



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE
PROCESSOS**

**ESTUDO DA INCLUSÃO DE COMPARTIMENTOS EM
BIODIGESTORES MODELO CANADENSE**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Matias Marchesan de Oliveira

**Santa Maria, RS, Brasil
2012**

ESTUDO DA INCLUSÃO DE COMPARTIMENTOS EM BIODIGESTORES MODELO CANADENSE

Por

Matias Marchesan de Oliveira

Dissertação apresentada ao Curso de Mestrado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, Área de Concentração em Desenvolvimento de Processos Agroindustriais e Ambientais, da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para a obtenção do grau de **Mestre em Engenharia de Processos**

Orientador: Prof. Dr. Djalma Dias da Silveira

**Santa Maria, RS, Brasil
2012**

Ficha catalográfica elaborada através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Central da UFSM, com os dados fornecidos pelo(a) autor(a).

Marchesan de Oliveira, Matias
ESTUDO DA INCLUSÃO DE COMPARTIMENTOS EM BIODIGESTORES
MODELO CANADENSE / Matias Marchesan de Oliveira.-2012.
118 f.; 30cm

Orientador: Djalma Dias da Silveira
Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa
Maria, Centro de Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em
Engenharia de Processos, RS, 2012

1. suinocultura 2. biodigestor compartimentado 3.
modelo cinético I. Dias da Silveira, Djalma II. Título.

**Universidade Federal de Santa Maria
Centro de Tecnologia
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos**

A Comissão Examinadora, abaixo assinada,
aprova a Dissertação de Mestrado

**ESTUDO DA INCLUSÃO DE COMPARTIMENTOS EM
BIODIGESTORES MODELO CANADENSE**

elaborada por

Matias Marchesan de Oliveira

Como requisito parcial para obtenção do grau de
Mestre em Engenharia de Processos

COMISSÃO EXAMINADORA:

Djalma Dias da Silveira, Dr.
(Presidente/Orientador)

Gerson Guarez Garcia, Dr.
(UFSM)

Dagmar Camacho Garcia, Dr.
(UNIJUÍ)

Santa Maria, setembro de 2012.

AGRADECIMENTOS

Agradeço...

Meus pais, Rosa Maria Marchesan de Oliveira e Nilvio Antunes de Oliveira, pelo incansável apoio e incentivo para que eu e minha irmã tivéssemos uma boa formação profissional. Nossos primeiros e eternos provedores de conhecimentos, torcedores vibrantes de nossas vitórias e consoladores das “não” vitórias. Meu maior e melhor agradecimento!

Minha irmã, Sara Marchesan de Oliveira, pelo exemplo de dedicação e determinação em busca de objetivos, pelo apoio, conversas, convivência diária, por ser minha “maezona” em Santa Maria. Sinto muito orgulho de minha irmã!

Ao professor Djalma Dias da Silveira, pelos ensinamentos, conselhos sempre muito pertinentes, compartilhamento de suas experiências práticas, oportunidades oferecidas. Foram 6 anos de trabalho e convívio que me trouxeram conhecimentos e experiências que tiveram significativa contribuição para onde estou, profissionalmente, hoje e tenho certeza que me ajudarão a chegar onde desejo. Sempre agradecido por nós (seus orientandos) sentirmos sua preocupação com nosso futuro profissional, oportunizando conhecimentos e experiências que pudessem nos auxiliar nesse momento, talvez de aflição, de nossas vidas.

A todos os professores que me transmitiram ensinamentos, principalmente os professores da: Escola Estadual de Ensino Fundamental Pe. Marcelino Champagnat (Colônia das Almas- Catuípe/RS); Escola Técnica Estadual 25 de Julho (Ijuí/RS) e da Universidade Federal de Santa Maria (Santa Maria/RS);

Aos colegas, amigos, companheiros, que me auxiliaram nesse trabalho: Bervey Scherz, Fernando Hamerski, Gabriele Mônico Araújo e Pâmela Sfalcin – representantes oficiais da região Noroeste do RS. Com certeza nunca lembraremos de nos esquecermos, pois cada coleta, cada dia de análise, cada almoço no RU...foram mais “interessantes” quando estávamos juntos. Agradecido pela amizade, profissionalismo, apoio e importante auxílio para conclusão desse trabalho.

Aos laboratoristas Alfeu e Helena pela amizade, conversas, trocas de informações durante esta jornada.

Ao Stefen Pujol e Prof. Celso Aita, pelo apoio nas análises do biogás.

Aos professores do setor da suinocultura da UFSM que permitiram as coletas de resíduos nas criações da universidade.

Aos professores do IFC que me apoiaram e me incentivaram para conclusão desse trabalho. Obrigado pela força!

Enfim, a todos que contribuíram para esse trabalho.

RESUMO

Dissertação de Mestrado
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos
Universidade Federal de Santa Maria
**ESTUDO DA INCLUSÃO DE COMPARTIMENTOS EM BIODIGESTORES
MODELO CANADENSE**
AUTOR: MATIAS MARCHESAN DE OLIVEIRA
ORIENTADOR: DJALMA DIAS DA SILVEIRA
Data e Local de Defesa: Santa Maria, 6 de setembro de 2012.

A atividade suinícola por muitos anos foi caracterizada como uma atividade geradora de resíduos de alto índice poluidor, porém nas últimas décadas muitos são os estudos responsáveis por mudar esse conceito. O uso de biodigestor está bem disseminado para diminuir os impactos gerados por essa atividade, ganhando estímulo de implantação nos últimos anos, pelo incentivo ao uso de energia renovável. O biodigestor é responsável pela produção do biogás, usado como energia alternativa em propriedades rurais que possuem o sistema de biodigestores. Observam-se poucos trabalhos que pesquisam a geometria dos biodigestores e seus efeitos no processo de digestão anaeróbia. Esse trabalho objetivou o estudo da compartimentação do biodigestor modelo canadense no processo de digestão anaeróbia aplicada a resíduos da suinocultura, avaliando a degradação (remoção) dos parâmetros físico-químicos (temperatura, pH, DQO, DBO₅, Nitrogênio total, Fósforo total, sólidos totais, sólidos fixos totais e sólidos voláteis totais), determinando um modelo cinético e qualificando o biogás produzido em cada um dos compartimentos dos biodigestores. Para o estudo foram construídos três reatores em escala de bancada: o primeiro com uma compartimentação que provocava variação de fluxo na horizontal, o segundo com uma compartimentação, a qual gerava variação de fluxo na vertical e o terceiro, sem compartimentação, para ser utilizado como um reator testemunho. As análises dos parâmetros físico-químicos foram realizadas de acordo com o *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*, já a determinação do modelo cinético foi realizada considerando a existência de um fluxo pistão (reator tubular) para cada um dos reatores construídos e para a qualificação do biogás utilizou-se um cromatógrafo a gás. Quanto à avaliação dos parâmetros físico-químicos, foi o segundo reator (variação de fluxo na vertical) que apresentou diferença significativa na eficiência de remoção de DQO e nos valores de pH, sendo que esse reator também apresentou melhor remoção de DBO₅ e sólidos. A temperatura apresentou comportamento semelhante nos três reatores, caracterizando que a digestão anaeróbia ocorreu prioritariamente na faixa mesofílica. Considerando a DBO₅ como substrato obteve-se como constante de velocidade 0,021 d⁻¹; 0,025 d⁻¹ e 0,024 d⁻¹, respectivamente para o primeiro, segundo e terceiro reator. Todavia, considerando a DQO como substrato obteve-se 0,032 d⁻¹; 0,034 d⁻¹ e 0,027 d⁻¹ para cada um dos reatores. Os modelos cinéticos apresentaram uma maior correlação com os dados experimentais quando considerada a DQO como substrato, sendo que foi o segundo reator que apresentou maior correlação ($R^2 = 0,599$). Na avaliação do biogás os três reatores não apresentaram diferença entre si.

Palavras chaves: suinocultura, biodigestor compartimentado, modelo cinético.

ABSTRACT

Master Dissertation

Graduate Program in Process Engineering

Federal University of Santa Maria

STUDY OF THE INCLUSION OF COMPARTMENTS IN CANADIAN MODEL DIGESTERS

AUTHOR: MATIAS MARCHESAN DE OLIVEIRA

ADVISER: DJALMA DIAS DA SILVEIRA

Place and date of defense: Santa Maria, September 6th, 2012.

The piggery for many years was characterized as a waste-generating activity of high polluter, but in recent decades many studies are responsible for changing this concept. The use of biodigester is well disseminated to lessen the impacts generated by this activity, gaining encouragement deployment in recent years, by encouraging the use of renewable energy. The biodigester is responsible for the production of biogas used as alternative energy on farms that have the digesters system. We observed few studies that investigate the geometry of the digesters and its effects on anaerobic digestion process. This work aimed to study the partitioning of the Canadian model digester anaerobic digestion of swine waste applied to evaluating the degradation (removal) of the physic-chemical parameters (temperature, pH, COD, BOD₅, total nitrogen, total phosphorus, total solids, total fixed solids and total volatile solids), and determining a kinetic model describing the biogas produced in each of the compartments of the digesters. For the study were built three reactors in bench scale: the first with a partitioning which caused variation of the horizontal flow, the second with partitioning which flux change generated in the vertical and third, without fragmentation, to be used as a reactor testimony. The analyzes of the physic-chemical parameters were made according to *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, since the determination of the kinetic model was done considering the existence of a plug flow (tubular reactor) to each of the reactors constructed and to qualification of biogas was use a gas chromatograph. On the analysis of physic-chemical was second reactor (flow variation vertically) that showed that showed a significant difference in the efficiency of COD removal and pH values, and this reactor also showed better removal of solids and BOD₅. Already temperature, showed similar behavior in the three reactors, characterizing the anaerobic digestion occurred primarily in the mesophilic range. Considering the BOD₅ as a substrate was obtained as rate constant 0.021 d⁻¹, 0.025 d⁻¹ and 0.024 d⁻¹, respectively for the first, second and third reactor. However, considering the COD as a substrate was obtained 0.032 d⁻¹, and 0.034 d⁻¹, 0.027 d⁻¹ for each of the reactors. Kinetic models had a higher correlation with the experimental data when considering the COD as substrate, and was the second reactor with the highest correlation (R² = 0.599). In the evaluation of biogas the three reactors not showed difference between them.

Keywords: swine, compartmentalized biodigester, kinetic model.

LISTA DE TABELAS

| | |
|---|----|
| Tabela 1- Número de suínos em 2010 no Brasil. | 17 |
| Tabela 2 - Parâmetros físico químicos de dejetos de suínos (valores médios). | 19 |
| Tabela 3- Comparação entre diferentes faixas de temperatura (°C) conforme diversas autorias. | 32 |
| Tabela 4 - Composição do biogás conforme alguns autores. | 42 |
| Tabela 5 - Equivalência energética do biogás para 1 m ³ de biogás. | 44 |
| Tabela 6 - Produção de energia a partir de biogás oriundo de diversas fontes. | 46 |
| Tabela 7 – Parâmetros físico-químicos do substrato. | 55 |
| Tabela 8 - Temperaturas (°C). | 66 |
| Tabela 9- Eficiência de remoção (%) de sólidos em cada um dos reatores. | 88 |
| Tabela 10 - Valores teóricos de DQO para o efluente dos reatores. | 92 |
| Tabela 11 - Comparação entre a eficiência teórica e a eficiência média experimental para remoção de DQO. | 93 |
| Tabela 12 - Valores teóricos de DBO ₅ para o efluente dos reatores. | 95 |
| Tabela 13 - Comparação entre a eficiência teórica e a eficiência média experimental para remoção de DBO ₅ | 96 |
| Tabela 14 - Qualificação do biogás em cada um dos compartimentos no Reator 1. | 97 |
| Tabela 15 – Avaliação do biogás em cada um dos compartimentos no Reator 2. | 98 |
| Tabela 16 – Avaliação do biogás no Reator 3. | 98 |

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

| | |
|--|----|
| Figura 1 – Número de suínos abatidos nos últimos 30 anos..... | 18 |
| Figura 2 - Esquematização do biodigestor modelo indiano..... | 24 |
| Figura 3 - Esquematização do biodigestor modelo chinês. | 25 |
| Figura 4 - Esquematização do biodigestor modelo Canadense..... | 27 |
| Figura 5 - Esquematização do processo microbiológico da digestão anaeróbia. | 35 |
| Figura 6 - Potencial de metano proveniente da suinocultura na região sul do Brasil. | 46 |
| Figura 7 – Desenho esquemático representando os reatores. | 52 |
| Figura 8 - Vista frontal e em corte indicando os fluxos nos reatores..... | 53 |
| Figura 9 - Vista superior do Reator 1 com o sentido do fluxo. | 54 |
| Figura 10 – Vista lateral do Reator 2 com o sentido do fluxo..... | 54 |
| Figura 11 - Vista frontal dos reatores com tubulação de carregamento em destaque. | 56 |
| Figura 12 - Coleta do biogás..... | 60 |
| Figura 13 - Temperatura ambiente durante o experimento. | 62 |
| Figura 14- Temperatura interna do Reator 1 durante o experimento..... | 63 |
| Figura 15-Temperatura interna do Reator 2 durante o experimento..... | 64 |
| Figura 16- Temperatura interna do Reator 3 durante o experimento..... | 65 |
| Figura 17 - pH do resíduo de alimentação dos reatores..... | 68 |
| Figura 18 - pH do resíduo de saída do Reator 1. | 69 |
| Figura 19 - pH do resíduo de saída do Reator 2. | 70 |
| Figura 20 - pH do resíduo de saída do Reator 3. | 71 |
| Figura 21 - Concentração de DBO ₅ no resíduo de entrada dos biodigestores..... | 73 |
| Figura 22 - Concentração de DBO ₅ no resíduo de saída do Reator 1. | 74 |
| Figura 23 - Concentração de DBO ₅ no resíduo de saída do Reator 2. | 75 |
| Figura 24 - Concentração de DBO ₅ no resíduo de saída do Reator 3. | 76 |
| Figura 25 - Concentração de DQO no resíduo de alimentação dos reatores..... | 78 |
| Figura 26 - Concentração de DQO no resíduo de saída do Reator 1. | 79 |
| Figura 27 - Concentração de DQO no resíduo de saída do Reator 2. | 80 |
| Figura 28 - Concentração de DQO no resíduo de saída do Reator 3. | 81 |
| Figura 29 - Concentração de fósforo total no resíduo de alimentação e efluente dos 3 reatores. | 82 |
| Figura 30 - Concentração de NTK no resíduo de alimentação e no efluente dos 3 reatores. | 84 |
| Figura 31 - Concentração de sólidos no resíduo de alimentação e efluentes dos reatores. | 87 |
| Figura 32- Correlação de valores teóricos e experimentais para DQO em cada um dos reatores..... | 94 |
| Figura 33 - Correlação de valores teóricos e experimentais para DBO ₅ em cada um dos reatores..... | 96 |

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

Abreviaturas e siglas:

AGV: ácidos graxos voláteis
ARS: águas residuárias da suinocultura
Cetesb: Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
DBO₅: Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO: Demanda Química de Oxigênio
EIIP - Emission Inventory Improvement Program
EPA - Environmental Protection Agency
FID: Flame Ionization Detector
GC: cromatografia gasosa
GEE: Gases do efeito estufa
IBGE: Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
IPCC: Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas
L: unidade de medida linear
M: unidade de massa
MDL: Mecanismo de Desenvolvimento Limpo
MW: megawatts
NTK: Nitrogênio Total Kjeldahl
pH: potencial de hidrogênio
ppb: partes por bilhão
R1: Reator 1
R2: Reator 2
R3: Reator 3
SV: sólidos voláteis
T: unidade de tempo
UFSM: Universidade Federal de Santa Maria

Variáveis de equação:

A: DBO adicionada ao biodigestor, em Kg/dia;
 α = fração de acetatos;
B: sólidos voláteis biológicos produzidos, em kg/dia;
 B_0 = taxa máxima de produção de metano (m³ de CH₄/kg de SV)
C: volume de metano produzido por dia, em litros na CNTP
 c = fração de carboidratos (C₆H₁₀O₅) presente no efluente
 $Conc_{CH_4}$: Concentração de metano no biogás [%]
 DQO_v = demanda química de oxigênio (kgDQO/m³)
 E_{CH_4} = emissão de metano (kgCH₄/dia)
 E_c : Esterco total [kg esterco/(dia.unidade geradora)]
 FE = fator de emissão de metano (0,25 kgCH₄/ kgDQO, fator de emissão máximo)
 $Frac_{Anaeróbica}$ = fração de efluente tratada anaerobicamente (%)
 K_s = constante de saturação do substrato
 l = fração de lipídeos (C₅₇H₁₀₄O₆)
 pa = fração de propionatos
 P_b : Produção de biogás [kg biogás /kg esterco]
 P_{CH_4} = produção de metano

pe = fração de proteínas ($C_5H_7NO_2$)
 Q = vazão volumétrica (m^3/dia)
 S = concentração de substrato no efluente (mg/L)
 S_0 = concentração de substrato no afluente (mg/L)
 t = tempo de detenção no reator (dias)
 TRH = tempo de retenção hidráulica (dias)
 TR : tempo de retenção de sólidos
 u = utilização do material orgânico
 U_m = velocidade específica máxima de consumo de substrato
 VE : Volume específico do metano [$kgCH_4 / m^3 CH_4$], sendo este igual a $0,670 kgCH_4/m^3 CH_4$
 $Y_{X/S}$ = fator de crescimento ou a produção bruta de bactérias por unidade de massa de substrato
 X = concentração de microrganismos ($M.L^{-3}$)
 α : constante de crescimento
 β : taxa de respiração endógena
 γ_v = Produção de metano (m^3)
 μ = velocidade específica de crescimento celular
 μ_m = taxa de crescimento máximo específico (dia^{-1})
 k = taxa de remoção de substrato ($dias^{-1}$)

Fórmulas Químicas:

CH_4 : metano
 CO_2 : dióxido de carbono
 H_2S : sulfeto de hidrogênio
N: nitrogênio
 N_2O : óxido nitroso
 NH_3 : amônia
 NO_x : algum óxido de nitrogênio
P: fósforo
 SO_x : algum óxido de enxofre
 NO_2^- : nitrito
 NO_3^- : nitrato

SUMÁRIO

| | |
|--|-----------|
| 1 INTRODUÇÃO | 12 |
| 1.1 Objetivos | 15 |
| 1.1.1 Objetivo geral..... | 15 |
| 1.1.2 Objetivos específicos | 16 |
| 2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA | 17 |
| 2.1 Atividade suinícola | 17 |
| 2.1.1 A suinocultura e a problemática ambiental | 18 |
| 2.1.2 Suinocultura e os problemas atmosféricos | 21 |
| 2.2 Biodigestores..... | 23 |
| 2.2.1 Biodigestor modelo Indiano..... | 24 |
| 2.2.2 Biodigestor modelo Chinês | 25 |
| 2.2.3 Biodigestor modelo Canadense | 26 |
| 2.3 Digestão anaeróbia..... | 27 |
| 2.3.1 Fatores que afetam a digestão anaeróbia..... | 29 |
| 2.3.1.1 pH e alcalinidade | 30 |
| 2.3.1.2 Temperatura | 31 |
| 2.3.1.3 Composição e concentração do resíduo | 32 |
| 2.3.2 Microbiologia da digestão anaeróbia..... | 33 |
| 2.3.2.1 Hidrólise..... | 35 |
| 2.3.2.2 Acidogênese | 36 |
| 2.3.2.3 Acetogênese..... | 36 |
| 2.3.2.4 Metanogênese | 37 |
| 2.3.3 Cinética da Digestão Anaeróbia..... | 37 |
| 2.4 Biogás..... | 40 |
| 2.4.1 Benefícios do biogás..... | 43 |
| 2.4.2 Produção de biogás no Brasil | 44 |
| 2.4.3 Tratamento do biogás | 47 |
| 2.4.4 Estimativa teórica de produção de biogás | 48 |
| 3 METODOLOGIA | 51 |
| 3.1 Construção dos biodigestores | 51 |
| 3.2 Partida dos biodigestores..... | 54 |
| 3.3 Funcionamento dos biodigestores | 55 |
| 3.4 Análises dos Substratos | 56 |
| 3.5 O substrato..... | 58 |
| 3.6 Cinética da digestão anaeróbia..... | 58 |
| 3.6 Composição do Biogás | 60 |
| 3.6.1 Coleta do Biogás..... | 60 |
| 3.6.2 Análise Cromatográfica..... | 61 |
| 3.7 Análise estatística..... | 61 |
| 4 RESULTADOS E DISCUSSÕES | 62 |
| 4.1 Parâmetros físico-químicos..... | 62 |
| 4.1.1 Temperatura | 62 |
| 4.1.2 pH | 67 |
| 4.1.3 Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO ₅) | 72 |
| 4.1.4 Demanda Química de Oxigênio | 77 |
| 4.1.5 Fósforo total..... | 82 |

| | |
|--|------------|
| 4.1.6 Nitrogênio total Kjeldahl | 83 |
| 4.1.7 Sólidos totais, totais voláteis e totais fixos | 86 |
| 4.2 Modelo cinético..... | 89 |
| 4.2.1 Determinação da velocidade de degradação (k)..... | 89 |
| 4.2.2 Determinação e validação dos modelos cinéticos | 91 |
| 4.2.2.1 Modelo 1: Substrato DQO..... | 91 |
| 4.2.2.2 Modelo 2: Substrato DBO ₅ | 94 |
| 4.3 Qualificação do biogás..... | 97 |
| 5 CONCLUSÕES | 100 |
| 5.1 Sugestões para trabalhos futuros..... | 101 |
| 6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 102 |

1 INTRODUÇÃO

Atualmente é evidente o crescimento da busca por bens de consumo, refletindo diretamente em uma maior produção, desde o setor primário até os produtos industrializados. Como consequência do aumento de produção surge à problemática ambiental dos resíduos gerados nos processos produtivos, os quais devem ter destino adequado conforme a legislação vigente, minimizando os possíveis prejuízos ambientais que poderiam originar.

Apesar de o homem ter desenvolvido um grande conhecimento e criado sofisticadas tecnologias, os processos de produção não possuem eficiências absolutas, ou seja, em todo o processo haverá algum tipo de perda, seja massa ou energia. No que tange as operações físicas ou os processos de transformações químicas existirá a geração de resíduos, podendo estes se apresentarem no estado líquido, gasoso ou sólido (LIBÂNIO, 2002).

No contexto da busca por bens de consumo é inquestionável o consumo de alimentos de qualidade, os quais por exigência da sociedade moderna estão recebendo uma atenção especial em sua produção, cuidados estes que abrangem toda a cadeia produtiva. Como exemplo pode-se citar o consumo de carne suína, o qual apresenta grande crescimento nos últimos anos tanto a nível mundial como nacional, tendo os criadores desses animais grande cuidado durante o manejo, desde a alimentação, higiene e o destino adequados dos resíduos produzidos pelos suínos.

Paralelamente, as estatísticas apontam para um aumento no número de suínos no Brasil, representando um crescimento de animais confinados e, por consequência, gerando um maior volume de resíduos nessa atividade, fazendo-se necessário um gerenciamento eficaz para manejar, controlar, estocar, tratar e dispor os resíduos gerados durante o processo produtivo, objetivando a minimização dos prejuízos ambientais, reutilização desses resíduos em outras atividades e uma maior lucratividade na produção (SOUZA *et al.*, 2005).

Os métodos atuais e as tecnologias de tratamento e destinação dos resíduos gerados na pecuária precisam de uma gestão de maior eficácia, adequando o processo de criação de animais no meio envolvente, tanto na questão ambiental como financeira e social. Como principais consequências de um processo

inadequado de gestão dos resíduos pode-se exemplificar a poluição das águas, os odores desagradáveis e a contaminação do solo, implicando em uma necessidade urgente de modificação da gestão adotada, buscando a implementação de soluções para melhorar os sistemas existentes (MOREIRA, 2011).

A grande quantidade de dejetos produzidos e a falta de processos sustentáveis na criação de suínos podem ser considerados os principais problemas ambientais dessa atividade, devendo-se conhecer, também, os impactos negativos ocasionados pelos processos inadequados de disposição desses resíduos, como o despejo em rios e riachos ou até mesmo por tecnologias de tratamentos ineficientes, causando poluição e riscos sanitários. A má disposição dos dejetos ou tratamentos não satisfatórios podem ocasionar consideráveis impactos ambientais, além de oferecer risco a saúde humana e animal, podendo causar a morte dos seres vivos contaminados (PEREIRA, 2006).

Atualmente observa-se um aumento no número de criações de suínos, com instalações de granjas maiores, sendo as criações em áreas concentradas, evidenciando-se a importância de medidas de prevenção que objetivem a diminuição dos riscos poluentes dessa atividade, para que não haja contribuição para impactos ambientais negativos (ORRICO JR, 2007).

Como tecnologia para o tratamento dos resíduos gerados na suinocultura é comum o armazenamento dos dejetos na forma líquida, em esterqueiras e lagoas anaeróbias, porém mesmo minimizando o problema dos resíduos, estes tipos de tecnologias podem contribuir para a poluição atmosférica, através da emissão de metano (CH_4) e amônia (NH_3), podendo ainda gerar maus odores (DAMASCENO, 2010).

Os resíduos gerados por sistemas de criação de suínos apresentam uma alta Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), assim como altas quantidades de nutrientes como o fósforo e o nitrogênio os quais podem causar a degradação ambiental aquática. Isto pode ser explicado devido ao fato do fósforo ser responsável pelo processo de eutrofização das águas, enquanto a DBO é responsável pela redução da concentração de oxigênio na água, reduzindo dessa forma a possibilidade de existência de vida aquática (SOUZA, 2009).

O processo de digestão anaeróbia torna-se uma importante opção de tratamento de resíduos da suinocultura, em propriedades com criações de animais de modo confinado (SALOMON, 2007). Entre as várias alternativas para o

tratamento dos resíduos gerados nessa atividade, a digestão anaeróbia destaca-se, pois além de ocorrer a degradação dos resíduos orgânicos, possibilita sua valorização energética, uma vez que ocorre a produção do biogás, o qual pode ser utilizado como fonte de energia para diferentes fins, possibilitando a substituição de combustíveis fósseis e diminuindo os prejuízos ambientais causados por esses (MOREIRA, 2011).

O processo de digestão anaeróbia pode ser dividido em três etapas: hidrólise, fermentação (também conhecida como acidogênese) e metanogênese. Cada uma dessas etapas representa uma função importante para que a matéria orgânica seja degradada. O processo biológico, em que não existe concentração de oxigênio no meio, ocorre pela atuação de diferentes microorganismos, os quais são responsáveis pelas atividades metabólicas para que ocorra a conversão do material orgânico complexo - proteínas, lipídios e carboidratos (BARCELOS, 2009) em biogás. Este pode ser considerado como um ganho financeiro, pois serve como fonte de energia renovável a qual pode substituir os combustíveis fósseis ou até mesmo a compra de energia elétrica.

Com o objetivo de diminuir a dependência dos países aos combustíveis fósseis incentiva-se o uso de energias renováveis, as quais recebem atenção especial para produção e implementação, pois tornaram-se uma grande ferramenta para diminuir e combater o fenômeno do “aquecimento global”, uma vez que reduzem a emissão dos gases que contribuem para a ocorrência do efeito estufa. Há, nos últimos anos, uma preocupação relacionada à adequabilidade das fontes de combustíveis, dos níveis de tratamento crescentes exigidos e de seus custos, dos quais resultam consumos energéticos superiores (SILVEIRA, 2009).

Para uso da digestão anaeróbia como meio de produção de energia renovável utiliza-se da tecnologia milenar do biodigestor. O biodigestor constitui-se de uma câmara fechada onde é colocado, em solução aquosa, o material orgânico a fim de que ocorra a digestão anaeróbia, produzindo o biogás que irá se acumular na parte superior ao líquido que será retido pela campânula (TARRENTO & MARTINEZ, 2006). Há diferentes modelos de biodigestores, porém os mais utilizados mundialmente são os modelos canadense, chinês e indiano.

O sistema de biodigestores é um método alternativo para o tratamento de dejetos que provém da suinocultura, pois além de diminuir o impacto ambiental gerado pelo resíduo, produz o biogás, que é uma fonte de energia renovável e

sustentável, minimizando a emissão de gases causadores do efeito estufa para atmosfera, assim minimizando a problemática ambiental na qual a atividade suinícola está inserida (ALMEIDA, 2008). No Brasil, a implantação do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) e após estabelecimento do Protocolo de Kyoto houve um número significativo de implantação de biodigestores, predominantemente do biodigestor modelo canadense.

Conforme Pereira *et al.* (2009) o biodigestor aplicado nas propriedades do Sul do Brasil (região de maior número de biodigestores implantados em propriedades rurais) é o do tipo Canadense. Neste modelo os dejetos são canalizados para uma caixa de entrada, e em seguida passam para uma câmara de fermentação subterrânea revestida com um material impermeável, sendo o biodigestor coberto com uma manta superior para reter o biogás produzido, de modo a formar uma campânula de armazenamento de onde o biogás é canalizado para um queimador. Ao deixar o biodigestor, o resíduo passa por uma caixa de saída, sendo canalizado o biofertilizante para uma esterqueira. O modelo de biodigestor Canadense é mais recente e apesar de apresentar uma tecnologia menos complexa, é mais moderno e avançado quando comparado com outros modelos (NEVES, 2010).

Este trabalho ambiciona considerar a tecnologia da digestão anaeróbia como meio para tratamento de resíduos proveniente da atividade suinícola através da utilização de biodigestores modelo canadense, para produção de biogás. O protótipo de biodigestor para a pesquisa é uma remodelação do modelo canadense, logo, estuda-se uma nova concepção desse modelo de biodigestor objetivando um melhor desempenho na degradação da matéria orgânica desse tipo de tecnologia.

1.1 Objetivos

1.1.1 Objetivo geral

Avaliar um modelo compartimentado do biodigestor modelo canadense, em escala de bancada, como tecnologia mais eficiente para o tratamento de resíduos provenientes da atividade suinícola.

1.1.2 Objetivos específicos

Estudar a degradação de parâmetros físico-químicos no resíduo após tratamento nos modelos propostos.

Definir um modelo cinético global para a digestão anaeróbia da matéria orgânica, a partir da determinação da constante de velocidade de degradação.

Qualificar o biogás formado no interior dos compartimentos formados pela colocação de chicanas.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 Atividade suinícola

Dados do Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE) indicam que o efetivo de suínos no Brasil no último dia de 2010 ficou próximo dos 39 milhões de cabeças (Tabela 1). O número representa quase 1 milhão de cabeças acima do registrado no último dia de 2009, evidenciando um crescimento de 2,4%. A região Sul abrigou o maior número de cabeças: 18,6 milhões, já na região Sudeste, segunda região com maior número de suínos, o efetivo chegou a 7,1 milhões, enquanto que o Nordeste e Centro-Oeste são a terceira e quarta região com maior número de suínos, com 6,2 milhões e 5,4 milhões de cabeças, respectivamente. A região Norte é a que possui menor número de suínos, responsável por 1,6 milhões de cabeças (GUERRA, 2011).

Tabela 1- Número de suínos em 2010 no Brasil.

| Região | Número de Animais | (%) |
|---------------------|--------------------------|------------|
| Nordeste | 6.197.109 | 15,9 |
| Sudeste | 7.133.257 | 18,3 |
| Sul | 18.643.470 | 47,9 |
| Centro Oeste | 5.375.441 | 13,8 |
| Norte | 1.607.481 | 4,1 |
| TOTAL | 38.956.758 | 100 |

Fonte: IBGE, 2010.

Prevê-se que a produção de suínos continuará a crescer em resposta à crescente demanda de consumo (KSAWERY *et al.*, 2010), implicando no aumento de efluentes produzidos por este tipo de atividade, pois o aumento de rebanhos está associado com o aumento de estrume suíno (ZHANG *et al.*, 2011), levando à necessidade de sistemas adequados de gestão de dejetos com a finalidade de reduzir os impactos ambientais negativos (PRAPASPONGSA *et al.*, 2010).

A Figura 1 demonstra o número total de animais criados no decorrer dos últimos 35 anos, conforme os relatórios anuais do IBGE. Observa-se um aumento na produção nos últimos 15 anos, embora uma queda considerável tenha ocorrido entre os anos de 1993 e 1996.

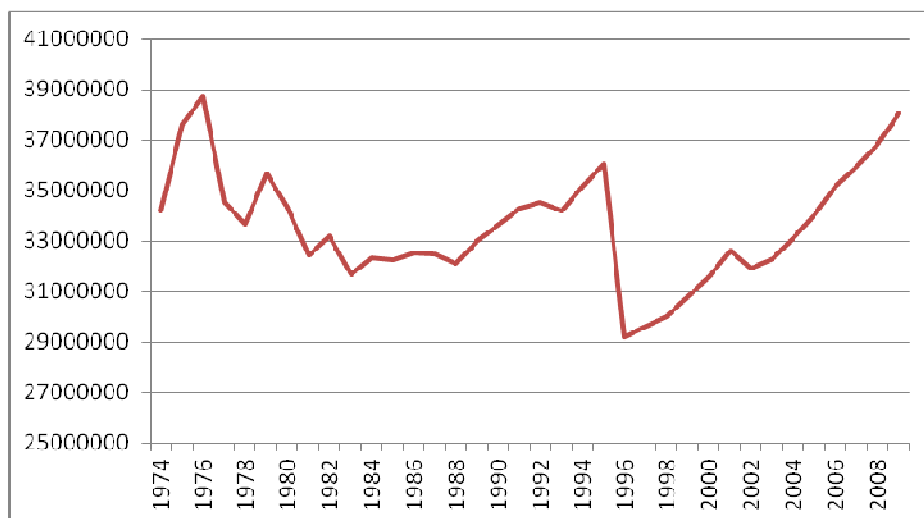


Figura 1 – Número de suínos abatidos nos últimos 30 anos.

Fonte: IBGE, 2010.

Esse crescente número de suínos criados requer uma atenção especial nas consequências ambientais que podem ser provocadas caso não seja realizado um tratamento eficiente nos resíduos gerados por essa atividade. O aumento nos últimos 15 anos, ainda em crescimento, como é mostrado na Figura 1, impulsiona o questionamento por pesquisas e validação de tecnologias que apresentem aspectos vantajosos para os criadores de suínos.

2.1.1 A suinocultura e a problemática ambiental

Independente da forma de criação, a suinocultura é considerada uma atividade de elevado potencial poluidor, devido ao grande número de contaminantes presentes nos resíduos produzidos nessa atividade. O manejo e tratamento inadequado podem originar a ação individual ou combinada de cada um dos

contaminantes, implicando em uma forma significativa de poluição do ar, da água ou do solo. Muitas são as consequências que a inadequada disposição dos resíduos gerados na suinocultura pode ocasionar, podendo-se citar a proliferação de moscas e borrachudos, o aumento das doenças vinculadas à água e ao solo, além de provocar um desequilíbrio ambiental (PERDOMO *et al.*, 2001), sendo a consequência mais grave a perda de vidas devido o consumo de águas contaminadas (ZARKADAS & PILIDIS, 2011), provocadas por uma grande variedade de bactérias patogênicas encontradas nas fezes de animais, as quais representam ameaças para a saúde pública (WONG & SELVAM, 2009). É de conhecimento que a destinação adequada dos dejetos humano e animal implica na diminuição do risco de doenças de proliferação nas águas (SCHMIDT *et al.*, 2002).

O esterco típico de suínos é caracterizado por um elevado teor de sólidos suspensos e matéria orgânica, alto teor de demanda bioquímica de oxigênio (DBO), elevada concentração de fósforo e nitrogênio, assim como níveis elevados de população microbiana (CHELME-AYALA *et al.*, 2011), conforme pode ser observado na Tabela 2. Para se conhecer o grau de toxicidade do resíduo é necessário realizar a avaliação do dejetos de suíno, conhecendo-se também o procedimento de tratamento e a previsão de contaminação que esses resíduos podem gerar, pois representam um potencial poluidor, implicando na degradação aquática, do solo e do ar (OLIVEIRA *et al.*, 2006).

Tabela 2 - Parâmetros físico químicos de dejetos de suínos (valores médios).

| Parâmetros | Medri (1997) (mg/L) | Monteiro (2005) (mg/Kg) | Henn (2005) (mg/mL) | Alves (2007) (mg/L) |
|-------------------------|------------------------------------|--|------------------------------------|------------------------------------|
| NTK | 2.205 | 1.600 | 1.990 | 1.621 |
| Fósforo Total | 633 | 750 | 712 | 286 |
| pH | 6,9 | 6,75 | 6,6 | 7,35 |
| Sólidos Totais | 17.240 | 73.000 | 36.110 | 8.514 |
| Sólidos Voláteis | 10.226 | 53.000 | 25.230 | 5.288 |
| DQO | 21.647 | 85.000 | 43.360 | 12.578 |
| DBO₅ | 11.979 | 23.000 | 21.300 | 9.110 |

Fonte: Medri (1997), Monteiro (2005), Henn (2005) e Alves (2007).

Ressalta-se também o aspecto econômico, pois tal impacto pode tornar-se irresistível para as comunidades locais, tanto devido à necessidade de manter a qualidade da água, bem como para tratar águas para o consumo humano (ZARKADAS & PILIDIS, 2011).

Diversos fatores podem influenciar na composição dos resíduos, citando-se os nutrientes e vitaminas na alimentação, as aplicações de antibióticos, a água oriunda tanto dos bebedouros como do sistema de limpeza. Os principais constituintes são: matéria orgânica, substâncias tóxicas, nutrientes, metais pesados e os organismos patogênicos (coliformes fecais, *Escherichia coli*, entre outros) (OLIVEIRA *et al.*, 2006). Tal composição influenciará diretamente no sistema de tratamento, por exemplo, antibióticos de origem orgânica e inorgânica em dejetos de suínos podem inibir o processo anaeróbio em unidades produtoras de biogás (GUO *et al.*, 2011), levando o sistema de tratamento dos dejetos a uma alta ineficiência, diminuindo a produção do biogás.

A emissão de compostos gasosos e odores de operações de animais pode ser um grande impedimento para a expansão destas instalações, especialmente em locais próximos às áreas povoadas (PREDICALA *et al.*, 2008), existindo uma necessidade premente de métodos eficazes de controle de odor, pois se as indústrias de suínos conviverem com seus vizinhos, essas medidas de controle terá de ser colocado em operação (OTT *et al.*, 2008).

As ações para minimizar o potencial poluidor dos resíduos originados na suinocultura requerem altos investimentos, que mesmo quando realizados nem sempre garantem a eficácia dos sistemas adotados para diminuir a problemática ambiental. Este é um dos principais impedimentos para que as unidades de criação de suínos estejam adequadas às exigências da legislação, pois os custos para implantação e manutenção, normalmente, são acima da capacidade financeira do produtor. Por outro lado, a utilização dos dejetos de suínos como biofertilizante, como fonte de melhoria para o solo e como nutriente para as plantas, também exige razoáveis investimentos para procedimentos de utilização específicos para captação, armazenagem, transporte e distribuição, atendendo cada situação em particular (PERDOMO *et al.*, 2001).

A utilização e aproveitamento agrícola como biofertilizante é uma das opções para o tratamento/disposição de águas residuárias da suinocultura (ARS), pois este tipo de resíduo possui significativo poder fertilizante, uma vez que é constituído por

diversos nutrientes. O custo para implantação de um sistema de tratamento é elevado, pois no resíduo há uma grande quantidade de material sólido em suspensão sendo que as unidades de tratamento recebem cargas orgânicas muito elevadas, mesmo tendo o resíduo já passado por processos de sedimentação. A quantidade de sólidos pode implicar em alguns problemas como entupimento de bombas, tubulações e, sobretudo, de emissores, quando se faz opção pela disposição dos efluentes do sedimentador no solo (MAGALHÃES *et al.*, 2006).

Os resíduos gerados na suinocultura não apresentam características padrões, mostrando-se com grandes variações físico-químicas, o que dificulta o processo de tratamento e de aproveitamento desses resíduos. A quantidade de água utilizada nas instalações, o tipo de alimento e a idade dos animais são exemplos de fatores que podem interferir na constituição do dejetos dos suínos. A forma de disposição e de controle de abastecimento de água nos bebedouros e o processo de limpeza também influenciam nas características do efluente, pois podem aumentar a diluição dos dejetos, acarretando numa maior quantidade de efluentes gerados, elevando os custos de coleta, de armazenagem, de tratamento, de transporte e de distribuição (GOMES *et al.*, 2009).

O aumento da concentração de matéria orgânica, de nutrientes como o nitrogênio e o fósforo no solo e na água podem acarretar em efeitos tóxicos, sendo esses. Porém, além desses riscos, o aspecto sanitário deve ser considerado (SCHMIDT *et al.*, 2002^b) uma vez que a prática comum de aplicação direta de resíduos de animais ao solo implica na contaminação, verificando-se a necessidade de outras metodologias de gestão destes resíduos (BARRENA *et al.*, 2011).

2.1.2 Suinocultura e os problemas atmosféricos

Conforme Osada *et al.* (2011), nos últimos anos as alterações climáticas tem sido objeto de uma pesquisa intensa. Níveis crescentes de gases de efeito estufa (GEE) de CO₂, CH₄ e N₂O parecem ser a principal razão para este fenômeno, e signatários do Protocolo de Kyoto se comprometeram a reduzir suas emissões. Considerando a dificuldade de mitigar os danos ambientais causados pela mudança climática, todas as indústrias devem tentar reduzir as emissões de GEE, sendo que a agricultura não é exceção (OSADA *et al.*, 2011).

Lovanh *et al.* (2010) cita o Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas (IPCC, 2007) o qual estima que as atividades agrícolas, incluindo a aplicação de esterco animal em terra, são responsáveis por cerca de 20% do total do aquecimento global provocado pelo homem devido à emissão de gases do efeito estufa (GEE). O dióxido de carbono (CO_2) é o mais importante dos GEE. As suas emissões anuais aumentaram cerca de 80% entre 1970 e 2004. Já a concentração atmosférica global de CH_4 aumentou de um valor pré-industrial de cerca de 715 ppb para 1732 ppb no início de 1990, e foi para 1774 ppb em 2005.

A agricultura tem desempenhado um papel importante na mudança climática. O atual aquecimento global tem sido associado ao aumento de concentrações de GEE, sendo o esterco animal uma importante fonte de origem antropogênica de GEE, principalmente de metano (CH_4) e óxido nitroso (N_2O) (PARK *et al.*, 2006; CHADWICK *et al.*, 2011). O armazenamento de dejetos de suínos contribui significativamente para as emissões gasosas e tem proporcionado vários estudos sobre a emissão de CH_4 e N_2O na armazenagem de estrume animal (DONG *et al.*, 2011).

O setor animal produz uma enorme quantidade de material orgânico rico em nitrogênio, os quais são resultantes nos dejetos dos animais. O óxido nitroso é gerado nas fazendas como um produto intermediário do processo de nitrificação e desnitrificação por microorganismos nos estrumes ou de águas residuais e no solo. Uma maneira para diminuir os prejuízos ambientais gerados é controlar o teor de umidade do esterco armazenado, além de um manejo aeróbio, pode reduzir as emissões de CH_4 . Com a crescente demanda mundial por produtos de origem animal como carnes, ovos e laticínios, é importante que este tipo de atividade desenvolva métodos para mitigar as emissões de GEE (OSADA *et al.*, 2011).

As operações de produção concentradas de suínos em todo o mundo estão atualmente produzindo uma quantidade considerável de estrume rico em nitrogênio (N) e fósforo (P), bem como a matéria orgânica (ZHANG *et al.*, 2006) requerendo um manejo contínuo (CHADWICK *et al.*, 2011) apropriado para não se tornarem um passivo ambiental.

2.2 Biodigestores

Um biodigestor é uma câmara hermeticamente fechada, sem nenhum contato com o ar atmosférico, onde a matéria orgânica diluída em água sofre um processo de degradação anaeróbia, ou seja, sem concentração de oxigênio junto à matéria orgânica, resultando na produção de um efluente final com características fertilizantes e produzindo o gás metano ou biogás (CASTANHO & ARRUDA, 2008; FERREIRA *et al.*, 2009). Há mais de dois séculos se tem conhecimento de que este tipo de equipamento satisfaz o aproveitamento e o tratamento de resíduos, a geração de energia e a produção de biofertilizantes. No Brasil, os biodigestores ficaram conhecidos com a crise do petróleo, na década de 1970, sendo que os principais modelos implantados foram o Chinês e o Indiano (CASTANHO & ARRUDA, 2008). Conforme Nogueira (1986), não existe um modelo ideal de biodigestores para uma situação específica, mas sim uma enorme variedade de tipos construtivos e aspectos operacionais que devem ser analisados para implantação de um determinado biodigestor. O mesmo autor destaca em seu trabalho os seguintes modelos:

- Biodigestor batelada em tambor metálico;
- Biodigestor batelada multicélulas;
- Tanque Séptico Imhoff;
- Biodigestor Rural Tailandês;
- Biodigestor Rural Coreano;
- Biodigestor Rural Filipino;
- Biodigestor de Deslocamento Horizontal;
- Biodigestor de Fluxo Ascendente;
- Biodigestor de Leito Fluidizado;
- Biodigestor Rural Tailandês;
- Biodigestor Rural Chinês;
- Biodigestor Indiano;

2.2.1 Biodigestor modelo Indiano

O modelo de biodigestor Indiano pode ser considerado o modelo mais popular para resíduos rurais (NOGUEIRA, 1986). Este modelo de biodigestor caracteriza-se por possuir uma campânula móvel como gasômetro, a qual pode estar mergulhada sobre a biomassa em fermentação; e uma parede central que divide o tanque de fermentação em duas câmaras, acarretando a movimentação do resíduo por todo o biodigestor. O modelo Indiano, Figura 2, possui pressão interna constante, pois quando o biogás é produzido e não é consumido, a campânula expande-se, aumentando o volume destinado para o armazenamento do biogás, garantindo que a pressão não se altere (DEGANUTTI *et al.*, 2002).

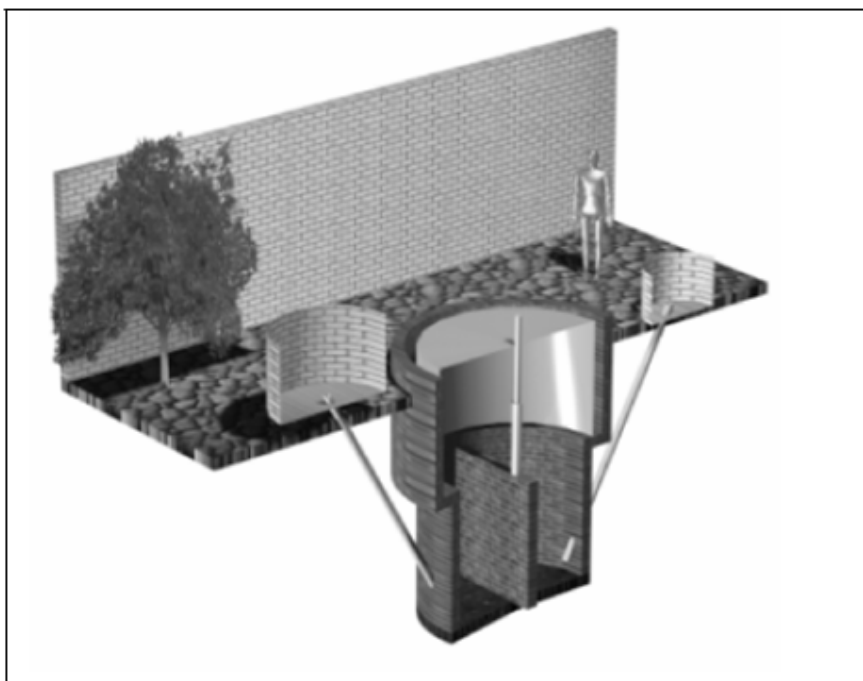


Figura 2 - Esquematização do biodigestor modelo indiano.

Fonte: Deganutti *et al.* (2002)

2.2.2 Biodigestor modelo Chinês

O biodigestor contínuo modelo Chinês (Figura 3) foi inspirado no modelo Indiano e houve adaptação do seu projeto para as condições locais da China. A necessidade da adaptação do modelo Indiano é evitar o uso do gasômetro móvel, pois este representa uma parcela considerável do custo de construção daquele modelo (NOGUEIRA, 1986). O modelo Chinês pode ser construído em alvenaria, possuindo geometria do corpo em formato cilíndrico com o fundo e o teto em formato de calotas esféricas, tornando seu aspecto construtivo mais difícil que o do modelo Indiano (LIMA, 2008). Ele é formado por uma câmara cilíndrica em alvenaria para a fermentação, com teto impermeável, destinado ao armazenamento do biogás, o qual fica em contato com a matéria orgânica. Ao contrário do modelo Indiano, o modelo Chinês possui variação da pressão interna, funcionando com base no princípio de prensa hidráulica, de modo que o aumento de pressão resultará em deslocamento do efluente da câmara de fermentação para a caixa de saída, e em sentido contrário quando ocorre descompressão (DEGANUTTI *et al.*, 2002).

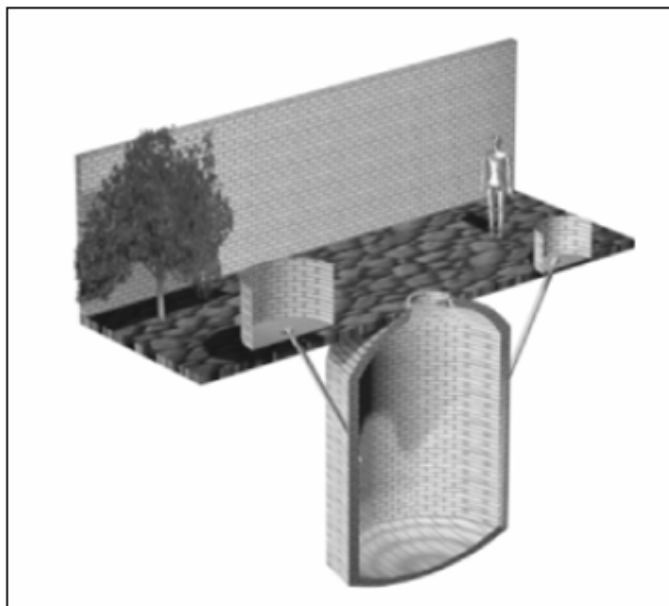


Figura 3 - Esquematização do biodigestor modelo chinês.

Fonte: Deganutti *et al.* (2002).

2.2.3 Biodigestor modelo Canadense

O biodigestor modelo Canadense é um modelo tipo horizontal, com sentido de fluxo tubular, apresentando uma geometria retangular, construído em alvenaria e com a largura maior que a profundidade, assim tendo uma grande área de exposição ao sol, que em climas quentes contribui para a produção de biogás pela elevação da temperatura (CASTANHO & ARRUDA, 2008). Este modelo é indicado para grandes volumes de dejetos, pois apresenta um valor financeiro mais acessível para implantação (CUNHA, 2007).

O biodigestor mais utilizado nas propriedades do Sul do Brasil é o do tipo Canadense, o qual é constituído por uma caixa de entrada, para onde são canalizados os dejetos provenientes das unidades criadoras; uma câmara de fermentação subterrânea revestida com material impermeabilizante; campânula superior construída com lona plástica para reter o biogás produzido; uma caixa de saída, por onde passa o efluente final sendo conduzido para uma esterqueira; um registro para saída do biogás e um queimador do biogás. Por questões de segurança o biodigestor deve estar cercado e seus arredores limpos, dessa maneira oferecendo um risco menor de ocorrer furos na lona da campânula (PEREIRA *et al.*, 2009).

No Brasil, o modelo de biodigestor mais utilizado atualmente é o modelo Canadense (HAACK, 2009; KARQUÍDIO, 2009). Esse modelo com cobertura de lona de PVC, em substituição às campânulas (metálica ou de fibra de vidro), vem sendo o mais implantado comparado aos outros modelos, devido aos menores custos e facilidade de implantação (LINDEMAYER, 2008).

Lindemeyer (2008) corrobora com Pereira (2005) que relata em seu trabalho que o modelo Canadense possui menor custo de implantação em relação a outros modelos, sendo este um dos motivos que contribuem para estudos sobre tal equipamento.



Figura 4 - Esquemática do biodigestor modelo Canadense.

Fonte: Silva *et al.* (2012).

2.3 Digestão anaeróbia

O mundo está enfrentando um desafio sem precedentes de geração de energia. A crescente procura de energia primária por um lado, e a reserva cada vez menor de combustíveis fósseis por outro lado, aumenta a preocupação global de como manter o fornecimento de energia confiável e acessível para as futuras gerações ou até mesmos atuais (CAO & PAWLOWSKI, 2012). Segundo Zamalloa *et al.* (2012) a produção de biogás, como energia, a partir de biomassa está atraindo maior atenção em todo o mundo, sendo que esta energia pode ser produzida a partir de uma vasta gama de culturas de biomassa, assim como a partir de diversos tipos de resíduos, sejam estes sólidos ou líquidos, sendo que a conversão destes resíduos em biogás ocorre através da digestão anaeróbia, tecnologia esta considerada como uma fonte competitiva para a produção de energia renovável no que tange a eficiência e custos de produção (RAPOSO *et al.*, 2011), tornando-se um processo viável nos últimos anos (SHAHRIARI *et al.*, 2012).

No trabalho de Brambilla *et al.* (2012), é evidenciado que como consequência do aumento de preços de energias não renováveis, e da necessidade de limitar as emissões de dióxido de carbono na atmosfera, grande número de países promovem o desenvolvimento de sistemas de energias renováveis, incentivando os agricultores a melhorar os seus negócios por meio de unidades de digestão anaeróbia. Já nos países desenvolvidos, tem havido um interesse crescente no desenvolvimento de tecnologias para aproveitamento de fontes renováveis de energia, como biomassa (SIVAKUMAR *et al.*, 2012).

A digestão anaeróbia é um processo microbiológico em que na ausência de oxigênio a matéria orgânica é degradada produzindo uma mistura de gases, prioritariamente, metano e dióxido de carbono. Esse processo ocorre em diversos ambientes naturais, por exemplo, nos pântanos e no aparelho digestivo de animais superiores (CHERNICHARO, 1997). Conceitos para a digestão anaeróbia, semelhantes ao citado, são evidenciados em outros trabalhos (NOGUEIRA, 1986; LYBERATOS & SKIADAS, 1999; BOLLON *et al.*, 2011; RAPOSO *et al.*, 2011; CAO & PAWLOWSKI, 2012; ZAMALLOA, *et al.*, 2012; LI *et al.*, 2012;).

Atualmente, há um grande interesse na digestão anaeróbia como um meio de produção de biogás a partir da degradação biológica da biomassa disponível localmente, podendo ser essa biomassa: resíduos industriais, resíduos agrícolas, resíduos sólidos urbanos e águas residuárias (NGES *et al.*, 2012; LUSTE *et al.*, 2012) envolvendo um processo complexo de várias reações químicas biodesempenhadas por um grande número de microorganismos (RAO & BARAL, 2012). A digestão anaeróbia é um tratamento eficaz e de baixo custo capaz de reduzir o teor de matéria orgânica de resíduos, enquanto propicia a produção de biogás (MOLINUEVO-SALCES *et al.*, 2012), sendo considerada uma tecnologia estabelecida para o tratamento eficiente de vários tipos de resíduos (ZHANG *et al.*, 2011).

O processo de digestão anaeróbia estabiliza os materiais orgânicos através de sua degradação, produzindo o biogás e um resíduo com de grande potencial fertilizante. De acordo com Mairet *et al.* (2011), com este processo não apenas se recupera a energia armazenada na biomassa, mas também conduz à liberação de nutrientes para a própria digestão. Já para Bayr *et al.* (2012), este tipo de tecnologia é uma opção de forma sustentável para produção de energia a partir de matéria orgânica, incluindo os resíduos biodegradáveis, no qual os microrganismos convertem resíduos orgânicos em biogás.

Resíduos orgânicos são comuns na natureza e gerados a partir de várias fontes, que incluem os resíduos domésticos gerados por atividades do dia a dia dos seres humanos, resíduos agrícolas e de produção industrial de várias substâncias (RAO & BARAL, 2012). No mesmo trabalho dos autores é citado que em geral, todos os tipos de biomassa podem ser utilizados como substratos, desde que contenham hidratos de carbono, proteínas, gorduras, celulose ou hemicelulose como componentes principais. Para substratos complexos, tais como materiais ligno

celulósicos, o pré-tratamento provoca uma alteração na estrutura da matéria complexa provocando uma diminuição no grau de polimerização, enfraquecendo assim as ligações moleculares entre lignina e hidratos de carbono e aumentando a área superficial das partículas (FDEZ-GÜELFO *et al.*, 2011). Por outro lado, segundo Dhar *et al.* (2012) os sistemas de adaptação de pré-tratamento acrescentam custos operacionais extras.

Para Nelson *et al.* (2012), a digestão anaeróbia de resíduos orgânicos depende de uma comunidade microbiana complexa para realizar a degradação da matéria orgânica, produzindo metano. A escolha de parâmetros para monitorar e controlar o processo de digestão anaeróbia irá depender de vários fatores tais como a origem dos resíduos, a tecnologia do digestor utilizado e do conhecimento disponível (FDEZ-GÜELFO *et al.*, 2012). O mesmo autor ainda revela que na literatura existem muitos parâmetros operacionais e de controle para verificar o comportamento de sistemas de digestão anaeróbia, porém, em alguns casos, os parâmetros clássicos não são suficientes para explicar episódios de desestabilização e novos parâmetros com base em combinações e transformações entre os parâmetros clássicos que devem ser esclarecidos, a fim de compreender o problema.

2.3.1 Fatores que afetam a digestão anaeróbia

Os processos anaeróbios sofrem interferências de mudanças ambientais, sendo necessário controlar os fatores que afetam a atuação das bactérias envolvidas no processo de degradação, dessa forma possibilitando a otimização da eficiência do sistema de tratamento dos resíduos orgânicos. Para Bohrz (2010), quando esses fatores são devidamente monitorados, podem contribuir para a otimização da atividade bacteriana, aumentando assim a produção de metano. Dentre os fatores de interferência na digestão anaeróbia pode-se destacar, o pH, a alcalinidade, os ácidos voláteis e a composição do resíduo - presença de nutrientes e a ausência de materiais tóxicos (VERSIANI, 2005).

2.3.1.1 pH e alcalinidade

Durante o processo de digestão anaeróbia grupos distintos de bactérias atuam em uma sequência de degradações, assim, para maximizar a eficiência global do processo é importante saber qual o pH em que esses microorganismos melhor desempenham suas funções (RIBEIRO, 1999). Dentre os fatores de interferência da digestão anaeróbia a acidez e a alcalinidade são fatores importantes, pois os microorganismos são seres vivos que necessitam estar em um meio que favoreça o seu desenvolvimento e atuação. Não existe um pH ideal para a atuação desses microorganismos, porém recomenda-se que o pH esteja na faixa entre 6 e 8, podendo ser considerado ótimo na faixa entre 7 e 7,2. O controle do pH é função do acúmulo de bicarbonato, da fração de CO_2 produzido durante o processo, da concentração em ácidos voláteis ionizados e da concentração de amônia (PINTO, 1999).

O crescimento das bactérias anaeróbias pode ser afetado pela concentração de ácido dentro do biodigestor (VERMA, 2002). A concentração de bicarbonato pode ser aumentada se as bactérias responsáveis pela fase de fermentação produzem mais produtos do que as bactérias metanogênicas são capazes de consumir durante o processo de digestão. A concentração de bicarbonato é aumentada pela produção de dióxido de carbono liberado, o que vai impedir a queda acentuada no pH. No decorrer do processo de degradação em um sistema fechado, o pH tende a se elevar e a produção de metano tem o seu pico (PINTO, 1999).

A alcalinidade do sistema, sendo suficientemente elevada, provoca o tamponamento do pH evitando o desequilíbrio no meio causado pelo acúmulo dos AGV (ácidos graxos voláteis), principal fator que afeta o pH nos processos anaeróbios (BOHRZ, 2010). De acordo com Metcalf & Eddy (1991), a faixa de alcalinidade para o processo funcionar bem deve estar entre 1000 e 5000 mg/L e a concentração de ácidos voláteis não deve ser maior que 250 mg/L. A alcalinidade deve ser suficiente para manter o pH na faixa entre 6,6 e 7,6. Quando existir concentrações elevadas de AGV, pode-se ter valores pequenos de pH, podendo implicar em uma inibição da metanogênese. Porém, valores de pH muito alto podem diminuir a eficiência do sistema, pois pH acima de 8 pode influenciar a produção de

amônia a qual pode ser tóxica quando estiver presente em concentrações acima de 150 mg de NH_3/L (CHERNICHARO, 1997).

2.3.1.2 Temperatura

A temperatura é uma variável de grande interesse durante a digestão anaeróbia. Este parâmetro influencia o desenvolvimento e atuação bacteriana, a quantidade de água presente no biogás, sendo que com o aumento da temperatura a produção de biogás cresce. A temperatura também pode influenciar na concentração dos componentes do biogás formado e de substâncias orgânicas voláteis dissolvidas em solução (DENNIS & BURKE, 2001).

A temperatura destaca-se entre os fatores que afetam o crescimento das bactérias anaeróbias, pois além de afetar a atividade metabólica da população de microrganismos, também influencia no equilíbrio iônico e solubilidade dos substratos a serem degradados (METCALF & EDDY, 1991). Variações da temperatura ocasionadas pela sazonalidade e diferenças entre as temperaturas noturnas e diurnas afetam o processo de degradação anaeróbio e as quantidades do biogás (DENNIS e BURKE, 2001). Quando a temperatura é adequada, o nível de atividade dos microrganismos é mais elevado e os componentes orgânicos se decompõem completamente (ZHIDONG e WENJING, 2009). De acordo com Metcalf e Eddy (1991) segundo a classificação de temperatura das bactérias, elas podem ser consideradas como psicrófila, mesófila, e termófila.

Em geral, o processo de digestão anaeróbia de resíduos orgânicos poderá ocorrer em temperaturas na faixa mesófila ou na faixa termófila (BORGES, 2003). A digestão termófila produz níveis mais elevados de gás e elimina as bactérias mais patogênicas, porém possui um alto custo adicional da manutenção de temperaturas mais elevadas e também com a agitação para maximizar o contato entre as bactérias e a matéria orgânica (BALSAM, s/d.). Evidencia-se a temperatura como um recurso para o controle de agentes patogênicos, pois em altas temperaturas apresenta-se grande redução de número desses agentes.

Uma possível maneira de aumentar a eficiência do processo é através do controle da temperatura, pois para valores de temperaturas mais elevados as reações biológicas ocorrem com maior velocidade, ou seja, a digestão do resíduo orgânico ocorre de forma mais acelerada. Assim, quando o processo de digestão

anaeróbia ocorre na faixa termofílica ocorrem maiores taxas de conversão, implicando em um menor tempo de residência do resíduo no digestor, acarretando em um volume menor. São em altas temperaturas que ocorrem uma melhor degradação de polímeros complexos, como a celulose; porém os biodigestores normalmente operam na faixa mesofílica, não precisando assim, de um controle específico de temperatura (PINTO, 1999).

Não existe um consenso comum sobre a temperatura exata para cada grupo de bactérias. A Tabela 3 demonstra a comparação entre as faixas de temperatura consideradas por diferentes autores.

Tabela 3- Comparação entre diferentes faixas de temperatura (°C) conforme diversas autorias.

| Autor | Psicrofílica | Mesofílica | Termofílica |
|--|---------------------|-------------------|--------------------|
| Pinto, 1999 | <20 | 20 -45 | >45 |
| Borges, 2003 | - | 30 -45 | 45 -60 |
| Metcalf & Eddy, 1991 | -10 -30 | 20- 50 | 35- 75 |
| Angelidaki & Sanders , 2004 | < 20 | 25 – 40 | 45 – 60 |
| House, 2007 | 15 -25 | 30- 40 | 50 -60 |

Fonte: Pinto (1999), Borges (2003), Metcalf & Eddy (1991), Angelidaki & Sanders (2004) e House (2007).

2.3.1.3 Composição e concentração do resíduo

A produção de biogás e o processo de degradação da matéria orgânica são afetados diretamente pela composição do resíduo. Uma maior concentração de sólidos voláteis, implicam em uma maior quantidade de matéria orgânica disponível para degradação, assim aumentando a quantidade de gás produzido. A degradação também estará relacionada à disponibilidade de nitratos, fosfatos e sulfatos. A presença de nutrientes essenciais, como o ferro, e os micronutrientes, como o níquel e o cobalto, em concentrações apropriadas, influenciam positivamente no desenvolvimento do processo e na produção de biogás, a qual também é aumentada quando o resíduo a ser degradado apresenta uma maior DQO (PINTO, 1999).

A digestão de resíduos que contenham nitrogênio e enxofre em altas concentrações podem produzir quantidades tóxicas de amônia e sulfeto de hidrogênio. As características do material orgânico também estabelecem a percentagem de dióxido de carbono e de metano no biogás produzido (DENNIS & BURKE, 2001). Além da toxicidade provocada por altas concentrações de amônia, algumas bactérias também podem ser sensíveis a alguns materiais orgânicos, especialmente os sintéticos, aos detergentes não biodegradáveis e aqueles à base de cloro. Deve-se cuidar para não se dispor no biodigestor dejetos de animais que tenham recebidos antibióticos, pois parte dos antibióticos podem estar presentes nos resíduos (PINTO, 1999), podendo acarretar na morte da comunidade bacteriana levando à falência do sistema de biodigestão.

O nitrogênio, o fósforo e o enxofre são considerados essenciais para a metanogênese. Geralmente a relação DQO: N: P de 500: 5: 1 é suficiente para as necessidades de macronutrientes dos microrganismos anaeróbios (SPEECE, 1996 *apud* BARCELOS, 2009). As bactérias metanogênicas não precisam de matérias específicas para seu desenvolvimento e atuação, implicando em uma vasta quantidade de substratos orgânicos que podem sofrer o processo de fermentação (PINTO, 1999). A disponibilidade de nutrientes em concentrações adequadas garante o bom desempenho dos processos de conversões biológicas, pois essas substâncias são fundamentais para o desenvolvimento microbiano (VERSIANI, 2005).

2.3.2 Microbiologia da digestão anaeróbia

O processo de digestão anaeróbia é dividido em duas etapas principais: na primeira ocorre a atuação de bactérias anaeróbias e facultativas, denominadas formadoras de ácidos. Na segunda etapa são bactérias estritamente anaeróbias as responsáveis pela conversão dos produtos originados na primeira etapa em biogás (SILVA, 2009).

Para Price (1981) *apud* Pinto (1999), a degradação anaeróbia da matéria orgânica é um processo bastante complexo, em que participam diversos compostos, e ocorrem muitas reações intermediárias, as quais dependem de catalisadores específicos. As transformações são originadas por várias rotas metabólicas

alternativas, as quais são fonte de pesquisa de diversos estudiosos, os quais objetivam descrever mais precisamente esses vários mecanismos. Silva (2009) relata que as ligações carbono-carbono são quebradas por microrganismos acetogênicos redutores de prótons, assim formando acetato e hidrogênio. É na fase acetogênica que ocorre a conversão de compostos orgânicos intermediários em acetato, hidrogênio e dióxido de carbono.

Microrganismos e enzimas sintetizadas são os responsáveis pelo desenvolvimento das várias etapas do processo de digestão anaeróbia, sendo que as reações bioquímicas envolvidas no processo podem ocorrer de forma espontânea, quando em condições de pH, temperatura e pressão apropriados (SILVA, 2009). São diversos grupos bacterianos responsáveis pelos processos de biodigestão, os quais estão relacionados ao tipo de resíduo orgânico disposto para degradação anaeróbia. As bactérias metanogênicas são bastante sensíveis a mudanças bruscas de pH e também para valores muito baixos desse parâmetro, já as bactérias formadoras de ácidos são bastante resistentes e capazes de suportar súbitas mudanças das condições externas e de alimentação. São as bactérias da fase de fermentação que asseguram a ausência de oxigênio e produzem sais de amônia, única fonte de nitrogênio aceita pelas bactérias metanogênicas. A atuação de cada grupo de bactérias ocorre de forma interdependente e simbiótica. (PINTO, 1999).

É importante que no sistema de tratamento anaeróbio não ocorra o acúmulo de produtos intermediários entre as etapas, ou seja, todos os produtos resultantes da atuação bacteriana em uma etapa devem ser utilizados como matéria prima para a etapa seguinte (SILVA, 2009), pois há uma interação entre os microrganismos e o substrato em diferentes estágios (VERSIANI, 2005). Conforme Sittijunda *et al.* (2010); Rani *et al.* (2012) e Rao & Baral (2012) o processo de digestão anaeróbia geralmente consiste de 4 estágios, os quais podem ser visualizados na Figura 5:

- hidrólise,
- acidogênese,
- acetogênese
- metanogênese

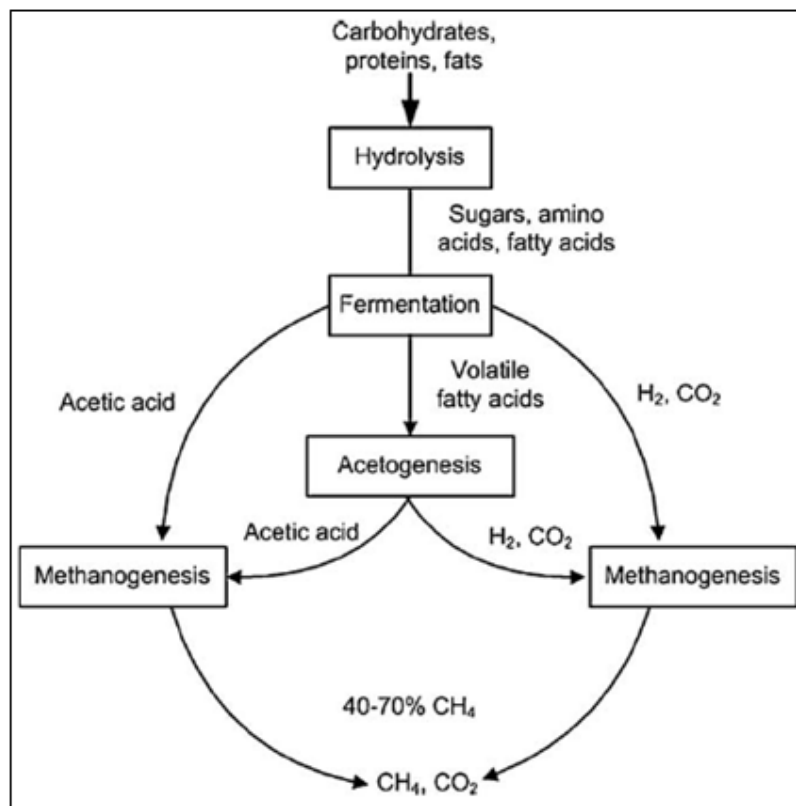


Figura 5 - Esquematisação do processo microbiológico da digestão anaeróbia.

Fonte: Li *et al.* (2011).

2.3.2.1 Hidrólise

No início do processo de digestão anaeróbia, mais especificamente na etapa de hidrólise, ocorre a redução, através de enzimas, de polímeros orgânicos complexos para moléculas simples solúveis (LI *et al.*, 2012).

Como as bactérias não são capazes de assimilar matéria orgânica particulada, a matéria orgânica complexa é transformada em compostos solúveis mais simples, processo que ocorre pela atuação das enzimas extracelulares excretadas pelas bactérias fermentativas. Em paralelo as proteínas são hidrolisadas formando os aminoácidos, os açúcares são formados a partir da hidrólise dos carboidratos e os lipídios solúveis são hidrolisados em ácidos graxos (VERSIANI, 2005). Assim, a hidrólise é um passo limitante da velocidade crítica que determina a eficiência de conversão da matéria-prima de biomassa. A celulose, encontrada em

muitos resíduos agrícolas e municipais, é um exemplo de um composto insolúvel que sofre hidrólise enzimática (LI *et al.*, 2012). Segundo Eckenfelder (2000), essa redução no tamanho e complexidade das partículas não implica em uma redução de carga orgânica, pois os monômeros são convertidos em ácidos graxos com pequenas quantidades de H₂.

2.3.2.2 Acidogênese

Os produtos solúveis resultantes da hidrólise são metabolizados por bactérias fermentativas (fase acidogênica), destacando-se os gêneros *Escherichia*, *Clostridium*, *Staphylococcus*, *Streptococcus*, *Desulphovibrio*, *Lactobacillus* e *Actinomyces* (METCALF & EDDY, 1991). Os principais produtos formados são prioritariamente ácidos, podendo-se citar ácido propiônico, ácido butírico, ácido acético, ácido láctico, ácido valérico, dióxido de carbono, ácido sulfídrico (H₂S), hidrogênio (H₂), além de novas células microbianas (VERSIANI, 2005).

A maioria das bactérias acidogênicas são anaeróbias estritas, mas cerca de 1% delas consiste em bactérias facultativas, as quais podem oxidar o substrato orgânico por via aeróbia. Fato esse importante, salvo que o oxigênio dissolvido, eventualmente presente no meio, poderia se tornar em uma substância tóxica para a posterior etapa de degradação, denominada metanogênese (BOHRZ, 2010).

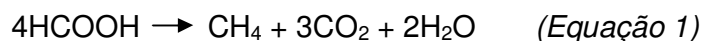
2.3.2.3 Acetogênese

As bactérias acetogênicas são as responsáveis pela transformação dos produtos gerados na fase acidogênica em substratos intermediários apropriados para as metanobactérias, que são: hidrogênio, acetato e dióxido de carbono. Os gêneros conhecidos de bactérias acetogênicas encontradas em processos anaeróbios são *Syntrophobacter* e *Syntrophomonas* (CHERNICHARO, 2007).

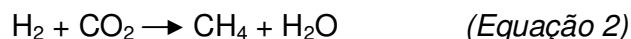
2.3.2.4 Metanogênese

É a etapa final do processo de degradação anaeróbia de compostos orgânicos em metano e dióxido de carbono, sendo realizado através dos microrganismos metanogênicos. Em função da sua afinidade por substrato e magnitude de produção de metano, as metanogênicas são divididas em dois grupos principais, um que forma metano a partir de ácido acético ou metanol, e o segundo que produz metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono, como a seguir (CHERNICHARO, 1997):

- Metanogênicas acetoclásticas: são as bactérias responsáveis de produzir metano a partir de acetatos. Pertencem a dois gêneros principais: *Methanosarcina* e *Methanosaeta* (*Methanotrix*). Segundo Metcalf & Eddy (1991), a equação química para tal processo por ser representada por:



- Metanogênicas hidrogenotróficas: são as bactérias capazes de produzir metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono. Os gêneros mais frequentemente isolados em reatores anaeróbios são *Methanobacterium*, *Methanospirillum* e *Methanobrevibacter*. Segundo Metcalf & Eddy (1991), a equação química para tal processo por ser representada por:



2.3.3 Cinética da Digestão Anaeróbia

A cinética bioquímica estuda as velocidades de crescimento de organismos, do consumo de substratos e de formação de produtos (RAMOS, 2008). Segundo Pilotto (2004) os principais fatores que podem afetar os valores de uma constante cinética são:

- a) temperatura;
- b) presença de catalisadores;
- c) presença de substâncias tóxicas;

d) disponibilidade de nutrientes e fatores de crescimento;

As interações entre massa celular e o ambiente (meio), como transferências de nutrientes e de calor, também podem interferir na constante cinética (SUBTIL, 2007). Bailey e Ollis (1986) *apud* Subtil (2007) citam não ser prático, determinar um modelo cinético que envolva todos os parâmetros interferentes da relação meio/biomassa, assim devendo ser realizadas simplificações e considerações que tornem o modelo aplicável.

Conforme Ramos (2008) um modelo bastante difundido para descrever o metabolismo bacteriano é o modelo cinético de Monod. Pinto (2006) observa que são muitas as equações desenvolvidas para representar a relação entre o crescimento bacteriano e o consumo de substratos, sendo determinadas com base nas reações enzimáticas, já que a ação de um microrganismo depende da atuação de seu sistema enzimático. A equação de Monod fornece a relação entre a concentração de substrato limitante e a velocidade de crescimento de microrganismos. Além disso, considera-se que os produtos resultantes não inibem a reação, pois não se acumulam em concentrações suficientes para isso. Monod desenvolveu sua equação empiricamente com base na equação de Michaelis e Menten para a cinética das reações enzimáticas.

Ramos (2008) considera que velocidade global de crescimento dos microrganismos é proporcional à velocidade de consumo do substrato têm-se:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_c = Y_{X/S} \cdot \left(\frac{dS}{dt}\right)_u \quad (\text{Equação 3})$$

Onde :

X = concentração de microrganismos (M.L⁻³).

S = concentração de substrato (M.L⁻³).

t = tempo e

$Y_{X/S}$ = fator de crescimento ou a produção bruta de bactérias por unidade de massa de substrato.

c = crescimento das bactérias

u = utilização do material orgânico.

É mostrado no mesmo trabalho que o crescimento dos microrganismos é proporcional à concentração dos mesmos e depende da concentração de substrato:

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_c = X \cdot \mu = \mu_m \cdot \left(\frac{S \cdot X}{K_s + S}\right) \quad (\text{Equação 4})$$

Onde:

μ = velocidade específica de crescimento celular (t^{-1}).

μ_m = velocidade específica máxima de crescimento celular.

K_s = constante de saturação do substrato para $\mu = 0,5 \cdot \mu_m$

Observa-se ainda que, para concentrações elevadas de substrato, a razão $\frac{S \cdot X}{K_s + S}$ se aproxima da unidade e que, portanto, a velocidade de crescimento se torna independente da concentração do substrato: o crescimento é um processo de ordem zero. Se a concentração de substrato for muito baixa, $S \ll K_s$, a velocidade de crescimento se torna proporcional à concentração de substrato, o que caracteriza cinética de primeira ordem (RAMOS, 2008).

O crescimento específico da biomassa, não leva em consideração a redução de microrganismos, devido ao metabolismo endógeno. Isto implica que parte do material celular seja destruída por alguns dos mecanismos atuantes na etapa de respiração endógena. A taxa de decaimento bacteriano pode ser expressa como uma reação de primeira ordem (RODRIGUES, 2008):

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_d = -X \cdot k_d \quad (\text{Equação 5})$$

Onde, k_d = coeficiente de decaimento bacteriano.

A relação entre a velocidade específica de consumo de substrato (U) e μ , velocidade específica de crescimento celular pode ser expressa como:

$$U = \frac{\mu}{Y_{X/S}} = U_m \cdot \frac{S \cdot X}{K_s + S} \quad (\text{Equação 6})$$

Onde:

U_m = velocidade específica máxima de consumo de substrato

Ainda segundo o mesmo autor os parâmetros cinéticos μ_m , K_s , k_d e U_m são específicos para cada cultura em certo líquido em determinadas condições nutricionais e ambientais. Um modelo cinético deve, então, ser ajustado e as constantes cinéticas determinadas experimentalmente.

2.4 Biogás

A geração do biogás através da degradação de resíduos orgânicos, apesar de descoberta anteriormente, foi pesquisada e fortalecida pelos estudos (1776) de Alessandro Volta, o qual foi propulsor da utilização deste tipo de fonte de energia (NOGUEIRA, 1986).

Os estudos, muitos deles na Índia, levaram a criação do *Gobar Gas Institute* (1950) (NOGUEIRA, 1986), resultando em novas concepções e metodologias para a construção dos biodigestores, facilitando a sua utilização como tecnologia para o tratamento de dejetos e a geração do biogás e de biofertilizantes (GASPAR, 2003).

Na década de 1970, com a crise do petróleo, foi trazida ao Brasil a tecnologia dos biodigestores, conhecendo-se os benefícios gerados pela utilização do biogás como fonte de energia e do resíduo gerado no biodigestor como fertilizante (Castanho & Arruda, 2008). Assim, tornando-se bastante popular mundialmente o uso de biodigestores, sendo adotados tanto em países ricos ou de terceiro mundo (GASPAR, 2003).

Com os projetos de eletrificação rural incentivados pelo governo, o uso biodigestores passou a decair no decorrer da década de 1980, voltando a ser incentivado seu uso nos últimos anos, visto a grande estimulação para o uso de energias renováveis.

Desde a crise do petróleo na década de setenta, houve a consciência geral de que as tecnologias de energia renováveis devem ser desenvolvidas reduzindo a dependência de combustíveis fósseis (HJORT-GREGERSEN, 1999). Neste contexto em que ganha destaque a produção de energias renováveis, a digestão anaeróbia da matéria-prima de biomassa orgânica de resíduos é amplamente reconhecida como um processo maduro e rentável como uma valiosa fonte de energia renovável primária através da produção de biogás (CONVERTI *et al.*, 2009).

Bioenergia de biomassa, derivados de fontes vegetais ou animais, é uma energia alternativa limpa com grande potencial de conservação de energia (CHANG

et al., 2011). A matéria orgânica é a fonte de alimento para as bactérias produtoras de metano. A fonte de matéria orgânica em fazendas para a produção de biogás é o estrume. O biogás pode ser produzido usando estrume como a única fonte orgânica, mas a produção de gás pode ser aumentada pela adição de certos tipos de resíduos de alimentos com o estrume (HOUSE, 2007). A utilização do esterco dos animais para produção de biogás tem sido praticada extensivamente em todo o mundo (JAGADISH *et al.*, 1998). O estrume pode ser coletado e tratado usando sistemas de digestão anaeróbia para produzir biogás (CORNEJO & WILKIE, 2010).

O biogás é um gás natural produzido pelo processo de digestão anaeróbia de resíduos orgânicos, tais como dejetos animais, resíduos vegetais e lixo industrial ou residencial, sendo caracterizado por uma mistura de gases, especialmente metano e dióxido de carbono, os quais têm sua concentração influenciada pelas características do resíduo e as condições ambientais em que ocorre o processo de degradação (COLDEBELLA, 2006). O biogás proveniente da digestão anaeróbia além de reduzir os impactos ambientais das fontes poluidoras, também constitui uma fonte de energia alternativa (SALOMON, 2007).

Conforme House (2007) quatro ingredientes são necessários para a produção de biogás:

1. Matéria Orgânica;
2. Bactérias;
3. Condições anaeróbias;
4. Calor;

A crise ambiental, a ratificação do Protocolo de Kyoto, a implementação do MDL e o rápido desenvolvimento econômico dos últimos anos, bem como a crescente elevação do preço dos combustíveis convencionais, foram fatores que contribuíram para pesquisas e investimentos na produção de energia a partir de novas fontes alternativas, as quais possibilitem a redução de impactos ambientais bem como um atrativo financeiro, destacando-se o biogás que até pouco tempo era considerado apenas um subproduto da digestão anaeróbia, passando a ser encarado como uma fonte de energia (SALOMON, 2007).

Nos países desenvolvidos, o biogás é reconhecido como uma tecnologia eficaz para tratar rejeitos, desempenhando um papel significativo na melhoria da questão de energia, meio ambiente, saúde e ainda reduzir as emissões de gases de efeito estufa (SASSE, 1998). Muitas pesquisas agrônomicas objetivam avaliar o

desempenho global da cadeia de produção em termos de energia, efeitos agrícolas e ambientais (CAPPONI *et al.*, 2012). A construção de digestores em ambientes rurais para produção de biogás contribui significativamente para a transformação da tecnologia rural com a utilização da energia gerada (DING *et al.*, 2011). Segundo Berglund & Borjesson (2006) a produção de biogás é um meio promissor de produzir energia a partir de recursos renováveis e de alcançar vários benefícios ambientais, sendo uma fonte de energia que utiliza uma tecnologia que está bastante madura. Porém sendo deixado de lado a sustentabilidade desse processo de produção (NZILA *et al.*, 2012), pois conforme Golusin *et al.* (2012) a planta de produção de energia renovável através da geração de biogás somente se tornará sustentável a longo prazo, quando se tornar economicamente viável.

A concentração de metano presente no biogás é que determina o seu potencial energético, ou seja, o poder calorífico do gás, sendo que essa quantidade de metano presente no biogás varia dependendo da fonte geradora (SALOMON, 2007), sendo a produção deste gás o resultado de vários produtos químicos e processos físicos que ocorrem em um reator (MUHA *et al.*, 2012). Ainda, a produção de biogás muda de acordo com a composição dos resíduos, pois depende do teor de carbono disponível na carga orgânica biodegradável (MANNA *et al.*, 1999). É importante destacar que certas condições adequadas são necessárias para a ocorrência do biogás, tais como pH, temperatura, ausência de oxigênio (LEGGETT *et al.*, s/d), entre outras, já destacadas neste trabalho. A Tabela 4 mostra a composição de cada gás formador do biogás, revelados em diferentes trabalhos.

Tabela 4 - Composição do biogás conforme alguns autores.

| Autor | Metano (%) | Dióxido de Carbono (%) | Sulfeto de Hidrogênio |
|-----------------------------------|-------------------|-------------------------------|------------------------------|
| Sasse (1998) | ~60 | ~40 | ~1% |
| Coldebella (2006) | ~65 | --- | --- |
| Salomon (2007) | 40 - 75 | --- | --- |
| White <i>et al.</i> (2011) | 40 - 70 | --- | --- |
| Arthur & Baidoo (2011) | 40 - 75 | 25 - 40 | 0,1 - 0,5% |
| Budzianowski (2012) | 40 - 75 | 20 - 45 | --- |
| Kao <i>et al.</i> (2012) | 55 - 75 | 20 - 35 | 3000 - 5000 ppm |

Fonte: Sasse (1998), Coldebella (2006), Salomon (2007), White *et al.* (2011), Arthur & Baidoo (2011), Budzianowski (2012) e Kao *et al.* (2012).

2.4.1 Benefícios do biogás

Gaspar (2003) enfatiza que as possibilidades de utilização do biogás são muito grandes, salientando que o biogás pode ser utilizado como gás de cozinha além de poder-se alimentar lampiões a gás. Esse tipo de energia ainda permite o funcionamento de um motor, um pequeno moinho ou uma descaroçadeira de algodão, uma geladeira a gás, uma chocadeira; secadores de grãos; geradores de energia elétrica entre outras utilizações. Salomon (2007) relata que a utilização de biogás leva a uma alta contribuição na solução dos problemas ambientais, pois, reduz os possíveis impactos que a fonte poluidora poderia gerar, se esses resíduos não fossem adequadamente tratados.

Conforme CENBIO (2001) a produção de energia elétrica a partir de biogás apresenta as seguintes vantagens:

1) Para a sociedade:

- Geração de empregos e eliminação ou redução de subempregos;
- Geração descentralizada e próxima aos pontos de carga, a partir de uma fonte renovável que vem sendo tratada como resíduo;
- Colaboração para a viabilidade econômica do saneamento básico.

2) Para as prefeituras:

- Possibilidade de receita extra, proveniente da energia gerada com biogás e vendida às concessionárias;
- Contribuição para a viabilidade econômica do tratamento do lixo;
- Menor rejeição social das instalações de saneamento, uma vez que elas passam a ser gerenciadas de forma melhor, representando um exemplo a ser seguido.

3) Para as estações de tratamento de esgotos, gerenciadoras de aterros e outras:

- Redução na quantidade de eletricidade comprada da concessionária;
- Possibilidade eventual de venda de eletricidade à rede;
- Possibilidade de uso de processos de cogeração, ou seja, a geração de eletricidade tem como subproduto calor, a ser usado no tratamento do esgoto, ou mesmo, ser vendido à terceiros;

4) Para o meio ambiente:

- Redução das emissões de metano para a atmosfera, pois este é um importante gás de efeito estufa. O seu potencial de aquecimento global é muito maior que o de CO₂;
- Redução do consumo de combustíveis fósseis, principais responsáveis pelo efeito estufa;
- Redução na geração de odor para as vizinhanças, de chorume e de contaminação do lençol freático;
- Melhoria nas condições dos lixões, que representam mais de 70% da condição de disposição nacional do lixo.

Através da Tabela 5 pode-se conhecer os benefícios do biogás relacionando a equivalência de 1 m³ de biogás com os outros tipos de combustíveis, conforme dois diferentes autores.

Tabela 5 - Equivalência energética do biogás para 1 m³ de biogás.

| Combustível | Deganutti <i>et al.</i>(2002) | Nogueira (1986) |
|--------------------|--------------------------------------|------------------------|
| Gasolina | 0,6L | 0,61 L |
| Querosene | 0,57 L | 0,62 L |
| Óleo diesel | 0,55 L | 0,55 L |
| Gás liquefeito | 0,45 kg | 1,43 Kg |
| Etanol | 0,79 L | 0,8 L |
| Lenha | 1,538 kg | 3,5kg |
| Energia elétrica | 1,428 kwh | ---- |

Fonte: Deganutti *et al.* (2002) & Nogueira (1986).

2.4.2 Produção de biogás no Brasil

No Brasil, infelizmente, as energias renováveis disponíveis ainda são vistas como energias alternativas, deixando-as com um aspecto subalterno, para diferenciar as demais fontes da ainda considerada a mais nobre das renováveis, a hidrelétrica (BLEY JR *et al.*, 2009). A queima de petróleo e seus derivados, combustíveis muito utilizados no Brasil, emite grandes quantidades de CO₂ para a atmosfera, além de liberar SO_x e NO_x, gases responsáveis pela poluição atmosférica, conferindo à atual matriz energética brasileira um caráter negativo no cenário já crítico do aquecimento global (MACEDO, s/d.). O potencial energético

representado pelos resíduos orgânicos é muitas vezes ignorado pelas estatísticas setoriais, se não para os efeitos registrados na distribuição dos espaços das energias alternativas, pelo menos na correta identificação do potencial econômico que esses resíduos e efluentes representam para seus geradores (BLEY JR *et al.*, 2009). A produção do biogás destaca-se para o tratamento de efluentes domésticos e industriais com considerável carga orgânica, resíduos agropecuários e resíduos sólidos urbanos, os quais apresentam potencial significativo de produção (ZANETTE, 2009).

É a pecuária bovina responsável pela maior parte do potencial de produção de biogás, a partir de resíduos agropecuários, porém como a pecuária bovina no Brasil é majoritariamente de criação extensiva, devem-se fazer considerações sobre esse potencial, pois a coleta dos dejetos para realização da digestão anaeróbia pode ser inviável. Assim, é esclarecido no mesmo trabalho que a pecuária bovina intensiva e a leiteira, e a criação de suínos e frangos, são as mais apropriadas para a produção de biogás, pois a criação desses animais é realizada com o confinamento em um mesmo local, proporcionando uma certa facilidade na coleta dos resíduos para tratamento. O potencial de produção de biogás, para as três categorias, reflete em uma produção de 15,5 milhões de m³ de metano por dia (ZANETTE, 2009).

Observa-se uma grande variedade de resíduos, dada a grande extensão territorial brasileira e o dinamismo das atividades agropecuárias de produção extrativista, agrícola e animais. A oferta de resíduos originados da diversificada produção brasileira agroextrativista e agropecuária, entendidas como biomassa, é rica e abundante e está presente em praticamente todas as propriedades rurais do território brasileiro (SEBRAE, s/d.). A Figura 6 representa o potencial de produção de biogás a partir da atividade suinícola na região sul do Brasil.

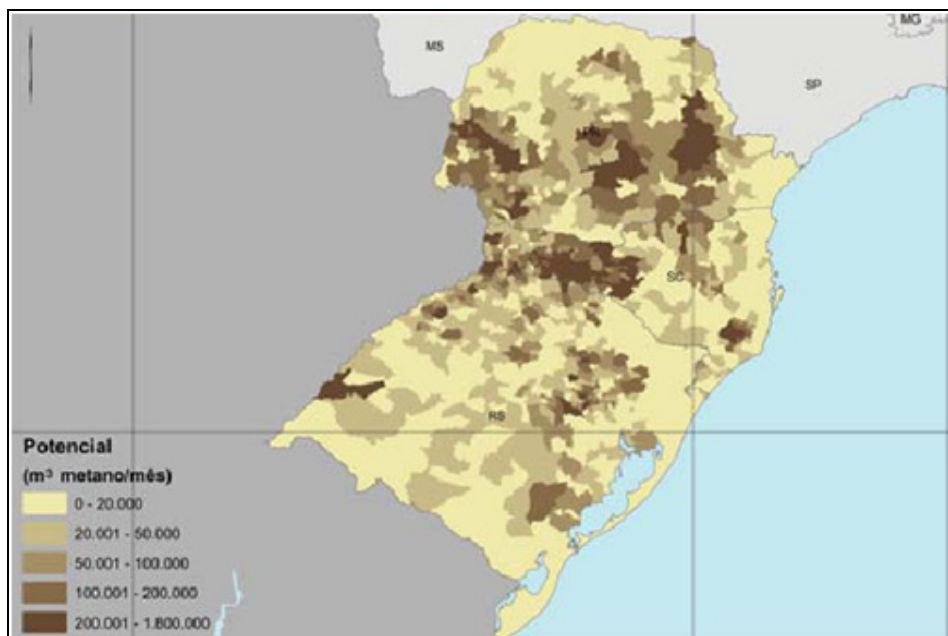


Figura 6 - Potencial de metano proveniente da suinocultura na região sul do Brasil.

Fonte: COELHO *et al.* (2008).

Salomon & Lora (2005) realizaram um estudo sobre o potencial de geração de energia elétrica no Brasil a partir de diferentes fontes de resíduos orgânicos. A Tabela 6 expressa suas conclusões.

Tabela 6 - Produção de energia a partir de biogás oriundo de diversas fontes.

| Resíduos Orgânicos | Potencial de Geração de Energia Elétrica por Ano (MW) P.C.I. 20.096 kJ/ m ³ | |
|----------------------------------|--|--------------------------------|
| | Microturbinas de 30 kW (η 27%) | Grupo gerador de 80 kW (η 29%) |
| Vinhaça | 819,27 | 879,9 |
| Aterros Sanitários | 265,75 | 285,44 |
| Estações de Tratamento de Esgoto | 16,96 | 18,22 |
| Dejetos de Bovinos | 19,68 | 21,13 |
| Dejetos de Suínos | 3,56 | 3,83 |
| Total | 1.125,23 | 1.208,58 |

Fonte: Salomon & Lora, 2005.

Observa-se que em uma microturbina com 27% de eficiência a atividade suinícola no Brasil teria um potencial de produção de 3,56 MW de eletricidade se

todos os dejetos fossem adequadamente destinados a digestão anaeróbia e por consequência à produção de biogás.

2.4.3 Tratamento do biogás

São muitas as aplicações do biogás em que o mesmo deve receber tratamento, sendo esse realizado principalmente para atender as especificações necessárias para cada aplicação, aumentar o poder calorífico do gás e padronizar o gás produzido. Para muitas aplicações a qualidade do biogás deve ser melhorada. Os principais interferentes para serem removidos do biogás são H_2S , água, CO_2 e compostos halogenados (BLEY JR *et al.*, 2009; COELHO *et al.*, 2006). O biogás exige cuidados especiais quanto a sua utilização em equipamentos, pois é um gás agressivo e pode danificar os equipamentos, devido à presença de traços de sulfeto de hidrogênio (ácido sulfídrico – H_2S), o qual pode causar corrosão em materiais metálicos (SALOMON & LORA, 2005).

Porém não apenas a presença do H_2S pode interferir na qualidade do biogás, pois a presença de substâncias não combustíveis no biogás, como água e dióxido de carbono, deixa-o menos eficiente (poder calorífico menor) no processo de queima (COELHO *et al.*, 2006). É também de importância a remoção do componente CO_2 , pois sua presença diminui o poder calorífico do biogás, pois o mesmo atua como inerte na combustão do biogás. A remoção do CO_2 pode ser realizada por absorção física ou química, após a eliminação do H_2S , para que a solubilidade deste componente em água venha favorecer a sua remoção. O biogás com a remoção, mesmo que parcial, do CO_2 tem seu poder calorífico aumentado consideravelmente (MAIA, 2011).

Uma alternativa para a remoção do H_2S presente no biogás é a utilização do processo da absorção com reação química, possibilitando que o biogás possa ser utilizado como combustível sem restrições devido aos problemas apresentados. Esse processo baseia-se na absorção de um componente de uma mistura gasosa para um líquido absorvente, tendo que o componente a ser retirado gás apresentar solubilidade no líquido (FRARE, 2009). De acordo com Kohl e Riesenfeld (1985) *apud* Maia (2011) os principais processos de purificação para o biogás podem ser classificados da seguinte forma:

- Processos de oxidação a seco;
- Processos de adsorção;
- Processos de biotratamento;
- Processos com membranas;
- Processos de absorção.

2.4.4 Estimativa teórica de produção de biogás

Coelho *et al.* (2008) exemplifica um modelo teórico para produção de biogás, o qual foi buscado no Manual do Usuário do Programa de Computador – Biogás – Geração e Uso Energético versão 1.0, publicado pela Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (Cetesb). A geração de metano (em m³) corresponde à quantidade de metano gerada contida no biogás resultante da decomposição do esterco gerado diariamente nas propriedades criadoras de suíno.

$$\text{Metano} = 30 \text{ dias} \cdot n^{\text{º}} \text{ de cabeças} \cdot E_t \cdot P_b \cdot \text{Conc}_{\text{CH}_4} \cdot VE \quad (\text{Equação 7})$$

E_t : Esterco total [kg esterco/(dia.unidade geradora)].

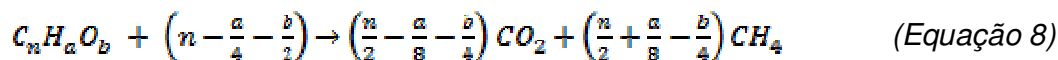
P_b : Produção de biogás [kg biogás /kg esterco];

$\text{Conc}_{\text{CH}_4}$: Concentração de metano no biogás [%];

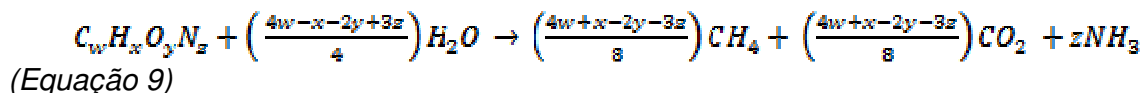
VE : Volume específico do metano [kgCH₄ /m³ CH₄], sendo este igual a 0,670 kgCH₄/m³ CH₄.

Já Nogueira (1986) cita as equações de Buswell, Rourke e Mccarty para estimar a produção teórica de metano no biogás.

Equação de Buswell:



Equação de Rourke:



Equação McCarty:

$$C = 72,1 (nA - 1,42B) \quad (\text{Equação 10})$$

C: volume de metano produzido por dia, em litros na CNTP;

n: eficiência de utilização do resíduo orgânico;

A: DBO adicionada ao biodigestor, em Kg/dia;

B: sólidos voláteis biológicos produzidos, em kg/dia;

Sendo $R = \frac{\alpha A}{(1 + \beta \cdot TR)}$ (Equação 11)

α : constante de crescimento;

β : taxa de respiração endógena;

TR: tempo de retenção de sólidos;

Conforme Altamira *et al.* (2008) se as frações orgânicas presentes no efluente líquido são conhecidos, a estimativa da produção teórica de metano pode ser dada:

$$P_{CH_4} = (0,415.c + 0,496.pe + 1,014.l + 0,373.a + 0,530.pa) \quad (\text{Equação 12})$$

P_{CH_4} – produção de metano;

c = fração de carboidratos ($C_6H_{10}O_5$) presente no efluente;

pe = fração de proteínas ($C_5H_7NO_2$);

l = fração de lipídeos ($C_{57}H_{104}O_6$);

a = fração de acetatos;

pa = fração de propionatos.

Conforme Bohrz (2010), outro modelo matemático, baseado na metodologia padrão recomendada pelo IPCC para cálculo da geração de metano em sistema de tratamento de efluentes, é proposto pela Environment Canada (2004) (*apud* BOHRZ, 2010), baseada em estudos de níveis nacionais de geração de efluente, e pelo Programa de modernização do inventário de emissões (EIIP - Emission Inventory Improvement Program) em conjunto com a Agencia de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (EPA - U.S Environmental Protection Agency), conforme

$$ECH_4 = Q \cdot DQOv \cdot FE \cdot Frac_{Anaeróbica} \quad (\text{Equação 13})$$

ECH_4 = emissão de metano (kgCH₄/dia);

Q = vazão volumétrica (m³/dia);

DQO_v = demanda química de oxigênio (kgDQO/m³);

FE = fator de emissão de metano (0,25 kgCH₄/ kgDQO, fator de emissão máximo);;

$Frac_{Anaeróbica}$ = fração de efluente tratada anaerobicamente (%)

Chen & Hashimoto (1978) *apud* Nishimura (2009) apresenta como método teórico para estimar a produção de metano em uma determinada câmara de biodigestão, sendo a equação:

$$\gamma_v = \left(\frac{B_0 S_0}{TRH} \right) \cdot \left(\frac{1-k}{TRH \cdot \mu_m - 1 + k} \right) \quad (\text{Equação 14})$$

Onde:

γ_v = Produção de metano (m³);

B_0 = taxa máxima de produção de metano (m³ de CH₄/kg de SV);

S_0 = concentração de SV do efluente (kg/m³);

TRH = tempo de retenção hidráulica (dias);

μ_m = taxa de crescimento máximo específico (dia⁻¹);

k = coeficiente cinético (adimensional).

3 METODOLOGIA

Conforme as literaturas pesquisadas a digestão anaeróbia é composta por três fases, sendo as duas primeiras fases consideradas rápidas e a última, a metanogênica, de fase lenta. Ainda, nas primeiras fases pode ocorrer a atuação de microorganismos facultativos, ou seja, que possuam comportamento aeróbio ou anaeróbio, já na segunda fase esses microorganismos são estritamente anaeróbios, portanto, agem somente na ausência de oxigênio. Assim, se a metanogênese ocorrer em ambiente separado das demais, a possibilidade de um maior rendimento aumenta, pois o efluente tende a chegar nessa etapa com uma quantidade menor de oxigênio, pois as bactérias facultativas o consumiram.

Para a realização do experimento foram construídos três reatores em escala laboratorial, com a finalidade de simular o biodigestor modelo canadense. Os reatores foram instalados no Laboratório de Processos Industriais do Departamento de Engenharia Química- UFSM. Os dois primeiros reatores, denominados R1 e R2, foram compartimentados utilizando uma chicana em cada um, já a finalidade do terceiro era de um reator testemunho (R3), para assim, poder ser realizada as devidas comparações sobre os efeitos da aplicação da compartimentação nesse modelo de biodigestor.

A pesquisa experimental consistiu na análise do substrato utilizado para a digestão anaeróbia bem como o efluente resultante de cada um dos biodigestores. Em paralelo a estas análises, foram realizada a constatação da qualificação do biogás produzido. O período desse estudo deu-se entre 15 de novembro de 2011 e 10 de março de 2012.

3.1 Construção dos biodigestores

Os biodigestores em escala foram construídos utilizando-se caixa confeccionada em fibra de vidro com espessura de 3 mm, sendo subdividida em três volumes idênticos utilizados para a digestão anaeróbia. Cada volume foi utilizado como um biodigestor, denominados de reatores anaeróbios (R1, R2 e R3). As divisórias internas e a tampa superior foram confeccionadas em acrílico, tendo

volume total de cada biodigestor de 25,87 litros e o volume para o resíduo de digestão era de 18,1 litros, sendo o espaço não utilizado com o substrato destinado ao acúmulo de gás. A Figura 7 representa esquematicamente os modelos construídos.

No primeiro reator (R1) foi utilizada uma chicana com a finalidade de promover a variação do fluxo na horizontal, já no segundo reator (R2) a chicana provocaria uma variação no fluxo no sentido vertical. As chicanas foram alocadas a 10 cm do início do fluxo, ou seja, a primeira secção da biodigestão tinha um volume total de 4,7 litros, enquanto a outra secção totalizava 13,4 litros.

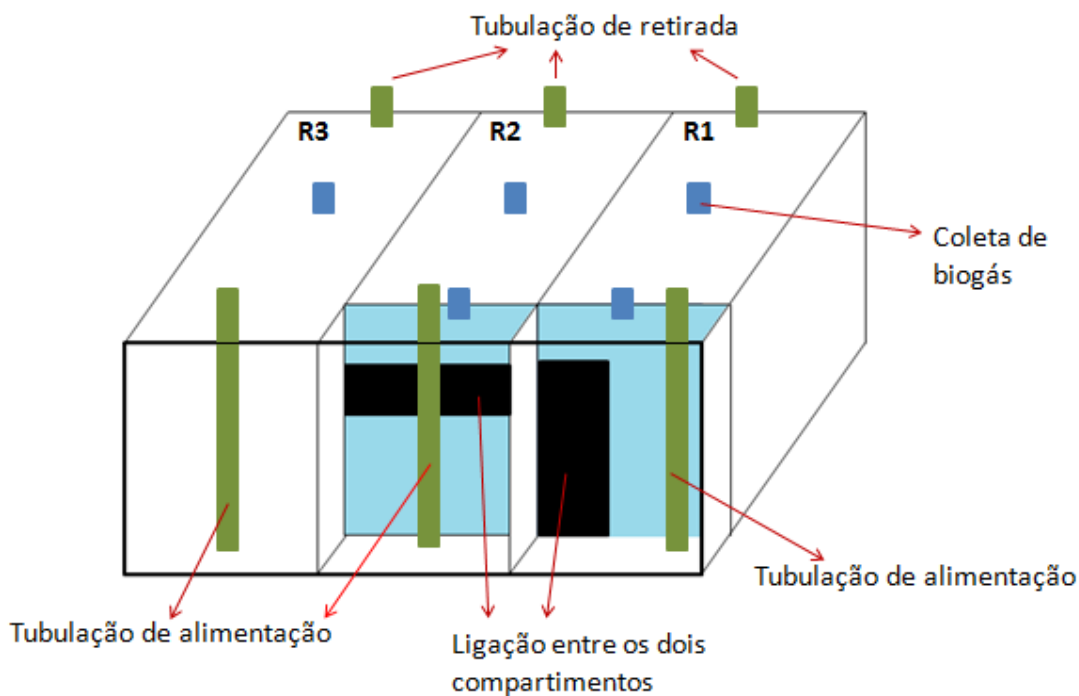


Figura 7 – Desenho esquemático representando os reatores.

Na Figura 8, observa-se a vista frontal do conjunto de reatores, da direita para esquerda, R1, R2 e R3, respectivamente. As linhas pontilhadas indicam a abertura das chicanas que faz a ligação entre os dois compartimentos.

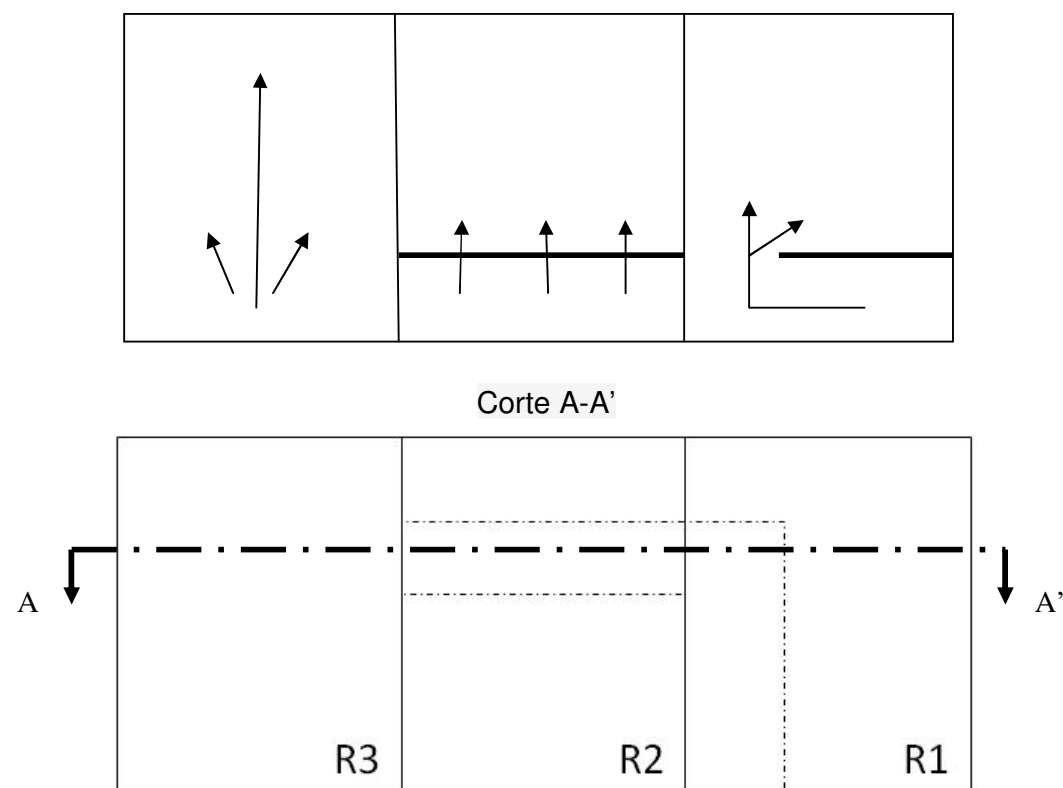


Figura 8 - Vista frontal e em corte indicando os fluxos nos reatores.

O nível interno de substrato em cada reator foi de 20 cm, utilizando-se o espaço livre para a armazenagem do gás produzido (biogás). Acima desta altura, local onde o biogás era armazenado, ambas as chicanas não possuíam abertura, ou seja, não havia comunicação entre os espaços destinados a armazenar o biogás em cada compartimento. Esta extensão nas chicanas garantiu a estanqueidade em cada compartimento de forma a preservar a qualidade do biogás produzido sem a ocorrência de mistura entre os diferentes compartimentos, assim, conforme revisão bibliográfica, verificando a ocorrência das etapas da digestão anaeróbia.

Nas figuras 9 e 10, pode-se observar o sentido do fluxo nos reatores, através da vista superior do Reator 1 (Figura 9) e vista lateral do Reator 2 (Figura 10).

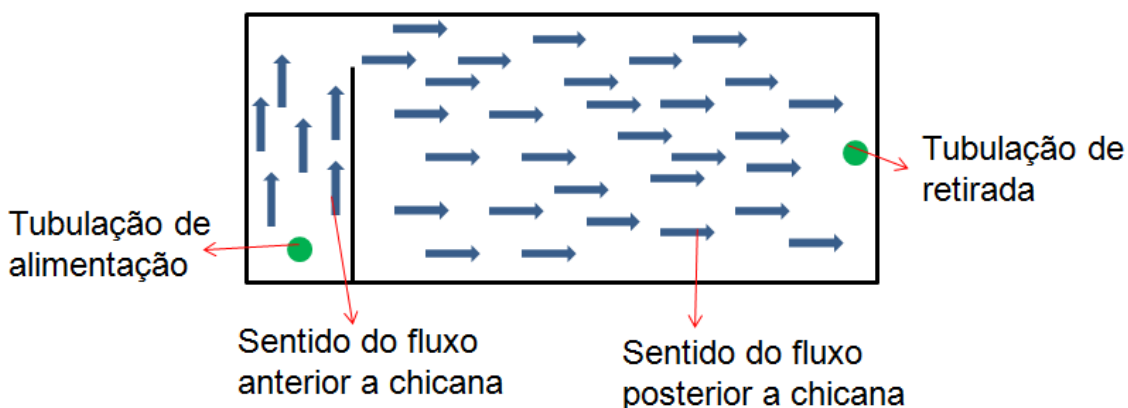


Figura 9 - Vista superior do Reator 1 com o sentido do fluxo.

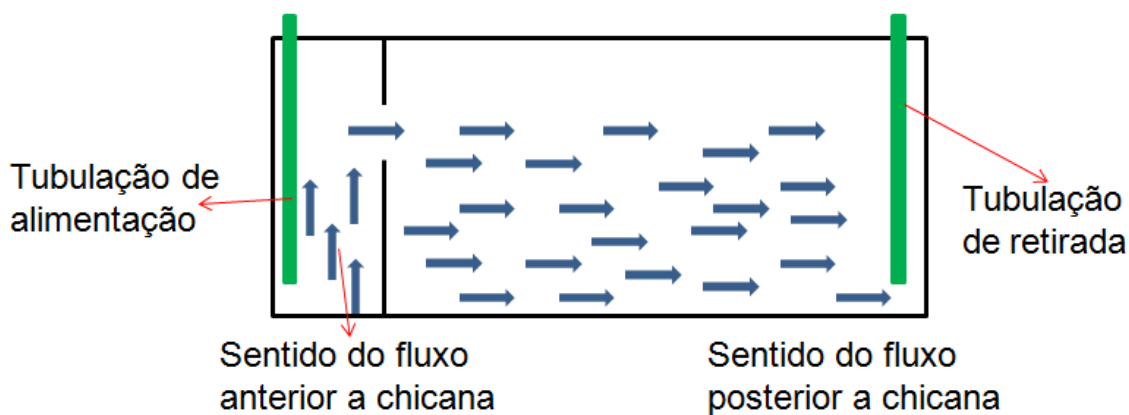


Figura 10 – Vista lateral do Reator 2 com o sentido do fluxo.

3.2 Partida dos biodigestores

O início de operação de um biodigestor constitui um aspecto crucial na determinação do sucesso no tratamento de resíduos. O ponto chave na partida do processo está relacionado com a existência de uma população microbiana adaptada ao resíduo em questão, que pode ser suprida por microrganismos presentes no próprio resíduo, ou pode ser introduzida no biodigestor através da utilização de inóculo (STEIL, 2001).

Nogueira (1986) cita duas maneiras de se iniciar a biodigestão: com ou sem adição de inóculo rico em arqueas metanogênicas. A vantagem da inoculação é

reduzir o tempo de partida e alcançar mais depressa o período de estabilização do biodigestor com produção normal de biogás. No caso de não haver inoculação, alimenta-se continuamente o biodigestor com o substrato a ser tratado, até a obtenção de flora bacteriana desejável.

Os biodigestores foram inicialmente carregados, e não foi utilizado algum tipo de inóculo. As características do efluente com que foi realizada a partida dos reatores são descritas na Tabela 7.

Tabela 7 – Parâmetros físico-químicos do substrato.

| Parâmetros (mg/L) | Valor |
|--------------------------|--------------|
| pH | 6,8 |
| DBO ₅ | 9.095 |
| DQO | 15.817 |
| Nitrogênio | 1.901 |
| Sólidos Totais | 11.360 |
| Sólidos Fixos Totais | 3.250 |
| Sólidos Voláteis Totais | 8.110 |

3.3 Funcionamento dos biodigestores

Após o primeiro carregamento de efluente foi aguardado 15 dias para então dar-se início ao processo de alimentação, sendo que diariamente eram retirados 600 mL de substrato de cada biodigestor e repostos 600 mL de novo substrato, assim totalizando um tempo de residência de 30 dias (KUNZ, s/d.). A alimentação do biodigestor foi realizada diariamente, no entanto, a alimentação não é contínua, o sistema foi alimentado por um pulso, uma vez ao dia, como se fosse uma batelada contínua (BALMANT, 2009). Em função de distância, o substrato foi coletado duas vezes por semana e armazenado sob refrigeração a 4°C. Assim, quando do uso de amostra resfriada, a mesma permanecia em ambiente até atingir temperatura superior a 20°C para então ser inoculada nos biodigestores.

O carregamento do reator era realizado manualmente através da utilização de um funil que era acoplado ao ponto de entrada, sendo este um tubo de PVC de 2,5 cm de diâmetro que ligava a parte externa de cada reator até a parte interna inferior do primeiro compartimento, o qual ficava fechado por uma rolha. A Figura 11

representa a vista frontal dos reatores com os dispositivos de carregamento em destaque.

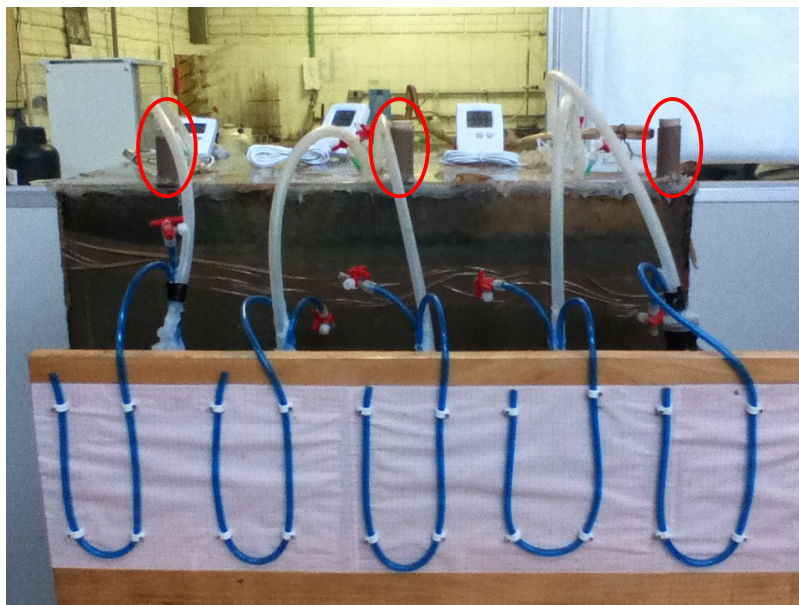


Figura 11 - Vista frontal dos reatores com tubulação de carregamento em destaque.

O sistema utilizado para a retirada do efluente gerado nos biodigestores foi semelhante ao sistema de alimentação, entretanto em função do tamanho reduzido em escala necessitou-se do auxílio de uma sistema de vácuo visando o equilíbrio no sistema.

3.4 Análises dos Substratos

Realizou-se análises dos parâmetros físico-químicos no Laboratório de Controle Ambiental do Departamento de Engenharia Química da UFSM, análises essas em conformidade com os *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (APHA *et al.*, 1998). As análises foram realizadas em duplicatas e triplicatas, dependendo da disponibilidade de materiais para a realização. Foram avaliados os seguintes parâmetros:

Temperatura: um parâmetro muito importante para o controle da digestão anaeróbia, pois interfere na velocidade de degradação do resíduo, na estabilidade

das enzimas e interfere nas condições do meio, como viscosidade e densidade (SOARES, 2007). Em cada reator foi alocado um termômetro permanente durante todo o experimento, sendo que cada termômetro registrava além da temperatura externa, a temperatura mínima e máxima dentro do reator.

DQO (Demanda Química de Oxigênio): parâmetro que diz respeito à quantidade de oxigênio consumido na oxidação de materiais e substâncias orgânicas e minerais sob a atuação de forte agente oxidante. No caso de águas, o parâmetro torna-se particularmente importante por estimar o potencial poluidor (no caso, consumidor de oxigênio) de efluentes domésticos e industriais, assim como por estimar o impacto dos mesmos sobre os ecossistemas aquáticos (GRANER *et al.*, 1998). A análise de DQO foi realizada conforme o método colorimétrico do refluxo fechado – 5220D (APHA *et al.*, 1998);

DBO₅ (Demanda Bioquímica de Oxigênio): parâmetro utilizado para determinar a capacidade de um determinado efluente em ser degradado por meio de bactérias aeróbias, consumindo oxigênio em seus processos metabólicos e de respiração. (BARBOSA, 2003). A análise foi realizada com teste de DBO de 5 dias - 5210B (APHA *et al.*, 1998);

Nitrogênio Total: parâmetro que indicará a quantidade de nitrogênio total presente no substrato tanto na forma amoniacal quanto na forma orgânica. Faz-se necessário a determinação quantitativa desse parâmetro para conhecer os fatores nutricionais presentes no substrato. A análise de Nitrogênio foi realizada pelo método Kjeldahl – 4500 - Norg B. Macro (APHA *et al.*, 1998);

Fósforo Total: assim como o nitrogênio, o fósforo é um dos principais nutrientes para os processos biológicos, considerado um macro-nutriente, assim como o nitrogênio. A análise de fósforo foi realizada pelo método colorimétrico de ácido vanadomolibdato fosfórico - 4500-P C (APHA *et al.*, 1998);

Sólidos Totais: os sólidos totais (ST) expressam a quantidade total de compostos orgânicos e inorgânicos, solúveis e em suspensão contidos na amostra. (SOARES, 2007). A análise de sólidos totais foi realizada pelo método de secagem a 103-105°C - 2540B (APHA *et al.*, 1998);

Sólidos Voláteis e Fixos: a amostra de sólidos totais depois de seca na estufa é calcinada a 550°C durante 1 hora. O da amostra depois da calcinação subtraído do peso após a secagem representa os sólidos voláteis (SV), ou seja, a massa de matéria orgânica que foi transformada em dióxido de carbono e água

(SOARES, 2007). A diferença entre os sólidos totais e os sólidos voláteis determina a concentração de sólidos fixos. A análise foi realizada pelo método de queima a 550°C - 2540 E (APHA *et al.*, 1998);

3.5 O substrato

O substrato utilizado no experimento era proveniente da criação de suínos junto ao setor de suinocultura da UFSM Neste setor os dejetos durante o processo de limpeza são conduzidos a uma calha externa ao prédio de criação e confinamento. O ponto de coleta de amostras foi realizado em local de acúmulo devido a desníveis existentes na calha antes de os efluentes serem conduzidos a uma esterqueira externa. A coleta era realizada na calha de acúmulo com presença tanto de material sólido como líquido, proveniente de urinas e dejetos, bem como de derramamento de águas dos bebedouros e também de águas de lavagem das pocilgas As coletas das amostras do substrato foram realizadas em recipientes de polietileno, previamente purificados e lavados com o próprio efluente gerado na suinocultura, antes do início da coleta. O substrato era coletado e imediatamente encaminhado para o laboratório onde era realizada a troca parcial da matéria de decomposição no biodigestor. Do volume coletado uma parcela foi destinada à realização das análises físico-químicas para a realização das análises físico químicas, as quais ocorriam imediatamente após a chegada da amostra, ou na impossibilidade a amostra era conservada sob refrigeração em uma temperatura inferior a 4º C, conforme estabelece os procedimentos adotados (APHA *et al.*, 1998).

Os efluentes oriundos da suinocultura também foram utilizados nas pesquisas que envolviam o tema de digestão anaeróbia, citando-se alguns trabalhos de Santana & Oliveira (2005), Medri (1997), Henn (2005), Monteiro (2005), Chae *et al.* (2008), Trevisan & Monteggia (2009).

3.6 Cinética da digestão anaeróbia

O projeto de sistemas para tratamento tanto de esgotos domésticos como efluentes industriais necessitam de conhecimento dos parâmetros cinéticos dos meios reacionais, entre eles deve-se conhecer o comportamento é necessário conhecer o comportamento da variação da composição e da concentração dos

materiais no reator, assim como a taxa em que tais variações ocorrem (PILLOTO, 2004). Para Bley Jr *et al.* (2009) o biodigestor modelo canadense se assemelha a um reator de fluxo pistão, o qual, conforme Pilotto (2004) as substâncias biodegradáveis reduzem as suas concentrações durante a passagem pelo reator devido à atividade biológica sendo que a degradação da matéria orgânica ocorre por meio de uma reação de primeira ordem é:

$$S = S_0 \cdot e^{-k \cdot t} \quad (\text{Equação 13})$$

onde

S = concentração de substrato no efluente (mg/L).

S_0 = concentração de substrato no afluente (mg/L) .

t = tempo de detenção no reator (dias).

k = taxa de remoção de substrato (dias^{-1}).

Para Patza (2006) & Toscani (2010) o fluxo em pistão trata-se de um modelo de fluxo idealizado, onde cada elemento afluente é submetido ao mesmo tempo de ação bacteriológica de degradação, 30 dias no caso dessa pesquisa.

Do início ao fim do reator a taxa de remoção de substrato, K , é constante, mas a concentração do substrato degradável diminui gradualmente com o fluxo (PILOTTO, 2004). O escoamento em fluxo pistão ocorre analogamente ao que é observado em um êmbolo, ou seja, as partículas entram continuamente em uma das extremidades do reator e são descarregadas na mesma sequência em que entraram na saída, ocorrendo uma mínima dispersão longitudinal. Para que isso, ocorra, os reatores devem ter uma alta relação comprimento/largura. Nesses reatores, todas as partículas permanecem dentro do sistema durante um mesmo período de tempo. Nos primeiros metros do reator as concentrações do composto a ser degradado são altas, e vão decrescendo com o aumento da distância ao ponto de afluência do líquido. A dinâmica deste decréscimo será função da ordem de reação verificada (TOSCANI, 2010).

3.6 Composição do Biogás

3.6.1 Coleta do Biogás

O biogás armazenado dentro de cada compartimento dos dois primeiros reatores e o biogás do terceiro reator foi retirado com uso de seringas vedadas e previamente esterilizadas com nitrogênio (gás inerte). Essas eram transportadas para a análise cromatográfica conservadas em gelo, sendo esse procedimento validado por Borhz (2010).

A seringa de coleta de gás é uma seringa graduada com volume de 20 ml e válvula de registro em Tê acoplada ao seu bico (BRITO FILHO, 2005), como é mostrado na Figura 12, sendo esse método também utilizado por Angelidaki *et al.* (2009). A válvula em Tê estava conectada em uma agulha a qual fazia o caminho de saída do gás de dentro da câmara até a seringa. No momento da coleta a válvula era aberta e o êmbolo da seringa era succionado, após a válvula era novamente fechada e a seringa desacoplada.

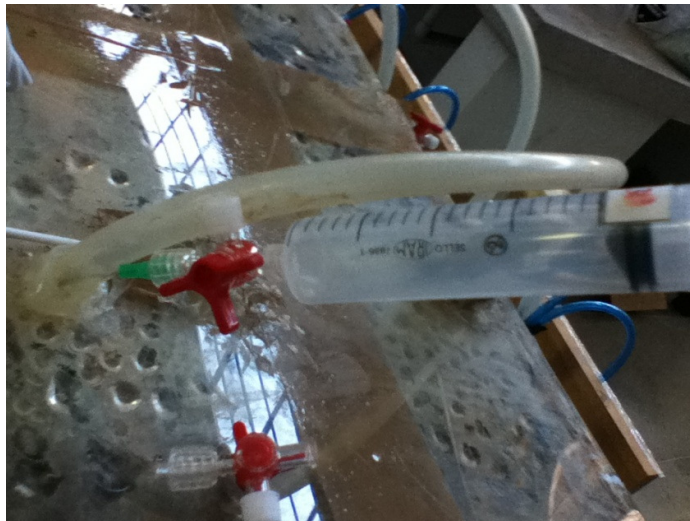


Figura 12 - Coleta do biogás.

3.6.2 Análise Cromatográfica

As análises cromatográficas foram realizadas no laboratório do Departamento de Solos do Centro de Ciências Rurais da UFSM, sendo as amostras conservadas no gelo durante o transporte. Anteriormente ao início das análises o cromatógrafo era calibrado com gases padrões primários fornecidos pela *White Martins*®.

O biogás foi caracterizado a partir da injeção direta das amostras contidas nas seringas em um cromatógrafo a gás marca Shimadzu, modelo GC-2014, equipado com um detector de ionização em chamas “Flame Ionization Detector” (FID). O equipamento dispõe ainda de um metanador, o qual transforma o CO₂ em CH₄, para a determinação de dióxido de carbono também no detector FID. A análise cromatográfica foi utilizada como forma de análise de biogás em outros trabalhos (BJORKQVIST *et al.*, 1998; CHAE *et al.*, 2008; SCHAMPHELAIRE & VERSTRAETE, 2009; SCHOLZ & ELLNER, 2011; DHANYA *et al.*, 2009).

Em aplicações de gás natural, um cromatógrafo a gás fornece um método preciso e consistente de monitoramento da composição do gás. Cromatografia em fase gasosa envolve uma amostra a ser injetada e vaporizada sobre a cabeça de uma coluna de cromatografia para separar os componentes de uma mistura complexa. Quando a amostra entra pela porta de injeção, ela flui através da coluna com um gás inerte móvel, chamado gás de transporte. A coluna contém uma fase líquida estacionária, que é adsorvida na superfície de um sólido inerte, fazendo com que os componentes para sair da coluna em tempos diferentes (também conhecido como tempo de retenção) (BOTH, 2007).

3.7 Análise estatística

Para fins de comparações estatísticas foi utilizado o software *GraphPad Prism 5.0*® realizando o *Teste T de Student* entre os resultados de eficiências dos reatores compartimentados (R1 e R2) com o reator não compartimentado (R3), sendo no software retornado o p-valor para probabilidade de 95%.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 Parâmetros físico-químicos

4.1.1 Temperatura

A temperatura é um fator físico importante para a digestão anaeróbia, pois é através da faixa de temperatura em que opera o reator anaeróbio que se diferencia as bactérias que irão atuar na degradação da matéria orgânica. Conforme o item 2.3.1.2 as bactérias podem ser distintas em três grupos - psicrófilas, mesofílicas e termofílicas - os quais dependem da faixa de temperatura em que o reator anaeróbio opera.

As literaturas concordam que a temperatura alcançada dentro do digestor sofre influência da temperatura ambiente local onde esses estão expostos, apesar das reações bioquímicas envolvidas no processo de digestão anaeróbia apresentarem caráter exotérmico. A temperatura ambiente (máxima e mínima) do laboratório em que estavam alocados os reatores pode ser observada na Figura 13.

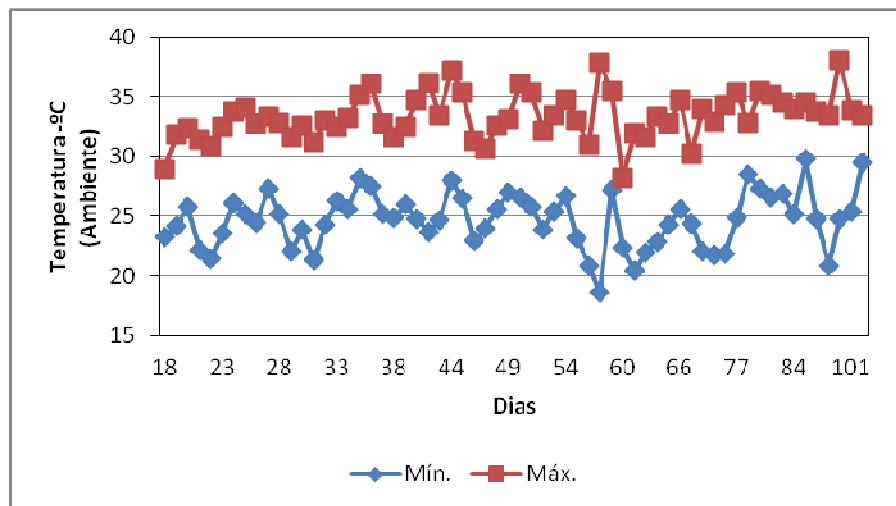


Figura 13 - Temperatura ambiente durante o experimento.

Constata-se que a temperatura ambiente sofreu oscilações durante o período de estudo apresentando menor temperatura registrada no 57º dia de experimento, sendo atingida uma temperatura de 18,6 °C, já a temperatura máxima foi registrada no 101º dia, alcançando 38,1 °C.

Realizando uma média das temperatura mínimas observadas obtém-se 24,7°C enquanto que a média das temperaturas máximas foi de 33,4°C. Observa-se que os biodigestores não foram colocados em isolamento térmico de forma a reproduzir as condições ambientais durante o seu funcionamento e foram mantidos em área sem controle de temperatura.

Henn (2005) em seu trabalho constatou, através do Centro Integrado de Meteorologia e Recursos Hídricos de Santa Catarina, que a temperatura média registrada no ambiente em que o biodigestor estava instalado foi de 20,6 °C, no período em que sua pesquisa foi realizada (setembro a janeiro). Em comparação ao trabalho Henn (2005), observa-se que a temperatura esteve melhor apresentada nessa trabalho, pois apresentou a média das temperaturas mínimas maior que a temperatura média encontrada nos estudos daquele autor, e de acordo com o mesmo autor a digestão anaeróbia é um processo de estabilização da matéria orgânica na qual a temperatura é fator determinante na produção de biogás e em sua eficiência.

No Reator 1 as temperaturas máximas e mínimas registradas no período de experimento podem ser constatadas na Figura 14, a qual evidencia uma oscilação em todo o período do experimento não demonstrando uma estabilização contínua das temperaturas de atuação dentro do reator.

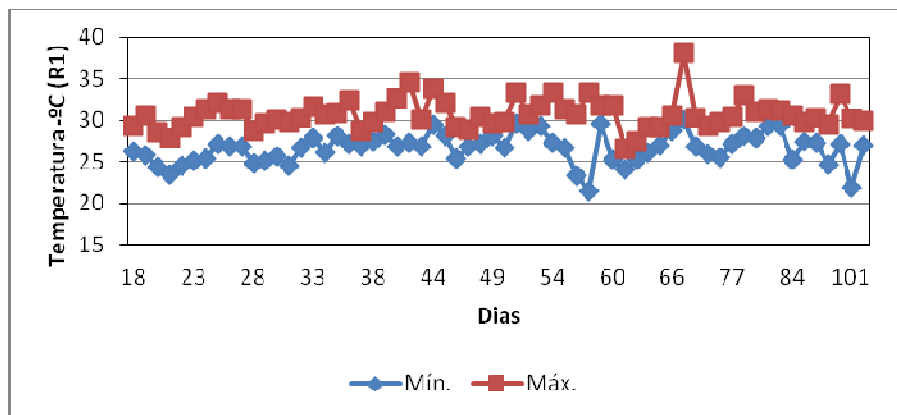


Figura 14- Temperatura interna do Reator 1 durante o experimento.

O biodigestor atingiu a temperatura mínima de 21,5 °C no 57º dia e temperatura máxima de 38,2 °C no 71º dia. Considerando as faixas de temperatura apresentadas por House (2007) consta-se que esse biodigestor operou na faixa psicrófila (15-25 °C) e mesófila (30-40°C), já de acordo com Angelidaki & Sanders (2004) o biodigestor operou apenas na faixa mesófila (25-40°C), pois conforme trabalho desses autores a operação entre 20 -25°C não identifica nenhum tipo de bactéria em especial. A média das temperaturas mínimas foi de 26,6 °C, sendo a média das temperaturas máximas atingidas de 30,7°C, confirmando a operação em meio mesofílico.

A Figura 15 apresenta as temperaturas máximas e mínimas constatadas no Reator 2 no período do experimento, demonstrando também variação ao longo da pesquisa, não apresentando nenhuma estabilização durante esse intervalo de tempo, tal situação pode ser originada pela variação da temperatura do ambiente onde estavam submetidos os biodigestores.

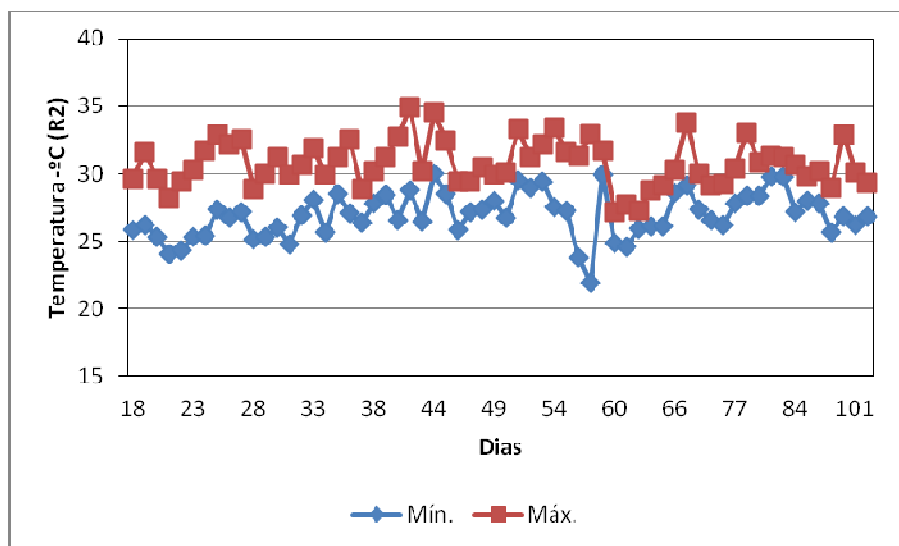


Figura 15-Temperatura interna do Reator 2 durante o experimento.

Observa-se que o Reator 2 teve como temperatura mínima registrada 21,9 °C, no 57º dia de experimento e temperatura máxima de 34,9 °C no 42º dia de experimento assim como o Reator 1, o Reator 2 também atuou na faixa de operação das bactérias psicrófilas e mesófilas de acordo com House (2007), já conforme Angelidaki & Sanders (2004) operou apenas no intervalo de temperatura das bactérias mesófilas. A média de temperatura mínima registrada foi de 26,9 °C

e a média de temperatura máximas foi de 30,7 °C, evidenciando, conforme os autores anteriormente mencionados que priorizou a operação desse biodigestor no intervalo de temperatura das bactérias mesofílicas.

O Reator 3, assim como os demais biodigestores, também teve variações significativas de temperatura ao longo desse estudo. A figura 16 apresenta o comportamento das temperaturas máximas e mínimas registradas, verificando-se que a temperatura mínima constatada foi de 22,8 °C registrada no 57º dia e a temperatura máxima de 33,9 °C no 42º dia da pesquisa. Verifica-se que a operação desse biodigestor esteve operando na faixa psicrófila e mesofílica, assim como os outros dois, conforme autores já citados.

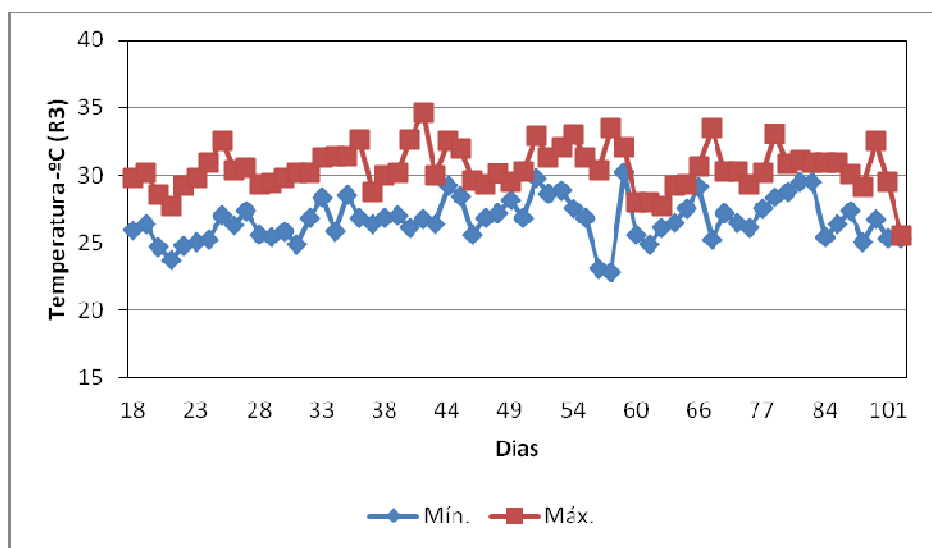


Figura 16- Temperatura interna do Reator 3 durante o experimento.

A Tabela 8 apresenta um resumo das informações discutidas para os três reatores. Observa-se que para os três reatores não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre as temperaturas registradas, sendo que o Reator 3 apresentou menor temperatura mínima, já quanto a temperatura máxima o Reator 1 destacou-se pois atingiu 3,3 °C a mais que o Reator 2 e 3,5 °C que o Reator 3. As médias das temperaturas tanto as máximas como as mínimas também não demonstraram diferenças significativas entre os três reatores.

Tabela 8 - Temperaturas (°C).

| Temperatura | Ambiente | Reator 1 | Reator 2 | Reator 3 |
|-----------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| Mínima | 18,6 | 21,5 | 21,9 | 22,8 |
| Máxima | 38,1 | 38,2 | 34,9 | 34,7 |
| Média (Mínima) | 24,71 | 26,6 | 26,9 | 26,6 |
| Média (Máxima) | 33,4 | 30,7 | 30,7 | 30,5 |

Destaca-se que as temperaturas mínimas dos três reatores foram verificadas no mesmo dia de estudo, sendo este também o dia em que foi registrada a menor temperatura ambiente. Relacionando-se esses dois fatos pode-se concluir que a diminuição na temperatura ambiente afetou a temperatura da digestão anaeróbia nos três reatores, fazendo com que a temperatura de cada um deles diminuísse, o mesmo observado no trabalho de Pinto (2006) que observou em relação à temperatura ambiente que a mesma comandou a temperatura no reator de digestão anaeróbia de sua pesquisa, constando que nas épocas de baixa temperatura ambiente não ocorreram influências no digestor, pois trabalhou com elevado tempo de retenção hidráulica. Mas conforme Chernicharo (2007) é importante que haja uma estabilização da temperatura, ou seja, que não ocorra muitas variações no interior do biodigestor, pois tais variações podem ocasionar desequilíbrio na população microbiana, responsável pela degradação da matéria orgânica, assim ocorrendo falha no processo.

Porém, as médias das temperaturas (máxima e mínima) dos três biodigestores demonstram que os três reatores operaram em temperaturas adequadas para a digestão anaeróbia, apesar das mesmas oscilarem durante todo o período de estudo, sendo que Henn (2005) também concluiu em seu estudo que mesmo a temperatura interna do biodigestor oscilando, sofrendo influência direta da temperatura ambiente e considerando que não havia um sistema de aquecimento interno em sua pesquisa, pode-se afirmar que o biodigestor esteve operando dentro de uma faixa aceitável de temperatura.

Todavia, as temperaturas atingidas no trabalho de Henn (2005) foram inferiores às obtidas nesse estudo, porém esse autor revelou que apesar da temperatura interna do biodigestor não ter alcançado 35 °C, que é quando a taxa de

digestão anaeróbia é considerada máxima, o processo anaeróbio ocorreu regularmente, pois houve produção de biogás.

Pinto (2006) também estudou a digestão anaeróbia e constatou em seu trabalho que o digestor apresentou temperaturas inferiores a 20°C, ou próximas dela, durante um período significativo comportando-se sem problemas de eficiência, visto que temperatura ótima de operação do processo anaeróbio é de 35 °C.

No estudo em que Monteiro (2005) realizou em diferentes pontos ao longo da altura de um biodigestor a temperatura aumentou com o distanciamento da superfície do biodigestor devido a grande atividade microbiológica exercida no lodo e a menor vulnerabilidade a oscilação de temperatura devido o biodigestor estar enterrado. Já Rodrigues (2008) relata que estudou uma lagoa anaeróbia e a temperatura média anual verificada nesta lagoa foi de 24,2°C.

Assim, evidencia-se que as temperaturas alcançadas no decorrer desse estudos são propícias para a degradação da matéria orgânica através da digestão anaeróbia.

4.1.2 pH

O pH, assim como a temperatura, também é um fator importante para o bom desempenho da digestão anaeróbia, haja visto, que as bactérias que participam desse processo são muito sensíveis tanto para pH muito inferior a 7, como também para pH que se distância acima desse valor.

Se faz necessário controlar o pH do afluente que é inserido no biodigestor, pois este ao entrar em contato com a massa microbiana, responsável pela degradação da matéria orgânica, caso não esteja em uma faixa adequada pode causar a falência do processo de biodigestão. A Figura 17 apresenta os valores de pH encontrados para o resíduo que era alimentado nos três biodigestores.

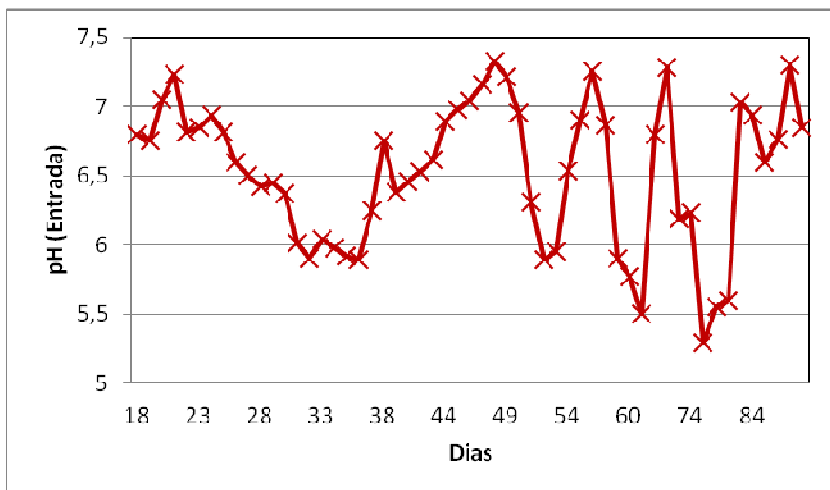


Figura 17 - pH do resíduo de alimentação dos reatores.

Observa-se uma grande variação nos valores de pH, sendo que não houve correção de pH durante o experimento de forma a reproduzir condições operacionais normais em biodigestores instalados em propriedades com tecnologia simplificada.

O menor valor de pH encontrado foi de 5,29 e o maior de 7,33, sendo a média de pH¹ de 6,52. O valor de 5,29 é bem abaixo do valor mínimo recomendado para a digestão anaeróbia (6,7), porém se assemelha ao pH do dejetos bruto proveniente de animais em recria, que registrou valor mínimo de 5,1 conforme relatado no trabalho de Silva (2003).

A média de pH de 6,52 foi semelhante a encontrada por Henn (2005) que constatou que o pH dos dejetos brutos, armazenados na unidade de homogeneização (utilizada em seu experimento), manteve-se sempre abaixo da neutralidade com pH médio de 6,60, justificando a possibilidade do pH ter sofrido influência da acidez total (quantidade total de ácidos) presente nos dejetos armazenados.

No estudo de Monteiro (2005) os dejetos brutos apresentaram uma média de pH em torno de 6,75; de caráter levemente ácido, o qual justificou pelo exagerado tempo em que os dejetos permanecem na caixa de passagem que antecedia o reator anaeróbio. Já para Pinto (2006) o pH afluente ao seu reator de digestão anaeróbia apresentou média de 6,70 ao longo do tempo. Observou-se que durante

¹ Média de pH refere-se a média aritmética dos valores de pH encontrados e não ao pH médio (média logarítmica).

quase todo o período de digestão o pH afluente esteve em uma faixa considerada adequada para o tratamento anaeróbio (entre 6,6 e 7,4) e o efluente seguiu um comportamento proporcional à curva afluente, indicando que o pH do efluente foi influenciado pelo afluente.

O mesmo autor enfatizou em seu trabalho, no qual estudou co-digestão com dejetos de suínos, que com exceção da amostra que continha 100% de dejetos, todos os ensaios necessitaram de uma correção no pH, uma vez que encontravam-se abaixo do ideal para o tratamento anaeróbio, observando que quanto menor a proporção de dejetos suínos no meio, menor era o valor do pH, sendo que nos ensaios onde se adicionaram os dejetos suínos, houve uma tendência de aumento gradual do pH, o que pode estar relacionado com uma elevada alcalinidade do meio.

Apesar da variabilidade do pH na entrada dos reatores em função das amostras coletadas, a análise dos três reatores mostra comportamento diverso. A Figura 18 demonstra o perfil de pH encontrado no efluente do Reator 1, observando que até o 35º dia o pH manteve-se com valores aceitáveis para a digestão anaeróbia. Após esse, o pH apresentou valores que foram oscilando e diminuindo significativamente até o 47º dia. Após este período o pH voltou a se elevar, porém apresentando instabilidades em períodos de curta duração.

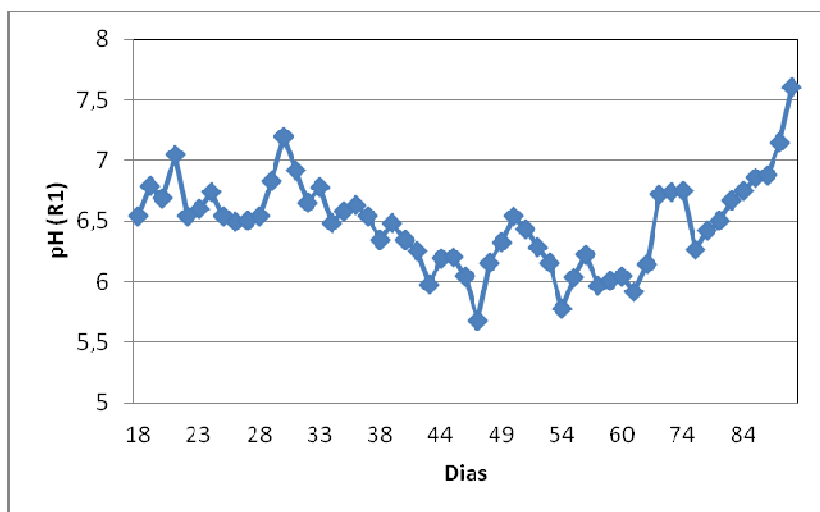


Figura 18 - pH do resíduo de saída do Reator 1.

O menor valor de pH encontrado para o efluente do Reator 1 foi de 5,68 no 47º dia, enquanto que o maior valor foi de 7,6 no 100º dia de estudo, apresentando

uma média de pH de 6,47 ($p > 0,05$). Esta faixa de valores é bem inferior a encontrado por Rodrigues (2008), em que a maioria dos valores de pH do efluente de um reator UASB, o qual fazia parte de um sistema de tratamento para resíduos da suinocultura, que ficou na faixa entre 7 e 7,1.

Na Figura 19 são mostrados os valores de pH encontrados para o Reator 2. Observa-se que até o 40º dia de estudo o pH apresentou oscilações, tendo como valor mínimo 6,5. Após o 41º dia o pH caiu linearmente até o 47º dia, voltando a subir e assumir valores próximo a 7,0 e após apresentando um nova queda até o 62º dia e retornando a subir até o fim da pesquisa.

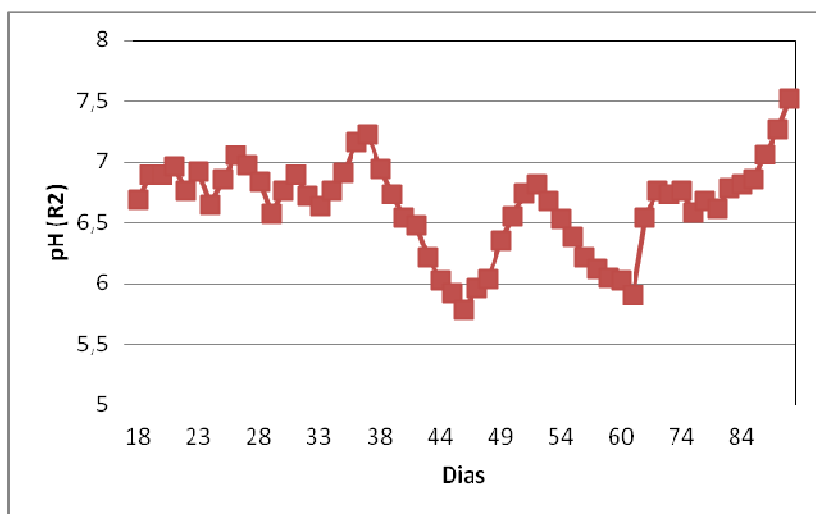


Figura 19 - pH do resíduo de saída do Reator 2.

O valor mínimo de pH encontrado foi de 5,78 e o máximo de 7,52, apresentando uma média de pH de 6,62 ($p < 0,05$). Apesar do valor da média de pH estar próxima da neutralidade, a faixa de operação desse biodigestor está fora da recomendada por Chernicharo (1997). No trabalho de biodigestão de Henn (2005) os valores do pH dentro do biodigestor ficaram dentro da faixa ótima para que ocorresse a digestão anaeróbia, ou seja, próximos à neutralidade. O pH médio dentro do biodigestor, obtido por meio das leituras de campo, foi de 7,39.

O mesmo autor revela em seu trabalho que com a redução do pH, ocorre a acetogênese, que transforma os produtos da acidogênese em ácido acético,

impedindo o acúmulo de ácidos, e logo, as bactérias metanogênicas começam a agir transformando os ácidos em metano, neutralizando o meio e elevando o pH.

Observa-se dessa forma que nos períodos em que o pH permaneceu abaixo da faixa recomendável pode ter ocorrido redução considerável na etapa metanogênica, mas não a sua interrupção pois observou-se uma ligeira recuperação nos níveis de pH, o que ensejou a recuperação da etapa metanogênica. Rodrigues (2003) o aumento da acidez indica formação de ácidos orgânicos realizados pelas bactérias acidogênicas, não indicando que esteja havendo remoção de matéria orgânica, pois para que isso ocorra é necessário que as outras etapas do processo anaeróbio se completem.

No início da pesquisa o Reator 3 apresentou valores de pH (Figura 20) próximo a 6,5 expondo seu valor máximo no 29º dia de estudo. Deste período para frente apresentou grandes variações não se estabilizando mais, porém no fim do período investigativo apresentou uma alta considerável, passando para um caráter alcalino.

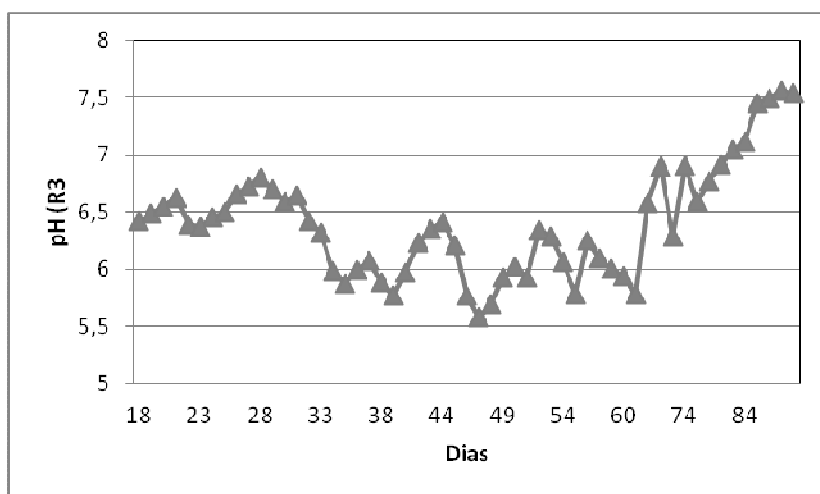


Figura 20 - pH do resíduo de saída do Reator 3.

O menor valor de pH encontrado durante o período de pesquisa para o Reator 3 foi 5,58, enquanto que o maior foi de 7,56, apresentando uma média de pH de 6,41, ou seja, com caráter ácido, ao contrário do, trabalho de Monteiro (2005) em que o efluente do biodigestor foi caracterizado com pH bem próximo a neutralidade, com média de 7,4.

Ao contrário dessa pesquisa, Leite (2011) revela que uma reduzida variação do pH efluente indica que este foi influenciado pelo efeito tampão originado a partir da elevada alcalinidade presente no digestor, concluindo-se que devido a grande variação de pH presente nos três reatores não ocorreu o tamponamento, sendo que os três reatores apresentaram caráter ácido e não alcalinos.

Como os três reatores operaram abaixo do pH ideal tiveram sua eficiência comprometida, ou seja, as bactérias podem ter deixado de transformar a matéria orgânica em metano, pois conforme Chernicharo (1997) quando um reator anaeróbio opera com pH constantemente abaixo de 6,5 ou acima de 8 pode ocasionar uma diminuição na taxa de produção de metano. Ressalta-se ainda que os reatores estavam em fase de aclimação, pois os mesmos não estavam ocupados anterior ao experimento, fator este que pode colaborar para a queda do pH.

De acordo com Silva (2003) para que todo o processo microbiológico da digestão anaeróbia ocorra de maneira satisfatória uma das condições ambientais necessária para a sobrevivência das bactérias metanogênicas é que o pH esteja próximo de 7. Como as bactérias metanogênicas são muito sensíveis a alterações ambientais, estas bactérias poderiam se extinguir ou reduzir sua população, comprometendo o processo.

Nota-se que os Reatores 1 e 2 ficaram por um menor tempo com o pH menor que 6,5; 26 e 15 dias respectivamente, enquanto que o reator 3 totalizou 34 dias com o pH menor que 6,5. Observa-se que a digestão anaeróbia dos três reatores podem ter sido influenciadas negativamente pelo comportamento do pH, ocorrendo a inibição das bactérias metonogênicas, e reduzindo o valor do pH, pois de acordo com Monterani (2010) o metabolismo das bactérias fermentativas acidogênicas, quanto à acidificação do substrato, é oito vezes mais rápido, quando comparado ao das bactérias metanogênicas, quanto ao consumo desses ácidos.

4.1.3 Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO₅)

Conforme Barbosa (2003) a DBO₅ indica a capacidade de um determinado efluente em ser degradado por meio de bactérias aeróbias, com conseqüente consumo de oxigênio, em um dado tempo e temperatura controlados, sendo esse parâmetro muito utilizado, no Brasil, para projetos de estações de tratamento de

efluentes, industriais ou domésticos, controle operacional de estações já existentes e para caracterização do nível de biodegradabilidade de um determinado efluente.

A DBO_5 do resíduo de alimentação, em uma visão geral, aumentou no decorrer do período de estudo. Inicialmente o biodigestor foi carregado com uma carga de DBO_5 de 9095 mg/L, sendo esta a menor carga de DBO_5 colocada nos biodigestores, conforme as análises realizadas (Figura 21).

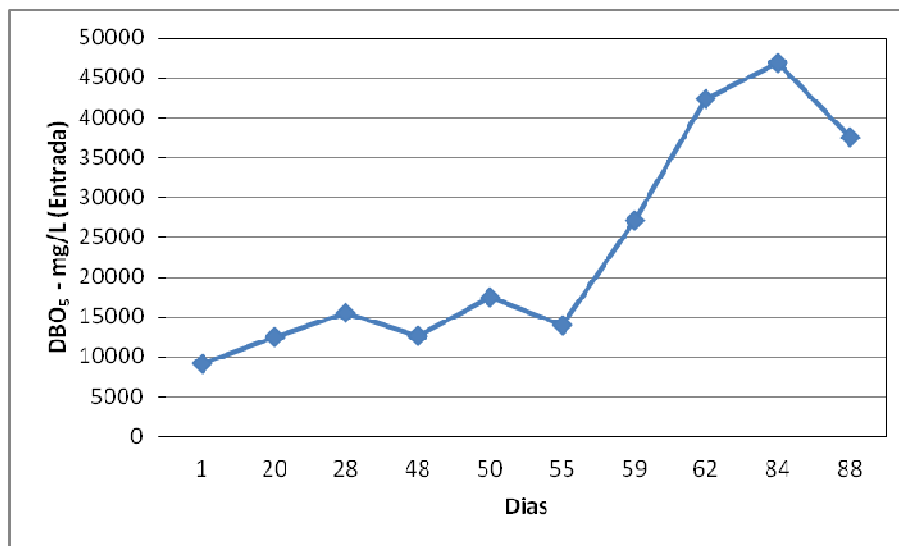


Figura 21 - Concentração de DBO_5 no resíduo de entrada dos biodigestores.

A partir do 59º dia o resíduo de alimentação dos biodigestores sempre tiveram uma DBO_5 superior 25.000mg/L. Essa variação na DBO_5 pode ser considerada normal, pois, de acordo com Henn (2005) é importante salientar que o manejo adotado na propriedade, bem como as características dos dejetos influenciam em sua biodegradabilidade.

Dentre as análises realizadas a média da DBO_5 do resíduo de alimentação foi de 23.512,9 mg/L, variando em uma faixa de 9.095 até 46.880 mg/L, sendo essa variação já explicada anteriormente. O valor encontrado neste trabalho está bem acima do valor encontrado por Silva (2003), o qual apresentou 2.241,73mg/L de DBO_5 . Porém, o valor médio deste trabalho está próximo a concentração média de DBO_5 de 21.300 mg/L analisados no trabalho de Henn (2005) para os dejetos brutos.

As análises realizadas para o Reator 1, conforme Figura 22, mostra um perfil de concentração de DBO_5 com pouca variação até o 62º dia, tendo após esse

período um aumento significativo na concentração do resíduo que era retirado do referido reator.

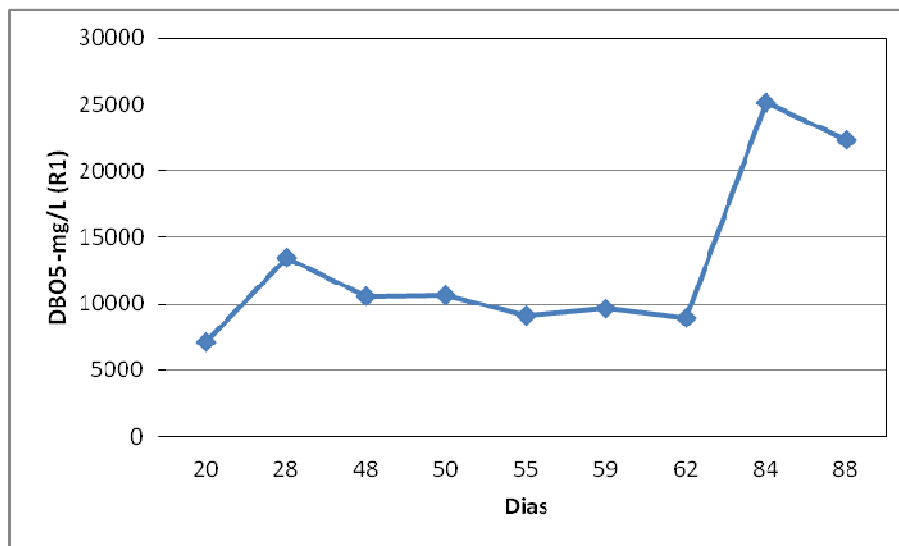


Figura 22 - Concentração de DBO₅ no resíduo de saída do Reator 1.

O resíduo retirado do Reator 1 após seu tempo de residência variou da faixa entre 7.085 até 25.120 mg/L, apresentando uma média de 12.996 mg/L de DBO₅. Considerando a média de DBO₅ do resíduo colocado nos biodigestores que foi de 23.512,9 mg/L, observa-se que a eficiência do Reator 1 foi de 45 % na remoção da DBO₅, quando comparadas as médias do resíduo de alimentação e as médias do resíduo retirado do Reator 1 das análises do parâmetro de DBO₅. Deve-se considerar que nem toda a matéria orgânica será facilmente degradada, pois conforme Henn (2005) a grande presença de fibras, entre outros compostos, que não são digeridos ou absorvidos pelo sistema digestivo dos suínos, acabam por classificar o efluente como de difícil degradabilidade.

O perfil de concentração de DBO₅ no Reator 2 (Figura 23) apresentou-se semelhante ao perfil de concentração do Reator 1, observando-se que os dois reatores tiveram comportamentos semelhantes no decorrer do estudo. Porém, observa-se que os valores encontrados para a concentração de DBO₅ no Reator 2 foram relativamente menores que do Reator 1.

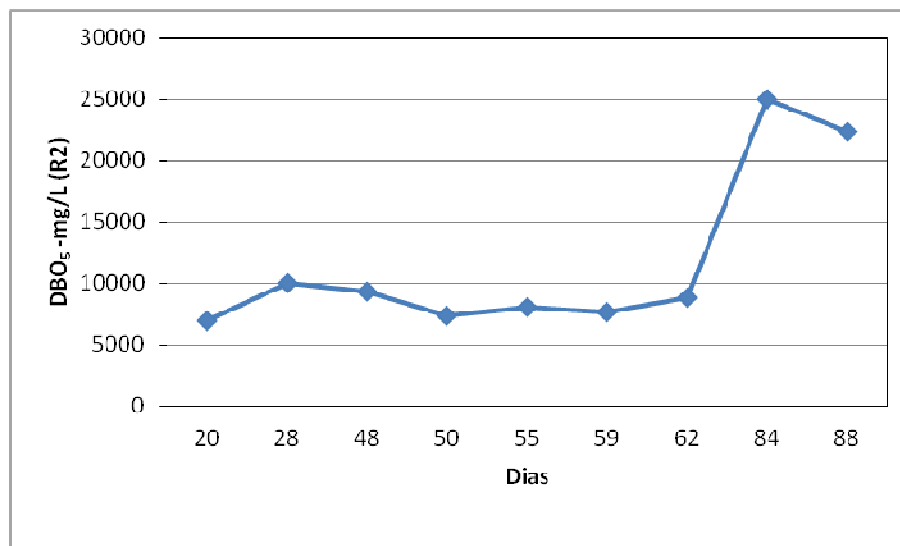


Figura 23 - Concentração de DBO₅ no resíduo de saída do Reator 2.

No Reator 2 a concentração de DBO₅ esteve estabilizada do início da operação, como no reator UASB de Monterani (2010), até o 62º dia e após aumentando consideravelmente variando entre 7.010 mg/L e 25.040 mg/L, apresentando uma média da concentração de DBO₅ de 11.731mg/L. Comparando-se a média das análises do resíduo retirado do Reator 2 com a média do resíduo colocado nos biodigestores, verifica-se que o Reator 2 apresentou uma eficiência de 50% na remoção da matéria orgânica biodegradável presente no resíduo disposto para biodigestão.

A eficiência encontrada para o Reator 2 está abaixo da eficiência de remoção de DBO₅ atingida por Henn (2005), no qual seu biodigestor alcançou eficiência de 92 %, porém o Reator 2 apresenta eficiência adequada conforme o proposto por van Haandel & Letinga citados por Rodrigues (2003) em que relatam que os tratamentos anaeróbios podem reduzir de 30 a 50% da DBO₅ presente em esgotos.

O Reator 3 (Figura 24) apresentou comportamento de perfil semelhante aos outros dois reatores, tendo como concentração de DBO₅ mínima de 6.045 mg/L e valor máximo de 33.700 mg/L, chegando a uma eficiência de 48%. A média de DBO₅ do resíduo que deixava o biodigestor no trabalho de Henn (2005) era de 1.663 mg/L, consideravelmente menor que as encontradas para o Reator 3 nesse trabalho. Igualmente Costa (2007) revelou que o reator anaeróbio pesquisado em seu trabalho mostrou, inicialmente, uma elevada eficiência na remoção de DBO₅, devido,

principalmente, ao efeito de decantação de sólidos, em função de uma baixa carga superficial aplicada ao mesmo, não sendo essas as condições de funcionamento do reator 3.

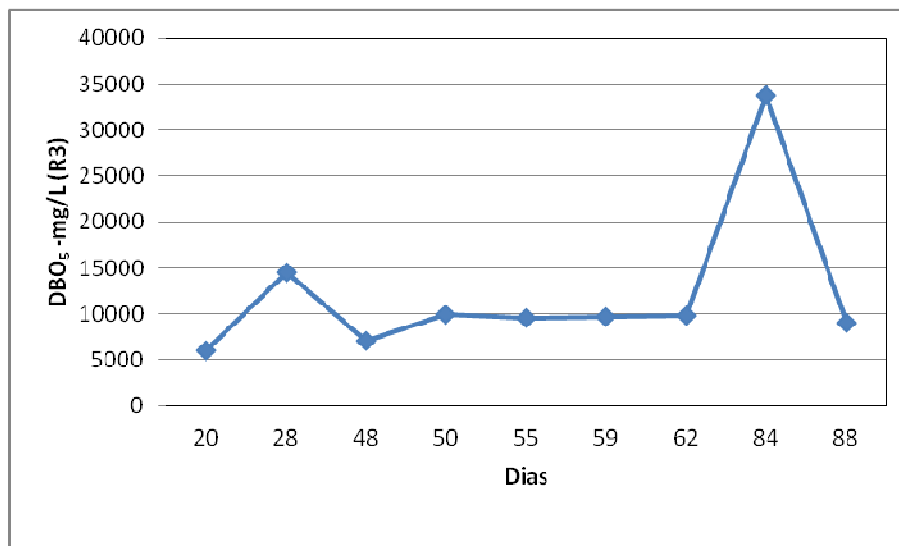


Figura 24 - Concentração de DBO₅ no resíduo de saída do Reator 3.

Comparando-se os três reatores observa-se que o Reator 02 apresentou a melhor eficiência (50%; $p > 0,05$) na remoção de matéria orgânica, porém o Reator 03 atingiu uma eficiência muito próxima (48%) e o Reator 1 uma eficiência de 45% ($p > 0,05$). Assim, a diferença provocada pela aplicação da compartimentação com chicanas no que tange a diminuição de DBO₅ só fez-se satisfatório, porém não de maneira plena, no Reator 2 que teve rendimento 2 % maior que o Reator 3, reator testemunho. Henn (2005) revela que em face das altas cargas orgânicas e do TRH adotado, e considerando o curto prazo de funcionamento do biodigestor de seu estudo, o processo de digestão anaeróbia foi bastante eficiente na remoção da fração orgânica ao longo do período de estudo.

Entretanto, Monteiro (2005) justifica a baixa remoção de matéria orgânica biodegradável relatando que DBO₅ é comprometida pela toxidez de metais pesados (o cobre, por exemplo, que é constituinte da alimentação do suíno) e de substâncias orgânicas (fenóis e cianeto) assim como a presença excessiva de NH₃-N. Estes agentes diminuem a velocidade de oxidação da matéria orgânica, levando a DBO₅ a resultados inferiores aos esperados.

Assim, como nesse trabalho, Monteiro (2005) relatou que o comportamento da DBO_5 apresentou uma oscilação muito grande e de difícil relação com a DQO, porém pode-se observar ainda algumas coincidências nos resultados.

4.1.4 Demanda Química de Oxigênio

Para Monteiro (2005) a DQO é um parâmetro que descreve a situação do dejetos com relação a sua concentração carbonácea e é de suma importância para avaliar a eficiência e a eficácia dos sistemas de armazenamento, objetos de seu estudo, e que fornecem uma noção da quantidade de matéria orgânica que é volumétrica no solo.

Assim, como a DBO_5 , é importante ter-se conhecimento da concentração de DQO, sendo a partir desta concentração que pode-se estimar a quantidade teórica de biogás possível de ser gerada em uma estação de tratamento de resíduos anaeróbios. Além disso, conhecendo-se os valores de DQO que são colocados em um biodigestor e a concentração de DQO no resíduo gerado nesse processo de tratamento anaeróbio é possível conhecer-se a eficiência de remoção da matéria orgânica, incluindo os compostos mais persistentes ou estáveis que os microorganismos

Conforme a revisão de literatura é justamente parte dessa matéria orgânica, retirada do meio, que se transforma em biogás, ou seja, teoricamente quanto maior for a concentração de matéria orgânica removida, maior será a produção de biogás.

Indispensável para o cálculo de eficiência de um processo de tratamento é conhecer as concentrações de DQO dispostas para biodigestão. Nesse trabalho tais concentrações podem ser vistas na Figura 25, sendo observadas que no decorrer do período de estudo as concentrações de DQO aumentaram quando comparadas aos primeiros 40 dias de pesquisa.

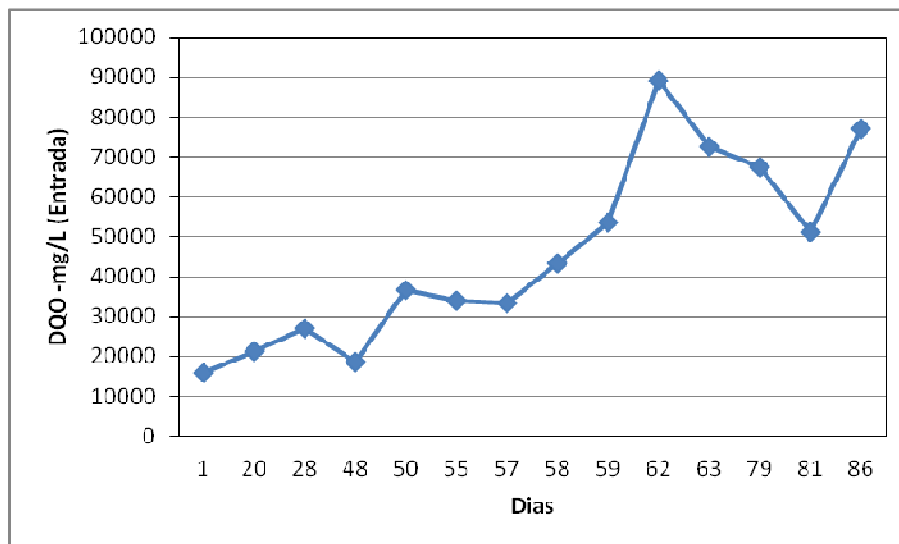


Figura 25 - Concentração de DQO no resíduo de alimentação dos reatores.

Nota-se que a concentração mínima de DQO colocada nos biodigestores deu-se na primeira alimentação, ou seja, quando os reatores foram totalmente preenchidos com os dejetos, tendo uma alimentação de 15.817 mg/L de DQO e a maior concentração de alimentação foi registrada no 62º dia com carga igual a 89.150 mg/L. Dentre as análises realizadas calculou-se uma média de 45.753,81 mg/L na alimentação dos reatores. No trabalho de Henn (2005) a unidade de homogeneização, responsável por armazenar os dejetos brutos que foram utilizados no processo de alimentação do sistema de tratamento e armazenamento, apresentou uma concentração média de DQO de 43.368 mg/L. Segundo os dados obtidos ao longo da pesquisa, a concentração mínima foi de 10.745 mg/L e a máxima de 105.810 mg/L naquela pesquisa. Observa-se que os valores encontrados nesse trabalho são semelhantes aos valores de Henn (2005) para os dejetos brutos, porém se diferenciam dos resultados de Silva (2003) em que a DQO dos dejetos brutos teve valor médio de 10.043 mg/L, sendo esse, bem menor que os resultados desse trabalho e de Henn (2005).

As análises realizadas para o Reator 1, conforme Figura 26, mostra um perfil de concentração de DQO com pouca variação até o 59º dia, tendo após esse período um aumento na concentração de DQO do resíduo que era retirado do referido reator, sendo reduzido no 79º, e após voltando a apresentar variação.

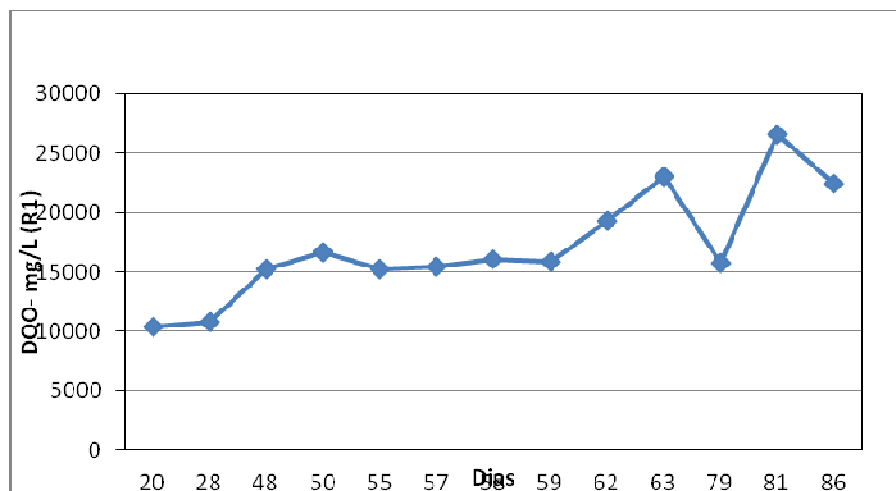


Figura 26 - Concentração de DQO no resíduo de saída do Reator 1.

O resíduo retirado do Reator 1 após seu tempo de residência variou na faixa entre 10.440 até 26.540 mg/L, apresentando uma média de 17.154,62 mg/L de DQO. Considerando a média de DQO do resíduo colocado nos biodigestores que foi de 45.743,5 mg/L, conclui-se que a eficiência do Reator 1 foi de 63 % na remoção da DQO quando comparadas as médias do resíduo de alimentação e as médias do resíduo retirado do Reator 1 das análises do parâmetro de DQO.

O perfil de concentração de DQO no Reator 2 (Figura 27) apresentou-se semelhante ao perfil de concentração do Reator 1, evidenciando-se que os dois reatores tiveram comportamentos semelhantes no decorrer do estudo. Porém, observa-se que os valores encontrados para a concentração de DQO no Reator 2 foram relativamente menores que do Reator 1.

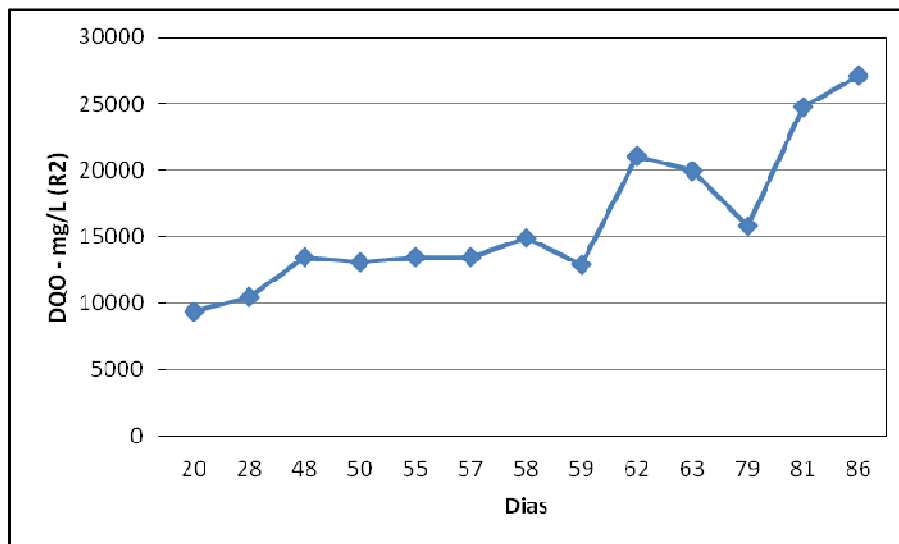


Figura 27 - Concentração de DQO no resíduo de saída do Reator 2.

No Reator 2 a concentração de DQO foi aumentando gradativamente do início da operação até o 48º dia, ficando estabilizada até o 58º dia e após sofrendo variações consideráveis. A faixa de operação da DQO do resíduo de saída do Reator 2 alterou-se entre 9.347 mg/L e 27.100 mg/L, apresentando uma média da concentração de DBO_5 de 16.140 mg/L. Comparando-se a média das análises do resíduo retirado do Reator 2 com a média do resíduo colocado nos biodigestores, verifica-se que o Reator 2 apresentou uma eficiência de 65% na remoção da carga orgânica, no que diz respeito a DQO.

O Reator 3 (Figura 28) apresentou comportamento de perfil semelhante aos outros dois reatores, tendo como concentração de DBO_5 mínima de 9.763 mg/L e valor máximo de 52.190 mg/L, apresentando uma média de 21.373 mg/L chegando a uma eficiência de 52% quando comparadas as médias dos valores encontrados nas análises.

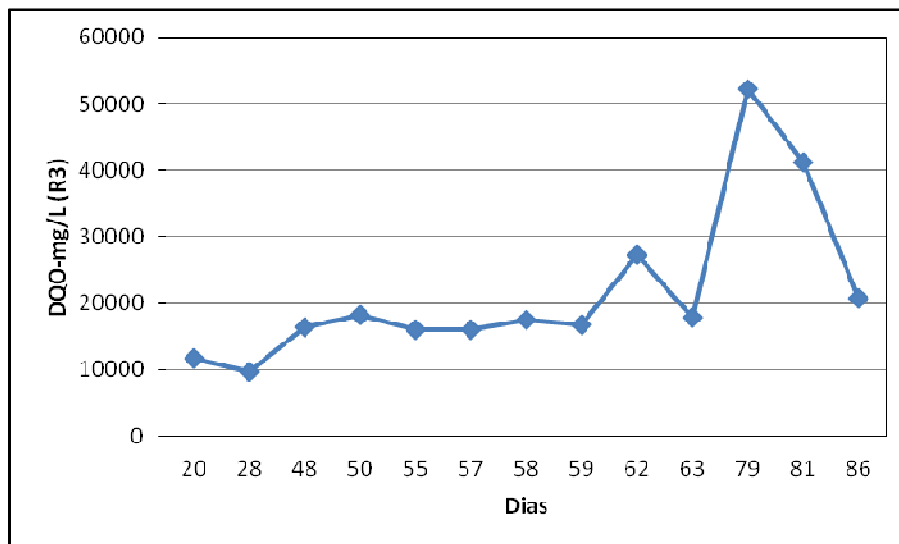


Figura 28 - Concentração de DQO no resíduo de saída do Reator 3.

Comparando-se os três reatores observa-se que o Reator 2 apresentou a melhor eficiência (65%, $p < 0,05$) na remoção de matéria orgânica, porém o Reator 1 atingiu uma eficiência muito próxima (63%, $p > 0,05$) e o Reator 3 uma eficiência de 53%. Assim, a diferença provocada pela aplicação da divisão com chicanas no que tange a diminuição de DQO mostrou resultados ligeiramente melhores, pois os dois reatores com melhor desempenho possuíam as divisórias, sendo que o Reator 2 implicou em eficiência 12% melhor que o Reator 3, demonstrando que a divisão interna trouxe significativos resultados na diminuição da DQO.

No trabalho de Henn (2005) a DQO média efluente, com 3.411 mg/L demonstra bem isso, pois a remoção média por parte do biodigestor foi de 92,1% com um TRH de 45 dias, apresentando um patamar máximo de 8.243 mg/L, e um patamar mínimo de 1.243 mg/L aos 150 dias de acompanhamento do sistema. Esta variação descendente dos resultados indica uma evolução gradativa no processo de estabilização do sistema. Observa-se que a eficiência demonstrada no trabalho de Henn (2005), semelhante ao estudo de Pinto (2006) – 90%, foi bem superior a encontrada nesse trabalho, o que se pode-se justificar pelo tempo de experimento em que naquele trabalho foi atingido um tempo de experimental maior, e de acordo com o próprio autor com o passar do período o biodigestor tende a melhor estabilizar a matéria orgânica.

4.1.5 Fósforo total

Observa-se na Figura 29, conforme as análises realizadas, a concentração de fósforo apresentou ligeira variabilidade tanto nas amostras alimentadas aos biodigestores como nas amostras tratadas nos mesmos. Observou-se que o Reator 1 teve tendência de aumento durante o fim desse trabalho. A média das análises realizadas foram 253 para os resíduos de entrada, 279 ($p^2 > 0,05$); 250 ($p^2 > 0,05$) e 257 mg/L ($p^2 > 0,05$), respectivamente para os Reatores 1, 2 e 3.

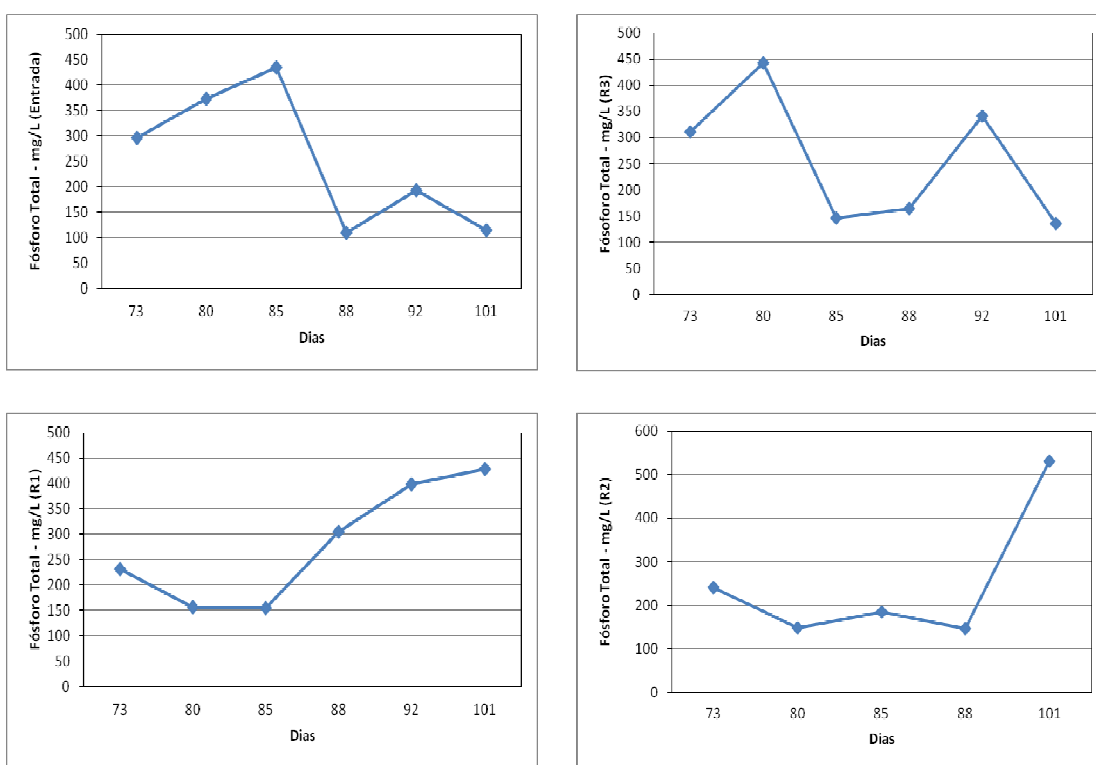


Figura 29 - Concentração de fósforo total no resíduo de alimentação e efluente dos 3 reatores.

Henn (2005) observou que a concentração de Fósforo afluente apresentou variações de 240 mg/L até 1.757 mg/L. A concentração média de fósforo total para os dejetos brutos foi de 712,4 mg/L. Os resultados obtidos com o biodigestor chegaram a uma eficiência média na remoção do fósforo total foi da ordem de

² Calculado em relação a concentração de fósforo total na entrada e saída de cada um dos reatores.

70,4%. No trabalho de Rodrigues (2008), o qual utilizou um reator UASB, também o efluente o final também apresentou altas taxas de fósforo total.

Conforme Henn (2005) a remoção do fósforo em sistemas de digestão anaeróbia pode ocorrer pela sedimentação do mesmo no fundo do biodigestor junto ao lodo, porém nesse trabalho a saída do efluente iniciava nas proximidades do fundo do biodigestor, sendo assim, o lodo contendo fósforo lá depositado pode ter sido removido junto com o líquido.

Caso o sistema de biodigestão não seja suficiente para reduzir a concentração de Fósforo, deve-se tomar outras medidas para garantir sua redução no efluente final do sistema de tratamento, especialmente se esse resíduo for utilizado para aplicação no solo como forma de fertilização, pois conforme Santos (2010) a perda de fósforo em áreas que recebem aplicação de dejetos pode incrementar seus teores na solução do escoamento superficial podendo causar a eutrofização das águas superficiais, sendo as perdas de fósforo por esse caminho, influenciadas pela quantidade aplicada, método de aplicação do fertilizante e/ou dejetos líquido, intensidade da chuva e intervalo entre a aplicação e o escoamento superficial.

4.1.6 Nitrogênio total Kjeldahl

A fração de nitrogênio total (NT) é formada pelas frações de NTK, nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-). Nos dejetos de suínos, as formas predominantes são o nitrogênio orgânico e nitrogênio amoniacal. Estes dois, conjuntamente, são determinados em laboratório pelo método Kjeldahl, constituindo o assim denominado Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK). As demais formas de nitrogênio são usualmente de maior importância em sistemas terciários de tratamento de dejetos de suínos (HENN, 2005).

Assim como no trabalho de Henn (2005) essa pesquisa o estudo é voltado ao NTK que é formado pela amônia e pelo nitrogênio orgânico. A Figura 30 representa o comportamento do parâmetro NTK para o resíduo de alimentação e para os resíduo eliminados em cada um dos reatores. Observa-se que para as análises referentes aos dejetos que eram alimentados nos reatores a concentração de NTK no início do estudo manteve-se com pequenas oscilações até o 62º dia de estudo, após, apresentou uma elevação considerável de concentração diminuindo para valor

próximo aos encontrados no período inicial da pesquisa. A média das concentrações das análises realizadas para esse resíduo foi de 4.014 mg/L, apresentando como concentração mínima de 1.901 mg/L e concentração máxima de 10620mg/L.

Os valores encontrados nesse trabalho diferem-se dos encontrados por Henn (2005), o qual relata que para os dejetos brutos, armazenados em uma unidade de homogeneização, a concentração média de NTK foi de 1.990,3 mg/L, esclarecendo que no decorrer da pesquisa o NTK apresentou um comportamento instável, assim como nesse estudo oscilando entre 980 mg/L e 4.032 mg/L. Observa-se que a média de NTK foi aproximadamente 4 vezes superior a encontrada por aquele autor, porém Costa (2007) relata que os dejetos de suínos são constituídos de proteínas, carboidratos e lipídios e como as proteínas são ricas em nitrogênio, nota-se que ocorrem grandes concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), principalmente quando os sólidos provenientes dos dejetos se encontram em fase inicial de degradação, sendo esse o caso desse trabalho.

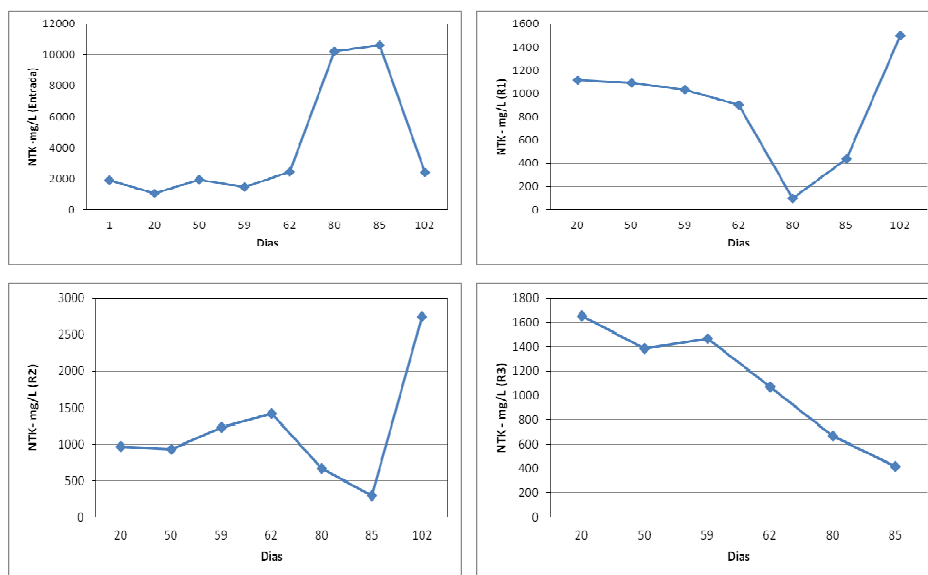


Figura 30 - Concentração de NTK no resíduo de alimentação e no efluente dos 3 reatores.

O Reator 1 apresentou uma leve tendência a diminuir a concentração de NTK até o 62º dia de estudo, sendo que no 80º dia apresentou uma queda brusca, demonstrando um considerável aumento das concentrações nas duas últimas análises (85º e 102º dias), acompanhada também do aumento da produção de lodo, pois o nitrogênio após a degradação fica no meio celular das bactérias, as quais

estão presentes no lodo. A concentração de NTK nesse reator variou entre 100 e 1.500 mg/L (80º e 102º dias, respectivamente), implicando em uma média de 883 mg/L.

No Reator 2 o que tange a concentração de NTK retirado do mesmo, constatou-se um sensível aumento das concentrações até o 62º dia da pesquisa sendo que após apresentou variação semelhante a encontrada na investigação das análises do Reator 1. A variação entre todo o período de análise foi de 298 a 2.750 mg/L (85º e 102º dia, respectivamente) constando-se uma média no período de estudo de 1.182 mg/L.

O comportamento do Reator 3 ao longo do período de estudo apresentou-se com perfil de diminuir a concentração de NTK presente no efluente desse reator. Com exceção da análise realizada no 59º dia que apresentou uma pequena elevação desse parâmetro, as demais análises indicaram a minimização desse parâmetro no decorrer do período investigativo. O maior valor registrado foi de 1.655 mg/L e o menor, de 420 mg/L no 85º dia, considerando que a análise do 102º dias não foi registrada nesse documento por ter ocorrido erro na análise.

Fazendo o cálculo da eficiência de remoção, a partir das médias, para cada um dos reatores conclui-se que o reator que melhor diminuiu a concentração de NTK quando comparado com a média de concentração presente no resíduo de alimentação foi o Reator 1, o qual foi responsável pela diminuição em 77% ($p > 0,05$) da concentração de NTK. Os reatores 2 e 3 removeram 71% ($p > 0,05$) e 72%, respectivamente, da quantidade inicial de NTK com que foi alimentado os reatores.

Henn (2005) constatou que a concentração média de NTK efluente foi de 1.062,6 mg /L. A eficiência média de remoção deste nutriente por parte do biodigestor foi baixa, da ordem de 46,6% com um TRH de 45 dias. No entanto, no período final de sua pesquisa, a remoção de NTK aumentou e constataram-se eficiências acima de 75%, as quais estão de acordo com as eficiências encontradas nesse trabalho, porém essas diferenciam-se da eficiência de 47% encontrada no trabalho de Monteiro (2005), enquanto que Rodrigues (2008) não constatou a remoção desse nutriente tratando dejetos suínos em um reator UASB.

4.1.7 Sólidos totais, totais voláteis e totais fixos

A Figura 31 representa o comportamento dos sólidos totais, totais voláteis e totais fixos no resíduo de alimentação dos reatores, e do efluente de cada um dos reatores.

Observa-se que o resíduo de alimentação teve a concentração de sólidos sensivelmente aumentada no decorrer do experimento, isso está diretamente relacionado com a coleta desses resíduos, ou seja, os dejetos estavam menos diluídos. Verificou-se que até o 48º dia de experimento a concentração de sólidos totais na alimentação manteve-se com pequenas oscilações e após esse período aumentou gradativamente, implicando no mesmo comportamento dos sólidos totais voláteis e fixos. O resíduo de alimentação implicou em uma média (apenas foi computada as análises em que foram realizado os três parâmetros - sólidos totais, totais voláteis e fixos) de 31.820,44 mg/L; 21.536,4 mg/L e 10.284,5 mg/L de sólidos totais, totais voláteis e sólidos fixos, sendo que o percentual de sólidos totais voláteis encontrados foi de 67,7%.

No trabalho de Monteiro (2005), o dejetos bruto apresentou média de valores de cerca de 73 g/Kg, valor acima do encontrado nesse trabalho, observando que os sólidos totais estão relacionados a temperatura ambiente, pois esta pode diminuir a umidade presente, assim deixando a quantidade sólidos mais concentrada. Todavia, de acordo com Monteiro (2005) o dejetos suíno analisado, os sólidos fixos são mínimos se comparado com os resultados de sólidos voláteis, sua composição é praticamente de minerais, observando que nesse trabalho essa relação é válida, pois os dejetos brutos apresentaram mais que o dobro de sólidos voláteis que sólidos fixos.

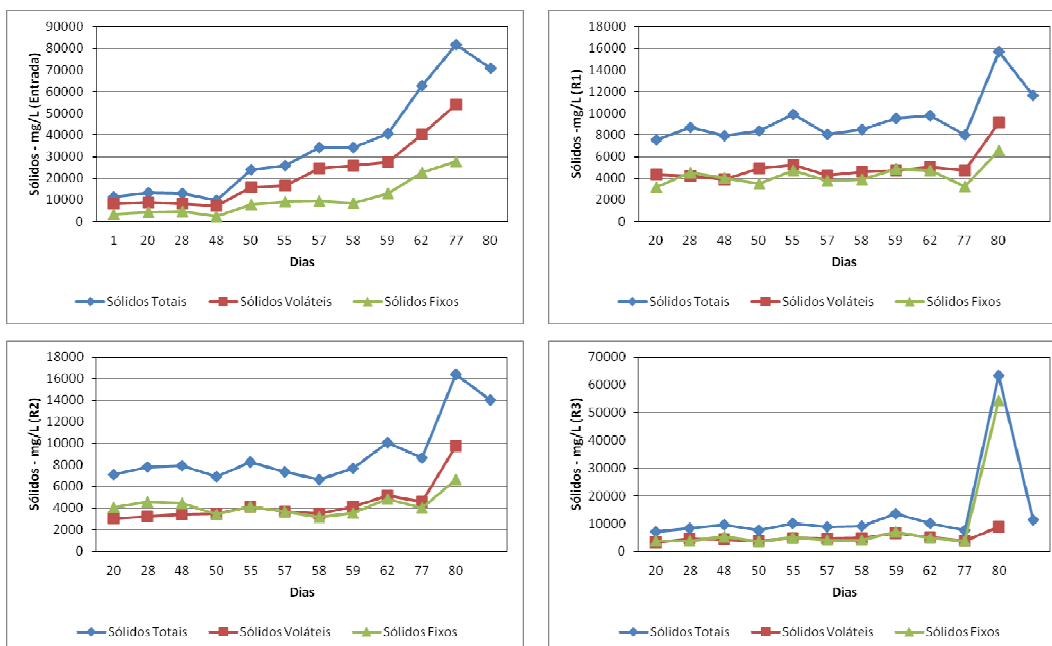


Figura 31 - Concentração de sólidos no resíduo de alimentação e efluentes dos reatores.

Os Reatores 1, 2 e 3 apresentaram comportamento semelhantes entre si com pequenas variações nas quantidades de sólidos até o 77º dia de estudo, evidenciando após, um aumento na concentração desse parâmetro. O Reator 1 apresentou como médias 9.266,7 mg/L; 4.999,091 mg/L e 4.267,636 mg/L, respectivamente para sólidos totais, voláteis e fixos, sendo que 54% dos sólidos totais eram voláteis.

Com o Reator 2 obteve-se as médias 8.630,54 mg/L; 4.383,64 mg/L e 4.246,9 mg/L, respectivamente para sólidos totais, voláteis e fixos sendo que 50,7% dos sólidos totais eram sólidos voláteis. Já o Reator 3 obteve-se as médias 14.107,27 mg/L; 5.017,27 mg/L e 9.090 mg/L, respectivamente para sólidos totais, voláteis e fixos sendo que 35% dos sólidos totais eram sólidos voláteis. No trabalho de Pinto (2006) a relação entre totais voláteis e sólidos totais foi de 0,65 nos tanque de digestão anaeróbia, ensejando que ainda era possível continuar a biodegradação.

A quantidade de sólidos no efluente dos reatores foram quase duas vezes mais altas que as encontradas por Henn (2005) a qual ficou em 4.305mg/L de sólidos totais na saída do biodigestor. Possivelmente essa diferença significativa esteja relacionada ao sistema de gestão na geração dos resíduos o que implica na

sua remoção no tratamento secundário, quando não houver tratamento primário, caso desse estudo.

Analisando a Tabela 9 pode-se observar que para os três parâmetros de sólidos analisados o Reator 2 foi o que melhor removeu, atribui-se a esse desempenho o uso do compartimento com variação de fluxo na vertical, o que faz com os sólidos fiquem retidos no primeiro compartimento do biodigestor.

Tabela 9- Eficiência de remoção (%) de sólidos em cada um dos reatores.

| Reator | Sólidos totais | Totais voláteis | Totais fixos |
|---------------|-----------------------|------------------------|---------------------|
| 1 | 70,87 (p>0,05) | 76,79 (p>0,05) | 58,51 (p>0,05) |
| 2 | 72,88 (p>0,05) | 79,64 (p>0,05) | 58,70 (p>0,05) |
| 3 | 55,67 | 76,70 | 11,6 |

O Reator 1 apresentou eficiência de remoção semelhante, também em face do uso da compartimentação. A observação de sua menor eficiência pode ser atribuída a variação de fluxo na horizontal, o que possivelmente fez com que houvesse arraste de sólido ao longo do reator.

As eficiências de remoção de sólidos totais foram abaixo da atingida por Henn (2005) em que o biodigestor obteve 88,1% de remoção de sólidos totais, o qual atribuiu à eficiência de remoção na biodegradação anaeróbia dos dejetos brutos. Já no trabalho de Rodrigues (2008) a eficiência de remoção foi de 77% e 90,8% para os sólidos totais e totais voláteis. Porém, observa-se que os sólidos fixos representam 30% dos sólidos totais presentes nos dejetos brutos, sendo os 70% restantes sólidos voláteis. Após a digestão anaeróbia esta composição muda para 50% para ambos os sólidos, conforme as literaturas consultadas por Henn (2005).

A remoção de sólidos fixos foram menores nos 3 reatores que a encontrada por Henn (2005) 78%, porém o próprio autor relata que esse parâmetro, apesar de ser degradado é de difícil degradabilidade. Conforme Rodrigues (2003) os sólidos voláteis indicam a fração orgânica dos sólidos, ou seja, sua redução implica na diminuição da matéria orgânica. Assim, observa-se que os dois melhores desempenhos na remoção de sólidos voláteis, são os mesmos reatores (1 e 2) que apresentaram melhor desempenho na diminuição de DQO.

4.2 Modelo cinético

4.2.1 Determinação da velocidade de degradação (k)

O parâmetro cinético estimado (k), 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 (BUSATO, 2004).

Considerando que os reatores operaram em fluxo pistonar, ou seja, semelhante a um reator tubular, e, utilizando a Equação 13, proposta conforme a metodologia desse trabalho, determinou-se para cada dia de análise a velocidade de degradação, considerando a concentração de substrato de alimentação (S_0) do dia e a concentração de substrato de saída de cada reator no mesmo dia. Determinou-se duas velocidades de degradação para cada reator, considerando-se que o substrato estava relacionado com a concentração DQO e também com a concentração de DBO_5 (Quadro 1).

Quadro 1 - Estimativa da velocidade de degradação (k) do substrato a partir da concentração de DBO_5 .

| Alimentação | Reator 1 | | | Reator 2 | | | Reator 3 | | |
|------------------|----------|--------------|----------------|----------|--------------|----------------|----------|--------------|----------------|
| S_0 (mg/L) | S (mg/L) | $\ln(S/S_0)$ | k (d^{-1}) | S (mg/L) | $\ln(S/S_0)$ | k (d^{-1}) | S (mg/L) | $\ln(S/S_0)$ | k (d^{-1}) |
| 12520 | 7085 | 0,569 | 0,019 | 7010 | 0,580 | 0,019 | 6075 | 0,723 | 0,024 |
| 15540 | 13480 | 0,142 | 0,005 | 10010 | 0,440 | 0,015 | 14530 | 0,067 | 0,002 |
| 12680 | 10510 | 0,188 | 0,006 | 9300 | 0,310 | 0,010 | 7020 | 0,591 | 0,020 |
| 17430 | 10670 | 0,491 | 0,016 | 7340 | 0,865 | 0,029 | 9920 | 0,564 | 0,019 |
| 14020 | 9145 | 0,427 | 0,014 | 8020 | 0,559 | 0,019 | 9605 | 0,378 | 0,013 |
| 27145 | 9690 | 1,030 | 0,034 | 7635 | 1,268 | 0,042 | 9735 | 1,025 | 0,034 |
| 42350 | 8900 | 1,560 | 0,052 | 8835 | 1,567 | 0,052 | 9835 | 1,460 | 0,049 |
| 46880 | 25120 | 0,624 | 0,021 | 25040 | 0,627 | 0,021 | 33700 | 0,330 | 0,011 |
| 37469 | 22360 | 0,516 | 0,017 | 22390 | 0,515 | 0,017 | 9000 | 1,426 | 0,048 |
| Média (K) | | | 0,021 | | | 0,025 | | | 0,024 |

O valor médio de k encontrado para cada reator considerando o substrato como DBO_5 foi de, 0,021; 0,025 e 0,024 d^{-1} , respectivamente para os Reatores 1, 2 e 3, considerando um tempo de detenção de 30 dias. Comparando-se os três reatores observa-se que, apesar de pequena diferença, o que apresentou melhor desempenho na velocidade de degradação da matéria orgânica foi o Reator 2, sendo isso já esperado, uma vez que esse foi o reator que apresentou melhor eficiência de remoção do parâmetro DBO_5 .

No trabalho de Medri (1997) foi utilizado considerado um sistema de mistura completa para determinar o valor de k (DBO), o qual foi de 0,101 d^{-1} para a primeira lagoa anaeróbia de um sistema de tratamento de dejetos de suínos, a qual apresentava um tempo de detenção de 35 dias, diminuindo para 0,038 d^{-1} para a segunda anaeróbia com 46 dias de detenção, permanecendo esse valor (0,038 d^{-1}) para a lagoa facultativa, estando essas três ligadas por um sistema em série. Observa-se que os valores de k encontrados nesse trabalho, apesar de próximos, estão abaixo dos determinados por Medri (1997), o que é esperado, pois naquele trabalho o fluxo foi considerado de mistura completa, diferente deste, que foi fluxo de pistão.

Na estimativa da velocidade de degradação relacionada a matéria orgânica estimada pela DQO determinou-se os valores de degradação considerando o substrato de alimentação (S_0) do dia da análise bem como a concentração de substrato presente no efluente de cada reator nesse mesmo dia, assim como em Busato (2004).

O valor médio de k encontrado para cada reator considerando o substrato como DQO foi de, 0,032; 0,034 e 0,027 d^{-1} , respectivamente para os Reatores 1, 2 e 3, considerando um tempo de detenção de 30 dias. Comparando-se os três reatores observa-se que o Reator 2 apresentou a maior velocidade de degradação, sendo novamente esperado, pois o mesmo reator apresentou a melhor eficiência de remoção da matéria orgânica relacionada a DQO.

No trabalho de Medri (1997), utilizando modelo de mistura completa foi encontrado valores de 0,102 d^{-1} e 0,028 d^{-1} , respectivamente para a primeira e segunda lagoa anaeróbia e 0,036 d^{-1} para a lagoa facultativa do sistema de tratamento que estava sendo avaliado. Já Moraes & Paula Jr. (2004) obtiveram diferentes valores de K , quando utilizaram diferentes inóculos para a digestão anaeróbia de resíduos suínos: $2,49 \times 10^{-2}$; $3,09 \times 10^{-2}$ e $4,09 \times 10^{-2} h^{-1}$,

respectivamente, utilizando lodo de aves não adaptado, lodo de aves adaptado e lodo de suinocultura, utilizando reator de mistura completa.

Busato (2004) encontrou valor de $k = 0,56 \text{ d}^{-1}$, quando considerou que o filtro anaeróbio de fluxo ascendente como um sistema de mistura completa e $k = 0,46 \text{ d}^{-1}$ quando considerou o mesmo filtro como sendo um sistema de fluxo pistão, enquanto que Silva (2009) encontrou $k = 0,0386 \text{ d}^{-1}$ $K = 0,0044 \text{ d}^{-1}$, nas fases lentas e rápidas da digestão anaeróbia, respectivamente, utilizando um reator de com modelo de fluxo pistão para degradar resíduos sólidos orgânicos vegetais.

Observa-se que os valores encontrado para k nesse trabalho estão de acordo com as literaturas já citadas, pois existe diferenças consideráveis nessas referências. Não existe um valor padrão para k , pois esse parâmetro depende dos fatores de interferência da digestão anaeróbia, os quais são específicos para cada experimento, sendo que cada reator de digestão anaeróbia possui sua própria constante de degradação da matéria orgânica.

4.2.2 Determinação e validação dos modelos cinéticos

4.2.2.1 Modelo 1: Substrato DQO

Considerando a velocidade de degradação da matéria orgânica relacionada a DQO, calculada anteriormente, obtém-se os seguintes modelos teóricos, considerando o tempo de retenção hidráulica de 30 dias para cada reator.

Reator 1:

$$S_{t_{\text{res}}} = S_0 \cdot e^{-0,032 \cdot 30}$$

$$S_{t_{\text{res}}} = 0,383 \cdot S_0$$

Reator 2:

$$S_{t_{\text{res}}} = S_0 \cdot e^{-0,034 \cdot 30}$$

$$S_{t_{\text{res}}} = 0,360 \cdot S_0$$

Reator 3:

$$S_{teo} = S_0 \cdot e^{-0,027 \cdot 30}$$

$$S_{teo} = 0,444 \cdot S_0$$

Com o conhecimento de cada modelo teórico obtido foi possível construir a Tabela 10, na qual constam os valores teóricos (S_{teo}) obtidos para cada reator a partir de seu respectivo modelo utilizando as concentrações reais dos substrato (S_0) utilizado nos experimentos.

Tabela 10 - Valores teóricos de DQO para o efluente dos reatores.

| Entrada | Reator 1 | Reator 2 | Reator 3 |
|-------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|
| S_0(mg/L) | S_{teo}(mg/L) | S_{teo}(mg/L) | S_{teo}(mg/L) |
| 18600,00 | 7121,81 | 6707,07 | 8274,36 |
| 21333,33 | 8168,38 | 7692,69 | 9490,31 |
| 27113,33 | 10381,50 | 9776,93 | 12061,59 |
| 33340,00 | 12765,65 | 12022,24 | 14831,57 |
| 33880,00 | 12972,41 | 12216,96 | 15071,79 |
| 36620,00 | 14021,54 | 13204,99 | 16290,70 |
| 43230,00 | 16552,46 | 15588,52 | 19231,21 |
| 51040,00 | 19542,85 | 18404,77 | 22705,56 |
| 53520,00 | 20492,43 | 19299,04 | 23808,80 |
| 67400,00 | 25806,98 | 24304,10 | 29983,43 |
| 72550,00 | 27778,88 | 26161,16 | 32274,45 |
| 76960,00 | 29467,44 | 27751,39 | 34236,28 |
| 89150,00 | 34134,90 | 32147,04 | 39659,10 |
| Média | 18400,56 | 17328,99 | 21378,4 |

Observa-se que as médias do afluente para cada um dos reatores, conforme os modelos teóricos, são semelhantes a média dos valores encontrados experimentalmente. Nota-se que o índice que multiplica a concentração de alimentação representa a percentagem de carga orgânica que não será degradada, ou seja, a diferença entre o numeral 1 e o índice do modelo de cada reator apresenta a eficiência teórica do reator. A Tabela 11 compara a eficiência teórica do modelo com a eficiência média experimental encontrada para cada reator na remoção de DQO.

Tabela 11 - Comparação entre a eficiência teórica e a eficiência média experimental para remoção de DQO.

| Reator | Eficiência do modelo (%) | Eficiência média experimental (%) | Diferença (%) |
|---------------|---------------------------------|--|----------------------|
| 1 | 61,7 | 62 | 0,3 |
| 2 | 64 | 65 | 1 |
| 3 | 53 | 55,6 | 2,6 |

Verifica-se que as eficiências do modelo teórico para cada um dos reatores é bem semelhante com a eficiência média de remoção de DQO encontrada no experimento. Nota-se que o menor erro, no que tange a eficiência do modelo foi o Reator 1, com uma diferença de 0,3% entre o teórico e o real, já o Reator 3, apresentou o maior erro com uma diferença de 2,6 % na eficiência de remoção de DQO.

Porém, para validar o modelo é necessário relacionar os valores teóricos, obtidos através dos modelos, com os valores experimentais, pois de acordo com Patza (2006) o modelo perfeito ideal geraria uma reta em que $y=1,000x$, indicando que o previsto foi idêntico ao observado. Relacionando esse dados, obtém-se a Figura 32.

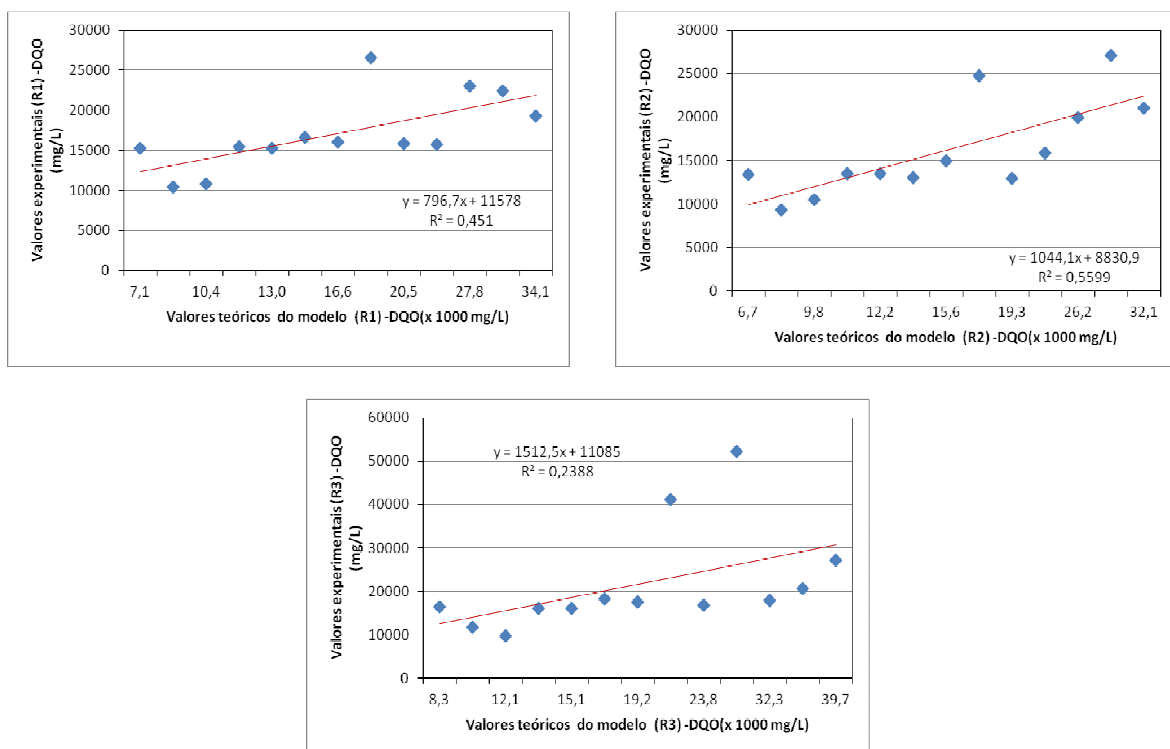


Figura 32- Correlação de valores teóricos e experimentais para DQO em cada um dos reatores.

Identifica-se que o modelo que melhor apresentou correlação foi o modelo construído para o Reator 2 ($R^2 = 0,599$), já o modelo para o Reator 1 e para o Reator 3 a correlação foi de 0,451 e 0,238, respectivamente. Verifica-se que os valores encontrados para as correlações não são altos, porém para os Reatores 1 e 2 são semelhantes ($R^2 = 0,4519$) ao modelo pesquisado por Patza (2006).

4.2.2.2 Modelo 2: Substrato DBO_5

Considerando a velocidade de degradação da matéria orgânica relacionada a DBO_5 calculada anteriormente, obtém-se os seguintes modelos teóricos para um tempo de retenção hidráulica de 30 dias para cada reator.

Reator 1:

$$S_{t_{res}} = S_0 \cdot e^{-0,021 \cdot 30}$$

$$S_{t_{res}} = 0,533 \cdot S_0$$

Reator 2:

$$S_{t_{res}} = S_0 \cdot e^{-0,025 \cdot 30}$$

$$S_{teo} = 0,472 \cdot S_0$$

Reator 3:

$$S_{teo} = S_0 \cdot e^{-0,024 \cdot 30}$$

$$S_{teo} = 0,487 \cdot S_0$$

Com o conhecimento de cada modelo teórico obtido foi possível construir a Tabela 12, na qual constam os valores teóricos obtidos para o efluente de cada reator a partir de seu respectivo modelo utilizando as concentrações reais dos substrato utilizado nos experimentos.

Tabela 12 - Valores teóricos de DBO₅ para o efluente dos reatores.

| Alimentação | Reator 1 | Reator 2 | Reator 3 |
|-----------------------------|------------------------------|------------------------------|------------------------------|
| S₀ (mg/L) | S_{teo}(mg/L) | S_{teo}(mg/L) | S_{teo}(mg/L) |
| 12.520 | 6668,04 | 5914,02 | 6094,138 |
| 12.680 | 6753,26 | 5989,60 | 6172,019 |
| 14.020 | 7466,93 | 6622,57 | 6824,267 |
| 15.540 | 8276,47 | 7340,57 | 7564,13 |
| 17.430 | 9283,07 | 8233,34 | 8484,092 |
| 27.145 | 14457,20 | 12822,39 | 13212,89 |
| 37.469 | 19955,68 | 17699,10 | 18238,12 |
| 42.350 | 22555,26 | 20004,72 | 20613,96 |
| 46.880 | 24967,90 | 22144,54 | 22818,95 |
| Média | 13375,98 | 11863,43 | 12224,73 |

Assim como no modelo proposto relacionado a degradação da DQO, observa-se que as médias do afluente para cada um dos reatores, conforme os modelos teóricos, são semelhantes a média dos valores encontrados. Nota-se, também, que o índice que multiplica a concentração de alimentação representa a porcentagem de carga orgânica que não será degradada, ou seja, a diferença entre 1 e o índice do modelo de cada reator apresenta a eficiência teórica do reator. A Tabela 13 mostra a comparação da eficiência teórica do modelo com a eficiência média experimental encontrada para cada reator na remoção de DBO₅.

Tabela 13 - Comparação entre a eficiência teórica e a eficiência média experimental para remoção de DBO₅

| Reator | Eficiência do modelo (%) | Eficiência média experimental (%) | Diferença (%) |
|--------|--------------------------|-----------------------------------|---------------|
| 1 | 46,7 | 45 | 1,5 |
| 2 | 52,8 | 50 | 2,8 |
| 3 | 51,3 | 48,3 | 3 |

Verifica-se, também, que as eficiências do modelo teórico para cada um dos reatores é bem semelhante com a eficiência média de remoção de DBO₅ encontrada no experimento. Evidencia-se que o menor erro, no que tange a eficiência do modelo foi o Reator 1, com uma diferença de 1,5% entre o teórico e o real, já o Reator 3, apresentou o maior erro com uma diferença de 3 % na eficiência de remoção de DBO₅.

Da mesma maneira, como realizado para o modelo que considera a DQO com substrato, relacionou-se os valores teóricos com os valores experimentais, obtendo-se a Figura 33.

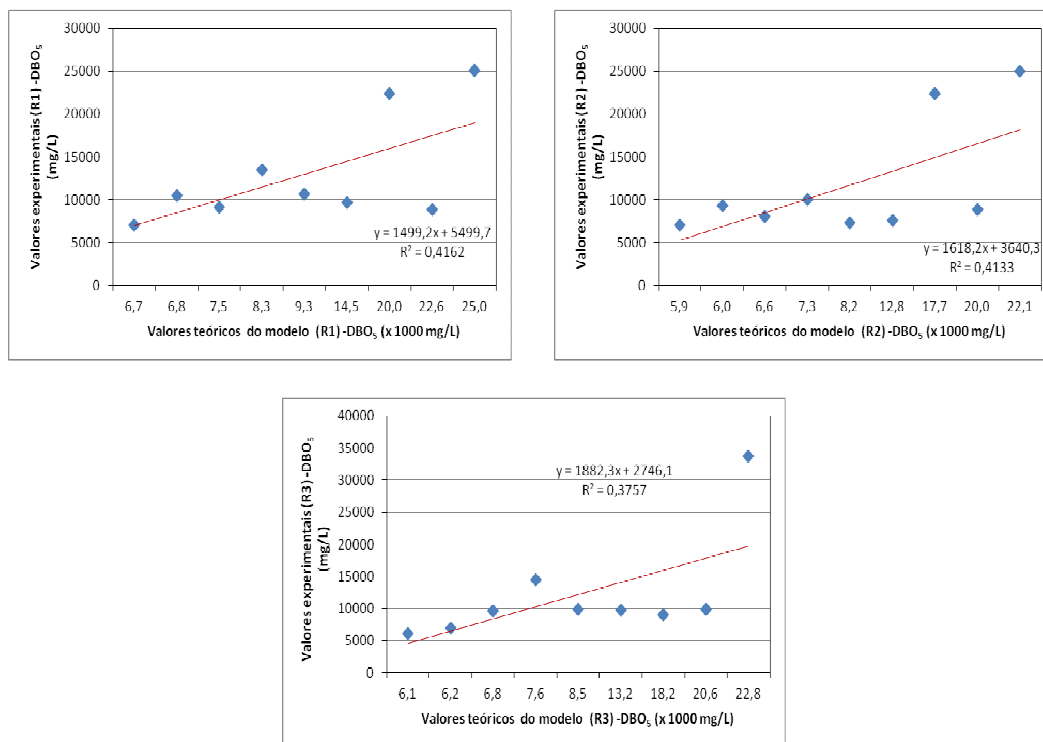


Figura 33 - Correlação de valores teóricos e experimentais para DBO₅ em cada um dos reatores.

Observa-se que o modelo que melhor apresentou correlação foi o modelo construído para o Reator 1 ($R^2 = 0,4162$), já o modelo para o Reator 2 e para o Reator 3 a correlação foi de 0,4133 e 0,238, respectivamente. Verifica-se que os valores encontrados para as correlações não são altos, porém são superiores ($R^2 = -0,048$) ao modelo estudado por Patza (2006).

4.3 Qualificação do biogás

Observa-se que o primeiro compartimento do Reator 1 (Tabela 14) apresentou concentração média de metano de 36,8%, enquanto que o segundo compartimento foi de 38,1 %, ou seja com uma quantidade de 1,3 % a mais de metano que o primeiro compartimento. Todavia, quanto à concentração de dióxido de carbono o primeiro compartimento apresentou uma concentração maior que o segundo, porém esta diferença é insignificante diante do desvio padrão. Percebe-se que a compartimentação do reator não apresentou alteração na qualidade do biogás, pois se evidenciou que ambos os compartimentos tiveram concentrações semelhantes tanto de metano quanto dióxido de carbono.

Tabela 14 - Qualificação do biogás em cada um dos compartimentos no Reator 1.

| Análise | CH ₄ (%) | | CO ₂ (%) | |
|----------------------|---------------------|-------------|---------------------|------------|
| | 1º Comp. | 2º Comp. | 1º Comp. | 2º Comp. |
| 1 | 27,1 | 13,1 | 2,5 | 1,5 |
| 2 | 36,7 | 57,4 | 3,5 | 4,2 |
| 3 | 42,5 | 44,0 | 2,4 | 2,3 |
| 4 | 41,0 | 38,1 | 3,3 | 3,1 |
| Média | 36,8 | 38,1 | 2,9 | 2,8 |
| Desvio Padrão | 7,0 | 18,6 | 0,5 | 1,1 |

Já o Reator 2 (Tabela 15) apresentou em média 35,5% de metano no biogás produzido enquanto que 42,7% de concentração do mesmo gás no segundo compartimento. Quanto a concentração de dióxido de carbono assim como no Reator 1 foi semelhante nos dois compartimentos.

Tabela 15 – Avaliação do biogás em cada um dos compartimentos no Reator 2.

| Análise | CH ₄ (%) | | CO ₂ (%) | |
|----------------------|---------------------|----------|---------------------|----------|
| | 1º Comp. | 2º Comp. | 1º Comp. | 2º Comp. |
| 1 | 39,25 | 49,54 | 2,71 | 2,98 |
| 2 | 49,71 | 43,29 | 3,82 | 3,61 |
| 3 | 32,14 | 30,37 | 2,06 | 1,59 |
| 4 | 20,47 | 47,46 | 2,16 | 3,31 |
| Média | 35,39 | 42,67 | 2,69 | 2,87 |
| Desvio Padrão | 12,29 | 8,60 | 0,81 | 0,89 |

No Reator 3 (Tabela 16), reator testemunho, no qual não havia a compartimentação, a média de metano foi 42, 78%, enquanto que dióxido de carbono foi de 2,68%.

Tabela 16 – Avaliação do biogás no Reator 3.

| Análise | CH ₄ (%) | CO ₂ (%) |
|----------------------|---------------------|---------------------|
| 1 | 31,06 | 2,12 |
| 2 | 64,65 | 3,83 |
| 3 | 42,62 | 2,22 |
| 4 | 32,77 | 2,54 |
| Média | 42,78 | 2,68 |
| Desvio Padrão | 15,45 | 0,79 |

Pode-se observar uma redução na produção de CO₂ comparado a valores esperados (próximo a 40% de rendimento). Entretanto, observou-se uma redução no pH na saída dos reatores o que enseja a absorção parcial do CO₂ pelo meio reagente. Durante o período da pesquisa foi observada uma produção progressiva de biogás, pois os reatores estavam em etapa inicial, devendo assim haver a aclimatação dos microrganismos ao meio reagente.

Outro fator que pode ter afetado, em escala menor quando comparado com o pH, a digestão anaeróbia é temperatura, sendo que os reatores atuaram prioritariamente na faixa mesofílica, pois Souza *et al.* (2005) relata que o melhor desempenho geral, na produção de biogás, foi observado nos biodigestores submetidos às temperaturas de 35 e 40°C em seu trabalho em que a biodigestão de dejetos suínos foram submetidas a diferentes temperaturas. O autor justificou que isso, provavelmente, deveu-se ao fato de que essa faixa de temperatura no

substrato favoreceu maior atividade das bactérias metanogênicas. Chae *et al.*(2008), em um estudo semelhante ao outro autor, obteve maiores concentrações de metano quando a temperatura aumentava (25, 30 e 35°C) em seus ensaios de bancada, utilizando dejetos de suínos e variando a carga de alimentação nos reatores, sendo que para a temperatura de 25°C a concentração de metano foi semelhante a encontrada nessa pesquisa.

No estudo de Dal Mago (2009) a concentração de CH₄ nos doze biodigestores avaliados se apresentou dentro da faixa recomendada pela literatura, pesquisada pela autora, na maioria dos casos, sendo que, conforme esperado, as maiores concentrações predominaram nas estações do verão e primavera devido à atividade microbiana mais elevada destes períodos. A concentração média de metano entre os biodigestores avaliados foi 61,5%. Porém autora também encontrou valores baixos na concentração de metano chegando a um mínimo de 49,2 % no período de verão.

Dal Mago (2009) revela que as concentrações de CO₂ variam inversamente às concentrações de metano, isto é, se o percentual de um desses gases estiver de acordo com o que recomenda a literatura, significa que ambos estarão, pois constituem os principais componentes do biogás. Dessa forma, as menores concentrações de CO₂ irão corresponder às maiores de CH₄. Porém as elevadas concentrações de gás carbônico comprometem o percentual ideal de metano e a qualidade do biogás para fins de aproveitamento energético.

Um outro detalhe que deve ser salientado que os experimentos dos autores relacionados nessa seção foram em escala real com exceção de Chae *et al.*(2008), o qual apresentou resultados semelhantes para a concentração de metano, ao contrário da pesquisa de Honório (2009) que utilizando biodigestor em escala real constatou-se que o biogás apresentou, em média, 62,64 % CH₄ e 36,98% de CO₂.

5 CONCLUSÕES

O modelo compartimentado do biodigestor modelo canadense, em escala de bancada, mostrou-se uma tecnologia satisfatória para o tratamento de resíduos provenientes da atividade suinícola apresentando-se como um processo de tratamento secundário promissor para as propriedades rurais que desejam produzir biogás para geração da própria energia.

Na tecnologia estudada constatou-se que os reatores compartimentados apresentaram melhor efeito no que tange o comportamento de pH e remoção de DQO, concluindo-se que os modelos compartimentados são mais satisfatórios para a remoção de matéria orgânica. Dentre os dois modelos compartimentados verificou-se que o Reator 2, o qual possui variação de fluxo na vertical mostrou-se mais eficiente quanto a degradação desses parâmetros. Ainda, consolida-se que quanto a temperatura, sólidos, fósforo e nitrogênio não houve diferença significativa entre os reatores compartimentados e testemunha, sendo os resultados desses dois últimos parâmetros esperados, uma vez que são melhores removidos em tratamentos terciários.

Na determinação de um modelo cinético conclui-se que o Reator 2 apresentou melhor velocidade de degradação tanto quando considerou-se a DQO como quando considerado a DBO_5 como substrato, demonstrando que houve uma maior correlação entre os valores teórico e experimentais com o modelo proposto considerando a DQO como substrato de degradação.

Através da avaliação do biogás, conclui-se que os dois reatores compartimentados apresentaram maior concentração de metano no segundo compartimento, porém com pouca diferença para a concentração de metano no reator testemunho, ou seja, a aplicação da compartimentação não trouxe diferença significativa na qualidade do biogás, sendo necessário um tempo maior de estudo para verificar a produção de biogás, uma vez que os reatores foram investigado em período de aclimação, não estando o sistema de digestão anaeróbia ainda estável.

Os resultados obtidos demonstraram que destarte o período de avaliação ser pequeno, a aplicação de chicanas ou barreiras que possibilitem fluxo diferenciado dentro de um biodigestor modelo canadense é promissora e produz resultados diferenciados que poderão ser ampliados ao longo do tempo.

5.1 Sugestões para trabalhos futuros

- Como essa pesquisa ocorreu em estágio de aclimação dos microorganismos nos reatores, recomenda-se um tempo maior de estudo para obter resultados ainda mais satisfatórios,
- Aplicar os modelos propostos em pequenas propriedades rurais, através da adaptação de biodigestores já existentes,
- Investigar um sistema ou dispositivo de baixo custo para a remoção dos sólidos retidos no primeiro compartimento,
- Estudar os reatores propostos para sistemas de digestão anaeróbios de outros tipos de matéria orgânica e/ou sistemas de co-digestão anaeróbia,

6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALMEIDA, G. V. B. P. **Biodigestão anaeróbica na suinocultura**. 2008. 54f. Trabalho de Conclusão de Curso (Faculdade de Medicina Veterinária)- Centro Universitário das Faculdades Metropolitanas Unidas, São Paulo, 2008.

ALTAMIRA, M. L.; BAUN, A.; ANGELIDAKI, I.; SCHMIDT, J. E. Influence of wastewater characteristics on methane potential in food-processing industry wastewaters. **Water Research**, v. 42, p. 2195-2203, 2008.

ALVES, R. G. C. M. **Tratamento e valorização de dejetos da suinocultura através de processo anaeróbio – operação e avaliação de diversos reatores em escala real**. 2007. 149 p. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2007.

ANGELIDAKI, I.; SANDERS, W. Assessment of the anaerobic biodegradability of macropollutants. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v. 3, p. 117-129, 2004..

APHA-AWWA-WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewaters**. 20 ed. Washington, 1998.

ARTHUR, R.; BAIDOO, M. F. Harnessing methane generated from livestock manure in Ghana, Nigeria, Mali and Burkina Faso. **Biomass and Bioenergy**, v. 35, p. 4648-4656, 2011.

BALMANT, W. **Concepção, construção e operação de um biodigestor: modelagem matemática da biodigestão anaeróbia**. 2009. 59 f. Dissertação (Mestrado Em Engenharia e Ciências dos Materiais)- Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2009.

BALSAM, J. **Anaerobic digestion of animal wastes: factors to consider**. Disponível em < <http://dailyreporter.com/files/2011/01/anaerobic.pdf>>. Acessado em: 15/11/2011.

BARBOSA, J. M. N. **Estudo do comportamento da DBO em suporte aeróbio de oxigênio puro. Coeficientes cinéticos e fatores de correlação**. Dissertação (Mestrado em Saúde Pública)- Fiocruz, Rio de Janeiro, 2003.

BARCELOS, B. R. **Avaliação de diferentes inóculos na digestão anaeróbia da fração orgânica de resíduos sólidos domésticos**. 2009. 90f. Dissertação (

Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos)- Universidade de Brasília, Brasília, 2009.

BARRENA, R.; TURET, J.; BUSQUETS, A.; FARRÉS, M.; FONT, X.; SÁNCHEZ, A. Respiriometric screening of several types of manure and mixtures intended for composting. **Bioresource Technology**, v. 102, p.1367–1377, 2011.

BAYR, S.; RANTANEN, M.; KAPARAJU, P.; RINTALA, J. Mesophilic and thermophilic anaerobic co-digestion of rendering plant and slaughterhouse wastes. **Bioresource Technology**, v. 104, p. 28–36, 2012.

BERGLUND, M.; BORJESSON, P. Assessment of energy performance in the life-cycle of biogas production. **Biomass and Bioenergy**, v. 30, p. 254–266, 2006.

BJORKQVIST, S.; FROLING, M.; HARELIND-INGELSTEN, H.; PETERSSON, G. Hydrocarbons in biogas from household solid waste. **Environmental Technology**, v. 19, p. 639-642, 1998.

BLEY JR, C.; LIBÂNIO, J. C.; GALINKIN, M.; OLIVEIRA, M. M. **Agroenergia da biomassa residual: perspectivas energéticas, socioeconômicas e ambientais**. 2ª ed. rev. - Foz do Iguaçu/Brasília: Itaipu Binacional, Organização das Nações Unidas para Agricultura e Alimentação: TechnoPolitik, 2009, 140 p.

BOHRZ, G. **Geração de metano em lagoa anaeróbia: um estudo de caso em abatedouro de bovinos**. 2010. 152f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos)- Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2010.

BOLLON, J.; LE-HYARIC, R.; BENBELKACEM, H.; BUFFIERE, P. Development of a kinetic model for anaerobic dry digestion processes: Focus on acetate degradation and moisture content. **Biochemical Engineering Journal**, v. 56, p. 212– 218, 2011.

BORGES, A. C. **Influência da Estratégia de alimentação no desempenho do reator anaeróbio em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada**. 2003. 170f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 2003.

BOTHI, K. L. **Characterization of biogas from anaerobically digested dairy waste for energy use**. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Cornell University, 2007.

BRAMBILLA, M.; ARALDI, F.; MARCHESI, M.; BERTAZZONI, B.; ZAGNI, M.; NAVAROTTO, P. Monitoring of the startup phase of one continuous anaerobic digester at pilot scale level. **Biomass and Bioenergy**, v. 36, p. 439- 446, 2012.

BRITO FILHO, L, F. **Estudo de gases em aterros de resíduos sólidos urbanos**. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia Civil) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.

BUDZIANOWSKI, W. M. Sustainable biogas energy in Poland: Prospects and challenges. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 16, p. 342–349, 2012.

BUSATO, R. **Desempenho de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente como tratamento de efluente de reator UASB: estudo de caso da ETE de Ibituva**. 2004. 205f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) – Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2004.

CAO, Y.; PAWŁOWSKI, A. Sewage sludge-to-energy approaches based on anaerobic digestion and pyrolysis: Brief overview and energy efficiency assessment. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 16, p. 1657– 1665, 2012.

CAPPONI, S.; FAZIO, S.; BARBANTI, L. CO₂ savings affect the break-even distance of feedstock supply and digestate placement in biogas production. **Renewable** , v. 37, p. 45-52, 2012.

CASTANHO, D. S.; ARRUDA, H. J. Biodigestores. IN: VI Semana de Tecnologia em Alimentos. **Anais**. Ponta Grossa, 2008.

CENBIO – Centro Nacional de Referência em Biomassa. **Nota técnica VII**: Geração de energia a partir do biogás gerado por resíduos urbanos e Rurais. Florianópolis, SC: CENBIO, 2001. Disponível em: <<http://cenbio.iee.usp.br/download/documentos/Nota%20t%E9cnica%20VII%20-%20biog%E1s.pdf>>. Acessado em: 14/11/2011.

CHADWICK, D.; SOMMER, S.; THORMAN, R.; FANGUEIRO, D.; CARDENAS, L.; AMON, B.; MISSELBROOK, T. Manure management: Implications for greenhouse gas emissions. **Anim feed sci tech**. p. 514-531, 2011.

CHAE, K. J.; JANG A.; YIM S. K.; KIM, I. S. The effects of digestion temperature and temperature shock on the biogás yields from the mesophilic anaerobic digestion of swine manure. **Bioresource Technonology**, v.99, p. 01-06, 2008.

CHANG, I-S.; ZHAO, J.; YIN, X.; WU, J.; JIA, Z.; WANG, L. Comprehensive utilizations of biogas in Inner Mongolia, China. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 15, p. 1442–1453, 2011.

CHELME-AYALA, P.; EL-DIN, M. G.; SMITH, R.; CODE, K. R.; LEONARD, J. Advanced treatment of liquid swine manure using physico-chemical treatment. **Journal of Hazardous Materials**, v. 186, p. 1632–1638, 2011.

CHERNICHARO C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: biodigestores anaeróbios**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. UFMG, v.5, 1997.

CHERNICHARO, C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Reatores Anaeróbios**. 2.ed. Belo Horizonte: Departamento de engenharia Sanitária e Ambiental, 2007.

COELHO, S. T.; MONTEIRO, M. BEATRIZ; KARNIOL, M. R.; GHILARDI, A. **Atlas de Bioenergia do Brasil**. CENBIO: São Paulo, 2008. Disponível em: <http://cenbio.iee.usp.br/download/atlas_cenbio.pdf>. Acessado em: 15/11/2011.

COELHO, S. T.; VELÁZQUEZ, S. M. S. G.; MARTINS, O. S.; ABREU, F. C. A conversão da fonte renovável biogás em energia. In: V Congresso Brasileiro de Planejamento Energético. **Anais**. 2006. Disponível em: <http://cenbio.iee.usp.br/english/download/projetos/8_energ-biog.pdf>. Acessado em: 12/01/2012.

COLDEBELLA, A. **Viabilidade do uso de biogás da bovinocultura e suinocultura para geração de energia elétrica e irrigação em propriedades rurais**. 2006. 74f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2006.

CONVERTI, A.; OLIVEIRA, R.P.S.; TORRES, B. R.; LODI, A.; ZILLI, M. Biogas production and valorization by means of a two-step biological process. **Bioresource Technology**, v. 100, p. 5771–5776, 2009.

CORNEJO, C.; WILKIE, A. C. Greenhouse gas emissions and biogas potential from livestock in Ecuador. **Energy for Sustainable Development**, v.14, p. 256–266, 2010.

COSTA, C. C. **Avaliação de um sistema anaeróbio (RAC-UASB) no tratamento de água residuária de suinocultura e aplicação via fertirrigação, em feijão-vagem cultivado em ambiente protegido**. 198f. 2007. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola) – Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2007.

CUNHA, L. **Uso do biodigestor para tratamento de dejetos suínos**. 2007. 72f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Agronomia)- Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2007.

DAL MAGO, A. **Avaliação de biodigestores com o uso de dejetos de suínos, em Braço do Norte e em Concórdia**. 152 p. 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2009.

DAMASCENO, F. **Injeção de dejetos líquidos de suínos no solo e inibidor de nitrificação como estratégias para reduzir as emissões de amônia e óxido nitroso**. 2010. 122f. Dissertação (Mestrado em Ciências do Solo) – Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2010.

DEGANUTTI, R.; PALHACI, M. C. J. P.; ROSSI, M.; TAVARES, R.; SANTOS, C. Biodigestores rurais: modelo indiano, chinês e batelada. In: Encontro de Energia do Meio Rural. **Anais**. Bauru, 2002.

DENNIS, A.; BURKE, P.E. Dairy Waste Anaerobic Digestion Handbook. **Environmental Energy Company**. Olympia, 2001.

DHANYA, M.S.; GUPTA, N.; JOSHI, H.C. Biogas Potentiality of Agro-wastes Jatropha Fruit Coat. **International Journal of Civil and Environmental Engineering**, 2009.

DHAR, B. R.; NAKHLA, G.; RAY, M. B. Techno-economic evaluation of ultrasound and thermal pretreatments for enhanced anaerobic digestion of municipal waste activated sludge. **Waste Management**, v. 32, p.542–549, 2012.

DING, W.; NIU, H.; CHEN, J.; DU, J.; WU, Y. Influence of household biogas digester use on household energy consumption in a semi-arid rural region of northwest China. **Applied Energy**, 2011.

DONG, H.; ZHU, Z.; ZHOU, Z.; XIN, H.; CHEN, Y. Greenhouse gas emissions from swine manure stored at different stack heights. **Animal Feed Science and Technology**, v. 166– 167, p. 557– 561, 2011.

ECKENFELDER JR., W.W. **Industrial water pollution control**. 3 ed. New York: McGraw Hill, 2000, 400p.

FDEZ.-GÜELFO, L.A.; ÁLVAREZ-GALLEGO, C.; MÁRQUEZ, D. S.; GARCÍA, L.I.R. Biological pretreatment applied to industrial organic fraction of municipal solid wastes

(OFMSW): Effect on anaerobic digestion. **Chemical Engineering Journal**, v.172, p. 321– 325, 2011.

FDEZ-GÜELFO, L.A.; ÁLVAREZ-GALLEGO, C.; SALES, D.; ROMERO, L.I. New indirect parameters for interpreting a destabilization episode in an anaerobic reactor. **Chemical Engineering Journal**, v. 180 , p. 32– 38, 2012.

FERREIRA, J. C. B.; SILVA, J. N. Biodigestor: aplicações e potencialidades. Um estudo de caso do IFMG campus Bambuí. In: II Semana de Ciência e Tecnologia do IFMG campus Bambuí. **Anais**. Bambuí, 2009.

FRARE, L. M.; GIMENES, M. L.; PEREIRA, C. N. Processo para remoção de ácido sulfídrico de biogás. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.14, Rio de Janeiro, 2009.

GASPAR, R.M.L. **Utilização de biodigestores em pequenas e médias propriedades rurais com ênfase na agregação de valor: um estudo de caso na região de Toledo-PR** 2003. 215f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) - Universidade Federal De Santa Catarina, Porto Alegre, 2003.

GOLUSIN, M.; OSTOJIC, A.; LATINOVIC, S.; JANDRIC, M.; IVANOVIC, O. M. Review of the economic viability of investing and exploiting biogas electricity plant – Case study Vizelj, Serbia. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 16, p. 1127– 1134, 2012.

GOMES, S. D.; NAGAE, R. Y.; ZENATTI, D. C.; FAZOLO, A.; GOMES, B. M. Efeito do manejo da lâmina d'água na minimização do volume de efluentes gerados na produção de suínos. **Irriga**, v. 14, p. 233-242, 2009.

GRANER, C. A. F.; ZUCCARI, M. L.; PINHO, S. Z. Determinação da demanda química de oxigênio em águas por espectrofotometria simultânea dos íons crômio(III) e dicromato. **Eclética Química**, v. 23, São Paulo, 1998.

GUERRA, F. **Número de suínos no Brasil cresce quase 1 milhão entre 2009 e 2010**. 2011. Disponível em: <<http://www.porkworld.com.br/artigos/post/numero-de-suinos-no-brasil-cresce-quase-1-milhao-entre-2009-e-2010>>. Acesso em: 15/11/2011.

GUO, J.; OSTERMANN, A.; SIEMENS, J.; DONG, R.; CLEMENS, J. Short term effects of copper, sulfadiazine and difloxacin on the anaerobic digestion of pig manure at low organic loading rates. **Waste Management**, v. 32, p. 131–136, 2011.

HAACK, S. C. **Análise técnica e econômica para aproveitamento dos dejetos de caprinos em biodigestores no semiárido baiano.** 2009. 215f. Dissertação (Mestrado em Economia) - Universidade Federal da Bahia, Salvador, 2009.

HENN, A. **Avaliação de dois sistemas de manejo de dejetos em uma pequena propriedade produtora de suínos – condição de partida.** 2005, 157p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2005.

HJORT-GREGERSEN, K. **Centralised Biogas Plants -Integrated Energy Production, Waste Treatment and Nutrient Redistribution Facilities.** 1999. Disponível em <>. Acessado em: 16/11/2011.

HONÓRIO, M. O. **Estimativa de crédito de carbono da produção e queima do biogás proveniente de dejetos suínos: estudo de caso.** 93 p. 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2009.

HOUSE, H. Alternative energy sources – biogas production. In: London Swine Conference – Today's Challenges... Tomorrow's Opportunities. **Anais.** v. 3-4. Londres, 2007. Disponível em <
http://www.londonswineconference.ca/proceedings/2007/LSC2007_HHouse.pdf>. Acessado em: 20/11/2011.

IBGE, **Instituto Brasileiro de Pesquisa e Estatística.** 2010. Disponível em: <
<http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/indicadores/agropecuaria>>. Acesso em: 15/11/2011.

JAGADISH, K. S.; CHANAKYA, H. N.; RAJABAPAI, P.; ANAND, V. PLUG FLOW DIGESTORS FOR BIOGAS GENERATION FROM LEAF BIOMASS. **Biomass and Bioenergy**, v.14, p. 415-423, 1998.

KAO, C-Y.; CHIU, S-Y.; HUANG, T-T.; DAI, L.; HSU, L-K.; LIN, C-S. Ability of a mutant strain of the microalga *Chlorella* sp. to capture carbon dioxide for biogas upgrading. **Applied Energy**, 2012.

KARQUÍDIO, R. B. Estudo da viabilidade técnica da implantação de uma empresa prestadora de serviço de instalação e manutenção em biodigestores nas granjas de suínos do entorno da região do Distrito Federal. **Boletim Técnico.** Planaltina, 2009.

KSAWERY, K.; JOHN, G. R.; GORM, P. T.; EMIELDA, Y. B. The composition and dissolution in citric extractants of ash from the thermal gasification of pig manure. **Chemical Engineering Journal**, v. 163, p. 1–9, 2010.

KUNZ, A. **Experiência da EMPRAPA com biodigestão anaeróbia de dejetos de suínos.** s/d. Disponível em: <http://docsagencia.cnptia.embrapa.br/suino/docs/publicacao_r6e60d8p_biodigestor_docs.pdf>. Acessado em: 02/11/2011.

LEGGETT, J.; GRAVES, R. E.; LANYON, L. E. **Anaerobic digestion: biogas production and odor reduction from manure.** s/d. Disponível em : <<http://www.docstoc.com/docs/28957272/Anaerobic-Digestion-Biogas-Production-and-Odor-Reduction-from-Manure>>. Acessado em: 14/11/2011.

LEITE, W. R. M. **Digestão anaeróbia mesofílica de lodo adensado de estação de tratamento de esgoto.** 2011.143p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2011.

LI, C.; CHAMPAGNE, P.; ANDERSON, B. C. Evaluating and modeling biogas production from municipal fat, oil, and grease and synthetic kitchen waste in anaerobic co-digestions. **Bioresource Technology**, v. 102, p. 9471–9480, 2011

LI, Y.; PARK, S. Y.; ZHU, J. Solid-state anaerobic digestion for methane production from organic waste. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 15, p. 821–826, 2012.

LIBÂNIO, P. A. C. **Avaliação da eficiência e aplicabilidade de um sistema integrado de tratamento de resíduos sólidos urbanos e de chorume.** 2002. 175f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos)- Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2002.

LIMA, H. Q. Sustentabilidade energética e ambiental do Sítio ecológico Falkoski. 2008. Disponível em: <<<http://www.sitioecologicofalkoski.com/paginas/falkoski.pdf>>. Acessado em: 15/12/2011.

LINDEMAYER, R. M. **Análise da viabilidade econômico-financeira do uso do biogás como fonte de energia elétrica.** 2008. 105f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Administração)- Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2008.

LOVANH, N.; WARREN, J.; SISTANI, K. Determination of ammonia and greenhouse gas emissions from land application of swine slurry: A comparison of three application methods. **Bioresource Technology**, v.101, p. 1662–1667, 2010.

LUSTE, S.; HEINONEN-TANSKI, H.; LUOSTARINEN, S. Co-digestion of dairy cattle slurry and industrial meat-processing by-products –Effect of ultrasound and hygienization pre-treatments. **Bioresource Technology**, v. 104, p.195–201, 2012.

LYBERATOS, G.; SKIADAS, I.V. Modelling of anaerobic digestion - a review. **Global Nest: the Int. J.**, v. 1, p. 63-76, 1999.

MACEDO, L.V. (coord.). **Manual para Aproveitamento de Biogás**. v. 1: Aterros Sanitários. s/d. Disponível em: <http://toolkits.reeep.org/file_upload/107040350_2.pdf>. Acessado em: 13/11/2011.

MAGALHÃES, M. A.; MATOS, A. T.; DENÍCULI, W.; TINOCO, I. F. F. Operação de filtros orgânicos utilizados no tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v.10, 2006.

MAIA, D. C. S. **Remoção de H₂S e CO₂ de biogás para utilização energética**. 2011. 86 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Maringá, Maringá, 2011.

MAIRET, F.; BERNARD, O.; RAS, M.; LARDON, L.; STEYER, J-P. Modeling anaerobic digestion of microalgae using ADM1. **Bioresource Technology**, v. 102, p. 6823–6829, 2011.

MANNA, L.; ZANETTI, M.C.; GENON, G. Modeling biogas production at landfill site . **Resources, Conservation and Recycling**, v. 26, p. 1–14, 1999.

MEDRI, W. **Modelagem e otimização de sistemas de lagoas de estabilização para tratamento de dejetos suínos**. 1997. Tese (Doutorado em Engenharia de Produção) – Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 1997.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse**. 3. ed. Singapore: McGraw-Hill, 1991. 1334p.

MOLINUEVO-SALCES, B.; GONZALEZ-FERNANDEZ, C.; GOMEZ, X.; GARCIA-GONZALEZ, M. C.; MORAN, A. Vegetable processing wastes addition to improve swine manure anaerobic digestion: Evaluation in terms of methane yield and SEM characterization. **Applied Energy**, v. 91, p. 36–42, 2012.

MONTEIRO, L. W. S. **Avaliação do desempenho de dois sistemas em escala real para o manejo dos dejetos suínos: lagoa armazenamento comparada com biodigestor seguido de lagoa de armazenamento**. 2005. 146 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

MONTERANI, F. **Monitoramento biológico de reatores anaeróbios (RAC-UASB) no tratamento de efluentes líquidos da suinocultura.** 247f. 2010. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2010.

MORAES, L. M.; PAULA JR. D. R. Avaliação da biodegradabilidade anaeróbia de resíduos da bovinocultura e da suinocultura. **Engenharia Agrícola**, v. 24, n.2, 2004.

MOREIRA, M. F. C. **Viabilidades técnica e econômica da digestão anaeróbia aplicada ao tratamento dos resíduos das bovinoculturas da área metropolitana do Porto.** 2011. 137f. Dissertação (Mestrado em Engenharia do Ambiente) – Universidade do Porto, Porto, 2011.

MUHA, I.; GRILLO, A.; HEISIG, M.; SCHÖNBERG, M.; LINKE, B.; WITTUM, G. Mathematical modeling of process liquid flow and acetoclastic methanogenesis under mesophilic conditions in a two-phase biogas reactor. **Bioresource Technology**, v. 106, p.1–9, 2012.

NELSON, M. C.; MORRISON, M.; SCHANBACHER, F.; YU, Z. Shifts in microbial community structure of granular and liquid biomass in response to changes to infeed and digester design in anaerobic digesters receiving food-processing wastes. **Bioresource Technology**, v.107, p. 135–143, 2012.

NEVES, V. L. V. **Construção de biodigestor para produção de biogás a partir da fermentação de esterco bovino.** 57f. 2010. Trabalho de Conclusão de Curso (Faculdade de Tecnologia em Biocombustíveis)- Faculdade de Tecnologia de Araçatuba, Araçatuba, 2010.

NGES, I. A.; ESCOBAR, F.; FU, X.; BJÖRNSSON, L. Benefits of supplementing an industrial waste anaerobic digester with energy crops for increased biogas production. **Waste Management**, v. 32, p. 53–59, 2012.

NISHIMURA, R. **Análise de balanço energético de sistema de produção de biogás em granja de suínos: implementação de aplicativo computacional.** 2009. 97f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) – Universidade Federal de Mato Grosso do Sul, Campo Grande, 2009.

NOGUEIRA, L. A. **Biodigestão. A alternativa energética.** São Paulo: Nobel, 1986.

NZILA, C., DEWULF, J.; SPANJERS, H.; TUIGONG, D.; Kiriamiti, H.; Van Langenhove, H. Multi criteria sustainability assessment of biogas production in Kenya. **Applied Energy**, 2012.

OLIVEIRA, R. M. S.; TAVARES, C. R. G.; COSSIC, E. S. Processo integrado para tratamento de resíduos gerados na suinocultura. In: II Fórum Ambiental da Alta Paulista. **Anais**. Tupã, 2006.

ORRICO JR, M. A. P. **Biodigestão anaeróbia e compostagem de dejetos de suínos, com e sem separação de sólidos**. 2007. 93f. Dissertação (Mestrado em Zootecnia)- Universidade Estadual Paulista Julio de Mesquita Filho, Jaboticabal, 2007.

OSADA, T.; TAKADA, R.; SHINZATO, I. Potential reduction of greenhouse gas emission from swine manure by using a low-protein diet supplemented with synthetic amino acids. **Animal Feed Science and Technology**, v. 166– 167, p. 562– 574, 2011.

OTT, L. S.; SMITH, B. L.; BRUNO, T. J. Advanced distillation curve measurement: Application to a bio-derived crude oil prepared from swine manure. **Fuel**, v. 87, p. 3379–3387, 2008.

PARK, K-H.; THOMPSON, A. G.; MARINIER, M.; CLARK, K.; WAGNER-RIDDLE, C. Greenhouse gas emissions from stored liquid swine manure in a cold climate. **Atmospheric Environment**, v. 40, p. 618–627, 2006.

PATZA, E. **Aplicação de modelos matemáticos para definição de parâmetros hidráulicos e cinéticos de tanques sépticos**. 2006. 177f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) – Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2006.

PERDOMO, C. C.; LIMA, G. J. M. M.; NONES, K. Produção de suínos e meio ambiente. In: 9º Seminário Nacional de Desenvolvimento da Suinocultura. **Anais**. Gramado, 2001.

PEREIRA, E. R. **Qualidade da água residuária em sistemas de produção e de tratamento de efluentes de suínos e seu reuso no ambiente agrícola**. 2006. Tese (Doutorado em Agronomia) – Universidade de São Paulo, Piracicaba, 2006.

PEREIRA, E. R.; DEMARCHI, J. J. A. A; BUDIÑO, F. E. L. **Biodigestores – Tecnologia para o manejo de efluentes da pecuária**. 2009. Disponível em: <http://www.infobibos.com/Artigos/2009_4/biodigestores/index.htm>. Acesso em: 14/6/2011.

PEREIRA, M. L. Biodigestores: opção tecnológica para a redução dos impactos ambientais da suinocultura. **Notícia**. 2005. Disponível em: <<http://www.embrapa.br/imprensa/noticias/2005/janeiro/noticia.2005-01-14.0938856711/>>. Acessado em: 15/11/2011.

PILOTTO, J. S. **Contribuições para modelagem matemática do comportamento dos tanques sépticos para remoção de matéria orgânica.** 2004. 187f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) – Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2004.

PINTO, C. P. **Tecnologia da digestão anaeróbia da vinhaça e desenvolvimento sustentável.** 1999. 162f. Dissertação (Mestrado em Planejamento de Sistemas Energético)- Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1999.

PINTO, R. O. **Avaliação da digestão anaeróbia na bioestabilização de resíduos sólidos orgânicos, lodos de tanques sépticos, dejetos suínos e lixiviado.** 2006. 173f. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2006.

PRAPASPONGSA, T.; CHRISTENSEN, P.; SCHMIDT, J. H.; THRANE, M. LCA of comprehensive pig manure management incorporating integrated technology systems. **Journal of Cleaner Production**, v. 18, p. 1413-1422, 2010.

PREDICALA, B.; NEMATI, M.; STADE, S.; LAGUE, C. Control of H₂S emission from swine manure using Na-nitrite and Na-molybdate. **Journal of Hazardous Materials**, v. 154, p. 300–309, 2008.

RAMOS, A. R. **Avaliação da influência da operação de descarte de lodo no desempenho de reatores UASB em estações de tratamento de esgotos no Distrito Federal.** 2008. 135f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos) – Universidade de Brasília- Brasília, 2008.

RANI, R. U.; KUMAR, S. A.; KALIAPPAN, S.; YEOM I-T.; BANU, J. R. Low temperature thermo-chemical pretreatment of dairy waste activated sludge for anaerobic digestion process. **Bioresource Technology**, v. 103, p. 415–424, 2012.

RAO, P. V.; BARAL, S. S. Attribute based specification, comparison and selection of feed stock for anaerobic digestion using MADM approach. **Journal of Hazardous Materials**, v. 186, p. 2009–2016, 2012.

RAPOSO, F.; RUBIA, M.A.; FERNÁNDEZ-CEGRÍ, V.; BORJA, R. Anaerobic digestion of solid organic substrates in batch mode: An overview relating to methane yields and experimental procedures. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 16, 861–877, 2011.

RIBEIRO, N.J.M.S. **Estudo Dinâmico do Processo de Digestão anaeróbia com vista ao desenvolvimento de um sistema inteligente de supervisão baseado em conhecimento.** 1999. 99f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia do Ambiente)- Universidade do Minho, Minho, 1999.

RODRIGUES, L. S. **Avaliação “in vitro” da eficiência de diferentes inóculos no tratamento anaeróbico de efluentes líquidos de suinocultura.** 2003. 161 p. Dissertação (Mestrado em Veterinária) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2003.

RODRIGUES, L. S. **Concepção e avaliação de sistema de tratamento com reator anaeróbico de manta de lodo (UASB) e lagoa de polimento para águas residuárias de suinocultura.** 2008. 151 p. Tese (Doutorado em Veterinária) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2008.

SALOMON, K. R. **Avaliação Técnico-Econômica e Ambiental da Utilização do Biogás Proveniente da Biodigestão da Vinhaça em Tecnologias para Geração de Eletricidade.** 2007. 247f. Tese (Doutorado em Engenharia Mecânica)-Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2007.

SALOMON, K. R.; LORA, E. E. S. Estimativa do potencial de geração de energia elétrica para diferentes fontes de biogás no Brasil. **Biomassa & Energia**, v.2, p.57-67, 2005.

SANTANA, A. M.; OLIVEIRA, R. A. Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v.25, p.817-830, 2005.

SANTOS, R. C. **Avaliação de dejetos líquidos de suínos em solos: aspectos biológicos e químicos do percolado.** 79f. 2010. Dissertação (Mestrado em Ciências do Solo) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

SASSE, L. **Biogas Plants.** in: Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit (GTZ) 1988. Disponível em <http://biogas.ifas.ufl.edu/ad_development/documents/biogasplants.pdf> Acessado em: 14/11/2011.

SCHAMPHELAIRE, L.; VERSTRAETE, W. Revival of the Biological Sunlight-to-Biogas Energy Conversion System. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 103, 2009.

SCHMIDT, V. **Sobrevivência de microorganismos mesófilos e perfil físico-químico em estação de tratamento de dejetos de suínos.** 2002. Tese (Doutorado em Ciências Veterinária) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2002.

SCHMIDT, V.; GOTTARDI, C. P. T.; SANTOS, M. A. A.; CARDOSO, M. R. I. Perfil físico-químico e microbiológico de uma estação de tratamento de dejetos suínos. **ARS Veterinaria**, v. 18, p. 287-293, 2002^b.

SCHOLZ, V.; ELLNER, J. Use of Biogas in Fuel Cells - Current R&D. **Journal of Sustainable Energy & Environment**, p. 11-15, 2011.

SEBRAE, Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas. **Uso de resíduos e dejetos como fonte de energia renovável**. s/d. Disponível em: <[http://201.2.114.147/bds/BDS.nsf/1444A5CABEE102E383257428004FDF09/\\$File/N T0003768A.pdf](http://201.2.114.147/bds/BDS.nsf/1444A5CABEE102E383257428004FDF09/$File/N T0003768A.pdf)>. Acessado em: 15/11/2011.

SHAHRIARI, H.; WARITH, M.; HAMODA, M.; KENNEDY, K. J. Effect of leachate recirculation on mesophilic anaerobic digestion of food waste. **Waste Management**, v. 32, p. 400–403, 2012.

SILVA, F. L. **Lagoas de estabilização de dejetos de suínos: avaliação da eficiência de um sistema empregando parâmetros físico-químicos e biológicos**. 2003. 58p. Dissertação (Mestrado em Veterinária) – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2003.

SILVA, W. R. **Estudo cinético do processo de digestão anaeróbia de resíduos sólidos vegetais**. 2009. 201f. Tese (Doutorado em Química)- Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa, 2009.

SILVA, W. T. L.; NOVAES, A. P.; KUROKI, V.; MARTELLI, L. F. A.; MAGNONI JR, L. Avaliação físico-química de efluente gerado em biodigestor anaeróbio para fins de avaliação de eficiência e aplicação como fertilizante agrícola. **Química Nova**, v.35, São Paulo, 2012.

SILVEIRA, G. S. **Estudo de co-digestão anaeróbia de lamas domésticas com o efluente da indústria da fermentação da levedura do pão da empresa Mauri Fermentos**. 2009. 106 p. Dissertação (Mestrado em Energia e Bioenergia) – Universidade Nova de Lisboa, Lisboa, 2009.

SITTIJUNDA, S.; REUNGSANG, A.; O-THONG, S. Biohydrogen production from dual digestion pretreatment of poultry slaughterhouse sludge by anaerobic self-fermentation. **Internacional Journal of hydrogen energy**, v. 35, p. 13427 – 13434, 2010.

SIVAKUMAR, P.; BHAGIYALAKSHMI, M.; ANBARASU, K. Anaerobic treatment of spoiled milk from milk processing industry for energy recovery – A laboratory to pilot scale study. **Fuel**, 2012.

SOARES, H. M. Tratamento de efluentes. **Apostila**. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007.

SOUZA, C. F.; LUCAS JR, J.; FERREIRA, W. P. M. Biodigestão anaeróbia de dejetos de suínos sob efeito de três temperaturas e dois níveis de agitação do substrato – considerações sobre a partida. **Engenharia Agrícola**, v.25, p.530-539, 2005.

SOUZA, C. V. **Análise ambiental e energética do tratamento de dejetos líquidos de suínos**. 2009. 55f. Dissertação (Mestrado em Produção Vegetal) –Universidade Federal dos Vales do Jequitinhonha, Diamantina, 2009.

STEIL, L. **Avaliação do uso de inóculo na digestão anaeróbia de resíduos de aves de postura, frangos de corte e suínos**. 108 p. Dissertação (Mestrado em Química) – Universidade Estadual Paulista, Araraquara, 2001.

SUBTIL, E. L. **Avaliação da redução de sulfato e produção de sulfeto dissolvido em reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) tratando esgoto sanitário em escala real**. 2007. 100 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2007.

TARRENTO, G. E. MARTINEZ, J. C. Análise da implantação de biodigestores em pequenas propriedades rurais, dentro do contexto da produção limpa. In: XIII Simpósio de Engenharia de Produção. **Anais**. Bauru, 2006.

TOSCANI, D. C. **Avaliação e aplicação de simulações matemáticas para definição de regime hidráulico e constantes cinéticas de remoção de matéria orgânica em reatores de tratamento de esgoto sanitário**. 2010. 205f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Recursos Hídricos e Ambiental) – Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2010.

TREVISAN, V.; MONTEGGIA, L. O. Produção de biogás a partir de efluente da suinocultura utilizando digestão anaeróbia em dois estágios. In: I Simpósio Internacional sobre Gerenciamento de Resíduos de Animais Geração de Energia a partir de Resíduos Animais. **Anais**. Florianópolis, 2009.

VERMA, S. **Anaerobic Digestion of biodegradable Organics in Municipal solid Wastes**. 2002. 50f. Thesis (Master of Science Degree in Earth Resources Engineering) - Columbia University, 2002.

VERSIANI, B. M. **Desempenho de um reator UASB submetido a diferentes condições operacionais tratando esgotos sanitários do campus da UFRJ**. 2005. 88f. Dissertação (Mestrado Ciências em Engenharia Civil) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.

WHITE, A. J. ; KIRK, D.W.; GRAYDON, J. W. Analysis of small-scale biogas utilization systems on Ontario cattle farms. **Renewable Energy**, v. 36, p. 1019- 1025, 2011.

WONG, J.W.C.; SELVAM, A. Reduction of indicator and pathogenic microorganisms in pig manure through fly ash and lime addition during alkaline stabilization. **Journal of Hazardous Materials**, v. 169, p. 882–889, 2009.

ZAMALLOA, C.; BOON, N.; VERSTRAETE, W. Anaerobic digestibility of *Scenedesmus obliquus* and *Phaeodactylum tricornutum* under mesophilic and thermophilic conditions. **Applied Energy**, v. 92, p. 733–73, 2012.

ZANETTE, A. L. **Potencial de Aproveitamento Energético do Biogás no Brasil**. 97f. Dissertação (Mestrado em Ciências e Planejamento Energético)- Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

ZARKADAS, I. S.; PILIDIS, G. A. Anaerobic Co-Digestion of table olive debittering & washing Effluent, cattle manure and pig manure in batch and high volume laboratory anaerobic digesters: Effect of temperature. **Bioresource Technology**, v.102, p. 4995–5003, 2011.

ZHANG, D.; YUAN, X.; GUO, P.; SUO, Y.; WANG, X.; WANG, W.; CUI, Z. Microbial population dynamics and changes in main nutrients during the acidification process of pig manures. **Journal of Environmental Sciences**, v. 23, p. 497–505, 2011.

ZHANG, Z. J., ZHU, J.; KING, J.; LI, W. H. A two-step fed SBR for treating swine manure. **Process Biochemistry**, v. 41, p. 892–900, 2006.

ZHIDONG, L.; WENJING, L. Technological Parameters of Exceed Sludge Anaerobic Digestion in Industrial Wastewater Treatment Plant. **EJGE**. v. 14, 2009.