mg DQO L⁻¹ de concentração de alimentação os resultados tornaram-se semelhantes em ambos os reatores.
- Na temperatura de 35°C, ambos os reatores, com suporte e sem suporte, apresentaram baixo desempenho demonstrando que esta temperatura não é adequada quando comparada a 29°C.
- 25% de inóculo aparenta ser mais eficiente quando comparado a concentrações de 10 e 50%, com reduções de DQO em torno de 96%.
- A temperatura de 29°C é a mais indicada, pois nela ocorreu o melhor desempenho dos reatores, com eficiências de DQO superiores a 82%.
- O tratamento misto é extremamente adequado, com reduções de DQO em torno de 93%, em relação ao efluente do tratamento anaeróbio, e em torno de 98% com relação ao afluente.



7. SUGESTÕES PARA PRÓXIMOS TRABALHOS

- Efetuar o estudo da geração de biogás (quantidade produzida e composição) conforme a variação da carga orgânica e da temperatura;
- Verificar a utilização de novos reatores tais como leito fluidizado e pistonado, além de outros tipos de suporte tanto no tratamento anaeróbio como no aeróbio;
- Realizar a análise da velocidade de formação e consumo de ácidos orgânicos durante o processo anaeróbio;
- Aprofundar os estudos do processo anaeróbio, visando a redução do TRH;
- Avaliar o tratamento da manipueira em diferentes concentrações, através do processo contínuo, tanto aeróbio como misto;
- Efetuar estudos objetivando a redução do TRH no processo aeróbio e misto, tanto no sistema contínuo como em batelada seqüencial;
- Identificar a microbiota presente ao longo do interior dos reatores anaeróbios estudados.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABAM – Associação brasileira dos produtores de amido de mandioca. Disponível em: <<http://www.abam.com.br>>. Acesso em 22 de junho de 2005.

AGDAG, O.N.; SPONZA, D.T. Anaerobic/aerobic treatment of municipal landfill leachate in sequential two-stage up-flow anaerobic sludge blanket reactor (UASB)/completely stirred tank reactor (CSTR) systems. *Process Biochemistry*, 40, 2005, 895-902.

AGGELIS, G.G.; GAVAL, H.N.; LYBERATOS, G. Combined and separate aerobic and anaerobic biotreatment of green olive debittering wastewater. *J. Agric. Engng. Res.*, 80 (3), 2001, 283-292.

AMORIM, A.C. Caracterização dos dejetos de caprinos: reciclagem energética e de nutrientes. Jaboticabal, 2002, 115f. Dissertação (Mestrado em Produção Animal). Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista.

ANNACHHATRE, A.P. Anaerobic treatment of industrial wastewaters. *Resources, Conservation and Recycling*, 16, 1996, 161-166.

ANDERSON, G.K.; KASAPGIL, B.; INCE, O. Microbiological study of two-stage anaerobic digestion during start-up. *Water Research*, 28 (11), 1994, 2383-2392.

ANRAIN, E. Estudo sobre a aplicabilidade de reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo no tratamento de efluentes de fecularia. São Carlos, 1983, 119p. (Dissertação – Mestrado), Escola de Engenharia de São Carlos, USP.

APHA- STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER. 19th ed. American Public Health Association / American Water Works Association / Water Environment Federation, Washington, DC, USA, 1995.

BARANA, A.C. Estudo da carga orgânica de manipueira na fase metanogênica de reator anaeróbio de fluxo ascendente e leito fixo. Botucatu, 1995, 95f. Dissertação (Mestrado em Agronomia – Energia na Agricultura). Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista.



BARANA, A.C. Avaliação de tratamento de manipueira em biodigestores fase acidogênica e metanogênica. Botucatu, 2000, 95f. Tese (Doutorado em Agronomia – Energia na Agricultura). Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista.

BEUN, J.J.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M; HEIJNEN, J.J. Aerobic granulation in a sequencing batch airlift reactor. *Water Research*, 36, 2002, 702–712.

BORJA, R. Effect of organic loading rate on anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in a fluidised-bed reactor. *Bioresource Technology*, 1995, 157-162.

BORZACCONI, L.; LÓPEZ, I.; VIÑAS, M. Application of anaerobic digestion to the treatment of agroindustrial effluents in Latin America. *Water Science Technology*, 32 (12), 1995, 105-111.

CAMPOS, S. C. B. Digestão anaeróbia da vinhaça sob condições operacionais de elevada acidez e baixa alcalinidade. 1987, 111f. Dissertação (Mestrado em Agronomia), Universidade Estadual Paulista, Botucatu, Brasil.

CEREDA, M.P. Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca. São Paulo, 2000. (Série Culturas de Tuberosas Amiláceas Latino Americanas - Fundação Cargill), 320p.

CETESB. Treinamento prático especializado – Microbiologia da digestão anaeróbia. São Paulo, 1984, 36p.

CETESB. Caracterização de efluentes de indústria de farinha de mandioca. São Paulo, 1994, 53p.

CHANG, C. H.; HAO, O. J. Sequencing batch reactor system for nutrient removal: ORP and pH profiles. *J. Chem. Technol. Biotechnology*, 67, 1996, 27-38.

CHAIPRASERT, P.; SUVAJITTANONT, W.; SURARAKSA, B.; TANTICHAROEN, M.; BHUMIRATANA, S. Nylon fibers as supporting media in anaerobic hybrid reactors: it's effects on system's performance and microbial distribution. *Water Research*, 37, 2003, 4605-4612.

CHERNICHARO, C.A.L. Reatores Anaeróbios. Belo Horizonte: Depto. Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, 1997, 246p.

CUBAS, S.A.; FORESTI, E.; RODRIGUES, J.A.; RATUSZNEI, S.M.; ZAIAT, M. Influence of liquid-phase mass transfer on the performance of a stirred anaerobic sequencing batch reactor containing immobilized biomass. *Biochemical Engineering Journal*, 14, 2004, 99-105.

DEL BIANCHI, V.L. Balanço de massa e de energia do processamento de farinha de mandioca em uma empresa de médio porte do estado de São Paulo. Botucatu, 1998, 118f. Tese (Doutorado em Agronomia). Faculdade de Ciências Agronômicas, Universidade Estadual Paulista.

DEL POZO, R.; DIEZ, V.; BELTRÁN, S. Anaerobic pre-treatment of slaughterhouse wastewater using fixed-film reactors. *Bioresource Technology*, 71, 2000, 143-149.

DEL POZO, R.; DIEZ, V. Organic matter removal in combined anaerobic-aerobic fixed-film bioreactors. *Water Research*, 37, 2003, 3561-3568.

DITCHFIELD, P. Industrial waste water treatment: the anaerobic alternative. *Trends in Biotechnology*, 4 (12), 1986, 309-313.

EL-GOHARY, F. A., NARS, F. A., ALY, H. I. Cost-effective pre-treatment of food-processing industrial wastewater. *Water Science Technology*, 40, 1999, 17-24.

EL-MASHAD, H.M.; ZEEMAN, G.; VAN LOON, W.K.P.; BOT, G.P.A.; LETTINGA, G. Effect of temperature and temperature fluctuation on thermophilic anaerobic digestion of cattle manure. *Bioresource Technology*, 95 (2), 2004, 191-201.

EMBRAPA MANDIOCA E FRUTICULTURA. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Disponível em: < <http://www.cnpmf.embrapa.br>>. Acesso em 22 de junho de 2005.

FEIDEN, A. Tratamento de águas residuárias de indústria de fécula de mandioca através de biodigestor anaeróbio com separação de fases em escala piloto. 2001, 120f. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na agricultura)- Faculdade de Ciências Agronômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu.



GÁLVEZ, J.M.; GÓMEZ, M.A.; HONTORIA, E.; GONZÁLES-LÓPES, J. Influence of hydraulic loading and air flowrate on urban wastewater nitrogen removal with a submerged fixed-film reactor. *Journal of Hazardous Materials*, 101 (2), 2003, 219-229.

HARDOIM, P. C. Efeito da temperatura de operação e da agitação mecânica na eficiência da biodigestão anaeróbia de dejetos de bovinos. Jaboticabal, 1999, 88f. Tese (Doutorado em Produção Animal). Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista.

HIEN, P.G.; OANH, L.T.K.; VIET, N.T.; LETTINGA, G. Closed wastewater system in the tapioca industry in Vietnam. *Water Science and Technology*, 39 (5), 1999, 89-96.

JANG, A.; YOON, Y.H.; KIM, K.S.; BI SHOP, P.L. Characterization and evaluation of aerobic granules in sequencing batch reactor. *Journal of Biotechnology*, 105, 2003, 71-82.

JORNAL DA CIÊNCIA. Mandioca, a última fronteira? Disponível em <http://www.jornaldaciencia.org.br>. Acesso em 14 de maio de 2005.

JOU, C.H.G.; HUANG, G.G. A pilot study for oil refinery wastewater treatment using a fixed-film bioreactor. *Advances in Environmental Research*, 7, 2003, 463-469.

KETTUNEN, R.H.; HOILIJOKI, T.H.; RINTALA, J.A. Anaerobic and sequential anaerobic-aerobic treatments of municipal landfill leachate at low temperatures. *Bioresource Technology*, 58, 1996, 31-40.

LACERDA, T.H.M. Estudo cinético da fase metanogênica de substrato de manipueira. Botucatu, 1991, 91f. Tese (Doutorado em Agronomia). Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista.

LAPINSKI, J.; TUNNACLIFFE, A. Reduction of suspended biomass in municipal wastewater using bdelloid rotifers. *Water Research*, 37, 2003, 2027-2034.

LAZAROVA, V.; MANEM, J. Biofilm characterization and analysis in water and wastewater treatment. *Water Research*, 29 (10), 1995, 2227-2245.

LO, K.V.; LIAO, P.H.; GAO, Y.C. Anaerobic treatment of swine wastewater using hybrid UASB reactors. *Bioresource Technology*, 47, 1994, 153-157.

LOMAS, J.M.; URBANO, C.; CAMARERO, L.M. Influence of recirculation flow in a pilot scale down flow stationary fixed film anaerobic treating piggery slurry. *Biomass and Bioenergy*, 18, 2000, 421-430.

LORENZI, J.O.; PERESSIN, V.A. Toxicidade da mandioca, resíduos de fábrica de farinha, utilização e eliminação de resíduos. Secretaria de Agricultura e Abastecimento. Parecer Técnico, REG. C.I.A. nº 2501/89, Campinas (SP), 1989.

LORENZI, J.O.; DIAS, C.A C. Cultura da Mandioca. Secretaria de Agricultura e Abastecimento. Boletim Técnico (CATI) nº 211, Campinas (SP), 1993, 1-7.

LOW, E. W.; HOWARD, A.C.; MILNER, M.G.; CURTIS, T.P. Uncoupling of metabolism to reduce biomass production in activated sludge process. *Water Research*, 34 (12), 2000, 3204-3212.

LUCAS JR., J. Algumas considerações sobre o uso do estrume de suínos como substrato para três sistemas de biodigestores anaeróbios. Jaboticabal, 1994. 137p. Tese (Livro-Docência Construções Rurais) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista.

MASSÉ, D.I.; MASSE, L. The effect of temperature on slaughterhouse wastewater treatment in anaerobic sequencing batch reactors. *Bioresource Technology*, 2001, 76, 91-98.

NITSCHKE, M.; PASTORE, G.M. Production and properties of a surfactant obtained from *Bacillus subtilis* grown on cassava wastewater. *Bioresource Technology*, 2005, In Press.

NOGUEIRA, L.A.H. Biodigestão: a alternativa energética. São Paulo: Nobel, 1986. 93p.

NUNES, E.; GABLE, G.; MARTINS, L. Mandioca. Disponível em <<http://uvnt.universidadevirtual.br/ciencias/atualidades/mandioca.htm>>. Acesso em 22 de junho de 2005.

OLIVEIRA, M.A.; REIS, E.M.; NOZAKI, J. Biological Treatment of Wastewater from the Cassava Meal Industry. *Environmental Research*, Section A 85, 2001, 177-183.

O'NEILL, C.; HAWKES, F.R.; HAWKES, D.L.; ESTEVES, S.; WILCOX, S.J. Anaerobic-aerobic biotreatment of simulated textile effluent containing varied ratios of starch and azo dye. *Water Research*, 34 (8), 2000, 2355-2361.

ORTEGA, F. S.; ROCHA, K.M.; ZAIAT, M.; PANDOLFELLI, V.C. Aplicação de espumas cerâmicas produzidas via "gelcasting" em bioreator para tratamento anaeróbio de águas residuárias. *Cerâmica*, 47, nº 304, 2001, São Paulo.

PAULA JR., D.R. de. Processos anaeróbios para tratamento de efluentes: fundamentos e aplicações. In: IV SHEB - IV SEMINÁRIO DE HIDRÓLISE ENZIMÁTICA DE BIOMASSAS, Maringá-PR, Brasil, Anais..., 1996, 127-140.

PASSIG, F.H.; CAMPOS, J.R. Reator anaeróbio híbrido para o tratamento de esgoto sanitário. In: II SEMINÁRIO DO PROJETO TEMÁTICO: DESENVOLVIMENTO, ANÁLISE, APRIMORAMENTO E OTIMIZAÇÃO DE REATORES ANAERÓBIOS PARA TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS, UFSCar - São Carlos-SP, Brasil, Anais..., 2003, 233-237.

PATEL, H.; MADAMWAR, D. Effects of temperatures and organic loading rates on biomethanation of acidic petrochemical wastewater using an anaerobic upflow fixed-film reactor. *Bioresource Technology*, 82 (1), 2002, 65-71.

PAWLOWSKY, U. Curso de tratamento de efluentes industriais: industrialização da mandioca. Toledo, 1991, 26p.

PINHO, S.C.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Influence of agitation rate on the treatment of partially soluble wastewater in anaerobic sequencing batch biofilm reactor. *Water Research*, 38, 2004, 4117-4124.

POMPERMAYER, R.S.; PAULA JR., D.R. de. Estimativa do potencial brasileiro de produção de biogás através da biodigestão da vinhaça e comparação com outros energéticos. In: AGRENER' 2000, ENCONTRO DE ENERGIA NO MEIO RURAL, 3, Campinas: UNICAMP/SBEA, Trabalhos... , 2000, (paper nº 16_6) CD-ROM.

PONTE, J.J. Histórico das pesquisas sobre a utilização da manipueira (extrato líquido das raízes de mandioca) como defensivo agrícola. *Fitopatol. Venez*, 5 (1), 1992, 2-5.

RAO, A.G.; NAIDU, G.V.; PRASAD, K.K.; RAO, N.C.; MOHAN, S.V.; JETTY, A.; SARMA, P.N. Anaerobic treatment of wastewater with high suspended solids from a bulk drug industry using fixed film reactor (AFFR). *Bioresource Technology*, 96 (1), 2005, 87-93.

RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J.A.D.; CAMARGO, E.F.M.; RIBEIRO, R.; ZAIAT, M. Effect of feeding strategy on a stirred anaerobic sequencing fed-batch reactor containing immobilized biomass. *Bioresource Technology*, 90, 2003, 199-205.

RIEDEL, Y.M.Z.; GIMENES, M.L.; TAVARES, C.R.G. Transferência de oxigênio e parâmetros hidrodinâmicos em reator de leito fluidizado trifásico para tratamento de efluentes. In: IV SHEB - IV SEMINÁRIO DE HIDRÓLISE ENZIMÁTICA DE BIOMASSAS, Maringá-PR, Brasil, Anais..., 1996, 316-317.

SALVADÓ, H., GARCIA, M. P., AMIGÓ, J. M. Capability of ciliated protozoa as indicators of effluents quality in activated sludge plants. *Water Research*, 29 (4), 1995, 1041- 1050.

SAMPAIO, B. M. L. Viabilidade do processo de tratamento anaeróbio de resíduos da industrialização da mandioca em sistema de duas fases, 1996, 176f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química)- Universidade Estadual de Maringá, Maringá.

SANT'ANNA JR, G.L. Tratamento biológico de efluentes: ênfase em reatores de leito fluidizado trifásico. In: IV SHEB - IV SEMINÁRIO DE HIDRÓLISE ENZIMÁTICA DE BIOMASSAS, Maringá-PR, Brasil, Anais..., 1996, 114-126.

SARADA, R.; JOSEPH, R. Studies on factors influencing methane production from tomato-processing waste. *Bioresource Technology*, 47, 1994, 55-57.

SILVA, M.O.S.A. Análises físico-químicas para controle de estações de tratamento de esgotos. CETESB, 1977, 15-24.

SPONZA, D. T. Investigation of extracellular polymer substances (EPS) and physicochemical properties of different activated sludge flocs under steady-state conditions. *Enzyme and Microbial Technology*, 32, 2003, 375-385.

SPONZA, D.T.; IS, M. Toxicity and intermediates of C.I. Direct Red 28 dye through sequential anaerobic/aerobic treatment. *Process Biochemistry*, 40, 2005, 2735-2744.

STEIL, L. Avaliação do uso de inóculos na biodigestão anaeróbia de resíduos de aves de postura, frangos de corte e suínos. Araraquara, 2001. 108f. Dissertação (Mestrado em Biotecnologia) – Instituto de Química, Universidade Estadual Paulista.

STRONACH, S.M.; RUDD, T.; LESTER, J.N. Start-up of anaerobic bioreactors on high strength industrial wastes. *Biomass*, 13, 1987, 173-197.

TEMPS, W. C. A.; PAWLOWSKY, U. Lodo ativado seqüencial para tratamento de despejos de indústrias de refrigerantes. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Porto Alegre: ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais..., 2000, 1-7.

UMSA GUEZ, M.A. Tratamento aeróbio da manipueira por lodo ativado em batelada e batelada alimentada. São José do Rio Preto, 2004. 99f. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Ciência de Alimentos), Universidade Estadual Paulista, São José do Rio Preto, Brasil.

VON SPERLING, M. Lodos ativados. (Série Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, 4), Belo Horizonte: Depto de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, 1997, 416p.

WEILAND, P. Anaerobic digestion of solid and liquid agriculture and agroindustrial wastes. Engineering aspects and progress in reator design. In: CONFERENCIA INTERNACIONAL DE MECANIZACION AGRARIA, 21, SEMINARIO DE FAO-CNRE: TECNOLOGIA DE PRODUCCION DE BIOGAS, Zaragoza – Espanha, Anais..., Espanha: Asociacion Nacional de Ingenieros Agrônomos, 1989, 111-115.

YU, H.Q.; FANG, H.H.P. Acidogenesis of gelatin-rich wastewater in upflow anaerobic reactor: influence of pH and temperature. *Water Research*, 37 (1), 2003, 55-66.

YUAN, Z; BOGAERT, H.; VERSTRAETE, W. Reducing the size of a nitrifying activated sludge wastewater treatment plant by shortening the retention time of inert solids. *Water Research*, 34 (2), 2000, 539-549.



ZAIAT, M. desenvolvimento de reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) para tratamento de águas residuárias. São Carlos, 1996, 157f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.



