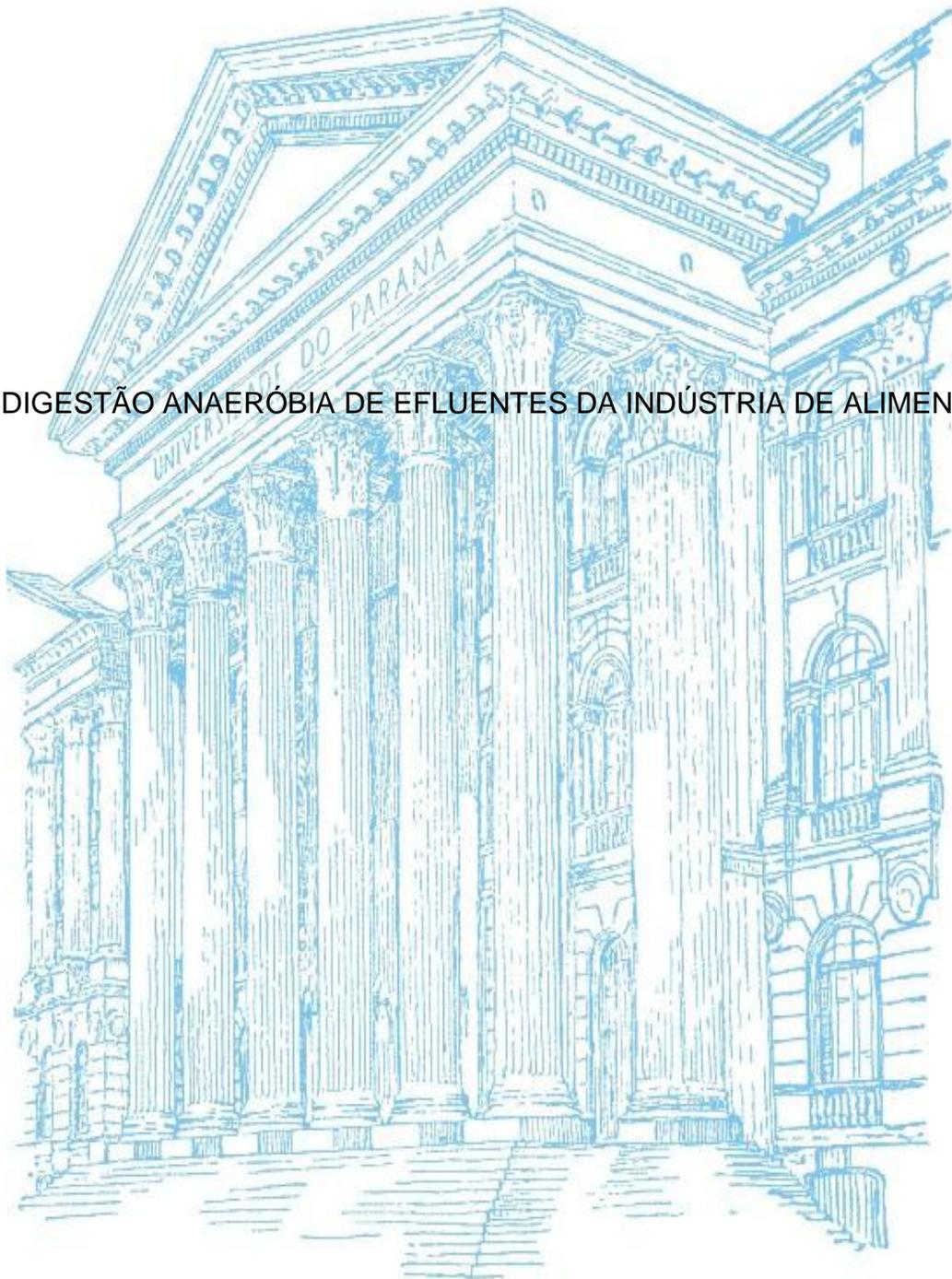


UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ

EDUARDO MUCHIUTTI KISPERGHER

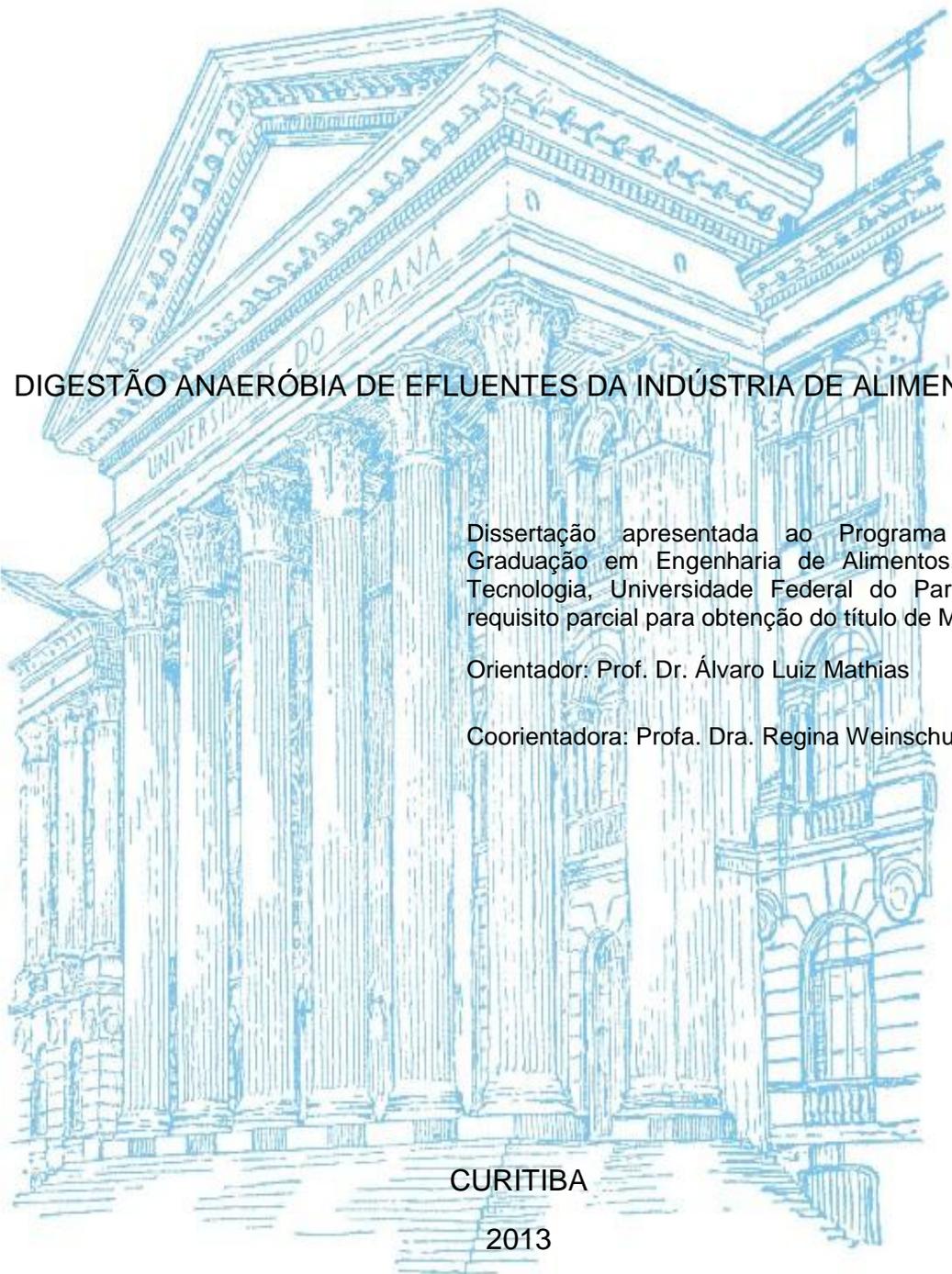
DIGESTÃO ANAERÓBIA DE EFLUENTES DA INDÚSTRIA DE ALIMENTOS



CURITIBA

2013

EDUARDO MUCHIUTTI KISPERGHER



DIGESTÃO ANAERÓBIA DE EFLUENTES DA INDÚSTRIA DE ALIMENTOS

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Alimentos, Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre.

Orientador: Prof. Dr. Álvaro Luiz Mathias

Coorientadora: Profa. Dra. Regina Weinschutz

CURITIBA

2013

K61d Kispergher, Eduardo Muchiutti

Digestão anaeróbia de efluentes da indústria de alimentos /
Eduardo Muchiutti Kispergher. – Curitiba, 2013.

102f. : il., tab., graf.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do Paraná, Setor
de Tecnologia, Programa de Pós-graduação em Engenharia de
Alimentos.

Orientador: Álvaro Luiz Mathias
Coorientadora: Regina Weinschutz

TERMO DE APROVAÇÃO

EDUARDO MUCHIUTTI KISPERGHER

DIGESTÃO ANAERÓBICA DE EFLUENTES DA INDÚSTRIA DE ALIMENTOS

Dissertação aprovada como requisito parcial para obtenção do grau de Mestre no Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Alimentos, da Universidade Federal do Paraná, pela Comissão formada pelos professores:

Orientador: 
Prof. Dr. ÁLVARO LUIZ MATHIAS
Setor de Tecnologia, UFPR


Prof. Dr. FERNANDO AUGUSTO PEDERSEN VOLL
Setor de Tecnologia, UFPR


Prof.^a Dr.^a REGINA MARIA MATOS JORGE
Setor de Tecnologia, UFPR

Curitiba, 17 de abril de 2013.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a meus pais Ariel e Noêmia Kispergher, que estão sempre ao meu lado acreditando no meu potencial e apoiando em minha jornada.

A minha noiva Thaíssa Ribeiro pelo apoio e pela compreensão ao abrir mão de seu tempo para que eu realize meus trabalhos.

Ao professor Álvaro Luiz Mathias, pela orientação, pela amizade e dedicação ao meu trabalho.

A professora Regina Weinschutz, pela co-orientação, pela amizade e pelos auxílios prestados com toda dedicação.

A todos os professores, seja do Departamento de Engenharia Química ou fora dele, que me ajudaram e esclareceram minhas dúvidas para a realização deste trabalho.

Aos meus colegas de pós-graduação que sempre esclareceram minhas dúvidas e me nortearam a buscar coisas melhores.

Aos meus companheiros de LACTEC, Luis Cesar, Thiago, Camila, Fedalto, Cibele, Rodrigo e Franciele, por pacientemente me ouvirem e compartilharem seus conhecimentos e experiências na área.

A todos os amigos, que torcem e me dão apoio.

Ao LACTEC, pelo auxílio financeiro e técnico.

Obrigado.

"Você é livre para fazer suas escolhas, mas é prisioneiro das consequências."

Pablo Neruda

RESUMO

Biodigestores tipo semi-contínuo e tipo filtro anaeróbio de fluxo ascendente foram usados para estudo de tratamento de efluentes líquidos de indústrias de laticínios e biscoitos. Um efluente sintético (5 g.L^{-1} de leite em pó) foi proposto para simular o efluente de uma indústria laticínio da região de Ponta Grossa em relação a demanda química de oxigênio, teor de sólidos, pH e alcalinidade. As condições recomendadas de teor de sólidos totais a serem usadas em reator na partida de um reator semi-contínuo foram determinadas para uso de esterco bovino como fonte microbiana. O tempo de início de produção de biogás (13º dia) e potencial metanogênico ($260 \text{ NmL}^{-1} \text{ CH}_4.\text{g SV}^{-1}$) foram estabelecidos para teor de sólidos de 7,5%. Um reator do tipo filtro anaeróbio de fluxo ascendente com 12,22 L, sendo 8,41 L de volume de líquido inoculado com lodo ativo de estação de tratamento de esgoto sobre anéis de Pall, foi usado para determinar o tempo de retenção hidráulica (TRH) e o teor de suplementação de alcalinidade recomendados; sendo estabelecido $\text{TRH} = 1$ dia e 3 g.L^{-1} de NaHCO_3 . A redução da DQO foi de 56,6% e a produção foi de $1,5 \text{ NmL}_{\text{biogás}}.\text{mL}_{\text{reator}}$. O método de tratamento foi validado com o uso de três efluentes: soro de queijo em pó; efluente de processamento de queijo; e efluente de processamento de bolachas e chocolate. Eles apresentaram desempenho semelhante quanto à produção de biogás e a redução da carga orgânica. Dois biodigestores foram dimensionados a partir de dados da literatura e da norma brasileira NBR 13969:1997 para atender a um pequeno laticínio com capacidade $2000 \text{ kg queijo.dia}^{-1}$. A remoção do H_2S do biogás em coluna lavadora de gases operando com água para redução inferior a 10 ppm de H_2S também foi estudada em simulador. Uma coluna com dimensões reduzidas, 0,202 m de diâmetro e 0,94 m de largura e recheada com selas de Berl de 0,5 pol, consumiria $2,117 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ de água de lavagem, apresenta um bom potencial econômico desde que se use água de reuso da indústria.

Palavras chave: Digestão anaeróbia. Laticínios. Inóculo. Demanda química de oxigênio. Biogás.

ABSTRACT

Biodigesters type semi-continuous and upflow anaerobic filter had been used to study the treatment of wastewater from dairies and cookies industry. A synthetic effluent (5 gL^{-1} of milk powder) had been proposed to simulate the effluent of a dairy industry on the region of Ponta Grossa according to chemical oxygen demand, solids, pH and alkalinity. The recommended conditions of total solids to be used at the startup of a semi-continuous reactor had been determinate. The startup time for biogas production (13 days) and methanogenic potential ($-260 \text{ NmL CH}_4.\text{g SV}^{-1}$) were established for solids content of 7.5%. One upflow anaerobic filter reactor with 12.22 L and 8.41 L of liquid volume inoculated with activated sludge from sewage treatment plant on Pall rings, was used to determine the hydraulic retention time (HRT) and alkalinity supplementation recommended; being established as $\text{HRT} = 1$ day and 3 gL^{-1} of NaHCO_3 . The reduction of COD was 56.6% and the biogas yield was $1.5 \text{ NmL}_{\text{biogás}}.\text{mL}_{\text{reator}}^{-1}$. The treatment method was validated with the use of three effluents: cheese whey powder, cheese processing wastewater, cookies and chocolate processing wastewater. They showed similar performance as reduction of the organic load. Two digesters were scaled according to the literature and to the NBR13969:1997 to cater to a small dairy plant with capacity $2000 \text{ kg cheese.day}^{-1}$. The H_2S removal from the biogas had been performed in a virtual gas scrubber column with water as absorbent to decrease H_2S below 10 ppm. The column presented reduced dimensions 0.202 m diameter and 0.94 m wide when packed with Berl saddles 0.5 inch, consuming $2.117 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ of water. The unitary operation has a good economic potential when using recycled water.

Keywords: Anaerobic digestion. Dairy. Inoculum. Chemical oxygen demand. Biogas.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 – BIOQUÍMICA DA PRODUÇÃO DO GÁS METANO.....	23
FIGURA 2 – VISTA SUPERIOR E LATERAL DE UMA LAGOA ANAERÓBIA	29
FIGURA 3 – MODELOS DE REATORES DE ALTA TAXA.....	30
FIGURA 4 – ARRANJO EXPERIMENTAL DOS MICRORREATORES SEMI-CONTÍNUOS (A), AGITADORES (B), E BANHO TERMOSTÁTICO (C)	37
FIGURA 5 – UNIDADE DE MONITORAMENTO DE BIOGÁS E ILUSTRAÇÃO DO FUNCIONAMENTO DO SISTEMA DE MEDIÇÃO DE CONCHAS	37
FIGURA 6 – APARATO EXPERIMENTAL: A – BOMBA PERISTALTICA, B – FILTRO ANAERÓBIO, C – SEPARADOR LÍQUIDO-GÁS, D – CONTROLADOR DE PRESSÃO, E – GASÔMETRO	41
FIGURA 7 - PRODUÇÃO DE BIOGÁS ACUMULADA (NmL) AO DECORRER DO TEMPO (DIA)	55
FIGURA 8 – CURVA DE PH AO DECORRER DO TEMPO PARA A AMOSTRA	57
FIGURA 9 - PRODUÇÃO DE BIOGÁS (NML) VERSUS TEMPO (DIA).....	57
FIGURA 10 – VOLUME DE BIOGÁS ACUMULADO AO DECORRER DO TEMPO.....	58
FIGURA 11 – ALCALINIDADE (MG $\text{HCO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$) DAS AMOSTRAS ANALISADAS DURANTE O ENSAIO.....	59
FIGURA 12 – CURVA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS E FIXOS DA AMOSTRA DIGERIDA AO DECORRER DO TEMPO.....	60
FIGURA 13 – CURVA DE BIOGÁS ACUMULADO EXPERIMENTAL E TEÓRICO DA AMOSTRA E DO CONTROLE	62
FIGURA 14 - pH E ALCALINIDADE (mg $\text{HCO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$) AO DECORRER DO TEMPO (DIAS)	64
FIGURA 15 - TEOR DE SÓLIDOS FIXOS (%) DO EFLUENTE DIGERIDO AO DECORRER DO TEMPO (DIAS).....	64
FIGURA 16 - TEOR DE SÓLIDOS VOLÁTEIS (SV) VERSUS TEMPO (DIAS)	65
FIGURA 17 - DQO (mg. L^{-1}) DO EFLUENTE DO REATOR AO DECORRER DO TEMPO (DIAS).....	66
FIGURA 18 - PRODUÇÃO DE BIOGÁS (NL) AO DECORRER DO TEMPO (DIAS) DE ENSAIO.....	67
FIGURA 19 - ALCALINIDADE (mg HCO_3^-) EM FUNÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE NaHCO_3 (g. L^{-1}).....	70
FIGURA 20 - pH DO EFLUENTE DO REATOR AO DECORRER DO TEMPO (DIAS)	71
FIGURA 21 - PRODUÇÃO DE BIOGÁS DO REATOR (NL) AO DECORRER DO TEMPO (DIAS).....	71
FIGURA 22 - FLUXOGRAMA DE PROCESSO DAS SIMULAÇÕES DE ABSORÇÃO ASPEN PLUS.....	80

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 - CARACTERIZAÇÃO DOS EFLUENTES NÃO TRATADOS DA INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS	19
TABELA 2 - REAÇÕES QUÍMICAS PRODUTORAS DE METANO	25
TABELA 3 - CONCENTRAÇÕES DOS COMPONENTES PARA EFEITOS DE INIBIÇÃO.....	28
TABELA 4 - NORMA OU MÉTODO ANALÍTICO DE ANÁLISE	34
TABELA 5 – PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL PARA RETIRADA E ANÁLISE DE PARÂMETROS DOS REATORES SEMICONTÍNUOS AGITADOS	38
TABELA 6 - COMPOSIÇÃO DO ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO.....	41
TABELA 7 - TRH E TEMPO DE OPERAÇÃO.....	42
TABELA 8 - CONCENTRAÇÃO DE BICARBONATO DE SÓDIO E TEMPO DE ENSAIO.....	43
TABELA 9 - PREMISSAS DE DIMENSIONAMENTO DESCRITAS NA LITERATURA	45
TABELA 10 – CARACTERÍSTICAS DO RECHEIO HIGH FLOW PALL RINGS	45
TABELA 11 - EQUIVALENTE ENERGÉTICO DOS COMBUSTÍVEIS E SEUS PREÇOS	52
TABELA 12 - CARACTERÍSTICAS GERAIS DO EFLUENTE	53
TABELA 13 - COMPOSIÇÃO E TEOR DE SÓLIDOS DAS SOLUÇÕES	54
TABELA 14 - REMOÇÃO DE SÓLIDOS TOTAIS NOS 30 DIAS.	56
TABELA 15 - PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS INICIAIS DAS SOLUÇÕES DIGERIDAS.....	56
TABELA 16 - PRODUÇÃO ACUMULADA DE BIOGÁS EXPERIMENTAL	61
TABELA 17 - CONSTANTES DAS CURVAS TEÓRICAS DE PRODUÇÃO DE BIOGÁS E SOMATÓRIO DOS QUADRADOS DOS ERROS	61
TABELA 18 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SV NOS DIVERSOS TRH.....	65
TABELA 19 - CARGA VOLUMÉTRICA DE DQO APLICADA E REMOVIDA.....	66
TABELA 20 - VOLUME DE BIOGÁS PRODUZIDO E CONVERSÃO DE DQO	68
TABELA 21 - VOLUME DE BIOGÁS PRODUZIDO E CONVERSÃO DE DQO	68
TABELA 22 - COMPOSIÇÃO DO BIOGÁS NOS TRH APLICADOS	69
TABELA 23 - ANÁLISES FÍSICO-QUÍMICAS DO EFLUENTE SINTÉTICO	69
TABELA 24 – pH, COMPOSIÇÃO E PRODUÇÃO MÉDIA DE BIOGÁS	72
TABELA 25 - CUSTO OPERACIONAL DAS SUPLEMENTAÇÕES DE NaHCO ₃ E CA(OH) ₂ POR m ³ DE METANO PRODUZIDO	73
TABELA 26 - CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DOS EFLUENTES	74
TABELA 27 - EFICIÊNCIA DE TRATAMENTO DOS EFLUENTES TESTADOS.....	74
TABELA 28 - PRODUÇÃO DE BIOGÁS E TEOR DE METANO.....	75
TABELA 29 - DIMENSÕES DO FILTRO ANAERÓBIO TIPO 1 (DEUBLEIN & STEINHAUSER, 2011; CHERNICHARO, 2007)	76

TABELA 30 - DIMENSÕES DO FILTRO ANAERÓBIO TIPO 2 (NBR 13969:1997)..	77
TABELA 31 - CRONOGRAMA DE INOCULAÇÃO DE UM REATOR TIPO FILTRO ANAERÓBIO	78
TABELA 32 - CONSUMO DE ÁGUA E FUNCIONAMENTO DA COLUNA EM FUNÇÃO DO NÚMERO DE ESTÁGIOS DE EQUILÍBRIO	79
TABELA 33 - DIÂMETRO DA COLUNA DE ABSORÇÃO PARA VÁRIOS RECHEIOS	80
TABELA 34 - DIMENSÕES DAS COLUNAS E GASTO DE ÁGUA	81
TABELA 35 - COMPOSIÇÃO DE ENTRADA E DE SAÍDA DO BIOGÁS TRATADO	82
TABELA 36 - EQUIPAMENTOS DE BOMBEAMENTO E SUA POTÊNCIA	82
TABELA 37 - BALANÇO FINANCEIRO DOS CENÁRIOS	83

LISTA DE ABREVEATURAS E SIGLAS

A	- Área
ABNT	- Associação Brasileira de Normas Técnicas
BMP	- <i>Biomethane Potential</i>
CONAMA	- Conselho Nacional de Meio Ambiente
DQO	- Demanda Química de Oxigênio
FA	- Filtro Anaeróbio
FAO	- <i>Food and Agriculture Organization</i>
FID	- <i>Flame Ionization Detector</i>
GRG	- Gradientes Reduzidos Generalizados
H	- Altura
HETP	- <i>Height Equivalent to a Theoretical Plate</i>
IBGE	- Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
L ₁	- Largura
L ₂	- Comprimento
m	- Massa
MERCOSUL	- Mercado Comum do Sul
ONU	- Organização das Nações Unidas
Q	- Vazão
RALF	- Reator Anaeróbio de Leito Fluidizado
SF	- Sólidos Fixos
SQ	- Soma dos Quadrados dos Erros
ST	- Sólidos Totais
SV	- Sólidos Voláteis
t	- Tempo
TCD	- <i>Thermal Conductivity Detector</i>
TRH	- Tempo de Retenção Hidráulica
TRS	- Tempo de Retenção de Sólidos
UASB	- <i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i>
USDA	- <i>United States Department of Agriculture</i>
V	- Volume
ε	- Porosidade

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	9
LISTA DE TABELAS	10
LISTA DE ABREVEATURAS E SIGLAS	12
1. INTRODUÇÃO	15
2. OBJETIVOS	17
2.1. OBJETIVO GERAL	17
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	17
3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	18
3.1. A INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS NO BRASIL.....	18
3.2. GERAÇÃO DE EFLUENTES LÍQUIDOS	18
3.3. LEGISLAÇÃO VIGENTE.....	20
3.4. TRATAMENTO DE EFLUENTES POR PROCESSO ANAERÓBIO	22
3.5. FUNDAMENTOS DA DIGESTÃO ANAERÓBIA	22
3.5.1. Microbiologia e bioquímica	23
3.5.2. Fatores ambientais	25
3.5.3. Sistemas anaeróbios de tratamento	28
3.6. O BIOGÁS.....	31
3.6.1. Características do biogás	31
3.6.2. O biogás como fonte energética.....	31
3.6.3. Vias de tratamento do biogás	32
3.7. PARTIDA DE REATORES ANAERÓBIOS	33
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	34
4.1. CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DAS AMOSTRAS	34
4.2. ENSAIO DE VIABILIDADE DO USO DE ESTERCO BOVINO COMO INÓCULO EM REATORES ANAERÓBIOS EM REGIME SEMI-CONTÍNUO.....	35
4.2.1. Etapa um	36
4.2.2. Etapa dois.....	36
4.3. AVALIAÇÃO DO EFEITO DO AUMENTO DA CARGA ORGÂNICA EM REATOR TIPO FILTRO ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE.....	40
4.4. DETERMINAÇÃO DO LIMITE INFERIOR DE SUPLEMENTAÇÃO DE ALCALINIDADE DO EFLUENTE SINTÉTICO PARA TRATAMENTO EM FILTRO ANAERÓBIO.....	42

4.5. VALIDAÇÃO DO MÉTODO DE TRATAMENTO EM FILTRO ANAERÓBIO	43
4.6. DIMENSIONAMENTO, PARTIDA E OPERAÇÃO DE BIORREATOR PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS DE LATICÍNIOS COM BASE NAS CURVAS DE DESEMPENHO DESTE TRABALHO.....	44
4.7. SIMULAÇÃO DE UMA COLUNA LAVADORA PARA PURIFICAÇÃO DE BIOGÁS	49
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	53
5.1. CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DAS AMOSTRAS	53
5.2. ENSAIO DE VIABILIDADE QUANTO AO USO DE ESTERCO BOVINO COMO INÓCULO EM MICRO REATORES ANAERÓBIOS DE REGIME SEMI-CONTÍNUO.....	54
5.2.1. Etapa um	54
5.2.2. Etapa dois.....	56
5.3. AVALIAÇÃO DO EFEITO DO AUMENTO DA CARGA ORGÂNICA EM REATOR TIPO FILTRO ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE.....	63
5.4. DETERMINAÇÃO DO LIMITE INFERIOR DE SUPLEMENTAÇÃO DE ALCALINIDADE DO EFLUENTE SINTÉTICO NECESSÁRIO PARA O TRATAMENTO ANAERÓBIO EM FILTRO ANAERÓBIO.....	69
5.5. VALIDAÇÃO DO MÉTODO DE TRATAMENTO EM FILTRO ANAERÓBIO	73
5.6. DIMENSIONAMENTO, PARTIDA E OPERAÇÃO DE BIORREATOR PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS DE LATICÍNIOS COM BASE NAS CURVAS DE DESEMPENHO DESTE TRABALHO.....	75
5.7. SIMULAÇÃO DE UMA COLUNA LAVADORA PARA PURIFICAÇÃO DE BIOGÁS	79
6. CONCLUSÕES	84
7. PERSPECTIVAS FUTURAS	86
REFERÊNCIAS.....	87
ANEXOS	93

1. INTRODUÇÃO

A rápida industrialização tem gerado uma maior quantidade de efluentes com alto conteúdo orgânico. Este tipo de efluente, se devidamente tratado, pode ser uma fonte viável de energia limpa. Isto vem de encontro com as pressões econômicas, sociais e ambientais que tem impulsionado a pesquisa e produção de biocombustíveis no Brasil (IWTC, 2004; JEPEX, 2010).

Nesse quadro, a digestão anaeróbia surge como alternativa por ser um processo natural, o qual é usado a mais de 100 anos para estabilizar esgoto doméstico e resíduos industriais (BURKE, 2001). Além disso, a digestão anaeróbica é um processo que pode gerar energia, como a térmica, decorrente da queima do biogás, em detrimento ao processo aeróbio que demanda energia para reduzir a carga orgânica (INCE, 2001).

As indústrias de produtos lácteos, em especial os fabricantes de queijos, geram efluente com elevada carga orgânica. Esses efluentes são compostos por quantidades variáveis de resíduo de leite e materiais sólidos flutuantes originados de diversas fontes. A quantidade de carga poluente das águas residuais das indústrias de laticínios varia bastante, dependendo da quantidade de água utilizada, do tipo de processo e do controle exercido sobre as várias descargas de resíduos (NIRENBERG, 2005). Um dos efluentes da tecnologia de fabricação do queijo é o soro. O soro de queijo tem alta carga orgânica, com demanda química de oxigênio (DQO) de 70 a 80 g DQO.L⁻¹ (PATEL, 1999) e a valorização do mesmo pode ser realizada através de técnicas de recuperação da lactose e proteína (PRAZERES, 2012). No entanto, nem sempre é viável a sua utilização. Assim, estima-se que no mundo 47% do soro da indústria de queijo seja descartado sem o uso de tratamento sofisticado (DRAGONE, 2009).

Atualmente, o processo de tratamento anaeróbio é favorável para tratar efluentes de laticínios. Principalmente com uso de filtros anaeróbios devido ao baixo teor de sólidos suspensos desse efluente. Este tipo de reator pode operar em fluxo ascendente com preenchimento estruturado ou não, de forma que a biomassa fique aderida ao recheio (DEMIREL, 2005; GRADY, 1999). Contudo, a digestão anaeróbia

é um processo complexo, no qual a produção de gás é iniciada se houver uma população equilibrada de microrganismos acetogênicos e metanogênicos. A forma como é feita a partida do sistema anaeróbio é determinante no tempo necessário para atingir este equilíbrio (PRAMOD, 2011).

O esterco bovino é um inóculo em potencial devido à presença de microrganismos aptos a biotransformação desejada. Segundo Pramod (2011), os organismos metanogênicos representam cerca de 40% de população microbiana do esterco bovino fresco. Além disso, o esterco é um resíduo das indústrias de laticínios, que pode ser adquirido sem custo algum.

Este trabalho contribui com o conhecimento de biotransformação de um resíduo da indústria de laticínio em biogás. Para tal, será avaliado o potencial de produção de metano, dimensionado um reator anaeróbio para tratamento de efluentes líquidos da indústria de laticínios e desenvolvida uma metodologia de partida e operação do biorreator.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GERAL

Desenvolver uma metodologia de construção e operação de um biodigestor tipo filtro anaeróbio de fluxo ascendente visando atender as necessidades de indústrias de alimentos de pequeno porte.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Caracterizar o efluente de laticínio e propor um equivalente sintético.
2. Avaliar a viabilidade do uso de esterco bovino como inóculo de reatores anaeróbios com uso de microrreatores semi-contínuos.
3. Avaliar o efeito da variação da carga orgânica em um reator contínuo tipo Filtro Anaeróbio de Fluxo Ascendente tratando efluente sintético de laticínio.
4. Determinar o limite inferior de suplementação de alcalinidade necessário ao tratamento em filtro anaeróbio do efluente sintético de laticínio.
5. Propor o dimensionamento, partida e operação um biorreator para tratamento de efluentes líquidos industriais com base nas curvas de desempenho deste trabalho.
6. Simular uma coluna lavadora para purificação do biogás do biodigestor dimensionado.

3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

3.1. A INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS NO BRASIL

No Brasil, a indústria láctea começou a se desenvolver a partir da crise de 1929, quando as importações passaram a ser substituídas pela produção local. Nas décadas de 50 e 60, novo impulso foi dado por alguns fatores tais como: implantação de estradas, instalação da indústria de equipamentos, surgimento do leite B, inovações nas embalagens, inclusive descartáveis, e chegada de multinacionais. Grandes transformações ocorreram entre os anos de 70 e 90: abertura do mercado, formação do MERCOSUL, fim da intervenção governamental no preço do leite e estabilização da economia (MAGANHA, 2008).

De acordo com a *Food and Agriculture Organization* – FAO, órgão vinculado às Nações Unidas, a produção de leite dos dez principais países produtores foi de aproximadamente 600 bilhões de litros no ano de 2010.

O Brasil foi o quinto maior produtor de leite do mundo com 31,49 bilhões de litros em 2012 e com estimativa de 32,38 bilhões em 2013, em um cenário onde a União Europeia (27 países membros) é a líder absoluta com 140 bilhões de litros em 2012 (USDA, 2013). Segundo dados do IBGE (2013) em 2011, a produção leiteira no estado do Paraná foi de 3,595 bilhões de litros, totalizando 11,7% da produção nacional. Esses dados revelam o montante de matéria prima disponível para industrialização e potencialidade de geração de efluentes.

3.2. GERAÇÃO DE EFLUENTES LÍQUIDOS

Os efluentes de laticínios são compostos por quantidades variáveis de leite diluído, materiais sólidos flutuantes originados de diversas fontes, como detergentes,

desinfetantes, lubrificantes e esgoto doméstico. A quantidade de carga poluente das águas residuais das indústrias de laticínios varia bastante (TABELA 1), dependendo da quantidade de água utilizada, do tipo de processo e do controle exercido sobre as várias descargas de resíduos (NIRENBERG, 2005).

TABELA 1 - CARACTERIZAÇÃO DOS EFLUENTES NÃO TRATADOS DA INDÚSTRIA DE LATICÍNIOS

PARÂMETRO	FAIXA DE VARIAÇÃO
Sólidos totais	100 a 8500 mg.L ⁻¹
DQO	500 a 6000 mg.L ⁻¹
pH	1 a 12
Temperatura	12 a 40 °C

FONTE: MAGANHA (2006)

O queijo é o derivado que mais utiliza leite em sua produção, demandando em média 10 litros de leite por quilo produzido (DANIEL, 2008). No Brasil, 700 milhões de quilos de queijo foram produzidos em 2012 e para 2013 a estimativa é de 722 milhões de quilos. (USDA, 2013).

A produção de queijo gera três tipos de efluentes: soro de queijo (resultante da coagulação da caseína), segundo soro de queijo (resultante da produção de queijos tipo cottage) e águas residuais (águas de lavagem contendo diferentes concentrações de soro de queijo) (PRAZERES, 2012). O soro de queijo, se aproveitado, pode ser um importante subproduto da indústria de laticínios, mas necessita de um processo complementar, sofisticado, para seu aproveitamento. Ele representa aproximadamente de 85 a 95% do volume do leite e contém 55% de seus nutrientes, incluindo lactose (4,5 ≈ 5% m.V⁻¹), proteínas solúveis (0,6 ≈ 0,8% m.V⁻¹), lipídeos (0,4 ≈ 0,5% m.V⁻¹) e sais minerais (0,5 ≈ 0,7% m.V⁻¹) (GÖBLÖS, 2008). O soro de queijo tem alta carga orgânica, com DQO de aproximadamente 70-80 g.L⁻¹ (PATEL, 1999).

Devido aos altos níveis de proteína e lactose, a descarga direta do soro em cursos d'água poderia causar um severo problema ambiental. Assim, criadores de gado leiteiro têm comumente usado o soro para alimentar outros animais ou como agente de fertilização do solo, o que não exige tratamento (FANG, 1991). Deste

modo, aproximadamente metade do soro de queijo produzido no mundo é descartado sem tratamento adequado (GÖBLÖS, 2007).

Muitos fatores fazem o tratamento anaeróbio uma boa escolha para o tratamento do resíduo da indústria leiteira. Os pontos positivos incluem o baixo gasto de energia, reduzida produção de lodo e a geração de gás metano para uso energético (BANU, 2007). Assim, quando se analisa a recuperação energética do processo, estudos anteriores relatam a produção de gás de 6,7 V biogás.V reator⁻¹.dia⁻¹, o qual é rico teor de metano (72%). Estes dados são para o soro doce de queijo submetido a um biodigestor de leito fixo com TRH de 2 dias, usando carvão como material de enchimento (PATEL et al., 1996).

Ao analisarmos que no Brasil foram produzidos 675 milhões de quilos de queijo em 2011 (USDA, 2011) e que para cada quilo de queijo são usados 10 litros de leite (DANIEL, 2008), concluímos que somente em 2011 foram produzidos mais de 6 bilhões de litros de soro de queijo. Embora passível de recuperação dos nutrientes ou tratamento como efluente, não há indicação de que todo este soro tenha sido devidamente destinado. Ainda, fazendo uma estimativa direta da produção de biogás prevista por Patel (1996), seria possível gerar 20,1 bilhões de litros de biogás, ou seja 14,5 bilhões de litros de metano.

3.3. LEGISLAÇÃO VIGENTE

A indústria de laticínios responde por uma parcela significativa na economia brasileira. No entanto, muitas dessas empresas são de micro e pequeno porte, as quais não gozam de tecnologia adequada ou pessoal especializado para remediar os efeitos do lançamento de seus efluentes no meio. O movimento crescente da conscientização da população e o aumento nas exigências nos órgãos responsáveis pela fiscalização ambiental têm forçado a mudança de atitude desses empresários no sentido de controlar a poluição.

Segundo RESOLUÇÃO CONAMA n° 430 (2011), Art. 5º:

Os efluentes não poderão conferir ao corpo receptor características de qualidade em desacordo com as metas obrigatórias progressivas, intermediárias e final, no seu enquadramento.

O Art. 16º fixa que os efluentes de qualquer fonte poluidora poderão ser lançados diretamente no corpo receptor desde que obedeçam as condições e padrões previstos neste artigo, resguardadas outras exigências cabíveis:

- a) pH entre 5 a 9;
- b) temperatura inferior a 40°C, sendo que a variação de temperatura do corpo receptor não deverá exceder a 3°C no limite da zona de mistura;
- c) materiais sedimentáveis de até 1mL.L⁻¹ em teste de 1 hora em cone de Imhoff. Para lançamento em lagos e lagoas, cuja velocidade de circulação seja praticamente nula, os materiais sedimentáveis deverão estar virtualmente ausentes;
- d) regime de lançamento com vazão máxima de até 1,5 vezes a vazão média do período de atividade diária do agente poluidor, exceto nos casos permitidos pela autoridade competente;
- e) óleos e graxas:
 - a. óleos minerais de até 20 mg.L⁻¹;
 - b. óleos vegetais e gorduras animais de até 50 mg.L⁻¹;
- f) ausência de materiais flutuantes;
- g) Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO 5 dias a 20°C): remoção mínima de 60% da DBO₅ sendo que este limite só poderá ser reduzido no caso de existência de estudo de autodepuração do corpo hídrico que comprove atendimento às metas do enquadramento do corpo receptor.

A Resolução n° 430 do CONAMA (2011) não faz referência ao valor máximo admissível de DQO em efluentes para o descarte em corpos d'água.

3.4. TRATAMENTO DE EFLUENTES POR PROCESSO ANAERÓBIO

O tratamento anaeróbio de efluentes industriais pode ser considerado uma tecnologia bem estabelecida e com uma grande variedade de aplicações (LETTINGA, 1999). Vários setores industriais como papelarias, destilarias, abatedouros e laticínios aplicam com sucesso a digestão anaeróbia como forma de tratamento aos resíduos líquidos.

Nos últimos anos, considerável atenção tem se voltado ao desenvolvimento de reatores para tratamento anaeróbio de efluentes levando à conversação de moléculas orgânicas em biogás (IWTC8, 2004). Esses reatores conhecidos como de segunda geração ou digestores de alta taxa, podem receber efluentes a uma alta taxa orgânica de até $24 \text{ kg DQO.m}^{-3}\text{dia}^{-1}$ e alta velocidade de fluxo ascensor chegando a 3 m.h^{-1} com baixo tempo de retenção hidráulica (IWTC8, 2004). Este princípio abre um enorme potencial para sucesso no tratamento de efluentes líquidos da indústria de laticínios.

As estações de tratamento aeróbicas utilizam quantidades consideráveis de energia não renovável para aeração e geram grande quantidade de lodo. Comparado aos processos aeróbios, a digestão anaeróbia requer menor suplementação de nutrientes, produz menos lodo, tem menor gasto de energias não renováveis e o reator ocupa uma área menor, tornando-o um tratamento mais econômico e ambientalmente sustentável (BOCHER, 2007).

3.5. FUNDAMENTOS DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

O termo “processo anaeróbio” se refere a uma diversa gama de sistemas de tratamento biológico de efluentes dos quais o oxigênio e o nitrogênio são ausentes nas etapas de metabolismo. O processo é operado com o objetivo de converter a matéria orgânica biodegradável, solúvel e particulada, em metano e dióxido de carbono (GRADY, 1999).

3.5.1. Microbiologia e bioquímica

A formação do metano é um processo complexo que pode ser dividido em quatro fases de degradação definidas como hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (DEUBLEIN & STEINHAUSER, 2011). Existe uma interação coordenada entre as diversas bactérias presentes no processo e, caso uma etapa entre em colapso, o global cairá. A Figura 1 ilustra a sequência de etapas e seus produtos.

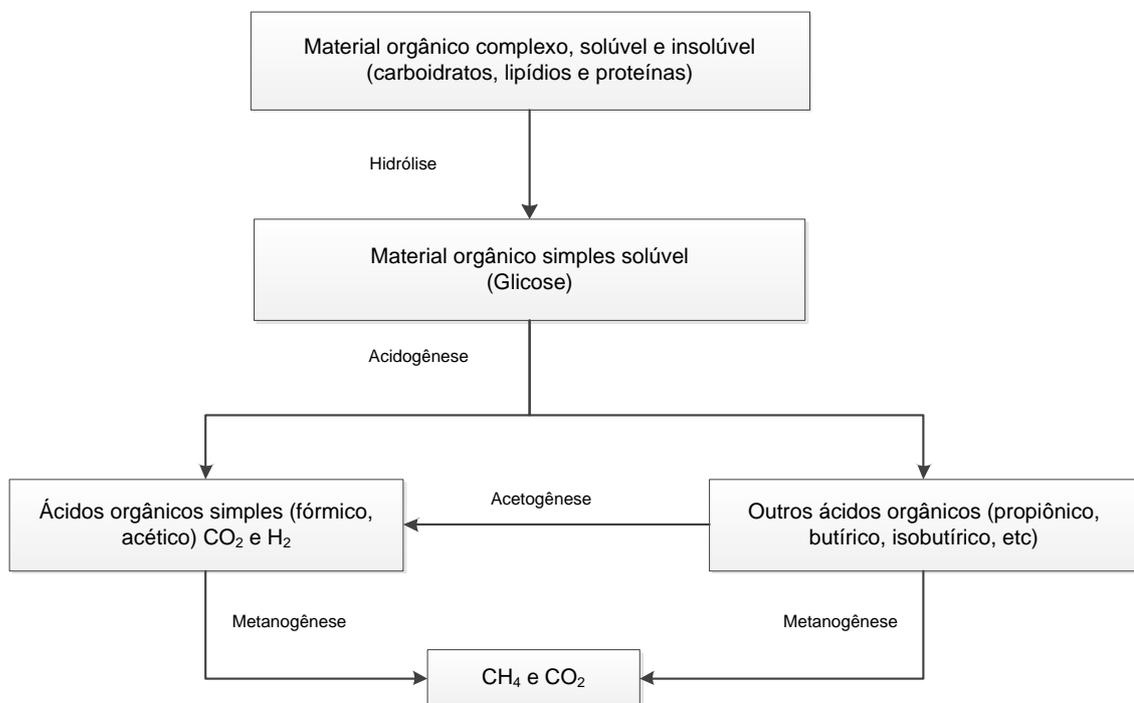


FIGURA 1 – BIOQUÍMICA DA PRODUÇÃO DO GÁS METANO
 FONTE: Modificado pelo autor (2013)

- Fase de hidrólise

No primeiro passo, as bactérias fermentativas hidrolisam os produtos solúveis em uma mistura de ácidos orgânicos, hidrogênio e dióxido de carbono. As espécies anaeróbias pertencem as famílias *Streptococcaceae* e *Enterobacteriaceae* e o gênero das *Bacteroides*, *Clostridium*, *Butyrivibrio*, *Eubacterium*, *Bifidobacterium* e *Lactobacillus* são as mais comuns envolvidas neste processo (KHANAL, 2009).

A hidrólise de carboidratos leva algumas horas, proteínas e lipídeos alguns dias, lignocelulose e lignina são degradadas lenta e parcialmente (Deublein & Steinhauser, 2011).

- Fase de acidogênese

Outro grupo de bactérias facultativas ou obrigatoriamente anaeróbias metabolizam ácidos orgânicos com três carbonos ou maiores, etanol e certos compostos aromáticos em acetato, H_2 e CO_2 . As bactérias metanogênicas consumidoras de hidrogênio rapidamente capturam o H_2 e mantêm a pressão parcial do gás extremamente baixa. Isso promove uma condição termodinamicamente favorável para as bactérias produtoras de hidrogênio quebrar os compostos orgânicos em ácido fórmico, acético, outros ácidos superiores, H_2 e CO_2 (KHANAL, 2009).

- Fase de acetogênese

Os produtos da acidogênese servem como substrato para a acetogênese. A bactéria responsável é mutuamente autotrófica e heterotrófica. A acetogênese autotrófica utiliza a mistura de hidrogênio e dióxido de carbono com CO_2 servindo como a fonte de carbono para a síntese celular. A acetogênese heterotrófica, por outro lado, usa substratos orgânicos, por exemplo, o ácido fórmico e o metanol, como fonte de carbono enquanto produzem o acetato como o produto final. *Clostridium aceticum* e *Acetobacterium woodii* foram as duas bactérias acetogênicas mesofílicas isoladas do lodo de tratamento sanitário (KHANAL, 2009).

- Fase de metanogênese

A metanogênese é um processo exclusivamente anaeróbio que ocorre por três vias principais: metanogênese redutora de CO_2 ou hidrogenotrófica, metanogênese acetotrófica ou acetoclástica e vias metilotróficas (KHANAL, 2009). A via hidrogenotrófica (reação A e B, Tabela 1) contribui com 28% na geração de metano no sistema de tratamento anaeróbio. A via acetotrófica (reação C, Tabela 1) é o maior processo catabólico que corresponde a 72% do metano total gerado. Dois importantes gêneros responsáveis pela metanogênese acetotrófica são as

Methanosarcinae e as *Methanosaeta*. A via metilotrófica cataboliza compostos contendo grupos metil, como metanol (reação D, Tabela 1), mono-, di-, trimetilaminas (reação E, Tabela 1) e dimetil sulfito (reação F, Tabela 1) (KHANAL, 2009). Assim, temos os compostos principais (CH_4 e CO_2) e os traços (H_2 e H_2S) que são importantes na avaliação para o uso.

TABELA 2 - REAÇÕES QUÍMICAS PRODUTORAS DE METANO

REAÇÕES	
(A)	$4\text{H}_2 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$
(B)	$4\text{HCOO}^- + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 2\text{HCO}_3^-$
(C)	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{HCO}_3^-$
(D)	$4\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
(E)	$4\text{CH}_3\text{NH}_2 + 2\text{H}_2\text{O} + 4\text{H}^+ \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{CO}_2\text{NH}_4^+$
(F)	$(\text{CH}_3)_2\text{S} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 1,5\text{CH}_4 + 0,5\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{S}$

FONTE: adaptado de KHANAL (2009)

3.5.2. Fatores ambientais

A digestão anaeróbia é particularmente suscetível às condições ambientais, uma vez que o processo requer uma interação dos microrganismos fermentativos e metanogênicos. Dessa forma, o sucesso do processo depende de um balanço delicado do sistema ecológico. Características físicas e químicas do ambiente influenciam o crescimento microbiano (CHERNICHARO, 2007).

- Temperatura

Dos fatores físicos que afetam o crescimento microbiano, a temperatura é um dos mais importantes na seleção das espécies. Existem três faixas ótimas de temperatura para a metanogênese: psicrotrófica (4 – 15°C); mesofílica (20 – 40°C); e termofílica (45 – 70°C) (CHERNICHARO, 2007). A conversão anaeróbia tem maior eficiência a 15°C para psicrotrófilos, 35 - 40°C para mesófilos e aproximadamente 55°C na para termófilos (KHANAL, 2009).

A maioria dos microrganismos metanogênicos pertence à faixa mesofílica, com alguns poucos sendo termofílicos. Estes são ainda mais sensíveis às mudanças de temperatura que os mesofílicos.

- pH e Alcalinidade

O pH é um parâmetro de fácil medição e pode ser acompanhado em tempo real. Por essas razões normalmente é o único parâmetro medido no meio líquido (BOE, 2010).

Os microrganismos anaeróbios podem ser divididos em dois grupos de pH preferencial: acidogênicos e metanogênicos. A faixa de pH ótima para o primeiro é entre 5,5 e 6,5, enquanto para o segundo é entre 7,8 e 8,2 (KHANAL, 2009). A faixa ótima de pH para esta associação é de 6,6 a 7,4, devendo ser evitados valores abaixo de 6 e acima de 8 (CHERNICHARO, 2007). O teor de CO₂ no biogás é dependente do pH, a queda deste pode significar alto teor de CO₂ (BOE, 2010).

Alcalinidade acima de 1000 mg CaCO₃.L⁻¹ é recomendado para manter a o pH neutro. Normalmente a alcalinidade varia entre 1000 e 5000 em processos anaeróbios (KHANAL, 2009). Vários produtos químicos podem ser usados para garantir a alcalinidade do sistema como cal hidratada, cal virgem, carbonato de sódio, bicarbonato de sódio, hidróxido de sódio e bicarbonato de amônia (CHERNICHARO, 2007).

- Nutrientes

Nutrientes inorgânicos devem ser fornecidos em quantidades suficientes para que os processos biológicos de tratamento sejam operados com sucesso. Em ordem decrescente de importância para a digestão anaeróbia temos o nitrogênio, enxofre, fósforo, ferro, cobalto, níquel, molibdênio, selênio, riboflavina e vitamina B₁₂ (CHERNICHARO, 2007).

A necessidade de adição de nutrientes é baixa no processo anaeróbio, uma vez que não há muito desenvolvimento de biomassa. Para o equilíbrio do sistema a razão de nutrientes C:N:P:S de 500-1000:15-20:5:3 é suficiente (DEUBLEIN & STEINHAUSER, 2011).

- Compostos Inibidores e Tóxicos

O mesmo composto químico pode ser estimulador, inibidor ou tóxico dependendo de sua concentração no sistema (CHERNICHARO, 2007). Os compostos inibidores causam uma redução na taxa máxima de crescimento microbiano, aumentando o tempo de digestão necessário para produzir o mesmo efeito sobre o efluente. No entanto, quando a concentração do inibidor é excessiva pode levar a falha completa do processo (GRADY, 1999).

Os compostos normalmente tidos como inibidores e tóxicos são oxigênio, amônia, enxofre, cátions de metais leves e metais pesados. Por exemplo:

- Oxigênio: a maior parcela das bactérias acidificadoras são facultativamente anaeróbias e as metanogênicas são obrigatoriamente anaeróbias. O oxigênio considerado inibidor quando dissolvido a partir de $0,1 \text{ mg.L}^{-1}$ no reator (DEUBLEIN & STEINHAUSER, 2010). Alguns cuidados como a vedação do reator e redução de contato do efluente com o ar amenizam este problema.
- Amônia: o nitrogênio é um nutriente importante na digestão anaeróbia e auxilia no tamponamento do sistema (GRADY, 2009). Em sistemas com pH elevado, a amônia livre passa a ser inibidora dos microrganismos metanogênicos para concentração acima de 150 mg.L^{-1} (CHERNICHARO, 2007).
- Enxofre: a forma não dissociada (H_2S) é mais inibidora do que a dissociada (HS^-). O pH abaixo de 7 favorece a solubilização do H_2S no substrato, tornando o enxofre tóxico em concentrações acima de 200 mg.L^{-1} (GRADY, 1999).
- Cátions de metais leves: nesta classe estão incluídos o sódio, potássio, cálcio e magnésio. Embora necessário para o crescimento microbiano, as altas concentrações destes sais são maléficas às mesmas. A concentração tida como inibidora é acima de $3500 \text{ mg Na.L}^{-1}$, 2500 mg K.L^{-1} , $2500 \text{ mg Ca.L}^{-1}$, $1000 \text{ mg Mg.L}^{-1}$ (CHERNICHARO, 2007).

- Metais pesados: a toxicidade segue a ordem Ni>Cu>Pb>Cr>Zn. Metais pesados dissociados são mais tóxicos que sua forma precipitada. Neste caso o íon sulfito é benéfico por se combinar com esses metais em formas insolúveis (GRADY, 2009).

A TABELA 2 resume dados de concentração de inibição e toxicidade dos compostos acima dispostos.

TABELA 3 - CONCENTRAÇÕES DOS COMPONENTES PARA EFEITOS DE INIBIÇÃO

COMPOSTO	INIBIDOR	TÓXICO
Oxigênio	> 0,1 mg.L ⁻¹	-
Amônia	> 150 mg.L ⁻¹	-
Enxofre	-	> 200 mg.L ⁻¹
Metais leves (Na, K, Ca, Mg)	> 1000	-
Metais pesados (Ni, Cu, Pb, Cr, Zn)	-	Quando dissolvido

3.5.3. Sistemas anaeróbios de tratamento

O processo anaeróbio pode ser considerado uma das formas mais antigas de estabilização de efluentes. Ele tem sido usado desde o século XIX, principalmente para o tratamento de esgoto doméstico e lodos (GAVRILESCU, 2002).

Até recentemente, a prática da digestão anaeróbia era considerada antieconômica devido a baixas taxas de crescimento da biomassa. Nos últimos anos, pesquisas na área de tratamento anaeróbio desenvolveram os reatores de segunda geração, ou reatores de alta taxa (CHERNICHARO, 2007). A estratégia escolhida foi de manter a biomassa ativa no reator, aumentando o tempo de retenção de sólidos (TRS). Assim, no momento em que o efluente entra no equipamento encontra a cultura de bactérias pronta para realizar a degradação. Dessa forma, os reatores podem receber uma carga orgânica maior em um volume menor de reator (KHANAL, 2009).

- Reatores de baixa taxa de recepção de carga orgânica

Neste caso o efluente não é agitado e não existe controle de temperatura ou TRS. A carga orgânica recebida é baixa, geralmente entre 1 e 2 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹. Esta configuração de reator não é aconselhável para a produção de energia, apesar de alguns exemplos serem cobertos por lonas visando recuperação do biogás (KHANAL, 2009). Entre os modelos convencionalmente encontrados, existem os digestores de lodo, tanques sépticos e lagoas anaeróbias (CHERNICHARO, 2007). A Figura 2 ilustra uma lagoa anaeróbia projetada para o tratamento de dejetos da criação de animais.

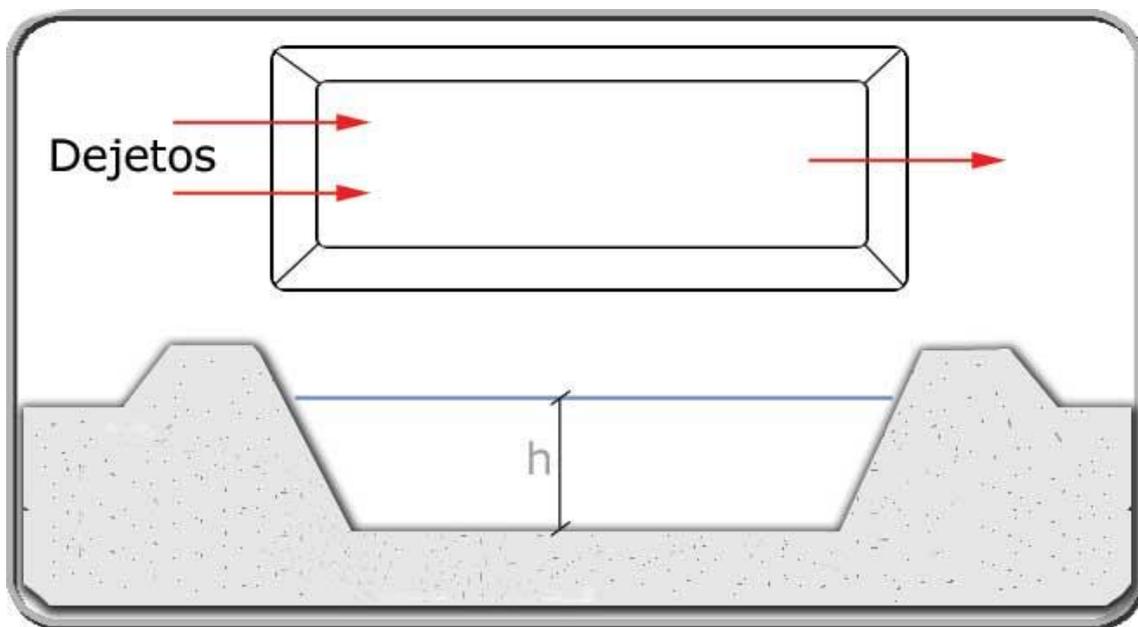


FIGURA 2 – VISTA SUPERIOR E LATERAL DE UMA LAGOA ANAERÓBIA
 FONTE: EMBRAPA (2012).

- Reatores de alta taxa de recepção de carga orgânica

Os processos modernos de metanação são desenvolvidos para manter a biomassa ativa imobilizada no reator. Isso pode ser conseguido por: formação de um lodo sedimentável combinado com a separação do gás (UASB – *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* e *Anaerobic Baffled Reactor*); biomassa aderida em um material particulado de alta densidade (Reator de Leito Fluidizado, Reator de Leito Expandido); aprisionamento do lodo no recheio do reator (Filtro Anaeróbio de Fluxo Ascendente ou Descendente) (IWTC8, 2004). A Figura 3 ilustra os modelos de reatores de alta taxa mais comuns.

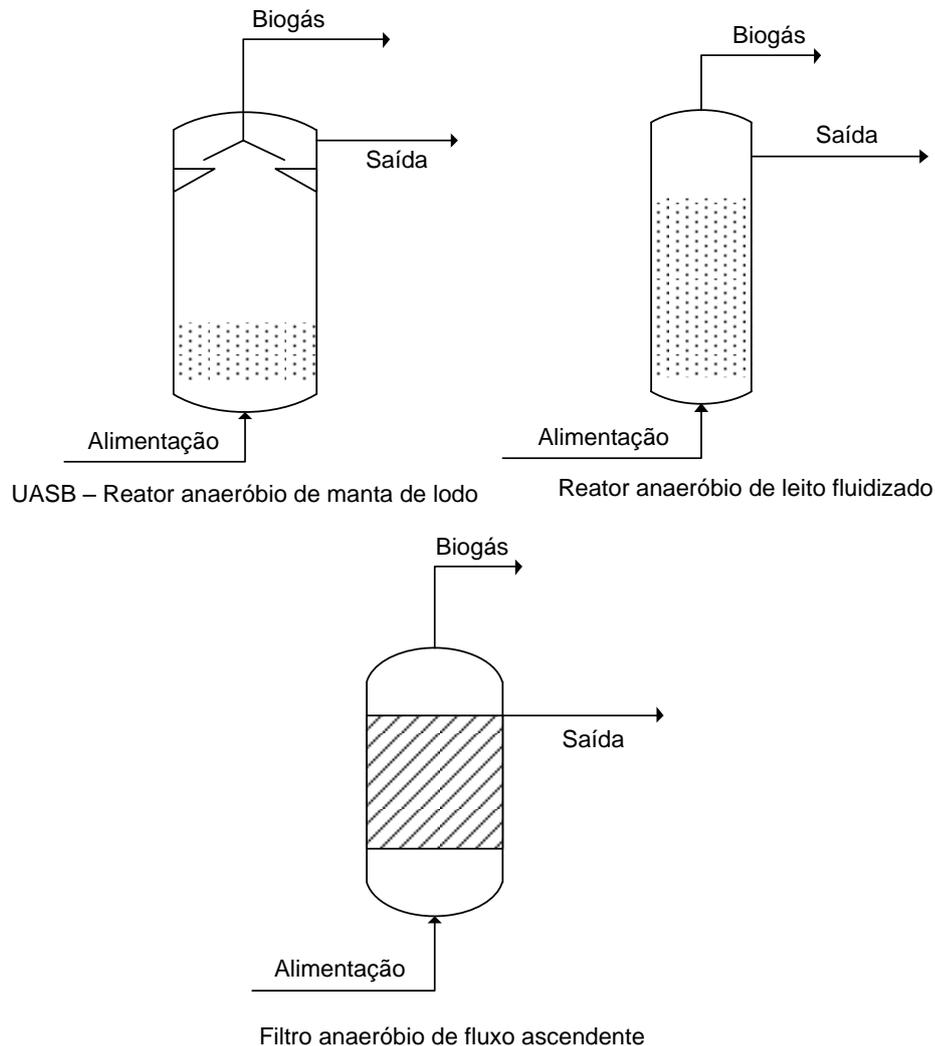


FIGURA 3 – MODELOS DE REATORES DE ALTA TAXA
 FONTE: Modificado pelo autor (2013)

Durante este trabalho de pesquisa foram usados dois tipos de reatores: um tipo Tanque Agitado operado em regime semi-contínuo durante os ensaios de determinação de potencial metanogênico; e outro tipo Filtro Anaeróbio de Fluxo Ascendente para testes de tratamento de efluentes.

O filtro anaeróbio, também conhecido como leito fixo ou filme fixo, permite o crescimento do biofilme na superfície do recheio inerte (GAVRILESCO, 2002). Este reator fornece vantagens como simplicidade de construção, eliminação da agitação mecânica, maior estabilidade em altas taxas orgânicas e a variações na carga de

alimentação (RAJESHWARI, 2000). A área superficial específica, porosidade, rugosidade, tamanho do poro e orientação do recheio são fatores importantes no desempenho do reator (SINGH, 2008). A retenção de grande quantidade de biomassa aumenta o TRS mesmo quando operado com baixo TRH (KHANAL, 2009). Desta forma, são admitidas altas cargas orgânicas, entre 5 e 15 kg DQO.m⁻³.dia⁻¹, com TRH entre 0,5 e 4 dias (GRADY, 2009). As desvantagens são o volume relativamente grande quando comparado a outros reatores de alta taxa e eventual entupimento devido ao acúmulo de biomassa (RAJESHWARI, 2000).

3.6. O BIOGÁS

3.6.1. Características do biogás

O biogás é produzido em muitos ambientes, incluindo aterros sanitários, lagoas de polimento, pântanos e fundo de lagos. Este gás é composto de metano e dióxido de carbono, sendo CH₄ entre 45 a 75%_{vol} e CO₂ entre 25 e 55%_{vol}, gás sulfídrico presente entre centenas e milhares de partes por milhão, água e outros gases traço (ZHAO, 2010).

Estequiometricamente, 1 kg DQO é convertido em 0,35 Nm³ de metano (KHANAL, 2009), dependendo do substrato. O metano é um poderoso gás do efeito estufa se emitido diretamente na atmosfera, mas também representa uma fonte de energia renovável, com potencial de reduzir a emissão de gases estufa quando substitui combustíveis fósseis (ZHAO, 2010).

3.6.2. O biogás como fonte energética

O biogás pode ser combustível e pode ser transformado em energia térmica ou elétrica. Se o objetivo é o aproveitamento térmico, o biogás é queimado e o calor dos gases de combustão é transferido para água ou outra matéria. Se o objetivo é a

energia elétrica, o biogás é injetado em um motogerador, ou ainda em um combustor/superaquecedor gerando vapor com pressão suficiente para mover as pás de uma turbina (ABATZOGLOU, 2009).

O potencial energético de 1 Nm³ de biogás com composição média de 65% de metano, equivale a 3,47 kg de madeira, 0,63 L de querosene, 0,61 L de óleo diesel e 1,25 kWh de eletricidade (OLIVEIRA, 2011). Salomon (2009) indica que o Brasil possui o potencial de geração de 1,05 a 1,13 GW obtido a partir da digestão anaeróbia de resíduos sólidos domésticos, esgoto, vinhaça e dejetos animais.

3.6.3. Vias de tratamento do biogás

Os principais motivos para a purificação do biogás incluem suprir as necessidades específicas de sua aplicação (motores, caldeiras, células combustíveis, etc.), aumentar o seu poder calorífico e padronizar a composição (OSORIO, 2009). Independente da utilidade final do biogás, a qualidade é medida no seu teor de metano e pureza. A pureza é dependente da presença outros gases, sejam em concentrações traço ou em maior quantidade. A remoção de H₂S é necessária para a maior parte dos serviços por se tratar de um elemento corrosivo. Já a remoção de CO₂ é facultativa, pois este gás apenas reduz o calor específico do biogás e aumenta os custos de compressão, armazenamento e transporte (ZHAO, 2010). A água deve ser eliminada devido a seu potencial de condensação e acúmulo na tubulação (OSORIO, 2009).

Alguns métodos de limpeza e enriquecimento do biogás são a absorção reativa ou não, adsorção reativa ou não, separação por membrana, separação criogênica e processos biológicos (principalmente para remoção de H₂S). Economicamente, a lavagem do biogás com água (absorção não reativa) é a mais barata, € 0,15/Nm³. A separação criogênica está no topo da lista de preços, chegando a € 0,44/Nm³ (HULLU, 2008).

A absorção com água é o método mais indicado para unidades que produzem biogás em menor escala, devido ao baixo custo de operação. Esta técnica é baseada na dissolução física dos gases no líquido, principalmente CO₂ e H₂S (IEA

BIOENERGY, 2001). A coluna normalmente é recheada para garantir uma grande superfície de contato gás-líquido.

3.7. PARTIDA DE REATORES ANAERÓBIOS

A digestão anaeróbia é um processo complexo, no qual a produção de gás é iniciada se houver uma população equilibrada de microrganismos acetogênicos e metanogênicos. A forma como é feita a partida do sistema anaeróbio determina o tempo necessário para atingir este equilíbrio (PRAMOD, 2011). Diversos métodos de partida são encontrados na literatura. Uma prática recorrente é o uso de inóculo proveniente de outros reatores em operação, como lodo de estações de tratamento de esgoto (PRAMOD, 2011).

Até o ano de 2011 o Brasil não possuía coleta e tratamento de esgoto em 44,8% dos municípios (IBGE, 2012). Muitos destes municípios possuem menos de 50 mil habitantes e economia essencialmente rural com pequenas instalações produtoras de queijo sem acesso a lodo anaeróbio ativo. Assim, há a necessidade do desenvolvimento de uma metodologia acessível de inoculação de biorreatores para tratamento de resíduos em áreas isoladas.

O esterco bovino é um inóculo em potencial já que os microrganismos metanogênicos representam cerca de 40% de sua microfauna (Pramod, 2011). Além disso, o esterco é um resíduo das indústrias de laticínios, que pode ser adquirido sem custo algum. Kavacik (2010) sugere o uso de esterco diluído ao teor de 10% de sólidos totais como parte do procedimento de partida de um reator continuamente agitado (CSTR) usado na codigestão de esterco com soro de queijo. Embora este reator seja diferente do filtro anaeróbio, são as únicas referências encontradas para esta etapa.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DAS AMOSTRAS

Uma indústria de laticínios da região de Ponta Grossa foi visitada e foi verificado a separação dos efluentes entre o soro proveniente da fabricação de queijos e as águas residuais advindas da higienização das instalações. Segundo Maganha (2006), a produção de produtos “amarelos” (queijos e manteiga) gera 4 litros de efluente líquido por litro de leite processado. Assim, os efluentes foram equalizados na proporção de 1:4 (soro de queijo: águas residuais) e analisados. As seguintes características físico-químicas foram avaliadas: pH, alcalinidade, DQO e teor de sólidos (fixos e voláteis). O pH do efluente do reator foi analisado em pHmetro de bancada Hanna Instruments (HI2221, ROMÊNIA). As análises de alcalinidade, DQO, sólidos fixos e voláteis foram feitas segundo Standard Methods (2005) ou normas consagradas (Tabela 2).

TABELA 4 - NORMA OU MÉTODO ANALÍTICO DE ANÁLISE

PARÂMETRO	NORMA OU MÉTODO
pH	pHmetro
Sólidos Totais	APHA, método 2540 E
Sólidos Voláteis	APHA, método 2540 E
DQO	Método Hach (APHA, 5220 D)
Alcalinidade	APHA, método 2320 B

Um efluente sintético composto de 5 g.L⁻¹ de leite em pó integral foi proposto. Ele também foi analisado para os parâmetros da Tabela 2. A solução tinha como objetivo simular o efluente encontrado na indústria de laticínios. Durante a operação do filtro anaeróbio, a suplementação com bicarbonato de sódio concentrado a 4 g.L⁻¹ foi necessária. A escolha por um efluente sintético foi feita

devido à facilidade de acesso e padronização das operações, além de possibilitar a preparação diária, o que reduz problemas com possíveis contaminações.

O esterco bovino foi coletado na Estação Experimental do Canguiri, Campus da Universidade Federal do Paraná, armazenado em sacos plásticos estéreis e refrigerado a 4°C até a utilização.

A produção e a composição de biogás foram acompanhadas durante todos os experimentos. O volume de biogás foi medido em um aparato em formato de concha mantido submerso em água, desenvolvido pelo LACTEC. A concha com um ímã em uma das pontas acumula o biogás até que o empuxo a levante, liberando o gás. O movimento vertical do ímã sobre um solenóide gera uma diferença de potencial que é registrada em um computador pessoal por um programa desenvolvido pelo LACTEC com plataforma no Labview (National Instruments, EUA). A composição química do biogás foi determinada por cromatografia de gás em um cromatógrafo ThermoFinnigan (EUA) equipado com detectores ionização em chama (FID) e condutividade térmica (TCD) e sistema de injeção valvulado. O cromatógrafo estava equipado com três colunas: Petrocol DH 150 (150m x 0,25mm); DC 200 (1,8m); Porapak-N (2,0m x 1/8"). Nitrogênio foi usado como gás de arraste.

4.2. ENSAIO DE VIABILIDADE DO USO DE ESTERCO BOVINO COMO INÓCULO EM REATORES ANAERÓBIOS EM REGIME SEMI-CONTÍNUO

Um ensaio para análise da viabilidade do uso de esterco bovino como inóculo de reatores anaeróbios foi proposto em duas etapas. A primeira previa a determinação do teor de sólidos totais (ST) ideal em termos da produção de biogás a partir de uma solução de esterco e efluente sintético. A segunda etapa avaliou as condições físico-químicas da solução tida como ideal durante o período de adaptação do inóculo e digestão anaeróbia do efluente sintético.

4.2.1. Etapa um

Quinze reatores de vidro com volume total de 500 mL foram usados na primeira fase do ensaio. Cada reator recebeu 400 g de soluções de efluente sintético e esterco bovino em proporções diferentes. As soluções foram preparadas em triplicata a fim de atingir o teor de sólidos totais de 0,5% (solução de efluente sintético), 2,5%, 5,0%, 7,5% e 10,0%.

Os reatores de regime semi-contínuo foram colocados em um banho termostático (Nova Ética, NE5935, Brasil) e mantidos a 35°C. Rolhas de silicone vazadas com tubos de aço selavam os reatores. Mangueiras de borracha conduziam o biogás dos frascos ao sistema de medição de volume de gás. O volume foi registrado conforme descrito no item 4.1. As Figuras 4 e 5 ilustram respectivamente o banho termostático com os reatores e a unidade de monitoração de medição de biogás.

Os parâmetros de controle foram o volume de biogás produzido e o teor inicial e final de sólidos totais. O ensaio durou 30 dias.

4.2.2. Etapa dois

Doze reatores de vidro com volume total de 500 mL receberam 350 g da solução com melhor desempenho na produção de biogás. Um 13º reator foi usado como controle contendo somente esterco bovino. O reator controle foi preparado com o mesmo teor de ST dos demais, com água deionizada substituindo o efluente sintético. Os mesmos aparatos experimentais do experimento anterior foram utilizados. Os reatores foram mantidos agitados por uma haste metálica conectada a motores de passo (Akiyama, AK3911/12-18, China).

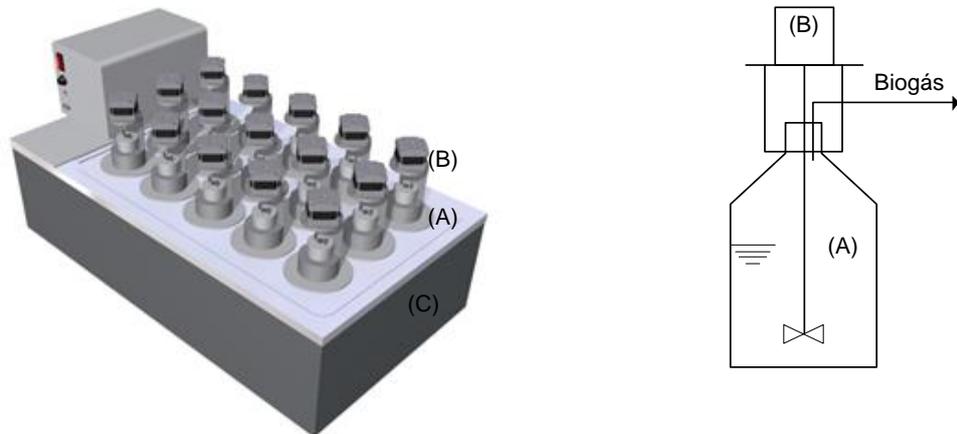


FIGURA 4 – ARRANJO EXPERIMENTAL DOS MICRORREACTORES SEMI-CONTÍNUOS (A), AGITADORES (B), E BANHO TERMOSTÁTICO (C)

FONTE: Modificado pelo autor (2013)

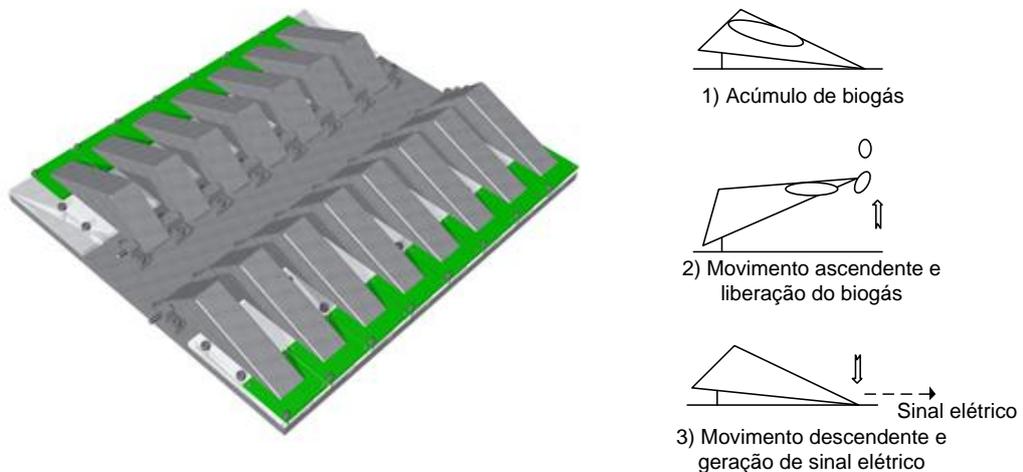


FIGURA 5 – UNIDADE DE MONITORAMENTO DE BIOGÁS E ILUSTRAÇÃO DO FUNCIONAMENTO DO SISTEMA DE MEDIÇÃO DE CONCHAS

FONTE: Modificado pelo autor (2013)

A mistura de efluente sintético e esterco bovino foi triturada em um liqüificador (Siemens, LS-04MB, Brasil) e peneirada para remoção de sólidos grosseiros. Os reatores foram carregados e colocados no banho termostático. O processo de digestão anaeróbia foi acompanhado durante 32 dias. A um dado período de tempo

(Tabela 5), os reatores foram abertos, analisados e descartados. As soluções foram analisadas para pH, alcalinidade, sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) segundo métodos citados na Tabela 2.

TABELA 5 – PLANEJAMENTO EXPERIMENTAL PARA RETIRADA E ANÁLISE DE PARÂMETROS DOS REATORES SEMICONTÍNUOS AGITADOS

GRUPO	NÚMERO DE REATORES	DIA DA ANÁLISE
1	3	1; 2; 3
2	3	5; 7; 9
3	3	12; 15; 18
4	3	22; 26; 32

Deublein & Steinhauser (2011) afirmam que a partir do momento que o inóculo está adaptado ao ambiente e ao substrato, a produção de biogás acumulado versus tempo segue um modelo exponencial (Eq. 01). Sendo V o volume de acumulado de biogás em mL, C_1 a máxima produção de biogás para determinado substrato em mL (ANGELIDAKI, et al, 2009), C_2 a constante de hidrólise de primeira ordem dado em dia^{-1} e t o tempo em dia.

$$V = C_1(1 - e^{-C_2t}) \quad (01)$$

As constantes C_1 e C_2 foram obtidas por um processo iterativo de determinação de parâmetros de equações não lineares utilizando a ferramenta Solver® do Microsoft Excel®. O procedimento usado foi o método dos mínimos quadrados. Tal método tem como objetivo estimar os valores das constantes, de forma a minimizar o valor da soma dos quadrados dos erros (Eq. 02)(ESTEVEZ, 2008).

$$SQ = \sum (y_{\text{exp}} - y_i)^2 \quad (02)$$

Onde SQ é a soma dos quadrados dos erros, y_{exp} é o valor experimental e y_i o valor teórico.

No caso de equações não lineares, como o modelo (01), as constantes não são encontradas em um único passo, então o procedimento é iterativo partindo de valores iniciais de C_1 e C_2 . A escolha inapropriada dessas constantes pode aumentar muito o esforço de processamento e até impedir a convergência (ESTEVES, 2008). O algoritmo de cálculo utilizado pelo Excel® foi GRG (Gradientes Reduzidos Generalizados) não linear. Os valores iniciais de C_1 e C_2 para curva de biogás acumulado da amostra e do controle foram 2000 e 0,1 respectivamente. Para este procedimento, foram levantados os dados de produção acumulada de biogás versus tempo. A produção de biogás foi considerada efetiva após o período de adaptação e quando o volume foi maior que 1 pulso (movimento de liberação de biogás da concha de medição) por dia.

Outro importante resultado levantado neste ensaio foi o potencial bioquímico de metano (BMP – *Biochemical Methane Potencial*). O BMP é a capacidade de geração de metano de uma determinada amostra durante sua decomposição anaeróbica. O procedimento é relativamente simples e confiável para determinar a taxa de matéria orgânica convertida em metano. Esta informação é valiosa para escolha de substratos e otimização do desenho e funcionamento de um biodigestor anaeróbio (RAPOSO et al., 2011)

O ensaio é comparativo entre o volume de biogás gerado da amostra digerida e o volume de biogás produzido pelo controle, ou branco. O valor do BMP da amostra foi calculado com a equação (Eq. 03). Onde BMP é o volume de metano por massa de sólido volátil da amostra ($\text{mL CH}_4 \cdot \text{g SV}_{\text{amostra}}^{-1}$), V_{amostra} é o volume de metano produzido pela amostra em mL, V_{branco} é o volume de CH_4 produzido pelo branco em mL e $\text{SV}_{\text{amostra}}$ é a massa (g) de sólidos voláteis da amostra.

$$\text{BMP} = \frac{V_{\text{amostra}} - V_{\text{branco}}}{\text{SV}_{\text{amostra}}} \quad (03)$$

4.3. AVALIAÇÃO DO EFEITO DO AUMENTO DA CARGA ORGÂNICA EM REATOR TIPO FILTRO ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE

Um reator tipo Filtro Anaeróbio (FA) de Fluxo Ascendente com volume total de 12,22 L e 8,41 L de volume de reação (fração líquida), dotado de recheio randômico composto por anéis de polipropileno (*HyFlow Pall Rings*, Interpaking, Brasil) de 1 pol de diâmetro nominal, foi operado em quatro tempos de retenção hidráulica diferentes. O FA deste trabalho foi desenvolvido pelo LACTEC e está apresentado na Figura 6. A temperatura do reator foi mantida a 35 ± 2 °C por uma cinta de aquecimento *Higher* (HRCT 19-L-P 300 W, Brasil) e o isolamento térmico garantido por uma manta de lã de rocha (Rockbras, Brasil) com espessura de 0,5 pol. O efluente sintético composto inicialmente apenas de leite em pó (5 g.L^{-1}) foi usado como substrato no reator. Posteriormente, bicarbonato de sódio (4 g.L^{-1}) foi adicionado a solução. O sistema foi alimentado em regime contínuo com uso de uma bomba peristáltica (Watson Marlow 520U, Inglaterra).

O FA foi inoculado com lodo dos reatores anaeróbios de leito fluidizado (RALF) da Estação de Tratamento de Esgoto Atuba Sul da SANEPAR em Curitiba, Paraná, Brasil. Os anéis plásticos e o inóculo foram colocados em uma bandeja, levados a estufa aquecida a 45°C e mantidos estáticos durante 7 dias. Com a biomassa devidamente aderida à superfície dos anéis, os mesmos foram colocados no biorreator. O FA foi alimentado com um efluente sintético de baixa carga orgânica (Tabela 6) simulando esgoto doméstico a uma taxa de 3 mL.min^{-1} para estabilizar o biossistema.

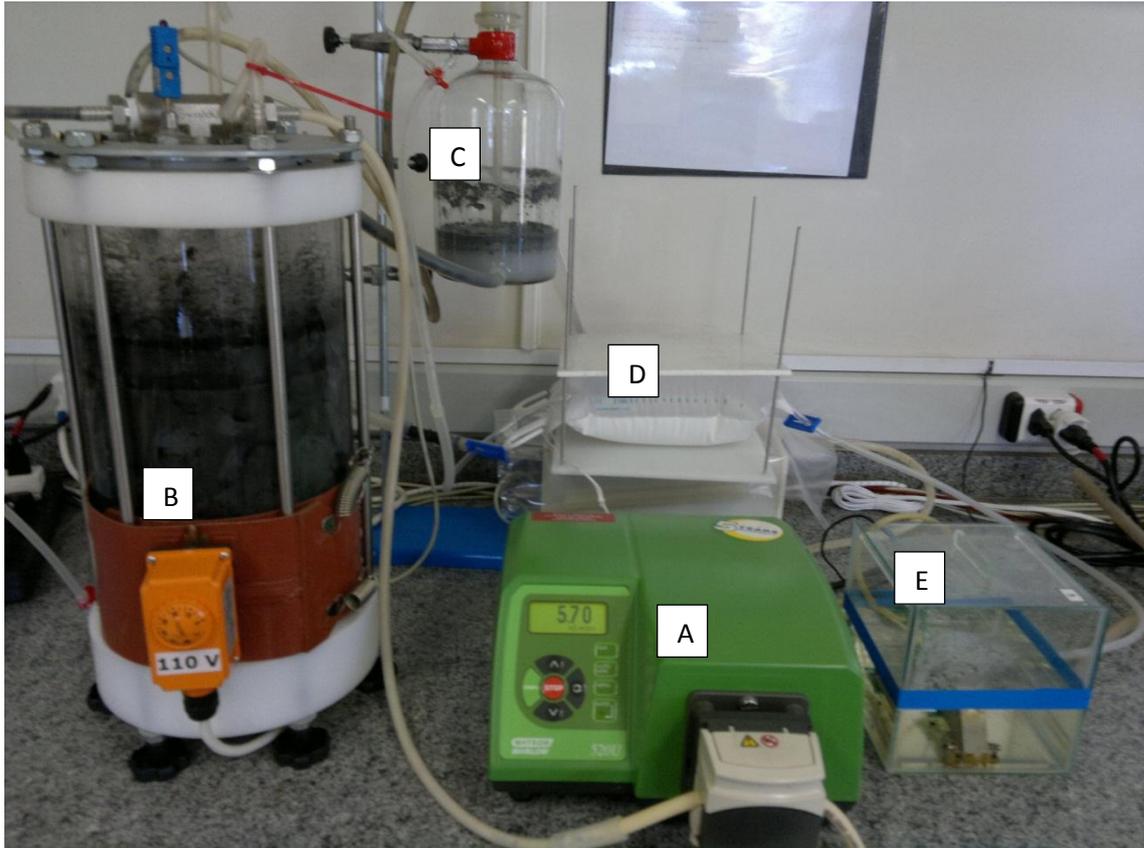


FIGURA 6 – APARATO EXPERIMENTAL: A – BOMBA PERISTALTICA, B – FILTRO ANAERÓBIO, C – SEPARADOR LÍQUIDO-GÁS, D – CONTROLADOR DE PRESSÃO, E – GASÔMETRO
 FONTE: O autor (2012)

TABELA 6 - COMPOSIÇÃO DO ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO

COMPONENTE	CONCENTRAÇÃO	COMPONENTE	CONCENTRAÇÃO
Sacarose	35 mg.L ⁻¹	NaCl	250 mg.L ⁻¹
Amido	114 mg.L ⁻¹	MgCL ₂ *6H ₂ O	7 mg.L ⁻¹
Celulose	34 mg.L ⁻¹	CaCl ₂ *2H ₂ O	4,5 mg.L ⁻¹
Extrato de carne	208 mg.L ⁻¹	NaHCO ₃	200 mg.L ⁻¹
Óleo de soja	51 mg.L ⁻¹	Detergente	3 gotas.L ⁻¹

FONTE: CUBAS (2010)

O TRH de variou entre 2 e 0,5 dia e foi alterado 4 vezes. A duração de cada TRH está apresentada na Tabela 7. O critério para mudança deste parâmetro operacional foi a repetitividade das respostas de remoção de DQO, pH e volume de biogás. O tempo total de ensaio foi de 123 dias.

TABELA 7 - TRH E TEMPO DE OPERAÇÃO

TRH (DIA)	PERÍODO (DIAS)
2,0	38
1,5	25
1,0	35
0,5	25

4.4. DETERMINAÇÃO DO LIMITE INFERIOR DE SUPLEMENTAÇÃO DE ALCALINIDADE DO EFLUENTE SINTÉTICO PARA TRATAMENTO EM FILTRO ANAERÓBIO

A alcalinidade tem um papel importante por manter o sistema anaeróbico tamponado e o pH estável (TIWARI, 2006). Contudo, a adição de um agente provedor de alcalinidade gera um custo extra, podendo inviabilizar financeiramente o processo de digestão anaeróbica.

O bicarbonato de sódio é o preferido para suplementação de alcalinidade, pois é altamente solúvel, atóxico para o processo e produz um efeito de longa duração. O ponto negativo é o seu custo elevado, R\$ 13,30/kg (preço praticado em Curitiba, agosto de 2012) para padrão analítico. Outros elementos como soda, cal e hidróxido de cálcio são opções mais baratas, contudo, esses não aumentam diretamente a alcalinidade. Por exemplo, 1 mol de hidróxido de sódio consome 1 mol de dióxido de carbono para produzir o mesmo efeito de 1 mol bicarbonato de sódio, (Eq. 04), o que pode levar ao desenvolvimento de pressão negativa dentro do reator (KHANAL, 2009).



No ensaio de avaliação do efeito do aumento da carga orgânica em reator tipo filtro anaeróbico a alcalinidade do efluente sintético foi mantida com a adição de 4 g.L⁻¹ de NaHCO₃. Neste novo ensaio o mesmo efluente sintético foi usado, contudo a concentração do bicarbonato foi reduzida em degrau de 1 até o valor

mínimo de 1 g.L⁻¹ (Tabela 8). O critério para redução da alcalinidade foi repetitividade da resposta de pH e produção de biogás.

TABELA 8 - CONCENTRAÇÃO DE BICARBONATO DE SÓDIO E TEMPO DE ENSAIO

NaHCO ₃ (g.L ⁻¹)	TEMPO DE ENSAIO (DIAS)
4	9
3	8
2	12
1	11

O reator tipo Filtro Anaeróbico (FA) foi o mesmo utilizado no ensaio anterior e o TRH aplicado foi de 1 dia. Os parâmetros de controle do processo para o efluente foram pH e alcalinidade enquanto para o biogás foram volume e composição.

4.5. VALIDAÇÃO DO MÉTODO DE TRATAMENTO EM FILTRO ANAERÓBIO

Três outros efluentes foram degradados em filtro anaeróbio de fluxo ascendente com o objetivo de validar o método de estabilização de poluentes orgânicos. O primeiro efluente testado foi soro de queijo em pó, gentilmente cedido pela empresa SOORO localizada em Marechal Candido Rondon (Paraná, Brasil). Os outros dois efluentes foram coletados de uma indústria de processamento de queijo e biscoitos.

O pH, alcalinidade, DQO, sólidos voláteis e sólidos fixos do efluente foram analisados. O reator foi operado com o TRH com melhor desempenho no item 4.3 e a alcalinidade suplementada conforme o limite inferior determinado no item 4.4. O volume e composição do biogás também foram analisados.

4.6. DIMENSIONAMENTO, PARTIDA E OPERAÇÃO DE BIORREATOR PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS DE LATICÍNIOS COM BASE NAS CURVAS DE DESEMPENHO DESTE TRABALHO.

A digestão anaeróbica de efluentes industriais tem se tornado cada vez mais popular por mitigar um problema ambiental e produzir uma fonte alternativa de energia, o biogás. Acompanhando este interesse pela tecnologia, a eficiência dos biorreatores tem aumentado com as devidas alterações nos modelos existentes ou apropriadas técnicas de operação (RAJESHWARI, 2000).

Os reatores de leito fixo e fluxo ascendente, ou filtro anaeróbico de fluxo ascendente, são usados há bastante tempo para tratamento de efluentes e contribuíram para redução do tempo de retenção hidráulica de 30 a 40 dias, em lagoas de estabilização, para até algumas horas. A alta taxa de conversão da matéria orgânica é proporcionada pela biomassa aderida ao meio filtrante que se mantém ativa acelerando a biodigestão do afluente que entra no sistema (SINGH 2009).

Os filtros anaeróbicos podem ser retangulares ou cilíndricos com tanques de variados diâmetros, ou largura, de 6 a 26 metros e altura de 3 até 13 metros (CHERNICHARO, 2007). Porém existe um antagonismo no processo de dimensionamento desses reatores. Enquanto autores como Chernicharo (2007) e Deublein & Steinhauser (2011) concordam que deve ser mantida uma velocidade elevada de ascensão, entre 1 e 2 m.h⁻¹, a norma NBR 13969:1997 (ABNT, 2007) limita a altura do recheio em 1,2 m e não cita a velocidade ideal de ascensão. A Tabela 9 demonstra as regras de dimensionamento descritas na literatura e na norma ABNT.

Além dos dados da Tabela 9, a norma NBR 13969:1997 ainda especifica alguns detalhes construtivos como número de tubos distribuidores, diâmetro de tubulação e opções de material de construção.

TABELA 9 - PREMISSAS DE DIMENSIONAMENTO DESCRITAS NA LITERATURA

PARÂMETRO	REATOR TIPO 1: CHERNICHARO (2007) E DEUBLEIN & STEINHAUSER(2011)	REATOR TIPO 2: NBR 13969:1997
Altura do recheio	2:3 da altura do reator	Máximo 1,2 m
Velocidade superficial	1 a 2 m*	Depende do TRH
Recirculação do fluido	Até 10 vezes a vazão	Não consta
Perda de carga	Depende do recheio	0,1 m.c.a

*com ressalvas quando há arraste de biomassa

Seguindo as premissas estabelecidas na Tabela 9, dois biorreatores tipo filtro anaeróbio de fluxo ascendente foram. O Reator Tipo 1 seguindo Chernicharo (2007) e Deublein & Steinhauser (2011) e o Reator Tipo 2 seguindo a Norma NBR 13969:1997. Ambos operando com TRH de 1 dia e recheados com anéis tipo *High Flow Pall Rings* de 50 mm (Tabela 10).

TABELA 10 – CARACTERÍSTICAS DO RECHEIO HIGH FLOW PALL RINGS

TAMANHO	POROSIDADE	ÁREA ESPECÍFICA (m ² .m ⁻³)	UNIDADES POR VOLUME (N°.m ⁻³)	FATOR DE EMPACOTAMENTO
50 mm	95%	100	5960	80

Fonte: INTERPAKING (2013)

Ambos modelos de reatores foram dimensionados para atender a produtores de queijo de pequeno porte, que segundo a Associação dos Laticínios de Pequeno Porte do Estado de São Paulo (2012) são empresas que processam até 30000 L leite.dia⁻¹. Desta forma, um laticínio fictício produtor de queijo com capacidade de manejo de 20.000 L leite.dia⁻¹ foi o objeto deste estudo. A partir de informações anteriormente dispostas, uma unidade produtora de queijo que processa 20.000 L leite.dia⁻¹ tem capacidade produtiva diária de 2.000 kg queijo.dia⁻¹ e gera 98.000 L.dia⁻¹ de efluente entre soro de queijo e águas residuais.

O dimensionamento do biodigestor Tipo 1 (CHERNICHARO, 2007; DEUBLEIN & STEINHAUSER, 2011) parte da determinação da área e do diâmetro

da seção transversal do reator a partir das equações (Eq. 05) e (Eq. 06) respectivamente.

$$A = \frac{Q}{v} * 24 \quad (05)$$

$$D = \sqrt{\frac{4A}{3,14}} \quad (06)$$

Onde A é a área da seção transversal do reator (m²), Q é a vazão de efluente (m³.h⁻¹), v a velocidade ascensora do fluido (m.h⁻¹) e D o diâmetro do reator (m).

Então o volume e altura do recheio podem ser determinados pelas equações 07 e 08 respectivamente.

$$V_{recheio} = \frac{Q}{\varepsilon} \quad (07)$$

$$h_{recheio} = \frac{V_{recheio}}{A} \quad (08)$$

Onde V_{recheio} é o volume da porção recheada (m³), ε a porosidade do leito (adimensional) e h_{recheio} é a altura da porção recheada (m).

Como o volume recheado corresponde a 66,7% do total do reator, as equações 09 e 10 são usadas para calcular o volume e altura do reator respectivamente.

$$V_{total} = \frac{V_{recheio}}{0,667} \quad (09)$$

$$h_{total} = \frac{h_{recheio}}{0,667} \quad (10)$$

Onde V_{total} é o volume total do reator (m³) e h_{total} é o volume total (m).

Conforme pré-estabelecido, o volume do *headspace* (parte superior preenchida de biogás) do reator corresponde a 20% do seu volume recheado e este é calculado pela equação 11.

$$V_{headspace} = 0,2V_{recheio} \quad (11)$$

Onde $V_{\text{headspace}}$ é o volume do headspace (m^3).

Por fim, a altura do fundo falso corresponde ao resultado da subtração da altura total menos as alturas do recheio, calha e *headspace*.

O biodigestor Tipo 2 parte da determinação do volume da câmara de digestão é determinado com a equação 12.

$$V_{\text{recheio}} = \frac{Q}{\varepsilon} * 24 \quad (12)$$

Onde V_{recheio} é o volume da porção recheada (m^3), Q é a vazão de efluente ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) e ε a porosidade do leito (adimensional).

O volume do headspace corresponde novamente a 20% do volume da parte recheada do reator. Então a altura do biorreator é o somatório da altura do recheio, da calha e do headspace.

A largura do reator foi calculada com a equação 13. Lembrando que o comprimento é o dobro da largura.

$$L_2 = \sqrt{\frac{V_{\text{recheio}}}{R * h_{\text{recheio}}}} \quad (13)$$

Onde L_2 é a largura (m), R é a razão comprimento:largura e h_{recheio} a altura da porção recheada (m).

A área e o volume ocupados pelo reator são calculados com as equações 14 e 15, respectivamente.

$$A = L_1 * L_2 \quad (14)$$

$$V = A * h \quad (15)$$

Onde L_1 é o comprimento (m), A é a área (m^2) e V o volume total do reator (m^3).

Outro dado importante presente na norma NBR 13969:1997 é do número de tubos distribuidores ($N_{\text{distribuidores}}$) de efluente. Segundo a norma, um distribuidor deve

abranger a área máxima de 3 m². Assim, o número mínimo de distribuidores pode ser determinado pela equação 16.

$$N_{distribuidores} = \frac{A}{3} \quad (16)$$

Após o reator ser dimensionado e construído, o procedimento de inoculação pode ser feito com a passagem do próprio efluente pelo reator ou usando lodo ativo de outro reator anaeróbico em operação ou ainda esterco de ruminantes. Na tentativa de fazer com que a partida do reator seja a mais rápida possível, o uso do esterco de ruminante é interessante por ser um rejeito abundante na indústria de laticínios. O uso de lodo ativo de outro reator também é uma alternativa, contudo há a dificuldade de acesso ao material em localidades que não têm um reator operação ou não têm a quantidade de lodo necessária.

Conforme o item 4.2 desta dissertação, o esterco bovino é um inóculo em potencial quando misturado ao efluente sintético de laticínios e respeitado a quantidade ideal de sólidos totais. O esterco deve ser diluído com o efluente até o teor de sólidos totais de 7,5%, triturado e filtrado para remoção de fibras e sólidos grosseiros. A quantidade de esterco utilizado depende do teor de ST do mesmo e do efluente. A Equação 17 determina a quantidade de esterco necessário para o processo de partida. Para tal, foi admitida a densidade do esterco e do efluente iguais a da água.

$$M_{est} = \frac{M(ST - ST_{efl})}{(ST_{est} - ST_{efl})} \quad (17)$$

Onde M_{est} é a massa de esterco (kg), M é a carga total injetada no reator (kg), ST o teor de sólidos totais desejado (%), ST_{est} é o teor de ST do esterco e ST_{efl} é o teor de ST do efluente.

O reator deve ser alimentado com a solução resultante e, segundo dados obtidos anteriormente, a produção de biogás inicia-se em 15 dias. Durante este período de aclimatação, pode ser feita a recirculação do fluido mantendo a velocidade superficial ascendente de 0,4 m.h⁻¹ (CHERNICHARO, 2007).

Após 18 dias de inoculação, um pico de produção de biogás é esperado e a partir deste momento o reator passa a ser alimentado apenas com o efluente industrial. Inicialmente o TRH deve ser maior para adequada ambientação dos microrganismos ao substrato. O TRH de 4 dia deve ser aplicado até a estabilização da produção de biogás. O período de 20 dias é suficiente para aclimatação da biomassa, conforme observado no ensaio do item 4.3. Passado o período de adaptação, o TRH deve ser reduzido em 24 horas e novamente operado por 20 dias para permitir a adaptação ao novo fluxo. Este procedimento é feito até o TRH de 1 dia. A redução periódica deste parâmetro operacional visa selecionar a biomassa aderida, restando no final do procedimento somente as colônias mais fortemente ligadas e estáveis.

Uma característica dos efluentes se laticínios é a baixa alcalinidade. Para a digestão anaeróbia deste efluente isso é uma desvantagem, pois torna rápida a queda de pH do reator, colapsando o processo. A alcalinidade deve ser suplementada com algum agente como soda, bicarbonato de sódio, hidróxido de cálcio ou cal, conforme a cadeia de distribuição e preços praticados localmente. Independente da forma de suplementação o ensaio de “determinação do limite inferior de suplementação de alcalinidade necessário ao tratamento anaeróbio do efluente sintético de laticínio” revela que deve ser mantido no mínimo $1.800 \text{ mg HCO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$ para que o processo se mantenha dentro da faixa ideal de pH sem perdas significativas na produção de biogás.

4.7. SIMULAÇÃO DE UMA COLUNA LAVADORA PARA PURIFICAÇÃO DE BIOGÁS

Uma unidade com capacidade de processamento de $20.000 \text{ L leite} \cdot \text{dia}^{-1}$ voltada para produção de queijo e dotada de um biodigestor anaeróbio, como os modelos anteriormente dispostos, pode fazer o aproveitamento energético do biogás gerado. Contudo, algumas aplicações demandam limpeza e/ou enriquecimento do gás gerado.

A composição do biogás varia de acordo com o processo e material tratado. A composição modelo utilizada neste estudo foi de 65% metano, 24,2% dióxido de carbono, 7,8% nitrogênio, 2,9% oxigênio e 156 ppm de ácido sulfídrico (ENGINEERING FOR RURAL DEVELOPMENT, 2011). O principal elemento a ser removido foi o H_2S devido a suas propriedades tóxicas e corrosivas. Por exemplo, motores de combustão interna exigem que a concentração de ácido sulfídrico no biogás seja menor que 10 ppm .

Uma operação unitária que pode ser aplicada é a lavagem do gás em colunas lavadoras empacotadas ou de pratos. As colunas empacotadas devem ser consideradas para pequenos diâmetros (até 0,6 m), pois apresentam menor perda de carga por estágio de equilíbrio e, em caso de incrustações, é mais barato trocar o recheio do que as de pratos (SINNOTT, 2003).

Uma coluna lavadora de contato direto em contracorrente visando a remoção de H_2S até a concentração de 10 ppm foi utilizada. A esta concentração de H_2S , o biogás pode ser queimado em caldeiras e motogeradores sem maiores problemas com corrosão. As correntes de entrada e a coluna operavam a 2 bar e temperatura ambiente.

O dimensionamento e simulações foram realizados no software Aspen Plus V 7.3.2. O modelo de cálculo coeficiente de atividade *Electrolyte-NRTL*, ELECRTL, é a opção recomendada para simulações com eletrólitos, como água contendo H_2S , NH_3 e CO_2 dissolvido. O modelo ELECRTL calcula as propriedades da fase líquida a partir do modelo de coeficiente de atividade *Electrolyte-NRTL*. As propriedades da fase vapor são calculadas a partir da equação de estado de Redlich-Kwong (ASPEN TECHNOLOGY INC., 1999).

O Aspen Plus contém um banco de dados de parâmetros de interação binário entre água e mais de 600 de íons. As constantes de solubilidade do gás no líquido são previstos pela lei de Henry e o volume do líquido é estimado pelos parâmetros de Clarke (ASPEN TECHNOLOGY INC., 1999).

A operação de absorção foi simulada no modelo de colunas RADFRAC sem refeedor ou condensador. O dimensionamento e simulação foram divididos em três etapas:

- 1) Determinação do número de estágios de equilíbrio;
- 2) Determinação do diâmetro da coluna para os recheios escolhidos;
- 3) Simulação de desempenho da coluna para os recheios.

Sinnott (2003) recomenda que colunas com diâmetro interno de até 0,3 m usem recheios de 1 pol, diâmetros entre 0,3 e 0,9 m usem recheios entre 1 e 1,5 pol e colunas com diâmetro acima de 0,9 m usem recheio entre 2 e 3 pol. A expectativa era de que a coluna simulada ficasse com um pequeno diâmetro interno, então os recheios testados foram os menores disponíveis comercialmente. Os recheios escolhidos foram sela de Berl (0,5 pol), anéis Pall (0,625 pol), anéis de Raschig (1 pol), sela Intalox (1 pol) e Hypak (1 pol).

O diâmetro da coluna foi ajustado para valores de tubos de aço comercial segundo a norma NBR 5590 (Anexo I) após a segunda etapa, de forma que o ajuste não causasse inundação ou secagem de algum estágio de equilíbrio. O HETP (*Height Equivalent to a Theoretical Plate* – altura equivalente a um prato teórico) inicial foi arbitrado em 0,2 m para todos os tipos de recheio testados e o valor real foi obtido ao fim da terceira etapa. A altura (m) da coluna absorvedora depende do HETP (m) do processo, sendo esta obtida pela da Equação 18.

$$h = HETP * n^{\circ} \text{est\u00e1gios} \quad (18)$$

O volume de água necessário para a operação foi calculado pelo software e variou de acordo com o desempenho do recheio. O sistema foi superdimensionado 25%, conforme sugerido por Walas (1990).

Conforme discutido no item anterior (4.5), um reator tipo FA foi dimensionado virando atender as necessidades de tratamento de um laticínio de pequeno porte produtor de queijo. A Equação 19 faz uma estimativa da produção de biogás segundo dados obtidos na operação do filtro anaeróbio também deste trabalho. Todas as unidades são usadas em L.

$$V = V_{\text{efluente}} * \left(\frac{V_{\text{biog\u00e1s}}}{V_{\text{reator}}} \right) \quad (19)$$

O biogás tratado pode ser aproveitado em uma caldeira de vapor da unidade de produção ou para movimentar um motogerador. A receita gerada com o aproveitamento energético do biometano foi comparada com o custo desta operação unitária. As receitas são advindas da economia de briquetes de eucalipto e óleo diesel para geração de vapor ou da energia elétrica gerada *in loco*. Os custos são provenientes do gasto de eletricidade com os dispositivos de deslocamento de fluidos e de água de lavagem. Os valores de equivalência dos combustíveis com o biogás, assim como seus respectivos preços estão na Tabela 11.

TABELA 11 - EQUIVALENTE ENERGÉTICO DOS COMBUSTÍVEIS E SEUS PREÇOS

COMBUSTÍVEL	EQUIVALENTE A 1 m ³ DE BIOGÁS	PREÇO
Briquetes de eucalipto	1,23 kg	R\$ 0,28.kg ⁻¹ (MFRURAL, 2013)
Óleo diesel	0,61 L	R\$ 1,99.L ⁻¹ *
Energia elétrica	1,25 kW	R\$ 0,36479. kW (COPEL 2013)

*Preço praticado em Curitiba em janeiro de 2013 (PREÇO DOS COMBUSTÍVEIS, 2013)

Dois cenários foram avaliados na operação da coluna lavadora. O primeiro considerando que a água que sai da estação de tratamento de efluentes tem condições de descarte em corpo hídrico, sendo esta alimentada na lavadora de gases. No segundo cenário a água é comprada da concessionária local, neste caso a SANEPAR, com o preço de aquisição de R\$ 4,47 por m³. Os cenários também foram extrapolados para uma vazão de biogás 10 vezes maior, ou seja, produção de 20.000 kg.dia⁻¹ de queijo, considerando a mesma vazão de efluente e de biogás.

As bombas e compressores para as unidades foram escolhidos conforme necessidade de projeto (vazão de pressão de saída). Os catálogos dos fabricantes estão no Anexo 4.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. CARACTERIZAÇÃO FÍSICO-QUÍMICA DAS AMOSTRAS

A análise dos efluentes coletados em um laticínio (Tabela 12) revelou que o soro de queijo possui alta carga orgânica (cerca de 40.000 mg DQO.L⁻¹); muito maior do que as águas residuais do processo (cerca de 640 mg DQO.L⁻¹). O teor de sólidos fixos (matéria inorgânica) e voláteis (matéria orgânica) também é muito maior no soro de queijo; 0,5 % para fixos e 3,0 % para voláteis. A equalização do soro de queijo e das águas residuais produziu uma mistura com DQO próximo a 8.500 mg DQO.L⁻¹. Desta forma, a solução aquosa sintética (5 g leite em pó.L⁻¹) para simular esse efluente industrial equalizado se mostrou condizente com a realidade encontrada em campo.

TABELA 12 - CARACTERÍSTICAS GERAIS DO EFLUENTE

PARÂMETRO	PH	DQO (mg DQO/L)	SÓLIDOS FIXOS (%)	SÓLIDOS VOLÁTEIS (%)	ALCALINIDADE (mg HCO ₃ ⁻ .L ⁻¹)
Soro de queijo	3,34	39.996,7	0,49	3,13	ND
Águas residuais	7,00	638,3	0,03	0,03	105
Equalização soro:águas (1:4)	6,30	8.510,0	0,12	0,65	84
Efluente Sintético s/ NaHCO ₃	6,2	7839,1	0,03	0,47	150
Efluente Sintético c/ NaHCO ₃	8,1	7839,0	0,28	0,43	2.350

ND = não determinado devido ao baixo pH.

Bicarbonato de sódio (0,4%) foi adicionado para elevar o pH e tamponar o sistema suprindo a baixa alcalinidade do efluente sintético. Este suplemento foi aplicado ao efluente durante a operação do filtro anaeróbio.

5.2. ENSAIO DE VIABILIDADE QUANTO AO USO DE ESTERCO BOVINO COMO INÓCULO EM MICRO REATORES ANAERÓBIOS DE REGIME SEMI-CONTÍNUO

5.2.1. Etapa um

As análises de sólidos totais revelaram 16,6% ST para o esterco e 0,5% ST para efluente sintético. Desta forma, cinco soluções foram preparadas (Tabela 13).

TABELA 13 - COMPOSIÇÃO E TEOR DE SÓLIDOS DAS SOLUÇÕES

	SORO SINTÉTICO (g)	ESTERCO BOVINO (g)	ST (%)
Solução 1	400	0	0,5
Solução 2	350,4	49,6	2,5
Solução 3	288,5	111,5	5
Solução 4	226,5	173,5	7,5
Solução 5	164,5	235,5	10

A capacidade de geração de biogás para soluções é devido a presença do esterco bovino, o qual é fonte de inóculo. A produção acumulada de biogás (Figura 7) foi usada para avaliar o desempenho das soluções e determinar a solução ideal.

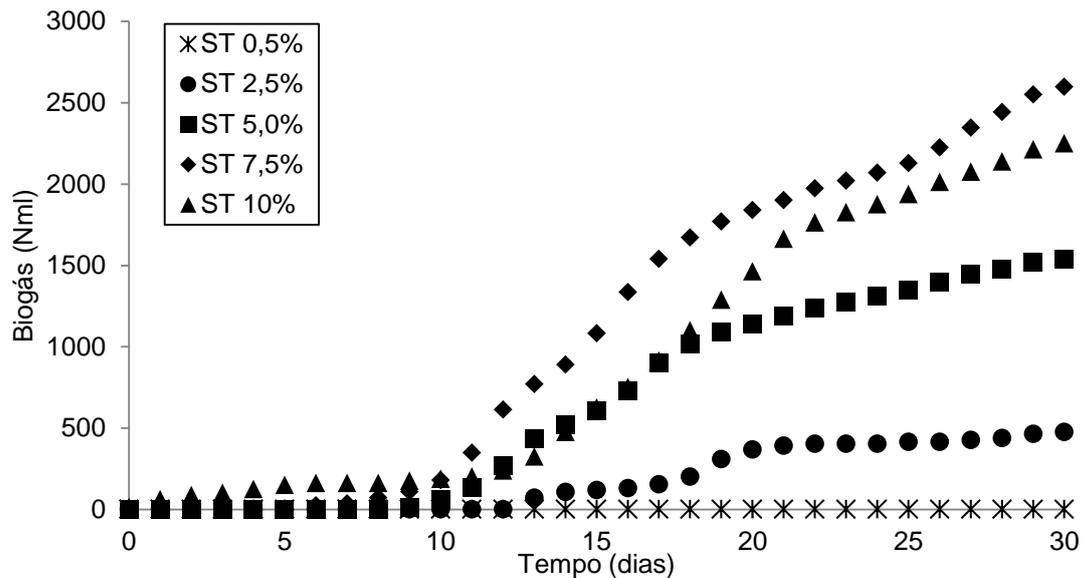


FIGURA 7 - PRODUÇÃO DE BIOGÁS ACUMULADA (Nml) AO DECORRER DO TEMPO (DIA)

FONTE: O autor (2013)

A solução com ST 7,5% apresentou maior produção de biogás durante o período avaliado. Assim, ela foi considerada a solução com o teor ideal de sólidos totais para inocular um biodigestor.

O fato de uma solução intermediária (ST 7,5%), no que tange aos sólidos totais, apresentar o melhor desempenho na produção de biogás pode estar ligado à atividade de água da mistura. A influência da atividade da água nos microrganismos é complexa, combinando fatores intrínsecos (potencial nutritivo, pH e componentes antimicrobianos) e fatores extrínsecos (temperatura, oxigênio, tratamentos químicos e irradiação) (LAROCHE, et al; 2005). Em teores menores de ST, a concentração dos nutrientes é menor, o que pode dificultar o acesso dos microrganismos a esses. Em teores elevados de ST, a atividade da água é menor, o que pode dificultar as operações de difusão no meio e passagem dos nutrientes pela membrana dos microrganismos.

Além da produção de biogás a solução 4 (ST 7,5%) obteve o melhor desempenho de tratamento da amostra pois apresentou maior remoção absoluta de massa de sólidos totais (TABELA 14), enquanto a solução 2 (ST 2,5%), a melhor remoção relativa.

TABELA 14 - REMOÇÃO DE SÓLIDOS TOTAIS NOS 30 DIAS.

	ST INICIAL (g.L ⁻¹)	ST FINAL (g.L ⁻¹)	REMOÇÃO (g.L ⁻¹)	REMOÇÃO (%)
Solução 1	5,0	5,0	0	0
Solução 2	25,0	18,0	7,0	28,0
Solução 3	50,0	38,0	12,0	24,0
Solução 4	75,0	62,0	13,0	17,3
Solução 5	100,0	89,0	11,0	11,0

5.2.2. Etapa dois

Após obter o teor de sólidos totais ideal (ST 7,5%) para inoculação de um biodigestor com esterco bovino e efluente sintético, esta foi comparada a uma solução controle com mesmo teor de ST, porém sem o efluente sintético (Tabela 15).

TABELA 15 - PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS INICIAIS DAS SOLUÇÕES DIGERIDAS

SOLUÇÃO	PH	SÓLIDOS VOLÁTEIS (g.L ⁻¹)	SÓLIDOS FIXOS (g.L ⁻¹)	ALCALINIDADE (mg HCO ₃ ⁻ .L ⁻¹)
Amostra	6,2	25,4	6,8	2827,5
Controle	6,3	21,0	5,7	3250,0

As características físico-químicas durante o processo de adaptação do inóculo ao efluente e a digestão anaeróbia revelam que ocorre uma queda do pH da solução amostra já nos primeiros dias de experimento (Figura 8). Esta queda pode ser atribuída às fases de hidrólise, acidogênese e acetogênese, que são fases iniciais da digestão anaeróbica. O valor mais baixo de pH foi 5,5, registrado no sétimo dia de ensaio.

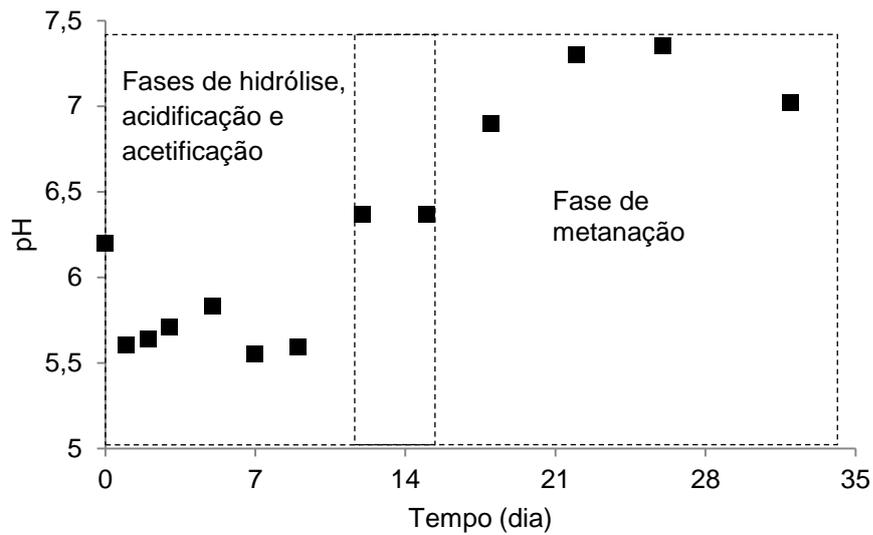


FIGURA 8 – CURVA DE PH AO DECORRER DO TEMPO PARA A AMOSTRA
 FONTE: O autor (2013)

A partir do 12º dia o pH começa a aumentar. Isso coincide com o início da produção de biogás (Figura 9). Conforme explanado anteriormente, os microrganismos metanogênicos são mais adaptados a meios com pH entre 7,8 e 8,2. O aumento do pH torna o meio mais favorável ao seu crescimento, chegando-se assim a fase da metanogênese.

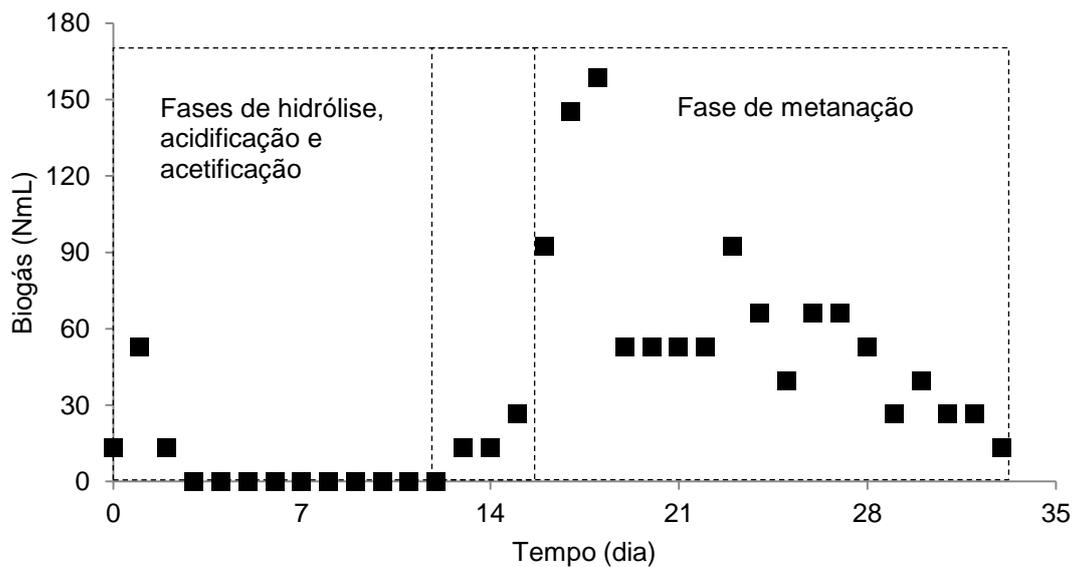


FIGURA 9 - PRODUÇÃO DE BIOGÁS (NML) VERSUS TEMPO (DIA)
 FONTE: O autor (2013)

A produção de biogás (Figura 9) apresenta momentos distintos. Há a geração de gás nos primeiros três dias, um hiato de tempo sem registros e retomada da produção. O primeiro período é vinculado à produção endógena de bactérias ativas presentes no esterco bovino. No segundo período, a partir do terceiro dia, as bactérias cessam sua atividade e passam por um período de adaptação ao novo meio e nutrientes. O período de adaptação foi diferente para a amostra e o controle (Figura 10), pois a amostra continha nutrientes como açúcares simples que são facilmente hidrolisados e metabolizados. Pramod (2011) relata que o esterco bovino leva 18 dias para iniciar a digestão anaeróbia, fato confirmado através da curva de biogás do reator controle. Por outro lado, as amostras contendo o efluente sintético obtiveram um tempo de adaptação menor, sendo este de 13 dias.

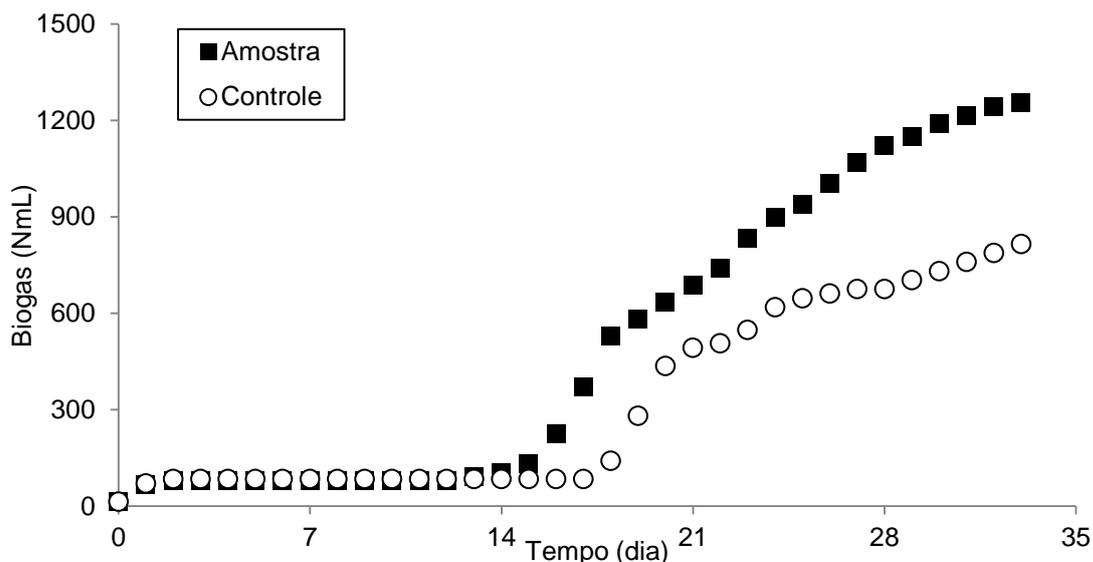


FIGURA 10 – VOLUME DE BIOGÁS ACUMULADO AO DECORRER DO TEMPO

FONTE: O autor (2013)

A presença de íons HCO_3^- garantem o tamponamento do sistema. A alcalinidade, assim como o pH, sofreu algumas flutuações durante o processo de digestão (Figura 11). A maior variação ocorreu no momento da retomada do pH, nono dia. Os íons bicarbonato que haviam sido consumidos para neutralizar os ácidos graxos presentes no meio deixaram de ser usados, o que elevou o pH

novamente. Como os ácidos são metabolizados em metano, o bicarbonato voltou a estar disponível no meio.

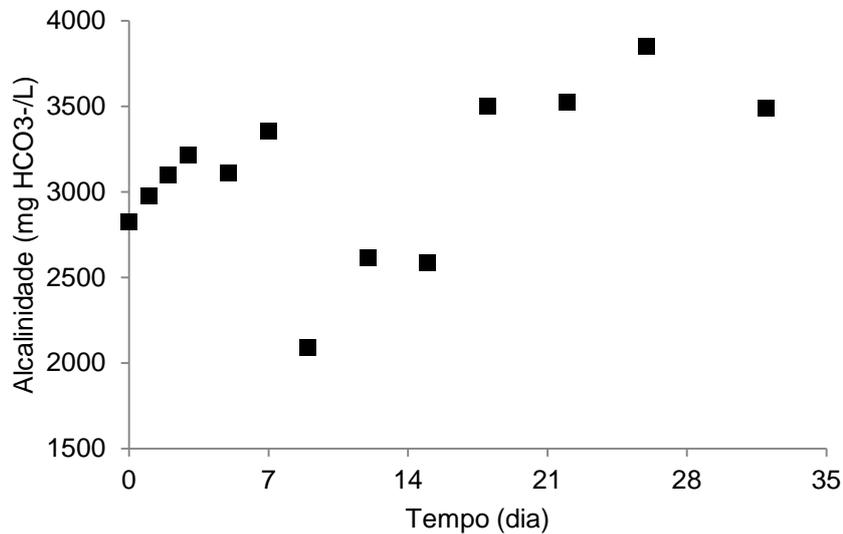


FIGURA 11 – ALCALINIDADE (MG HCO₃⁻.L⁻¹) DAS AMOSTRAS ANALISADAS DURANTE O ENSAIO.

FONTE: O autor (2013)

O teor de sólidos fixos, ou matéria inorgânica, se manteve constante conforme esperado (Figura 12). O valor médio de SF foi 0,63%. Os sólidos voláteis podem ser relacionados à matéria orgânica. Durante os primeiros nove dias, a matéria orgânica foi hidrolisada e acidificada, fatos comprovados pela queda do teor de sólidos voláteis e pH, figuras 12 e 8 respectivamente. A partir do 12º dia o teor de SV praticamente se mantém até o fim do experimento. A forte queda final pode ser atribuída à análise laboratorial ou alguma particularidade do microrreator. Assim, foram removidos 35% dos sólidos voláteis da amostra.

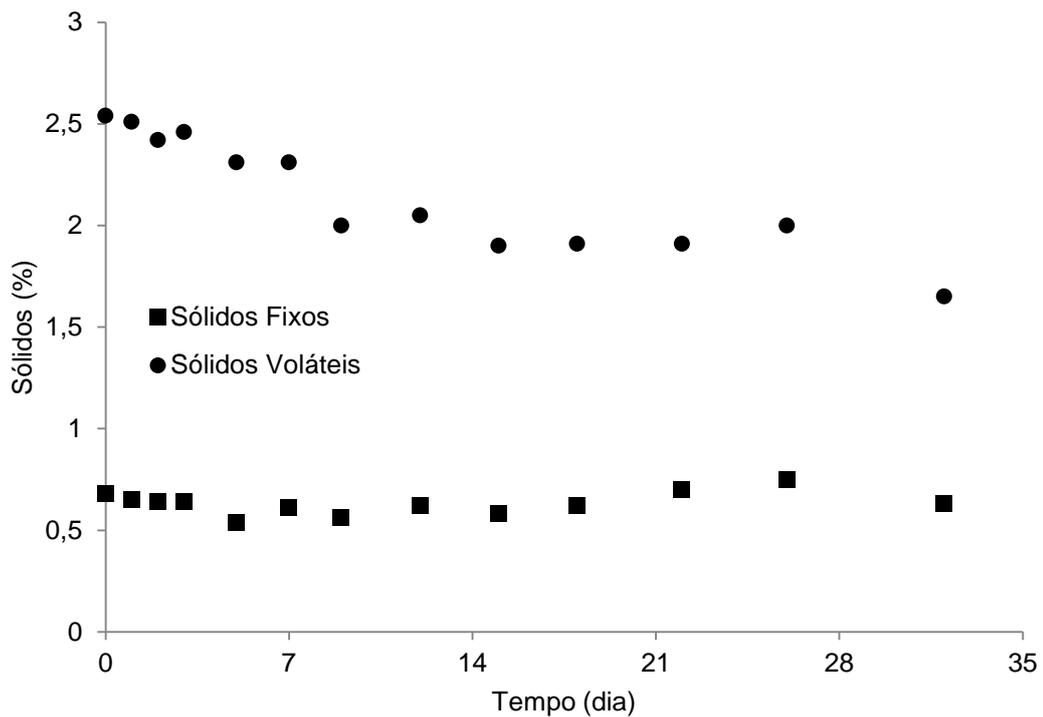


FIGURA 12 – CURVA DE SÓLIDOS VOLÁTEIS E FIXOS DA AMOSTRA DIGERIDA AO DECORRER DO TEMPO

FONTE: O autor (2013)

Os dados de produção acumulada de biogás da amostra digerida e do controle foram usados para determinação das constantes C_1 e C_2 da equação (Eq. 01). Os valores de produção de biogás considerados foram aqueles após o período de adaptação do inóculo e em quantidade maior que 1 pulso por dia (Tabela 16).

Os valores da Tabela 16 foram usados para a minimização da função objetivo (Eq. 02) através de um procedimento iterativo no EXCEL® conforme descrito no item 4.2 e forneceu os valores presentes na Tabela 17.

TABELA 16 - PRODUÇÃO ACUMULADA DE BIOGÁS EXPERIMENTAL

DIA	VOLUME DE BIOGÁS EXPERIMENTAL (NmL) AMOSTRA	VOLUME DE BIOGÁS TEÓRICO (NmL) CONTROLE
0	0,0	0,0
1	29,1	56,2
2	26,4	196,8
3	118,8	351,5
4	264,0	407,7
5	422,4	421,8
6	475,3	463,9
7	528,1	562,3
8	633,7	576,4
9	726,1	590,4
10	792,1	590,4
11	831,7	618,6
12	897,7	646,7
13	963,7	674,8
14	1016,5	702,9
15	1042,9	702,9
16	1082,9	-
17	1108,9	-
18	1135,3	-
19	1148,5	-

TABELA 17 - CONSTANTES DAS CURVAS TEÓRICAS DE PRODUÇÃO DE BIOGÁS E SOMATÓRIO DOS QUADRADOS DOS ERROS

SOLUÇÃO	C_1 (NmL)*	C_2 (DIA ⁻¹)**	SQ (ML ²)
Amostra	1737,734	0,060	19498,24
Controle	726,656	0,178	11984,44

*Volume máximo de produção de biogás a partir da amostra digerida

**Constante de hidrólise de um modelo de primeira ordem

O valor de C_1 do modelo teórico para a amostra é maior do que para o controle conforme esperado. Esta informação confirma que o efluente sintético foi digerido durante o processo de digestão anaeróbica. A presença do efluente sintético garantiu a produção de um volume de biogás maior que o dobro da produção do esterco bovino.

A constante C_2 calculada é menor para a amostra. Isso devido a taxa de geração de biogás da solução controle ser maior durante os três primeiros dias de

metanização. Contudo, vale lembrar que a produção efetiva de biogás do controle teve um atraso de 5 dias comparado a amostra.

A Figura 13 mostra que há coerência entre o modelo proposto e a produção de biogás acumulada experimental durante o período de digestão anaeróbica. Este tipo de modelagem é de suma importância no dimensionamento de reatores. Como pode ser observado também, as curvas de produção teórica de biogás sugerem uma redução gradual na produção, o que torna antieconômica a confecção de reatores visando a produção de biogás iguais aos valores de C_1 , já que os reatores seriam extremamente grandes.

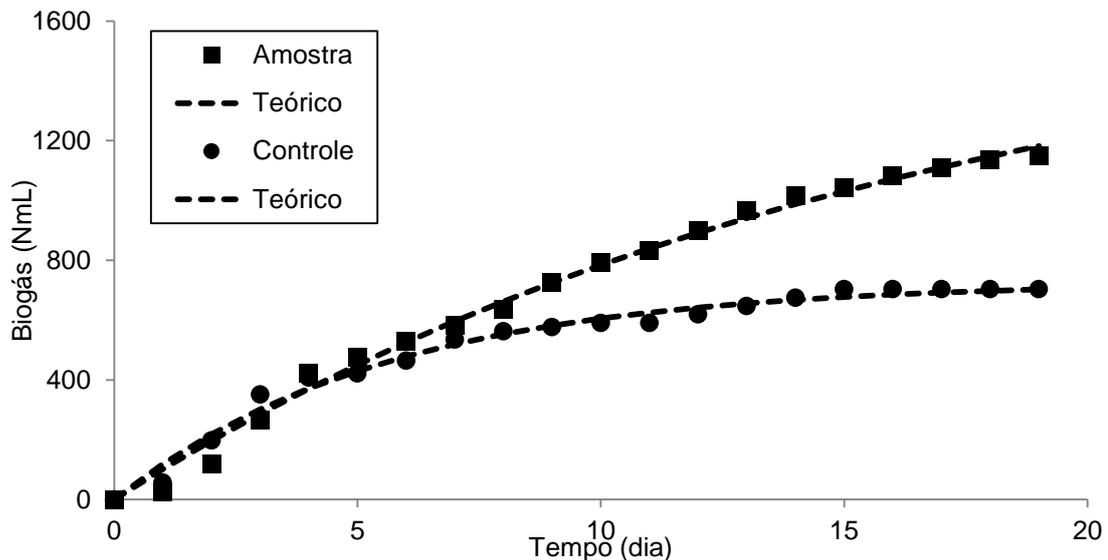


FIGURA 13 – CURVA DE BIOGÁS ACUMULADO EXPERIMENTAL E TEÓRICO DA AMOSTRA E DO CONTROLE

FONTE: O autor (2013)

O biogás produzido apresentou alto teor de metano, 71 e 77% para amostra e branco respectivamente. O BMP pode ser obtido a partir dos valores de produção de biogás (1254,13 mL para a amostra e 815,41 mL para o controle), após os 32 dias de digestão, e da massa de sólidos voláteis do efluente sintético (1,016 g) digerido, aplicados à equação 03. A equação 20 contabiliza o BMP da amostra.

$$BMP = \frac{(1383,77 * 0,71 - 899,70 * 0,77)}{1,016} = 0,260 \text{ NL CH}_4 \cdot \text{g SV}_{\text{amostra}}^{-1} \quad (20)$$

Raposo (2011) em seu ensaio interlaboratorial obteve valores médios de 320 mL CH₄.g SV_{amostra}⁻¹ para amido, 340 mL CH₄.g SV_{amostra}⁻¹ para celulose e 300 mL CH₄.g SV_{amostra}⁻¹ para gelatina. O BMP do efluente sintético (260 NmL. G SV⁻¹_{amostra}) condiz com os resultados de Raposo (2011) já que o leite em pó usado em seu preparo tem alto teor de proteína e açúcares.

5.3. AVALIAÇÃO DO EFEITO DO AUMENTO DA CARGA ORGÂNICA EM REATOR TIPO FILTRO ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE

O soro de leite *in natura* é um substrato de difícil tratamento por via anaeróbica devido à baixa alcalinidade e a tendência de acidificar muito rapidamente (KAVACIK, 2010). O pH é um dos mais acessíveis indicadores de estabilidade em um processo anaeróbico (TIWARI et al., 2006), pois pode ser acompanhado de modo contínuo e on-line. A faixa ideal de pH para os organismos metanizadores é entre 6,5 e 7,5 (DEUBLEIN & STEINHAUSER, 2011) e a alcalinidade ideal deve estar entre 2000 e 4000 mg HCO₃⁻.L⁻¹ para manter o pH neutro ou perto disso (METCALF & EDDY, 2003).

A alcalinidade do efluente sintético não era adequada nos primeiros 9 dias de ensaio (Figura 14). O reflexo disso é o pH abaixo do valor aceitável de 6,50. A partir do 9º dia, o efluente sintético foi suplementado com 4 g.L⁻¹ de NaHCO₃, a fim de aumentar a alcalinidade. Dessa forma, o pH do efluente do reator atingiu 7,00 no 14º dia e se manteve em 7,00±0,40 mesmo com as alterações no TRH. A alcalinidade também se manteve adequada com pequenas variações atribuídas às análises laboratoriais.

O baixo teor de sólidos fixos e voláteis é característico de efluentes de laticínios. Após o tratamento anaeróbico praticamente não houve variação no teor SF (Figura 15). As alterações no TRH também não causaram alterações neste parâmetro. A não remoção de sais minerais é reportada por Chernicharo (2007) sendo indicado o uso dos efluentes de sistema anaeróbico para irrigação de solos.

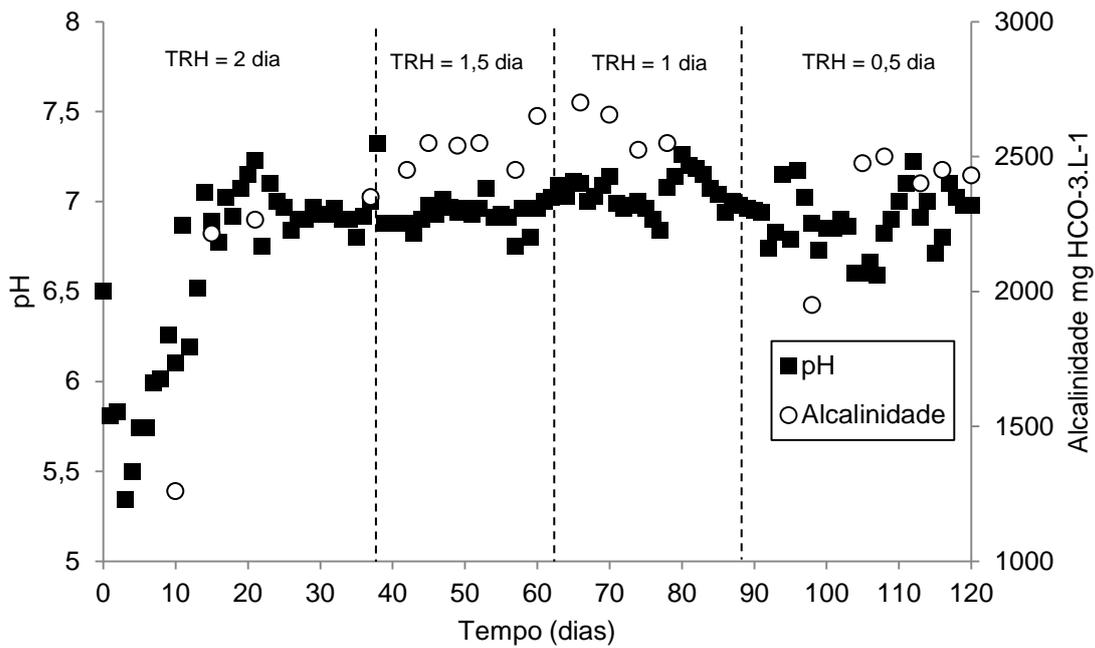


FIGURA 14 - pH E ALCALINIDADE (mg HCO₃.L⁻¹) AO DECORRER DO TEMPO (DIAS)
 FONTE: O autor (2013)

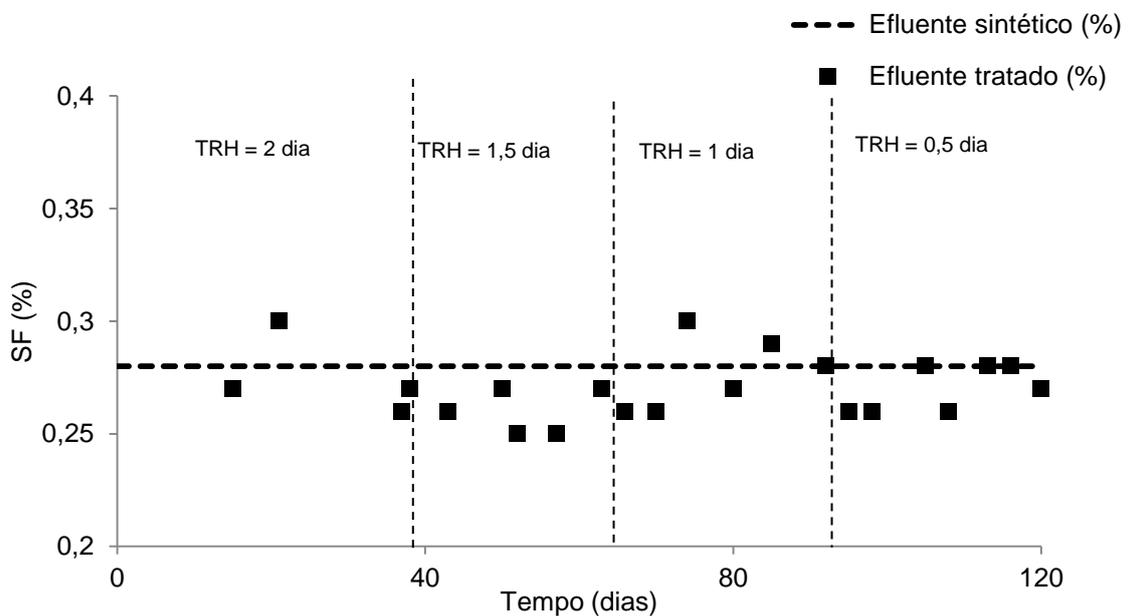


FIGURA 15 - TEOR DE SÓLIDOS FIXOS (%) DO EFLUENTE DIGERIDO AO DECORRER DO TEMPO (DIAS)
 FONTE: O autor (2013)

A redução dos sólidos voláteis é um indicativo de remoção da matéria orgânica. No caso avaliado, a análise da eficiência de tratamento através da redução de sólidos voláteis foi de aproximadamente 50% para todos os TRH aplicados

(Figura 16 e Tabela 18), exceto para o TRH de 1,5 dia quando o teor de SV foi um pouco mais elevado devido ao considerável arraste da biomassa não aderida.

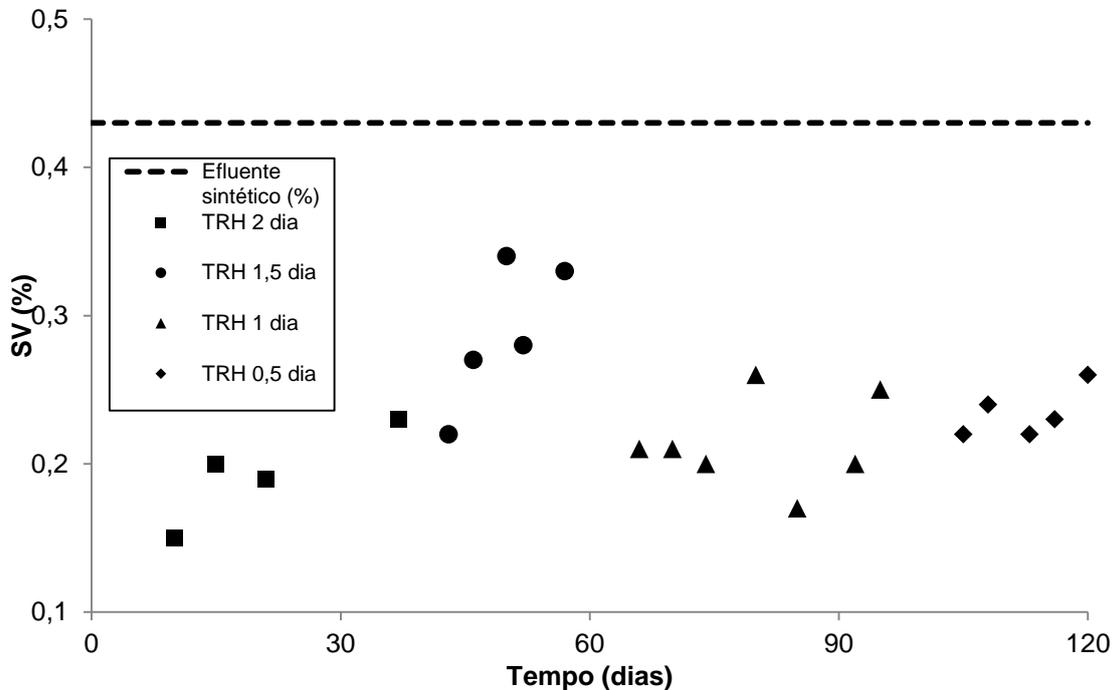


FIGURA 16 - TEOR DE SÓLIDOS VOLÁTEIS (SV) VERSUS TEMPO (DIAS)
 FONTE: O autor (2013)

TABELA 18 - EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE SV NOS DIVERSOS TRH

TRH (dia)	SÓLIDOS VOLÁTEIS (%)	EFICIÊNCIA
2	0,19±0,03	55,5 %
1,5	0,29±0,05	33,5 %
1	0,21±0,03	51,9 %
0,5	0,23±0,01	45,9 %

Por outro lado, a redução da DQO apresentou uma relação até certo ponto positiva com a redução do TRH (Figura 17). O filtro anaeróbio apresenta inúmeras vantagens devido ao rápido fluxo ascendente, como reduzida área ocupada e baixo tempo de retenção hidráulica. A redução do TRH aumentou a eficiência de remoção de DQO (Tabela 19), o que pode ser atribuída a melhor dispersão do fluxo ascendente no reator, logo aumenta a difusão e a disponibilidade dos nutrientes a biomassa aderida. No entanto a simples redução do TRH não é garantia de melhor

tratamento, haja vista os resultados obtidos quando trabalhado com o tempo de retenção de 12 horas.

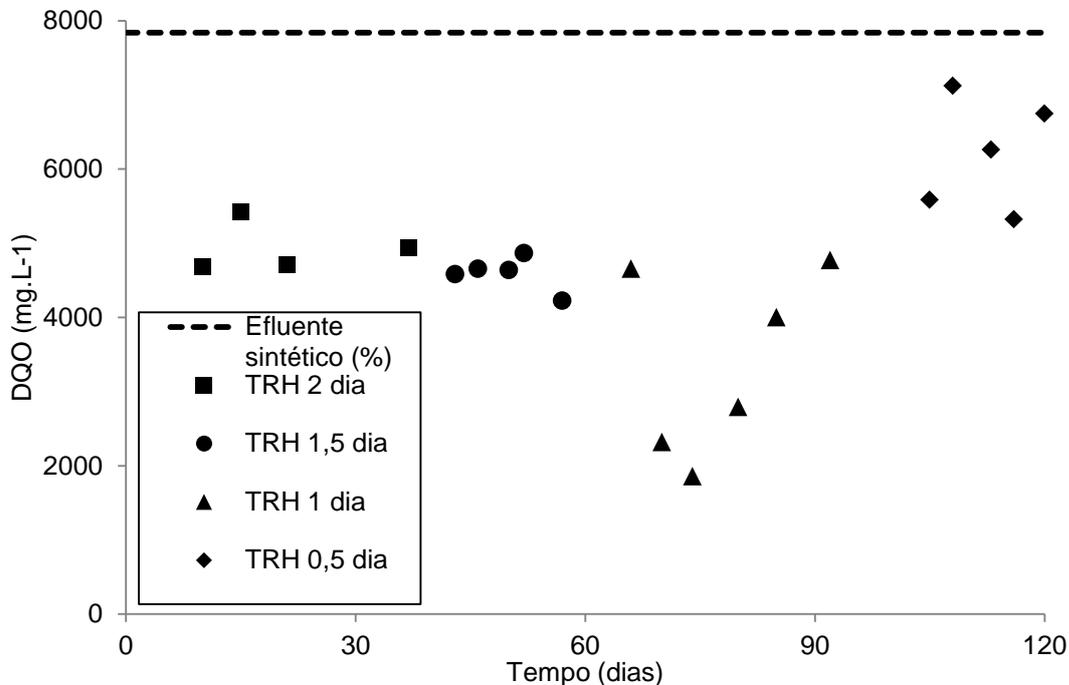


FIGURA 17 - DQO (mg.L⁻¹) DO EFLUENTE DO REATOR AO DECORRER DO TEMPO (DIAS)

FONTE: O autor (2013)

TABELA 19 - CARGA VOLUMÉTRICA DE DQO APLICADA E REMOVIDA

TRH (dia)	DQO EFLUENTE DO REATOR (mg.L ⁻¹)	DQO REMOVIDA (mg.L _{REATOR} ⁻¹ .dia ⁻¹)	EFICIÊNCIA
2	4939,3±297,9	1450	37%
1,5	4557,1±208,4	2190	41,9%
1	3400,8±11135,8	4710	56,6%
0,5	6207,9±678,0	4980	20,8%

O rendimento de remoção de DQO pode ser considerado satisfatório (56,6%) quando o filtro foi operado com o TRH de 1 dia. Nos demais tempos de retenção o tratamento do efluente ficou abaixo do esperado (entre 20,8 e 41,9%). Contudo, sabe-se que o filtro anaeróbico tem grande potencial para tratamento de efluentes

deste tipo. Por exemplo, Patel et al. (1999) tratando soro de leite em filtro anaeróbio a 40°C com DQO inicial de 30 g.L⁻¹ e TRH de 2 dia, obteve remoção de 74,5% da carga orgânica. Gannoun, et al (2008) observou uma a eficiência de 98% no tratamento da DQO. Isto mostra que o sistema pode ser muito melhor otimizado.

Assim como o comportamento da remoção de DQO, a produção de biogás melhorou com a redução do TRH até 1 dia (Figura 18), mas apresentou uma leve queda quando aplicado o TRH de 0,5 dia. O aproveitamento do substrato para a produção de biogás foi avaliado pela quantidade de biogás produzido em relação à massa de DQO removida (Tabela 20).

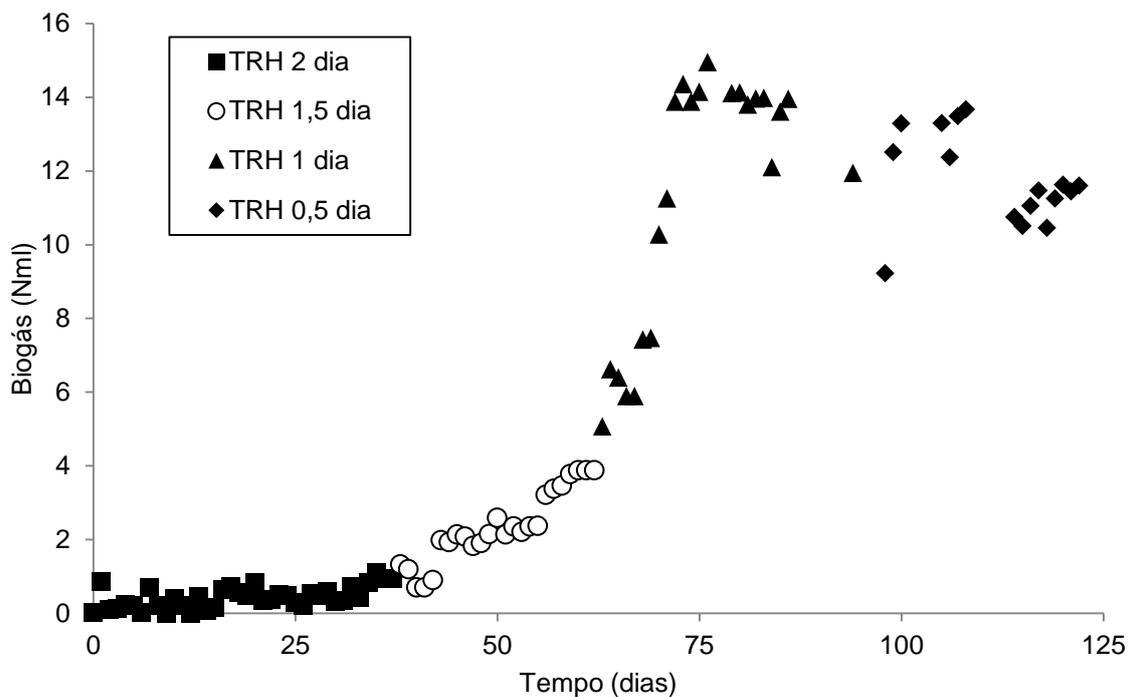


FIGURA 18 - PRODUÇÃO DE BIOGÁS (NL) AO DECORRER DO TEMPO (DIAS) DE ENSAIO
 FONTE: O autor (2013)

TABELA 20 - VOLUME DE BIOGÁS PRODUZIDO E CONVERSÃO DE DQO

TRH (DIA)	VOLUME MÉDIO DE BIOGÁS PRODUZIDO (NL.dia ⁻¹)	$V_{\text{BIOGÁS}} \cdot V_{\text{REATOR}}^{-1}$	NL CH ₄ .g DQO _{REM} ⁻¹
2	0,91±0,13	0,11	0,05
1,5	2,67±0,74	0,32	0,09
1	12,57±2,00	1,50	0,23
0,5	11,91±1,07	1,42	0,20

Esses dados (Tabela 20) revelam que quando operado com tempos de retenção maiores, a matéria orgânica é convertida essencialmente em nova biomassa. A redução do TRH aumenta a turbulência no leito e conseqüentemente a disponibilidade de substrato. Assim, a biomassa aderida ao recheio produziu biogás com maior eficiência. Novamente 1 dia é o limite para a redução do TRH, quando a conversão da DQO removida em biogás foi realizado com maior eficiência. Comportamento semelhante foi observado por Gannoun (2008), tratando efluentes da produção de queijo com DQO de 5 g.L⁻¹. Neste caso, o TRH de 2 dia apresentou melhores produção de biogás e eficiência de conversão da DQO em metano (Tabela 21). Isto sugere que o TRH depende do desenho específico do reator.

TABELA 21 - VOLUME DE BIOGÁS PRODUZIDO E CONVERSÃO DE DQO

TRH (DIA)	VOLUME DE BIOGÁS (L.dia ⁻¹)	L CH ₄ .g DQO _{REM} ⁻¹
4	0,47	0,089
3	0,72	0,134
2	1,15	0,280
1	0,52	0,110

Fonte: adaptado de GANNOUN, 2008

A taxa de conversão de DQO em metano foi mensurada por outros autores. Esses valores são diferentes, dependendo do substrato e das condições de operação. Alguns valores encontrados são 0,325 L CH₄.g DQO_{rem}⁻¹ com efluentes de refrigerantes e 0,285, 0,31 e 0,36 L CH₄.g DQO_{rem}⁻¹ com efluentes de vinícolas (MICHAUD, 2002).

A composição do biogás em relação a metano e gás carbônico apresentou variações em função do TRH (Tabela 22). No entanto, estas não puderam ser justificadas. Patel (1997), tratando soro de queijo com DQO de 30 g.L^{-1} obteve o teor de 68% de metano, o que é compatível com a ordem observada.

TABELA 22 - COMPOSIÇÃO DO BIOGÁS NOS TRH APLICADOS

TRH	METANO	GÁS CARBÔNICO
2	72%	28%
1,5	60%	40%
1	68%	32%
0,5	56%	44%

Como o biogás pode ser considerado combustível com teor de metano a partir de 45%, o gás produzido no filtro anaeróbico provou ser uma alternativa energética viável. A recuperação energética deste gás pode ser via a geração de energia elétrica, vapor ou queima direta em fogões. No caso específico de laticínios, a energia do biogás pode auxiliar na pasteurização do leite ou cozimento da massa de alguns queijos, como a mozzarella.

5.4. DETERMINAÇÃO DO LIMITE INFERIOR DE SUPLEMENTAÇÃO DE ALCALINIDADE DO EFLUENTE SINTÉTICO NECESSÁRIO PARA O TRATAMENTO ANAERÓBIO EM FILTRO ANAERÓBIO

A diminuição na suplementação do sal acarretou na redução da alcalinidade e do teor de sólidos fixos do efluente sintético (Tabela 23).

TABELA 23 - ANÁLISES FÍSICO-QUÍMICAS DO EFLUENTE SINTÉTICO

$\text{NAHCO}_3 \text{ (g.L}^{-1}\text{)}$	SÓLIDOS VOLÁTEIS (%)	SÓLIDOS FIXOS (%)	ALCALINIDADE (mg $\text{HCO}_3^- \text{.L}^{-1}$)
1	0,44	0,05	675
2	0,44	0,14	1295
3	0,41	0,21	1825
4	0,44	0,28	2575

A concentração deste sal em relação a alcalinidade revela uma correlação direta e linear (Figura 19).

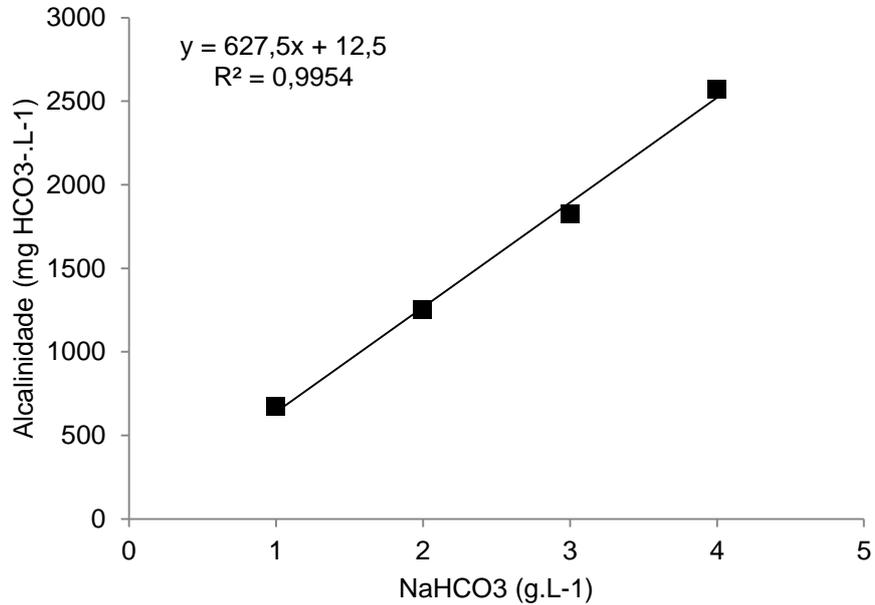


FIGURA 19 - ALCALINIDADE (mg HCO₃⁻) EM FUNÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE NaHCO₃ (g.L⁻¹)

FONTE: O autor (2013)

A principal informação extraída do modelo linearizado é o coeficiente angular da reta que corresponde a alcalinidade garantida por grama de bicarbonato de sódio adicionado a solução, neste caso, $627,5 \text{ mg HCO}_3^- \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{g}_{\text{sal}}^{-1}$.

O pH é um parâmetro indicador de estabilidade do processo de digestão anaeróbia. A faixa de pH ideal é entre 6,5 a 7,5, contudo pequenas variações, mesmo que dentro desta faixa, afetam a produção de biogás. Assim, a redução da suplementação da alcalinidade afetou negativamente o pH (Figura 20) e a produção de biogás (Figura 21).

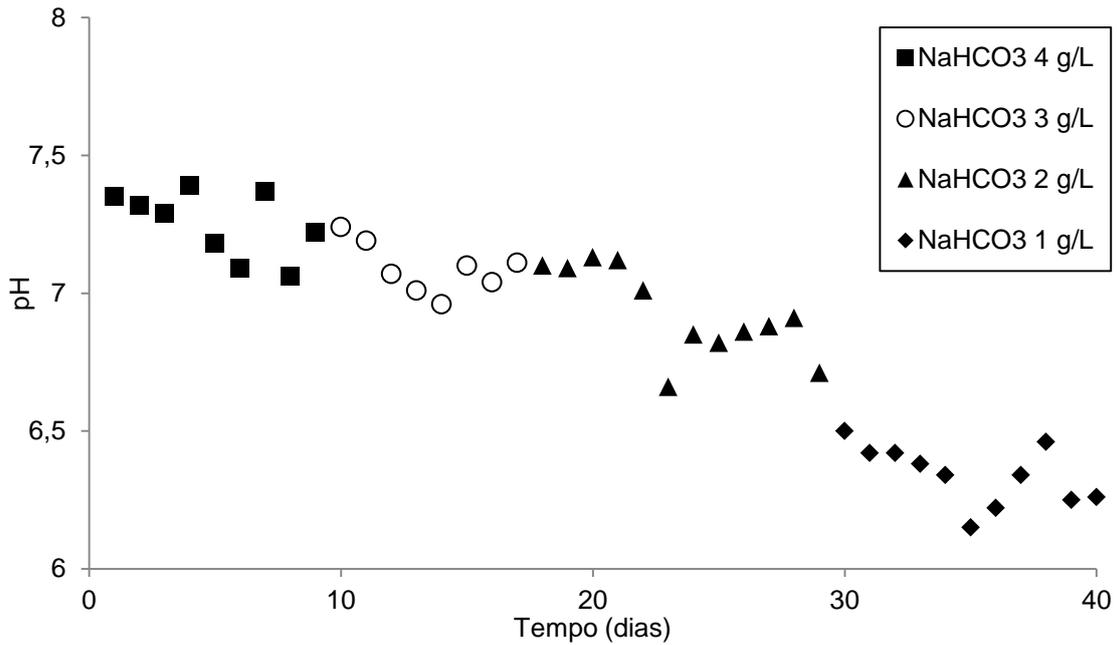


FIGURA 20 - pH DO EFLUENTE DO REATOR AO DECORRER DO TEMPO (DIAS)

FONTE: O autor (2013)

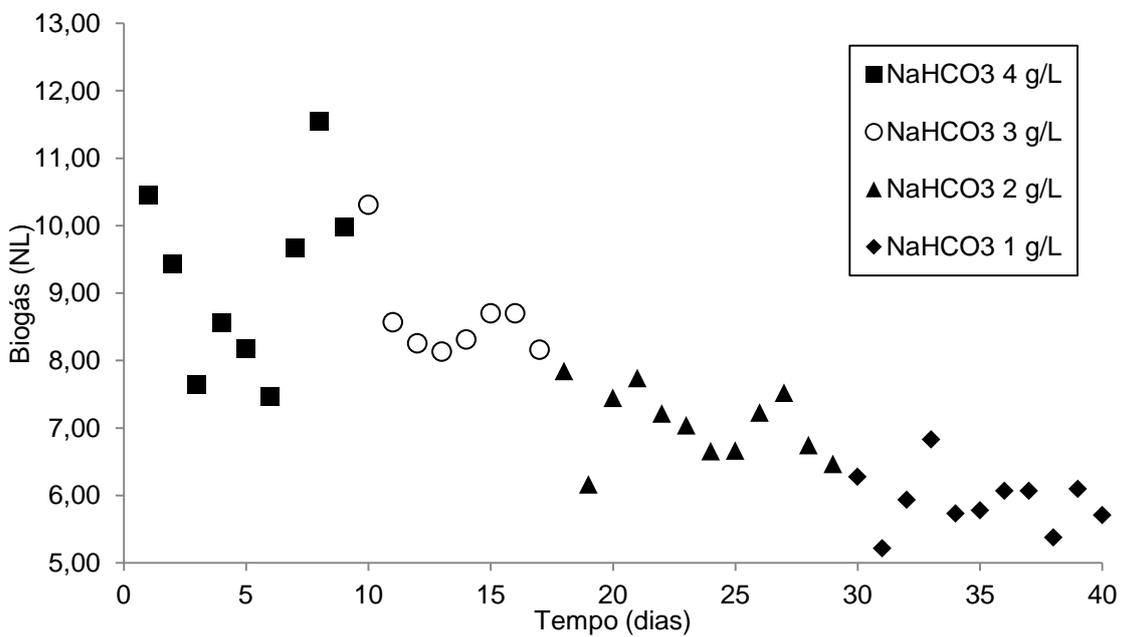


FIGURA 21 - PRODUÇÃO DE BIOGÁS DO REATOR (NL) AO DECORRER DO TEMPO (DIAS)

FONTE: O autor (2013)

A alcalinidade é responsável pela neutralização dos ácidos graxos voláteis que porventura se acumulem durante as etapas de digestão anaeróbia (KANG, 2003). Assim, o efeito causado pela redução da suplementação do sal tampão foi a

desestabilização e queda do pH do sistema (Figura 20). Mesmo que o pH esteja acima do limite mínimo ideal, a sua redução interferiu na produção de biogás (Figura 21). Os ácidos graxos voláteis estão mais presentes na forma livre quando sob condições de pH baixo, então a difusão na célula será maior assim como o efeito inibitivo (STRIK, 2006). O aumento da solubilidade do H₂S no substrato é outro efeito relacionado à queda do pH. Este composto quando dissolvido funciona como um veneno para as células em concentrações a partir de 50 mg.L⁻¹ (DEUBLEIN, 2011).

A menor produção de biogás está relacionada à menor capacidade de remoção de DQO. Então, a redução da alcalinidade também tem este efeito negativo no tratamento do efluente. A diferença da produção média de biogás entre a suplementação de 4 g.L⁻¹ de sal e 1 g.L⁻¹ é de aproximadamente 35% (TABELA 23), ou seja, a capacidade de remoção de carga orgânica é 35% menor.

TABELA 24 – pH, COMPOSIÇÃO E PRODUÇÃO MÉDIA DE BIOGÁS

NAHCO ₃ (g.L ⁻¹)	PH	VOLUME DE BIOGÁS (NL.dia ⁻¹)	METANO	DIÓXIDO DE CARBONO
4	7.25±0.13	8.78±1.27	61%	39%
3	7.08±0.09	8.24±0.23	57%	43%
2	6.95±0.19	6.85±0.76	56%	44%
1	6.32±0.12	5.88±0.26	62%	38%

A queda do valor do pH e o aumento do teor de CO₂ no biogás são um indicativo de distúrbio no sistema (DEUBLEIN & STEINHAUSER, 2011). Os resultados das análises do biogás (Tabela 23) confirmam esta afirmação, embora a queda do pH não tenha sido suficiente para produzir um grande efeito na composição do biogás.

Com a suplementação do efluente surge um custo operacional. O custo por m³ de produzido é 2,72 vezes maior a 4 g.L⁻¹ de suplementação do sal do que a 1 g.L⁻¹ (Tabela 25). Neste caso, o gasto com o sal só seria justificável se a produção de biogás fosse 300% maior, ao contrário dos 35% observados. Outra opção seria de trocar o agente alcalino por outro mais barato, como a Cal Hidratada. Em abril de

2013, este material era comercializado por R\$ 0,31 por quilograma (BALAROTI, 2013). O custo de operação fica cerca de 70 vezes menor para produzir o mesmo efeito de alcalinização. Contudo, o íon Ca^{2+} é inibidor em processos anaeróbios a partir de 2500 mg.L^{-1} , cabendo uma análise mais aprofundada para as perdas de produção de biogás.

TABELA 25 - CUSTO OPERACIONAL DAS SUPLEMENTAÇÕES DE NaHCO_3 E CA(OH)_2 POR m^3 DE METANO PRODUZIDO

ALCALINIDADE (mg.L^{-1})	METANO (L.dia^{-1})	NaHCO_3 GASTO (g.dia^{-1})	$\text{R}\$. \text{m}^{-3}_{\text{METANO}}$	CA(OH)_2 GASTO (g.dia^{-1})	$\text{R}\$. \text{m}^{-3}_{\text{METANO}}$
2510	5,36	33,64	83,54	20,39	1,18
1883	4,70	25,23	71,44	15,29	1,01
1255	3,84	16,82	58,32	10,19	0,82
628	3,65	8,41	30,68	5,10	0,43

A suplementação do efluente sintético sempre se mostrou necessária. Contudo a concentração do bicarbonato de sódio aplicado revelou que além de interferir no pH do sistema, altera a produção de biogás e a eficiência de tratamento. A decisão a cerca da quantidade de sal adicionado ao efluente deve ter um peso maior quanto ao tratamento do que simplesmente manter a neutralidade do pH. Assim, a concentração de 3 g.L^{-1} de NaHCO_3 mostrou boas características de tratamento, produção de biogás, tamponamento e economia do reagente. Por outro lado, a adição do sal torna o processo inviável financeiramente, sendo necessária a busca por uma forma alternativa de neutralizar os ácidos graxos acumulados.

5.5. VALIDAÇÃO DO MÉTODO DE TRATAMENTO EM FILTRO ANAERÓBIO

O filtro anaeróbio dos ensaios anteriores foi usado para a validação do método de tratamento com outros três efluentes industriais. O soro de queijo em pó foi hidratado na concentração de 5 g.L^{-1} , ou seja, na mesma concentração de SV do efluente sintético. Os demais efluentes foram coletados em um indústria local e mantidos refrigerados até a utilização. A análise laboratorial dos materiais em questão revelou as características presentes na Tabela 26.

TABELA 26 - CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DOS EFLUENTES

EFLUENTE	pH	DQO (mg DQO.L ⁻¹)	SÓLIDOS FIXOS (%)	SÓLIDOS VOLÁTEIS (%)	ALCALINIDADE (mg HCO ₃ ⁻ .L ⁻¹)
Soro de queijo em pó	6,5	7031	0,05	0,33	100
Efluente de processamento de bolacha e chocolate	7,7	6414	0,09	0,43	350
Efluente de processamento de queijos	10,1	2289	0,01	0,11	115

O biorreator foi operado com TRH de 1 dia e a alcalinidade dos efluentes foi suplementada com 3 g.L⁻¹ de bicarbonato de sódio, conforme valores ótimos encontrados nos ensaios anteriores.

Os resultados presentes na Tabela 27 mostram que assim como no ensaio com o efluente sintético de laticínio, outros efluentes da indústria de alimentos podem ser tratados da com a mesma eficiência.

TABELA 27 - EFICIÊNCIA DE TRATAMENTO DOS EFLUENTES TESTADOS

EFLUENTE	pH MÉDIO	REMOÇÃO DQO (%)	REMOÇÃO DE SV (%)
Soro de queijo em pó	7,0±0,21	61,8	65,8
Efluente de processamento de bolacha e chocolate	6,9±0,05	44,3	51,2
Efluente de processamento de queijos	7,5±0,16	51,2	36,4

O pH médio esteve sempre dentro da faixa recomenda, entre 6,5 e 7,5, durante os dias de teste. Isso revela a estabilidade do processo de digestão anaeróbia quando o efluente é suplementado com a carga de 3 g.L⁻¹ de bicarbonato de sódio. A adição do sal acrescenta aproximadamente 1800 mg HCO₃⁻.L⁻¹ de alcalinidade, o que contribui para o tamponamento do meio líquido.

A produção de biogás e sua eficiência de conversão de biogás (Tabela 28) são satisfatórias para o efluente preparado com soro de queijo em pó. A produção de biogás dos demais efluentes foi compatível com a carga orgânica inicial (Tabela 26). A eficiência de conversão da carga orgânica em biogás não apresentou o mesmo desempenho, o que pode ser creditado ao curto tempo de duração dos ensaios, não havendo tempo suficiente para a adaptação do meio ao novo substrato.

TABELA 28 - PRODUÇÃO DE BIOGÁS E TEOR DE METANO

AMOSTRA	BIOGÁS MÉDIO (NL.dia ⁻¹)	NL CH ₄ .g DQO _{REM}	TEOR DE CH ₄ (%)
Soro de queijo em pó	9,89±1,43	0,271	67,4
Efluente de processamento de bolacha e chocolate	4,97±1,05	0,117	56,4
Efluente de processamento de queijo	1,35±0,10	0,143	86,4

5.6. DIMENSIONAMENTO, PARTIDA E OPERAÇÃO DE BIORREATOR PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS DE LATICÍNIOS COM BASE NAS CURVAS DE DESEMPENHO DESTE TRABALHO

O dimensionamento de dois reatores tipo filtro anaeróbio foi executado seguindo diferentes parâmetros. O biorreator Tipo 1 foi dimensionado segundo recomendações da literatura (CHERNICHARO, 2007; DEUBLEIN, 2011). O biorreator Tipo 2 foi dimensionado segundo instruções da norma NBR 13969:1997.

As seguintes condições foram consideradas para o reator Tipo 1 (CHERNICHARO, 2007; DEUBLEIN & STEINHAUSER, 2011):

- Formato: cilíndrico;
- Velocidade superficial: 0,2 m.h⁻¹;
- Recirculação: 4 vezes a vazão de entrada (garantindo a velocidade ascensora de 1 m.h⁻¹);
- Altura do recheio: 2/3 da altura do reator;

- Volume do headspace: 20% do volume do recheio;
- Altura da calha coletora: 0,2 m.

As dimensões do reator Tipo 1 foram calculadas usando as equações 05 a 11 e o resultados são apresentados na Tabela 29. A ilustração do reator está no Anexo II.

TABELA 29 - DIMENSÕES DO FILTRO ANAERÓBIO TIPO 1 (DEUBLEIN & STEINHAUSER, 2011; CHERNICHARO, 2007)

DIMENSÃO	EQUAÇÃO	RESULTADO
Área ocupada	05	20,42 m ²
Diâmetro	06	5,1 m
Volume do recheio	07	103,16 m ³
Altura do recheio	08	5,05 m
Altura total	09	7,57 m
Volume total	10	154,66 m ³
Altura do headspace	11	1,01 m
Altura do fundo falso	-	1,31 m

O reator Tipo 2 (NBR 13969:1997) foi dimensionado seguindo as seguintes condições:

- Forma retangular: comprimento = 2 largura;
- Altura do leito: 1,2 m;
- Volume do headspace: 20% do volume do recheio;
- Altura da calha: 0,2 m;
- Recirculação e fundo falso: ausentes;

As dimensões do reator Tipo 2 foram determinadas com uso das equações 12 à 15 e os resultados se encontram na Tabela 30. O anexo III ilustra o reator Tipo 2 projetado.

TABELA 30 - DIMENSÕES DO FILTRO ANAERÓBIO TIPO 2 (NBR 13969:1997)

DIMENSÃO	EQUAÇÃO	RESULTADO
Volume do recheio	12	103,16 m ³
Largura	13	6,56 m
Comprimento	-	13,11 m
Altura do recheio	-	1,2 m
Altura da calha	-	0,2
Altura headspace	-	0,24 m
Área total	14	85,96 m ²
Volume total	15	140,98 m ³

Um fator que se destaca quando comparadas as duas opções de dimensionamento é a área ocupada pela estrutura. Embora menor em volume, o reator Tipo 2 ocupa uma área aproximadamente 5 vezes maior que o Tipo 1.

A velocidade de ascensão do fluido é outro ponto que difere os dois métodos de dimensionamento. Enquanto a literatura taxa como de suma importância a velocidade ascendente para o Tipo 1, devendo esta ser mantida entre 1 e 2 m.h⁻¹, a norma NBR não revela preocupação com este parâmetro hidrodinâmico. No reator Tipo 2 a velocidade ascendente do fluido é apenas 0,05 m.h⁻¹.

A presença ou não de recirculação no sistema anaeróbio afeta muito a altura do biorreator Tipo 1. No caso de ausência desta ferramenta, para manter a velocidade ascendente de 1 m/h a altura e diâmetro do reator deveriam ser de 39 m e 2,3 m respectivamente. Isto poderia encarecer o projeto construtivo e a manutenção. O reator Tipo 2, que tem um limite máximo para a altura do recheio, não tem suas dimensões afetadas pela presença da circulação, apenas a velocidade do fluxo.

O ponto de alimentação dos reatores também é bastante diferente. No Tipo 1 esta é feita por um fundo falso onde o fluxo é distribuído de forma a alimentar igualmente a zona recheada. Para o reator Tipo 2 foi feita a opção pela ausência do fundo falso, assim a alimentação é feita por tubos distribuidores. A equação 16 revela que são necessários no mínimo 29 tubos para manter homogêneo o fluxo dentro do reator.

Apesar de todas as diferenças construtivas, a eficiência de tratamento encontrada na literatura para ambos os modelos é de 70% de redução de DQO do efluente. Por serem tão diferentes geometricamente, pode-se dizer que os cuidados com a operação como controle de pH, temperatura, compostos inibidores e variações de carga orgânica são mais importantes do que o formato do reator.

Conforme sugerido, durante o procedimento de partida pode ser usado esterco de ruminantes para acelerar o processo de inoculação. A massa de esterco necessária para o reator do laticínio estudado, considerando o ST 16,6% para o esterco bovino, foi determinada pela equação 17. Como resultado o reator Tipo 1 deve ser preenchido com uma mistura de 52306 kg de esterco e 72481 kg de efluente. O reator Tipo 2 deve receber uma mistura composta 41078 kg de esterco e 56922 kg de efluente. As misturas devem ser trituradas, peneiradas e bombeadas para os reatores anaeróbios.

Após o carregamento inicial do reator, um planejamento de operação (Tabela 31) deve ser seguido até a completa estabilização do reator operando com o tempo de retenção hidráulica de 1 dia. O carregamento inicial compreende o espaço de tempo entre a carga com a mistura esterco+efluente até o pico de produção de biogás. Esta pode ser considerada a inoculação propriamente dita. A partir de então, o TRH deve ser reduzido metodicamente a fim de conferir a completa adesão da biomassa ao recheio do reator.

TABELA 31 - CRONOGRAMA DE INOCULAÇÃO DE UM REATOR TIPO FILTRO ANAERÓBIO

ETAPA	DURAÇÃO
Carregamento inicial	18 dias
TRH 4 dia	20 dias
TRH 3 dia	20 dias
TRH 2 dia	20 dias
TRH 1 dia	20 dias
Total	98 dias

Com este procedimento de inoculação são necessários 3,3 meses até a operação estável do biorreator. Os 20 dias de estabilização foram estimados com

uma boa margem de segurança e dependendo da resposta do reator este valor pode ser reduzido para 15 ou 10 dias. Tonetti et al (2011) obtiveram um tempo de 4,4 meses até a estabilização de seu filtro anaeróbio tratando efluente sanitário. Neste caso, não foi usado nenhum tipo de inóculo e desde o princípio o TRH foi mantido constante. Ao final dos 3,3 meses de inoculação é previsto que o biodigestor produza $1,5 V_{\text{biogás}} \cdot V_{\text{reator}}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$ tratando efluentes com DQO da ordem de $8000 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$.

5.7. SIMULAÇÃO DE UMA COLUNA LAVADORA PARA PURIFICAÇÃO DE BIOGÁS

A avaliação do efeito do aumento da carga orgânica no biorreator tipo filtro anaeróbio revelou que a melhor condição de operação é com TRH de 1 dia produzindo $1,50 V_{\text{biogás}} \cdot V_{\text{reator}}^{-1}$. Assim, a vazão de entrada de biogás no sistema de limpeza é $6,13 \text{ Nm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ conforme calculado com a Equação 19.

A primeira etapa do processo de dimensionamento foi a determinação do número de estágios de equilíbrio. O software Aspen não requer que sejam estipulados o recheio e diâmetro da coluna nesta etapa, apenas as entradas e o número de estágios (Tabela 32). A possibilidade de inundação ou secagem dos estágios foi avaliada, assim como o funcionamento correto da coluna. O valor ideal é aquele que combina baixo consumo de água com a menor vazão de água para o serviço. A Figura 22 ilustra o fluxograma montado para realização das simulações. Um compressor (CP-01) foi acrescentado à simulação para estimar o aquecimento do gás ao ser comprimido a 2 bar.

TABELA 32 - CONSUMO DE ÁGUA E FUNCIONAMENTO DA COLUNA EM FUNÇÃO DO NÚMERO DE ESTÁGIOS DE EQUILÍBRIO

NÚMERO DE ESTÁGIOS	VAZÃO DE ÁGUA ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)
8	Estágio 8 monofásico (gás)
7	1,524
6	Simulação com erros
5	1,787
4	2,07

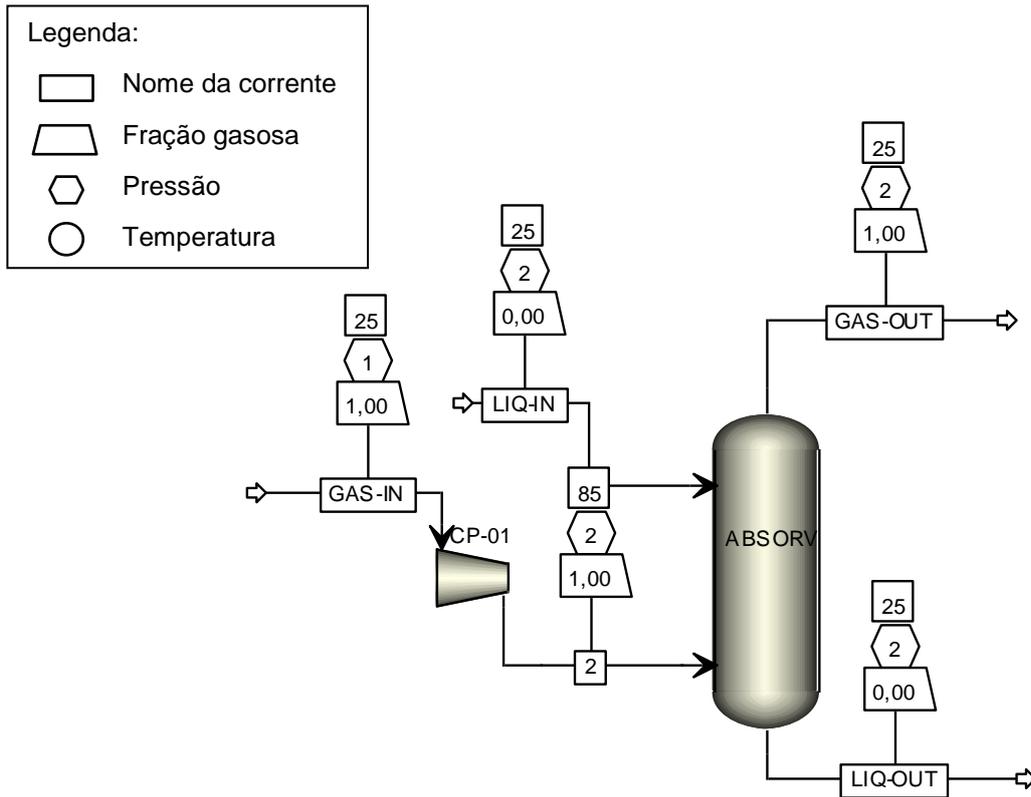


FIGURA 22 - FLUXOGRAMA DE PROCESSO DAS SIMULAÇÕES DE ABSORÇÃO ASPEN PLUS
 FONTE: O autor (2013)

Conforme análise dos valores supra dispostos (Tabela 32), a coluna com menor consumo de água é aquela com 7 estágios de equilíbrio.

A segunda etapa do dimensionamento foi a determinação do diâmetro da coluna. Os dados referentes aos recheios (Tabela 33) foram acrescentados nesta fase.

TABELA 33 - DIÂMETRO DA COLUNA DE ABSORÇÃO PARA VÁRIOS RECHEIOS

RECHEIO	MATERIAL	TAMANHO DO RECHEIO (pol)	DIÂMETRO COLUNA (m)
Sela de Berl	Cerâmica	0,5	0,169
Anéis Pall	Plástico	0,625	0,165
Anéis de Raschig	Cerâmica	1	0,184
Sela Intalox	Plástico	1	0,167
Hypak	Metal	1	0,133

O recheio que conferiu menor diâmetro à coluna foi o Hypak. Os diâmetros calculados pelo software não são compatíveis com os dos tubos encontrados comercialmente. As colunas simuladas na terceira etapa tiveram os seus diâmetros ajustados para tubos comerciais escolhidos no Anexo I e estão dispostos na Tabela 34. Os tubos escolhidos são todos de aço schedule 40.

A terceira fase do projeto foi a simulação de desempenho da coluna. Os valores de entrada foram os mesmos das fases anteriores. Esta etapa da simulação calculou o valor efetivo da HETP e a vazão de água usada no serviço considerando também fatores hidrodinâmicos. Os valores finais do dimensionamento e simulação da coluna estão explícitos na Tabela 34. A altura da coluna da coluna foi calculada com a Equação 18.

TABELA 34 - DIMENSÕES DAS COLUNAS E GASTO DE ÁGUA

RECHEIO	DIÂMETRO CORRIGIDO* (m)	HETP CALCULADO (m)	ALTURA (m)	VOLUME (L)	VAZÃO ÁGUA (m ³ .h ⁻¹)
Sela de Berl	0,202	0,1567	0,94	30,12	2,117
Anéis Pall	0,202	0,0981	0,59	18,85	2,134
Anéis de Raschig	0,202	0,1091	0,65	20,97	2,307
Sela Intalox	0,154	0,1483	0,89	16,57	2,759
Hypak	0,154	0,1007	0,60	11,25	2,588

*de acordo com diâmetros de tubulação do Anexo I

As dimensões das colunas mudam muito conforme os recheios testados. Alguns são menores na altura, outras no volume e outras ainda no diâmetro. Como de modo geral as colunas são pequenas o fator de maior peso nesta análise é o consumo de água. Neste caso, a Sela de Berl apresentou melhor rendimento.

A operação de absorção do biogás em meio líquido altera a composição do gás. Além de aprisionar o H₂S, a água é capaz de solubilizar outros gases em diferentes graus. A quantidade de metano absorvido é menor quando a coluna está

recheada com Selas de Berl (Tabela 35). Isso combinado ao menor consumo de água torna esse o recheio escolhido para a coluna.

TABELA 35 - COMPOSIÇÃO DE ENTRADA E DE SAÍDA DO BIOGÁS TRATADO

RECHEIO	CH ₄	CO ₂	N ₂	O ₂	H ₂ S	CH ₄ ABSORVIDO
Gás entrada	65,1%	24,2%	7,8%	2,9%	156 PPM	-
Sela de Berl	72,9	13,5	8,9	3,3	10 PPM	2,3%
Anéis Pall	72,9	13,7	8,8	3,2	10 PPM	2,3%
Anéis de Raschig	73	13,3	8,9	3,3	10 PPM	2,4%
Sela Intalox	73,9	12,3	9	3,3	10 PPM	2,8%
Hypak	73,4	12,8	8,9	3,3	10 PPM	2,6%

Para análise econômica da operação da coluna lavadora de gases foram considerados o consumo de energia e água e a receita gerada pelo aproveitamento do biogás. Dois cenários foram analisados. O primeiro considerou o reuso da água da estação de tratamento e o segundo considerou a compra de água potável da rede.

Os equipamentos usados pelas colunas nos dois cenários foram uma bomba e um compressor. Os equipamentos foram escolhidos a partir catálogos do Anexo 4 e estão expostos na Tabela 36.

TABELA 36 - EQUIPAMENTOS DE BOMBEAMENTO E SUA POTÊNCIA

PORTE DA INSTALAÇÃO	EQUIPAMENTO	MODELO	POTÊNCIA (HP;KW)
Pequeno*	Bomba	Meganorm 25-150	1 ; 0,75
	Compressor	CPRC 290	2; 1,51
Grande**	Bomba	Meganorm 32-125	3 ; 2,26
	Compressor	CPRD 10270	10; 7,54

*capacidade produtiva de 2.000 kg de queijo por dia

**capacidade produtiva de 20.000 kg de queijo por dia

No primeiro cenário, o gasto é proveniente apenas da energia elétrica consumida pelos equipamentos que fazem bombeamento. O biogás tratado tem potencial de gerar uma economia de combustíveis maior que os custos de seu tratamento (Tabela 37). No segundo cenário existe o consumo de água de lavagem e de energia elétrica para bombeamento. A economia gerada pelo aproveitamento do biogás como combustível para geração de vapor ou eletricidade não é suficiente para cobrir o gasto com água usada no tratamento do gás (Tabela 38). A água é um elemento caro se comprado de companhias distribuidoras. A fonte da água usada determina a viabilidade financeira do processo.

TABELA 37 - BALANÇO FINANCEIRO DOS CENÁRIOS

PORTE	GASTOS COM ELETRICIDADE (R\$.H ⁻¹)	COMBUSTÍVEL EQUIVALENTE (R\$.H ⁻¹)	BALANÇO CENÁRIO 1 (R\$.H ⁻¹)	GASTOS COM ÁGUA DA REDE (R\$.H ⁻¹)	BALANÇO CENÁRIO 2 (R\$.H ⁻¹)
Pequeno	0,826	Briquete	2,109	1,283	-8,180
		Diesel	7,435	6,609	-2,854
		Eletricidade	2,793	1,967	-7,496
Grande	3,579	Briquete	21,095	17,516	-75,004
		Diesel	74,351	70,772	-21,748
		Eletricidade	27,929	24,350	-68,170

6. CONCLUSÕES

O esterco bovino pode ser usado como inoculo na partida de reatores anaeróbios do tipo batelada semi-contínuo. O teor de ST recomendado o início da operação deste tipo de reator é de 7,5%. O tempo de adaptação do inoculo de esterco bovino em reatores destinados ao tratamento de efluentes de laticínios é de 18 dias. Este período pode ser considerado baixo comparado a outros trabalhos que utilizam o próprio efluente como inoculo.

O modelo exponencial de biogás acumulado em função do tempo foi capaz descrever a geração de biogás durante o tempo de residência do substrato no reator batelada após a adaptação.

A avaliação do potencial metanogênico do efluente sintético da indústria de laticínios revelou que este resíduo que ao ser tratado em via anaeróbia por batelada pode auxiliar na geração de energia para as plantas produtoras. O BMP do efluente sintético foi medido e apresentou 260 NmL CH₄.g SV_{amostra}, condizente com os resultados dos BMP de carboidratos e proteínas encontrados na literatura.

O filtro anaeróbio de fluxo ascendente foi operado durante 123 dias. Os parâmetros de controle escolhidos para monitorar o biodigestor revelaram que se trata de um processo bastante estável. O pH do sistema se manteve na faixa ideal (entre 6,5 e 7,5) após a correção na alcalinidade do afluente. A redução do TRH rendeu aumento de 0,91 NL.dia⁻¹ para 12,57 NL.dia⁻¹ de biogás com teor de metano entre 72 e 56%. O aumento na turbulência do fluxo ascendente garante nutrientes suficientes para maior geração de biogás com boa porcentagem de metano. No entanto, existe um limite na redução do TRH. A avaliação do sistema como tratamento ficou um pouco abaixo do encontrado na literatura. Embora a remoção de DQO tenha melhorado com a redução do TRH, atingindo 60% com TRH de 1 dia, a remoção de SV do efluente não apresentou a mesma evolução. O aumento da turbulência garantiu maior contato entre o substrato e a biomassa aderida, aumentando a remoção da DQO; no entanto, arrastou os sólidos inertes e a biomassa não aderida com o efluente, fazendo o menor TRH ter o melhor rendimento de remoção de SV, 55%.

A suplementação da alcalinidade do efluente sintético foi de suma importância durante a operação do FA. Inicialmente a adição de 4 g.L^{-1} de bicarbonato de sódio garantia o tamponamento do meio. A redução gradual da concentração do sal até 1 g.L^{-1} não causou grande diferença no pH do reator, mas a produção de biogás foi de $8,78 \text{ NL.dia}^{-1}$ com 4 g.L^{-1} do sal para $5,88 \text{ NL.dia}^{-1}$ com 1 g.L^{-1} . A concentração de sal que melhor conciliou a estabilidade do reator com produção de biogás e o gasto do reagente foi 3 g.L^{-1} . O teor de metano no gás praticamente não foi afetado pela redução da sal.

Após definidas a forma de operação e a suplementação necessária para garantir a estabilidade do sistema, dois modelos de biodigestor foram dimensionados para atender um laticínio produtor de queijo de pequeno porte. O primeiro foi proposto seguindo instruções da literatura especializada e o segundo conforme norma ABNT 13969:1997. Apesar do volume final dos reatores serem parecidos, o formato é muito diferente, assim como as preocupações com a hidrodinâmica do efluente. O primeiro reator foi dimensionado como um tanque cilíndrico com 5,10 m de diâmetro e 7,58 m de altura. O segundo reator foi dimensionado como um tanque retangular de 13,11 m de comprimento, 6,56 m de largura e 1,64 m de altura. Mesmo com todas as diferenças geométricas, os cuidados com a operação devem ser tomados a fim de garantir a qualidade do tratamento.

A simulação de vários recheios para uma coluna lavadora de gases foi feita visando o tratamento do biogás produzido nos biodigestores dimensionados. A coluna escolhida ao final das simulações apresentou dimensões de 0,3 m de diâmetro, 0,58 m de altura, recheada com selas de Berl de 0,5 pol de diâmetro. A vazão de $6,13 \text{ Nm}^3.\text{h}^{-1}$ de biogás foi purificada para retirada do H_2S até a concentração de 10 ppm. A operação provou ser tecnicamente viável. Contudo para torna-la economicamente viável, mas a água consumida ($2,117 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$), não deve ser comprada da rede e sim água de reuso como o efluente da própria estação de tratamento.

7. PERSPECTIVAS FUTURAS

- Validação da metodologia de inoculação de biorreatores anaeróbios com esterco bovino;
- Validação da metodologia de operação do biorreator tipo filtro anaeróbio de fluxo ascendente em escala industrial;
- Estudo de caso de implantação de reatores anaeróbios em detrimento aos sistemas aeróbios, avaliando o retorno econômico e ambiental da tecnologia.

REFERÊNCIAS

ABATZOGLOU, N.; Boivin S. A Review of Biogas Purification Processes. **Biofuels Bioproducts & Biorefining**, v. 3, p. 42 – 71, 2009.

ANGELIDAKI, I; et al. Defining the Biomethane Potencial (BMP) of Solid Organic Wastes and Energy Crops: a Proposed Protocol for Batch Assays. **Water Science and Technology**, v. 59.5, p. 927-934, 2009.

APHA, Standard methods for examination of water and wastewater.19^a ed. American Public Health Association, Washington, D. C. (1995).

ASPEN TECHNOLOGY, INC. Modeling Processes with Electrolytes: getting started. Version 10. 42 p. 1999.

BALAROTI, <http://www.balaroti.com.br/Grupo/1724/cimento-e-cal/>. Acesso em 23/04/2013.

BANU, J. Rajesh; Kaliappan, S.; Yeom, Ick-Tae. Two-Stage Anaerobic Treatment of Dairy Wastewater Using HUASB with PUF and PVC Carrier. **Biotechnology and Bioprocess Engineering**. V. 12, p. 257 – 264, 2007.

BOCHER, Benjamin T.; et al. Anaerobic Digestion of Secondary Residuals from an Anaerobic Bioreactor at a Brewery to Bioenergy Generation. **Journal for Industrial Microbiology and Biotechnology** (2008)

BOE, Kanokwan, et al. State Indicators for Monitoring the Anaerobic Digestion Process. **Water Research**, v.44, p. 5973-5980, 2010.

BURKE, Dennis A. P. E. **Dairy Waste Anaerobic Digestion Handbook**. Environmental Energy Company, Olympia, WA. (2001).

CHERNICHARO, C.A.L. **Reatores Anaeróbios**. 2.ed. Belo Horizonte: UFMG, 2007.

CONAMA. CONSELHO NACIONAL DE MEIO AMBIENTE, resolução nº 430 de 2011.

CUBAS, Selma A., et al. Effect of impeller type and stirring frequency on the behavior of an ANSBBR in the Treatment of low-strength wastewater. **Biosource Technology**, v.102, p. 889-893, 2011.

DANIEL, D.D. **Avaliação de Processos Biológicos Utilizados no Tratamento de Efluentes de Laticínios**. 62 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental) – Universidade de Ribeirão Preto, Ribeirão Preto, 2008.

DEMIREL, Burak; Yenigun, Orhan; Onay, Turgut T. Anaerobic Treatment of Dairy Wastewaters: a Review. **Process Biochemistry**, v. 40, p. 2583 – 2595, 2005.

DEUBLEIN, Dieter; Steinhauser, Angelika. **Biogas from Waste and Renewable Resources**: an introduction. 2° ed. Weinheim: Wiley-Vch, 2011.

DRAGONE, G., Mussatt, S. I., Oliveira, J. M., Teixeira, J. A. Characterization of volatile compounds in an alcoholic beverage produced by whey fermentation. **Food Chemistry**. V.112, p. 929 – 935, 2009.

EMBRAPA - <http://www.cnpsa.embrapa.br/invtec/17.html>. Acesso em 28/09/2012.

ENGINEERING FOR RURAL DEVELOPMENT. Jelvaga. Biogas Production from Cheese Whey in Two Phase Anaerobic Digestion. P. 373-376. 2011.

ESTEVES, Eduardo. Regressão Não-linear Utilizando a Ferramenta Solver do Microsoft Excel. **Tecnovisão, Série Electrónica**. Vol18, pag 1 – 13, 2008.

FANG, Herbert H. P. Treatment of Wastewater from a Whey Processing Plant Using Activated Sludge and Anaerobic Processes. **Journal of Dairy Science**. Vol. 14, n° 6, 1991.

FAO – Food and Agriculture Organization. <http://www.fao.org>. Acesso em 29/11/2012.

GANNOUN, H; et al. Ecological Clarification of Cheese Whey Prior to Anaerobic Digestion in Upflow Anaerobic Filter. **Biosource Technology**. Vol. 99, p. 6105 – 6111, 2008.

GÖBLÖS, Szabolcs, et al. Comparison of the Effectivities of Two-Phase and Single-Phase Anaerobic Sequencing Batch Reactors During Dairy Wastewater Treatment. **Renewable Energy**, v. 33, p.960-965, 2008.

GRADY, C.P.L.Jr; DAIGGER, G.T.; LIM, H.C. **Biological Wastewater Treatment**. 2.ed. Boca Raton: CRC Press, 1999.

GRAVILESCU, M. Engineering Concerns and New Developments on Anaerobic Waste-water Treatment. **Clean Technology and Environmental Policy**. Vol. 3, pag.346-362, (2002).

HULLU, J. de; Et al. Comparing Different Biogas Upgrading Techniques: final report. **Eindhoven University of Technology**. 52 p. 2008.

IBGE - 2011
http://www.ibge.gov.br/home/presidencia/noticias/noticia_visualiza.php?id_noticia=1998&id_pagina=1. Acesso em 05, set 2012.

IEA Bioenergy. Biogas Upgrading and Utilisation. Task 24: Energy form biological conversion of organic wastes. Salier Druck, Winterthur. 19 p. 2001.

INCE, Bahar Kasapgil; Ince, Orhan; Anderson, G. Ken; Araicy, Samiha. Assesment of Biogas Use as an Energy Source from Anaerobic Digestion of Brewery Wastewater. **Water, Air and Soil Pollution**. V. 126. Pag. 239 – 251, 2001.

INTERNATIONAL WATER TECHNOLOGY CONFERENCE - IWTC.8, 2004, Alexandria. Anaerobic Digestion Technology for Industrial Wastewater Treatment.p. 817-834, 2004.

JORNADA DE ENSINO, PESQUISA E EXTENSÃO - JEPEX. 10, 2010, Recife. Uso de Biomassa para Produção Energética. Recife: UFRPE, 3 p., 2010.

KANG, Ho; et al. Pretreatment of Swine Wastewater Using Anaerobic Filter. **Applied Biochemistry and Biotechnology**. V. 109, p. 117 – 126, 2003.

KAVACIK, Berna; Topaloglu, Bahattin. Biogas Production from Co-digestion of a Mixture of Cheese Whey and Dairy Manure. **Biomass & Bioenergy**, v.34, p. 1321-1329, 2010.

KHANAL, S.K. **Anaerobic Biotechnology Production**. Cingapura: Wiley-Blackwell, 2009.

LACTEC – Instituto de Pesquisa para o Desenvolvimento. **Procedimento do Teste de Potencial Metanogênico**. Curitiba, 2013.

LAROCHE, C.; Fine, F.; Gervais, P. Water Activity Affects heat Resistance of Microorganisms in Food Powders. **International Journal of Food Microbiology**. V. 97, p. 307 – 315, 2005.

LETTINGA, Gatzke; et al. High-rate Anaerobic Treatment of Wastewater at low Temperatures. **Applied and Environmental Microbiology**. V. 65, p. 1696 – 1702, 1999.

MAGANHA, Martha FariaBérnils. **Guia Técnico Ambiental da Indústria de Produtos Lácteos –Série P+L**. São Paulo: CETESB, 95 p., (Série P + L), 2006.

METCALF, Leonard; EDDY, Harrison P. **Wastewater Engineering: Treatment and reuse**. 4.ed. Boston: McGraw-Hill, 2003.

MICHAUD, Sébastien; et al. Methane Yield as a Monitoring Parameter for the Start-up of Anaerobic Fixed Film Reactors. **Water Research**. V. 36, p. 1385 – 1391, 2002.

NIRENBERG, Larissa Paranhos; Ferreira, Osmar Mendes. Tratamento de Águas Residuárias de Indústria de Laticínios: Eficiência e Análise de Modelos Matemáticos do Projeto da Nestlé. Goiânia, 18 p, Trabalho não publicado, 2005.

OLIVEIRA, Sonia Valle Walter de; et al. Generation of Bioenergy and Biofertilizer on a Sustainable Rural Property. **Biomass and Bioenergy**, v.35, p.2608-2618, 2011.

OSORIO, F.; Torres, J.C. Biogas Purification from Anaerobic Digestion in a Wastewater Treatment Plant for Biofuel Production. **Renewable Energy**. Vol. 34, pag. 2164 – 2171, 2009.

PATEL, Priti; Desai, Manik; Madamwar, Datta. Biomethanation of Cheese Whey Using Anaerobic Fixed Film Reactor. **Journal of Fermentation and Bioengineering**. Vol. 79, pag. 398 – 399, 1995.

PATEL, Priti; et. al. Anaerobic Upflow Fixed-Film Bioreactor for Biomethanation of Salty Cheese Whey. **Applied Biochemistry and Biotechnology** Vol. 76, 1999.

PRAMOD K. PANDEY, et al. Efficacies of inocula on the startup of anaerobic reactors treating dairy manure under stirred and unstirred conditions. **Biomass and Bioenergy**.V. 35, p. 2705-2720, 2011.

PRAZERES, Ana R.; Carvalho, Fátima; Rivas, Javier. Cheese Whey Management: a Review. **Journal of Environmental Management**, v.110, p.48-68, 2012.

RAJESHWARI, K. V; et al. State-of-art of Anaerobic Digestion Technology for Industrial Wastewater Treatment. **Renewable & Sustainable Energy Reviews**. Vol. 4, pag.135-156, 2000.

RAPOSO, F; et al. Biochemical Methane Potential (BMP) of Solido Organic Substrates: Evaluation of Anaerobic Biodegradability Using Dada from an International Interlaboratory Study. **Journal of Technology and Biotechnology**. Vol. 86, pag. 1088-1098, 2011.

INTERNATIONAL WATER TECHNOLOGY CONFERENCE - IWTC.8, 2004, Alexandria.Anaerobic Digestion Technology for Industrial Wastewater Treatment.p. 817-834, 2004.

SALOMON, Karina Ribeiro; Lora, Electo Eduardo Silva.Estimative of the Electric Energy Generating Potencial for Diferent Sources of Biogas in Brazil. **Biomass and Bioenergy**. Vol. 32, pag.1101 – 1107, 2009.

SINGH, S. P.; Prerna, Pandey. Review of Recent Advances in Anaerobic Packed-bed Biogas Reactor. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**. Vol. 13, pag. 1569 – 1575, 2009.

SINNOTT, R. K; COULSON, J. M; RICHARDSON, J. F. **Coulson & Richardson's Chemical Engineering, volume 6**: chemical engineering design. 3th ed. Burlington: Elsevier Butterworth Heinemann, 2003.

STRIK, D. P. B. T. B.; Domnanovich, A. M.; Holubar, P. A pH-based Control of Ammonia in Biogas During Anaerobic Digestion of Artificial Pig Manure and Maize Silage. **Process Biochemistry**, v. 41, p. 1235 – 1238, 2006.

TIWARI, Manoj K.; Guha, Saumyen; Harendranath, C. S.; Tripathi, Shweta. Influence of Extrinsic Factors on Granulation in UASB Reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 71, p. 145 – 154, 2006.

TONETTI, Adriano Luiz; et al. Avaliação de Partida e Operação de Filtros Anaeróbios Tendo Bambu como Material de Recheio. **Engenharia Ambiental e Sanitária**. V. 16, pag. 11-16, 2011.

USDA - UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE. Homepage do USDA, 2013. Disponível em: <http://www.fas.usda.gov/psdonline>. Acesso em: 21, abr de 2013.

WALAS, Stanley M. **Chemical Process Equipment**. Newton: Elsevier Butterworth-Heinemann, 1990.

ZHAO, Q; et al. Purification Technologies for Biogas Generated by Anaerobic Digestion. **Climate Friendly Farming**. Vol. 1, 2010.

ANEXOS

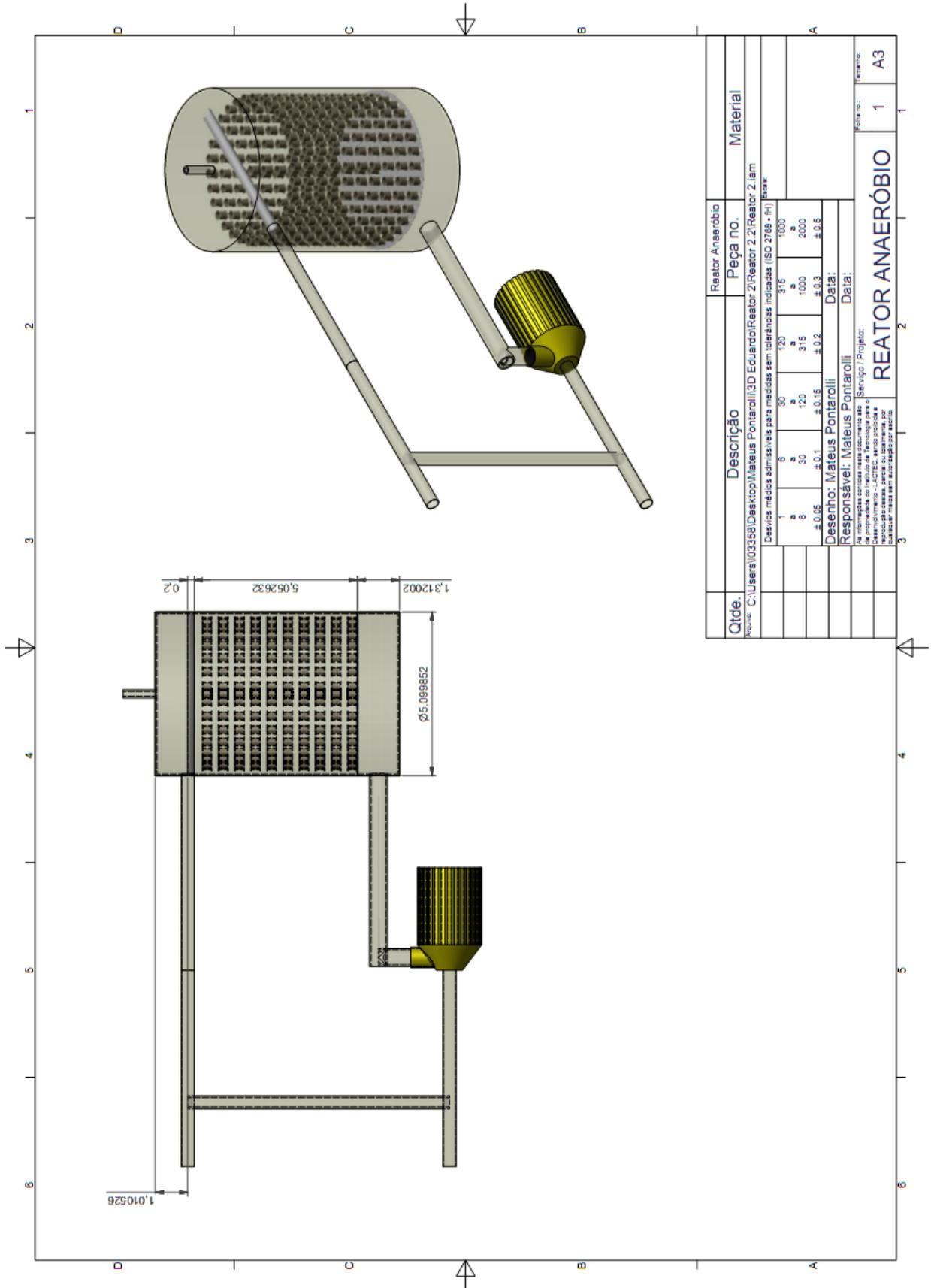
ANEXO I - TABELA DE TUBULAÇÃO SEGUNDO NORMA NBR 5590.

TUBOS REDONDOS DE CONDUÇÃO NBR 5590 (SCHEDULE)

Dímetro Nom. pol.	Dímetro Externo mm	Dímetro Interno mm	Espessura mm	Peso Kg/m	Den.	Sch. Nº
1/4"	13,72	9,24	2,24	0,63	STD	40
		7,68	3,02	0,80	XS	80
		7,12	3,30	0,82		160
3/8"	17,15	12,53	2,31	0,85	STD	40
		10,75	3,20	1,10	XS	80
1/2"	21,34	7,65	4,75	1,56		160
		15,80	2,77	1,25	STD	40
		14,16	3,73	1,62	XS	80
3/4"	26,67	11,78	4,78	1,95		160
		6,40	7,47	2,54	XXS	
		20,93	2,87	1,68	STD	40
1"	33,40	18,85	3,91	2,19	XS	80
		15,55	5,56	2,89		160
		11,03	7,82	3,63	XXS	
1 1/4"	42,16	26,64	3,38	2,50	STD	40
		24,30	4,55	3,23	XS	80
		20,68	6,36	4,23		160
1 1/2"	48,26	15,22	9,09	5,45	XXS	
		35,04	3,56	3,38	STD	40
		32,46	4,85	4,46	XS	80
2"	60,32	29,46	6,35	5,60		160
		22,76	9,70	7,75	XXS	
		40,90	3,68	4,05	STD	40
2 1/2"	73,03	38,10	5,08	5,40	XS	80
		33,98	7,14	7,23		160
		27,94	10,16	9,54	XXS	
3"	88,90	52,50	3,91	5,43	STD	40
		49,24	5,54	7,47	XS	80
		42,84	8,74	11,10		160
3 1/2"	101,60	38,18	11,07	13,41	XXS	
		62,71	5,16	8,62	STD	40
		59,01	7,01	11,40	XS	80
4"	114,30	53,99	9,52	14,90		160
		44,99	14,02	20,37	XXS	
		77,92	5,49	11,28	STD	40
		73,66	7,62	15,25	XS	80
		66,64	11,13	21,31		160
		58,42	15,24	27,65	XXS	

Dímetro Nom. pol.	Dímetro Externo mm	Dímetro Interno mm	Espessura mm	Peso Kg/m	Den.	Sch. Nº
4"	114,30	97,18	8,56	22,29	XS	80
		92,04	11,13	28,27		120
		87,32	13,49	33,49		160
		80,06	17,12	40,98	XXS	
5"	141,30	128,30	6,55	21,75	STD	40
		122,26	9,52	30,92	XS	80
		115,90	12,70	40,25		120
		109,54	15,88	49,01		160
6"	168,30	103,20	19,05	57,36	XXS	
		155,60	6,35	25,33	STD	
		154,08	7,11	28,23		40
		146,36	10,97	42,51	XS	80
8"	219,07	139,76	14,27	54,15		120
		131,78	18,26	67,48		160
		124,40	21,95	79,10	XXS	
		206,37	6,35	33,27		20
10"	273,05	204,99	7,04	36,75		30
		202,71	8,18	42,48	STD	40
		198,45	10,31	53,03		60
		193,67	12,07	64,56	XS	80
		188,89	15,09	75,81		100
		182,55	18,26	90,47		120
		177,83	20,62	100,83		140
		174,63	22,22	107,76	XXS	
12"	323,84	173,05	23,01	111,14		160
		260,35	6,35	41,74		20
		257,45	7,80	50,95		30
		254,51	9,27	60,23	STD	40
		247,65	12,70	81,45	XS	60
		242,87	15,09	95,87		80
		236,53	18,26	114,62		100
		230,17	21,44	132,86		120
12"	323,84	222,25	25,40	154,95	XXS	140
		215,91	28,57	172,07		160
		311,14	6,35	49,67		20
		307,08	8,39	65,13		30
		304,80	9,52	73,75	STD	
		303,22	10,31	79,64		40
12"	323,84	298,44	12,70	97,34	XS	
		295,30	14,27	108,85		60
		289,90	17,47	131,88		80

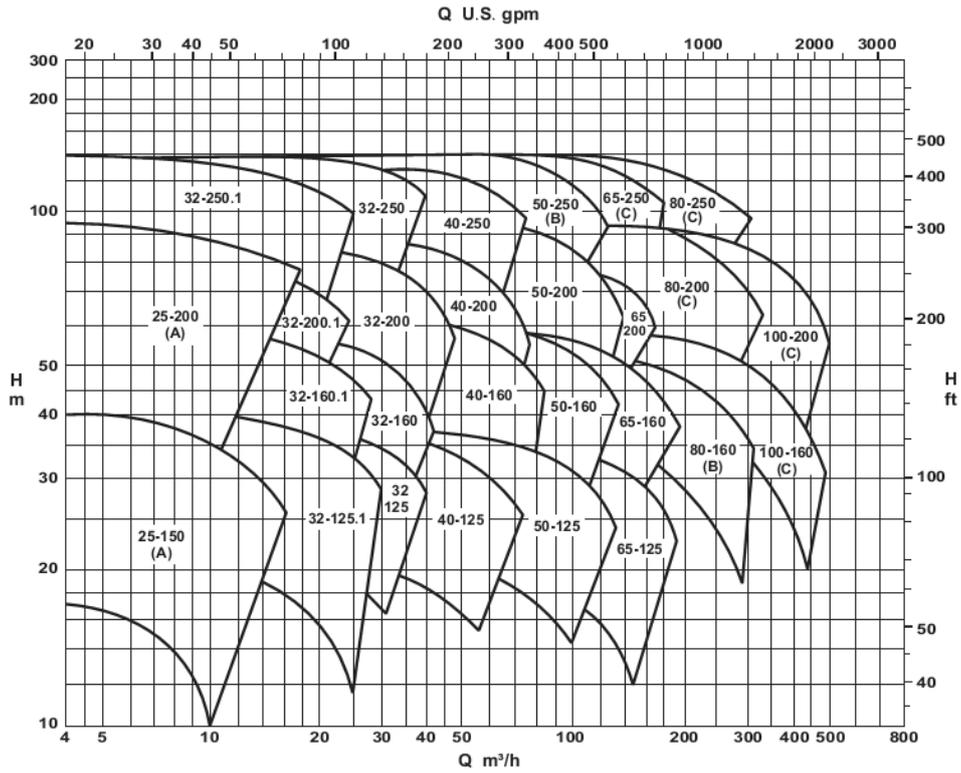
ANEXO II – FILTRO ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE TIPO 1



ANEXO IV – CATÁLOGOS DE BOMBAS E COMPRESSORES

Catálogo de escolha de bombas.

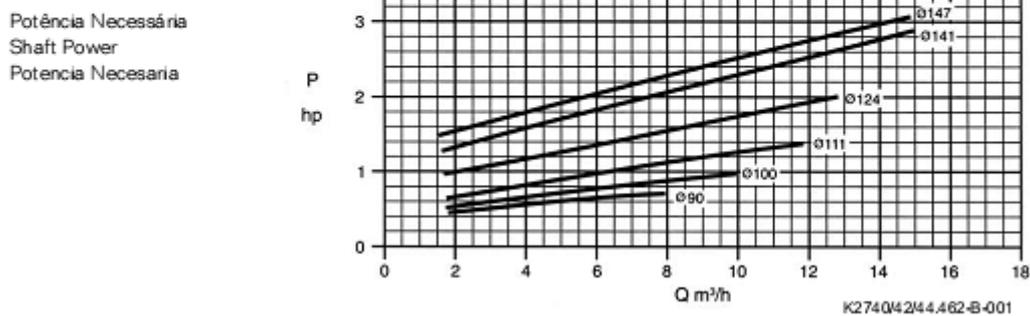
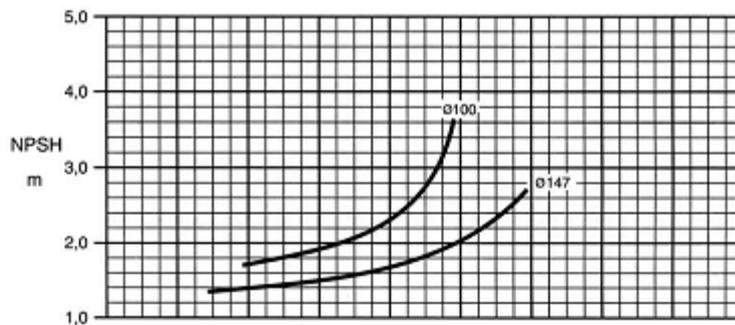
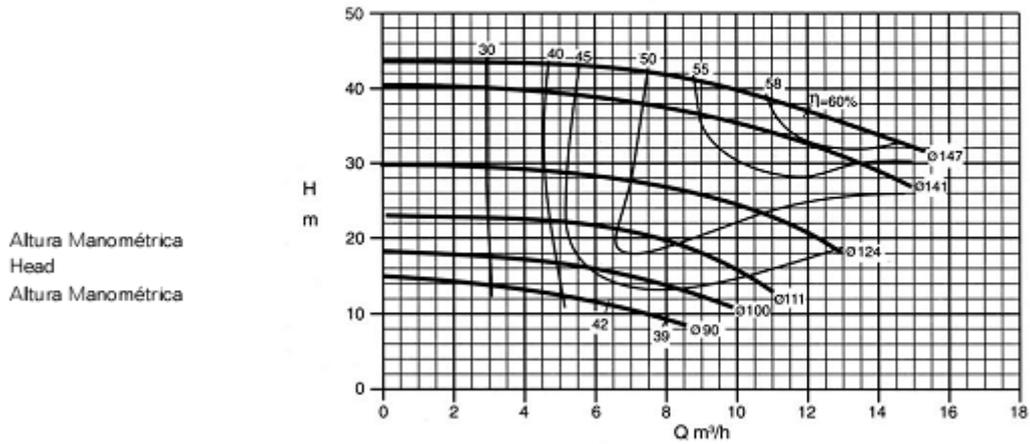
Bomba Tipo Pump Type Tipo de Bomba	KSB MEGANORM KSB MEGABLOC KSB MEGACHEM KSB MEGACHEM V	Campo de Aplicação Selection Charts Campo de Aplicación	60 Hz	
--	--	---	--------------	---



- (A) Somente para KSB Meganorm e KSB Megabloc.
- (B) Somente para KSB Meganorm, KSB Megachem e KSB Megachem V.
- (C) Somente para KSB Meganorm e KSB Megachem.

3.500 rpm

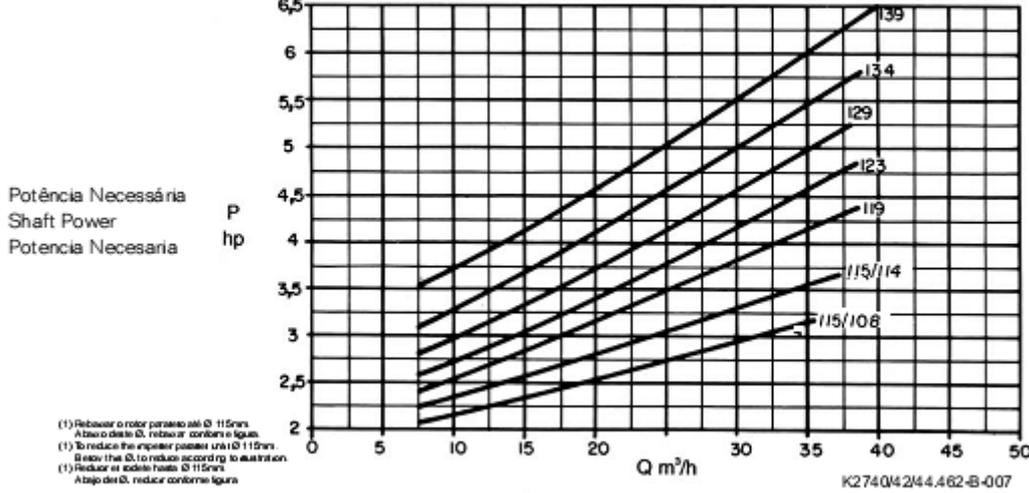
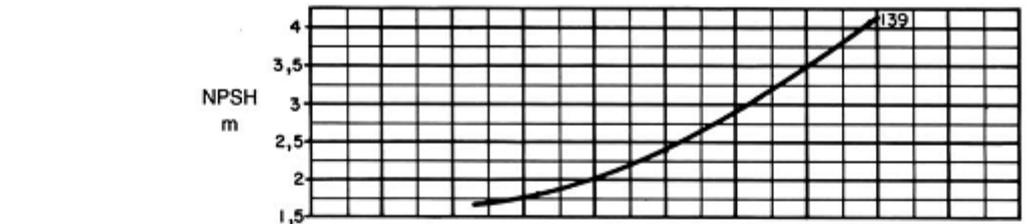
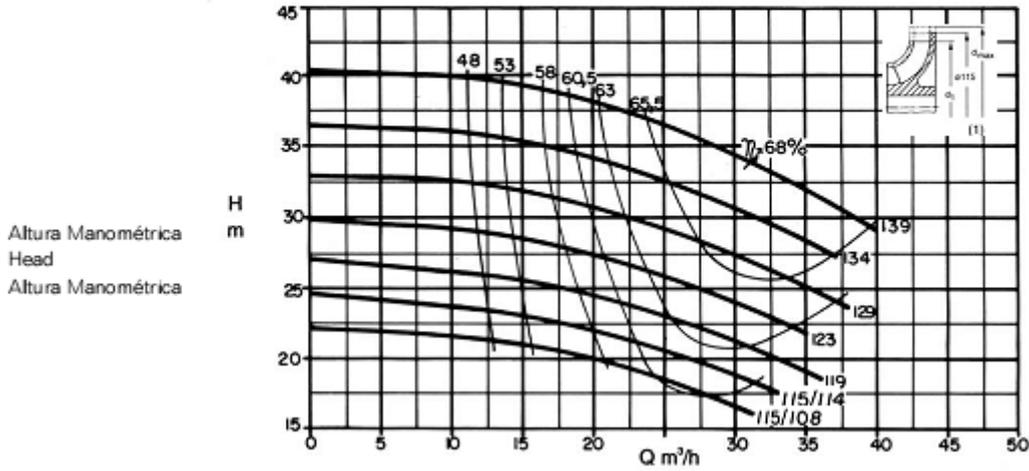
Bomba Tipo Pump Type Tipo de Bomba	KSB MEGANORM KSB MEGABLOC	Tamanho Size Tamaño	25-150	
Oferta nº Project - No. Oferta - nº	Item nº Item - No. Pos - nº	Velocidade Nominal Nom. Rotative Speed Velocidad Nominal	3500 rpm	



Dados válidos para densidade de 1 kg/dm³ e velocidade cinemática até 20 mm²/s.
Data applies to a density of 1 kg/dm³ and Kinematic viscosity up to 20 mm²/s.
Datos válidos para densidad 1 kg/dm³ y viscosidad cinemática hasta 20 mm²/s.

Características de funcionamento conforme ISO 9906 anexo A.
Operating data according to ISO 9906 annex A.
Características de funcionamiento según ISO 9906 suplemento A.

Bomba Tipo KSB MEGANORM KSB MEGABLOC KSB MEGACHEM Tipo de Bomba	Tamanho Size Tamaño	32-125	
Oferta nº Project - No. Oferta - nº	Item nº Item - No. Pos - nº	Velocidade Nominal Nom. Rotative Speed Velocidad Nominal	



(1) Reduzir o rotor para até Ø 115mm.
 A below dia Ø, reduce as conforme figura.
 (1) To reduce the impeller pass up to Ø 115mm.
 Below the Ø, to reduce according to illustration.
 (1) Reduzir el eje de hasta Ø 115mm.
 A bajo dia Ø, reducir conforme figura.

K274Q42144.462-B-007

Dados válidos para densidade de 1 kg/dm³ e velocidade cinemática até 20 mm²/s.
 Data applies to a density of 1 kg/dm³ and Kinematic viscosity up to 20mm²/s.
 Datos válidos para densidad 1 kg/dm³ y viscosidad cinemática hasta 20 mm²/s.

Garantia das características de funcionamento conforme ISO 9906 anexo A.
 Operating data according to ISO 9906 annex A.
 Garantía de las características de funcionamiento según ISO 9906 suplemento A.

MODELO	POTÊNCIA		PRESSÃO		DESLACAMENTO TEÓRICO			ESTÁGIOS		TANQUE		POT. AC. I		TENSÃO		T.A.S.C.			PESO
	HP	PSI	PSI	PSI	inchs	cms	inchs	cms	inchs	cms	l	gph	g	l	l	l	l	l	
CP8C-200	2	145	10	10	254	9	1	1	00	1250	110/220	Monofásico	570	752	940	67			
CP8C-300	3	145	10	10	387	14	1	1	300	1100	220	Monofásico	440	913	1404	131			
CP8D-6200W	5,5	160	11	11	663	23	2	2	300	1000	220 ou 300	Trifásico	440	1130	1404	150			
CP8D-6200E	5,5	160	11	11	663	23	2	2	300	1400	220 ou 300	Trifásico	520	955	1404	161			
CP8D-8210	7,5	160	11	11	827	29	2	2	210	1250	220 ou 300	Trifásico	456	1193	1490	210			
CP8D-10210	10	160	11	11	1210	43	2	2	210	950	220 ou 300	Trifásico	456	1227	1490	220			
CP8D-15500	15	160	11	11	1300	49	2	2	500	1100	220 ou 300	Trifásico	530	1376	1835	295			