

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALAGOAS  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM RECURSOS HÍDRICOS E SANEAMENTO

**JOÃO DE LIMA E SILVA**

**Desempenho do Reator Anaeróbio Horizontal com Chicanas no  
tratamento da manipueira em fases separadas e estabilização do  
pH com conchas de sururu**

Maceió-AL  
2009

**JOÃO DE LIMA E SILVA**

**Desempenho do Reator Anaeróbio Horizontal com Chicanas no tratamento da manipueira em fases separadas e estabilização do pH com conchas de sururu**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento da Universidade Federal de Alagoas em cumprimento a requisito para obtenção de título de mestre em Recursos Hídricos e Saneamento.

Área de concentração: Saneamento

Orientador: **Prof. Dr. Marcio Gomes Barboza**

Co-orientador: **Prof. Dr. Vicente Rodolfo Santos César**

Maceió-AL  
2009

**Catálogo na fonte**  
**Universidade Federal de Alagoas**  
**Biblioteca Central**  
**Divisão de Tratamento Técnico**  
**Bibliotecária Responsável: Helena Cristina Pimentel do Vale**

S586d Silva, João de Lima e.  
Desempenho do Reator Anaeróbio Horizontal com Chicanas no tratamento da manipueira em fases separadas e estabilização do pH com conchas de sururu / João de Lima e Silva, 2009.  
99 f. : il., grafs. E tabs.

Orientador: Marcio Gomes Barboza.  
Co-Orientador: Vicente Rodolfo Santos Cezar.  
Dissertação (mestrado em Engenharia : Recursos Hídricos e Saneamento) – Universidade Federal de Alagoas. Centro de Tecnologia. Maceió, 2009.

Bibliografia: f. [95]-99.

1. Tratamento de efluentes industriais. 2. Reatores Anaeróbios. 3. Manipueira. 4. Conchas de Sururu. I. Título.

CDU: 628.35

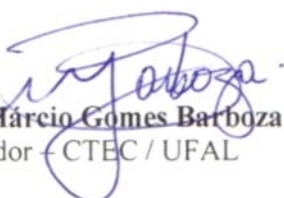


**DESEMPENHO DO REATOR ANAERÓBIO HORIZONTAL COM CHICANAS NO  
TRATAMENTO DA MANIPUEIRA EM FASES SEPARADAS E ESTABILIZAÇÃO DO  
pH COM CONCHAS DE SURURU**

**JOÃO DE LIMA E SILVA**

Dissertação apresentada à banca examinadora do Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento da Universidade Federal de Alagoas e aprovada em 13 de julho do ano de 2009.

Banca Examinadora:

  
**Prof. Dr. Márcio Gomes Barboza**  
Orientador – CTEC / UFAL

  
**Prof.ª Dr.ª Ivete Vasconcelos Lopes Ferreira**  
CTEC / UFAL

  
**Prof.ª Dr.ª Luciana Coêlho Mendonça**  
UFS

*A minha querida mãe Maria Rosa de  
Lima e Silva; a meu pai querido e  
saudoso Manoel Raimundo da Silva; aos  
meus irmãos e irmãs Genailda, Maria  
Eva, Cícero e Rosalvo pela partilha,  
apoio e unidade que se pode encontrar  
em família;*

*A minha querida Noemia Bito,  
companheira sempre presente e  
atenciosa, por todo o amor,  
compreensão e estímulo;*

*Dedico.*

## AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Márcio Gomes Barboza, amigo e depois orientador, pela amizade, confiança e orientação nestes três anos de muito aprendizado pessoal e técnico;

Ao amigo e Prof. Dr. Vicente Rodolfo Santos Cezar pela viabilização das visitas técnicas e pelo auxílio na orientação do trabalho;

Ao Prof. Dr. Roberaldo Carvalho de Souza, sempre Tutor, pelo estímulo e conselhos constantes;

Ao PET, Programa de Educação Tutorial, de Engenharia Civil da UFAL, onde me iniciei pesquisador e engenheiro, onde tive aprendizado para além do conhecimento acadêmico;

Ao PPGRHS: aos professores pelo conhecimento, aos técnicos e bolsistas pela atenção e apoio;

Ao Laboratório de Saneamento Ambiental da UFAL onde usufruí de toda estrutura para desenvolvimento dos experimentos;

Ao Laboratório de Saneamento Ambiental da UFPE onde fui acolhido e tive toda a atenção para as determinações de nitrogênio total;

Ao Laboratório de Análise de Solos da Universidade Estadual Paulista – UNESP – pela realização dos ensaios de minerais;

À Fundação de Amparo a Pesquisa do Estado de Alagoas pela concessão de bolsa de estudos;

À amiga Magaly Vieira Costa pela amizade, conversas sempre agradáveis e frutíferas, uma pessoa digna e uma profissional notável;

À Janaina Braz, sempre amiga, pelas recomendações na condução do trabalho, pelo apoio quando da visita ao LSA/UFPE, pela amizade incondicional;

Aos amigos do LSA/UFAL: Vitor, Eugênio, Viktor, Samuel, Giordano, Lívia e Igor companheiros constantes na rotina de vidrarias e equipamentos;

Aos amigos engenheiros e arquitetos da Superintendência de Infraestrutura da UFAL: Jaqueline, Herberth, Alexandre, Sebastião e Maurício;

Aos amigos Marquinhos, Flabel e Sidcley, sempre solícitos e atenciosos no cuidado com os ambientes onde o trabalho acontecia.

A todos muitíssimo obrigado!

*“Acho que vai certo método através das minhas incoerências. Creio que há uma coerência que passa por todas as minhas incoerências assim como há na natureza uma unidade que permeia as aparentes diversidades”.*

*Mahatma Gandhi.*

## RESUMO

SILVA, J. de L. e. **Desempenho do Reator Anaeróbio Horizontal com Chicanas no tratamento da manipueira em fases separadas e estabilização do pH com conchas de sururu**. 2009. 99f. Dissertação (Mestrado) – Centro de Tecnologia, Universidade Federal de Alagoas, Maceió, 2009.

O processamento industrial da mandioca gera diversos resíduos sólidos e líquidos cujo impacto no meio ambiente pode ser bastante significativo se não houver um tratamento adequado. A manipueira é um resíduo líquido gerado durante a prensagem da mandioca triturada para produção de farinha ou na lavagem da mandioca ralada para extração e purificação de fécula. Possui elevada concentração de matéria orgânica, em torno de  $70\text{g.L}^{-1}$ , e efeito tóxico devido à presença de cianeto que pode chegar a  $400\text{mg.L}^{-1}$ . É, por isso, o resíduo de maior impacto ao meio biótico. Uma alternativa eficiente para o tratamento deste resíduo é a biodigestão anaeróbia. O tratamento anaeróbio, embora necessite de mecanismos para estabilização do pH em razão da rápida acidificação da manipueira, vem ocupando espaço nas plantas industriais respaldado por pesquisas que confirmam sua potencialidade para a redução de cargas orgânicas e cianeto e para a otimização da conversão de matéria orgânica a biogás (gás carbônico,  $\text{CO}_2$ , e metano,  $\text{CH}_4$ ). Este predomínio tem sido possível devido ao desenvolvimento de novas configurações de sistemas onde as unidades centrais são reatores anaeróbios. Os reatores têm menor custo, são mais compactos, mais eficientes e favorecem a produção e o aproveitamento de biogás, o qual pode ser introduzido no processo de produção para suprir parte da demanda energética da planta industrial. Este trabalho investiga o uso do Reator Anaeróbio Horizontal com Chicanas (RAHC) em escala de bancada para o tratamento da manipueira com pH estabilizado através de conchas de sururu. O RAHC foi concebido a partir de modificações no Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF), um reator tubular de alta taxa que permite a permanência de uma grande massa de microrganismos imobilizada aderida a uma matriz suporte fixa. O sistema utilizado foi constituído por dois reatores em série para promoção da separação de fases. O substrato utilizado foi produzido a partir de amostras coletadas em casa de farinha instalada na Microrregião Produtora de Arapiraca, agreste do Estado de Alagoas, Brasil. Foram desenvolvidas atividades de caracterização dos efluentes e monitoramento do sistema durante 288 dias através de análises físico-químicas laboratoriais. A avaliação do desempenho foi feita através de análises periódicas de DQO, ácidos voláteis, alcalinidade total, pH, sólidos suspensos, nitrogênio e fósforo total para manipueira diluída a 5%, 10% e 20%. A estabilização do pH foi realizada pela formação de um leito fixo com conchas de sururu no reator acidogênico. Os resultados confirmaram a adequação do RAHC ao tratamento da manipueira. O sistema com 5% e 10% de manipueira obteve reduções de DQO máximas de 95%. As conchas de sururu se mostraram adequadas para o controle do pH. Com o sistema operando a 20% de manipueira, houve sobrecarga indicada por queda significativa da eficiência e desestabilização do pH. Os resultados induzem a uma alternativa promissora para o tratamento anaeróbio da manipueira com controle de pH pelo aproveitamento das conchas de sururu.

**Palavras-chave:** Reatores anaeróbios, manipueira, conchas de sururu.



## ABSTRACT

SILVA, J. de L. e. **Performance of Anaerobic Horizontal Reactors with Chicanes in the treatment of manipueira in separate phases and stabilize of the pH with shells of sururu.** 2009. 99f. Dissertação (Mestrado) – Centro de Tecnologia, Universidade Federal de Alagoas, Maceió, 2009.

The industrial processing of cassava generates various solid waste and wastewater whose impact on the environment can be quite significant if no appropriate treatment. The manipueira is a wastewater generated during the pressing of cassava for production of flour or washing of cassava for starch extraction and purification. It has high concentration of organic matter, around  $70\text{g.L}^{-1}$ , and toxic effect due to the presence of cyanide that can reach  $400\text{mg.L}^{-1}$ . Therefore, it is the residue of greater impact to the biota. An efficient alternative for the treatment of this waste is anaerobic digestion. The anaerobic treatment, although it needs mechanisms to stabilize the pH because the rapid acidification of manipueira, has been occupying space in the industrial plants backed by research that confirms its potential to reduce COD and cyanide and for optimization of the conversion of organic matter to biogas (carbon dioxide,  $\text{CO}_2$ , and methane,  $\text{CH}_4$ ). This predominance has been possible due to the development of new configurations of systems where the central units are anaerobic reactors. The reactors are cheap, more compact, more efficient and promote the production and use of biogas which can be introduced in the production process to supply the industrial energy demand. This work investigates the use of Anaerobic Horizontal Reactors with Chicane (RAHC) at bench scale for the treatment of manipueira with pH stabilized by shells of sururu. The RAHC was designed from changes in the Anaerobic Horizontal Reactor of Fixed Bed (RAHLF), a tubular high-rate reactor that allows the retention of a large immobilized mass of microorganisms attached in a fixed support. The system used was composed of two reactors in series to promote the separation of phases. The substrate used in the work was produced from samples collected at home flour installed in Microregion Producer of Arapiraca, Alagoas, Brazil. Were developed activities for characterization of effluents and system monitoring during 288 days through physical-chemical laboratory analysis. The performance was evaluated through periodic analysis of COD, volatile acids, total alkalinity, pH, solids, total nitrogen and phosphorus to manipueira diluted to 5%, 10% and 20%. The stabilization of pH was conducted by formation of a fixed bed with shells of sururu in the acidogenic reactor. The shells of sururu were adequate to the pH control. The results confirmed the adequacy of RAHC to the manipueira treatment. The system with 5% and 10% of manipueira obtained maximum COD reduction of 95%. With the system operating at 20% of manipueira, was overload indicated by a significant drop in efficiency and destabilization of the pH. The results lead to a promising alternative for the manipueira anaerobic treatment with control of pH by use of the shells of sururu.

**Keywords:** Anaerobic reactor, manipueira, shells of sururu.

## SIGLAS

ATP:	Fosfato de adenosina
AV/AT:	Relação ácidos voláteis e alcalinidade total
CONAMA:	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COV:	Carga orgânica volumétrica
DBO <sub>5</sub> :	Demanda bioquímica de oxigênio para consumo de 5 dias a 20°C
DQO:	Demanda química de oxigênio
E5, E10, E20:	Etapas de operação do sistema com manipueira diluída a 5%, 10% e 20%
IBGE:	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
LSA:	Laboratório de Saneamento Ambiental
LP:	Lavoura permanente
LT:	Lavoura temporária
MAPA:	Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento
RAHC:	Reator Anaeróbio Horizontal com Chicanas
RAHLF:	Reator Anaeróbio Horizontal do Leito Fixo
UASB:	Reator Anaeróbio com Manta de Lodo ( <i>Upflow Anaerobic Sludge Bed</i> )
SEBRAE:	Serviço Brasileiro de Apoio a Micro e Pequena Empresa
UFPE:	Universidade Federal de Pernambuco
UNESP:	Universidade Estadual Paulista
TDH:	Tempo de Detenção Hidráulica
TRC:	Tempo de Retenção Celular
WHO:	World Health Organization

## TABELAS

Tabela 3.1. Produção brasileira de mandioca em 2007. ....	18
Tabela 3.2. Produção de mandioca no Nordeste em 2007. ....	19
Tabela 3.3. Principais produtos agrícolas de Alagoas.....	20
Tabela 3.4 - Composição da mandioca.....	22
Tabela 3.5 – Efeito das concentrações de cianeto para a saúde humana. ....	33
Tabela 3.6 - Composição físico-química da manipueira segundo a literatura (mg.L <sup>-1</sup> ).34	
Tabela 3.7 - Composição química média da concha de sururu.....	42
Tabela 4.1 - Métodos utilizados nas análises laboratoriais. ....	53
Tabela 4.2. Parâmetros e periodicidade dos ensaios de monitoramento.....	56
Tabela 5.1 - Características físicas e químicas da manipueira gerada em farinha. 58	
Tabela 5.2. Composição mineral da manipueira (mg.L <sup>-1</sup> )......	59
Tabela 5.3 - pH observado para Etapa E5. ....	61
Tabela 5.4 - Ácidos voláteis (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) para E5. ....	65
Tabela 5.5 - Alcalinidade total (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) para E5. ....	66
Tabela 5.6 - DQO (mg.L <sup>-1</sup> ) no sistema para E5.....	68
Tabela 5.7 - Sólidos suspensos totais (mg.L <sup>-1</sup> ) para Etapa E5.....	69
Tabela 5.8 - Variação de pH para E10. ....	71
Tabela 5.9 - Ácidos voláteis (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) para Etapa E10.....	73
Tabela 5.10 - Variação de alcalinidade total (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) para E10. ....	75
Tabela 5.11 - DQO (mg.L <sup>-1</sup> ) no sistema para E10.....	77
Tabela 5.12 - Sólidos suspensos totais (mg.L <sup>-1</sup> ) para Etapa E10.....	78
Tabela 5.13 - Nitrogênio total para E10 (mgN.L <sup>-1</sup> )......	80
Tabela 5.14 - Fósforo total para E10 (mgP.L <sup>-1</sup> )......	81
Tabela 5.15 - pH para Etapa E20.....	82
Tabela 5.16 - Ácidos voláteis (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) para E20. ....	84
Tabela 5.17 - Alcalinidade total (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) para E20. ....	86
Tabela 5.18 - DQO (mg.L <sup>-1</sup> ) no sistema para E20.....	87
Tabela 5.19 - Sólidos suspensos totais (mg.L <sup>-1</sup> ) para E20.....	88
Tabela 5.20 - Nitrogênio total (mgN.L <sup>-1</sup> ) para E20.....	89
Tabela 5.21 - Fósforo total (mgP.L <sup>-1</sup> ) para E20.....	90
Tabela 5.22. Relações AV/AT observadas no estudo.....	91

## FIGURAS

Figura 3.1 - Histórico da produção alagoana de mandioca de 1998 a 2007. ....	21
Figura 3.2 - Atividades para processamento da mandioca. (a) descascamento, (b) trituração. ....	25
Figura 3.3 – Atividade de prensagem no processamento da mandioca. ....	26
Figura 3.4 - Atividades para processamento da mandioca. (a) esfarelamento; (b) torração. ....	26
Figura 3.5. Atividades para processamento da mandioca. (a) peneiramento; e (b) ensacamento. ....	27
Figura 3.6. Processamento da mandioca para produção de farinha. ....	28
Figura 3.7. Processamento da mandioca para extração de fécula. ....	28
Figura 3.8 - Manipueira: (a) da extração de fécula; (b) da produção de farinha. ....	31
Figura 3.9 - Cianogênese na mandioca a partir da linamarina. ....	32
Figura 3.10 - Deposição da manipueira em escavação, Girau do Ponciano, AL. ....	35
Figura 3.11 - Lançamento da manipueira <i>in natura</i> no solo, Girau do Ponciano, AL. ....	35
Figura 3.12 - Sequência de processos na digestão anaeróbia de macro moléculas complexas (os números se referem a porcentagens expressas como DQO). Fonte: Campos (1999). ....	37
Figura 3.13 – Conchas de sururu. ....	42
Figura 3.14 - Conchas em <i>container</i> da limpeza municipal de Maceió/AL. Fonte: Gomes <i>et al.</i> (2004). ....	43
Figura 3.15 - Conchas depositadas às margens da lagoa Mundaú, Maceió/AL. Fonte: Gomes <i>et al.</i> (2004). ....	43
Figura 3.16 - Reator Anaeróbio com Chicanas. Adaptado: Barboza (2005). ....	45
Figura 4.1 - Casa de Farinha. (a) Fachada; (b) Interior. ....	47
Figura 4.2 - <i>Layout</i> da casa de farinha do fornecedor de manipueira. ....	48
Figura 4.3 - Esquema do sistema de tratamento. ....	49
Figura 4.4 - Instalação experimental do sistema de tratamento com RAHC. ....	50
Figura 4.5 - Coleta do lodo para inoculação do sistema. ....	51
Figura 4.6 - Espuma de poliuretano. (a) isenta; (b) impregnada com inóculo. ....	52
Figura 5.1 - Variação espacial do pH no reator acidogênico para a Etapa E5. ....	60
Figura 5.2 - pH observado para E5: (a) variação temporal; (b) <i>box plot</i> . ....	62
Figura 5.3 - Variação espacial de ácidos voláteis para E5 no reator acidogênico. ....	63
Figura 5.4 - Ácidos voláteis para E5: (a) variação temporal; (b) <i>box plot</i> . ....	64
Figura 5.5 - Variação espacial da Alcalinidade total ( $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ ) para E5. ....	66
Figura 5.6 - Alcalinidade total para E5 (a) variação temporal; (b) <i>box plot</i> . ....	67
Figura 5.7 - DQO ( $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ) no sistema para Etapa E5. ....	69

Figura 5.8 - Sólidos suspensos totais ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) para Etapa E5. ....	70
Figura 5.9 - Variação espacial do pH para E10.....	71
Figura 5.10 - Variação de pH para E10: (a) variação temporal; (b) <i>box plot</i> . ....	72
Figura 5.11 - Variação espacial de ácidos voláteis ( $\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ ) para E10. ....	73
Figura 5.12 – AV ( $\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ ) para E10: (a) variação temporal; (b) <i>box plot</i> .....	74
Figura 5.13 - Variação espacial da alcalinidade total ( $\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$ ) para E10.....	75
Figura 5.14 - Alcalinidade total para E10: (a) variação temporal; (b) <i>box plot</i> . ....	76
Figura 5.15 - Variação de DQO ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) no sistema para E10.....	77
Figura 5.16 - Sólidos suspensos totais ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) para Etapa E10. ....	79
Figura 5.17 - Nitrogênio total para Etapa E10. ....	80
Figura 5.18 - Fósforo total para Etapa E10. ....	81
Figura 5.19 - pH na Etapa E20: (a) variação temporal; (b) <i>box plot</i> . ....	83
Figura 5.20 - Variação temporal de ácidos voláteis para E20. ....	84
Figura 5.21 - <i>Box plot</i> de ácidos voláteis para E20. ....	85
Figura 5.22 - Variação temporal da alcalinidade total para E20.....	85
Figura 5.23 - <i>Box plot</i> da alcalinidade total para E20. ....	86
Figura 5.24 - DQO ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) no sistema para Etapa E20. ....	88
Figura 5.25 - Sólidos suspensos totais ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) para E20.....	89
Figura 5.26 - Eficiência no sistema na redução de DQO. ....	92

# SUMÁRIO

Capítulo 1 - INTRODUÇÃO .....	14
Capítulo 2 - OBJETIVOS.....	16
2.1. Geral.....	16
2.2. Específicos .....	16
Capítulo 3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	17
3.1. A cultura da mandioca.....	17
3.2. Produção de mandioca.....	18
3.3. Composição da mandioca.....	21
3.4. Consumo e mercado de mandioca e derivados .....	23
3.5. Processamento da mandioca .....	24
3.6. Subprodutos do processamento da mandioca .....	27
3.7. Manipueira .....	30
3.7.1. Manipueira em Alagoas .....	34
3.7.2. Utilização da manipueira .....	36
3.8. Tratamento anaeróbio da manipueira .....	37
3.9. Estabilização do pH no tratamento anaeróbio da manipueira .....	41
3.10. Reator Anaeróbio com Chicanas (RAHC) .....	43
Capítulo 4 - MATERIAL E MÉTODOS .....	46
4.1. Local de pesquisa.....	46
4.2. Substrato .....	46
4.3. Sistema de tratamento.....	49
4.4. Inóculo, matriz suporte e estabilização do pH .....	50
4.4.1. Inóculo.....	50
4.4.2. Conchas de sururu.....	51
4.4.3. Espumas de poliuretano.....	52
4.5. Procedimento experimental .....	52
4.5.1. Métodos analíticos .....	53
4.5.2. Caracterização da manipueira.....	54
4.5.3. Partida do sistema.....	54
4.5.4. Monitoramento do sistema de tratamento .....	55

<b>Capítulo 5 - RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>57</b>
<b>5.1. Caracterização da manipueira .....</b>	<b>57</b>
<b>5.2. Monitoramento do sistema .....</b>	<b>59</b>
<b>5.2.1. Etapa E5 – Carga orgânica equivalente a 5% da manipueira .....</b>	<b>60</b>
5.2.1.1. pH .....	60
5.2.1.2. Ácidos voláteis .....	63
5.2.1.3. Alcalinidade total.....	65
5.2.1.4. Demanda química de oxigênio.....	68
5.2.1.5. Sólidos suspensos totais .....	69
<b>5.2.2. Etapa E10 – Carga orgânica equivalente a 10% da manipueira .....</b>	<b>70</b>
5.2.2.1. pH .....	70
5.2.2.2. Ácidos voláteis .....	72
5.2.2.3. Alcalinidade total.....	74
5.2.2.4. Demanda química de oxigênio.....	76
5.2.2.5. Sólidos suspensos totais .....	78
5.2.2.6. Nitrogênio total e fósforo total .....	79
<b>5.2.3. Etapa E20 – Carga orgânica equivalente a 20% da manipueira .....</b>	<b>81</b>
5.2.3.1. pH .....	81
5.2.3.2. Ácidos voláteis .....	83
5.2.3.3. Alcalinidade total.....	85
5.2.3.4. Demanda química de oxigênio.....	87
5.2.3.5. Sólidos suspensos totais .....	88
5.2.3.6. Nitrogênio total e fósforo total .....	89
<b>5.2.4. Considerações finais .....</b>	<b>90</b>
5.2.4.1. Relação ácidos voláteis/alcalinidade total .....	90
5.2.4.2. Redução de DQO.....	92
<b>Capítulo 6 - CONCLUSÃO E RECOMENDAÇÕES .....</b>	<b>93</b>
<b>REFERÊNCIAS .....</b>	<b>96</b>

## Capítulo 1

# INTRODUÇÃO

A mandioca (*monihot esculenta cranz*) é o segundo produto agrícola de maior abrangência nacional, sendo encontrada em todo o território brasileiro, perdendo somente para a cultura do milho (IBGE, 2007).

Em Alagoas é uma cultura subsidiária fortemente dispersa, mas presente em todas as microrregiões do Estado. A safra de 2007 no Estado foi de aproximadamente 222 mil toneladas, 16,2% menor que no ano anterior. Estima-se que 89,4% desta produção provêm das microrregiões de Arapiraca, Palmeira dos Índios, Serrana do Sertão Alagoano e São Miguel dos Campos. Em 2007 a produtividade de Alagoas foi de 13,2t/ha, próxima à média nacional (14t/ha).

A conversão da mandioca a farinha ou a fécula dá origem a uma grande massa de resíduos sólidos e líquidos que não são convenientemente destinados ou tratados devido à falta de planos de manejo que considerem o tratamento ou o reaproveitamento destes rejeitos. Consideram-se os resíduos líquidos os mais agressivos ao meio ambiente. Cereda (1994) os classifica em três categorias conforme o produto extraído e o potencial poluidor: (1) água de lavagem das raízes que apresenta baixa DBO<sub>5</sub>; (2) manipueira resultante da prensagem da massa ralada, com DBO<sub>5</sub> elevada; e (3) água de extração da fécula, resultante da concentração do leite de amido.

A inexistência ou má operação de sistemas de tratamento tem levado à deposição da manipueira bruta em corpos d'água ou no solo. Esta situação é a mesma tanto para a maioria dos produtores de Alagoas quanto dos demais estados da Federação que cultivam ou beneficiam a mandioca.



O tratamento da manipueira através da digestão anaeróbia em fases separadas tem se firmado como uma alternativa adequada sobretudo devido a possibilidade de utilização de reatores compactos, de fácil operação, mais eficientes e com facilidade de captação de biogás (metano,  $\text{CH}_4$ , e gás carbônico,  $\text{CO}_2$ ). Embora os sistemas construídos mais comumente sejam lagoas de estabilização, estudos recentes têm confirmado a viabilidade de sistemas mais modernos, onde os reatores anaeróbios são as unidades principais.

No tratamento biológico da manipueira, ocorre uma grande formação de ácidos com conseqüente queda de pH, decorrente da rápida fermentação do resíduo. Cria-se, assim, a necessidade de mecanismos para mantê-lo numa faixa adequada para os microrganismos metanogênicos no tratamento em duas fases. Esta necessidade pode onerar o processo, devendo-se assim, buscar materiais de custo menor que permitam este controle. É o caso das conchas de sururu, um resíduo sólido rico em óxido de cálcio encontrado com abundância às margens dos estuários do Estado de Alagoas.

Este trabalho propõe o uso de Reator Anaeróbio Horizontal com Chicanas (RAHC) para o tratamento de manipueira em duas fases com estabilização do pH através das conchas de sururu. O RAHC foi concebido a partir de modificações no Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF), um reator de alta taxa que permite a permanência de uma grande massa de microrganismos aderidos em matriz fixa permitindo a redução do tempo de detenção hidráulica (TDH) da estrutura de tratamento. O RAHC visa, através do uso de chicanas, a remoção de biopartículas do leito suporte e a conseqüente redução da colmatagem.

## Capítulo 2

# OBJETIVOS

### 2.1. Geral

Avaliar uma alternativa para o tratamento anaeróbico, em duas fases, de águas residuárias provenientes da indústria beneficiadora da mandioca a partir de resíduo coletado em casa de farinha do Agreste Alagoano.

### 2.2. Específicos

- a) Caracterizar a manipueira da indústria beneficiadora da mandioca do estado de Alagoas;
- b) Verificar o comportamento das conchas de sururu na estabilização do pH em reator acidogênico;
- c) Investigar a viabilidade do uso de reatores tipo RAHC no tratamento de manipueira;
- d) Avaliar as variações de DQO, alcalinidade, ácidos voláteis, pH, fósforo total, nitrogênio total e sólidos fixos e voláteis para três diferentes cargas orgânicas de entrada e tempo de detenção hidráulica (TDH) fixo.

## Capítulo 3

# REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A produção de mandioca tem ampla presença no território brasileiro com importância alimentar e econômica na agricultura familiar. Em Alagoas é o segundo produto agrícola de maior importância. Neste capítulo se faz uma caracterização deste produto no que se refere à produção, importância econômica e propriedades físicas e químicas, com particular interesse na problemática da geração de resíduos e nas alternativas disponíveis para resolvê-la.

### 3.1. A cultura da mandioca

A mandioca (*monihot esculenta cranz*) é uma raiz originária do continente americano, tendo se espalhado pelos trópicos, sobretudo os asiáticos e africanos. Plantada essencialmente em pequenas áreas, é típica de países em desenvolvimento tendo papel importante na alimentação humana e animal, como matéria-prima em inúmeros produtos industriais e artesanais e na geração de emprego e renda. É uma cultura de subsistência tolerante à seca e a solos de baixa fertilidade (MAPA, 2005).

O Nordeste é a maior região brasileira produtora de mandioca. No semi-árido nordestino, seu cultivo se concentra no agreste, zona intermediária entre o litoral e o sertão. O Nordeste também é a maior consumidora da mandioca convertida em farinha. A produção de fécula na Região é limitada pela necessidade de grande quantidade de água de boa qualidade, quase sempre indisponível nas porções mais secas do semi-árido.

Em Alagoas, a mandioca está presente em praticamente todo o território, contudo, o cultivo é feito geralmente em consórcio com a produção do milho, fumo e feijão. De acordo com SEBRAE (2005), é a mandioca uma importante fonte de renda para muitas famílias do agreste alagoano.

### 3.2. Produção de mandioca

No Brasil, do total de 5.564 municípios, são 4.731 os que informam o plantio da mandioca. É encontrada em todos os estados brasileiros (IBGE, 2007).

A produção brasileira de mandioca atingiu o máximo de 30 milhões de toneladas no início da década de 70, se estabilizou em torno de 24 milhões de toneladas no período de 1972 a 1987 e atingiu o mínimo de 20 milhões de toneladas em 2000 (Cavalcanti, 2008). Desde então, a produção vem crescendo lentamente até se estabilizar em 26,5 milhões de toneladas nos anos de 2006 e 2007, IBGE (2007).

Na Tabela 3.1 é apresentada a produção nas grandes regiões brasileiras em 2007. A região Nordeste apresentou a maior produção, 9,7 milhões de toneladas (36,7% da produção nacional), colhida numa área estimada em 945 mil hectares.

Tabela 3.1. Produção brasileira de mandioca em 2007.

Grandes Regiões	Produção			Área plantada (1000ha)	Rend. (t/ha)	Valor (R\$/t)
	2007 (1000t)	(%) Variação <sup>(1)</sup>	(%) Brasil			
Nordeste	9.742	1,3%	36,7	945,3	10,8	135,2
Norte	7.559	3,5%	28,5	500,8	15,3	163,8
Sul	5.370	(-)6,6%	20,2	271,6	19,8	241,3
Sudeste	2.358	(-)5,4%	8,9	128,5	18,4	272,2
Centro-Oeste	1.511	2,2%	5,7	94,9	15,0	320,0
Brasil	26.541	(-)0,4%	--	1.941,1	14,0	187,5

<sup>(1)</sup>Variação percentual da produção em relação ao ano de 2006.

Fonte: IBGE (2007).

Embora cultivada em todo o Território Nacional, a mandioca está concentrada nos estados do Pará, Bahia e Paraná, onde se encontram aproximadamente 50% da produção. O Pará é o principal produtor com 5,2 milhões de toneladas (19,6% da produção nacional). A Bahia vem em seguida, com 4,5 milhões de toneladas (16,9%) e o Paraná com 3,3 milhões de toneladas (12,7%) é o terceiro, IBGE (2007).

A produção da Bahia junto com a do Maranhão, quarto maior produtor do Brasil, perfaz 63,6% da produção nordestina. Alagoas, no ano de 2007, teve a menor safra no Nordeste. Na Tabela 3.2 é apresentada a produção de todos os estados nordestinos.

Tabela 3.2. Produção de mandioca no Nordeste em 2007.

	Produção			Área plantada (1000ha)	Rend. (t/ha)	Valor (R\$/t)
	2007 (1000t)	(%) Variação <sup>(1)</sup>	(%) Nordeste			
Bahia	4.481	(-)2,8%	46,0	377,1	13,2	116,1
Maranhão	1.766	15,4%	18,1	215,2	8,3	162,5
Ceará	749	(-)9,3%	7,7	99,7	7,5	161,4
Pernambuco	622	3,9%	6,4	58,7	10,6	158,4
R.G. do Norte	566	(-)18,8%	5,8	52,4	11,0	167,2
Piauí	550	44,6%	5,6	60,9	9,0	105,3
Sergipe	498	7,0%	5,1	33,7	14,8	145,5
Paraíba	286	6,4%	2,9	30,9	9,2	137,1
<b>Alagoas</b>	<b>223</b>	<b>(-)16,5%</b>	<b>2,3</b>	<b>16,8</b>	<b>13,2</b>	<b>116,9</b>
<b>Nordeste</b>	<b>9.742</b>	<b>1,3%</b>	<b>100,0</b>	<b>954,0</b>	<b>10,8</b>	<b>135,2</b>

<sup>(1)</sup>Variação percentual da produção em relação ao ano de 2006.

Fonte: IBGE (2007).

A produção alagoana ganha relevância quando se consideram as condições locais. Segundo IBGE (2007), embora a área plantada de mandioca ocupasse no ano de 2007 apenas 2,5% da área plantada total do Estado, foi esta a segunda maior safra agrícola de Alagoas, conforme se verifica na Tabela 3.3.

Tabela 3.3. Principais produtos agrícolas de Alagoas.

		Produção (1000t)		Área plantada (1000ha)	Rend. (kg/ha)	Valor (R\$/t)	
		2007	Varição <sup>(1)</sup> (%)				
1	Cana-de-açúcar	LT	24.993,1	(-) 6	410,8	60.837	41,6
2	Mandioca	LT	222,5	(-)16,5	16,8	13.250	116,9
3	Coco-da-baía	LP	47,7	5	12,7	3.761	385,3
4	Banana	LP	43,7	0	4,0	10.906	255,1
5	Feijão (em grão)	LT	35,4	20	89,1	409	747,1
6	Milho (em grão)	LT	34,1	13	73,2	496	328,9
7	Laranja	LT	33,1	4	3,9	8.495	225,7
8	Batata-doce	LT	18,8	(-)1	2,1	9.131	299,5
9	Arroz (em casca)	LT	13,0	(-)2	13,0	1.015	966,9
10	Fumo (em folha)	LP	11,9	(-)8	3,2	4.091	360,0

LP: Lavoura permanente. LT: Lavoura temporária

<sup>(1)</sup>Varição percentual da produção em relação ao ano de 2006.

Fonte IBGE (2007).

A mandioca tem numerosos usos correntes e potenciais classificados, segundo o tipo de raiz, em duas grandes categorias: mandioca de “mesa” (aipim ou macaxeira) e mandioca para a indústria. A maior parte da mandioca de “mesa” é comercializada na forma *in natura*. A mandioca para a indústria tem grande variedade de usos dos quais, a farinha e a fécula são os mais importantes. A farinha tem essencialmente uso alimentar, com elevada especificidade regional que, em muitos casos, torna o produto cativo a mercados locais (MAPA, 2005).

Em Alagoas, a mandioca e a macaxeira são cultivadas em pequenas plantações onde os métodos de cultivo são tradicionais e onde há pouca utilização de insumos e equipamentos. O plantio se dá geralmente consorciado. Na área de produção principal, a mandioca compartilha espaço com o fumo, o milho, o feijão e com menor frequência com a batata. A mão-de-obra utilizada é essencialmente familiar.

A produção em Alagoas é fortemente dispersa, mas presente em todas as microrregiões do Estado. Há predominância de quatro microrregiões: Arapiraca, Palmeira dos Índios, Serrana do Sertão Alagoano e São Miguel dos Campos. Juntas, essas microrregiões proporcionam 89,4% da produção do Estado. Arapiraca se destaca como a quarta microrregião produtora do Nordeste com 76% da produção alagoana e 3,08% da nordestina (SEBRAE, 2005).

A produção média alagoana nos últimos dez anos foi de 293 mil toneladas. Observa-se na Figura 3.1 que a safra de 2007, aproximadamente 222 mil toneladas, foi a terceira menor do período. A variabilidade na produção é uma característica da cultura da mandioca no Nordeste devido à vulnerabilidade da agricultura à instabilidade climática do sertão e agreste. Avalia-se que a produtividade alagoana varia historicamente entre 8 e 18t/ha. Em 2007 a produtividade de Alagoas foi de 13,2t/ha, próxima à média nacional (14t/ha).



Figura 3.1 - Histórico da produção alagoana de mandioca de 1998 a 2007.

### 3.3. Composição da mandioca

Cereda *et al.* (2001) sintetiza a mandioca como uma raiz amiláceas, contendo menos de 1% de proteína, teores negligenciáveis de lipídeos, pobre em minerais e vitaminas do grupo B e com teores apreciáveis de vitamina C quando fresca.

A composição da mandioca apresentada na literatura é, em geral, bastante variável dependendo do cultivar, das técnicas de cultivo, época de colheita, metodologia de análise, entre outros fatores. Segundo Cereda *et al.* (2001), a

mandioca é eminentemente calórica, gerando cerca de  $1.500\text{cal.kg}^{-1}$ , a partir de carboidratos ( $350\text{g.kg}^{-1}$ ). Os demais componentes somados, considerados pelos valores médios, não ultrapassam  $50\text{g.kg}^{-1}$ . Quanto aos minerais, são mais altos os teores de fósforo e cálcio, ocorrendo ferro em quantidade muito baixa. Nota-se na Tabela 3.4 a diferença de composição quando se consideram as folhas que concentram teores expressivos de proteína e baixos teores de carboidratos. Outra característica da mandioca que chama a atenção é o teor de umidade, correspondente a mais de 64% do peso total.

Tabela 3.4 - Composição da mandioca.

Componentes ( $\text{g.kg}^{-1}$ )			Minerais ( $\text{mg.kg}^{-1}$ )		
	Raízes	Folhas		Raízes	Folhas
Água	621,0	772,0	Potássio	1,4	--
Fibra <sup>(1)</sup>	12,5	25,4	Cálcio	57,5	206,0
Lipídios <sup>(1)</sup>	6,5	13,1	Sódio	56,0	--
Carboidrato <sup>(1)</sup>	341,8	10,3	Nitrogênio	2.000,0	1.100,0
Proteínas <sup>(1)</sup>	4,3	161,5	Fósforo	84,3	95,0
Cinzas <sup>(1)</sup>	12,0	17,7	Ferro	0,9	3,5
--	--	--	Cobre	8,4	--
--	--	--	Manganês	12,0	--
--	--	--	Boro	3,3	--
--	--	--	Zinco	24,0	--
--	--	--	Molibdênio	0,9	--
--	--	--	Aumínio	19,0	--

<sup>(1)</sup> fração da matéria seca.

Fonte: Adaptado de Martelli (1951)<sup>1</sup> e Oke (1968)<sup>2</sup> *apud* Cereda *et al.* (2001).

A fração mais importante é, portanto, a dos carboidratos dos quais a maior parte é constituída de amido. A fração não amilácea é de 3,10%, dos quais 1,97% são de açúcares redutores (0,93% de glicose, 0,43% de frutose e maltose) e 1,71% de não redutores (1,7 de sacarose e 0,01% de rafinose). O teor de amido, embora variável, é considerado pelos autores como alcançando até 35% da matéria fresca.

<sup>1</sup> MARTELLI, H. L. Mandioca – planta de valor. A Fazenda, v.46, p.40, 1951.

<sup>2</sup> OKE, O. L. Cassava as food en Nigéria. *World Review Nutritional Dietetics*, v.96, p.227-50, 1968.



### 3.4. Consumo e mercado de mandioca e derivados

A produção brasileira de mandioca é praticamente consumida no mercado interno. Nas regiões Norte e Nordeste predomina a conversão a farinha. No Sul e Sudeste, a maior parte da mandioca é destinada à indústria de fécula principalmente nos estados do Paraná, São Paulo e Minas Gerais (MAPA, 2005).

Os dados publicados na mais recente Pesquisa de Orçamentos Familiares (POF), realizada pelo IBGE em 2003, apontam para a supremacia do consumo *per capita* de mandioca e derivados no Brasil nos estados do Amazonas ( $16,6\text{kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{ano}^{-1}$ ) e do Acre ( $7,9\text{kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{ano}^{-1}$ ) ambos da Região Norte. A Região Nordeste é a menor consumidora *per capita* de mandioca e a segunda maior de farinha  $15,3\text{kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{ano}^{-1}$ ; praticamente metade do consumo estimado para a Região Norte ( $33,8\text{kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{ano}^{-1}$ ). As Regiões Norte e Nordeste estão a frente das demais também em relação ao consumo de fécula:  $1,8$  e  $1,4\text{kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{ano}^{-1}$ , respectivamente.

A mesma Pesquisa demonstra que o consumo de mandioca nos estados nordestinos é em geral baixo, cerca de  $3,2\text{kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{ano}^{-1}$  para Pernambuco e  $3,0\text{kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{ano}^{-1}$  para Alagoas. O Estado de Alagoas é o quinto maior consumidor do produto convertido em farinha com  $11,9\text{kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{ano}^{-1}$ ; o Maranhão é o maior consumidor com  $19,2\text{kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{ano}^{-1}$ .

Para Lima (1982), o rendimento de farinha em relação às raízes consumidas depende da variedade, idade da cultura e sistema de fabricação adotado. De maneira geral, são produzidas de  $0,25\text{t}$  a  $0,35\text{t}$  de farinha por tonelada de mandioca. Em relação à produção de fécula, Anrain (1983) afirma que o rendimento é de  $0,25\text{t}$  de fécula por tonelada de raiz processada.

De acordo com o SEBRAE (2009), das raízes produzidas nas lavouras alagoanas, 72% são vendidas para casas de farinha dos estados de Pernambuco e Sergipe, principalmente. O restante, 28%, são destinadas para a fabricação de farinha em casas tradicionais e que produzem para o autoconsumo. Estima-se que existam no território alagoano 1 feclaria e 587 casas de farinha, sendo 88 comunitárias (15%) e 499 particulares (85%).

A farinha das unidades de produção menores é comumente vendida aos feirantes locais enquanto os intermediários assimilam a produção das casas maiores a qual é destinada aos municípios circunvizinhos.

O mercado alagoano se encontra tomado por farinha produzida em estados vizinhos, principalmente Sergipe e Pernambuco. A matéria-prima para esta farinha é, muitas vezes, oriunda das lavouras alagoanas.

De acordo com o SEBRAE (2005), em Arapiraca e São Miguel dos Campos, encontram-se as maiores casas de farinha e as empresas responsáveis pelo empacotamento e comercialização do produto. Em Palmeira dos Índios e na Serrana do Sertão há um maior consumo da produção ainda pelos proprietários sendo apenas o excedente comercializado.

Nas áreas de menor produção em Alagoas, predominam as casas de farinha tradicionais onde a produção é realizada através de procedimentos artesanais e que funcionam, em sua maioria, de modo intermitente, apenas quando um determinado agricultor deseja converter sua produção. Nas áreas de maior produção, tanto são encontradas unidades tradicionais como comerciais onde se percebe um razoável nível de mecanização mais particularmente nas etapas de trituração, prensagem e torração da farinha. Em todos os casos é comum o uso de madeira como combustível para os fornos (SEBRAE, 2005).

As unidades comerciais operam de modo contínuo geralmente 5 ou 6 dias por semana. A capacidade de processamento nas unidades tradicionais fica entre  $0,3t.dia^{-1}$  a  $1,0t.dia^{-1}$ . Nas casas comerciais maiores, a capacidade de produção pode variar de  $12t.dia^{-1}$  a  $80t.dia^{-1}$ .

### 3.5. Processamento da mandioca

O processo de produção de farinha consiste basicamente na retirada do excesso de água através da trituração da mandioca, prensagem e torrefação da massa resultante. As atividades que constituem o beneficiamento da mandioca para fabricação de farinha, conforme orientações do Manual de Referência para Casas de Farinha elaborado pelo SEBRAE (2006), são detalhadas na Figura 3.2 à Figura 3.5:

- a) **Descascamento:** representa o início do processamento da mandioca. Pode ser feito mecanicamente, através do lavador/descascador ou manualmente com o uso de pequenas facas. Nesta etapa é produzido um resíduo sólido (cascas).



Figura 3.2 - Atividades para processamento da mandioca. (a) descascamento, (b) trituração.

- a) **Lavagem:** após o descascamento as raízes são lavadas para remoção de restos de cascas e de materiais particulados provenientes do contato das raízes com o solo. A água utilizada na lavagem resulta em um efluente líquido com pequena concentração de manipueira.
- b) **Trituração:** é composta de uma sequência de raladores que irão transformar as raízes em uma massa. No passado, as raízes descascadas eram cortadas e moídas com o uso de tração animal aplicada a uma grande roda a qual transmitia o movimento ao rodete responsável pela trituração da raiz. Atualmente, utiliza-se um moinho elétrico denominado triturador.
- c) **Prensagem:** depois de triturada, a massa resultante é prensada para redução da umidade. São utilizadas prensas manuais ou hidráulicas. Nas prensas hidráulicas, a massa é distribuída em camadas para facilitar a remoção da umidade. É nesta etapa que é gerada a manipueira.
- d) **Esfarelamento:** a massa prensada é levada ao esfarelador cujo objetivo é desfazer a compactação produzida na etapa anterior. Este processo pode ser mecânico ou manual. No esfarelamento manual, é utilizado um ralador comum, enquanto no mecanizado se utilizam equipamentos denominados trituradores.



Figura 3.3 – Atividade de prensagem no processamento da mandioca.

- a) **Torração (secagem):** após o esfarelamento, a massa é levada ao forno para secagem e eliminação dos resíduos de manipueira. A torração mais tradicional consiste em um forno circular plano onde a massa é colocada e virada periodicamente com uma pá de madeira. Pode-se, contudo, dotar o forno de pás misturadoras mecanizadas. A secagem também contribui para o clareamento do produto final. O inconveniente deste processo é o uso de madeira como combustível. Uma alternativa que vem sendo considerada é a substituição da madeira por bagaço de cana-de-açúcar.
- b) **Peneiramento:** é feito com a finalidade de obter uma uniformidade na granulação da farinha. A malha da peneira é determinada de acordo com o tamanho desejado para o grão.



Figura 3.4 - Atividades para processamento da mandioca. (a) esfarelamento; (b) torração.

- a) **Ensacamento:** é a atividade final do processamento da mandioca. Nesta fase, a farinha é classificada, pesada e acondicionada em sacos de rafia com capacidade para 50kg ou em pacotes de 1kg.

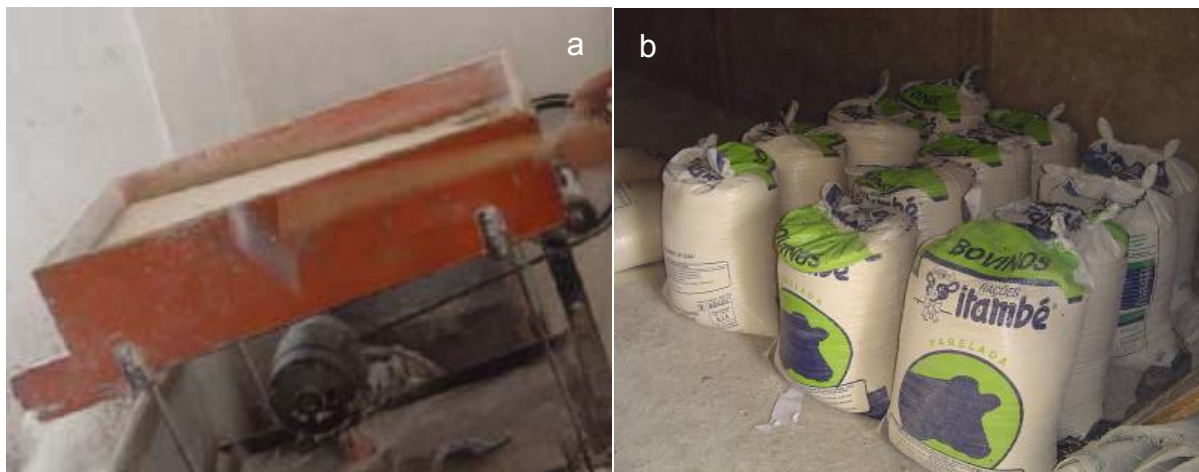


Figura 3.5. Atividades para processamento da mandioca. (a) peneiramento; e (b) ensacamento.

### 3.6. Subprodutos do processamento da mandioca

Os subprodutos da mandioca são partes da própria planta descartadas em função do processo tecnológico de beneficiamento. Segundo Cereda *et al.* (2001), os principais fatores que influenciam na qualidade e na quantidade dos subprodutos são cultivar, idade da planta, tempo após a colheita, tipo e regulagem dos equipamentos industriais.

Nas figuras 3.6 e 3.7, são mostrados os processos de produção de farinha e extração de fécula com os respectivos subprodutos provenientes de cada etapa.

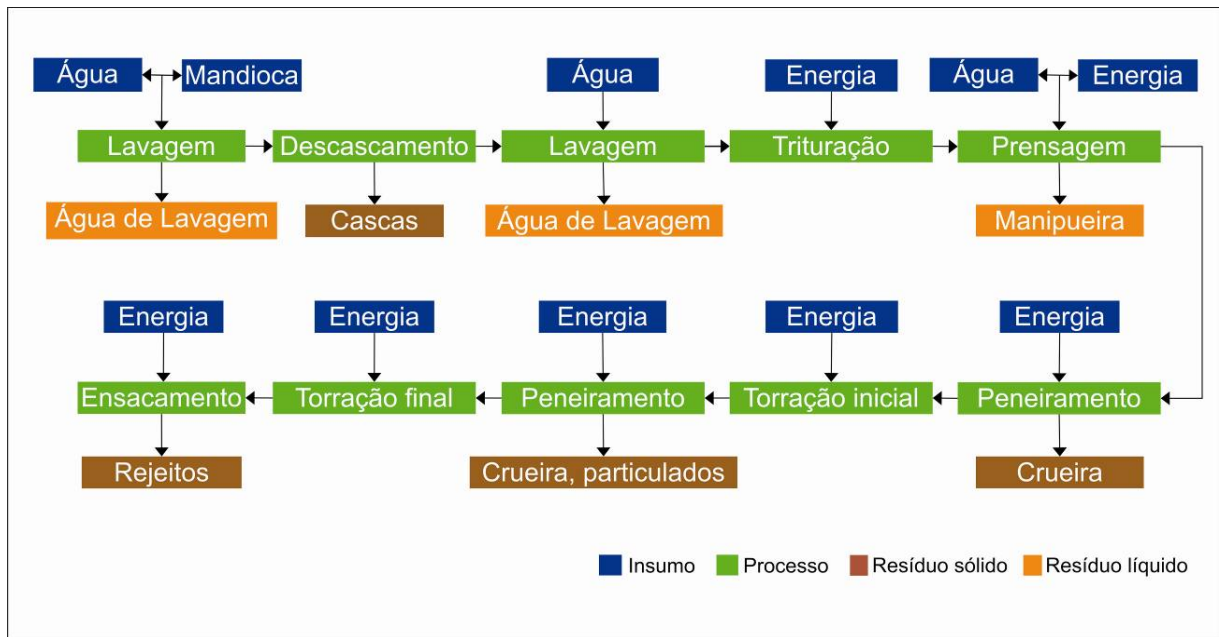


Figura 3.6. Processamento da mandioca para produção de farinha. Fonte: SEBRAE (2006).

Alguns dos subprodutos sólidos são a casca marrom, entrecasca, cruera, fibra, bagaço e varredura. São considerados despejos líquidos industriais a água de lavagem das raízes, a água de extração de fécula e a manipueira.

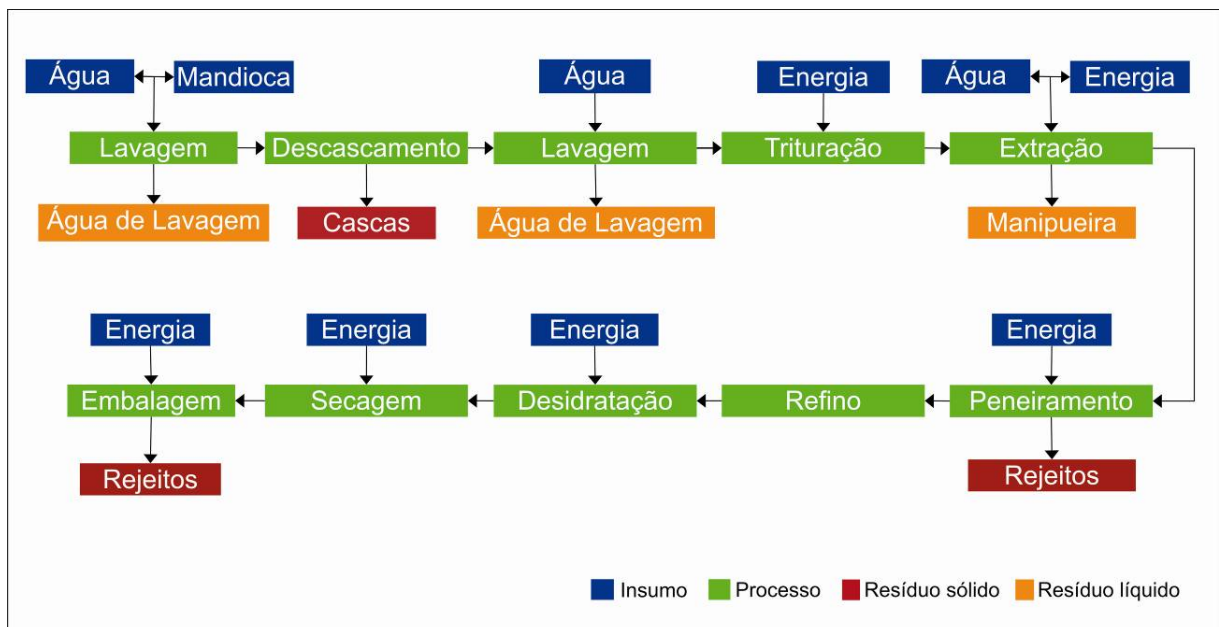


Figura 3.7. Processamento da mandioca para extração de fécula. Adaptado de Anrain (1983).

Os principais resíduos sólidos são apresentados a seguir:

- a) **Folhas:** contêm elevados teores de minerais (cálcio, potássio, ferro), de cianeto e de enzimas que auxiliam na retirada deste mesmo cianeto. O processamento além de afetar a perda de vitaminas, intervém também na eliminação do cianeto. Pequeno *et al.* (1994)<sup>3</sup>, *apud* Cereda *et al.* (2001) obtiveram em média 2,42t/ha de folhas desidratadas. Os mesmos autores verificaram um teor de umidade de 65% a 70% para as folhas úmidas e de 23% a 25% para as folhas secas. A oferta de fibras nas folhas foi de 43,15%.
- b) **Caule, maniva ou rama:** possui 15,25% de proteína bruta com teor considerável de carboidratos. Entre raiz, caule e cepa, a principal diferença de composição se dá pelo teor crescente de amido e decrescente de fibra. Cereda *et al.* (2001) menciona que no caule a umidade é de 65,0%.
- c) **Casca:** a casca marrom corresponde a periderme que representa entre 2% e 5% do peso total da mandioca. Constitui uma fina camada celulósica, de cor marrom clara ou escura. As cascas, embora passíveis de tratamento por digestão anaeróbia, podem ser empregadas com fins mais nobres, como adubo ou alimentação animal.
- d) **Cepa:** tem composição semelhante à mandioca sendo apenas mais fibrosa. É proveniente da seleção da mandioca antes da trituração. A umidade média é de 55% a 60%, enquanto o teor de amido chega a aproximadamente 20%.
- e) **Massa, Farelo ou Bagaço:** é composto pelo material fibroso da raiz, contendo parte do amido que não foi extraído no processamento. É gerado na extração da fécula e, por receber muita água, contém umidade elevada de cerca de 75%. A característica principal do farelo, no entanto, é o teor de amido residual que pode chegar a 70%.
- f) **Farinhão ou crueira:** constituído de pedaços de raízes e entrecasca separados por peneiramento antes da torração no processamento da farinha. Tem baixa umidade, cerca de 11,7%, e predominância de amido, 68,5%, aproximadamente.

---

<sup>3</sup> PEQUENO, M. G. *et al.* Avaliação de produção foliar e produtos desidratados em oito variedades no município de Renascença. Francisco Beltrão, PR. 1994.

- g) **Varredura:** corresponde à mistura de farinha de mandioca e massa ralada depositada no piso da unidade de produção em razão das movimentações de matéria no decorrer do processamento.

As águas residuárias do processamento de mandioca recebem a seguinte denominação:

- h) **Água de lavagem das raízes:** é originária dos lavadores/descascadores. Carrega em suspensão a terra e as cascas que podem ser separadas por peneiramento e decantação; são geradas tanto em indústrias de farinha quanto de fécula. Uma vez separados os sólidos suspensos, constitui-se basicamente por água com baixo teor de matéria orgânica. Segundo Feiden (2001), em fecularias, o volume de água gerado no lavador varia entre  $2,5\text{m}^3$  e  $5,0\text{m}^3$  por tonelada de mandioca. Na produção de farinha, em razão da escassez nas regiões produtoras, o volume de água utilizado na lavagem é quase sempre menor.
- i) **Água de extração de fécula:** é composta pela mistura de água e manipueira. Apresenta, por esta razão, carga orgânica menor que a manipueira. A DQO fica ao redor de  $6\text{g.L}^{-1}$ . Feiden (2001) menciona que o volume de água gerado na etapa de extração de fécula se situa entre  $2,0\text{m}^3$  e  $3,0\text{m}^3$  por tonelada de mandioca processada.
- j) **Manipueira:** é o líquido resultante da prensagem da mandioca triturada para obtenção de farinha ou extração de fécula. As características deste resíduo são apresentadas mais detidamente a seguir.

### 3.7. Manipueira

A manipueira é o principal efluente, em termos de agressão à natureza, produzido no processo de beneficiamento da mandioca (CORDEIRO, 2006). É o líquido resultante da prensagem da massa de mandioca triturada na produção de farinha ou no processo de extração e purificação da fécula. Apresenta-se fisicamente na forma de suspensão aquosa e, quimicamente, como uma miscelânea de compostos: goma (5 a 7%), glicose e outros açúcares, proteínas, células descamadas, linamarina e derivados cianogênicos (ácido cianídrico, cianetos e aldeídos), substâncias diversas e diferentes sais minerais, muitos dos quais fontes de macro e micronutrientes para as plantas (MAGALHÃES, 1993). Na Figura 3.8 é apresentada a manipueira gerada na extração de fécula e na produção de farinha.





Figura 3.8 - Manipueira: (a) da extração de fécula; (b) da produção de farinha.

Del Bianchi (1998) afirma que cada tonelada de mandioca convertida em farinha gera de  $0,2\text{m}^3$  a  $0,4\text{m}^3$  de manipueira. Na extração de fécula é diluída resultando em um volume maior, cerca de  $2,0\text{m}^3$  a  $3,0\text{m}^3$  por tonelada de raiz.

O grande potencial de poluição da manipueira provém da elevada concentração de matéria orgânica. A demanda química de oxigênio (DQO) no resíduo quando proveniente de casas de farinha se situa entre  $60\text{g.L}^{-1}$  e  $100\text{g.L}^{-1}$ . Na extração de fécula, a diluição reduz significativamente a concentração de matéria orgânica. Kuczman (2007) determinou concentrações de  $6\text{g.L}^{-1}$  a  $15\text{g.L}^{-1}$ .

Segundo Barana (2000), a maior parte da matéria orgânica da manipueira é devida à presença de açúcares solúveis. A autora determinou os teores de açúcares glicose e frutose em dez lotes de manipueira da Farinheira Plaza em Santa Maria da Serra, SP. A manipueira apresentou cerca de  $15\text{g.L}^{-1}$  de glicose, correspondente a 29% da matéria orgânica presente e  $22\text{g.L}^{-1}$  de frutose, equivalente a 42% da matéria orgânica. Por serem açúcares solúveis de fácil fermentação, degradam-se rapidamente a ácidos orgânicos. Esta característica inviabiliza o tratamento do resíduo por processos físicos.

Outra característica relevante que favorece ao forte impacto ambiental negativo da manipueira é a presença de cianeto. Segundo Cereda *et al.* (2001), a mandioca é uma planta cianogênica que acumula glicosídeos cianogênicos, dos quais o principal é a linamarina, e por enzimas  $\beta$ -glicosidases como a linamarase, autóctone da mandioca. Enquanto o tecido da mandioca está intacto, glicosídeos e enzimas mantêm-se separados. Quando, no entanto, o tecido é dilacerado no processamento, a linamarina é hidrolisada enzimaticamente pela linamarase dando

início a cianogênese, havendo a produção de glicose e  $\alpha$ -hidroxinitrila, passíveis de dissociação. Esta reação se processa sob condições ótimas de 25°C e pH entre 5,5 e 6,0. A hidrólise pode também ser realizada por enzimas microbianas (COLARD,1978<sup>4</sup>; IKEDIONE e ONYIKE<sup>5</sup>, 1982 *apud* RIBAS, 2003) ou ainda por agentes físicos e químicos (OKE,1968 *apud* CEREDA *et al.*, 2001).

A  $\alpha$ -hidroxinitrila pode sofrer a ação da hidroxinitrila-liase, e espontaneamente gerar o ácido cianídrico (HCN) e as cetonas correspondentes (CONN, 1994<sup>6</sup> *apud* RIBAS, 2003). Como consequência da ação enzimática ocorre a redução do teor de linamarina, com liberação de HCN, que é tóxico. Na Figura 3.9 a produção de cianeto é ilustrada.

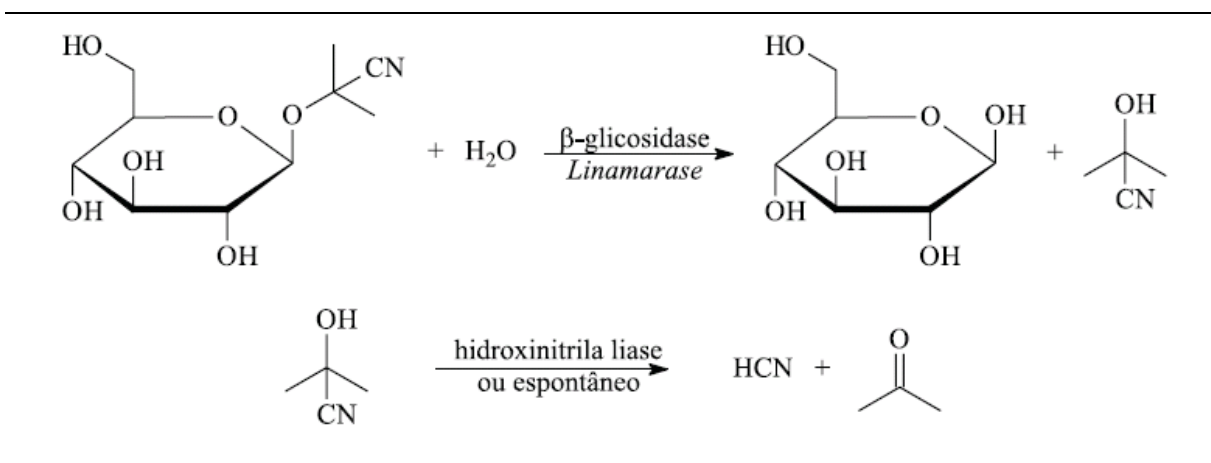


Figura 3.9 - Cianogênese na mandioca a partir da linamarina.

Fonte: Cereda *et al.* (2001).

A ação tóxica para animais é explicada pela afinidade entre cianeto e ferro, resultando na combinação com a hemoglobina para formar a cianohemoglobina. 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 (trifosfato de adenosina) (CEREDA *et al.*, 2001).

Na mandioca, a concentração de cianeto é bastante variável dependendo, principalmente, do cultivar. A maioria das variedades contém de 15 a 400mg de

<sup>4</sup> COLARD, P.P. *Species of Corynebacterium isolated from fermented cassava roots*. Journal of Applied Bacteriology, v.26, p.115-116. 1978.

<sup>5</sup> IKEDIONE, C. O., ONYIKE, E. *The use of Linamarase in "gari" production*. Process biochemistry, n.17, p.2-5, 1982.

<sup>6</sup> CONN, E.E. *Acta Horticulturae*. v.31, p.375, 1994.

cianeto por quilograma de raiz. Algumas, no entanto, podem apresentar concentrações situadas entre 1.300 e 2.000 mg.kg<sup>-1</sup>. Nas folhas, o cianeto pode variar de 1.000 a 2.000mg.kg<sup>-1</sup> (WHO, 2004).

As consequências do cianeto para a saúde humana dependem não apenas da concentração, mas também do tempo de exposição, conforme Tabela 3.5.

Tabela 3.5 – Efeito das concentrações de cianeto para a saúde humana.

Concentração (µg.L <sup>-1</sup> )	Exposição (t, min.)	Efeito
50 a 60	20 a 60	Sem efeitos
60 a 150	30 a 60	Pode ocorrer morte
150 a 200	> 30	Fatal
200 a 300	> 10	Fatal
> 300	Instantânea	Fatal

Fonte: (WHO, 2004).

Cereda *et al.* (2001) citam que o teor de cianeto total na manipueira se situa ao redor de 400mg.L<sup>-1</sup>, com 50% do cianeto livre. Segundo a Resolução n.º 397/2008 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), os efluentes de qualquer natureza deverão apresentar teor limite máximo de cianeto total igual a 1,0mg.L<sup>-1</sup>.

A composição físico-química da manipueira é bastante variável em relação às concentrações de matéria orgânica e de cianeto. Segundo Fernandes Jr. (1995), esta diferença decorre do tipo de raiz, tecnologia e processo produtivo. Na Tabela 3.6 é apresentada a composição média da manipueira coletada em casas de farinha e fecularias relatada por alguns autores. Pode-se verificar a presença de alguns dos macro e micronutrientes desejados na agricultura, com predominância do potássio. As concentrações de matéria orgânica, expressa em DQO, e de cianeto são, conforme se mencionou, expressivas. Em relação às características físicas observa-se a predominância de sólidos totais, que são compostos de material em solução (sólidos dissolvidos), material coloidal (sólidos coloidais) e material em suspensão (sólidos em suspensão).

Tabela 3.6 - Composição físico-química da manipueira segundo a literatura (mg.L<sup>-1</sup>).

Parâmetro		Farinheiras	Fecularias
Sólidos totais	ST	6,4	7,1
Sólidos voláteis	SV	5,0	5,4
Sólidos fixos	ST	3,4	--
DQO <sup>(1)</sup>	--	64,9	8,8
pH	--	5,1	5,5
Ácidos voláteis	AV	3281,1	--
Alcalinidade total	AT	2245,1	--
Nitrogênio	N	2894,5	271,5
Carbono	C	29582,5	2604,0
Fósforo	P	264,6	49,0
Cianeto livre	CN <sup>-</sup>	86,7	10,0
Cianeto total	HCN	224,3	19,0
Potássio	K	2503,9	1215,0
Cálcio	Ca	418,9	--
Magnésio	Mg	425,3	--
Enxofre	S	142	9,0
Ferro	Fe	9,9	--
Zinco	Zn	11,2	--
Cobre	Cu	1,7	--
Manganês	Mn	3,1	--

(1) Unidade: g.L<sup>-1</sup>

Fonte: Cereda (1994); Barana (2000); Fernandes Jr. (1995); Arain (1983); Feiden (2001).

### 3.7.1. Manipueira em Alagoas

Em Alagoas, é comum o lançamento da manipueira em terrenos próximos às casas de farinha onde é depositada em escavações abertas com a finalidade de acumular tais efluentes e evitar que se espalhem indiscriminadamente no solo. Quando, no entanto, é excedido o volume da escavação escoam sobre a superfície e, a partir daí, para alguma reserva de água ou lavoura.

As escavações são as iniciativas mais próximas de um sistema de tratamento que se pode encontrar nas unidades de produção alagoanas. Não existem registros de sistema de tratamento em operação no Estado. Na Figura 3.10 e na Figura 3.11 são mostrados alguns dos destinos da manipueira.



Figura 3.10 - Deposição da manipueira em escavação, Girau do Ponciano, AL.



Figura 3.11 - Lançamento da manipueira *in natura* no solo, Girau do Ponciano, AL.

### 3.7.2. Utilização da manipueira

Segundo Cereda *et al.* (2001), as características da manipueira e o enorme volume gerado nas unidades de produção fortalecem a necessidade de reaproveitá-la. A depender da região brasileira, da necessidade e do grau de tecnologia disponível para o aproveitamento, a manipueira pode ser utilizada na produção de biogás e álcool, nas funções de pesticida e fertilizante ou mesmo na culinária.

Os mesmos autores afirmam que a presença de cianeto confere à manipueira ações inseticidas, enquanto o enxofre, presente em larga quantidade (cerca de  $200\text{mg.L}^{-1}$ ), lhe garante eficiência como fungicida. Quando investida nas funções de pesticida, é empregada na forma bruta.

Sendo a mandioca um produto presente na alimentação indígena, a manipueira constitui ingrediente de alguns pratos que são heranças da culinária destes povos. No Estado do Pará, por exemplo, a manipueira é aproveitada em molhos de pimenta e de tucupi. No Maranhão, é utilizada na fabricação da tiquira, bebida alcoólica de consumo praticamente limitado ao Estado.

Na função de fertilizante, a manipueira é utilizada pura ou diluída, seja em adubação convencional (aplicação no solo), seja por via foliar, em razão dos teores expressivos de nutrientes.

A elevada concentração de matéria orgânica permite o uso da manipueira para a produção de álcool ou de biogás. Segundo Leonel e Cabello (2001), a produção de etanol passa por duas fases: a hidrólise e a fermentação. Na fermentação, o processo pode ocorrer simultâneo à etapa de sacarificação ou então se fermenta o extrato obtido após a hidrólise do amido, o que ocasiona composição de açúcares variável a depender da eficiência do processo de hidrólise ou de sacarificação. O biogás é resultado da degradação de compostos orgânicos por ação bacteriana nos processos de digestão anaeróbia. A composição, em sua maioria metano e gás carbônico, é função da proporção de matéria biodegradável do resíduo. A elevada concentração de matéria biodegradável na manipueira permite aos sistemas de tratamento biológico elevada conversão a biogás.

### 3.8. Tratamento anaeróbio da manipueira

A digestão anaeróbia é um processo bioquímico complexo, composto por várias reações sequenciais, cada uma com sua população bacteriana específica. Trata-se, de forma simplificada, de um processo bioquímico que utiliza ação de bactérias e archeas para fracionar compostos complexos e produzir o biogás, composto basicamente por metano (CH<sub>4</sub>) e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) (VOGELS *et al.* 1988 *apud* FEIDEN, 2001). Para Campos (1999), na digestão anaeróbia de material orgânico complexo, como proteínas, carboidratos e lipídios, podem-se distinguir quatro etapas diferentes na reação global da conversão denominadas hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese, conforme Figura 3.12.

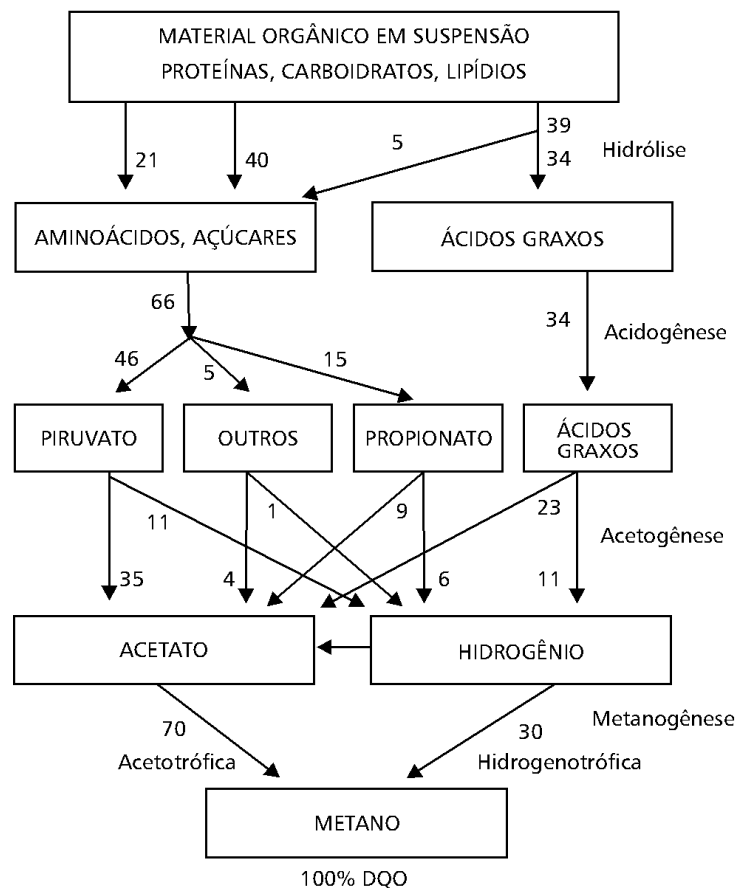


Figura 3.12 - Sequência de processos na digestão anaeróbia de macro moléculas complexas (os números se referem a porcentagens expressas como DQO). Fonte: Campos (1999)

Em tratamentos biológicos, o material orgânico presente na água residuária é convertido principalmente pela ação de bactérias heterotróficas. A utilização do material orgânico pelas bactérias, também chamada de metabolismo bacteriano, se dá por dois mecanismos distintos chamados de anabolismo e catabolismo.

Os microrganismos responsáveis pelo processo de estabilização da matéria orgânica via digestão anaeróbia podem ser divididos, de uma maneira bastante simplificada, em bactérias fermentativas, acetogênicas e arqueas metanogênicas.

As bactérias produtoras de ácidos ou acetogênicas crescem muito mais rapidamente do que aquelas produtoras de metano ou metanogênicas, possuindo um tempo de duplicação da população de algumas horas, enquanto as bactérias produtoras de metano necessitam de alguns dias.

Na biodigestão anaeróbia, há remoção do material orgânico da fase líquida por meio da sua transferência para a fase gasosa. A degradação de carboidratos, por exemplo, pode produzir quantidades equivalentes de  $\text{CH}_4$  e  $\text{CO}_2$ , enquanto a degradação de substratos protéicos e substâncias graxas podem gerar frações de 75% de  $\text{CH}_4$  e 25% de  $\text{CO}_2$ . Como grande parte dos produtos da digestão anaeróbia é constituída por gases, estes se desprendem da água residuária, formando uma fase gasosa, o biogás.

Nos sistemas de tratamento anaeróbio procura-se acelerar o processo da digestão, criando-se condições favoráveis. Essas condições se referem ao projeto e às condições operacionais do sistema de tratamento. Em relação ao projeto dos sistemas de tratamento têm-se duas prerrogativas básicas: (a) o sistema deve manter grande massa de bactérias ativas que atue no processo de digestão anaeróbia e (b) é necessário que haja contato intenso entre o material orgânico presente no afluente e a massa bacteriana do sistema. Quanto às condições operacionais, os fatores que mais influem são a temperatura, o pH, a presença de nutrientes e a ausência de materiais tóxicos no afluente.

Desequilíbrios nos sistemas de tratamento podem ocorrer basicamente por variações nas condições ambientais, falhas no projeto e na operação dos reatores e falta de maior conhecimento das relações complexas que ocorrem entre os microrganismos.



Com o objetivo de minimizar os desequilíbrios do processo de tratamento e conseqüentemente otimizá-lo, Hammer e Borchard (1969)<sup>7</sup> e Pohland e Gosh (1971)<sup>8</sup> *apud* Barboza (2002) propuseram o sistema anaeróbio com separação em duas fases. A nova concepção consistiu na separação entre as fases ácida e metanogênica, adotando-se dois reatores em série. A separação física proporciona as seguintes vantagens: possibilidade de ajustes nas condições ambientais na interfase, resultando em altas taxas de conversão e aumento da estabilidade do processo; controle de cargas orgânicas; recirculação individual em cada reator e descarte do lodo acidogênico, sem ocorrer perdas dos microrganismos metanogênicos cujas taxas de crescimento são inferiores.

Apesar das vantagens descritas, os sistemas em duas fases podem apresentar duas desvantagens no que se refere a transferência de hidrogênio gasoso (H<sub>2</sub>) entre espécies e o baixo pH do reator acidogênico.

De acordo com Pawlowsky (1991), os efluentes da industrialização da mandioca apresentam boas características para a realização de tratamento biológico, porém há dois problemas: a toxicidade do ácido cianídrico, que se volatiliza facilmente com o calor, e uma pequena falta de fósforo. Para Campos (1999), em geral, admite-se que a relação DQO:N:P de 500:5:1 é suficiente para atender as necessidades de macronutrientes e micronutrientes dos microrganismos anaeróbios.

Entre os processos anaeróbios em uso para o tratamento de águas residuárias do processamento de mandioca, estão as lagoas anaeróbias. Segundo Silva (1977), as lagoas anaeróbias têm como desvantagem a possibilidade de emissão de maus odores, causados pelo gás sulfídrico, além da própria emissão do gás carbônico e do metano para a atmosfera.

Uma forma mais moderna de tratamento são os reatores anaeróbios que têm como vantagem principal, além da remoção da carga orgânica, a captação do metano na forma do biogás. Esta opção tem sido objeto de diversos estudos, tanto em laboratório quanto em unidades piloto. Anrain (1983), por exemplo, utilizou um reator tipo UASB (reator anaeróbio de fluxo ascendente com leito de lodo), de fase

---

<sup>7</sup> HAMMER, M. J.; BORCHARDT, J. A. *Dialysis Separation of Sewage Sludge Digestion. Journal of the Sanitary Engineering Division (ASCE)*. 1969. v.95, 907-28.

<sup>8</sup> POHLAND, F. G.; GHOSH, S. (1971). *Development in Anaerobic Stabilization of Organics Wastes – The Two Phases Concept. Environmental Letters*. 1971. v.1(4), p.255-66.

única, em escala piloto, com  $6,5\text{m}^3$  de volume útil. Este reator foi operado com controle de temperatura e correção de pH do afluente. O autor obteve como resultados a remoção de carga orgânica de 87%, no primeiro ano de operação, e de 92% nos dois anos seguintes. A conversão de DQO em biogás foi de  $0,44\text{m}^3$  de gás por quilograma de DQO introduzida, enquanto a produção de biogás por tonelada de mandioca processada foi de  $16,24\text{m}^3$ .

Lacerda (1991) operou um sistema anaeróbio com separação de fases para o tratamento da manipueira, utilizando na fase acidogênica um reator em batelada com capacidade de 2,0L e, na metanogênica, uma coluna de fluxo ascendente com leito fixo constituído de anéis de PVC rígidos, com um volume útil de 9,3L. Foi obtida remoção máxima de 80,0% da DQO para um TDH de três dias e carga orgânica volumétrica (COV) de  $3,88\text{g.DQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ . Para um TDH de cinco dias, foi obtida eficiência máxima 91,5% com uma carga de  $4,21\text{g.DQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ .

Sampaio (1996) estudou um reator de bancada com separação de fases com um TDH de um dia para a acidogênese e quatro para a metanogênese, obtendo uma eficiência de 90% na redução da DQO da manipueira com COV variando de 3 a  $6\text{g.DQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ .

Feiden (2001) utilizando um sistema com separação de fases em escala piloto para uma indústria de fécula de mandioca, com ambas as fases em reatores de fluxo ascendente de volumes 1.000L e 3.000L para os reatores acidogênico e metanogênico, respectivamente, obteve uma eficiência média de 77,2% na remoção de matéria orgânica com um TDH de 4,4 dias e uma COV de  $2,49\text{g.DQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ .

Del Bianchi *et al.* (2009) avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio compartimentado para o tratamento da manipueira. O reator, operado a  $35^\circ\text{C}$ , foi dividido em quatro compartimentos com volume de 1L cada. A DQO no tanque de alimentação variou de 2,0 a  $7,0\text{mg.L}^{-1}$ . Avaliou-se o TDH para o melhor desempenho do reator. O sistema apresentou capacidade tamponante conforme a concentração de ácidos voláteis decrescia ao longo dos compartimentos ao passo que a alcalinidade e o pH aumentavam. Houve retenção do material particulado e a remoção da DQO variou de 83% a 92% para o TDH de 3,5 dias, considerado o mais adequado para operação do reator.

### 3.9. Estabilização do pH no tratamento anaeróbio da manipueira

O tratamento anaeróbio de resíduos orgânicos gerados no processamento da mandioca traz algumas dificuldades, principalmente devido à acidificação do reator, tornando o processo oneroso pela necessidade de constante correção do pH (BARANA, 2000). A manipueira fermenta de forma rápida com conseqüente queda de pH, situação que inibe a eficiência da fase metanogênica.

Tem-se então, a necessidade de adição de metais alcalinos como Na, K, Ca ou Mg para estabilização do pH de forma que seja mantido entre 6 e 7. O custo destes produtos na forma comercial, quando se consideram a quantidade e a periodicidade necessárias para estabilização em tratamentos de grande escala, pode comprometer a implantação e operação dos sistemas, sobretudo daqueles implantados em casas de farinha de pequeno porte. Assim, a utilização de materiais alternativos, de baixo ou de nenhum custo se torna ainda mais relevante.

A viabilidade econômica do tratamento pode então depender da utilização de materiais que compatibilizem a atividade de controle do pH com baixo custo. Neste sentido, utilizaram-se neste trabalho as conchas de sururu.

O sururu *Mytella falcata*, é um molusco lamelibrânquio da família Mytilidae amplamente distribuído na América Latina encontrado no litoral do Atlântico e do Pacífico. Serve de alimento para peixes, aves e populações humanas que exploram o recurso como fonte de renda e alimentação.

No Nordeste Brasileiro, o sururu tem como um dos *habitats* a lagoa Mundaú, que forma com o mar a restinga onde se edificou a cidade de Maceió, estado de Alagoas, Brasil (GOMES *et al.*, 2004). Prolifera nas partes mais rasas da lagoa em colônias numerosas.

A sobrevivência do molusco está intimamente relacionada à salinidade da água que deve, segundo Granja (2005) se manter entre 5 e 15‰. Para Macedo *et al.* (1987), salinidade abaixo de 5‰ no período chuvoso ocasiona acentuada mortalidade dos espécimes, podendo chegar à dizimação total se o período for superior a 10 dias em teores de 2‰. Salinidade superior a 20‰ pode retardar o crescimento e provocar mortalidade nos bancos naturais. Em casos extremos (25 a 30‰) também há mortalidade. Em Alagoas, somente as águas da lagoa Mundaú oferecem condições para preservação do sururu. Na Figura 3.13 são mostradas as conchas nos tamanhos mais comuns.



Figura 3.13 – Conchas de sururu.

A composição química das conchas de sururu determinadas por GOMES *et al.* (2004) é apresentada na Tabela 3.7.

Tabela 3.7 - Composição química média da concha de sururu.

Substância	(%)
Perda ao Rubro:	47,36
Óxido de Silício (SiO <sub>2</sub> ):	0,80
Resíduo Insolúvel:	0,34
Óxido de Ferro (Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ):	Traços
(Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ) Óxido de Alumínio:	2,43
Óxido de Cálcio (CaO):	43,12
Óxido de Magnésio (MgO):	3,52
Óxido de Sódio (Na <sub>2</sub> O):	0,47
Óxido de Potássio (K <sub>2</sub> O):	0,02
Fonte: Gomes <i>et al.</i> (2004).	

No aproveitamento do sururu na culinária local, a concha é descartada, gerando uma volumosa massa de entulhos. De acordo com estimativa da Superintendência Municipal de Limpeza Urbana de Maceió – SLUM –, são coletadas e destinadas diariamente ao Vazadouro Municipal em torno de 20 toneladas de conchas (GOMES *et al.*, 2004). Nas figuras 3.14 e 3.15 estão ilustrações do volume e do impacto ambiental produzido pelo descarte das conchas de sururu.



Figura 3.14 - Conchas em *container* da limpeza municipal de Maceió/AL. Fonte: Gomes *et al.* (2004).



Figura 3.15 - Conchas depositadas às margens da lagoa Mundaú, Maceió/AL. Fonte: Gomes *et al.* (2004).

### 3.10. Reator Anaeróbio com Chicanas (RAHC)

As descobertas das técnicas de imobilização de microrganismos a partir do filtro anaeróbio contribuíram fortemente para o avanço das novas concepções de reatores anaeróbios. Entretanto, novos conceitos, que antes não eram considerados nos projetos, passaram a ter grande importância. O estudo dos fenômenos de transferência de massa passou a ser imprescindível no projeto e operação dos sistemas que utilizam células imobilizadas, sejam na forma de grânulos, biofilmes ou flocos. A limitação à transferência de massa tem influência direta sobre os parâmetros cinéticos e com isso seu estudo deve ser considerado para otimização dos sistemas.

Barboza (2002) afirma que motivados pela importância do estudo dos fenômenos de transferência de massa, os pesquisadores Foresti *et al.* (1995)<sup>9</sup> e Zaiat *et al.* (1996)<sup>10</sup> desenvolveram uma nova concepção de reator, o Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF). Fundamentalmente, este novo reator é de alta taxa, opera em regime *plug-flow* e utiliza a técnica de imobilização de biomassa em espuma de poliuretano.

O RAHLF surgiu como um sistema alternativo para o tratamento de águas residuárias e oferece grande potencial para operação em escala real considerando-se o bom desempenho verificado em escala de bancada no tratamento de efluentes de uma indústria papelreira, de substrato à base de glicose e na degradação de substâncias tóxicas, como fenol, benzeno, tolueno, etilbenzeno e xilenos e formaldeído (ZAIAT *et al.*, 2005).

Os reatores de alta taxa, caracterizam-se por promover alta retenção de biomassa em seu interior, distinguindo-se dos sistemas clássicos (baixa taxa) pela razão entre o tempo de residência celular e o tempo de detenção hidráulica (TRC/TDH).

As espumas de poliuretano vêm sendo estudadas há alguns anos com resultados promissores como meio de aderência para microrganismos no RAHLF. No entanto, embora proporcionem um ambiente adequado para a adesão de um consórcio de microrganismos anaeróbios, são um material compressível em cujo acúmulo de sólidos ou substâncias poliméricas nos interstícios pode ocasionar obstruções ao fluxo no reator.

Zaiat *et al.* (2005) detectaram problemas hidrodinâmicos no reator preenchido com espuma de poliuretano apenas 15 semanas após o início da operação para o tratamento do esgoto sanitário a 25°C e 2kg.m<sup>-3</sup>.dia<sup>-1</sup>. O entupimento parcial do reator não trouxe problemas ao desempenho, devido a aplicação de um fluxo inverso. No entanto, a longo prazo, estas obstruções podem comprometer o funcionamento, o desempenho e a estabilidade do processo anaeróbio.

---

<sup>9</sup> FORESTI, E.; ZAIAT, M.; CABRAL, A. K. A.; DEL NERY. *Horizontal-Flow Anaerobic Sludge (HAIS) Reactor for Paper Industry Wastewater Treatment. Brazilian Journal of Chemical Engineering*. 1995. V.12, n.4, p.235-9.

<sup>10</sup> ZAIAT, M. Desenvolvimento de Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo (RAHLF) para Tratamento de Águas Residuárias. São Carlos, SP. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 1996.

Observando a necessidade de minimizar estes problemas operacionais, Barboza *et al* (2005) propuseram modificações na concepção do reator através do uso de chicanas e redução da quantidade de biopartículas do leito suporte, visando a redução de obstruções ou colmatagem. A nova concepção foi denominada Reator Anaeróbio Horizontal com Chicanas (RAHC). Na Figura 3.16, é mostrado o projeto simplificado do RAHC.

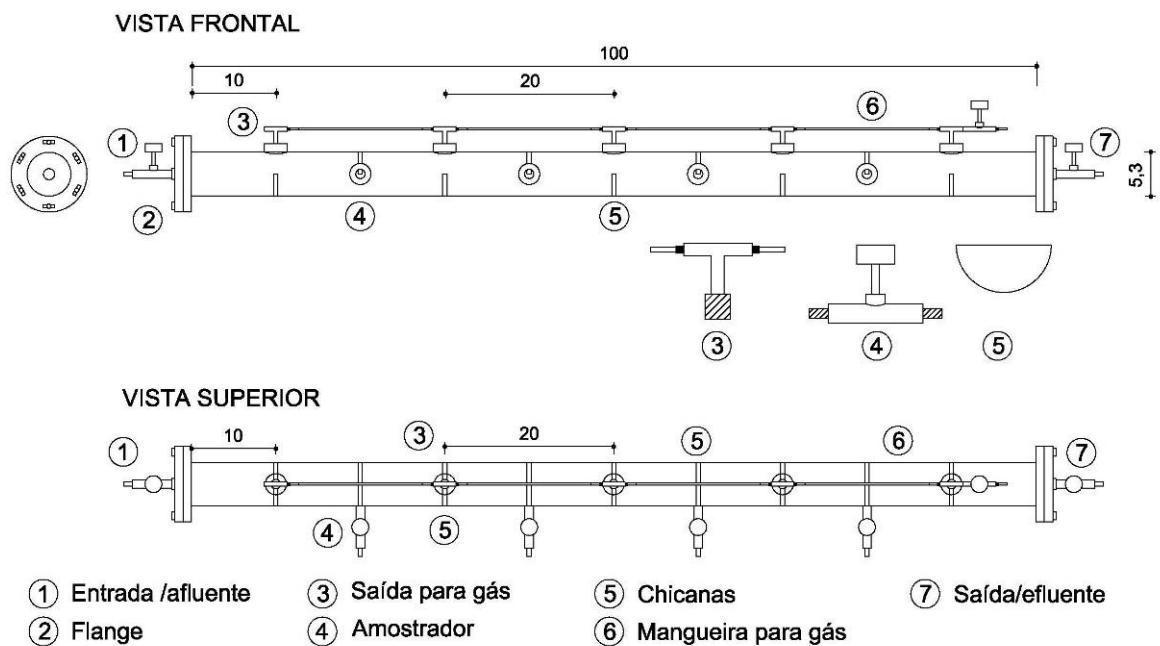


Figura 3.16 - Reator Anaeróbio com Chicanas. Adaptado: Barboza (2005).

A configuração do RAHC em regime *plug-flow* permite a hipótese de desenvolvimento de espécies de microrganismos especializadas para as diferentes etapas do tratamento anaeróbio ao longo do comprimento do reator. Assim, espera-se que os diferentes compostos inibidores gerados durante a degradação biológica sejam consumidos antes de chegar a um determinado grupo de microrganismos mais suscetíveis aos mesmos.

A primeira avaliação operacional do RAHC foi relatada por Barboza *et al* (2005) que o utilizaram no tratamento de esgoto sanitário sintético. Os resultados obtidos confirmaram o curto período de partida do sistema e a redução da colmatagem. A eficiência média de remoção de DQO foi de 77,9%. O reator minimizou o fenômeno de colmatagem do leito suporte e operou durante 151 dias sem exigir procedimento de limpeza do leito.

## Capítulo 4

# MATERIAL E MÉTODOS

### 4.1. Local de pesquisa

O experimento foi realizado em um sistema anaeróbio de bancada, instalado no anexo do Laboratório de Saneamento Ambiental do Centro de Tecnologia situado no Campus A. C. Simões, Maceió, Alagoas, da Universidade Federal de Alagoas.

### 4.2. Substrato

A manipueira administrada no decorrer do experimento foi proveniente de uma casa de farinha típica do Agreste alagoano situada no município de Girau do Ponciano nas coordenadas de latitude 9°48'31,03"S e longitude 36°47'31,92"O, distante aproximadamente 115km do município de Maceió. A casa de farinha é mostrada na Figura 4.1, sendo o layout apresentado na Figura 4.2.

A casa de farinha é de pequeno porte com capacidade de processamento de cerca de 500kg de mandioca ao dia e tecnologia mista (artesanal e mecanizada) onde as etapas de lavagem, descascamento e corte das raízes são manuais e as demais, mecânicas.

As coletas de manipueira foram realizadas nos meses de maio, agosto e dezembro de 2007 e março de 2008. A manipueira coletada em recipiente da prensa era acondicionada em galões de 30L ou 50L para transporte. No Laboratório, o substrato era transferido para garrafas PET (polietileno tereftalato) ou plásticas com volume de 2L e armazenadas em câmara fria à temperatura de  $-15\pm 2^{\circ}\text{C}$ , a fim de que fossem preservadas as características físicas e químicas iniciais do substrato.





Figura 4.1 - Casa de Farinha. (a) Fachada; (b) Interior.

Para utilização, a manipueira era deixada em repouso até atingir a temperatura ambiente, período em que ocorria também a sedimentação do excesso de amido. Era então diluída em água de abastecimento até a carga orgânica desejada.

Pode-se afirmar, embora a coleta tenha se concentrado em um único fornecedor, que o resíduo adquirido foi representativo do agreste alagoano em razão da mandioca processada ser proveniente de diversos cultivares da Microrregião de Arapiraca ou mesmo de microrregiões circunvizinhas.

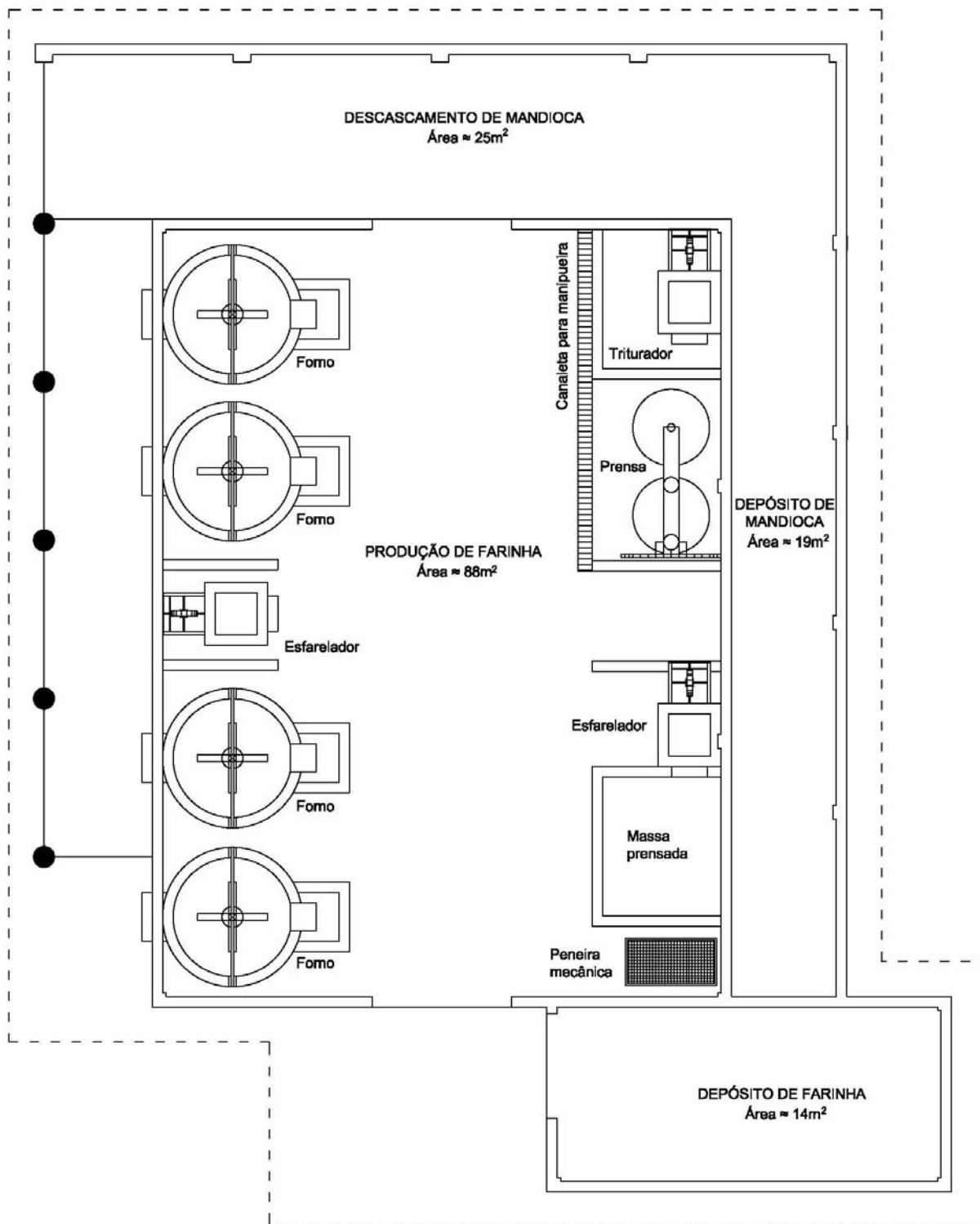


Figura 4.2 - Layout da casa de farinha do fornecedor de manipueira.

### 4.3. Sistema de tratamento

Nas figuras 4.3 e 4.4, são mostrados, respectivamente, o esquema e as instalações do sistema de tratamento. O sistema foi constituído por dois reatores tubulares em escala de laboratório, dispostos em série, fabricados em acrílico com 104cm de comprimento, 5,0cm de diâmetro interno, volume útil de 2,3L cada e operados em fases separadas (acidogênica e metanogênica). Foram fixadas chicanas semicirculares perpendicularmente ao eixo longitudinal de cada reator, separadas por espaçamento de 10cm. A finalidade das chicanas foi melhorar as condições hidráulicas do reator através da redução de caminhos preferenciais e do acúmulo de microrganismos no sistema com conseqüente minimização da colmatagem.

No início do oitavo mês de operação, devido ao acúmulo de amido na entrada do reator acidogênico e à perda da capacidade de estabilização do pH pelo sistema, foi inserido na entrada um decantador em formato retangular de 10x20x30cm e volume útil de 3L. O decantador foi utilizado para avaliar a influência da remoção dos sólidos sedimentáveis na estabilidade e eficiência do tratamento. Não houve influência significativa. Fez-se então uma nova tentativa mediante adição de 68g de conchas de sururu no decantador e a inclusão de filtro tubular com 5cm de diâmetro e altura de 18cm ( $V=0,235L$ ) na saída do reator acidogênico. O leito deste filtro era formado por 53g de conchas de sururu. O sistema apresentou ganho de pH e alcalinidade, mas o efeito sobre a concentração de ácidos voláteis e a eficiência foi novamente pouco significativo.

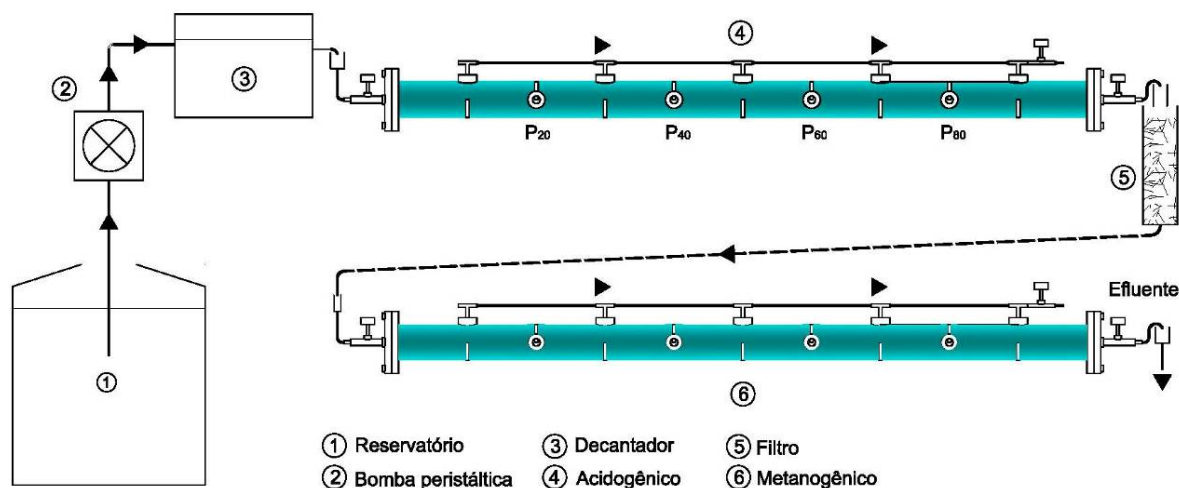


Figura 4.3 - Esquema do sistema de tratamento.

O resíduo diluído era retirado do reservatório, com volume aproximado de 10L, através de bomba peristáltica, com potência de 10W, e fornecido à entrada do reator acidogênico. Por gravidade, era transferido do reator acidogênico para o metanogênico de onde era descartado.



Figura 4.4 - Instalação experimental do sistema de tratamento com RAHC.

#### **4.4. Inóculo, matriz suporte e estabilização do pH**

##### **4.4.1. Inóculo**

O inóculo inserido nos reatores foi proveniente de uma lagoa de deposição de manipueira situada próxima à casa de farinha onde era coletado o resíduo. Na Figura 4.5 é mostrado o trabalho de coleta do lodo para partida dos reatores. O procedimento de inoculação é descrito no subitem 4.5.3.

Ambos os reatores foram parcialmente preenchidos com materiais utilizados para formação de leito suporte. No reator acidogênico, foram utilizadas conchas de sururu com as funções de leito suporte e de estabilizar o pH. No reator metanogênico, foram adicionados cubos de espuma de poliuretano que serviram apenas de meio suporte para os microrganismos.



Figura 4.5 - Coleta do lodo para inoculação do sistema.

#### 4.4.2. Conchas de sururu

Neste trabalho, resolveu-se pela utilização das conchas de sururu para a estabilização do pH no tratamento anaeróbio da manipueira. A escolha foi motivada pela grande quantidade do material disponível e descartada no litoral do Estado de Alagoas e por sua composição química a qual apresenta cerca de 43% de óxido de cálcio (CaO). O desempenho do material no tratamento do resíduo foi acompanhado através de determinações quinzenais de perfis de pH, ácidos voláteis e alcalinidade total e do monitoramento da eficiência na remoção de DQO do reator acidogênico. Para este acompanhamento, eram recolhidas amostras em 6 pontos distintos no comprimento do reator acidogênico: entrada, P<sub>20</sub>, P<sub>40</sub>, P<sub>60</sub>, P<sub>80</sub>, e saída situados, respectivamente, a 0 (entrada), 20, 40, 60, 80 e 104cm (saída). Estes pontos são mostrados na Figura 4.3.

A estabilização foi possível pela inserção no biodigestor acidogênico de 400g de conchas de sururu íntegras, com densidade de 2,52g.L<sup>-1</sup> e tamanho médio de 1,2cm, previamente secas em estufa a 105±2°C por duas horas.

#### 4.4.3. Espumas de poliuretano

O reator metanogênico recebeu 12g de espumas de poliuretano em cubos com cerca de 5mm de aresta, densidade de  $23\text{g.L}^{-1}$  e porosidade entre 92% e 96%. A espuma ocupou aproximadamente 30% do volume útil do reator. O material isento e impregnado com lodo é ilustrado na Figura 4.6.

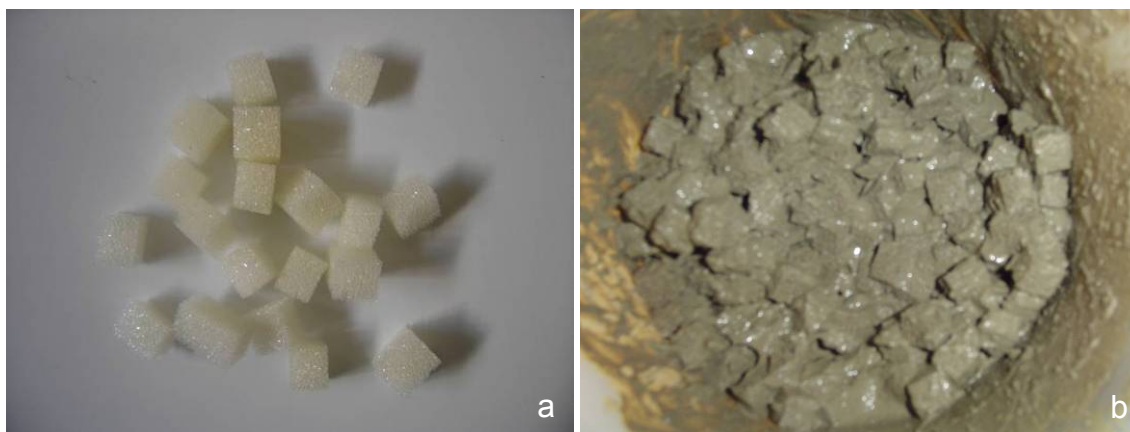


Figura 4.6 - Espuma de poliuretano. (a) isenta; (b) impregnada com inóculo.

Segundo Zaiat *et al.* (2005), o uso de espuma de poliuretano como suporte de imobilização de biomassa deve-se a sua flexibilidade, as suas propriedades físicas (densidade e tamanho de partícula), alta porosidade interna, estabilidade à hidrólise, difícil degradação biológica e potencial capacidade de confinamento de microrganismos.

Os autores afirmam que o biofilme aderido à espuma é constituído por diferentes populações microbianas que coexistem no mesmo ambiente, por meio de interações metabólicas e/ou competindo na utilização de substratos e pela digestão anaeróbia da matéria orgânica presente no afluente.

#### 4.5. Procedimento experimental

O trabalho experimental envolveu a caracterização do resíduo, a partida e o monitoramento do sistema de tratamento.

#### 4.5.1. Métodos analíticos

Os métodos empregados nas determinações dos parâmetros físicos e químicos do sistema de tratamento são apresentados na Tabela 4.1. As determinações de alcalinidade total, ácidos voláteis, pH, DQO, condutividade elétrica, turbidez, cor aparente, nitrogênio total, fósforo total e sólidos suspensos, seguiram procedimentos descritos no *Standard methods for the examination of water and wastewater* (APHA, 1999). As análises de minerais tais como carbono, cálcio, sódio, magnésio e potássio foram realizadas conforme metodologias do Laboratório Nacional de Referência Vegetal (LANARV, 1983).

Tabela 4.1 - Métodos utilizados nas análises laboratoriais.

<b>Parâmetro</b>	<b>Unidade</b>	<b>Método</b>
Alcalinidade total	mg.CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup>	Titulométrico
Ácidos voláteis	mg.CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup>	Titulométrico
pH	---	Potenciométrico
DQO	mg.L <sup>-1</sup>	Espectrofotométrico
Sólidos suspensos	mg.L <sup>-1</sup>	Gravimétrico
Sólidos sedimentáveis	mL.L <sup>-1</sup>	Instrumental
Turbidez	UNT	Instrumental
Condutividade	μS.cm <sup>-1</sup>	Potenciométrico
Nitrogênio total	mgN.L <sup>-1</sup>	Titulométrico
Fósforo total	mgP.L <sup>-1</sup>	Espectrofotométrico
Carbono, cálcio, sódio, magnésio e potássio	mg.L <sup>-1</sup>	Espectrofotométrico

As determinações de biogás e de cianeto, embora relevantes para uma maior precisão na interpretação do desempenho, mostraram-se inviáveis durante a operação do sistema. O monitoramento do biogás foi prejudicado pelas pequenas dimensões do reator que o tornaram sujeito a frequentes obstruções nas saídas de gás provocadas por lodo que lá se acumulava. Quanto ao cianeto, a impossibilidade de determinação se deveu a inexistência de condições nos laboratórios disponíveis para o estudo.

### 4.5.2. Caracterização da manipueira

A caracterização procurou determinar as propriedades físicas e químicas do resíduo com o objetivo de definir previamente as condições e as precauções a serem tomadas durante o tratamento. Os parâmetros que delimitaram as características da manipueira foram sólidos suspensos, pH, alcalinidade total, ácidos voláteis, DQO, condutividade elétrica, turbidez, nitrogênio total, fósforo total e alguns micronutrientes tais como carbono, cálcio, sódio, magnésio e potássio.

As análises de caracterização ocorriam a cada coleta da manipueira em visita de campo. Após o transporte, o resíduo era acondicionado em garrafas PET com volume útil de 2L para congelamento em *freezer* a uma temperatura média de  $-15\pm 2^{\circ}\text{C}$ . Três destas garrafas eram selecionadas aleatoriamente e mantidas apenas refrigeradas à temperatura de  $4\pm 2^{\circ}\text{C}$  para caracterização. Uma alíquota de cada lote era reservada para a determinação de minerais no Laboratório de Análise de Solos da UNESP. A partir da caracterização, definia-se a diluição necessária à obtenção da carga orgânica adequada à etapa em que se desenvolvia o trabalho.

Os ensaios de caracterização foram realizados no Laboratório de Saneamento Ambiental da UFAL, a exceção das determinações de micronutrientes e de nitrogênio total que foram realizadas no Laboratório de Análise de Solos da Universidade Estadual Paulista – UNESP<sup>11</sup> – Botucatu e no Laboratório de Saneamento Ambiental da UFPE<sup>12</sup>, respectivamente.

### 4.5.3. Partida do sistema

Inicialmente, foi deixado em operação apenas o módulo acidogênico do sistema de tratamento. O reator previamente preenchido com conchas de sururu recebeu 900mL do inóculo e posteriormente o substrato diluído a 5% (1:20) até o enchimento de aproximadamente 75% da seção transversal. O conjunto (reator, inóculo e substrato) foi deixado em repouso por cerca de 24 horas quando passou-se a alimentá-lo continuamente com substrato nas mesmas características daquele utilizado na partida, obedecendo-se a um TDH (tempo de detenção hidráulica) de 24 horas.

<sup>11</sup> Universidade Estadual Paulista

<sup>12</sup> Universidade Federal de Pernambuco



A partida do sistema se deu num período de quinze dias até que fosse verificada a estabilidade ante as condições adotadas. Neste período, confirmou-se o não desenvolvimento da fase metanogênica do tratamento anaeróbio e decidiu-se pela separação de fases mediante a instalação do segundo reator no sistema. O procedimento de partida deste segundo reator foi semelhante ao do primeiro sendo diferente apenas pela matriz de preenchimento e pelo substrato que, neste, foram espuma de poliuretano e o efluente do reator acidogênico, respectivamente.

#### **4.5.4. Monitoramento do sistema de tratamento**

O sistema foi operado continuamente durante 288 dias (9 meses e 18 dias) a temperatura ambiente de  $26\pm 3^{\circ}\text{C}$ . O TDH médio global foi definido, com base em experiências relatadas na literatura para o tratamento da manipueira, em 48 horas; 24 horas para cada reator. A operação foi dividida em 3 etapas, com média de 3 meses de duração cada, cuja finalidade foi avaliar o comportamento do sistema consumindo diferentes concentrações do substrato. As etapas foram identificadas por E5, E10 e E20 correspondentes a diluição da manipueira bruta administrada no sistema de 5%, 10% e 20%, respectivamente.

Nas 3 primeiras semanas, o sistema trabalhou com TDH de 24 horas e um único reator cujo monitoramento revelou o desenvolvimento apenas da fase acidogênica do tratamento anaeróbio. Os valores de pH, as concentrações de ácidos voláteis e alcalinidade total e a eficiência na redução de DQO foram insatisfatórios no efluente tratado. Optou-se então pela introdução de um segundo reator no sistema, em série com o primeiro, para desenvolvimento exclusivo da fase metanogênica. Portanto, a partir da quarta semana, o sistema passou a operar em fases fisicamente separadas, configuração que foi mantida no restante da Etapa E5 e nas etapas seguintes do estudo.

A alimentação ocorria em média a cada 3 dias quando eram fornecidos aproximadamente 9L de substrato ao sistema. Esta periodicidade foi adotada por se terem verificado nela alterações pouco significativas nas características do resíduo diluído.

A duplicação da carga de entrada acontecia quando, decorridos os 3 meses do sistema operando em uma certa condição, verificava-se a estabilidade mediante a avaliação dos parâmetros de monitoramento apresentados na Tabela 4.2. As

amostras para análise eram coletadas na entrada e na saída do reator acidogênico e na saída do reator metanogênico. No segundo e no terceiro meses da Etapa E20, além destes pontos, era amostrado também um quarto ponto que antecedia o decantador.

Tabela 4.2. Parâmetros e periodicidade dos ensaios de monitoramento.

<b>Parâmetro</b>	<b>Unidade</b>	<b>Periodicidade</b>
Alcalinidade total	mg.CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup>	2 por semana
Ácidos voláteis	mg.CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup>	2 por semana
pH	--	2 por semana
DQO	mg.L <sup>-1</sup>	2 por semana
Sólidos suspensos	mg.L <sup>-1</sup>	Semanal
Nitrogênio total	mgN.L <sup>-1</sup>	Mensal
Fósforo total	mgP.L <sup>-1</sup>	Mensal

Os ensaios de monitoramento seguiram planejamento, periodicidade e parâmetros recomendados por Chernicharo (1997) para sistemas de tratamento anaeróbios.

De acordo com o resumo da Tabela 4.2, foram previstas duas determinações por semana de pH, ácidos voláteis, alcalinidade total e DQO; determinações semanais de sólidos totais, fixos e voláteis; e mensais de fósforo (P) e nitrogênio total (N). A avaliação da eficiência do RAHC considerou, sobretudo, a redução de DQO e das concentrações de N e P.

Os problemas verificados durante a operação, no entanto, impediram o cumprimento integral do planejamento adotado havendo a necessidade de adaptações. As maiores divergências ocorreram com as análises de sólidos, nitrogênio e fósforo total que foram realizadas em quantidades inferiores às previstas.

## Capítulo 5

# RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados apresentados neste Capítulo se referem à caracterização da manipueira, aos perfis de pH, ácidos voláteis e alcalinidade total e ao desempenho do reator horizontal com chicanas no tratamento anaeróbio da manipueira. O substrato empregado em todas as determinações foi manipueira gerada no processamento da mandioca para a produção de farinha. Nas determinações dos perfis e na avaliação do sistema de tratamento, o resíduo foi diluído a 5%, 10% e 20%.

### 5.1. Caracterização da manipueira

As composições física e química da manipueira são apresentadas nas Tabelas 5.1 e 5.2. Os dados compreendem as análises de quatro lotes, com exceção da determinação de minerais que foi realizada apenas para o lote de agosto de 2007. Segundo Fernandes Jr. (1995), a composição da manipueira é bastante variável, sobretudo no que diz respeito à matéria orgânica e ao teor de cianeto. Lacerda (1991) afirma que a DQO da manipueira gerada na fabricação de farinha varia de 30 a 70g.L<sup>-1</sup> enquanto os valores de cianeto total se situam entre 112 e 444mg.L<sup>-1</sup>.

Tabela 5.1 - Características físicas e químicas da manipueira gerada em farinha.

Parâmetro	16/mar/07	17/ago/07	19/dez/07	16/fev/08	Média	Literatura <sup>(1)</sup>
Ácidos voláteis (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	--	3.942	6.480	8.755	6.392	3.281
Alcalinidade total (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	--	3.411	--	--	3.411	2.245
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	40.686	66.118	74.234	77.495	64.633	64.900
pH	4,4	5,7	4,3	4,0	4,6(±1,1)	5,1
Condutividade (µS.cm <sup>-1</sup> )	6,0	6,6	5,3	4,6	5,7	--
Turbidez (UNT)	--	1.022	3.944	3.942	2.969	--
Sólidos totais (g.L <sup>-1</sup> )	62,8	52,3	60,8	56,2	58,0	56,7
Sólidos fixos (g.L <sup>-1</sup> )	--	13,7	20,4	6,6	13,6	8,0
Sólidos voláteis (g.L <sup>-1</sup> )	---	38,6	40,4	49,6	42,9	48,7
Sólidos sedimentáveis (g.L <sup>-1</sup> )	--	--	4,1	7,0	5,5	--

<sup>(1)</sup> Média dos valores de Cereda (1994), Barana (2000), Barana (1996) e Fernandes Jr. (1995).

A concentração média de matéria orgânica no resíduo expressa em DQO foi de 64,6g.L<sup>-1</sup>. Este valor está coerente com a média de valores relatada por alguns autores para a produção de farinha. O pH das amostras avaliadas foi de 4,6±1,1, a concentração de ácidos voláteis ficou em torno de 6,4gCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. Segundo Fernandes Jr. (1995), na caracterização da manipueira, a concentração de ácidos voláteis apresenta grande variação, visto que aumenta rapidamente no período decorrido entre a coleta e a análise em laboratório. Trata-se de um parâmetro de extrema importância para o tratamento anaeróbio considerando-se que em concentrações elevadas provoca distúrbios no processo de tratamento. Outro parâmetro relevante para o tratamento anaeróbio, a alcalinidade total, apresentou valor de 3,4gCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>.

Em relação aos parâmetros físicos, merece atenção a elevada presença de amido que conferiu ao resíduo concentração média de sólidos totais de 58,0g.L<sup>-1</sup> constituídos majoritariamente por sólidos voláteis, 42,9g.L<sup>-1</sup> (74%).

A manipueira é rica em minerais. Na caracterização, foram encontrados valores elevados para nitrogênio total, fósforo total, sódio, potássio e carbono orgânico total.

Tabela 5.2. Composição mineral da manipueira ( $\text{mg.L}^{-1}$ ).

<b>Parâmetro</b>	<b>17/08/07</b>	<b>Literatura<sup>(1)</sup></b>
Fósforo total	700	264,6
Nitrogênio total	1.730	2.894,5
Carbono	28.900	29.582,5
Relação C:N	17:1	10:1
Enxofre	130	142
Potássio	3.910	2.503,9
Cálcio	260	418,9
Magnésio	710	425,3

<sup>(1)</sup> Média dos valores de Cereda (1994), Barana (2000), Barana (1996), Fernandes Jr. (1995).

## 5.2. Monitoramento do sistema

Os resultados do monitoramento são disponibilizados a seguir. Para as etapas com cargas orgânicas equivalentes a 5% e 10% de manipueira bruta, as análises comprovaram a viabilidade do sistema de tratamento para o resíduo nestas condições. Para o sistema operando com 20% de manipueira, os resultados foram insatisfatórios.

Os dados de acompanhamento refletem as etapas E5, E10 e E20. Nas etapas E5 e E10, o monitoramento foi realizado também através da determinação dos perfis de pH, ácidos voláteis e alcalinidade total no reator acidogênico. Na Etapa E20, decidiu-se pela não determinação destes perfis em razão da instabilidade do reator e da queda de eficiência verificada em toda esta etapa.

### 5.2.1. Etapa E5 – Carga orgânica equivalente a 5% da manipueira

A Etapa E5 foi o início do monitoramento do sistema de tratamento. A primeira análise ocorreu em 27 de julho de 2007. A Etapa foi concluída em 9 de outubro de 2007, tendo cumprido um período total de 77 dias. A concentração média de matéria orgânica representada por DQO foi  $2.202\text{mg.L}^{-1}$ . Os resultados de monitoramento são relatados a seguir.

#### 5.2.1.1. pH

A variação espacial do pH no reator acidogênico foi de  $4,6\pm 0,6$  na entrada para  $6,7\pm 0,5$  na saída, conforme apresentado na Figura 5.1. Este valor é adequado para afluentes de reatores metanogênicos que devem situar-se, normalmente, entre 6,0 e 8,0. Os resultados demonstraram a viabilidade das conchas de sururu no controle do pH. A estabilização do pH foi possível pela presença de cerca de 43% de óxido de cálcio (CaO) nas conchas.

Observa-se que a estabilidade do pH no sistema ocorreu a 40cm da entrada, correspondente a 10 horas de contato do substrato com o leito suporte formado por conchas de sururu.

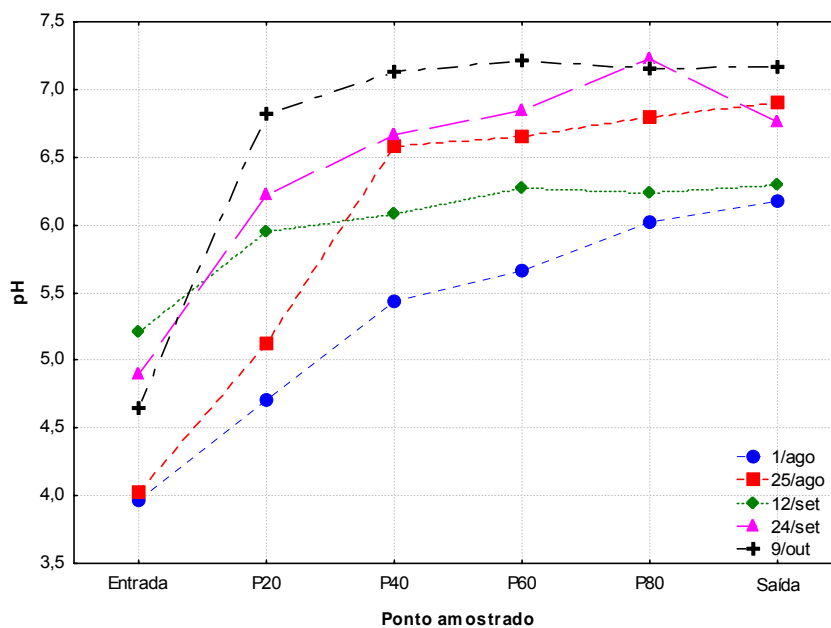


Figura 5.1 - Variação espacial do pH no reator acidogênico para a Etapa E5.

Na Tabela 5.3 e na Figura 5.2 é ilustrada a variação de pH no início do monitoramento do sistema. O pH do afluente na Etapa E5 foi de  $4,3\pm 0,6$ . O módulo acidogênico permitiu a elevação do parâmetro para  $6,5\pm 1,0$ .

Tabela 5.3 - pH observado para Etapa E5.

<b>Operação (dias)</b>	<b>Entrada</b>	<b>Saída Acidogênico</b>	<b>Saída Metanogênico</b>
3	3,63	5,54	N.D.
6	3,85	5,95	N.D.
8	3,97	6,18	N.D.
10	3,79	6,16	N.D.
17	3,93	6,30	N.D.
25	3,87	7,91	N.D.
28	4,03	6,32	7,18
32	4,02	6,90	7,76
50	5,21	6,29	7,29
55	4,66	6,72	7,39
62	4,90	6,76	7,43
65	4,42	5,56	7,48
74	4,75	6,77	7,69
77	4,65	7,16	7,59
<b>Variação</b>	<b><math>4,3\pm 0,6</math></b>	<b><math>6,5\pm 1,0</math></b>	<b><math>7,5\pm 0,4</math></b>
N.D.: não determinado.			

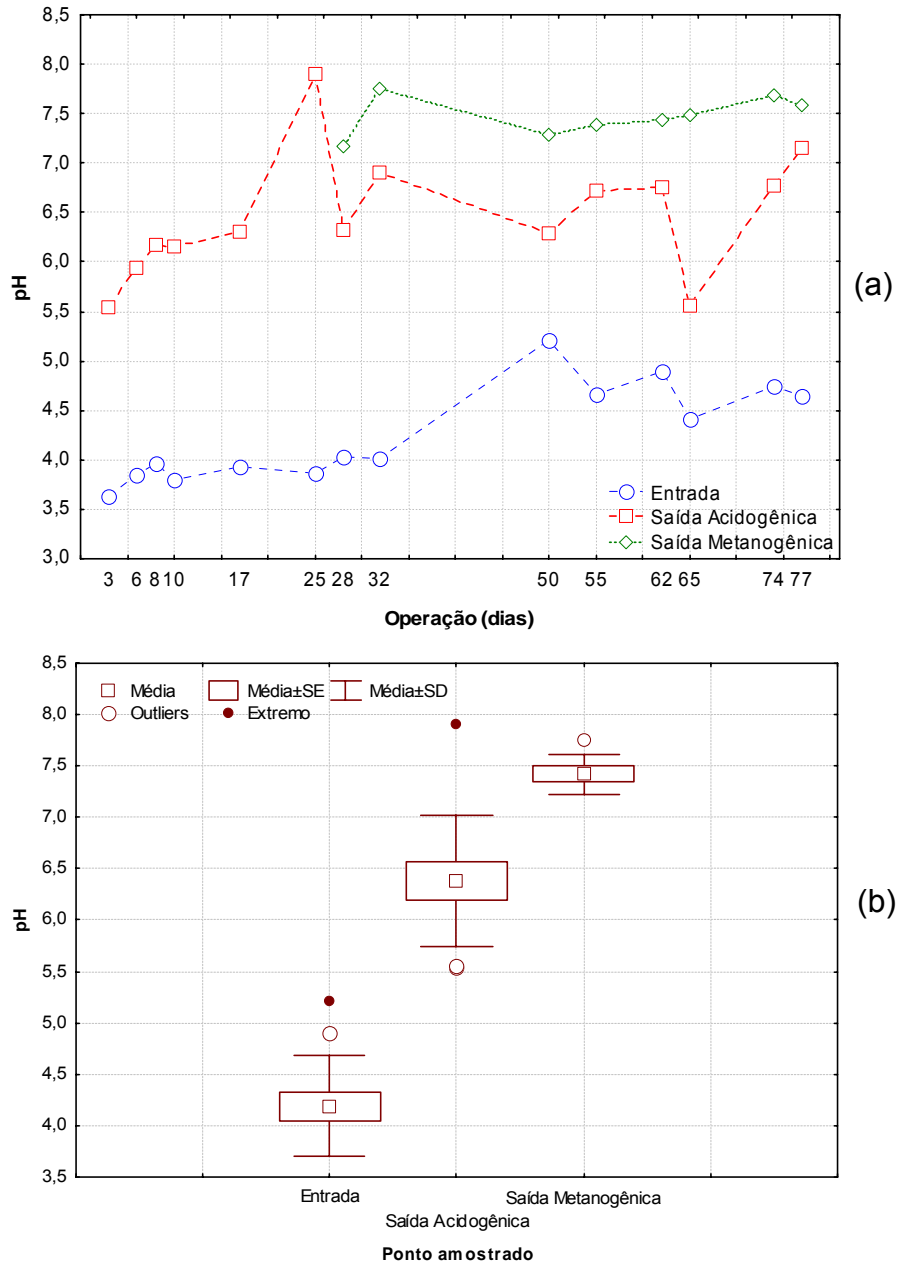


Figura 5.2 - pH observado para E5: (a) variação temporal; (b) *box plot*.



### 5.2.1.2. Ácidos voláteis

A variação espacial na concentração de ácidos voláteis no reator acidogênico ocorreu conforme Figura 5.3. A oscilação maior de ácidos voláteis ocorreu nas 10 primeiras horas de contato do substrato com o leito de sururu, quando se tornou baixa desde o ponto situado a 40cm da entrada do reator.

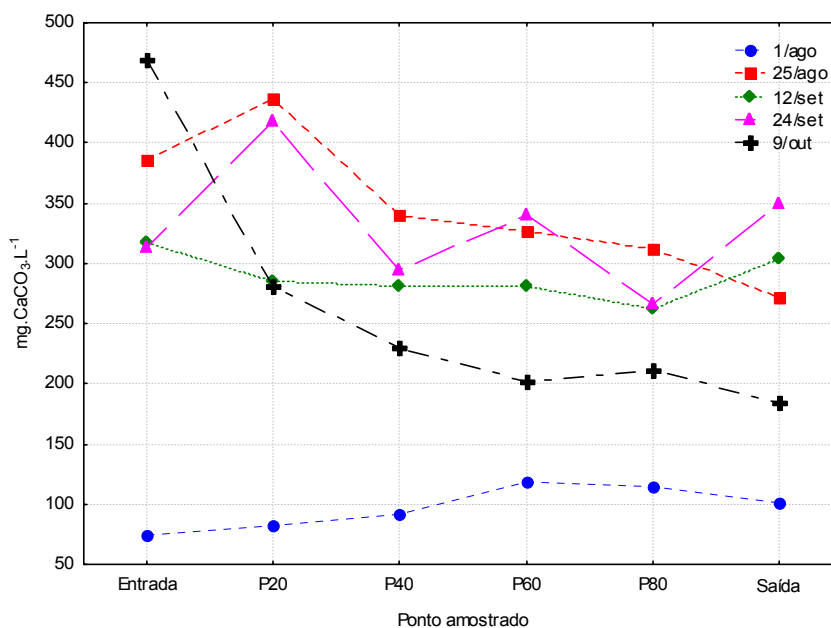


Figura 5.3 - Variação espacial de ácidos voláteis para E5 no reator acidogênico.

Na Figura 5.4 e na Tabela 5.4, são apresentados os valores de ácidos voláteis no sistema com carga orgânica equivalente a 5% da manipeira bruta. O resíduo apresentou forte oscilação dos ácidos voláteis com limites de 74mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 542mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. O valor médio foi 296mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. O módulo acidogênico acompanhou estas variações permitindo um efluente em torno de 224mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. O módulo metanogênico, conforme esperado, apresentou elevado consumo de ácidos sobretudo nas duas últimas semanas quando a concentração de ácidos voláteis chegou ao valor mínimo de 18mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>.

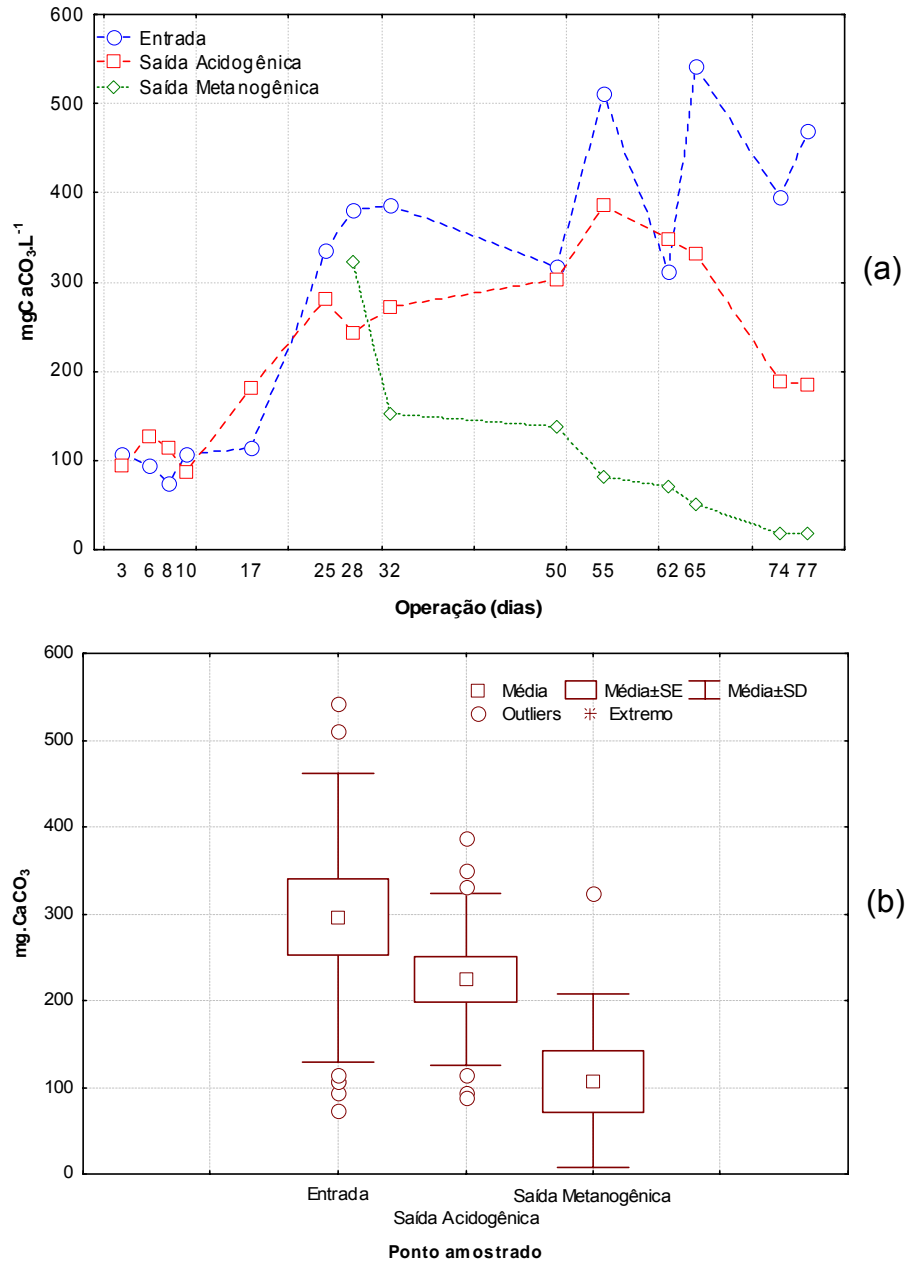


Figura 5.4 - Ácidos voláteis para E5: (a) variação temporal; (b) *box plot*.

Tabela 5.4 - Ácidos voláteis ( $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ ) para E5.

Operação (dias)	Entrada	Saída Acidogênico	Saída Metanogênico
3	107	94	N.D.
6	94	127	N.D.
8	74	114	N.D.
10	107	87	N.D.
17	114	181	N.D.
25	336	281	N.D.
28	380	243	323
32	386	271	152
50	317	304	138
55	511	386	82
62	312	349	71
65	543	331	51
74	396	189	18
77	469	184	18
Médio	296	224	107
D. Padrão	166	99	100

N.D.: não determinado.

### 5.2.1.3. Alcalinidade total

Os valores de Alcalinidade total no comprimento do reator acidogênico na Etapa E5 são apresentados na Figura 5.5. O reator teve aumento de alcalinidade com variação média de  $562\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  na entrada para  $1.325\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  na saída. A exemplo da concentração de ácidos voláteis, a variação mais significativa ocorreu nos primeiros 40cm do reator, tendendo a estabilidade a partir deste ponto.

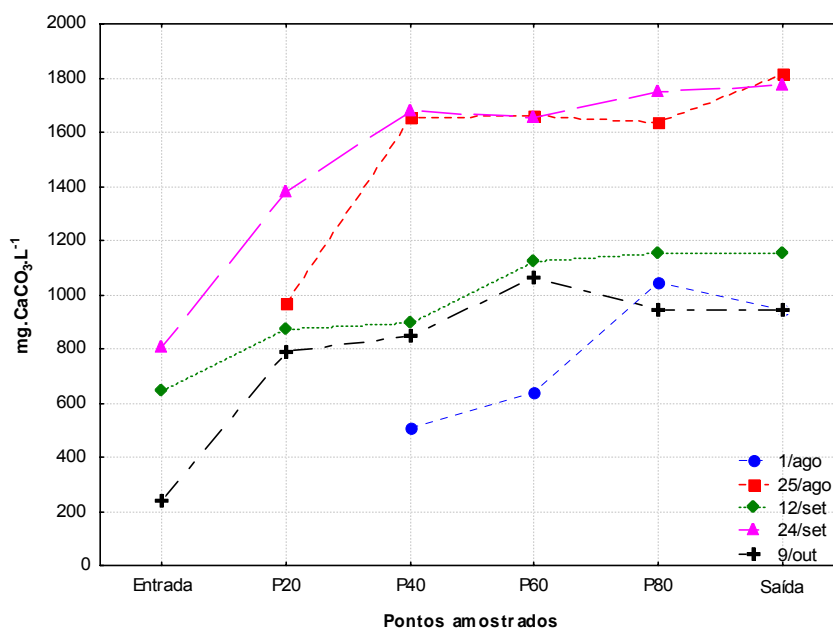


Figura 5.5 - Variação espacial da Alcalinidade total ( $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ ) para E5.

Na Tabela 5.5 e na Figura 5.6, é apresentada a alcalinidade total na Etapa E5. A alcalinidade máxima na entrada foi de  $805\text{mg}\cdot\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ . Em média, apresentou-se com valor de  $434\text{mg}\cdot\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ . Essa queda em relação à alcalinidade da manipueira bruta se deveu à diluição do resíduo. Na saída, tanto do módulo acidogênico quanto do metanogênico, a presença de radicais alcalinos foi alta desde a estabilização do sistema. Os valores médios foram de  $1.067\text{mg}\cdot\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  para o acidogênico e de  $1.456\text{mg}\cdot\text{CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  para o metanogênico.

Tabela 5.5 - Alcalinidade total ( $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ ) para E5.

Operação (dias)	Entrada	Saída Acidogênico	Saída Metanogênico
3	N.D.	438	N.D.
6	N.D.	438	N.D.
8	N.D.	851	N.D.
10	N.D.	782	N.D.
17	N.D.	1.196	N.D.
25	N.D.	1.311	N.D.
28	N.D.	1.288	1.840
32	N.D.	1.633	1.771
50	644	1.035	1.495

continua.

continuação.

Operação (dias)	Entrada	Saída Acidogênico	Saída Metanogênico
55	529	1.771	1.725
62	805	1.771	2.323
65	174	792	828
74	216	684	780
77	236	946	887
Médio	434	1.067	1.456
D.Padrão	263	447	567

N.D.: não detectado.

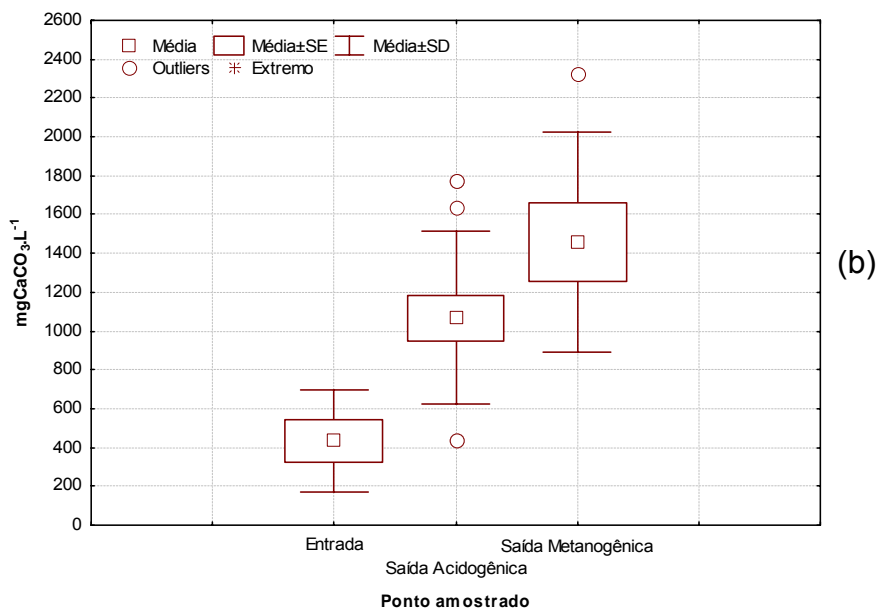
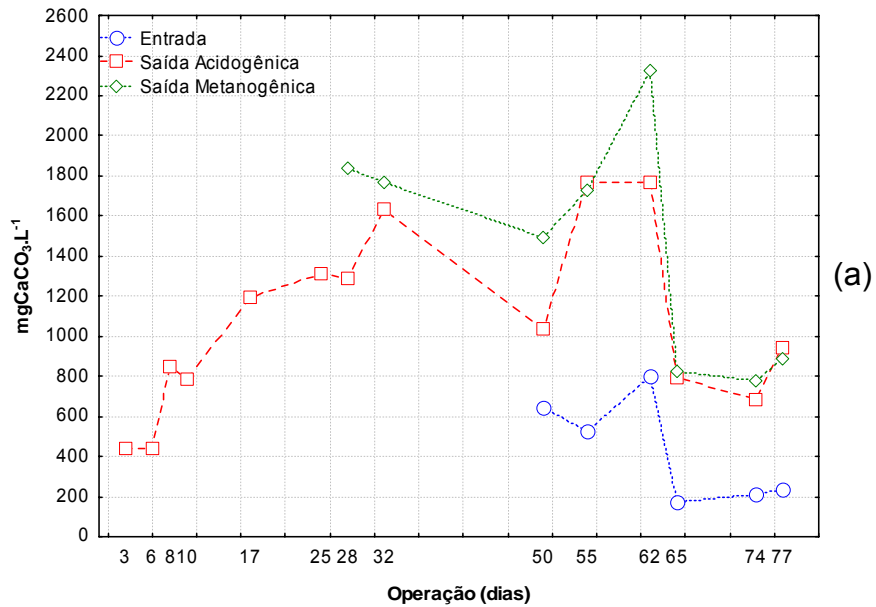


Figura 5.6 - Alcalinidade total para E5 (a) variação temporal; (b) box plot.

#### 5.2.1.4. Demanda química de oxigênio

A DQO foi o parâmetro que determinou a eficiência do sistema no tratamento da manipueira. A partir da introdução do reator metanogênico na quarta semana da Etapa E5, a eficiência global do sistema sustentou um aumento significativo chegando a 91%, com média de 77%. A carga orgânica volumétrica média na entrada do sistema foi de  $1,93\text{kg.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ . A DQO média na entrada foi  $2,2\text{g.L}^{-1}$ . Na Tabela 5.6 e na Figura 5.7, são apresentadas as cargas orgânicas administradas com as respectivas eficiências observadas no período.

Tabela 5.6 - DQO ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) no sistema para E5.

Operação (dias)	Entrada		Saída Acidogênico		Saída Metanogênico		COV ( $\text{kg.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ )	Eficiência (%)
	Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada		
3	1.913	--	1.754	1.569	--	--	1,91	8
6	1.862	--	1.722	1.166	--	--	1,86	8
8	1.642	--	1.303	792	--	--	1,64	21
10	1.913	--	1.531	1.107	--	--	1,91	20
17	1.889	--	1.707	1.145	--	--	1,89	10
25	1.878	--	1.428	1.332	--	--	1,88	24
28	2.257	--	1.479	972	1.222	907	1,13	46
32	3.048	--	1.531	--	781	--	1,52	74
50	2.024	--	1.068	--	549	--	1,01	73
55	2.237	1.729	1.443	1.362	483	185	1,12	78
62	2.832	1.987	1.369	1.171	263	285	1,42	91
65	3.163	2.296	1.110	1.487	435	285	1,58	86
74	1.972	1.476	803	656	207	71	0,99	90
Média	2.202	1.872	1.404	1.160	563	347	1,53	77
D.Padrão	494	351	278	278	347	325	0,36	--

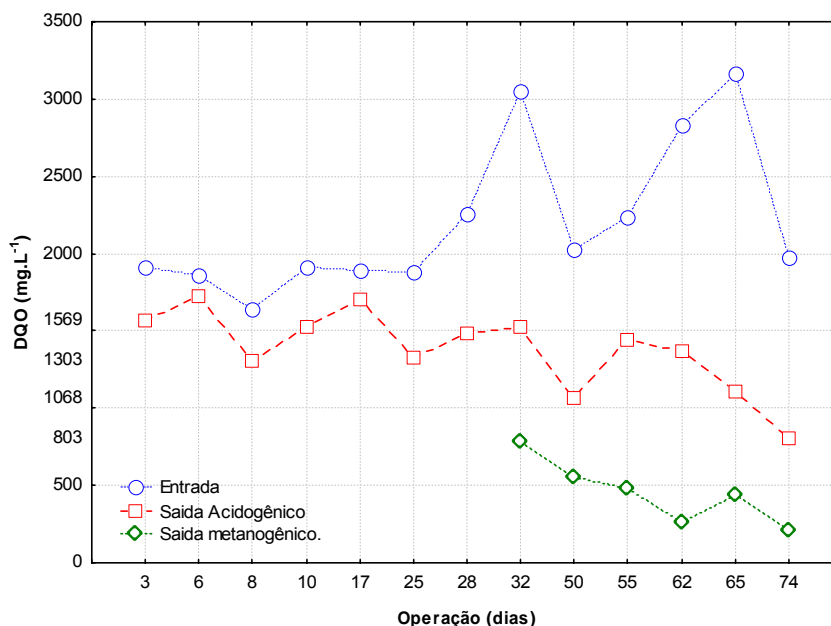


Figura 5.7 - DQO (mg.L<sup>-1</sup>) no sistema para Etapa E5.

### 5.2.1.5. Sólidos suspensos totais

Os sólidos determinados no afluente e no efluente foram essencialmente constituídos por sólidos voláteis em decorrência da alta concentração de amido na manipueira. Esta particularidade havia sido percebida na caracterização do resíduo. A remoção média global esteve em torno de 54% para esta Etapa E5. O reator acidogênico teve desempenho melhor que o metanogênico permitindo uma remoção de 39%, sendo de 25% a do metanogênico. Na Tabela 5.7 e na Figura 5.8, são apresentadas todas as variações observadas durante o monitoramento.

Tabela 5.7 - Sólidos suspensos totais (mg.L<sup>-1</sup>) para Etapa E5.

Operação (dias)	Entrada			Saída Acidogênico			Saída Metanogênico		
	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV
10	198	22	176	110	28	82	--	--	--
50	83	10	73	56	3	53	55	4	51
77	83	10	73	56	3	53	56	3	53
Média	121	14	107	74	11	62	55	3	52

Redução média de SST: 54%

SST: sólidos suspensos totais; SSF: sólidos suspensos fixos; SSV: sólidos suspensos voláteis.

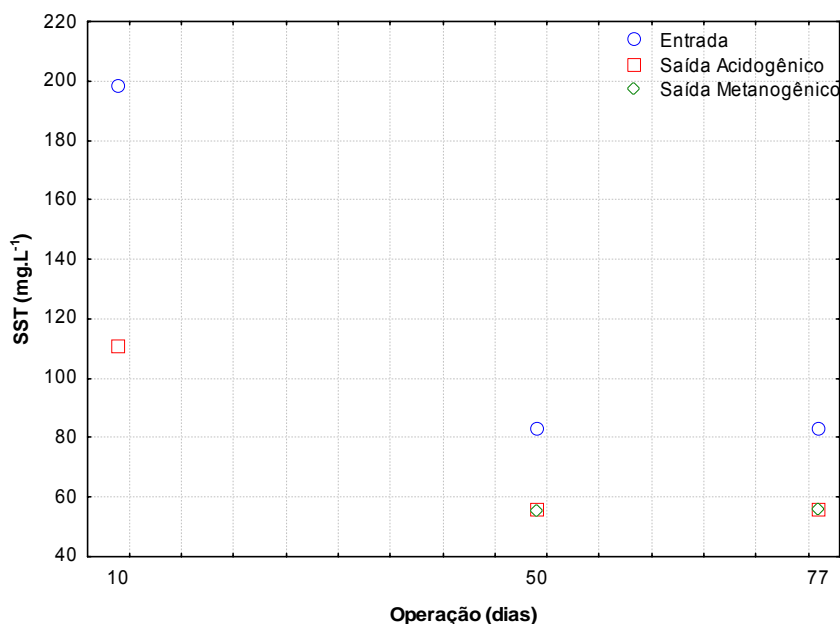


Figura 5.8 - Sólidos suspensos totais (mg.L<sup>-1</sup>) para Etapa E5.

### 5.2.2. Etapa E10 – Carga orgânica equivalente a 10% da manipueira

A Etapa E10 foi iniciada no dia 17 de outubro de 2007 e concluída em 10 de janeiro de 2008, cumprindo um período total de 96 dias. A concentração média de matéria orgânica representada por DQO no período foi 5,87g.L<sup>-1</sup>. Os resultados do monitoramento nesta Etapa E10 estão descritos a seguir.

#### 5.2.2.1. pH

No perfil para Etapa E10, o pH na entrada do sistema foi de 3,6±0,2; na saída foi verificado valor de 7,2±0,2. O reator não mostrou comportamento diferente daquele observado na etapa anterior. Também nesta condição, as conchas de sururu se mostraram adequadas para estabilização do pH, conforme Figura 5.9.

Verifica-se também na Figura 5.9 que a estabilidade do pH nesta etapa ocorreu a 60cm da entrada, correspondente a 16 horas de contato do substrato com as conchas de sururu.



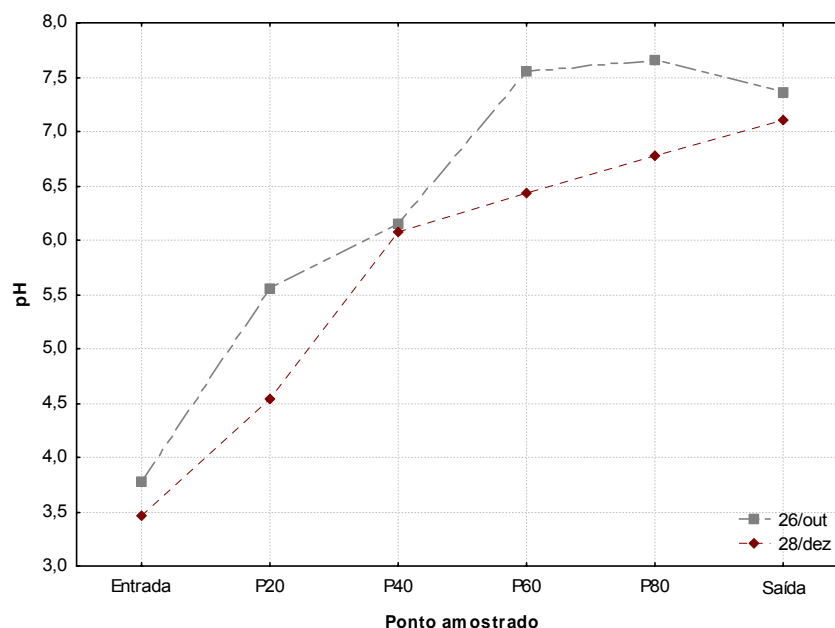


Figura 5.9 - Variação espacial do pH para E10.

O pH no afluente do sistema após duplicação da DQO de entrada foi de  $4,4 \pm 1,1$ . No módulo acidogênico, o pH ficou em torno de  $7,4 \pm 0,6$  enquanto no metanogênico o pH de saída foi  $7,7 \pm 0,3$ . Em ambos os reatores, verificou-se baixa vulnerabilidade do pH a incrementos nas concentrações de ácidos voláteis devido ao alto valor de alcalinidade. Na Tabela 5.8 e na Figura 5.10 são ilustradas as variações de pH após elevação da carga orgânica de entrada para 10% da DQO bruta da manipueira.

Tabela 5.8 - Variação de pH para E10.

Operação (dias)	Entrada	Saída Acidogênico	Saída Metanogênico
85	4,35	7,27	7,63
92	3,84	7,57	7,85
94	4,94	7,23	7,46
129	4,74	6,81	7,88
132	4,78	7,18	7,91
163	3,29	7,41	7,98
165	3,29	7,41	7,98
168	3,34	6,88	7,48
170	3,53	6,84	7,75
<b>Varição</b>	<b><math>4,0 \pm 1,1</math></b>	<b><math>7,2 \pm 0,6</math></b>	<b><math>7,8 \pm 0,3</math></b>

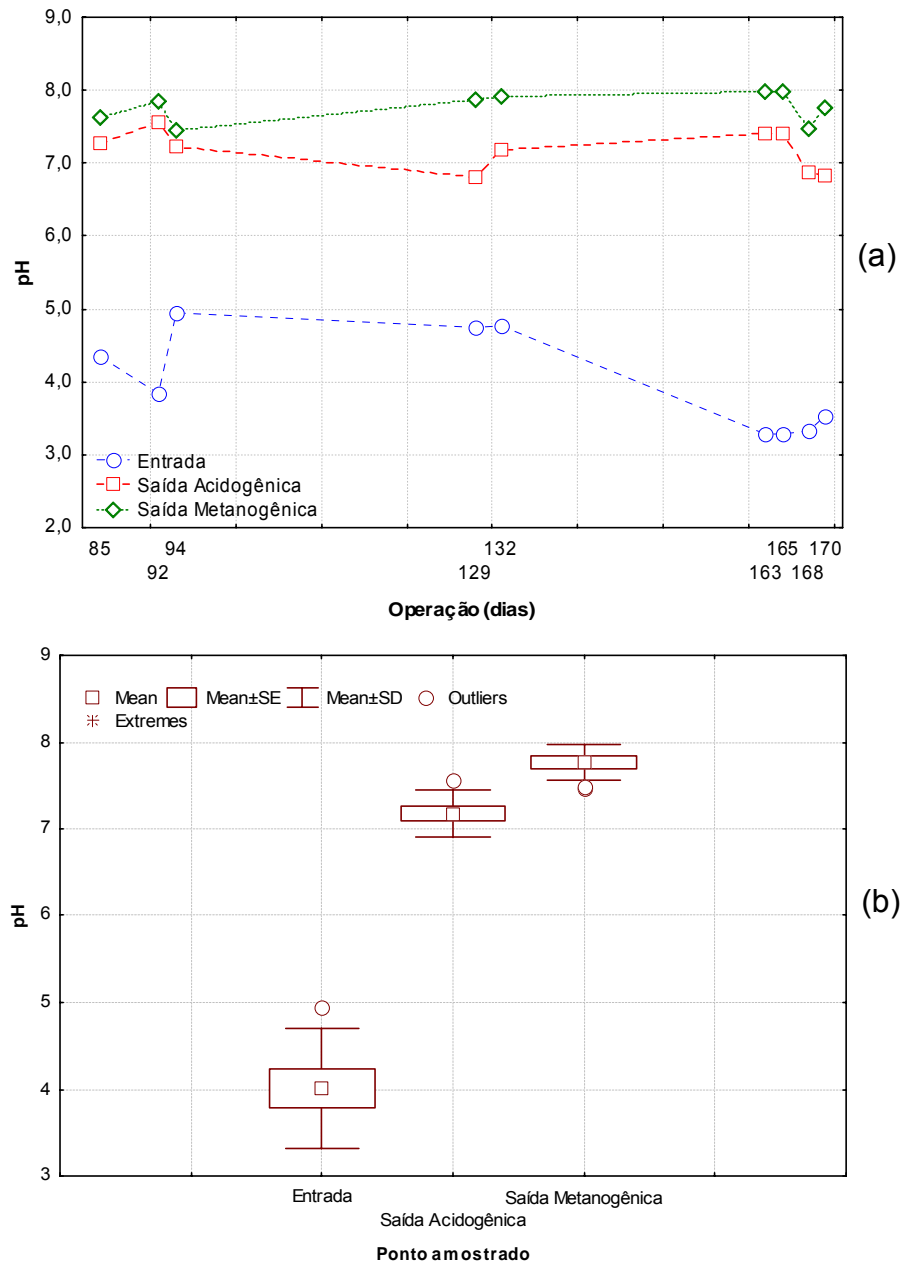


Figura 5.10 - Variação de pH para E10: (a) variação temporal; (b) *box plot*.

### 5.2.2.2. Ácidos voláteis

A variação espacial na concentração de ácidos voláteis no reator acidogênico ocorreu, nesta Etapa E10, conforme Figura 5.11. Os perfis traçados apresentaram comportamentos semelhantes. Nas primeiras 4 horas do substrato no reator, houve aumento dos ácidos que, em todo o tempo seguinte, eram reduzidos até um valor mínimo na saída.

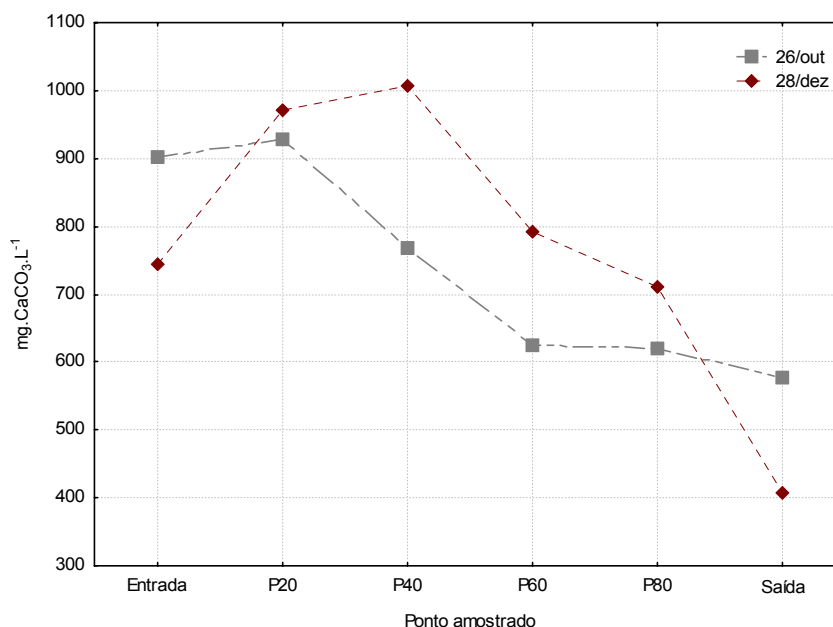


Figura 5.11 - Variação espacial de ácidos voláteis (mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>) para E10.

As determinações de ácidos voláteis com 10% de manipueira no sistema são apresentadas na Tabela 5.9 e na Figura 5.12. Os valores de entrada nesta etapa foram sensivelmente superiores aos da etapa anterior. O reator acidogênico, no entanto, não foi afetado por este acréscimo mantendo-se com valores próximos a 307mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. O módulo metanogênico se manteve com taxa de consumo próxima as últimas semanas da segunda etapa do trabalho.

Tabela 5.9 - Ácidos voláteis (mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>) para Etapa E10.

Operação (dias)	Entrada	Saída Acidogênico	Saída Metanogênico
85	1.051	234	82
92	1.435	69	28
94	840	156	37
129	984	202	14
132	804	101	14
163	768	420	48
165	768	576	48
168	816	504	36
170	648	504	48
Médio	902	307	39
D.Padrão	233	194	21

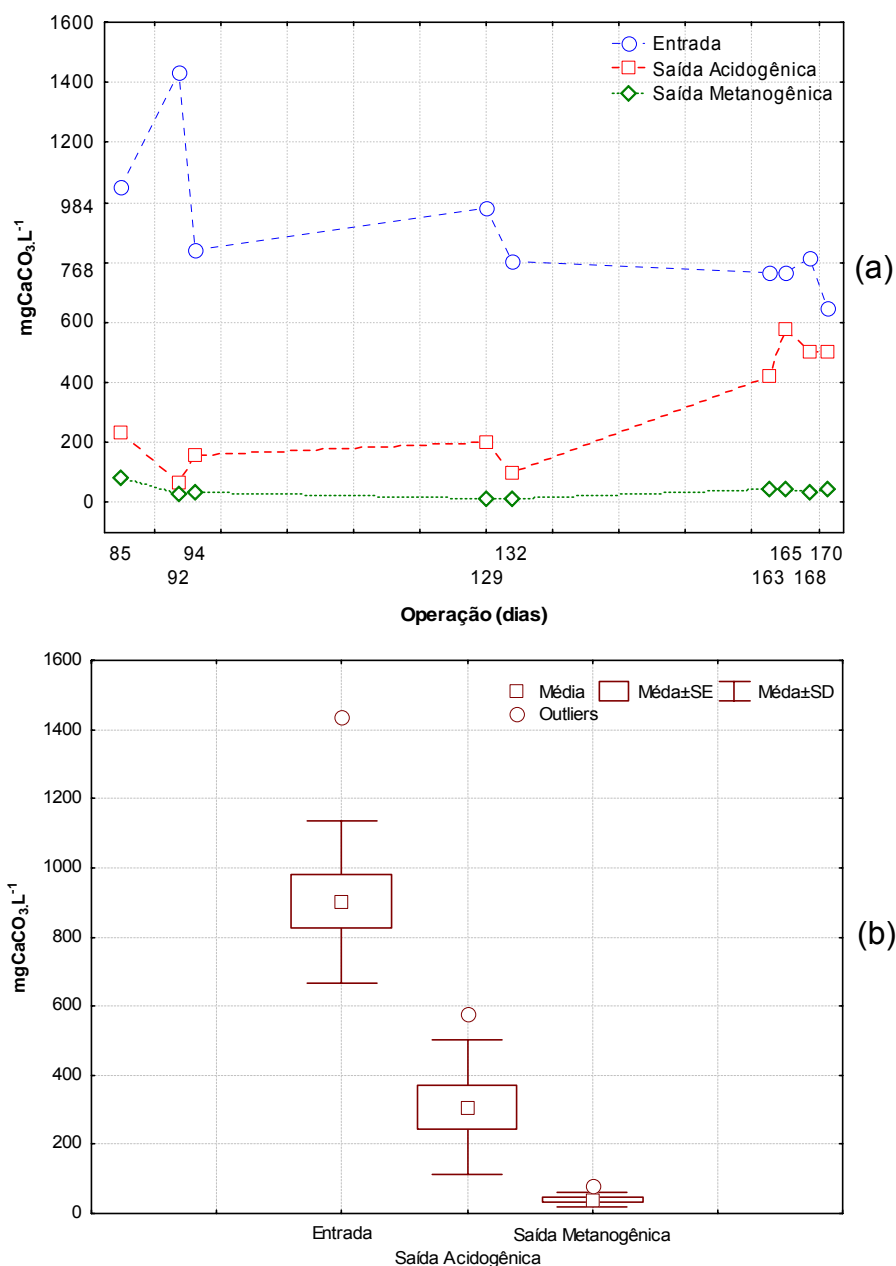


Figura 5.12 – AV (mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>) para E10: (a) variação temporal; (b) *box plot*.

### 5.2.2.3. Alcalinidade total

A variação espacial da alcalinidade total no reator acidogênico para E10 é apresentada na Figura 5.13. Não foi verificada nesta etapa alcalinidade na entrada do reator em razão do baixo valor de pH no substrato. Após as primeiras 4 horas, houve ganho constante de alcalinidade. A concentração média na saída foi de 1.536mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> para os perfis traçados.

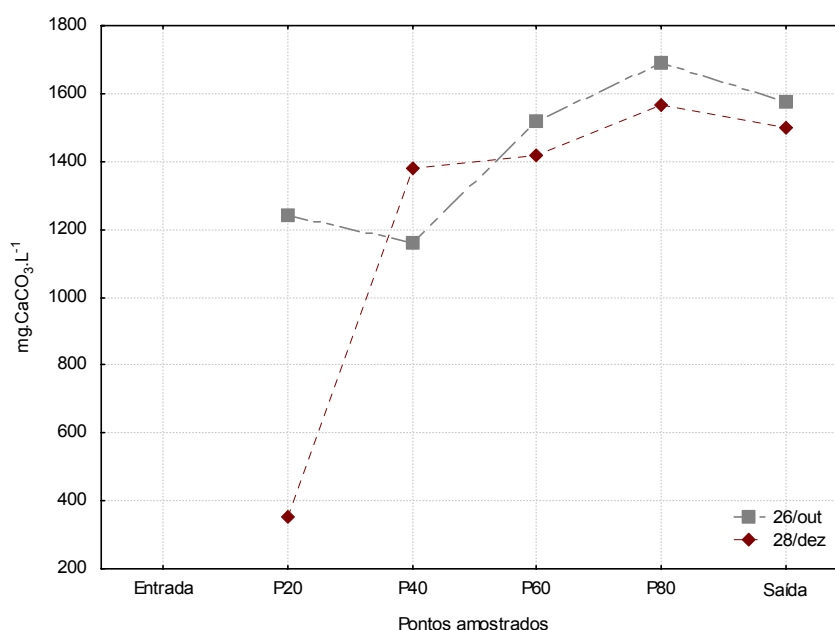


Figura 5.13 - Variação espacial da alcalinidade total (mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>) para E10.

Os dados de alcalinidade para 10% de manipueira são apresentados na Tabela 5.10 e na Figura 5.14. A alcalinidade máxima na entrada foi de 611mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e o valor médio 402mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. A saída dos módulos acidogênico e metanogênico apresentou altas concentrações de radicais alcalinos. Os valores médios foram de 1.451mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> para o reator acidogênico e de 1.563mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> para o metanogênico.

Tabela 5.10 - Variação de alcalinidade total (mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>) para E10.

Operação (dias)	Entrada	Saída Acidogênico	Saída Metanogênico
85	296	1.812	1.852
92	--	2.088	1.872
94	611	1.497	1.635
129	591	1.182	1.576
32	512	1.359	1.379
163	--	1.458	1.615
165	--	1.261	1.300
168	--	1.221	1.458
170	--	1.182	1.379
Médio	402	1.451	1.563
D.Padrão	257	312	204

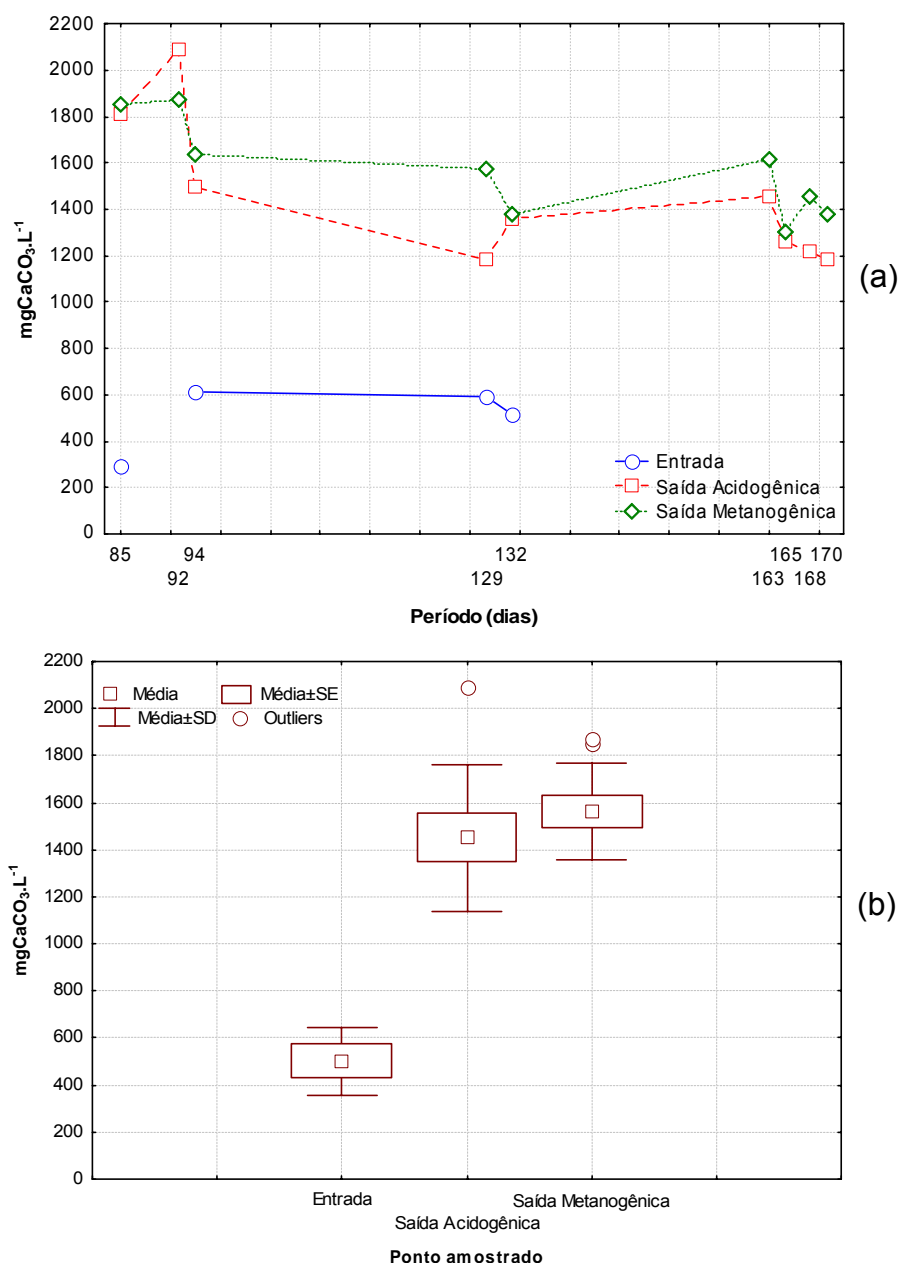


Figura 5.14 - Alcalinidade total para E10: (a) variação temporal; (b) *box plot*.

#### 5.2.2.4. Demanda química de oxigênio

A duplicação da carga orgânica afluente não produziu alteração no comportamento do sistema. A eficiência se manteve elevada em toda esta etapa indicando estabilidade também na remoção de DQO. A COV teve, de forma semelhante, pouca variação sendo em média de 2,93kg.m<sup>-3</sup>.dia<sup>-1</sup>. A eficiência média na remoção de DQO foi de 89%. O comportamento do sistema neste período é apresentado na Tabela 5.11 e Figura 5.15.

Tabela 5.11 - DQO (mg.L<sup>-1</sup>) no sistema para E10.

Operação (dias)	Entrada		Saída Acidogênica		Saída Metanogênica		COV (kg.m <sup>-3</sup> .dia <sup>-1</sup> )	Eficiência (%)
	Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada		
85	6.312	5.503	1.753	1.503	715	428	3,16	89
92	5.547	4.635	1.253	636	783	307	2,77	86
94	5.973	--	1.965	--	1.003	--	2,99	83
129	5.735	5.068	2.372	2.126	564	266	2,87	90
132	6.141	5.228	1.242	1.112	538	377	3,07	91
163	6.257	5.677	2.112	1.851	532	459	3,13	92
165	5.503	4.170	2.938	2.764	610	336	2,75	89
168	6.199	5.749	2.749	2.445	575	272	3,10	91
170	5.155	4.213	2.807	2.445	556	272	2,58	89
Média	5.869	5.030	2.132	1.860	653	340	2,93	89
D.Padrão	381	588	604	685	148	70	0,20	--

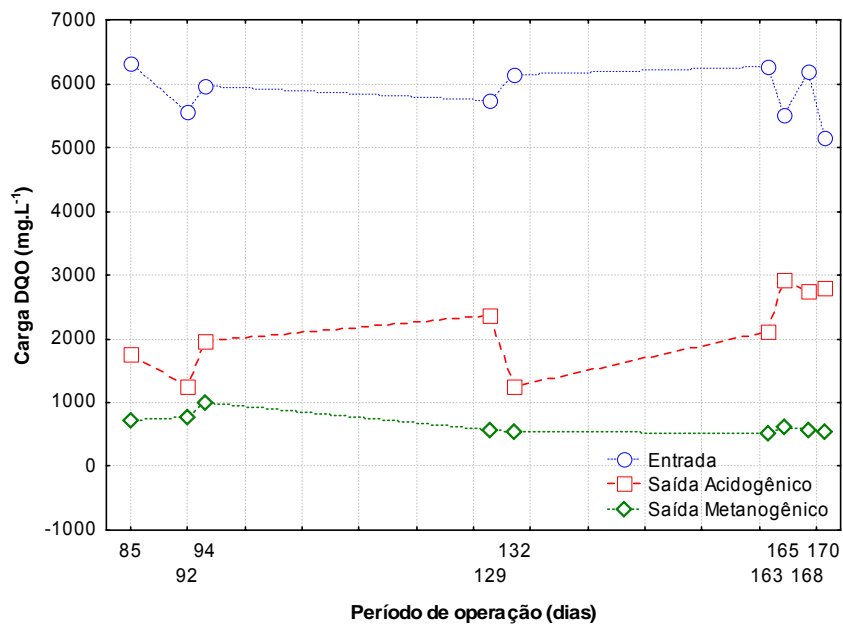


Figura 5.15 - Variação de DQO (mg.L<sup>-1</sup>) no sistema para E10.

### 5.2.2.5. Sólidos suspensos totais

Os sólidos determinados na Etapa E10 são apresentados na Tabela 5.12 e na Figura 5.16. A redução média de sólidos suspensos totais no sistema ficou em 42%, pouco menor que na etapa anterior. Isto pode ser justificado pelo aporte maior de sólidos no afluente desta etapa. Observe-se que a concentração de sólidos no substrato era predominantemente constituída de sólidos voláteis conforme se verificou também na Etapa E5. O reator acidogênico, diferentemente do que ocorreu na etapa anterior, ofereceu uma menor redução de sólidos, 20%, enquanto o metanogênico apresentou remoção final de 28%. A potencialidade de redução do reator metanogênico para esta etapa foi bastante próxima a da Etapa E5, indicando que o reator atingiu seu limite na assimilação de sólidos.

Tabela 5.12 - Sólidos suspensos totais ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) para Etapa E10.

Operação (dias)	Entrada			Saída Acidogênico			Saída Metanogênico		
	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV
77	168	4	164	163	37	126	68	5	63
85	222	7	215	104	8	96	149	9	140
102	143	34	109	87	10	77	78	18	60
111	160	41	119	143	38	105	83	--	83
129	145	--	145	118	33	95	72	9	63
132	151	--	151	172	33	139	119	29	90
Média	165	14	150	131	26	106	94	12	83

Redução média de SST: 42%

SST: sólidos suspensos totais; SSF: sólidos suspensos fixos; SSV: sólidos suspensos voláteis.



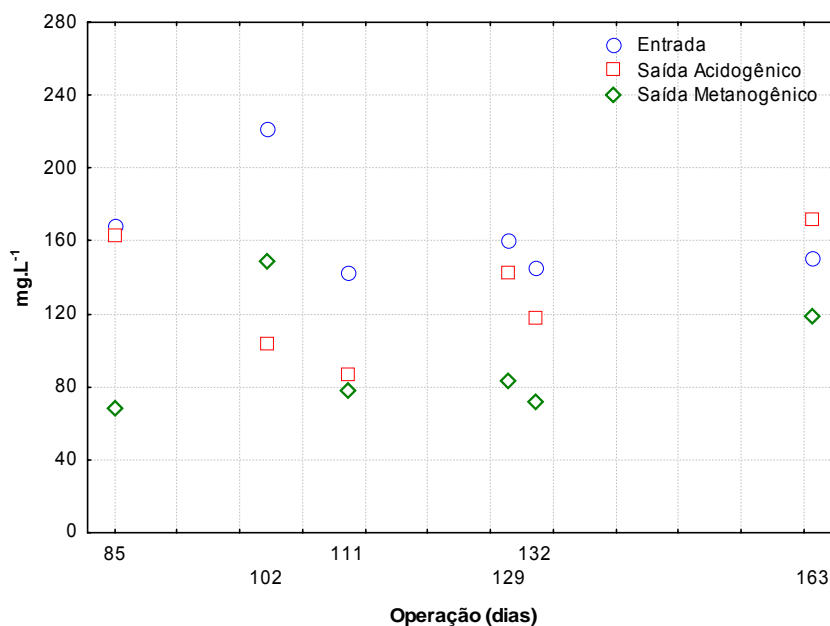


Figura 5.16 - Sólidos suspensos totais ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) para Etapa E10.

#### 5.2.2.6. Nitrogênio total e fósforo total

Nitrogênio e fósforo são os nutrientes essenciais para todos os processos biológicos. Segundo Campos (1999), as quantidades de N e P, em relação a quantidade de matéria orgânica presente no mesmo sistema dependem da capacidade dos microrganismos em obter energia para síntese a partir das reações bioquímicas de oxidação do substrato orgânico. Para o autor, a relação DQO:N:P de 500:5:1 é suficiente para atender às necessidades de macro e micronutrientes dos microrganismos anaeróbios.

O sistema demonstrou baixa eficiência na remoção de macronutrientes. Este comportamento é comum em sistemas de tratamento anaeróbios e, em particular, no tratamento da manipueira. A capacidade de remoção média para nitrogênio total na Etapa E10, conforme Tabela 5.13 e Figura 5.17, foi de 47%. A redução de nitrogênio esteve acima daquela observada na redução de fósforo total a qual fixou média de 23%, de acordo com Tabela 5.14 e Figura 5.18, e pode ter ocorrido em razão da assimilação de P pela biomassa celular.

Nas duas primeiras análises, constatou-se uma concentração de nitrogênio total na entrada do sistema superior a saída. Isto pode estar relacionado a uma maior liberação de biomassa (SSV) a qual retém ambos os nutrientes.

Tabela 5.13 - Nitrogênio total para E10 ( $\text{mgN.L}^{-1}$ ).

Operação (dias)	Entrada	Saída Acidogênico	Saída Metanogênico	Redução (%)		
				Acidogênico	Metanogênico	Global
78	70	92	94	--	--	--
85	60	104	79	--	24	--
97	88	90	83	--	8	6
127	68	28	20	58	30	71
134	54	35	26	35	26	52
138	51	36	20	28	46	61
Média	65	64	53,6	40	27	47

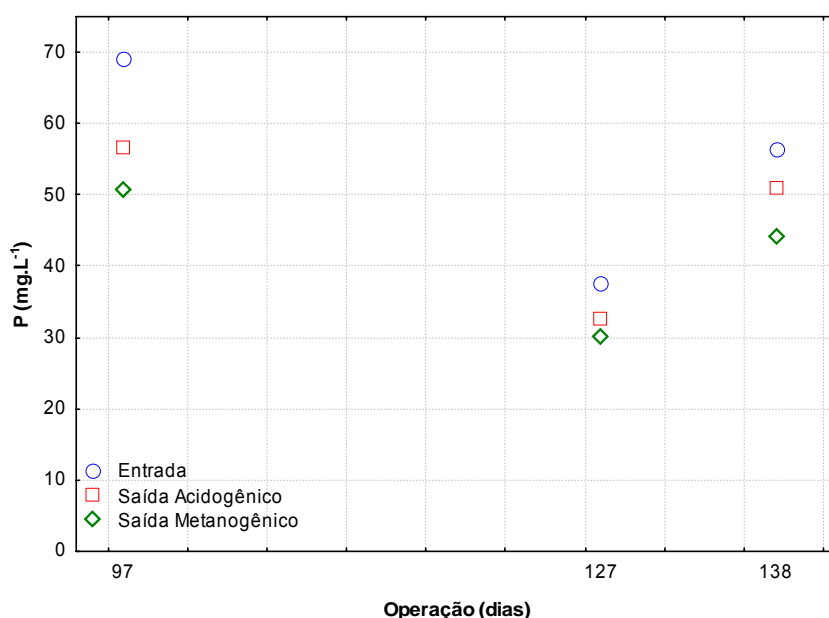


Figura 5.17 - Nitrogênio total para Etapa E10.

Nesta Etapa E10, a relação DQO:N:P foi de 108:1,2:1. Percebe-se uma alta concentração de nutrientes no resíduo com a concentração de fósforo próxima a de nitrogênio. Esta condição torna a assimilação de N e de P pelo sistema insuficiente para o descarte do efluente final em corpos receptores. Segundo von Sperling (1996), a concentração limite máxima de P para lançamento de efluentes deverá ser inferior a  $1,0\text{mg.L}^{-1}$ . Já a Resolução CONAMA n.º 397/2008 estabelece um limite máximo de  $20,0\text{mg.L}^{-1}$  para nitrogênio amoniacal total, a forma predominante em poluentes recentes. A Resolução não menciona um limite máximo para nitrogênio total, contudo, adotando-se este valor de  $20,0\text{mg.L}^{-1}$  como referência, conclui-se pela necessidade de um pós-tratamento do efluente final do sistema estudado.

Tabela 5.14 - Fósforo total para E10 ( $\text{mgP.L}^{-1}$ ).

Operação (dias)	Entrada	Saída Acidogênico	Saída Metanogênico	Redução (%)		
				Acidogênico	Metanogênico	Total
97	69	57	51	18	10	27
127	38	33	30	14	7	20
138	56	51	44	9	13	22
Média	54	47	42	14	10	23

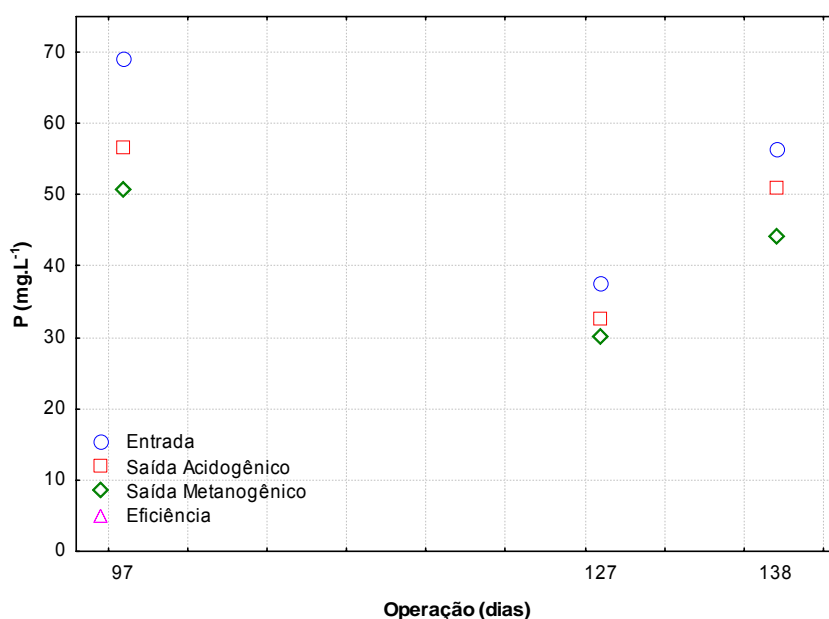


Figura 5.18 - Fósforo total para Etapa E10.

### 5.2.3. Etapa E20 – Carga orgânica equivalente a 20% da manipueira

A Etapa E20 foi iniciada no dia 16 de janeiro e concluída em 07 de maio de 2008, sendo realizada num período total de 112 dias. A concentração média de matéria orgânica em DQO foi  $12,38\text{g.L}^{-1}$  no período. Os resultados de monitoramento na Etapa são apresentados a seguir.

#### 5.2.3.1. pH

O pH na Etapa E20 sofreu queda significativa, conforme Tabela 5.15 e Figura 5.19. Isto se deveu a elevação da concentração de ácidos orgânicos do substrato que não foi suficientemente consumida pelos microrganismos metanogênicos e pela atividade das conchas de sururu devido ao desgaste natural destas no reator acidogênico.

O desgaste foi constatado mediante observação da ausência dos componentes rígidos em amostras de conchas recolhidas do interior do reator. Nestas amostras, restavam apenas a película externa que envolve as conchas indicando que toda a reserva de cálcio havia sido consumida.

Para corrigir esta perda, promoveu-se a estabilização do pH através do contato entre as conchas de sururu e o substrato antes da entrada de cada reator com a utilização do decantador e do filtro. Estas modificações permitiram um ganho de pH no último mês desta Etapa E20. O pH observado na entrada foi de  $3,4\pm 0,3$ ; na saída se manteve na faixa de  $5,7\pm 1,2$ .

Tabela 5.15 - pH para Etapa E20.

<b>Operação (dias)</b>	<b>Entrada</b>	<b>Saída Decantador</b>	<b>Saída Acidogênico</b>	<b>Saída Metanogênico</b>
176	3,51	--	5,41	6,41
181	3,28	--	5,28	6,21
184	3,53	--	5,44	5,36
188	3,48	--	5,04	7,49
196	3,32	--	5,39	5,72
205	3,38	3,42	4,96	5,25
232	3,37	3,34	5,08	5,09
239	3,30	3,32	5,33	5,09
245	3,30	3,37	4,92	5,28
251	3,35	4,77	5,49	5,54
260	3,60	4,64	5,15	6,18
270	3,44	4,51	5,59	6,02
288	3,93	5,45	5,86	6,35
<b>Varição</b>	<b><math>3,4\pm 0,3</math></b>	<b><math>4,1\pm 1,1</math></b>	<b><math>5,3\pm 0,5</math></b>	<b><math>5,7\pm 1,2</math></b>

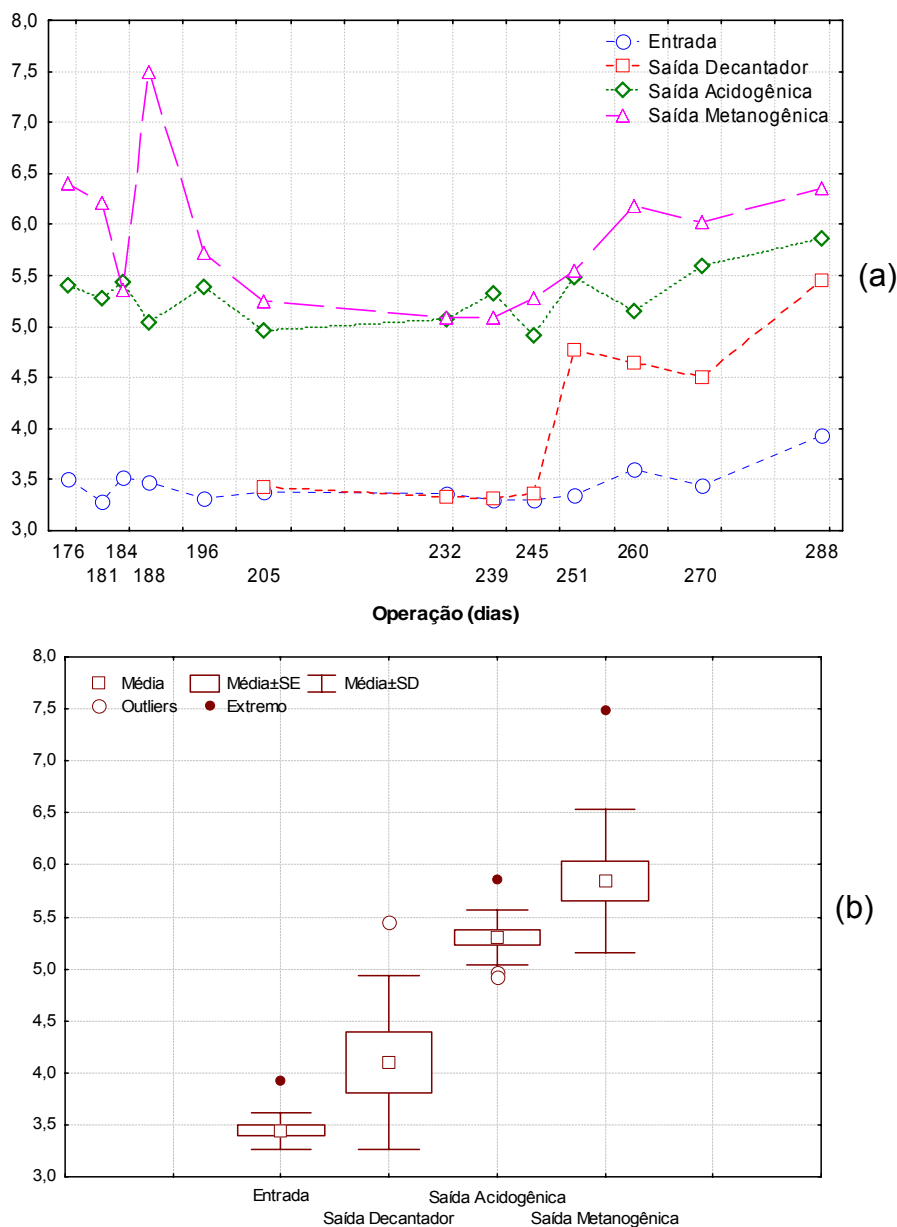


Figura 5.19 - pH na Etapa E20: (a) variação temporal; (b) *box plot*.

### 5.2.3.2. Ácidos voláteis

A concentração de ácidos voláteis na Etapa E20 mostrou comportamento diferente daqueles observados nas etapas anteriores. O sistema não se mostrou em condições de consumir a elevada produção dos ácidos do substrato nesta etapa, sendo predominante a acidificação em ambos os reatores. Esta manifestação afetou significativamente o funcionamento do módulo metanogênico e, por consequência, todo o funcionamento do sistema. Em média, a concentração de ácidos cresceu de  $1.613\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  na entrada para  $2.261\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  na saída. Na Tabela 5.16 e nas figuras 5.20 e 5.21, são apresentados os valores de ácidos voláteis para E20.

Tabela 5.16 - Ácidos voláteis ( $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ ) para E20.

Operação (dias)	Entrada	Saída Decantador	Saída Acidogênico	Saída Metanogênico
176	N.D.	864	840	792
181	N.D.	1.344	1.800	1.627
184	N.D.	984	1.302	1.733
188	N.D.	1.368	1.608	560
196	N.D.	1.656	1.872	1.800
205	1.368	1.344	1.488	1.584
232	1.519	1.813	2.009	2.156
239	1.862	1.911	2.597	2.597
245	1.225	1.127	1.617	1.666
251	1.862	2.205	2.303	2.597
260	1.519	1.470	1.862	1.911
270	2.241	2.294	2.450	2.606
288	1.311	1.224	2.055	2.186
Médio	1.613	1.507	1.831	2.261
D.Padrão	346	444	479	407

N.D.: não detectado.

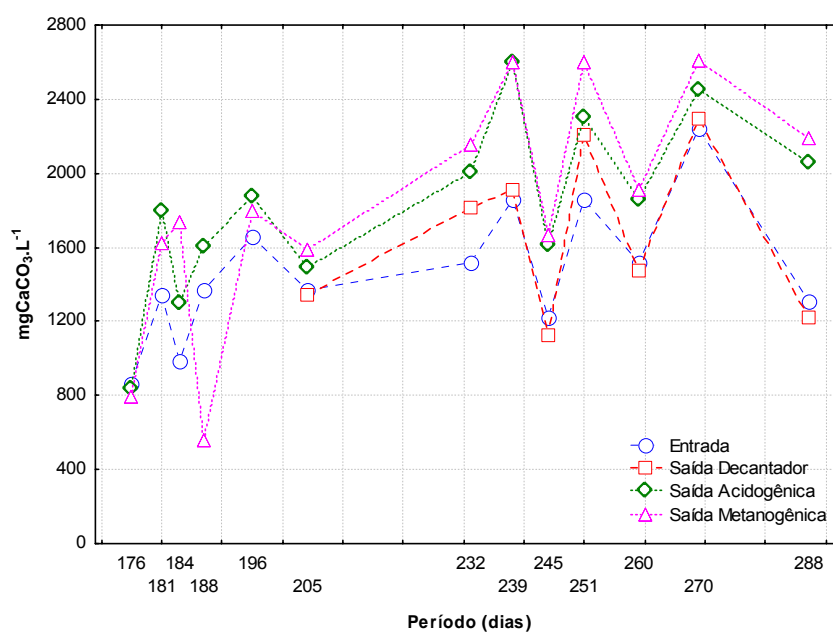


Figura 5.20 - Variação temporal de ácidos voláteis para E20.

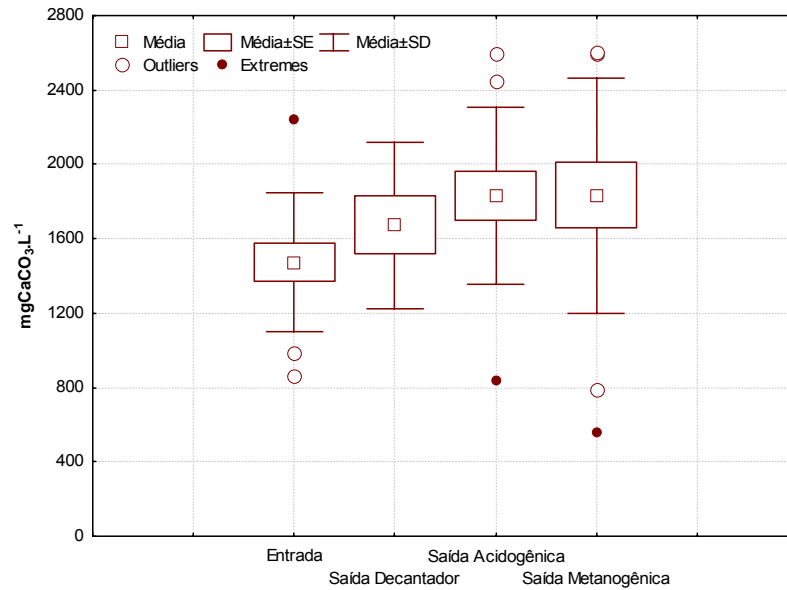


Figura 5.21 - *Box plot* de ácidos voláteis para E20.

### 5.2.3.3. Alcalinidade total

A alcalinidade total na alimentação do sistema com manipueira diluída a 20%, conforme figuras 5.22 e 5.23 e Tabela 5.17, teve aumento significativo. Contribuíram para este aumento, a promoção da estabilização do pH antes da entrada do sistema e antes da entrada do reator metanogênico. Os valores médios de alcalinidade para todos os pontos amostrados se situaram sempre acima daqueles observados nas etapas anteriores, sendo de 1.381mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e 2.032mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> na entrada e na saída, respectivamente.

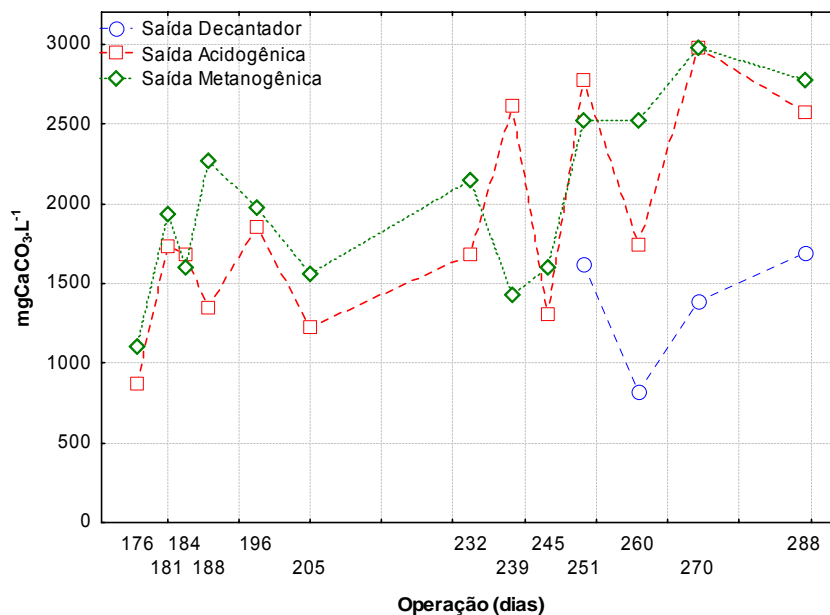


Figura 5.22 - Variação temporal da alcalinidade total para E20.

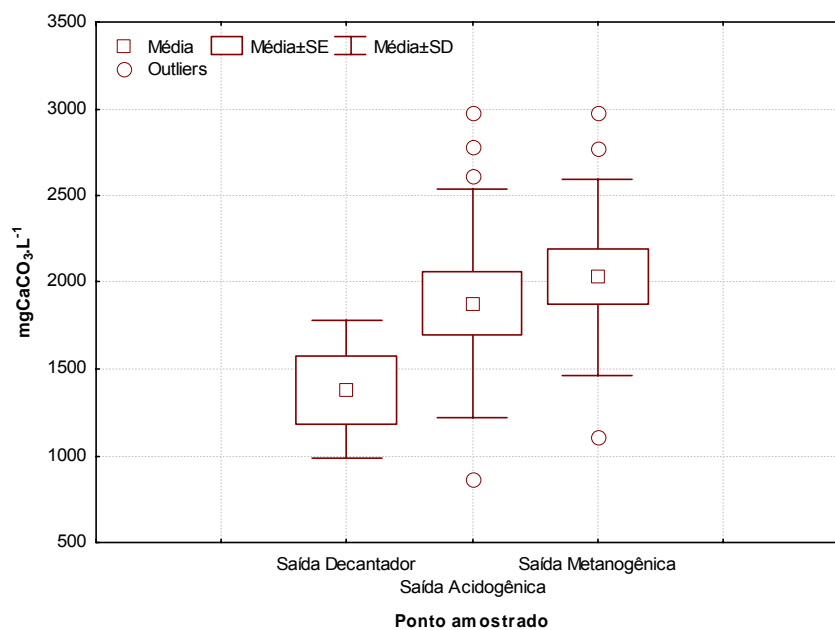


Figura 5.23 - *Box plot* da alcalinidade total para E20.

Tabela 5.17 - Alcalinidade total (mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>) para E20.

Operação (dias)	Entrada	Saída Decantador	Saída Acidogênico	Saída Metanogênico
176	N.D.	--	867	1.103
181	N.D.	--	1.734	1.931
184	N.D.	--	1.684	1.600
188	N.D.	--	1.347	227
196	N.D.	--	1.852	1.979
205	N.D.	--	1.221	1.558
232	N.D.	--	1.684	2.147
239	N.D.	--	2.610	1.431
245	N.D.	--	1.305	1.600
251	N.D.	1.621	2.779	2.526
260	N.D.	822	1.747	2.518
270	N.D.	1.387	2.980	2.980
288	N.D.	1.696	2.569	2.775
Médio	--	1.381	1.875	2.032
D.Padrão	--	395	659	565

N.D.: não detectado.



### 5.2.3.4. Demanda química de oxigênio

O novo aumento na carga de entrada para 20% de manipueira provocou uma queda significativa na eficiência do sistema a partir do 176º dia de operação, conforme se observa na Tabela 5.18 e na Figura 5.24. Para esta etapa de operação, a eficiência média foi de 17%, com COV média na entrada em torno de 6,2kgDQO.m<sup>-3</sup>.dia<sup>-1</sup>.

A queda na eficiência se deveu, possivelmente, a instabilidade do sistema em razão de sobrecarga orgânica. Este comportamento se manteve em toda a Etapa E20, mesmo após a recuperação do pH afluente do reator metanogênico.

Tabela 5.18 - DQO (mg.L<sup>-1</sup>) no sistema para E20.

Operação (dias)	Entrada		Saída Acidogênico		Saída Metanogênico		COV (kg.m <sup>-3</sup> .dia <sup>-1</sup> )	Eficiência (%)
	Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada		
176	15.823	13.504	--	--	12.997	12.127	7,91	35
196	12.707	11.402	--	--	11.257	10.352	6,35	27
205	10.297	8.775	9.319	8.612	9.319	8.395	5,15	23
239	15.352	13.558	15.297	13.558	13.341	12.743	7,68	17
245	10.080	9.428	8.993	8.558	9.102	8.721	5,04	15
251	15.134	13.884	13.721	13.178	12.580	11.873	7,57	17
260	10.297	9.917	10.080	9.591	10.352	9.536	5,15	--
270	14.645	13.776	14.428	13.287	12.254	12.743	7,32	16
288	7.091	7.145	7.960	7.199	8.178	7.688	3,55	2
Média	12.381	11.266	11.042	10.464	10.108	9.830	6,19	17
D.Padrão	3.071	2.545	1.884	1.970	2.126	2.010	1,54	--

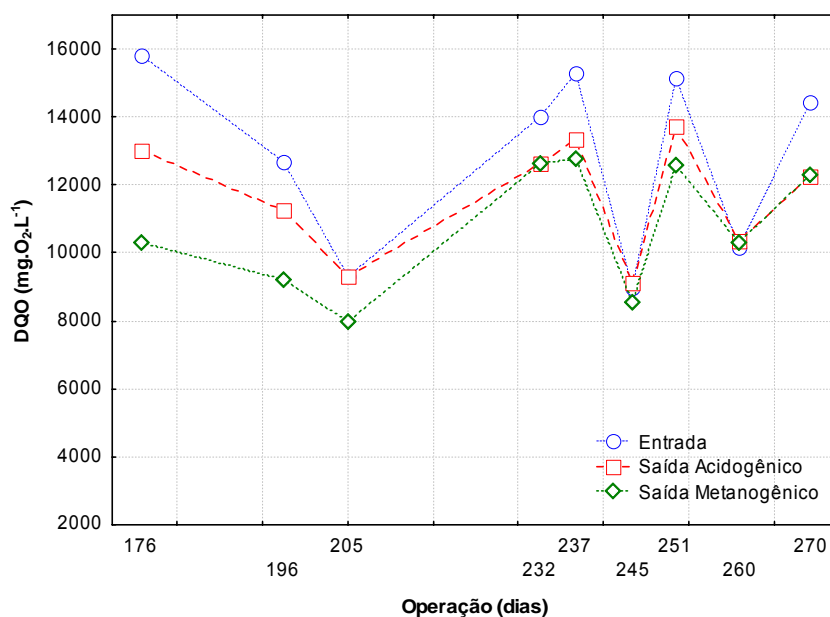


Figura 5.24 - DQO (mg.L<sup>-1</sup>) no sistema para Etapa E20.

### 5.2.3.5. Sólidos suspensos totais

A redução média global de sólidos suspensos totais na Etapa E20 ficou em 79%, superior às etapas anteriores. Ao contrário do que se supunha, não foi o decantador a unidade com maior efeito sobre esta redução (18%), foi o reator acidogênico (42%). Isto ocorreu devido ao acúmulo de sólidos na entrada deste reator o que possivelmente contribuiu para o aumento da formação de ácidos orgânicos. Esta constatação leva a acreditar que a redução sólidos não representou um benefício considerando-se que a eficiência, o pH, os ácidos voláteis e a alcalinidade total indicaram má operação do sistema. Na Tabela 5.19 e na Figura 5.25 são apresentados os valores de sólidos suspensos para E20.

Tabela 5.19 - Sólidos suspensos totais (mg.L<sup>-1</sup>) para E20.

Dias	Entrada			Saída Decantador			Saída Acidogênico			Saída Metanogênico		
	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV
188	657	48	610	--	--	--	342	30	312	201	30	171
232	435	65	371	543	40	503	238	28	210	188	16	172
239	953	47	907	890	50	840	176	22	154	104	8	96
245	803	20	783	177	0	177	212	34	178	96	8	88
258	274	28	246	256	32	224	244	22	222	122	16	106
Média	617	40	577	467	31	436	218	27	191	128	12	116

Redução média de SST: 79%

SST: sólidos suspensos totais; SSF: sólidos suspensos fixos; SSV: sólidos suspensos voláteis.

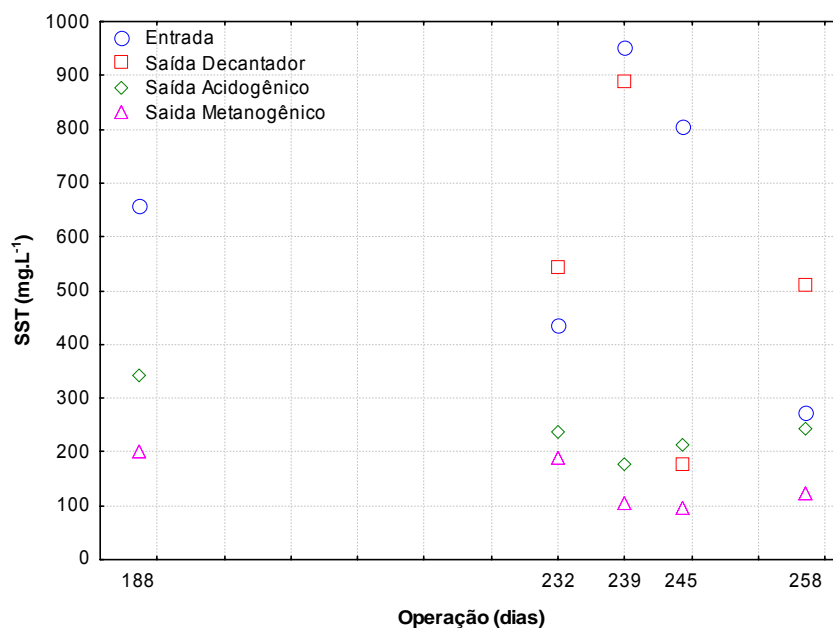


Figura 5.25 - Sólidos suspensos totais ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) para E20.

#### 5.2.3.6. Nitrogênio total e fósforo total

O sistema, nesta Etapa E20, demonstrou baixa eficiência na remoção de macronutrientes. Foram analisadas apenas duas amostras em razão das indicações de mau funcionamento dos reatores. A remoção de nitrogênio total foi de 64% (Tabela 5.20). Este valor deve, contudo, ser apreciado apenas como ilustrativo da redução de nitrogênio no sistema, considerando-se a pequena quantidade de análises.

Tabela 5.20 - Nitrogênio total ( $\text{mgN.L}^{-1}$ ) para E20.

Operação (dias)	Entrada	Acidogênico	Metanogênico	Redução (%)		
				Acidogênico	Metanogênico	Global
230	132	227	153	--	--	--
236	141	--	50	--	--	64

A redução média de fósforo total para esta etapa foi de 24% (Tabela 5.21). Este valor foi próximo àquele verificado na Etapa E10. A relação DQO:N:P foi de 129:1,4:1. Também nesta etapa, verificaram-se altas concentrações de nitrogênio e de fósforo total com valores próximos entre si. Os resultados levam novamente a necessidade de um pós-tratamento do efluente final.

Tabela 5.21 - Fósforo total ( $\text{mgP.L}^{-1}$ ) para E20.

Operação (dias)	Entrada	Acidogênico	Metanogênico	Redução (%)		
				Acidogênico	Metanogênico	Total
230	95	82	71	14	13	25
258	97	98	74	--	25	24
Média	96	90	72	--	19	25

## 5.2.4. Considerações finais

### 5.2.4.1. Relação ácidos voláteis/alcalinidade total

A relação ácidos voláteis/alcalinidade total (AV/AT) é utilizada como uma estimativa do desempenho do processo de digestão anaeróbio. Segundo Ribas (2003), as concentrações de ácidos voláteis e de alcalinidade total no substrato são os principais valores mensuráveis do processo de digestão. A autora relata que enquanto a relação AV/AT variar entre 0,1 e 0,5, o sistema está estável.

Para Campos (1999), o sistema está estável se a relação variar entre 0,1 e 0,3, indicando algum distúrbio ou sobrecarga do processo de tratamento quando ultrapassa 0,5. O autor menciona que estes valores se referem especificamente ao reator metanogênico. Para o reator acidogênico, a relação AV/AT serve apenas para acompanhamento da acidificação, que deve ocorrer de forma mais eficiente possível.

Neste trabalho, pôde-se verificar a influência da relação AV/AT na eficiência de ambos os reatores. Sempre que esta relação esteve nos limites citados anteriormente, tanto no reator acidogênico quanto no metanogênico, houve crescimento na redução global de DQO até os limites máximos de 89% para a Etapa E5 e de 92% para a Etapa E10. Na Etapa E20, a relação subiu além dos valores limite; a eficiência caiu consideravelmente.

Os valores da relação AV/AT nas três etapas do estudo são apresentados na Tabela 5.22. Na Etapa E5, a relação AV/AT máxima da fase acidogênica ficou em 0,42, com média de 0,22. O reator metanogênico apresentou estabilidade com valores de AV/AT predominantemente abaixo de 0,1, sem que houvesse nenhum comprometimento da eficiência do sistema.

O sistema na Etapa E10 permitiu uma relação AV/AT abaixo de 0,5 para o reator acidogênico e inferior a 0,1 para o metanogênico. Novamente, mesmo com o valor abaixo do limite mínimo estabelecido, não houve qualquer comprometimento da eficiência.

Com o sistema na Etapa E20, observaram-se valores médios para a relação AV/AT de 1,0 no reator acidogênico e de 0,9 no metanogênico. Desta forma, a partir dos limites considerados, pôde-se concluir que a carga orgânica equivalente a 20% de manipueira trouxe distúrbios para o processo de tratamento, levando ao colapso do reator metanogênico.

Tabela 5.22. Relações AV/AT observadas no estudo.

Etapa E5			Etapa E10			Etapa E20		
Operação (dias)	R. A.	R. M.	Operação (dias)	R. A.	R. M.	Operação (dias)	R. A.	R. M.
3	0,21	N.D.	85	0,13	0,04	176	0,97	0,72
6	0,29	N.D.	92	0,03	0,01	181	1,04	0,84
8	0,13	N.D.	94	0,10	0,02	184	0,77	1,08
10	0,11	N.D.	129	0,17	0,01	188	1,19	0,25
17	0,15	N.D.	132	0,07	0,01	196	1,01	0,91
25	0,21	N.D.	163	0,29	0,03	205	1,22	1,02
28	0,19	0,18	165	0,46	0,04	232	1,19	1,00
32	0,17	0,09	168	0,41	0,02	239	0,99	1,81
50	0,29	0,09	170	0,43	0,03	245	1,24	1,04
55	0,22	0,05	--	--	--	251	0,83	1,03
62	0,20	0,03	--	--	--	260	1,07	0,76
65	0,42	0,06	--	--	--	270	0,82	0,87
74	0,28	0,02	--	--	--	288	0,80	0,79
77	0,19	0,02	--	--	--	--	--	--
Média	0,22	0,07	--	0,23	0,02	--	1,01	0,93

R. A.: reator acidogênico; R. M.: reator metanogênico; N.D.: não determinado.

### 5.2.4.2. Redução de DQO

A variação na eficiência do sistema em todo o período do estudo é ilustrada na Figura 5.26. O reator acidogênico teve crescimento na eficiência após a partida até o limite de 58% no final da Etapa E5. A eficiência na Etapa E10 continuou neste patamar se situando na média de 63%, embora viesse decaindo a partir da sexta semana de operação. Na última etapa do estudo, a eficiência do reator acidogênico caiu e não apresentou sinais de recuperação.

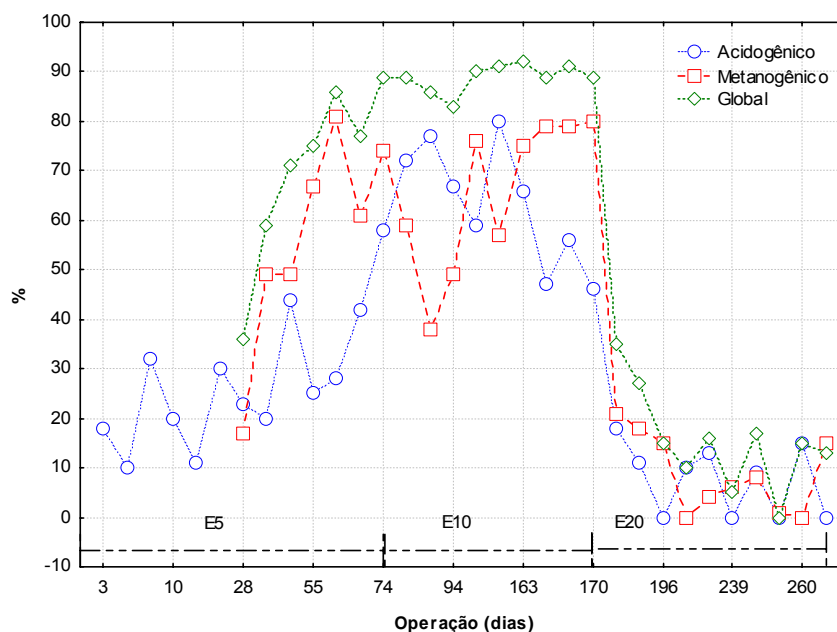


Figura 5.26 - Eficiência no sistema na redução de DQO.

O reator metanogênico, na primeira etapa do estudo, teve comportamento semelhante ao do acidogênico. A eficiência média foi de 57% com tendência de crescimento. Na Etapa E10, a eficiência manteve a tendência de crescimento com redução de DQO em torno de 80% nas duas últimas semanas. Na Etapa E20, a eficiência caiu, apresentando-se próxima a 17%.

Observa-se que as maiores eficiências no sistema foram alcançadas entre o 55º e o 170º dias, correspondentes às três últimas semanas da Etapa E5 e a toda a Etapa E10. A Etapa E10 foi aquela em que o sistema esteve mais estável com baixa variação na eficiência entre 83% e 92%. No gráfico, é nítida a queda acentuada na eficiência quando da introdução da alimentação com 20% de manipueira no sistema. Os reatores, devido a esta sobrecarga orgânica imposta aos microrganismos, não mais se recuperaram e apresentaram sinais de colapso.

## Capítulo 6

### CONCLUSÃO E RECOMENDAÇÕES

O trabalho experimental desenvolvido neste estudo se estruturou em experiências relatadas na literatura para tratamento biológico anaeróbio da manipueira. Procurou-se desenvolver uma alternativa de tratamento em fases separadas com resíduo coletado em casa de farinha do Agreste Alagoano. Os pré-requisitos do sistema aqui considerados foram a facilidade de operação, baixo custo e eficiência na remoção de carga orgânica e cianeto.

O sistema de tratamento se mostrou adequado para o resíduo, tendo desempenho bastante satisfatório sob as condições pré-definidas. Operando nas etapas E5 e E10 durante um período de aproximadamente seis meses, se manteve estável quanto ao pH, ácidos voláteis e alcalinidade. A eficiência, por consequência, foi bastante satisfatória.

Os ensaios no reator acidogênico, onde foram traçados perfis de pH, alcalinidade e ácidos voláteis para avaliação do desempenho das conchas de sururu na estabilização do sistema, demonstraram bons resultados. Foi verificado crescimento de pH na ordem de duas a três unidades para as etapas E5 e E10 do estudo. Houve ganho de alcalinidade e consumo de ácidos orgânicos satisfatórios em razão da elevada concentração de óxido de cálcio nas conchas, próxima a 43% da constituição. Na Etapa E20, não foram traçados perfis devido a sobrecarga orgânica nos reatores.

Atribui-se o ganho de pH especificamente no efluente acidogênico nas etapas E5 e E10, ao contato do resíduo com as conchas de sururu. As conchas permitiram a produção de um efluente acidogênico apropriado para o reator metanogênico, o que se manifestou positivamente no desempenho do sistema, tendo efeito preponderante sobre a eficiência na redução de DQO.

A relação AV/AT nas etapas E5 e E10 se conservou abaixo de 0,5 por praticamente todo o período de monitoramento. As remoções de carga orgânica foram de 77% e 89%, respectivamente, para as etapas E5 e E10. Quanto à eficiência na remoção de nutrientes, o sistema não se mostrou adequado, a exemplo de outros biodigestores anaeróbios. A capacidade de redução média para nitrogênio total foi 47% enquanto a redução de fósforo total foi de 23%. Há, desta forma, a necessidade de pós-tratamento que poderá ser a disposição do efluente tratado em lavouras onde sirva como biofertilizante.

Na Etapa E20, a carga orgânica trouxe problemas a estabilidade. O pH na saída do reator acidogênico ficou em 5,3, no reator metanogênico, o valor médio foi 5,7. Embora tenha havido ganho de pH após ajustes no sistema, em torno de duas unidades, as condições do efluente não foram suficientes para preservação e desenvolvimento dos microrganismos metanogênicos. O sistema apresentou elevados valores de ácidos voláteis e queda de pH no reator metanogênico, sendo estes indícios de colapso. Isto pode ter decorrido de diversos fatores além da sobrecarga no sistema dentre os quais, aumento no volume de sólidos solúveis afluentes e perda da capacidade de preservação do pH pelo desgaste das conchas de sururu. Nestas condições, o sistema apresentou baixa eficiência na remoção de DQO, 17% em média. As concentrações de nitrogênio e fósforo total no efluente final demonstraram novamente a necessidade de pós-tratamento.

Previam-se no trabalho ensaios de determinação de cianeto e monitoramento de biogás. As determinações de cianeto não foram realizadas em decorrência da indisponibilidade de condições nos laboratórios onde o trabalho foi desenvolvido. Quanto o monitoramento de biogás, as pequenas dimensões do reator não permitiram que fossem realizadas.

Embora a indisponibilidade destes dados de cianeto e biogás não permitam uma quantificação da eficiência do sistema na redução de cianeto e na conversão de matéria orgânica a biogás, experiências relatadas por Lacerda (1991), Feiden (2001) e Cereda *et al.* (2001), por exemplo, para sistemas de tratamento anaeróbio, onde as reduções de DQO estavam relacionadas à redução satisfatória de cianeto e a produção eficiente de biogás, é plausível supor que o sistema aqui estudado possui desempenho satisfatório para ambos os parâmetros. Isto, contudo, dependerá de confirmação mediante a realização dos ensaios referidos.



De forma geral, conclui-se pela viabilidade da alternativa aqui trabalhada para o tratamento da manipueira. No entanto, é necessária a resolução dos inconvenientes verificados no trabalho e relatados neste texto. Recomenda-se, por exemplo, a realização de ensaios que definam o tempo ótimo de uso das conchas de sururu bem como a quantidade mais adequada a ser inserida no reator acidogênico.

Outro inconveniente, o elevado consumo d'água necessária a diluição do substrato, é um fator limitante do tratamento, considerando-se a escassez na maioria das regiões produtoras de farinha. Estudos deverão ser desenvolvidos no sentido de otimizar este consumo ou mesmo a substituição por esgoto doméstico e/ou água de lavagem das raízes gerados nas casas de farinha. A redução do consumo de água pode ainda ser possível através da redução da vazão afluyente que se reflete no aumento do TDH e na diminuição da COV.

O aumento na escala do sistema é um próximo e necessário passo para a disponibilização da tecnologia de tratamento aos produtores. É necessária a adequação do sistema aos ambientes de produção de farinha e/ou extração de fécula. Assim, a construção de um sistema piloto próximo às casas de farinha é uma alternativa que deverá ser considerada inclusive com o desenvolvimento de estruturas que permitam o armazenamento e fornecimento de biogás para atendimento da demanda energética das unidades de produção.

## REFERÊNCIAS

APHA – AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. *Standard methods for the examination of water and wastewater* 20th Ed. Washington, 1999. 20ª ed. American Publish Health Association.

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

BARANA, A.C. Estudo de carga de manipueira em fase metanogênica em reator anaeróbio de fluxo ascendente e leito fixo. 1996. 80f. Dissertação (Mestrado em Agronomia/Energia na Agricultura) - Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista. Botucatu. 1996.

\_\_\_\_\_. Avaliação de tratamento de manipueira em biodigestores: fase acidogênica e metanogênica. Botucatu. 2000. 105f. Tese (Doutorado em Agronomia) - Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu. 2000.

BARBOZA, M. G. Efeitos da Temperatura e velocidade superficial em sistemas anaeróbios de duas fases tratando esgoto sanitário sintético em reatores horizontais com células imobilizadas. 2002. 181f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos. 2002.

BARBOZA, M. G. *et al.* Desenvolvimento de Reator Anaeróbio Horizontal com Chicanas para tratamento de esgoto sanitário. In.: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23, 2005, Campo Grande. Anais, Campo Grande: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2005.

BRASIL. Conselho Nacional de Meio Ambiente. Resolução n.º 397, de 2008. Altera o inciso II do § 4.º e a Tabela X do § 5.º, ambos do art. 34 da Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente n.º 357, de 2005, que dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes. Resoluções vigentes publicadas entre julho de 1984 e novembro de 2008: – 2. ed. Conselho Nacional do Meio Ambiente. – Brasília, Brasília, DF, p. 219-220. 2008.

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Diretrizes para o plano nacional da mandioca. Brasília, DF, 2005. 19p.

CAMPOS *et AL.*, J. R. Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro: ABES, 1999. 464p.

CAVALCANTI, J. Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária - EMBRAPA. Perspectivas da mandioca na região semi-árida do Nordeste. Disponível em <<http://www23.sede.embrapa.br:8080/aplic/rumos.nsf>>. Acesso em: 14 jun. 2008.

CEREDA, M. P. Resíduos da industrialização da mandioca no Brasil. São Paulo. Paulicéia. 174p.1994.

CEREDA, M. P. *et al.* Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca. São Paulo. Fundação Cargill. 2001. 320p.

CHERNICHARO, C. A. de L. Reatores Anaeróbio. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. 246p.

CODEIRO, G. Q. Tratamento de manipueira em reator anaeróbio compartimentado. 2006. 91f. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Ciência de Alimentos) - Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas; Universidade Estadual Paulista. São José do Rio Preto. 2006.

DEL BIANCHI, V. L. Balanço de massa e de energia do processamento de farinha de mandioca em uma empresa de médio porte do Estado de São Paulo. 1998. 118f. Tese (Doutorado em Energia na Agricultura) — Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu. 1998.

DEL BIANCHI, V. L. *et al.* Performance of an anaerobic baffled reactor (ABR) in treatment of cassava wastewater. *Brazilian Journal of Microbiology*. vol. 40, n. 1. p.48-53. 2009.

FEIDEN, A. Tratamento de águas residuárias de indústria de fécula de mandioca através de biodigestor aneróbio com separação de fases em escala piloto. 2001. 105f. Tese (Doutorado em Agronomia) – Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu. 2001.

GOMES, P.C.C. *et al.* Relatório Final: Obtenção de materiais à base de cimento com resíduo do estado de Alagoas: um caminho para o desenvolvimento sustentável da construção. Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Alagoas, Maceió, AL. 2004. 33p.

GRANJA, T. Revista Jangada Brasil. A poesia da pesca primitiva: a pesca de sururu em Alagoas é feita com muito primitivismo. Rio de Janeiro, RJ, Ano VI, ed. 74, 2005. Disponível em <<http://jangadabrasil.com.br/revista/janeiro74/of74001b.asp>>. Acesso em: 23 abr. 2009.

IBGE - Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (2007). Produção Agrícola Municipal. Rio de Janeiro, RJ, 2007. 68p.

\_\_\_\_\_. Pesquisa de Orçamentos Familiares. Disponível em: <<http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/condicaodevida/pof/2002/default.sh>>. Acesso em: 28 nov. 2008.

KUCZMAN, O. Tratamento anaeróbio de efluente de fecularia em reator horizontal de uma fase. 2007. 84f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas, Universidade Estadual do Oeste do Paraná – UNIOESTE, Cascavel. 2007.

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

LANARV – LABORATÓRIO NACIONAL DE REFERÊNCIA VEGETAL. Análise de corretivos, fertilizantes e inoculantes: métodos oficiais. Ministério da Agricultura. Secretaria Nacional. Brasília, 1983. 104p.

LEONEL, M.; CABELLO C. (2001). Hidrólise enzimática do farelo de mandioca: glicose e álcool. In: CEREDA, M. P. Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca. São Paulo. Fundação Cargill. 320p. 2001.

LIMA, U. A. Beneficiamento e industrialização da mandioca. Manual Técnico: Série Tecnologia Agroindustrial. São Paulo, SP: Secretaria de Ciência e Tecnologia. 1982, 56p.

MACEDO, S. J. *et al.* Variações dos principais parâmetros ambientais da Lagoa Mundaú/AL e sua influência sobre o ciclo biológico lagunar. Boletim de Estudos e Ciências do Mar. n. 6, p.9-35. 1987.

MAGALHÃES, C. P. Estudos sobre as bases bioquímicas da toxicidade da manipueira a insetos, nematóides e fungos. 1993. 117f. Dissertação (Mestrado em Bioquímica) - Centro de Ciências, Universidade Federal do Ceará. Fortaleza. 1993.

PAWLOWSKY, U. Curso de tratamento de efluentes industriais. Superintendência dos Recursos Hídricos e Meio Ambientes, Toledo, PR. 1991. 78p.

RIBAS, M. M. F. Comparação da estabilização da manipueira com calcário e hidróxido de sódio na fase acidogênica da biodigestão anaeróbia e uso do biofertilizante. 2003. 94f. Dissertação (Mestrado em Energia na Agricultura) - Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu. 2003.

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

SEBRAE - Serviço Brasileiro de Apoio a Micro e Pequena Empresa. Eficiência Econômica e Competitividade da Cadeia Produtiva da Mandioca em Alagoas. FADE/UFPE. Maceió, AL, 2005. 84p.

\_\_\_\_\_. Manual de Boas Práticas em Casas de Farinha. SEBRAE/AL. Maceió, AL. 2006. 60p.

\_\_\_\_\_. Novos derivados da mandioca são difundidos em Alagoas. Agência SEBRAE de Notícias. Maceió, 22 jan. 2009. Disponível em <<http://www.agenciasebrae.com.br/noticia.kmf?noticia=8088441&canal=36>> Acesso em: 20 abr. 2009.

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

von SPERLING, M. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1996. 243p.

WHO – World Health Organization. Hydrogen Cyanide and Cyanides Human Health Aspects. Geneva, 2004. 73p. Disponível em <<http://www.who.int/ipcs/publications/cicad/en/cicad61.pdf>>. Acesso em: 5 mar. 2009.

ZAIAT, M. *et al.* Morphological study of biomass during the start-up period of a Fixed-Bed Anaerobic Reactor treating domestic sewage. Brazilian Archives of Biology and Technology. vol. 48, n. 5, p. 841-849, 2005.

\_\_\_\_\_. Colonização microbiana de espuma de poliuretano como meio suporte em reator anaeróbio operado em batelada seqüencial para tratamento de esgoto sanitário. In.: SIMPÓSIO BRASILEIRO DE FERMENTAÇÕES, 14, 2005, Florianópolis. Disponível em <[http://www.enq.ufsc.br/eventos/sinaferm/trabalhos\\_completos/t036.doc](http://www.enq.ufsc.br/eventos/sinaferm/trabalhos_completos/t036.doc)>. Acesso em: 5 abr. 2009.