

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JULIO DE MESQUITA FILHO”
FACULDADE DE CIÊNCIAS AGRONÔMICAS
CÂMPUS DE BOTUCATU

**TRATAMENTO DE MANIPUEIRA DE FECULARIA EM
BIODIGESTOR ANAERÓBIO PARA DISPOSIÇÃO EM CORPO
RECEPTOR, REDE PÚBLICA OU USO EM FERTIRRIGAÇÃO**

PAULO HENRIQUE MENDONÇA PINTO

Dissertação apresentada à Faculdade de
Ciências Agronômicas da Unesp - Câmpus de
Botucatu, para obtenção do título de Mestre em
Agronomia (Energia na Agricultura)

BOTUCATU-SP
Agosto – 2008

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JULIO DE MESQUITA FILHO”
FACULDADE DE CIÊNCIAS AGRONÔMICAS
CÂMPUS DE BOTUCATU

**TRATAMENTO DE MANIPUEIRA DE FECULARIA EM
BIODIGESTOR ANAERÓBIO PARA DISPOSIÇÃO EM CORPO
RECEPTOR, REDE PÚBLICA OU USO EM FERTIRRIGAÇÃO**

PAULO HENRIQUE MENDONÇA PINTO

Orientador: Prof. Dr. Cláudio Cabello

Dissertação apresentada à Faculdade de Ciências Agronômicas da Unesp - Câmpus de Botucatu, para obtenção do título de Mestre em Agronomia (Energia na Agricultura).

BOTUCATU-SP
Agosto – 2008

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA SEÇÃO TÉCNICA DE AQUISIÇÃO E TRATAMENTO DA INFORMAÇÃO - SERVIÇO TÉCNICO DE BIBLIOTECA E DOCUMENTAÇÃO - UNESP - FCA - LAGEADO - BOTUCATU (SP)

P659t Pinto, Paulo Henrique Mendonça, 1970-
Tratamento de manipueira de fecularia em biodigestor anaeróbio para disposição em corpo receptor, rede pública ou uso em fertirrigação / Paulo Henrique Mendonça Pinto. - Botucatu : [s.n.], 2008.
xiii, 87 f. : il. color., gráfs., tabs.

Dissertação (Mestrado) -Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Ciências Agrônomicas, Botucatu, 2008
Orientador: Cláudio Cabello
Inclui bibliografia.

1. Biodigestor. 2. Manipueira. 3. Mandioca. 4. Fécula. 5. Efluente. I. Cabello, Cláudio. II. Universidade Estadual Paulista "Julio de Mesquita Filho" (Campus de Botucatu). Faculdade de Ciências Agrônomicas. III. Título.

**UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA “JÚLIO DE MESQUITA FILHO”
FACULDADE DE CIÊNCIAS AGRONÔMICAS
CAMPUS DE BOTUCATU**

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

**TÍTULO: “TRATAMENTO DE MANIPUEIRA DE FECULARIA EM BIODIGESTOR
ANAERÓBIO PARA DISPOSIÇÃO EM CORPO RECEPTOR, REDE
PÚBLICA OU USO EM FETIRRIGAÇÃO”**


ALUNO: PAULO HENRIQUE MENDONÇA PINTO

ORIENTADOR: PROF. DR. CLAUDIO CABELLO

Aprovado pela Comissão Examinadora



PROF. DR. CLAUDIO CABELLO



PROF. DR. WALDEMAR G. VENTURINI FILHO



PROF. DR. MÂNOEL LIMA DE MENEZES

Data da Realização: 06 de agosto de 2008.

Aos meus pais Vanda e José Augusto;

À minha irmã Jaqueline e minha sobrinha Júlia;

À minha Esposa Ana Lúcia.

Pelo apoio, estímulo e compreensão.

DEDICO

AGRADECIMENTOS

A Deus, pela vida e pelas oportunidades.

Os meus sinceros agradecimentos a todas as pessoas que, de alguma forma, colaboraram para a realização deste trabalho, e em especial:

Ao Prof^o Dr^o Cláudio Cabello, pela amizade, orientação e valiosa dedicação.

À Faculdade de Ciências Agronômicas (FCA), UNESP, Campus de Botucatu, pela oportunidade concedida para cursar e concluir o Mestrado.

Ao Centro de Raízes e Amidos Tropicais – CERAT pelo uso das estruturas durante a realização deste trabalho.

À Agro Industrial Tarumã Ltda nas pessoas do Sr Edinei Mendes e do Eng^o Jonas Arantes, pelo fornecimento da matéria-prima e, por permitir a realização dos ensaios na empresa.

À Indústria e Comércio de Produtos Alimentícios Ourominas Ltda, pelo fornecimento do lodo;
Aos amigos do CERAT, Eloneida, Alessandra, Priscila, Dra Magali, Tânia, Adriana, Diones, Douglas, Sergio e Irene e, ao Luis Henrique, pela ajuda nas análises.

SUMÁRIO

	PÁGINA
LISTA DE TABELAS	X
LISTA DE FIGURAS	XII
LISTA DE ABREVIATURAS	XIV
RESUMO	1
ABSTRACT	3
1 – INTRODUÇÃO	5
2 – REVISÃO DE LITERATURA	7
2.1 – Cultura da mandioca.....	8
2.2 – Composição da mandioca.....	8
2.3 – Panorama nacional da produção de mandioca	10
2.4 – Mercado consumidor	12
2.5 – Industrialização da mandioca	17
2.6 – Processamento da fécula de mandioca.....	17
2.7 – Subprodutos da produção de fécula	20
2.8 – Caracterização do efluente líquido	22
2.9 – Alternativas para o tratamento dos efluentes líquidos de fecularia	26
2.10 – Biodigestão anaeróbia	26
2.11 – Geração de energia através da digestão anaeróbia da manipueira	29
2.12 – Fatores interferentes na digestão anaeróbia	30
2.12.1 – Temperatura	30
2.12.2 – pH	30
2.12.3 – Acidez e alcalinidade	31
2.13 – Pesquisas em biodigestão de efluentes líquidos de fecularia	31
2.14 – Fertirrigação	34
2.15 - Legislação	35
3 – MATERIAL E MÉTODOS	42
3.1 – Local da pesquisa	42
3.2 – Matéria-prima	42

3.3 – Experimento	43
3.4 – Inóculo.....	43
3.5 – Caracterização da matéria-prima	44
3.6 – Conjunto de biodigestores	44
3.7 – Biodigestor acidogênico	45
3.8 – Biodigestor metanogênico	45
3.9 – Acompanhamento do processo.....	46
3.10 – Metodologia analítica	46
3.10.1 – Temperatura	46
3.10.2 – Determinação do potencial hidrogeniônico (pH).....	47
3.10.3 – Determinação da acidez volátil (AV).....	47
3.10.4 – Determinação da alcalinidade total (AT)	47
3.10.5 – Demanda bioquímica de oxigênio (DBO)	47
3.10.6 – Demanda química de oxigênio (DQO)	48
3.10.7 – Sólidos totais (ST).....	48
3.10.8 – Sólidos voláteis (SV).....	48
3.10.9 – Sólidos fixos (SF)	48
3.10.10 – Sólidos sedimentáveis (SS).....	48
3.10.11 – Carbono orgânico total (COT).....	49
3.10.12 – Condutividade elétrica	49
3.10.13 – Determinação de metais, sulfatos, sulfetos, nitrogênio, fluoretos e substâncias solúveis em hexana.....	49
3.10.14 – Taxas de remoção	49
3.10.15 – Análise estatística	49
4 – RESULTADOS E DISCUSSÕES	50
4.1 – Caracterização da matéria-prima	50
4.2 – Caracterização da água de processo.....	53
4.3 – Controle e monitoramento dos reatores	55
4.3.1 – Caracterização do afluente do reator acidogênico	55
4.3.2 – Caracterização do efluente do reator acidogênico	56

4.3.3 – Caracterização do afluente do reator metanogênico	57
4.3.4 – Caracterização do efluente do reator metanogênico	57
4.3.5 – Redução da carga orgânica no reator acidogênico	58
4.3.6 – Redução da carga orgânica no reator metanogênico	60
4.3.7 – Redução da carga orgânica no conjunto de reatores	63
4.3.8 – Redução de sólidos voláteis (SV) e sólidos totais (ST) no conjunto de reatores...	66
4.4 – Avaliação do efluente tratado para disposição em corpo receptor	70
4.5 – Avaliação do efluente tratado para disposição em rede pública coletora de esgotos.....	73
4.6 – Avaliação do efluente tratado para uso em Fertirrigação	74
5 – CONCLUSÕES	79
6 – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	80

LISTA DE TABELAS

	Página
1 – Composição da raiz da mandioca	9
2 – Composição dos produtos sólidos do cultivo e processamento da mandioca.....	21
3 – Composição da água de lavagem das raízes de mandioca.....	23
4 – Composição máxima e mínima de águas de processamento de mandioca.....	25
5 – Concentração máxima de elementos permitidos em água de irrigação.....	37
6 – Caracterização de solos tratados com manipueira.....	41
7 – Indicação do número de coletas de amostras para a realização das análises de acompanhamento do processo.....	46
8 – Composição física e química média da manipueira da agroindústria do processamento da mandioca.....	51
9 – Composição da manipueira de fecularia segundo diversos autores.....	52
10 – Composição química da água afluyente ao processo.....	54
11 – Valores de carbono orgânico total (COT), tempo de retenção hidráulica (TRH), pH, temperatura, acidez volátil (AV), alcalinidade total (AT) e relação AV/AT em diferentes vazões do afluyente do reator acidogênico.....	55
12 – Valores de carbono orgânico total (COT), tempo de retenção hidráulica (TRH), pH, temperatura, acidez volátil (AV), alcalinidade total (AT) e relação AV/AT em diferentes vazões do efluente do reator acidogênico.....	56
13 – Valores de carbono orgânico total (COT), tempo de retenção hidráulica (TRH), pH, temperatura, acidez volátil (AV), alcalinidade total (AT) e relação AV/AT em diferentes vazões do afluyente do reator metanogênico.....	57
14 – Valores de carbono orgânico total (COT), tempo de retenção hidráulica (TRH), pH, temperatura, acidez volátil (AV), alcalinidade total (AT) e relação AV/AT em diferentes vazões do efluente do reator metanogênico.....	58
15 – Valores de redução da concentração de carbono orgânico total (COT) no reator acidogênico em função do tempo de retenção hidráulica (TRH).....	59
16 – Valores de redução da concentração de carbono orgânico total (COT) no reator metanogênico em função do tempo de retenção hidráulica (TRH).....	61

17 – Valores de redução da concentração de carbono orgânico total (COT) no conjunto de reatores em função do tempo de retenção hidráulica (TRH).....	63
18 – Valores de redução da concentração de sólidos voláteis e sólidos totais no reator acidogênico e metanogênico em do tempo de retenção hidráulica.....	66
19 – Caracterização do efluente tratado em comparação com a legislação estadual e federal.....	71
20 – Composição física e química do efluente após tratamento nos reatores acidogênico e metanogênico e os valores limites definidos por legislação para o lançamento em rede pública coletora de esgotos.....	74
21 – Composição física e química do efluente após tratamento nos reatores acidogênico e metanogênico e os valores limites recomendados pela FAO para uso em fertirrigação.....	76
22 – Parâmetros físicos e químicos adicionais de caracterização do efluente tratado para uso em fertirrigação.....	77

LISTA DE FIGURAS

	Página
1 – Distribuição das fecularias no Brasil.....	10
2 – Produção Brasileira de raízes de mandioca: Período 2006/2007.....	11
3 – Potencialidades do uso do amido no Brasil.....	13
4 – Evolução da produção brasileira de amido de mandioca.....	14
5 – Exportações Brasileiras de fécula de mandioca.....	15
6 – Exportações Brasileiras de amidos modificados.....	16
7 – Fluxograma de processamento da fécula de mandioca.....	18
8 – Fluxograma da digestão anaeróbia.....	27
9 – Lagoa de infiltração de efluentes de fecularia.....	35
10 – Lagoa impermeabilizada para armazenagem de manipueira.....	36
11 – Reatores de digestão anaeróbia.....	44
12 – Valores de pH da água de processo e da manipueira fresca.....	53
13 – Gráfico para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no reator acidogênico.....	59
14 – Gráfico das curvas de contorno para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no reator acidogênico.....	60
15 – Gráfico para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no reator metanogênico.....	62
16 – Gráfico das curvas de contorno para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no reator metanogênico.....	62
17 – Gráfico para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no conjunto de reatores.....	65
18 – Gráfico das curvas de contorno para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no conjunto de reatores.....	65
19 – Gráfico para os valores de concentração de sólidos totais no efluente em função da vazão de alimentação e concentração de sólidos totais do afluente no conjunto de reatores..	68

20 – Gráfico das curvas de contorno para os valores de concentração de sólidos totais do efluente em função da vazão de alimentação e da concentração de sólidos totais do afluente no conjunto de reatores.....	68
21 – Gráfico para os valores de concentração de sólidos voláteis no efluente em função da vazão de alimentação e concentração de sólidos voláteis do afluente no conjunto de reatores.....	69
22 – Gráfico das curvas de contorno para os valores de concentração de sólidos voláteis do efluente em função da vazão de alimentação e da concentração de sólidos voláteis do afluente no conjunto de reatores.....	69

LISTA DE ABREVIATURAS

ABAM – Associação Brasileira dos Produtores de Amido de Mandioca
AV – Acidez volátil;
AT – Acides total;
Bé – Grau Baumé;
CETESB – Companhia Estadual de Saneamento Ambiental;
CONAMA – Conselho Nacional de Meio Ambiente;
CONAB – Companhia Nacional de Abastecimento;
COT – Carbono orgânico total;
CV – Coeficiente de variação;
DBO – Demanda bioquímica de oxigênio;
DQO – Demanda química de oxigênio;
IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística;
FAO – Food and Agriculture Organization of the United Nations;
MO – Matéria orgânica;
pH – Potencial hidrogeniônico;
ppm – Partes por milhão;
SECEX - Secretaria de Comércio Exterior;
SS – Sólidos Sedimentáveis;
ST – Sólidos totais;
SV – Sólidos voláteis;
TRH – Tempo de retenção hidráulica;
UASB – *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*: Reator Anaeróbio de manta de lodo;

RESUMO

O objetivo do presente trabalho foi avaliar a eficiência do tratamento da manipueira de extração de fécula de mandioca, em separado da água de lavagem das raízes, através de biodigestores anaeróbios de fluxo ascendente, com separação das fases, sem controle de temperatura ou adição de produtos químicos e, avaliar sua adequabilidade, através das suas características físicas e químicas para lançamento em corpo receptor, sistema público coletor de esgotos ou, aplicação em processo de fertirrigação. Depois dos reatores estabilizados, foram realizados ensaios variando a vazão de alimentação com 8,0; 12,0 e 16,0 Ld^{-1} , correspondentes a um tempo de retenção hidráulica de 8,17; 5,44 e 4,08 dias respectivamente. Os melhores resultados para redução da carga orgânica foram obtidos com os tempos de retenção hidráulica (TRH) de 8,17 e 5,44 dias com eficiências médias de 89,8 e 80,9% respectivamente. As características físicas e químicas dos efluentes tratados foram comparadas com os valores estabelecidos na legislação estadual, federal e, com os parâmetros utilizados pelo órgão ambiental fiscalizador. Os resultados obtidos mostraram que o efluente tratado atende parcialmente aos requisitos legais para o lançamento em corpos receptores, devido ao teor elevado de nitrogênio amoniacal. Por outro lado, foram atendidos integralmente os requisitos legais para o lançamento na rede pública coletora de esgotos. O efluente tratado não atendeu às recomendações requeridas pelo órgão ambiental fiscalizador para a sua disposição através de processo de fertirrigação devido aos teores elevados de ferro (Fe^{++}) e de fluoretos (F^-). Considerando os resultados obtidos, concluímos que, devido à simplicidade do

sistema utilizado, com a implantação de melhorias como um pós tratamento, poderiam ser atingidos os parâmetros que atenderiam integralmente a legislação.

Palavras chave: Biodigestão, manipueira, mandioca.

TREATMENT OF CASSAVA STARCH WASTEWATER THROUGH A ANAEROBIC BIODIGESTER TO LAUNCHING ON RIVER, PUBLIC SYSTEM OF SEWERS OR USE IN FERTIRRIGATION

Botucatu, 2008, 87p.

Dissertação (Mestrado em Agronomia/Energia na Agricultura) – Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista.

Author: PAULO HENRIQUE MENDONÇA PINTO

Adviser: Prof^o Dr. CLAUDIO CABELLO

ABSTRACT

The aim of this paper was to evaluate the efficiency of the treatment of cassava wastewater, separately from the root washing water, by means of ascending flux anaerobic biodigesters, with separation of the phases, without temperature control or addition of chemical products and to evaluate its suitability by means of its physical and chemical characteristics for throwing in receiving body, public sewage system or application in fertilization and irrigation. After reactors had been stabilized, essays were conducted varying feeding flow with 8.0, 12.0 and 16.0 Ld⁻¹, corresponding to a hydraulic retention time of 8.17, 5.44 and 4.08 days, respectively. The best reduction for organic load reduction were obtained

with hydraulic retention times (HRT) of 8.17 and 5.44 days with mean efficiencies of 89.8 and 90.9%, respectively. Physical and chemical characteristics of treated effluents were compared with the values established in the current state and federal legislation and with the parameters used by the environmental supervising organ. The results we obtained showed that the treated effluent partially meets the legal requirements for throwing in receiving bodies owing to high contents of ammonia nitrogen. On the other hand, legal requirements were fully met to throw effluents into the public sewage system. The treated effluent did not fulfill the recommendations required by the environmental supervising organ for its disposal by means of fertilization and irrigation due to high concentrations of iron (Fe^{++}) and fluorides (F^-). Considering the results obtained, we conclude that, due to the simplicity of the system used, as improvements such as after-treatment are made, parameters fully obeying the legislation could be met.

Key words: Biodigestion, cassava wastewater, cassava.

1. INTRODUÇÃO

A mandioca desempenha um importante papel na dieta alimentar dos brasileiros pelo seu elevado valor energético. O Brasil aparece como um dos maiores produtores e consumidores desta raiz.

O processamento industrial da mandioca gera quantidades significativas de resíduos que causam sérios problemas ambientais. Indústrias de médio e grande porte chegam a processar 300 toneladas de mandioca por dia, gerando grandes quantidades de resíduos sólidos e líquidos.

Os resíduos sólidos são constituídos basicamente de cascas, fibras, bagaço e outros materiais sólidos que, não são vistos como problema ambiental, pois usualmente são utilizados como complemento na alimentação animal.

O resíduo líquido gerado é comumente chamado de “manipueira” ou água de extração de fécula, com um volume médio de 2,6m³ de água de lavagem e 3,6m³ de água de extração de fécula por tonelada de mandioca processada. Além do grande volume gerado, este resíduo apresenta um elevado teor poluente devido à presença de carboidratos, açúcares solúveis, matérias graxas e mucopolissacarídeos. Em menores proporções o ácido cianídrico proveniente da hidrólise de glicosídeo cianogênico presentes na mandioca.

A magnitude do problema depende da capacidade do processamento, e também do número de indústrias localizadas nas mesmas bacias hidrográficas.

A disposição de efluentes líquidos sem tratamento prévio, diretamente no ambiente ainda é uma prática encontrada, porém não mais aceita pelos órgãos ambientais, obrigando as empresas a adotarem medidas para a solução deste problema. Entre estas medidas, podem ser citadas a redução das quantidades dos resíduos gerados, utilização de tecnologias que permitam gerar resíduos menos poluentes, tratamento adequado dos resíduos antes da disposição no meio ambiente e, o aproveitamento dos resíduos como subprodutos ou co-produtos para aproveitamento em outras atividades.

A preocupação com o elevado consumo de água e a geração de grandes volumes de efluentes somado às exigências legais tem obrigado as empresas a reavaliar seus processos de forma a melhorar a eficiência, maximizar o aproveitamento de recursos e dispor adequadamente seus resíduos.

Apesar da disponibilidade de vários sistemas para o tratamento de efluentes líquidos, a indústria da mandioca faz parte de um segmento que ainda não permite grandes investimentos em tecnologia para o tratamento dos seus efluentes e, existe outra preocupação com o pós tratamento, pois a grande maioria das empresas está instalada em áreas rurais, distante de corpos hídricos com capacidade para recepção de despejos, restando como alternativa a disposição em solo através de fertirrigação.

As pesquisas sobre tratamento de efluentes de agroindústrias têm mostrado que os processos biológicos são considerados uma alternativa para o tratamento de resíduos gerados pelas feculárias, de forma simples e econômica.

O objetivo do presente trabalho foi estudar a eficiência do tratamento da manipueira em biodigestores anaeróbios de fluxo ascendente e, avaliar as opções para a destinação final do efluente tratado: disposição em corpo receptor de água, sistema público coletor de esgotos ou uso em processo de fertirrigação.

O sistema proposto foi simples e de baixo custo operacional quando comparado com outras alternativas de tratamento, com a possibilidade do aproveitamento do biogás produzido para complementar sistemas térmicos pertencentes ao processo.

2. REVISÃO DE LITERATURA

A exploração e o cultivo da mandioca no Brasil são mais antigos que a própria história do País. Conta a história que os indígenas que habitavam os países antes da colonização, ofereceram a seus colonizadores produtos de alimentação e bebidas feitos a partir de mandioca, provando que a cultura da raiz era uma atividade agrícola e meio de subsistência dos primeiros habitantes do Brasil (CONCEIÇÃO, 1986).

A mandioca, devido à sua elevada adaptabilidade, é uma planta extremamente cultivada no Brasil sob condições climáticas diversas, desde a zona tropical úmida da Amazônia brasileira, passando pela região semi-árida do Nordeste até o extremo sul do país, com clima subtropical e invernos frios, onde outras espécies amiláceas não se desenvolvem com a mesma desenvoltura.

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, 2007).

A mandioca, produto muito apreciado pela culinária brasileira, pode ser utilizada diretamente para o consumo ou, direcionada para as indústrias de fabricação de farinha de mandioca ou fécula.

2.1 Cultura da mandioca

A mandioca (*Manihot esculenta* Cranz) é uma raiz de origem ameríndia e brasileira, tendo se propagado por toda a América. Também foi levada para a África e Ásia pelos colonizadores portugueses e espanhóis (SILVA, 1996).

Segundo Olsen e Schaal (1999), a mandioca é a principal raiz colhida para mais de 500 milhões de pessoas que vivem entre os trópicos e também é a principal fonte de carboidratos para a África e a sexta no ranking mundial.

Apesar desta imensa importância, a mandioca tem recebido menos atenção pelos pesquisadores que outras raízes tropicais, recebendo o status de “raiz órfã” (OLSEN; SCHAAL, 1999).

2.2 Composição da mandioca

As raízes de mandioca são compostas, basicamente, por água e carboidratos. Em termos nutricionais, é importante fonte de energia. Um dos fatores que determina a forma de aproveitamento das raízes de mandioca é seu teor de compostos cianogênicos, variável para diferentes cultivares de mandioca. Estes compostos presentes em todas as partes da planta são potencialmente tóxicos. Assim, as raízes de cultivares que apresentam baixo teor de compostos cianogênicos, popularmente denominadas de mandiocas “mansas” ou “aipins”, podem ser consumidas cozidas ou fritas. As raízes de cultivares com alto teor de compostos cianogênicos, denominadas mandiocas “bravas”, são destinadas ao processamento industrial, principalmente na forma de farinha e fécula.

As raízes de mandioca possuem ainda compostos que, em presença de oxigênio, levam à formação de estrias escuras nas raízes (deterioração fisiológica). Assim, o processamento das raízes deve ocorrer no máximo até 2 ou 3 dias após a colheita conforme a variedade, o manuseio pós-colheita (ocorrência de danos mecânicos, exposição à luz solar ou à temperaturas elevadas) e o produto a ser elaborado (FOLEGATTI ; MATSUURA, 2007).

Vários fatores podem afetar o teor de amido da raiz e, conseqüentemente, a produtividade. Viégas (1976) indicou alguns deles, tais como a

temperatura, a altitude, a umidade do ar e do solo, a ocorrência de chuvas, a luminosidade, a ação mecânica dos ventos, os tipos de solos e as diferentes variedades utilizadas. Podendo ainda ser acrescentada a esses fatores, a época do plantio, a época da colheita, a idade da planta e até mesmo a metodologia empregada nas análises químicas efetuadas (COCK, 1987).

Dentre os diferentes fatores que podem apoiar as ações que visem melhorar o desempenho do processo industrial, um dos mais importantes é o conhecimento das características da matéria-prima. Deste modo, Oke (1968), citado por Cereda (2001) detalha a composição das raízes de mandioca, conforme a Tabela 1.

Tabela 01 – Composição da raiz da mandioca

Umidade (%)	71,50
MATÉRIA SECA (%)	
Proteína bruta	0,43
Carboidrato	94,10
Cinzas	2,40
MINERAIS DAS CINZAS (g Kg ⁻¹ de matéria seca)	
Nitrogênio	0,84
Fósforo	0,15
Potássio	1,38
Cálcio	0,13
Magnésio	0,04
Sódio	56,00
(mg Kg⁻¹ de matéria seca)	
Manganês	12,00
Ferro	18,00
Cobre	8,40
Boro	3,30
Zinco	24,00
Molibidênio	0,90
Alumínio	19,00
Outros	
Oxalato (%)	0,32
HCN (mg 100g ⁻¹)	38,00
Ácido fítico (%)	76,00

Fonte: OKE (1968), citado por CEREDA (2001)

2.3 Panorama nacional da produção de mandioca

A mandioca é uma cultura amplamente difundida no Brasil e sua utilização é feita de duas opções, o uso culinário doméstico ou como matéria-prima industrial, pelo qual se processa a farinha de mandioca, a extração da fécula e a produção do polvilho azedo.

A Figura 1 apresenta a distribuição das fecularias por municípios no Brasil e, a produção de mandioca por região.

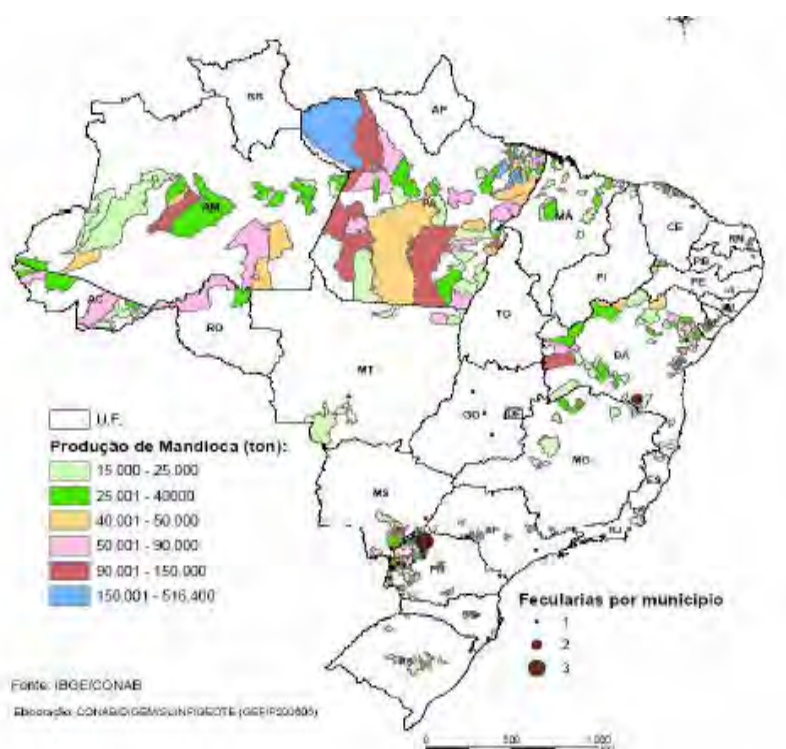


Figura 01: Distribuição das fecularias no Brasil (IBGE/CONAB, 2006).

A posição atual do mercado nacional de mandioca, diferentemente da situação do mercado nas décadas de 70 e 80, vem obrigando o setor produtivo a buscar cada vez mais melhorias na produtividade para ampliação na produção de raízes. 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 mandiocueira 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, 2007).

Em função do tipo de raiz, a mandioca pode ser classificada em: 1) de “mesa” - é comercializada na forma in natura; e 2) para a indústria, transformada principalmente em farinha, que tem uso essencialmente alimentar, e fécula que, junto com seus produtos derivados, têm competitividade crescente no mercado de amiláceos para a alimentação humana, ou como insumos em diversos ramos industriais tais como o de alimentos embutidos, embalagens, colas, mineração, têxtil e farmacêutica (EMBRAPA, 2007).

A Figura 2 apresenta a produção regional e a nacional de raízes de mandioca de 2007 em comparação com 2006, onde se observa um ligeiro acréscimo para as regiões Norte e Nordeste e, conseqüentemente uma elevação da produção nacional em relação ao ano anterior de aproximadamente 3%.

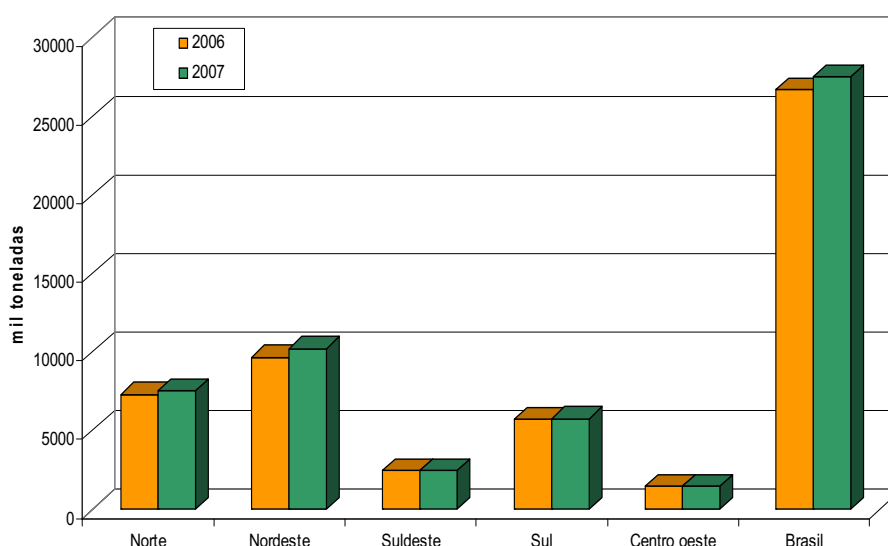


Figura 2 – Produção Brasileira de raízes de mandioca - Período 2006/2007 (AGRIANUAL 2008).

A produção brasileira de raízes de mandioca em 2.007 foi de 27.508.591 toneladas e, segundo as estimativas do Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE) em 2.008 haverá uma redução de produção da ordem de 0,5%.

O aumento ocorreu basicamente nas Regiões Norte e Nordeste. Nas Regiões Sul e Centro-Oeste não houve variação significativa.

No Estado de São Paulo, o Instituto de Economia Agrícola (2007) estima a produção de mandioca em 935,9 mil toneladas para o ano de 2008, resultado 6% superior ao da safra anterior, em função, principalmente, de expansão expressiva dos volumes registrados nas duas principais regiões produtoras compostas pelos municípios de Assis (33%) e de Ourinhos (34%), onde estão concentradas as indústrias processadoras de mandioca, tanto de farinha como de fécula. As duas regiões respondem por 56% da produção total do Estado. Esse comportamento diferenciado do restante do Estado, onde de maneira geral a produção foi menor, revela que está havendo melhor coordenação da cadeia produtiva nas duas regiões, sabe-se que a produção sob contrato está se tornando uma prática mais comum no relacionamento entre indústrias e agricultores inclusive com antecipação parcial de pagamento.

Entre os principais setores compradores de raiz em 2006, destaca-se o intermediário com 50,33% do total produzido, seguido pela indústria com 39,79%, consumidor 4,18%, cooperativas 3,95%, auto consumo 1,72% e, estoque nas propriedades 0,03%.

2.4 Mercado consumidor

A grande importância da mandioca, como matéria-prima industrial, é a de ser excelente fonte de amido e seus derivados. O amido acumula-se nas raízes e funciona como uma reserva para os períodos de crescimento e dormência da planta.

O amido pode sofrer modificações físicas, químicas ou enzimáticas, dando-lhe características próprias para aplicações industriais específicas. Entre os mais utilizados podemos citar: Polvilho azedo, amido pré-gelatinizado, amido modificado por

ácidos, amido fosfatado, amido oxidado por hipoclorito de sódio, amido inter cruzado ou amido com ligação cruzada, e xarope de glicose.

A Figura 3 apresenta a potencialidade do uso da fécula de mandioca *in natura* ou, como matéria-prima para a indústria de polvilho azedo ou para as indústrias de amidos modificados.

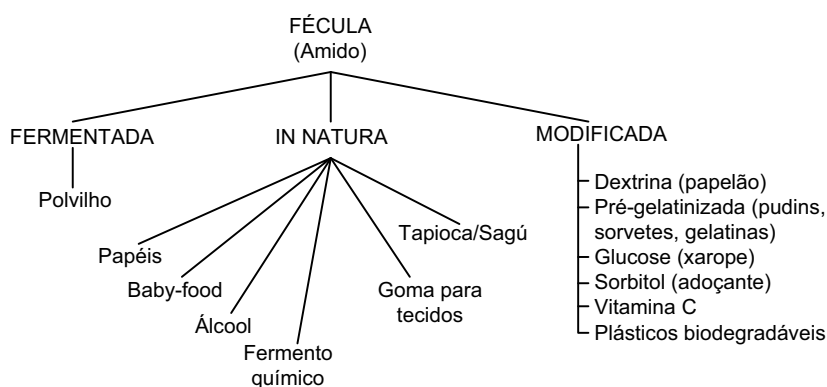


Figura 3: Potencialidade do uso do amido no Brasil. (EMBRAPA – Mandioca e Fruticultura, 2003).

A utilização do amido para fins alimentícios se justifica pelas seguintes razões:

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

O amido de mandioca (fécula) natural possui um sabor suave e pasta clara. O amido, nativo ou modificado, pode ser usado para diversos fins industriais: na indústria de alimentos: como espessante, utiliza as propriedades de gelatinização em cremes, tortas, pudins, sopas, alimentos infantis, molhos, caldos, como recheio, aumento do teor de sólidos em sopas enlatadas, sorvetes, conservas de frutas, preparados farmacêuticos, como ligante, impede a perda de água durante o cozimento em salsichas, carne enlatada, como

estabilizante, retenção de água em sorvetes, fermento em pó. É utilizado também para elaboração de produtos de panificação, biscoitos, extrusados e outros.

A Figura 4 apresenta a evolução da produção de fécula de mandioca no período de 1990 a 2006. Segundo a ABAM (2007), a produção de fécula de mandioca em 2006 foi de 616,4 mil toneladas, foi a segunda melhor dos últimos 16 anos, perdendo apenas para 2002 onde foram produzidos 667 mil toneladas. Esta produção representa um consumo de aproximadamente 2,5 milhões de toneladas de raízes de mandioca.

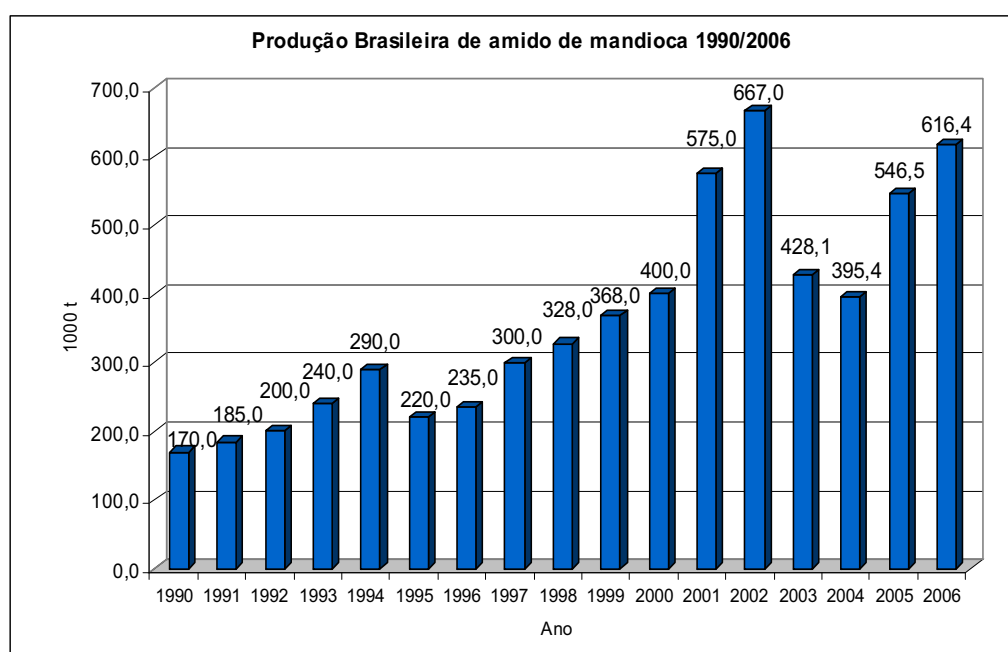


Figura 4: Evolução da produção brasileira de amido de mandioca (ABAM, 2007)

Analisando os dados apresentados na Figura 5, a produção brasileira de fécula em 2006 teve ligeiro crescimento frente à calculada para 2005. Isso é reflexo das quedas dos preços da matéria-prima e consequentemente da fécula, que elevaram sua competitividade frente a amidos substitutos.

Segundo Cardoso (2003), o baixo desempenho da cadeia de fécula do Brasil no mercado de amido interno e externo pode estar associado a problemas de eficácia e eficiência na utilização dos fatores de produção, que necessitam ser analisados conjuntamente.

Phillips (1999) analisando as oportunidades para o setor da mandioca em nível mundial afirma que o aparecimento de novas indústrias, o crescimento das indústrias

existentes, as quais podem usar os produtos derivados da mandioca e a possibilidade de substituir importações explicam as expectativas otimistas de crescimento da demanda do setor para os próximos anos.

A exportação Brasileira de fécula de mandioca (Figura 5) no ano de 2007, praticamente se estabilizou em relação a 2005 e 2006, portanto pressupõe-se que houve elevação do consumo interno. Por outro lado, as exportações de amidos modificados apresentaram uma redução em torno de 1,75% em relação ao ano de 2007 (Figura 6).

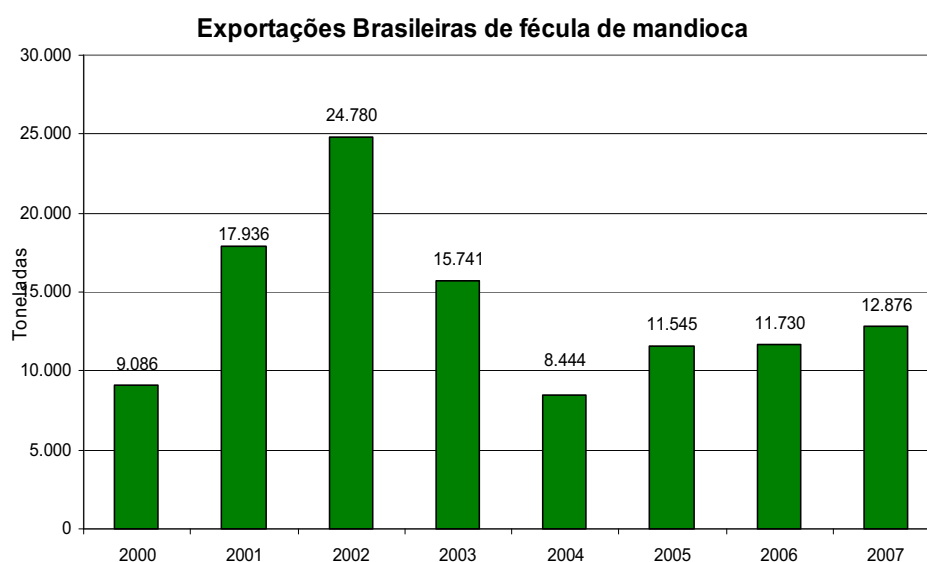


Figura 5: Exportações Brasileiras de fécula de mandioca (SECEX, 2008).

O Brasil, apesar de não ter uma participação significativa no mercado internacional, exporta alguns derivados de mandioca, notadamente a fécula e a farinha de mandioca. A fécula de mandioca exportada pelo Brasil teve, em Dezembro de 2007, os seguintes destinos: Estados Unidos (participação de 33,3% do total), Venezuela (33,2%), Argentina (11,3%), Uruguai (9,3%), Reino Unido (2,8%), Portugal (2,5%), Costa Rica (1,7%) e Guatemala (1,6%). Outros países somados foram destinados de 2,6% do total e, as exportações de raízes de mandioca frescas, refrigeradas, congeladas ou secas somaram 24,9 toneladas (SECEX, 2008).

Em fevereiro de 2008, as exportações brasileiras de fécula de mandioca totalizaram 967,2 toneladas, volume 139,4% superior ao de janeiro, quando foram exportadas 403,9 toneladas. (CEPEA, 2008)

As exportações de fécula de mandioca em fevereiro de 2008 tiveram como principais destinos, os Estados Unidos (participação de 19,1% do total), Venezuela (18,6%), Uruguai (17,2%), Canadá (10,8%), Bolívia (8,3%), Reino Unido (6,2%), e Peru (5,4%). Outros países somados foram destinados 14,6% do total exportado pelo Brasil (CEPEA, 2008).

Segundo o SECEX (2008), Brasil exportou em fevereiro de 2008, 2.434,0 toneladas de amidos modificados, 12,4% superior ao de janeiro (2.165,1 t) e 24,3% maior que fevereiro de 2007 (2.071,6 t).

As exportações brasileiras de dextrina e outros amidos e fécula modificados tiveram os seguintes destinos em fevereiro: Chile (29,4% do total exportado), Argentina (25,6%), África do Sul (10,3%), Alemanha (7,2%), Japão (6,9%), Colômbia (5,8%) e Estados Unidos (4,8%). Outros países somaram 10,1% do total exportado.

As exportações brasileiras de amidos modificados, do ano de 2000 a 2007 estão apresentadas na Figura 6.



Figura 6: Exportações Brasileiras de amidos modificados (SECEX, 2008).

As exportações de dextrina e outros amidos e fécula modificados somaram 2.464,4 toneladas em dezembro de 2007, volume 16,7% inferior ao de novembro (2.959,6 toneladas) e 3,7% menor que o total exportado no mesmo período de 2006 (2.559,5 toneladas).

2.5 Industrialização da mandioca

As indústrias processadoras de mandioca no Brasil podem ser classificadas em: empresas artesanais, pequenas, médias e grandes, que processam mais de 15.000 t ano⁻¹ de raízes de mandioca (VILPOUX, 1998). Estas empresas tendem a se concentrar em locais geralmente próximos à matéria-prima (CEREDA, 1994).

Segundo Lavina (1993), a matéria-prima apresenta uma série de vantagens, se comparada a outras fontes de amido. Entre elas pode ser citada a eliminação da etapa de maceração (hidratação), muito comum nos cereais. A mandioca, devido a seu alto teor em umidade celular (70%), evita a reposição de água bem como etapas de purificação de componentes protéicos e ácidos graxos, devido às baixas quantidades existentes destes na sua composição química.

2.6 Processamento da fécula da mandioca

O processo de fabricação de fécula de mandioca caracteriza-se como uma atividade de elevado valor sócio econômico. No campo social pela fixação do homem no campo, devido à necessidade da mão de obra e, no campo econômico como fonte de matéria-prima para a produção de alimentos com elevado valor energético. Esta atividade produz também, durante as diversas etapas do processamento, uma quantidade considerável de materiais que são atualmente descartados como resíduos ou subprodutos (DEL BIANCHI, 1998).

A extração da fécula de mandioca é efetuada em instalações industriais conhecidas como fecularias.

Toda a mandioca recebida pela empresa passa por pesagem e, determinação do teor de amido em balança hidrostática para que em seguida, seja encaminhada para a moega de recebimento.

O fluxograma do processo está apresentado na Figura 7 e, na seqüência encontra-se a descrição do processo.

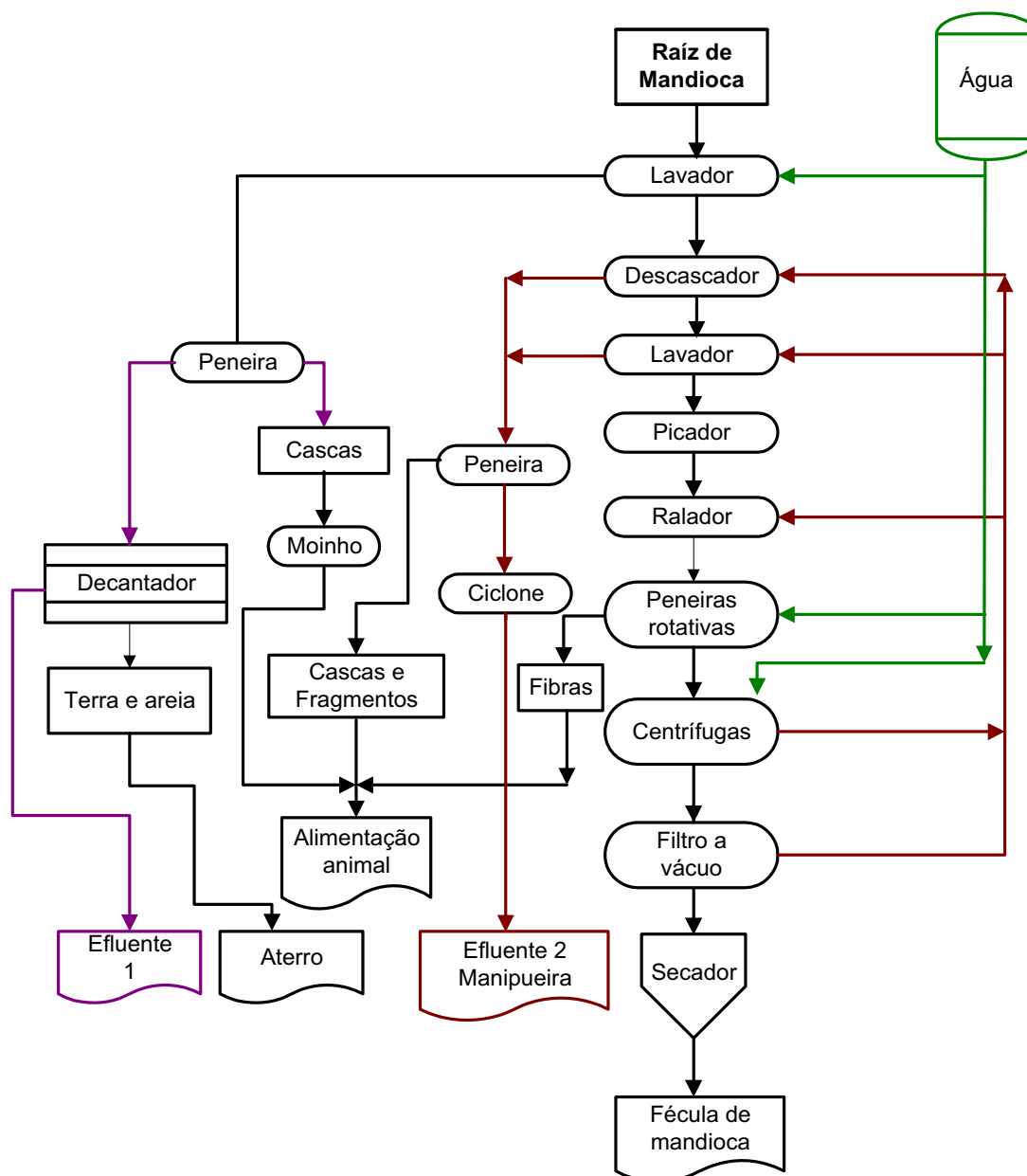


Figura 7: Fluxograma de processamento da fécula de mandioca.

O processamento inicia-se com a identificação dos caminhões com sua posterior descarga das raízes em rampas inclináveis confeccionadas em aço carbono, que conduzem a um depósito recebedor para encaminhamento do produto ao setor industrial para produção de fécula, em seguida o processo se resume em:

Lavagem e descascamento - Do depósito, as raízes de mandioca são conduzidas aos lavadores através de helicóides ou correias transportadoras. Equipamentos especialmente projetados possibilitam a lavagem e o descascamento das raízes simultaneamente. Sob esguichos de água, as pás raspadoras arrastam as raízes pela extensão do lavador, em velocidade regulável, efetuando o descascamento através da raspagem sobre grade. No processo é retirado somente o tênue, que constitui a pele (casca marrom), evitando perdas de teor de amido. Compreende também a etapa de classificação e inspeção, através de esteiras, que alimentam os trituradores e catador de pedras.

Trituração - Os trituradores têm função de padronizar o tamanho das raízes em 2 a 3 cm, para facilitar o processo de desintegração.

Desintegração - É feita através do contato entre as raízes trituradas e um cilindro rotativo, com lâminas dentadas na superfície que ralam a mandioca, causando rompimento celular e conseqüente liberação do amido. O material desintegrado é bombeado para as peneiras cônicas rotativas, usualmente chamadas de GL's, constituindo-se numa mistura mandioca-água.

Extração - Tem como finalidade separar o amido das fibras da mandioca. A extração é feita em peneiras cônicas rotativas onde a água entra em contracorrente para melhor separar o amido. Este líquido que vem da extração segue para a purificação. A polpa resultante é canalizada para a rede de tratamento de efluentes da fábrica, ou opcionalmente poderá seguir processo de secagem para fabricação de rações.

Purificação - O "leite" de amido obtido após a extração é purificado com a adição de água e centrifugado para a retirada dos amidos solúveis e partículas estranhas.

Classificação - Processo usado para eliminar a polpa fina, servindo como melhorador na qualidade do produto. São usadas peneiras vibratórias ou centrífugas com tela de *nylon*, malha 220 *Mesh*.

Concentração – Esta etapa é realizada por centrífugas, com a finalidade de concentrar o amido até 20-22° Bé.

Desidratação - O amido concentrado é bombeado do tanque pulmão para um desidratador a vácuo, conhecido por filtro a vácuo que, na prática, trata-se de uma tela cilíndrica, perfurada e coberta por tecidos, removível a cada oito horas em média. O desidratador leva o amido a uma umidade de 45%, para que seja posteriormente secado.

Secagem - O amido desidratado a vácuo segue para uma válvula rotativa que o dosa para um secador pneumático tipo *flash dryer*. O produto é conduzido e seco por uma corrente de ar quente. A separação do ar e amido é feita através de ciclones. O ar quente atinge 150°C e apresenta na saída da tubulação, um produto final com umidade entre 12 a 13%, em forma de pó e com temperatura média de 58°C. Em seguida, o produto é encaminhado para um silo que irá resfriá-lo, estocá-lo temporariamente e, conduzi-lo posteriormente para o ensacamento.

Ensacamento - O amido finalmente é transportado por alimentadores helicoidais para uma ensacadeira automática. O ensacamento é efetuado sem contato manual, em sacos de papel *Kraft* multifolhados de 10, 25, 50 kg ou em *big bags* de 1.200Kg.

2.7 Subprodutos da produção de fécula

Os subprodutos da industrialização da mandioca são partes constituintes da própria planta, gerados em função dos processos tecnológicos adequados. Por este conceito, seriam considerados subprodutos, inclusive, os restos de cultura. A qualidade e a quantidade dos subprodutos variam bastante e dependem de vários fatores como cultivar, idade da planta, tempo após colheita, tipo e regulagem do equipamento industrial, entre outros (CEREDA, 2001).

Considerando-se os principais tipos de processamento das raízes de mandioca no Brasil, como a fabricação de farinha de mandioca e a extração a fécula, os subprodutos gerados podem ser sólidos ou líquidos.

Nos resíduos sólidos encontram-se basicamente a casca da mandioca, fibras e a massa. A utilização na agricultura e na alimentação animal podem ser formas de aproveitamento destes resíduos (CEREDA, 1994).

Nos resíduos líquidos cita-se a manipueira que Gravatá (1946) citado por Cereda (2003) define pelo próprio significado da palavra, que em tupi-guarani traduz-se como “o que brota da mandioca”. São considerados também como efluentes de fecularia as águas utilizadas na lavagem das raízes que, muitas empresas utilizam o próprio efluente da extração como água de pré-lavagem, conseguindo com isso uma redução no volume de efluente gerado.

Os resíduos líquidos são mais preocupantes por serem gerados em grandes volumes, de elevado potencial poluente e de glicosídeos potencialmente hidrolisáveis a cianeto. Para viabilizar o uso destes resíduos líquidos, além de quantificá-los, é necessário caracterizá-los (CEREDA, 1994).

No processo de extração da fécula de mandioca, a massa de mandioca ralada é lavada exaustivamente para a extração do amido. O efluente originário deste processo apresenta-se menos concentrado que do processamento da farinha, nem por isso apresenta baixa carga orgânica. (CEREDA, 1994).

A Tabela 2 apresenta um resumo da composição média de diversos subprodutos sólidos proveniente do cultivo e processamento da mandioca.

Tabela 2: Composição dos produtos sólidos do cultivo e processamento da mandioca.

	Caule	Cepa	Farinhão	Farelo	Casca marrom	Entre casca	Folhas
Umidade %	65,00	53,28	11,70	85,00	48,28	65,60	77,20
% matéria seca							
Proteína	6,25	-	0,52	1,98	0,64	1,29	3,68
Carboidrato	31,92	-	-	0,94	-	-	42,00
Amido	-	71,40	68,48	73,78	0,00	58,00	0,00
Matéria graxa	1,78	-	1,74	0,83	3,00	2,00	7,15
Cinzas (500°C)	6,15	2,28	1,06	1,65	4,00	3,00	7,22
Fibras	52,55	-	-	16,08	41,00	6,00	43,15
Calorias cal g ⁻¹	4216	2035	3800	3775	-	-	4782
pH	-	7,02	5,39	5,70	-	-	5,50
Acidez (*)	-	-	3,70	5,16	-	-	-
HCN ^P (**)	-	12,40	0,00	0,00	0,00	320,0	0,00

(*) mL NaOH/100g ou mL de produto; (**) Potencial; - Dados não disponíveis

FONTE: Cereda (2001)

2.8 Caracterização do efluente líquido

Manipueira, vocabulário indígena incorporado à língua portuguesa, é o líquido de aspecto leitoso e cor amarelo-clara, que escorre das raízes amiláceas da mandioca (*Manihot esculenta* Crantz), por ocasião da prensagem da massa ralada das mesmas (MAGALHÃES, 1988).

A água de extração de fécula é mais diluída e apresenta maior volume em relação ao mesmo resíduo originário de farinheiras, porém com cargas orgânicas mais baixas. A umidade é muito alta, em torno de 95% e a demanda química de oxigênio em torno de 6000 mg O₂ L⁻¹ (CEREDA, 2001).

Sobrinho (1975) afirma que devido à elevada carga orgânica e de compostos poluentes contidos nos efluente industriais de fecularias, mesmo que as concentrações sejam inferiores, quando comparadas com as verificadas na manipueira das farinheiras, o esgotamento desta água residual pode trazer sérios problemas de poluição ambiental.

Segundo Lamo e Menezes (1979) a caracterização físico-química da manipueira é variável dependendo da forma de processamento das raízes, principalmente em relação à matéria orgânica e potencial tóxico. As características do efluente são altamente dependentes do nível de eficiência dos equipamentos utilizados nos processos de extração (COLIN et al., 2007).

A água de lavagem das raízes é originária dos lavadores e descascadores de mandioca e carrega em suspensão a terra e as cascas que podem ser separadas por decantação e peneiragem. Após estes processos físicos o efluente constitui-se basicamente da água captada pela indústria, contendo ainda em suspensão ou dissolução, baixo teor de matéria orgânica originária das raízes e carregada pela água devido à maceração ou quebra (CEREDA, 2001).

De acordo com Pawlosky et. al (1991), em fecularias o volume de água gerado no lavador varia entre 2,5 a 5 m³ por tonelada de mandioca e, dependendo do tipo de equipamento utilizado, são gerados mais 2 a 3 m³ de água vegetal por tonelada.

A composição média da água de lavagem de raízes, obtida de dados experimentais em indústria de fabricação de farinha de mandioca encontra-se na Tabela 3.

Tabela 3: Composição da água de lavagem das raízes de mandioca.

Componentes	Água de lavagem das raízes
Sólidos totais (%)	0,54
Sólidos voláteis (%)	0,51
pH	5,50
DQO (ppm)	500,00
Cianeto total (ppm)	20,00

Fonte: Cereda (2001)

A manipueira ou água de extração da fécula é o resíduo líquido constituído pela água captada pela indústria com o líquido de constituição da raiz de mandioca. Constitui, pois, uma diluição do líquido denominado manipueira e nem por isso apresenta baixa carga orgânica. (CEREDA, 1994).

A diferença entre a manipueira e a água de extração da fécula é que aquela gerada pela farinheira apresenta, dentre outros fatores, uma carga orgânica de 7.000 a 100.000 mg DQO L⁻¹ (CETESB, 1994), enquanto a gerada em fecularias possui em média 6.200 mg DQO L⁻¹. Embora provenham da mesma matéria-prima, a última se apresenta diluída com água de extração da fécula.

Nas fecularias, as águas servidas são provenientes da lavagem e descascamento das raízes de mandioca e também da separação do amido nas centrífugas e da passagem por filtros a vácuo. A água de lavagem e descascamento representa um volume de 3 a 6 m³ t⁻¹ de raiz.

Adotando-se um valor de demanda bioquímica de oxigênio (DBO) de 360 mg L⁻¹, teremos uma carga orgânica de 2,16kg DBO t⁻¹, o que representa um equivalente populacional de 40 habitantes. O volume de manipueira, proveniente do processo de centrifugação, é de 6m³ t⁻¹ de mandioca, com uma DBO média de 3.784 mg L⁻¹, resultando em 22,7Kg DBO.t⁻¹, ou um equivalente populacional de 420 habitantes. Desta forma, tem-se para o processamento de uma tonelada de mandioca em fécula, um equivalente populacional de 460 habitantes. (FERNANDES JR, 1995).

Segundo Cereda (1994) em média são gerados 2,62m³ de água de lavagem das raízes e 3,68 m³ de água de extração de fécula, para cada tonelada de mandioca processada.

A reciclagem de água vegetal na lavagem das raízes, um recurso utilizado para diminuir o consumo de água por tonelada de mandioca processada, permitiu uma considerável economia nas indústrias (PARIZOTTO, 1999).

De acordo Fernandes (1995), a mandioca “in natura” apresenta cerca de 65% de umidade, sendo o amido o principal componente da matéria seca. Durante o processamento, além de outras substâncias e matéria orgânica, cerca de 5 a 7 % de amido é carregado para a manipueira, influenciando na DQO (demanda química de oxigênio) do resíduo.

Em termos de caracterização físico-química da manipueira de fecularia, Lamo e Menezes (1979) citados por Barana (1995) apontam para variações, dependendo da forma de processamento das raízes, principalmente em relação à matéria orgânica e potencial tóxico.

Fioretto (1994) afirma que a manipueira apresenta-se como um material não-esgotado, podendo ser utilizada como fertilizante de forma a aproveitar e reciclar os nutrientes no solo, evitando-se assim, os despejos em cursos d'água.

Devido à elevada carga orgânica e de compostos poluentes contidos nos efluentes líquidos de fecularias, mesmos que as concentrações sejam inferiores quando comparadas com as verificadas na manipueira das farinheiras, o esgotamento dessa água residual pode trazer sérios problemas de poluição ambiental (SOBRINHO, 1975).

Lima (2001) afirma que a DQO encontrada nas águas residuárias confirma a tese de vários autores de que as indústrias de fécula são produtoras de resíduos perigosos para o meio ambiente e, podem ser agravados pela falta de tratamento.

Um dos problemas do tratamento de águas residuárias do processamento da mandioca é a presença de glicosídeos cianogênicos tóxicos como a linamarina e lotaustralina. Estas substâncias são responsáveis pela geração de cianeto no resíduo tornando-o altamente tóxico aos organismos aeróbios (CEREDA, 1996).

Segundo Telles (1987) a linamarina é formada por ligações beta da glicose e hidroxinitrilos (cianoidrina), que é potencialmente hidrolisável por ação de enzimas endógenas, dando origem a glicose, acetona e ácido cianídrico.

A Tabela 4 apresenta a composição máxima e mínima dos efluentes de processamento da mandioca, onde se constata a grande variação das características físicas e químicas deste resíduo, principalmente nos parâmetros de DQB, DQO e matéria orgânica.

Tabela 4: Composição máxima e mínima de águas de processamento de mandioca.

Parâmetros	Mínimo	Máximo
pH	3,8	5,2
DQO (mgL ⁻¹)	6.280	51.200
DBO (mgL ⁻¹)	1.400	34.300
Sólidos totais (mgL ⁻¹)	5.800	56.400
Sólidos solúveis (mgL ⁻¹)	4.900	20.460
Sólidos em suspensão (mgL ⁻¹)	950	1.600
Sólidos fixos (mgL ⁻¹)	1.800	20.460
Matéria orgânica (mgL ⁻¹)	1.500	30.000
Açúcares redutores totais (mgL ⁻¹)	2.800	8.200
Fosfato total (mgL ⁻¹)	155	598
Nitrogênio total (mgL ⁻¹)	140	1.150
Cinzas (mgL ⁻¹)	350	800
Sólidos sedimentáveis (mgL ⁻¹)	11	33
HCN (mgL ⁻¹)	22,0	27,1

Fonte: LAMO e MENEZES, (1979)

De acordo com Rajbhandari e Annachhatre (2004), a linamarina e a lotaustralina são hidrolisadas pela enzima linamarase que se decompõem em ácido cianídrico. Os mesmos autores citam o processo de tratamento em bioreatores anaeróbios como um método eficiente para a remoção de ácido cianídrico de efluentes líquidos de empresas processadoras de mandioca.

A ingestão do ácido cianídrico ou mesmo a inalação de ar por ele poluído, constitui um sério problema para a saúde. Este composto inibe grande número de enzimas, particularmente a oxidase terminal, na cadeia respiratória (CEREDA, 1994).

2.9 Alternativas para o tratamento dos efluentes líquidos de fecularia

Segundo Von Sperling (1995), no tratamento de resíduos líquidos podem ser utilizados três métodos principais: (1) métodos físicos nos quais são utilizados processos onde predominam forças físicas como gradeamento, mistura, floculação, flotação, centrifugação e filtração. São métodos mais simples e mais econômicos, geralmente são empregados como métodos primários. (2) métodos químicos, nos quais a remoção ou conversão dos contaminantes ocorre pela adição de produtos químicos ou devido a reações químicas com precipitações, coagulações, adsorção ou desinfecção; e (3) métodos biológicos, nos quais a remoção dos contaminantes ocorre com a remoção da matéria orgânica carbonácea e a desnitrificação.

A literatura mundial relata inúmeros processos de tratamento e/ou aproveitamento de resíduos orgânicos, destacando os processos biológicos, sejam os aeróbios (lodo ativado, lagoas de estabilização aeróbia, etc.), sejam os anaeróbios (biodigestores, lagoas de estabilização anaeróbia, etc.) para o tratamento de efluente (FERNANDES JR, 2001).

Motta (1985) faz referência a autores que confirmam que embora os açúcares e amido não sejam tóxicos ou particularmente difíceis de serem degradados, quando descarregados em cursos d'água, a elevadas vazões, exigem substancial demanda de oxigênio.

2.10 Biodigestão anaeróbia

A biodigestão anaeróbia é um processo fermentativo microbiano de flora mista onde a matéria orgânica, na ausência de oxigênio livre, é convertida a gases, compostos predominantemente de metano e dióxido de carbono (MASSEY; POHLAND, 1993).

Viñas, Martinez e Baselli (1993) citam que a decomposição anaeróbia da matéria orgânica a metano é um processo biológico conduzido em diferentes fases, por vários tipos de microorganismos que agem simbioticamente.

De acordo com Chernicharo (1997), a digestão anaeróbia de compostos orgânicos complexos é normalmente considerada um processo de dois estágios. No primeiro estágio, um grupo de bactérias facultativas e anaeróbias, denominadas formadoras de ácidos ou fermentativas, agem sobre os compostos orgânicos complexos como carboidratos, proteínas

e lipídios, onde estes são hidrolisados, fermentados e biologicamente convertidos a compostos orgânicos mais simples, principalmente ácidos voláteis. Em uma segunda etapa, os ácidos orgânicos são convertidos em gás metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2) através da ação de bactérias estritamente anaeróbias, denominadas formadoras de metano.

Para Oh e Martin (2007) o processo de digestão anaeróbia é um complexo sistema ecológico onde os microorganismos utilizam a energia química liberada pelo seu próprio catabolismo.

Dentre os processos de tratamento biológico, a digestão anaeróbia tem-se destacado com grande potencialidade de aplicação. A maioria dos resíduos sólidos e líquidos agrícolas, urbanos e industriais prestam-se como substrato à digestão anaeróbia, sendo facilmente adaptados para o tratamento produzindo mínimas quantidades de lodo residual e gerando gás combustível de significado valor comercial, muitas vezes passível de ser utilizado dentro do próprio processo fabril (MOTTA, 1985).

A Figura 8 ilustra o processo de digestão anaeróbia de compostos complexos e, as respectivas proporções de conversão dos compostos intermediários (aminoácidos, sais orgânicos e glicose entre outros) em gás carbônico (CO_2) e gás metano (CH_4).

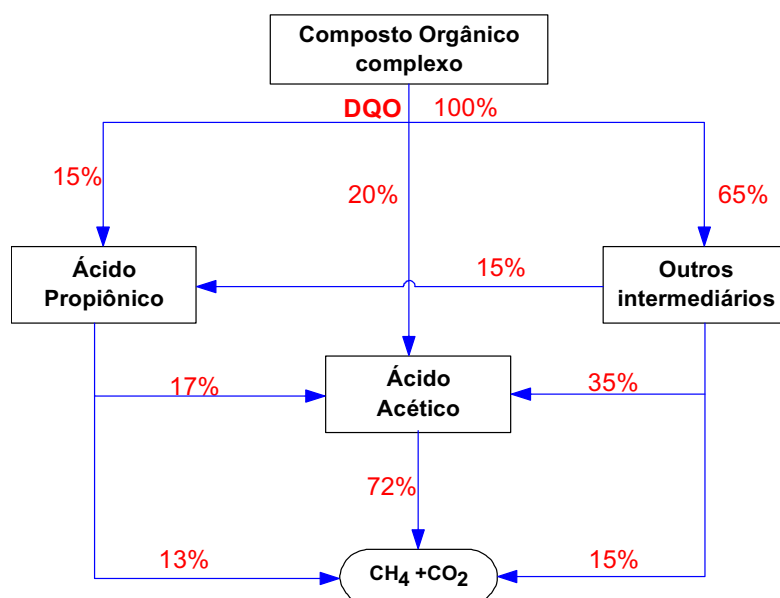


Figura 8 – Fluxograma da digestão anaeróbia (Chernicharo, 1997).

O processo de digestão anaeróbia ocorre pela ação de quatro tipos de microorganismos: hidrolíticos, acidogênicos, acetogênicos e metanogênicos (VEEKEN; HAMELERS, 1999).

Chernicharo (2000) define a metanogênese como processo biológico de formação de gás metano de grande importância para o fluxo de carbono, principalmente em ambientes anóxicos. O autor estima que a digestão anaeróbia com formação de metano seja responsável pela completa mineralização de 5 a 10% de toda a matéria orgânica decomponível no planeta.

As bactérias fermentativas hidrolisam os biopolímeros a monômeros e, por ação de enzimas extracelulares, são convertidos a hidrogênio, dióxido de carbono, ácidos orgânicos de cadeia curta, aminoácido e outros produtos como glicose. As bactérias acetogênicas são conhecidas como produtoras de hidrogênio e convertem os produtos gerados pelas fermentativas em, gás metano e dióxido de carbono, além de hidrogênio (NOGUEIRA, 1986) e (CHERNICHARO, 2000).

Segundo Sachs et. al. (2003), as principais reações para a formação de metano são descritas nas equação de I a IV. Aproximadamente 70% de todo o metano produzido no processo de digestão anaeróbia provém da equação III, onde o grupo metil é reduzido a metano e o grupo carboxílico é oxidado a gás carbônico (McCARTY; MOSEY, 1991).

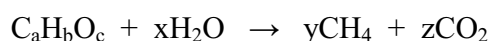


As lagoas anaeróbias são particularmente eficientes no tratamento de efluentes líquidos com elevadas cargas orgânicas contendo sólidos biodegradáveis (RAJBHANDARI; ANNACHHATRE, 2004).

Segundo MOTTA (1985), no processo anaeróbio, a matéria orgânica final é volatilizada na forma de biogás, cuja composição predomina o gás metano (70%), dióxido de carbono (20%) e outros gases (1%) e foi possível obter um rendimento próximo a 0,58L gás g⁻¹SV adicionado ao reator, com um teor médio de metano em torno de 50-57%. Em termos práticos, cada m³ de gás metano equivale a 1,5Kg de lenha ou 1,5 litro de gasolina comum. Através destes dados, poderia ser proposto ainda, o aproveitamento do gás metano como auxiliar de combustão em caldeiras, equipamento comum nas empresas processadoras de mandioca.

2.11 Geração de energia através da biodigestão da manipueira

Segundo Bryant (1979), a matéria orgânica destruída está diretamente relacionada com a produção de metano. Buswell e Muller (1952) citados por Bryant (1979), desenvolveram uma equação para avaliar a quantidade de metano produzido, a partir da composição química genérica do efluente:



A partir desta equação, por estequiometria, calcula-se que na biodigestão anaeróbia de carboidratos, obtém-se 0,35L de gás metano (CH₄) para cada grama de DQO destruída.

Há a possibilidade do aproveitamento do biogás gerado a partir da digestão anaeróbia da manipueira como fonte potencial de energia em substituição da lenha de eucalipto utilizada na queima em caldeira para geração de vapor.

Considerando-se o rendimento de biogás de aproximadamente 90% citado por Barana (1996) e, com carga orgânica reduzida de 576 Kg DQO d⁻¹, segundo cálculos da mesma autora, poderiam ser gerados cerca de 400m³ de gás metano.

McCarty e Smith (1986) também afirmam que, teoricamente, 64g de DQO podem ser convertidos em 1 mol de CH₄.

2.12 Fatores interferentes na digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um complexo processo de degradação da matéria orgânica pela ação de microorganismos, através da interação de atividades físicas, químicas e biológicas.

A digestão anaeróbia é suscetível a um controle rigoroso das condições ambientais, uma vez que o processo requer uma interação dos microorganismos fermentativos e metanogênicos. As arqueas metanogênicas se reproduzem mais lentamente e são mais sensíveis a condições adversas ou alterações das condições do ambiente, em relação às bactérias acidogênicas (SOUZA, 1984).

Devido a esta complexidade, algumas variáveis são utilizadas para monitoramento e avaliação do processo. As principais variáveis estão consideradas a seguir.

2.12.1 Temperatura

A temperatura é um fator ambiental de extrema importância em qualquer processo biológico, tendo influência nas propriedades metabólicas da produção microbiana, inibindo ou favorecendo seu crescimento (CARRASCO, 1992).

Segundo Vieira e Souza (1981), o processo anaeróbio é viável sob dois níveis distintos de temperatura. O mesofílico, cuja faixa de temperatura situa-se entre 10 e 42 °C e o termofílico, cuja faixa de temperaturas situa-se acima de 42 °C.

2.12.2 pH

O pH ótimo para as bactérias acidogênicas é entre 5,5 e 6,0 e para as metanogênicas entre 6,8 e 7,2. Se a taxa de hidrólise é mais alta que a metanogênica e a alcalinidade do sistema não é suficientemente elevada, pode ocorrer o acúmulo de ácidos graxos voláteis e hidrogênio e conseqüentemente acidificação do reator, conduzindo à falha no processo (METCALF; EDDY, 2003; MURTO et. al, 2004; SOUZA, 1984; VEEKEN; HAMELERS, 1999).

2.12.3 Acidez e alcalinidade

Análises de acidez e alcalinidade são importantes para o controle dos reatores. Segundo Chernicharo (1997), o monitoramento da alcalinidade torna-se mais importante que a avaliação do pH; isso se deve à escala logarítmica do pH, significando que pequenos abaixamentos de pH implicam na elevada quantidade de alcalinidade consumida, diminuindo o tamponamento do meio.

Um parâmetro importante para determinar o desempenho de reatores é a relação AV/AT (acidez volátil/alcalinidade total), pois permite prever e evitar a queda de pH. No processo anaeróbio de duas fases, a AV/AT é supostamente maior que 1,0 na acidogênese, pois se obtém a maior concentração de ácidos graxos (SAMPAIO, 1996).

2.13 Pesquisas em biodigestão de efluentes líquidos de fecularia

Motta (1985) estudou a utilização de resíduos de indústria de farinhas de mandioca em digestão anaeróbia, misturando manipueira e casca de mandioca, nas proporções: 1:100; 50:50; 63:37 e 100:0. As misturas foram submetidas à digestão anaeróbia em reatores de mistura completa em batelada. O experimento foi conduzido a temperatura de 35°C. carga orgânica de 1,6g SV L⁻¹ de reator por dia e TRH de 20 dias. Os resultados mostraram que o aumento da concentração de manipueira na mistura de alimentação, elevou a alcalinidade e o pH do meio em digestão. As médias de conversão dos reatores variaram entre 0,43 e 0,65 L de gás por grama de sólidos voláteis adicionados na alimentação. O autor obteve o melhor rendimento na produção de metano quando utilizou 63% de manipueira e 37% de cascas de mandioca ou 100% de manipueira. Os valores médios de redução de DQO foram entre 42 e 68%.

Fernandes Jr. (1989) estudou a digestão anaeróbia da manipueira em biodigestor de mistura completa e, chegou à conclusão que este modelo de reator não é adequado para a digestão anaeróbia deste efluente. O autor cita que a instabilidade para este tipo de reator pode ser controlada pela adição de Na₂CO₃ ao lodo quando o pH estiver abaixo de 6,5. O uso de suporte físico confeccionado com bambu atenuou as quedas bruscas nos

valores de pH e, a dosagens de micronutrientes (Ni, Co e Fe), não controlaram as quedas de pH e proporcionaram uma redução da produção de biogás.

Lacerda (1991) estudou a cinética da fase metanogênica da digestão anaeróbia da manipueira para definir o melhor tempo de residência hidráulica (TRH). A fase acidogênica foi estabilizada com solução de NaOH a pH entre 5,5 e 6,0. O efluente estabilizado foi utilizado como afluente da fase metanogênica com leito fixo de anéis de PVC de 1,27cm de diâmetro e 2 cm de comprimento, dispostos ao longo do reator. O autor concluiu que nestas condições, o tempo de residência hidráulica na fase metanogênica mais eficiente foi de 3 dias, com uma redução da carga orgânica de 80%, remoção de cianeto de 37,5%, produção de biogás de 0,68 L g⁻¹ DQO destruída com 75,5% de metano. Foi constatado também que a eficiência do tratamento aumenta com TRH maiores e, o TRH crítico para o tratamento foi de 0,6193 dia.

Fernandes Jr (1995) estudou a cinética da fase acidogênica da digestão da manipueira e reator de mistura completa, ajustando o pH com solução de NaOH 30% para valores entre 5,5 e 6,0. Este experimento mostrou que a redução da carga orgânica é diretamente proporcional ao tempo de retenção hidráulico (TRH) sendo 48% para 5 dias e 10% para um dia e, que um dia era o tempo adequado para o resíduo ser encaminhado para a fase metanogênica devido ao maior valor da velocidade específica de formação de acidez volátil para o ácido acético que é o principal substrato para a metanogênese e, maior percentual de conversão de DQO do substrato para ácidos orgânicos.

Barana (1995) estudou o comportamento da fase metanogênica em biodigestor tipo filtro anaeróbio de fluxo ascendente, para definir a melhor carga orgânica com TRH fixo de 3 dias. A fase acidogênica foi em batelada, sem adição de inóculo. O pH foi medido diariamente e, quando necessário, corrigido com solução de NaOH 50%. A estabilização do pH, caracterizando o fim da fermentação acidogênica levou 14 dias.

A autora obteve a maior taxa de redução de DQO de 88,89% e produção de metano de 0,69 L g⁻¹DQO_{destruída} dia⁻¹ com uma carga orgânica de 2,25 g DQO L_{reator}⁻¹ dia⁻¹. A máxima carga orgânica utilizada foi de 8,48 g DQO L_{reator}⁻¹dia⁻¹, obtendo uma redução da carga orgânica de 54,95%, com produção de metano de 1,04 Lg⁻¹DQO_{destruída}dia⁻¹.

Sampaio (1996) estudou a viabilidade do processo de tratamento anaeróbio da manipueira em duas fases. A autora observou que, trabalhando separadamente

com as etapas anaeróbias, pode-se ter controle sobre elas de forma que a otimização de uma das fases não necessariamente comprometa o desenvolvimento da outra.

Barana (2000) estudou o processo de digestão da manipueira em sistema de duas fases, separados fisicamente e atuando de maneira concomitante, ou seja, o efluente da fase acidogênica era o afluente da fase metanogênica. Observou que, sem a correção do pH no afluente do reator metanogênico, obteve-se uma redução de DQO de até 75,24%, para a carga de entrada no reator metanogênico de 9,45 gDQO L⁻¹dia⁻¹. O maior rendimento de biogás foi de 2,76 L g⁻¹DQO_{destruída}⁻¹, com 52,77% de metano, com carga orgânica de entrada de 6,56 gDQO L⁻¹dia⁻¹. A autora também observou que a redução de macro e micro nutrientes da manipueira durante o processo de digestão anaeróbia é pequena, por isso, a manipueira após o tratamento pode ser utilizada em fertirrigação.

Feiden (2001) estudando o tratamento de águas residuárias de fecularia através de biodigestor anaeróbio com separação de fases em escala piloto, instalado em fecularia, concluiu que a biodigestão do efluente pode ser feita sem a correção prévia do pH nas fases acidogênica e metanogênica, porém o tempo de adaptação dos microorganismos do meio é mais lento em comparação quando se utiliza um agente de correção do pH como o NaOH. O sistema testado demonstrou uma capacidade de remoção de carbono orgânico total de 77% , para uma carga orgânica de 0,565 g COT L_{reator}⁻¹d⁻¹ (equivalente a 2,49 gDQO L⁻¹ reator⁻¹d⁻¹), para TRH de 4,4 dias.

Ribas (2003) estudou a biodigestão da manipueira, com a estabilização do pH da fase acidogênica entre 5,5 e 6,0 com solução de NaOH 50% e calcário dolomítico e o uso do biofertilizante para fertirrigação. No presente trabalho foi concluído que a estabilização pode ser feita tanto com solução de NaOH quanto com calcário dolomítico, sendo a relação acidez volátil/alcalinidade de 1,29 e 1,25 respectivamente. Observou-se uma produção de ácido acético de 26,95 g L⁻¹ na estabilização com NaOH e de 29,23 g L⁻¹ com calcário dolomítico.

Cordeiro (2006) estudou o tratamento da manipueira em biodigestor compartimentado de bancada obtendo valores de eficiências superiores aos encontrados na literatura chegando a 91% até 95% para TRH de 3,5 e 5 dias respectivamente. O experimento também evidenciou a redução da acidez e conseqüente elevação do pH ao longo dos pontos amostrados e, uma redução considerável da turbidez.

Kuczman (2007) estudou a digestão de manipueira de feccularia em reator horizontal de fase única, a temperatura de 33°C, obtendo uma redução de DQO de 99,22% para TRH de 12,96 dias e de 95,31% para TRH de 6,59 dias.

Neste trabalho, procurou-se trabalhar com as melhores condições experimentais encontradas pelos autores anteriores, para a digestão anaeróbia da manipueira, em reatores com separação de fases, sem correção do pH e temperatura.

O efluente tratado foi avaliado quanto à possibilidade de ser encaminhado para disposição em corpo receptor, sistema público coletor de esgotos ou, seu uso em fertirrigação.

2.14 Fertirrigação

Tendo em vista que os efluentes mais poluentes provém de indústrias que usam polissacarídeos como matéria-prima, por lançarem grandes quantidades de carboidratos solúveis em rios, sendo inclusive comparáveis aos esgotos domésticos quanto ao consumo de oxigênio nos cursos d'água, a infiltração no solo é o processo de tratamento mais natural que existe e, ao mesmo tempo, oferece uma proteção eficiente das águas contra os efeitos da poluição (FIORETTO, 1994). O mesmo autor afirma que o solo pode absorver bem as águas servidas nos meses secos, período que se concentra a maior produção de mandioca industrial, coincidindo com uma época de menor precipitação pluviométrica, em que a baixa vazão dos cursos d'água acentua os efeitos da poluição.

A maioria das agroindústrias processadoras de mandioca utiliza conjuntos de lagoas para tratamento de seus efluentes líquidos e, como disposição final praticam a infiltração direta no solo.

A prática de infiltração, ainda comum em diversas regiões do estado de São Paulo, atualmente não é mais aprovada pelos órgãos ambientais para o licenciamento de novos projetos.

A Figura 9 apresenta uma lagoa típica para infiltração de efluentes de uma feccularia instalada no interior do estado de São Paulo.



Figura 9: Lagoa de infiltração de efluentes de fecularia

2.15 Legislação

Os lançamentos de efluentes de qualquer fonte de poluição deverão atender à legislação federal e à legislação estadual, quando houver, e na ocorrência de conflitos entre os valores especificados para uma determinada variável, deve-se considerar o de valor mais restritivo (MIRACONI, 2007).

De acordo com o mesmo autor, a legislação federal e do Estado de São Paulo para o lançamento de efluentes podem assim ser resumidas de acordo com o local de lançamento:

Legislação Federal: Os Parâmetros para lançamento de efluentes são definidos pelo Artigo 34 da resolução CONAMA 357 de 17/03/2005.

A Resolução CONAMA 357 substituiu a Resolução CONAMA 20 de 1986 que trazia em seu Artigo 21 as limitações para o lançamento de efluentes em corpos hídricos.

Legislação Estadual: Os parâmetros para lançamento de efluentes são definidos pelo Artigo 18 do regulamento da Lei Estadual 997 de 31/05/1976, aprovada pelo decreto estadual 8468 de 08/09/1976, alterado pelo decreto estadual 15.425 de 23/07/1980.

A inexistência de uma legislação específica para a o uso de efluentes de fecularia em fertirrigação, tem levado os órgãos ambientais do Estado de São Paulo, usarem como referência a Norma Técnica CETESB P-4.231, elaborada para a fertirrigação de vinhaça de destilaria de álcool, para referenciar os planos de monitoramento do solo e do lençol freático para a fertirrigação. Entre outras exigências, esta norma exige a impermeabilização das lagoas de armazenagem de efluentes com manta de PEAD (Polietileno de alta densidade) com espessura de 2mm.

A Figura 10 mostra uma lagoa impermeabilizada com manta de PEAD (Polietileno de alta densidade) com espessura de 2mm, para recebimento e armazenagem de manipueira, conforme exigência da CETESB.

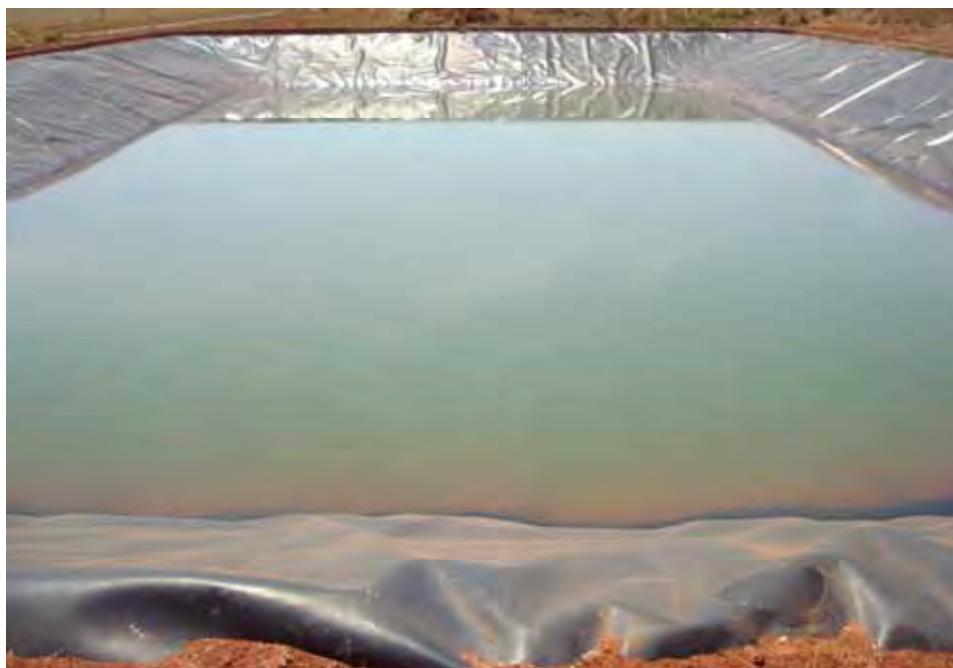


Figura 10: Lagoa impermeabilizada para armazenagem de manipueira

Embora a prática da infiltração de efluentes em lagoas e a fertirrigação sejam ainda um fato comum no estado para empresas processadoras de mandioca, este procedimento não é aceito para novos projetos de licenciamento.

Para obter a autorização ou a licença para a fertirrigação, a empresa deverá solicitar um parecer técnico mediante a apresentação de projeto e as caracterizações da área de aplicação, do efluente e, apresentar um plano de monitoramento ambiental.

A Secretaria Estadual de Meio Ambiente, emitiu Parecer Técnico favorável, mediante à consulta formalizada junto a este órgão referente ao processo de fertirrigação com efluente de fecularia. O documento utilizou como referência os dados da Tabela 5, publicados pela FAO (*Food and Agriculture Organization of the United Nations*).

Tabela 5: Concentração máxima de elementos permitidos em água de irrigação

Elemento	Concentração máxima permitida (mg L ⁻¹)
Al	5,0
As	0,10
Be	0,10
Cd	0,01
Co	0,05
Cr	0,10
Cu	0,20
F	1,0
Fe	5,0
Li	2,5
Mn	0,20
Mo	0,01
Ni	0,20
Pb	5,0
Se	0,02
Sn	-
Ti	-
W	-
V	0,10
Zn	2,0

Fonte: AYERS e WESTCOT (1994)

Para a disposição de efluentes em corpos hídricos, a referência legal utilizada pela CETESB é o Decreto nº 8.468 de 8 de Setembro de 1976, juntamente com o Decreto 375 de 17 de março de 2005 que dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes.

O Decreto nº 8.468 de 8 de Setembro de 1976, que aprovou o Regulamento de Lei nº 997, de 31 de maio de 1976 que dispões sobre a prevenção e controle da poluição do meio ambiente é a referência legal utilizada para a caracterização e a disposição direta ou indireta de efluentes líquidos em rios ou, em rede pública coletora de esgoto. O presente Decreto, em seu Capítulo I, Seção II, artigo 18 diz que: os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados, direta ou indiretamente, nas coleções de água, desde que obedeçam às seguintes condições:

I - pH entre 5,0 e 9,0;

II - temperatura inferior a 40°C;

III - materiais sedimentáveis até 1,0 mL L⁻¹, em teste de uma hora em cone *Imhoff*;

IV - Substâncias solúveis em hexana até 100 mg L⁻¹;

V - DBO_{5,20°C} no máximo de 60 mg L⁻¹. Este limite somente poderá ser ultrapassado no caso de efluentes de sistema de tratamento de águas residuárias que reduza a carga poluidora em termos de DBO_{5,20°C} do despejo em no mínimo 80%;

VI - concentrações máximas dos seguintes parâmetros:

a) Arsênico - 0,2 mg L⁻¹;

b) Bário - 5,0 mg L⁻¹;

c) Boro - 5,0 mg L⁻¹;

d) Cádmio - 0,2 mg L⁻¹;

e) Chumbo - 0,5 mg L⁻¹;

f) Cianeto - 0,2 mg L⁻¹;

g) Cobre - 1,0 mg L⁻¹;

h) Cromo hexavalente - 0,1 mg L⁻¹;

i) Cromo total - 5,0 mg L⁻¹;

j) Estanho - 4,0 mg L⁻¹;

k) Fenol - 0,5 mg L⁻¹;

l) Ferro solúvel (Fe²⁺) - 15,0 mg L⁻¹;

m) Fluoretos - 10,0 mg L⁻¹;

n) Manganês solúvel (Mn²⁺) - 1,0 mg L⁻¹;

o) Mercúrio - 0,01 mg L⁻¹;

p) Níquel - 2,0 mg L⁻¹;

q) Prata - 0,02 mg L⁻¹;

r) Selênio - 0,02 mg L⁻¹;

s) Zinco - 5,0 mg L⁻¹;

Art.19 - Onde houver sistema público de esgotos, em condições de atendimento, os efluentes de qualquer fonte poluidora deverão ser nele lançado.

§ 1º - Caso haja impossibilidade técnica de ligação ao sistema público, o responsável pela fonte de poluição deverá comprová-la perante a CETESB, mediante a apresentação de atestado nesse sentido, expedido pela entidade responsável pela operação do sistema, não se constituindo esse atestado, condição definitiva para a não-ligação da fonte ao referido sistema.

§ 2º - Quando o sistema público de esgotos estiver em vias de ser disponível, a CETESB poderá estabelecer condições transitórias de lançamento em corpos de água, levando em consideração os planos e cronogramas aprovados pelo Governo Federal ou Estadual, eventualmente existentes.

§ 3º - Evidenciada a impossibilidade técnica do lançamento em sistema público de esgotos, os efluentes poderão, a critério da CETESB, ser lançados transitoriamente em corpos de águas, obedecidas às condições estabelecidas neste Regulamento.

§ 4º - A partir do momento em que o local onde estiver situada a fonte de poluição for provido de sistema público de coleta de esgotos, e houver possibilidade técnica de ligação a ele, o responsável pela fonte deverá providenciar o encaminhamento dos despejos líquidos à rede coletora.

Art. 19-A - Os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados em sistema de esgotos, provido de tratamento com capacidade e de tipo adequados, conforme previsto no 4º deste artigo se obedecerem às seguintes condições:

I - pH entre 6,0 e 10,0;

II - temperatura inferior a 40°C;

III - materiais sedimentáveis até 20 mg L⁻¹ em teste de 1 hora em cone *Imhoff*;

IV - ausência de óleo e graxas visíveis e concentração máxima de 150 mg L⁻¹ de substâncias solúveis em hexano;

V - ausência de solventes, gasolina, óleos leves e substâncias explosivas ou inflamáveis em geral;

VI - ausência de despejos que causem ou possam causar obstrução das canalizações ou qualquer interferência na operação do sistema de esgotos;

VII - ausência de qualquer substância em concentrações potencialmente tóxicas a processos biológicos de tratamento de esgotos;

VIII - concentrações máximas dos seguintes elementos, conjuntos de elementos ou substâncias:

- a) arsênico, cádmio, chumbo, cobre, cromo hexavalente, mercúrio, prata e selênio: $1,5 \text{ mg L}^{-1}$ de cada elemento;
- b) cromo total e zinco: $5,0 \text{ mg L}^{-1}$ de cada elemento;
- c) estanho: $4,0 \text{ mg L}^{-1}$;
- d) níquel: $2,0 \text{ mg L}^{-1}$;
- e) todos os elementos constantes das alíneas "a" a "d" deste inciso, excetuando o cromo hexavalente: Total de $5,0 \text{ mg L}^{-1}$.

O Decreto nº 15.425, de 23.07.80, acrescentou os seguintes elementos:

- f) cianeto: $0,2 \text{ mg L}^{-1}$;
- g) fenol: $5,0 \text{ mg L}^{-1}$;
- h) ferro solúvel (Fe^{2+}): $15,0 \text{ mg L}^{-1}$;
- i) fluoreto: $10,0 \text{ mg L}^{-1}$;
- j) sulfeto: $1,0 \text{ mg L}^{-1}$;
- I) sulfato: 1000 mg L^{-1} .

Barana (2000) observou que a redução de macro e micro nutrientes da manipueira durante o processo de biodigestão anaeróbia foi pequena, por isso sugeriu que a manipueira biodigerida seja utilizada na fertirrigação.

Fioretto (2001) cita que é importante o monitoramento da fertilidade do solo antes e após a aplicação. O autor observou que para a dosagem de $80\text{m}^3\text{ha}^{-1}$ e precipitação acumulada de 333mm, o efeito residual desta aplicação foi observado até 60 dias e, para o dobro desta dose, este efeito interferiu por mais de 90 dias.

A Tabela 6 apresenta os valores médios referentes aos teores de hidrogênio, alumínio, potássio, fósforo, cálcio e magnésio, matéria orgânica e pH, em

amostras de solo tratado com manipueira, coletados em uma mesma parcela em diferentes épocas, a duas profundidades.

Tabela 6: Caracterização de solos tratados com manipueira

Dias após a aplicação	Manipueira (m ³ ha ⁻¹)	PROFUNDIDADE															
		0 – 15 cm em g 100g ⁻¹ T.F.S.A								15 – 30 cm em g 100g ⁻¹ T.F.S.A							
		pH	MO%	H ⁺	Al ³⁺	K ⁺	PO ₄ ³⁻	Ca ⁺	Mg ⁺	pH	MO%	H ⁺	Al ³⁺	K ⁺	PO ₄ ³⁻	Ca ⁺	Mg ⁺
30	80	5,53	1,99	6,03	0,56	0,70	0,11	1,85	0,85	5,43	1,96	6,19	0,69	0,49	0,11	1,87	0,78
	160	5,57	1,79	5,65	0,67	0,89	0,15	1,22	0,79	5,23	1,58	6,61	1,01	0,60	0,13	1,12	0,61
	Test.	5,50	1,81	5,52	0,70	0,22	0,13	1,87	0,83	5,20	1,77	5,52	0,70	0,22	0,13	1,87	0,83
60	80	5,50	2,55	6,72	0,69	0,29	0,08	1,68	0,75	5,50	2,55	6,72	0,75	0,31	0,07	1,72	0,75
	160	5,40	2,30	6,88	0,93	0,42	0,11	1,08	0,66	5,40	2,37	6,77	0,99	0,32	0,09	1,08	0,61
	Test.	5,40	2,55	6,72	0,75	0,23	0,08	1,77	0,67	5,43	2,41	6,45	0,77	0,18	0,07	1,83	0,58
90	80	5,03	2,51	5,44	0,51	0,26	0,09	2,00	0,81	5,07	2,24	5,44	0,56	0,18	0,06	2,02	0,65
	160	4,93	2,34	5,71	0,83	0,36	0,11	1,31	0,61	4,77	2,13	5,55	0,93	0,20	0,07	1,45	0,51
	Test.	4,70	2,27	5,28	0,40	0,18	0,06	2,18	0,61	5,00	2,27	4,96	0,32	0,15	0,06	2,50	0,63
120	80	4,90	2,48	5,55	0,61	0,19	0,06	1,79	0,62	4,80	2,20	5,55	0,67	0,13	0,04	1,95	0,56
	160	4,90	2,24	5,49	0,72	0,27	0,10	1,52	0,68	4,90	2,10	5,55	0,80	0,16	0,07	1,50	0,49
	Test.	4,70	2,17	6,40	1,36	0,12	0,05	1,06	0,24	4,60	1,96	6,24	1,36	0,09	0,04	1,06	0,17

Fonte: Fioretto (2001)

Os resultados confirmam que a fertirrigação deve ser realizada com cuidado e, em solos apropriados, principalmente no que diz respeito ao balanço iônico, uma vez que os incrementos na adsorção de nutrientes em relação à testemunha não foram significativos para as condições de desequilíbrio em que se encontrava este solo (FIORETTO, 2001).

3. MATERIAL E MÉTODOS

3.1 Local da pesquisa

A parte experimental desta pesquisa foi realizada na Fecularia Agroindustrial Tarumã Ltda, localizada no município de São Pedro do Turvo, estado de São Paulo, onde foi instalado o conjunto de biodigestores de bancada.

As análises físico-químicas foram realizadas nos laboratórios do Centro de Raízes e Amidos Tropicais – CERAT da Universidade Estadual Paulista (UNESP), campus de Botucatu - SP.

3.2 Matéria-prima

O substrato utilizado nos ensaios foi a manipueira proveniente da produção de fécula de mandioca coletada diretamente na calha de alimentação do descascador de mandioca, na área de processo da empresa. A manipueira passou por dois tratamentos físicos para separação de materiais particulados sendo: peneira de separação e ciclone.

No período de desenvolvimento do experimento foram processados os diversos cultivares de mandioca com idades diferenciadas. Estes dados não foram levados em consideração para o desenvolvimento do experimento.

As coletas de substratos para os biodigestores foram realizadas diariamente e, acondicionadas em recipientes plásticos de 20 litros, de forma que o efluente

não necessitasse de meios de conservação e transporte, obtendo assim, resultados mais próximos da realidade.

A manipueira coletada era deixada em repouso por aproximadamente 3 horas para decantação da areia e outros materiais indesejáveis, e o sobrenadante era retirado através de sifão, de modo que se utilizasse apenas a matéria orgânica em suspensão e solubilizada.

Concluídas as fases de decantação e separação da manipueira, procedia-se a separação de amostras para as caracterizações físico-químicas e era iniciada a alimentação dos biodigestores.

3.3 Experimento

O experimento teve seu início em 13 de agosto de 2.007 e foi avaliado até 14 de março de 2.008. O trabalho consistiu em implantar e operar um sistema de tratamento de manipueira de fecularia em escala piloto, representado por, um reator acidogênico, um reator anaeróbio metanogênico, uma bomba peristáltica com temporizador, e duas caixas coletoras de amostra, e avaliar o efluente tratado para propor sua destinação final através de processo de fertirrigação ou, na impossibilidade ou indisponibilidade de área apropriada, o lançamento em corpo receptor de águas ou rede pública coletora de esgotos.

3.4 Inóculo

O inóculo utilizado foi o lodo proveniente das lagoas anaeróbias de tratamentos dos efluentes líquidos da Indústria de Polvilho Ouro Minas, instalada na cidade de São Pedro do Turvo, estado de São Paulo.

O inóculo foi coletado em frascos plástico de 5 litros e armazenado em câmara fria para reduzir o metabolismo das bactérias, evitando sua morte.

O volume do inóculo utilizado foi de 15 Litros, escolhido aleatoriamente, que representou cerca de 30,6 % do volume útil do reator metanogênico.

A fase de aclimação do inóculo à manipueira e a partida do sistema foi realizada seguindo as recomendações de Barford (1988), Lettinga et al. (1988) e Chernicharo (1997).

Na fase inicial, o lodo do reator metanogênico foi sendo adaptado lentamente, através da adição diária de 2 litros do substrato fermentado diluído com 8 litros de água, até completar o volume final de 49 litros, o que ocorreu em 5 dias.

3.5 Caracterização da matéria-prima

As caracterizações do substrato foram: temperatura, pH, alcalinidade, acidez volátil, sólidos sedimentáveis, sólidos totais, sólidos voláteis, sólidos fixos, demanda química de oxigênio (DQO) e carbono orgânico total - COT.

3.6 Conjunto de biodigestores

Para o desenvolvimento deste experimento foi utilizado um conjunto de biodigestores representados por um reator acidogênico e um reator metanogênico e acessórios conforme Figura 11.



Figura 11: Reatores de digestão anaeróbia

3.7 Biodigestor acidogênico

O biodigestor acidogênico foi confeccionado em PVC e tinha formato cilíndrico, nas dimensões de 30 cm de diâmetro por 40 cm de altura e foi aferido para uma capacidade de 16,33L de volume líquido útil.

O reator possuía fundo falso para separação de materiais decantados e suporte para o apoio do enchimento, de modo que possibilitasse a drenagem de materiais decantados. O enchimento foi confeccionado em tubos de PVC com diâmetro de 1,27cm por 1cm de comprimento. As finalidades do material de enchimento são: permitir o acúmulo de grande quantidade de biomassa, com o conseqüente aumento do tempo de retenção celular; melhorar o contato entre os constituintes do despejo afluente e os sólidos biológicos contidos no reator; atuar como uma barreira física, evitando que os sólidos sejam carregados para fora do sistema de tratamento; e ajudar a promover a uniformização do escoamento no reator. (ANDRADE NETO et. al., 1999).

O reator acidogênico era alimentado de forma intermitente através de bomba peristáltica com controle de vazão em conjunto com temporizador, de modo a manter as condições experimentais pré-estabelecidas.

3.8 Biodigestor metanogênico

O reator metanogênico tinha o formato cilíndrico nas dimensões de 30cm de diâmetro por 90cm de altura, com um volume útil de 49,00 litros, foi construído em aço inoxidável 316, com isolamento térmico em lã de vidro e acabamento externo em placa de alumínio.

O reator possuía uma antecâmara no fundo para decantação do lodo, e foram utilizados anéis de PVC de ½” (1,27cm) de diâmetro por 1 cm de comprimento como suporte para as bactérias. O volume do reator foi aferido utilizando água e uma proveta graduada de 5 litros.

O reator metanogênico era alimentado pelo efluente do reator acidogênico por gravidade.

3.9 Acompanhamento do processo

Após a partida dos reatores, o sistema operou em regime contínuo, de forma que o primeiro reator era alimentado com manipueira fresca e, o efluente deste após a passagem pelo amostrador, era afluente do reator metanogênico.

A operação e controle do conjunto de biorreatores foram feitos através das seguintes análises dos afluentes e efluentes de cada reator: temperatura, pH, carbono orgânico total (COT), alcalinidade total, acidez volátil.

A Tabela 7 apresenta o acompanhamento dos reatores, indicando os parâmetros analisados e suas frequências.

Tabela 7: Indicação do número de coletas de amostras para a realização das análises de acompanhamento do processo

Parâmetros de Controle	Afluente do reator acidogênico	Efluente do reator acidogênico	Efluente do reator metanogênico
pH	5 vezes/semana	5 vezes/semana	5 vezes/semana
Temperatura	5 vezes/semana	5 vezes/semana	5 vezes/semana
COT	2 vezes/semana	2 vezes/semana	2 vezes/semana
Alcalinidade total	5 vezes/semana	5 vezes/semana	5 vezes/semana
Acidez volátil	5 vezes/semana	5 vezes/semana	5 vezes/semana

* Os parâmetros de controle foram avaliados, considerando as vazões de afluentes de 8,0; 12,0 e 16,0 litros ao dia.

3.10 Metodologia analítica

Os procedimentos utilizados para a coleta e preservação das amostras para a realização das análises físicas e químicas de monitoramento do conjunto de biorreatores foram realizados de acordo com o “Guia de Coleta e Preservação de amostras de Água” (CETESB, 1988).

3.10.1 Temperatura

A temperatura foi determinada através da leitura direta em termômetro de mercúrio com escala de 0°C a 50°C. As medidas foram efetuadas na entrada do afluente no reator acidogênico, na saída do reator acidogênico (entrada do reator metanogênico) e na saída do reator metanogênico.

3.10.2 Determinação do potencial hidrogeniônico (pH)

O pH foi determinado por pHmetro digital, através do método descrito pela AOAC (1975), onde a leitura era feita diretamente no monitor do equipamento.

3.10.3 Determinação da acidez volátil (AV)

A acidez total foi determinada através do método titulométrico com solução de hidróxido de sódio 0,01N, conforme metodologia proposta por Silva (1977), que expressa o valor da acidez em $\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$.

3.10.4 Determinação da alcalinidade total (AT)

A alcalinidade total foi determinada através do método titulométrico, com solução de ácido sulfúrico 0,02N, conforme metodologia proposta por Silva (1977), que expressa o valor da alcalinidade em $\text{mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$.

3.10.5 Demanda química de oxigênio (DQO)

A metodologia utilizada foi baseada na proposta da CETESB (1985) como adaptação do método clássico, onde a matéria orgânica é oxidada pelo dicromato de potássio, transformando-se em ácido crômico através de aquecimento.

Neste método, a determinação é feita por espectrofotometria.

3.10.6 Demanda bioquímica de oxigênio (DBO)

A demanda bioquímica de oxigênio foi determinada segundo a metodologia descrita por ALPHA (1995), onde o oxigênio dissolvido foi medido através do método iodométrico.

3.10.7 Sólidos totais (ST)

O teor de sólidos totais refere-se à porcentagem de material remanescente em uma amostra após sua completa evaporação e secagem e, foram determinados segundo APHA (1995).

3.10.8 Sólidos voláteis (SV)

Sólidos voláteis referem-se à porção volatilizada após a incineração da amostra utilizada na determinação de sólidos totais (ST) à temperatura de 600 °C. Foram determinados segundo APHA (1995).

3.10.9 Sólidos fixos (SF)

Sólidos fixos se referem ao resíduo restante após a incineração da amostra, em geral é designado como cinzas. Foram determinados segundo APHA (1995).

3.10.10 Sólidos sedimentáveis (SS)

Foi determinado através do método volumétrico com Cone *Imhoff*, segundo APHA (1995). Segundo esta metodologia, 1 litro de amostra após agitação foram colocados no cone de *Imhoff*. Após 45 minutos de sedimentação, foi realizada uma pequena agitação para desprender os sólidos aderidos nas paredes. Após 15 minutos foi procedida a leitura no próprio cone, com valor expresso em mL L⁻¹H⁻¹.

3.10.11 Carbono orgânico total (COT)

O Carbono orgânico total foi determinado através de aparelho TOC 5000A – *Shimadzu*. As amostras foram incineradas à temperatura de 680°C, o volume injetado foi de 16 µL, o gás de arraste utilizado foi o ar sintético, com fluxo de 150 mL min⁻¹. Através da determinação em separado do carbono total e do carbono inorgânico, foi possível determinar o COT por diferença.

3.10.12 Determinação da condutividade elétrica

A condutividade elétrica foi determinada através de condutivímetro digital, com temperatura corrigida para 25°C de acordo com o método descrito pela APHA (1995), onde a leitura era feita diretamente no monitor do equipamento.

3.10.13 Determinação do teor de metais, nitrogênio, sulfetos, sulfatos, fluoretos e substâncias solúveis em hexana

As análises para foram realizadas no laboratório no Centro de P& D de Solos e Recursos Ambientais do Instituto Agrônomo de Campinas de acordo com a metodologia descrita na 20ª edição do *Standard Methods for the Examination of Water and Wasterwater*.

3.10.14 Taxas de remoção

As taxas de remoção das variáveis: carbono orgânico total - COT, DBO, DQO, sólidos voláteis e sólidos totais foram calculadas através da equação:

$$Re\ moção = \frac{(Valor_{inicial} - Valor_{final})}{Valor_{inicial}} \times 100$$

3.10.15 Análise estatística

Os dados obtidos no experimento foram analisados através de gráficos de superfície de resposta e curvas de contorno, elaborados através do programa computacional Statistica versão 7.0.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Foram realizados ensaios para avaliar as eficiências dos reatores através da redução da carga orgânica do efluente, redução de sólidos totais (ST), sólidos voláteis (SV) e, sua possibilidade de destinação final em corpo receptor, rede pública coletora de esgotos ou uso em processo de fertirrigação. Os dados apresentados a seguir são resultados de amostragens realizados durante 6 meses de experimentação.

4.1 Caracterização da matéria-prima

Os resultados obtidos das análises do efluente da agroindústria servem apenas para a caracterização do substrato utilizado neste experimento, sem a pretensão de se estabelecer uma caracterização da manipueira das agroindústrias processadoras de mandioca, que podem apresentar variações em função da região de plantio da mandioca, do tipo de processamento, a até mesmo eficiência de extração.

Lamo e Menezes (1979) na tentativa de estabelecer uma composição média das águas residuárias de uma fecularia, analisaram periodicamente o líquido e, os resultados obtidos exibiram limites amplos de variação, o que demonstra a dificuldade de se estabelecer um perfil de composição deste resíduo.

A caracterização físico-química média de 20 amostras de manipueira coletadas durante a realização do presente trabalho está apresentada na Tabela 8.

Tabela 8: Composição física e química média da manipueira de agroindústria do processamento da mandioca

Variáveis	Valores
pH	6,63
Demanda bioquímica de oxigênio (DBO)	12.215 mg L ⁻¹
Demanda química de oxigênio (DQO)	14.300 mg L ⁻¹
Carbono orgânico total (COT)	3.352 mg L ⁻¹
Nitrogênio total (N)	360 mg L ⁻¹
Relação Carbono:Nitrogênio (C:N)	9,3:1
Fósforo (P)	42 mg L ⁻¹
Relação Carbono:Fósforo (C:P)	79,8:1
Potássio (K)	1.268 mg L ⁻¹
Cianeto total	12,6 mg L ⁻¹
Sólidos totais (ST)	6,98 mg L ⁻¹
Sólidos voláteis (SV)	3,86 mg L ⁻¹
Sólidos fixos (SF)	3,12 mg L ⁻¹
Temperatura da amostra	26,7 °C
Temperatura ambiente	29,8 °C

A indústria onde o experimento foi realizado tem a capacidade de processamento de 200 toneladas de mandioca por dia e, os valores citados acima podem ser considerados uma boa amostragem da real caracterização de seu efluente de extração de fécula de mandioca. Contudo, comparando os resultados encontrados na caracterização do resíduo utilizado com os citados em literatura, observa-se que alguns parâmetros analisados se aproximam com dados de outros autores, guardadas as devidas proporções, uma vez que as manipueira provém de várias indústrias, com processos diferenciados e, com mandioca processada de diversas origens.

Os valores comprovam os relatos da literatura que, o substrato apresenta variações em sua composição.

Na Tabela 9, encontra-se a composição média da manipueira de fecularia utilizada no experimento, comparada com dados obtidos em literatura.

Tabela 9: Composição de manipueira de fecularia segundo diversos autores

Autor		Presente trabalho	Feiden (2001)	Parizotto (1999)	Anrain (1983)
Variáveis	Unidade				
COT	mg L ⁻¹	3.352	2.604	-	-
DBO	mg L ⁻¹	12.215	-	-	-
DQO	mg L ⁻¹	14.300	11.484	11.363	6.153
Nitrogênio	mg L ⁻¹	360	420	-	123
Fósforo	mg L ⁻¹	110	74	41	24
Potássio	mg L ⁻¹	1.316	1.215	1.305	35
Enxofre	mg L ⁻¹	20	9	-	1
Cianeto total	mg L ⁻¹	12,6	19	-	-
Cianeto livre	mg L ⁻¹	-	10	-	-
Sólidos totais (ST)	mg L ⁻¹	6,98	9,20	14,80	49,51
Sólidos voláteis (SV)	mg L ⁻¹	3,86	6,40	-	44,04
Sólidos fixos (SF)	mg L ⁻¹	3,12	2,80	-	5,47
Sólidos sedimentáveis (SS)	mg L ⁻¹	11,70	61,00	30,00	-
Temperatura	°C	26,70	26,51	23,42	-
pH	--	6,63	6,18	7,06	4,90

- Não analisado

Os resultados obtidos por Feiden (2001) e Parizotto (1999) referem-se aos efluentes da mesma indústria, em razão pelas quais os dados são similares em algumas variáveis como DQO, teor de potássio e temperatura. Os valores de DQO, COT, sólidos totais (ST), sólidos voláteis (SV), sólidos fixos (SF) e sólidos sedimentáveis (SS) apresentaram maiores diferenças devido ao ponto das coletas das amostras em relação aos outros autores. Os autores citados trabalharam com a manipueira que foi utilizada para a lavagem e descascamento das raízes de mandioca enquanto que, no presente trabalho, procurou-se trabalhar com a água de extração da fécula de modo que, as águas de lavagem fossem tratadas em separado para sua possível reutilização.

Os valores de pH do efluente utilizado também apresentam variação em relação aos encontrados pelos outros autores. O valor médio do pH do efluente utilizado foi de 6,63, valor menor apenas que o encontrado por Anrain (1983). Este fato pode estar relacionado com o pH elevado da água afluyente ao processo utilizada pela indústria, que apresentou valor médio de 9,57.

A Figura 12 apresenta os valores de pH da água de abastecimento e do efluente utilizado, analisados durante todo o período do experimento.

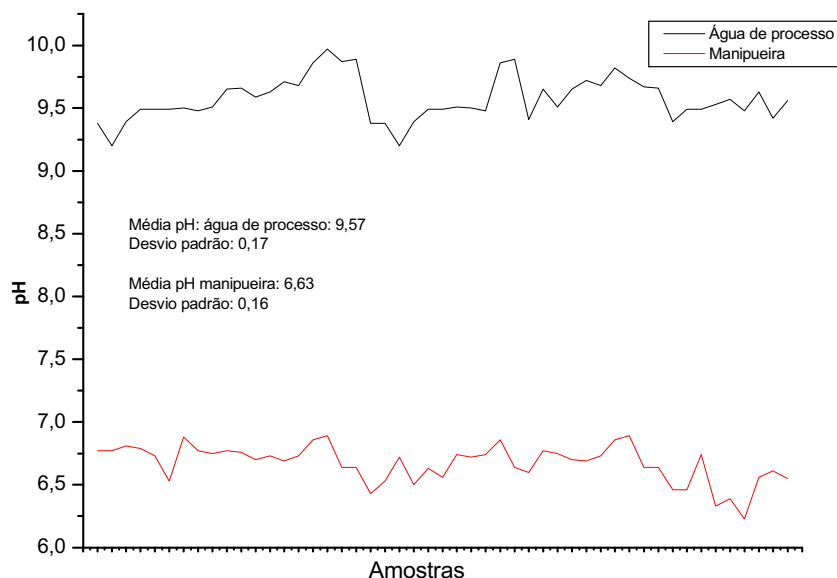


Figura 12 - Valores de pH da água afluyente ao processo e da manipeira fresca.

Analisando a Figura 12, observam-se uma relação entre as variações do pH da água em relação ao pH da manipeira, onde os dados coletados apresentaram valores de desvio padrão próximos.

O valor médio de pH de 6,63 está próximo do valor ótimo para as bactérias acidogênicas (FERNANDES JR. 1995; BARANA, 2000).

4.2 Caracterização da água de processo

A água utilizada pela empresa no processo de extração da fécula foi proveniente de poço tubular profundo e, foi caracterizada de acordo com os parâmetros monitorados do efluente tratado de forma que se permita uma comparação dos elementos presentes, uma vez que a extração da fécula de mandioca ocorre com o uso de grandes quantidades de água.

Foram realizadas análises físicas e químicas da água de processo, com intervalos médios de 30 dias entre as coletas.

A Tabela 10 apresenta os valores médios da caracterização físico-química de cinco amostras da água utilizada no processo de extração da fécula de mandioca, coletadas durante a execução do experimento.

Tabela 10: Composição química da água afluenta ao processo

Variáveis	Unidade	Valores médios
pH	-	9,65
Cianetos	mg L ⁻¹	< 0,003
COT	mg L ⁻¹	0,89
Nitrogênio Amoniacal	mg L ⁻¹	2,25
Nitrogênio Kjeldhal	mg L ⁻¹	4,37
Nitrogênio Nitrito	mg L ⁻¹	0,01
Nitrogênio Nitrato	mg L ⁻¹	1,13
Alumínio (Al)	mg L ⁻¹	0,002
Arsênio (As)	mg L ⁻¹	<0,001
Bário (Ba)	mg L ⁻¹	<0,0005
Boro (Bo)	mg L ⁻¹	<0,01
Cálcio (Ca)	mg L ⁻¹	17,45
Cádmio (Cd)	mg L ⁻¹	<0,002
Chumbo (Pb)	mg L ⁻¹	<0,001
Cianetos (CN ⁻)	mg L ⁻¹	0,071
Cloretos (Cl ⁻)	mg L ⁻¹	13,06
Cobre (Cu)	mg L ⁻¹	<0,04
Cromo (Cr)	mg L ⁻¹	0,015
Estanho (Sn)	mg L ⁻¹	<0,01
Fenol	mg L ⁻¹	<0,0001
Ferro (Fe)	mg L ⁻¹	0,51
Fluoretos (F ⁻)	mg L ⁻¹	0,01
Magnésio (Mg)	mg L ⁻¹	7,42
Manganês (Mn)	mg L ⁻¹	<0,001
Mercúrio (Hg)	mg L ⁻¹	<0,001
Níquel (Ni)	mg L ⁻¹	0,10
Potássio (K)	mg L ⁻¹	17,98
Prata (Ag)	mg L ⁻¹	<0,001
Selênio	mg L ⁻¹	<0,001
Sódio (Na)	mg L ⁻¹	27,18
Zinco (Zn)	mg L ⁻¹	0,11

Através da análise dos dados apresentados na Tabela 10, nota-se o elevado valor para a variável pH porém, a água apresenta características de potabilidade quando comparado com a legislação.

4.3 Controle e monitoramento dos reatores

4.3.1 Caracterização do afluente do reator acidogênico

O afluente do reator acidogênico operou com as variáveis médias apresentadas na Tabela 11.

Tabela 11: Valores de carbono orgânico total (COT), tempo de retenção hidráulica (TRH), pH, temperatura, acidez volátil (AV), alcalinidade total (AT) e relação AV/AT em diferentes vazões do afluente do reator acidogênico.

Vazão L dia ⁻¹	COT g L _r ⁻¹ d ⁻¹	TRH dia ⁻¹	pH	Temp. °C	AV mg L ⁻¹	AT mg L ⁻¹	AV/AT
8,0	1,66	2,04	6,73	26,48	575	-	-
12,0	2,60	1,36	6,46	24,32	592	-	-
16,0	3,36	1,02	6,67	32,72	534	-	-

Para o reator acidogênico, foram realizadas as análises de acidez volátil (AV), desprezando-se o acompanhamento da alcalinidade total (AT) e da relação AV/AT pois, o objetivo deste reator é apenas fermentar a matéria orgânica para a formação de ácidos que serão metabolizados pelas bactérias metanogênicas na etapa subsequente assim como a redução do potencial tóxico da manipueira, uma vez que as bactérias metanogênicas são sensíveis a ação destes compostos.

A temperatura média do afluente variou entre 24 e 33°C que, segundo Feiden (2001) não constitui um limitante para a liberação de cianeto.

O pH médio do afluente ficou próximo a 6,5 que, pode ser considerado ótimo para esta etapa. Segundo Oke (1969) citado por Cereda (2001) valor próximo ao valor ótimo para a cinética da linamarina está entre de 5,5 e 6,0.

De acordo com Sampaio (1996) a faixa de operação ótima para as bactérias acidogênicas está entre 5,0 e 5,5. Vieira e Souza (1981) citado por Sampaio (1996) cita que as correções de pH devem ser feitas sempre que os valores ficarem abaixo de 6,5, podendo para isso usar cal, soda cáustica ou bicarbonato de sódio.

4.3.2 – Caracterização do efluente reator acidogênico

A Tabela 12 apresenta a caracterização do efluente do reator acidogênico que, foi utilizado como afluente do reator metanogênico, alimentado por gravidade.

Tabela 12: Valores de carbono orgânico total (COT), tempo de retenção hidráulica (TRH), pH, temperatura, acidez volátil (AV), alcalinidade total (AT) e relação AV/AT em diferentes vazões do efluente do reator acidogênico.

Vazão L dia ⁻¹	COT g L _r ⁻¹ d ⁻¹	TRH dia ⁻¹	pH	Temp. °C	AV mg L ⁻¹	AT mg L ⁻¹	AV/AT
8,0	0,90	2,04	5,11	24,14	1742	943	1,84
12,0	1,67	1,36	4,83	27,53	1642	783	1,97
16,0	2,21	1,02	4,45	30,11	1843	1048	1,76

O efluente do reator acidogênico iniciou com pH de 5,11 para a vazão de 8,0 Ld⁻¹ e, mantendo-se estável para o segundo tratamento e, ocorrendo uma ligeira redução para o último tratamento. Esta redução de pH pode ser explicada pelo desempenho na acidificação do meio, superior aos tratamentos inferiores, juntamente com a elevação da AV e, devido ao tempo de operação do reator, que pode ter contribuído para uma melhor adaptação das bactérias desenvolvidas ao substrato.

Pelos valores obtidos de acidez volátil de saída em relação aos valores de entrada, o reator apresentou eficiências médias de acidificação superiores a 60% porém, o maior rendimento médio de acidificação ocorreu para o TRH de um dia. Estes valores de eficiência de acidificação aproximam-se dos valores obtidos por outros autores. Fernandes Jr (1995) estudou a cinética da fase acidogênica da digestão anaeróbia, com estabilização do pH encontrando um TRH de um dia como sendo o mais eficiente para esta fase.

O aumento do TRH no reator acidogênico pode promover a formação de uma comunidade de bactérias metanogênicas e, levar a um baixo rendimento da acidificação devido ao consumo dos ácidos formados.

4.3.3 Caracterização do afluente do reator metanogênico

A Tabela 13 apresenta a caracterização do afluente do reator metanogênico.

Tabela 13: Valores de carbono orgânico total (COT), tempo de retenção hidráulica (TRH), pH, temperatura, acidez volátil (AV), alcalinidade total (AT) e relação AV/AT em diferentes vazões do afluente do reator metanogênico.

Vazão L dia ⁻¹	COT g L _r ⁻¹ d ⁻¹	TRH dia ⁻¹	pH	Temp. °C	AV mg L ⁻¹	AT mg L ⁻¹	AV/AT
8,0	0,30	6,13	5,11	24,14	1742	943	1,84
12,0	0,56	4,08	4,83	27,53	1642	783	1,97
16,0	0,74	3,06	4,45	30,11	1843	1048	1,76

Nos dados apresentados na Tabela 12, observa-se que os valores da relação AV/AT são superiores aos recomendados por Silva (1977) sendo que os ácidos serão metabolizados em componentes mais elementares, principalmente CH₄ e CO₂.

4.3.4 Caracterização do efluente do reator metanogênico

A Tabela 14 apresenta a caracterização média do efluente do reator metanogênico durante o experimento. Os resultados da relação AV/AT mostram estabilidade para as vazões de 8,0 e 12,0 Ld⁻¹ e, a ocorrência de instabilidade para o último tratamento. A relação AV/AT é a chave para o sucesso de uma boa digestão anaeróbia (SILVA, 1977).

Lacerda (1991) cita que somente valores acima de 2.000 mg L⁻¹ provocam colapso no reator.

Tabela 14: Valores de carbono orgânico total (COT), tempo de retenção hidráulica (TRH), pH, temperatura, acidez volátil (AV), alcalinidade total (AT) e relação AV/AT em diferentes vazões do efluente do reator metanogênico.

Vazão L dia ⁻¹	COT g L _r ⁻¹ d ⁻¹	TRH dia ⁻¹	pH	Temp. °C	AV mg L ⁻¹	AT mg L ⁻¹	AV/AT
8,0	0,06	6,13	6,48	25,21	463	2133	0,22
12,0	0,17	4,08	6,09	27,83	836	1769	0,47
16,0	0,38	3,06	5,12	30,14	1233	945	1,30

A instabilidade do reator é observada também pela redução do valor de pH, devido à acidificação do meio, causado pela dificuldade das bactérias metanogênicas em metabolizar o volume de ácido fornecido ao reator.

Barana (2000) estudou a digestão anaeróbia da manipueira de farinha, com e sem correção de pH do afluente, obtendo valores de acidez volátil de 7.440 e 11.230 mg.L⁻¹ e alcalinidade total variando de 1.375 a 7.500 mg L⁻¹, com relações AV/AT de 0,35 a 8,17. Com correção de pH, a autora obteve valores de acidez volátil variando de 2.035 a 15.833 mg L⁻¹ e, valores de AV/AT variando de 0,72 a 1,31.

No presente trabalho, para os dois primeiros tratamentos, podemos afirmar que houve equilíbrio no sistema.

4.3.5 Redução da carga orgânica no reator acidogênico

Não eram esperadas reduções significativas de carga orgânica no efluente do reator acidogênico, este fato foi evidenciado pela baixa produção de biogás que, diretamente está relacionado com a degradação da matéria orgânica.

Através dos dados apresentados na Tabela 15, referentes aos dados do afluente e efluente do reator acidogênico, observa-se que para tempos de retenção hidráulica (TRH) maiores, ocorreram maiores eficiências na redução da carga orgânica, baseada em carbono orgânico total. Este fato pode estar relacionado com o desenvolvimento de uma população de bactérias metanogênicas no reator, adaptadas às condições de operação.

Tabela 15: Valores de redução da concentração de carbono orgânico total (COT) no reator acidogênico em função do tempo de retenção hidráulica (TRH).

Vazão (Ld ⁻¹)		8,0			12,0			16,0		
TRH (dias)		2,04			1,36			1,02		
Variáveis	Média	Desvio padrão	C.V. (%)	Média	Desvio padrão	C.V. (%)	Média	Desvio padrão	C.V. (%)	
COT mgL ⁻¹	Afluente	3379	414	12,2	3535	355	10,1	3428	463	13,5
	Efluente	1835	239	13,0	2268	203	9,0	2252	140	28,4
	Eficiência(%)	45,69	-	-	35,77	-	-	34,30	-	-

CV – Coeficiente de variação

A baixa redução da carga orgânica que ocorre em um reator acidogênico é devida à produção e retirada dos gases CO₂ e H₂ do sistema (BARANA, 2000) porém, o que se espera deste reator é a acidificação do meio para subsequente conversão dos ácidos formados em gás carbônico e gás metano pelo reator metanogênico.

A Figura 13 apresenta o gráfico para os valores de redução da carga orgânica em termos de COT, no reator acidogênico em função da carga orgânica de alimentação e, da vazão do afluente.

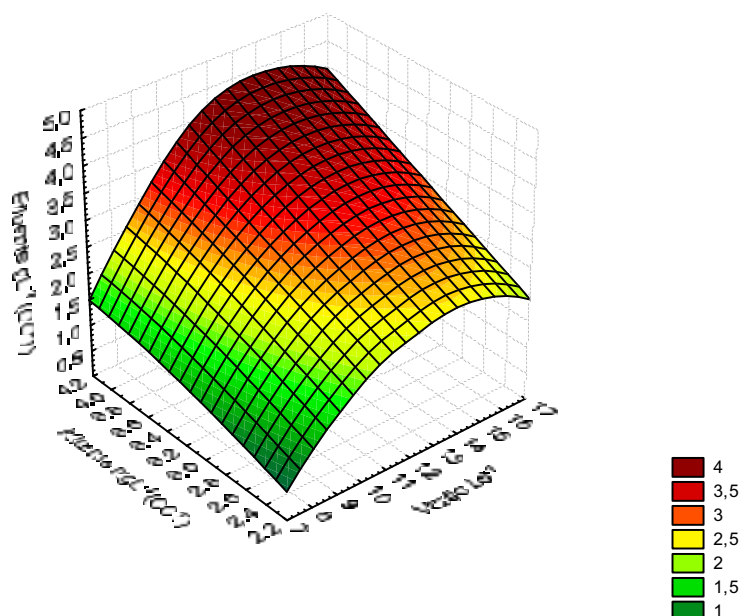


Figura 13 – Gráfico para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no reator acidogênico.

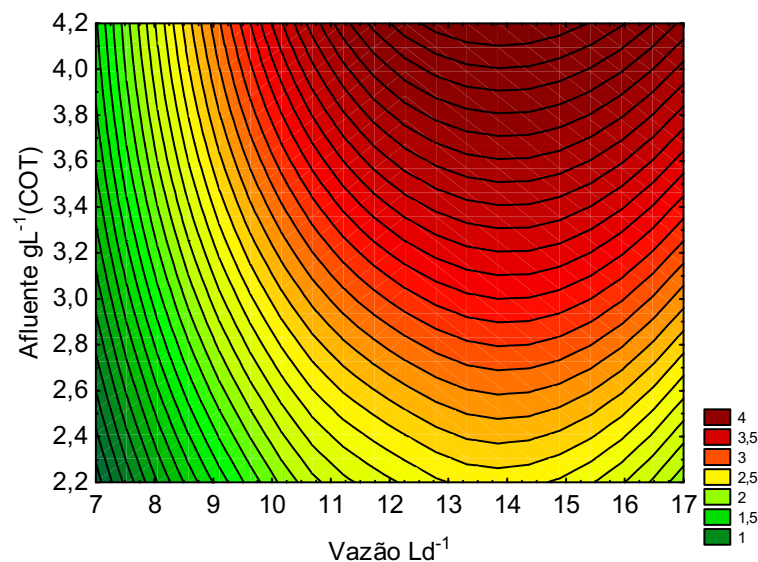


Figura 14 – Gráfico das curvas de contorno para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no reator acidogênico.

A análise das Figuras 13 e 14 evidencia que as maiores taxas de redução de carga orgânica ocorreram em baixas vazões, ou seja, em vazões menores de $12,0 \text{ Ld}^{-1}$, sendo a maiores reduções obtidas com cargas de alimentação inferiores a $3,4 \text{ gL}^{-1}$ (COT) e vazão até $8,0 \text{ Ld}^{-1}$.

4.3.6 Redução da carga orgânica no reator metanogênico

No reator metanogênico (Tabela 16), a remoção de matéria orgânica em termos de COT apresentou uma taxa média da ordem de 81,2% para o primeiro tratamento, 70,3% para o segundo tratamento e, para o último tratamento, onde se trabalhou com uma vazão duas vezes superior á primeira, ocorreu uma sensível redução para 48,1%. A baixa eficiência para o último tratamento ocorreu provavelmente, pela acidificação do reator metanogênico e, uma conseqüente instabilidade. Este fato pode ser observado na Tabela 14, através dos valores de pH e da relação AV/AT, que apresentou um valor médio de 1,30.

Tabela 16: Valores de redução da concentração de carbono orgânico total (COT) no reator metanogênico em função do tempo de retenção hidráulica (TRH).

Vazão (Ld ⁻¹)		8,0			12,0			16,0		
TRH (dias)		6,13			4,08			3,06		
Variáveis		Média	Desvio padrão	C.V. (%)	Média	Desvio padrão	C.V. (%)	Média	Desvio padrão	C.V. (%)
COT mgL ⁻¹	Afluente	1835	239	13,0	2268	203	9,0	2252	140	6,2
	Efluente	342	41	11,9	677	113	16,6	1167	183	15,7
	Eficiência(%)	81,2	-	-	70,3	-	-	48,1	-	-

CV – Coeficiente de variação

Barana (1996) obteve reduções de carga orgânica de 85 a 88% em termos de DQO na fase metanogênica, trabalhando com cargas de alimentação de 1,10 a 5,24 gL⁻¹d⁻¹. quando a carga de alimentação foi elevada para 8,48 gL⁻¹d⁻¹, a taxa de remoção reduziu para 54,96%.

Barana (2000), obteve reduções de carga orgânica de DQO de 75,24% com carga de alimentação em de 9,45 gL⁻¹d⁻¹, no reator metanogênico, sem correção do pH da afluente. Com correção do pH, a autora obteve reduções de 85,61%, com carga de alimentação de 6,16 gL⁻¹d⁻¹.

Feiden (2001) obteve redução de carga orgânica no reator metanogênico, em termos de COT de: 70,49%; 67,76%; 56,49%; 65,56% e 22,84% com carga de alimentação de 0,038; 0,225; 0,385; 0,499 e 0,760 gL_r⁻¹d⁻¹ respectivamente.

Os resultados de redução da carga orgânica no reator metanogênico no presente trabalho, foram inferiores aos obtidos por Barana (2000), que trabalhou com reatores de bancada, com controle de temperatura, mas se aproximam aos obtidos por Feiden (2001) que trabalhou em condições de campo, com sistema robusto, sem controle de temperatura ou correção de pH.

As Figuras 15 e 16 mostram os gráficos indicando a redução da carga orgânica no reator metanogênico em função da carga orgânica de alimentação e da vazão do afluente.

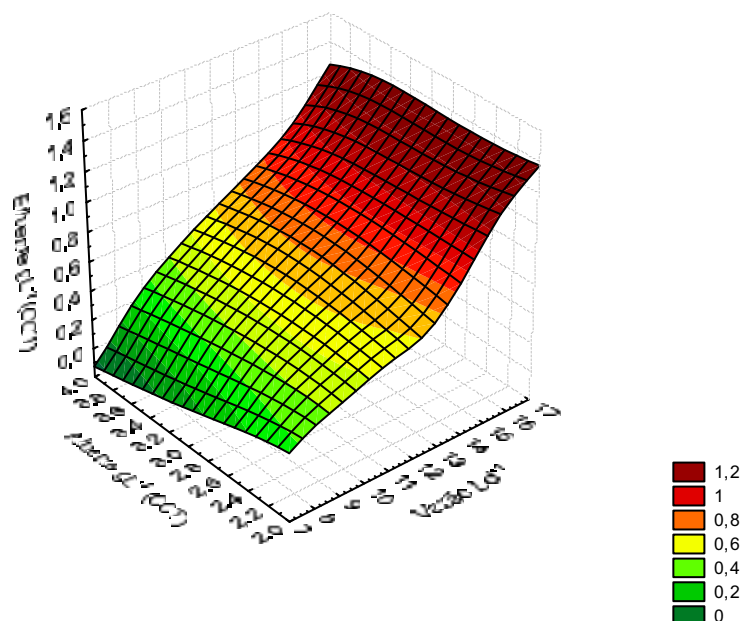


Figura 15: Gráfico para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no reator metanogênico.

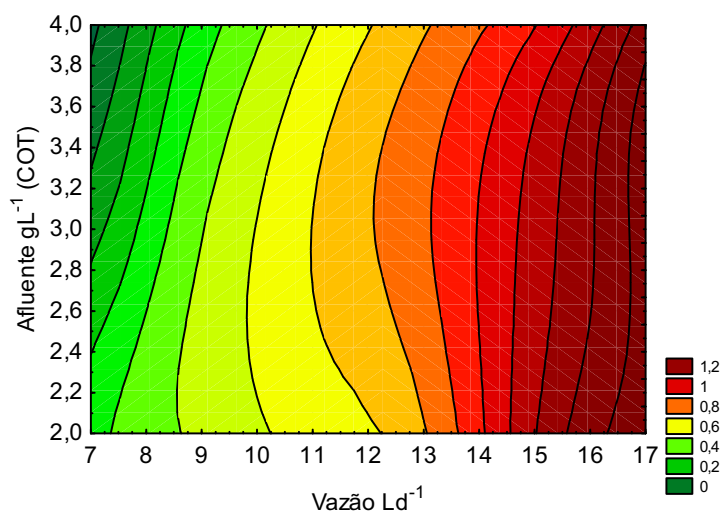


Figura 16 – Gráfico das curvas de contorno para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no reator metanogênico.

Analisando as Figuras 15 e 16, observa-se que o reator metanogênico obteve um melhor desempenho para vazões de até 12 Ld^{-1} , mesmo com cargas orgânicas de alimentação superiores aos valores médios de alimentação que foram de $3,35 \text{ gL}^{-1}$ em termos de COT, o que representa uma eficiência média de 82%.

No presente trabalho, foram obtidas eficiências médias de redução de carga orgânica no reator metanogênico de 81,2%; 70,3% e 48,1%, para cargas de alimentação de 0,30; 0,56 e 0,74 gL_r⁻¹ respectivamente. Estes valores foram próximos aos obtidos por outros autores, porém com TRH superiores.

4.3.7 Redução da carga orgânica no conjunto de reatores

Através da análise dos dados da Tabela 17, observa-se que para os tempos de retenção hidráulica (TRH) de 8,17 e 5,44 dias, foi possível uma eficiência na redução da carga orgânica expressa em carbono orgânico total (COT) de 89,8 e 80,9% respectivamente, porém para o último tratamento o sistema apresentou instabilidade resultando numa eficiência de 66%.

Tabela 17: Valores de redução da concentração de carbono orgânico total (COT) no conjunto de reatores em função do tempo de retenção hidráulica (TRH).

Vazão (Ld ⁻¹)		8,0			12,0			16,0		
TRH (dias)		8,17			5,44			4,08		
Variáveis		Média	Desvio padrão	C.V. (%)	Média	Desvio padrão	C.V. (%)	Média	Desvio padrão	C.V. (%)
COT mgL ⁻¹	Afluente	3379	414	12,2	3535	355	10,1	3428	463	13,5
	Efluente	342	41	11,9	677	113	16,6	1167	183	15,7
	Eficiência(%)	89,8	-	-	80,9	-	-	66,0	-	-

Barana e Cereda (2000) operaram reatores de fluxo ascendente com separação de fases e TRH de 4 dias para efluente de indústria de farinha de mandioca obtendo eficiência de remoção de até 75,24 % na DQO para uma carga orgânica de 9,45gDQOL⁻¹dia⁻¹. Feiden (2001) trabalhou com efluente de fecularia em reator tipo USAB com separação de fases e, em temperatura ambiente, obtendo remoções de DQO de 83,01% para TRH de 9,7 dias, 68,69% para 6,9 dias e 77,21 % para 4,4 dias.

Lacerda (1991) operou um reator com TRH de 4,5 dias, sob uma temperatura de 32°C, obtendo uma redução de carga orgânica em termos de DQO da ordem de 85,2%.

Barana (2001) trabalhou com temperatura de 35°C mantida por sistema de aquecimento e Feiden (2001) operou reatores volume total de 4.000 litros e, enterrados no solo. Este fato que pode ter auxiliado na redução do gradiente de temperatura, embora o autor tenha trabalho em temperaturas inferiores às consideradas ótimas.

Kuczman (2007), estudando manipueira, obteve reduções de carga orgânica (DQO) máximas e mínimas de 99,22% e 95,31% respectivamente, para cargas de alimentação de 1,28 e 2,68 gL⁻¹d⁻¹, operando reator horizontal de fase única e, com temperatura de 33±1°C.

Colin et. al (2007) com trabalho desenvolvido na Colômbia, obtiveram redução de 87% de DQO em reator filtro de fluxo horizontal, com bambu como meio de suporte e, utilizando manipueira de indústria de polvilho azedo com carga máxima de 11,8 gL⁻¹d⁻¹.

Os valores de redução de carga orgânica deste trabalho foram inferiores aos obtidos por Barana (2000) e Feiden (2001) para TRH próximos, porém, os valores de redução de carga orgânica, a partir de 80%, atendem às especificações dos órgãos ambientais para a disposição em rios ou mesmo em sistema público de coleta e tratamento. Este rendimento inferior de capacidade de redução de carga orgânica pode ser explicado pela temperatura média de trabalho do conjunto de biodigestores que, operou por períodos, abaixo da mínima recomendada na literatura.

O presente experimento foi realizado em área externa, sem sistema de controle e correção de temperatura e, devido a estes fatores, os biodigestores operaram em temperaturas sub-ótimas, de acordo com Chernicharo (1997). O mesmo autor afirma que em temperaturas abaixo de 30°C, o crescimento e a atividade bacteriana é sensivelmente reduzida e, a atividade bacteriana diminui 11% a cada 1°C para biodigestores operados a temperaturas abaixo de 30°C. Este fato pode justificar a menor eficiência de redução da carga orgânica deste experimento em comparação com os resultados obtidos por outros autores que, trabalharam com controle de temperatura.

As Figuras 17 e 18 mostram gráficos indicando a eficiência da redução da carga orgânica do conjunto de reatores em função da carga orgânica de alimentação, a carga orgânica do afluente e da vazão de alimentação.

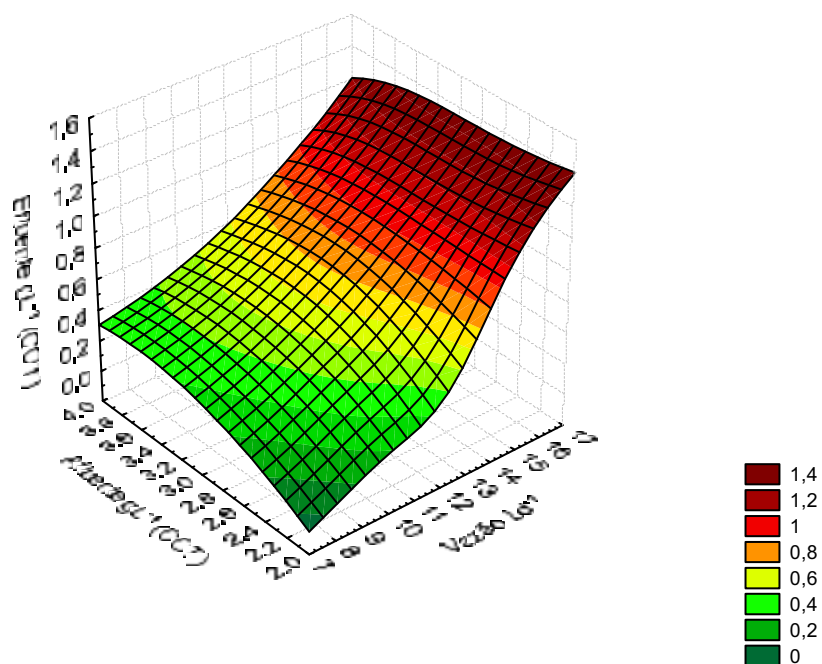


Figura 17: Gráfico para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no conjunto de reatores.

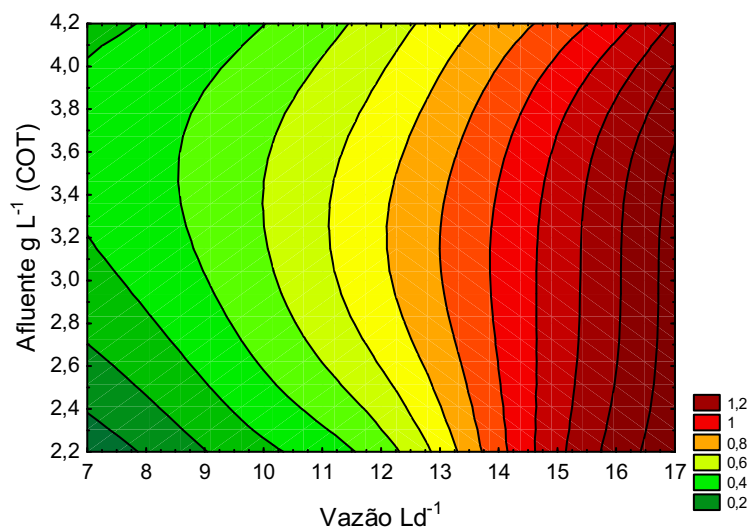


Figura 18: Gráfico das curvas de contorno para os valores de carbono orgânico total do efluente em função da vazão e do carbono orgânico total do afluente no conjunto de reatores.

É importante destacar que, para os biodigestores anaeróbios a eficiência depende do estabelecimento de um leito de lodo ativo e com boas condições de decantação no interior do reator (CHERNICHARO, 1997).

Analisando as figuras 17 e 18, observa-se que para os valores médios de COT do afluente dos reatores de $3,4 \text{ gL}^{-1}$ e, para uma vazão média de 11 Ld^{-1} , obteve-se valores médios de COT para o efluente de $0,4 \text{ gL}^{-1}$, que representa uma eficiência média de redução da carga orgânica de 82,35% para um TRH de 5,93 dias.

4.3.8 Redução de sólidos voláteis (SV) e sólidos totais (ST) no conjunto de reatores

Durante o desenvolvimento do experimento, não foram observadas variações significantes nos valores de SV e ST no substrato, como pode ser observado na Tabela 18.

Tabela 18: Valores de redução da concentração de sólidos voláteis e sólidos totais no reator acidogênico e metanogênico em do tempo de retenção hidráulica.

Vazão Ld^{-1}		8,0			12,0			16,0		
TRH (dias)		8,17			5,44			4,08		
Variáveis		Média	Desvio padrão	C.V. (%)	Média	Desvio padrão	C.V. (%)	Média	Desvio padrão	C.V. (%)
Reator acidogênico										
ST mgL^{-1}	Afluente	8,109	0,917	11,3	8,085	0,514	6,4	8,131	0,551	6,8
	Efluente	2,680	0,281	2,1	2,944	0,392	13,3	2,588	0,438	16,9
	Eficiência(%)		66,86			63,63			68,00	
SV mgL^{-1}	Afluente	6,068	0,640	10,5	6,174	0,285	4,6	6,109	0,412	6,7
	Efluente	2,898	0,358	12,3	1,864	0,098	5,3	2,216	0,114	5,2
	Eficiência(%)		52,27			69,79			63,62	
Reator metanogênico										
ST mgL^{-1}	Afluente	2,680	0,281	10,5	2,944	0,392	13,3	2,588	0,438	16,9
	Efluente	1,149	0,143	12,5	1,621	0,196	12,1	1,381	0,200	14,5
	Eficiência(%)		56,96			44,71			45,96	
SV mgL^{-1}	Afluente	2,898	0,358	12,3	1,864	0,098	5,3	2,216	0,114	5,2
	Efluente	1,448	0,225	15,6	1,037	0,076	7,4	1,176	0,058	4,9
	Eficiência(%)		49,93			44,36			47,23	
Reator acidogênico + reator metanogênico										
ST mgL^{-1}	Afluente	8,109	0,917	11,3	8,085	0,514	6,4	8,131	0,551	6,8
	Efluente	1,149	0,143	12,5	1,621	0,196	12,1	1,381	0,200	14,5
	Eficiência(%)		85,75			80,0			83,93	
SV mgL^{-1}	Afluente	6,068	0,640	10,5	6,174	0,285	4,6	6,109	0,412	6,7
	Efluente	1,448	0,225	15,6	1,037	0,076	7,4	1,176	0,058	4,9
	Eficiência(%)		76,14			83,30			79,95	

SV – Sólidos voláteis; ST – Sólidos totais.

Através da análise da Tabela 18, observa-se que as reduções de sólidos totais no reator acidogênico foram superiores às taxas de redução no reator metanogênico em todos os ensaios embora o terceiro experimento tenha o dobro da vazão de alimentação do primeiro apesar, do reator acidogênico não tenha sido projetado para a retenção de sólidos.

Feiden (2001) relatou que, no seu experimento, a alta taxa de retenção de sólidos trouxe como conseqüência, o acúmulo de sólidos no interior do reator, reduzindo sua capacidade útil. O autor partiu de um efluente bruto com carga média de sólidos sedimentáveis de 61 mgL^{-1} que, após a decantação foi atingido uma média de 13 mgL^{-1} .

A remoção dos sólidos sedimentáveis poderia ser aumentada, elevando-se o tempo de decantação porém, a manipueira é facilmente fermentável (LEONEL e CEREDA, 1996). Neste trabalho, os decantadores foram substituídos por um ciclone, de forma que se eliminasse o tempo de decantação, com isso, obtendo valores médios de sólidos sedimentáveis da ordem de $8,1 \text{ mgL}^{-1}$.

No reator metanogênico, as reduções de SV e ST foram significativamente menores que no reator acidogênico, sendo a maior redução obtida com a menor vazão de alimentação.

Fernandes Jr (1995) verificou que em reator acidogênico para tratamento de manipueira, a redução de SV era inversamente proporcional ao TRH utilizado, sendo do TRH de um dia o que apresentou a menor redução.

No presente experimento, foi possível confirmar que, as reduções de SV e ST mostraram-se independentes dos valores de vazão de alimentação ou da carga orgânica, conforme constatado por Feiden (2001). Fernandes Jr (1995) observou que as reduções de SV foram decrescentes em relação à diminuição do TRH, operando com reatores acidogênicos de mistura completa.

Em geral, o conjunto de reatores em estudo apresentou eficiências médias de remoção de sólidos voláteis superiores a 80% e, para sólidos totais superiores a 76%.

Analisando os gráficos das Figuras 19 e 20, observa-se que as respostas desejáveis, ou seja, as maiores reduções de sólidos totais ocorreram em valores de vazão de $7,0$ a $10,5 \text{ Ld}^{-1}$, com afluente de $6,0$ a $10,0 \text{ gL}^{-1}$.

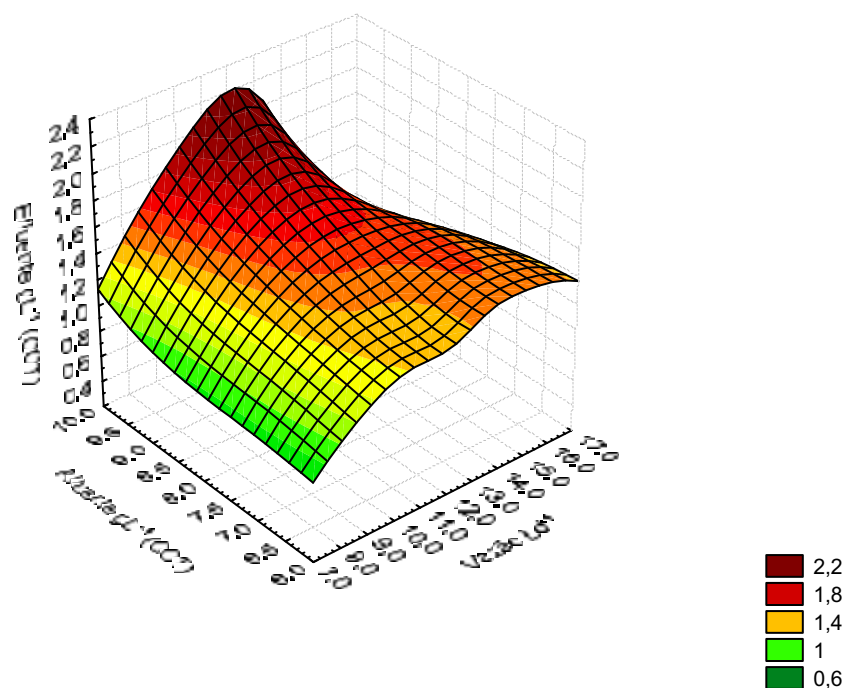


Figura 19: Gráfico para os valores de concentração de sólidos totais no efluente em função da vazão de alimentação e concentração de sólidos totais do afluente no conjunto de reatores.

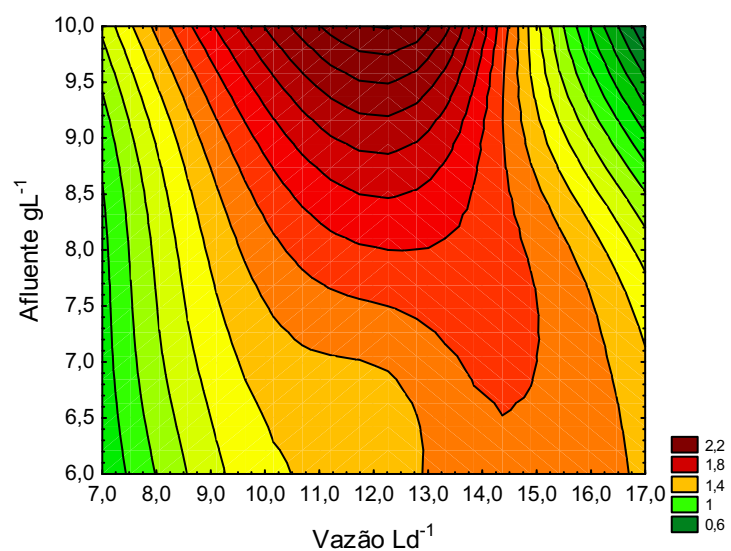


Figura 20: Gráfico das curvas de contorno para os valores de concentração de sólidos totais do efluente em função da vazão de alimentação e da concentração de sólidos totais do afluente no conjunto de reatores.

As figuras 21 e 22 apresentam a redução de sólidos voláteis no conjunto de reatores.

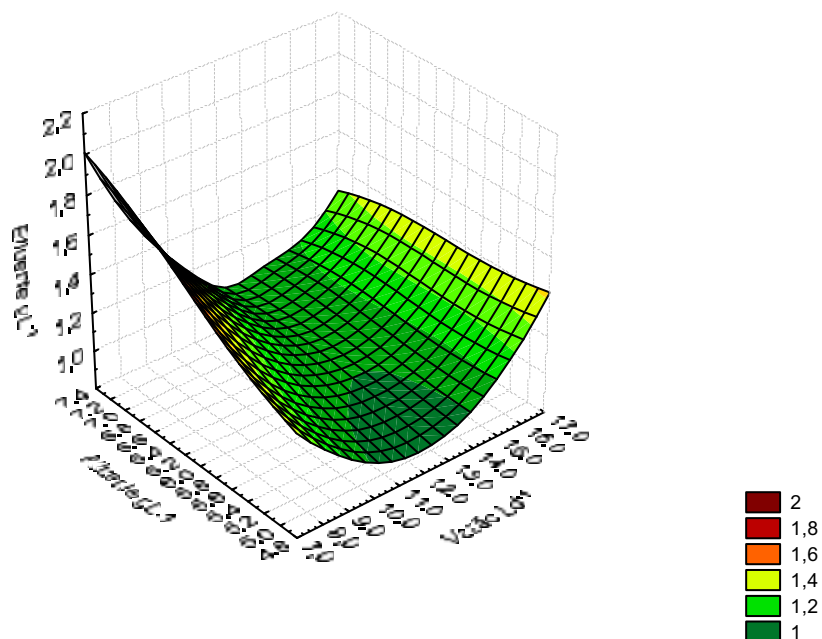


Figura 21: Gráfico para os valores de concentração de sólidos voláteis no efluente em função da vazão de alimentação e concentração de sólidos voláteis do afluente no conjunto de reatores.

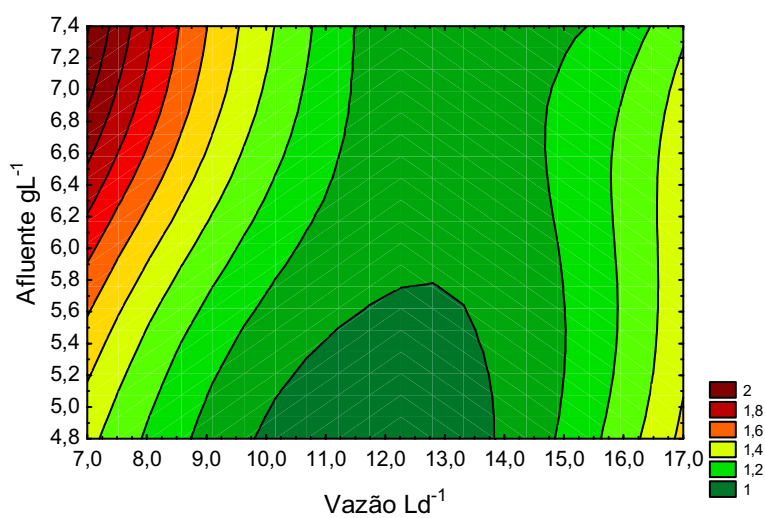


Figura 22: Gráfico das curvas de contorno para os valores de concentração de sólidos voláteis do efluente em função da vazão de alimentação e da concentração de sólidos voláteis do afluente no conjunto de reatores.

Analisando os gráficos das Figuras 21 e 22, observa-se que os valores desejáveis, ou seja, as maiores reduções dos teores de SV ocorreram no intervalo de vazão entre 10,0 e 14,0 Ld⁻¹, para afluentes com valores de SV inferiores a 5,7 gL⁻¹.

Fernandes Jr (1995) estudando o tratamento de manipueira em reator acidogênico, observou que a redução de SV era inversamente proporcional ao TRH empregado e, o TRH de um dia que apresentou a menor redução, calculada em 10,30%.

Feiden (2001) obteve redução total de sólidos voláteis de acima de 75%, independente das vazões de alimentação adotada. O autor ainda concluiu que, em vista dos reatores empregados possuem dispositivos para reter sólidos, nem ST nem SV são indicadores eficazes da capacidade de remoção de carga orgânica.

4.4 Avaliação do efluente tratado para disposição em corpo receptor

Os lançamentos de efluentes de qualquer fonte de poluição deverão atender à legislação federal e à legislação estadual, quando houver, e na ocorrência de conflitos entre os valores especificados para uma determinada variável, deve-se considerar o de valor mais restritivo (MIRACONI, 2007).

O efluente do segundo experimento foi utilizado para comparação com a legislação estadual e federal, para disposição em corpo receptor, por ser o primeiro que atendeu ao requisito mínimo de redução de carga orgânica, exigido pelas duas esferas legais que, deve ser maior ou igual a 80%. O segundo experimento apresentou uma taxa de redução média de carga orgânica, expressa em COT de 80,9%.

Os resultados das caracterizações do efluente tratado foram comparados com a legislação estadual através do Artigo 18 do regulamento da Lei Estadual 997 de 31/05/1976, aprovada pelo decreto estadual 8468 de 08/09/1976, alterado pelo decreto estadual 15.425 de 23/07/1980 e, com a legislação federal através do Artigo 34 da resolução CONAMA 357 de 17/03/2005.

A Tabela 19 apresenta os dados referentes às análises físico-químicas realizadas no efluente tratado, em comparação com a legislação estadual e federal para à disposição em corpo receptor.

Tabela 19: Composição física e química do efluente após tratamento nos reatores acidogênico e metanogênico e os valores limites definidos por legislação para o lançamento em corpo receptor de água.

Variável	Unidade	Valores médios	DECRETO N° 8.468	CONAMA 357
pH	-	6,09	5 - 9	5 - 9
Temperatura	°C	27,83	< 40°C	< 40°C
Materiais sedimentáveis	mL L ⁻¹	1,0	1,0	1,0
Substâncias solúveis em	mL L ⁻¹	12,6	100	100
DBO *	mL L ⁻¹	1110,0	60	60
Arsênio (As)	mL L ⁻¹	0,04	0,2	0,5
Bário (Ba)	mL L ⁻¹	<0,01	5,0	5,0
Boro (Bo)	mL L ⁻¹	0,24	5,0	5,0
Cádmio (Cd)	mL L ⁻¹	0,02	0,2	0,2
Chumbo (Pb)	mL L ⁻¹	<0,01	0,5	0,5
Cianetos (CN ⁻)	mL L ⁻¹	0,07	0,2	0,2
Cobre (Cu)	mL L ⁻¹	0,02	1,0	1,0
Cromo hexavalente (Cr ⁶⁺)	mL L ⁻¹	<0,01	0,1	-
Cromo total (Cr)	mL L ⁻¹	<0,01	5,0	0,5
Estanho (Sn)	mL L ⁻¹	0,05	4,0	4,0
Fenol	mL L ⁻¹	<0,01	0,5	0,5
Ferro solúvel (Fe ⁺⁺)	mL L ⁻¹	5,64	15,0	20,0
Fluoretos (F ⁻)	mL L ⁻¹	2,43	10,0	10,0
Manganês (Mn)	mL L ⁻¹	0,15	1,0	1,0
Mercúrio (Hg)	mL L ⁻¹	<0,001	0,01	0,01
Níquel (Ni)	mL L ⁻¹	0,02	2,0	2,0
Nitrogênio amoniacal	mL L ⁻¹	116,2	-	20,0
Prata (Ag)	mL L ⁻¹	<0,01	0,02	0,1
Selênio (Se)	mL L ⁻¹	<0,01	0,02	0,3
Sulfetos (S ⁻)	mL L ⁻¹	<0,01	1,00	1,00
Zinco (Zn)	mL L ⁻¹	0,11	5,0	5,0

* Este limite somente poderá ser ultrapassado no caso de efluentes de sistema de tratamento de águas residuárias que reduza a carga poluidora em termos de DBO 5 dias, 20°C do despejo em no mínimo 80%.

Analisando a Tabela 19, verifica-se que o valor médio de DBO foi de 1.110 mg L⁻¹, que, quando comparado com o valor médio de caracterização da manupieira utilizada neste experimento, calcula-se uma redução de ordem de 90,9%. Este nível de redução

de carga orgânica em termos de DBO, atende ao requisito do Decreto assim como os demais parâmetros com exceção do nitrogênio amoniacal. A concentração de nitrogênio amoniacal no efluente tratado o inviabiliza para o seu lançamento diretamente em corpo receptor, necessitando um pós tratamento para atendimento integral aos requisitos legais.

Uma característica da digestão anaeróbia é a baixa redução de minerais (Chernicharo, 1997; Seghezze et al., 1998). O nitrogênio presente é utilizado no crescimento dos microrganismos e grande parte do nitrogênio orgânico é mineralizado durante o tratamento anaeróbio (Tritt; Schuchardt, 1992; Vartak et al., 1998). O que poderia explicar essa redução de nitrogênio seria sua perda na forma de nitrogênio gasoso. Polprasert, et. al. (1992), estudando o tratamento anaeróbio de efluente de abatedouro, observaram uma concentração de nitrogênio no biogás entre 20 e 27%, justificando a presença à sua entrada de forma solubilizada no afluente do reator, o que acontece quando se trabalha com efluentes bem diluídos. Caixeta et. al. (2002) também observaram redução de nitrogênio no tratamento de efluente de abatedouro em um reator do tipo UASB operado a 35°C, de 63 e 74% em TRH de 22 e 18 horas, respectivamente. Os autores atribuíram a remoção de nitrogênio ao aumento da concentração de nitrogênio amoniacal, que também contribui para manter a alcalinidade do reator, entretanto, tanto o íon amônio (NH_4^+) quanto à amônia livre (NH_3) podem tornar-se inibidores quando presente em elevadas concentrações (CHERNICHARO, 1997).

Um pós-tratamento simples como um filtro aeróbio, alcança eficiência compatíveis com processos convencionais na remoção de nitrogênio amoniacal. (CHERNICHARO, 1997; DURAN et al., 1993).

A tendência atual de acoplar um reator aeróbio a um reator anaeróbio, tem como objetivo a remoção da matéria orgânica remanescente do tratamento anaeróbio, pela aeração e pela redução complementar da matéria orgânica carbonada, bem como pela remoção de nutrientes como nitrogênio e fósforo. A combinação de processos como, por exemplo, reator anaeróbio de fluxo ascendente (UASB) e processo aeróbio reúne a degradação da matéria orgânica com a remoção do conteúdo de nitrogênio amoniacal do efluente e se caracterizam pelo baixo custo e fácil operação constituindo-se numa alternativa eficaz para novas instalações principalmente quando se considera o espaço físico na planta industrial (DURAN et al., 1993).

Uma das vantagens do processo de remoção biológica de nitrogênio é que ele pode ser adaptado às condições já existentes para o tratamento biológico existente. A oxidação da matéria orgânica carbonada e nitrogenada pode ocorrer simultaneamente, no segundo reator ou pode ser realizada em reatores separados, utilizando-se para cada um, uma biomassa específica (RAMALHO, 1983; ABUFAYED, 1986). As bactérias nitrificadoras são responsáveis pela remoção da amônia e os microorganismos heterotróficos são responsáveis pela remoção da demanda bioquímica de oxigênio (RAMALHO, 1983).

Um método biológico aplicado à transformação do nitrogênio amoniacal, proveniente do tratamento anaeróbio, consiste em uma etapa aeróbia, onde ocorre a oxidação da amônia a nitrato denominada nitrificação, seguida por uma etapa anóxica, onde o nitrato deve ser reduzido a nitrogênio molecular que, é liberado para a atmosfera, em um processo chamado desnitrificação (BEG, 1980; ABREU, 1994).

4.5 Avaliação do efluente tratado para disposição em rede pública coletora de esgotos

Para a avaliação das características físico-químicas do efluente tratado para a disposição em rede pública, foi utilizado como referência legal o Artigo 19 do decreto estadual 8468 de 08/09/1976.

O Artigo 19 cita que, onde houver sistema público de esgotos, em condições de atendimento, os efluentes de qualquer fonte poluidora deverão ser nele lançado. Esta exigência da legislação é justificada na medida em que facilita ao órgão ambiental fiscalizador a sua tarefa pois, as ações de fiscalização antes pulverizadas em cada uma das empresas que realizam despejos nos corpos d'água, passam a ficar concentradas, voltadas para o efluente final das estações de tratamento do sistema público.

O Artigo 19-A define as condições de lançamento e as concentrações máximas para as substâncias presentes em efluentes industriais tratados. Como o sistema público recebe em suas instalações diversas contribuições individuais de fontes poluidoras, a legislação permite ao órgão receptor o estabelecimento de outros padrões ou limites, de forma que não ocorram danos ou prejuízos ao sistema de coleta e tratamento.

A Tabela 20 apresenta os dados relativos às análises físico-químicas realizadas no efluente tratado em comparação com a legislação estadual para a disposição em rede pública coletora de esgotos.

Tabela 20: Composição física e química do efluente após tratamento nos reatores acidogênico e metanogênico e os valores limites definidos por legislação para o lançamento em rede pública coletora de esgotos.

Variáveis	Unidade	Valores médios	DECRETO N° 8.468
pH	-	6,09	5,0 – 9,0
Óleos e graxas	-	Ausência	Ausência
Temperatura	°C	27,83	< 40°C
Materiais sedimentáveis	mL L ⁻¹	1,0	20,0
Substâncias solúveis em	mL L ⁻¹	36,0	150
DBO *	mL L ⁻¹	1.110	60
Arsênio (As)	mL L ⁻¹	0,04	1,5
Cádmio (Cd)	mL L ⁻¹	0,02	1,5
Chumbo (Pb)	mL L ⁻¹	<0,01	1,5
Cianetos (CN ⁻)	mL L ⁻¹	0,07	0,2
Cobre (Cu)	mL L ⁻¹	0,02	1,5
Cromo hexavalente (Cr ⁶⁺)	mL L ⁻¹	<0,01	1,5
Cromo total (Cr)	mL L ⁻¹	<0,01	5,0
Estanho (Sn)	mL L ⁻¹	0,05	4,0
Fenol	mL L ⁻¹	<0,01	5,0
Ferro solúvel (Fe ⁺⁺)	mL L ⁻¹	5,64	15,0
Fluoretos (F ⁻)	mL L ⁻¹	2,43	10,0
Mercúrio (Hg)	mL L ⁻¹	<0,001	1,5
Níquel (Ni)	mL L ⁻¹	0,02	2,0
Prata (Ag)	mL L ⁻¹	<0,01	1,5
Selênio (Se)	mL L ⁻¹	<0,01	1,5
Sulfato (SO ₄ ⁻)	mL L ⁻¹	25,00	1000
Sulfetos (S ⁻)	mL L ⁻¹	<0,01	1,0
Zinco (Zn)	mL L ⁻¹	<0,01	5,0

A legislação exige um teor limite de cianeto de $0,2 \text{ mg L}^{-1}$ mas, não define se é cianeto total ou livre (BARANA, 2000; FEIDEN, 2001). Neste experimento trabalhou-se com o cianeto total.

Analisando os valores relacionados na Tabela 20, conclui-se que o efluente tratado poderia ser lançado na rede pública, porém para o atendimento integral do decreto, deverá ainda ser comprovado:

- Ausência de solventes, gasolina, óleos leves e substâncias explosivas ou inflamáveis em geral;
- Ausência de despejos que causem ou possam causar obstrução das canalizações ou qualquer interferência na operação do sistema de esgotos;
- Ausência de qualquer substância em concentrações potencialmente tóxicas a processos biológicos de tratamento de esgotos;

Estes elementos não são encontrados no efluente tratado, exceto se houver efluentes reunidos com outros setores como oficina mecânica e lavador de caminhões entre outros que, devem possuir tratamento específico para seus efluentes.

O Decreto Estadual 41.446 de 16/12/1996 regulamenta o sistema tarifário da SABESP e, em seu artigo 28 estabelece as condições para que se proceda a cobrança pelos serviços de água e/ou esgotos.

O uso da rede pública para a disposição final dos efluentes tratados de feculárias pode tornar-se oneroso em função dos volumes gerados e, da eficiência do tratamento primário.

4.6 Avaliação do efluente tratado para uso em fertirrigação

O efluente tratado do segundo experimento foi caracterizado e comparado com as recomendações do Parecer Técnico N° 13/06/ESSS da CETESB, que utilizou como referência as recomendações da FAO, para aplicação em solo agrícola por processo de fertirrigação.

Mengel e Kirkly (1987) salientaram que a disposição de manupieira no solo provoca danos imediatos à cultura instalada porém, após certo tempo, a área se cobre de plantas que apresentam novo vigor, fato que gerou a expectativa de se avaliar conseqüências

agronômicas da fertilidade com este resíduo, objetivando-se a avaliação do solo e planta e também demonstrou a necessidade de tratamento adequado para posterior reúso.

Através da análise dos resultados apresentados na Tabela 21, observa-se elevados valores dos coeficientes de variação dos elementos monitorados, provavelmente devido às variações de matéria-prima e suas origens.

Tabela 21: Composição física e química do efluente após tratamento nos reatores acidogênico e metanogênico e os valores limites recomendados pela FAO para uso em fertirrigação.

Elemento	Valores médios (mg L ⁻¹)	Desvio padrão	CV. %	Concentração máxima permitida *
Alumínio (Al)*	0,15	0,13	89,3	5,00
Arsênio (As)	0,04	0,02	43,3	0,10
Berílio (Be)*	0,05	0,02	50,3	0,10
Cádmio (Cd)	0,002	0,01	74,2	0,01
Chumbo (Pb)	<0,01	-	-	5,00
Cobalto (Co)*	<0,01	-	-	0,05
Cobre (Cu)	0,02	0,01	53,0	0,20
Cromo (Cr)*	<0,01	-	-	0,10
Fluoretos(F ⁻)	2,43	0,48	19,9	1,00
Ferro (Fe)	5,64	4,57	81,0	5,00
Lítio (Li)*	<0,01	-	-	2,50
Manganês (Mn)	0,15	0,11	71,1	0,20
Molibdênio (Mo)*	<0,01	-	-	0,01
Níquel (Ni)	<0,01	-	-	0,20
Selênio (Se)*	<0,01	-	-	0,02
Vanádio (V)*	<0,01	-	-	0,10
Zinco (Zn)	<0,01	-	-	2,00

*Parâmetros citados pela FAO, não considerados pela CETESB

Os dados apresentados nos permitem concluir-se que o efluente tratado atende parcialmente as recomendações preliminares, porém as concentrações dos elementos

fluoretos (F^-) e ferro (Fe^{++}) excederam as concentrações máximas permitidas. Ayers and Westcot (1994) citam que os fluoretos (F^-) são inativados em solos neutros ou alcalinos e, o ferro (Fe^{++}) não é tóxico para vegetações em solos aerados mas, pode contribuir para acidificação do solo e a perda da disponibilidade de fósforo essencial e molibdênio.

A referência utilizada de Ayers e Westcot (1994) publicada pela FAO foi determinada para uma taxa de aplicação de até $10.000 \text{ m}^3 \text{ ha}^{-1} \text{ ano}^{-1}$ portanto, estes valores devem ser revistos para volumes de aplicação diferenciados.

Fioretto (2001) cita que para a aplicação de $80 \text{ m}^3 \text{ ha}^{-1}$ de manipueira sem tratamento, o efeito residual foi observado até 60 dias e, para o dobro desta dose o efeito foi observado até 90 dias após a aplicação.

A CETESB recomenda ainda, no mesmo documento, o monitoramento das variáveis: DBQ, DQO, COT, pH, série nitrogenada completa (N-Kjeldahl, N-amoniacal, N-nitrato e N-nitrito), sólidos dissolvidos totais e condutividade elétrica. Porém, não apresenta as concentrações máximas permitidas para estes parâmetros bem como a referência utilizada para a recomendação. Somente foi citado o valor de referência para condutividade elétrica que, deveria ser inferior a $1500 \mu\text{S cm}^{-1}$.

Os demais parâmetros solicitados para monitoramento do efluente tratado para uso em processo de fertirrigação encontram-se na Tabela 22.

Tabela 22: Parâmetros físicos e químicos adicionais de caracterização do efluente tratado para uso em fertirrigação.

Variáveis	Unidade	Valores médios
DBO	mg L^{-1}	1.110,0
DQO	mg L^{-1}	2.980,0
COT	mg L^{-1}	677
N-Kjeldahl	mg L^{-1}	217,0
N-amoniacal	mg L^{-1}	116,2
N-nitrato	mg L^{-1}	0,40
N-nitrito	mg L^{-1}	0,197
Sólidos totais	mg L^{-1}	1,037
Condutividade elétrica	$\mu\text{S cm}^{-1}$	1.242

Fioretto (2001) recomenda que se realize o monitoramento do solo antes e após a aplicação do efluente e, o mesmo autor ainda cita que a ação residual dinâmica dos cátions adsorvidos está diretamente ligada a dois fatores importantes: a precipitação pluviométrica após a aplicação e as dosagens utilizadas.

5. CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos em comparação com as especificações legais e, considerando as condições experimentais adotadas, concluem-se:

- O sistema mostrou-se eficiente para o tratamento de manipueira de fecularia de mandioca, separado das águas de lavagem de raízes, sem o controle de temperatura e adição de nutrientes para as vazões de 8,0 e 12,0 Ld⁻¹, que correspondem a tempos de retenção hidráulica (TRH) de 8,17 e 5,44 dias respectivamente.
- As análises físico-químicas mostraram que o efluente atende parcialmente aos parâmetros legais para a disposição em corpo hídrico, devendo ser implantado um pós tratamento para a remoção do nitrogênio amoniacal. Deverão ser observados outros parâmetros como a vazão de lançamento e a classe do rio que irá receber o efluente tratado;
- O efluente tratado atende aos parâmetros preliminares para disposição em rede pública coletora de esgotos. Sugere-se que o órgão responsável pela coleta e tratamento seja consultado para avaliação, cálculo dos custos e, obtenção da autorização.
- O efluente tratado atende parcialmente às recomendações da FAO, citadas pela CETESB para a caracterização de efluentes para uso em fertirrigação, merecendo atenção aos elementos Ferro (Fe⁺⁺) e Fluoretos (F⁻).

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AACC. American Association of Cereal Chemists. **Approved methods of the American Association of Cereal Chemists.**, St. Paul, 1975.

ABAM. Disponível em: <<http://www.abam.com.br/>> Acesso em: 05/05/2008.

ABREU, L.M. **Aspectos microbiológicos de los procesos de nitrificación-denitrificación.** In: 3º Taller y Seminario Latino-americano de tratamiento anaeróbico de águas residuales. Montevideo, Uruguay, p. 55-63. 1994.

ABUFAYED, A. A.; SCHROEDER, E d. **Performance of SBR/denitrification with a primary sludge carbon source.** Journal Water Pollution Control Federation, v.58, n.5, p.387-397, 1986.

AGRIANUAL 2008: Anuário da Agricultura Brasileira, São Paulo , p.374-375, 2008.

ANDRADE NETO, C. O.; CAMPOS, J. R.; ALÉM SOBRINHO, P.; CHERNICHARO, C. A. L.; NOUR, E. A. **Filtros Anaeróbios** (pp. 139-154) In: Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbico e Disposição Controlada no Solo. CAMPOS, J. R. (Coordenador) et al. Rio de Janeiro: ABES - Projeto PROSAB. 464 p. 1999.

ANRAIN, E. **Tratamento de efluentes de fecularias em reator anaeróbico de fluxo ascendente e manta de lodo.** In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 12. Balneário de Camboriú, 1983. **Anais...**, Balneário de Camboriú, Fundação de Amparo à Tecnologia e ao Meio Ambiente, p.1-21, 1993.

APHA - **Standard methods for the examination of water and wastewater.** 21.ed. Washington, DC: American Public Health Association, American Water Works Association, Water Pollution Control Federation, 2005,1368p.

- AYERS, R.S.; WESTCOT, D.W. **Water quality for agriculture**. Disponível em: <<http://www.fao.org/DOCREP/003/T0234E/T0234E00.htm#TOC>> Acesso em: 12/dez/2007
- BARANA, A. C. **Estudo de carga de manipueira em fase metanogênica em reator anaeróbio de fluxo ascendente e leito fixo**. Botucatu, 1995. 80p. Dissertação de Mestrado em Agronomia, Área de Concentração “Energia na Agricultura”- Faculdade de Ciências Agronômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 1995.
- BARANA, A. C. **Avaliação de tratamento de manipueira em biodigestores fase acidogênica e metanogênica**. 2000. 95p. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura) – Faculdade de Ciências Agronômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, Botucatu, 2000.
- BARFORD, J.P. **Start-up dynamics, and control of anaerobic digesters**. In: ERICKSON, L.E., FUNG, D.Y.C. Handbook on anaerobic fermentation. New York: Marcel Dekker, Inc. 1988.850p
- BEG, S.A.; SIDDIQI, R.H.; ILIAS, S. **Effect of toxicants on biological nitrification for treatment of fertilizer industry wastewater**. In: 35th Industrial Waste Conference, Illinois, Purdue University. Proceedings. Ann Arbor Science, p.826-834. 1980.
- BRYANT, M.P. **Microbial methane production – theoretical aspects**. J. Anim. Sci., (48), p.193-2001, 1979.
- CAIXETA, C.E.T, CAMAROTA, M.C., XAVIER, A.M.F. **Slaughterhouse wastewater treatment: evaluation of a new three-phase separation system in a UASB reactor**. Bioresource Technology, v.81, p.61-69, 2002.
- CARDOSO, E.L.C. **Competitividade e inovação tecnológica na cadeia agroindustrial de fécula de mandioca no Brasil**. 2003. 188p. Tese Doutorado (Ciências/Economia Aplicada)- Escola Superior de Agricultura “Luiz de Queiroz”, Universidade de São Paulo, Piracicaba, 2003.
- CARRASCO, K.I.A. **Balanço de massa e energia: aplicação ao tratamento de esgotos sanitários com reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) à temperatura de 20°C**. Dissertação Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos. 212p. 1992.
- CEPEA. Disponível em: <<http://www.cepea.esalq.usp.br/mandioca/>> Acesso em 06/mai/2008
- CEREDA, M.P., **Resíduos da industrialização de mandioca no Brasil**. In: **Resíduos da Industrialização da mandioca** São Paulo. Editora Paulicéia, p.28-34 1994.
- CEREDA, M.P. Caracterização dos subprodutos da industrialização da mandioca. In. (Coord). **Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca**. São Paulo: fundação Cargill, v.4, cap.1, p.31-35. (Séries culturas de tuberosas amiláceas Latino americanas), 2001.

CETESB - **Determinação da demanda química de oxigênio pelo método colorimétrico: método de ensaio.** 8p. 1985.

CETESB - **Guia de coleta e preservação de amostras de água.** São Paulo, 150p.1988.

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

CETESB. **Norma Técnica CETESB – P4.231** (versão Janeiro/2005) 11p.2005.

CHERNICHARO, C.A.L., **Reatores anaeróbios.** Belo Horizonte, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 1977, v. 5. p. 13-77

CHERNICHARO, C.A.L. **Reatores Anaeróbios – princípios do tratamento biológico de águas residuárias.** Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, Belo Horizonte, v.5, 2000.

COCK, J. H. **Cassava: new potential for a neglected crop.** New York, Boulder/IADS, 191p,1987.

COLIN,X., FARINET,J.L., ROJAS,O., ALAZARD,D. **Anaerobic treatment of cassava starch extraction wastewater using a horizontal flow with bamboo as support.** Bioresource Technology. V.98,p.1602-1607,2007.

CONAB. Disponível em: <<http://www.conab.gov.br/>> Acesso em: 09/mar/2008.

CONCEIÇÃO, A.J. **A mandioca.** 3ª ed. Ed. Nobel, São Paulo, 1986. 382p.

CORDEIRO,G.Q.**Tratamento de manipueira em reator anaeróbio compartimentado.**2006.91f. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Ciência de Alimentos) – Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas. Universidade Estadual Paulista, São José do Rio Preto, 2006.

DEL BIANCHI, V.L. **Balanco de massa e de energia do processamento de farinha de mandioca em uma empresa de médio porte do Estado de São Paulo.** 1998. 188f. Tese (Doutorado em Energia na Agricultura) – Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista. Botucatu, 1998.

DURAN, J.; GOMEZ, C.; LOPOLITO, M.F. et al. **Tratamiento anaerobico/aerobico a temperatura ambiente de efluentes pouco concentrados.** In: REUNION TECNICA DE DESARROULO TECNOLOGICO Y TECNOLOGIAS PARA EL SANEAMIENTO Y MEDIO AMBIENTE, 5. 1993, Mar del Plata.

EMBRAPA. **Cultivo da mandioca para a região do cerrado.** Disponível em :<http://sistemaproducao.cnptia.embrapa.br/FontesHTML/Mandioca/mandioca_cerrados/importancia.htm> Acesso em 31/10/2007.

EMBRAPA. **Importância econômica**. Disponível em:

<http://sistemasdeproducao.cnptia.embrapa.br/FontesHTML/Mandioca/mandioca_amapa/importancia.htm> Acesso em: 19/nov/2007.

FAO – Food and Agricultural Organization. <www.fao.org> , acessado em 30/out/2007.

FEIDEN, A. **Tratamento de águas residuárias de indústrias de fécula de mandioca através de biodigestor anaeróbico com separação de fases em escala piloto**. 2001, 120p. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura) – Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 2001.

FERNANDES JR, A. **Ocorrência de instabilidade, forma de seu controle na digestão anaeróbia da manipueira, em reator de bancada de mistura completa**. 1989. 118p. Dissertação (Mestrado em Agronomia/Energia na Agricultura) – Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 1989.

FERNANDES JR, A. **Digestão Anaeróbica de manipueira em separação de fases: cinética da fase acidogênica**. 1995. 140p. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura) – Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 1995.

FERNANDES JR, A. Tratamento físicos e biológicos da manipueira. In: CEREDA, M.P. (coord.). **Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca**. São Paulo: Fundação Cargill, 2001.v.4, cap.10, p.138-160. (Série Culturas de tuberosas amiláceas Latino Americanas), 2001.

FIORETO, R.A., Uso direto da manipueira em fertirrigação. In: CEREDA, M.P. (coord.). **Resíduo da industrialização de mandioca no Brasil**, 1 ed. São Paulo Editora Paulicéia, 1994. p.51-80.

FIORETO, R.A., Uso direto da manipueira em fertirrigação. In: CEREDA, M.P. (coord.). **Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca**. São Paulo: fundação Cargill, v.4, cap.4, p.67-79.(Séries culturas de tuberosas amiláceas Latino americanas), 2001.

FOLEGATTI, M.I.S., MATSUURA, F.C.A.U. **Mandioca e derivados**. *Embrapa Mandioca e Fruticultura*. Disponível em < <http://www.embrapa.br>> Acesso em 16/Nov/2007

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. Disponível em:
<<http://www.ibge.gov.br/home/>> Acesso em 12/abr/2008

IEA – Instituto de Economia Agrícola. Disponível em:

<<http://www.iea.sp.gov.br/OUT/verTexto.php?codTexto=9053>> Acesso em: 17/nov/2007.

KUCZMAN, O. **Tratamento anaeróbico de efluente de fecularia em reator horizontal de uma fase**. 2007, 70f. Dissertação (Mestrado Engenharia Agrícola/Engenharia de Recursos Hídricos e Meio Ambiente) Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2007.

LACERDA, T.H.M. **Estudo cinético da fase metanogênica de substrato de manipueira.** 1991, 114f. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura) Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 1991.

LAMO, P.R.; MENEZES, T.S.B. **Bioconversão das águas residuais do processamento de mandioca para a produção de biomassa.** Col. ITAL, 10, p.1-14, 1979.

LEONEL, M; CEREDA, M.P. Viabilidade de uso da manipueira como substrato de processo biológico. I: **Caracterização do substrato armazenado a temperatura ambiente.** Rev. Brás. Mandioca, v.15, n.1/2, p.7-14, 1996.

LIMA, J. W. C. **Análise Ambiental: processo produtivo de polvilho em indústrias do extremo sul de Santa Catarina.** Florianópolis, 2001.131p. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção. Universidade Federal de Santa Catarina, Santa Catarina, 2001.

LAVINA, M. L. **Estimativa da disponibilidade de bagaço de mandioca – resíduo da extração de fécula e polvilho na região Sul Catarinense.** Santa Catarina, 1993. (mimeog.)

LETTINGA, G.; SIERRA-ALVAREZ, R.; HUSHOFF POL, L.W. Start-up of a UASB reactor on a carbohydrate substrate. In: LETTINGA, G., ZEHNDER, A.J.B., GROTENHUIS, J.T.C., HULSHOF POL, L.W. **Granular anaerobic sludge; microbiology and technology.** Proceedings of the Gasmatoworkshop. Lunteren, Netherlands, 1987. Wageningen: Pudoc. 253p, 1988.

McCARTY, P.L.; MOSEY, F.E. **Modelling of anaerobic digestion processes (a discussion of concepts).** Water Science and Technology. v.24, p.17-33, 1991.

McCARTY, P.L.; SMITH, D.P. **Anaerobic wastewater treatment.** Environmental Science & Technology - v.20, n.12 p.1200-1206, 1986.

MASSEY, M.L.; POHLAND, F.G. **Phase separation of anaerobic stabilization by kinetic controls.** Journal of Water Pollution Control Federation v.43, p.195-203, 1993

MAGALHÃES, C.P. **Estudo sobre as bases bioquímicas da toxicidade da manipueira a insetos, nematóides e fungos.** 121p. 1998. Dissertação (Mestrado no Centro de Ciências) – Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 1998.

MATSUURA, F.C.A.U., FOLEGATI, M.I.S., SARMENTO, S.B.S. **Processamento de mandioca – Iniciando um pequeno grande negócio agroindustrial.** Brasília-DF: EMBRAPA/SEBRAE, Parte 1, cap. 2, p.19-30 (Série Agronegócios), 2003.

MIRACONI, R.M. **Gerenciamento de Resíduos Químicos.** Disponível em:
<<http://64.233.169.104/search?q=cache:VXEYT1kxLCAJ:coralx.ufsm.br/ccne/docs/cursos/residuos/Legisla0Sta%2520Maria.ppt+resolu%C3%A7%C3%A3o+conama+357+X+Decreto+8468&hl=pt-BR&ct=clnk&cd=2&gl=br>> Acesso em 12/dez/2007.

MENGEL, K. E. A.; KIRKLY, E. A. **Principles of plant nutrition**. Berne: International Potash Institute, 1978. 175p.

METCALF, A.; EDDY, N.S.; **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4. ed. New York: McGraw-Hill, 2003. 1819p.

MOTTA, L.C. **Utilização de manipueira da mandioca em digestão anaeróbia**. Botucatu, 1985, 119p. Dissertação (Mestrado em Agronomia/Energia na Agricultura) - Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 1985.

MURTO, M.; BJÖRNSSON, L.; MATTIASSON, B.; **Impact of food industrial waste on anaerobic co-digestion of sewage and pig manure**. Journal of Environmental Management. V.70, p.101-107, 2004.

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

OH, S.T.; MARTIN, A.D. **Thermodynamic equilibrium model in anaerobic digestion process**. Biochemical Engineering Journal. V.34 p.256-366, 2007.

OLSEN, K.M.; SCHAAL, B.A. **Evidence on the origin of cassava: Phylogeography of *Manihot esculenta***. Proc. Natl. Acad. Sci. USA. 1999, v. 96. p.5586-5591.

PARIZOTTO, A. **Eficiência de lagoas de sedimentação na remoção de cargas orgânicas, nutrientes e coliformes totais em despejos industriais de feculárias**. Cascavel. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) Universidade Estadual do Oeste do Paraná - Campus de Cascavel-PR, 1999.

PAWLOSKY, U., RODA L.S.A., TOSIN, M., HEISLER, I. **Curso de tratamento de efluentes industriais: industrialização de mandioca**. Curitiba. Superintendência dos Recursos Hídricos e Meio Ambiente, 1991.126p.

POLPRASERT, C.; KEMMADAMRONG, P.; TRAN, F. **Anaerobic baffle reactor (ABR) process for treating a slaughterhouse wastewater**. Environmental Technology, v.13, p.857-865, 1992.

PHILLIPS, T.P. Domestic market opportunities. In: GLOBAL Cassava market study: business opportunities for the use of cassava. Ontario: dTp Studies Inc./IDRC/IFAD, 1999.184p.

RAJBHANDARI, B.K.; ANNACHHATRE, A.P. **Anaerobic ponds treatment of starch wastewater: case study in Thailand**. Bioresource Technology. V.95.p. 135-143,2004.

RAMALHO, R. S. Introduction to wastewater treatment processes. 2.ed. Academic Press, 1983. 483 p.

RIBAS, M.M.F. **Comparação da estabilização da manipueira com calcário e hidróxido de sódio na fase acidogênica da biodigestão anaeróbia e uso do biofertilizante**.2003.84p.

Dissertação (Mestrado em Agronomia/Energia na Agricultura,) - Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 2003.

RIBAS, M.M.F.; BARANA, A.C. **Start-up adjustment of a plug-flow digester for cassava wastewater (manipueira) treatment.** Scientia Agricola, v.20, n.2, p.223-229, 2003

SACHS, J.V.; MEYER, U.; RYS, P.; FEITKENHAUER, H. **New approach to control the metanogenic reactor of a two phase anaerobic digestion system.** Water Research. v.37.n.5, p.973-982, 2003.

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

SECEX - Secretaria de Comércio Exterior. Disponível em
<<http://aliceweb.desenvolvimento.gov.br/>> Acesso em 06/mai/2008

SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; LIER, J.B. Van; HAMELERS, H.V.M.; LETTINGA, G. **A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors.** Bioresource Technology, Kidlington, v.65, n.1, p.175-90, 1998.

SILVA, M.O.S.A. **Análises físico-químicas para controle de estações de tratamento de esgotos.** São Paulo. CETESB, 1977. 226p.

SILVA, J.R.B. Mandioca e outras raízes tropicais: uma base alimentar da humanidade no século XXI. In: CONGRESSO LATINO AMERICANO DE RAÍZES TROPICAIS, 1, CONGRESSO BRASILEIRO DE MANDIOCA, 9, 1996 São Pedro

SOBRINHO, P.A. Autodepuração dos corpos d'água. In: Curso poluição das águas. São Paulo: CETESB/Abes/BNH, 1975. cap.8, p.6-9.

SOUZA, M.E. **Fatores que influenciam a digestão anaeróbia.** Revista DAEE. V. 44, p.88-94, 1984.

TELES, F.F. **Técnicas de liberação do HCN e toxidez cianogênica das mandiocas.** Informe Agropecuário, v.13, n.145, p.18-19, 1987.

TRITT, W. P.; SCHUCHARDT, F. **Materials flow and possibilities of treating liquid and solid waste from slaughterhouse in Germany.** A review. Bioresource Technology. v.41, p.235-245, 1992.

VARTAK, D. R.; ENGLER, C. R.; RICKE, S. C.; BYERS, F.M.; McFARLAND, M. J. **Mesophilic performance of attached-film reactors subject to low temperature stress.** American Society of Agricultural Engineers. v.41, n.5, p. 1463-1468, 1998.

VIÉGAS, A. P. **Estudos sobre a mandioca.** Instituto Agrônomo do Estado de São Paulo, 214p, 1976.

VIEIRA, S.M.M.; SOUZA, M.E. **Métodos analíticos para o acompanhamento da biodigestão**. Energia Fontes Alternativas Vol 3, nº 15, p.26-36, 1981.

VEEKEN, A.; HEMELERS, B. **Effect of temperature on hydrolysis rates of selected biowaste components**. Bioresource Technology. v.69,p.249-254,1999.

VILPOUX,O.P. **As indústrias de mandioca nos estados de Santa Catarina, Paraná, São Paulo, Mato Grosso do Sul e Minas Gerais**. Botucatu: Centro de Raízes Tropicais/UNESP, 83p.1998.

VIÑAS, M.; MARTINEZ, J.; BASELI, B. **Advantagens of an anaerobic reactor for THP wastewater with separated acidogenic and metanogenic stages**. Environmental Technology. v.14, p.995-1000,1993.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Belo Horizonte. Departamento de Engenharia Sanitária, UFMG, 1995.240p. (Série Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, 1)