

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE PONTA GROSSA
PRÓ-REITORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA DE
ALIMENTOS

SIMONE BEUX

**AVALIAÇÃO DO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE ABATEDOURO
EM DIGESTORES ANAERÓBIOS DE DUAS FASES**

PONTA GROSSA
2005

Livros Grátis

<http://www.livrosgratis.com.br>

Milhares de livros grátis para download.

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE PONTA GROSSA
PRÓ-REITORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA DE
ALIMENTOS

**AVALIAÇÃO DO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE ABATEDOURO
EM DIGESTORES ANAERÓBIOS DE DUAS FASES**

SIMONE BEUX

Dissertação apresentada como um dos requisitos
para obtenção do grau de Mestre em Ciência e
Tecnologia de Alimentos do Programa de Pós-
Graduação em Ciência e Tecnologia de Alimentos
da Universidade Estadual de Ponta Grossa-PR

Orientadora: Profa. Dra. Ana Cláudia Barana

PONTA GROSSA
2005

TERMO DE APROVAÇÃO

SIMONE BEUX

AVALIAÇÃO DO TRATAMENTO DE EFLUENTE DE ABATEDOURO EM DIGESTORES ANAERÓBIOS DE DUAS FASES.

Dissertação aprovada como requisito parcial para obtenção do grau de mestre no Programa de Pós-Graduação em Ciências e Tecnologia de Alimentos da Universidade Estadual de Ponta Grossa, pela seguinte Banca examinadora:

Ana Cláudia Barana
UEPG/PR

Vanildo Luis del Bianchi
UNESP/SP

Mareci Mendes de Almeida
UEPG/PR

Ponta Grossa, 02 de fevereiro de 2005

DEDICO

Aos meus pais, Irineu e Mariza, e irmãs, Giovana, Ângela e Luciana, o melhor presente de DEUS na minha vida.

Tempo para tudo

Tudo neste mundo tem seu tempo; cada coisa tem sua ocasião.

Há tempo de nascer e tempo de morrer; tempo de plantar e tempo de se arrancar; tempo de matar e tempo de curar; tempo de derrubar e tempo de construir. Há tempo de ficar triste e tempo de se alegrar; tempo de chorar e tempo de dançar; tempo de espalhar pedras e tempo de ajuntá-las; tempo de abraçar e tempo de afastar. Há tempo de procurar e tempo de perder; tempo de economizar e tempo de desperdiçar; tempo de rasgar e tempo de coser; tempo de ficar calado e tempo de falar. Há tempo de amar e tempo de aborrecer, tempo de guerra e tempo de paz. (Ec 3. 1-8)

AGRADECIMENTOS

- A Deus por aqui estar.
- À minha orientadora Professora Dra. Ana Cláudia Barana, pela contribuição com seus conhecimentos, atenção e amizade.
- A Ezequiel Nunes, aluno de iniciação científica, pela amizade e dedicação na elaboração deste trabalho.
- À professora Dra. Mareci Mendes de Almeida, pelas contribuições importantes para este trabalho.
- Ao professor Dr. Ivo Mottin Demiate, pela disposição e sugestões importantes para este trabalho.
- Ao Professor Dr. Gilvan Wosiacki pelas sugestões importantes para estrutura do trabalho.
- À Professora Dra. Noemi Nagata, pelos esclarecimentos na parte estatística e atenção.
- Aos demais Professores do curso, por estarem sempre dispostos a colaborar.
- Ao Abatedouro Municipal de Ponta Grossa, pela concessão do resíduo.
- A Denise e Dani, pela paciência, amizade e colaboração na realização de muitas análises.
- A Rita, Ana e Elias, sempre muito prestativos.
- A Ligia, Mara, Márcia e Cris, mais que colegas, amigas que estiveram sempre presentes e pelos momentos alegres que passamos.
- A Ricardo, pelas sugestões com o Excel que foram importantes para o tratamento dos dados.
- A Krishina, Lu e Helô, pelas caronas e pela companhia nas aulas de inglês, tornando o estudo agradável e divertido.

- A Ale, Ju e Caccia, pela amizade e agradável convivência.
- A todos os colegas do mestrado e amigos do CTA, que de muitas maneiras contribuíram para realização deste trabalho.
- E a todos aqueles que, de alguma forma, me ajudaram a vencer mais esta etapa.

RESUMO

Os efluentes resultantes do processo de abate de bovinos e suínos apresentam uma elevada concentração de matéria orgânica e precisam receber tratamento antes de serem descartados ao meio ambiente. Neste trabalho, avaliou-se a eficiência do tratamento anaeróbio do efluente líquido de abatedouro de suínos e bovinos em biodigestores anaeróbios de duas fases (acidogênica e metanogênica), separadas fisicamente e atuando em série, utilizando-se dois conjuntos de reatores, denominados A e B, construídos em cloreto de polivinila (PVC). Para o conjunto A, operado à temperatura ambiente, foi utilizado um reator acidogênico de mistura completa e fluxo ascendente de 1,6 L de volume útil (RAS) e um reator metanogênico do tipo filtro anaeróbio de fluxo ascendente de 1,1 L (RMS). O conjunto B, mantido a $32 \pm 1^\circ\text{C}$ com o auxílio de um banho termostatzado, foi formado por um reator acidogênico de fluxo ascendente de 1,4 L (RAC) e um reator metanogênico modelo filtro anaeróbio de fluxo ascendente de 1,2 L (RMC). Como suporte para os microrganismos dos reatores metanogênicos, foram utilizados anéis de polipropileno de 1,0 cm de diâmetro e 0,5 cm de comprimento. Os Tempos de Retenção Hidráulica (TRHs) utilizados foram de 30, 20, 5, 2 e 1 dia para os reatores acidogênicos, e de 30, 20, 15, 10, 8, 6, 4, 2, e 1 dia para os metanogênicos. Para monitorar a eficiência do processo, foram analisados nos afluentes e efluentes de cada reator o pH, alcalinidade, acidez e Demanda Química de Oxigênio (DQO), teores de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV), nitrogênio, fósforo e produção de biogás. A carga orgânica de entrada dos reatores acidogênicos ficou entre 32,0 e 4310,1 mg DQO.L⁻¹.d⁻¹ e para os reatores metanogênicos entre 6,1 e 1973,5 mg DQO.L⁻¹.d⁻¹ para o RMC e entre 8,4 e 2016,7 mg DQO.L⁻¹.d⁻¹ para o RMS. A remoção de DQO dos reatores acidogênicos foi alta, chegando a 62,2 % com DQO de entrada de 2131,9 mgO₂.L⁻¹ e de 54,0 % com DQO de entrada de 3083,9 mg O₂.L⁻¹, ambos com TRH de 2 dias para o RAC e RAS, respectivamente. Os reatores metanogênicos apresentaram comportamento similar em relação à remoção de DQO, nos TRHs de 20 a 2 dias, a remoção manteve-se quase sempre acima de 60,0 % chegando a até mais de 85,0 %, mas quando o TRH passou para 1 dia houve uma queda acentuada na redução que foi de 53,5 e 50,9 % para o RMC e RMS, respectivamente. O pH dos efluentes dos reatores acidogênicos permaneceram entre 8,5 e 5,2 para o RAS e entre 8,7 e 6,0 para o RAC, e dos metanogênicos entre 8,1 e 6,2 para o RMS e entre 8,3 e 6,4 para o RMC. A relação acidez volátil/alcalinidade do RAS permaneceu entre 1,60 e 0,30 e do RAC entre 0,75 e 0,10 e dos reatores metanogênicos entre 0,03 e 0,23 para o RMS e entre 0,03 e 0,22 para o RMC. As variações de temperatura contribuíram para a separação física das fases nos reatores acidogênicos, porque durante todo o experimento o pH permaneceu mais baixo neste reator do que no RAC. O comportamento do RMS foi similar ao RMC durante todo o experimento, indicando que as variações de temperatura não afetaram de maneira significativa o desempenho do filtro anaeróbio operado a temperatura ambiente. A queima do biogás produzido nos reatores acidogênicos indica que houve metanogênese nestes reatores confirmando a não ocorrência completa da separação física das fases.

Palavras chaves: Biodigestão anaeróbia, reator acidogênico, reator metanogênico, efluente de abatedouro.

ABSTRACT

Effluents resulting from bovine and swine slaughter have high organic matter content and require treatment before being discharged into the environment. In this study, the efficiency of the anaerobic treatment of bovine and swine slaughterhouse wastewaters was evaluated in two-phase anaerobic biodigestors (acidogenic and methanogenic), with separate phases and connected serially. Two sets of reactors built of PVC (polychloride vinyl), called A and B, were employed. For set A, operated at room temperature, two types of reactors were used: a completely mixed acidogenic reactor (RAS), with 1.6L useful volume, and an anaerobic upflow filter model, 1.1L methanogenic reactor (RMS). The B set, maintained at $32 \pm 1^\circ\text{C}$ with the aid of a thermostat-controlled bath, consisted in a 1.4L upflow acidogenic reactor (RAC) and a 1.2L methanogenic reactor, upflow anaerobic filter model (RMC). As a physical support for the microorganisms of the methanogenic reactors, polypropylene rings 1.0 cm in diameter and 0.5 cm in length were used. HRTs (Hydraulic Retention Times) were 30, 20, 5, 2 and 1 day for the acidogenic reactors, and 30, 20, 15, 10, 8, 6, 4, 2, and 1 day for the methanogenic reactors. In order to monitor the efficiency of the process, the influents and effluents of each reactor were analyzed for pH, alkalinity, acidity, and COD (Chemical Oxygen Demand), total solids (TS) and volatile solids concentrations (VS), nitrogen, phosphorus, and biogas yield. The influent organic load of the acidogenic reactors ranged between 32.0 and 4310.1 mgCOD.L⁻¹.d⁻¹, and for the methanogenic reactors, between 6.1 and 1973.5 mgCOD.L⁻¹.d⁻¹ for the RMC and between 8.4 and 2016.7 mgCOD.L⁻¹.d⁻¹ for the RMS. The removal of COD by the acidogenic reactors was high, reaching 62.2% with influent COD of 2131.9 mgO₂.L⁻¹ and 54.0 % with influent COD of 3083.9 mgO₂.L⁻¹, both with a 2-day HRT for the RAC and RAS, respectively. Methanogenic reactors behaved likewise regarding COD removal. For HRTs from 20 to 2 days, removal remained almost always above 60.0 %, even reaching above 85.0 %, but when the HRT changed to 1 day there was a sharp drop in the decrease, reaching 53.5 and 50.9 % for the RMC and RMS, respectively. Effluent pH of the acidogenic reactors remained between 8.5 and 5.2 for the RAS and between 8.7 and 6.0 for the RAC, and that of the methanogenic reactors, between 8.1 and 6.2 for the RMS and between 8.3 and 6.4 for the RMC. The volatile acidity/alkalinity ratio of the RAS stayed between 1.64 and 0.30, and that of the RAC between 0.75 and 0.10, and the ratio for the methanogenic reactors, between 0.03 and 0.23 for the RMS, and between 0.03 and 0.22 for the RMC. Temperature variations were favorable to the physical separation of the phases in the RAS, because during all experiment the pH remained lower in this reactor than in the RAC. The RMS behavior was similar to the RMC throughout the experiment, indicating that temperature variations did not significantly affect the performance of the anaerobic filter operated at room temperature. The burning of the biogas produced in the acidogenic reactors indicated that there occurred methanogenesis in these reactors, attesting that the total physical separation of the phases did not occur.

Key words: anaerobic biodigestion, acidogenic reactors, methanogenic reactors, slaughterhouse of effluent.

LISTA DE TABELAS

		Página
Tabela 1	Período para cada TRH aplicado nos reatores acidogênicos	45
Tabela 2	Período para cada TRH aplicado nos reatores metanogênicos	45
Tabela 3	Valores de pH, alcalinidade, acidez volátil, sólidos totais e voláteis e DQO do efluente da terceira lagoa empregado no processo de partida dos quatro reatores	54
Tabela 4	Valores de pH, alcalinidade, acidez volátil, sólidos totais e voláteis do efluente bruto	56
Tabela 5	Teores de DQO, nitrogênio e fósforo dos efluentes brutos de cada lote utilizado	57
Tabela 6	Lotes dos resíduos brutos utilizados e valores médios de temperatura registrados para cada THR	58
Tabela 7	Médias dos valores de pH do efluente dos reatores acidogênicos operados à temperatura ambiente (RAS) e à temperatura controlada (RAC) em cada TRH empregado e dos valores de temperatura ambiente	59
Tabela 8	Médias dos valores de pH do efluente dos reatores metanogênicos operados à temperatura ambiente (RMS) e à temperatura controlada (RMC) em cada TRH empregado e dos valores de temperatura ambiente	59
Tabela 9	Alcalinidade e acidez volátil no efluente dos reatores acidogênicos em cada TRH empregado	61
Tabela 10	Alcalinidade e acidez volátil no efluente dos reatores metanogênicos em cada TRH empregado	61
Tabela 11	DQO dos afluentes e efluentes e as taxas de remoção do reator acidogênico operado a $32^{\circ}\text{C} \pm 1$ (RAC)	66
Tabela 12	DQO dos afluentes e efluentes e as taxas de remoção do reator acidogênico operado a temperatura ambiente (RAS)	67
Tabela 13	DQO dos afluentes e efluentes e as taxas de remoção do reator metanogênico operado a $32 \pm 1^{\circ}\text{C}$ (RMC)	70

Tabela 14	DQO dos afluentes e efluentes e as taxas de remoção do reator metanogênico operado a temperatura ambiente (RMS)	71
Tabela 15	Valores médios de remoção obtidos em cada TRH aplicado e carga orgânica de entrada dos reatores metanogênicos	72
Tabela 16	Valores de remoção total de DQO dos conjuntos A e B	73
Tabela 17	Teores de sólidos totais e voláteis do afluente e efluente do reator acidogênico operado a temperatura ambiente (RAS)	75
Tabela 18	Teores de sólidos totais e voláteis do afluente e efluente do reator acidogênico operado $32 \pm 1^{\circ}\text{C}$ (RAC)	76
Tabela 19	Teores sólidos totais e voláteis do afluente e efluente do reator metanogênico operado a temperatura ambiente (RMS)	77
Tabela 20	Teores sólidos totais e voláteis do afluente e efluente do reator metanogênico operado a $32 \pm 1^{\circ}\text{C}$ (RMC)	78
Tabela 21	Teor de nitrogênio e fósforo do afluente e efluente do conjunto A, operado a temperatura ambiente	80
Tabela 22	Teor de nitrogênio e fósforo do afluente e efluente do conjunto B, operado a temperatura de $32 \pm 1^{\circ}\text{C}$	80
Tabela 23	Biogás produzido no reator acidogênico, operado a $32 \pm 1^{\circ}\text{C}$ (RAC)	84
Tabela 24	Biogás produzido no reator acidogênico, operado a temperatura ambiente (RAS)	85
Tabela 25	Biogás produzido no reator metanogênico operado a temperatura ambiente (RMS)	86
Tabela 26	Biogás produzido no reator metanogênico operado a temperatura de $32 \pm 1^{\circ}\text{C}$ (RMC)	87

LISTA DE FIGURAS

	Páginas
Figura 1 Esquema geral do conjunto de reatores acidogênicos e metanogênicos e respectivo gasômetro	41
Figura 2 Fluxograma das operações realizadas durante o abate de bovinos e suínos	43
Figura 3 Relação Acidez Volátil/Alcalinidade dos reatores acidogênicos em função da temperatura e dos TRHs aplicados	62
Figura 4 Relação Acidez Volátil/Alcalinidade dos reatores metanogênicos em função da temperatura e dos TRHs aplicados	63
Figura 5 Remoção de DQO para os reatores acidogênicos com e sem controle de temperatura em função da temperatura e dos TRHs aplicados	68
Figura 6 Remoção de DQO para os reatores metanogênicos com e sem controle de temperatura em função da temperatura e dos TRHs aplicados	72
Figura 7 Volume de biogás produzido nos reatores acidogênicos RAS e RAC com TRH de 1 dia	82
Figura 8 Volume de biogás produzido no reator metanogênico operado a temperatura ambiente (RMS)	83
Figura 9 Volume de biogás produzido no reator metanogênico operado a temperatura de $32 \pm 1^{\circ}\text{C}$ (RMC)	83

LISTA DE ABREVIATURAS

AGV -	Ácidos Graxos Voláteis
AV/AL -	Relação acidez volátil/alcalinidade
DQO -	Demanda Química de Oxigênio ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$)
PVC -	Cloreto de Polivinila
RAC -	Reator acidogênico de fluxo ascendente operado a temperatura de $32 \pm 1 \text{ } ^\circ\text{C}$
RAS -	Reator acidogênico de mistura completa e fluxo ascendente operado a temperatura ambiente
RMC -	Reator metanogênico, do tipo filtro anaeróbio e fluxo ascendente, operado a $32 \pm 1 \text{ } ^\circ\text{C}$
RMS -	Reator metanogênico, do tipo filtro anaeróbio e fluxo ascendente, operado a temperatura ambiente
ST -	Sólidos totais (%)
SV -	Sólidos voláteis (%)
TRH -	Tempo de retenção hidráulica (dias)

SUMÁRIO

	Página
1 INTRODUÇÃO	15
2 OBJETIVOS	18
2.1 OBJETIVO GERAL	18
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	18
3 REVISÃO DA LITERATURA	19
3.1 SUBSTRATO	19
3.2 ASPECTOS GERAIS, MICROBIOLÓGICOS E BIOQUÍMICOS DA DIGESTÃO ANAERÓBIA	20
3.2.1 Aspectos gerais	20
3.2.2 Microbiologia e bioquímica da digestão anaeróbia	21
3.3 VANTAGENS DO TRATAMENTO ANAERÓBIO SOBRE O AERÓBIO	25
3.4 O PROCESSO DE PARTIDA DE REATORES ANAERÓBIOS	26
3.5 INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA NO PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA	30
3.6 REATORES ANAERÓBIOS DE DUAS FASES	33
4 MATERIAL E MÉTODOS	39
4.1 LOCAL DA PESQUISA	39
4.2 OS BIODIGESTORES	39
4.2.1 Conjunto A	39
4.2.2 Conjunto B	40
4.3 O GASÔMETRO	41
4.4 O SUBSTRATO	42
4.5 DESENVOLVIMENTO DO EXPERIMENTO	44
4.5.1 Processo de partida dos reatores	44
4.5.2 Período de otimização	44
4.6 PONTOS DE COLETA DAS AMOSTRAS	45
4.7 REAGENTES	46

4.7.1	Solução digestora para análise de DQO	46
4.7.2	Solução catalítica para análise de DQO	46
4.7.3	Solução padrão de DQO	46
4.7.4	Catalisador para análise de nitrogênio	47
4.7.5	Indicador misto para análise de nitrogênio	47
4.7.6	Solução de molibdato para análise de fósforo	47
4.8	METODOLOGIA ANALÍTICA	48
4.8.1	PH	48
4.8.2	Alcalinidade	48
4.8.3	Acidez volátil	49
4.8.4	Sólidos totais (ST) e voláteis (SV)	49
4.8.5	Demanda Química de Oxigênio (DQO)	50
4.8.6	Minerais	51
4.8.7	Volume de biogás produzido	53
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	54
5.1	CARACTERIZAÇÃO DO RESÍDUO BRUTO	54
5.2	ANÁLISES DO AFLUENTE E DO EFLUENTE DE CADA REATOR	58
5.2.1	Valores de pH, acidez volátil, alcalinidade e relação AV/AL	58
5.2.2	Demanda Química de Oxigênio (DQO)	64
5.2.3	Teor de sólidos totais e voláteis	73
5.2.4	Teores de minerais	79
5.2.5	Produção de biogás	81
6	CONCLUSÕES	88
7	SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS	90
	REFERÊNCIAS	91

1 INTRODUÇÃO

A quantidade bem como a qualidade da água tem se tornado um motivador de discussões políticas e acadêmicas. Esses fatores estão associados com a crescente poluição de rios e mananciais por resíduos industriais e domésticos que são lançados sem receber um tratamento adequado.

A geração de resíduos, fator inerente a qualquer atividade, mostra-se expressiva em abatedouros, uma vez que esta atividade representa significativa parcela das agroindústrias instaladas e pelo volume de seus despejos (IDE et al., 2000).

Os efluentes das indústrias alimentícias apresentam grande diversidade em suas características físicas, químicas e microbiológicas de acordo com o produto e a tecnologia de fabricação utilizada, devendo cada indústria estudar as características de seu efluente e projetar seu próprio sistema de tratamento. Contudo, a maioria das operações unitárias empregadas numa estação de tratamento de efluentes não varia, sendo o tratamento baseado em processos físicos, químicos e biológicos. Os processos biológicos de redução da matéria orgânica envolvem a participação de microrganismos presentes no sistema que irão converter esse material em biomassa e/ou biogás.

A princípio, a maioria dos compostos pode ser degradada pela via anaeróbia, sendo esse processo mais eficiente e econômico quando os dejetos são facilmente biodegradáveis. Os digestores anaeróbios têm sido aplicados para o tratamento de resíduos sólidos, incluindo culturas agrícolas, dejetos de animais, lodos de Estação de Tratamento de Esgotos (ETE) e lixo urbano. A digestão anaeróbia tem sido muito aplicada para o tratamento de efluentes de agroindústrias, tanto em países desenvolvidos quanto naqueles em desenvolvimento.

Os resíduos industriais, independentes da sua composição, devem atender às normas estabelecidas pela legislação. Para efluentes líquidos, devem ser seguidas as normas prescritas pela RESOLUÇÃO do CONAMA N° 020, 1986.

Os problemas ambientais associados com as atividades de abatedouros estão relacionados com os seus despejos ou resíduos oriundos de diversas etapas do processamento industrial. As águas residuárias contêm sangue, gordura, excrementos, substâncias contidas no trato digestivo dos animais, entre outros, caracterizando um efluente com elevada concentração de matéria orgânica. Esses resíduos, quando não tratados, representam focos de proliferação de insetos e de agentes infecciosos, produzem odores desagradáveis e, quando lançados em rios e lagos, devido ao alto conteúdo de resíduos orgânicos, caracterizam uma poluição hídrica intensa. O oxigênio livre da água acaba sendo utilizado na degradação da matéria orgânica matando peixes e outros organismos aquáticos por asfixia.

Nos abatedouros, é gerado um grande volume de resíduos e o consumo de água varia de acordo com o animal e o processo empregado em cada indústria, sendo grande parte descartado como efluentes com volumes de 0,4 a 3,1 m³ por animal sacrificado (TRITT; SCHUCHARDT, 1992).

A maior parte da matéria orgânica presente nos resíduos de abatedouros é biodegradável, geralmente variando de 1100 a 2400 mg O₂.L⁻¹ em termos de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO₅), com a fração solúvel variando entre 40% e 60%. A fração insolúvel é formada por matéria coloidal e suspensa, na forma de gorduras, proteínas e celulose, que pode ser degradada de forma lenta em reatores anaeróbios (JOHNS, 1995; NÚÑEZ; MARTINEZ, 1999).

Na literatura, encontram-se muitos trabalhos relacionados ao tratamento de efluentes de abatedouros por biodigestão anaeróbia, grande parte pelas altas taxas de remoção da matéria orgânica, para a estabilização do efluente, podendo posteriormente ser utilizado como

biofertilizante e pela produção do gás metano, que por sua característica carburante pode ser utilizado como fonte de energia. O metano, quando comparado a outros combustíveis fósseis, produz poucos poluentes atmosféricos e gera menos dióxido de carbono por unidade de energia. Por isso, o metano é comparativamente um combustível limpo e o seu uso em equipamentos, veículos, aplicações industriais e geração de força, tende a aumentar.

O objetivo deste estudo foi avaliar o tratamento anaeróbio de efluente de abatedouro de suínos e bovinos, em sistema de duas fases, acidogênica e metanogênica, separadas fisicamente e operando em série.

2 OBJETIVO GERAL

Este trabalho teve como objetivo geral avaliar o tratamento de efluente de abatedouro em digestores anaeróbios de duas fases.

2.1 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Este trabalho teve como objetivos específicos avaliar a influência da temperatura:

- na separação das fases acidogênica e metanogênica;
- na alcalinidade e acidez dos reatores;
- na remoção de DQO;
- na produção de biogás.

3 REVISÃO DA LITERATURA

3.1 SUBSTRATO

O Brasil tem um dos maiores rebanhos mundiais das principais espécies de animais de valor comercial, tais como, bovinos, suínos e aves. O complexo agroindustrial que abrange esse tipo de atividade é bastante amplo, envolvendo diversas fontes de resíduos em praticamente todas as suas etapas, conseqüências da criação e do processamento dos animais (POHLMANN, 2004).

No abate dos animais, é gerada uma grande quantidade de resíduos; as águas residuárias contêm sangue, gorduras, excrementos, substâncias contidas no trato digestivo dos animais, entre outros, caracterizando-se um resíduo com elevado teor de matéria orgânica. O consumo de água e o volume gerado de resíduo por animal abatido variam em função da capacidade do abatedouro e a variação da carga orgânica presente nos efluentes de diferentes indústrias depende do grau de reaproveitamento e dos cuidados na operação, em especial com o sangue (MANJUNATH; MEHROTRA; MATHER, 2000; POHLMANN, 2004; RUIZ et al., 1997).

Segundo Pohlmann (2004), um exemplo comparativo das características do efluente de um abatedouro com o esgoto doméstico, considerando um abate de 500 bovinos por dia gera:

- O volume de efluentes correspondente ao de uma população de 5 mil pessoas;
- Uma carga orgânica correspondente à carga de uma população de 50 mil habitantes.

Pode-se observar o alto potencial poluidor e a responsabilidade da indústria em tratar adequadamente seus efluentes.

3.2 ASPECTOS GERAIS, MICROBIOLÓGICOS E BIOQUÍMICOS DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

3.2.1 Aspectos gerais

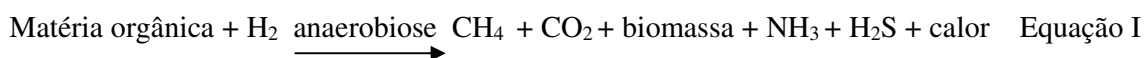
A biodigestão anaeróbia, mais que uma opção de tratamento biológico, configura-se como importante vetor energético; capaz de fornecer os benefícios da energia térmica e elétrica com eficiente remoção da matéria orgânica, produção de biofertilizantes e redução de microrganismos patogênicos. Os conhecimentos sobre a digestão anaeróbia, com a produção de gás combustível a partir da estabilização de resíduos orgânicos, datam do ano de 1776, quando Alessandro Volta observou a produção de metano no gás dos pântanos como resultado da fermentação de vegetais em condições de anaerobiose (NOGUEIRA, 1992).

Segundo Nogueira (1992), em 1857 em Bombaim, Índia, foi construída a primeira instalação operacional destinada a produzir gás combustível para um hospital de hansenianos. Nessa mesma época, pesquisadores da Alemanha e França estabeleceram bases teóricas e experimentais da biodigestão anaeróbia. Posteriormente, em 1939, na Índia houve a popularização desse processo, quando o Instituto Indiano de Pesquisa Agrícola, em Kampur, desenvolveu a primeira usina de gás a partir de esterco.

No Brasil, o interesse em aplicar a tecnologia da biodigestão anaeróbia foi despertado pela crise energética na década de 70, aumentando a procura por energias alternativas (HOBSON; WHEATLEY, 1993). Hoje, segundo Seghezze et al. (1998), o principal interesse por processos de digestão anaeróbia está relacionada à sua capacidade de estabilização de resíduos, devido à necessidade cada vez maior de se preservar o meio ambiente.

3.2.2 Microbiologia e bioquímica da digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia envolve a degradação e estabilização da matéria orgânica, levando à formação de metano e produtos inorgânicos incluindo, o dióxido de carbono. Segundo Kelleher et al. (2002), a digestão anaeróbia pode ser representada de um modo geral pela Equação I.



Os processos anaeróbios têm sido propostos como uma alternativa viável para o tratamento de resíduos líquidos com alta ou média concentração de cargas orgânicas (HICKEY et al., 1992). Diversos resíduos orgânicos têm sido tratados com sucesso mediante digestão anaeróbia, como esgoto doméstico, resíduos industriais, de abatedouros, de frutas, vegetais, esterco e biomassa agrícola (GUNASELAN, 1997; KELLEHER et al., 2002).

A digestão anaeróbia de resíduos apresenta algumas finalidades como: remoção da carga orgânica poluente, redução dos microrganismos patogênicos, produção de biogás e produção de biofertilizantes mais estáveis, mais ricos em nutrientes assimiláveis e com melhores qualidades sanitárias em relação ao material original (KELLEHER et al., 2002; SOUZA, 1984).

A decomposição anaeróbia da matéria orgânica a metano é um processo biológico conduzido em diferentes fases por vários tipos de microrganismos que agem simbioticamente (VIÑAS; MARTINEZ; BASELLI, 1993).

O processo de digestão anaeróbia ocorre pela ação de quatro tipos de microrganismos: hidrolíticos, acidogênicos, acetogênicos e metanogênicos (GARCIA; PATEL; OLLIVIER, 2000; VEEKEN; HAMELERS, 1999).

A degradação de substratos orgânicos pelo processo de digestão anaeróbia tem início com a ação das bactérias fermentativas, que hidrolisam as moléculas complexas em monômeros simples, como açúcares, aminoácidos e peptídeos (GARCIA; PATEL; OLLIVIER, 2000; METCALF; EDDY, 2003).

Bactérias anaeróbias facultativas ou obrigatórias são os microrganismos responsáveis pela hidrólise e fermentação. Organismos isolados de reatores anaeróbios incluem *Clostridium* sp., *Peptococcus anaerobus*, *Bifidobacterium* sp., *Desulphovibrio* sp., *Corynebacterium* sp., *Lactobacillus*, *Actinomyces*, *Staphylococcus*, e *Escherichia coli* (METCALF; EDDY, 2003).

Os monômeros simples são convertidos a dióxido de carbono, hidrogênio e ácidos graxos voláteis, tais como acético, propiônico e butírico pela ação das bactérias acidogênicas, sendo os ácidos graxos voláteis (AGV) os principais produtos intermediários (SACHS et al., 2003; SOLERA; ROMERO; SALES, 2002; SOUZA, 1984).

Um grupo de bactérias denominado acetogênicas é responsável pela oxidação dos produtos gerados na fase acidogênica em substrato apropriado para as arqueas metanogênicas. Os produtos gerados pelas bactérias acetogênicas são o hidrogênio, dióxido de carbono e acetato. Na etapa final do processo de digestão anaeróbia, as arqueas metanogênicas convertem os substratos fornecidos pelas bactérias fermentativas em metano e dióxido de carbono. Dois grupos principais de arqueas estão envolvidos na produção de metano. O primeiro, as metanogênicas acetoclásticas que produzem metano a partir do acetato, e o segundo as hidrogenotróficas que utilizam o hidrogênio como doador de elétrons e o dióxido

de carbono como aceptor na produção de metano (CHERNICHARO, 1997; METCALF; EDDY, 2003).

Os microrganismos responsáveis pela produção de metano, classificados como arqueas, são anaeróbios estritos obrigatórios, denominados metanogênicos. São células procarióticas, que apresentam sequência de rRNA e propriedades fenotípicas diferentes das bactérias. Essas diferenças são encontradas na parede celular, na composição lipídica da membrana celular e da RNA polimerase e no mecanismo de síntese protéica no ribossomo. Muitos dos organismos metanogênicos identificados em digestores anaeróbios são similares àqueles encontrados no estômago de animais ruminantes e em sedimentos orgânicos deixados em lagos e rios. *Methanobacterium* e *Methanobacillus* na forma de bastonetes e os *Methanococcus*, *Methanothrix*, e *Methanosarcina* na forma de cocos, são os principais gêneros de microrganismos que têm sido identificados em condições mesófilas (GARCIA; PATEL; OLLIVIER, 2000; METCALF; EDDY, 2003).

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



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

No processo de digestão anaeróbia, os microorganismos são interdependentes, simbióticos. As arqueas metanogênicas são mais sensíveis ao acúmulo de AGV e hidrogênio do que a bactérias acidogênicas. O pH ótimo para as bactérias acidogênicas é entre 5,5 a 6,0 e para as metanogênicas entre 6,8 a 7,2. Se a taxa de hidrólise é mais alta que a metanogênica e a alcalinidade do sistema não é suficientemente elevada, pode ocorrer acúmulo de AGV e hidrogênio e conseqüentemente acidificação do reator conduzindo à falha no processo (METCALF; EDDY, 2003; MURTO; BJÖRNSSON; MATTIASSON, 2004; SOUZA, 1984; VEEKEN; HAMELERS, 1999).

Análises de alcalinidade e acidez são então importantes para o controle dos reatores. Segundo Massé; Masse (2001), a alcalinidade no tratamento de esgoto doméstico diminui com o decréscimo da temperatura, mas, para efluentes de abatedouros, a alcalinidade que ocorre durante o tratamento é principalmente gerada pela mineralização das proteínas em amônia, que vão associar-se ao ácido carbônico na solução formando bicarbonato de amônia como solução tampão. Segundo Chernicharo (1997), o monitoramento da alcalinidade nos reatores anaeróbios torna-se mais importante que a avaliação do pH; isso se deve à escala logarítmica do pH, significando que pequenos abaixamentos de pH implicam no consumo de elevada quantidade de alcalinidade, diminuindo o tamponamento do meio. Um parâmetro importante para determinar o desempenho dos reatores é a relação AV/AL (Acidez Volátil/Alcalinidade), pois permite prever e evitar a queda de pH. No processo anaeróbio de

duas fases, a AV/AL é supostamente maior que 1,0 na acidogênese, pois se obtém a maior concentração possível de ácidos graxos (SAMPAIO, 1996).

Segundo Hirata (1999), os valores recomendados estão entre 0,1 e 0,35 para obter um bom desempenho dos reatores metanogênicos e, de acordo com Silva (1977) essa relação pode estar entre 0,06 e 0,2.

3.3 VANTAGENS DO TRATAMENTO ANAERÓBIO SOBRE O AERÓBIO

Sistemas anaeróbios têm sido estudados para o tratamento de efluentes industriais, porque são eficientes na remoção de carga orgânica com custos significativamente mais baixos quando comparados com processos aeróbios. Devido ao crescente conhecimento para sistemas de tratamento de esgoto doméstico, os processos anaeróbios estão ganhando uma posição proeminente no mundo, principalmente em países com clima tropical, como o Brasil, em que as condições ambientais são favoráveis para este tipo de tratamento (CHERNICHARO, 1997).

Nos casos onde os efluentes apresentam elevadas concentrações de matéria orgânica biodegradável com DQOs duas ou até quatro vezes mais altas que os esgotos domésticos, como os efluentes de abatedouros, os processos de tratamento aeróbios podem ser muito caros devido ao alto consumo de energia para aeração, a baixa capacidade de transferência de oxigênio e a produção elevada de lodo que necessita de pós-tratamento. A digestão anaeróbia pode, nestes casos, constituir uma alternativa interessante (DI BERARDINO, COSTA, CONVERTI, 2000; POZO, DIEZ, BELTRÀN, 2000).

A digestão anaeróbia apresenta muitas vantagens quando comparada à aeróbia, como baixo consumo de energia, formação de biogás, pequena formação de lodo, baixa demanda de nutrientes e o resíduo gerado, rico em nutrientes, pode ser utilizado como biofertilizante na agricultura. A produção de biogás possibilita a geração de energia, podendo reduzir os custos operacionais comparados à alta energia consumida nos processos aeróbios (DEBOZ et al., 2002; GIJZEN, 1996; LETTINGA; ZEEUW; OUBORG, 1981; MARINARI et al., 2000; TORKIAN; EQBALI; HASHEMIAN, 2003; TRITT; SCHUCHARDT, 1992).

Nos sistemas anaeróbios, cerca de 90% da matéria orgânica biodegradável é convertida em biogás e apenas 5 a 7% da matéria orgânica é incorporada como biomassa microbiana. Nos sistemas aeróbios, 50 a 60 % da matéria orgânica é degradada biologicamente, com a consequente conversão em dióxido de carbono e 40 a 50% da matéria orgânica é incorporada como biomassa (GIJZEN, 1996).

Apesar das vantagens, a digestão anaeróbia também apresenta algumas dificuldades, como implementação dos processos de partida que podem ser demorados e improdutivos, manutenção da alcalinidade alta, baixa remoção de fósforo e nitrogênio, possível produção de maus odores, necessidade de pós-tratamento e sensibilidade a variações de temperatura (METCALF; EDDY, 2003; SEGHEZZO, 1998; STRONACH; RUDD; LESTER, 1987).

3.4 O PROCESSO DE PARTIDA DE REATORES ANAERÓBIOS

A partida (*start-up*) de reatores anaeróbios pode ser definida como o período transiente inicial, marcado por instabilidades operacionais. Entre todas as fases do tratamento

anaeróbio de resíduos, o processo de partida é o passo mais longo, mais importante e também mais difícil de controlar (MICHAUD et al., 2002).

É comum ocorrerem distúrbios no digestor durante a partida, conduzindo a um fraco desempenho, e reduzindo a eficiência na remoção de matéria orgânica (LECLERC et al., 2001). Um dos maiores problemas da partida consiste na adaptação da população microbiana ao efluente, principalmente quando o resíduo for complexo. Assim, a operação de um reator somente se torna estável quando a biomassa está estabilizada (STRONACH; RUDD; LESTER, 1987).

Para otimizar um processo de digestão anaeróbia é necessário um controle efetivo na partida e operação dos reatores. Alguns fatores, como tamanho dos flocos da biomassa, fonte dos microrganismos, procedimento inicial de alimentação e o tipo do efluente devem ser considerados (GRIFFIN et al., 1998).

É conveniente, em um processo de partida, preencher o digestor com lodos provenientes de biodigestores já estabilizados contendo microrganismos anaeróbios, principalmente arqueas metanogênicas. A alimentação dos reatores com o resíduo a ser digerido deve ser iniciada com uma quantidade inferior de carga orgânica em relação à carga final desejada. À medida que aumenta a produção de biogás e a concentração de ácidos graxos voláteis não estiver elevada, aumenta-se gradativamente a concentração de carga orgânica (MORENO, 1996; SOUZA, 1984; STRONACH; RUDD; LESTER 1987).

Segundo Viñas; Martinez; Baselli (1993), durante o processo de partida, quando o reator receber quantidades elevadas de carga orgânica, a produção de ácidos graxos será maior que a capacidade de consumo das arqueas metanogênicas. Se a capacidade tampão ainda não estiver estabelecida, com o aumento da concentração dos ácidos graxos voláteis, ocorre a diminuição do pH inibindo as arqueas metanogênicas.

Durante o processo de partida, é importante manter algumas condições ambientais favoráveis: pH, balanço de nutrientes e temperatura. Quando o processo se estabiliza é, importante evitar ou minimizar alterações nas sobrecargas orgânicas, hidráulicas ou tóxicas (MORENO, 1996; SOUZA, 1984; STRONACH; RUDD; LESTER, 1987).

Segundo Souza (1984), possíveis vazamentos de gases devem ser verificados periodicamente, pois podem levar a conclusões enganosas sobre o funcionamento do processo.

Em um processo de partida com inóculo adaptado ou que apresente características similares ao resíduo a ser tratado, o tempo necessário para o início de operação pode ser reduzido até a poucos dias (MORENO, 1996).

Gannoun et al. (2003), trabalhando com efluente de abatedouro de aves, conseguiram que o processo de partida fosse feito em 3 semanas sem nenhum problema de acidificação. Isto foi atribuído principalmente à liberação de amônia pela degradação das proteínas.

Borja et al. (1998), estudando o tratamento de resíduo de abatedouro em um reator híbrido, utilizaram como inóculo lodo proveniente de um reator anaeróbio de manta de lodo usado no tratamento de efluente de abatedouro a 35°C. O reator foi inicialmente alimentado com uma taxa de carga orgânica de $2\text{g DQO.L}^{-1}\text{d}^{-1}$ com um TRH de 3 dias. Após um período de adaptação de 20 dias, o reator apresentou reduções de DQO de até 93,4%, com cargas orgânicas de entrada entre 2,49 e 20,82g DQO.L⁻¹d⁻¹.

Ruiz et al. (1997) estudaram a partida de um reator tipo UASB (Reator Anaeróbio de Manta de Lodo) utilizando-se uma mistura de açúcar e nutrientes com $0,6\text{ Kg DQO.m}^{-3}\text{d}^{-1}$, que durante 24 dias alimentou o reator numa proporção de 1:1 com reciclo do próprio reator. Depois, durante 92 dias, foi adicionado gradativamente efluente de abatedouro, diminuindo progressivamente a quantidade de açúcar até zero, aumentando-se a carga para $1\text{ Kg DQO.m}^{-3}\text{d}^{-1}$. Os mesmos autores realizaram o processo de partida de um filtro anaeróbio utilizando

resíduo bruto de abatedouro sem diluição, iniciando a alimentação com $0,5 \text{ Kg DQO.m}^{-3} \text{ d}^{-1}$. Após 20 dias, a carga foi aumentada para $1 \text{ Kg DQO.m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, e posteriormente para $4 \text{ Kg DQO.m}^{-3} \text{ d}^{-1}$.

Viñas, Martinez, Baselli (1993), estudando o tratamento de polpa resultante da industrialização de papel em reatores de duas fases, iniciaram o sistema de partida aumentando a carga orgânica de forma gradual para evitar a acidificação no reator e manter a remoção de DQO próxima a 60%. Para a fase acidogênica, utilizaram um filtro anaeróbio de fluxo ascendente, sem adição de inoculo; esta fase ocorreu apenas com as bactérias presentes no substrato. Um reator do tipo UASB foi utilizado para a fase metanogênica inoculado com lodo de um digestor rural. Depois de um curto período de adaptação, aproximadamente três semanas, o reator chegou a apresentar 87% de redução de DQO com carga de entrada de $9 \text{ KgDQO.m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, em um TRH de 16 horas.

Anderson; Kasapgil; Ince (1994), trabalhando com reatores anaeróbios de duas fases, utilizaram como efluente o resíduo de laticínio. Para a fase acidogênica, utilizaram um reator de mistura completa e, para a metanogênica, um filtro anaeróbio de fluxo ascendente. A alimentação dos reatores foi contínua com o afluente diluído a 500 mg.L^{-1} de DQO para manter uma taxa de carga orgânica de 1 kg na fase acidogênica e $0,4 \text{ kg DQO.m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ na metanogênica. Durante a partida, o TRH foi de 12 horas na primeira fase e 36 horas na segunda. A taxa de carga orgânica foi aumentada até cerca de $9,6$ e $3,0 \text{ kg DQO.m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ para o reator de mistura completa e para o filtro, respectivamente, obtendo-se uma remoção de DQO superior a 90%.

Caixeta; Cammarota; Xavier (2002), fazendo o estudo do tratamento de resíduos de abatedouro em reator do tipo UASB com um sistema de separação de três fases, utilizaram como inóculo o lodo de um reator anaeróbio da indústria de processamento do tabaco. A aclimatização do lodo foi realizada em um reator de $2,7 \text{ L}$, com TRH de 24 horas e

temperatura de 35°C, por aproximadamente três meses. Durante este período, a proporção de resíduo de abatedouro foi sendo aumentada gradativamente até chegar a 100% de resíduo bruto. A aclimatização foi acompanhada pela produção de biogás, pH e remoção de DQO. Em seguida, 1,6 Kg do lodo foi transferido para o reator do tipo UASB. Após 27 horas, o reator foi alimentado com 3,6 L do efluente de abatedouro, correspondendo a 50% do volume do reator, permanecendo por 24 horas. Amostras do sobrenadante foram coletadas e analisadas, obtendo-se 99 % de remoção de DQO. Em seguida, todo o volume do reator foi preenchido e, passadas 24 horas, novamente foram analisadas amostras do sobrenadante, verificando-se uma remoção de 91% de DQO. A partir daí a alimentação foi contínua com cargas orgânicas que variaram entre 3,5 e 6,5 kg DQO. m⁻³.d⁻¹.

3.5 INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA NO PROCESSO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA

A temperatura é um dos fatores físicos mais importantes na seleção das espécies no processo de digestão anaeróbia. Os microrganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna que é determinada pela temperatura ambiente (ISOLDI et al., 2001).

Segundo Souza (1984), o mais importante em um processo anaeróbio é manter uma temperatura uniforme dentro do reator, principalmente porque as arqueas metanogênicas são sensíveis a variações bruscas de temperatura. A formação microbiana do metano pode ocorrer em uma faixa bastante ampla de temperatura entre 0 a 97°C (CHERNICHARO, 1997).

Dois níveis de temperatura têm sido os mais usados no processo de digestão anaeróbia, um na faixa mesófila (20 a 45°C), sendo a temperatura ótima entre 35 e 37°C e outro na termófila (50 a 65°C) com faixa ótima entre 57 e 62°C. A velocidade de digestão é

maior nas temperaturas termófilas, com maior remoção de microrganismos patogênicos, porém, os custos relativos ao aquecimento em geral não compensam o uso destas temperaturas (CHERNICHARO,1997; SOUZA, 1984)

A maioria dos digestores anaeróbios tem sido projetada na faixa mesófila, embora o tratamento anaeróbio também possa ser aplicado a temperaturas mais baixas, entre 10 e 20°C, necessitando de um maior tempo de retenção da biomassa, reatores com maior volume e menores concentrações de matéria orgânica. Nestas temperaturas, a degradação dos ácidos graxos de cadeia longa, formados durante a digestão anaeróbia, é dificultada, sendo considerada um fator limitante, pois pode ocorrer a formação de espuma no reator (METCALF; EDDY, 2003)

A digestão anaeróbia na faixa psicrófila (0° a 20°C aproximadamente) é uma opção atrativa para o tratamento de efluentes líquidos descartados a baixas temperaturas, oferecendo vantagens técnicas e econômicas em relação aos tratamentos convencionais (COLLINS et al., 2003). Segundo Zoutberg; Been (1997), algumas desvantagens associadas com baixas temperaturas de operação de reatores anaeróbios são a queda na produção de biogás e a baixa estabilidade do resíduo tratado. Essas limitações, entretanto, têm sido superadas pela introdução de novos modelos de reatores, como o de leito granular expandido (EGSB).

Bodik; Herdova; Drtil (2000) compararam digestores anaeróbios: reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e filtro anaeróbio de fluxo ascendente no tratamento de esgoto doméstico sob temperatura psicrófila, 9-23 °C. O filtro anaeróbio de fluxo ascendente foi mais eficiente que o reator UASB.

A taxa de carga orgânica de um reator do tipo UASB no tratamento de resíduo de abatedouro diminuiu cerca de 36 %, de 11 para 7 Kg.m⁻³.d⁻¹, quando a temperatura foi reduzida de 30°C para 20°C (SAYED; CAMPEN; LETTINGA, 1987).

Efluentes líquidos que contêm quase metade da sua DQO na forma não dissolvida apresentam uma diminuição na taxa de degradação da matéria orgânica, atribuída à lenta dissolução dos sólidos coloidais e suspensos quando a temperatura operacional é reduzida (SAYED et al., 1988).

Pozo; Diez; Beltrán (2000) testaram a viabilidade do tratamento de efluente de abatedouro em um filtro anaeróbio de filme fixo, sem receber aquecimento. O reator foi operado durante 21 dias a 20°C com uma taxa de carga orgânica de 6,0 kg DQO. m⁻³ d⁻¹. Um tratamento a 35°C também foi realizado e, comparando-se as eficiências obtidas nas duas temperaturas, foi observado que a remoção da DQO aumentou de 60% para 80% quando a temperatura passou de 20° para 35°C.

Segundo Sánchez et al. (2001), a temperatura na qual a digestão anaeróbia acontece pode afetar significativamente a conversão, cinética, estabilidade, qualidade do efluente e o rendimento da produção de metano. A comparação da digestão anaeróbia de esgoto municipal a temperaturas de 20, 25 e 35 °C e tempos de retenção diferentes demonstraram que, quando o tempo de retenção diminui, a taxa de remoção da matéria orgânica aumenta quando a temperatura for elevada.

Outro fator a ser considerado é a relação entre temperatura e concentração da matéria orgânica. O efeito da temperatura no tratamento de efluentes de pocilgas usando um reator de mistura completa com temperatura mesófila de 35°C (A) e um reator de mistura completa com temperatura ambiente variando entre 16,8 a 29,5°C (B) apresentaram diferenças significativas. A remoção de DQO e a produção de metano foram mais altas para os reatores A em relação a B. A remoção de DQO foi de 85 e 75%, respectivamente, e a produção de metano foi 12% superior para o reator A. Usando os mesmos reatores, mas aumentando a concentração da matéria orgânica de entrada, notou-se uma diminuição na

remoção de DQO para os reatores A e B, mas a eficiência da remoção da matéria orgânica continuou sendo superior em A (SÁNCHEZ et al., 2001).

Massé; Masse (2001) estudaram o efeito da temperatura no tratamento de resíduos de abatedouros em reatores seqüenciais de batelada, operados a 30°, 25° e 20°C. Para as três temperaturas utilizadas, conseguiram uma remoção de DQO acima de 90 %. Um elevado grau de conversão de DQO em metano foi obtido, 90,8, 88,7 e 84,2 % a 30, 25 e 20°C, respectivamente. Porém, o conteúdo de metano presente no biogás aumentou de 74,7 para 78,2 % quando a temperatura foi reduzida de 30 para 20°C. A solubilidade do CO₂ e H₂ aumenta com a diminuição da temperatura, e uma concentração mais alta destes dois gases pode ter promovido a produção de metano a partir da redução do dióxido de carbono pelo hidrogênio. A produção de acetato também pode ser maior a temperaturas mais baixas e a redução do mesmo aumenta a proporção de metano em relação ao dióxido de carbono no biogás.

3.6 REATORES ANAERÓBIOS DE DUAS FASES

Os resíduos de abatedouros podem ser tratados mediante digestão anaeróbia, pois contêm elevadas concentrações de carga orgânica biodegradável, alcalinidade suficiente, adequadas concentrações de fósforo, nitrogênio e micronutrientes para o crescimento bacteriano (MASSÉ; MASSE, 2001). Estes resíduos contêm altas concentrações de gordura, sendo os digestores anaeróbios de fase única, tipo UASB, considerados inviáveis, pois a gordura presente pode formar uma espuma espessa no interior do reator comprometendo sua operação (BARRETO, 2004; CHEN; SHYU, 1998; POZO; DIEZ; BELTRÀN, 2000). Porém,

para que qualquer tipo de tratamento secundário seja eficiente, é essencial a utilização de tratamentos primários adequados. Esses tratamentos permitem a separação de sólidos suspensos e a recuperação de produtos como sangue e gordura (MARTINEZ et al. 1995).

Na maioria dos sistemas anaeróbios em funcionamento, tem-se observado distúrbios devido ao desbalanceamento entre os dois principais grupos de microrganismos, acidogênicos e metanogênicos, pois condições que são favoráveis às bactérias acidogênicas, como curto TRH e baixo pH, são inibidoras para as arqueas metanogênicas (INCE, 1998).

A digestão anaeróbia em duas fases foi primeiramente sugerida por Pohland; Ghosh (1971). Este tipo de configuração visa favorecer o crescimento de diferentes populações microbianas em reatores distintos (YENIGÜN; YILMAZER, 1999).

As bactérias acidogênicas e as arqueas metanogênicas apresentam características diferentes principalmente com respeito a suas exigências nutricionais, a fisiologia, o pH, o crescimento e a habilidade em resistir a mudanças ambientais (ANDERSON; KASAPGIL; INCE, 1994). As bactérias acidogênicas apresentam uma taxa de crescimento maior, com um tempo de duplicação entre três minutos e poucas horas, enquanto as acetogênicas e arqueas metanogênicas crescem mais lentamente, com tempo de duplicação entre dois e sete dias (VIÑAS; MARTINEZ; BASELLI, 1993).

A digestão anaeróbia de duas fases baseia-se nas condições ambientais que apresentam a maioria dos reatores anaeróbios e que não são as ideais para o desenvolvimento das bactérias acidogênicas e das arqueas metanogênicas juntas. Devido às características de crescimento diferentes entre elas, não é possível obter condições operacionais em um único reator que possam maximizar a formação de ácidos e metano. O processo de duas fases separadas fisicamente permite a seleção e enriquecimento das diferentes bactérias controlando independentemente as condições operacionais de cada reator. Assim, a primeira fase pode ser operada para priorizar o crescimento das bactérias acidogênicas e a segunda fase favorecer o

crescimento das arqueas metanogênicas, aumentando a eficiência na conversão da matéria orgânica em ácidos e na produção de metano em cada fase correspondente (ANDERSON; KASAPGIL; INCE, 1998).

Segundo Wang; Banks (2003), além dos reatores anaeróbios de duas fases superarem problemas relacionados ao acúmulo de ácidos graxos voláteis, também evitam as altas concentrações de amônia que podem inibir o desenvolvimento das arqueas metanogênicas.

Segundo YEOH (1997), uma vantagem importante da digestão anaeróbia de duas fases em relação à de fase única é que se pode impor maior carga orgânica ao sistema com menor ocorrência de instabilidade.

Segundo Ghosh; Ombregt; Pipyn (1985), a maior vantagem do processo de duas fases é a possibilidade de operar com altas cargas orgânicas em um TRH mais curto, condições essas que para reatores de fase única podem levar à instabilidade. A produção de metano e estabilização da DQO pode ser a mesma ou ainda maior que nos processos convencionais de digestão de alta taxa.

Segundo Di Berardino; Costa; Converti (2000), os reatores de mistura completa existentes não são efetivos na biodegradação de efluentes industriais que se encontram bem diluídos, pois o tempo de residência dentro do reator é muito pequeno e, como consequência, inibem o desenvolvimento das arqueas metanogênicas. Com o objetivo de melhorar o processo, pode-se fazer uso dos filtros anaeróbios, onde as bactérias crescem apoiadas em suportes inertes, formando biofilmes na superfície do material ou retidas nos interstícios formados no interior destes, permitindo maior tempo de residência da biomassa no reator melhorando assim a eficiência do processo.

Diferentes tipos de suportes têm sido empregados nos filtros anaeróbios, tais como pedras britadas, elementos cerâmicos, madeira, módulos tubulares de plástico, cilindros plásticos vazados, esferas plásticas perfuradas, bambu, entre outros. Tradicionalmente, o meio

suporte mais utilizado em filtros são as pedras britadas, por causa do seu baixo custo e fácil aquisição. Hoje, porém, os materiais plásticos, em função das elevadas eficiências obtidas e por serem mais leves, têm sido bastante utilizados (CARVALHO; POVINELLI, 1996).

Romli et al. (1994) estudaram a influência do pH em sistema anaeróbio de duas fases. Para a fase acidogênica, foi utilizado um reator de mistura completa e, para a fase metanogênica, um reator de leito fluidizado. Ambos os reatores foram operados à temperatura de 35°C, tendo como substrato melaço diluído. Observaram que, diminuindo o pH no reator acidogênico de 6,0 para 5,3, o consumo de álcali foi reduzido em 30 %, porém, o pH do efluente final também diminuiu de aproximadamente 7,2 para 6,7. Apesar disso, a remoção da DQO no reator metanogênico foi ainda alta (acima de 90%), tanto no estado estacionário quanto durante aplicação de choques de carga. A mudança de pH também não afetou significativamente a produção de biogás, mas houve a diminuição da concentração de metano em ambos os reatores. Com os choques de carga, houve aumento na concentração de dióxido de carbono no biogás e diminuição na porcentagem de metano. No reator metanogênico, porém, a concentração de metano apenas diminuiu durante as 4 primeiras horas após o choque, de carga de 65 % para 58 % e, em seguida, voltou ao estado normal.

Jeyaseelan; Matsuo (1995) testaram a eficiência do tratamento de digestão anaeróbia de duas fases usando dois substratos diferentes à temperatura de 20°C. O primeiro substrato era constituído de 87 % de carboidratos e proteínas e o segundo por 94 % de carboidratos e lipídios. O sistema foi operado com um reator de mistura completa para fase acidogênica e um filtro anaeróbio de fluxo ascendente para fase metanogênica. Foi montado um filtro anaeróbio de fluxo ascendente que operou nas mesmas condições de temperatura, tempos de retenção hidráulica e mesmas concentrações do substrato para comparação com o sistema de duas fases. Os resultados provaram que o sistema de duas fases tem melhor

eficiência na digestão em relação aos digestores de uma fase, e o substrato com lipídios apresentou os melhores resultados.

Ince (1998), estudando o tratamento de efluente de laticínios em reatores anaeróbios de duas fases, usou para a fase acidogênica um reator de mistura completa, e para a fase metanogênica um filtro anaeróbio de fluxo ascendente com temperatura de operação entre 33-36°C. Ocorreu uma eficiente separação das fases, acidogênica e metanogênica, indicado pela baixa e elevada produção de metano na primeira e segunda fase, respectivamente. Os AGVs produzidos no reator de mistura completa foram eficazmente consumidos no filtro anaeróbio de fluxo ascendente. Altas taxas de carga orgânica foram aplicadas, entre 23 Kg DQO.m⁻³ d⁻¹ para a primeira fase com um TRH de 12 horas e 7 Kg DQO.m⁻³ d⁻¹ para a segunda, com TRH de 36 horas. A eficiência na remoção da carga orgânica foi acima de 90 % e o conteúdo de metano presente no biogás variou entre 75 e 80 %.

Gülüm; Yenigün (1999), utilizando o soro de queijo como substrato, realizaram o estudo sobre aplicação de diferentes TRHs, 1, 2 e 4 dias, com carga orgânica entre 0,5 e 2 g DQO.d⁻¹ na fase acidogênica em um reator de mistura completa, operado a 35 ±1.0°C. O pH foi mantido entre 5,7 e 5,8. O TRH mais adequado foi de 1 dia com taxa de acidificação superior a 50%. Avaliaram também o desempenho da fase metanogênica em um filtro anaeróbio de fluxo ascendente usando o mesmo substrato em função do TRH. Foram aplicados TRHs de 3, 4, 5 e 6 dias, com pH entre 7,4 e 7,7 e carga orgânica aproximadamente de 11 000 mg.L⁻¹. No TRH de 4 dias, a remoção da DQO foi próxima a 95 %, resultado superior aos demais TRHs aplicados, que foram de 67 % e 63 % em 6 e 3 dias, respectivamente.

Raizada et al. (2003) estudaram o tratamento de efluente de abatedouro em reatores anaeróbios de duas fases. A primeira fase (hidrólise) foi realizada em um reator anaeróbio a

37°C, com TRH de 2 dias. Para a segunda fase (metanogênese), foi testada a eficiência de dois reatores, um reator de leito fixo e um reator de leito fluidizado com um TRH de 4 dias e com cargas orgânicas de 2, 4, 8 e 12 Kg DQO m⁻³ d⁻¹. A maior produção de biogás e metano foi obtida com carga orgânica de 4 Kg DQO m⁻³ d⁻¹ com 75 a 80 % de metano. Porém, a produção de biogás e metano foi maior no reator de leito fixo, onde os AGVs foram mais facilmente degradados, em relação ao de leito fluidizado. Segundo os autores, uma quantidade elevada de arqueas foi encontrada no reator de leito fixo, explicando seu maior desempenho na produção de biogás e metano.

Banks; Wang (1999) realizaram o tratamento de resíduos de abatedouros em reatores anaeróbios de duas fases como uma alternativa para superar problemas como o acúmulo de amônia. Segundo os mesmos autores, tanto o sangue quanto o conteúdo intestinal presente nos resíduos de abatedouros são fontes ricas em nitrogênio que são convertidas em amônia. Esta pode ser considerada tóxica em baixas concentrações para os microrganismos metanogênicos, podendo levar o biodigestor à falência, embora possa ocorrer aclimatização dos microrganismos à amônia (ROBBINS; GERHARDT; KAPPEL, 1989; VAN VELSEN, 1979). Se a cultura sofrer gradual adaptação à amônia livre, poderá tolerar até 1,1 g.L⁻¹. As metanogênicas acetoclásticas são consideradas mais sensíveis em relação à toxicidade pela amônia (HANSEN; ANGELIDAKI; AHRING, 1998).

Wang; Banks (2003) usaram para o tratamento de efluente de abatedouro, na primeira etapa, um reator anaeróbio de fluxo ascendente e, na segunda etapa, um filtro anaeróbio (AF), e obtiveram significativa redução de sólidos totais (ST), remoção da demanda química de oxigênio (DQO) e conversão de biogás.

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 LOCAL DA PESQUISA

Os biodigestores foram montados no Centro de Tecnologia Agroalimentar (CTA) da Universidade Estadual de Ponta Grossa-PR, onde foram realizados todos os experimentos.

4.2 OS BIODIGESTORES

Foram utilizados para o experimento dois conjuntos de reatores anaeróbios, denominados A e B, montados no laboratório e construídos em tubos de cloreto de polivinila (PVC). Cada conjunto era formado por um reator acidogênico e um metanogênico atuando em série. Os reatores foram alimentados diariamente e funcionaram em processo contínuo.

4.2.1 Conjunto A

O conjunto A foi formado por um reator acidogênico de mistura completa e fluxo ascendente operado a temperatura ambiente (RAS), com agitação programada de quinze minutos a cada quatro horas, com auxílio de uma bomba centrífuga de 28 watts ligada a um temporizador. O volume útil do reator era de 1,6 L. Os Tempos de Retenção Hidráulico (TRHs) aplicados foram de 20, 5, 2 e 1 dia.

O reator metanogênico utilizado foi um filtro anaeróbio de fluxo ascendente operado a temperatura ambiente (RMS) com volume útil de 1,1 L. O TRH deste reator foi de 30, 20, 15, 10, 8, 6, 4, 2 e 1 dia. Como suporte para os microrganismos dos filtros foram utilizados anéis de polipropileno de 1,0 cm de diâmetro e 0,5 cm de comprimento. A altura média dos reatores era de 26 cm com diâmetro de 10,5 cm. Os reatores do conjunto A foram operados a temperatura ambiente.

4.2.2 Conjunto B

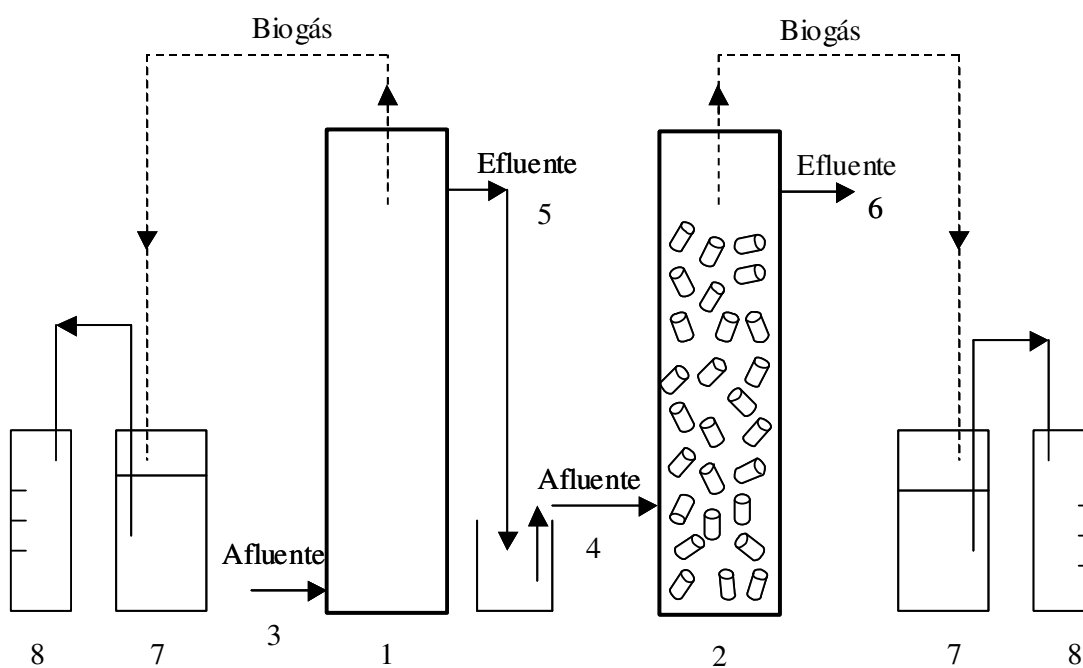
O conjunto B foi constituído por um reator acidogênico de fluxo ascendente (RAC) operado a temperatura de 32 ± 1 °C. O volume útil do reator era de 1,4 L. Os TRH utilizados foram de 20, 5, 2 e 1 dia.

O reator metanogênico utilizado foi um filtro anaeróbio de fluxo ascendente (RMC), operado a 32 ± 1 °C com volume útil de 1,2 L. O TRH deste reator foi de 30, 20, 15, 8, 6, 4, 2 e 1 dia. Como meio suporte para os microrganismos dos filtros, foram utilizados anéis de polipropileno de 1,0 cm de diâmetro e 0,5 cm de comprimento. A altura média dos reatores foi de 26 cm com diâmetro de 10,5 cm. Os reatores deste conjunto foram mantidos a temperatura de 32 ± 1 °C com auxílio de um banho termostatizado.

Para os dois conjuntos, o efluente dos reatores acidogênicos foi o afluente dos filtros anaeróbios.

4.3 O GÁSÔMETRO

A medida do volume diário de biogás foi feita por deslocamento de líquido, conforme Figura 1.



- 1- Reator acidogênico
- 2- Reator metanogênico
- 3- Afluente do reator acidogênico
- 4- Afluente do reator metanogênico
- 5- Efluente do reator acidogênico
- 6- Efluente do reator metanogênico
- 7- Frascos preenchidos com solução salina acidificada
- 8- Frascos de coleta para a solução salina acidificada deslocada durante a formação de biogás

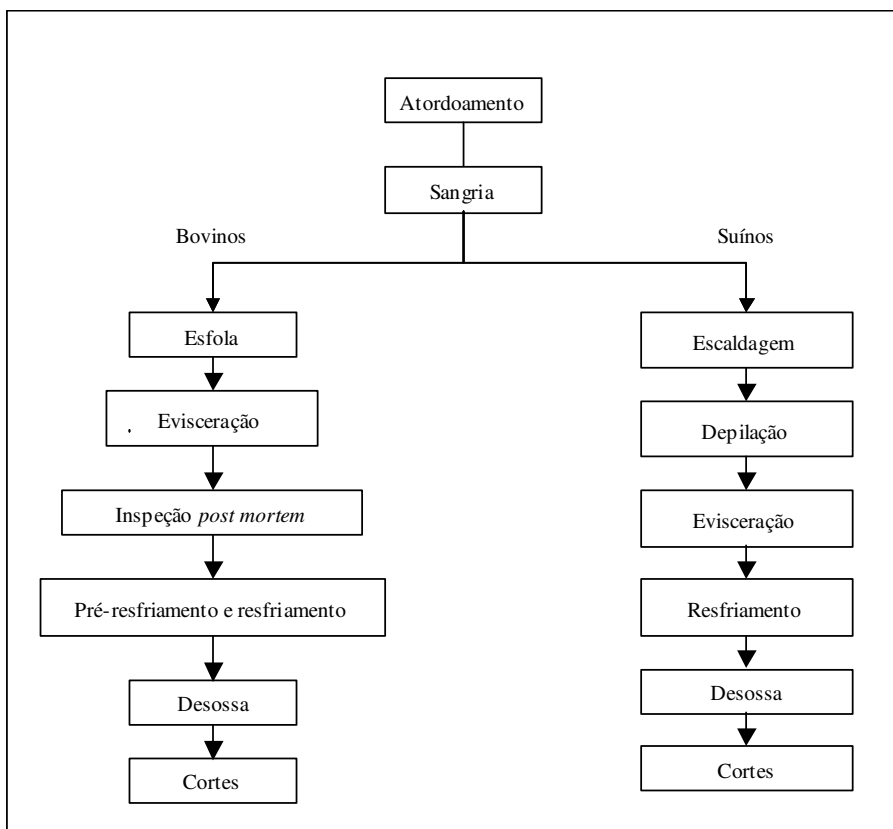
FIGURA 1- Esquema geral do conjunto de reatores acidogênicos e metanogênicos e respectivo gasômetro

Para realizar a medida de biogás formado, foram confeccionados quatro gasômetros em frascos de vidro que foram preenchidos com solução salina acidificada (25% de NaCl e 3% de H_2SO_4). Cada frasco foi fechado com uma rolha com duas saídas, na qual foram introduzidas duas mangueiras, uma para passagem do biogás e a outra para a solução salina. À medida que ocorria a produção de gás, a solução era deslocada do frasco, coletada em um recipiente plástico, para medida do volume.

4.4 O SUBSTRATO

Durante o processo de partida, os quatro reatores foram alimentados com o efluente da terceira lagoa de estabilização do Abatedouro Municipal de Ponta Grossa-PR, que foi coletado em recipiente de polipropileno e congelado a $-18^{\circ}C$.

Para alimentação dos reatores após o processo de partida, foi utilizado o efluente bruto do abate de suínos e bovinos do mesmo abatedouro. As principais operações do abate de suínos e bovinos são mostradas na Figura 2. O efluente foi coletado em recipientes de polipropileno com 5 litros de capacidade e mantidos sob refrigeração a $-18^{\circ}C$.



Fonte: VILAS BOAS et al., (2001), adaptado.

FIGURA 2 - Fluxograma das operações realizadas durante o abate de bovinos e suínos

Praticamente todas as etapas demonstradas na Figura 2 geram resíduos líquidos e sólidos, durante a sangria, esfolação, evisceração, desossa e cortes, juntamente com a água de

lavagem dos equipamentos e do chão. Durante a sangria, a maior parte do sangue é coletada, com a finalidade de minimizar a concentração de matéria orgânica no efluente final.

4.5 DESENVOLVIMENTO DO EXPERIMENTO

4.5.1 Processo de partida

Iniciou-se o experimento com Tempo de Retenção Hidráulica (TRH) de 20 dias para os quatro reatores. Como substrato foi utilizado o efluente da terceira lagoa anaeróbia de estabilização do abatedouro com DQO de $640 \text{ mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, sem adição de qualquer outro tipo de inóculo. A escolha do inóculo da terceira lagoa deve-se ao fato de, teoricamente, esta possuir maior concentração de arqueas metanogênicas que a primeira e segunda lagoas.

4.5.2 Período de otimização

Após os primeiros vinte dias de operação mudou-se o TRH dos filtros anaeróbios de 20 para 30 dias e sua alimentação passou a ser feita com o efluente dos reatores acidogênicos, que continuaram com TRH de 20 dias e passaram a ser alimentados com o efluente bruto do abatedouro, com DQO de $1200 \text{ mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1}$.

Durante o experimento, diferentes TRHs foram utilizados para os reatores acidogênicos e metanogênicos. Os TRHs foram de 20, 5, 2 e 1 dias para os acidogênicos e de 30, 20, 15 e 10, 8, 6, 4, 2 e 1 dias para os metanogênicos, como pode se observar nas Tabelas 1 e 2. As mudanças de TRH foram realizadas sempre que a remoção da carga orgânica se apresentava estável, ou seja, quando os reatores se encontravam em regime estacionário.

TABELA 1 – Período para cada TRH aplicado nos reatores acidogênicos

TRH (dias)	Período (dias)	
	RAS	RAC
20	08/04/03 – 09/06/03	08/04/03 – 16/06/03
05	24/06/03 – 28/07/03	17/06/03 – 28/07/03
02	29/07/03 – 13/10/03	29/07/03 – 13/10/03
01	14/10/03 – 28/09/04	14/10/03 – 28/09/04

TABELA 2 – Período para cada TRH aplicado nos reatores metanogênicos

TRH (dias)	Período (dias)	
	RMS	RMC
30	10/04/03 – 09/06/03	08/04/03 – 16/06/03
20	24/06/03 – 13/10/03	17/06/03 – 13/10/03
15	14/10/03 – 11/02/04	14/10/03 – 11/02/04
10	12/02/04 – 14/04/04	12/02/04 – 14/04/04
08	14/04/04 – 28/05/04	14/04/04 – 28/05/04
06	31/05/04 – 06/07/04	31/05/04 – 06/07/04
04	07/07/04 – 02/08/04	07/07/04 – 02/08/04
02	03/08/04 – 20/08/04	03/08/04 – 20/08/04
01	23/08/04 – 28/09/04	23/08/04 – 28/09/04

O afluente dos reatores acidogênicos foi acidificado com H_2SO_4 1N, para ficar com pH próximo a 5,0, ótimo para o desenvolvimento de bactérias acidogênicas (Chernicharo, 1997; Yenigün; Yilmazer, 1999). O efluente destes reatores foi o afluente dos reatores metanogênicos.

4.6 PONTOS DE COLETA DAS AMOSTRAS

As amostras de efluente para as análises de controle do funcionamento dos reator foram coletadas na saída de cada reator.

4.7 REAGENTES

4.7.1 Solução digestora para análise de DQO

A solução foi preparada segundo APHA (1998). Dissolveram-se 10,216 g de Dicromato de potássio ($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$) previamente seco e 33 g de Sulfato de mercúrio (HgSO_4) em uma solução de 167 ml de ácido sulfúrico concentrado (H_2SO_4) em 500 ml de água destilada. Diluiu-se a 1000 ml.

4.7.2 Solução catalítica para análise de DQO

A solução foi preparada segundo APHA (1998). Dissolveram-se 9,9 g de sulfato de prata (AgSO_4) em 1000 ml de ácido sulfúrico concentrado.

4.7.3 Solução padrão de DQO

A solução foi preparada segundo APHA (1998). Dissolveram-se 0,8502 g de biftalato de potássio em água destilada completando o volume a 1000 ml. A partir desta solução foram preparadas três diluições de 800, 500 e 200 mg. L^{-1} para traçar a equação da reta.

4.7.4 Catalisador para análise de nitrogênio

A mistura catalítica foi preparada segundo APHA (1998). Misturou-se três partes de sulfato de potássio (K_2SO_4) para uma de sulfato de cobre (CuSO_4).

4.7.5 Indicador misto para análise de nitrogênio

Adicionou-se, por litro de ácido bórico 2% (H_3BO_3), 5 ml de solução de vermelho de metila 0,1% em etanol e 25 ml de verde de bromocresol 0,1% em etanol e então completou-se o volume.

4.7.6 Solução de molibdato para análise de fósforo

A solução foi preparada segundo Silva (1981). Pesou-se 1,0 g de carbonato de bismuto e dilui-se em 200 ml de água destilada, e cautelosamente adicionou-se 138 ml de ácido sulfúrico concentrado. Em outro béquer, adicionou-se 20g de molibdato de amônio e 150 ml de água destilada. Em seguida, as duas soluções foram transferidas para um balão volumétrico de 1000 ml e completou-se o volume.

4.8 METODOLOGIA ANALÍTICA

4.8.1 pH

A determinação foi feita segundo metodologia descrita em APHA (1998), utilizando-se um potenciômetro da marca HANNA Instrumentos HI 8424 – Digimed.

4.8.2 Alcalinidade

Foi determinada segundo metodologia descrita por Silva (1977). Cerca de 20 a 50 ml de cada amostra foi filtrada em papel filtro. O filtrado foi titulado sob agitação contínua com ácido sulfúrico 0,1N até pH 4,0. Para o cálculo da alcalinidade, utilizou-se a equação VI:

$$\text{Alcalinidade (mg CaCO}_3\text{.L}^{-1}\text{)} = \frac{\text{Vol. (H}_2\text{SO}_4\text{) . N (H}_2\text{SO}_4\text{) . 50000}}{\text{Volume da amostra}} \quad \text{Equação VI}$$

4.8.3 Acidez Volátil

A mesma amostra submetida à análise de alcalinidade foi utilizada na determinação da acidez volátil. Foi adicionado H₂SO₄ 0,1 N até pH 3,5 e em seguida a amostra foi submetida à fervura por 3 minutos. Depois de resfriada, foi titulada com NaOH 0,01N de pH 4,0 até 7,0. Para o cálculo da acidez volátil, utilizou-se a equação VII:

$$\text{Acidez Volátil (CH}_3\text{COOH. L}^{-1}\text{)} = \frac{\text{Vol. (NaOH) . N (NaOH) . 60000}}{\text{Volume de amostra}} \quad \text{Equação VII}$$

4.8.4 Sólidos totais (ST) e voláteis (SV)

Foram determinados pelo método gravimétrico segundo descrito em APHA (1998). A amostra era colocada em cápsula de porcelana e seca em estufa a 105°C até peso constante, obtendo-se os sólidos totais. A mesma cápsula era utilizada na determinação de sólidos voláteis, por incineração em forno mufla a 550°C por cerca de seis horas, seguido por resfriamento e pesagem.

4.8.5 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

A Demanda Química de Oxigênio (DQO) quantifica a matéria orgânica total em termos de oxigênio necessário para sua oxidação total. A medida da DQO foi realizada segundo APHA (1998), utilizando-se o método colorimétrico de refluxo fechado.

Procedimento:

Em tubo de digestão, foi adicionado 3 mL da amostra bem homogeneizada e 2,0 ml da solução digestora e agitou-se bem para misturar. Em seguida, foi adicionado lentamente 4,0 ml da solução catalítica pelas paredes do tubo, fechando-o imediatamente e agitando sob água corrente; devido ao aquecimento com a mistura das fases. O mesmo procedimento foi realizado colocando-se 3 ml de água destilada no lugar da amostra, sendo este tubo denominado branco. Os tubos foram colocados no bloco digestor a 150°C por duas horas.

Para cada amostra foram feitas triplicatas. Depois das duas horas, os tubos foram retirados do bloco, esperou-se esfriar e foram feitas leituras em espectrofotômetro a 600 nm, usando o branco para acertar o zero da escala.

Preparou-se uma solução padrão de biftalato de potássio equivalente a 1000 mg.L^{-1} e diluiu-se para obter diferentes concentrações de 800, 500 e 200 mg.L^{-1} para traçar a equação da reta $y = a.x + b$, onde a e b são obtidos na equação da reta e x é o valor da absorbância. Calculou-se a DQO segundo a equação VIII:

$$\text{DQO (mgO}_2\text{.L}^{-1}) = [a . x + b] . \text{ diluição da amostra.}$$

Equação VIII

4.8.6 Minerais

O nitrogênio e o fósforo são minerais importantes requeridos para o crescimento dos microrganismos, porém, quando os efluentes apresentam uma quantidade superior ao limite determinado pela Legislação, podem causar problemas de eutrofização se lançados em corpos d'água sem nenhum tratamento.

- Nitrogênio

Os teores de nitrogênio foram determinados pelo método micro-Kjedahl, segundo metodologia descrita por APHA (1998).

Procedimento:

Pesou-se cerca de 5mL de cada amostra em tubos de digestão e colocou-se em estufa até secagem completa. Logo após, adicionou-se a cada tubo 1,5 g de catalisador e 6 ml de ácido sulfúrico concentrado. Os tubos foram levados ao bloco digestor com temperatura inicial de 50°C e aumentou-se a temperatura em 50°C a cada 30 minutos até atingir 350°C. Quando o conteúdo dos tubos ficou transparente, de cor verde-azulado, as amostras permaneceram por mais duas horas. Depois, nos tubos frios, adicionou-se um pouco de água destilada lavando as paredes do tubo. Em seguida, as amostras foram destiladas em destilador de nitrogênio, neutralizada com NaOH 50 % até o aparecimento de cor escura (óxido de cobre formado). O destilado foi recolhido em erlenmeyer com 10 ml de H₃BO₃ 2% com indicador misto até um volume de 150 ml. O destilado foi titulado com HCl 0,01N até que o indicador virou da cor azul para vinho. Realizou-se então o cálculo para o teor de nitrogênio segundo a equação IX.

$$\% \text{ Nitrogênio} = \frac{\text{ml (HCl)} \cdot \text{N (HCl)} \cdot \text{fc}^* \cdot 1,4008}{\text{peso da amostra}} \quad \text{Equação IX}$$

*fator de correção do HCl

- Fósforo

O fósforo foi determinado segundo metodologia descrita por SILVA (1981).

Procedimento:

Adicionou-se 10 ml da amostra em cápsulas de porcelana que foram levadas a estufa para secagem da amostra. Depois de secas, as amostras foram levadas à mufla por 6 horas a 550°C. Retirou-se as cápsulas da mufla e, após esfriarem, foram adicionados 5 ml de HCl 1:1

e levadas ao aquecimento em chapa até secagem total do ácido. Depois, foram adicionados mais 5 ml do HCl e levadas novamente ao aquecimento até que o volume do ácido foi reduzido a cerca de 1 ml, quando retirou-se da chapa para esfriar. Em seguida, as cápsulas foram lavadas com água e filtradas em balão de 100 ml, preenchendo-se o volume. Desse balão, foram transferidos 5 mL para um balão de 50 ml e adicionou-se mais 5 ml de solução de molibdato e 2 ml de ácido ascórbico 2%, completando-se o volume com água destilada. Passados cinco minutos, foi efetuada a leitura em 725 nm. Um “branco” também foi preparado, usando água destilada mais os reagentes para acertar o zero da escala. Preparou-se uma solução padrão de fósforo com KH_2PO_4 equivalente a 1000 mg.L^{-1} e diluiu-se para obter diferentes concentrações de 0, 0,2, 0,4, 0,6, 0,8, e $1,0 \text{ mg L}^{-1}$ para traçar a equação da reta $y = a.x.$, onde a é obtido na equação da reta e y é o valor da absorbância. O cálculo do teor de fósforo foi determinado pela equação X:

$$y = (a.x) \cdot \text{diluição}$$

Equação X

4.8.7 Volume de biogás produzido

Fez-se a correção do volume de biogás formado em relação à umidade e temperatura.

Não foi possível fazer a correção do volume em relação à pressão interna dos reatores, pois estas não foram determinadas.

A correção foi realizada através da equação XI:

$$V \text{ (CNTP)} = \frac{273}{273 + T} \cdot \frac{P}{760} \cdot V \cdot F$$

Equação XI

Onde: T = Temperatura ambiente

P = Pressão Local de Ponta Grossa – PR = 680,00 mmHg

V = Volume da solução deslocada (L)

F = Fator de correção de umidade a temperatura de medição de gás, segundo equação:

$F = 1,0568 - 0,0034.X$, $r = 0,9979$ onde X = temperatura ambiente (Fernandes Jr., 1995)

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 CARACTERIZAÇÃO DO RESÍDUO BRUTO

Foi caracterizado o resíduo bruto usado como substrato para os reatores. Nas Tabelas 3, 4 e 5, apresenta-se a composição dos substratos utilizados durante o experimento.

Durante o processo de partida, o efluente da terceira lagoa foi utilizado como inóculo para os quatro reatores. Como pode se observar na Tabela 3, esse substrato apresentou condições favoráveis, principalmente ao desenvolvimento das arqueas metanogênicas, por

possuir baixa acidez e elevada alcalinidade, quando comparadas aos efluentes brutos nas Tabelas 4 e 5.

TABELA 3 – Valores de pH, alcalinidade, acidez volátil, sólidos totais e voláteis e DQO do efluente da terceira lagoa empregado no processo de partida dos quatro reatores

Parâmetros	Efluente da terceira lagoa
pH	8,2
Alcalinidade (mg $\text{CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$)	850,0
Acidez Volátil (mg $\text{CH}_3\text{COOH} \cdot \text{L}^{-1}$)	60,0
ST (%)	0,13
SV (%)	0,07
DQO (mg $\text{O}_2 \cdot \text{L}^{-1}$)	641,0

Em abatedouros, a carga orgânica e demais parâmetros presentes nos efluentes líquidos de diferentes indústrias é variável, pois dependem do número de animais abatidos por dia, da espécie de animal, do tamanho do abatedouro, do grau de reaproveitamento e cuidados na operação e da eficiência do tratamento primário aplicado (POHLMANN, 2004). Borja et al. (1998), trabalhando com efluente de abatedouro, encontrou valores de pH de 6,4, alcalinidade de 620,0 mg $\text{CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, acidez volátil de 250,0 mg $\text{CH}_3\text{COOH} \cdot \text{L}^{-1}$, sólidos totais de 0,7% e voláteis de 0,5 %, DQO de 1041,0 mg $\text{O}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, nitrogênio de 230,0 mg L^{-1} e fósforo de 59,0 mg L^{-1} para o efluente bruto. Já Habouzit, Torrijos, Moletta (2003) encontraram para efluente bruto de abatedouro pH igual a 7,3, alcalinidade 851,0 mg $\text{CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, acidez volátil 370,0 mg $\text{CH}_3\text{COOH} \cdot \text{L}^{-1}$ DQO 2750,0 mg $\text{O}_2 \cdot \text{L}^{-1}$, nitrogênio 212,0 mg L^{-1} e fósforo 57,0 mg L^{-1} .

Observa-se nas Tabelas 4 e 5 que também ocorreu variações consideráveis dos parâmetros analisados para os efluentes dos diferentes lotes utilizados. Isso se deve ao fato de que a espécie e a quantidade de animais abatidos não serem as mesmas durante as coletas do efluente.

TABELA 4 – Valores de pH, alcalinidade, acidez volátil, sólidos totais e voláteis do efluente bruto

Lotes	Data da Coleta	pH	Alcalinidade ($\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$)	Acidez Volátil ($\text{mgCH}_3\text{COOH} \cdot \text{L}^{-1}$)	Sólidos Totais (%)	Sólidos Voláteis (%)
18	29/03 a 12/04/04	6,7	283,3	144,0	0,3	0,1
19	13/04 a 26/04/04	6,7	363,3	200,0	0,2	0,1
20	27/04 a 09/05/04	6,9	480,0	456,0	0,2	0,04
21	03/05 a 23/05/04	6,6	400,0	200,0	0,2	0,1
22	04/05 a 03/06/04	7,9	422,3	240,0	0,2	0,1
23	04/06 a 10/06/04	6,8	316,7	162,0	0,2	0,05
24	11/06 a 08/07/04	6,4	268,3	340,0	0,3	0,04
25	09/07 a 06/08/04	6,0	433,3	660,0	0,3	0,1
26	07/08 a 05/08/04	6,8	666,6	380,0	0,2	0,1
27	06/08 a 30/08/04	6,2	446,6	390,0	0,4	0,1
28	30/08 a 01/09/04	6,2	623,6	466,0	0,3	0,1
29	02/09 a 24/09/04	8,7	540,0	330,0	0,3	0,05
30	23/09 a 08/02/04	6,6	300,6	330,0	0,2	0,1
12	08/12 a 19/12/03	6,5	516,6	344,0	0,2	0,2
13	20/01 a 28/01/04	6,9	655,2	412,5	0,3	0,1
14	29/01 a 11/02/04	6,8	408,3	206,0	0,2	0,1
15	12/02 a 01/03/04	6,6	700,0	486,0	0,4	0,1
16	02/03 a 14/03/04	6,8	283,3	154,0	0,2	0,1
17	15/03 a 28/03/04	6,6	533,3	256,0	0,2	0,1

n.a. – não analisado

TABELA 5 - Teores de DQO, nitrogênio e fósforo dos efluentes brutos de cada lote utilizado

Lotes	Período	DQO (mgO ₂ .L ⁻¹)	Nitrogênio (mg.L ⁻¹)	Fósforo (mg.L ⁻¹)
1	10/04 a 02/07/03	1200,0	300,0	30,0
2	03/07 a 31/07/03	4388,9	n.a.	n.a.
3	01/08 a 25/08/03	3083,9	n.a.	n.a.
4	26/08 a 10/09/03	3841,3	n.a.	n.a.
5	11/09 a 28/09/03	2131,9	200,7	22,3
6	29/09 a 06/10/03	2725,1	166,5	27,3
7	07/10 a 19/10/03	4276,5	386,3	22,2
8	20/10 a 30/10/03	4310,0	162,7	68,9
9	31/10 a 11/11/03	3363,5	247,2	30,3
10	12/11 a 24/11/03	4220,5	322,7	25,0
11	25/11 a 07/11/03	3089,6	233,7	19,3
12	08/12 a 19/12/03	2116,7	154,9	21,4
13	20/01 a 28/01/04	2756,2	188,2	48,7
14	29/01 a 11/02/04	2986,8	202,1	24,1
15	12/02 a 01/03/04	4306,3	460,0	42,8
16	02/03 a 14/03/04	2122,5	194,1	38,0
17	15/03 a 28/03/04	1880,5	185,5	42,8
18	29/03 a 12/04/04	1961,5	166,3	21,9
19	13/04 a 26/04/04	2186,1	192,6	26,4
20	27/04 a 10/05/04	1414,5	153,2	19,0
21	11/05 a 23/05/04	2099,3	127,5	22,9
22	24/05 a 03/06/04	1691,0	154,2	13,5
23	04/06 a 20/06/04	2000,4	290,7	13,0
24	21/06 a 04/07/04	1288,4	119,6	8,9
25	05/07 a 20/07/04	2687,5	60,3	24,8
26	21/07 a 05/08/04	3069,1	196,5	19,7
27	06/08 a 19/08/04	2067,9	158,9	20,8
28	20/08 a 01/09/04	1922,2	70,0	19,4
29	02/09 a 21/09/04	1819,8	89,9	n.a.
30	22/09 a 28/09/04	3217,3	128,4	26,4

n.a. – não analisado

Durante a realização do experimento, houve variação do TRH para os reatores acidogênicos e metanogênicos; na Tabela 6 encontram-se os TRHs aplicados nos reatores, os valores de temperatura ambiente e respectivos lotes utilizados.

TABELA 6 - Lotes dos resíduos brutos utilizados e valores médios de temperatura registrados para cada THR

TRH (dias)	Lotes	Temperatura (°C)	CV% (n)
Reator Acidogênico			
20	1 – 2	19,0	16,7 (39)
05	2 – 3	16,0	10,7 (20)
02	3 – 8	17,5	16,3 (52)
01	8 – 30	20,5	16,6 (214)
Reator Metanogênico			
30	1 – 2	19,0	16,7 (39)
20	2 – 8	17,0	15,6 (72)
15	8 – 15	22,0	12,6 (63)
10	16 – 19	23,0	16,1 (39)
08	20 – 23	19,0	14,9 (32)
06	23 – 26	17,0	13,9 (25)
04	26 – 27	16,0	13,6 (18)
02	27 – 28	18,0	16,2 (14)
01	29 – 30	22,0	11,5 (26)

CV % - Coeficiente de variação

n - Número de amostras

5.2 ANÁLISES DO AFLUENTE E DO EFLUENTE DE CADA REATOR

5.2.1 Valores de pH, acidez volátil, alcalinidade e relação AV/AL

Nas Tabelas 7 e 8, encontram-se os valores de pH dos efluentes dos reatores acidogênicos e metanogênicos em função do TRH aplicado e das temperaturas médias registradas durante o experimento.

Os valores de pH dos quatro reatores diminuíram junto com a redução do TRH, porém os valores de pH do RAS foram sempre mais baixos que os do RAC, fator que favorece a separação das fases (INCE, 1998; VIÑAS, MARTÍNEZ, BASELI, 1993). O valor de pH mais baixo no RAS pode estar relacionado à variação de temperatura durante o experimento, devido à sensibilidade, principalmente das arqueas metanogênicas, a mudanças de temperaturas, havendo, então, acúmulo de ácidos orgânicos que não estariam sendo convertidos a CH_4 e CO_2 . O que não foi observado no RAC que apresentou valores de pH mais elevado possibilitando o desenvolvimento das arqueas.

A inibição das arqueas metanogênicas no reator acidogênico é desejável quando se tem por objetivo a separação das fases.

TABELA 7 - Médias dos valores de pH do efluente dos reatores acidogênicos operados à temperatura ambiente (RAS) e à temperatura controlada (RAC) em cada TRH empregado e dos valores de temperatura ambiente

TRH (dias)	pH				Temperatura ambiente (°C)	
	RAS	CV % (n)	RAC	CV % (n)	T°C	CV % (n)
20	7,4	6,5 (45)	7,6	5,8 (45)	19,0	16,7 (39)
05	7,0	4,5 (21)	7,4	3,8 (21)	16,0	10,7 (20)
02	5,9	5,2 (52)	7,0	2,4 (52)	17,5	16,3 (52)
01	6,1	3,9 (214)	6,6	3,3 (214)	20,5	16,6 (214)

CV %- Coeficiente de variação

n - Número de amostras

TABELA 8 – Médias dos valores de pH do efluente dos reatores metanogênicos operados à temperatura ambiente (RMS) e à temperatura controlada (RMC) em cada TRH empregado e dos valores de temperatura ambiente

TRH (dias)	pH				Temperatura ambiente (°C)	
	RMS	CV % (n)	RMC	CV % (n)	T°C	CV (%)
30	7,0	5,1 (38)	7,5	4,9 (38)	19,0	16,7 (39)
20	7,3	2,7 (75)	7,5	3,4 (75)	17,0	15,6 (72)
15	7,1	2,4 (63)	7,3	1,9 (63)	22,0	12,6 (63)
10	7,1	2,4 (39)	7,3	2,3 (39)	23,0	16,1 (39)
08	6,9	2,5 (31)	7,0	2,4 (31)	19,0	14,9 (32)
06	6,8	3,2 (24)	7,0	3,2 (24)	17,0	13,9 (25)
04	6,8	2,1 (17)	7,1	2,0 (17)	16,0	13,6 (18)
02	7,0	1,4 (15)	7,1	1,9 (15)	18,0	16,2 (14)
01	6,8	1,4 (26)	7,1	1,4 (26)	22,0	11,5 (26)

CV % - Coeficiente de variação

n - Número de amostras

Houve um decréscimo da acidez volátil no reator acidogênico (RAS) em função da diminuição do TRH. Já para o RAC, o valor da acidez volátil também baixou, mas no TRH de 1 dia voltou a aumentar, como pode se observar na Tabela 9. O mesmo comportamento foi encontrado por Fernandes Jr. (1995), quando avaliou a cinética da fase acidogênica no tratamento de manipueira em digestão anaeróbia de duas fases; o autor justificou esse perfil pelo fato de que em valores baixos de TRH, o volume do efluente retirado diariamente é elevado, promovendo uma renovação acentuada da microflora do reator responsável pelas transformações do substrato.

A acidez dos filtros biológicos (RMS e RMC) aumentou com o decréscimo do TRH (Tabela 10), mas permaneceu abaixo de 250 mg.L^{-1} que, segundo Metcalf; Eddy (2003), é ideal para manter a estabilidade da fase metanogênica.

O RAC, durante o TRH de 2 dias, manteve sua alcalinidade elevada enquanto o RAS apresentou uma queda quando o TRH passou de 5 para 2 dias. Essa queda da alcalinidade pode ser atribuída à diminuição do TRH associada às baixas temperaturas registradas e à sua variação durante este período chegando à temperatura mínima de 13°C e máxima de 23°C e aos valores mais baixos de pH deste reator indicando maior consumo de alcalinidade.

Quando comparados os valores de alcalinidade e acidez dos dois conjuntos de reatores A e B em relação às variações de temperatura, observa-se que para o conjunto A, operado a temperatura ambiente, o RAS apresentou menor alcalinidade e maior acidez volátil e menor valor de pH do que o RAC indicando que, neste caso, a manutenção da temperatura a 32°C desfavoreceu a separação física das fases. Os valores de alcalinidade do RMC e RMS foram muito próximos (Tabela 10), indicando uma não interferência da temperatura no comportamento desses parâmetros nas condições empregadas mas, indicando que o RMS formava mais ácidos, principalmente nos TRHs de 02 e 01 dia. O mesmo foi encontrado por Barceló et al. (2002) e Dominguez; Martínez; Barceló (2002), que estudaram os efeitos da temperatura no processo de digestão anaeróbia para esgoto municipal e concluíram que as variações de temperatura estudadas, entre 16 e 31°C, não afetaram de maneira significativa as concentrações de ácidos graxos voláteis.

TABELA 9 - Alcalinidade e acidez volátil no efluente dos reatores acidogênicos em cada TRH empregado

TRH (dias)	Alcalinidade (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)				Acidez Volátil (mg CH ₃ COOH.L ⁻¹)			
	RAS	CV% (n)	RAC	CV% (n)	RAS	CV% (n)	RAC	CV% (n)
20	n.a.*	n.a.*	n.a.*	n.a.*	n.a.*	n.a.*	n.a.*	n.a.*
05	977,0	25,2 (16)	1211,0	25,7	567,2	21,4 (16)	353,0	66,1 (16)
02	584,0	33,0	1022,0	25,5	457,2	38,3 (48)	218,2	41,1 (48)
01	530,1	36,7	607,0	46,3	390,7	53,4 (204)	241,7	67,9 (204)

n.a.* - não analisado, CV % - Coeficiente de variação e n - Número de amostras

TABELA 10 - Alcalinidade e acidez volátil no efluente dos reatores metanogênicos em cada TRH empregado

TRH (dias)	Alcalinidade (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)				Acidez Volátil (mg CH ₃ COOH.L ⁻¹)			
	RAS	CV% (n)	RAC	CV% (n)	RAS	CV% (n)	RAC	CV% (n)
06	604,0	17,9	643,0	11,0 (25)	36,6	17,8 (25)	34,6	12,5 (25)
04	965,0	17,8	976,2	15,8 (16)	67,6	35,1 (16)	53,6	14,1 (16)
02	858,0	18,9	1095,2	13,6 (14)	108,2	29,2 (14)	65,2	15,6 (14)
01	768,3	11,0	766,6	14,4 (25)	103,5	28,4 (25)	127,9	28,9 (25)
30	n.a.*	n.a.*	n.a.*	n.a.*	n.a.*	n.a.*	n.a.*	n.a.*
20	1224,0	24,6	1291,9	27,2 (53)	65,3	21,3 (43)	62,9	38,9 (53)
15	1405,0	19,7	1428,0	19,0 (45)	91,6	22,3 (44)	75,0	17,6 (45)
10	1019,0	19,0	1015,6	19,1 (38)	62,4	21,8 (38)	54,8	8,8 (38)
08	723,0	10,8	740,4	10,7 (30)	57,2	21,3 (30)	57,2	18,8 (30)

n.a.* - não analisado, CV % - Coeficiente de variação e n - Número de amostras

A relação acidez volátil/alcalinidade (AV/AL) do RAC foi menor que 1,0 e o RAS apresentou alguns valores superiores a 1,0, porém a AV/AL deste reator sempre foi mais alta em relação ao RAC, como pode se observar na Figura 3.

Os valores de AV/AL para o RAC foram bastante baixos para este reator durante todo o experimento, indicando a não ocorrência da acidificação desejada para este modelo de reator, provavelmente ocorreu o consumo da acidez produzida. Este reator apresentou comportamento similar a um reator de fase única (Figura 3). Para o RAS no período em que a concentração da carga orgânica de entrada foi mais elevada, entre os meses de outubro e novembro, correspondente aos lotes 7, 8, 9, 10, e 11 (Tabela 5) se observa os maiores valores de AV/AL.

Com os resultados de pH, acidez, alcalinidade e AV/AL discutidos ficam evidente melhores condições de acidificação para o RAS que para o RAC. Uma vez que as arqueas metanogênicas são mais sensíveis à variação de temperatura que as bactérias acidogênicas, quando se deseja otimizar processos de acidificação de um reator, como nas condições empregadas neste trabalho, a variação de temperatura até pode ser vantajosa no sentido de se limitar o crescimento de microrganismos indesejáveis ao processo.

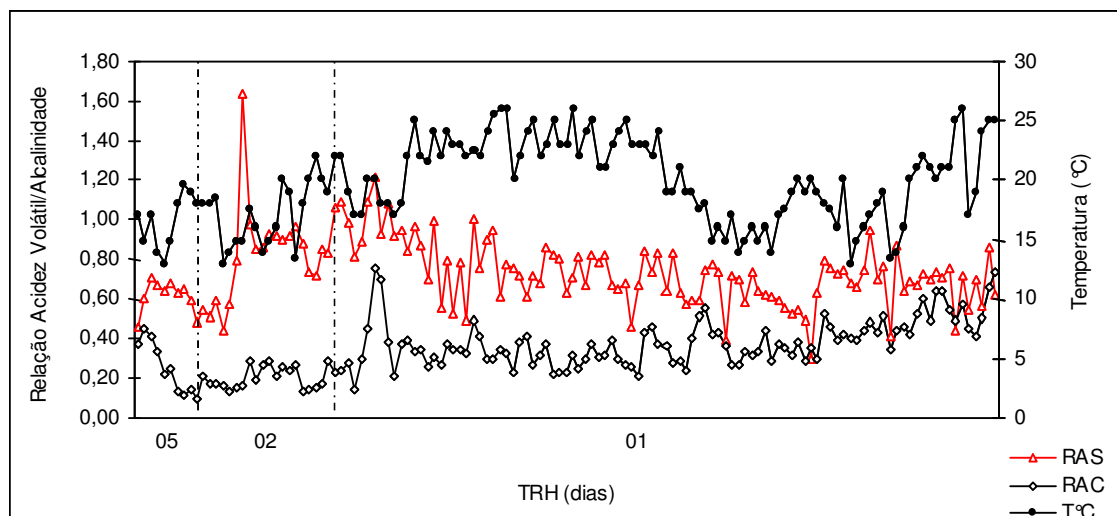


FIGURA 3- Relação Acidez Volátil/Alcalinidade dos reatores acidogênicos em função da temperatura e dos TRHs aplicados

Os reatores metanogênicos apresentaram valores de AV/AL dentro do esperado para este tipo de reator, o RMS com valores entre 0,03 e 0,28, enquanto o RMC entre 0,03 e 0,22.

Analisando-se a Figura 4, observa-se que a temperatura não foi um fator determinante nos valores de AV/AL para os reatores, pois ambos apresentaram o mesmo comportamento durante o experimento. A estabilidade do RMS, sendo as arqueas consideradas sensíveis a instabilidade térmica, pode ser atribuído ao modelo desse reator; filtro anaeróbio. Os filtros têm a capacidade de reter grande quantidade de biomassa por elevados períodos de tempo, favorecendo a estabilidade destes reatores (CHERNICHARO, 1997).

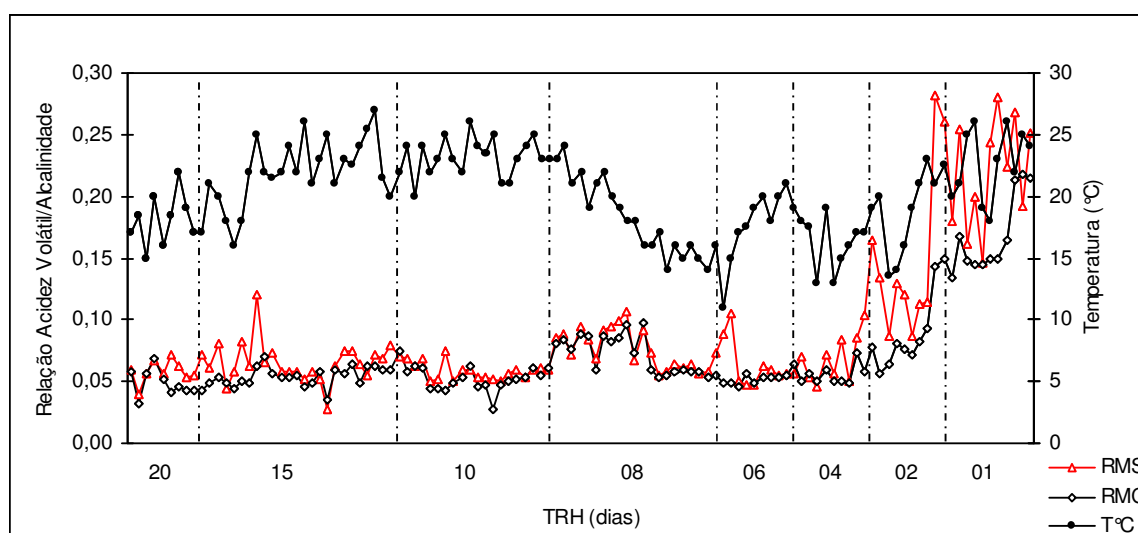


FIGURA 4 - Relação Acidez Volátil/Alcalinidade dos reatores metanogênicos em função da temperatura e dos TRHs aplicados

5.2.2 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

É importante relatar que os resultados e discussão para análise de DQO para os reatores metanogênicos referem-se aos dados obtidos para os TRHs de 20, 15, 10, 8, 6, 4, 2 e 1 dias, desconsiderando, portanto, a fase de adaptação, cujo TRH utilizado foi de 30 dias.

Nas Tabelas 11 e 12 e na Figura 5, pode-se observar a redução da DQO dos reatores acidogênicos. Os reatores apresentaram comportamento semelhante em relação à remoção de DQO, com valores bastante elevados, chegando a mais de 60% no RAC e a mais de 50% no RAS.

O TRH parece não afetar de maneira significativa a remoção da DQO do RAC, porém, no TRH de 2 dias, se obteve o maior valor de remoção para este reator, que foi de 62,2 % com DQO de entrada de $2131,9 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$ (Tabela 11), é neste TRH que se observa o menor valor de acidez (Tabela 9), e conseqüente maior remoção de DQO.

Na Tabela 12, se observa a remoção de DQO para o RAS. A DQO do afluente deste reator é mesma do RAC. Porém, as reduções de DQO do RAS foram menores durante todo o experimento. A maior remoção de DQO, de 54,0 %, foi obtida com DQO do afluente de $3083,9 \text{ mg O}_2 \text{ L}^{-1}$ e TRH de 2 dias.

Quando o TRH passou para um dia, houve uma maior queda na remoção de DQO no RAS quando comparado ao RAC, como pode se observar nas Tabelas 11 e 12 e na Figura 5. A diminuição do TRH favorece a acidogênese, mas a menor remoção da DQO no RAS pode ser atribuída à variação de temperatura, ao pH, que se manteve entre 5,9 e 6,1, e ao modelo do reator, mistura completa, que associadas ao curto TRH desfavorecem as arqueas metanogênicas, por estas serem mais sensíveis em relação às bactérias acidogênicas (CHERNICHARO, 1997, INCE, 1998). Porém, como pode se observar na Figura 5, as variações de temperatura parecem não afetar de maneira significativa o desempenho do RAS, mas quando comparado ao RAC, operado à temperatura controlada, as variações de temperatura contribuíram para menor remoção da matéria orgânica no RAS pois o pH deste reator manteve-se favorável as acidogênicas e desfavorável as arqueas metanogênicas.

Durante o tratamento anaeróbio, não se espera grandes remoções de DQO na fase acidogênica, pois a matéria orgânica complexa do afluente é principalmente convertida em ácidos orgânicos voláteis, que ainda possuem elevada carga orgânica (SACHS et al., 2003, SOUZA, 1984). Porém, para os dois reatores utilizados para a fase acidogênica neste experimento, a remoção da DQO foi elevada, indicando a ocorrência de metanogênese também no reator acidogênico e a não separação física das fases.

Nos reatores acidogênicos, também foram realizados testes de chama para verificação da produção de metano. O biogás dos dois reatores quando submetido ao teste de chama queimou, o que confirma a produção de metano no RAS e RAC.

TABELA 11 – DQO dos afluentes e efluentes e as taxas de remoção do reator acidogênico operado a $32^{\circ}\text{C} \pm 1$ (RAC)

Lotes	TRH	DQO ($\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$) do afluente	DQO ($\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$) Do efluente	CV %	Remoção (%)	CV % (n)
1	20	1200,0	834,2	31,6	30,5	72,1 (19)
1	5	1200,0	1066,6	1,8	11,1	14,9 (09)
2	5	4388,9	1834,9	25,3	58,1	18,2 (16)
3	2	3083,9	1387,1	45,5	55,0	37,2 (18)
4	2	3841,3	1536,2	12,5	60,0	8,3 (10)
5	2	2131,9	860,4	24,8	62,2	8,7 (11)
6	2	2725,1	1104,6	10,3	57,5	10,1 (06)
7	1	4276,5	1820,8	8,4	57,4	6,2 (06)
8	1	4310,0	2157,7	1,0	49,9	1,0 (07)
9	1	3363,5	1656,9	23,3	50,7	22,6 (07)
10	1	3939,1	1672,6	11,6	57,5	8,5(09)
11	1	3089,6	1192,0	13,3	58,3	19,6 (09)
12	1	2116,7	1081,9	12,1	48,8	12,8 (07)
13	1	2756,2	1252,9	22,6	54,4	18,5 (09)
14	1	2986,8	1508,5	20,0	48,9	21,4(09)
15	1	4306,3	2096,2	14,4	51,3	13,6 (09)
16	1	2122,5	968,2	10,2	54,3	0,8 (09)
17	1	1880,5	1195,0	7,1	36,4	12,4 (10)
18	1	1961,5	838,1	25,6	57,2	19,1 (09)
19	1	2186,1	1236,2	12,6	43,4	16,4 (09)
20	1	1414,5	753,2	15,5	46,7	17,7 (09)
21	1	2099,3	1079,3	6,8	48,5	7,2 (09)
22	1	1691,0	994,1	11,1	41,2	15,9 (09)
23	1	2000,4	1052,6	21,0	47,3	23,4 (09)
24	1	1288,4	950,4	13,0	25,8	36,1 (09)
25	1	2687,5	1336,2	11,4	50,2	11,3 (11)
26	1	3069,1	1590,2	13,8	48,1	14,9 (10)
27	1	2067,9	1430,8	9,8	30,8	22,0 (11)
28	1	1922,2	1228,9	7,0	36,0	12,4 (10)
29	1	1819,8	1077,2	15,7	41,1	22,1(10)
30	1	3217,3	1908,5	0,0	40,6	9,58 (06)

CV % - Coeficiente de variação

n - Número de amostras

TABELA 12 – DQO dos afluentes e efluentes e as taxas de remoção do reator acidogênico operado a temperatura ambiente (RAS)

Lotes	TRH	DQO(mgO ₂ .L ⁻¹) do afluente	DQO(mgO ₂ .L ⁻¹) do efluente	CV %	Remoção (%)	CV % (n)
1	20	1200,0	856,7	30,4	28,6	75,8 (20)
1	5	1200,0	1131,7	3,3	5,6	54,9 (6)
2	5	4388,9	2251,8	15,0	48,6	15,9 (14)
3	2	3083,9	1415,2	21,9	54,0	21,9 (15)
4	2	3841,3	2152,6	5,9	43,9	7,5 (11)
5	2	2131,9	1058,2	6,2	51,4	5,2 (11)
6	2	2725,1	1409,5	37,8	48,2	40,6 (06)
7	1	4276,5	2129,5	1,7	50,1	1,7 (07)
8	1	4310,0	2162,3	1,3	49,8	1,4 (07)
9	1	3363,5	2074,6	4,5	38,3	7,2 (07)
10	1	3939,1	2214,7	4,2	42,5	8,9 (44)
11	1	3089,6	1977,2	9,9	35,9	17,6 (09)
12	1	2116,7	1906,0	8,3	10,0	76,0(06)
13	1	2756,2	1834,7	6,3	33,4	12,5 (06)
14	1	2986,8	1980,0	9,9	34,9	14,1 (08)
15	1	4306,3	2394,0	9,1	45,1	7,32 (10)
16	1	2122,5	1559,0	9,0	26,5	24,8 (09)
17	1	1880,5	1891,2	3,6	2,5	102,4 (08)
18	1	1961,5	1505,5	19,7	25,0	47,8 (10)
19	1	2186,1	1890,7	7,2	13,5	46,4 (09)
20	1	1414,5	1111,2	17,3	21,4	63,5 (08)
21	1	2099,3	1522,0	8,1	27,5	21,3 (09)
22	1	1691,0	1339,3	4,8	20,8	18,5 (09)
23	1	2000,4	1299,3	10,0	35,0	18,6 (09)
24	1	1288,4	1239,0	14,0	11,2	65,5 (08)
25	1	2687,5	1931,1	12,4	27,3	30,5 (12)
26	1	3069,1	1952,8	11,1	36,3	19,5 (10)
27	1	2067,9	1719,2	10,0	16,8	49,4 (11)
28	1	1922,2	1553,8	12,3	19,1	51,9 (10)
29	1	1819,8	1658,0	13,4	12,8	66,8 (10)
30	1	3217,3	1919,0	1,9	45,3	2,9 (06)

CV % – Coeficiente variação

n - Número de amostra

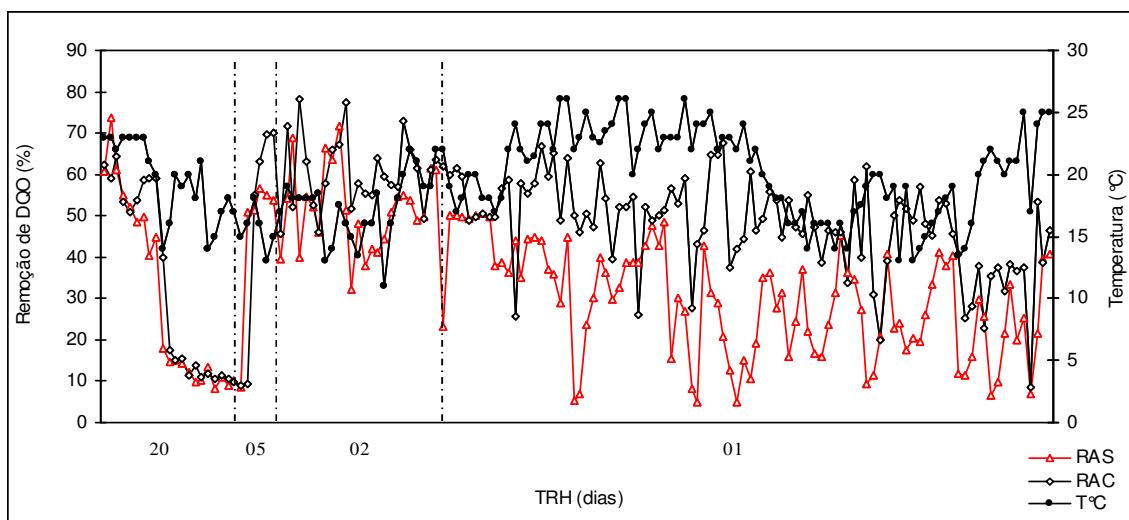


FIGURA 5 – Remoção de DQO para os reatores acidogênicos com e sem controle de temperatura em função da temperatura e dos TRHs aplicados

Observa-se nas Tabelas 13 e 14 que o comportamento dos reatores metanogênicos em relação à remoção de DQO foi muito parecido. Nos TRHs de 20 a 2 dias, a remoção de DQO manteve-se quase sempre acima de 60 %, chegando a até mais de 80 %, mas quando o TRH passou para 1 dia, houve uma queda acentuada na redução, chegando a 53,5 e 50,9 % para o RMC e RMS, respectivamente. Observa-se na Tabela 15 os valores médios de remoção obtidos para cada TRH nos reatores metanogênicos.

O filtro anaeróbio operado à temperatura ambiente (RMS) foi tão eficiente quanto o operado à temperatura controlada (RMC), com relação à remoção de DQO, mostrando que esse modelo de reator não foi grandemente afetado pelas variações de temperatura até TRH de 1 dia nas condições deste experimento, com temperatura mínima registrada de 11°C e a máxima de 27°C, como pode se observar na Figura 6.

A eficiência do RMS pode ser atribuída ao modelo do reator, filtro anaeróbio, utilizado neste experimento. Os filtros anaeróbios possuem habilidade de recuperação frente a condições desfavoráveis às arqueas metanogênicas; essa característica está relacionada à imobilização do biofilme formado no meio suporte, pois a biomassa retida se restabelece rapidamente quando suas condições voltam a ser favoráveis (CHUA et al., 1997).

O mesmo modelo de reator, filtro anaeróbio, foi utilizado por Ruiz et al. (1997) no tratamento de resíduo de abatedouro a 37°C como um modelo de fase única. Quando o tratamento se encontrava em regime estacionário, o aquecimento foi interrompido por 12 horas e o choque térmico inibiu o processo de formação de metano, diminuindo a eficiência da remoção de DQO. Quando a temperatura foi restabelecida a 37°C, a atividade das arqueas metanogênicas foi recuperada em 18 horas.

TABELA 13 – DQO dos afluentes e efluentes e as taxas de remoção do reator metanogênico operado a $32^{\circ}\text{C} \pm 1$ (RMC)

Lotes	TRH	DQO(mgO ₂ .L ⁻¹) do afluente	CV %	DQO(mgO ₂ .L ⁻¹) do efluente	CV %	Remoção (%)	CV % (n)
2	20	1076,7	9,9	531,9	34,4	50,2	34,5 (29)
3	20	1589,5	31,3	634,1	40,8	58,1	26,6 (15)
4	20	1459,1	33,2	329,1	17,6	75,0	12,0 (11)
5	20	1476,2	52,9	281,8	28,9	77,9	11,9 (11)
6	20	1626,6	10,6	312,6	4,4	80,5	3,9 (6)
7	20	1401,8	8,7	292,7	7,1	79,0	2,7 (06)
7	15	758,1	13,2	317,0	3,6	57,7	8,1 (06)
8	15	1065,0	13,9	370,7	11,4	64,7	7,2 (07)
9	15	1660,6	0,1	323,2	4,1	80,3	3,0 (07)
10	15	2029,5	13,6	396,1	40,8	80,3	9,8 (08)
11	15	1699,8	20,8	272,4	6,6	83,3	4,0 (09)
12	15	1621,9	10,5	245,4	9,6	84,6	3,6 (07)
13	15	1215,7	14,4	222,8	4,5	81,3	3,1 (07)
14	15	1087,9	10,5	237,4	7,5	78,0	2,9 (09)
15	10	1418,8	11,2	292,6	11,8	79,1	4,6 (09)
16	10	2102,4	14,3	301,8	5,8	85,1	4,3 (09)
17	10	988,6	15,3	291,8	8,8	70,0	5,4 (10)
18	10	1202,0	6,3	211,1	27,6	82,3	6,3 (09)
19	8	871,5	29,0	215,4	13,7	73,7	9,2(09)
20	8	1236,0	12,6	210,6	12,0	82,5	5,4 (09)
21	8	753,2	15,5	222,9	18,5	70,1	0,0 (09)
22	8	1083,4	6,0	224,0	9,9	79,1	4,2 (06)
23	6	1030,5	14,6	189,6	17,5	81,0	6,3 (12)
24	6	996,1	18,0	165,5	29,0	83,0	5,6(11)
25	4	1199,6	17,8	212,2	9,7	81,8	4,1 (09)
26	4	1497,7	19,7	221,7	23,3	84,2	7,2 (07)
27	2	1487,2	11,0	337,2	12,9	74,6	5,4 (15)
28	1	1230,2	7,5	507,6	6,0	58,6	3,7 (08)
29	1	1175,4	20,3	481,4	9,3	57,8	12,2 (11)
30	1	1698,9	24,7	760,4	11,2	53,3	18,1 (06)

CV % – Coeficiente variação

n - Número de amostras

TABELA 14 – DQO dos afluentes e efluentes e as taxas de remoção do reator metanogênico operado a temperatura ambiente (RMS)

Lotes	TRH	DQO(mgO ₂ .L ⁻¹) do afluente	CV %	DQO(mgO ₂ .L ⁻¹) do efluente	CV %	Remoção (%)	CV % (n)
2	20	1077,6	5,0	621,7	26,3	42,5	32,6 (29)
3	20	2175,0	18,0	691,3	45,1	66,9	23,8 (15)
4	20	1884,6	33,8	353,9	23,8	79,3	9,9 (11)
5	20	1138,1	20,2	366,2	23,1	66,6	15,8 (11)
6	20	2152,6	5,9	400,2	6,1	81,3	2,2 (06)
7	20	2139,6	7,2	413,8	4,0	80,5	1,9 (06)
7	15	2168,1	4,7	383,9	6,1	82,2	2,3 (06)
8	15	1218,1	32,1	412,3	11,9	64,2	12,8 (07)
9	15	2115,7	1,8	486,6	10,4	76,9	3,1(07)
10	15	2156,6	1,2	517,4	26,1	75,9	8,2 (08)
11	15	2120,0	7,3	478,3	31,6	76,9	11,8 (09)
12	15	2182,8	1,2	362,1	6,5	83,4	1,2 (07)
13	15	1935,5	9,2	375,4	4,0	80,4	2,9 (07)
14	15	1975,2	10,2	402,0	27,9	79,2	9,6 (09)
15	10	1960,4	9,3	477,1	9,5	75,3	8,0 (09)
16	10	2399,4	10,0	433,0	11,0	81,8	3,3 (09)
17	10	1918,7	30,7	387,7	27,9	78,9	7,2 (10)
18	10	1906,3	7,1	269,5	17,4	85,7	3,5 (09)
19	8	1355,7	11,8	267,8	12,6	80,2	1,7 (09)
20	8	1890,7	7,2	267,4	7,34	85,8	1,4 (09)
21	8	1143,2	17,8	254,1	13,5	74,1	6,8(09)
22	8	1451,1	10,6	245,9	6,9	82,9	2,3 (06)
23	6	1360,0	3,6	219,7	15,3	83,8	3,1 (12)
24	6	1250,7	11,5	209,9	25,1	83,1	5,0 (11)
25	4	1668,8	21,3	293,1	22,6	82,2	2,8 (09)
26	4	2124,5	7,0	431,2	23,6	79,5	6,3 (07)
27	2	1777,3	10,8	583,7	13,7	66,9	7,0 (15)
28	1	1579,4	13,0	700,5	8,7	55,1	9,8 (08)
29	1	1671,6	12,6	711,1	15,9	56,6	18,1 (11)
30	1	1826,9	12,4	887,5	7,5	50,9	10,2 (06)

CV % – Coeficiente de variação

n - Número de amostras

TABELA 15 – Valores médios de remoção obtidos em cada TRH aplicado e carga orgânica de entrada dos reatores metanogênicos

TRH (dias)	RMC				RMS			
	Carga Orgânica*	CV %	Remoção (%)	CV % (n)	Carga Orgânica*	CV %	Remoção (%)	CV % (n)
20	67,6	34,2	63,5	28,9 (77)	84,7	34,8	66,0	28,2 (64)
15	98,6	30,3	77,0	13,1 (59)	126,0	22,6	74,6	13,2 (56)
10	143,0	32,1	79,5	8,5 (39)	203,3	18,9	80,7	7,3 (39)
08	120,7	26,6	75,7	9,4 (30)	185,3	23,0	81,6	5,7 (30)
06	169,1	16,0	82,0	6,0 (24)	217,9	9,4	83,1	4,0 (24)
04	332,5	21,6	83,0	5,7 (16)	470,8	19,0	81,0	4,9 (16)
02	743,6	11,0	74,6	5,4 (14)	891,1	10,4	67,3	7,0 (14)
01	1302,7	24,5	57,2	11,6 (24)	1664,4	13,3	55,3	14,5 (24)

* - $\text{mgDQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$

CV % – Coeficiente de variação

n - Número de amostras

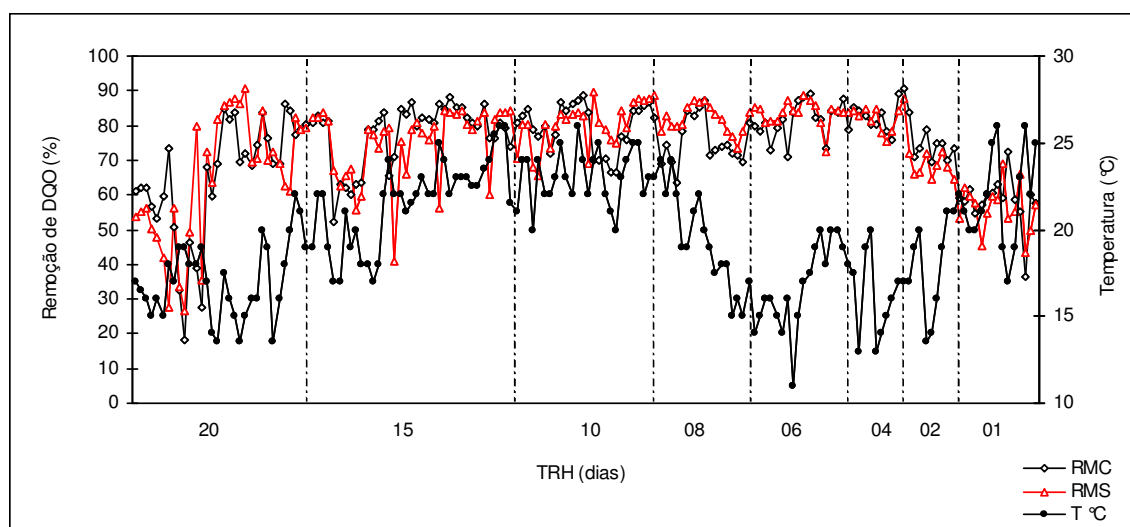


FIGURA 6 -Remoção de DQO para os reatores metanogênicos com e sem controle de temperatura em função da temperatura e dos TRHs aplicados

A eficiência total de remoção de DQO dos conjuntos A e B foram analisadas nos TRHs de 05, 03 e 02 dias; esses TRHs correspondem a soma dos TRHs de cada reator, sendo 01 dia o TRH dos acidogênicos e de 04, 02 e 01 dia dos metanogênicos. O conjunto B apresentou valores de remoção um pouco superior ao do conjunto A, porém ambos apresentaram um bom desempenho em relação à remoção de DQO, como se pode observar na Tabela 16.

TABELA 16- Valores de remoção total de DQO dos conjuntos A e B

TRH	DQO (mgO ₂ .L ⁻¹)	CV% (n)	Remoção (%)			
			Conjunto	CV% (n)	Conjunto	CV%
05	2348,3	39,9 (3)	86,7	4,1 (16)	92,1	1,6 (16)
03	2568,5	27,5 (2)	75,5	5,8 (15)	84,2	4,4 (15)
02	2319,7	33,6 (3)	64,0	9,7 (24)	73,7	3,1 (24)

CV % – Coeficiente de variação

n - Número de amostras

5.2.3 Teor de sólidos totais e voláteis

Verifica-se, nas Tabelas 17, 18, 19 e 20, que a redução dos sólidos totais e voláteis não foi proporcional à redução de DQO, também foi observada por Barana (2000) no tratamento

de manipueira em reatores anaeróbios de duas fases. Isso foi atribuído a erro de amostragem, pois, em alguns casos, na coleta de amostra, pode ocorrer maior desprendimento de biomassa do reator, aumentando o teor de sólidos totais e voláteis da amostra. Já Borja et al. (1998) estudando o tratamento de efluentes de abatedouro em um reator híbrido encontrou uma boa correlação entre a remoção de DQO e SV de 0,96.

Os reatores acidogênicos apresentaram remoção, mas em alguns casos aumento nos teores de sólidos totais e voláteis, conforme Tabelas 17 e 18. O aumento do teor de sólidos totais e voláteis destes reatores pode ser atribuído ao curto TRH, de 1 dia, que pode causar a lavagem do reator com saída de biomassa. O RAS apresentou as menores remoções e conseqüente aumento destes parâmetros, em relação ao RAC, provavelmente devido ao modelo do RAS, reator de mistura completa, que associado ao TRH de 1dia favorece a mistura do afluente que está entrando no reator e o efluente que está sendo retirado durante o período alimentação do reator.

Nos reatores metanogênicos, a remoção de sólidos totais e voláteis foi similar entre RMS e RMC, e apenas em algumas amostras se obteve o aumento destes teores. O modelo dos reatores metanogênicos, filtro anaeróbio, dificulta a lavagem do reator com perda de biomassa. Porém, se a alimentação do reator for muito rápida, pode haver desprendimento de biomassa do meio suporte e aumento no teor de sólidos totais e voláteis. Isso é o que pode ter ocorrido em algumas amostras dos reatores metanogênicos, como pode se observar nas Tabelas 19 e 20.

TABELA 17 – Teores de sólidos totais e voláteis do afluente e efluente do reator acidogênico operado a temperatura ambiente (RAS)

13/08/04	1	2067,9	0,220	0,190	0,100	0,085	13,6	15,0
19/08/04	1	2067,9	0,220	0,190	0,100	0,100	13,6	15,0
26/08/04	1	1922,2	0,210	0,173	0,075	0,086	17,6	-14,7
01/09/04	1	1922,2	0,210	0,175	0,075	0,079	16,7	15,3
16/09/04	2	1819,6	0,490	0,329	0,030	0,088	-22,0	-26,0
18/09/03	2	1065,9	0,270	0,310	0,090	0,120	-14,0	-33,3
24/09/03	2	1065,9	0,270	0,250	0,090	0,130	7,4	-44,4
01/10/03	2	1362,5	0,310	0,310	0,110	0,120	0,0	-9,0
22/10/03	1	4310,0	0,380	0,350	0,130	0,160	7,9	-0,2
30/10/03	1	4310,0	0,380	0,360	0,130	0,160	5,3	-0,2
05/11/03	1	3363,5	0,310	0,260	0,100	0,110	16,1	-10,0
12/11/03	1	3363,5	0,310	0,300	0,100	0,110	3,2	-10,0
26/11/03	1	3089,6	0,250	0,270	0,072	0,084	-8,0	-16,0
10/12/03	1	2116,7	0,250	0,235	0,150	0,150	6,0	0,0
04/02/04	1	2986,8	0,250	0,180	0,100	0,100	28,0	0,0
18/02/04	1	4306,3	0,390	0,260	0,090	0,095	33,3	-5,5
10/03/04	1	2122,5	0,180	0,210	0,080	0,090	-16,6	12,5
24/03/04	1	1880,5	0,240	0,200	0,090	0,090	16,7	0,0
31/03/04	1	1961,5	0,210	0,190	0,100	0,110	9,5	-10,0
14/04/04	1	2186,1	0,210	0,180	0,080	0,100	14,3	-25,0
22/04/04	1	2186,1	0,210	0,190	0,080	0,095	9,5	-18,7
28/04/04	1	1414,5	0,125	0,135	0,042	0,056	-8,0	-33,3
12/05/04	1	2099,3	0,175	0,155	0,071	0,079	11,4	-11,2
19/05/04	1	2099,3	0,175	0,171	0,071	0,082	2,3	-15,5
26/05/04	1	1691,0	0,170	0,170	0,073	0,084	0,0	15,1
03/06/04	1	1691,0	0,170	0,180	0,073	0,091	-5,9	-24,6
17/06/04	1	2000,4	0,180	0,130	0,051	0,042	27,8	17,6
23/06/04	1	1288,4	0,130	0,110	0,038	0,046	15,3	-21,0
30/06/04	1	1288,4	0,130	0,110	0,038	0,040	15,3	-5,2
07/07/04	1	2687,5	0,270	0,190	0,100	0,098	29,6	2,0
14/07/04	1	2687,5	0,270	0,240	0,100	0,110	11,1	-10,0
21/07/04	1	2687,5	0,270	0,245	0,100	0,087	9,2	13,0
29/07/04	1	3069,1	0,270	0,200	0,068	0,067	25,9	1,4
05/08/04	1	3069,1	0,270	0,220	0,068	0,086	18,5	-26,7

TABELA 18 – Teores de sólidos totais e voláteis do afluente e efluente do reator acidogênico operado $32 \pm 1^\circ\text{C}$ (RAC)

Data	TRH (dias)	Cargas (mgDQO.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Sólidos (%)				Redução (%)	
			Totais		Voláteis		Totais	Voláteis
			Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		
10/09/03	2	1920,6	0,450	0,260	0,130	0,148	42,0	-14,0
18/09/03	2	1065,9	0,270	0,180	0,090	0,110	33,3	-22,0
24/09/03	2	1065,9	0,270	0,230	0,090	0,120	14,8	-33,3
01/10/03	2	1362,5	0,310	0,230	0,110	0,110	25,8	0,0
22/10/03	1	4310,0	0,380	0,340	0,130	0,150	10,5	-15,4
30/10/03	1	4310,0	0,380	0,260	0,130	0,110	31,6	15,5
05/11/03	1	3363,5	0,310	0,230	0,100	0,100	25,8	0,0
12/11/03	1	3363,5	0,310	0,230	0,100	0,100	25,8	0,0
26/11/03	1	3089,6	0,250	0,180	0,072	0,073	28,0	1,3
10/12/03	1	2116,7	0,250	0,200	0,150	0,140	20,0	6,6
04/02/04	1	2986,8	0,250	0,180	0,100	0,100	28,0	0,0
18/02/04	1	4306,3	0,390	0,260	0,090	0,100	33,0	-11,1
10/03/04	1	2122,5	0,180	0,150	0,080	0,090	16,6	-12,6
24/03/04	1	1880,5	0,240	0,160	0,090	0,090	33,0	0,0
31/03/04	1	1961,5	0,210	0,170	0,100	0,100	19,0	0,0
14/04/04	1	2186,1	0,210	0,175	0,080	0,100	16,7	-25,0
22/04/04	1	2186,1	0,210	0,170	0,080	0,095	19,0	-18,8
28/04/04	1	1414,5	0,125	0,120	0,042	0,057	4,0	-35,7
12/05/04	1	2099,3	0,175	0,140	0,071	0,079	20,0	-11,2
19/05/04	1	2099,3	0,175	0,150	0,071	0,074	14,3	-4,2
26/05/04	1	1691,0	0,170	0,140	0,073	0,790	17,6	-8,2
03/06/04	1	1691,0	0,170	0,170	0,073	0,090	0,0	-23,3
17/06/04	1	2000,4	0,180	0,125	0,051	0,041	30,6	19,6
23/06/04	1	1288,4	0,130	0,120	0,038	0,048	7,7	-26,3
30/06/04	1	1288,4	0,130	0,110	0,038	0,039	15,4	-2,6
07/07/04	1	2687,5	0,270	0,200	0,100	0,100	26,0	0,0
14/07/04	1	2687,5	0,270	0,190	0,100	0,095	29,6	5,0
21/07/04	1	2687,5	0,270	0,220	0,100	0,084	18,5	16,0
29/07/04	1	3069,1	0,270	0,190	0,068	0,067	29,6	1,4
05/08/04	1	3069,1	0,270	0,190	0,068	0,089	29,6	-30,8
13/08/04	1	2067,9	0,220	0,190	0,100	0,087	13,6	13,0
19/08/04	1	2067,9	0,220	0,170	0,100	0,098	22,7	2,0
26/08/04	1	1922,2	0,210	0,165	0,075	0,085	21,4	-13,3
01/09/04	1	1922,2	0,210	0,178	0,075	0,080	15,2	-6,7
16/09/04	1	1819,8	0,190	0,170	0,050	0,059	10,5	-18,0

TABELA 19 – Teores sólidos totais e voláteis do afluente e efluente do reator metanogênico operado a temperatura ambiente (RMS)

Data	TRH (dias)	Cargas (mgDQO.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Sólidos (%)				Redução (%)	
			Totais		Voláteis		Totais	Voláteis
			Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		
22/10/03	15	53,770	0,310	0,145	0,120	0,098	53,2	18,3
30/10/03	15	105,230	0,310	0,160	0,125	0,097	48,3	22,4
05/11/03	15	102,635	0,260	0,150	0,082	0,100	42,3	21,9
12/11/03	15	144,096	0,350	0,160	0,160	0,110	54,2	31,2
26/11/03	15	138,127	0,260	0,180	0,110	0,062	30,7	43,6
10/12/03	15	146,252	0,300	0,120	0,110	0,090	60,0	18,2
04/02/04	15	128,055	0,230	0,155	0,150	0,105	32,6	30,0
18/02/04	10	134,363	0,180	0,160	0,100	0,110	11,1	-10,0
10/03/04	10	239,018	0,260	0,170	0,095	0,150	34,6	-57,9
24/03/04	10	144,936	0,170	0,110	0,090	0,090	35,2	0,0
31/03/04	10	163,760	0,200	0,120	0,090	0,072	40,0	20,0
14/04/04	10	160,945	0,190	0,130	0,110	0,097	31,5	11,8
22/04/04	8	154,424	0,180	0,120	0,100	0,094	33,3	6,0
28/04/04	8	238,530	0,180	0,105	0,100	0,083	41,6	17,0
12/05/04	8	170,955	0,135	0,086	0,056	0,063	36,3	12,5
19/05/04	8	112,405	0,155	0,100	0,079	0,061	35,4	22,8
26/05/04	8	179,820	0,155	0,098	0,079	0,063	36,7	20,2
03/06/04	6	171,760	0,170	0,120	0,084	0,079	29,4	5,9
17/06/04	6	229,533	0,180	0,085	0,091	0,044	52,7	51,6
23/06/04	6	213,013	0,130	0,076	0,042	0,048	41,5	-14,3
30/06/04	6	184,378	0,110	0,066	0,046	0,036	40,0	21,7
07/07/04	4	169,910	0,110	0,072	0,040	0,049	34,5	-22,5
14/07/04	4	388,410	0,190	0,135	0,098	0,085	28,9	13,3
21/07/04	4	553,750	0,240	0,140	0,110	0,080	41,6	27,3
29/07/04	4	566,467	0,245	0,115	0,087	0,053	53,0	39,1
05/08/04	2	953,909	0,200	0,130	0,086	0,084	35,0	2,3
13/08/04	2	915,595	0,220	0,120	0,085	0,076	45,4	10,6
19/08/04	2	726,450	0,190	0,130	0,100	0,090	31,5	10,0
26/08/04	1	1734,898	0,173	0,133	0,086	0,076	23,1	11,6
01/09/04	1	1282,592	0,175	0,135	0,086	0,070	22,8	18,6
16/09/04	1	1944,639	0,215	0,125	0,068	0,061	41,8	10,3

TABELA 20 – Teores sólidos totais e voláteis do afluente e efluente do reator metanogênico operado a $32 \pm 1^\circ\text{C}$ (RMC)

Data	TRH (dias)	Cargas (mgDQO.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Sólidos (%)				Redução (%)	
			Totais		Voláteis		Totais	Voláteis
			Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		
22/10/03	15	55,395	0,230	0,150	0,110	0,094	34,8	14,5
30/10/03	15	66,224	0,250	0,150	0,120	0,093	40,0	22,5
05/11/03	15	66,180	0,210	0,150	0,081	0,100	28,6	-23,4
12/11/03	15	131,304	0,340	0,150	0,150	0,110	55,9	26,7
26/11/03	15	109,986	0,230	0,270	0,100	0,064	-17,4	36,0
10/12/03	15	116,697	0,180	0,120	0,100	0,090	33,3	10,0
04/02/04	15	96,974	0,200	0,140	0,140	0,105	30,0	25,0
18/02/04	10	95,004	0,180	0,140	0,100	0,105	22,2	-5,0
10/03/04	10	248,306	0,260	0,130	0,100	0,090	50,0	10,0
24/03/04	10	105,352	0,150	0,120	0,090	0,090	20,0	0,0
31/03/04	10	118,741	0,160	0,110	0,090	0,071	31,2	21,1
14/04/04	10	105,352	0,170	0,120	0,100	0,097	29,4	3,0
22/04/04	8	63,532	0,175	0,120	0,100	0,090	31,4	10,0
28/04/04	8	158,700	0,170	0,100	0,100	0,070	41,2	30,0
12/05/04	8	96,987	0,120	0,090	0,057	0,063	25,0	-10,5
19/05/04	8	81,520	0,140	0,095	0,079	0,055	32,1	30,4
26/05/04	8	121,000	0,140	0,095	0,079	0,068	32,1	13,9
03/06/04	6	129,862	0,140	0,110	0,079	0,080	21,4	-1,3
17/06/04	6	179,973	0,170	0,079	0,090	0,045	53,5	50,0
23/06/04	6	138,121	0,125	0,070	0,041	0,047	44,0	-14,6
30/06/04	6	141,425	0,120	0,064	0,048	0,038	46,7	20,8
07/07/04	4	130,697	0,110	0,079	0,039	0,062	28,2	-58,6
14/07/04	4	332,767	0,200	0,120	0,100	0,085	40,0	15,0
21/07/04	4	323,230	0,190	0,120	0,095	0,088	36,8	7,4
29/07/04	4	498,107	0,22	0,110	0,084	0,056	50,0	33,3
05/08/04	2	654,077	0,190	0,120	0,089	0,082	36,8	7,9
13/08/04	2	771,157	0,190	0,120	0,087	0,075	36,8	13,8
19/08/04	2	729,889	0,170	0,120	0,098	0,090	29,4	8,1
26/08/04	1	1170,902	0,170	0,126	0,085	0,076	25,9	10,6
01/09/04	1	1170,902	0,178	0,210	0,085	0,068	-18,0	20,0
16/09/04	1	841,897	0,170	0,120	0,059	0,058	29,4	1,7

5.2.4 Teores de minerais

Uma característica da digestão anaeróbia é a baixa redução de minerais (Chernicharo, 1997; Seghezze et al., 1998), porém, como pode ser observado nas Tabelas 21 e 22, o teor de nitrogênio reduziu bastante nos dois conjuntos de reatores. O nitrogênio presente é utilizado no crescimento dos microrganismos e grande parte do nitrogênio orgânico é mineralizado durante o tratamento anaeróbio (TRITT; SCHUCHARDT, 1992; VARTAK et al., 1998). O que poderia explicar essa redução de nitrogênio seria sua perda na forma de nitrogênio gasoso. Polprasert, Kemmadamrong, Tran (1992), estudando o tratamento anaeróbio de efluente de abatedouro, observaram uma concentração de nitrogênio no biogás entre 20 e 27%, justificando a presença à sua entrada de forma solubilizada no afluente do reator, o que acontece quando se trabalha com efluentes bem diluídos. Caixeta; Cammarota; Xavier (2002) também observaram redução de nitrogênio no tratamento de efluente de abatedouro em um reator do tipo UASB (Reator anaeróbio de manta de lodo) operado a 35°C, de 63 e 74% em TRH de 22 e 18 horas, respectivamente. Os autores atribuíram a remoção de nitrogênio ao aumento da concentração de nitrogênio amoniacal, que também contribui para manter a alcalinidade do reator.

Verifica-se nas Tabelas 21 e 22 que houve remoção e, em alguns casos, aumento do teor de fósforo. Essas variações no teor de fósforo podem ser explicadas pela amostragem onde o efluente coletado não é homogêneo, podendo conter maior ou menor concentração de biomassa, resultando nas variações encontradas. Também o alto teor de matéria orgânica presente nos afluentes requer uma digestão muito bem feita, o que não acontece com efluentes já tratados e com DQO bem menores. Caixeta; Cammarota; Xavier (2002) observaram um

aumento de 27 e 61% no teor de fósforo tratando resíduo de abatedouro em reator anaeróbio do tipo UASB.

TABELA 21- Teor de nitrogênio e fósforo do afluente e efluente do conjunto A, operado a temperatura ambiente

Dias	Teor de Nitrogênio (mg.L ⁻¹)		Teor de Fósforo (mg.L ⁻¹)	
	Afluente N	Efluente N	Afluente P	Efluente P
20/11/03	162,8	85,1	68,9	38,3
03/12/03	247,2	81,9	30,3	26,0
15/12/03	322,7	89,1	25,0	21,0
28/01/04	233,7	79,7	19,3	33,7
12/02/04	188,2	88,7	48,7	31,5
03/03/04	202,1	96,5	24,1	29,7
17/03/04	194,1	88,6	38,0	23,3
01/04/04	185,5	105,1	42,8	21,5
15/04/04	166,3	83,8	21,9	22,8
30/04/04	192,6	88,5	26,4	20,8
13/05/04	153,2	103,4	19,0	18,8
27/05/04	127,5	95,6	22,9	16,8
09/06/04	154,2	72,9	13,5	12,6
24/06/04	290,7	48,9	13,0	9,2
08/07/04	119,6	26,6	24,8	13,1
05/08/04	196,1	51,1	19,8	20,3
20/08/04	158,3	10,5	20,8	14,0
23/09/04	89,9	65,6	19,4	18,3

TABELA 22- Teor de nitrogênio e fósforo do afluente e efluente do conjunto B, operado a temperatura de 32 ± 1°C

Dias	Teor de Nitrogênio (mg.L ⁻¹)		Teor de Fósforo (mg.L ⁻¹)	
	Afluente N	Efluente N	Afluente P	Efluente P
20/11/03	162,8	75,4	68,9	32,9
03/12/03	247,2	74,6	30,3	22,0
15/12/03	322,7	74,2	25,0	23,7
28/01/04	233,7	75,4	19,3	26,2
12/02/04	188,2	82,8	48,7	23,0
03/03/04	202,1	86,5	24,1	28,8
01/04/04	185,5	103,1	42,8	26,6
15/04/04	166,3	85,7	21,9	21,5
30/04/04	192,6	77,9	26,4	20,4
13/05/04	153,2	119,5	19,0	30,7
27/05/04	127,5	90,0	22,9	18,9
09/06/04	154,2	67,9	13,5	14,1
24/06/04	290,7	53,1	13,0	10,8
08/07/04	119,6	31,0	24,8	16,9

22/07/04	60,3	43,6	24,8	21,6
05/08/04	196,1	51,9	19,8	19,2
20/08/04	158,3	14,7	20,8	12,5
23/09/04	89,9	75,6	19,4	19,9

Devido aos nutrientes que permanecem após os efluentes serem biodigeridos, pelo processo de digestão anaeróbia, eles ainda podem ser utilizados como biofertilizantes.

5.2.5 Produção de biogás

A composição do biogás é uma medida importante para poder avaliar o rendimento do processo. A quantificação do metano produzido durante o processo de digestão anaeróbia pode ser realizada por cromatografia gasosa com detector de condutividade térmica, segundo metodologia descrita em APHA (1998). Barana (2000) caracterizou o biogás oriundo de digestão anaeróbia utilizando um cromatógrafo a gás marca FINNIGAN, modelo GC-9001, coluna Porapak-Q e peneira molecular a temperatura de 60°C. Usou hidrogênio como gás de arraste, e detector de condutividade térmica regulado a temperatura de 100°C.

Durante o experimento, não foram realizadas determinações da quantidade de metano presente no biogás. Porém, em todos os reatores, observou-se a formação de metano no biogás, com a aplicação do teste de chama. Com auxílio de uma seringa, extraía-se biogás de cada reator e, em seguida, submetia-se esse gás ao teste de chama, indicando a presença de gás metano. A queima do biogás coletado no RAS e RAC indicou a ocorrência de metanogênese nesses reatores e a não separação física das fases.

Na Figura 7 e nas Tabelas 23 e 24, pode-se observar o volume de biogás produzido nos reatores acidogênicos em TRH de um dia. O RAC apresentou maior produção de biogás e maior volume por quantidade de DQO destruída em relação ao RAS. Isso se deve à maior

remoção de carga orgânica do RAC, como pode se observar na Figura 5 e conseqüente conversão a biogás. Nos reatores acidogênicos, a remoção da biomassa é diária, pois o tempo de retenção hidráulico é igual ao tempo de retenção celular, o que faz com que estes reatores apresentem menor estabilidade que os reatores de filme fixo, em relação à variação de temperatura, choques de carga, sendo menos eficientes na remoção da matéria orgânica e produção de biogás (Borja, Banks 1994).

Observa-se, nas Figuras 8 e 9 e nas Tabelas 25 e 26, que o comportamento dos reatores metanogênicos foi similar em relação à produção de biogás. Com o aumento da carga orgânica, houve acréscimo do volume de biogás produzido e do volume de biogás por quantidade de DQO destruída, fator que pode ser atribuído ao modelo dos reatores metanogênicos. Nos filtros anaeróbios, ocorre a retenção da biomassa no meio suporte, tornando estes reatores mais estáveis frente a condições adversas, como choques de carga e temperatura (CHUA et al. 1997). Banks, Wang (1999), trabalhando com efluente de abatedouro, com carga orgânica de $3 \text{ Kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, obtiveram a produção de metano entre $0,3$ e $0,325 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}$ removida.

As variações de temperatura parecem não ter afetado o desempenho do RMS, pois o volume de biogás produzido neste reator foi muito próximo ao do RMC.

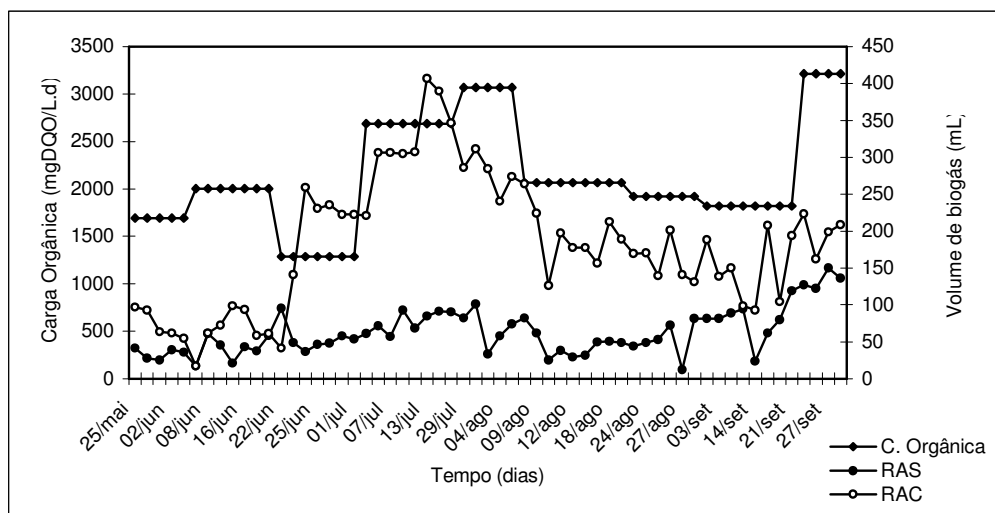


FIGURA 7 – Volume de biogás produzido nos reatores acidogênicos RAS e RAC com TRH de 1 dia

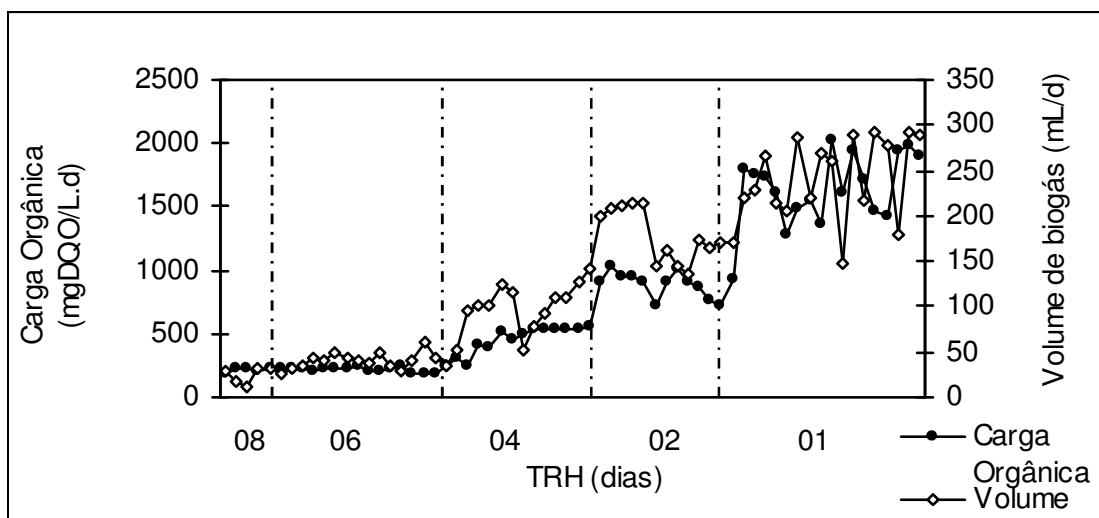
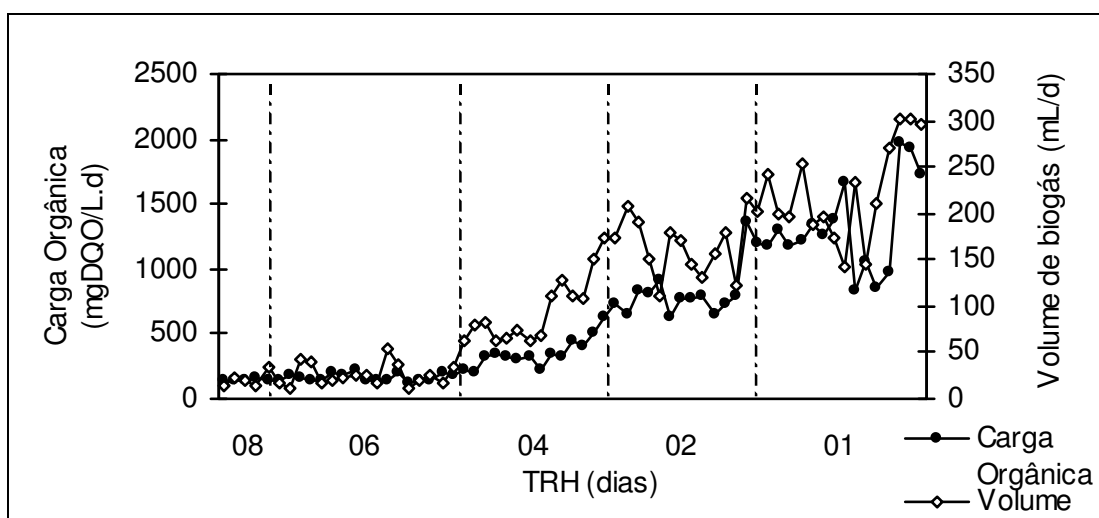


FIGURA 8 – Volume de biogás produzido no reator metanogênico operado a temperatura ambiente (RMS)

FIGURA 9 – Volume de biogás produzido no reator metanogênico operado a temperatura de $32 \pm 1^\circ\text{C}$ (RMC)

Data	Carga Orgânica (mgDQO.L ⁻¹)	Volume de Biogás		Data	Carga Orgânica (mgDQO.L ⁻¹)	Volume de Biogás	
		(mL.d ⁻¹)	(L.gDQOd ⁻¹)			(mL.d ⁻¹)	(L.gDQOd ⁻¹)

TABELA 23 Biogás produzido no reator acidogênico, operado a 32 ± 1°C (RAC)

25/05/04	1691,0 (46,2)*	96,8	0,08	03/08/04	3069,1 (57,4)*	284,1	0,17
26/05/04	1691,0 (47,3)*	94,5	0,12	04/08/04	3069,1 (45,6)*	240,7	0,19
27/05/04	1691,0 (38,6)*	94,5	0,14	05/08/04	3069,1 (46,7)*	273,9	0,21
28/05/04	1691,0 (38,6)*	93,2	0,14	06/08/04	2067,9 (40,6)*	263,8	0,12
01/06/04	1691,0 (46,3)*	63,6	0,08	09/08/04	2067,9 (38,4)*	223,9	0,24
02/06/04	1691,0 (40,0)*	61,8	0,09	10/08/04	2067,9 (25,4)*	126,7	0,38
03/06/04	1691,0 (45,9)*	54,2	0,07	11/08/04	2067,9 (25,4)*	197,5	0,31
04/06/04	2000,4 (26,4)*	17,0	0,04	12/08/04	2067,9(28,0)*	177,9	0,36
08/06/04	2000,4 (30,5)*	61,8	0,10	13/08/04	2067,9 (24,0)*	177,9	0,26
09/06/04	2000,4 (33,8)*	72,8	0,11	17/08/04	2067,9 (37,7)*	156,6	0,45
15/06/04	2000,4 (58,6)*	98,8	0,08	18/08/04	2067,9 (22,7)*	212,9	0,22
16/06/04	2000,4 (54,9)*	93,8	0,09	19/08/04	2067,9 (41,4)*	189,1	0,23
17/06/04	2000,4 (40,0)*	58,9	0,07	20/08/04	1922,2 (35,4)*	169,6	0,24
18/09/04	2000,4 (45,3)*	61,4	0,07	25/08/04	1922,2 (39,1)*	139,2	0,33
22/06/04	1288,4 (31,1)*	41,6	0,04	26/08/04	1922,2 (31,9)*	201,7	0,17
23/06/04	1288,4 (31,0)*	141,0	0,35	27/08/04	1922,2 (42,3)*	140,9	0,19
24/06/04	1288,4 (10,0)*	259,0	2,00	01/09/04	1922,2 (36,6)*	131,0	0,32
25/06/04	1288,4 (17,9)*	230,8	1,00	02/09/04	1819,8 (30,5)*	188,3	0,19
01/07/04	1288,4 (39,1)*	222,5	0,44	03/09/04	1819,8 (37,3)*	138,2	0,34
06/07/04	2687,5 (48,8)*	306,7	0,23	10/09/04	1819,8 (41,5)*	98,9	0,13
07/07/04	2687,5 (50,0)*	306,7	0,22	16/09/04	1819,8 (42,3)*	207,5	0,09
08/07/04	2687,5 (50,5)*	304,6	0,21	17/09/04	1819,8 (41,1)*	104,2	0,27
09/07/04	2687,5 (53,7)*	307,7	0,29	21/09/04	1819,8 (46,9)*	193,8	0,14
13/07/04	2687,5 (51,8)*	406,6	0,28	22/09/04	3217,3 (38,6)*	223,0	0,23
14/07/04	2687,5 (51,9)*	390,0	0,26	24/09/04	3217,3 (40,0)*	162,6	0,13
15/07/04	2687,5 (48,8)*	346,2	0,17	27/09/04	3217,3 (46,3)*	199,1	0,13
29/07/04	3069,1 (53,7)*	286,1	0,17	28/09/04	3217,3 (37,7)*	208,5	0,17
30/07/04	3069,1 (59,4)*	311,3	0,16				

DQOd – Demanda Química de Oxigênio destruída

* % de DQO removida

Data	Carga Orgânica (mgDQO.L ⁻¹)	Volume de Biogás		Data	Carga Orgânica (mgDQO.L ⁻¹)	Volume de Biogás	
		(mL.d ⁻¹)	(L.gDQOd ⁻¹)			(mL.d ⁻¹)	(L.gDQOd ⁻¹)
25/05/04	1691,0 (27,1)*	41,2	0,05	03/08/04	3069,1 (37,8)*	33,4	0,03

TABELA 24 - Biogás produzido no reator acidogênico, operado a temperatura ambiente (RAS)

26/05/04	1691,0 (22,1)*	6,0	0,02	04/08/04	3069,1 (38,3)*	58,1	0,05
27/05/04	1691,0 (18,7)*	6,9	0,02	05/08/04	3069,1 (40,4)*	73,9	0,06
28/05/04	1691,0 (16,8)*	27,9	0,10	06/08/04	2067,9 (52,2)*	82,4	0,05
01/06/04	1691,0 (15,8)*	25,4	0,09	09/08/04	2067,9 (11,8)*	62,0	0,05
02/06/04	1691,0 (24,4)*	40,0	0,09	10/08/04	2067,9 (2,5)*	25,7	0,50
03/06/04	1691,0 (23,6)*	35,6	0,09	11/08/04	2067,9 (11,4)*	38,6	0,16
04/06/04	2000,4 (17,4)*	17,0	0,06	12/08/04	2067,9 (15,8)*	29,6	0,09
08/06/04	2000,4 (32,1)*	61,0	0,09	13/08/04	2067,9 (15,9)*	32,2	0,10
09/06/04	2000,4 (45,0)*	45,7	0,05	17/08/04	2067,9 (29,7)*	49,5	0,08
15/06/04	2000,4 (36,1)*	21,5	0,03	18/08/04	2067,9 (10,8)*	50,8	0,23
16/06/04	2000,4 (35,8)*	43,5	0,06	19/08/04	2067,9 (25,7)*	49,1	0,09
17/06/04	2000,4 (34,4)*	37,9	0,05	20/08/04	1922,2 (19,1)*	44,4	0,11
18/09/04	2000,4 (45,4)*	58,9	0,06	25/08/04	1922,2 (9,7)*	53,2	0,28
22/06/04	1288,4 (14,1)*	95,8	0,11	26/08/04	1922,2 (15,8)*	72,9	0,24
23/06/04	1288,4 (9,5)*	49,0	0,40	27/08/04	1922,2 (21,5)*	12,3	0,03
24/06/04	1288,4 (15,1)*	36,5	0,19	01/09/04	1922,2 (22,9)*	81,9	0,19
25/06/04	1288,4 (11,2)*	46,1	0,32	02/09/04	1819,8 (19,8)*	81,9	0,22
01/07/04	1288,4 (20,9)*	53,6	0,20	03/09/04	1819,8 (21,9)*	81,3	0,19
06/07/04	2687,5 (40,5)*	71,9	0,07	10/09/04	1819,8 (2,43)*	94,9	2,15
07/07/04	2687,5 (42,2)*	56,8	0,05	16/09/04	1819,8 (5,8)*	62,2	0,59
08/07/04	2687,5 (22,30)*	92,9	0,15	17/09/04	1819,8 (2,77)*	80,2	1,59
09/07/04	2687,5 (32,9)*	68,8	0,08	21/09/04	1819,8 (21,6)*	118,6	0,30
13/07/04	2687,5 (26,1)*	84,7	0,12	22/09/04	3217,3 (41,3)*	127,4	0,10
14/07/04	2687,5 (17,6)*	91,3	0,19	24/09/04	3217,3 (38,6)*	121,9	0,10
15/07/04	2687,5 (19,8)*	90,7	0,17	27/09/04	3217,3 (40,7)*	149,7	0,11
29/07/04	3069,1 (37,3)*	82,5	0,07	28/09/04	3217,3 (41,3)*	136,3	0,10
30/07/04	3069,1 (41,2)*	100,1	0,08				

DQOd – Demanda Química de Oxigênio destruída

* % de DQO removida

Data	Carga Orgânica	Volume de Biogás	Data	Carga Orgânica	Volume de Biogás
------	----------------	------------------	------	----------------	------------------

TABELA 25 – Biogás produzido no reator metanogênico operado a temperatura ambiente (RMS)

		(mL.d ⁻¹)	(L.gDQOd ⁻¹)			(mL.d ⁻¹)	(L.gDQOd ⁻¹)
25/05/04	184,2 (83,5)*	27,7	0,02	29/07/04	545,8 (84,3)*	126,2	0,07
28/05/04	220,9 (84,5)*	17,2	0,03	30/07/04	566,5 (87,9)*	143,0	0,08
01/06/04	220,4 (80,1)*	11,9	0,01	03/08/04	902,1 (62,2)*	200,5	0,13
02/06/04	205,4 (79,5)*	30,5	0,02	04/08/04	1033,9 (66,0)*	207,5	0,15
03/06/04	219,3 (81,1)*	32,2	0,03	05/08/04	953,9 (68,6)*	211,6	0,18
04/06/04	229,0 (81,4)*	25,6	0,02	06/08/04	946,0 (66,4)*	214,3	0,15
08/06/04	222,6 (80,6)*	32,2	0,03	09/08/04	914,6 (72,1)*	214,5	0,15
09/06/04	237,2 (87,1)*	35,6	0,03	10/08/04	732,6 (55,3)*	145,5	0,12
15/06/04	215,2 (81,2)*	42,0	0,04	11/08/04	911,5 (64,7)*	163,2	0,14
16/06/04	232,8 (83,8)	41,0	0,04	12/08/04	1008,0 (69,3)*	144,0	0,17
17/06/04	229,5 (83,6)*	49,6	0,04	13/08/04	915,6 (68,4)*	137,2	0,11
18/06/04	226,2 (88,5)*	43,0	0,04	17/08/04	869,2 (72,1)*	173,0	0,13
22/06/04	239,4 (80,6)*	41,6	0,04	18/08/04	769,2 (68,2)*	165,4	0,13
23/06/04	213,0 (85,7)*	39,0	0,04	19/08/04	726,4 (64,4)*	171,9	0,14
24/06/04	214,1 (85,8)*	49,8	0,04	20/08/04	922,5 (72,2)*	169,6	0,17
25/06/04	218,5 (81,0)*	34,6	0,03	25/08/04	1748,6 (62,2)*	229,2	0,20
29/06/04	242,7 (82,2)*	28,2	0,03	26/08/04	1734,4 (56,6)*	267,4	0,27
30/06/04	184,4 (85,0)*	39,5	0,03	27/08/04	1617,9 (59,8)*	214,3	0,20
01/07/04	194,3 (84,4)*	59,3	0,05	01/09/04	1282,6 (45,5)*	204,7	0,36
05/07/04	182,2 (84,0)*	42,6	0,04	02/09/04	1480,4 (53,0)*	286,5	0,49
06/07/04	238,8 (86,7)*	33,4	0,03	03/09/04	1541,8 (54,9)*	219,5	0,28
07/07/04	320,0 (83,5)*	53,5	0,06	09/09/04	1358,2 (32,1)*	268,9	0,46
08/07/04	254,8 (79,0)*	94,6	0,10	10/09/04	2016,8 (58,4)*	261,0	0,50
09/07/04	415,4 (84,0)*	100,6	0,12	14/09/04	1614,8 (53,4)*	148,0	0,14
13/07/04	388,4 (82,1)*	101,7	0,10	16/09/04	1944,6 (65,0)*	290,5	0,31
14/07/04	518,8 (84,0)*	124,5	0,18	17/09/04	1713,8 (55,0)*	216,5	0,18
15/07/04	450,4 (81,0)*	115,4	0,09	21/09/04	1460,2 (64,2)*	292,7	0,23
20/07/04	496,5 (78,5)*	51,9	0,05	22/09/04	1426,2 (43,1)*	278,7	0,43
21/07/04	538,5 (77,9)*	77,3	0,05	24/09/04	1942,6 (50,0)*	178,8	0,20
22/07/04	534,8 (79,9)*	93,8	0,07	27/09/04	1973,5 (57,4)*	291,5	0,26
23/07/04	536,3 (75,5)*	110,9	0,07	28/09/04	1905,5 (50,6)*	288,7	0,28

DQOd – Demanda Química de Oxigênio destruída

* % de DQO removida

Data	Carga Orgânica (mgDQO.L ⁻¹)	Volume de Biogás	Data	Carga Orgânica (mgDQO.L ⁻¹)	Volume de Biogás
------	--	------------------	------	--	------------------

TABELA 26 – Biogás produzido no reator metanogênico operado a temperatura de 32 ± 1°C (RMC)

		(mL.d ⁻¹)	(L.gDQOd ⁻¹)			(mL.d ⁻¹)	(L.gDQOd ⁻¹)
25/05/04	140,3 (80,7)*	14,3	0,03	29/07/04	399,5 (88,90)*	109,4	0,09
28/05/04	137,9 (79,2)*	20,3	0,05	30/07/04	498,1 (90,8)*	151,4	0,13
01/06/04	158,1 (80,7)*	13,5	0,01	03/08/04	622,3 (73,9)*	173,0	0,10
02/06/04	151,6 (80,9)*	34,7	0,04	04/08/04	723,1 (71,0)*	174,3	0,17
03/06/04	148,4 (73,1)*	17,0	0,02	05/08/04	654,0 (69,7)*	207,5	0,24
04/06/04	173,1 (79,5)*	12,8	0,01	06/08/04	834,6 (73,2)*	189,6	0,19
08/06/04	164,5 (81,2)*	42,3	0,05	09/08/04	817,3 (78,9)*	151,6	0,16
09/06/04	151,3 (70,7)*	40,6	0,06	10/08/04	911,5 (80,5)*	111,3	0,08
15/06/04	152,4 (79,9)*	17,1	0,02	11/08/04	637,0 (69,4)*	178,6	0,14
16/06/04	207,5 (87,4)*	19,6	0,02	12/08/04	771,1 (75,9)*	169,4	0,12
17/06/04	180,0 (84,6)*	21,9	0,03	13/08/04	771,1 (74,9)*	144,0	0,16
18/06/04	231,7 (88,3)*	27,0	0,03	17/08/04	784,9 (75,0)*	131,9	0,11
22/06/04	149,1 (83,9)*	25,0	0,03	18/08/04	643,9 (69,7)*	155,5	0,14
23/06/04	138,1 (82,3)*	18,2	0,02	19/08/04	729,9 (73,5)*	180,1	0,15
24/06/04	150,2 (83,4)*	54,8	0,05	20/08/04	798,7 (75,6)*	121,1	0,13
25/06/04	199,8 (81,8)*	36,2	0,04	25/08/04	1198,4 (58,0)*	203,0	0,24
29/06/04	127,1 (76,5)*	12,4	0,01	26/08/04	1170,9 (60,9)*	243,0	0,33
30/06/04	141,4 (84,4)*	19,8	0,03	27/08/04	1308,5 (61,6)*	197,8	0,30
01/07/04	148,0 (83,8)*	24,7	0,04	01/09/04	1170,9 (57,3)*	196,5	0,29
05/07/04	193,2 (87,8)*	16,4	0,02	02/09/04	1219,0 (52,9)*	253,8	0,43
06/07/04	176,3 (87,6)*	33,4	0,03	03/09/04	1335,9 (60,2)*	187,0	0,27
07/07/04	221,5 (78,7)*	62,7	0,09	09/09/04	1250,0 (59,6)*	196,90	0,28
08/07/04	196,0 (75,1)*	79,7	0,11	10/09/04	1379,9 (63,0)*	174,0	0,24
09/07/04	329,6 (85,4)*	81,3	0,08	14/09/04	1664,3 (72,3)*	143,0	0,24
13/07/04	335,9 (84,5)*	63,5	0,09	16/09/04	841,9 (48,1)*	232,4	0,19
14/07/04	332,8 (82,7)*	66,4	0,12	17/09/04	1050,6 (58,4)*	144,3	0,36
15/07/04	310,5 (80,4)*	73,4	0,07	21/09/04	848,0 (46,6)*	209,6	0,34
20/07/04	323,2 (84,4)*	62,2	0,05	22/09/04	965,6 (36,2)*	270,8	1,17
21/07/04	233,3 (83,9)*	68,7	0,06	24/09/04	1973,5 (60,0)*	300,8	0,27
22/07/04	343,9 (81,2)*	110,9	0,11	27/09/04	1930,2 (57,9)*	302,7	0,26
23/07/04	329,6 (78,2)*	127,9	0,14	28/09/04	1726,2 (56,3)*	296,7	0,25

DQOd – Demanda Química de Oxigênio destruída

* % de DQO removida

6 CONCLUSÕES

Da análise dos resultados deste trabalho, pode-se concluir que:

- as variações de temperatura e, provavelmente o modelo do RAS, mistura completa, favoreceram o pH deste reator quando comparado ao RAC; pois o RAS apresentou valores de pH mais baixos, principalmente nos TRHs de dois e um dias, acidez mais elevada durante todo o experimento e conseqüentemente valores de AV/AL mais altos indicando que este manteve-se mais acidificado;
- o pH do RAC se manteve alto para este modelo de reator, acima de 6,0, mesmo no TRH de 1 dia, o que favorece as arqueas metanogênicas descaracterizando o modelo reator acidogênico. Este reator comportou-se como um reator de fase única.
- a queima do biogás produzido nos reatores acidogênicos indicou que houve a metanogênese e a não separação física total das fases;
- os reatores metanogênicos apresentaram comportamento similar durante o experimento, concluindo-se que as variações de temperatura não afetaram de maneira significativa o desempenho desses reatores. Esse resultado pode ser atribuído ao modelo empregado, filtro anaeróbio de fluxo ascendente, que tem a capacidade de reter grande quantidade de biomassa no sistema, por elevados períodos de tempo, favorecendo a estabilidade destes reatores;
- a remoção de DQO para os reatores acidogênicos foi elevada. No TRH de dois dias, foram obtidos os valores mais elevados de remoção, sendo de 62,21% para o RAC

com carga orgânica de 2131,98 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ e de 54,03 % para o RAS com carga orgânica de 3083,96 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$. Para o mesmo TRH não houve variações significativas de DQO entre os reatores;

- O TRH interferiu nas remoções de DQO, com a diminuição do TRH houve diminuição da remoção de DQO em todos os reatores;
- as remoções de DQO dos reatores metanogênicos, RMS e RMC, foram muito parecidas durante todo o experimento. No menor TRH aplicado, um dia, a maior remoção obtida foi de 69,10 % com carga orgânica de entrada de 1775,62 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ para o RMS e de 72,30 % com carga orgânica de entrada de 1664,32 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ para o RMC;
- o comportamento dos reatores indica que os mesmos poderiam ser operados a temperatura ambiente, reduzindo os gastos com energia. Em um sistema de tratamento em escala plena, os gastos com energia podem ser o fator limitante da viabilidade do processo;
- foram obtidas consideráveis remoções de DQO nos conjuntos A e B, porém em nenhum momento se obteve o teor de DQO exigido pelo Instituto Ambiental do Paraná (IAP) para rios de Classe II, que é de 125 $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, sendo necessário a realização de pós-tratamento.

7 SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS

- trabalhar com menor TRH nos reatores acidogênicos objetivando maior acidificação destes reatores, visto que este substrato é de difícil acidificação;
- devido ao bom desempenho dos filtros anaeróbios uma possibilidade seria otimizar um reator de fases única;
- trabalhar com carga orgânica fixa, pois são bastante variáveis e assim poderia trabalhar com diferentes TRHs e temperaturas sendo mais fácil de verificar a influência destes fatores na remoção da DQO;
- trabalhar com diferentes tipos de meio suporte com temperatura fixa e ambiente para verificar a influência do meio suporte;
- reator do tipo híbrido seria uma opção interessante a ser estudado a temperatura ambiente.

8 REFERÊNCIAS

ANDERSON, K. G.; KASAPGIL, B.; INCE, O. Microbiological study of two-stage anaerobic digestion during start-up. **Water Research**. v.28, n. 11, p.2383-2392, 1994.

APHA. **Standart methods for the examination of water and wastewater**. 20 ed. Washington, 1998. cap. 2, 4, 5.

BANKS, C. J.; WANG, Z. Development of a two phase anaerobic digester for the treatment of mixed abatotoir waste. **Water Science and Technology**. v.40, n.1, p.69-76, 1999.

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

BARCELÓ, G. O.; MARTÍNEZ, G. S.; RAMÍREZ, P.; CELAYA, P. Z.; DOMINGUEZ, H. J. Factores influencing the wastewater anaerobic fermentation. In: LATIN AMERICAN WORKSHOP AND SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, VII, 2002, México: Mérida. **ANAIS...** Mérida:UNAM, 2002. p.245-248.

BARRETO, C. O. Tratamento de efluentes na indústria frigorífica – Parte 3. **Revista da Carne**. n. 327, p. 138-141, mai. 2004.

BODIK I.; HERDOVA B.; DRTIL, M. Anaerobic treatment of municipal wastewater under psychrophilic conditions. **Bioprocess Engineering**. v. 22, p. 385–390, 2000.

BORJA, R.; BANKS, C. J.; WANG, Z.; MANCHA, A. Anaerobic digestion of slaughterhouse wastewater using a combination sludge blanket and filter arrangement in a single reactor. **Bioresource Technology**. v.65, p.125-133, 1998.

CAIXETA, C. E. T.; CAMMAROTA, M. C.; XAVIER, A. M. F. Slaughterhouse wastewater treatment: evalution of a new three-phase separation system in a UASB reactor. **Bioresource Technology**. v.81, p.61-69, 2002.

CARVALHO, E. H. de; POVINELLI, J. Estudo e seleção dos meios suportes empregados em filtros biológicos anaeróbios. In: IV SEMINÁRIO-TALLER LATINOAMERICANO SOBRE TRATAMIENTO ANAERÓBIO DE ÁGUAS RESIDUALES, IV, 1996, Colômbia: Bucaramanga. **ANAIS...** Bucaramanga: Red Colombiana de Biotecnologia Ambiental, 1996 . p. 109-114.

CHEN, T. H.; SHYU, W. H. Chemical characterization of anaerobic digestion treatment of poultry mortalities. **Bioresource Technology**. v.63, p. 37–48, 1998.

CHERNICHARO, C. A. de L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: Segrac, 1997, v. 5. 245 p.

CHUA, H.; HU, W.F.; YU, P. H. F.; CHEUNG, M.W. L. Responses of an anaerobic fixed-film reactor to hydraulic shock loadings. **Bioresource Technology**. p. 79-83, 1997.

COLLINS, G.; WOODS, A.; MCHUGH, S.; CARTON, M. W.; O'FLAHERTY, V. Microbial community structure and methanogenic activity during start-up of psychrophilic anaerobic digesters treating synthetic industrial wastewater. **FEMS Microbiology Ecology**. v. 46, p.159-170, 2003.

DI BERARDINO, S.; COSTA, S.; CONVERTI, A. Semi-continuous anaerobic digestion of a food industry wastewater in an anaerobic filter. **Bioresource Technology**. v. 71, n. 3, p.261-266, 2000.

DEBOZ, K.; PETERSEN, S. O.; KURE, L. K.; AMBUS, P. Evaluating effects of sewage sludge and household compost on soil physical and microbial properties. **Applied Soil Ecology**. v.19, p.237-248, 2002.

DOMINGUEZ, H. J.; MARTÍNEZ, G. S.; BARCELÓ, G. O. Temperature effects on the anaerobic acidification of municipal wastewater. In: LATIN AMERICAN WORKSHOP AND SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, VII, 2002, México: Mérida. **ANAIS...** Mérida:UNAM, 2002. p.241-244.

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

GANNOUN, H.; MABROUK, N.; BOUALLAGUI, H.; TOUHAMI, Y.; HAMDI, M. Anaerobic digestion of poultry slaughterhouses wastewater. In: INTERNATIONAL

SEMINAR ON ANAEROBIC DIGESTION OF SLAUGHTERHOUSE WASTE, 2003, Narbone: France. **ANAIS...** Narbone : INRA, 2003.

GARCIA, J. L.; PATEL, B. K. C.; OLLIVIER, B. Taxonomic, phylogenetic, and ecological diversity of methanogenic *Archae*. **Anaerobe.** v.6, p. 205-226, 2000.

GHOSH, S.; OMBREGT, J. P.; PIPYN, P. Methane production from industrial waste by two-phase anaerobic digestion. **Water Research.** v.19, n.9, p.1083-1088, 1985.

GIJZEN, H. J. Anaerobic waste treatment na important step in rational re-use strategies of nutrients and energy. In: IV SEMINÁRIO-TALLER LATINOAMERICANO SOBRE TRATAMIENTO ANAERÓBIO DE ÁGUAS RESIDUALES, IV, 1996, Colômbia: Bucaramanga. **ANAIS...** Bucaramanga: Red Colombiana de Biotecnologia Ambiental, 1996. p.537-547.

GRIFFIN, M. E.; McMAHON, K. D.; MACKIE, R.I., RASKIN, L. Metahnogenic population dynamics during start-up of anaerobic digesters treating municipal solid waste and biosolids. **Biotechnol. Bioeng.** v. 57, p. 342-355, 1998.

GÜLÜM, Y.; YENIGÜN, O. Two-phase anaerobic treatment of cheese whey. **Water Science and Technology.** v.40, n.1, p.289-295, 1999.

GUNASSELAN, V.N. Anaerobic digestion of biomass for methane production: a review. **Biomass and Bionergy.** v. 13, n. (1/2), p. 83-114, 1997.

HABOUZIT, F.; TORRIJOS, M.; MOLETTA, R. Anaerobic digestion of slaughterhouse wastewater with anaerobic filter (Cloisonyl): pilot plant test. In: INTERNATIONAL SEMINAR ON ANAEROBIC DIGESTION OF SLAUGHTER HOUSE WASTE, 2003, Narbone: France. **ANAIS...** Narbone: INRA, 2003.

HANSEN, K. H.; ANGELIDAKI, I.; AHRING, B. K. Anaerobic digestion of swine manure: inhibition by ammonia. **Water Research.** v.32, n.1, p.5-12, 1998.

HICKEY, R.; WU, W.; JONES, R.; VEIGA, M. C. The start-up, operation, monitoring and control of high-rate anaerobic treatment systems. **Water Science and Technology.** v.24, p.207-255, 1992.

HIRATA, Y. S. **Coleta, preservação e caracterização de efluentes.** Apostila do IV Curso de Tratamento Biológico de Resíduos. Florianópolis: UFSC/ Faculdade de Engenharia Química e de Alimentos, 1999.

HOBSON, P. N.; WHEATLEY, A.D. **Anaerobic digestion**: modern theory and practice. Elsevier Applied Science, 1993. 269p.

IDE, N. C.; BARBEDO, A. G. A.; ROCHE, K. F.; IMOLENE, L. M.; ARAÚJO do VAL, L. A. **Reuso de efluentes de lagoas de estabilização na produção de biomassa verde**. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, XXVII, 2000, Porto Alegre. **ANAIS...** Porto Alegre: ABES, 2000. p.1-10.

INCE, O. Performance of a two-phase anaerobic digestion system when treating dairy wastewater. **Water Research**. v. 32, n.9, p. 2707-2713, 1998

ISOLDI, L. A.; KOETZ, P. R.; FARIA, O. L. V.; ISOLDI, L. Parâmetros de operação do reator UASB em um sistema combinado reator-UASB reator aeróbio. Revista Eletrônica do Mestrado em Educação Ambiental. v. 6, 2001. Disponível em <<http://www.google.com.br>> Acesso em 20 set. 2004.

JEYASEELAN. S.; MATSUO, T. Effects of phase separation in anaerobic digestion on different substrates. **Water Science and Technology**. v.31, n.9, p.153-162, 1995.

JOHNS, M. R. Developments in wastewater treatment in the meat processing industry: a review. **Bioresource Technology**. v. 54, p. 203-216, 1995.

KELLEHER, B. P.; LEAHY, J. J.; HENIHAN, A. M.; O'DWYER, T.F.; SUTTON, D.; LEAHY, M.J. Advances in poultry litter disposal technology – a review. **Bioresource Technology**. v.83, p. 27-36, 2002.

LECLERC, M.; DELBES, C.; MOLETTA, R.; GODON, J-J. Single strand conformation polymorphism monitoring of 16S rDNA Archaea during start-up of an anaerobic digester. **FEMS Microbiology Ecology**. v. 34, p. 213-220, 2001.

LETTINGA, G.; ZEEUW, W.; OUBORG, E. Anaerobic treatment of wastes containing methanol and higher alcohols. **Water Research**. v.15, p.171-182, 1981.

MANJUNATH, N.; MEHROTRA, I.; MATHER, R. Treatment of wastewater from slaughterhouse by DAF-UASB system. **Water Research**. v.34, n.6, p.1930-1936, 2000.

MARINARI, S.; MASCIANDARO, G.; CECCANTI, G.; GREGO, S. Influence of organic and mineral fertilisers on soil biological and physical properties. **Bioresource Technology**. v.72, p.9-17, 2000.

MARTINEZ, J.; BORZACCONI, L.; MALLO, M.; GALISTEO, M.; VIÑAS, M. Treatment of slaughterhouse wastewater. **Water Science and Technology**. v. 32, n. 12, p. 99-104, 1995.

MASSÉ, D. I.; MASSE, L. The effect of temperature on slaughterhouse wastewater treatment in anaerobic sequencing batch reactors. **Bioresource Technology**. v.76, p.91-98, 2001.

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

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

MICHAUD, S.; BERBET, N.; BUFFIÈRE, P.; ROUSTAN, M.; MOLLETA, R. Methane yield as a monitoring parameter for the start-up of anaerobic fixed film reactors. **Water Research**. v.36, p.1385-1391, 2002.

MORENO, A. L. M. Comportamiento de una descarga de agua residual de matadero mediante tratamiento anaerobico-UASB- filtro anaeróbico. In: IV SEMINÁRIO-TALLER LATINOAMERICANO SOBRE TRATAMIENTO ANAERÓBIO DE ÁGUAS RESIDUALES, IV, 1996, Colômbia: Bucaramanga. **Anais...** Bucaramanga: Red Colombiana de Biotecnologia Ambiental, 1996. p.337-353.

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

NOGUEIRA, L. A. H. **Biodigestão a alternativa energética**. São Paulo: Nobel, 1992. 93p.

NÚÑEZ, L. A.; MARTINEZ, B. Anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in na expanded granular sludge BED (EGSB) reactor. **Water Science and Technology**. v.40, n.8, p.99-106, 1999.

POHLAND, F. G.; GHOSH, S. Developments in anaerobic treatment process. **Biotechnology and Bioengineering Symp**. v.2, p. 85-106, 1971.

POHLMANN, M. Tratamento de efluentes na indústria frigorífica – Parte 1. **Revista da Carne**. n. 325, p. 94 – 98, mar.2004.

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

POZO, R. del.; DIEZ, V.; BELTRÁN, S. Pre-treatment of Anaerobic of slaughterhouse wastewater that uses fixed-film reactors. **Bioresource Technology**. v.71, n.2, p.143-149, 2000.

RAIZADA, N.; SONAKYA, V.; LEBUNH, M.; WILDERER, P. A. Treatment of slaughterhouse waste in atwo stage anaerobic process in fixed and fluidsed bed reactor. : INTERNATIONAL SEMINAR ON ANAEROBIC DIGESTION OF SLAUGHTER HOUSE WASTE, 2003, Narbone: France. **ANAIS...** Narbone, INRA, 2003.

ROBBINS, J. E.; GERHARDT, S. A.; KAPPEL, T. J. Effects of total ammonia on anaerobic digestion and an example of digester performance from cattle manure-protein mixes. **Biological Waste**. v.17,n.1, p.1-14, 1989.

ROMLI, M.; KELLER, J.; LEE, P. L.; GREENFIELD, P. F. The influence of pH performance of a two-stage anaerobic treatment system: model prediction and validation. **Water Science and Technology**. v.30, n.8, p.35-44, 1994.

RUIZ, I.; VEIGA, M. C.; SANTIAGO, P. de.; BLÁZQUEZ, R. Treatment of slaughterhouse wastewater in a UASB reactor and reactor an anaerobic filter. **Bioresource Technology**. v. 60, p. 251-258, 1997.

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

SAMPAIO, B. M. L. **Viabilidade do processo de tratamento anaeróbio de resíduos da industrialização da mandioca em sistema de duas fases**. 1996, 176p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Maringá, Paraná.

SANCHEZ, E.; BORJA, R.; WEILAND, P.; TRAVIESO, L.; MARTIN, A. Effect of substrate concentration and temperature on the anaerobic digestion of piggery waste in tropical climates. **Process Biochemistry**. v.37, p.483-489, 2001.

SAYED, S. K.Y.; CAMPEN, L. van; LETTINGA, G. Anaerobic treatment of slaughterhouse waste using a granular sludge UASB reactor. **Biological Waste**. v.21, p. 11-28, 1987.

- SAYED, S. K.Y.; ZANDEN, J. van der; WIJFFELS, R.; LETTINGA, G. Anaerobic degradation of the various fractions of slaughterhouse wastewater. **Biological Waste**. v.23, p.117-142, 1988.
- SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; LIER, J. B.; HAMELERS, H. V. M.; LETTINGA, G. A review : The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. **Bioresourse technology**. v. 65, p.175-190, 1998.
- SILVA, D. J. **Análise de alimentos** – métodos químicos e biológicos. Viçosa: Universidade Federal de Viçosa, 1981. 166p.
- SILVA, M. O. S. A. **Análises físico-químicas para o controle de estações de tratamento de esgotos**. São Paulo: Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, 1977. 226p.
- SOLERA, R.; ROMERO, L. I.; SALES, D. The evolution of microorganisms in a thermophilic anaerobic reactor. In: LATIN AMERICAN WORKSHOP AND SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION, VII, 2002, México: Mérida. **ANAIS...** Mérida: UNAM, 2002. p.29-34.
- SOUZA, M. E. Fatores que influenciam a digestão anaeróbia. **Revista DAE**. v. 44, p.88-94, 1984.
- STRONACH, S. M.; RUDD, T.; LESTER, J. N. Start-up of anaerobic bioreactors on high strength industrial waste. **Biomass**. v. 13, p. 173-197, 1987.
- TORKIAN, A.; EQBALI, A.; HASHEMIAN, S. J. The effect of organic loading rate on the performance of UASB reactor treating slaughterhouse effluent. **Resources, Conservation and Recycling**. v. 40, p. 1-11, 2003.
- TRITT, W. P.; SCHUCHARDT, F. Materials flow and possibilities of treating liquid and solid waste from slaughterhouse in Germany. A review. **Bioresourse Technology**. v.41, p.235-245, 1992.
- VAN VELSEN, A. F. M. Adaptation of methanogenic sludge to high ammonia nitrogen concentrations. **Water Research**. v.13, n.10, p.995-999, 1979.
- VARTAK, D. R.; ENGLER, C. R.; RICKE, S. C.; BYERS, F.M.; MCFARLAND, M. J. Mesophilic performance of attached-film reactors subject to low temperature stress. **American Society of Agricultural Engineers**. v.41, n.5, p. 1463-1468, 1998.

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

VILAS BOAS, E. V. B.; LIMA, L. C. O.; BRESSAN, M. C.; BARCELOS, M. F. P.; PEREIRA, R. G. F.A. **Manejo de resíduos da agroindústria**. Lavras: Universidade Federal de Lavras, 2001, 110p.

VIÑAS, M.; MARTINEZ, J.; BASELLI, B. Advantages of an anaerobic reactor for TMP wastewater with separated acidogenic and methanogenic stages. **Environmental Technology**. v. 14, p.995-1000, 1993.

WANG, Z.; BANKS, C. J. Evaluation of a two stage anaerobic digester for the treatment of mixed abattoir wastes. Highfield, UK. 28 fev. 2003. Disponível em: www.sciencedirect.com> Acesso em: 15 abr. 2003.

YENIGÜN, O.; YILMAZER, G. Two phase anaerobic treatment of cheese whey. **Water Science and Technology**. v.40,p. 289-295, 1999.

YEOH, B. G. Two-phase anaerobic treatment of cane-molasses alcohol stillage. **Water Science and Technology**. v.36, p.441-448, 1997.

ZOUTBERG, G. R.; de BEEN, P. The biobed[®] EGSB (Expanded Granular Sludge Bed) system covers shortcomings of the upflow anaerobic sludge blanket reactor in the chemical industry. **Water Science and Technology**. v.35, n.10, p.183-188, 1997.

Livros Grátis

(<http://www.livrosgratis.com.br>)

Milhares de Livros para Download:

[Baixar livros de Administração](#)

[Baixar livros de Agronomia](#)

[Baixar livros de Arquitetura](#)

[Baixar livros de Artes](#)

[Baixar livros de Astronomia](#)

[Baixar livros de Biologia Geral](#)

[Baixar livros de Ciência da Computação](#)

[Baixar livros de Ciência da Informação](#)

[Baixar livros de Ciência Política](#)

[Baixar livros de Ciências da Saúde](#)

[Baixar livros de Comunicação](#)

[Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE](#)

[Baixar livros de Defesa civil](#)

[Baixar livros de Direito](#)

[Baixar livros de Direitos humanos](#)

[Baixar livros de Economia](#)

[Baixar livros de Economia Doméstica](#)

[Baixar livros de Educação](#)

[Baixar livros de Educação - Trânsito](#)

[Baixar livros de Educação Física](#)

[Baixar livros de Engenharia Aeroespacial](#)

[Baixar livros de Farmácia](#)

[Baixar livros de Filosofia](#)

[Baixar livros de Física](#)

[Baixar livros de Geociências](#)

[Baixar livros de Geografia](#)

[Baixar livros de História](#)

[Baixar livros de Línguas](#)

[Baixar livros de Literatura](#)
[Baixar livros de Literatura de Cordel](#)
[Baixar livros de Literatura Infantil](#)
[Baixar livros de Matemática](#)
[Baixar livros de Medicina](#)
[Baixar livros de Medicina Veterinária](#)
[Baixar livros de Meio Ambiente](#)
[Baixar livros de Meteorologia](#)
[Baixar Monografias e TCC](#)
[Baixar livros Multidisciplinar](#)
[Baixar livros de Música](#)
[Baixar livros de Psicologia](#)
[Baixar livros de Química](#)
[Baixar livros de Saúde Coletiva](#)
[Baixar livros de Serviço Social](#)
[Baixar livros de Sociologia](#)
[Baixar livros de Teologia](#)
[Baixar livros de Trabalho](#)
[Baixar livros de Turismo](#)