

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

**DESEMPENHO DE REATORES ANAERÓBIOS COM MEIO SUPORTE DE BAMBU SOB**  
**DIFERENTES CARGAS ORGÂNICAS EM DUAS RELAÇÕES**  
**COMPRIMENTO:DIÂMETRO NO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE FECULÁRIA**

**KATHIA REGINA KUNZLER**

**CASCAVEL – PARANÁ – BRASIL**

**FEVEREIRO - 2010**

**KATHIA REGINA KUNZLER**

**DESEMPENHO DE REATORES ANAERÓBIOS COM MEIO SUPORTE DE BAMBU SOB  
DIFERENTES CARGAS ORGÂNICAS EM DUAS RELAÇÕES  
COMPRIMENTO:DIÂMETRO NO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE FECULARIA**

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

Orientadora:

Prof<sup>a</sup>. Dra. Simone Damasceno Gomes

Co-orientadora:

Prof<sup>a</sup>. Dra. Maria Hermínia Ferreira Tavares

**CASCADEL – PARANÁ – BRASIL**

**FEVEREIRO – 2010**

### Ficha catalográfica

Elaborada pela Biblioteca Universitária Campus de Toledo – Unioeste

K96d      Kunzler, Kathia Regina  
Desempenho de reatores anaeróbios com meio suporte de bambu sob diferentes cargas orgânicas em duas relações comprimento:diâmetro no tratamento de efluentes de fecularia / Kathia Regina Kunzler — Cascavel, PR: UNIOESTE, 2010.  
xii; 55 f. ; 30 cm.

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

1. Biodigestão. 2. Reatores sem separação de fases. 3. Cinética. I. Universidade Estadual do Oeste do Paraná. II. Título.

CDD 20ed. 628.5  
664.096

**Bibliotecária: Marilene de Fátima Donadel CRB-9/924**

**KATHIA REGINA KUNZLER**

**DESEMPENHO DE REATORES ANAERÓBIOS COM MEIO SUPORTE DE BAMBU SOB  
DIFERENTES CARGAS ORGÂNICAS EM DUAS RELAÇÕES  
COMPRIMENTO:DIÂMETRO NO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE FECULARIA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola em cumprimento parcial aos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Agrícola, área de concentração Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, para aprovação pela seguinte banca examinadora:

Orientadora: Prof<sup>a</sup>. Dra. Simone Damasceno Gomes  
Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas, UNIOESTE – *Campus*  
Cascavel

Prof. Dr. Pitágoras Augusto Piana  
Centro de Engenharias e Ciências Exatas, UNIOESTE - *Campus*  
Toledo

Prof. Dr. Marcio Antonio Villas Boas  
Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas, UNIOESTE - *Campus*  
Cascavel

Prof<sup>a</sup>. Dra. Marney Pascoli Cereda  
Universidade Católica Dom Bosco (UCDB)/ Campo Grande (MS)

**CASCADEL - PARANÁ - BRASIL**

**FEVEREIRO - 2010**

## BIOGRAFIA

KATHIA REGINA KUNZLER nasceu em Toledo, PR, em 25 de dezembro de 1982. No ano letivo de 2004 concluiu o curso de graduação em Química no Centro de Engenharias e Ciências Exatas da Universidade Estadual do Oeste do Paraná – UNIOESTE, *campus* de Toledo, PR. Em abril de 2005 passou a exercer a função de analista de laboratório junto à empresa farmacêutica Prati, Donaduzzi & Cia LTDA, no setor de controle de qualidade, permanecendo nesta empresa até dezembro de 2007. Neste mesmo ano, iniciou o curso de especialização em Gerenciamento de Laboratórios ofertado junto ao Centro de Engenharias e Ciências Exatas da Universidade Estadual do Oeste do Paraná – UNIOESTE, *campus* de Toledo, o qual teve duração de 18 meses, sendo finalizada em outubro de 2008. No período entre os meses de fevereiro e dezembro de 2008, lecionou como Professora substituta junto à Universidade Tecnológica Federal do Paraná – *campus* de Medianeira, atuando nos cursos de Tecnologia em Alimentos e Tecnologia em Gerenciamento Ambiental. Em março de 2008 também iniciou o Curso de Mestrado em Engenharia Agrícola, na área de concentração de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, na Universidade Estadual do Oeste do Paraná – UNIOESTE, *campus* de Cascavel, sob a orientação da Professora Simone Damasceno Gomes, no qual a partir de janeiro de 2009 foi contemplada como bolsista CAPES.

*“Porque é preciso ter força  
É preciso ter raça  
É preciso ter gana, sempre...  
Mas é preciso ter manha  
É preciso ter graça  
É preciso ter sonho, sempre!!”*

*(Milton Nascimento)*

*Aos meus pais Imério e Alaíde  
pelo amor, vida e educação, e  
ao meu amado esposo André  
pelo incentivo, apoio e  
companheirismo.*

## AGRADECIMENTOS

A Deus, pela sabedoria e pelas oportunidades concedidas em minha vida;

Aos meus pais, Imério e Alaíde, por me ensinarem a valorizar o saber, por terem me encaminhado na educação e por tudo que fizeram e continuam fazendo para que meus sonhos se realizem, obrigada;

Ao meu esposo André Ricardo, meu companheiro, meu amigo, meu amor, pelo apoio incondicional, pela dedicação constante, pelo incentivo a cada dia e por sempre acreditar em meu potencial até mesmo nos momentos que nem eu mesmo acreditava, obrigada sempre;

À minha irmã Kelly, minha “pequena”, simplesmente pela alegria que trouxe nos momentos que precisava, por todo o incentivo, amizade e amor, e por ser esta menina cheia de sonhos o que nos faz acreditar que o amanhã vale à pena;

À minha irmã Iris, ao meu cunhado e à minha sobrinha pela amizade;

Ao meu cunhadinho Marcos (Kinho), por todo apoio e ajuda;

À minha grande amiga Graciela, por estar presente em tantas etapas da minha vida, pelo carinho de irmã, alegria que só ela transmite, pelo exemplo de mulher batalhadora, pelo incentivo, pelas festas que fazemos juntas e pela saudade que vai deixar ao iniciar sua nova vida um pouco mais longe de nós;

À minha orientadora, Professora Dra. Simone Damasceno Gomes, pela orientação, amizade, compreensão e por todo o incentivo;

Ao Professor Dr. Pitágoras Augusto Piana, pela orientação e auxílio no tratamento estatístico dos resultados, disponibilizando horas do seu precioso tempo para me auxiliar, dividindo comigo seus conhecimentos, obrigada pela paciência!!!

A todos os colegas do grupo de pesquisas em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental (RHESA), pela amizade, em especial às minhas colegas Dayane, Mariana e Larissa, pelo auxílio ao desligar o cromatógrafo, tirar cadinhos da mufla, pesar os cadinhos e também pela amizade e alegria que transmitem, obrigada meninas;

Ao Douglas, por todo apoio ao dividir comigo seus conhecimentos anteriores, pela paciência e pela amizade;

Aos colegas do grupo de pesquisa da biodigestão anaeróbia da manipueira;

Ao CNPq pelo financiamento do projeto;

À Coordenação de Aperfeiçoamento Pessoal de Nível Superior – CAPES, pelo apoio financeiro.



## RESUMO

### DESEMPENHO DE REATORES ANAERÓBIOS COM MEIO SUPORTE DE BAMBU SOB DIFERENTES CARGAS ORGÂNICAS EM DUAS RELAÇÕES COMPRIMENTO:DIÂMETRO NO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE FECULARIA

O resíduo líquido proveniente das fecularias de mandioca apresenta uma elevada carga orgânica, principalmente devido à elevada concentração de carboidratos, o que proporciona um meio ideal para o desenvolvimento de bactérias fermentativas. A utilização de reatores anaeróbios com meio suporte proporciona o aumento da área de contato dos microorganismos no reator e melhor fixação destes, resultando na possibilidade de aplicação de cargas orgânicas diárias mais elevadas e uma redução considerável do tempo de detenção necessário para o tratamento do afluente. Neste contexto, o objetivo deste trabalho é realizar um estudo do processo de biodigestão em dois reatores anaeróbios com biofiltro de bambu, no tratamento de efluente de fecularia de mandioca, através da avaliação do desempenho dos sistemas e determinação das constantes cinéticas de degradação da matéria orgânica ao longo dos reatores. Os reatores anaeróbios utilizados foram fabricados com tubos de PVC apresentando relações diâmetro:comprimento 1:3 e 1:6. Ao longo do perfil dos reatores foram instalados cinco pontos de amostragem de efluente, distribuídos equidistantemente, através dos quais foram coletadas as amostras para determinação da constante cinética de consumo de matéria orgânica e do modelo cinético que melhor represente o consumo de matéria orgânica ao longo do perfil dos sistemas. Os dois reatores foram preenchidos com meio suporte constituídos de anéis de bambu e o volume útil calculado para os reatores foi de 6,8 e 6,0 L para a relação diâmetro:comprimento de 1:3 e 1:6, respectivamente. Para a mensuração da quantidade de biogás produzida, cada reator foi conectado a um gasômetro preenchido parcialmente com uma solução de 3% de  $H_2SO_4$  e 25% de NaCl. As cargas orgânicas aplicadas ao sistema foram 0,519; 1,156; 1,471; 3,049; 3,813; 4,347; 4,708 e 5,601  $g.L^{-1}d^{-1}$ , sendo o processo avaliado diariamente durante quinze dias após a estabilização do processo, através das análises de DQO, ST e SV, relação AV/AT e volume de biogás produzido em função da DQO consumida. Ao final dos quinze dias de avaliação dos sistemas, amostras foram coletadas ao longo do perfil dos reatores e analisadas quanto ao parâmetro DQO, para verificação do consumo de matéria orgânica ao longo dos reatores. Os resultados obtidos demonstraram que as relações diâmetro:comprimento dos reatores não influenciaram na eficiência dos mesmos quanto às remoções de DQO, ST e SV para as cargas orgânicas aplicadas. Os sistemas apresentaram também comportamento estável em relação à razão AV/AT, para todas as cargas avaliadas, sugerindo suportarem cargas orgânicas mais elevadas. O modelo cinético de primeira ordem foi o que melhor representou o comportamento cinético de consumo de matéria orgânica para o reator com relação diâmetro:comprimento 1:6, com constante cinética (k) de  $3,4.10^{-2} h^{-1}$ . Para o reator com relação diâmetro:comprimento 1:3 o modelo cinético de segunda ordem foi o que melhor representou o consumo da matéria orgânica, com constante cinética (k) de  $1,96.10^{-4} h^{-1}$ .

**Palavras chave:** Biodigestão; Reatores sem separação de fases; Cinética.

## ABSTRACT

### PERFORMANCE OF ANAEROBIC REACTORS WITH SUPPORT MEANS FOR ORGANIC BAMBOO UNDER DIFFERENT LOADS IN TWO RELATIONS LENGTH: DIAMETER OF EFFLUENTS IN THE STARCH TREATMENT

The liquid waste from the cassava starch has a high organic load mainly due to high concentration of carbohydrates, which provides an ideal medium for the development of fermentative bacteria. The use of anaerobic reactors with media support provides increased contact area of microorganisms in the reactor and better fixation of these, resulting in the possibility of applying higher daily organic loads and a considerable reduction of detention time required for the treatment of tributary. In this context, the objective of this paper is to conduct a study of the process of digestion in two anaerobic biofilter with bamboo in the treatment of effluent of cassava starch, by evaluating the performance of systems and determining the kinetic constants of the degradation of organic matter along the reactors. The anaerobic reactors used were made of PVC tubes showing relations diameter:length 1:3 and 1:6. Along the profile of the reactors were installed five sampling points of effluent spread halfway, through which the samples were collected for determination of rate constant of consumption of organic matter and the kinetic model which best represents the consumption of organic matter along the profile of the systems. The two reactors were filled with a support medium consisting of rings of bamboo and useful volume calculated for the reactors was 6.8 and 6.0 L for the diameter: length ratio of 1:3 and 1:6, respectively. To measure the amount of biogas produced, each reactor was connected to a gas tank partially filled with a solution of 3% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> and 25% NaCl. The organic loading applied to the system were 0.519, 1.156, 1.471, 3.049, 3.813, 4.347, 4.708 and 5.601 g.L<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup> and the process was evaluated daily for two weeks throughout the analysis of COD removal, TS and VS, for VA/TA and volume of biogas as a function of COD consumed. At the end of the fifteen days of evaluation system, samples were collected along the profile of the reactors and analyzed to verify the COD consumption of organic matter along the reactors. The results showed that the various diameter lengths of the reactors did not influence their efficiency with respect to removals of COD, TS and VS for organic loads applied. The systems also showed a stable behavior in relation to the ratio VA/TA for all charges assessed, suggesting withstand higher organic loads. The first order kinetic model was best represented the kinetic consumption of organic matter with respect to the reactor diameter to length is 1:6 and a rate constant  $k$   $3,4 \cdot 10^{-2} \text{ h}^{-1}$ . For the reactor with diameter ratio: 1:3 length to second-order kinetic model was best represented the behavior of the system for this variable, the rate constant  $k$  obtained from  $1,96 \cdot 10^{-4} \text{ h}^{-1}$ .

**Keywords:** Digestion; Reactors without phase separation; Kinetic.

## SUMÁRIO

LISTA DE TABELAS.....	ix
LISTA DE FIGURAS .....	x
LISTA DE ABREVIATURAS .....	xi
1 INTRODUÇÃO .....	01
2 OBJETIVOS .....	03
2.1 OBJETIVO GERAL .....	03
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	03
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	04
3.1 RESÍDUOS GERADOS NAS FECULARIAS DE MANDIOCA.....	04
3.2 REATORES ANAERÓBIOS E BIODIGESTÃO ANAERÓBIA.....	05
3.3 MEIO SUPORTE .....	11
3.4 CINÉTICA DA DIGESTÃO ANAERÓBIA.....	14
3.4.1 MODELOS PARA ESTUDO CINÉTICO EM REATORES ANAERÓBIOS .....	18
3.4.1.1 MODELO CINÉTICO DE ORDEM ZERO .....	19
3.4.1.2 MODELO CINÉTICO DE PRIMEIRA ORDEM .....	20
3.4.1.3 MODELO CINÉTICO DE SEGUNDA ORDEM.....	20
4 MATERIAL E MÉTODOS.....	21
4.1 EFLUENTE.....	21
4.2 REATORES.....	21
4.3 INÓCULO .....	23
4.4 ABASTECIMENTO DOS REATORES E MENSURAÇÃO DO BIOGÁS .....	23
4.5 PARÂMETROS DE ACOMPANHAMENTO .....	25
4.6 DELINEAMENTO ESTATÍSTICO.....	26
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	28
5.1 CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE E CARGAS APLICADAS .....	28
5.2 EFICIÊNCIA DOS REATORES QUANTO À REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA .....	28
5.3 EFICIÊNCIA DOS REATORES QUANTO À REMOÇÃO DE SÓLIDOS TOTAIS .....	32
5.4 EFICIÊNCIA DOS REATORES QUANTO À REMOÇÃO DE SÓLIDOS VOLÁTEIS.....	35
5.5 PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE BIOGÁS EM FUNÇÃO DO CONSUMO DE DQO .....	37
5.6 RELAÇÃO AV/AT .....	40
5.7 CINÉTICA DO CONSUMO DE DQO .....	42
6 CONCLUSÕES .....	48
7 CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	49
8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	50

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 1-</b> Caracterização do efluente gerado no processamento do amido de mandioca.....	05
<b>Tabela 2-</b> Cargas orgânicas e respectivos tempos de detenção hidráulica aplicados aos sistemas .....	25
<b>Tabela 3-</b> Caracterização do efluente e do inóculo utilizados nas cargas orgânicas aplicadas aos sistemas.....	28
<b>Tabela 4-</b> Média $\pm$ erro padrão para os valores de DQO (%) observados nas diferentes cargas e reatores.....	29
<b>Tabela 5-</b> Média $\pm$ erro padrão para os valores de ST (%) observados nas diferentes cargas e reatores .....	33
<b>Tabela 6-</b> Média $\pm$ erro padrão para os valores de SV (%) observados nas diferentes cargas e reatores .....	36
<b>Tabela 7-</b> Média $\pm$ erro padrão para os valores de produção de biogás em função do consumo de DQO observados nas diferentes cargas e reatores.....	38
<b>Tabela 8-</b> Média $\pm$ erro padrão para os valores de AV/AT observado as diferentes cargas e reatores .....	41
<b>Tabela 9</b> – Valores obtidos dos coeficientes de determinação normal ( $R^2$ ) e ajustado ( $R^2$ ajustado) para os três modelos testados no consumo de DQO, nos dois reatores.....	42

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1-</b> Fluxograma da ação dos grupos de bactérias na digestão anaeróbia da matéria orgânica .....	10
<b>Figura 2-</b> Mecanismo cinético da degradação anaeróbia .....	17
<b>Figura 3-</b> Esquema dos reatores .....	22
<b>Figura 4-</b> Esquema do sistema de reatores e mensuração do biogás .....	24
<b>Figura 5-</b> Média $\pm$ 95% IC para os valores de DQO obtidos para as diferentes cargas e reatores .....	29
<b>Figura 6-</b> Média $\pm$ 95% IC para os valores de ST obtidos para as diferentes cargas e reatores .....	33
<b>Figura 7-</b> Média $\pm$ 95% IC para os valores de SV obtidos para as diferentes cargas e reatores .....	35
<b>Figura 8-</b> Média $\pm$ 95% IC para os valores de SV obtidos para as diferentes cargas.....	36
<b>Figura 9-</b> Média $\pm$ 95% IC para os valores de produção de biogás em função da DQO consumida obtidos para as diferentes cargas e reatores .....	38
<b>Figura 10-</b> Média $\pm$ 95% IC para os valores da relação AV/AT obtidos para as diferentes cargas e reatores.....	40
<b>Figura 11-</b> Valores observados de $\ln$ de DQO nos pontos do reator 1:6 para as cargas aplicadas. Retas representam regressões lineares simples obtidas para cada carga (A) e as regressões obtidas pela análise de covariância (B) .....	43
<b>Figura 12-</b> Valores observados de $DQO^{-1}$ nos pontos do reator 1:3 para as cargas aplicadas. Retas representam regressões lineares simples obtidas para cada carga (A) e as regressões obtidas pela análise de covariância (A) .....	44

## LISTA DE ABREVIATURAS

<b>DQO</b>	Demanda química de oxigênio
<b>PVC</b>	Policloreto de vinila
<b>CNTP</b>	Condições normais de temperatura e pressão
<b>ST</b>	Sólidos Totais
<b>SV</b>	Sólidos Voláteis
<b>SF</b>	Sólidos Fixos
<b>AV</b>	Acidez Volátil
<b>AT</b>	Alcalinidade Total
<b>AV/AT</b>	Relação acidez volátil e alcalinidade total
<b>IC</b>	Intervalo de confiança
<b>TDH</b>	Tempo de detenção hidráulico

## 1 INTRODUÇÃO

O resíduo líquido proveniente das fecularias de mandioca possui elevada carga orgânica devido às altas concentrações de carboidratos, entre eles muitos açúcares, que proporcionam um meio ideal para o desenvolvimento de bactérias fermentativas.

Além da elevada concentração de carboidratos, este efluente apresenta também concentrações elevadas do íon cianeto e do ácido cianídrico, substâncias que atuam bloqueando o transporte de oxigênio em seres vivos, tornando o resíduo tóxico a muitos organismos aeróbios e favorecendo a ação das bactérias anaeróbias.

Assim, é necessário um elevado grau de conversão deste resíduo em produtos finais, a fim de reduzir os problemas ambientais que o mesmo pode ocasionar.

A disposição no ambiente de resíduos gerados em diversas atividades industriais, tem resultado em frequentes relatos de problemas de poluição ambiental – problemas estes que levaram as autoridades a elaborar medidas efetivas para minimizar a poluição. Entre essas medidas, pode-se citar as reduções da quantidade de resíduo gerado, utilização de tecnologias que permitam gerar resíduos menos poluentes, tratamento adequado destes antes da disposição no ambiente e aproveitamento em outras atividades.

Atualmente, as alternativas de valorização de resíduos através do seu aproveitamento têm sido muito incentivadas, já que as mesmas podem contribuir para a redução da poluição ambiental, bem como permitir a valorização econômica desses, através da obtenção de subprodutos, agregando valor ao processo de agroindustrialização.

De acordo com Fernandes Júnior e Cereda (1996), a biodigestão anaeróbia é considerada uma tecnologia de boa aceitação para o tratamento biológico de águas residuárias no Brasil, devido a fatores como: condições climáticas favoráveis, baixo custo de implementação e de operação, baixo consumo de energia, baixa geração de lodo biológico e tolerância a elevadas cargas orgânicas.

Desta forma, o tratamento utilizando sistemas de digestão anaeróbios tem se apresentado como opção viável, uma vez que, além da redução da carga orgânica, tem-se também a produção do biogás, o qual pode ser utilizado pela indústria como fonte de energia, nos mais diversos setores produtivos.

Segundo Chernicharo (2007), um dos fatores limitantes quanto à utilização de sistemas de tratamentos anaeróbios simplificados (monofásicos), está na utilização de efluentes com cargas orgânicas baixas, uma vez que cargas mais elevadas podem ocasionar problemas aos reatores, como sua acidificação, levando o mesmo ao colapso.

Uma alternativa que vem se mostrando eficiente para o tratamento dos resíduos agroindustriais, devido à possibilidade de utilização de cargas orgânicas mais elevadas, é a utilização de reatores anaeróbios contendo filtros biológicos. Diversos estudos vêm demonstrando que a utilização de filtros biológicos permite a aplicação de cargas diárias

mais elevadas aos reatores e também uma maior eficiência de remoção de matéria orgânica.

Dentre os estudos realizados podem ser citados Kuczman (2007) e Colin et al. (2006). Os autores avaliaram a remoção de matéria orgânica no tratamento anaeróbio da manipueira, sendo que o primeiro autor trabalhou com reator horizontal de fluxo contínuo sem a utilização de biofiltros e o segundo com utilização de bambu como meio suporte.

Kuczman (2007) obteve carga máxima suportada pelo reator de  $2,96 \text{ gDQO.L}^{-1}\text{d}^{-1}$  e, para esta, uma remoção de 95,31%, enquanto Colin (2006), ao utilizar o biofiltro, alcançou uma carga máxima de  $11,8 \text{ gDQO/L}^{-1}\text{d}^{-1}$  e 87% de remoção, resultando em otimização do sistema.

Dentre os meios suportes utilizados como filtros biológicos, muitos apresentam baixo custo, pois são facilmente obtidos, tornando economicamente viável a sua implementação em reatores anaeróbios.

Segundo Inoue (2008), o estudo a respeito da utilização de tratamento anaeróbio para os efluentes de fecularia de mandioca tem se apresentado como uma alternativa viável, uma vez que o mesmo apresenta baixos custos de implantação e operação, quando comparado com outras tecnologias.

A eficiência do processo de digestão anaeróbia, segundo Colin et al. (2006), é dependente de diversos fatores, dentre eles o pH, a temperatura, concentração de matéria orgânica, presença de compostos tóxicos, composição do efluente entre outros. Desta forma, é necessário um maior conhecimento acerca do processo de digestão anaeróbia, para que se obtenha a otimização do mesmo.

Neste contexto, o conhecimento a respeito do desempenho dos reatores anaeróbios e dos parâmetros cinéticos que envolvem estes sistemas constitui-se em importante fator para o desenvolvimento da tecnologia anaeróbia, pois além dos dados cinéticos fornecerem informações sobre o crescimento dos micro-organismos e utilização do substrato por diversas culturas, fornecem subsídios para a análise do sistema de tratamento, aumento da escala dos reatores, dimensionamento e otimização dos sistemas.



## 2 OBJETIVOS

### 2.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar o processo de biodigestão anaeróbia do resíduo líquido proveniente das fecularias de mandioca em dois reatores horizontais de fluxo contínuo, com diferentes relações diâmetro:comprimento, utilizando bambu como biofiltro, através da análise do desempenho do sistema e determinação da constante cinética de degradação da matéria orgânica ao longo do perfil dos reatores.

### 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar o desempenho dos reatores quanto à remoção de DQO, remoção de ST e SV e produção de biogás em função da matéria orgânica consumida, para diferentes cargas orgânicas;
- Avaliar o comportamento dos reatores em relação às cargas orgânicas aplicadas, através da análise da relação AV/AT;
- Determinar o modelo cinético que melhor represente o comportamento dos reatores ao longo do seu perfil, em relação à degradação da matéria orgânica, assim como obter as constantes cinéticas de degradação da matéria orgânica.

### 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 RESÍDUOS GERADOS NAS FECULARIAS DE MANDIOCA

A mandioca produzida no Brasil pode ser utilizada tanto para o consumo na sua forma *in natura*, como após processamento industrial, transformada em farinha ou fécula de mandioca. No Brasil, há várias indústrias que processam a mandioca, localizadas principalmente nos estados do Mato Grosso do Sul, Santa Catarina, Paraná e São Paulo. No estado do Paraná, a produção para fins industriais concentra-se nas regiões oeste, norte e noroeste do estado (CEREDA, 2001).

A produção brasileira no ano de 1990 foi de 170 mil toneladas, passando para 667 mil em 2002. Nos anos de 2003 e 2004 houve queda na produção, devido à escassez de matéria prima; porém, nos anos seguintes a produção voltou a crescer, alcançando 565,11 mil toneladas no ano de 2008 (ABAM, 2010).

No processo de industrialização da mandioca são gerados diversos resíduos, tais como casca, farelo e resíduos líquidos. Os resíduos líquidos podem ser divididos em duas categorias: as águas de lavagem das raízes e a água proveniente da prensagem da massa da mandioca ralada, denominada água de prensagem ou manipueira (OLIVEIRA, 1999).

A manipueira é considerada mais poluente que as águas de lavagem, carregando a maioria dos sólidos solúveis, alguns insolúveis em suspensão e parte do amido, além de compostos tóxicos (BRINGHENTI, 2004). De acordo com Oliveira (2003), além do potencial poluente, devido às altas concentrações de material orgânico, tem-se, também, o problema da existência de glicosídeos potencialmente hidrolisáveis à cianeto, os quais fazem parte da raiz da mandioca e, no processamento, são carregados no resíduo líquido, tornando altamente tóxico aos organismos aeróbios, devido à sua capacidade de bloquear o transporte de oxigênio.

Prado (2000) menciona que a manipueira é responsável por 90% da carga poluente das fecularias, por apresentar grandes quantidades de açúcar proporcionando condições para o desenvolvimento de bactérias anaeróbias responsáveis pelo processo de fermentação. Colin et al. (2006) citam que uma indústria que processa o equivalente a 4 t de raiz diárias para produção de fécula, pode gerar aproximadamente 4,4 m<sup>3</sup> de água residuária, o que resulta em uma relação de 1,1 L de resíduo gerado para cada 1 kg de mandioca processada.

Barana (2000) cita que a composição da manipueira pode se apresentar de forma variável, dependendo das características das raízes, sendo influenciada por fatores como variedade, tipo do solo, condições climáticas, entre outros. A Tabela 1 apresenta a caracterização da manipueira proveniente de diferentes fecularias, obtidas por quatro autores.

**Tabela 1-** Caracterização do efluente gerado no processamento do amido de mandioca.

Características*	Pinto e Cabello (2007)	Feiden (2001)	Parizotto (1999)	Anrain (1983)
Carbono orgânico total	3.243	2.604	-	-
Demanda química de oxigênio	14.300	11.484	11.363	6.153
Sólidos totais	9,8	9,20	14,8	49,51
Sólidos voláteis	6,0	6,4	-	44,04
Sólidos fixos	2,4	2,8	-	5,47
pH	2,4	6,18	7,06	4,9

\* Valores em mg.L<sup>-1</sup>

Fonte: PINTO; CABELLO (2007).

Considerando o elevado potencial poluidor que este resíduo apresenta e o aumento considerável ocorrido na produção, com o passar dos anos tem havido uma grande necessidade de tratamento dos efluentes líquidos gerados pelas indústrias processadoras de mandioca. Silva et al. (2003) informam que, mesmo diluídos, estes efluentes podem causar sérios problemas ao meio ambiente, devido à elevada carga orgânica e aos compostos poluentes.

Feiden (2001) cita o desenvolvimento de diversos estudos para o tratamento do efluente gerado pelas indústrias processadoras de mandioca e que os processos biológicos anaeróbios tem sido predominantes, embora trabalhos isolados tenham sido efetuados utilizando outros processos.

O tratamento utilizando sistemas de digestão anaeróbios tem se apresentado como opção viável, uma vez que, além da redução da carga orgânica, o mesmo apresenta ainda uma elevada produção do biogás, o qual pode ser utilizado pela indústria como fonte de energia, nos mais diversos processos produtivos. Segundo Florentino e Biscaro (2004), a biodigestão anaeróbia vem sendo utilizada por vários países devido à capacidade que este processo apresenta em estabilizar grande volume de matéria orgânica, com pequena produção de biomassa, alta taxa de destruição de patógenos e produção de metano.

### 3.2 REATORES ANAERÓBIOS E BIODIGESTÃO ANAERÓBIA

Todo processo biológico de tratamento de efluentes ocorre em um volume definido por limites físicos específicos, este volume, segundo Von Sperling (1996), denomina-se reator, o qual pode ser definido como todo tanque ou volume genérico que possibilita o acontecimento de reações químicas ou bioquímicas no seu interior. Assim, um tanque séptico, ou qualquer outro recipiente de maior proporção, como lagoas, por exemplo, utilizado para o tratamento de efluentes é denominado reator.

Os reatores podem ser classificados, segundo o mesmo autor, em termos de seu fluxo hidráulico em contínuo, em que se tem entrada e saída contínuas de efluente, e intermitente ou em batelada, quando se utiliza a capacidade máxima de armazenamento de biomassa, retendo-a até sua completa digestão.

Em termos de padrão de mistura, os modelos hidráulicos básicos que se dividem os reatores são: fluxo em pistão, mistura completa e fluxo disperso (PILOTTO, 2004).

De acordo Patza (2006), em modelos de fluxo em pistão tem-se um modelo de fluxo idealizado, onde cada elemento afluyente é submetido ao mesmo tempo de ação bacteriológica de degradação. É um fluxo contínuo, em que a dispersão longitudinal é mínima, pois não ocorre mistura. O mesmo tem comportamento semelhante a um êmbolo, as partículas entram continuamente no tanque, passam através dele e são descarregados na outra extremidade, na mesma sequência que entraram (VON SPERLING, 2006).

No caso em que se tem, para este tipo de reator, uma cinética de degradação de 1ª ordem, a concentração do substrato degradável diminui gradualmente com o fluxo, de modo que, no final do reato, a concentração de substrato é baixa e a velocidade de remoção também, enquanto que, no início, a concentração de substrato é alta, assim como a velocidade de remoção. Dessa forma, a remoção da mesma quantidade absoluta de substrato necessita de muito mais tempo para se realizar no fim do reator do que em seu início (PATZA, 2006).

De acordo com Pilotto (2004), do início ao fim do reator a taxa de remoção do substrato,  $k$ , é constante, mas a concentração do substrato degradável diminui gradualmente com o fluxo. Assim, no início do reator a concentração de substrato é alta e a remoção é alta para reações de primeira e maiores ordens. No final do reator a concentração de substrato é baixa e, portanto, a remoção é baixa também. Isto ocorre no caso de reatores longos e retangulares utilizados no tratamento de esgoto.

Para os casos em que se tem uma cinética de degradação do substrato de ordem zero, o substrato é removido de forma constante ao longo do tempo.

Em modelos de fluxo de mistura completa, de acordo com Patza (2006), tem-se uma dispersão máxima das substâncias que entram no reator, ou seja, toda concentração que entra no reator é instantaneamente convertida à concentração final da mistura, que é a concentração interna do reator em qualquer ponto.

Nestes reatores, o fluxo de entrada e saída são contínuos, o conteúdo do reator é homogêneo e as concentrações são iguais em qualquer ponto do reator.

Sabe-se que tanto o fluxo em pistão como o de mistura completa são fluxos idealizados e que na prática o escoamento no interior de reatores sempre se desvia de qualquer uma dessas duas condições. O escoamento intermediário entre esses ideais é denominado, de acordo com Pilotto (2004), fluxo disperso. O fluxo disperso é contínuo, arbitrário e pode ser utilizado para descrever as condições de fluxo da maioria dos reatores.

Neste sentido, Pilotto (2004) comenta que existem três fatores que governam o tipo de escoamento: a distribuição do tempo de residência do material que está escoando; o estado de agregação do material em escoamento; e a antecipação ou o retardo de mistura

do material. No caso do fluxo disperso esses três fatores se desviam da situação ideal do fluxo em pistão ou em mistura completa.

Na distribuição do tempo de residência podem ocorrer desvios decorrentes da formação de canais preferenciais de fluxo. O estado de agregação do material depende da sua natureza e, quando ocorre antecipação de mistura de material, primeiramente temos a condição de mistura completa e posteriormente um perfil de velocidades arbitrário. Já quando ocorre o retardo de mistura, verificamos o comportamento hidráulico contrário ao verificado na primeira condição analisada (PILOTTO, 2004).

Os reatores anaeróbios ou biodigestores, segundo Inoue (2008), consistem em um tipo de reator, o qual pode apresentar formato variado, conforme citado, onde se processa a fermentação anaeróbia, ou biodigestão, da matéria orgânica, o mesmo apresentando um reservatório para armazenamento do biogás produzido e uma saída para o material digerido. De acordo com Barana (2000), os reatores anaeróbios são indicados para o tratamento de efluentes facilmente degradáveis.

A digestão anaeróbia, que acontece nesses tipos de reatores, é um processo fermentativo em que algumas espécies de bactérias, que atuam na ausência de oxigênio livre, hidrolisam compostos orgânicos complexos (proteínas, carboidratos e lipídios), produzindo compostos finais mais simples, como os gases metano e dióxido de carbono, entre outras substâncias. A digestão anaeróbia é comumente empregada no tratamento de efluentes, visando à estabilização da matéria orgânica e à produção de biogás.

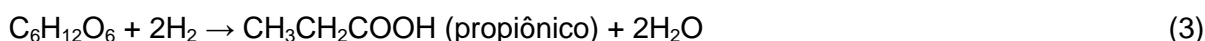
Segundo Moraes (2005), a importância da digestão anaeróbia no tratamento de efluentes aumentou significativamente nas últimas décadas, principalmente por apresentar um balanço energético favorável em relação aos processos aeróbios convencionais, como baixo consumo de energia, baixa produção de lodo e a possibilidade de recuperação e utilização do gás metano como gás combustível. De acordo com Arruda (2004), nos sistemas de tratamento anaeróbio, grande parte do material orgânico presente é convertido em biogás (50 a 90%), o qual é removido da fase líquida e deixa o reator na forma gasosa, e apenas uma pequena parte desse material é convertido em biomassa microbiana (cerca de 5 a 15%), constituindo o lodo do sistema.

A digestão anaeróbia envolve uma sequência de reações biológicas e um consequente equilíbrio entre os diferentes estágios que envolvem este processo. As arqueas metanogênicas ou metanoarqueas são basicamente as responsáveis pelo processo de digestão anaeróbia, mas outros micro-organismos como protozoários (flagelados, amebas e ciliados), fungos e leveduras também podem estar presentes. São vários os grupos de micro-organismos responsáveis pela transformação de macromoléculas complexas em biogás (CAMARGO, 2000).

Basicamente, o processo de digestão anaeróbia envolve quatro etapas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. Na etapa inicial, o material orgânico

particulado é hidrolisado a compostos dissolvidos de menor peso molecular através da ação das exo-enzimas excretadas pelas bactérias fermentativas. Esta etapa pode ser afetada pelo tamanho das partículas que compõem o substrato, pH e composição do mesmo, podendo atuar como fator limitante do processo de digestão anaeróbio (GASPAR, 2003).

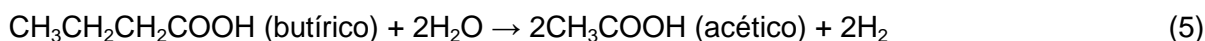
Na acidogênese, os compostos dissolvidos formados na hidrólise são então absorvidos pela parede celular das bactérias fermentativas e convertidos a substâncias ainda mais simples, como os ácidos orgânicos voláteis e alguns compostos minerais (CO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S). De acordo com Shida (2008), as bactérias acidogênicas, após hidrólise da glicose, geram os ácidos acéticos, propiônico e butírico, de acordo com as reações:



Alguns dos gêneros de bactérias normalmente encontradas em reatores anaeróbios nesta etapa acidogênica são: *Clostridium*, *Bacteroides*, *Ruminococcus*, *Propionibacterium*, *Eubacterium*, *Lactobacillus*, *Streptococcus*, *Pseudomonas*, *Desulfobacter*, *Micrococcus*, *Bacillus* e *Escherichia* (CHERNICHARO, 2007).

Segundo Mosey (*apud* SHIDA, 2008), a reação de conversão da glicose para ácido acético ocorre preferencialmente, devido a esta reação fornecer às bactérias acidogênicas um rendimento de energia maior para o crescimento, além de ser um substrato para o grupo de arqueas metanogênicas acetoclásticas que atuarão na etapa posterior produzindo metano. As reações de formação do ácido butírico e propiônico são as respostas das bactérias à acumulação de hidrogênio durante sobrecargas. O desvio do metabolismo das bactérias em direção à formação do ácido butírico reduz a produção de hidrogênio e o teor de ácido do sistema, enquanto que o desvio do metabolismo em direção à formação do ácido propiônico requer consumo de hidrogênio, controlando, assim, o potencial redox do sistema durante as sobrecargas.

Os produtos excretados pelas bactérias fermentativas quando ocorre sobrecarga (ácido butírico e propiônico) serão metabolizados pelas bactérias acetogênicas e convertidos em ácido acético de acordo com as equações propostas por Shida (2008):

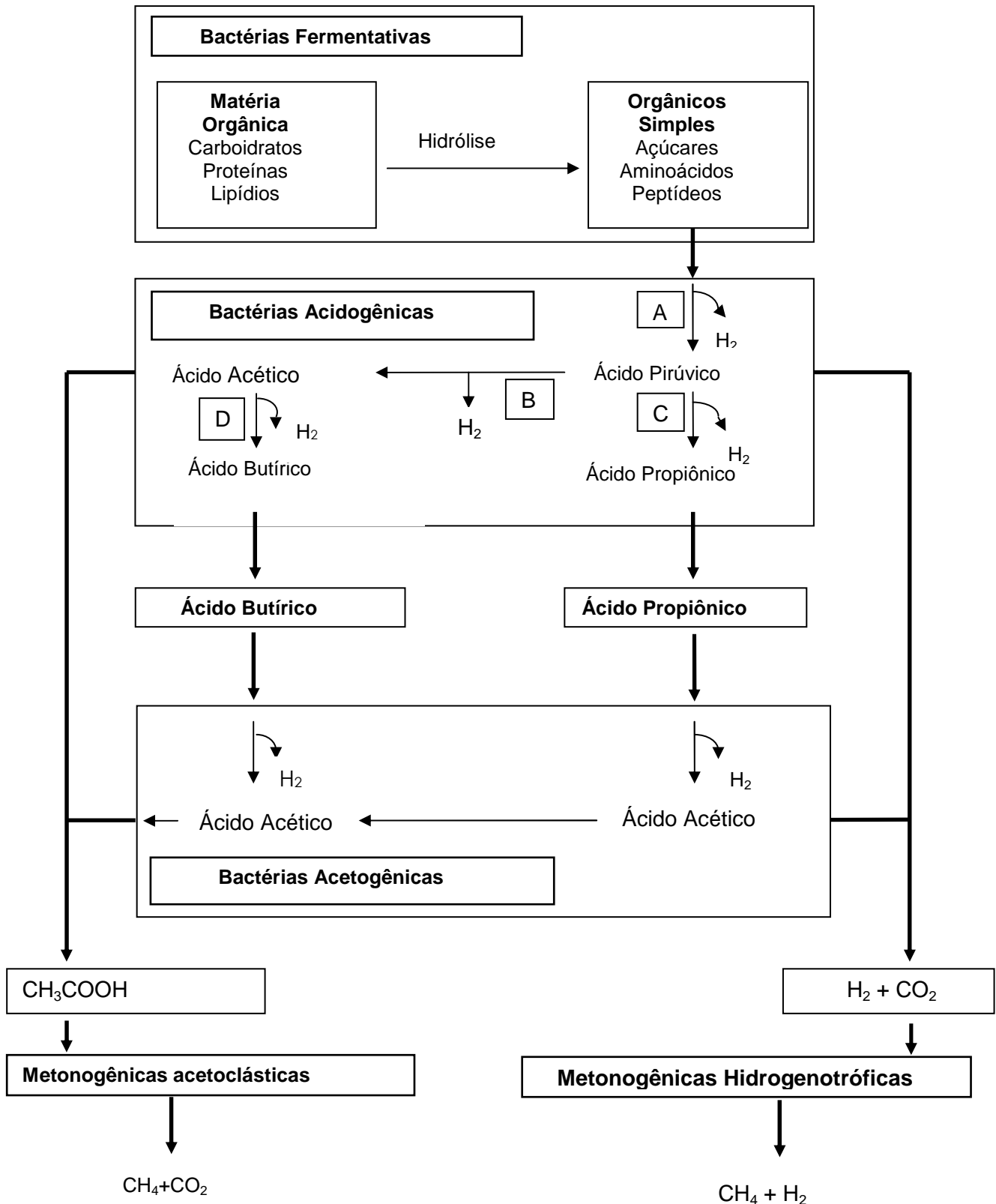


Estes produtos são, então, transformados na etapa final, através da ação das arqueas metanogênicas, em CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>. A metanogênese ocorre através da ação das arqueas metanogênicas acetoclásticas e hidrogenotróficas. As primeiras utilizam o acetato como fonte de energia produzindo CO<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub>. As hidrogenotróficas utilizam o CO<sub>2</sub> como fonte de carbono e o hidrogênio como aceptor de elétrons, resultando na geração de metano (CHERNICHARO, 2007; BEUX, 2005).

De acordo com Shida (2008), as reações que ocorrem na etapa metanogênica pela ação dos dois grupos de arqueas (acetoclásticas e hidrogenotróficas) são:



A Figura 1 apresenta de forma simplificada o fluxograma da ação dos grupos de bactérias na digestão anaeróbia da matéria orgânica, segundo modelo proposto por Mosey (1983) e citado por Shida (2008), adaptado pelo autor.



**Figura 1-** Fluxograma da ação dos grupos de bactérias na digestão anaeróbia.

Fonte: Mosey (apud SHIDA, 2008), adaptado pelo autor.

Há casos em que o resíduo líquido apresenta em sua composição sulfatos e outros compostos intermediários, os quais passam a ser utilizados pelas bactérias redutoras de sulfatos, etapa chamada de sulfetogênese, na qual ocorre a formação de  $\text{H}_2\text{S}$  no meio, o



que ocasiona uma alteração das rotas metabólicas no reator, e estas bactérias passam a competir com as bactérias acidogênicas, acetogênicas e metanogênicas, pelos substratos disponíveis (GUIMARÃES; NOUR, 2001).

As arqueas envolvidas na etapa metanogênica são muito sensíveis às condições desfavoráveis do meio e apresentam um crescimento menor que as arqueas atuantes nas demais etapas – por isso é importante combater as alterações nas condições normais do ambiente do reator, sobrecargas de matéria orgânica ou compostos tóxicos. As arqueas acidogênicas são menos sensíveis e continuam produzindo os ácidos voláteis, o que causa diminuição do pH do sistema, prejudicando as bactérias metanogênicas e podendo levar o sistema ao colapso.

De acordo com Aquino e Chernicharo (2005), uma forma para controlar este problema é a adição de lodo rico em micro-organismos acetoclásticos e a manutenção das condições ideais de crescimento do lodo metanogênico, aumentando-se a taxa de degradação do ácido acético e reduzindo o consumo excessivo da alcalinidade, estabilizando o sistema.

A digestão anaeróbia depende da perfeita interação entre as bactérias acidogênicas e metanogênicas, sendo necessário um rigoroso controle das condições ambientais do sistema (temperatura, pH, nutrientes, componentes tóxicos), principalmente no que se refere às bactérias metanogênicas, mais vulneráveis às alterações do meio.

Chernicharo (1997) relata que uma taxa elevada da etapa metanogênica só pode se desenvolver quando o pH do sistema se mantiver em uma estreita faixa de variação, embora se possa conseguir a formação de metano com pH variando de 6,0 a 8,0. No entanto, valores abaixo de 6,0 e acima de 8,3 devem ser evitados, pois podem inibir por completo a atividade das bactérias formadoras de metano.

Posteriormente, Chernicharo (2007) informa que mais importante que a avaliação do pH é o controle da alcalinidade do sistema de reatores anaeróbios, devido à escala logarítmica do pH, em que pequenas diminuições deste resultam em um elevado consumo da quantidade de alcalinidade, alterando, assim, as condições ideais do meio. Desta forma, o controle da relação acidez volátil e alcalinidade total (AV/AT) é importante para a determinação das condições em que se encontra o sistema, evitando, assim, reduções do pH do meio.

### **3.3 MEIO SUPORTE**

A utilização de sistemas anaeróbios como primeira etapa no tratamento de águas residuárias está se tornando uma prática muito utilizada pelas indústrias, devido às grandes vantagens inerentes a estes sistemas. Entretanto, de acordo com Chernicharo (2007), existem certas dificuldades dos reatores anaeróbios em produzir um efluente que atenda

aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental brasileira, necessitando, quase sempre, de um pós-tratamento de seus efluentes.

A investigação de tecnologias que possibilitem soluções eficientes a estes problemas e que apresentem reduzidos custos pode ser considerada prioritária para a preservação do meio ambiente, atendendo às legislações exigentes. Entre as pesquisas desenvolvidas, a aplicação de meio suporte no tratamento de efluentes tem se mostrado como uma alternativa para minimizar tais problemas, melhorando a eficiência dos reatores e proporcionando maior estabilidade ao efluente.

Em reatores anaeróbios em que se utiliza meio suporte, a matéria orgânica é estabilizada através da ação de micro-organismos (colônias bacterianas) que ficam retidos nos interstícios ou aderidos ao material suporte, como biofilme (STETS et al., 2007). Estes materiais utilizados como meios suportes são constituídos de um leito de material inerte, os quais acumulam em sua superfície os micro-organismos responsáveis pelo processo de estabilização da matéria orgânica.

Segundo Almeida et al. (2007) e Gonçalves et al. (2001), estes materiais inertes distribuídos ao longo do reator têm como função proporcionar uma superfície para melhor fixação dos micro-organismos presentes no sistema anaeróbio, além de dificultarem a perda dos mesmos, atuando como barreira física e evitando que os sólidos sejam carreados para fora do sistema, resultando em um aumento da eficiência do reator em relação à remoção de matéria orgânica e produção de biogás.

Devido à fixação dos micro-organismos ao meio suporte, os reatores anaeróbios resistem bem a variações do efluente e propiciam uma boa estabilidade com baixa perda de sólidos biológicos. Estes sistemas podem ser utilizados tanto para efluentes concentrados quanto diluídos. No entanto, devido à possibilidade de entupimento do meio filtrante, a utilização de meio suporte é recomendada para efluentes predominantemente diluídos (GONÇALVES et al., 2001).

Para que possam ser utilizados como meios suportes em reatores anaeróbios, Shida (2008) recomenda que estes materiais apresentem determinadas características, as quais englobam resistência física a abrasão, superfície porosa favorável à colonização de micro-organismos e capacidade para favorecer a transferência de massa entre o meio e o biofilme. Chernicharo (2007) cita que a escolha do material a ser utilizado como meio suporte em reatores anaeróbios deve seguir alguns quesitos, entre eles:

- Deve ser constituído de material estruturalmente resistente;
- Ser quimicamente e biologicamente inerte;
- Apresentar baixo peso e grande área específica, permitindo a aderência de uma quantidade elevada de sólidos biológicos;
- Possuir uma porosidade elevada a fim de disponibilizar uma área maior para acúmulo de bactérias, reduzindo a possibilidade de colmatação;

- Permitir uma colonização acelerada de micro-organismos, reduzindo o tempo de partida do reator;
- Apresentar baixo custo, sendo economicamente viável.

Diversos materiais têm sido utilizados como meio suporte em reatores anaeróbios. Entre eles, pode-se citar: quartzo, blocos cerâmicos, concha de ostras e de mexilhões, calcário, anéis de plástico, cilindros vazados, blocos modulares de PVC, granito, esferas de polietileno, bambu, etc (CAMARGO, 2000).

Picanço et al. (2001) testaram quatro meios suporte: espuma de poliuretano, PVC, cerâmica e tijolo refratário em reator imobilizado, alimentado com água residuária sintética, com o objetivo de investigar a influência da porosidade dos materiais suportes na adesão de biomassa. Os autores concluíram que a porosidade dos materiais teve grande importância na retenção de biomassa e que a espuma de poliuretano e a cerâmica apresentaram melhores propriedades de retenção quando comparadas ao PVC e o tijolo refratário, concluindo, assim, que diferentes meios suportes podem fornecer condições específicas de aderência a diferentes tipos de micro-organismos.

Barana et al. (2002) avaliaram dois reatores anaeróbios com fluxo ascendente para o tratamento da manipueira: um *plug-flow* recheado com feixe de mangueiras dispostas longitudinalmente e um reator com filtro biológico composto por anéis de polipropileno. Os autores comparam a eficiência dos reatores em relação à remoção de DQO e observaram que a utilização de filtro anaeróbio no reator reduziu 77% a carga de DQO, enquanto que para o *plug-flow* a remoção foi de 49%.

Pereira-Ramires et al. (2001) testaram mangueira plástica, caroço de pêssego moído e peças cúbicas de feltros de materiais sintéticos como suportes alternativos para a complementação de reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) no tratamento de águas de difícil degradação. Os autores concluíram que os sistemas UASB/Filtros anaeróbios podem ser uma excelente alternativa para o tratamento de efluentes industriais, uma vez que os sistemas podem ser executados em TDH muito baixo, resultando em unidades de tratamento compactas e de baixo custo.

Farhadian et al. (2007), ao comparar a utilização de anéis de poliuretano, anéis cerâmicos e anéis de PVC com área superficial de 206, 50 e 134 m<sup>2</sup>.m<sup>-3</sup>, respectivamente, observaram que a eficiência de remoção de matéria orgânica aumentou com a utilização de maiores áreas superficiais, tendo obtido eficiência de 90% de remoção de DQO, com uma carga de 9,6 kgDQO.m<sup>-3</sup>, na utilização de anéis de poliuretano.

Camargo (2000) avaliou a utilização de anéis de bambu como meio suporte na partida de um reator anaeróbio para tratamento de esgoto sanitário, obtendo remoções de 69, 70 e 80% para DQO, DBO e ST, respectivamente, para uma carga de 1 KgDQO.m<sup>-3</sup>. O autor cita a avaliação da utilização de bambu como meio suporte devido ao baixo custo do material.

Posteriormente, Camargo et al. (2001) avaliaram novamente a utilização deste meio suporte para tratamento de esgoto doméstico, utilizando uma carga mais elevada,  $4,22 \text{ KgDQO.m}^{-3}$ , e obtiveram uma eficiência de 84% na remoção de DQO, concluindo que a utilização deste material como meio suporte é viável, apresentando eficiência semelhante aos meios suportes comumente empregados.

Colin et al. (2006) avaliaram o tratamento anaeróbio da manipueira em reator de bancada com a utilização de bambu como meio suporte e obtiveram remoções de DQO de 87% e uma produção diária de biogás de  $3,7 \text{L.L}^{-1}$  para uma carga de  $11,8 \text{gDQO.L}^{-1}$ .

Kuczman (2007), trabalhando com reator horizontal de fluxo contínuo sem meio suporte no tratamento anaeróbio da manipueira, obteve a carga máxima suportada pelo reator de  $2,96 \text{gDQO.L}^{-1}$  e, para esta, uma remoção de 95,31%.

Comparando Kuczman (2007) e Colin et al. (2006), observa-se que a utilização do meio suporte resultou em uma carga máxima suportada pelo reator superior à encontrada a não-utilização de meio suporte, resultando em otimização do sistema ao se utilizar meios suportes no tratamento anaeróbio da manipueira.

Assim, é possível observar que a utilização de filtros biológicos tem se mostrado uma boa alternativa para melhorar a eficiência dos reatores anaeróbios, permitindo uma maior redução de matéria orgânica dos efluentes e otimizando os reatores, permitindo que se trabalhe com cargas diárias mais elevadas.

### **3.4 CINÉTICA DA DIGESTÃO ANAERÓBIA**

O objetivo principal do estudo da cinética dos processos fermentativos é medir as velocidades com que as transformações ocorrem, através da evolução dos valores de concentração de um ou mais componentes do sistema em função do tempo de fermentação, e avaliar a influência de diversos fatores nestas velocidades (MORAES, 2005).

Obtidos estes valores, é possível correlacionar, através de modelos matemáticos, as velocidades de transformações com os fatores que a afetam, permitindo a aplicação de equações que favoreçam a otimização e controle dos processos.

O conhecimento da cinética das reações bioquímicas constitui-se em importante fator para o desenvolvimento da tecnologia anaeróbia, pois, além de os dados cinéticos fornecerem informações sobre o crescimento e utilização do substrato por diversas culturas, são úteis para a análise do sistema de tratamento e para o aumento de escala dos reatores. Segundo Zaiat et al. (1997), é indispensável conhecer as velocidades das reações que ocorrem nos processos bioquímicos dos reatores para, depois, realizar uma projeção em escala maior. Assim, os parâmetros cinéticos e operacionais podem ser equacionados para a verificação das relações existentes entre tais parâmetros e, conseqüentemente, da influência da operação sobre a cinética (MORAES; PAULA JÚNIOR, 2004).

Os parâmetros cinéticos permitem obter as velocidades de utilização dos substratos, a velocidade de formação de produtos e a velocidade de crescimento dos micro-organismos sob determinadas condições. Alguns fatores, como composição do efluente, pH, temperatura, adaptabilidade ou heterogeneidade dos micro-organismos e presença ou ausência de oxigênio são alguns parâmetros que influenciam na cinética de degradação do substrato em reatores biológicos. Moraes (2005) cita que não é possível formular um modelo cinético que inclua todos os aspectos e detalhes envolvidos na relação meio/biomassa, mas que devem ser realizadas simplificações que tornem o modelo aplicável.

Segundo Lacerda (1991), muitas tentativas vêm sendo feitas visando à interpretação dos resultados experimentais com auxílio de modelos matemáticos, a fim de colaborar no entendimento dos mecanismos envolvidos nos processos e estabelecer equações que possibilitem o controle adequado do sistema e sua otimização. Diversos autores utilizaram modelos cinéticos para realizar o estudo da biodegradabilidade dos efluentes em reatores anaeróbios. Segundo Tommaso et al. (2003), muitos estudos têm sido realizados nesse sentido, utilizando expressão semelhante à de Monod e seus casos particulares (ordem zero e primeira ordem).

Moraes e Paula Júnior (2004) realizaram estudos avaliando a biodegradabilidade anaeróbia de resíduos da bovinocultura e da suinocultura visando verificar a aplicabilidade de processos anaeróbios. Os ensaios foram realizados com reatores em batelada com lodos granulados de três origens diferentes, adaptados ou não. Os ensaios realizados foram: 1) efluente de bovinocultura e lodo de abatedouro de aves não-adaptado; 2) efluente de suinocultura e lodo de abatedouro de aves não-adaptado; 3) efluente de bovinocultura e lodo de abatedouro de aves adaptado; 4) efluente de suinocultura e lodo de abatedouro de aves adaptado; 5) efluente de bovinocultura e lodo de bovinocultura; e 6) efluente de suinocultura e lodo de suinocultura. Foram testados modelos cinéticos do tipo Monod, Ordem Zero, Primeira e Segunda Ordem. Os autores verificaram, através das curvas de monitoramento dos valores médios de DQO em função do tempo, que o modelo que melhor se ajustou aos seis ensaios realizados foi o de primeira ordem. A partir deste modelo foram calculados os parâmetros cinéticos ( $K_1$ ) a partir da evolução do consumo do substrato, em termos da concentração de DQO.

O parâmetro cinético estimado ( $k_1$ ), denominado constante de velocidade para reação de Primeira Ordem, mede a velocidade de uma reação em condições específicas e pode ser definido como a variação da concentração de um reagente ou produto na unidade de tempo, em uma reação na qual todos os reagentes se encontram em concentrações unitárias, permitindo avaliar a biodegradabilidade do sistema.

Os resultados obtidos nos ensaios do efluente de bovinocultura, com lodo de abatedouro de aves não-adaptado ( $k_1 = 2,51 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$ ), e com lodo de bovinocultura ( $k_1 = 2,54 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$ ), indicam grande semelhança no processo de biodegradação desses

substratos, pelos dois tipos de biomassa. A máxima biodegradabilidade foi observada no ensaio realizado com efluente de suinocultura, degradado por lodo de suinocultura ( $k_1 = 4,09 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$ ) (MORAES; PAULA JÚNIOR, 2004)

Florentino e Biscaro (2004) realizaram um estudo de modelos matemáticos para o processo de conversão dos sistemas anaeróbios, usando as técnicas de Monod, visando prever a eficiência de conversão de materiais orgânicos para metano e dióxido de carbono em relação ao tempo de detenção, assim como propor uma forma de cálculo do valor ótimo da eficiência de digestão de sólidos totais e voláteis. Estas técnicas são propostas para o auxílio no estudo da eficiência de biodigestores na produção de metano. Os autores concluíram que o modelo proposto é uma boa ferramenta para o auxílio na análise da eficiência, dando segurança ao operador para estabelecer o melhor tempo de detenção hidráulica.

Picanço et al. (2005) realizaram a avaliação da cinética microbiana da digestão anaeróbia para a degradação da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos (FORSU). No estudo, os autores compararam os resultados da operação em sistemas de batelada de uma só fase com os resultados da operação em sistemas de duas fases, em reatores de 50 litros, com o objetivo de desenvolver estudos cinéticos que permitam a utilização de parâmetros para o desenvolvimento de novas propostas, as quais possam ser aplicadas com sucesso na otimização de projetos de reatores.

Foram utilizados três biorreatores em PVC, um como reator acidogênico do sistema híbrido, outro reator de uma fase e, o último reator, sem recirculação de chorume; e um filtro anaeróbio como reator metanogênico para o sistema de duas fases. As condições operacionais dos biorreatores foram distintas, variando as taxas de recirculação, visando maior rapidez da partida e equilíbrio na degradação, acompanhando a atividade microbiana para determinar o efeito da recirculação do chorume utilizado como inóculo nos ecossistemas de reatores.

A caracterização matemática das reações múltiplas em série de primeira ordem com produto intermediário foi o modelo que melhor representou os dados da pesquisa. O resíduo sólido foi representado por A, o percolado por B e o biogás por C, contemplando dois estágios do processo de degradação: hidrólise e conversão de líquido para biogás, podendo ser a equação descrita da seguinte forma:

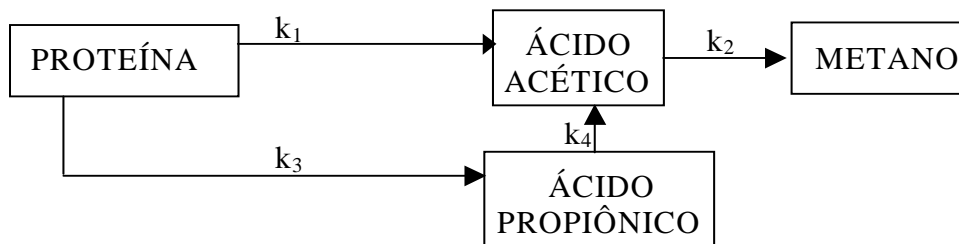


Os autores concluíram que a taxa de recirculação de percolado influenciou significativamente nos biorreatores, degradando a matéria orgânica. O estudo cinético sugeriu que o processo de digestão obedece à cinética das reações em série, com elevados valores de  $k'_1$ . Os dados ajustaram-se muito bem ao modelo, mostrando que, por meio de aplicação de um modelo simples, é possível obterem-se os parâmetros cinéticos, bem como

as constantes de velocidade, tanto para a fase hidrolítica como para a fase metanogênica do processo de digestão anaeróbia.

Tommaso et al. (2003) avaliaram um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF), com volume total de 2 litros, contendo biomassa imobilizada em espuma de poliuretano, alimentado com diferentes substratos protéicos, contendo peptona, soro albumina bovina (SAB) e caseína, mantendo a demanda química de oxigênio (DQO) em 400 mg.l<sup>-1</sup>, aproximadamente. No transcorrer do trabalho, os autores avaliaram o desempenho do reator na degradação anaeróbia dos substratos, visando contribuir para o melhor entendimento das rotas metabólicas preferenciais utilizadas pelo consórcio microbiano na degradação de diferentes proteínas, utilizando, como ferramenta, a modelagem matemática da cinética de degradação do substrato e a caracterização das morfologias presentes na biomassa no interior do reator.

Com base nos perfis espaciais obtidos, foi proposto um modelo cinético de reações paralelas e em série, irreversíveis e de primeira ordem, com dois produtos intermediários, conforme mostrado na Figura 2:



**Figura 2-** Mecanismo cinético da degradação anaeróbia.

Fonte: Tommaso et al. (2003)

Os resultados obtidos permitiram concluir que o processo de digestão anaeróbia é indicado para a degradação de proteínas, nas concentrações estudadas.

O modelo proposto se ajustou bem aos dados experimentais provenientes da operação dos três reatores, podendo ser utilizado como uma ferramenta simples para a previsão de acúmulo de ácidos voláteis provenientes da degradação protéica em reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF), evitando-se, dessa forma, desequilíbrios indesejáveis.

Neste contexto, conhecer os parâmetros cinéticos da degradação anaeróbia dos efluentes em reatores fornece subsídios para o dimensionamento, otimização e aumento de escala dos reatores, permitindo o conhecimento da evolução dos valores da concentração de um ou mais componentes do sistema em função do tempo de fermentação, podendo ser estes valores referentes à diminuição da carga orgânica do substrato, formação de biomassa, produtos intermediários do metabolismo da reação (produção de ácidos) ou produtos finais (biogás). Uma vez que os parâmetros cinéticos são dependentes não só das

características do lodo e da composição do substrato, como também das condições ambientais, é necessário o cálculo específico de um modelo para cada tipo de biomassa, de água residuárias, e nas condições ambientais de trabalho (MORAES, 2005).

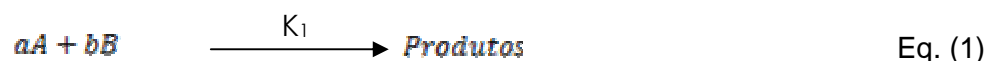
### 3.4.1 MODELOS PARA ESTUDO CINÉTICO EM REATORES ANAERÓBIOS

Ao se estudar a cinética de reações e processos, um dos objetivos é a determinação das equações de velocidade, isto é, expressões matemáticas simples que nos informem com que rapidez uma reação química irá ocorrer. Equações de velocidade com formas matemáticas semelhantes pressupõem que as reações que elas apresentam comportam-se de uma mesma maneira à medida que a reação ocorre.

Através de ferramentas matemáticas, pode-se deduzir algumas expressões simples que acontecem nos processos, as quais ajudarão a prever quantidades de reagentes e produtos que serão consumidos ou formados, ou simplesmente a que velocidade estes processos estarão ocorrendo.

Ao se utilizar uma Lei de Velocidade, um fator importante para qualquer tipo de reação química é sua constante de velocidade ( $k$ ), a qual, como o próprio nome sugere, refere-se a uma constante específica para determinadas condições do sistema, sejam estes pH, temperatura, etc. Os valores de  $k$  podem fornecer informações importantes a respeito dos reagentes, como nos exemplos citados no item 3.4, onde valores calculados para a constante forneceram informações a respeito da biodegradabilidade do substrato.

Esquemáticamente, uma reação química pode ser escrita como:



Onde a velocidade da reação ou taxa de reação, que levara à formação do produto ou consumo dos reagentes, é escrita como:

$$\text{Velocidade} = k \cdot A^a \cdot B^b \quad \text{Eq. (2)}$$

em que:

$A$  = concentração do reagente A;

$B$  = concentração do reagente B;

$a$  e  $b$  = coeficientes estequiométricos;

$k$  = constante de velocidade.

As reações químicas podem ocorrer de maneiras reversíveis, ou seja, a taxa de formação dos produtos é a mesma da formação dos reagentes, estando estes em equilíbrio entre si, ou irreversíveis, quando a reação se processa em apenas um sentido, levando apenas à formação dos produtos, não mais retornando para a formação anterior dos reagentes.



Em biodigestão anaeróbia, têm-se reações simplificadas, em que a degradação do substrato, por exemplo, acontecerá em um único sentido da reação, levando à formação de produtos, sendo consideradas irreversíveis. Desta forma, a lei de velocidade para biodigestão anaeróbia pode ser escrita como:

$$r = k.C^n \quad \text{Eq. (3)}$$

em que:

$r$  = taxa de reação do substrato (L/tempo);

$k$  = constante de velocidade da reação ( $\text{tempo}^{-1}$ );

$n$  = ordem da reação;

$C$  = concentração do reagente.

Quando:

$n = 0$ ; tem-se uma reação de ordem zero;

$n = 1$ ; reação de primeira ordem;

$n = 2$ ; reação de segunda ordem.

Derivando a taxa de reação em função do tempo, obtém-se:

$$\frac{dC}{dt} = \pm kC^n \quad \text{Eq. (4)}$$

O sinal positivo ou negativo dependerá se a reação for de consumo dos reagentes ou de formação dos produtos.

### 3.4.1.1 MODELO CINÉTICO DE ORDEM ZERO

Segundo Patza (2006), reações de ordem zero são aquelas em que a reação independe da concentração do reagente. Nestas condições, a taxa de mudança da concentração ( $C$ ) do reagente é constante no tempo, ou seja, a concentração decai linearmente.

A equação que representa este tipo de reação pode ser dada por:

$$\frac{dC}{dt} = -k.C^0 \quad \text{Eq. (5)}$$

onde o sinal negativo da equação indica o consumo do reagente ao longo do tempo. Integrando a equação anterior, chega-se à equação de velocidade para reação de ordem zero:

$$C = C_0 - kt \quad \text{Eq. (6)}$$

### 3.4.1.2 MODELO CINÉTICO DE PRIMEIRA ORDEM

De acordo com Von Sperling (1996), as reações de primeira ordem são aquelas nas quais a taxa de reação é proporcional à concentração dos reagentes. No caso da degradação, a concentração do reagente decai exponencialmente ao longo do tempo.

A equação para este tipo de reação é dada por:

$$\frac{dC}{dt} = -k \cdot C^1 \quad \text{Eq. (7)}$$

Integrando esta equação, chegamos à equação de velocidade para reações de primeira ordem, conforme já citado anteriormente, e conhecidas como lei de velocidade integrada:

$$\ln C = \ln C_0 - k \cdot t \quad \text{Eq. (6)}$$

ou,

$$C = C_0 \cdot e^{-k \cdot t} \quad \text{Eq. (7)}$$

Na área de tratamento de efluentes há várias reações que se processam segundo a cinética de primeira ordem – como exemplos, pode-se citar: a remoção de matéria orgânica, a diminuição de micro-organismos patogênicos, a introdução de oxigênio pela aeração artificial, etc. No entanto, caso a matéria orgânica esteja disponível em baixas concentrações, a taxa de remoção torna-se praticamente constante e a reação, a partir de determinado tempo, se processa como de ordem zero (VON SPERLING, 1996).

### 3.4.1.3 MODELO CINÉTICO DE SEGUNDA ORDEM

Nas reações de segunda ordem, pequenas mudanças na concentração das substâncias podem afetar consideravelmente a taxa de reação (PATZA, 2006).

A equação é dada como:

$$\frac{dC}{dt} = -k \cdot C^2 \quad \text{Eq. (8)}$$

realizando-se ajustes matemáticos, chega-se à equação de velocidade para reações de segunda ordem:

$$C = C_0 \cdot \frac{1}{1 + k \cdot C_0 \cdot t} \quad \text{Eq. (9)}$$

As reações de segunda ordem ocorrem com uma taxa de reação proporcional à segunda potência. Assim, pequenas mudanças na concentração da substância podem afetar consideravelmente a taxa de reação.

## 4 MATERIAL E MÉTODOS

### 4.1 EFLUENTE

O efluente utilizado nesta pesquisa foi proveniente da indústria de processamento de mandioca para produção de fécula, localizada no município de Toledo (PR). Durante o processamento da raiz da mandioca para obtenção da fécula, a indústria reutiliza a água descartada do processo de prensagem da massa ralada para a lavagem das raízes assim que as mesmas chegam à indústria. Portanto, o efluente descartado por esta é constituído de água de prensagem da massa e água de lavagem das raízes.

A coleta do efluente foi realizada antes da entrada do mesmo na lagoa de sedimentação, no sistema de tratamento de efluentes da indústria, sendo o efluente utilizado na sua forma bruta, ou seja, assim que descartado pela indústria, antes de ser realizado qualquer tipo de tratamento.

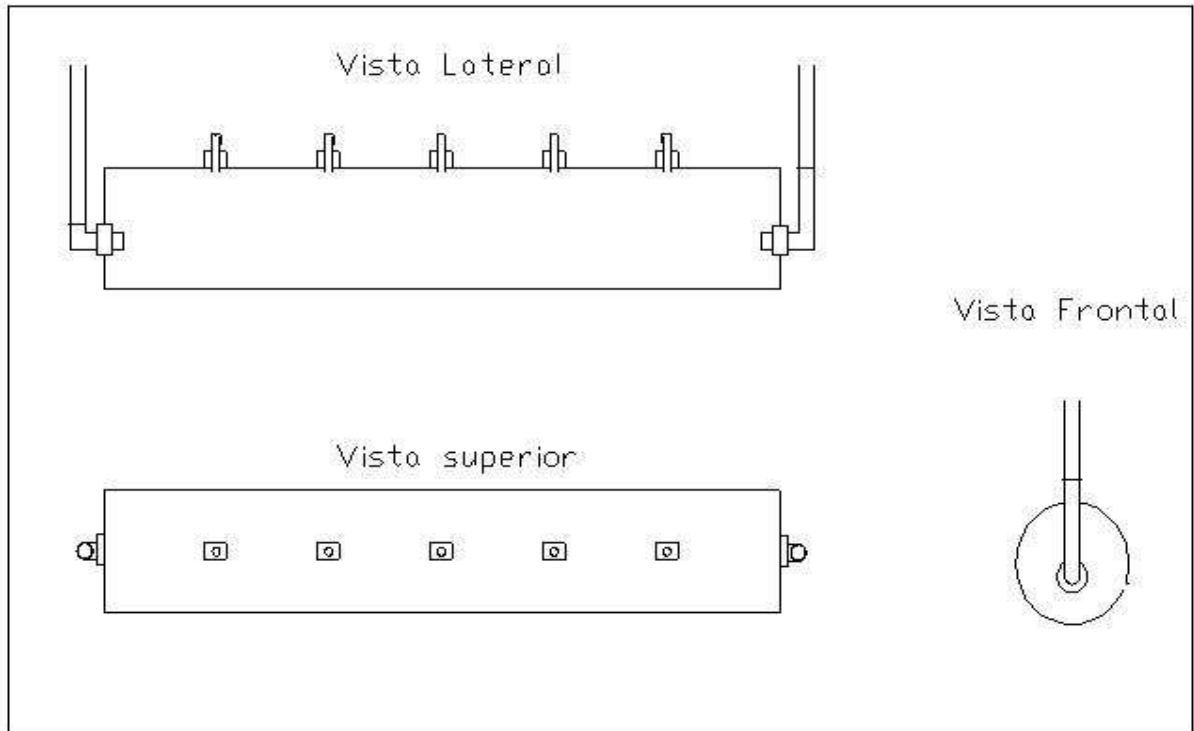
Depois de efetuada a coleta, o efluente foi imediatamente transportado até o laboratório de Saneamento Ambiental da Universidade Estadual do Oeste do Paraná – UNIOESTE, *campus* de Cascavel, sendo o transporte realizado em, no máximo, 60 minutos.

Com o objetivo de simular uma condição mais próxima possível ao efluente lançado pelas feculárias, não foram realizadas correções de pH ou diluições do efluente, sendo este utilizado na sua forma bruta, realizando apenas homogeneização após a coleta e armazenamento em freezer até o momento da utilização.

Para caracterização do efluente foram realizadas análises de pH, DQO, ST, SV e SV, segundo metodologia descrita no *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (1998). O efluente utilizado para as quatro primeiras cargas orgânicas aplicadas não foi caracterizado em relação ao potencial hidrogeniônico.

### 4.2 REATORES

Os reatores anaeróbios utilizados foram fabricados com tubos de PVC com diferentes relações diâmetro:comprimento, apresentando o primeiro diâmetro de 15 cm e comprimento de 90 cm, resultando em uma relação diâmetro:comprimento de 1:6, e o segundo diâmetro de 20 cm e comprimento de 60 cm, resultando em relação diâmetro:comprimento de 1:3. Cinco pontos de amostragem foram instalados ao longo do perfil dos reatores, espaçados em 15 cm para o reator com 90 cm de comprimento e 10 cm de distância para o reator com 60 cm de comprimento, conforme apresentado Figura 3.



**Figura 3-** Esquema dos reatores.

Os dois reatores foram preenchidos com meio suporte, sendo utilizados anéis de bambu apresentando 10 cm de comprimento médio e diâmetro variando entre 1,7 e 2,5 cm, semelhante ao utilizado por Camargo e Nour (2001). A superfície de contato dos reatores foi calculada utilizando a equação 10 e 11, conforme Torres (2009).

$$A = 2 \cdot \Pi (R_e^2 - R_i^2 + R_e \cdot C + R_i \cdot C) \quad \text{Eq. (10)}$$

$$S_b = \frac{\sum_1^{52} A_i}{V_r} \quad \text{Eq. (11)}$$

em que:

**A** = Área em m<sup>2</sup>;

**R<sub>e</sub>** = Raio externo do anel de bambu em m;

**R<sub>i</sub>** = Raio interno do anel de bambu em m;

**C** = Comprimento do anel de bambu em m;

**S<sub>b</sub>** = Superfície de contato do bambu em m<sup>2</sup><sub>meio suporte</sub> · m<sup>-3</sup><sub>efluente</sub>;;

**V<sub>r</sub>** = Volume útil do reator em m<sup>3</sup>.

Para determinar a porosidade do material utilizado como meio suporte, foi obtido o peso do bambu seco em estufa a 105 °C por 24h e o peso após imersão em água durante 48h, objetivado determinar o peso do meio suporte saturado – através da diferença entre os pesos pode-se estimar a porosidade do meio suporte. Também foram determinadas as

dimensões de diâmetro interno, externo e comprimento de cada peça de bambu utilizada, para determinação do volume.

A partir dos volumes e dos pesos do bambu seco e saturado, foi determinada a porosidade do material segundo equação 12, seguindo metodologia proposta por Torres (2009).

$$P(\%) = \frac{(P_1 - P_2)}{V} \times 100 \quad \text{Eq. (12)}$$

Em que:

P(%) = Porosidade do bambu em percentagem;

P<sub>1</sub> = Peso do bambu saturado;

P<sub>2</sub> = Peso do bambu seco a 105 °C por 24 h;

V = Volume de cada peça de bambu.

Com esses dados, calculou-se o volume útil para os reatores, o qual foi de 6,8 e 6,0 L para a relação diâmetro:comprimento de 1:3 e 1:6, respectivamente. Depois de obtido o volume útil, foi possível realizar a padronização das cargas de abastecimento dos reatores, obtidas através da variação da vazão.

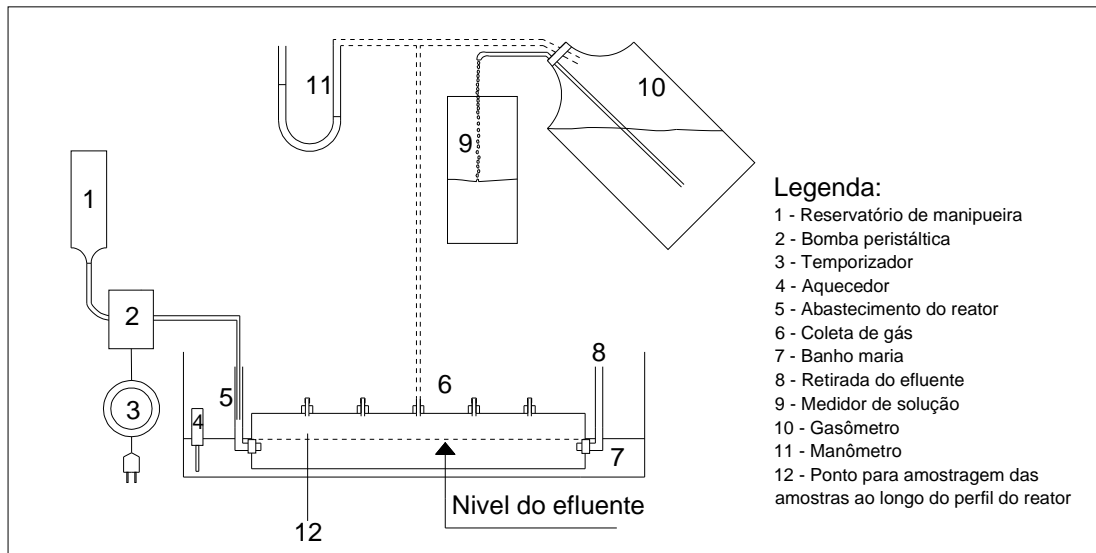
### 4.3 INÓCULO

O inóculo utilizado para dar partida do sistema foi proveniente da lagoa anaeróbia do sistema de tratamento de efluentes da fecularia, sendo o mesmo coletado em pontos de erupção dos gases, localizado no meio da lagoa, devido ao arraste de lodo provocado pela erupção, do fundo da lagoa para a superfície, possibilitando a obtenção de um inóculo com grande concentração de sólidos.

Para a inoculação, 30% dos volumes úteis dos reatores foram preenchidos com inóculo e 10% de manipueira, sendo o restante preenchido com água destilada. Para adaptação dos micro-organismos ao sistema e estabilização dos mesmos, foram aplicadas, inicialmente, cargas baixas do efluente, as quais foram aumentadas gradativamente após verificada a estabilidade, constatado pelas leituras de pH, acidez, alcalinidade e produção de biogás.

### 4.4 ABASTECIMENTO DOS REATORES E MENSURAÇÃO DO BIOGÁS

Para o abastecimento dos reatores foi utilizado uma bomba peristáltica, onde o volume do efluente era distribuído ao longo do dia, com o auxílio de um temporizador. A mensuração da quantidade de biogás produzido foi realizada através de um sistema de gasômetro conectado aos reatores, conforme apresentado na Figura 4.



**Figura 4-** Esquema do sistema de reatores e mensuração do biogás.

Os dois reatores permaneceram submersos em banho-maria, com temperatura controlada variando entre 22°C e 28°C.

Conforme Fernandes Júnior (1995), para a mensuração do volume de biogás com todos os seus constituintes (metano, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub>O, etc) foi utilizada no gasômetro uma solução salina acidificada composta por 3% de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> e 25% de cloreto de sódio.

A correção do volume de biogás produzido foi realizada utilizando-se a equação 13, recomendada por Fernandes Junior (1995).

$$V(CNTP) = \frac{273}{273 + T} \times \frac{P + PW}{760} \times V \times F \quad \text{Eq. (13)}$$

em que:

$T$  = Temperatura Ambiente;

$P$  = Pressão Local;

$PW$  = Pressão de vapor d'água à temperatura do banho-maria transformada em mmHg;

$V$  = Volume de solução deslocada;

$F$  = Fator de correção de umidade a temperatura de medição do gás, segundo a equação:  $y = 1,0568 - 0,0034 \cdot X$ , em que X corresponde a temperatura em °C.

O valor de PW foi calculado pela equação 14.

$$PW = 2 \cdot P_m \cdot 0,0763 \quad \text{Eq. (14)}$$

em que:

$P_m$  = Pressão do reator.

A pressão do gasômetro e do reator foi mensurada através de um nanômetro em forma de “U”, sendo a leitura efetuada diariamente para o cálculo do volume de gás produzido no sistema, nas condições normais de temperatura e pressão.

A Tabela 2 apresenta os valores das cargas orgânicas e os respectivos tempos de detenção hidráulicos aplicados aos reatores.

**Tabela 2-** Cargas orgânicas e respectivos tempos de detenção hidráulica aplicados aos sistemas.

Tratamento	Carga ( $g_{DPO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ )	TDH (d)
1	0,519	9,00
2	1,156	7,00
3	1,471	5,50
4	3,049	4,00
5	3,813	4,00
6	4,347	2,15
7	4,708	2,80
8	5,601	2,70

#### 4.5 PARÂMETROS DE ACOMPANHAMENTO

Foram aplicadas aos reatores oito cargas orgânicas, sendo as mesmas aumentadas gradativamente, a fim de não ocasionar sobrecarga e desestabilização dos sistemas. O experimento teve início em outubro de 2008, sendo a última carga orgânica aplicada em junho de 2009.

As cargas orgânicas aplicadas foram calculadas em função do volume útil dos reatores, através da variação da vazão de entrada do efluente no reator, conforme equações 15 e 26.

$$Q = \frac{V_{reator}}{TDH} \quad \text{Eq. (15)}$$

$$Carga = \frac{Q \cdot C_i}{V_{reator}} \quad \text{Eq. (16)}$$

Em que:

$Q$  = vazão (L/dia);

$C_i$  = concentração do efluente ( $mg \cdot L^{-1}$ );

$V_{reator}$  = volume útil do reator (L).

Para cada carga aplicada, um acompanhamento diário foi realizado, através de análise de pH, produção constante de biogás e relação AV/AT com o objetivo de verificar o comportamento dos sistemas ao aumento de carga.

Depois de verificada a estabilidade dos sistemas às cargas aplicadas, foram efetuadas análises diárias, por um período de quinze dias, para avaliação do processo de digestão anaeróbia e eficiência dos reatores, através de análise de DQO, relação AV/AT, ST e SV.

Para a determinação dos parâmetros propostos, foram adotados os métodos 2540B e 5220D, descritos no *Standart Methods for Examination of Water and Wastewater* (AWWA, 1998), para a avaliação dos sólidos totais e voláteis e DQO, respectivamente. As análises de Alcalinidade Total e Acidez Volátil foram analisadas conforme Silva (1977).

No final do período de avaliação do processo de digestão anaeróbia, para cada carga aplicada foram realizadas coletas de amostras nos pontos de amostragem dispostos nos reatores para avaliação do consumo de matéria ao longo do perfil dos mesmos, possibilitando a obtenção dos parâmetros cinéticos. Conhecendo-se o TDH para cada carga aplicada, o comprimento total dos reatores e a distância entre cada ponto de amostragem distribuído ao longo do perfil dos reatores, calculou-se o TDH referente a cada ponto, possibilitando assim a análise cinética.

Para estas amostras seguiu-se a metodologia de análise para a Demanda Química de Oxigênio (DQO) segundo o método 5220D, descrito no *Standart Methods for Examination of Water and Wastewater* (AWWA, 1998).

#### 4.6 DELINEAMENTO ESTATÍSTICO

Para os resultados obtidos no decorrer dos quinze dias de análises depois de verificada a estabilização das cargas, foi realizada análise estatística de variância bifatorial (ANOVA paramétrica) com auxílio do programa *Statistica 7.0®*, sendo a relação diâmetro:comprimento dos reatores e as cargas orgânicas aplicadas, consideradas variáveis categóricas e os resultados para remoção de DQO, produção de biogás, remoção de sólidos totais e voláteis e relação AV/AT, as variáveis respostas.

Para as variáveis respostas que apresentaram efeito de interação significativo para apenas uma das variáveis categóricas, realizou-se uma análise de variância unifatorial (ANOVA unifatorial).

As diferenças entre as médias foram avaliadas pelo teste de Tukey *a posteriori*. Para todas as análises foi adotado o nível de significância de 5% ( $p < 0,05$ ).

Os resultados obtidos para o consumo de DQO nos cinco pontos distribuídos ao longo dos reatores foram submetidos à análise estatística de covariância (ANCOVA), sendo as cargas orgânicas aplicadas consideradas as variáveis indicadoras e os pontos distribuídos ao longo dos reatores a variável contínua. Como variável resposta foi utilizado o consumo de DQO.

A análise estatística ANCOVA combina a análise de variância (ANOVA) e análise de regressão linear, prevendo uma reta para cada variável indicadora e avaliando se estas retas são iguais ou não, através da análise dos coeficientes angulares.

Foram testados os modelos cinéticos de ordem zero, ou modelo linear, ( $C = C_0 - kt$ ), primeira ordem, ou modelo exponencial, ( $C = C_0 \cdot e^{-kt}$ ) e segunda ordem, ou



modelo de potência, ( $C = C_0 \cdot \frac{1}{1+k \cdot C_0 t}$ ), sendo testados, através da ANCOVA, os resultados obtidos sem transformação (identidade), logaritmo natural ( $\ln C$ ) e inverso ( $1/C$ ), para os modelos de ordem zero, primeira ordem e segunda ordem, respectivamente.

De acordo com Ball (2006), para uma reação de ordem zero, um gráfico de  $[C]_t$  *versus* tempo resulta em uma linha reta com uma inclinação igual a  $-k$ . Esta é uma característica de reações de ordem zero – nenhuma reação de outra ordem resulta em uma linha reta quando se faz o gráfico de  $[C]_t$  *versus* tempo.

Para uma reação de primeira ordem, segundo Ball (2006), o gráfico do logaritmo natural de  $[C]_t$  *versus* tempo resulta em uma linha reta cuja inclinação é  $-k$ . Isto é característico de uma reação de primeira ordem – nenhuma reação de ordem diferente de um produz uma linha reta, quando se faz o gráfico de  $\ln [C]_t$  *versus* tempo.

Para uma reação de segunda ordem, ainda de acordo com Ball (2006), um gráfico da recíproca de  $[C]_t$ ,  $1/[C]_t$ , *versus* tempo resulta em uma linha reta cuja inclinação é  $k$ . Isto é característico de uma reação de segunda ordem – nenhuma outra ordem resulta em uma linha reta quando se faz o gráfico de  $1/[C]_t$  *versus* tempo.

Através da análise dos valores obtidos para o  $R^2$  ajustado foi possível determinar o modelo que melhor representou o sistema. Foram utilizados os valores de  $R^2$  ajustado para decidir qual o modelo que melhor representa o sistema, pois o número de parâmetros foi distinto entre os três modelos testados. Assim, o valor ajustado elimina estes fatores e fornece um resultado mais próximo ao real.

A constante de velocidade ( $k$ ) para cada reator foi obtida através do valor do coeficiente angular das retas adquiridas pela análise de covariância.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 5.1 CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE E CARGAS APLICADAS

A Tabela 3 apresenta os resultados obtidos para a caracterização do efluente e do inóculo utilizados no decorrer da pesquisa. Os mesmos foram caracterizados quanto à demanda química de oxigênio, potencial hidrogeniônico, sólidos totais, voláteis e fixos.

**Tabela 3-** Caracterização do efluente e do inóculo utilizados nas cargas orgânicas aplicadas aos sistemas.

Carga ( $\text{g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ )	DQO ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	ST ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	SV ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	SF ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	pH
0,519	4670,25	9125,00	7205,00	1920,00	n.a
1,156	8091,20	12042,50	9460,00	2582,50	n.a
1,471	8091,20	12042,50	9460,00	2582,50	n.a
3,049	12194,53	9670,00	7865,00	1805,00	n.a
3,813	15250,00	9314,99	4665,00	4650,00	3,97
4,347	9346,00	12797,00	6470,00	6327,00	3,56
4,708	13181,10	11345,00	6836,75	4508,25	3,95
5,601	15121,80	11422,50	9520,00	1902,50	4,46
<b>Inóculo</b>	<b>1271,80</b>	<b>3587,50</b>	<b>1027,50</b>	<b>2560,00</b>	<b>n.a</b>

\*n.a – não analisados

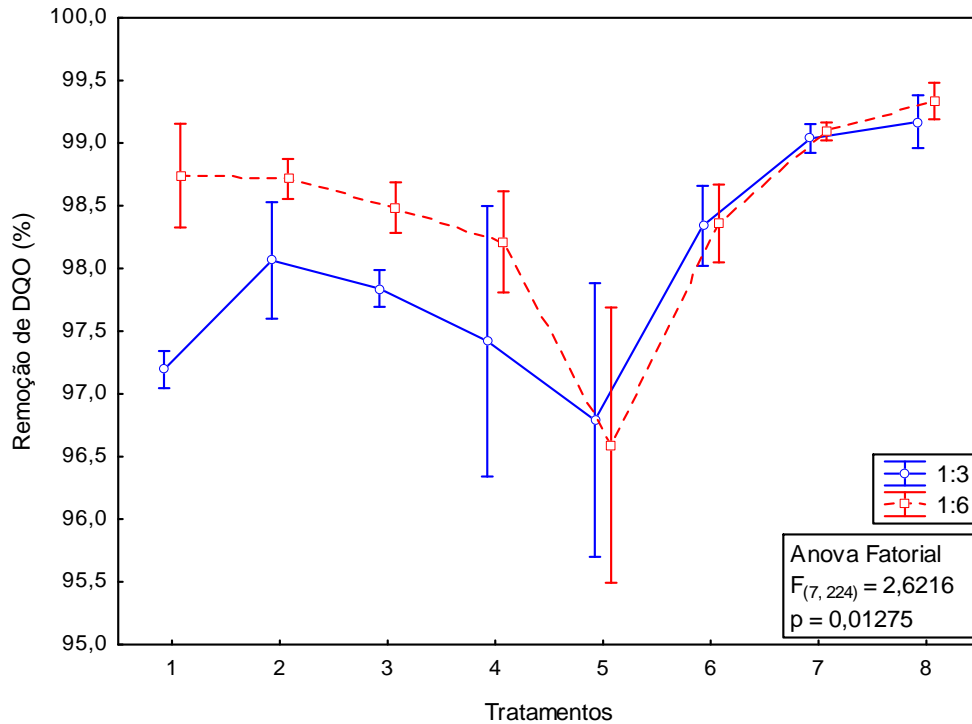
Observa-se na Tabela 3 que para as cargas 1,156 e 1,471  $\text{g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$  foi utilizado o mesmo substrato, devido à coleta de um grande volume de efluente ter sido realizada. É possível observar, ainda, algumas diferenças entre os substratos utilizados nos tratamentos, fato este que é possível de ocorrer devidos às coletas serem realizadas em dias distintos, sendo diferentes lotes de mandioca processados pela indústria.

Segundo Barana (2000), as características da raiz podem interferir nas características dos resíduos gerados, sendo diversos os fatores que podem afetar a composição da mandioca, entre eles a época, o tipo de solo, a temperatura, a altitude, a umidade e a variedade cultivada.

Pinto e Cabelo (2007), ao caracterizar a manipueira utilizada no seu experimento, encontraram para a DQO um valor de  $14.300 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ; Parizoto (1999) também, ao realizar a caracterização da manipueira usada em sua pesquisa, encontrou um resultado para DQO de  $11.363 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ; enquanto que Anrain (1983) encontrou um valor de  $6.154 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , demonstrando a variação que pode ser obtida nos diferentes efluentes utilizados.

### 5.2 EFICIÊNCIA DOS REATORES QUANTO À REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA

Ao utilizar a análise estatística de ANOVA bifatorial, trabalhando com os valores das médias  $\pm 95\%$  de intervalo de confiança (IC), obteve-se para o parâmetro de remoção de matéria orgânica um efeito de interação significativo ( $p < 0,05$ ), sugerindo que as cargas aplicadas, assim como as diferentes relações diâmetro:comprimento dos reatores, influenciaram nesta variável resposta, conforme apresentado na Figura 5.



**Figura 5** - Média  $\pm$  95% IC para os valores de remoção de DQO obtidos para as diferentes cargas e reatores.

Na Tabela 4 é possível observar a média  $\pm$  erro padrão para os valores de remoção de DQO (%) nos diferentes tratamentos e reatores, avaliadas pelo teste de Tukey *a posteriori*.

**Tabela 4** - Média  $\pm$  erro padrão para os valores de remoção de DQO (%) observados nas diferentes cargas e reatores. Letras distintas indicam diferenças significativas ( $p < 0,05$ ) pelo teste de Tukey.

Carga ( $g_{DQO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ )	Remoção de DQO (%)			
	Reator 1:3		Reator 1:6	
0,519	97,19 $\pm$ 0,0693	abc	98,74 $\pm$ 0,1929	efg
1,156	98,06 $\pm$ 0,2162	cdef	98,71 $\pm$ 0,0746	efg
1,471	97,83 $\pm$ 0,0683	bcde	98,48 $\pm$ 0,0943	defg
3,049	97,42 $\pm$ 0,5030	abcd	98,21 $\pm$ 0,1881	cdefg
3,813	96,79 $\pm$ 0,5088	ab	96,59 $\pm$ 0,5119	a
4,347	98,34 $\pm$ 0,1488	cdefg	98,36 $\pm$ 0,1443	cdefg
4,708	99,03 $\pm$ 0,0536	efg	99,09 $\pm$ 0,0331	fg
5,601	99,17 $\pm$ 0,0985	fg	98,33 $\pm$ 0,0679	g

Analisando a Figura 5 e a Tabela 4, é possível observar um decréscimo nos resultados obtidos para a remoção de DQO ao elevarmos a carga de 3,049  $g_{DQO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$  para a carga 3,813  $g_{DQO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ .

Além do decréscimo na remoção de DQO para a carga de 3,813  $g_{DQO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ , é possível observar também que os resultados obtidos para este tratamento apresentaram uma maior variação que os resultados obtidos para as demais cargas aplicadas, com um erro padrão maior que 0,5, demonstrando uma desestabilização do reator.

Resultado semelhante, com um erro padrão elevado, foi obtido somente para a carga de  $3,049 \text{ g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$  para o reator com relação diâmetro:comprimento 1:3. Para os demais tratamentos e em ambos os reatores, os erros padrões obtidos foram menores, conforme pode ser visualizado na Figura 5, demonstrando estabilidade dos reatores nas demais cargas aplicadas.

Esta queda na remoção de DQO observada para a carga de  $3,813 \text{ g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$  nos dois reatores se deve, provavelmente, a uma diminuição de carga aplicada durante alguns dias aos reatores e posterior aumento repentino, ocorrido em um intervalo de aproximadamente 40 dias entre esses dois tratamentos, e, também, devido a problemas de vazamentos ocorrido nos reatores, sendo necessário realizar a troca de alguns materiais que compunham o mesmo. Estas variações podem ter ocasionado uma possível desestabilização dos sistemas, interferindo na sua eficiência.

Analisando a eficiência dos reatores para os demais tratamentos, conforme apresentado na Figura 5, foi possível observar que para as quatro primeiras cargas aplicadas, os mesmos apresentaram um aumento na remoção de DQO da carga de  $0,519 \text{ g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$  para a carga  $1,156 \text{ g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , seguido de uma pequena diminuição para as duas cargas seguintes. Porém, baseado nos resultados apresentados na Tabela 4, observa-se que não ocorreram diferenças estatísticas significativas entre estes tratamentos, indicando estabilidade dos reatores a estas elevações de carga.

Nos tratamentos 6, 7 e 8, observa-se que a remoção de DQO voltou a apresentar valores mais elevados, demonstrando uma tendência a suportar cargas ainda maiores e a manter a porcentagem de remoção de matéria orgânica.

Analisando os resultados obtidos entre os dois reatores, foi possível observar que a diferença estatística mais elevada foi observada para a primeira carga aplicada,  $0,519 \text{ g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , em que o reator com relação diâmetro:comprimento 1:6 apresentou 98,74% de remoção, enquanto que o reator menor com relação diâmetro:comprimento 1:3, apresentou 97,19% de remoção, diferindo estatisticamente conforme apresentado na Tabela 4.

Para os tratamentos 2, 3 e 4, o reator 1:6 continuou apresentando uma pequena tendência à maior remoção de matéria orgânica, conforme Figura 5. No entanto, ao analisarmos a Tabela 4, é possível observar que a diferença estatística não foi tão acentuada como para a primeira carga aplicada, uma vez que, pelos resultados obtidos pelo teste de Tukey, os mesmos apresentaram pontos em comum, representados por agrupamentos de letras iguais.

Para os tratamentos 5, 6, 7 e 8, podemos observar, através da Figura 5 e da Tabela 4, que ambos os reatores apresentaram comportamentos iguais com relação à remoção de matéria orgânica, demonstrando estabilidade às cargas orgânicas aplicadas e uma tendência a suportar cargas maiores.

Observa-se que, estatisticamente, as diferenças entre os reatores quanto à remoção de DQO somente pode ser observadas para a primeira carga aplicada,  $0,519 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ , apresentando os dois reatores comportamento estatisticamente igual para as demais cargas aplicadas, sendo obtida uma remoção de 99,17% e 98,33% para os reatores com relações diâmetro:comprimento 1:3 e 1:6 respectivamente, ao aplicar a carga de  $5,601 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ .

Os resultados obtidos indicam que, ao utilizar o meio suporte de bambu no tratamento anaeróbio do efluente de fecularia de mandioca, as relações diâmetro:comprimento dos reatores não influenciaram nas remoções de matéria orgânica para as cargas aplicadas. Os resultados sugerem que ao implantar este sistema de tratamento em uma agroindústria, além da vantagem de utilização de um meio suporte economicamente viável, e que apresentou uma boa resposta quanto à remoção de matéria orgânica a cargas elevadas, os sistemas também podem apresentar tamanhos reduzidos, contribuindo para a utilização de um menor espaço físico e também redução de custos no processo de implantação.

Torres (2009), ao avaliar a eficiência de remoção de DQO em dois reatores de tamanhos iguais, porém meios suportes distintos, bambu e PVC, obteve diferenças quanto à remoção de matéria orgânica entre os dois reatores, ao aplicar as cargas de 0,55, 1,16, 1,47 e  $3,05 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ .

Para o reator com meio suporte de PVC, o autor obteve uma diminuição na remoção de DQO entre as cargas de 1,47 e  $3,05 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ , enquanto que no reator com meio suporte de bambu, o autor observou um aumento da remoção de DQO com a elevação das cargas e a ocorrência de igualdade estatística entre as cargas de 1,47 e  $3,05 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ . A remoção observada ao aplicar a carga de  $3,05 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$  foi de 97,798% para o reator com recheio de PVC e 98,479% para o reator com recheio de bambu. Os resultados obtidos demonstraram que a utilização de bambu como suporte apresentou uma maior eficiência quanto à remoção de DQO e uma tendência a suportar cargas ainda mais elevadas.

Barana et al. (2002) avaliaram dois reatores anaeróbios com fluxo ascendente para o tratamento da manipueira: um *plug-flow* recheado com feixe de mangueiras dispostas longitudinalmente, apresentando um volume útil de 2,0 L e um reator com filtro biológico composto por anéis de polipropileno, com volume útil de 1,34 L. Os autores comparam a eficiência dos reatores em relação à remoção de DQO, aplicando uma carga orgânica de  $0,6 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ , e observaram que a utilização de filtro anaeróbio no reator reduziu 77% a carga de DQO, enquanto que para o *plug-flow* a remoção máxima foi de 49%, recomendando a utilização de reatores com filtro biológico para o tratamento da manipueira.

Comparando os resultados obtidos por Barana et al. (2002) ao utilizar anéis de poliuretano com o presente trabalho, que utilizou bambu como biofiltro, pode-se observar uma maior eficiência, sendo obtida uma remoção de 99,17% e 98,33% com a carga aplicada

de  $5,601 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ , e uma remoção de 97,19 e 98,74% para a carga de  $0,519 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ , contra 77% obtida pelos autores para a carga de  $0,6 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ .

Colin et al. (2006), trabalhando com reator anaeróbio, também utilizando bambu como meio suporte para o tratamento da manipueira, obtiveram para a carga aplicada de  $5,3 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ , uma remoção de 91,3% atingindo uma carga máxima  $11,8 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$  e, para esta, uma remoção de DQO de 87%, apresentando o reator um volume útil de 6,54 litros. Comparando com os resultados obtidos no presente trabalho para a carga aplicada de  $5,601 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ , observa-se eficiências superiores às obtidas pelos autores.

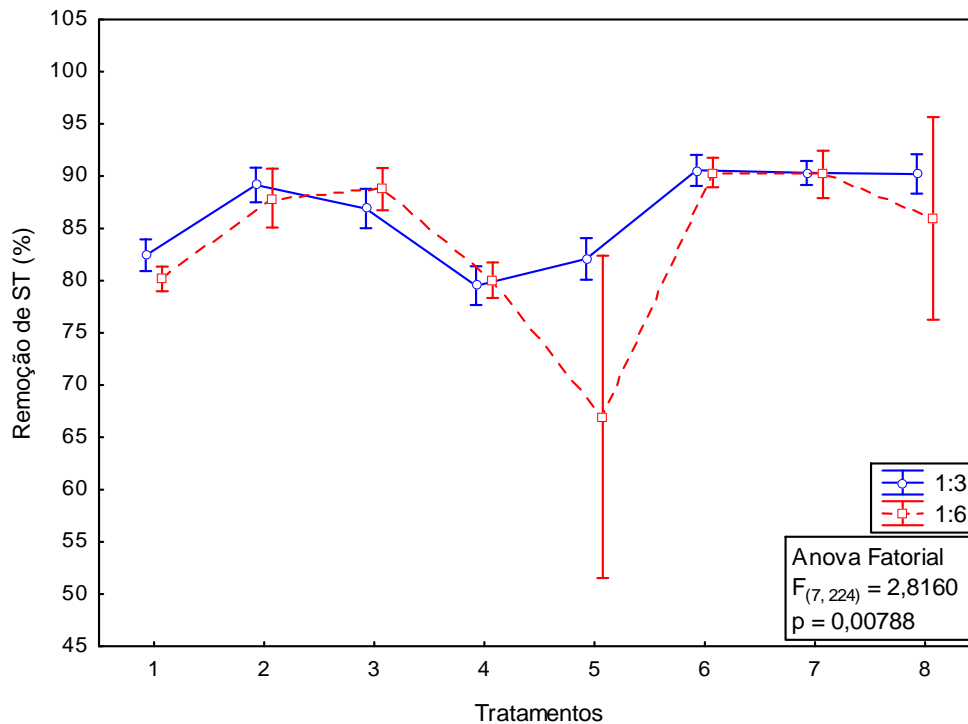
Kuczman (2007), trabalhando com reator horizontal de fluxo contínuo sem meio suporte, no tratamento anaeróbio da manipueira, obteve a carga máxima suportada pelo reator, de  $2,96 \text{ gDQO.L}^{-1}$ , e, para esta, uma remoção de 95,31%. Comparando os dados obtidos no presente trabalho com os resultados encontrados por este autor, é possível observar que a utilização do biofiltro resultou em uma carga máxima suportada pelos reatores superior e, para esta, uma eficiência em remoção de DQO maior, resultando em otimização dos sistemas.

Pinto e Cabello (2007), ao trabalharem com um conjunto de dois biodigestores anaeróbios (acidogênico e metanogênico) de fluxo ascendente com utilização de anéis de PVC como meio suporte, obtiveram uma remoção de DQO de 84% para uma carga de entrada de  $14,291 \text{ g.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ . Comparando os resultados obtidos por este autor com os resultados encontrados no presente trabalho, observa-se que foram encontrados valores superiores quanto às remoções de matéria orgânica. No entanto, a carga aplicada para o presente estudo foi inferior a carga aplicada por este autor.

Como os dois reatores avaliados apresentaram tendência a suportarem cargas orgânicas mais elevadas, estudos posteriores, com aumento da carga de entrada, poderão ser realizados.

### **5.3 EFICIÊNCIA DOS REATORES QUANTO À REMOÇÃO SÓLIDOS TOTAIS**

Através da análise estatística de ANOVA bifatorial com os valores das médias de  $\pm 95\%$  de intervalo de confiança (IC), obteve-se para o parâmetro de remoção de sólidos totais um efeito de interação significativo ( $p < 0,05$ ), sugerindo que, para esta variável, as cargas aplicadas, assim como as diferentes relações diâmetro:comprimento dos reatores, influenciaram na resposta obtida, conforme apresentado na Figura 6.



**Figura 6** - Média  $\pm$  95% IC para os valores de remoção de ST obtidos para as diferentes cargas e reatores.

Através da avaliação pelo teste de Tukey *a posteriori*, podemos observar a média  $\pm$  erro padrão para os valores de remoção de ST (%), conforme apresentado na Tabela 5.

**Tabela 5** - Média  $\pm$  erro padrão para os valores de remoção de ST (%) observados nas diferentes cargas e reatores. Letras distintas indicam diferenças significativas ( $p < 0,05$ ) pelo teste de Tukey.

Carga ( $g_{D_{50}} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ )	Remoção de ST (%)			
	Reator 1:3		Reator 1:6	
0,519	82,42 $\pm$ 0,7074	bc	80,15 $\pm$ 0,5503	bc
1,156	89,15 $\pm$ 0,7705	bc	87,89 $\pm$ 1,3118	bc
1,471	86,90 $\pm$ 0,8726	bc	88,76 $\pm$ 0,9431	bc
3,049	79,51 $\pm$ 0,8664	b	80,04 $\pm$ 0,7921	bc
3,813	82,08 $\pm$ 0,9323	bc	66,97 $\pm$ 7,1909	a
4,347	90,56 $\pm$ 0,6980	c	90,34 $\pm$ 0,6620	bc
4,708	90,31 $\pm$ 0,5377	bc	90,16 $\pm$ 1,0547	bc
5,601	90,20 $\pm$ 0,8783	bc	85,96 $\pm$ 4,5183	bc

Novamente podemos observar, através da Figura 6, a influência nos resultados obtidos para a remoção de ST dos problemas de redução de carga e posterior aumento repentino ocorrido entre os tratamentos 4 e 5, como já foi discutido anteriormente, para a variável remoção de matéria orgânica. Para a remoção de ST, pode ser observado o efeito mais significativo de desestabilização do reator com relação diâmetro:comprimento 1:6, conforme Tabela 5, em que a média de remoção de ST diminui para 66,97%, com um erro padrão elevado  $\pm$  7,19, diferindo estatisticamente de todas as outras cargas aplicadas.

Para o reator com relação diâmetro:comprimento 1:3, o efeito da redução de carga e posterior aumento ocorrido entre os tratamentos 4 e 5 teve um efeito menor para a

remoção de sólidos totais, não diferindo estatisticamente dos demais tratamentos, conforme apresentado na Tabela 5.

Com exceção dos resultados obtidos para a carga de  $3,813 \text{ g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , os resultados encontrados para os demais tratamentos não apresentaram diferenças estatísticas entre os reatores, indicando que, ao utilizar bambu como biofiltro, as duas relações diâmetro:comprimento dos reatores não influenciaram nos resultados para remoção de ST para as cargas aplicadas, corroborando com os resultados obtidos para a remoção de DQO e sugerindo que, ao implantar este sistema em uma agroindústria, além da vantagem de se utilizar um meio suporte economicamente viável, a redução do tamanho dos reatores contribui para a viabilidade da instalação.

Ribas e Barana (2003), avaliando um reator monofásico preenchido com meio suporte de mangueiras dispostas verticalmente e capacidade de 1,98 litros para o tratamento da manipueira, obtiveram uma eficiência de remoção de sólidos totais de 44% ao trabalhar com um TDH de 9,6 dias e uma carga de  $2,9 \text{ g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , e 58% ao aplicar a carga de  $0,86 \text{ g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$  com um TDH de 4 dias. Comparando os resultados obtidos no presente estudo, ao aplicar uma carga máxima de  $5,601 \text{ g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$  com um TDH de 2,7 dia, foi possível observar que a utilização de bambu como meio suporte resultou em uma maior eficiência de remoção de ST (Tabela 5), assim como a aplicação de uma carga orgânica mais elevada e redução no TDH, melhorando a eficiência do sistema.

Umaña et al. (2008) avaliaram dois reatores anaeróbios com meio suporte para o tratamento de efluente de bovinocultura. Em um reator foi utilizado como meio suporte apenas pedaços de pneus usados e, no segundo reator, pedaços de pneus mais pedra porosa. Ambos os reatores apresentaram um volume útil de 16 litros. O autor obteve para o primeiro reator um aumento na remoção de ST de 8,3 para 47,9% e, para o segundo reator, utilizando pedra porosa, um aumento na remoção de ST de 14,6 para 68,8%. A utilização de meio suporte aumentou a eficiência de remoção de ST em ambos os reatores. No entanto, ao utilizar a pedra porosa, resultados maiores de eficiência foram alcançados, devido ao aumento da superfície de contato entre o efluente e o meio suporte. O autor cita, também, que a utilização de pedra porosa permitiu ainda que se trabalhasse com TDH menores.

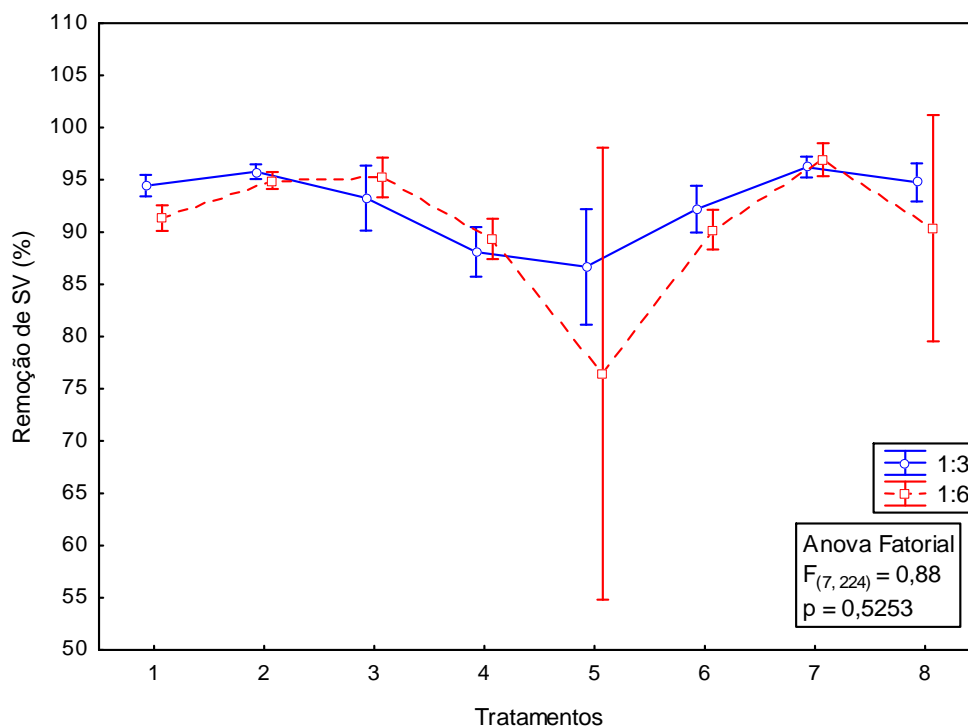
Feiden (2001), ao trabalhar com o tratamento anaeróbio da manipueira em reator com separação de fases, obteve uma eficiência na remoção de ST de 60% para uma carga de entrada de  $2,49 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ . Kuczman (2007), trabalhando também com o tratamento da manipueira, porém em reator anaeróbio sem separação de fases, obteve uma eficiência na remoção de ST de 77,01% para a carga máxima suportada pelo sistema de  $2,96 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ . Torres (2009), ao comparar a eficiência de remoção de ST em dois reatores anaeróbios, utilizando como meio suporte anéis de bambu e anéis de PVC, obteve uma remoção de ST de 79,12 e 81,18%, respectivamente, ao aplicar uma carga de  $3,05 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ .



Os valores obtidos no presente trabalho foram próximos aos resultados obtidos por Torres (2009). Comparando com os resultados obtidos por Kuczman (2007) e Feiden (2001), foi possível observar resultados superiores quanto à eficiência de remoção de ST, 90,20 e 85,96%, para uma carga de entrada de  $5,6 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ , demonstrando que a utilização de meio suporte possibilitou a aplicação de cargas maiores, otimizando os sistemas.

#### 5.4 EFICIÊNCIA DOS REATORES QUANTO À REMOÇÃO DE SÓLIDOS VOLÁTEIS

Os resultados obtidos para remoção de sólidos voláteis foram submetidos à análise estatística de ANOVA bifatorial, com os valores das médias de  $\pm 95\%$  de intervalo de confiança (IC), e não se obteve para este parâmetro um efeito de interação significativo entre cargas aplicadas e relação diâmetro:comprimento dos reatores, uma vez que os resultados obtidos para o p valor foram superiores a 0,05, conforme apresentado na Figura 7.

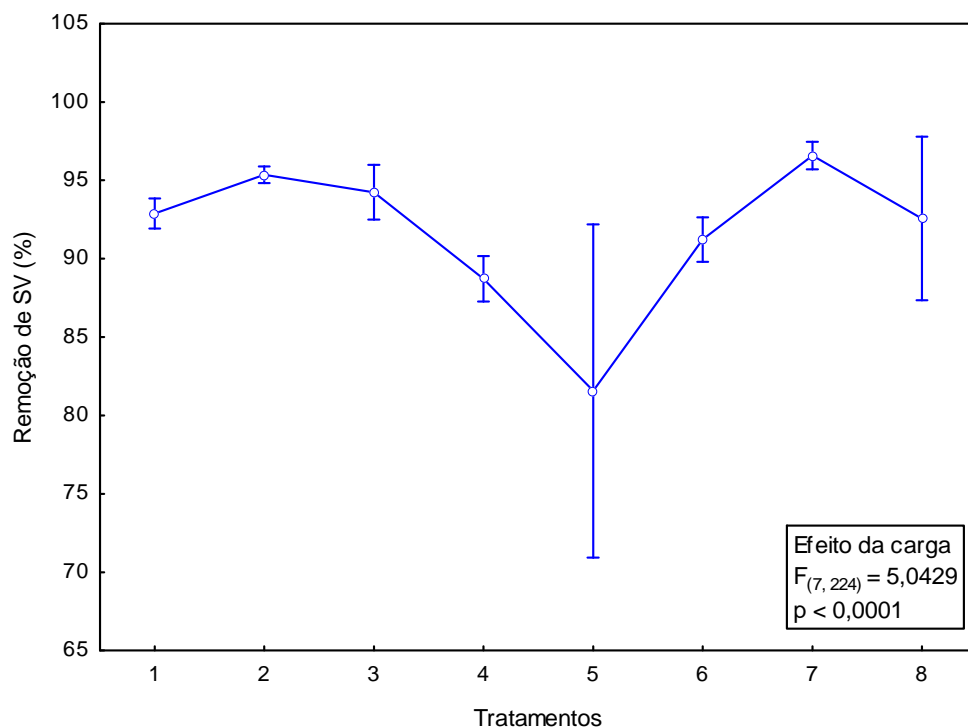


**Figura 7** – Média  $\pm 95\%$  IC para os valores de remoção de SV obtidos para as diferentes cargas e reatores.

As diferentes relações diâmetro:comprimento dos reatores não apresentaram influência significativa nos resultados para remoção de sólidos voláteis, sugerindo que não ocorreram diferenças estatísticas entre os reatores com relação a este parâmetro.

Através da ANOVA bifatorial foi possível observar que apenas as diferentes cargas aplicadas aos reatores apresentaram influência na remoção de sólidos voláteis, obtendo-se, para este, um efeito significativo com valor de p menor que 0,05.

Como somente as cargas aplicadas apresentaram um efeito significativo sobre a variável resposta, os dados foram submetidos à análise estatística de ANOVA unifatorial com os valores das médias de  $\pm 95\%$  de intervalo de confiança (IC), obtendo-se, então, um efeito significativo ( $p < 0,05$ ), conforme apresentado na Figura 8.



**Figura 8** – Média  $\pm 95\%$  IC para os valores de remoção de SV obtidos para as diferentes cargas.

Através da avaliação pelo teste de Tukey *a posteriori*, podemos observar a média  $\pm$  erro padrão para os valores de remoção de SV (%), conforme apresentado na Tabela 6.

**Tabela 6** - Média  $\pm$  erro padrão para os valores de remoção de SV (%) observados nas diferentes cargas. Letras distintas indicam diferenças significativas ( $p < 0,05$ ) pelo teste de Tukey.

Carga ( $g_{DQO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ )	Remoção de SV (%) Média $\pm$ erro padrão	
0,519	92,8846 $\pm$ 0,4658	a
1,156	95,3559 $\pm$ 0,2597	a
1,471	94,2389 $\pm$ 0,8539	a
3,049	88,7152 $\pm$ 0,7102	ab
3,813	81,5613 $\pm$ 5,2015	b
4,347	91,2210 $\pm$ 0,6954	a
4,708	96,5798 $\pm$ 0,4319	a
5,601	92,5683 $\pm$ 2,5410	a

Analisando a Figura 8, foi possível observar novamente a maior influência nos resultados obtidos, devido à redução e aumento de carga, conforme já citado, para a remoção de SV na carga aplicada de  $3,813 g_{DQO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ , uma vez que, conforme Tabela 6, os

dados para este tratamento foram de 81,56% com um erro padrão elevado de 5,20, diferindo dos resultados obtidos para os demais tratamentos.

Apesar da redução na remoção de SV ocorrida ao aplicarmos a carga de 3,813  $\text{g}_{\text{DQO}}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ , os resultados para as cargas 4,347, 4,708 e 5,601  $\text{g}_{\text{DQO}}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$  não diferiram estatisticamente dos valores encontrados para as cargas 0,519, 1,156, 1,471 e 3,049  $\text{g}_{\text{DQO}}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ .

As duas relações diâmetro:comprimento dos reatores não influenciaram nos resultados para remoção de SV para as cargas aplicadas, corroborando com os resultados obtidos para a remoção de DQO e ST, sugerindo que, ao implantar este sistema em uma agroindústria, além da vantagem de se utilizar um meio suporte economicamente viável, a redução do tamanho dos reatores também contribui para a viabilidade da instalação.

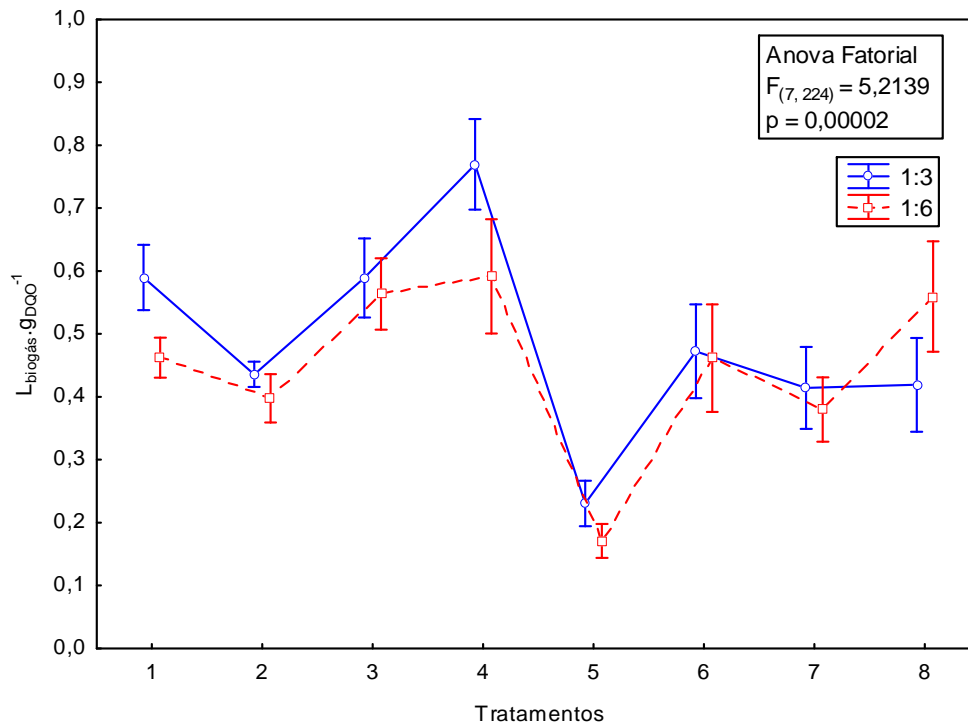
Colin et al. (2006), trabalhando no tratamento anaeróbico da manipueira em reator com meio suporte de bambu e volume útil de 6,52 litros, obteve valores de remoção de sólidos suspensos voláteis de 74,2; 66,3; 69,1; 70,2; 68,5 e 68,2% para as cargas de 1,1; 2,3; 3,8; 5,3; 7,6; 9,6 e 11,8  $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ . Kuczman et al. (2007) avaliaram a remoção de SV em reator anaeróbico monofásico sem utilização de meio suporte para o tratamento da manipueira e obtiveram eficiências de 99,5, 98,9 e 89,5% para as cargas de 1,28; 1,57 e 2,68  $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ , sendo esta última a carga máxima suportada pelo sistema.

Torres (2009), ao comparar dois meios suportes, bambu e PVC, em reatores anaeróbicos para o tratamento da manipueira, obteve resultados iguais em ambos os reatores, alcançando a eficiência de 89,6% para a carga de 3,05  $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ .

Os resultados obtidos no presente trabalho foram superiores aos encontrados por Colin et al. (2006) e Kuczman et al. (2007) e semelhantes aos encontrados por Torres (2009). Comparando com Kuczman et al. (2007), observa-se que a utilização de meio suporte possibilitou a aplicação de cargas mais elevadas, assim como eficiências maiores, sendo obtida uma remoção de 92,56% para a carga aplicada de 5,601  $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ .

## 5.5 PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE BIOGÁS EM FUNÇÃO DO CONSUMO DE DQO

Ao analisar os resultados obtidos para a produção específica de biogás em função do consumo de matéria orgânica, através da análise estatística de ANOVA bifatorial, trabalhando com os valores das médias  $\pm$  95% de intervalo de confiança (IC), obteve-se para este parâmetro um efeito de interação significativo ( $p < 0,05$ ), sugerindo que as cargas aplicadas e as diferentes relações diâmetro:comprimento dos reatores, influenciaram nesta variável resposta, conforme apresentado na Figura 9.



**Figura 9** – Média  $\pm$  95% IC para os valores de produção de biogás em função da DQO consumida obtida para as diferentes cargas e reatores.

Realizando o Teste de Tukey *a posteriori*, foi possível observar os resultados para a média  $\pm$  erro padrão para os valores de produção específica de biogás em função do consumo de matéria orgânica conforme apresentado na Tabela 7.

**Tabela 7** - Média  $\pm$  erro padrão para os valores de produção de biogás em função do consumo de DQO observados nas diferentes cargas e reatores. Letras distintas indicam diferenças significativas ( $p < 0,05$ ) pelo teste de Tukey.

Carga (g <sub>DQO</sub> .L <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup> )	L <sub>biogás</sub> .g <sub>DQO</sub> <sup>-1</sup>			
	Reator 1:3		Reator 1:6	
0,519	0,590 $\pm$ 0,0011	d	0,462 $\pm$ 0,0051	bcd
1,156	0,436 $\pm$ 0,0019	bc	0,397 $\pm$ 0,0021	b
1,471	0,589 $\pm$ 0,0013	d	0,564 $\pm$ 0,0017	cd
3,049	0,770 $\pm$ 0,0033	e	0,591 $\pm$ 0,0031	d
3,813	0,230 $\pm$ 0,0017	a	0,170 $\pm$ 0,0017	a
4,347	0,472 $\pm$ 0,0049	bcd	0,461 $\pm$ 0,0030	bcd
4,708	0,414 $\pm$ 0,0050	b	0,380 $\pm$ 0,0025	b
5,601	0,419 $\pm$ 0,0094	b	0,559 $\pm$ 0,0122	cd

Analisando a Figura 9 foi possível observar que, para as três primeiras cargas iniciais, o reator com relação diâmetro:comprimento 1:3 apresentou uma produção de biogás em função da matéria orgânica removida um pouco superior ao reator com relação diâmetro:comprimento 1:6. No entanto, ao avaliarmos os resultados obtidos pelo teste de Tukey, apresentados na Tabela 7, observa-se que estes resultados não diferiram estatisticamente, apresentando os reatores resultados semelhantes com relação à produção de biogás em função da DQO consumida.

Para a carga  $3,049 \text{ g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , foi possível observar uma produção mais elevada para o reator com relação diâmetro:comprimento 1:3,  $0,770 \text{ L}_{\text{biogás}} \cdot \text{g}_{\text{DQO}}^{-1}$ , enquanto que para o reator com relação diâmetro:comprimento 1:6 a produção foi de  $0,591 \text{ L}_{\text{biogás}} \cdot \text{g}_{\text{DQO}}^{-1}$ , conforme apresentado na Tabela 7.

No entanto, ao elevarmos as cargas aplicadas aos reatores para 3,813; 4,347 e 4,708  $\text{g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , é possível observar novamente uma igualdade na produção de biogás em função da DQO consumida para os dois reatores, conforme demonstrado pelo teste de Tukey apresentado na Tabela 7, e, para a última carga aplicada, 5,601  $\text{g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , foi possível verificar que o reator com relação diâmetro:comprimento 1:6 apresentou resultado superior com relação ao reator 1:3, sendo as produções 0,559 e 0,419  $\text{L}_{\text{biogás}} \cdot \text{g}_{\text{DQO}}^{-1}$ , respectivamente.

Analisando o comportamento dos reatores para as três últimas cargas aplicadas, foi possível observar, através da Tabela 7, uma tendência à manutenção da produção de biogás em função da DQO removida.

Para esta variável resposta foi possível observar novamente uma redução nos resultados obtidos ao aplicarmos a carga de 3,813  $\text{g}_{\text{DQO}} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , conforme já observado para as demais variáveis, devido a uma redução e aumento repentino de carga, o qual pode ter ocasionado desestabilização aos reatores.

Colin et al. (2006), ao trabalhar com o tratamento anaeróbio da manipueira em reator com meio suporte de bambu e volume útil de 6,52 litros, obtiveram produções de 0,54, 0,39, 0,51, 0,44, 0,40, 0,33 e 0,36  $\text{L}_{\text{biogás}} \cdot \text{g}_{\text{DQO}}^{-1}$ , utilizando um reator anaeróbio com meio suporte em bambu para o tratamento da manipueira com as cargas diárias de abastecimento de 1,1; 2,3; 3,8; 5,3; 7,3; 9,6 e 11,8  $\text{g} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , sendo algumas das cargas trabalhadas pelos autores semelhantes às aplicadas no presente trabalho.

Boonapatcharoen et al. (2006), trabalhando com reator anaeróbio de leito fixo no tratamento de efluente de processamento de mandioca, obtiveram produções de biogás de 0,25, 0,22, 0,24, 0,33, 0,35 e 0,32  $\text{L}_{\text{biogás}} \cdot \text{g}_{\text{DQO}}^{-1}$  para as cargas diárias de 1, 2, 3, 4, 5 e 6  $\text{g} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ .

Barana e Cereda (2000), avaliando um sistema de digestão anaeróbia de duas fases para o tratamento da manipueira, alcançaram produções de 0,88, 0,53, 0,67, 0,52 e 1,04  $\text{L}_{\text{biogás}} \cdot \text{g}_{\text{DQO}}^{-1}$ , para as cargas diárias de 0,33; 1,10; 2,5; 5,24 e 8,48  $\text{g} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , respectivamente.

Kuczman et al. (2007), ao avaliar um reator monofásico tipo fluxo contínuo para o tratamento da manipueira, obtiveram produções de 0,48, 0,81 e 0,605  $\text{L}_{\text{biogás}} \cdot \text{g}_{\text{DQO}}^{-1}$  e 0,77, 1,25 e 1,79  $\text{L}_{\text{biogás}} \cdot \text{g}_{\text{SV}}^{-1}$  para as cargas de 1,28, 1,57 e 2,96  $\text{g} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , respectivamente, sendo 2,96  $\text{g} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$  a carga máxima suportada pelo sistema.

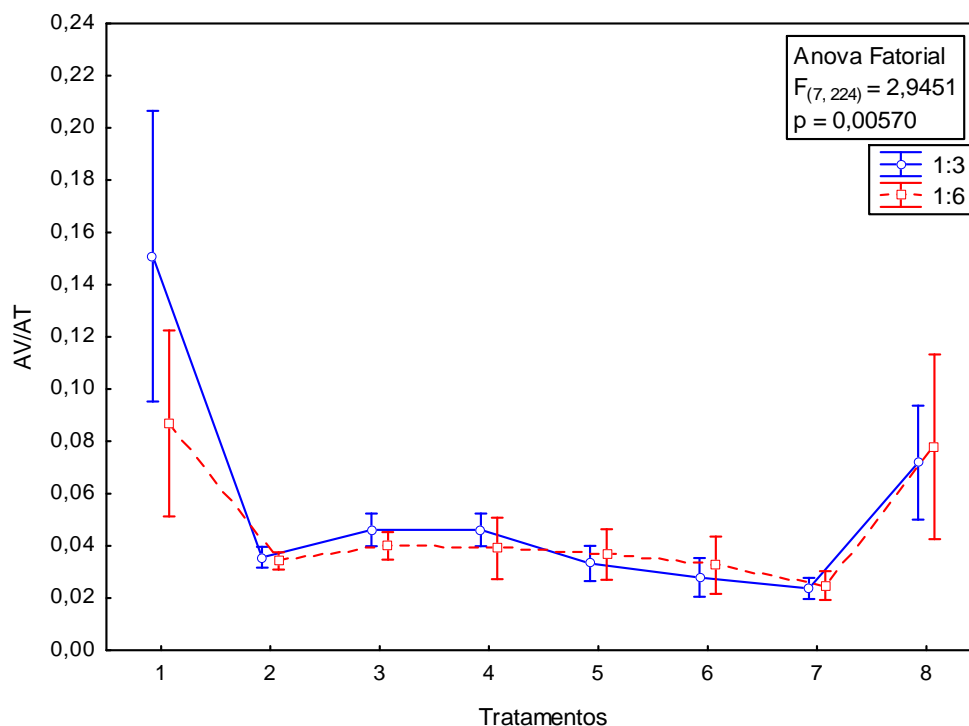
Comparando os resultados obtidos no presente trabalho com os dados de literatura acima citados, é possível observar uma produção de biogás em função do consumo de

DQO semelhante às obtidas por Colin et al. (2006) e superiores às encontradas por Boonapatcharoen et al. (2006) – ambos os autores trabalharam com tratamento anaeróbio da manipueira em reator monofásico com meio suporte.

Os resultados obtidos no presente estudo foram inferiores aos obtidos por Barana e Cereda (2000) e Kuczman et al. (2007). No entanto, os primeiros autores trabalharam com reator anaeróbio com separação de fases e, os segundos, com reator tipo fluxo contínuo. Comparando os resultados obtidos por Kuczman et al. (2007), é possível observar produções inferiores. No entanto, a carga máxima suportada pelo reator desses autores foi baixa comparada com as cargas aplicadas no presente trabalho.

## 5.6 RELAÇÃO AV/AT

Analisando os resultados obtidos para a relação AV/AT através da ANOVA bifatorial, trabalhando com os valores das médias de  $\pm 95\%$  de intervalo de confiança (IC), obteve-se um efeito de interação significativo ( $p < 0,05$ ), sugerindo que as relações diâmetro:comprimento dos reatores e as cargas aplicadas influenciaram nesta variável resposta, conforme pode ser observado na Figura 10.



**Figura 10** – Média  $\pm 95\%$  IC para os valores da relação AV/AT obtidos para as diferentes cargas e reatores.

Através da análise de Tukey *a posteriori*, é possível observar os resultados obtidos para a média  $\pm$  erro padrão para os valores da relação AV/AT, conforme apresentado na Tabela 8.

**Tabela 8-** Média  $\pm$  erro padrão para os valores de AV/AT observadas nas diferentes cargas e reatores. Letras distintas indicam diferenças significativas ( $p < 0,05$ ) pelo teste de Tukey.

Carga ( $g_{DQO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ )	AV/AT			
	Reator 1:3		Reator 1:6	
0,519	0,1508 $\pm$ 0,025	e	0,0868 $\pm$ 0,016	d
1,156	0,0356 $\pm$ 0,001	abc	0,0343 $\pm$ 0,001	abc
1,471	0,0461 $\pm$ 0,003	abcd	0,0400 $\pm$ 0,002	abc
3,049	0,0461 $\pm$ 0,003	abcd	0,0390 $\pm$ 0,004	abc
3,813	0,0332 $\pm$ 0,003	abc	0,0367 $\pm$ 0,005	abc
4,347	0,0279 $\pm$ 0,003	ab	0,0325 $\pm$ 0,005	abc
4,708	0,0237 $\pm$ 0,002	a	0,0247 $\pm$ 0,002	a
5,601	0,0718 $\pm$ 0,010	bcd	0,0778 $\pm$ 0,016	cd

Através da Figura 10 e Tabela 8 é possível observar diferenças estatísticas entre os reatores somente para a cargas de 0,519  $g_{DQO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ , sendo que para as demais cargas aplicadas não foram observadas diferenças entre os reatores.

Um pequeno aumento na relação AV/AT é possível de ser observado através da Figura 10 para a carga de 5,601  $g_{DQO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$  em ambos os reatores estudados, sendo obtido o valor de 0,0718 e 0,0778 para o reator com diâmetro:comprimento 1:3 e 1:6, respectivamente.

Feiden (2001) e Silva (1977) sugerem que a relação acidez volátil e alcalinidade total (AV/AT) esteja abaixo de 0,5 para reatores metanogênicos, garantindo assim a estabilidade de um sistema anaeróbio.

Kuczman (2007), ao avaliar um reator monofásico tipo fluxo contínuo para o tratamento da manipueira, obteve valores de AV/AT de 0,14 a 0,30. Boonapatcharoen et al. (2006), ao tratar a manipueira em reator anaeróbio de leito fixo, obteve valores de AV/AT variando de 0,69 a 0,94, aplicando cargas orgânicas variando de 1 a 6  $g \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ .

Dias et al. (2008), avaliando a estabilidade de um reator anaeróbio de fase única para tratamento da manipueira, verificaram a existência de uma relação inversamente proporcional entre a relação AV/AT e a produção de biogás, obtendo valores de 0,298, 0,211, 0,265 e 0,776 para a AV/AT ao aplicar as cargas orgânicas de 1,28; 1,57; 2,68 e 2,93  $g_{DQO} \cdot L^{-1} \cdot dia^{-1}$ . Segundo os autores, ocorreram queda da produção de biogás e desestabilização do sistema para as relações AV/AT superiores a 0,3.

Os resultados obtidos no presente estudo foram todos inferiores aos resultados obtidos pelos autores citados, sugerindo que os reatores se apresentaram estáveis nas cargas orgânicas submetidas e que cargas mais elevadas podem ainda ser estudadas.

## 5.7 CINÉTICA DO CONSUMO DE DQO

O consumo de DQO foi analisado ao longo dos reatores através de coletas realizadas nos pontos de amostragem distribuídos no perfil dos mesmos, sendo cada ponto de amostragem considerado como um tempo de permanência do efluente no reator.

Utilizando os valores para a vazão de entrada do efluente no reator ( $L \cdot dia^{-1}$ ), o tempo de detenção hidráulico ( $d$ ), o comprimento do reator e a distância em cada ponto, calculou-se o tempo necessário para que o efluente atingisse cada um dos pontos de coleta.

Somente para a primeira carga orgânica aplicada aos reatores ( $0,519 \text{ g}_{DQO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ ) as análises ao longo dos pontos não foram realizadas.

A Tabela 9 apresenta os valores obtidos para os coeficientes de determinação normal e ajustados, para os modelos de ordem zero, primeira ordem e segunda ordem, obtidos através da análise de covariância.

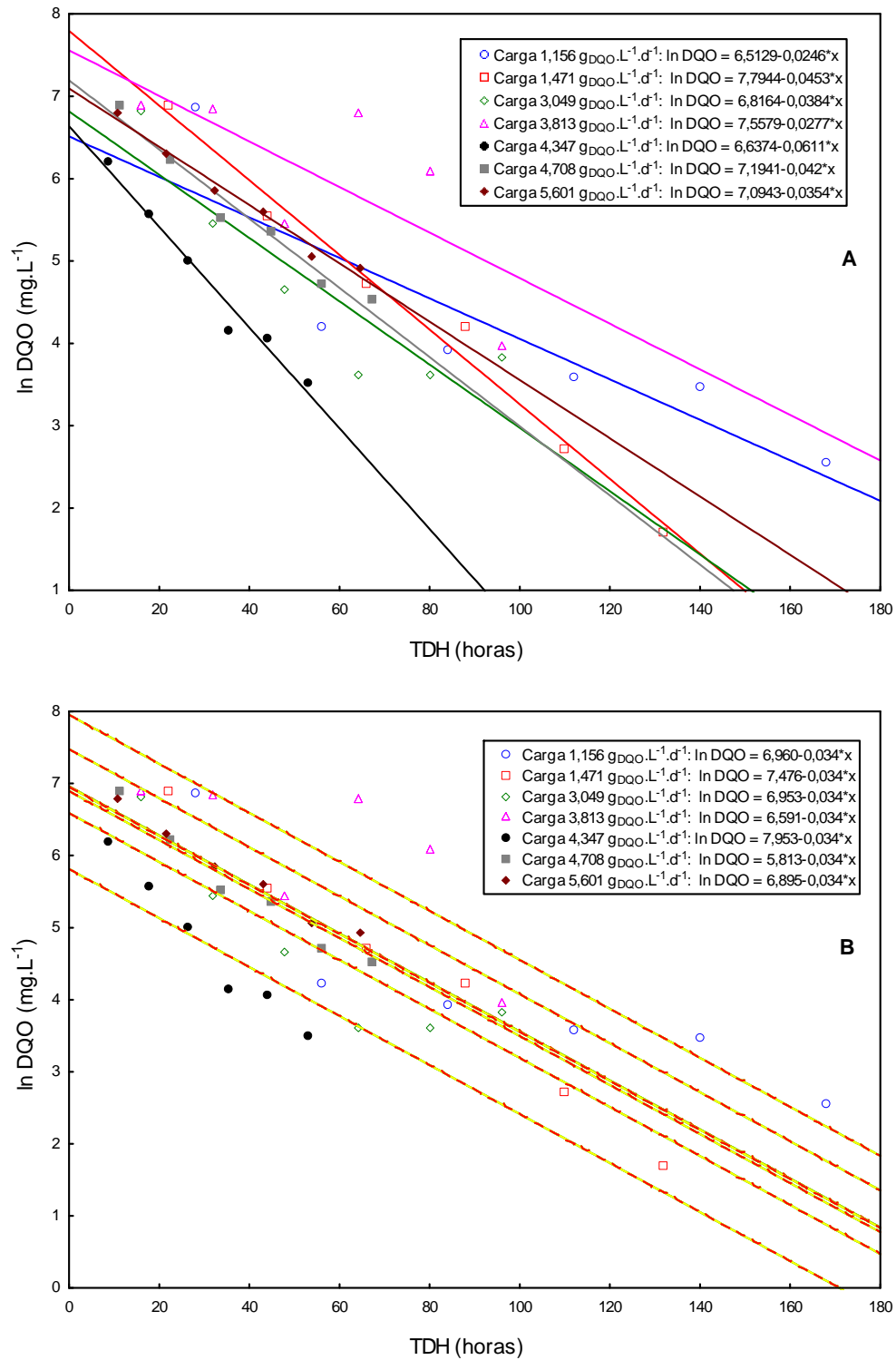
**Tabela 9** - Valores obtidos dos coeficientes de determinação normal ( $R^2$ ) e ajustado ( $R^2$  Ajustado) para os três modelos testados no consumo de DQO, nos dois reatores.

Reatores	1:6		1:3	
Modelos	$R^2$	$R^2$ Ajustado	$R^2$	$R^2$ Ajustado
Ordem Zero: DQO	63,58 %	56,08 %	53,37 %	43,47 %
1ª Ordem: $\ln$ DQO	84,81 %	81,68 %	70,91 %	64,74 %
2ª Ordem: $1/DQO$	77,11 %	66,49 %	76,16 %	71,10 %

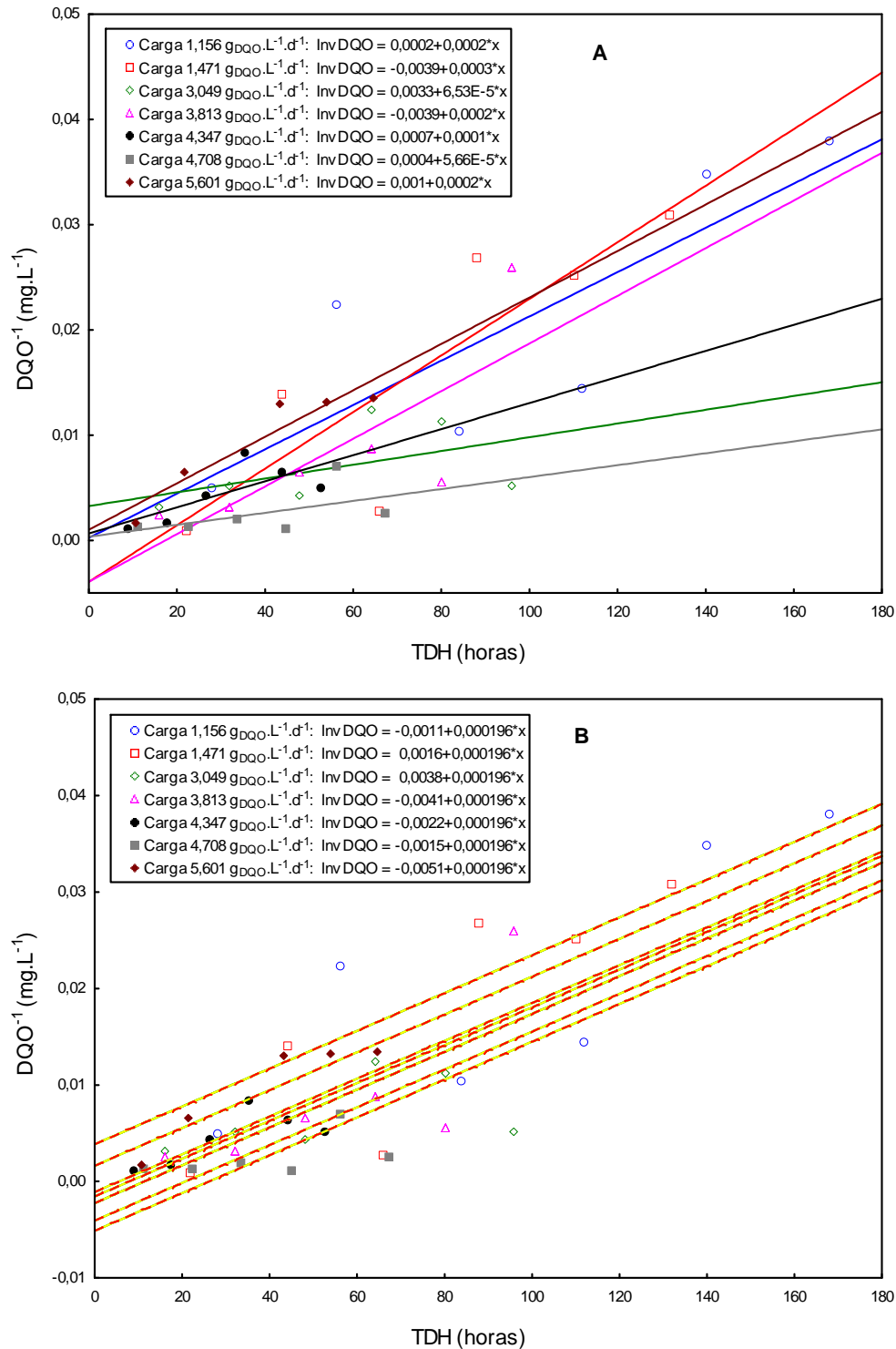
Através da Tabela 9, foi possível observar que, a partir do critério de seleção adotado ( $R^2$  ajustado), o modelo cinético que melhor representou os dados obtidos, para o reator com relação diâmetro:comprimento 1:6, com relação à remoção de matéria orgânica, foi o de 1º ordem, o qual explicou 81,68% das variabilidades de logaritmo natural de DQO consumida no reator. Para o reator com relação diâmetro:comprimento 1:3, é possível observar através da Tabela 9 que o modelo cinético de segunda ordem foi o que melhor representou o comportamento do sistema, o qual explicou 71,10 % das variabilidades do inverso da remoção de DQO consumida no reator.

Para estes dois modelos representativos, em que as cargas aplicadas e os pontos de amostragem não apresentaram efeitos interativos (Reator 1:6  $\rightarrow F_{(6, 27)}=1,726$ ,  $p=0,15$ ; Reator  $\rightarrow$  1:3=  $F_{(6, 28)}=0,851$ ,  $p=0,54$ ), foram empregadas as análises de covariância com inclinações iguais, obtendo as constantes de consumo de matéria orgânica estimadas de  $-3,4 \cdot 10^{-2} \text{ h}^{-1}$  para o reator com relação diâmetro:comprimento 1:6 (Figura 11) e  $1,96 \cdot 10^{-4} \text{ h}^{-1}$  para o reator com relação diâmetro:comprimento 1:3 (Figura 12).





**Figura 11**– Valores observados de Ln de DQO nos pontos do reator 1:6 para as cargas aplicadas. Retas representam regressões lineares simples obtidas para cada carga (A) e as regressões obtidas pela análise de COVARIÂNCIA (B).



**Figura 12**– Valores observados de  $\text{DQO}^{-1}$  nos pontos do reator 1:3 para as cargas aplicadas. Retas representam regressões lineares simples obtidas para cada carga (A) e as regressões obtidas pela análise de COVARIÂNCIA (B).

Amorim et al. (2005) trabalharam com um reator horizontal de leito fixo, apresentando 100 cm de comprimento e 5 cm de diâmetro, preenchido com matrizes cúbicas de espuma de poliuretano e volume útil de 798 mL, para o tratamento de água residuária sintética contendo sais minerais, traços de metais, metanol e ácidos graxos

voláteis como as principais fontes de carbono. Quatro pontos de amostragem foram instalados ao longo do perfil do reator, espaçados em 20 cm.

Os autores trabalharam com temperatura controlada de  $30 \pm 1$  °C e TDH de 7 horas e aplicaram cargas orgânicas variando entre 6,8 e 18,8 KgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. O experimento foi dividido em quatro etapas, sendo que a cada carga aplicada, após 15 dias, quando observado estabilidade do reator, cargas de choque equivalentes a três vezes a carga orgânica submetida era aplicada ao reator por cerca de 7 horas. Amostras eram coletadas nos quatro pontos de amostragem do reator antes e após a aplicação das cargas de choque e parâmetros eram analisados por um período equivalente a três vezes o TDH.

Ao avaliar os parâmetros cinéticos relacionados ao consumo de DQO ao longo do perfil do reator, os autores encontraram um modelo de primeira ordem para representar o comportamento cinético do primeiro tratamento e de segunda ordem para os demais tratamentos. Para os tratamentos 2, 3 e 4, a constante cinética obtida (k) não variou significativamente, apresentando valor aproximado de  $2,0 \cdot 10^{-4}$ . Segundo os autores, estes resultados indicam que o processo não foi inibido pelo aumento da concentração de MO do afluente.

Os autores mencionam que os parâmetros cinéticos foram obtidos somente como uma aproximação inicial do sistema e citam que outros estudos são necessários para adquirir mais confiança nos parâmetros cinéticos.

Tommaso et al. (2003) avaliaram um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF), apresentando 1 m de comprimento e 5 cm de diâmetro com volume total de 2 litros, preenchidos com espuma de poliuretano, para o tratamento de três diferentes substratos protéicos: peptona, soro albumina bovina (SAB) e caseína. Foram alocados, ao longo do comprimento do reator, nove pontos de amostragem equidistantes. A demanda química de oxigênio (DQO) foi mantida em 400 mg.l<sup>-1</sup>, aproximadamente, sendo o reator operado por 30 dias com um TDH de 4 horas.

Análises foram realizadas quanto à degradação dos substratos e ácidos voláteis, para cada condição operacional, a fim de se modelar a cinética de degradação das proteínas, a partir das análises de alíquotas coletadas nos pontos de amostragens localizados ao longo do perfil dos reatores.

Com base nos perfis espaciais obtidos, os autores propuseram um modelo cinético de reações paralelas e em série, irreversíveis e de primeira ordem, com dois produtos intermediários (ácido acético  $k_1$  e ácido propiônico  $k_3$ ) para cada condição de operação e obtiveram constantes cinéticas aparentes para o processo de degradação anaeróbia das proteínas estudadas.

Em relação à constante de degradação de proteínas e formação de ácido acético ( $k_1$ ), os autores obtiveram o maior valor para o consumo de peptona (0,40), seguido do valor obtido para a caseína(0,25) e para o soro albumina bovina (0,18). O mesmo comportamento

foi observado para os valores das constantes de degradação de proteína e formação de ácido propiônico ( $k_3$ ), 0,23, 0,09 e 0,04 para peptona, caseína e soro albumina bovina, respectivamente.

Como foi utilizada praticamente a mesma concentração inicial de proteínas nos três ensaios, os autores concluíram que a velocidade de formação de ácidos (acético e propiônico) é maior no processo de degradação de peptona, seguindo-se a caseína e a soro albumina bovina, respectivamente.

De forma geral, segundo Tommaso et al. (2003), o modelo cinético proposto indicou que, no caso da peptona, a etapa limitante do processo é a conversão dos ácidos intermediários, enquanto que, para caseína e soro albumina bovina, a etapa limitante está na hidrólise da proteína. A constante global de primeira ordem ( $k_1 + k_3$ ) indica que a velocidade inicial de degradação foi maior para a peptona, seguida pela caseína e soro albumina bovina.

Os autores concluíram que o modelo proposto se ajustou bem aos dados experimentais provenientes da operação dos três reatores, podendo ser utilizado como uma ferramenta simples para a previsão de acúmulo de ácidos voláteis provenientes da degradação protéica em RAHLF, evitando-se, dessa forma, desequilíbrios indesejáveis.

Moraes e Paula Júnior (2004) realizaram estudos avaliando a biodegradabilidade anaeróbia de resíduos da bovinocultura e da suinocultura visando verificar a aplicabilidade dos processos anaeróbios por meio da estimativa da taxa de utilização de substrato, de forma a promover o maior conhecimento da cinética de sua biodegradação.

Os ensaios foram realizados com reatores em batelada e lodos granulados de três origens diferentes, adaptados ou não. Os ensaios realizados foram: efluente de bovinocultura e lodo de abatedouro de aves não-adaptado; efluente de suinocultura e lodo de abatedouro de aves não-adaptado; efluente de bovinocultura e lodo de abatedouro de aves adaptado; efluente de suinocultura e lodo de abatedouro de aves adaptado; efluente de bovinocultura e lodo de bovinocultura e efluente de suinocultura e lodo de suinocultura.

Os autores testaram os modelos cinéticos do tipo Monod, Ordem Zero, Primeira e Segunda e verificaram, através das curvas de monitoramento dos valores médios de DQO em função do tempo, que o modelo que melhor se ajustou aos seis ensaios realizados foi o de primeira ordem. A partir deste dado foram calculados os parâmetros cinéticos ( $K_1$ ) através da evolução do consumo do substrato, em termos da concentração de DQO.

Segundo os autores, a biodegradabilidade de substratos pode ser relacionada aos valores do parâmetro  $k_1$ , desde que as mesmas condições experimentais sejam mantidas. Assim, quanto maior o valor da constante, mais biodegradável o substrato.

Os resultados obtidos nos ensaios do efluente de bovinocultura, com lodo de abatedouro de aves não-adaptado ( $k_1 = 2,51 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$ ) e com lodo de bovinocultura ( $k_1 = 2,54 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$ ), indicam grande semelhança no processo de biodegradação desse substrato,

pelos dois tipos de biomassa. A máxima biodegradabilidade foi observada no ensaio realizado com efluente de suinocultura, degradado por lodo de suinocultura ( $k_1 = 4,09 \times 10^{-2} \text{ h}^{-1}$ ).

Com base nas discussões realizadas pelos autores citados, percebe-se que, com relação ao modelo cinético de primeira ordem, obtido para melhor representar o comportamento do reator 1:6 em relação ao consumo de matéria orgânica, pode-se concluir que a taxa de degradação da matéria orgânica decai exponencialmente ao longo do reator, ou seja, a taxa de degradação ao longo dos reatores é proporcional à concentração do substrato, decaindo em quantidades iguais no decorrer do tempo, não apresentando este reator o comportamento de mistura completa, mas sim um comportamento mais próximo ao fluxo em pistão.

A constante cinética de consumo de matéria orgânica ( $k$ ) obtido para este reator não sofreu variação com o aumento das cargas orgânicas aplicadas ao sistema, indicando que o processo não foi inibido pelo aumento da concentração da matéria orgânica no efluente, estando o valor obtido  $3,4 \cdot 10^{-2} \text{ h}^{-1}$  próximo aos valores encontrados na literatura.

Para o reator com relação diâmetro:comprimento 1:3, o modelo cinético de segunda ordem, obtido para melhor representar o sistema, indica que a taxa de degradação do efluente no reator é proporcional à segunda potência, ou seja, pequenas mudanças na concentração do efluente afetam consideravelmente a taxa de degradação do substrato, sugerindo apresentar este reator um comportamento mais próximo ao fluxo disperso, com possível formação de caminhos preferenciais. De acordo com Pilotto (2004), o fluxo disperso é contínuo, arbitrário e pode ser utilizado para descrever o comportamento de fluxo de um grande número de reatores.

## 6 CONCLUSÕES

Analisando os resultados obtidos nesta pesquisa, pode-se concluir que:

- as diferentes relações diâmetro:comprimento dos reatores não influenciaram no desempenho dos mesmos quanto às remoções de DQO, ST e SV para as cargas orgânica aplicadas;
- os dois reatores apresentaram um comportamento estável com relação à razão AV/AT para todas as cargas avaliadas;
- os reatores apresentaram tendência à manutenção da produção de biogás em função do consumo de DQO, para as três últimas cargas orgânicas aplicadas;
- o modelo cinético de primeira ordem e segunda ordem foram os que melhor representaram o comportamento cinético de consumo de matéria orgânica para os reatores com relação diâmetro:comprimento 1:6 e 1:3, respectivamente;
- as constantes cinéticas de degradação da matéria orgânica obtidas foram  $3,4 \cdot 10^{-2}$  e  $1,96 \cdot 10^{-4} \text{ h}^{-1}$  para os reatores com relação diâmetro:comprimento 1:6 e 1:3, respectivamente.

## **7 CONSIDERAÇÕES FINAIS**

Como os dois reatores avaliados apresentaram tendência a suportarem cargas orgânicas mais elevadas, estudos posteriores, com aumento da carga de entrada, poderão ser realizados.

Recomenda-se, também, a realização de um experimento em escala piloto, com o objetivo de confirmar as informações obtidas no presente trabalho, em relação à estabilidade do reator quanto à utilização de bambu como meio suporte em reator anaeróbio para efluente de fecularia.

## 8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALMEIDA P. G. S.; DUTRA P. R.; MONTEIRO T. A. S.; OLIVEIRA FILHO J. M.; CHERNICHARO C. A. L. Filtros biológicos percolados utilizados no pós-tratamento de efluentes de reatores UASB: efeito de diferentes tipos de meio suporte na remoção de N-nomiacal. In: XXIV Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2007, Belo Horizonte. **Anais...** Belo Horizonte, 2007.

AMORIM, A K B; ZAIAT, M; FORESTI, E. Performance and Stability of an Anaerobic Fixed-Bed Reactor Subjected to Progressive Increasing Concentrations of Influent Organic Matter and Organic Shock Loads. **Journal of Environmental Management**, v. 76, n. 4, p. 319-325, 2005.

AQUINO S F; CHERNICHARO C. A. L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGV) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. **Revista Eng. Sanit. Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n. 2, Apr./Jun. 2005.

ARRUDA, V. C. M. **Tratamento anaeróbio de efluentes gerados em matadouros de bovinos**. Dissertação (Mestre em engenharia civil) - Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2004.

Associação Brasileira de Produtores de amido de mandioca – ABAM. **Evolução da produção, 1990/2008**. 2009. Disponível em <<http://www.aban.com.br>>. Acesso em: 22 Jan. 2010.

BALL, D. W. **Físico-Química**. Tradução de Ana Maron Vichi. 1. ed. 2. vol. São Paulo: Pioneira Thomson Learning, 2006. 735 p. Título Original: Physical Chemistry.

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

BARANA, A. C.; CEREDA, M. P. Tratamento de água residual do processamento de mandioca (manipueira) utilizando biodigestor anaeróbio de duas fases. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, Campinas, v. 20, n. 2, p. 181-186, maio/ago. 2000.

BARANA, A. C; BRAZ M. V.; GUERRA K. S. M.; PAGANINI C.; STAHL M. A. **Avaliação de dois reatores anaeróbios para tratamento de manipueira: um plug-flow e um filtro biológico de fluxo ascendente**. Instituto de Ingeniería. Anaerobic digestion. Mérida, Yucatán, UNAM, 2002.

BEUX, S. **Avaliação do tratamento de efluente de abatedouro em digestores anaeróbios de duas fases**. Dissertação (Mestrado em Ciências e Tecnologia de Alimentos) – Universidade Estadual de Ponta Grossa, Ponta Grossa, 2005.

BRINGHENTI, L. **Qualidade do álcool produzido a partir de resíduos amiláceos da agroindustrialização da mandioca**. Dissertação (Mestrado em Agronomia – Energia na Agricultura) - Faculdade de Ciência Agrônomicas da UNESP de Botucatu, SP, 2004.

BOONAPATCHAROEN, N.; MEEPIAN, K.; CHAI PRASERT, P.; TECHKARNJANARUK, S. Molecular of microbial population dynamics operations periods of anaerobic hybrid reactor treating cassava starch wastewater. **Microbial Ecology**, Bangkok, v. 54, p. 21-30, Dec. 2006.



CAMARGO S. A. R.; NOUR E. A. A.; CORAUCCI FILHO B.; BROLLEZE S. T. Desempenho de um filtro anaeróbio com enchimento de bambu para tratamento de esgoto sanitário a diferentes tempos de detenção hidráulica. In: XXI CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA, 2001, João Pessoa. **Anais...** João Pessoa, 2001.

CAMARGO, A. R.; NOUR, E. A. A. Bamboo as an anaerobic medium: effect of filter column height. **Water science and technology**, Campinas, v. 4, n. 4, p. 63-70, 2001.

CAMARGO, S. A. R. de. **Filtro anaeróbio com enchimento de bambu para tratamento de esgotos sanitários: avaliação da partida e operação**. Dissertação (Mestre em engenharia civil) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2000.

CAMARGO S. A. R.; NOUR E. A. A.; CORAUCCI FILHO B.; FIGUEIREDO R. F.; STEFANUTTI R.; BROLEZE S. T. Tratamento de esgoto sanitário por filtro anaeróbio utilizando bambu como meio suporte: partida do sistema. In: IX SIMPÓSIO LUSO-BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2000, Porto Seguro. **Anais...** Porto Seguro, 2000.

CEREDA, M. P. Caracterização dos subprodutos da industrialização da mandioca. In: **Manejo, uso e tratamento de subprodutos da industrialização da mandioca**. São Paulo: Fundação Cargil, 2001. V. 4, p. 305.

CHERNICHARO C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, Reatores anaeróbios**. 2. Ed. Belo Horizonte, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, 2007.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**: princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA/UFMG), 1997. 246 p.

COLIN, X.; FARINET J.L.; ROJAS, O.; ALAZARD, D. Anaerobic treatment of cassava starch extraction wastewater using a horizontal flow filter with bamboo as support. **Bioresource Technology**. Colombia, v. 98, p. 1602-1607, Set. 2006.

DIAS, A. R. P.; KUCZMAN, O.; GOMES, S. D.; TAVARAES, M. H. F.; TORRES, D. G. B.; ALCÂNTARA, M. S. Stability evaluation for a manipueira anaerobic reactor in function of volatile acidity and total alkalinity ratio and biogas production. In: TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA, 9., 2008, Isla de Pascua. **Anales...** Isla de Pascua: Universidad de La Frontera, 2008. p. 991-994.

FARHADIAN, M.; BORGHEI, M.; UMANIA, V. V. Treatment of beet sugar wastewater by UAFB bioprocess. **Bioresource Technology**. Colombia, v. 98; p 3080-3083, 2007.

FEIDEN, A. **Tratamento de águas residuárias de indústria de fécula de mandioca através de biodigestor anaeróbio com separação de fases em escala piloto**. Tese (Energia na Agricultura) - Faculdade de ciências agrônômicas, Botucatu, 2001.

FERNANDES JUNIOR, Ary. **Digestão anaeróbia de manipueira em separação de fases: cinética da fase acidogênica**. Tese (Energia na agricultura) – Faculdade de Ciências agrônômicas do campus de Botucatu, Botucatu, 1995.

FERNANDES JÚNIOR, A.; CEREDA, M. P. Influência do tempo de retenção hidráulica (TRH) sobre a fase acidogênica da digestão anaeróbia de manipueira. **Revista Energia na Agricultura**, Botucatu, v. 11, n. 3, p.1-7, 1996.

FLORENTINO, H. O.; BISCARO, A. F. V. Eficiência de conversão de materiais orgânicos para metano na biodigestão anaeróbia. In: 49ª REUNIÃO ANUAL DA REGIÃO BRASILEIRA DA SOCIEDADE INTERNACIONAL DE BIOMETRIA, 2004, Uberlândia MG. **Anais...** Uberlândia, 2004. p. 59-59.

FREIRE, F. B.; PIRES, E. C.; FREIRE, J. T. Tratamento anaeróbio de pentaclorofenol em reator de leito fluidificado alimentado com água residuária sintética contendo glicose como fonte única de carbono. **Revista Eng. Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, V.13, n. 3, p. 339-346, jul-set 2008.

GASPAR, P. M. F. **Pós-tratamento de efluente de reator UASB em sistema de sistema de lodo ativado visando à remoção biológica de nitrogênio associada à remoção físico-química de fósforo.** Dissertação (Mestrado em engenharia hidráulica e sanitária) - Escola politécnica; Universidade de São Paulo, São Paulo, 2003.

GONÇALVES, R.F.; CHERNICHARO, C. A. L; ANDRADE NETO, C. O.; ALÉM SOBRINHO P.; KATO, M. T.; COSTA, R. H. R.; AISSE, M. M.; ZAIAT, M. **Pós- tratamento de efluente de reator anaeróbio com reatores com biofilme.** In: Pós-tratamento de reatores anaeróbios, Cap 4, Prosab, Rio de Janeiro, 2001.

GUIMARÃES, J. R.; NOUR, E. A. A. Tratando nossos esgotos: processos que imitam a natureza. **Química Nova na Escola**, São Paulo, n. 1, p. 19-30, Mai. 2001. Disponível em <<http://sbqensino.foco.fae.ufmg.br/qnesq>>.

INOUE, K. R. A. **Produção de biogás, caracterização e aproveitamento agrícola do biofertilizante obtido na digestão da manipueira.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Federal de Viçosa, Minas Gerais, 2008.

KUCZMAN, O. **Tratamento anaeróbio de efluentes de fecularia em reator horizontal de uma fase.** Dissertação (Mestrado em engenharia agrícola) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2007.

KUCZMAN, O.; TORRES, D. G. B.; DAMASCENO GOMES, S.; TAVARES, M. H. F.; ALCANTARA, M. S. Tratamento anaeróbio de efluente de fecularia em reator horizontal de uma fase. **Revista raízes e amidos tropicais**, Botucatu, v.3, 2007.

LACERDA, Tais, H. M. **Estudo cinético da fase metanogênica de substrato de manipueira.** Tese (Energia na Agricultura) - Faculdade de Ciências agrônômicas do campus de Botucatu, Botucatu, 1991.

MATA-ALVAREZ, J.; MACÉ, S.; LLABRÉS, P. Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives. **Bioresource Technology**. Colombia, v. 74; p 3-16, 2000.

MORAES, L. M. **Avaliação da biodegradabilidade anaeróbia de lodos de esgotos provenientes de reatores anaeróbios seqüenciais.** Tese (Doutorado Engenharia Agrícola – Área de concentração de água e solo) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2005.

MORAES, L. M.; PAULA JUNIOR, D. R. Avaliação da biodegradabilidade anaeróbia de resíduos da bovinocultura e suinocultura. **Revista de Engenharia Agrícola**, Jaboticabal - SP, v. 24, p. 445-454, 2004.

MORAES, E. M.; FORESTI, E.; ZAIAT, M., ADORNO, A. T. Determinação de ácidos voláteis por cromatografia gasosa em efluente de reatores anaeróbios. In: Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios - **Aspectos Metodológicos**, PROSAB 2, 2001.

MOSEY, F. E. Mathematical modeling of anaerobic digestion process: regulatory mechanisms or the formation of short-chain volatile fatty acids from glucose. **Water Science Technology**, Copenhagen, v. 15, p 209-232, 1983.

MOTTA, L. C. **Utilização de resíduos de indústria de farinha de mandioca em digestão anaeróbia**. Tese (Energia na Agricultura), Faculdade de ciências agronômicas UNESP. Botucatu, 1985.

OLIVEIRA, S. S. **Metabolismo da linamarina em reator de digestão anaeróbia com separação de fases**. Tese (Doutorado em Agronomia – Área de concentração Energia na Agricultura), Faculdade de Ciência Agronômicas da UNESP de Botucatu, SP, 2003.

OLIVEIRA, M. A.; REIS, E. M.; NOZAKI, J. Biological treatment of wastewater from the cassava meal industry. **Environmental Research**, Maringa, v. 85, p. 177-183, mar. 1999.

PARIZOTTO, A. A. **Desempenho de lagoas de sedimentação na remoção de cargas, nutrientes e coliformes totais em despejos industriais de fecularia**. Dissertação (Mestrado – Engenharia Agrícola), Universidade Estadual do Oeste do Paraná – UNIOESTE, Cascavel, 1999.

PATZA, E. **Aplicação de modelos matemáticos para definição de parâmetros hidráulicos e cinéticos de tanques sépticos**. Dissertação (Engenharia de recursos hídricos e ambientais) - Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2006.

PEREIRA-RAMIREZ, O.; ANTUNES, R. M.; QUADRO, M. S.; KOETZ, P. R. Pós-tratamento de efluente UASB com Filtros Anaeróbios. **Revista Brasileira de Agrociência**, Pelotas, v. 07, n. 03, p. 209-212, 2001.

PICANÇO, A. P.; POVINELLI, J. Avaliação da cinética microbiana da digestão anaeróbia da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos em sistemas de batelada de uma e duas fases. In: 23º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2005, Campo Grande - MS. **Anais...** Campo Grande: ABES, 2005.

PICANÇO, A. P.; VALLERO, M. V. G.; GIANOTTI, E. P.; ZAIAT, M. Influence of porosity and composition of supports on the methanogenic biofilm characteristic developed in a fixed bed anaerobic reactor. **Water Science and Technology**, Blund, v. 44, n. 4, p.197-204, 2001.

PILOTTO, J. S. **Contribuições para modelagem matemática do comportamento dos tanques sépticos para remoção de matéria orgânica**. Dissertação (Mestrado em Engenharia de recursos hídricos e ambiental) – Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2004.

PINTO, P. H. M.; CABELLO, C. Tratamento de efluentes líquidos de fecularia em biodigestores anaeróbios de fluxo ascendente. **Revista Raízes e Amidos Tropicais**, Botucatu, v 3, 2007.

PINTO, P. H. M.; CAMILI, E. A.; CABELLO, C. Destinação final do efluente líquido de fecularia (manipueira) tratado em biodigestores anaeróbios de fluxo ascendentes. In: XIII Congresso Brasileiro de mandioca, 2009, Botucatu-SP. **Anais** do XIII Congresso Brasileiro de mandioca, 2009. v. 1. p. 1190-1193.

PRADO, M. R. Estudo de alternativas para o reaproveitamento de resíduos líquidos em fecularias. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2000, Fortaleza, **Anais...** Fortaleza, 2000.

RIBAS, M. M. F.; BARANA, A. C. Start-up adjustment of a plug-flow digester for cassava wastewater (manipueira) Treatment. **Science Agricola**, Botucatu, v. 60, n. 2, p. 223-229, abr./jun. 2003.

SANCHES, E.; BORJA, R.; LOPEZ, M. Determination of the kinetic constants of anaerobic digestion of sugar-mill-mud waste (SMMW). **Bioresource Technology**, Gran Bretanha, v. 56, p. 245-249, mar. 1996.

SILVA, F. F.; FREITAS, P. S. L.; BERTONHA, A.; REZENDE, R.; GONÇALVES, A. C. A.; DALLACORT, R. Variação da carga orgânica do efluente de fecularia de mandioca. **Revista Acta Scientiarum: Agronomy**, Maringá, v. 25, n. 1, p. 161 – 165, 2003.

SILVA, M. O. S. A. **Análise físico-químicas para o controle das estações de tratamento de esgoto**. CETESB, São Paulo, 1977. p.226.

**STANDART METHODS for Examination of Water and Wastewater**. 20th Edition. American Public Health Association, 1998, p. 1325.

STETS, M. I.; VIVAN, M. A.; ASSIS, J.; GABAS, G. C.; BARANA, A. C. Tratamento de efluente de abatedouro em reatores anaeróbios com diferentes meios suporte: avaliação do período de partida. In: XXIV CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 2007, Belo Horizonte. **Anais...** Belo Horizonte, 2007.

SHIDA, G. M. **Produção de hidrogênio e ácidos orgânicos por fermentação acidogênica em reator anaeróbio de leito fluidizado**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo - São Carlos, 2008.

TOMMASO, G.; RIBEIRO, R.; VARESCHE, M. B. A.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Modelagem cinética da degradação anaeróbia de proteínas em reator anaeróbio horizontal de leito fixo. In: II SEMINÁRIO DO PROJETO TEMÁTICO FAPESP DESENVOLVIMENTO, ANÁLISE, APRIMORAMENTO E OTIMIZAÇÃO DE REATORES ANAERÓBIOS PARA TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS, 2003, São Carlos. **Anais...** São Carlos, 2003.

TOMMASO, G.; RIBEIRO, R.; VARESCHE, M. B. A.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Influence of multiple substrates on anaerobic protein degradation in a packed-bed bioreactor. **Water Science and Technology**, v. 48, n. 6, p. 23-31, 2003.

TORRES, D. G. B. **Meios Suporte no tratamento da manipueira**. Dissertação (Mestrado Em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná - UNIOESTE, - Cascavel, 2009.

UMAÑA, O.; NIKOLAEVA, S.; SÁNCHEZ, E.; BORJA, R.; RAPOSO, F. Treatment of screened dairy manure by upflow anaerobic fixed bed reactors packed with waste tyre rubber and a combination of tyre rubber and zeolite: Effect of the hydraulic retention time. **Bioresource technology**, Costa Rica, n. 99, p.7 412-7417, fev. 2008.

VAVILIN, V. A.; FERNAEZ, B.; PALATSI, J.; FLOTATS, X. Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: An overview. **Waste Management**. V. 28, p. 939-951, jun. 2007.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais, 1996, v. 2, p. 37-46.

WONG, Y. S.; KADIR, M. O.; TENG, T. T. Biological kinetics evaluation of anaerobic stabilization pond treatment of palm oil mill effluent. **Bioresource technology**, Malásia, n. 100, p.7 4969-4975, abr. 2009.

ZAIAT, M.; VIEIRA, L. G. T.; CABRAL, A. K. A.; NARDI, I. R.; VELA, F. J.; FORESTI, E. Rational Basis for Designing Horizontal-Flow Anaerobic Immobilized Sludge (HAIS) Reactor for Wastewater Treatment. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 14, n. 1, p. 01-08, 1997.