

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DO OESTE DO PARANÁ - UNIOESTE**  
**CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLÓGICAS**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AGRÍCOLA**

**TRATAMENTO ANAERÓBIO DE EFLUENTE DE FECULARIA EM REATOR  
HORIZONTAL DE UMA FASE**

**OSVALDO KUCZMAN**

**Cascavel, julho de 2007**

**OSVALDO KUCZMAN**

**TRATAMENTO ANAERÓBIO DE EFLUENTE DE FECULARIA EM REATOR  
HORIZONTAL DE UMA FASE**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola em cumprimento parcial aos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Agrícola, área de concentração em **Engenharia de Recursos Hídricos e Meio Ambiente**.

Orientadora: Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Maria Hermínia Ferreira Tavares

Co-orientadora: Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Simone Damasceno Gomes

**CASCADEL – Paraná – Brasil  
Julho – 2007**

**Ficha catalográfica**

**Elaborada pela Biblioteca Central do Campus de Cascavel - Unioeste**

K97t Kuczman, Osvaldo  
Tratamento anaeróbio de efluente de fecularia em reator horizontal de uma fase. / Osvaldo Kuczman — Cascavel, PR: [s.n.], 2007.  
30 cm

Orientadora: Profa. Dra. Maria Hermínia Ferreira Tavares  
Co-orientadora: Profa. Dra. Simone Damasceno Gomes  
Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná.  
Programa de Pós-Graduação Stricto Sensu em Engenharia Agrícola,  
Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas.  
Bibliografia.

1. Biodigestão. 2. Biogás. 3. Manipueira. I. Tavares, Maria Herminia Ferreira. II. Gomes, Simone Damasceno. III. Universidade Estadual do Oeste do Paraná. IV. Título.

CDD 21ed. 628.74

Bibliotecária: Jeanine Barros CRB9-1362

**OSVALDO KUCZMAN**

“Tratamento anaeróbio de efluente de fecularia em reator horizontal de uma fase”

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação “*Stricto Sensu*” em Engenharia Agrícola em cumprimento parcial aos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Agrícola, área de concentração Engenharia de Recursos Hídricos e Meio Ambiente, **aprovada** pela seguinte banca examinadora:

Orientadora: Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Maria Herminia Ferreira Tavares  
Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas, UNIOESTE

Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Ana Claudia Barana  
Ciências Agrárias e de Tecnologia, UEPG

Prof. Dr. Armin Feiden  
Centro de Ciências Agrárias, UNIOESTE

Cascavel, 18 de julho de 2007.

## AGRADECIMENTOS

- A Deus pela vida, dom maior.
- À esposa Herta Eloá e aos filhos Alícia e Vinícius pelo incentivo na forma de compreensão.
- Aos pais Antonia e Viroslau (*in memoriam*) que, em tempos passados, acreditaram e concederam incentivos.
- Às professoras orientadoras, Dra. Maria Hermínia Ferreira Tavares e Dra. Simone Damasceno Gomes, que, por fazerem jus à profissão, incentivaram nos momentos difíceis, contribuindo para a conclusão deste estudo.
- Ao professor Dr. Armin Feiden pela bibliografia fornecida, aconselhamento técnico e auxílios diversos.
- Aos professores Dr. Miguel Angel Uribe Opazo pelo auxílio nas análises estatísticas e Henrique Ferreira na revisão do abstract.
- Ao Campus da UNESP de Jaboticabal através do professor Dr. Jorge de Lucas Jr. pelas análises de biogás.
- Ao Vivaldo Schmoeller da Empresa EBS pelo apoio na montagem do fluxograma de entradas e saídas de insumo, matéria prima, produto e subprodutos do processamento de mandioca para obtenção de fécula.
- Aos colegas, mestrando Douglas G. B. Torres e acadêmico Michael S. Alcantara, que contribuíram para alimentar diariamente o reator por mais de um ano, buscar manipueira, realizar as análises de laboratório, sempre com a amizade que estimula.
- Às estagiárias, auxiliares de laboratório Jane A. Evarini, Simone M. Carvalho e Katiana Henning e ao funcionário Fernando M. Leithard que facilitaram as análises químicas.
- Aos funcionários, Srs. Estefano Preslak e Antonio lark, pelo apoio em suas funções na montagem do experimento.
- Ao sobrinho Wagner J. Kuczman pelo auxílio na formatação do texto.

## SUMÁRIO

	página
LISTA DE TABELAS.....	v
LISTA DE FIGURAS.....	vii
LISTA DE ABREVIATURAS.....	viii
RESUMO.....	x
ABSTRACT.....	xi
1 INTRODUÇÃO.....	1
2 REVISÃO DA LITERATURA.....	4
2.1 Mandioca.....	4
2.1.1 Cultura da mandioca.....	4
2.1.2 Importância como Matéria Prima Agroindustrial.....	5
2.1.3 Caracterização dos subprodutos da industrialização da mandioca.....	11
2.1.4 Composição química da mandioca.....	12
2.1.5 Os resíduos.....	13
2.1.5.1 Resíduos líquidos.....	14
2.1.5.2 Resíduos sólidos.....	16
2.2 A digestão anaeróbia.....	16
2.2.1 Microbiologia da digestão anaeróbia.....	18
2.2.2 Principais parâmetros analíticos da digestão anaeróbia.....	20
2.2.3 Despejos passíveis de tratamento anaeróbio.....	20
2.2.4 A redução de DQO segundo os regimes hidráulicos idealizados....	21
2.2.5 Volume de gases produzidos.....	21
2.3 Modelos de biodigestores.....	22
2.4 O biogás.....	24
2.5 Pesquisas e estudos com digestão anaeróbia.....	24
2.5.1 Digestão anaeróbia em uma fase.....	24
2.5.2 Digestão anaeróbia com separação das fases acidogênica e metanogênica.....	27
2.6 Viabilidade da implantação de biodigestores.....	30
3 MATERIAL E MÉTODOS.....	32
3.1 Localização do experimento.....	32
3.2 Condução do experimento.....	32
3.3 Operação do biodigestor experimental.....	32
3.4 Gasômetro.....	34
3.5 Inóculo.....	35
3.6 Partida do reator.....	36
3.7 Condução do experimento.....	36
3.8 Variáveis monitoradas.....	37
3.8.1 Determinação de pH, DQO, ST, SV, AV e AT.....	37
3.8.2 Temperatura.....	38
3.8.3 Determinação da composição do Biogás.....	38
3.8.4 Análise estatística.....	38
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	39
4.1 Caracterização da manipueira.....	39
4.2 Redução de carga orgânica.....	40
4.3 Redução de sólidos totais.....	43

4.4	Redução de sólidos voláteis.....	46
4.5	Produção de biogás por DQO consumida.....	49
4.6	Produção de biogás por sólidos voláteis consumidos.....	53
4.7	Produção de biogás por volume de reator.....	56
4.8	Relação acidez volátil/alcalinidade total.....	60
5	CONCLUSÕES.....	63
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	64

## LISTA DE TABELAS

		página
Tabela 1	Metodologia de análise das variáveis pH, DQO, ST, SV, AV e AT.....	37
Tabela 2	Composição média da manipueira coletada na fecularia Zadimel - Indústria e Comércio de Alimentos Ltda., município de Toledo, PR.....	39
Tabela 3	Comparativo da caracterização parcial da manipueira coletada na Fecularia Zadimel e a de vários autores.....	39
Tabela 4	Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão da Redução de DQO.....	42
Tabela 5	Análise de variância do modelo ajustado para redução de DQO.....	42
Tabela 6	Comparação de médias pelo método de Tukey ao nível de 5% de significância da redução de DQO.....	42
Tabela 7	Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão da redução de sólidos totais.....	45
Tabela 8	Análise de variância do modelo ajustado para redução de sólidos totais.....	45
Tabela 9	Comparação de médias pelo método de Tukey ao nível de 5% de significância para a variável redução de sólidos totais.....	45
Tabela 10	Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão da redução de sólidos totais.....	48
Tabela 11	Análise de variância do modelo ajustado para redução de sólidos voláteis.....	48
Tabela 12	Comparação de médias pelo método de Tukey ao nível de 5% de significância da variável redução de sólidos voláteis	49
Tabela 13	Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão da produção de biogás por DQO consumida.....	51
Tabela 14	Análise de variância do modelo ajustado para produção de biogás por DQO consumida.....	51



Tabela 15	Comparação de médias pelo método de Tukey ao nível de 5% de significância da produção de biogás por DQO consumida.....	51
Tabela 16	Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão de produção de biogás por sólidos voláteis consumidos.....	54
Tabela 17	Análise de variância do modelo ajustado para produção de biogás por sólidos voláteis consumidos.....	55
Tabela 18	Comparação de médias pelo método de Tukey ao nível de 5% de significância para a variável produção de biogás por sólidos voláteis consumidos.....	55
Tabela 19	Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão de produção de biogás por volume de reator por dia.....	58
Tabela 20	Análise de variância do modelo ajustado para produção de biogás por volume de reator.....	58
Tabela 21	Comparação de médias pelo método de Tukey ao nível de 5% de significância da variável produção de biogás por volume de reator por dia.....	59
Tabela 22	Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão da relação acidez volátil/alcalinidade total (AV/AT).....	61
Tabela 23	Análise de variância do modelo ajustado para relação acidez volátil/alcalinidade total (AV/AT).....	61
Tabela 24	Comparação de médias pelo método de Tukey ao nível de 5% de significância da variável acidez volátil/alcalinidade total (AV/AT).....	62

## LISTA DE FIGURAS

		página
<b>Figura 1</b>	Ramos de utilização do amido, à exceção de carnes embutidas e mineração.....	6
<b>Figura 2</b>	Fluxograma com quantificação de massa e volume de matéria do processamento de amido em fecularias.....	10
<b>Figura 3</b>	Seqüência de transformação anaeróbia de matéria orgânica.....	18
<b>Figura 4</b>	Resumo da seqüência de processos na digestão anaeróbia de macromoléculas.....	19
<b>Figura 5</b>	Sistema de tratamento.....	33
<b>Figura 6</b>	Varição da redução de DQO nos TRH's avaliados.....	40
<b>Figura 7</b>	Varição da redução de sólidos totais nos TRH's avaliados.....	44
<b>Figura 8</b>	Varição da redução de sólidos voláteis nos TRH's avaliados.....	47
<b>Figura 9</b>	Varição da produção de biogás por DQO consumida nos TRH's avaliados.....	50
<b>Figura 10</b>	Varição da produção de biogás por sólidos voláteis consumidos nos TRH's avaliados.....	53
<b>Figura 11</b>	Varição da produção de biogás por volume de reator nos TRH's avaliados.....	57
<b>Figura 12</b>	Varição da relação acidez volátil/alcalinidade total (AV/AT).....	60

**LISTA DE ABREVIATURAS**

ABAM	Associação Brasileira de Produtores de Amido de Mandioca
APHA	American Public Health Association
AT	Alcalinidade total
ATP	Adenosina trifosfato
AV	Acidez volátil
AV/AT	Relação acidez volátil / alcalinidade total
°C	Grau centígrado
CaCO <sub>3</sub>	Carbonato de cálcio
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CH <sub>3</sub> COOH	Ácido acético
CH <sub>4</sub>	Gás metano
cm	Centímetro
CO <sub>2</sub>	Gás carbônico
CONAB	Companhia Nacional de Abastecimento
DBO <sub>5</sub>	Demanda Bioquímica de Oxigênio a cinco dias
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQO <sub>c</sub>	Demanda Química de Oxigênio consumida
EMBRAPA	Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária
g	Gramas
h	Hora
H <sub>2</sub> O	Molécula de água
H <sub>2</sub> S	Gás sulfídrico
HCN	Acido cianídrico
kcal	Quilocaloria
kg	Quilograma
kJ	Quilojoule
kWh	Quilowatt hora
L	Litro

$L r d^{-1}$	Litro de reator por dia
M	Metro
$m^3 r d^{-1}$	Metro cúbico de reator por dia
min	Minuto
mL	Mililitro
mm	Milímetro
$NH_3$	Gás amônia
$O_2$	Gás oxigênio
PEAD	Polietileno de alta densidade
pH	Potencial hidrogeniônico
PVC	Policloreto de vinila
SF	Sólidos Fixos
ST	Sólidos totais
SV	Sólidos voláteis
$SV_c$	Sólidos voláteis consumidos
TRH	Tempo de retenção hidráulica
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket

## RESUMO

A concentração de indústrias processadoras de mandioca, nas regiões noroeste e oeste do Paraná e sul dos estados de Mato Grosso do Sul e São Paulo, produz diariamente milhões de litros de manipueira diluída que, tratada em lagoas de estabilização, geram gases de efeito estufa, maus odores e impactam a paisagem. Esse estudo avaliou a digestão anaeróbia em reator horizontal de fase única com volume de 16,2 L à temperatura de  $33 \pm 1$  °C, alimentado com manipueira de fecularia e cargas orgânicas de 1,28, 1,57, 2,68, e 1,18 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> para os tempos de retenção hidráulica (TRH), sendo a ordem de realização dos experimentos de 12,96, 8,27, 6,59 e 15 dias, respectivamente. A alimentação foi contínua, aproximando-se das reais condições de geração de manipueira nas fecularias, sem correção de pH ou nutrientes. O período de avaliação diária, para cada TRH, foi de 15 dias, onde o fator tempo não interferiu ao nível de 5% de significância. As reduções médias de sólidos totais foram de 98 e 77%, sólidos voláteis de 99 e 90%, cargas orgânicas em DQO de 96 e 95% e produções de 0,817 e 0,604 L gás g<sup>-1</sup> DQO<sub>c</sub> nos TRH's de 8,27 e 65,9 dias, respectivamente. Porém, as reduções mais homogêneas para sólidos totais e voláteis ocorreram nos TRH's de 12,96 e 8,27 dias, não acompanhando a redução de DQO, semelhante apenas no TRH de 12,96 dias. A melhor produção específica média de biogás foi de 0,654, seguida de 0,627 L gás L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> verificada no TRH de 8,27 e 6,59 dias e cargas orgânicas médias aplicadas de 1,57 e 2,68 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, respectivamente. O teor médio de metano no biogás, produzido no TRH de 15 dias, foi de 58,85%. A relação média da acidez volátil versus alcalinidade total, nos TRH's avaliados, permaneceu entre 0,14 e 0,30. A estabilização anaeróbia de manipueira em reator horizontal de fase única mostrou-se eficaz para as condições estabelecidas no presente estudo.

**Palavras-chave:** biodigestão, biogás, manipueira, tempo de retenção hidráulica, sólidos totais.

## ABSTRACT

### ANAEROBIC TREATMENT OF WASTE CASSAVA STARCH IN ONE-PHASE HORIZONTAL REACTOR

The grouping of cassava starch production factories at northwest/west Paraná regions, Mato Grosso do Sul and São Paulo region has led to a million daily income of wastewater, which, treated at stabilization lagoons, generates greenhouse gases, unpleasant odors and landscape's degradation. The current research has evaluated the anaerobic digestion of waste cassava starch in one-phase horizontal reactor, having a 16,2 L volume, operated at  $33 \pm 1^\circ\text{C}$  with manipueira having organic load rates of 1,28, 1,57, 2,68 and 1,18  $\text{g COD L}^{-1}\text{reactor day}^{-1}$  for the Hydraulic Retention Times (HRT) being the experiment realization order of 12,96, 8,27 6,59 and 15,00 days, respectively. The feeding has been continuous, approaching to the real production's conditions. The cycle evaluation, for each HRT, lasted 15 days, revealing that the time didn't interfere, within 5%. The average removal in Total Solids (TS) is 98 and 77 %, Volatile Solids (VS) 99 and 90%, organic loads 96 and 95%, having as biogas yielding 0,817 and 0,604  $\text{L gas g}^{-1}\text{COD removed}$  at the 8, 27 and 6,59 days, respectively. However, the most homogeneous removals in TS and VS occurred at the 12,96 and 8,27 days, not following the COD removals. The best average specific production for biogas ranged from 0,654 to 0,627  $\text{L gás L}^{-1}\text{r d}^{-1}$ , verified in TRH 8,27 and 6,59 days. The average biogas methane content, come from the 15,00 days HRT, was 58,85%. The average relation Volatile Acidity/Total Alkalinity situated from 0,14 to 0,30. By the obtained results, it was concluded that it is possible to reduce the organic load of waste cassava starch through anaerobic digestion in one-phase horizontal reactor for the conditions established at the present study.

**Keywords:** biodigestion, biogas, manipueira, hydraulic retention time, total solids.

## 1 INTRODUÇÃO

O desenvolvimento humano resulta no surgimento de novos produtos, no aumento no consumo de alguns e no desaparecimento de outros.

O aumento no consumo de alimentos, gerado pelo crescimento populacional, resulta em multiplicação de indústrias produtoras de amido de mandioca e, conforme as condições edafoclimáticas da região, a concentração de subprodutos que geram impactos ambientais.

O segmento industrial, normalmente, opera processos geradores de subprodutos com elevadas cargas orgânicas e grandes vazões, por vezes não tratados adequadamente e lançados no ambiente.

Pressionado pela exigência de países desenvolvidos, o Brasil, para manter e expandir seu mercado de produtos alimentícios, obriga-se ao rígido controle de emissões residuais que impactem e desequilibrem o ambiente natural.

Além disso, a sociedade brasileira interessada em preservação do meio ambiente, conquistou leis que aperfeiçoaram a defesa ambiental contra indústrias geradoras de resíduos poluentes, conforme consta na Resolução nº 237 de 19 de dezembro de 1997, do Conselho Nacional do Meio Ambiente.

No entendimento de empresários do setor agroindustrial, os sistemas convencionais de tratamento de resíduos líquidos necessitam de soluções tecnologicamente viáveis e de boa relação custo/benefício, evidenciando-se que a maioria deles não considera benefício investir em tratamento de resíduos.

Segundo FERNANDES JUNIOR (2001), inúmeros autores destacam as agroindústrias como grandes poluidoras, devido às elevadas vazões com que

geram seus resíduos, associadas à alta carga orgânica medida através da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO). O beneficiamento industrial da mandioca gera, porém, uma série de resíduos cujo impacto no meio ambiente pode ser extremamente danoso (FEIDEN, 2001<sup>a</sup>).

Encontra-se interesse em utilizar qualquer processo de tratamento existente, desde que compatível com os custos e nível de conhecimentos tecnológicos de seus operadores (CEREDA, 2001).

Segundo CEREDA (2001), não se discute a necessidade de controle dos poluentes gerados por indústrias, seja qual for o seu porte. É discutível, porém, o fato de que indústrias de pequeno e médio porte, a maioria das quais de tecnologia artesanal, tenham que absorver os custos do desenvolvimento de processos de tratamento, quando na maioria das vezes, mesmo processos já desenvolvidos representam gastos mais elevados do que os da própria indústria instalada.

BÖRJERSSON & BERGLUND (2007) avaliaram o impacto ambiental total, quando sistemas de biogás são introduzidos para substituir fontes convencionais de energia, manejo de resíduos e produção agrícola. O sistema avaliado considera a combinação de materiais in natura e o uso final do biogás como produção de calor, potência e transporte de combustível. A conclusão geral é que, normalmente, sistemas de biogás conduzem a ganhos ambientais, que, em alguns casos, são consideráveis; ou seja, freqüentemente, devido ao benefício indireto do manejo do solo e a manipulação de produtos dos resíduos orgânicos como redução da lixiviação de nitrogênio, amônia e metano. Isso é mais que os benefícios ambientais diretos como substituição de combustíveis fósseis pelo biogás, que gera redução de dióxido de carbono e poluentes no ar. Segundo os autores, esses benefícios indiretos raramente são considerados, quando se avalia o biogás do ponto de vista ambiental.

Diante da possibilidade de que é possível diminuir custos de produção industrial, a partir do aproveitamento da energia gerada com o tratamento de resíduos, a proposta de preservação ambiental passa a ser atrativa.

Assim, é com essa interpretação que se propôs a realização deste estudo, com o objetivo geral de avaliar a fermentação anaeróbia de efluente de fecularia em biodigestor fluxo pistão horizontal de uma fase, com alimentação contínua em escala de laboratório.



Como objetivos específicos, o estudo apresentou:

- (1) Testar condições operacionais de estabilização de manípueira em reator de fase única;
- (2) Obter os índices de redução de carga orgânica do efluente e os valores de produção de biogás, usando quatro tempos de retenção hidráulica (TRH) e comparando os resultados obtidos entre si.

## 2 REVISÃO DA LITERATURA

### 2.1 Mandioca

#### 2.1.1 Cultura da mandioca

O Brasil ocupa a segunda posição na produção mundial de mandioca, com 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, é gerado um milhão de empregos diretos e que a atividade mandioqueira proporciona receita bruta anual equivalente a 2,5 bilhões de dólares, com uma contribuição tributária de 150 milhões de dólares; a produção de farinha e fécula gera, respectivamente, receitas equivalentes a 600 milhões e 150 milhões de dólares. A produção nacional da cultura projetada pela CONAB para 2002 foi de 22,6 milhões de toneladas de raízes, numa área plantada de 1,7 milhões de hectares, com rendimento médio de 13,3 t/ha. Entre os principais estados produtores, destacam-se: Pará (17,9%), Bahia (16,7%), Paraná (14,5%), Rio Grande do Sul (5,6%) e Amazonas (4,3%), que respondem por 59% da produção do país. A Região Nordeste sobressai-se com uma participação de 34,7% da produção nacional, porém com rendimento médio de apenas 10,6 t ha<sup>-1</sup>; as demais regiões participam com 25,9% (Norte), 23,0% (Sul), 10,4% (Sudeste) e 6,0% (Centro-Oeste). As Regiões Norte e Nordeste destacam-se como principais consumidoras, sob a forma de farinha. No Sul e Sudeste, com rendimentos médios de 18,8 t ha<sup>-1</sup> e 17,1 t ha<sup>-1</sup>, respectivamente, a maior parte da produção

é para a indústria, principalmente no Paraná, São Paulo e Minas Gerais (EMBRAPA Mandioca e Fruticultura, 2003).

### **2.1.2 Importância como Matéria Prima Agroindustrial**

Por contar necessariamente com a presença de indústrias de derivados em suas próprias regiões produtoras, a mandioca verticaliza a renda, agregando receita à economia local e distribuindo-a pulverizadamente entre os próprios agentes periféricos (KUCZMAN, 1996).

Os produtos industriais derivados da mandioca têm competitividade crescente no mercado de produtos amiláceos para alimentação humana, animal ou de insumos em diversos ramos industriais de alimentos, embalagens, colas, mineração, têxtil e farmacêutica.

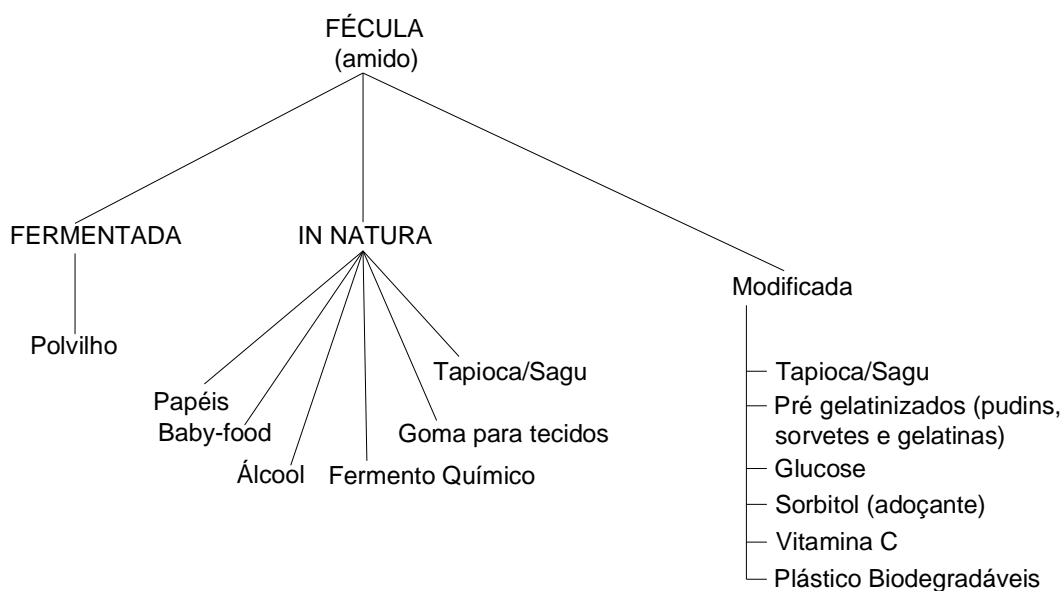
A farinha é um alimento barato para a população de baixa renda, produzido em regime de agricultura familiar e de pequena empresa agroindustrial, fixando o homem no campo.

Ainda segundo KUCZMAN (1996), os resultados e desdobramentos que a mandiocultura proporciona são os seguintes: ocupar mão-de-obra familiar o ano inteiro; parte aérea servir de alimentação para o gado leiteiro; vantagem técnica de poder deixá-la para ser colhida no ano seguinte, chamada mandioca de dois anos; aumentar a diversificação agrícola, contribuindo para a estabilização da renda rural. Tudo isso ultrapassa a porteira da propriedade agrícola, atingindo indiretamente todos os segmentos da economia, nos quais se insere à sociedade. Desse modo, é sensível o interesse para que a atividade permaneça e continue em crescimento. Os progressos da pesquisa, no sentido de outras aplicações para o amido da mandioca, somente terão prosseguimento se a produção corresponder no campo.

Atualmente, a maior parte da demanda por amido no Brasil é atendida pelo milho. Nesse processo, se a mandioca ocupar o lugar do milho na obtenção de amidos, sobrarão mais milho para outros fins, como por exemplo, para o alimento de aves. Isso levará a uma queda nos custos de produção das mesmas e será benéfico para o consumidor (KUCZMAN, 1996).

O principal produto obtido da mandioca é o amido que possui várias aplicações e subprodutos como na indústria química, alimentícia, metalúrgica, papelaria, têxtil, farmacêutica, plástica, em lamas para perfuração de poços de petróleo, lavanderias etc. Ele pode ser modificado por meio de processo físico-químico e, no estado natural, apresenta certa estabilidade em água fria. A mandioca é cultivada e industrializada em grande escala na produção de diversos derivados amiláceos. Quanto mais clara a cor, melhor é a qualidade do amido. A cor indica se a mandioca utilizada é velha ou não, como também a limpeza com que o amido é processado (ABAM, 2006).

A Figura 1 mostra os ramos de utilização do amido ou fécula, onde não constam os usos em carnes embutidas e mineração.



**Figura 1** Ramos de utilização do amido, à exceção de carnes embutidas e mineração.

Fonte: EMBRAPA – Mandioca e Fruticultura (2003).

A descrição até a página 11, extraída de PARIZOTTO (1999), apresenta o processo que ocorre nas indústrias produtoras de fécula. As raízes de mandioca são transportadas da lavoura para a indústria por meio de caminhões ou carretões rebocados por tratores. Ao chegar à indústria, o

primeiro procedimento é o de pesagem das cargas em plataforma provida de balança que registra o peso bruto e a tara, bem como a data de recebimento e, em número de código, o fornecedor. O preço pago aos mandiocultores é proporcional ao teor de amido nas raízes, o que representa um estímulo aos produtores para que colham a mandioca na época certa e as entreguem sem demora. Para a rápida verificação do teor de amido, usa-se um lavador de raízes de laboratório e uma balança hidrostática, a fim de determinar o peso debaixo da água, pelo qual o teor de amido pode ser facilmente calculado.

Na seqüência, as raízes são descarregadas mecanicamente em moegas, recebendo molhamento constante para facilitar o seu transporte pelos helicóides existentes no fundo da moega. As moegas geralmente são construídas em concreto armado divididas em seções, uma para lavar as raízes, removendo detritos e terra, e outra para descascá-las. Apenas a camada externa ou pele é retirada, pois a parte interna da casca representa de 8 a 15% do peso da raiz e seu teor de amido é cerca da metade do contido no interior da raiz.

A lavagem é efetuada debaixo d'água, por meio de pás de ferro revestidas com borracha, numa espécie de gaiola. A água corre em sentido contrário ao das raízes, assegurando, assim, a eficiência da lavagem. Por sua vez, a operação de descasque é efetuada sob um esguicho de água por pás de ferro nervuradas. Para a lavagem das raízes, utiliza-se, na primeira fase, água limpa, na seqüência, é usada, ao longo do lavador, cerca de 40% do volume total de água vegetal e, no final do lavador, novamente água limpa para higienizar as raízes, eliminando sólidos e contaminantes. Após o descasque, as raízes transportadas ao longo do lavador são basculadas para a correia transportadora que as conduz até o triturador. Antes do triturador um operário postado na parte frontal da esteira, com o auxílio de um facão elimina manualmente o calcanhar ou pedúnculo das raízes fracionando igualmente as raízes de tamanho avantajado, para facilitar sua trituração, além de retirar manualmente pedaços de madeira, peças metálicas e pedras que possam danificar os equipamentos de trituração e de produção de fécula.

As raízes antes da trituração são fracionadas em pedaços de aproximadamente 30 mm de espessura por um cortador de raízes no qual elas caem por gravidade. Depois de cortadas, as raízes seguem por um

transportador até o desintegrador (raspador). Como é necessário romper as células a fim de libertar os grãos de amido uma raspagem eficiente é o requisito básico para a obtenção de alto rendimento. Após a raspagem, o ácido cianídrico das raízes se liberta e é dissolvido na água que tem de ser acrescentada durante essa operação. O contato desse ácido com o ferro pode ocasionar a formação de cianeto de ferro, o qual dá ao amido uma cor azulada. A partir desta seção de raspagem, todas as máquinas e tubulações que entram em contato com os produtos são executadas em aço inoxidável de alta qualidade.

No estágio de extração de amido, a polpa obtida após a desintegração sofre separação em amido e celulose. Os vários estágios de extração são diretamente ligados entre si, sem nenhum tanque intermediário. Todas as bombas para transporte da polpa e para água de lavagem que fluem em contracorrente são embutidas assim como dutos que compõem o equipamento.

Os extratores consistem, basicamente, de cones rotativos providos de tela de peneiração com aberturas alongadas de 125 – 250  $\mu\text{m}$  de largura. A massa de amido desintegrado é alimentada a uma rotopeneira cônica, onde recebe jatos de água de lavagem enquanto percorre toda a extensão do cone, o que assegura completa recuperação do amido.

A polpa lavada, ou bagaço, ao deixar o último estágio de extração, contém um teor de 85 a 95% de umidade e o amido nela restante é desprezível.

A água de lavagem empregada é uma mistura do efluente da subsequente seção de refinação do amido com água doce contendo certa quantidade de dióxido de enxofre.

A separação da polpa e do amido é mais eficiente quando a suspensão passa por uma série de extratores cada vez mais finos. Portanto, o leite de amido que sai do primeiro extrator com tela de 125 – 250  $\mu\text{m}$  é bombeado para outro extrator do mesmo tipo, o qual contém um ou dois estágios e está equipado com tela de aço inoxidável de 60 – 80  $\mu\text{m}$ . Nesse extrato, comumente chamado de peneira fina, é feita a remoção das fibras finas e, simultaneamente, a lavagem com água doce em contra corrente para soltar o amido aderido.

As fibras são, usualmente, misturadas com a polpa e podem ser desidratadas, secadas e comercializadas depois como ração para o gado. O leite de amido cru deixa a peneira fina com uma concentração de cerca de 3°Bé (54 kg de amido seco por m<sup>3</sup>). Esse leite de amido contém contaminantes solúveis como proteínas, matéria graxa, açúcares e ainda insolúveis como pequenas partículas de celulose advindas da operação de raspagem. Tais impurezas serão removidas durante a refinação.

Em máquinas separadoras, centrífugas de alta velocidade, são executadas, simultaneamente, em poucos segundos, as operações de separação do amido e, ainda, a sua concentração. A água de lavagem das máquinas separadoras, duas instaladas em série, deve ser água doce, contendo algum dióxido de enxofre.

A Figura 2 apresenta o fluxograma do processo industrial para o processamento de 1000 kg de mandioca, para a obtenção de fécula com as quantidades de entradas e saídas de insumo, matéria prima, produto e subprodutos.

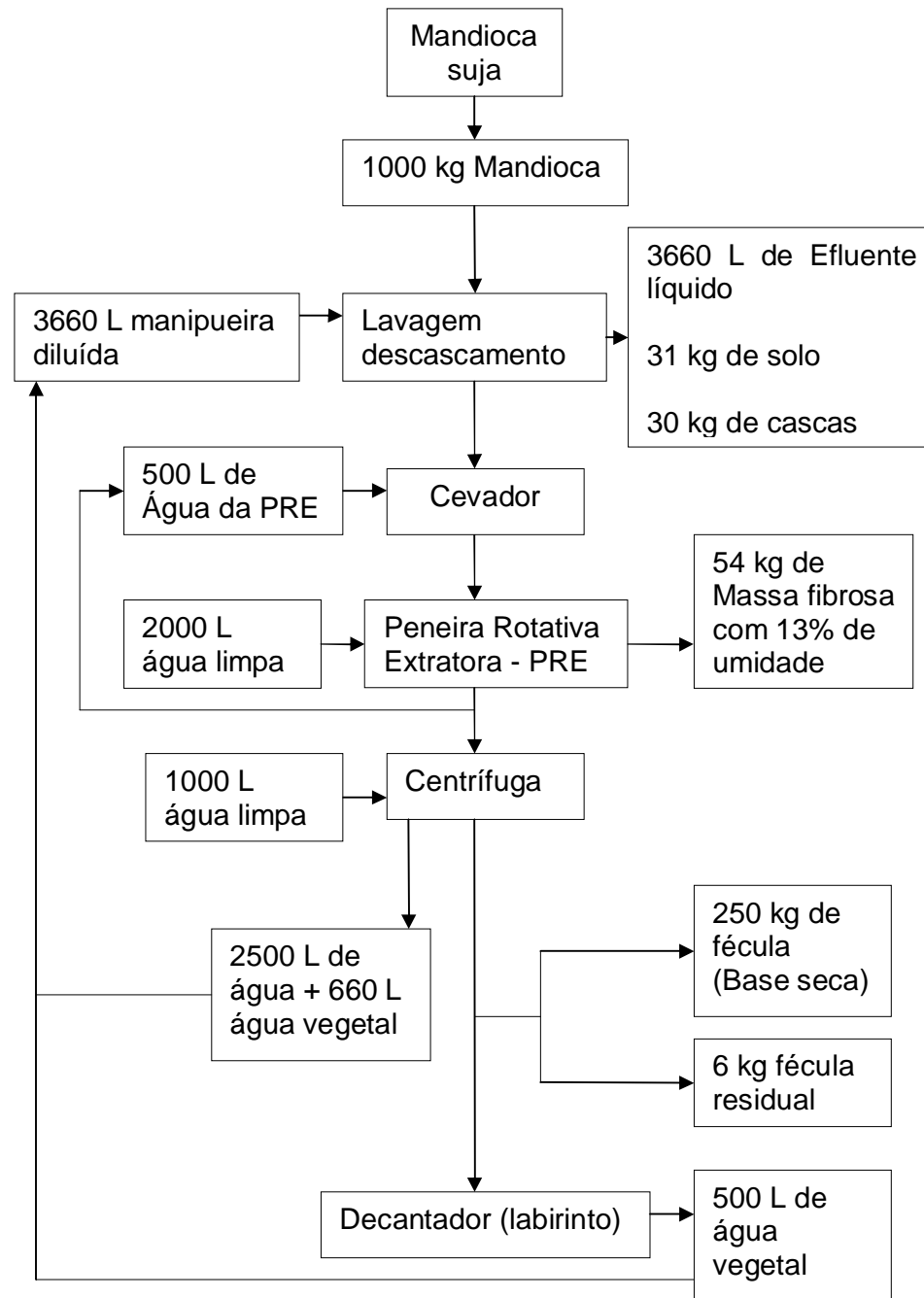


Figura 2 Fluxograma do processamento de 1000 kg de mandioca para obtenção de fécula com quantificação de entrada de água e matéria prima e saídas de produto e subprodutos<sup>1</sup>.

<sup>1</sup> SCHMOELLER, Vivaldo. Balanço de massa na obtenção de fécula [comunicação pessoal]. Comunicação recebida em 20 set. 2007.



Ainda conforme PARIZOTTO (1999), os efluentes gerados nesta etapa podem ser reutilizados no processo para a lavagem das raízes no lavador e o efluente da segunda extratora, junto com a água fresca, como água de lavagem nos extratores de amido.

Destaca-se que considerável economia no custo da produção será alcançada se o amido for desidratado mecanicamente antes da secagem. Assim sendo, o leite de amido refinado é desidratado num filtro contínuo a vácuo até um teor de umidade de 40 a 45%, ou numa centrifuga desidratadora, para teores mais baixos.

O amido desidratado é alimentado ao secador por um transportador de rosca-sem-fim, que assegura a alimentação contínua. O secador é do tipo pneumático *flash dryer*, no qual a evaporação se realiza mediante exposição do material úmido ao ar quente, até um teor de umidade do amido de 12 a 13%.

Para se evitar perdas de amido por meio do escape com ar de descarga, o secador é provido de uma bateria de ciclones de recuperação. O ar quente é produzido por um dispositivo queimador de lenha ou cavacos em fornalha e o ar é filtrado antes de entrar no secador para evitar a contaminação do amido.

Com o intuito de garantir a qualidade e a granulação uniformes do amido, acha-se instalada antes do silo de ensacamento, uma peneira de controle final de granulometria.

O tamanho dos silos geralmente permite armazenar a produção de três turnos de operação da fábrica, permitindo que a operação de ensacamento seja diurna, geralmente 6 a 8 horas. Finalizando a descrição do processo industrial do processamento da mandioca, conforme PARIZOTTO (1999), o ensacamento é feito por máquinas semi-automáticas em fábricas menores e por máquinas inteiramente automatizadas para sacos de 50 kg ou sacões de 1500 kg em fábricas maiores.

### **2.1.3 Caracterização dos subprodutos da industrialização da mandioca**

Conforme CEREDA (2001), a mandioca é cultura amplamente difundida por todo o território nacional. Sua utilização é feita em duas opções, o

consumo culinário, doméstico, e o uso industrial, pelo qual se processa a mandioca para a produção de farinha ou fécula, que pode ser doce ou azeda. A dimensão da cultura é também variada, indo das plantações de fundo de quintal até as extensivas, mais comuns no sul-sudeste do país. As utilizações culinárias caseiras não geram resíduo significativo, pela pequena quantidade processada. A mandioca de uso culinário é plantada no sudeste, principalmente nos Estados de São Paulo e Paraná, para comercialização na forma crua, embalada e conservada pelo frio (refrigerada ou congelada), com cortes de diferentes formatos, toletes, mini-toletes, palitos, rodela. Quando o volume de processamento é maior, os subprodutos podem vir a apresentar problemas de disposição e soluções deverão ser encontradas. Já a utilização industrial causa sérios problemas ambientais, pois mesmo as pequenas unidades fabris, como as casas de farinha, podem gerar quantidades significativas de resíduo, pelo costume de reunirem-se em um dado local ou município. Exemplos são as indústrias de polvilho azedo que se concentram às centenas em dois municípios de Minas Gerais, Divinópolis e Pouso Alegre. O município paranaense de Paranaíba reunia, em 2001, indústrias de farinha de porte diverso e diversas feculares.

Conforme LIMA (2001), além do aspecto de agressão ao meio ambiente, deve ser também considerado que o despejo indevido dos subprodutos de mandioca constitui em desperdício de rendimentos para os produtos, quando se consideram as quantidades geradas e a composição dos subprodutos. São muitas as possibilidades a serem criadas para o aproveitamento de todos os resíduos, propiciando aumento da receita para as empresas.

#### **2.1.4 Composição química da mandioca**

De acordo com FIORETO (2001), a composição química do efluente de fecularia é variável, dependendo da variedade utilizada, que por sua vez está correlacionada com as condições edafoclimáticas do local onde é cultivada.

Uma tonelada de raízes de mandioca pode conter em média 60% de umidade ou 600 litros de água como constituinte do suco celular. No caso das

farinheiras, as águas das prensas, ou manipueira, são de aspecto leitoso, contendo de 5 a 7% de fécula (parte sedimentável, parte em suspensão coloidal), proteínas, glicose, restos de células, ácido cianídrico, bem como outras substâncias orgânicas e nutrientes minerais essenciais.

### 2.1.5 Os resíduos

A palavra poluição provém do latim *polluo*, que significa sujar, conspurcar, manchar. Considera-se poluição todo prejuízo aos usos previamente estabelecidos do meio ambiente (solo, água e ar), causados por alterações de suas propriedades físicas, químicas e biológicas, devido à ação de poluentes ou suas combinações (FIORETTO, 1994).

O termo resíduo leva a uma imagem depreciativa, onde o produto, analisado no contexto global do processamento, não tem serventia e deve ser descartado. Esse conceito tem sido gradualmente abandonado, substituído por outros como subprodutos e mesmo co-produto. O conceito altera o contexto do processo e coloca em foco a possibilidade de melhor utilização da matéria prima. Muitas mudanças no conceito de agroindústria ajudaram a acelerar essa nova imagem. A consciência de proteção do meio ambiente, com a exigência de que o processamento seja feito sem prejuízo da natureza, sem dúvida foi um desses fatores (CEREDA, 2001).

Um dos sérios problemas ambientais da Terra como um todo é a poluição dos recursos de água doce, principalmente se considerado os pequenos cursos d'água, onde acontecem os despejos dos resíduos líquidos de indústrias que utilizam raízes de mandioca como matéria prima.

CEREDA (2001) relata que os resíduos da mandioca são partes constituintes da própria planta, gerados em função do processo tecnológico adotado. Por esse conceito seriam considerados resíduos, inclusive, os restos de cultura. Tanto a qualidade como a quantidade dos resíduos varia bastante, em função de uma série de fatores tais como cultivar, idade da planta, tempo após a colheita, tipo e regulagem do equipamento industrial, etc.

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

Alguns dos resíduos sólidos são: a rama, cepa, descarte, casca marrom, crueira, fibra, farelo ou bagaço e varredura.

Entre os resíduos líquidos cita-se a manipueira, que em tupi-guarani significa “o que brota da mandioca”. A palavra manipueira consta de dicionários. É também considerado resíduo líquido a água da lavagem das raízes.

### **2.1.5.1 Resíduos líquidos**

ANRAIN (1983) afirmou serem as indústrias de fécula causadoras de impactos ao meio ambiente, com DQO na água de lavagem ao redor de 25000 mg L<sup>-1</sup>, o que corresponderia, em termos comparativos, à poluição causada por 460 hab/dia.

Segundo CEREDA (2001), os resíduos líquidos do processamento da mandioca são: (1) água de lavagem das raízes que é originária dos lavadores/descascadores; (2) manipueira ou água vegetal que corresponde à água de constituição da raiz, extraída durante a prensagem da massa ralada, na fabricação da farinha e (3) água de extração de fécula que corresponde a água de constituição da raiz, diluída com a água de extração.

A manipueira difere em volume e composição conforme originária de farinheiras ou fecularias.

A característica que difere a planta da mandioca de outras tuberosas amiláceas é a presença de glicosídeos, potencialmente, hidrolisáveis a cianeto. O glicosídeo mais representativo é a linamarina e o menos freqüente, a lotoaustralina, no entanto ambos são capazes de gerar ácido cianídrico. O teor de cianeto total começa alto. A partir do momento em que se inicia o rompimento das paredes celulares, as enzimas reagem com os glicosídeos, liberando o ácido cianídrico. Parte do cianeto livre fica na solução líquida, parte volátil se desprende para atmosfera, decrescendo a concentração de cianeto total. Nas fecularias as fases subseqüentes do processo como etapa ralação

das raízes, com adição da água para separação do amido, os valores de cianeto diminuem bruscamente, grande parte deste cianeto passa para forma livre. O leite de centrífuga mantém quase a mesma concentração da fase anterior, fase de separação da massa (CEREDA, 2001).

Segundo OLIVEIRA, RIBAS E CEREDA (2003), na manipueira, o cianeto está disperso na sua forma molecular como ácido cianídrico (HCN), sendo muito tóxico, instável e altamente volátil, contendo cerca de 43,75 ppm de íon cianeto (CN<sup>-</sup>) em forma potencialmente livre, totalizando 445 ppm em cianeto total. Nos animais superiores, essa toxicidade explica-se pela afinidade com o ferro, combinando-se com a hemoglobina. Nas plantas superiores e nos microrganismos, o cianeto interfere na fosforilação oxidativa, combinando-se com o citocromo oxidase e inibindo o transporte eletrônico e, conseqüentemente, a formação de ATP. As autoras afirmam que, embora as pesquisas concentrem-se em redução de carga orgânica da manipueira, a preocupação com o HCN presente não é menos significativa já que a produção de farinha de mandioca gera entre 270 e 450 litros desse resíduo para cada tonelada de raiz processada. Uma indústria farinheira de meio porte chega a processar cerca de 260 t de raiz por mês, o que pode gerar em torno de 104 mil litros de manipueira. Se despejada em cursos d'água causa problemas ambientais como mau cheiro, mortandade de peixes e de gado e perda da qualidade da águas dos corpos receptores.

A literatura e os resultados de teses mostram claramente a redução no teor de cianeto total, que ocorre principalmente na fase metanogênica do tratamento. Não há muitas explicações na literatura quanto à forma que essa remoção ocorre e conseqüentemente o destino do cianeto gerado (OLIVEIRA, RIBAS & CEREDA, 2003).

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, que podem ser agravados pela falta de tratamento. A DQO média do efluente utilizado neste estudo foi de 15.720 mg/L e o Instituto Ambiental do Paraná – IAP exige que a DQO de lançamento de efluente em mananciais seja no máximo igual a 125 mgL<sup>-1</sup>. Os demais efluentes (água de lavagem, casca, massa fibrosa e o polvilho) apresentam baixas concentrações. Contudo, não deixam de merecer atenção

quanto a sua disposição, pois estão acompanhados de outros elementos nocivos ao ambiente.

Após estudo em três feculárias de Santa Catarina, o autor constatou que as concentrações de cianeto na água de lavagem variaram de 0,99 a 2,20 mg L<sup>-1</sup> e, na água vegetal, de 11,0 a 15,70 mg L<sup>-1</sup>, sendo a última com maior risco potencial de causar impacto ao meio ambiente por estar totalmente solúvel na água.

CUZIN et al. (1992) e COLIN et al. (2007) avaliaram a digestão anaeróbia de resíduos da industrialização da mandioca contendo cianeto com teor de 5-6 mg L<sup>-1</sup> e 3-5 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, sem inibição do processo.

#### **2.1.5.2 Resíduos sólidos**

Os resíduos sólidos gerados na cultura e processamento da mandioca são: (1) Caule ou maniva, que corresponde à haste da planta de mandioca; (2) Cepa que corresponde à parte da maniva que resta entre as raízes colhidas e que se apresenta lenhosa, acrescentada de outro denominado descarte ou calcanhar e (3) Descarte ou calcanhar correspondente ao pedúnculo, entre o caule e a raiz. Em geral é lenhoso e acompanha a raiz até a indústria, onde em geral é retirado antes da moagem, durante a operação de seleção. A seleção tem por finalidade não forçar o ralador e tem composição semelhante à raiz de mandioca, sendo apenas mais fibroso por conter o pedúnculo. É por isso também chamado de “calcanhar”.

### **2.2 A digestão anaeróbia**

A produção de metano ocorre em diferentes ambientes naturais como pântanos, solo, sedimentos de rios, lagos e mares, assim como nos órgãos digestivos de animais ruminantes. Estima-se que a digestão anaeróbia com formação de metano seja responsável pela completa mineralização de 5 a 10% de toda a matéria orgânica disponível na terra (CHERNICHARO, 1997).

Segundo VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), a estequiometria de reações biológicas é vantajosa no tratamento anaeróbio sobre o tratamento aeróbio. No tratamento anaeróbio dispensa-se a necessidade de introdução de um oxidante. O processo leva à produção de menos lodo e produz metano que pode ser utilizado como combustível.

Entretanto, a estequiometria intrinsecamente favorável da digestão anaeróbia por si só não a torna uma alternativa adequada para a remoção de material orgânico do esgoto. Basicamente, há dois outros fatores importantes: (1) a eficiência de remoção de material orgânico deve ser alta de modo que haja uma concentração baixa de material orgânico residual no efluente do sistema de tratamento e (2) a taxa de remoção deve ser alta de maneira que possa ser efetivada num reator com um curto tempo de permanência, isto é, um reator com o volume pequeno. Ambos os fatores estão ligados à cinética da remoção de material orgânico (que descreve a velocidade do metabolismo bacteriano) e às condições operacionais e ambientais no sistema de tratamento de esgotos (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

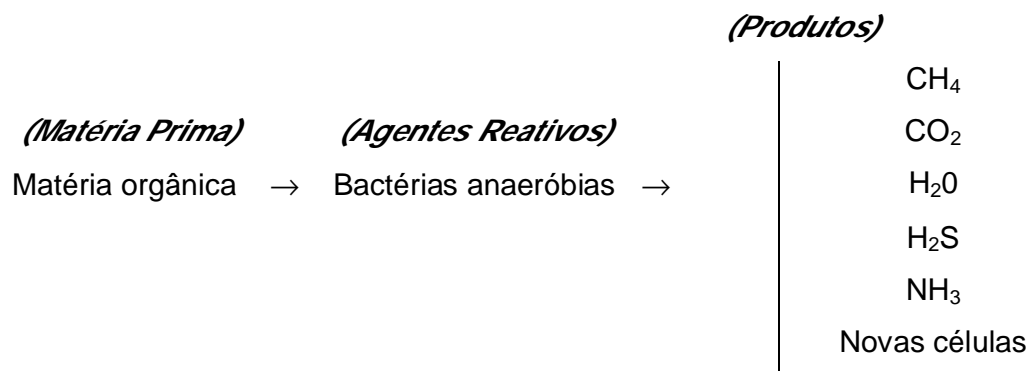
Segundo PATINO (2001), a digestão anaeróbia que resulta em captação de biogás, por ser isolada da atmosfera, é uma solução mais eficiente para estabilização de efluentes da industrialização da mandioca que o tratamento em lagoas, sendo fácil de manejar quando bem planejada.

Sobre o Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) e o mercado de carbono preconizado pelo Protocolo de Kyoto em 1997, entre as propostas do protocolo, está previsto que os países enquadrados como mais poluentes repassarão recursos financeiros para os países menos poluentes destinados à implantação de tecnologias que capturem e queimem o metano (ROCHA, 2003).

Segundo o autor, a idéia do MDL é que cada tonelada de CO<sub>2</sub> ao ser evitada de lançamento ou retirada da atmosfera por um país em desenvolvimento poderá ser negociada no mercado mundial através de Certificados de Emissões Reduzidas (CER). O investimento será amortizado pelos créditos de carbono que a queima do metano gera, permitindo que os países mais poluentes cumpram metas de redução de gases de efeito estufa estabelecidas no protocolo. Na contribuição para o efeito estufa, uma unidade de volume de gás metano equivale a 21 unidades de gás carbônico.

### 2.2.1 Microbiologia da digestão anaeróbia

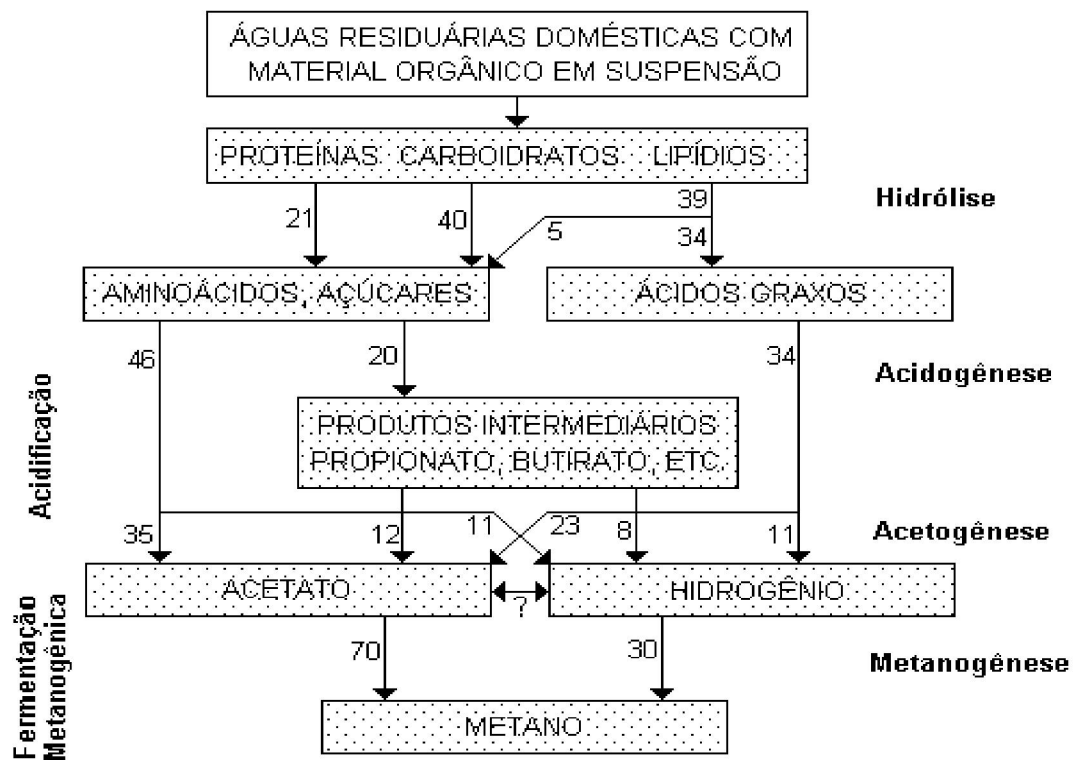
A digestão anaeróbia pode ser considerada como um processo onde diversos grupos de microrganismos trabalham interativamente na conversão da matéria orgânica complexa em metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico e amônia, além de novas células bacterianas, conforme apresentado na Figura 3.



**Figura 3** Seqüência de transformação anaeróbia de matéria orgânica.

Os microrganismos que participam do processo de decomposição anaeróbia podem ser divididos em três importantes grupos de bactérias, com comportamentos fisiológicos distintos, conforme se observa na Figura 4.





**Figura 4** Resumo da seqüência de processos na digestão anaeróbia de macromoléculas complexas (os números referem-se a porcentagens expressas em DQO).

Fonte: VAN HAANDEL & LETTINGA (1994).

- § O primeiro grupo é composto de bactérias fermentativas, que transformam, por hidrólise, os polímeros em monômeros, e estes em acetato, hidrogênio, dióxido de carbono, ácidos orgânicos de cadeia curta, aminoácidos e outros produtos como glicose;
- § O segundo grupo é formado pelas bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio, o qual converte os produtos gerados pelo primeiro grupo (aminoácidos, açúcares, ácidos orgânicos e álcoois) em acetato, hidrogênio e dióxido de carbono;
- § Os produtos finais do segundo grupo são os substratos essenciais para o terceiro grupo, que por sua vez constitui dois diferentes grupos de arqueas metanogênicas. Um grupo usa o acetato, transformando-o em metano e dióxido de carbono, enquanto o outro produz metano, através da redução do dióxido de carbono (CHERNICHARO, 1997).

### 2.2.2 Principais parâmetros analíticos da digestão anaeróbia

As condições necessárias ao bom funcionamento de um processo de digestão anaeróbia são as seguintes:

- não ocorrência de variações bruscas de temperatura;
- manter o pH entre 6,5 a 7,5;
- submeter o processo a cargas orgânicas e tempos de retenção hidráulicas e celulares compatíveis com o resíduo a digerir e com o tipo de digestor empregado;
- não ocorrência de sobrecargas orgânicas ou tóxicas além do limite suportável pelo processo;
- existência, no resíduo, de quantidades de N e P compatíveis com a quantidade de carbono (OLIVEIRA, 1993).

### 2.2.3 Despejos passíveis de tratamento anaeróbio

Em princípio, todos os compostos orgânicos podem ser degradados via anaeróbia, sendo que o processo se torna mais eficiente e econômico quanto mais biodegradável for o material. VON SPERLING (1995) menciona que para esgotos domésticos brutos, a relação DQO/DBO<sub>5</sub> varia em torno de 1,7 a 2,4 e para esgotos industriais essa relação pode variar amplamente. Segundo o autor, se a relação DQO/DBO<sub>5</sub> for baixa, a fração biodegradável é elevada, sendo indicativo para o tratamento biológico. Os digestores anaeróbios têm sido largamente aplicados para o tratamento de resíduos sólidos, incluindo culturas agrícolas, dejetos animais, lodos de estação de tratamento de esgotos e lixo urbano, estimando-se que milhões de digestores anaeróbios tenham sido construídos em todo o mundo com esse propósito. A digestão anaeróbia também tem sido muito aplicada para o tratamento de efluentes de indústrias agrícolas, alimentícias e de bebidas, tanto em países desenvolvidos como em desenvolvimento.

Nos sistemas anaeróbios, verifica-se que 70 a 90% do material orgânico biodegradado presente no despejo são convertidos em biogás. De 5 a 15% do material orgânico é convertido em biomassa microbiana, vindo a

constituir o lodo excedente do sistema. Além da pequena quantidade produzida, o lodo excedente apresenta-se, geralmente, mais concentrado e com melhores características de desidratação. O material não convertido em biogás ou em biomassa, 10 a 30%, deixa o reator como material não degradado (CHERNICHARO, 1997).

#### **2.2.4 A redução de DQO segundo os regimes hidráulicos idealizados**

O regime hidráulico de fluxo em pistão é o mais eficiente em termos de cinética de remoção da matéria orgânica. No entanto, o regime de mistura completa é mais indicado quando se têm despejos sujeitos a uma grande variabilidade de cargas e à presença de compostos tóxicos, pelo fato do reator de mistura completa prover uma imediata diluição do afluente na biomassa.

Quando a relação comprimento/largura de reatores for elevada, o regime hidráulico tende a fluxo em pistão. Se esta relação for próxima de um (lagoas quadradas), o regime hidráulico tende à mistura completa (VON SPERLING, 1996).

De acordo com BENINCASA, ORTOLANI & LUCAS JUNIOR (1991), o biodigestor tipo fluxo pistão é considerado um meio simples e econômico para lidar com esterco, visando o controle de poluição e a geração de energia.

#### **2.2.5 Volume de gases produzidos**

O biogás é sem dúvida o mais importante produto da digestão anaeróbia, tanto do ponto de vista positivo de obtenção de energia, quanto negativo, se não queimado, da contribuição ao efeito estufa. De fato, além do seu valor econômico, devido à presença de elevadas proporções de metano (50 a 70% em volume geralmente), a produção de gás indica que a matéria orgânica inicial foi degradada até o limite possível de anaerobiose.

Para efeito comparativo, é conveniente indicar a quantidade de gás produzido num digestor para uma determinada matéria-prima, em termos de L gás g<sup>-1</sup> de substrato adicionado ou consumido.

Para se avaliar a concentração de substrato na matéria-prima, utiliza-se, geralmente, a concentração dos sólidos voláteis presentes na mesma e, mais raramente, a concentração de DQO, DBO ou carbono.

Sem dúvida, o volume de metano ( $\text{CH}_4$ ) produzido é o primeiro indicador do bom ou mau funcionamento do processo de digestão anaeróbia. Quando ocorre um desbalanceamento do processo, o primeiro sinal é a redução na quantidade de gases produzidos, o que ocorre antes mesmo da elevação na concentração de ácidos voláteis.

Os problemas do processo, em geral, se refletem, mais acentuadamente, nas bactérias metanogênicas, ocorrendo, portanto, reduções bruscas na produção de gás e, somente após isso, os ácidos voláteis passam a se acumular, pois continuam sendo formados e não são mais consumidos (VIEIRA & SOUZA, 1981).

### **2.3 Modelos de biodigestores**

O uso do biogás como combustível, no meio rural, tem como modelo de produção os biodigestores mais simples. Alguns modelos de biodigestores têm se mostrado de interesse, principalmente por apresentarem baixos custos devido a pouca tecnologia associada e facilidade operacional. O modelo tipo Batelada que, apesar da simplicidade, pode ser útil em situações em que o resíduo é obtido periodicamente, como é o caso da cama obtida nos galpões de frangos de corte. Quando há disponibilidade dos resíduos líquidos, principalmente de suínos, o interesse volta-se para os biodigestores contínuos como os modelos Indiano e Canadense. Tecnologias como sistemas de agitação, aquecimento e pré-fermentação da biomassa, podem ser associadas a estes biodigestores.

O biogás produzido pode ter o seu conteúdo energético aproveitado na própria atividade, em aquecimento ambiental, refrigeração, iluminação, incubadores, misturadores de ração, geradores de energia elétrica, etc. O biofertilizante deve ser encarado como um benefício a mais, podendo ser aproveitado como adubo orgânico (OLIVEIRA, 1993). Os biodigestores contínuos como os modelos indiano, canadense, chinês, filipino, etc. são muito

aplicados em comunidades rurais de pequeno e médio porte. São biodigestores versáteis podendo fazer uso de diferentes resíduos orgânicos animais e vegetais. Para suinocultura, requerem uma carga diária com diluição e homogeneização do resíduo.

O processo é considerado contínuo porque a cada carga diária (afluente), corresponde a uma descarga de material digerido (efluente). A biomassa do biodigestor se movimenta por diferença da pressão hidráulica, dentro do biodigestor, no processo de carga. Os modelos de biodigestores indiano, canadense, chinês, filipino, para evitar as mudanças bruscas de temperatura da biomassa, são subterrâneos. Para aumentar a eficiência e a velocidade da digestão anaeróbia, o processo convencional pode ser dotado de um sistema de agitação (hélice ou circulação com bomba hidráulica) e de um sistema de controle de temperatura na biomassa (trocador de calor), o que permite reduzir o tempo de retenção para 10 a 20 dias ou aumentar significativamente a produção de biogás.

Os biodigestores, em uso no meio rural, são depósitos semelhantes às esterqueiras, diferenciando-se apenas por possuírem cobertura para armazenar o biogás gerado pelo processo de digestão anaeróbia. As câmaras de digestão dos biodigestores podem ser construídas de pedra, tijolos e lonas de PVC ou PEAD e as campânulas ou balões para o armazenamento do biogás gerado podem ser de ferro, fibra de vidro, sendo que a alternativa mais barata é a que utiliza material plástico. Existem dois tipos principais de biodigestores, o batelada e o contínuo. No Brasil, o modelo contínuo (Indiano) foi o mais difundido pela sua simplicidade e funcionalidade. Atualmente, o modelo canadense com cobertura de lona de PVC, em substituição às campânulas metálica ou de fibra de vidro, vem ganhando maior espaço em virtude dos menores custos e facilidade de implantação. A vantagem deste processo está na produção constante de biogás que é relacionada com a carga diária de sólidos voláteis.

As esterqueiras podem ser adaptadas e transformadas em biodigestores simples, trazendo algumas vantagens para o produtor que possui área agrícola suficiente para aplicação do biofertilizante no solo, e, além disso, possuir uma demanda de energia térmica que justifique o investimento. A limitação deste processo está no modelo de biodigestor adotado, na diluição do

afluente, que deve operar entre 8 a 10% de sólidos totais, pois o afluente com teores altos de sólidos totais pode causar entupimentos. Os resíduos vegetais podem ser misturados ao afluente, no biodigestor, porém devem ser triturados para evitar possíveis entupimentos e formação de crosta na superfície da biomassa (OLIVEIRA, 2004).

## **2.4 O biogás**

O biogás compõe-se, em volume, principalmente de:

- § Metano (CH<sub>4</sub>): 40 - 70%
- § Dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>): 30 - 60%
- § Outros gases: 1 - 5%
- § Sulfeto de hidrogênio (H<sub>2</sub>S): 0 - 3%

O biogás possui características intrínsecas do material que lhe deu origem, à semelhança de outros gases puros e depende da temperatura e da pressão, variando com elas e com o teor de umidade do gás. As características fundamentais são o volume, o poder calorífico e o teor de umidade. O poder calorífico do biogás bruto é aproximadamente 6 kWh m<sup>-3</sup>, equivalendo aproximadamente a 0,5 L de óleo diesel e depende diretamente da composição do biogás (COELHO, PALETTA & FREITAS, 2000).

## **2.5 Pesquisas e estudos com digestão anaeróbia**

### **2.5.1 Digestão anaeróbia com separação das fases acidogênica e metanogênica**

LACERDA (1991) estudou a cinética da fase metanogênica da digestão anaeróbia de manipueira de farinha corrigida com solução de sais. Para o estudo foi empregada uma coluna de leito fixo com volume útil de 9,33 litros, mantida a 32 ± 1 °C, operada a tempos de retenção hidráulica de cinco, quatro, três e dois dias. A carga orgânica em DQO, fixada em aproximadamente 0,5 g

$L^{-1}r d^{-1}$ , permitiu manter a estabilidade dos tratamentos durante todo experimento. Os resultados obtidos mostram que, para eficiência mínima de 80% no tratamento, pode-se operar o sistema com tempos de retenção limite de três dias. Com TRH menores, o teor de metano no gás diminui e com maiores, o rendimento de metano em  $L g^{-1} DQO_c$ , diminui. A maior produção de metano se deu em TRH igual a 2,5 dias com rendimentos de metano de  $0,60 Lgás g^{-1} DQO_c$ . Segundo a autora, o tratamento foi estável e eficiente em termos de remoção de DQO, redução de cianetos e apresentando, com TRH de três dias, rendimento de metano próximo ao teórico.

BARANA (1996) estudou o comportamento da fase metanogênica em biodigestor de fluxo ascendente e leito fixo com TRH de três dias utilizando como substrato manipueira acidificada. Com carga orgânica de entrada em DQO de  $8,47 g L^{-1}r dia^{-1}$ , se obteve uma produção máxima de  $1,84 L gás g^{-1} DQO_c$ , sendo 56,8% de metano, ou seja,  $1,04 L de CH_4 g^{-1} DQO_c$ , com redução de carga de 54,96%. A maior redução de DQO, 88,75%, deu-se com carga de entrada em DQO de  $2,25 g L^{-1}r d^{-1}$ . Constatou-se que a carga crítica em DQO é em torno de  $5,24 g L^{-1}r d^{-1}$ , com taxa de redução de 85,76%, pois a partir deste ponto esse valor tende a cair.

CUZIN et al. (1992) estudaram a separação de fases num reator tipo fluxo pistão denominado *Transpaille*. Este compreendia um tanque cilíndrico horizontal, composto por três partes: um tanque de alimentação, dotado de um êmbolo que introduz o resíduo num segundo compartimento, denominado tanque de fermentação. O terceiro compartimento era um tanque aberto para saída do efluente. Esse estudo é um dos poucos que utilizou um reator fluxo pistão horizontal. Nele foi observada a teoria do fluxo pistão relatada por VON SPERLING (1996). Segundo os autores da pesquisa, neste tipo de reator, a fase acidogênica no resíduo ocorre no primeiro tanque, o de alimentação, previamente à entrada na parte principal do reator. Esse fato foi verificado através da quantificação dos produtos, bem como na contagem de microrganismos responsáveis pelo processo de acidogênese em vários pontos do reator. Os autores utilizaram um reator de volume 378 L, operado na temperatura de 35-39 °C para digerir cascas de mandioca. Obtiveram um rendimento de biogás de  $0,661 m^3 kg^{-1}$  de SV consumidos com carga orgânica de  $3,6 kg m^{-3} dia^{-1}$ . Para produzir o biogás necessário à secagem de uma

tonelada de farinha, requer-se 1,15 t de cascas e para produzir a mesma quantidade de farinha são necessárias cinco toneladas de raízes de mandioca que resultam em 1,5 t de cascas. Dessa forma o processo torna-se auto-suficiente em energia calorífica a partir da digestão anaeróbia das cascas. Para essa produção de biogás os autores calcularam o volume do reator em 88 m<sup>3</sup>.

BARANA (2000) avaliou a fermentação em duas fases de efluente de farinheira em reatores de fluxo ascendente com tempo de retenção total de quatro dias. Sem correção de pH no afluente do reator metanogênico e operando a uma temperatura de 32 °C obteve redução de DQO de até 75,24%, quando a carga de entrada no reator metanogênico foi de 9,45 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>. O maior rendimento de biogás foi de 2,76 L g<sup>-1</sup> DQO consumida, contendo 52,77% de metano e remoção de DQO de 48,65% com carga orgânica de entrada de 6,56 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>.

FEIDEN (2001<sup>a</sup>) implantou e operou um sistema de tratamento de manipueira de fecularia em escala piloto. Era composto por um sistema de captação, decantadores, caixa de filtragem e equalização, hidrômetro, reator anaeróbio acidogênico e metanogênico modelos UASB, caixas de amostragem e sistema de registro de produção de biogás. A captação da manipueira utilizada no experimento foi, sem correção de pH ou nutrientes e em temperatura ambiente, no emissário de efluente industrial, após a peneira separadora de cascas. O reator acidogênico tinha volume útil de 1 m<sup>3</sup> e o metanogênico de 3 m<sup>3</sup>. O experimento consistiu na variação de carga até atingir a capacidade máxima de remoção de carga orgânica de 77% e produção de biogás de 1,72 L gás g<sup>-1</sup> DQO<sub>c</sub> e 0,895 L gás L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>. A carga orgânica aproximada aplicada ao reator foi de 2,49 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, tempo de retenção hidráulica total de 4,4 dias e o rendimento de biogás por tonelada de mandioca processada foi de 16,10 m<sup>3</sup> com teor de CO<sub>2</sub> de 28,65%. Comparativamente ao estudo de ANRAIN (1983), FEIDEN (2001<sup>a</sup>), com TRH 5,86 vezes maior, obteve semelhante produção de biogás por tonelada de mandioca processada e maior conversão de biogás por DQO consumida. No sistema de FEIDEN (2001<sup>a</sup>), para produzir a mesma quantidade de biogás, foi necessário adotar-se um TRH maior, podendo ser explicado pela manipueira por ele utilizado não ser aquecida e sem correção de pH e nutrientes. A soma desses fatores também pode explicar a melhor conversão de DQO e o menor



teor de CO<sub>2</sub> encontrado no biogás produzido por FEIDEN (2001<sup>a</sup>), 28,65% contra 40% obtidos por ANRAIN (1983). A redução de sólidos totais e voláteis em todos os tratamentos foi superior a 66 e 75% respectivamente, sendo que a remoção não foi proporcional às cargas aplicadas.

### 2.5.2 Digestão anaeróbia em uma fase

ANRAIN (1983), em escala piloto, fermentou efluente de fecularia em reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) de uma fase com volume útil de 6500 L e carga orgânica máxima de 8,18 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>. Constatou-se remoção de carga orgânica superior a 90%, produção de 0,41 L gás DQO<sub>c</sub> e 5,24 L gás Lr d<sup>-1</sup>. Este reator, instalado junto a uma indústria de fécula, em Santa Catarina, operou com tempo de retenção hidráulica de 0,75 dia, correção de pH e nutrientes e controle de temperatura do afluente.

MOTTA (1985) tratou manipueira de farinha e casca de mandioca em reator de bancada de mistura completa com tempo de retenção de 20 dias, carga orgânica entre 1,70 e 1,96 grama de SV por litro de reator por dia (g SV L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>) e temperatura de 35°C. O autor variou o substrato de alimentação do reator de várias formas, desde 100% de manipueira, passando por co-fermentações em diversas proporções de manipueira e cascas de mandioca até 100% de cascas de mandioca. A produção média de biogás foi entre 0,43 e 0,65 L de gás g<sup>-1</sup> de sólidos voláteis adicionados com teores de metano entre 50 e 57%. As reduções médias de sólidos voláteis foram da ordem de 51 a 73% e de DQO entre 42 e 68%. As reduções de cianeto livre em todos os tratamentos foram altas, com valores máximos da ordem de 98%, ao mesmo tempo não foi notada inibição do processo de digestão anaeróbia. Segundo o autor, os melhores índices de tratamento e produção de metano foram obtidos quando se utilizou substrato com 63% de manipueira e 37% de casca de mandioca ou 100% de manipueira que é o recomendável, pois, a presença da manipueira na co-fermentação elevou o pH da mistura resultando em melhor estabilidade na reação.

AMATYA (1996) avaliou a digestão anaeróbia de manipueira em reator UASB com temperatura ambiente próxima de 30°C e taxa de recirculação por

alimentação de 4/1. A remoção de DQO foi de 95% com carga média de 13 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, produção de biogás de 6,5 L gás L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> com média de metano superior a 60% e o experimento foi conduzido com suplementação de nutrientes.

PARIZOTTO (1999) comparou em três feculárias, as eficiências de remoção de nutrientes, cargas orgânicas e coliformes totais em de lagoas de sedimentação. O monitoramento foi realizado durante 18 semanas entre os meses de abril e setembro de 1998. O autor afirma que as lagoas de sedimentação são aparatos hidráulicos para o controle das vazões de contribuição, minimizando os efeitos de cargas de choques e disponibilizando os efluentes com certa regularização para as fases seguintes dos sistemas de tratamento de efluentes industriais. Para a matéria sedimentável e sólidos totais, o desempenho e as eficiências de remoção alcançadas na lagoa foram altas independentemente dos seus correspondentes tempos de retenção hidráulica, situando-se acima de 91%. Para a remoção de nutrientes e carga orgânica dos despejos representada pela DBO e DQO, registraram-se elevados índices percentuais de remoção no interior das lagoas monitoradas, sendo estes diretamente proporcionais aos tempos de retenção hidráulica.

RIBAS & BARANA (2003) estudaram o processo de partida de um reator *plug flow* ou fluxo pistão vertical de uma fase, com pH ajustado entre 5,5 e 6,0, tratando a manipueira de duas maneiras: diminuindo-se gradativamente o TRH até se chegar ao tempo pré-estabelecido, quatro dias; ou mantendo-se o TRH fixo em quatro dias e aumentando-se gradativamente a concentração do afluente. O biodigestor, com capacidade de 1980 mL, foi mantido à temperatura de 32 ± 1°C. A primeira etapa foi caracterizada empregando-se TRH de 16,6; 13,6; 11,6 e 9,6 dias e carga orgânica de 3,1; 2,0; 2,3 e 2,9 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, respectivamente. Na segunda etapa manteve-se o TRH fixo em quatro dias, porém cargas orgânicas de 0,48, 0,86, 1,65 e 2,46 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>. Na primeira etapa, melhores resultados foram observados operando com TRH de 9,6 dias e carga orgânica 2,9 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, quando houve redução de DQO, ST e SV de 60%, 44% e 60%, respectivamente. Na segunda etapa, o TRH de quatro dias, apresentou melhores resultados empregando-se carga orgânica de 0,86 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, quando houve redução de 71%, 58% e 79% de DQO, ST e SV, respectivamente. As autoras concluíram que a partida do biodigestor *plug flow*

tratando manipueira, pode ser realizada tanto se diminuindo o TRH, quanto o mantendo fixo e se aumentando a concentração do afluente.

CHAIPRASERT et al. (2003) trataram manipueira de fecularia suplementada com minerais com carga orgânica em DQO de  $4 \text{ kg m}^{-3} \text{ r d}^{-1}$  e tempo de retenção hidráulica de 5,4 dias, utilizando-se reatores híbridos de fluxo ascendente dotados de meio suporte com fibras de nylon. Os autores obtiveram 80% de redução de DQO, produção de biogás de  $0,27 \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1}$  de DQO consumida com 68% de metano. Neste trabalho concluiu-se que o meio suporte reteve biomassa ativa, aumentando a produção de biogás.

Avaliou-se o efeito da agitação de um biodigestor tipo pistão horizontal em escala real alimentado com dejetos suínos. O biodigestor, com volume de  $800 \text{ m}^3$ , possuía um sistema de agitação que pressurizava o biogás e o injetava no fundo com o objetivo de remover sólidos decantados. No período avaliado recebeu cargas orgânicas diárias de sólidos totais e sólidos voláteis de  $0,931 \text{ kg}$  e  $0,634 \text{ kg}$  por  $\text{m}^3$  de reator, respectivamente. Com agitação da biomassa obteve-se uma produção média diária de biogás de  $289,50 \text{ m}^3$ , equivalente a  $0,362 \text{ m}^3$  de biogás por  $\text{m}^3$  de reator por dia. Sem agitação a produção caiu 17,69 %, atingindo média diária de  $238,30 \text{ m}^3$ , equivalente a  $0,298 \text{ m}^3$  por  $\text{m}^3$  de reator por dia (FEIDEN et al., 2004). No efluente de fecularia, os sólidos são de melhor solubilidade e fermentação intensa, resultando em constante desprendimento de biogás da zona do fundo do biodigestor, que ao subir, promove a agitação da biomassa.

RAJBHANDARI & ANNACHHATRE (2004) avaliaram as eficiências de remoção de DQO, sólidos solúveis totais e cianeto em um sistema de lagoas anaeróbias de fecularia na Tailândia. Obtiveram reduções de 90 e 93% no teor de DQO e sólidos solúveis totais, respectivamente, enquanto a taxa de remoção de cianeto foi de 51%.

BOUALLAGUI et al. (2005) alimentaram um reator tubular contínuo com carga orgânica em sólidos voláteis de  $2,8 \text{ g L}^{-1} \text{ r d}^{-1}$  originada de restos de frutas e vegetais e TRH de 20 dias obtendo remoção de sólidos voláteis de 76% e produção de biogás de  $0,45 \text{ Lgás g}^{-1}$  de SV adicionados.

LINKE (2006) avaliou o aumento de carga orgânica em um reator de mistura completa, operado a  $55 \text{ }^\circ\text{C}$  e alimentado com efluente de processamento de batatas, obtendo, para um aumento de carga orgânica de

0,8 a 3,4 g L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, uma produção de biogás de 0,85 Lgás g<sup>-1</sup> a 0,65 Lgás g<sup>-1</sup> de carga orgânica e teor de metano de 58% e 50%, respectivamente.

BOUBAKER & RIDHA (2007) co-fermentaram anaerobiamente resíduos sólidos e líquidos da extração de óleo de oliva em reatores horizontais tubulares de alimentação semi-contínua e temperatura na fase mesofílica. A carga orgânica em DQO variou de 0,67 a 6,67 g L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> e TRH de 12, 24 e 36 dias. A melhor produção de metano, 0,95 L gás L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> ocorreu com TRH de 12 dias e carga orgânica em DQO de 4,67 g L<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>. Em contraste, a máxima redução de DQO, 87%, ocorreu com carga orgânica de 0,67 g L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> e TRH de 36 dias. Segundo os autores a inibição na produção de biogás aconteceu com cargas orgânicas maiores.

COLIN et al. (2007) experimentaram na Colômbia o efeito do bambu como suporte de microrganismos em reator filtro de fluxo horizontal na fermentação de manipueira de indústria de polvilho azedo. Na máxima carga orgânica em DQO introduzida, 11,8 g L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, a redução foi de 87% com produção de 3,7 L de biogás por litro de manipueira adicionada. A produção média de biogás foi de 0,36 Lgás g<sup>-1</sup> DQO<sub>c</sub> com teor de metano variando de 69 a 81% e redução de sólidos suspensos totais em 67%. O alto conteúdo de ácido láctico e teores de cianeto no reator entre 3 a 5 mg L<sup>-1</sup> não influenciaram negativamente a digestão anaeróbia. Segundo os autores, os resultados obtidos indicam o filtro de fluxo horizontal como um meio eficiente de tratamento anaeróbio de efluentes em pequenas indústrias de processamento de mandioca na Colômbia.

## **2.6 Viabilidade da implantação de biodigestores**

As águas residuais do processamento de mandioca constituem sério problema para as indústrias e as exigências das entidades responsáveis pelo meio ambiente aumentam a cada dia. Os empresários, reféns de leis ambientais, estão sempre interessados em soluções técnicas e economicamente viáveis. Embora existam vários trabalhos sobre os aspectos técnicos e as vantagens dos processos de aproveitamento da manipueira, é

sempre oportuno o dimensionamento dos riscos e da viabilidade econômica deste processo (PATINO, 2001).

Segundo FEIDEN (2001<sup>a</sup>), o potencial diário de obtenção de energia do efluente de fecularia é elevado, e pelas suas características pode ser empregado de várias formas, sendo a mais simples a geração de calor.

Para o processamento de uma tonelada de mandioca são necessárias 353.360 kcal obtidas através de caldeira a vapor. Os resíduos líquidos do processamento de uma tonelada de mandioca têm um potencial de geração de energia de 104.537 kcal. Dessa forma 29,58% da energia necessária seria substituída pela queima do biogás, significando igual porcentagem de economia de lenha.

Segundo o autor, se a secagem fosse pela queima direta do biogás, sobraria 29% de biogás que poderia ser utilizado para outros fins. No entanto, a secagem de fécula por queima direta, ou seja, aquela em que os gases de combustão entram em contato com o produto, tem restrições quando o produto é destinado ao consumo alimentício humano.

Para ANRAIN (1983), as fecularias de mandioca caracterizam-se por um balanço energético deficitário, sendo na maioria, necessário o uso de lenha para a geração de vapor para a secagem de fécula, isto é, para a evaporação de 120 kg de água por tonelada de raiz processada. O autor conclui que a digestão anaeróbia, por meio de fluxo ascendente e manta de lodo, alcança uma eficiência de remoção de carga orgânica superior a 90% e torna essa atividade industrial auto-suficiente na secagem direta de fécula, somando o ganho ambiental ao evitar-se o desmatamento e a degradação dos recursos hídricos.

## **3 MATERIAL E MÉTODOS**

### **3.1 Localização do experimento**

O experimento foi realizado na Universidade Estadual do Oeste do Paraná – UNIOESTE, Campus Cascavel.

### **3.2 Condução do experimento**

A manipueira do processamento industrial de fécula de mandioca foi coletada na Fecularia Zadimel de latitude 24°41'19,04"S e longitude 53°49'58,77"W, localizada na Estrada municipal, s/n, Distrito de Concórdia do Oeste, município de Toledo, PR.

A manipueira foi coletada no tubo de entrada da lagoa de sedimentação do sistema de tratamento de efluentes da indústria, em amostra simples e armazenada em garrafas PET.

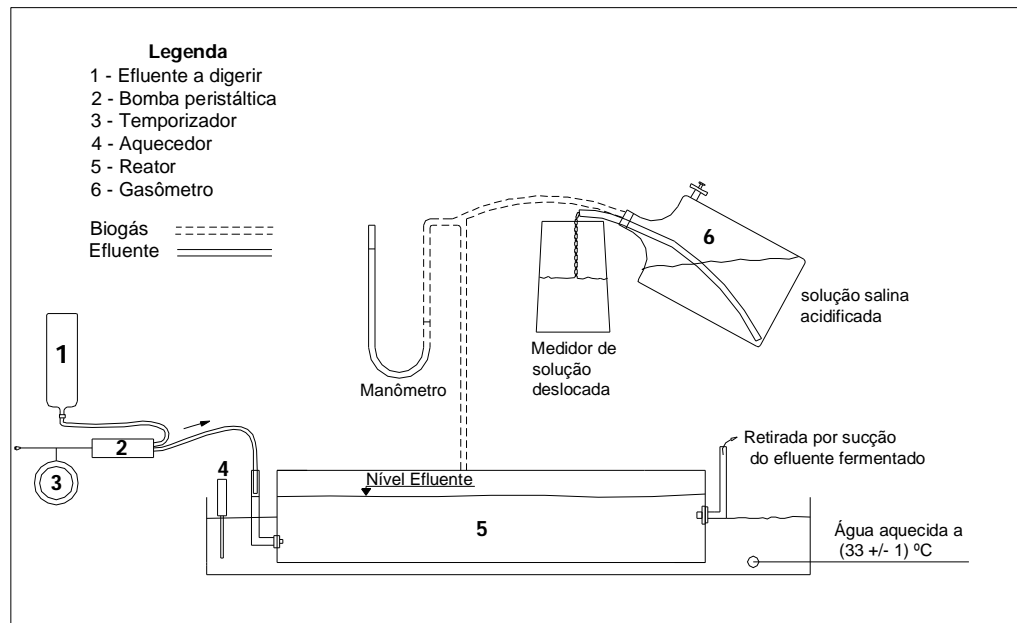
Após a coleta, as amostras foram transportadas num tempo máximo de 50 min até o Laboratório de Saneamento da UNIOESTE, Campus de Cascavel e utilizadas para alimentação do reator e, para alimentações seguintes, conservadas por congelamento à temperatura de -18 °C.

No experimento, foram avaliados quatro diferentes tempos de retenção hidráulica para fermentação de manipueira, sem correção de pH e sem adição de nutrientes, tal como gerada na fecularia.

### **3.3 Operação do biodigestor experimental**

A câmara de digestão do biodigestor (reator) foi construída com um tubo de PVC (Policloreto de Vinila) de diâmetro 200 mm, comprimento 95 cm e

volume total aproximado de 29,8 L, conforme a Figura 5. O segmento de tubo foi vedado nas duas extremidades por tampão do mesmo material. A entrada e saída do efluente foram por tubo de PVC de 20 mm instalado em cada extremidade do reator. O reator foi pintado em preto fosco para diminuir a entrada de luz em seu interior e colocado em banho-maria à temperatura de  $33 \pm 1^\circ\text{C}$  controlada por aquecedor com termostato. O reator operou em posição horizontal simulando o fluxo pistão mencionado por VON SPERLING (1996).



**Figura 5** Sistema de tratamento

O volume útil do reator, fixado em 16,2 L, foi controlado pela altura de coluna de efluente em fermentação, sendo conferida diariamente por uma haste metálica introduzida no reator pela conexão de saída de biogás. A conferência foi necessária considerando-se que havia volatilização de vapor d'água e gases do efluente em fermentação, estimados em 5%, resultando em menor volume retirado que o volume adicionado. A retirada da manipueira fermentada era feita na saída do reator, uma vez ao dia por sucção através de mangueira plástica, na quantidade suficiente para manter o volume útil no reator.

O volume diário de manipueira correspondente ao TRH em estudo era armazenado em recipiente plástico e, por mangueira plástica transparente de 10 mm, transferido por bomba peristáltica elétrica com vazão de  $16 \text{ mL min}^{-1}$

até o reator. A frequência de funcionamento da bomba foi controlada por temporizador que a acionava de cada quatro a oito horas por 15 minutos, dependendo do TRH. A alimentação foi distribuída ao longo do tempo para aproximar-se da contínua geração de efluente que ocorre nas indústrias de fécula, que, na maioria, é de 21 h por dia.

A saída do biogás ocorreu por um conector de diâmetro de 10 mm instalado na parte superior do reator. O biogás foi conduzido por uma mangueira plástica transparente até o gasômetro.

### **3.4 Gasômetro**

A medição do volume diário de biogás gerado foi feita pelo deslocamento de solução salina acidificada, proporcionada pela pressão do biogás no reator.

O gasômetro, constituído de dois garrafões de PET (polietileno tereftalato) interligados de 20 L cada, era ocupado em  $\frac{3}{4}$  de seu volume com a solução, tendo a parte gasosa conectada com o reator. A produção de biogás aumentava a pressão no gasômetro fazendo o líquido migrar para fora do gasômetro, sendo coletado em recipiente.

O volume diário de solução armazenado no recipiente era medido em proveta graduada e reintroduzido no gasômetro. Na operação de retorno da solução salina acidificada havia a necessidade de despressurizar o sistema, resultando em média diária de 40 min sem medição do biogás. As perdas diárias de biogás relativas a esse tempo foram compensadas pela média diária de produção de biogás.

Conforme FERNANDES JUNIOR (1995), a solução salina acidificada de 25% de cloreto de sódio e 3% de ácido sulfúrico serviu como selo d'água para evitar a saída do biogás e impedir a dissolução do  $\text{CO}_2$  contido no biogás. Para corrigir o volume do biogás gerado nas CNTP (Condições Normais de Temperatura e Pressão), foi instalado um manômetro em "U" para medir a pressão e um termômetro de mercúrio na escala 0-80 °C para medir a temperatura do biogás. Outros termômetros forneciam a temperatura ambiente e da manipueira em fermentação.



A correção do volume de biogás em relação à umidade, relacionada a um fator F, temperatura e pressão, foi feita conforme MOTTA, (1985).

A pressão do reator foi transformada em mm Hg pela expressão:

$$Pr = 1,359 \times Pm$$

onde:

Pr = pressão no reator (mm Hg)

Pm = pressão no manômetro em centímetros de coluna de solução salina acidificada

Na seqüência o Pr era substituído na equação a seguir:

$$V = \frac{273}{273 + t} \times \frac{P + Pr}{760} \times V_d \times F$$

onde:

V = volume de biogás expresso em CNTP<sub>(seco)</sub>

V<sub>d</sub> = volume de biogás avaliado pelo deslocamento da solução

t = temperatura local do experimento

P = pressão local em mm Hg

F = fator de correção da umidade à temperatura do local do experimento

### 3.5 Inóculo

O lodo ativo existente na lagoa anaeróbia da mesma fecularia foi coletado para atuar como inóculo de microrganismos anaeróbios e permitir o início da fermentação experimental. O lodo coletado fazia parte dos sólidos emanados das erupções de biogás que ocorriam na lagoa anaeróbia em alta atividade biológica. Com o auxílio de um barco inflável e nas zonas centrais da superfície líquida da lagoa, o inóculo foi coletado em galão plástico de volume 20 L, transportado até o local onde estava instalado o experimento e introduzido no reator até completar o seu volume útil de 16,20 L. No inóculo foram determinadas a acidez volátil, alcalinidade total e pH, cujos valores ficaram de acordo com SILVA (1977), que considera estável a relação acidez volátil/alcalinidade total (AV/AT) entre 0,1 e 0,5.

### 3.6 Partida do reator

Com o volume útil do reator completado com inóculo, a manipeira foi diariamente adicionada em pequenas quantidades crescentes até o volume de 1,25 L, que correspondeu ao período de tempo de retenção hidráulica de 12,96 dias, primeiro período avaliado, para adaptação dos microrganismos ao sistema. No acompanhamento da digestão anaeróbia foram quantificadas a acidez volátil, alcalinidade total, pH e medida a produção diária de biogás.

Após o período de adaptação do inóculo e estabilização das variáveis de acompanhamento, foi aguardado o TRH de 15 dias para garantir o estado estacionário, caracterizado por valores diários constantes da relação AV/AT, pH e produção de biogás no efluente do reator.

### 3.7 Condução do experimento

Atingida a condição de estabilização do reator foi iniciado o período de coleta de dados experimentais.

O substrato do reator foi mantido congelado como coletado na fecularia e descongelado no dia anterior ao da alimentação. O substrato era passado em tela plástica de malha 1 mm para a retirada de sólidos grosseiros que poderiam causar entupimento em mangueiras, conexões e bomba alimentadora. Na saída do reator o efluente foi coletado por um béquer para análise de DQO, AV, AT, ST, SV e pH. Diariamente, eram anotadas as temperaturas do ambiente, do biogás, conferida se a temperatura do reator estava em  $33\pm 1^{\circ}\text{C}$  e a pressão do biogás no gasômetro através da coluna de solução salina acidificada existente no manômetro.

Coletados os dados do último dia do TRH em estudo, iniciava-se o aumento do volume diário de alimentação, estimado em 5 a 10% do volume adicionado no dia anterior, até atingir o volume correspondente ao próximo TRH. Na elevação do volume de alimentação diária, os parâmetros observados para avaliar se o reator estava suportando o aumento de carga orgânica foram o pH, relação AV/AT e produção diária de biogás. Atingida a estabilidade do reator, para eliminar a influência do TRH anterior e crescimento de carga,

mantinha-se o sistema operando por um período igual ao TRH em estudo e só então se iniciava a coleta de amostras diariamente durante 15 dias. O tempo de coleta de amostras de 15 dias para cada TRH foi escolhido em função do número de dados necessários à análise estatística, sendo avaliados na ordem, os TRH's de 12,96, 8,27, 6,59 e 15 dias, com cargas orgânicas, expressas em DQO, variando de 0,872 a 2,680 g L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>.

### 3.8 Variáveis monitoradas

#### 3.8.1 Determinação de pH, DQO, ST, SV, AV e AT

Para obtenção das variáveis avaliadas neste estudo, as amostras foram analisadas quanto a pH, DQO, ST, SV, AV, AT pelos métodos apresentados na Tabela 1.

**Tabela 1** Metodologia de análises das variáveis pH, DQO (mg O<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>), ST (%), SV (%), AV (mg CH<sub>3</sub>COOHL<sup>-1</sup>) e AT (mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>)

Variável	Método
pH	Potenciométrico
DQO	Colorimétrico Fluxo fechado
ST	Gravimétrico
SV	Gravimétrico
AV	Titulométrico
AT	Titulométrico

Fonte: STANDARD METHODS (1998)

A partir dos resultados das variáveis calculou-se a eficiência de remoção de DQO, ST e SV.

As análises do substrato e efluente do reator foram precedidas de homogeneização da amostra.

### 3.8.2 Temperatura

As temperaturas da manipueira em fermentação, do biogás e ambiente foram medidas utilizando-se termômetros de mercúrio de precisão, com escala de 0 a 80 °C. As medidas foram obtidas no banho maria de aquecimento do reator, no interior do gasômetro e a 80 cm acima do experimento, respectivamente.

### 3.8.3 Determinação da composição do Biogás

Fez-se uma análise com duas repetições para determinar a porcentagem de metano e gás carbônico no biogás produzido no tratamento com TRH de 15 dias.

O teor de CH<sub>4</sub> e CO<sub>2</sub> no biogás foi determinado conforme a metodologia descrita por CETESB (s.d.) em cromatógrafo a gás marca FINNIGAN, modelo GC-9001, coluna porapak-Q e peneira molecular à temperatura de 60 °C. O hidrogênio foi o gás de arraste usado, com o detector de condutividade térmica ajustado à temperatura de 100 °C. As amostras foram enviadas pelo correio e analisadas nos laboratórios da UNESP – Universidade Estadual Paulista, Campus de Jaboticabal, SP.

### 3.8.4 Análise estatística

A análise estatística realizada nos dados obtidos foi efetuada através do programa MINITAB 13.0 e constou de análise de variância com o modelo múltiplo com variáveis Dummy ou artificial, de comparação de médias pelo método de Tukey ao nível de 5% de significância e gráficos *Boxplot*.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 Caracterização da manipueira

A manipueira, tal como coletada na fecularia, possuía as características apresentadas na Tabela 2.

**Tabela 2** Composição média da manipueira coletada na fecularia Zadimel Indústria e Comércio de Alimentos Ltda., município de Toledo, PR

Característica	Valor
pH	4,37
Demanda Química de Oxigênio (DQO)	15,72 g L <sup>-1</sup>
Sólidos Totais (ST)	9,54 g L <sup>-1</sup>
Sólidos Voláteis (SV)	7,51 g L <sup>-1</sup>
Sólidos Fixos (SF)	2,03 g L <sup>-1</sup>

Na Tabela 3, compara-se entre vários autores, a caracterização parcial da manipueira de fecularia.

**Tabela 3** Comparativo da caracterização parcial da manipueira coletada na Fecularia Zadimel e a de vários autores

Autor	Característica				
	pH	DQO (mg L <sup>-1</sup> )	ST (mg L <sup>-1</sup> )	SV (mg L <sup>-1</sup> )	SF (mg L <sup>-1</sup> )
Presente estudo	4,37	15.720	9.544	7.510	2.034
PONTELLO (2005)	5,09	9.285	6.131	5.640	491
FEIDEN (2001)	6,18	11.484	9.200	6.400	2.800
PARIZOTTO (1999)	7,06	11.363	14.800	-	-
ANRAIN (1983)	4,90	6.153	49.500	44.040	5.470

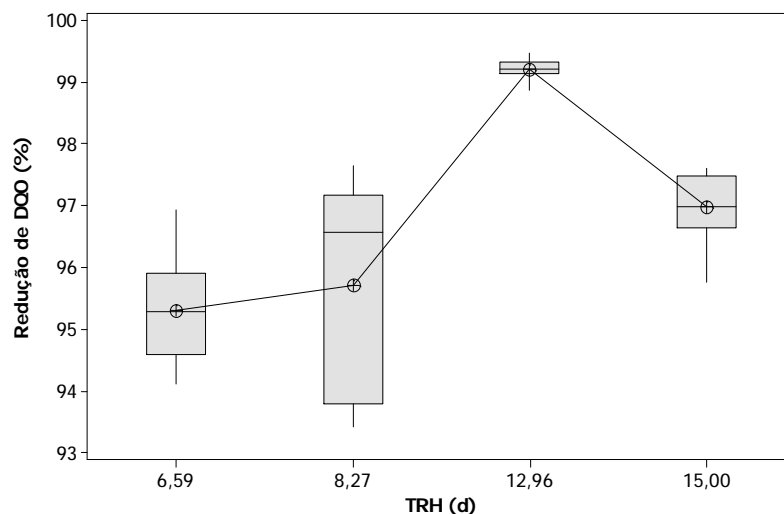
- dados não disponíveis.

A composição da manipueira deste estudo apresentou similaridade às composições apresentadas por FEIDEN (2001) e PARIZOTTO (1999), que pode ser explicada por serem manipueiras de fecularias situadas na mesma micro-região do extremo oeste paranaense. O estudo de ANRAIN (1983), realizado em fecularia do estado de Santa Catarina, apresentou valor de DQO inferior ao dos demais estudos, o que pode ser explicado pela variação no volume de água utilizada no processo industrial, que demonstrou tendência de redução para o processamento de uma tonelada de mandioca, que em 1997 já situava-se entre 4 e 5 m<sup>3</sup> t<sup>-1</sup> (PARIZOTTO, 1999), contra 6 m<sup>3</sup> t<sup>-1</sup> utilizada por aquele autor. PONTELLO (2005), que realizou o estudo com manipueira de fecularia, localizada no noroeste do Paraná, obteve resultados inferiores aos do presente estudo, à exceção do pH.

Outra variável que pode interferir na composição da manipueira é a tecnologia adotada no processamento industrial.

#### 4.2 Redução de carga orgânica

A Figura 6 apresenta o gráfico *boxplot* para a variável redução de DQO nos TRH's avaliados .



**Figura 6** Variação da redução de DQO nos TRH's avaliados.

A carga orgânica de alimentação no reator para os TRH's de 15; 12,96; 8,27 e 6,59 dias foi de 1,18; 1,28; 1,57 e 2,68 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, respectivamente, destacando-se que o primeiro TRH avaliado foi o de 12,98 dias, seguido de 8,27, 6,59, e 15 dias. A carga orgânica de 1,28 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> representa a média de duas coletas de manipueira efetuadas na fecularia em dias diferentes. Observa-se que o gráfico do TRH de 12,96 dias, com pequena altura, mostrou a menor dispersão de resultados, além de maior redução da DQO, configurando este tratamento, no decorrer das quinze avaliações diárias, como o de maior homogeneidade e eficiência neste atributo. Os TRH's de 6,59 e 8,27 dias apresentaram desempenhos próximos entre si, sendo o TRH de 6,59 dias o que demonstrou menor dispersão. O TRH de 8,27 dias foi o que apresentou maior dispersão de resultados e, pela posição da mediana, a metade deles está próximo de 97% de redução de DQO e apresentar semelhança de eficiência se comparado ao TRH de 15 dias. O TRH de 15 dias apresentou redução inferior ao que era esperado, considerando-se que TRH's maiores tendem a reduzir maior carga orgânica. A explicação pode estar na ordem de realização dos TRH's, considerando-se que fora o último avaliado, tendo sido iniciado após o abaixamento da carga diária de alimentação do TRH de 6,59 dias.

O teste da Tabela 4 mostra a significância das variáveis explicativas na análise de regressão dos dados da Redução de DQO (%). Nesse modelo, o tempo não é significativo ao nível de 5% de significância, permitindo concluir que, cada medida diária nos quinze dias avaliados pode ser considerada como repetição nos tratamentos adotados, tendo sido ajustado o seguinte modelo:  
Redução de DQO (%) = 96,9 + 0,015 Tempo(d) + 2,24 Z1 - 1,27 Z2 - 1,67 Z3

**Tabela 4** Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão da redução de DQO (%)

Variáveis explicativas	Coefficiente	Desvio-Padrão	Estatística t	P - valor	Decisão
Constante	96,856	0,359	270,09	0,000	*
Tempo (d)	0,015	0,031	0,50	0,621	NS
Z1	2,238	0,372	6,01	0,000	*
Z2	- 1,272	0,372	- 3,42	0,001	*
Z3	- 1,669	0,372	- 4,48	0,000	*

NS = não significativa ao nível de 5% de significância.

\* = significativa ao nível de 5% de significância.

A Tabela 5 mostra os resultados da Análise de Variância para avaliar o modelo ajustado para redução de DQO. Como  $P < 0,05$ , pelo menos uma das variáveis explicativas afetou a variável resposta.

**Tabela 5** Análise de variância do modelo ajustado para redução de DQO (%)

Fonte de Variação	Graus de Liberdade	Soma quadrada	Quadrado Médio	Estatística F	Valor de P
Regressão	4	139,571	34, 893	33,59	0,000*
Resíduo	55	57,127	1,039		
Total	59	196,698			

A Tabela 6 apresenta a comparação de médias da redução de DQO para cada tempo de retenção hidráulica testado.

**Tabela 6** Comparação de médias de redução de DQO (%) para cada TRH avaliado

TRH (d)	Redução de DQO (%)
15,00	96,98 b
12,96	99,22 a
8,27	95,71 c
6,59	95,31 c

Letras minúsculas iguais correspondem a médias iguais ao nível de 5% de probabilidade pelo teste de Tukey.



Confirmando as análises do gráfico da redução de DQO mostrado na Figura 6, o TRH de 12,96 dias foi o que apresentou a maior redução de carga orgânica em DQO, ou seja, 99,22% e a menor redução ocorreu no TRH de 6,59 dias, 95,31%.

ANRAIN (1983), alimentando um reator UASB de fase única com manipueira de fecularia pré-aquecida, carga orgânica de 8,18 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, TRH de 0,75 dia, com correção de pH e nutrientes, obteve redução máxima de DQO de 90%.

AMATYA (1996), utilizando manipueira com carga orgânica de 13 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> obteve redução de 95% em reator UASB de fase única, temperatura de 30 °C e suplementação nutritiva.

FEIDEN (2001), com reator UASB de fases separadas, alimentado com manipueira de fecularia *in natura*, temperatura média de 26,5 °C, carga orgânica de 2,49 g DQO L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> e TRH de 4,4 dias, obteve redução de DQO de 77%.

CHAIPRASERT et al. (2003) trataram manipueira suplementada de minerais com carga orgânica de 4 g DQO L<sup>-1</sup> r d<sup>-1</sup> utilizando-se de reatores híbridos de fluxo ascendente em uma fase com fibras de nylon para meio suporte e tempo de retenção hidráulica de 5,4 dias, obtendo 80% na redução de DQO.

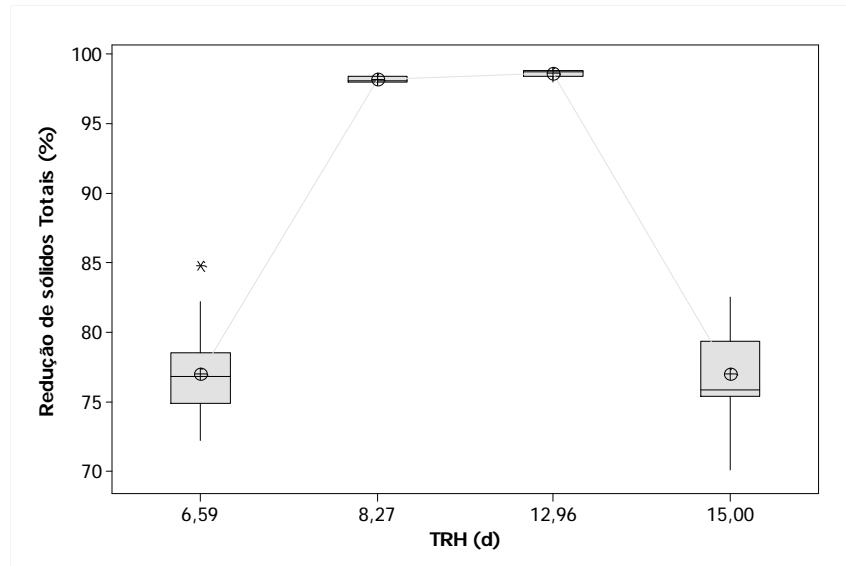
A remoção de DQO obtida no presente estudo foi maior comparativamente às obtidas pelos autores citados, e em comum, os mesmos possuíam a manipueira de fecularia como fonte de alimentação dos reatores. As condições de cargas orgânicas, temperatura, meio suporte, correção de pH e nutrientes foram diferentes, mas o que pode explicar a maior redução de carga orgânica obtida no presente estudo, foi o TRH superior, conforme afirmado por PARIZOTTO (1999), que a redução de DQO é proporcional ao TRH.

RAJBHANDARI & ANNACHHATRE (2004) constataram reduções de 90% no teor de DQO em um sistema de lagoas anaeróbias de fecularia.

As cargas orgânicas adotadas no reator do presente estudo poderiam ser maiores tendo em vista que a redução de DQO foi de 95,31%, que ainda é alta.

### 4.3 Redução de sólidos totais

A Figura 7 apresenta o gráfico da variação da remoção de sólidos totais nos TRH's avaliados.



**Figura 7** Variação da redução de sólidos totais nos TRH's avaliados.

Na Figura 7, observam-se duplas semelhanças na redução de sólidos totais: uma, com alta concentração dos resultados, entre o TRH de 8,27 e 12,96 dias e outra, com resultados de menor concentração, entre o TRH de 6,59 e 15 dias. O TRH de 6,59 dias apresentou maior variabilidade entre os resultados e um ponto discrepante. O TRH de 15 dias apresenta 50% de seus resultados próximos a 75% de remoção de sólidos totais.

O teste da Tabela 7 mostra a significância das variáveis explicativas na análise de regressão dos dados da Redução de sólidos totais (%). Neste modelo, o tempo não é significativo ao nível de 5% de significância, permitindo concluir que, cada medida diária nos quinze dias avaliados pode ser considerada como repetição nos tratamentos adotados, tendo sido ajustado o seguinte modelo:

$$\text{Redução ST (\%)} = 77,3 - 0,0449 \text{ Tempo (d)} + 21,6 Z1 + 21,1 Z2 + 0,050 Z3$$

**Tabela 7** Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão da redução de sólidos totais (%)

Variáveis explicativas	Coefficiente	Desvio- Padrão	Estatística t	P - valor	Decisão
Constante	77,3158	0,8456	91,43	0,000	*
Tempo (d)	- 0,0449	0,0718	- 0,63	0,534	NS
Z1	21,5958	0,8775	24,61	0,000	*
Z2	21,1483	0,8775	24,10	0,000	*
Z3	0,0505	0,8775	0,06	0,954	NS

NS = não significativa ao nível de 5% de significância.

\* = significativa ao nível de 5% de significância.

A Tabela 8 mostra os resultados da análise de variância para avaliar o modelo ajustado, para a produção de biogás por DQO consumida. Como  $P < 0,05$ , pelo menos uma das variáveis explicativas afetou a variável resposta.

**Tabela 8** Análise de variância do modelo ajustado para redução de sólidos totais (%)

Fonte de Variação	Graus de Liberdade	Soma quadrada	Quadrado Médio	Estatística F	Valor de P
Regressão	4	6839,1	1709,8	296,03	0,000*
Resíduo	55	317,7	5,8		
Total	59	7156,7			

A Tabela 9 apresenta a comparação de médias da redução de sólidos totais para cada tempo de retenção hidráulica testado.

**Tabela 9** Comparação de médias de redução de sólidos totais (%) para cada TRH avaliado

TRH (d)	Redução de ST (%)
15,00	76,96 b
12,96	98,55 a
8,27	98,11 a
6,59	77,01 b

Letras minúsculas iguais correspondem a médias iguais ao nível de 5% de probabilidade pelo teste de Tukey.

Os TRH's de 12,96 e 8,27 dias apresentaram reduções próximas a 98,3% e os TRH's de 15 e 6,59 dias reduções próximas a 77%. Os resultados foram compatíveis às reduções obtidas nos estudos realizados pelos autores RIBAS & BARANA (2003), COLIN et al. (2007) e RAJBHANDARI & ANNACHHATRE (2004).

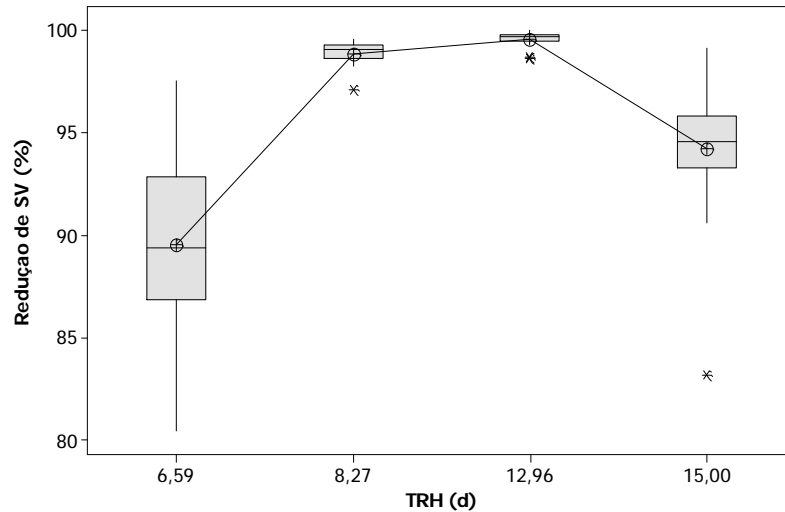
RIBAS & BARANA (2003) estudaram o processo de partida de um reator *plug flow* ou fluxo pistão vertical de uma fase alimentado com manipueira de farinha e obtiveram reduções de 44 e 58% nos sólidos totais com TRH's de 9,6 e 4 dias, respectivamente.

COLIN et al. (2007) experimentaram o efeito do bambu como suporte de microrganismos em reator filtro de fluxo horizontal na fermentação de manipueira de indústria de polvilho azedo. Na máxima carga orgânica em DQO introduzida,  $11,8 \text{ g L}^{-1} \text{ r d}^{-1}$ , a redução de sólidos suspensos totais foi de 67%.

RAJBHANDARI & ANNACHHATRE (2004) constataram reduções de 93% no teor de sólidos totais em um sistema de lagoas anaeróbias de fecularia.

#### **4.4 Redução de sólidos voláteis**

A Figura 8 apresenta a variação da redução de sólidos voláteis para os TRH's avaliados.



**Figura 8** Variação da redução de sólidos voláteis nos TRH's avaliados.

A alta concentração dos resultados obtidos no TRH 12,96 dias, mesmo com um ponto discrepante, mostra a melhor eficiência deste tratamento, o qual apresentou desempenho similar ao TRH de 8,27 dias para a variável redução de sólidos voláteis. Como era de se esperar, pela baixa duração, o TRH de 6,59 dias apresentou a menor redução de SV e ST, como apresentado na Figura 7 e o TRH de 15 dias, com um dado de grande discrepância, apresentou redução intermediária. A queda de redução de SV e ST para o TRH de 15 pode ser explicada pela ordem de realização do ensaio, o último, após o abaixamento de carga do TRH de 6,59 dias.

O teste da Tabela 10 mostra a significância das variáveis explicativas na análise de regressão dos dados da redução de sólidos voláteis. Neste modelo, o tempo não é significativo ao nível de 5% de significância, permitindo concluir que, cada medida diária nos quinze dias avaliados pode ser considerada como repetição nos tratamentos adotados, tendo sido ajustado o seguinte modelo:

$$\text{Redução de SV (\%)} = 93,4 + 0,0983 \text{ Tempo (d)} + 5,35 Z1 + 4,68 Z2 - 4,68 Z3$$

**Tabela 10** Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão da redução de sólidos voláteis (%)

Variáveis explicativas	Coefficiente	Desvio- Padrão	Estatística t	P - valor	Decisão
Constante	93,408	1,096	85,23	0,000	*
Tempo (d)	0,098	0,093	1,06	0,295	NS
Z1	5,353	1,137	4,71	0,000	*
Z2	4,681	1,137	4,12	0,000	*
Z3	- 4,676	1,137	- 4,11	0,000	*

NS = não significativa ao nível de 5% de significância.

\* = significativa ao nível de 5% de significância.

A Tabela 11 mostra os resultados da análise de variância para avaliar o modelo ajustado, para redução de sólidos voláteis. Como  $P < 0,05$ , pelo menos uma das variáveis explicativas afetou a variável resposta.

**Tabela 11** Análise de variância do modelo ajustado para redução de sólidos voláteis (%)

Fonte de Variação	Graus de Liberdade	Soma quadrada	Quadrado Médio	Estatística F	Valor de P
Regressão	4	989,49	247,37	25,50	0,000*
Resíduo	55	533,63	9,70		
Total	59	1523,12			

A Tabela 12 apresenta a comparação de médias da redução de sólidos voláteis para cada tempo de retenção hidráulica testado.

**Tabela 12** Comparação de médias de redução de sólidos voláteis (%) para cada TRH avaliado

TRH (d)	Redução de SV (%)
15,00	94,19 b
12,96	99,55 a
8,27	98,88 a
6,59	89,52 c

Letras minúsculas iguais correspondem a médias iguais ao nível de 5% de probabilidade pelo teste de Tukey.

Os resultados do teste apresentado confirmam as análises da Figura 9, na qual os TRH's mais eficientes na redução de sólidos voláteis foram, pela ordem decrescente, o TRH de 12,96; 8,27; 15 e 6,59 dias. Segundo o teste, as médias foram iguais nos TRH's de 12,96 e 8,27 dias e diferentes dos TRH's de 15 e 6,59 dias.

MOTTA (1985) alimentou com manipueira de farinha de carga orgânica entre 1,70 e 1,96 g SV L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, um reator de mistura completa de bancada com TRH de 20 dias e temperatura de 35°C, obtendo reduções de sólidos voláteis entre 51 a 73%.

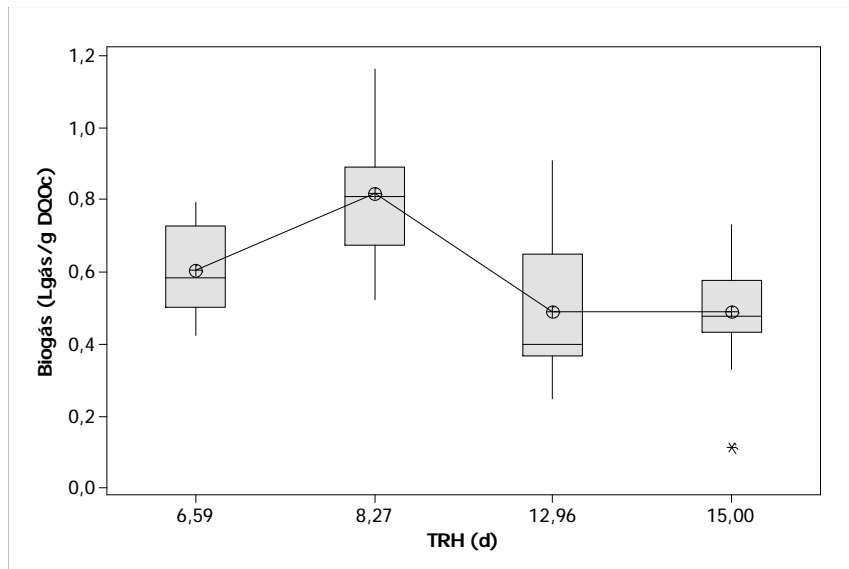
RIBAS & BARANA (2003) estudaram o processo de partida de um reator *plug flow* ou fluxo pistão vertical de uma fase, alimentado com manipueira e obtiveram reduções de 60 e 79% nos sólidos voláteis com TRH's de 9,6 e 4 dias, respectivamente.

BOUALLAGUI et al. (2005) alimentaram um reator tubular contínuo com carga orgânica em sólidos voláteis de 2,8 g L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>, obtendo remoção de sólidos voláteis de 76%. O substrato alimentado consistia em restos de frutas e vegetais e TRH de 20 dias, superior ao adotado neste estudo.

Para esses autores, as reduções de SV foram inferiores às reduções ocorridas no presente estudo, o que pode ser explicado pelas menores cargas de sólidos voláteis com que este operou. Deve-se considerar que no estudo de BOUALLAGUI et. al (2005) , mesmo com o TRH maior, o substrato de alimentação, pela sua característica, deveria conter maior teor de elementos de difícil digestão, como fibras.

#### 4.5 Produção de biogás por DQO consumida

A Figura 9 apresenta o gráfico de variação da produção de biogás por DQO consumida nos TRH's avaliados.



**Figura 9** Variação da produção de biogás por DQO consumida nos TRH's avaliados.

Conforme a Figura 9, o TRH de 8,27 dias, apresentou os melhores resultados de produção de biogás por DQO consumida. Outro fator é a mediana situada na metade superior do gráfico, indicando que a média é maior que  $0,8 \text{ L gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$ . O TRH de 15 dias apresentou rendimento de biogás semelhante ao TRH de 12,96 dias e, embora os resultados sejam mais concentrados, apresentou um que é discrepante.

O teste da Tabela 13 mostra a significância das variáveis explicativas na análise de regressão dos dados da produção de biogás por DQO consumida. Neste modelo, o tempo não é significativo ao nível de 5% de significância, permitindo concluir que, cada medida diária nos quinze dias avaliados pode ser considerada como repetição nos tratamentos adotados, tendo sido ajustado o seguinte modelo:

$$\text{Biogás por DQO consumida} = 0,423 + 0,00834 \text{ Tempo (d)} - 0,0013 Z1 + 0,327 Z2 + 0,115 Z3$$



**Tabela 13** Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão da produção de biogás por DQO consumida ( $L \text{ gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$ )

Variáveis explicativas	Coefficiente	Desvio- Padrão	Estatística t	P - valor	Decisão
Constante	0,42318	0,05383	7,86	0,000	*
Tempo (d)	0,00834	0,00457	1,83	0,073	NS
Z1	-0,00133	0,05586	-0,02	0,981	NS
Z2	0,32700	0,05586	5,85	0,000	*
Z3	0,11453	0,05586	2,05	0,045	*

NS = não significativa ao nível de 5% de significância.

\* = significativa ao nível de 5% de significância.

A Tabela 14 mostra os resultados da análise de variância para avaliar o modelo ajustado, para produção de biogás por DQO consumida. Como  $P < 0,05$ , pelo menos uma das variáveis explicativas afetou a variável resposta.

**Tabela 14** Análise de variância do modelo ajustado para produção de biogás por DQO consumida ( $L \text{ gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$ )

Fonte de Variação	Graus de Liberdade	Soma quadrada	Quadrado Médio	Estatística F	Valor de P
Regressão	4	1,15204	0,28801	12,31	0,000
Resíduo	55	1,28729	0,02341		
Total	59	2,43933			

A Tabela 15 apresenta a comparação de médias da produção de biogás por DQO consumida para cada tempo de retenção hidráulica testado.

**Tabela 15** Comparação de médias de produção de biogás por DQO consumida ( $L \text{ gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$ ) para cada TRH avaliado

TRH (d)	Biogás por DQO consumida ( $L \text{ gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$ )
15,00	0,490 b
12,96	0,489 b
8,27	0,817 a
6,59	0,605 b

Letras minúsculas iguais correspondem a médias iguais ao nível de 5% de probabilidade pelo teste de Tukey.

O TRH de 8,27 dias, com  $0,817 \text{ L gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$ , foi o que apresentou a maior produção de biogás por grama de DQO consumida, seguido do TRH de 6,59; 15 e 12,96 dias, sendo que estes, pelo teste apresentado, estatisticamente não diferiram.

A maior produção média de biogás,  $0,817 \text{ L gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$  ocorrida no TRH de 8,27 dias, foi superior ao valor de  $0,41 \text{ L}$  obtido por ANRAIN (1983), que utilizou reator UASB com TRH de 0,75 dia e correção de pH e nutrientes.

CHAIPRASERT et al. (2003) obtiveram  $0,27 \text{ L gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$  através de reatores híbridos de fluxo ascendente com fibras de nylon como meio suporte e TRH de 5,4 dias.

O presente estudo também obteve maior produção de biogás que o de COLIN et al. (2007), que obtiveram  $0,36 \text{ L gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$ , operando um filtro de fluxo horizontal dotado de bambu para meio suporte, alimentado com manipueira de indústria de polvilho azedo.

LINKE (2006) avaliou o aumento de carga orgânica em um reator mistura completa, operado a  $55 \text{ }^\circ\text{C}$  e alimentado com efluente de processamento de batatas, obtendo, para um aumento de carga orgânica de  $0,8$  a  $3,4 \text{ g L}^{-1} \text{ r d}^{-1}$ , uma produção de biogás de  $0,85 \text{ L gás g}^{-1}$  a  $0,65 \text{ L gás g}^{-1}$  de carga orgânica, respectivamente.

Dos estudos citados, dois mencionam os TRH's adotados e que são menores que os utilizados no presente estudo. Isto pode explicar a vantagem comparativa de produção de biogás por DQO consumida obtida no presente estudo, à exceção da pequena vantagem obtida por LINKE (2006), que com carga orgânica de  $0,8 \text{ g L}^{-1} \text{ r d}^{-1}$ , produziu  $0,85 \text{ L gás g}^{-1}$ .

No entanto, nos estudos com separação de fases, BARANA (1996), operando a fase metanogênica em um biodigestor de fluxo ascendente e leito fixo com TRH de três dias obteve produção de  $1,84 \text{ L gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$ . BARANA (2000), operando as duas fases, obteve  $2,76 \text{ L gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$  em reatores de fluxo ascendente, TRH total de quatro dias e correção de pH no afluente do reator acidogênico. Por último FEIDEN (2001), com reatores UASB em escala piloto e TRH de 4,4 dias obteve produção de  $1,72 \text{ L gás g}^{-1} \text{ DQO}_c$ .

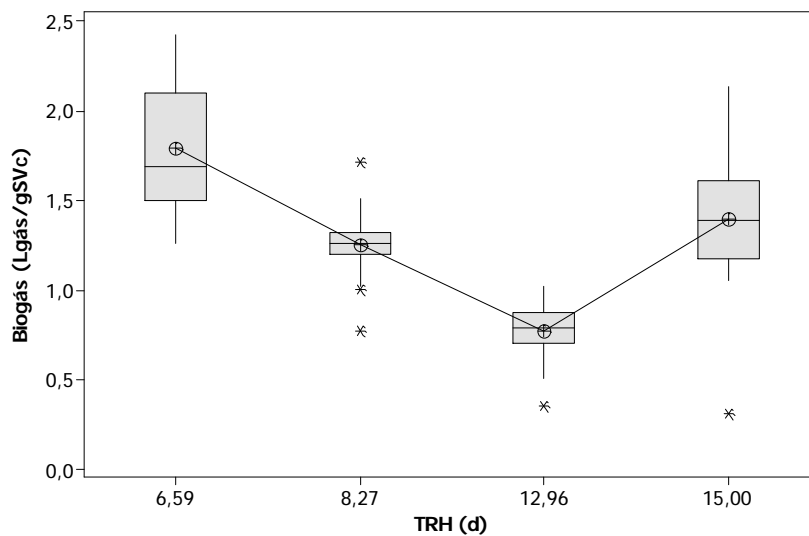
Dessa forma, a produção de biogás por DQO consumida no presente estudo foi menor somente quando comparada com produções obtidas por autores que avaliaram reatores de duas fases. No entanto, deve ser

considerado o custo envolvido para se implantar cada um dos sistemas e a complexidade operacional, que, normalmente, é maior no sistema de duas fases.

O biogás produzido no TRH de 15 dias era composto por 58,85% de metano e, a soma de CO<sub>2</sub> e outros gases totalizava 41,15%.

#### 4.6 Produção de biogás por sólidos voláteis consumidos

A Figura 10 apresenta a variação da produção de biogás por sólidos voláteis consumidos nos TRH's avaliados.



**Figura 10** Variação da produção de biogás por sólidos voláteis consumidos nos TRH's avaliados.

Observa-se que os tratamentos de maior conversão de sólidos voláteis em biogás não foram os de maior redução de sólidos voláteis, conforme mostrado na Figura 8.

Conforme o observado nas Figuras 8 e 10, TRH's maiores tendem a remover maior carga orgânica confirmando PARIZOTTO (1999), porém TRH's menores tendem a produzir maior quantidade de biogás por carga orgânica consumida. A constatação é confirmada no estudo de BOUBAKER & RIDHA (2007) ao co-fermentaram anaerobiamente resíduos sólidos e líquidos da

extração de óleo de oliva em reatores horizontais tubulares de alimentação semi-contínua e temperatura na fase mesofílica. A carga orgânica em DQO variou de 0,67 a 6,67 g L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> e o TRH de 12, 24 e 36 dias. A melhor produção de metano, 0,95 L gás L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> ocorreu no menor TRH, 12 dias e carga orgânica em DQO de 4,67 g L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup>. Contrariamente, a máxima redução de DQO, 87%, ocorreu com carga orgânica de 0,67 g L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> que corresponde ao maior TRH, 36 dias.

No presente estudo, o TRH de 8,27 dias apresentou a melhor concentração de resultados em contraste aos três pontos discrepantes e o TRH de 12,96 dias foi o de pior desempenho na produção de biogás por sólidos voláteis consumidos. O TRH de 15 dias, na tendência de resultados esperados, apresentou comportamento atípico, possivelmente devido à ordem com que foi realizado.

O teste da Tabela 16 mostra a significância das variáveis explicativas na análise de regressão dos dados da produção de biogás por sólidos voláteis consumidos. Neste modelo, o tempo não é significativo ao nível de 5% de significância, permitindo concluir que, cada medida diária nos quinze dias avaliados pode ser considerada como repetição nos tratamentos adotados, tendo sido ajustado o seguinte modelo:

$$\text{Biogás por SV consumidos} = 1,48 - 0,00967 \text{ Tempo (d)} - 0,629 Z1 - 0,149 Z2 + 0,395 Z3$$

**Tabela 16** Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão de produção de biogás por sólidos voláteis consumidos (L gás g<sup>-1</sup> SV<sub>c</sub>)

Variáveis explicativas	Coeficiente	Desvio- Padrão	Estatística t	P - valor	Decisão
Constante	1,4788	0,1133	13,05	0,000	*
Tempo (d)	- 0,0097	0,0096	- 1,01	0,319	NS
Z1	- 0,6292	0,1176	- 5,35	0,000	*
Z2	- 0,1494	0,1176	- 1,27	0,209	NS
Z3	0,3955	0,1176	3,36	0,001	*

NS = não significativa ao nível de 5% de significância.

\* = significativa ao nível de 5% de significância.

A Tabela 17 mostra os resultados da análise de variância para avaliar o modelo ajustado, para a produção de biogás por sólidos voláteis consumidos. Como  $P < 0,05$ , pelo menos uma das variáveis explicativas afetou a variável resposta.

**Tabela 17** Análise de variância do modelo ajustado para produção de biogás por sólidos voláteis consumidos ( $L \text{ gás } g^{-1} \text{ SV}_c$ )

Fonte de Variação	Graus de Liberdade	Soma quadrada	Quadrado Médio	Estatística F	Valor de P
Regressão	4	8,1734	2,0434	19,70	0,000*
Resíduo	55	5,7050	0,1037		
Total	59	13,8784			

A Tabela 18 apresenta a comparação de médias da produção de biogás por sólidos voláteis consumidos para cada tempo de retenção hidráulica testado.

**Tabela 18** Comparação de médias de produção de biogás por SV consumidos ( $L \text{ gás } g^{-1} \text{ SV}_c$ ) para cada TRH avaliado

TRH (d)	Biogás por SV consumidos ( $L \text{ gás } g^{-1} \text{ SV}_c$ )
15,00	1,402 b
12,96	0,772 c
8,27	1,252 b
6,59	1,797 a

Letras minúsculas iguais correspondem a médias iguais ao nível de 5% de probabilidade pelo teste de Tukey.

Em qualquer tratamento adotado, cujas cargas orgânicas médias variaram de 0,42 a 1,04  $g \text{ SV } L^{-1} r \text{ d}^{-1}$ , os valores médios de produção de biogás são superiores às produções obtidas pelos autores MOTTA (1985), CUZIN et al. (1992) e BOUALLAGUI et al. (2005).

MOTTA (1985), que co-fermentou manípueira de farinha e cascas de mandioca com carga orgânica entre 1,70 e 1,96  $g \text{ SV } L^{-1} r \text{ d}^{-1}$  em reator de bancada de mistura completa, na temperatura de 35°C e TRH de 20 dias, obteve média entre 0,43 e 0,65  $L \text{ de gás } g^{-1}$  de sólidos voláteis adicionados.

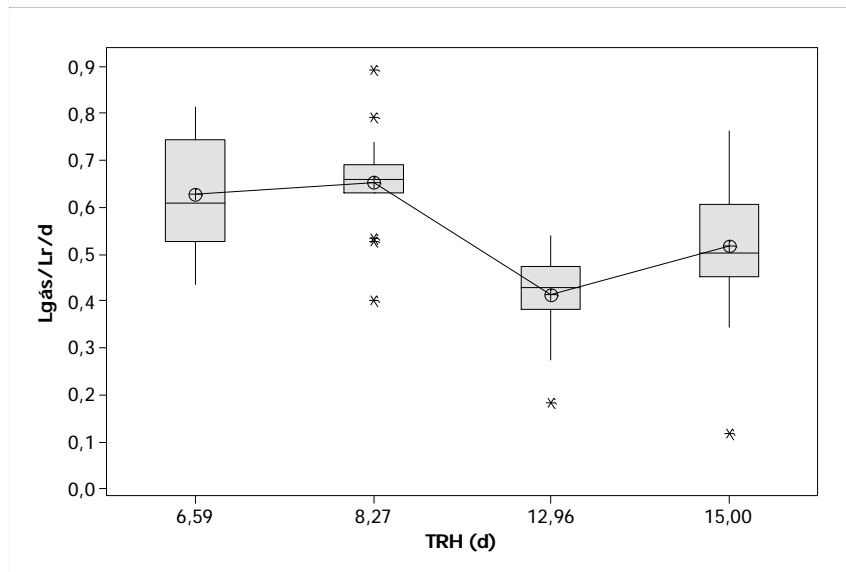
CUZIN et al. (1992), com carga orgânica de  $3,6 \text{ g SV L}^{-1} \text{ r d}^{-1}$  e utilizando um reator fluxo pistão horizontal com separação de fases na fermentação de cascas de mandioca, obtiveram produção de  $0,661 \text{ L gás g}^{-1} \text{ SV}_c$ . BOUALLAGUI et al. (2005) alimentaram com carga orgânica de  $2,8 \text{ g SV L}^{-1} \text{ r d}^{-1}$  originada de restos de frutas e vegetais, um reator tubular contínuo e TRH de 20 dias, obtendo-se produção de biogás de  $0,45 \text{ L g}^{-1}$  de SV adicionados.

As comparações de produção de biogás apresentadas, embora com substratos de maior dificuldade para a degradação anaeróbia como é o caso de cascas de mandioca e de restos de frutas e vegetais, dão uma idéia da facilidade de converter carga orgânica de sólidos voláteis da manipueira em biogás, recomendado por MOTTA (1985).

Destaca-se que nos estudos de BOUALLAGUI et al. (2005) e MOTTA (1985), mesmo que as produções de biogás sejam comparadas a litros de gás por sólidos voláteis adicionados, não diminui a vantagem do presente estudo, que na referida variável, alcançou valores de 0,77 a 1,6 Litros de biogás por grama de sólidos voláteis adicionados.

#### **4.7 Produção de biogás por volume de reator**

A Figura 11 apresenta a variação da produção de biogás por volume de reator para os TRH's avaliados.



**Figura 11** Variação da produção de biogás por volume de reator nos TRH's avaliados.

No gráfico, observa-se a tendência de aumentar a produção de biogás por volume de reator adotando-se TRH's menores, motivo de estudos de pesquisadores que objetivam diminuir o volume do reator resultando em menor custo de investimento.

Embora com a melhor média, o TRH de 8,27 dias apresentou vários pontos discrepantes, o que indica alta variabilidade dos resultados obtidos. Já o TRH de 6,59 dias, também com boa produção de biogás, apresentou resultados de menor variabilidade. Os TRH's de 12,96 e 15 dias, com menor média de produção, apresentaram pontos discrepantes.

O teste da Tabela 19 mostra a significância das variáveis explicativas na análise de regressão dos dados da produção de biogás por volume de reator. Neste modelo, o tempo não é significativo ao nível de 5% de significância, permitindo concluir que, cada medida diária nos quinze dias avaliados pode ser considerada como repetição nos tratamentos adotados, tendo sido ajustado o seguinte modelo:

$$\text{Biogás por volume de reator} = 0,536 - 0,00225 \text{ Tempo (d)} - 0,104 Z1 + 0,137 Z2 + 0,110 Z3$$

**Tabela 19** Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão de produção de biogás por volume de reator por dia ( $L \text{ gás } L^{-1} r \text{ d}^{-1}$ )

Variáveis explicativas	Coefficiente	Desvio- Padrão	Estatística t	P - valor	Decisão
Constante	0,53555	0,04457	12,02	0,000	*
Tempo (d)	- 0,00225	0,00379	- 0,60	0,554	NS
Z1	- 0,10400	0,04625	- 2,25	0,029	*
Z2	0,13680	0,04625	2,96	0,005	*
Z3	0,10980	0,04625	2,37	0,021	*

NS = não significativa ao nível de 5% de significância.

\* = significativa ao nível de 5% de significância.

A Tabela 20 mostra os resultados da análise de variância para avaliar o modelo ajustado, para produção de biogás por volume de reator. Como  $P < 0,05$ , pelo menos uma das variáveis explicativas afetou a variável resposta.

**Tabela 20** Análise de variância do modelo ajustado para produção de biogás por volume de reator ( $L \text{ gás } L^{-1} r \text{ d}^{-1}$ )

Fonte de Variação	Graus de Liberdade	Soma quadrada	Quadrado Médio	Estatística F	Valor de P
Regressão	4	0,55322	0,13831	8,62	0,000*
Resíduo	55	0,88239	0,01604		
Total	59	1,43562			

A Tabela 21 apresenta a comparação de médias da produção de biogás por volume de reator para cada tempo de retenção hidráulica testado.



**Tabela 21** Comparação de médias de produção de biogás por volume de reator por dia ( $\text{L gás L}^{-1}\text{r d}^{-1}$ ) para cada TRH avaliado

TRH (d)	Biogás por volume de reator ( $\text{L gás L}^{-1}\text{r d}^{-1}$ )
15,00	0,518 bc
12,96	0,414 c
8,27	0,654 a
6,59	0,627 ab

Letras minúsculas iguais correspondem a médias iguais ao nível de 5% de probabilidade pelo teste de Tukey.

Os melhores rendimentos médios de biogás, 0,654 e 0,627  $\text{L gás L}^{-1}\text{r d}^{-1}$  foram obtidos nos TRH's de 8,27 e 6,59 dias, com cargas orgânicas médias aplicadas de 1,57 e 2,68  $\text{g DQO L}^{-1}\text{r d}^{-1}$ , respectivamente.

ANRAIN (1983), em escala piloto, fermentou efluente de fecularia num reator UASB de uma fase com volume útil de 6500 L e carga orgânica máxima de 8,18  $\text{g DQO L}^{-1}\text{r d}^{-1}$ , obtendo 5,24  $\text{L gás L}^{-1}\text{r d}^{-1}$ . A menor produção de biogás obtida pode ser explicada pela ausência de correção de pH e nutrientes no presente estudo, em contrapartida, o TRH utilizado foi 11 vezes maior, sabendo-se que no estudo de ANRAIN, o efluente foi aquecido, sem informar a temperatura.

AMATYA (1996), tratando manipueira, produziu 9,9 vezes mais biogás, com 8,3 vezes mais carga orgânica em DQO, usando reator UASB de fase única, taxa de recirculação de quatro por um de alimentação com suplementação de nutrientes e temperatura ambiente próxima de 30°C. A diferença de produção específica de biogás em favor do autor pode ser explicada pela tecnologia utilizada, suplementação de nutrientes e recirculação do efluente, sendo que o último fator descrito implica em elevação do TRH.

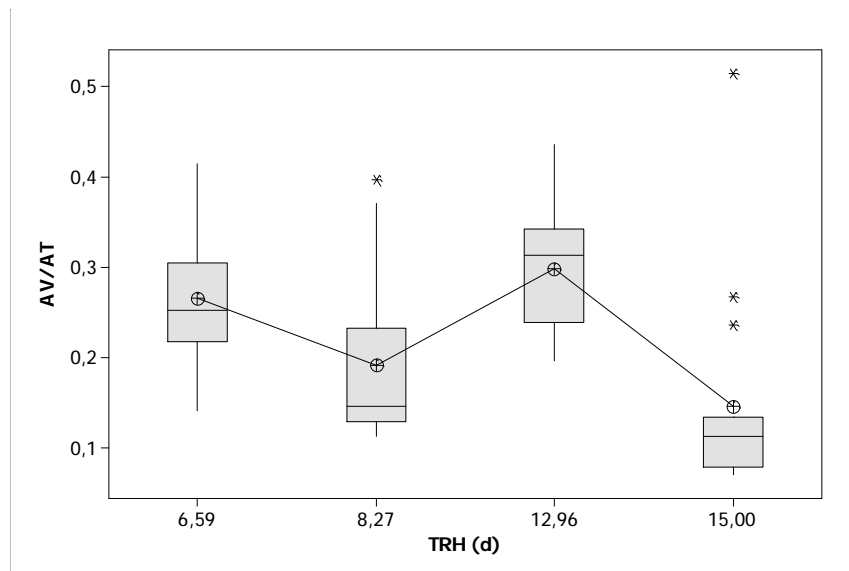
Em comparação a FEIDEN (2001), que obteve produção 0,895  $\text{L gás L}^{-1}\text{r d}^{-1}$ , ao utilizar reatores UASB em duas fases, escala piloto, alimentados com manipueira de fecularia e TRH de 4,4 dias, o presente estudo obteve produção de biogás 27% menor com um TRH 1,88 vezes maior.

FEIDEN et al. (2004) avaliaram o efeito da agitação da biomassa em um biodigestor tipo pistão horizontal de uma fase em escala real alimentado com dejetos suínos, obtendo-se produção de 0,362  $\text{L gás L}^{-1}\text{r d}^{-1}$  com agitação

e  $0,298 \text{ L gás L}^{-1} \text{ r d}^{-1}$  sem agitação. A maior produção de biogás por volume de reator obtida no presente estudo pode ser explicada pela melhor digestibilidade da manipueira em comparação aos dejetos suínos.

#### 4.8 Relação acidez volátil/alcalinidade total

A Figura 12 mostra o gráfico da variação da relação acidez volátil/alcalinidade total para os TRH's avaliados.



**Figura 12** Variação da relação acidez volátil/alcalinidade total (AV/AT).

Pelos valores ocupados no eixo AV/AT, entre 0,1 e 0,5, pode-se afirmar que os TRH's de 6,59, 8,27 e 12,96 dias foram os que apresentaram melhor comportamento anaeróbico, de acordo com SILVA (1977). No TRH de 15 dias, vários pontos discrepantes na relação AV/AT, demonstraram a alta variabilidade dos resultados.

O teste da Tabela 22 mostra a significância das variáveis explicativas na análise de regressão dos dados da relação acidez volátil versus alcalinidade total. Neste modelo, o tempo não é significativo ao nível de 5% de significância, permitindo concluir que, cada medida diária nos quinze dias avaliados pode ser considerada como repetição nos tratamentos adotados, tendo sido ajustado o seguinte modelo:

Relação AV/AT = 0,125 + 0,00248 Tempo + 0,153 Z1 + 0,0459 Z2 + 0,121 Z3

**Tabela 22** Teste de significância das variáveis tempo (d), Z1, Z2, Z3 na análise de regressão da relação acidez volátil/alcalinidade total (AV/AT)

Variáveis explicativas	Coeficiente	Desvio- Padrão	Estatística t	P - valor	Decisão
Constante	0,1250	0,0233	3,93	0,000	*
Tempo (d)	0,0025	0,0027	0,92	0,361	NS
Z1	0,1534	0,0330	4,66	0,000	*
Z2	0,0459	0,0330	1,39	0,170	NS
Z3	0,1205	0,0330	3,66	0,001	*

NS = não significativa ao nível de 5% de significância.

\* = significativa ao nível de 5% de significância.

A Tabela 23 mostra os resultados da análise de variância para avaliar o modelo ajustado, para a relação AV/AT. Como  $P < 0,05$ , pelo menos uma das variáveis explicativas afetou a variável resposta.

**Tabela 23** Análise de variância do modelo ajustado para a relação AV/AT

Fonte de Variação	Graus de Liberdade	Soma quadrada	Quadrado Médio	Estatística F	Valor de P
Regressão	4	0,2189	0,072978	8,99	0,000*
Resíduo	55	0,4547	0,008121		
Total	59	0,6737			

A Tabela 24 apresenta a comparação de médias da relação acidez volátil/alcalinidade total para cada tempo de retenção hidráulica testado.

**Tabela 24** Comparação de médias da relação acidez volátil/alcalinidade total (AV/AT) para cada TRH avaliado

TRH (d)	Relação AV/AT
15,00	0,14 c
12,96	0,30 a
8,27	0,19 bc
6,59	0,27 ab

Letras minúsculas iguais correspondem a médias iguais ao nível de 5% de probabilidade pelo teste de Tukey.

Os TRH's de 12,96 e 6,59 dias apresentaram médias iguais ao nível de 5% de significância, seguidas pelos TRH's de 8,27 e 6,59 dias e por último pelos TRH's de 15 e 8,27 dias. Todas as médias da relação AV/AT situam-se entre o intervalo de 0,1 e 0,5 conforme preconizado por SILVA (1977).

No entanto, BARANA (1996) com carga orgânica de 8,48 g DQO L<sup>-1</sup> r d<sup>-1</sup>, acima do limite máximo recomendado para o reator de fluxo ascendente e leito fixo, operou com a relação AV/AT de 0,67 sem apresentar sinais de instabilidade como queda de produção de biogás.

FEIDEN (2001<sup>a</sup>) obteve relações AV/AT entre 0,27 e 0,43 no período estável do reator metanogênico, sendo que a mesma subiu para 1,84 no período de instabilidade, acompanhada pela queda de pH e de produção de biogás.

## 5 CONCLUSÕES

O estudo mostrou que o tratamento de manipueira *in natura* em biodigestor fluxo pistão horizontal de uma fase apresentou-se estável para os TRH's adotados de 15, 12,96, 8,27 e 6,59 dias.

As reduções de cargas orgânicas em DQO e SV foram superiores a 99,22% verificadas no TRH de 12,96 dias e apresentaram reduções mínimas de 89,52% no TRH de 6,59 dias.

A melhor produção de biogás foi de 0,817 L gás g<sup>-1</sup> DQO<sub>c</sub>, ocorrida no TRH de 8,27 dias.

Em relação aos sólidos voláteis, o melhor resultado foi de 1,797 L gás g<sup>-1</sup> SV<sub>c</sub> verificada no TRH de 6,59 dias.

O melhor aproveitamento de produção de biogás por volume de reator foi de 0,654 Lgás L<sup>-1</sup>r d<sup>-1</sup> com TRH de 8,27 dias.

Os resultados indicam o TRH de 8,27 dias como o de melhor conversão de carga orgânica e produção de biogás por volume de reator.

Os índices de redução de carga orgânica, obtidos pelo presente estudo, ficaram acima dos valores referenciais de literatura para o tratamento anaeróbio e aceitos por órgãos ambientais, mostrando que a metodologia é técnica e economicamente viável para o tratamento de manipueira de feccularia.

A pesquisa comprovou, também, que é possível, sem o uso de neutralizantes e nutrientes e com razoáveis tempos de retenção hidráulica, compatibilizar a estabilização anaeróbia de manipueira de feccularia com produção de biogás utilizando-se de reator anaeróbio de fase única.

Observou-se, ainda, que para operar, as feccularias consomem energia elétrica e lenha que poderiam ser parcialmente substituídas pela energia do biogás gerado no tratamento da manipueira. A instalação de reatores que captassem a energia liberada na forma de gás, adequadamente convertida, diminuiria os custos com energia e aperfeiçoaria o próprio sistema de tratamento.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABAM **Associação Brasileira dos Produtores de Amido de Mandioca.** Disponível em:< [http:// www.abam.com.br](http://www.abam.com.br) > acesso em: 01 abr. 2006.

AMATYA, P. L. **Anaerobic treatment of tapioca starch industry wastewater by bench scale Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) reactor.** Bangkok, Thailand, 1986, 73p. Thesis for the degree master of engineering, Asian Institute of Technology, School of Environmental, Resources and Development.

ANRAIN, E. **Tratamento de efluentes de fecularia em reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo.** In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITARIA E AMBIENTAL, 12, 1983, Balneário Camboriú. Anais... Balneário Camboriú: Fundação de Amparo à Tecnologia e ao Meio Ambiente, 1983. p.1-21

APHA – AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standard methods for the examination of water and wastewater.** Washington, 1992. 18 ed.

BARANA, A. C. **Estudo de carga orgânica de manipueira na fase metanogênica de reator anaeróbio de fluxo ascendente e leito fixo.** Botucatu, 1996. 82p (Dissertação de Mestrado em Agronomia/Energia na Agricultura). Faculdade de Ciências Agrônomicas da UNESP, Universidade Estadual Paulista.

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

BARANA, A. C. Digestão anaeróbia de Manipueira. IN: Cereda, M. P. (Coord.) **Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca**. São Paulo: Fundação Cargill, 2001, (Culturas de Tuberosas Amiláceas Latino Americanas) vol.4, p.151-169.

BARANA, A. C.; CEREDA, M. P. Tratamento de água residual do processamento de mandioca (manipueira) utilizando biodigestor anaeróbio de duas fases. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, Botucatu, vol.20, n.2, p.183-186. 2000.

BENINCASA, M.; ORTOLANI, A. F.; LUCAS, J. J. **Biodigestores convencionais?** Jaboticabal, Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, 1986. 25p. (Boletim, 8).

BÖRJESSON, P.; BERGLUND, M. Environmental systems analysis of biogas systems – Part II: The environmental impact of replacing various reference systems. **Biomass and Bioenergy** 21, p.326-344, 2007.

BOUALLAGUI, H.; TOUHAMI, Y.; BENCHEIKH, R.; HAMDY, M. Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable waste. **Process Biochemistry** 40, p.989-995, 2005.

BOUBAKER, F.; RIDHA B. C. Anaerobic co-digestion of olive mill wastewater with olive mill solid waste in a tubular digester at mesophilic temperature. **Bioresource Technology** 98, p.769-774, 2007.

CEREDA, M. P. Caracterização dos Subprodutos da Industrialização da Mandioca. IN: Cereda, M. P. (Coord.) **Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca**. São Paulo: Fundação Cargill, 2001, (Culturas de Tuberosas Amiláceas Latino Americanas, 4V, Cap.01, p. 13-37).

CHAIPRASERT, P.; SUVAJITTANONT, W.; SURARAKSA, B.; TANTICHAROEN, M.; BHUMIRATANA, S. Nylon fibers as supporting media in

anaerobic hybrid reactors: it's effects on system's performance and microbial distribution. **Water Research**, 37, p. 4605-4612, 2003.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária-UFMG, 1997. 246p. (série Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, 5).

COELHO, S. T.; PALLETA, C. E. M.; FREITAS, M. A. V. **Medidas mitigadoras para redução de emissões de gases de efeito estufa na geração termelétrica**. Brasília: Dupligráfica, 2000. 222 p.

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

CUZIN, N.; FARINET, J. L.; SEGRETAİN, C.; LABAT, M. Methanogenic fermentation of cassava peel using a pilot plug flow digester. **Bioresource Technology** 41, p.259-264, 1992.

EMBRAPA MANDIOCA E FRUTICULTURA. **Cultivo da mandioca para o Estado do Pará**, 2003. Disponível em: < <http://sistemasdeproducao.cnptia.embrapa.br/FontesHTML/Mandioca/mandioca/para/importancia.htm> > Acesso em: 12 jun. 2007.

FEIDEN, A. **Tratamento de águas residuárias de indústria de fécula de mandioca através de biodigestor anaeróbio com separação de fases em escala piloto**. Botucatu, 2001<sup>a</sup>, 80p. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura). Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista.

FEIDEN, A. Avaliação da Eficiência de Lagoas de Tratamento de Resíduos Líquidos. IN: Cereda, M. P. (Coord.) **Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca**. São Paulo: Fundação Cargill,



2001<sup>b</sup>, (Culturas de Tuberosas Amiláceas Latino Americanas, 4V, Cap.13, p. 186-201).

FEIDEN, A.; REICHL, J.; SCHWAB, J.; SCHWAB, V. **Avaliação da eficiência de um biodigestor tubular na produção de biogás a partir de águas residuárias de suinocultura**. 5<sup>o</sup>. Encontro de energia e geração distribuída, 2004, Campinas, SP., Unicamp.

FERNANDES JUNIOR, A. **Digestão anaeróbia de manipueira com separação de fases: cinética da fase acidogênica**. Botucatu, 1995. 139p. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura). Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista.

FERNANDES A. J. Tratamentos 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, (Culturas de Tuberosas Amiláceas Latino Americanas, 4V, Cap.10, p. 138-160).

FIORETTO, R. A. Tratamentos 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, (Culturas de Tuberosas Amiláceas Latino Americanas, 4 v. Cap.10, p. 138-150).

KUCZMAN, O. **Mandioca no contexto econômico regional do Oeste do Paraná: um estudo de caso**. Cascavel, 1996. 43p. Monografia (Especialização em Desenvolvimento Agroindustrial). Departamento de Economia, Universidade Estadual do Oeste do Paraná.

LACERDA, T. H. M. **Estudo cinético da fase metanogênica de substrato de manipueira**. Botucatu, 1991. 91p. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura). Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista.

LINKE, B. Kinetic study of thermophilic anaerobic digestion of solid wastes from potato processing. **Biomass & Bioenergy** 30, pg.892-896, 2006.

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). Projeto Funcitec, Universidade Federal de Santa Catarina.

MINITAB. **Minitab for Windows** – version 13.0. PA, USA: State College: Programa estatístico p. 2001.

MOTTA, C. L. **Utilização de resíduos de indústrias de farinha de mandioca em digestão anaeróbia**. Botucatu, 1985, 107p. Dissertação (Mestrado em Agronomia/Energia na Agricultura). Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista.

OLIVEIRA, P.A.V. **Tecnologias para o manejo de resíduos na produção de suínos: manual de boas práticas**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2004. 109p.

OLIVEIRA, P. A. V. **Manual de manejo e utilização dos dejetos de suínos**. Concórdia: Centro Nacional de Pesquisa de Suínos e Aves – EMBRAPA, 1993. 188p. (Documentos, 27).

OLIVEIRA, S. S.; RIBAS M. M. F.; CEREDA, M. P. **Mecanismos de destoxificação de linamarina de água residual da industrialização da farinha de mandioca, em digestão anaeróbia com separação de fases**. In: 22º. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITARIA E AMBIENTAL, 2003, Joinville.

PARIZOTTO, A. A. **Desempenho de lagoas e sedimentação na remoção de cargas orgânicas, nutrientes e coliformes totais em despejos industriais de fecularias**. Cascavel, 1999,124p. Dissertação (Mestrado em Engenharia

Agrícola). Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE), Campus de Cascavel, PR.

PATINO, M. T. O. Viabilidade econômica do aproveitamento de biogás a partir da digestão anaeróbia da manipueira. IN: Cereda, M. P. (Coord.) **Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca**. São Paulo: Fundação Cargill, 2001, (Culturas de Tuberosas Amiláceas Latino Americanas, V4, Cap.14, p. 202-210).

PONTELLO, C. J. **Efeito da cobertura plástica no desempenho de uma lagoa anaeróbia tratando efluente de indústria de fécula de mandioca**. Cascavel, 2005, 69p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola). Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE), Campus de Cascavel, PR.

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

RIBAS M.M.F.; BARANA A.C. **Start-up Adjustment of a plug-flow digester for cassava wastewater (manipueira) treatment**. Scientia Agrícola, v.60, n.2, p.223-229, abr./jun.2003

ROCHA, M.T. **Aquecimento global e o mercado de carbono: uma aplicação do modelo CERT**. Piracicaba, 2003, 196p. Tese (Doutorado em Agronomia). Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz.

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

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos**. Um manual para regiões de clima quente. 3ª. ed. São Paulo: Mc. Graw Hill, 1994.

VIEIRA, S.M.M.; SOUZA, M.E. **Métodos Analíticos para o acompanhamento da biodigestão**. Trabalho apresentado durante o “Encontro Técnico” programado pela Embrapa, realizado em Coronel Pacheco, MG, de 4 a 8 de Maio de 1981.

VON SPERLING, M. **Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais; 1996. 211 p. V. 2.