



UNIVERSIDADE FEDERAL DO
VALE DO SÃO FRANCISCO

UNIVERSIDADE FEDERAL DO VALE DO SÃO FRANCISCO

CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AGRÍCOLA E AMBIENTAL

EDUARDO SOUZA COSTA BARROS

**Remoção de carga orgânica do efluente da agroindústria da Acerola
(*Malpighia Emarginata D.C.*) em reator UASB**

Juazeiro

2017

EDUARDO SOUZA COSTA BARROS

**Remoção de carga orgânica do efluente da agroindústria da Acerola
(*Malpighia Emarginata D.C.*) em reator UASB**

Trabalho apresentado a Universidade Federal do Vale do São Francisco - UNIVASF, Campus Juazeiro, como requisito da obtenção do título de Bacharel em Engenharia Agrícola e Ambiental.

Orientador(a): Prof^a. Miriam Cleide Cavalcante de Amorim

Juazeiro

2017

	Barros, Eduardo Souza Costa.
B277r	Remoção de carga orgânica do efluente da agroindústria da Acerola (<i>Malpighia Emarginata D.C.</i>) em reator UASB/Eduardo Souza Costa Barros . -- Juazeiro, 2017. xiv, 60 f.: il. ; 29 cm.
	Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia de Agrícola e Ambiental) - Universidade Federal do Vale do São Francisco, Campus Juazeiro - BA, 2017.
	Orientadora: Prof. Dra. . Miriam Cleide Amorim.
	1. Digestão anaeróbia.2.Reator UASB. I.Título. II. Amorim, Miriam Cleide Cavalvante. III. Universidade Federal do Vale do São Francisco.
	CDD628.354

UNIVERSIDADE FEDERAL DO VALE DO SÃO FRANCISCO
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AGRÍCOLA E AMBIENTAL

FOLHA DE APROVAÇÃO

EDUARDO SOUZA COSTA BARROS

**Remoção de carga orgânica do efluente da agroindústria da Acerola
(*Malpighia Emarginata D.C.*) em reator UASB**

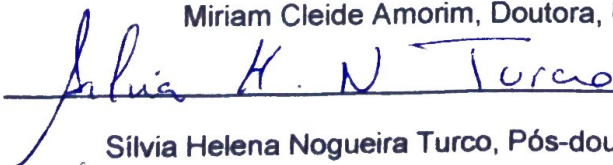
Trabalho de Conclusão de Curso apresentado como requisito parcial para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Agrícola e Ambiental pela Universidade Federal do Vale do São Francisco.

Aprovado em: 04 de Outubro de 2017.

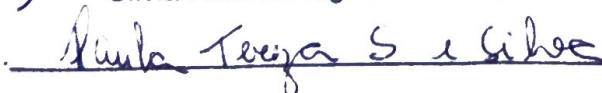
Banca Examinadora



Miriam Cleide Amorim, Doutora, Univasf.



Sílvia Helena Nogueira Turco, Pós-doutora, Univasf.



Paula Tereza Souza e Silva, Doutora, EMBRAPA.

*A minha família,
maior símbolo de meu caminhar.*

Dedico.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus que permitiu que tudo isso acontecesse ao longo da minha vida, por ter me dado saúde e força para superar as dificuldades e a nunca me fazer desacreditar dos meus sonhos.

Aos meus pais, José Costa e Rose Mary, por todo amor do mundo. Meus maiores exemplos de determinação e coragem, sem eles eu nada seria.

Aos meus irmãos Leo, Celso e Ana pelo companheirismo e por sempre vibrarem cada vitória, estando próximos ou distantes.

As minhas amadas avós Noêmia e Laurita, sempre presentes na minha vida me enriquecendo com seus ensinamentos.

A minha tia keké por todo carinho, apoio e preocupação.

A minha namorada Fernanda, por sempre estar ao meu lado me motivando com sua positividade e que pacientemente me suportou nos momentos difíceis. Amo você.

A toda minha família, que sem ela nada valeria a pena.

A todos os meus amigos, pelos momentos de luta e também os de glória.

À minha orientadora, Prof^a. DSc. Miriam Cleide, minha admiração e respeito. Agradeço pela paciência, partilha de conhecimentos e por ter me mostrado os caminhos para desenvolver este trabalho.

À Micaela e Damiana, técnicas do Laboratório de Engenharia Ambiental por toda paciência comigo e por sempre estarem dispostas em ajudar.

À UNIVASF, por proporcionar a oportunidade de me graduar na área que escolhi, e a todos os professores do Colegiado de Engenharia Agrícola e Ambiental, essenciais na minha formação acadêmica.

À NIAGRO - Nichirei do Brasil Agrícola Ltda, e a Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária - EMBRAPA, pela oportunidade, confiança e apoio depositados, viabilizando a pesquisa.

E a todos que contribuíram direta e indiretamente para conclusão de mais uma etapa de minha vida.

MUITO OBRIGADO.

“A persistência é o caminho do êxito.”

Charles Chaplin

RESUMO

Objetivou-se, neste trabalho, avaliar a remoção de carga orgânica do efluente do processamento da acerola madura no Vale do Rio São Francisco em reator UASB, através da remoção de matéria orgânica em termos de Demanda Química de Oxigênio (DQO), sólidos totais e sólidos totais voláteis e avaliar a conversão da matéria orgânica em gás metano. Foi utilizado um reator anaeróbio de fluxo ascendente (UASB) escala de bancada com volume útil de 3,14L onde operou por 58 dias, dividido em regime de batelada com carga orgânica volumétrica de 3 g DQO L⁻¹d⁻¹, sem agitação, por 7 dias. Seguindo de fluxo contínuo em quatro etapas (II, III, IV, V), COVs 3 g DQO L⁻¹d⁻¹, 9 g DQO L⁻¹d⁻¹, 11 g DQO L⁻¹d⁻¹, 13 g DQO L⁻¹d⁻¹. O aumento da carga orgânica foi progressivo sempre que a remoção de DQO atingia no mínimo 60% indicando que a biomassa não estava apresentando problemas de adaptação ao efluente do processamento da acerola madura. Para isso foram monitorados os parâmetros ambientais como pH, alcalinidade e Ácidos Graxos Voláteis no afluente e efluente com a finalidade de estudar a estabilidade do reator. Os resultados para remoção da matéria orgânica em termos de DQO variaram de 80 a 90%, para a remoção de sólidos a etapa que mostrou melhores resultados foi a etapa 4, COV 11 g DQO L⁻¹ d⁻¹, onde obteve 66% de remoção para sólidos totais e 72,32% para sólidos totais voláteis. Quanto a produção de metano, o reator apresentou rendimentos de 25,30% e 51,67% em relação ao metano teórico para as etapas IV e V, COVs 11 g DQO L⁻¹ d⁻¹ e 13 g DQO L⁻¹ d⁻¹. O reator estudado foi bastante promissor para remoção da carga orgânica e os resultados da relação ácidos graxos voláteis(AGV)/alcalinidade à bicarbonato(AB) mesmo acima do recomendado pela literatura(etapa V), permitiram bons resultados de estabilização da matéria orgânica e produção de metano.

Palavras-chave: Reator anaeróbio, Frutas, Demanda Química de Oxigênio, Metano.

ABSTRACT

The objective of this work was to evaluate the organic matter removal of the processing effluent from the mature Barbados cherry in the São Francisco River Valley in a UASB reactor, through the removal of organic matter in terms of Chemical Oxygen Demand (COD), total solids and total volatile solids and to evaluate the conversion of organic matter to methane gas. An ascending flow anaerobic reactor (UASB) bench scale with a working volume of 3,14L was used where it operated for 58 days, divided into batch regime with organic volumetric load of 3 g COD L⁻¹d⁻¹, without stirring, for 7 days. Following continuous flow in four steps (II, III, IV, V), VOCs 3 g COD L⁻¹d⁻¹, 9 g COD L⁻¹ d⁻¹, 11 g COD L⁻¹ d⁻¹, 13 g COD L⁻¹d⁻¹. The increase of the organic load was progressive whenever the COD removal reached a minimum of 60% indicating that the biomass was not presenting problems of adaptation to the processing effluent of the mature Barbados cherry. For this, the environmental parameters such as pH, alkalinity and Volatile Fatty Acids were monitored in the effluent and effluent in order to study the stability of the reactor. The results for removal of the organic matter in terms of COD varied from 80 to 90%, for the removal of solids the step that showed the best results was stage 4, COV 11 g COD L⁻¹ d⁻¹, where it obtained 66% of removal for total solids and 72.32% for total volatile solids. As for methane production, the reactor presented yields of 25,30% and 51,67% in relation to the theoretical methane for steps IV and V, COVs 11 g COD L⁻¹ d⁻¹ and 13 g COD L⁻¹ d⁻¹. The studied reactor was very promising for the removal of the organic load and the results of the ratio of volatile fatty acids (VFA)/alkalinity to bicarbonate (AB) even higher than that recommended by the literature (stage V), allowed good results of organic matter stabilization and production of methane.

Key words: Anaerobic reactor, Fruits, Chemical Oxygen Demand, Methane.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Complexo Agroindustrial da Fruticultura.....	4
Figura 2 – Fluxograma do processamento na Niagro.....	5
Figura 3 – Digestão anaeróbia: seqüência metabólica e grupos microbianos envolvidos.	11
Figura 4 – Dependência da velocidade específica de crescimento com a temperatura.....	12
Figura 5 – Representação esquemática do reator UASB.....	15
Figura 6 – Efluente do processamento da acerola madura após ultrafiltração.....	17
Figura 7 – Reator UASB utilizado no experimento.....	19
Figura 8 – Variação de pH no experimento.....	27
Figura 9 – Variação da DQO _T efluente e da eficiência de remoção no reator.....	28
Figura 10 – Relação entre ácidos graxos voláteis(AGV) e alcalinidade a bicarbonato(AB).....	31
Figura 11 – Remoção de sólidos totais ao final de cada etapa.....	32
Figura 12 – Remoção de sólidos totais voláteis ao final de cada etapa.....	33
Figura 13 – Remoção de Glicose.....	34
Figura 14 – Remoção de proteína.....	35
Figura 15 – Remoção de nitrogênio amoniacal ao final de cada etapa no reator.....	36
Figura 16 – Remoção de fósforo ao final de cada etapa no reator.....	37
Figura 17 – Produção de metano ao longo da operação.....	38

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Principais agroindústrias que processam acerola e algumas das centrais de distribuição existentes no Brasil. 1996-97.....	5
Tabela 2 - Operações e processos que geram efluentes líquidos na agroindústria da Acerola.....	7
Tabela 3 - Caracterização físico-química do substrato de alimentação do reator.....	18
Tabela 4 - Caracterização do efluente bruto da acerola madura.....	18
Tabela 5 - Resumo dos procedimentos e condições adotadas para a partida do reator(etapas I e II).....	21
Tabela 6 - Condições operacionais do reator adotado nas etapas de operação III, IV e V.....	21
Tabela 7 - Análises realizadas e suas freqüências durante o experimento.....	22
Tabela 8 - Características físico-químicas dos substratos de alimentação do reator por etapa.....	26
Tabela 9 - Comparativo entre o volume teórico, volume medido, adicionais de perdas e seus rendimentos.....	38
Tabela 10 - Perdas de metano encontradas por outras metodologias.....	39

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

AB- Alcalinidade a Bicarbonato

AGV- Ácidos Graxos Voláteis

ANOVA- Análise de variância

COMPESA- Companhia Pernambucana de Saneamento

CONAMA- Conselho Nacional do Meio Ambiente

COT- Carbono Orgânico Total

COV- Carga Orgânica Volumétrica

DQO- Demanda Química de Oxigênio

EMBRAPA- Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária.

ETE- Estação de Tratamento de Esgoto

pH- Potencial Hidrogeniônico

PT- Fósforo Total

ST – Sólidos Totais

STF- Sólidos Totais Fixos

SV – Sólidos Totais Voláteis

UASB – Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente

UNIVASF – Universidade Federal do Vale do São Francisco

TDH- Tempo de detenção hidráulica

VTCH₄- Volume de metano teórico

VCH₄- Volume de metano efetivamente produzido e medido

Y_{obs}- Coeficiente de produção de sólidos no sistema

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
2	OBJETIVOS	3
2.1	Objetivo geral.....	3
2.2	Objetivos específicos	3
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
3.1	Agroindústria da fruticultura	4
3.1.1	Resíduos da agroindustria da acerola	5
3.2	Alternativas para tratamento de resíduos líquidos da fruticultura.....	7
3.3	Digestão anaeróbia.....	9
3.3.1	Parâmetros ambientais da digestão anaeróbia	11
3.4	Reator UASB	14
3.5	Parâmetros de operação de Reator UASB	16
3.5.1	Carga orgânica volumétrica	16
3.5.2	Carga hidráulica volumétrica e tempo de detenção hidráulica	16
4	METODOLOGIA	17
4.1	Local de estudo.....	17
4.2	Efluente a ser tratado	17
4.3	Caracterização do efluente	17
4.4	Reator UASB.....	18
4.5	Condições operacionais do reator.....	19
4.5.1	Aclimação e partida do reator	19
4.5.2	Operação do reator	20
4.5.3	Monitoramento do reator UASB	22
4.5.3.1	Monitoramento da produção de metano.....	22
4.5.3.2	Eficiência de remoção de DQO, Sólidos, Nitrogênio, Fósforo, Proteína e Carboidrato(Glicose).....	22

4.5.3.3	Rendimento de metano.....	23
4.6	Análises estatísticas.....	25
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	26
5.1	Caracterização do efluente em função das COVs aplicadas	26
5.2	pH e temperatura	26
5.3	Rendimento de metano	28
5.4	Ácidos graxos voláteis(AGV) e relação AGV/AB.....	30
5.5	Remoção de sólidos totais e sólidos totais voláteis.....	31
5.6	Remoção de carboidrato(Glicose).....	34
5.7	Remoção de proteína.....	34
5.8	Nitrogênio amoniacal e Fósforo total.....	36
5.9	Produção de metano durante a operação do reator.....	37
6	CONCLUSÃO	40
7	SUGESTÕES E PERSPECTIVAS	41
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	42

1 INTRODUÇÃO

A acerola (*Malpighia Emarginata D.C.*) é cultivada comercialmente, no Brasil, desde os anos 80, principalmente no Nordeste, devido às condições climáticas, com destaque para os estados de Pernambuco, Paraíba, Bahia e Ceará (CODEVASF, 2003). Outros Estados situados nas Regiões Norte e Sudeste, também vêm-se destacando na produção de acerola. O Brasil chega a ser o maior produtor, exportador e consumidor de acerola no mundo (CARVALHO, 2000). Grande parte da sua produção é absorvida pelas indústrias de processamento e exportada para diversos países da Europa, Estados Unidos e Japão, na forma de polpa, suco integral ou frutos congelados (BLISKA; LEITE, 1995).

O consumo em expansão da acerola deve-se, basicamente, ao seu alto teor de ácido ascórbico (vitamina C) que, em algumas variedades, alcança até 5.000 mg/100 g de polpa. Esse índice chega a ser 100 vezes superior ao da laranja e 10 vezes ao da goiaba, frutas tidas como as de mais alto conteúdo dessa vitamina (EMBRAPA, 2012).

No Brasil, as indústrias processadoras de frutas tropicais processam cerca de 34,40 mil toneladas de acerolas por ano, o equivalente a 7,16% do total de frutas processadas por estas empresas. O processamento da acerola gera, aproximadamente, 18 mil toneladas de sucos e polpas por ano (ASTN & APEX, 2001).

É no nordeste também onde se concentra uma quantidade significativa de indústrias de beneficiamento, o que gera um número expressivo de resíduos dos frutos, podendo atingir até 50% da matéria-prima original (LOUSADA JUNIOR et al., 2006). Esses resíduos se dividem em sólidos e líquidos gerados a partir do processamento da acerola verde e da acerola madura, de caráter orgânico (mistura heterogênea de sementes, cascas e peles) e que devem ser tratados de maneira adequada visto que seu descarte indevido pode acarretar em problemas ambientais (PELIZER et al., 2007; SOUZA; CORREIA, 2010).

Segundo FERNANDES JUNIOR (2001), vários autores destacam as agroindústrias como grandes poluidoras, devido a suas elevadas vazões com que geram seus resíduos, associadas à alta carga orgânica medida através da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO).

Para tratamento de águas residuais tem sido utilizado do processo anaeróbio como uma alternativa de tratamento com baixo consumo de energia e custo operacional, substituindo processos de custos mais elevados, como processos aeróbios como sistema de lodos ativados ou, ainda, para diminuir áreas destinadas ao tratamento por sistema de lagoas. (VELA, 2006). Entende-se que atualmente, no Brasil, esses sistemas encontram uma

grande aplicabilidade devido às diversas características favoráveis, como custo, simplicidade operacional e baixa produção de sólidos, aliadas às condições ambientais no país, onde há predominância de elevadas temperaturas (CHERNICHARO, 2001). Para o tratamento de efluentes industriais, agropecuários e domésticos com elevados teores de matéria orgânica, os reatores anaeróbios de fluxo ascendente (UASB) tem se destacado por apresentar as seguintes características: baixo tempos de detenção hidráulica e pela geração de biogás utilizado como fonte de energia alternativa(VAN HAANDEL e LETINGA 1994; MU e YU HQ, 2006; MU et al., 2006; MAHMOUD, 2008).

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Avaliar o reator anaeróbio de fluxo ascendente (UASB) como tratamento do efluente do processamento da acerola madura no Vale do Rio São Francisco.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar a eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de Demanda Química de Oxigênio (DQO), sólidos totais e sólidos totais voláteis;
- Monitorar e avaliar os parâmetros ambientais de pH, alcalinidade total e ácidos graxos voláteis do reator com a finalidade de estudar a estabilidade do reator;
- Avaliar a conversão da matéria orgânica em gás metano.

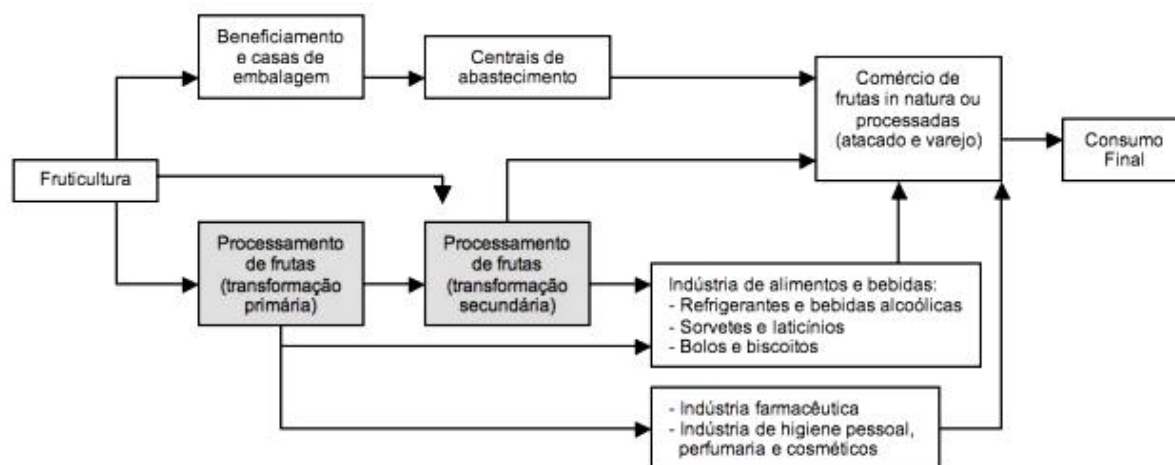
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Agroindústria da fruticultura

O Brasil é um país com alto potencial para a produção de frutas tropicais, de alto valor nutricional, com presença de vitaminas e pigmentos naturais, além de grandes possibilidades de industrialização (OLIVEIRA et al, 2005).

O complexo agroindustrial da fruticultura inclui basicamente a produção agrícola (fruticultura), o processamento das frutas (transformação primária e secundária), inclusive sua utilização como insumo para uma variedade de indústrias (alimentos, bebidas, cosméticos, farmacêutica) e sua comercialização pelas redes de atacado ou varejo (Figura 1).

Figura 1 – Complexo Agroindustrial da Fruticultura.



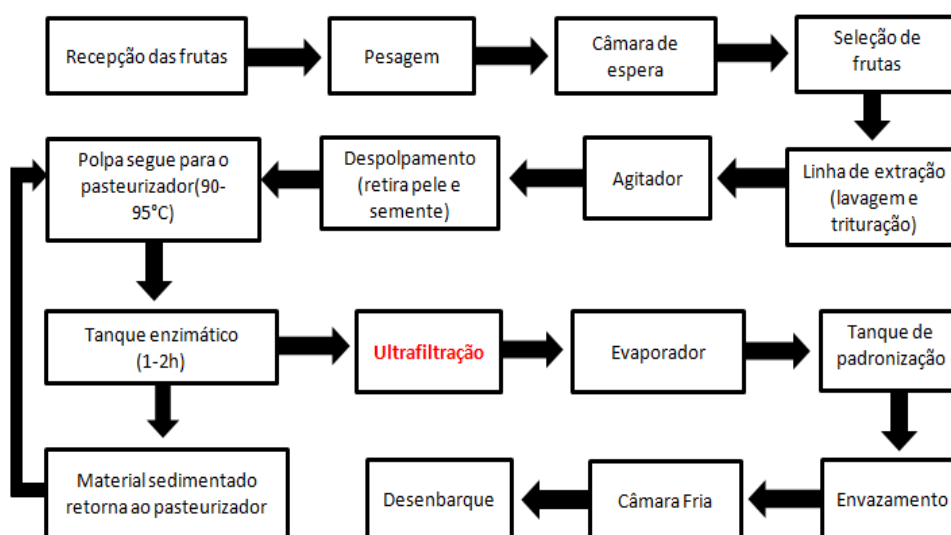
Fonte: Elaboração NEIT/IE/UNICAMP.

No Brasil, a área plantada com acerola é de aproximadamente 7.200 ha, com destaque a região Nordeste como a maior produtora, com área cultivada em torno de 3.100 ha. Estima-se, uma produtividade média de 150 mil toneladas de frutas por ano. E o Nordeste participa com aproximadamente 64% desse total. Hoje, a comercialização de acerola no mercado interno apresenta a seguinte distribuição: 46% destinam-se à indústria de processamento e 54% destinam-se ao mercado de consumo da fruta fresca (EMBRAPA, 2012).

Na Região do Submédio São Francisco, a cerca de 100 mil hectares irrigáveis da cultura, destacando-se como um dos principais polos agrícolas do Nordeste brasileiro, onde diversas fruteiras são cultivadas comercialmente com sucesso. A acerola está implantada no Perímetro Irrigado Senador Nilo Coelho, em 1.339 ha, mostrando tendência ao crescimento (EMBRAPA, 2012).

As agroindústrias da acerola são de fundamental importância no escoamento desse fruto no mercado consumidor, isso devido a elevada perecibilidade do fruto na pós-colheita. A presença da agroindústria já é bem marcante em diversos estados produtores. Dentre essas, a NIAGRO- Nichirei do Brasil Agrícola Ltda, se destaca pelo processamento e obtenção da polpa de acerola em Petrolina-PE. Na Figura 2 encontra-se o diagrama esquemático apresentando os processos desenvolvidos pela empresa, com destaque ao processo de ultrafiltração a qual foi obtido o efluente a ser tratado.

Figura 2 – Fluxograma do processamento na NIAGRO.



Fonte: Autor.

3.1.1 Resíduos da agroindústria da acerola

O aumento no consumo de polpa de fruta gera uma maior produção de bagaço, que é o resíduo de frutas industrializadas, composta de pele de frutas, caroços e sementes (MATIAS et al., 2005).

Na indústria alimentícia, o termo “resíduos” é utilizado para descrever uma parte da matéria-prima não utilizada ou rejeitada durante o processamento do produto principal. No

caso de indústrias de polpa de fruta, os resíduos se referem ao “bagaço” (resíduos de frutos) obtidos durante o processamento de extração de polpa de frutas. No geral, calcula-se que do total de frutas processadas sejam geradas na produção de sucos e polpas, 40% de resíduos agroindustriais para as frutas manga, acerola, maracujá e caju. Atualmente, as agroindústrias investem no aumento da capacidade de processamento, gerando grandes quantidades de subprodutos, que em muitos casos são considerados custo operacional para as empresas ou fonte de contaminação ambiental (LOUSADA JÚNIOR et al., 2006).

Os resíduos líquidos agroindustriais, ou efluentes agroindustriais, são despejos líquidos originários de diversas atividades desenvolvidas na agroindústria, contendo produtos derivados da matéria prima (orgânica) até produtos químicos diversos utilizados nos procedimentos de higienização, areia e lubrificantes que são diluídos nas águas de higienização de equipamentos, tubulações, pisos e demais instalações da indústria (Silva, 2011). Na indústria do processamento da acerola, diversos processos, operações e ocorrências contribuem para a geração de efluentes líquidos, as quais são apresentados na Tabela 2. Uma das formas de agregar valor aos resíduos agroindustriais, no geral, é submetê-los à processos fermentativos para obtenção de produtos de maior valor agregado e ao mesmo tempo minimizar o despejo desses rejeitos no meio ambiente. Essa estratégia objetiva a transformação da matéria-prima em bens úteis sem danificar o meio ambiente, colocando os resíduos e emissões como insumos para outros produtos (Israel, 2005).

Tabela 2—Operações e processos que geram efluentes líquidos na agroindústria da Acerola.

Operação ou processo	Descrição
Processo de higienização	<ul style="list-style-type: none"> - Enxágüe para remoção de resíduos da acerola ou de produtos derivados, assim como de outras impurezas, que ficam aderidos em latões, tanques diversos (transporte, armazenamento, produção), tubulações e mangueiras, bombas, equipamentos e utensílios diversos utilizados diretamente na produção; - Higienização de pisos e paredes; - Arraste de lubrificantes de equipamentos da linha de produção, durante as operações de higienização.
Descartes e descargas	<ul style="list-style-type: none"> - Descargas de misturas de efluente e água por ocasião do início e interrupção de funcionamento de filtração, trocadores de calor, separadores e evaporadores; - Descargas de sólidos de acerola retidos em clarificadores; - Descarga de produtos e materiais de embalagem perdidos nas operações de empacotamento, inclusive aqueles gerados em colapsos de equipamentos e na quebra de embalagens; - Produtos retornados à indústria;
Vazamentos e derramamentos	<p>Vazamentos em tubulações e equipamentos devido a:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Operação e manutenção inadequadas de equipamentos; - Transbordamento de tanques, equipamentos e utensílios diversos; - Negligência na execução de operações, o que pode causar derramamentos de líquidos e de sólidos diversos em locais de fácil acesso às tubulações de esgotamento de águas residuárias.

Fonte: Adaptado de MACHADO et, al. (2002)

3.2 Alternativas para tratamento de efluente da fruticultura

Os processos de tratamento são classificados em físicos, químicos e biológicos, conforme a natureza dos poluentes a serem removidos e/ou das operações unitárias utilizadas para o tratamento.

Os processos físicos removem os sólidos em suspensão sedimentáveis e flutuantes através de separações físicas, tais como gradeamento, peneiramento, caixas separadoras de óleos e gorduras, sedimentação e flotação. Nele é possível remover a matéria orgânica e inorgânica em suspensão coloidal e reduzem ou eliminam a presença de microrganismos por meio de processos de filtração em areia ou em membranas (microfiltração e ultrafiltração). Os processos físicos também são utilizados com a finalidade de desinfecção, tais como a radiação ultravioleta (TERA AMBIENTAL, 2013).

Os processos químicos utilizam de produtos químicos, tais como: agentes de coagulação, floculação, neutralização de pH, oxidação, redução e desinfecção em diferentes etapas dos sistemas de tratamento. Conseguem remover os poluentes por meio de reações químicas, além de condicionar a mistura de efluentes que será tratada nos processos subseqüentes (TERA AMBIENTAL, 2013).

Já os tratamentos biológicos possuem o objetivo de remover a matéria orgânica dissolvida e em suspensão ao transformá-la em sólidos sedimentáveis (flocos biológicos) e gases. Destacam-se: as lagoas de estabilização, lodos ativados, reatores aeróbios e sistemas anaeróbios como fossas sépticas, filtro anaeróbio, lagoas anaeróbias e reator anaeróbio e por fim, disposição do efluente no solo.

Para as águas residuárias de empresa de suco de frutas, assim como todas as águas residuárias, é necessário o devido tratamento a cumprir os regulamentos de descarte em corpos d'água e que alternativamente, podem ser reutilizadas em práticas agrícolas. Os métodos de tratamento biológico foram reconhecidos como uma opção para tratar resíduos líquidos orgânicos tais como os provenientes de indústrias de processamento de suco de frutas (AMOR et al., 2012). Estes efluentes são caracterizados principalmente pelo pH ácido e conteúdo orgânico (DEVESA-REY et al., 2011; EL-KAMAH et al., 2010).

Para o tratamento biológico, surge como uma alternativa o uso de reatores anaeróbios (COLLINS et al, 2005; RAMAKRISHNAN; GUPTA, 2006; SCULLY et al, 2006). Alguns trabalhos tem sido desenvolvidos como no caso da indústria de sucos de cajú, onde foi possível converter os resíduos orgânicos (bagaço de caju) em biogás para produção de energia (elétrica ou térmica) ao tratar em reator UASB. Dessa forma, pode-se reduzir custos de produção na empresa (combustível, tratamento e disposição de resíduos) (Leitão et al., 2011). Além disso, contribui-se com a diminuição da emissão de gases do efeito estufa, já

que o metano pode ser um substituto para os combustíveis fósseis (DEMIRBAS; BALAT, 2006).

Alatriste-Mondragon et al. (2006), ao realizar pesquisa bibliográfica sobre digestão anaeróbia de resíduos orgânicos municipais, agrícolas e industriais comenta que a digestão anaeróbia é uma tecnologia que oferece simultaneamente digestão de diferentes resíduos sólidos e líquidos, sendo suas principais vantagens os melhores rendimentos de metano por também permitir uma proporção mais adequada de carbono e nutrientes. Além disso, a digestão anaeróbia proporciona maior eficiência em termos de utilização de equipamentos, pois é possível uma digestão de vários fluxos de resíduos em uma única instalação. Lin et al. (2012), realizou experimento com digestão anaeróbia em lote de polpa e resíduos de alimentos em diferentes proporções de mistura de resíduos. Os autores relataram maior rendimento de metano e eficiência de remoção de orgânicos e também maior capacidade tampão do sistema.

Outro trabalho foi o de Silva et al. (2013), onde utilizou reator anaeróbio para tratamento de substrato constituído por resíduos vegetais de tomate, pepino, banana, cenoura, manga, melão, melancia, jerimum, goiaba, maracujá, laranja e melão, coletados na EMPASA (Empresa Paraibana de Alimentos e Serviços Agrícolas), localizada na cidade de Campina Grande-PB. Nesse trabalho foi observado que para o tratamento de resíduos com elevadas concentrações de materiais orgânicos putrescíveis é uma excelente alternativa. Visto que incorpora baixos custos operacionais e produz fonte limpa de energia. Segundo Cuetos et al. (2008), a digestão anaeróbia de resíduos orgânicos tem sido apresentada como uma tecnologia amplamente utilizada e eficiente no tratamento destes resíduos. Já Alkaya e Demirer (2011), ao utilizarem na digestão de efluentes de processamento de beterraba e celulose de beterraba a consideraram como uma melhoria que foi aplicada de forma eficaz. E Boubaker e Ridha (2008), nas águas residuais de oliveira com resíduos sólidos de azeitona (BOUBAKER & RIDHA, 2008).

3.3 Digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo biológico onde ocorre a conversão da matéria orgânica complexa em biogás, tais como: gás carbônico, metano, amônia e gás sulfídrico, além de água e novas células contribuindo no aumento da biomassa microbiana. Esse processo de conversão da matéria orgânica pode ser subdividido em quatro fases: Hidrólise, Acidogênese, Acetogênese e Metanogênese (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

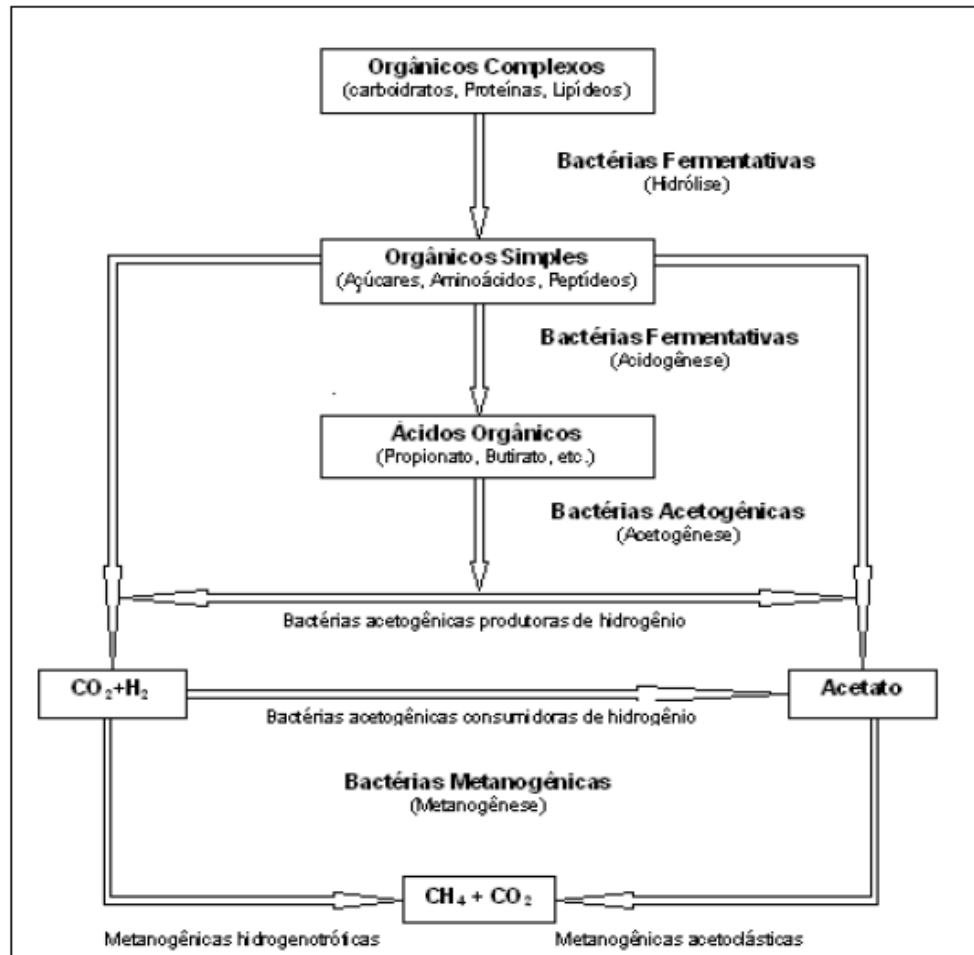
Dentre essas fases, a hidrólise consiste na primeira fase de degradação anaeróbia, onde irá transformar materiais particulados complexos (polímeros) em materiais dissolvidos simples (moléculas reduzidas) fazendo com que as bactérias fermentativas assimilem e essa ação se dá através de exoenzimas excretadas pelas bactérias fermentativas. Na anaerobiose, a hidrólise dos polímeros usualmente ocorre de forma lenta, sendo vários os fatores que podem afetar o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado (LETTINGA et al., 1996): temperatura operacional; tempo de detenção hídrica; composição do substrato; pH do meio e concentração de produtos da hidrólise (ex.: ácidos graxos voláteis).

Na acidogênese, os produtos solúveis da fase de hidrólise serão metabolizados no interior das células bacterianas, sendo transformados em compostos mais simples, essas então, excretados pelas células. Os compostos produzidos incluem ácidos graxos voláteis, ácido láctico, alcoóis, hidrogênio, gás carbônico, amônia e sulfeto de hidrogênio, além de novas células bacterianas. Como os ácidos graxos voláteis são o principal produto dos organismos fermentativos, estes são usualmente designados de bactérias fermentativas acidogênicas.

A terceira fase da degradação anaeróbia é a acetogênese, onde as bactérias acetogênicas oxidam os produtos gerados na fase acidogênica em substrato apropriado para as bactérias da última fase, a metanogênese. Dessa forma, as bactérias acetogênicas compreendem o grupo intermediário do processo biológico. Os produtos gerados pelas bactérias acetogênicas são: o hidrogênio, o dióxido de carbono e o acetato.

A etapa final do processo de degradação anaeróbia de compostos orgânicos em metano e dióxido de carbono é chamada de metanogênese e é efetuada pelas bactérias metanogênicas, onde utilizam de substratos compreendendo ácido acético, hidrogênio, dióxido de carbono, ácido fórmico, metanol e monóxido de carbono. Por afinidade ao tipo de substrato e magnitude de produção de metano, as metanogênicas são divididas em dois grupos principais: as metanogênicas acetoclásticas e as metanogênicas hidrogenotróficas. As metanogênicas acetoclásticas são as predominantes na digestão anaeróbia, cerca de 60-70% da produção de metano e o formam a partir do ácido acético ou metanol. Já as metanogênicas hidrogenotróficas são capazes de produzir metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono, como mostra a Figura 3.

Figura 3 – Digestão anaeróbia: seqüência metabólica e grupos microbianos envolvidos.



Fonte: Chernicharo, 2007.

3.4.1 Parâmetros ambientais da digestão anaeróbia

Na digestão anaeróbia, vários fatores ambientais podem interferir no êxito do processo. Os principais são: temperatura, pH, alcalinidade e ácidos graxos, nutrientes e elementos de natureza tóxica (LEITE et al., 2004).

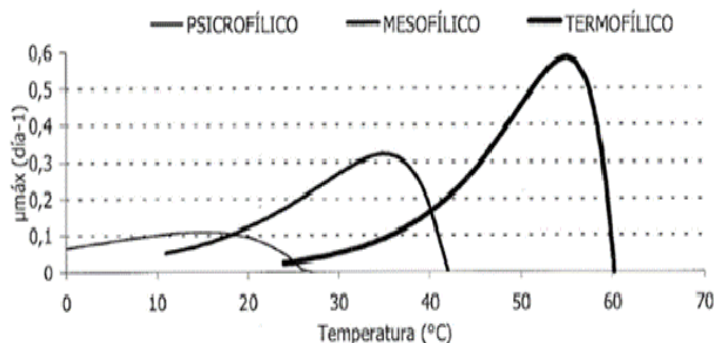
Temperatura

A temperatura é um dos fatores ambientais dos mais importantes, uma vez que afeta os processos biológicos de diferentes maneiras. Dentre os principais efeitos da temperatura incluem-se as alterações na velocidade do metabolismo das bactérias no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos, principalmente de lipídios (RITTMANN & McCARTY, 2001).

Ela influencia as atividades fisiológicas dos microorganismos e a taxa de formação dos produtos da fermentação, uma vez que cada célula de um microorganismo é considerada como um microsistema (TREVISAN, 2010). Segundo Chernicharo (1997), os microorganismos não possuem meios de controlar sua temperatura interna e, por isso, a temperatura no interior da célula é determinada pela temperatura ambiente externa.

No geral, a escolha de uma faixa de temperatura para a digestão anaeróbica é especificamente dependente das condições bioclimáticas (BOUALLAGUI et al., 2004). A temperatura do processo influencia na velocidade da reação e no tempo de retenção de sólidos além de também ter um papel-chave na estabilidade do processo (FERRER et al. 2010). Como qualquer outro processo biológico, a digestão anaeróbia depende fortemente da temperatura. Segundo Carneiro (2005) dentro de cada faixa existe um intervalo ótimo de temperatura onde a velocidade de crescimento dos microorganismos é máxima tendo um decréscimo acentuado fora desse intervalo, conforme Figura 4.

Figura 4 – Dependência da velocidade específica de crescimento com a temperatura.



Fonte: Romero et al. 2002 apud Carneiro (2005).

pH, Alcalinidade e Ácidos Graxos Voláteis

O valor e a estabilidade do pH no reator são extremamente importantes, pois uma taxa elevada de metanogênese só pode se desenvolver quando o pH se mantiver numa faixa estreita, embora se possa conseguir a formação de metano com pH variando de 6,0 a 8,0. Porém, valores abaixo de 6,0 e acima de 8,3 devem ser evitados, uma vez que podem inibir, por completo, a atividade das bactérias formadoras de metano (CHERNICHARO, 1997 e VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Os compostos dissolvidos na hidrólise são assimilados nas células das bactérias fermentativas e, após a acidogênese, excretados como substâncias orgânicas simples como ácidos graxos voláteis (AGV), alcoóis, ácido láctico e compostos minerais como CO₂, H₂, NH₃, H₂S, etc (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). A alcalinidade é um parâmetro de extrema importância para a digestão anaeróbia, ela mostra o nível da capacidade tampão, sendo por isso importante para a prevenção de quedas de pH pelo acúmulo de ácidos voláteis. A relação AGV/alcalinidade é um parâmetro mais adequado para a prevenção de queda de pH e falhas dos sistema, do que os dois valores separadamente. (ISOLDI, et al., 2001). Os ácidos graxos voláteis devem estar em equilíbrio com a alcalinidade do sistema. A inibição do processo anaeróbio por ácidos graxos voláteis está associada ao pH. Baixos valores de pH estão geralmente relacionados a altas concentrações de ácidos graxos voláteis, e conseqüentemente a falência do processo (KUS & WISMANN, 1995).

O pH varia em resposta às conversões biológicas durante os diferentes processos de digestão anaeróbia. Quando apresentados valores baixos de alcalinidade total, um pH estável indica equilíbrio e estabilidade do sistema, por outro lado, a queda do pH pode indicar o acúmulo de ácido e, conseqüentemente, instabilidade do digestor (ZAHER et al., 2007).

Nutrientes

O bom desempenho do processo de digestão anaeróbia está também relacionado aos nutrientes, e a presença de alguns deles é necessária para que a atividade dos microrganismos seja realizada com sucesso (MORAES, 2005).

Para o estímulo nutricional das bactérias metanogênicas, são o fósforo e o nitrogênio os elementos mais essenciais, sendo que o resíduo deve conter concentrações destes componentes em quantidades suficientes para suprir as necessidades das bactérias responsáveis pelo processo de digestão anaeróbia (Souza, 1984). No entanto, são igualmente importantes: C, H, O, S, K, Ca, Mg (HOHLFELD & SASSE, 1986, citados por HENN, 2005).

Nitrogênio (N) e fósforo (P) são nutrientes essenciais a todos processos biológicos. A quantidade de N e P em relação à matéria orgânica presente depende da eficiência dos microrganismos em adquirir energia para síntese a partir das reações bioquímicas de oxidação do substrato orgânico. Um menor requerimento nutricional é resultado da baixa

velocidade de crescimento dos microrganismos anaeróbios, quando comparados aos aeróbios (FORESTI et al., 1999). Considerando-se a relação DQO:N:P supostamente ideal para o tratamento anaeróbio reportada em 350:5:1 (VON SPERLING, 1996).

Elementos tóxicos

O processo de digestão anaeróbia é realizado por um complexo microbiano presente no substrato, que, por sua vez, pode exibir diferentes respostas a uma determinada substância tóxica. As bactérias metanogênicas são suscetíveis a uma larga gama de componentes, sendo as acetoclásticas as mais susceptíveis à toxicidade, embora alguns compostos possam ter um maior efeito inibitório sobre os microrganismos acidogênicos (SPEECE, 1996).

Segundo Souza (1984), a toxicidade é relativa e vai depender da concentração em que se encontra tal substância. Quando ocorre uma aclimatação das bactérias ao composto tóxico, elas podem adaptar-se, até certo limite, a concentrações elevadas daqueles compostos.

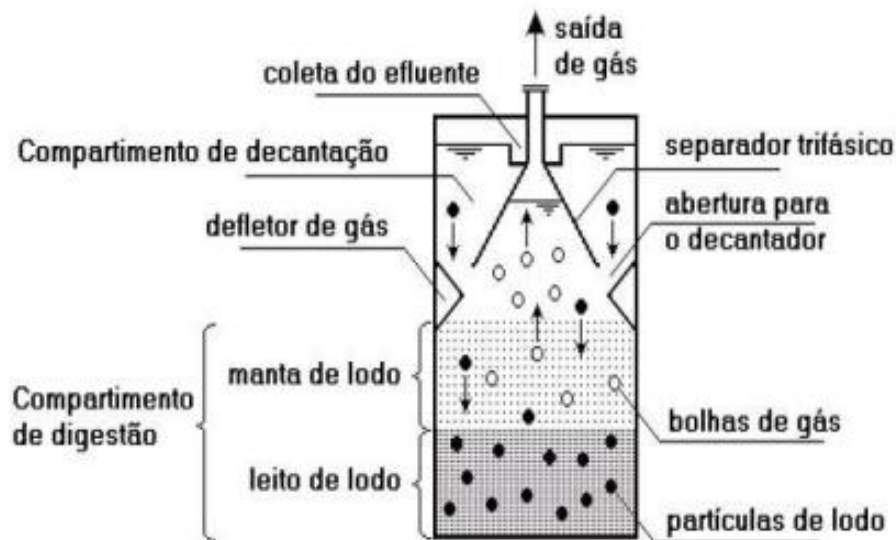
3.4 Reator UASB

O reator UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), ou também reator anaeróbio de fluxo ascendente, é utilizado como forma de tratamento de esgoto, composto por um manto denso de lodo, que possui alta capacidade de retenção de biomassa com atividade elevada mediante à baixos tempos de retenção hidráulica (CHERNICHARO, 1997).

O reator UASB consiste principalmente em três seções: o leito de lodo, a manta de lodo e o separador trifásico (Figura 5). A zona do leito de lodo está localizada na parte mais baixa do reator e consiste em um leito microbiano no qual ocorrem os processos de conversão da matéria orgânica vindas do afluente. Pela parte superior é liberado o biogás, CH₄ e CO₂ são normalmente os gases dominantes no biogás produzido.

Depois, o afluente passa através da manta de lodo, região menos densa do que o leito de lodo, porém altamente ativa. Esta manta fica localizada na parte média do reator, se desenvolve depois de certo período. O biogás produzido e o lodo flutuante são separados do efluente líquido por um separador trifásico instalado no topo do reator. Alguns elementos críticos no projeto do reator UASB incluem sistemas de distribuição do afluente, e separador gás-sólido além do sistema de coleta do efluente (METCALFT e EDDY, 2003).

Figura 5– Representação esquemática do reator UASB.



Fonte: CHERNICHARO (2007).

O reator UASB é amplamente utilizado no tratamento de vários tipos de efluentes tais como os provenientes de indústrias químicas, petroquímicas, farmacêuticas, alimentícias, matadouros, de produção de bebidas, alimentos e de polpas, (HULSHOFFPOL e LETTINGA, 1986; KATO et al., 1994a; HULSHOFFPOL et al., 1997).

A eficiência na remoção de matéria orgânica pelo reator é condicionada a diversas variáveis tais como: a característica do efluente, bem como as condições ambientais do reator, e tempo de contato com o lodo (CAVALTANTI, 2009). Alguns resultados indicam que podem ser alcançadas remoções de matéria orgânica de até 70%, em regiões quentes, no entanto, a eficiência do sistema varia de acordo com a temperatura e composição do afluente (KHAN et al., 2011).

A utilização de reator UASB apresenta-se como solução econômica e confiável para o tratamento de águas residuárias, porém, o processo anaeróbio fornece efluente com constituintes residuais como gases dissolvidos, sólidos suspensos, nutrientes (fósforo e nitrogênio) e organismos patogênicos. Desta forma, efluentes advindos de reator anaeróbio de fluxo ascendente (UASB) necessitam de pós-tratamento como forma de satisfazer aos padrões de lançamento (SOUSA, et al. 2000).

3.5 Parâmetros de operação de Reatores UASB

3.6.1 Carga orgânica volumétrica

A carga orgânica volumétrica (COV) representa a quantidade (massa) de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator, por unidade de volume do mesmo. E é dada por:

$$COV = \frac{S_o}{TDH} \quad (1)$$

Onde:

COV = carga orgânica volumétrica (kg DQO/m³ d);

S_o = DQO do afluente (kg/m³); e

TDH = tempo de detenção hidráulico (d).

3.6.2 Carga hidráulica volumétrica e tempo de detenção hidráulico

A carga hidráulica volumétrica (CHV) é o volume de resíduos aplicados diariamente ao reator, por unidade de volume. E o tempo de detenção hidráulica (TDH) é o inverso da CHV:

$$TCH = \frac{Q}{V} \quad (2)$$

Onde:

TCH = taxa de carregamento hidráulico (m³.m⁻³.d⁻¹);

Q = vazão (m³.d⁻¹); e

V = volume total do reator (m³).

$$TDH = \frac{1}{TCH} \quad (3)$$

Onde:

TDH = tempo de detenção hidráulica (d).

4 METODOLOGIA

4.1 Local do estudo

O trabalho experimental foi realizado no Laboratório de Engenharia Ambiental da Universidade Federal do Vale do São Francisco - UNIVASF, Campus Juazeiro-BA.

4.2 Efluente a ser tratado

O efluente utilizado foi o coletado após etapa de ultrafiltração do processamento da acerola madura (Figura 2), sem nenhuma mistura com águas residuais de outras atividades. Foi fornecido pela Empresa de processamento de acerola NIAGRO- Nichirei do Brasil Agrícola Ltda, localizada em Petrolina, PE. Após coletado foi transportado para o Laboratório de Engenharia Ambiental da UNIVASF, Juazeiro-BA, armazenado em reservatórios plásticos de polipropileno (20 L) e mantidos refrigerados a 4 °C, afim de preservar as características físico-químicas até o momento de ser utilizado na alimentação do reator.

Figura 6– Efluente do processamento da acerola madura após ultrafiltração.



Fonte: Autor.

4.3 Caracterização do efluente

Os parâmetros avaliados visando a caracterização físico-química do efluente de alimentação e as respectivas metodologias utilizadas foram realizadas seguindo a *Standard Methods for The Examination of Water and Wastewater* APHA et al. (2012), e estão descritos na Tabela 3.

Tabela 3 - Caracterização físico-química do efluente de alimentação do reator.

PARÂMETRO	UNIDADE	MÉTODO
pH	-	4500-H ⁺ B
Temperatura	°C	2550 B
Demanda Química de Oxigênio	mg L ⁻¹	5220 D- Colorimétrico
Sólidos Totais	mg L ⁻¹	2540 B- Gravimétrico
Sólidos Totais Voláteis	mg L ⁻¹	Gravimétrico
Fósforo Total	mg L ⁻¹	4500 P- E Colorimétrico
Nitrogênio Amoniacal	mg L ⁻¹	4500-NH ₃ F- Colorimétrico
Alcalinidade	mg L ⁻¹	2320 B- Titulométrico
Proteína	mg L ⁻¹	Espectrofotométrico
Carboidrato (glicose)	mg L ⁻¹	Espectrofotométrico

Fonte: APHA (2012).

Os parâmetros avaliados visando a caracterização do efluente bruto da acerola madura foram Demanda Química de Oxigênio(DQO), Nitrogênio Amoniacal, Fósforo, Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis, conforme Tabela 4.

Tabela 4 - Caracterização do efluente bruto da acerola madura.

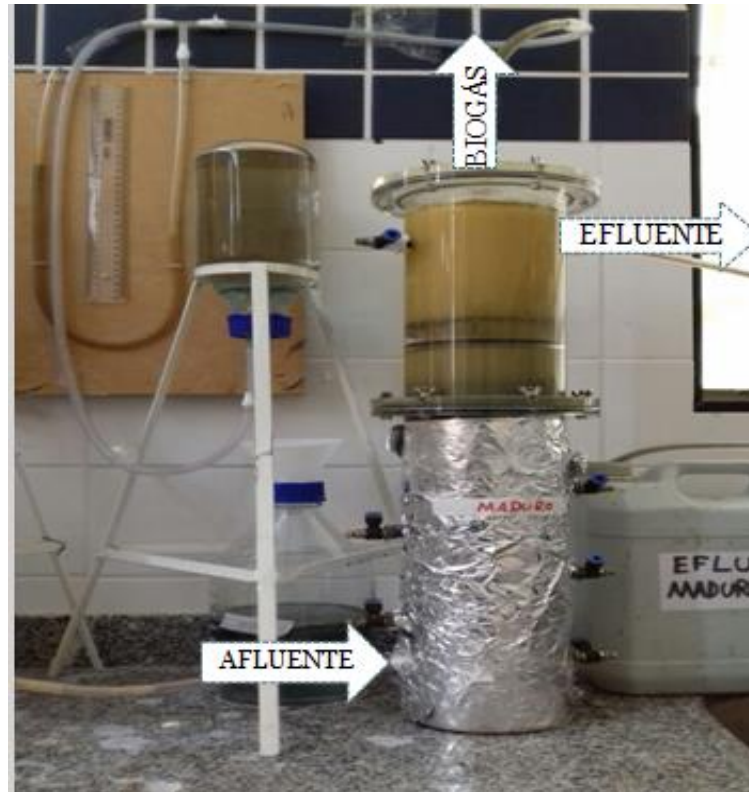
Parâmetro	Valor	Unidade
DQO	124.362	mg L ⁻¹
Nitrogênio Amoniacal	5.250	mg L ⁻¹
Fósforo	208,3	mg L ⁻¹
Sólidos Totais	277.981,67	mg L ⁻¹
Sólidos Totais Voláteis	265.843,33	mg L ⁻¹

Fonte: Autor.

4.4 Reator UASB

Foi utilizado um reator UASB, conforme Figura 7, feito em acrílico, com capacidade de 3,14 L, o qual foi alimentado continuamente por meio de bomba peristáltica modelo SuperFlex C/L Cole Parmer® com o substrato, Este reator operou a temperaturas variáveis entre 28°C e 32°C, com um tempo de detenção hidráulica (TDH) e vazão constante, de 24h e 2,2 L.h⁻¹ respectivamente.

Figura 7– Reator UASB utilizado no experimento.



Fonte: Autor.

4.5 Condições operacionais do reator

4.5.1 Aclimação e partida do reator

O reator foi previamente inoculado com lodo anaeróbio proveniente da estação de tratamento de esgotos -ETE Centro- da Companhia Pernambucana de Saneamento (COMPESA) do município de Petrolina-PE. Foi adotado o volume de inóculo equivalente a 30% do volume útil do reator (3,14 L), que correspondeu a aproximadamente 1,0 L de lodo e carga biológica de 12 kg SSV m⁻³ de reator, estando dentro da faixa recomendada por Lettinga et al. (1983).

A aclimação foi realizada a temperatura ambiente (30 ± 2 °C) em duas etapas, sendo a etapa I em regime de batelada, e as seguintes em fluxo contínuo. Na etapa I, a biomassa inoculada no reator recebeu incremento de nutrientes e o substrato (efluente do processamento da acerola). Foi adicionado 0,7 L de solução de nutrientes ($\approx 20\%$ do volume útil do reator) conforme literatura. Em seguida, completou o volume útil do reator adicionando o efluente a uma concentração de 3,0 g DQO L⁻¹, o dobro do valor recomendado por Lettinga et al. (1983). Desta forma, foram postos no reator a biomassa, solução de nutrientes e efluente da acerola, os mesmos permaneceram em regime de batelada, sem agitação, por 7 dias.

4.5.2 Operação do reator

O reator operou por 58 dias, seguindo quatro etapas (II, III, IV, V). A cada etapa foi analisado o comportamento da biomassa em relação a remoção de DQO e AGV. Na etapa II a carga orgânica volumétrica utilizada foi de 3 g DQO L⁻¹d⁻¹, e o aumento da carga orgânica foi progressivo sempre que a redução de DQO atingia o mínimo de 60%, conforme literatura. Na etapa III a COV foi aumentada para 9 g DQO L⁻¹d⁻¹ onde durou 15 dias. Por não apresentar instabilidade a COV foi aumentada em 4 g DQO L⁻¹d⁻¹ ficando então 11 g DQO L⁻¹d⁻¹ operando por 8 dias, e a última etapa(V) com COV foi de 13 g DQO L⁻¹d⁻¹ onde operou por 27 dias. Para todas as etapas o TDH foi de 1 dia.

Os procedimentos para a aclimação, partida e a operação do reator basearam-se na metodologia de Amorim, (2015), quando testou uma partida rápida utilizando lodo anaeróbio de Reator UASB como biomassa para tratar efluente da agroindústria da mandioca. As Tabelas 5 e 6 sumarizam as condições de aclimação e operação do reator seguidos neste trabalho.

Tabela 5- Resumo dos procedimentos e condições adotados para a partida do reator (etapas I e II).

Inoculação do reator		Partida do Reator						
		Acimatação da população microbiana em função do TDH e COV		Etapas – Fluxo contínuo				
Etapa I - Batelada 5 d		Etapa : COV : TDH		Período de duração				
Volume do inoculo (L)	Carga biológica ($q_{SSV} L^{-1} \cdot r$)	Volume de efluente (L)	COV ($q_{DQO} L^{-1} d^{-1}$)	Nutrientes (L)	Período de duração (d)			
Lodo anaeróbio	1	12	1,44	3,0	0,7	7	II: 3,0 $q_{DQO} L^{-1} d^{-1}$: 1d	8

Autor: Adaptado de Amorim, 2015.

Tabela 6- Condições operacionais do reator adotado nas etapas de operação III, IV e V.

Etapa	TDH (h)	COV (DQOT) ($q \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$)	Duração da fase (d)	Total de dias de operação do reator [†]
III	24	9,0	15	30 (15 + 15)
IV	24	11,0	8	38 (8 + 30)
V	24	13,0	27	65 (27 + 38)

*COV média durante os ciclos

[†]Total de dias de operação de cada reator desde a partida.

Autor: Adaptado de Amorim, 2015.

4.5.3 Monitoramento do Reator UASB

Para o controle operacional do reator, foi monitorada a vazão de alimentação, a produção de metano e parâmetros físico-químicos dos afluentes e efluentes. Para as etapas I, II, III e IV e V foram avaliados DQO, pH, AB, AGV. A produção de metano foi avaliada a partir da etapa III, diariamente. Os parâmetros de controle para monitoramento do reator UASB durante sua operação, bem como a frequência das análises estão apresentadas na Tabela 7.

Todas as análises físico-químicas foram realizadas em triplicata e obedeceram aos métodos analíticos e recomendações do *Standard Methods for The Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2005).

Tabela 7- Análises realizadas e suas frequências durante o experimento.

Análise	Frequência da Amostragem		
	Afluente	Reator	Efluente
AGV	–		2 vezes por semana
DQO	2 vezes por semana		2 vezes por semana
Temperatura	Diário	Diário	–
pH	Diário	Diário	–
Nitrogênio Amoniacal	Quinzenal		Quinzenal
Sólidos Totais	Quinzenal		Quinzenal
Sólidos Totais Voláteis	Quinzenal		Quinzenal
Carboidrato (Glicose) e Proteína	Quinzenal		Quinzenal
Quantificação de Metano		Diário	

Fonte: Autor.

4.5.3.1 Monitoramento da produção de metano

A quantificação do metano foi realizada pelo método volumétrico de Medição Direta do Volume de Metano lavando-se o biogás proveniente do frasco reator através da mangueira de cristal, em uma solução de soda a 3,0% para absorção do CO₂ e o volume de metano produzido foi aferido medindo-se o volume de solução de hidróxido deslocado pelo gás lavado, conforme descrito por Aquino et al. (2007).

4.5.3.2 Eficiência de remoção de DQO, Sólidos, Nitrogênio, Fósforo, Proteína e Carboidrato(glicose)

Como forma de expressar a tratabilidade de um efluente, pode se usar a DQO biodegradável, definida como a parcela da DQO total presente no efluente que pode ser degradada biologicamente em condições anaeróbias. Grande parte dos compostos presentes nos efluentes não são originalmente solúveis compondo uma parcela

correspondente a DQO insolúvel ou particulada e enfatiza que há maior significado em se trabalhar com a parcela correspondente a DQO solúvel, pois assim é possível identificar a parcela de DQO utilizada para crescimento celular (CHERNICHARO, 2007)

Com isso, neste trabalho se utilizou da DQO filtrada (DQO_F) para fins de análises e avaliações, a qual segundo Chernicharo (2007) pode ser determinada por centrifugação da amostra.

A eficiência de remoção (ER) de matéria orgânica foi então determinada conforme Equação 4, em termos de DQO filtrada (DQO_F).

$$ER(\%) = \frac{S_o - S_x}{S_o} \cdot 100 \quad (4)$$

Sendo,

S_o : concentração do substrato afluente ($g L^{-1}$)

S : concentração do substrato efluente ($g L^{-1}$)

4.5.3.3 Rendimento de metano

Para cálculo do rendimento do metano, foi calculado do volume teórico de metano para fins de comparação com o metano produzido e medido no experimento.

Segundo Chernicharo (2007), o volume teórico de metano (V_{TCH_4}) pode ser obtido através da razão entre a carga de DQO removida do reator e convertida em metano ($g DQO_{CH_4} d^{-1}$) e o fator de correção para a temperatura operacional do reator $f(T)$ ($g DQO L^{-1}$), como seguem as Equações:

$$V_{TCH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{f(T)} \quad (5)$$

$$DQO_{CH_4} = DQO_x(S_o - S) - Y_{obs}xQ_xS_o \quad (6)$$

$$f(T) = \frac{P_x K D Q O}{R_x (273 + T)} \quad (7)$$

Sendo,

V_{TCH_4} : volume teórico de metano (L)

DQO_{CH_4} : massa de DQO removida do reator e convertida em metano ($g DQO_{CH_4} d^{-1}$)

$f(T)$: fator de correção para a temperatura operacional do reator ($g DQO L^{-1}$)

Q : vazão afluyente ($L d^{-1}$)

S_0 : concentração de DQO afluyente ($g DQO L^{-1}$)

S : concentração de DQO efluente ($g DQO L^{-1}$)

Y_{obs} : coeficiente de produção de sólidos no sistema, em termos de DQO (0,11 a 0,23 $g DQO_{lodo} g^{-1} DQO_{aplicada}$)

P : pressão atmosférica local (1atm)

K_{DQO} : DQO correspondente a um mol de CH_4 ($64 g DQO mol^{-1}$)

R : constante dos gases ($0,08206 atm L (mol K)^{-1}$)

T : temperatura operacional do reator ($^{\circ}C$)

O volume de metano teórico (V_{TCH_4}) em todas as fases dos experimentos foi obtido aplicando-se o coeficiente de produção de sólidos no sistema, para isso foi adotado o valor mínimo de Y_{obs} de $0,11 kg^{-1} DQO_{aplicada}$, considerando as condições no reator como minimamente adequadas para o crescimento microbiano (Chernicharo, 2007).

Com o volume de metano efetivamente medido nos experimentos (V_{CH_4}) e com o volume teórico de metano (V_{TCH_4}) obtidos, calculou-se o rendimento de metano em relação ao metano teórico (R_{CH_4}) pela Equação a seguir:

$$R_{CH_4} = \frac{V_{CH_4} \times 100}{(V_{TCH_4})} \quad (8)$$

Sendo,

R_{CH_4} : rendimento de metano em relação ao metano teórico (%)

V_{CH_4} : volume de metano efetivamente medido nos experimentos (L)

V_{TCH_4} : volume teórico de metano (L).

4.6 Análises estatísticas

Os resultados foram avaliados estatisticamente no programa computacional Microsoft Office Excel® 2007, como forma de encontrar ou não diferença significativas e a partir daí serem submetidos ao teste de normalidade por meio de Análise de Variância (ANOVA). Em seguida realizou-se o teste de hipótese de Tukey no software PAST® para a série de dados paramétricos ou que apresentaram uma distribuição normal.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados a seguir mostram a eficiência na remoção da matéria orgânica na operação do reator UASB, em termos de DQO, concentração de sólidos totais e sólidos totais voláteis no efluente da acerola madura, remoções de carboidrato (glicose), proteína, nitrogênio e fósforo, além de medição e rendimento de metano.

5.1 Caracterização do efluente em função das COVs aplicadas

Na Tabela 6 são apresentados os resultados obtidos na caracterização do efluente para cada etapa, compondo o substrato de alimentação do reator.

Tabela 8 - Características físico-químicas dos substratos de alimentação do reator por etapa.

Parâmetro	Unidade	Etapa II COV 3 (g DQO L ⁻¹ d ⁻¹)	Etapa III COV 9 (g DQO L ⁻¹ d ⁻¹)	Etapa IV COV 11 (g DQO L ⁻¹ d ⁻¹)	Etapa V COV 13 (g DQO L ⁻¹ d ⁻¹)
pH	-	7,0	7,0	7,0	7,0
Temperatura	°C	24,0	25,0	25,0	24,0
DQO	mg L ⁻¹	3.254	9.399	11.561	13.073
Sólidos Totais	mg L ⁻¹	2.381	5.285	8.677	15.212
Sólidos Totais Voláteis	mg L ⁻¹	2.274	3.689	6.785	11.790
Sólidos Totais Fixos	mg L ⁻¹	106,3	1.596	3.422	1.892
Fósforo Total	mg L ⁻¹	71,89	136	137,9	169,9
Nitrogênio Amoniacal	mg L ⁻¹	930	1120	1260	1490
Proteína	mg L ⁻¹	4.099	4.164	9.415	15.922
Alcalinidade total	mg L ⁻¹ CaCO ₃	689,3	1.109	1.563,3	2.555,3
Carboidrato(Glicose)	mg L ⁻¹	227,45	1.901	2.000	5.562

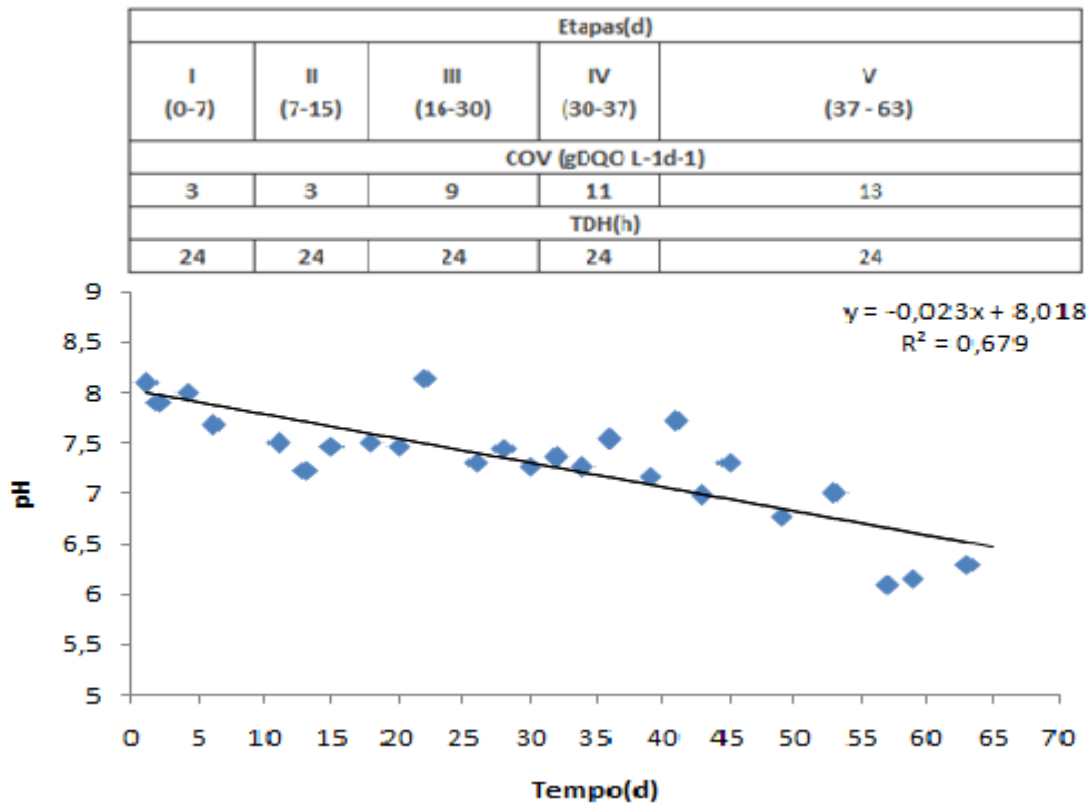
Fonte: Autor.

Para a relação DQO:N:P do efluente bruto da acerola madura o resultado foi de 597:25:1, com DQO e Nitrogênio ficando bem acima das quantidades mínimas sugeridas por Chernicharo (1997), que é de 350:5:1, tornando-se uma questão positiva para a produção de metano.

5.2 pH e TEMPERATURA

A Figura 8 mostra os valores medidos de pH durante o experimento, para todas as etapas. O pH manteve-se dentro dos limites ótimos para o metabolismo das bactérias metanogênicas, ou seja, entre 6,5 e 8,2 (CHERNICHARO, 2007; METCALF & EDDY, 2003). Apenas nos últimos dias da fase V houve uma queda de valor ficando em torno de pH 6 a 6,2.

Figura 8 – Variação de pH no experimento.



O controle do pH pode ser necessário para alguns efluentes agroindustriais como no caso do efluente da acerola madura, pois houve necessidade de adicionar bicarbonato de sódio como incremento de alcalinidade. A estabilidade do pH no reator anaeróbico é de extrema importância. Visto que uma taxa elevada na fase de metanogênese só vai se desenvolver quando o pH estiver próximo ao valor neutro. Se o pH estiver menor que 6,3 ou maior que 7,8 a taxa de metanogênese reduz rapidamente. A ação microbiana pode alterar o pH do meio, compostos como CO_2 e Ácidos Graxos Voláteis de cadeia curta tendem a baixar o valor do pH, enquanto alguns cátions, como os íons de nitrogênio amoniacal provenientes da degradação de proteínas, o sódio originado da degradação de sabão e o bicarbonato, aumentam a alcalinidade e o pH (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). O valor do pH pode também afetar a solubilidade e as reações de outras substâncias importantes, incluindo espécies orgânicas e inorgânicas. Este se estabelece no reator após o equilíbrio iônico dos diferentes sistemas ácido/base presentes no sistema de tratamento. Os sistemas de ácidos fracos (em especial o sistema carbônico) são os mais importantes para estabelecer o pH (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Durante a digestão, os dois processos de acidificação e metanogênese requerem valores diferentes de pH para controle dos seus processos (REICHERT, 2005). Segundo Chernicharo (1997), as bactérias metanogênicas são bastante vulneráveis a variação do pH do meio, diferentemente das bactérias acidogênicas, que demonstram atividade mesmo em pH próximo de 4,5. Além disso, algumas interações bioquímicas e vias de degradação

podem ser influenciadas pelo pH, envolvendo a possível inibição da produção de hidrogênio, o qual pode explicar a mínima importância do hidrogênio na metanogênese a baixo pH, sugerindo então que os reatores anaeróbios operem próximos à faixa neutra de pH (CONRAD et al., 1987).

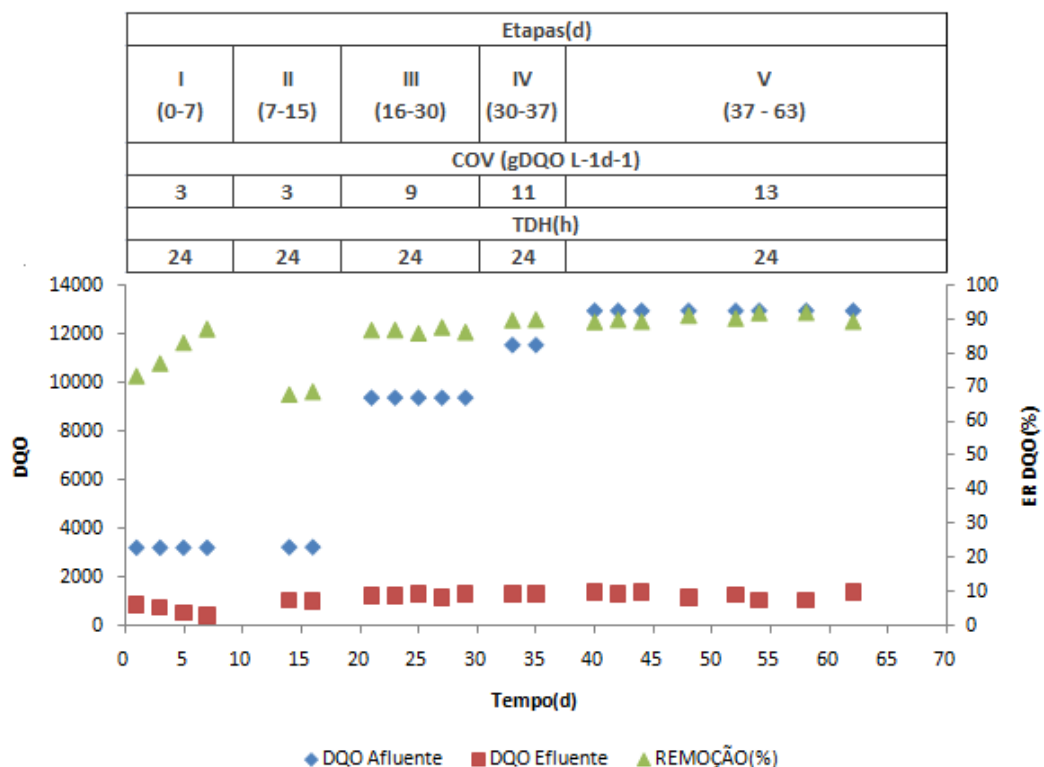
A temperatura no experimento variou na faixa de 28 a e 32°C, estando em condição mesofílica de digestão anaeróbia.

5.3 Remoção de matéria orgânica

A ANOVA mostrou que para os dados de remoção de DQO não houve diferença estatística ao nível de 5% de significância ($p > 0,05$).

A Figura 9 apresenta, respectivamente, as concentrações de DQO total no efluente e os respectivos percentuais de remoção durante todas as etapas do experimento.

Figura 9—Variação da DQO_T efluente e da eficiência de remoção no reator.



Durante a etapa I, onde o reator permaneceu em batelada por 7 dias, ou seja, sem circulação de efluente, na COV de 3 g DQO L⁻¹ d⁻¹, observou-se o aumento da eficiência de remoção de DQO, na faixa de 70 a 90%.

Ao iniciar a etapa de operação do reator (fluxo contínuo), foi repetida na etapa II a mesma COV inicial da etapa de batelada, mesmo havendo uma queda brusca sua remoção permaneceu acima de 60% e ainda foram utilizadas COV de 9, 11 e 13 g DQO L⁻¹ d⁻¹, a eficiência de remoção média da DQO permaneceu entre 85%, apresentando estabilidade e alta remoção. A eficiência de remoção maior que 60%, indicou que a biomassa não estava apresentando problemas de adaptação ao efluente da acerola.

Borges et al. (2009) obtiveram remoções médias de DQO de 49% da matéria orgânica avaliando a partida e a adaptação de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) inoculado com lodo, no tratamento de água residuária do processamento primário dos frutos do cafeeiro.

Santaella et al (1999), ao tratar efluente da agroindústria de castanha de caju em UASB, apresentou melhores resultados no TDH de 4h, apresentando remoções de 93,8% de DQO.

Já Bellomendoza & Castillo-Rivera (1998) verificaram remoção satisfatória de matéria orgânica(77%) na partida de um reator UASB de 10,5 m³, quando utilizado no tratamento de água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro. No entanto, quando foram aplicadas COVs maiores (2,4 kg m⁻³ d⁻¹ como DQO), houve decréscimo no desempenho do sistema (remoção de 25%) com a necessidade de interrupção na operação durante uma semana.

Barros et al. (2016), ao operar reatores UASB utilizando como substrato a vinhaça obtiveram eficiências médias de remoção de DQO total variando de 80 a 82%, com COV 2,5-5,0 g DQO L⁻¹ d⁻¹ e TDH de 1,8 a 2,8 dias. PRADO & CAMPOS (2008), ao estudar a produção de biogás no tratamento do efluente do processamento do café em UASB, obteve eficiências de remoção da DQO, DBO5 e dos sólidos totais voláteis no sistema acima dos 70%. LEITÃO et al. (2010), ao tratar o líquido da casca do coco verde obteve remoção de DQO próximo a 58,2% para TDH entre 6h e 16h.

Os resultados para a remoção da acerola demonstraram que o UASB manteve-se estável durante a operação, com eficiência de remoção de DQO superior a 80%. Relacionando a trabalhos que também utilizaram escala de bancada, outros resultados foram relatados. VIÑAS et al. (1988), ao monitorar a partida de um reator UASB, embora tenha obtido valores consideráveis de remoção, o aumento da COV comprometia a manutenção dos níveis de eficiência.

5.4 Ácidos graxos voláteis(AGV) e relação AGV/AB

A interação das variáveis alcalinidade, pH e AGV expressam o equilíbrio dinâmico de um sistema de digestão anaeróbia, indicando que a fermentação ácida não possui predominância sobre a fermentação metanogênica (GOMES et al., 2009). De acordo com Astals et al. (2012), a relação entre a acidez total e a alcalinidade não deve ser superior a 0,4. Entretanto, quando a concentração de ácidos prevalece sobre a concentração da alcalinidade, deve-se promover a suplementação da alcalinidade bicarbonato perdida na reação com os ácidos voláteis (CHERNICHARO, 1997).

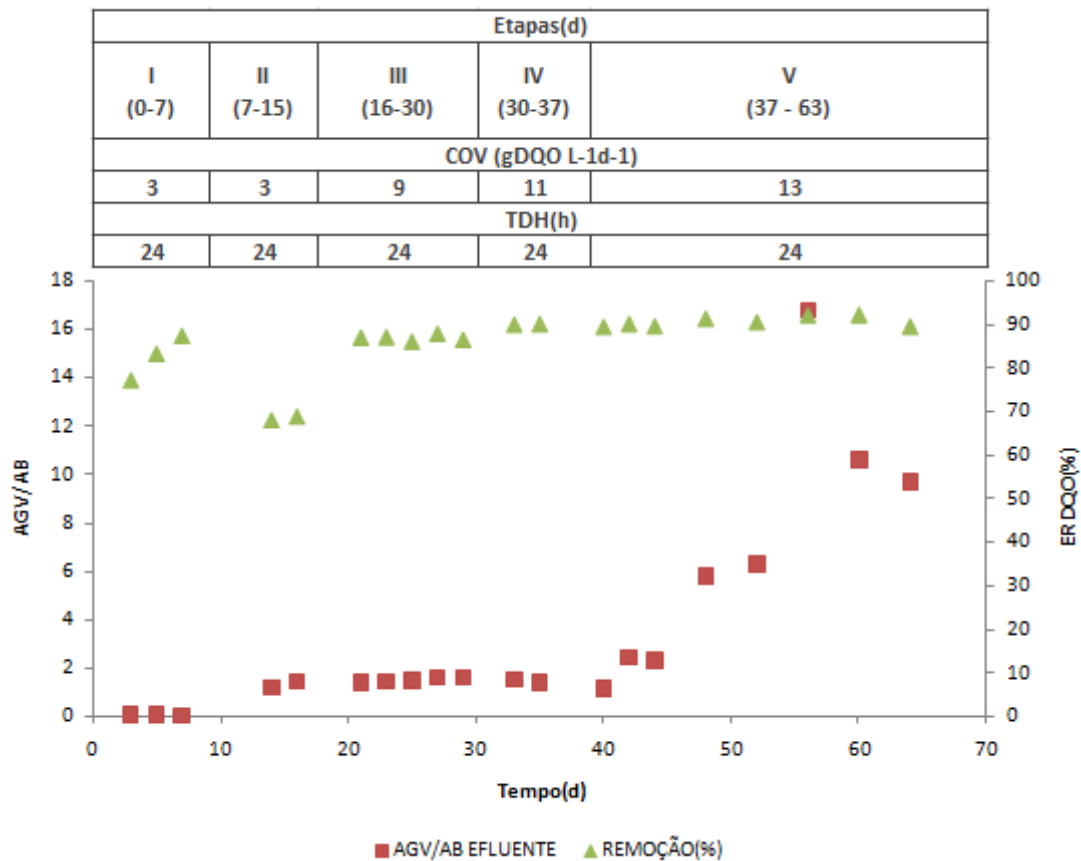
Na etapa I (fase de batelada na qual ficou 7 dias com COV de 3 g DQO L⁻¹ d⁻¹) as concentrações de AGV permaneceram estáveis no reator, mesmo com a eficiência de remoção de DQO aumentada. Observa-se um aumento progressivo das concentrações de AGV a partir do fluxo contínuo, etapa II, o que deve ter sido provavelmente causado pela sobrecarga orgânica ao longo da operação de partida. A ANOVA dos valores da relação AGV/AB mostrou que houve significância entre as condições testadas ($p < 0,05$), mais precisamente na relação do pH com AGV e do pH com a alcalinidade à bicarbonato(AB).

Os valores de AGV da acerola afluente e efluente ao longo da partida e operação do reator estão dispostos na Figura 10.

A instabilidade pode ser percebida na etapa V, COV 13 g DQO L⁻¹ d⁻¹ onde o comportamento dos valores de AGV/AB sofreram grandes acréscimos e atingiu o valor de 16 no 41° dia, quando então reduziu um pouco mais, chegando a valores de 9 e 10.

Seghezzo et al. (1998) diz que o sucesso da operação depende da manutenção de concentrações adequadas de bicarbonato e impedimento de concentrações excessivas de ácidos voláteis. Portanto, foram incrementados na concentração de AB no efluente do UASB que foram motivados pelo aumento da concentração de DQO afluente e coerente elevação da adição de bicarbonato ao afluente.

Figura 10 – Relação entre ácidos graxos voláteis(AGV) e alcalinidade a bicarbonato(AB).



Quando há redução do pH, os ácidos graxos voláteis apresentam-se menos dissociados. Portanto os AGV são tóxicos e afetam a metanogênese somente em sua forma não ionizada só ocorrendo quando o pH for inferior a 6,0, ocasionando assim inibição das metanogênicas.

Boonapatcharoen et al. (2007) tratando manipueira em reator híbrido fase única, obtiveram valores de AGV/AT de 0,69 a 0,94, com remoções de DQO de 84 a 94% ao aplicar cargas orgânicas de 1 a 6 g DQO L⁻¹ d⁻¹, porém com TDH de 4 a 8 dias.

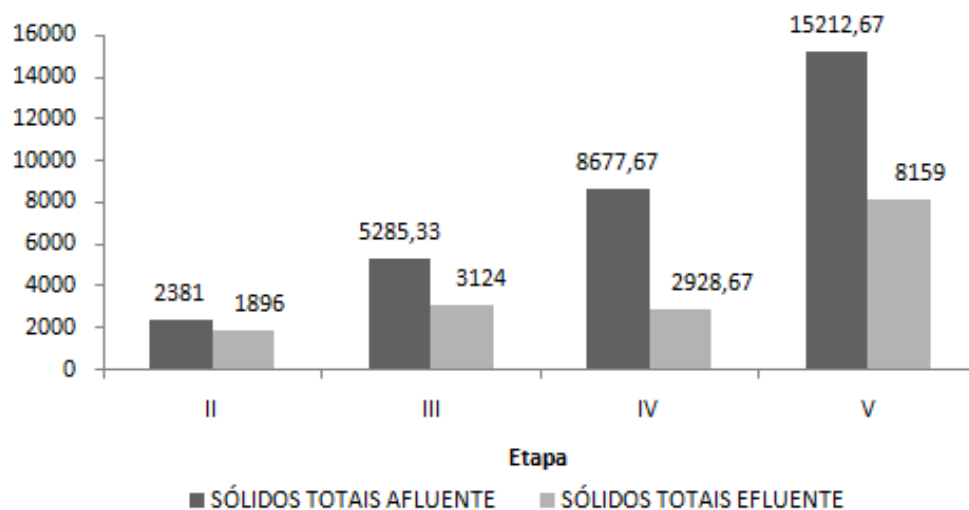
5.5 Remoção de Sólidos totais e sólidos totais voláteis

Os teores médios de sólidos totais e sólidos totais voláteis para as etapas II, III, IV e V, no início e no final do processo de digestão anaeróbia, bem como suas remoções, estão apresentadas nas Figuras 11 e 12.

A ANOVA para os dados de remoção de sólidos totais voláteis não mostrou diferença significativa a 5%.

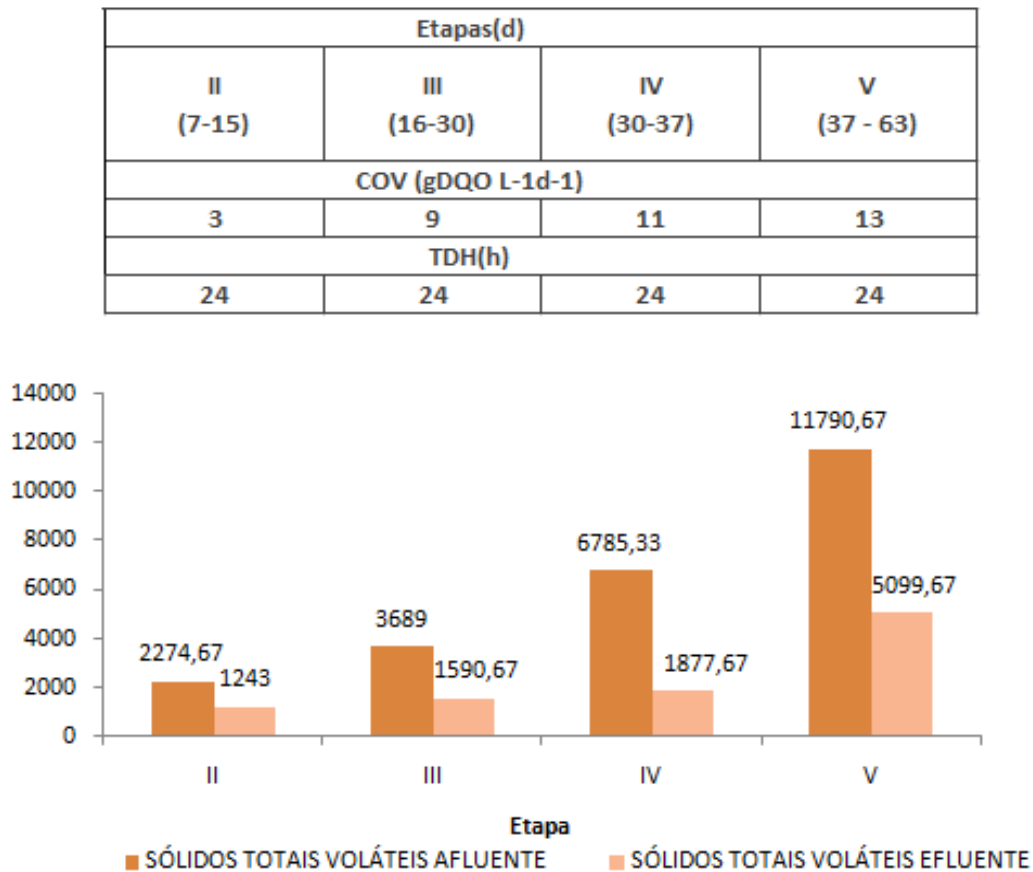
Figura 11 – Remoção de sólidos totais ao final de cada etapa.

Etapas(d)			
II (7-15)	III (16-30)	IV (30-37)	V (37 - 63)
COV (gDQO L-1d-1)			
3	9	11	13
TDH(h)			
24	24	24	24



As reduções nos teores de sólidos voláteis se mostraram superiores às reduções na concentração de sólidos totais. Esses resultados podem estar associados ao fato de os sólidos voláteis ou matéria orgânica total presente no substrato ser mais facilmente degradável pelos microrganismos anaeróbios, o que não acontece com os sólidos totais, pois neles estão também presentes os sólidos fixos.

Figura 12 – Remoção de sólidos totais voláteis ao final de cada etapa.



No geral observa-se que o reator apresentou baixas eficiências de remoção de sólidos, com menores valores para os sólidos totais. O menor valor médio de remoção de ST e STV foi de 20,37% e 45,35% respectivamente, com COV de 3 g DQO L⁻¹d⁻¹(etapa II) TDH de 24h. O maior valor médio e consequentemente a melhor remoção para ST e STV foi de 66% 72,32% na etapa IV com COV de 11 g DQO L⁻¹ d⁻¹, TDH de 24h.

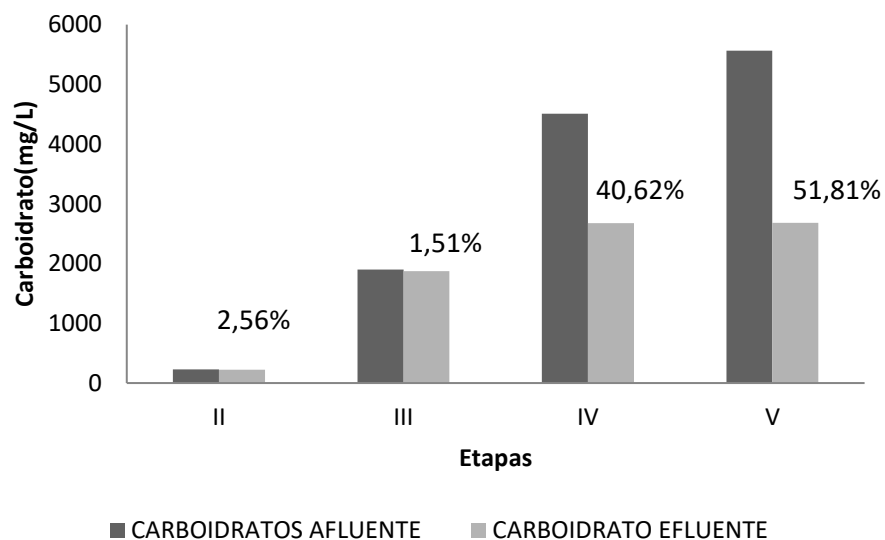
Ribas (2003), ao trabalhar com a manipueira e separando as fases metanogênica e acidogênica, atingiu reduções superiores a 40% nos sólidos totais e 90% nos sólidos voláteis, com TRH de 9 dias, isso devido a divisão de fases promovendo o controle do pH no afluente de cada reator, estabilizando o processo e favorecendo as condições necessárias para ação mais eficiente das bactérias anaeróbias.

5.6 Remoção de Carboidrato(Glicose)

A Figura 13 fornece o perfil da remoção de glicose ao longo da partida e operação o reator. Observa-se, que a eficiência máxima do sistema ocorreu na etapa V, COV 13 g DQO L⁻¹ d⁻¹, com remoção de 51,81% de carboidrato do efluente da acerola madura, foi também nesta etapa onde houve significativos acréscimos nos valores de AGV devido à sobrecarga orgânica com a finalidade de atender às elevadas demandas de energia necessária para suportar a rápida proliferação da massa microbiana. Já a menor remoção aconteceu na etapa II, COV 3 g DQO L⁻¹ d⁻¹, com um rendimento de 2,56%. Também foi perceptível um avanço considerável na remoção ao passar das etapas.

A ANOVA dos valores de remoção da glicose nas etapas e entre as etapas mostrou que não houve significância entre as condições testadas ($p > 0,05$).

Figura 13 – Remoção de Glicose.



5.7 Remoção de proteína

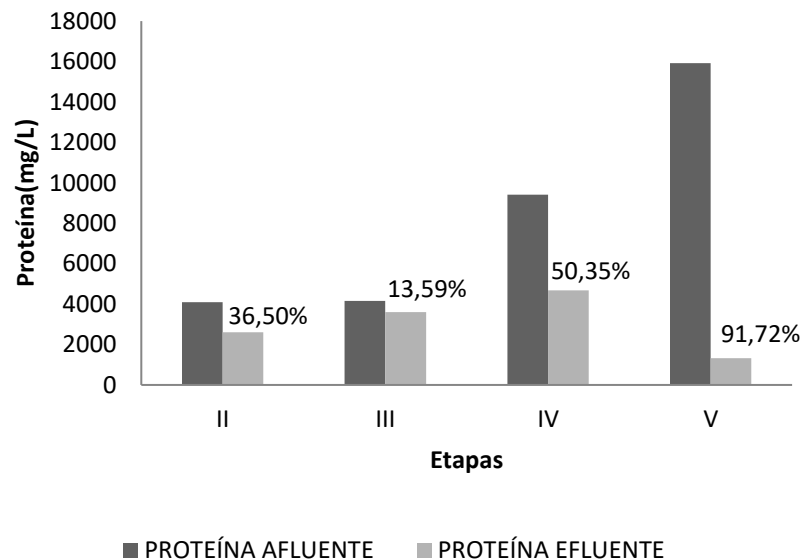
As etapas que apresentaram sensíveis reduções foram nas etapas II e III, sendo de 36,5 e 13,59% nas condições operacionais de COV 3 e 9 g DQO L⁻¹d⁻¹. E as reduções mais significativas foram tanto quanto maiores as COVs, e no caso da etapa V com COV de 13 g DQO L⁻¹d⁻¹, apresentou o maior percentual de redução, 91,72% (Figura 14).

Huertas & Montiel (2013), ao tratar o soro de leite ácido da indústria de queijo tipo Oaxaca num reator UASB, obteve eficiências de remoção de proteínas para as cargas constantes superiores a 27%, e para cargas pontuais a eficiência foi de 46%.

Fang e Chung (1999), ao realizar experimento de tratamento de águas residuárias de base protéica em dois reatores UASB, utilizando temperaturas de 37 e 55°C e tempo de detenção de 9 horas, percebeu que as proteínas eram degradadas mais facilmente conforme acidificava o meio. Tal comportamento deve explicar a remoção de 91,72% (Etapa V) onde o pH apresentou valores mais baixos.

A ANOVA dos valores de remoção da proteína nas etapas e entre as etapas mostrou que não houve significância entre as condições testadas ($p > 0,05$).

Figura 14 – Remoção de proteína.

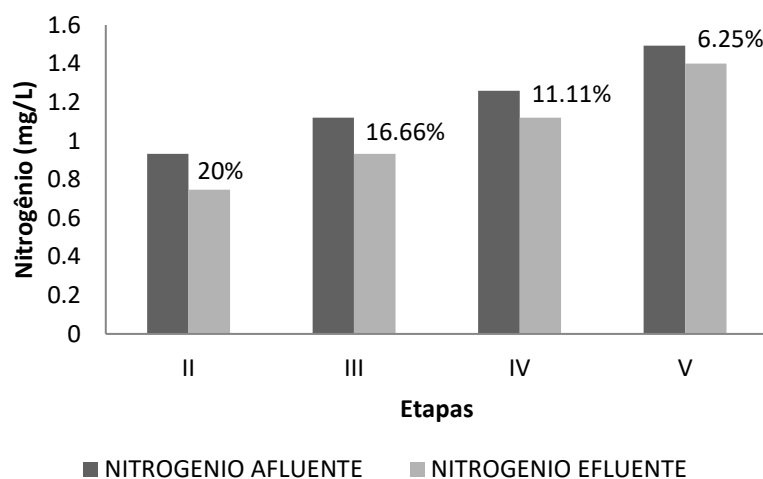


5.8 Nitrogênio amoniacal e Fósforo total

Observa-se, que a eficiência máxima do sistema ocorreu na etapa II, COV 3 g DQO L⁻¹ d⁻¹, com remoção de 20% de NT do efluente agroindustrial. Já a menor remoção aconteceu na etapa V, COV 13 g DQO L⁻¹ d⁻¹, com um rendimento de 6,25%. A remoção de NT do início ao final do experimento se manteve insatisfatória.

Os íons de nitrogênio amoniacal provenientes da degradação de proteínas e o sódio originado da degradação, aumentam a alcalinidade e o pH do sistema. Como pode ser visto a remoção decresceu conforme aumento na COV, o que condiz com o aumento do AGV e necessidade de adição de alcalinizante (bicarbonato de sódio) ao longo das etapas. A variação temporal da concentração de nitrogênio amoniacal durante o experimento pode ser visualizada na Figura 15.

Figura 15 – Remoção de nitrogênio amoniacal ao final de cada etapa no reator.



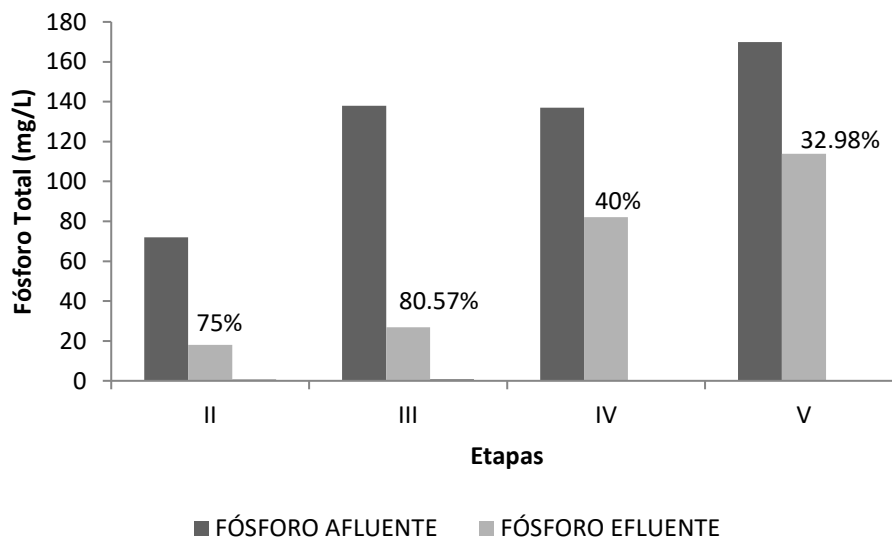
A ANOVA dos valores de remoção da nitrogênio amoniacal mostrou que não houve significância entre as condições testadas ($p > 0,05$).

Já o fósforo, que assim como o nitrogênio, é um nutriente essencial para o crescimento dos microrganismos responsáveis pela biodegradabilidade da matéria orgânica e também para o crescimento de algas, o que pode favorecer o aparecimento da eutrofização nos receptores. Normalmente sua presença em despejos domésticos é suficiente para promover a crescimento natural dos microrganismos, variando de 5 a 20mg/L, vindos principalmente do uso de detergentes e urina, porém certos despejos industriais tratáveis biologicamente podem necessitar de adição deste elemento como complemento para o desenvolvimento satisfatório da massa biodegradável, o que não

ocorre com o efluente da agroindústria da acerola madura, que apresentou concentrações entre 70 e 170mg/L, como pode ser visto na Figura 16.

Observa-se, que a eficiência máxima ocorreu nas etapas II e III, COV de 3 e 9 g DQO L⁻¹ d⁻¹, com remoções de 75 e 80,57% de PT do efluente agroindustrial. Já a menor remoção aconteceu na etapa V, COV 13 g DQO L⁻¹ d⁻¹, com um rendimento de 32,98%. A remoção de PT do início ao final do experimento variou de boa a insatisfatória conforme aumento de COV.

Figura 16 – Remoção de fósforo ao final de cada etapa no reator.

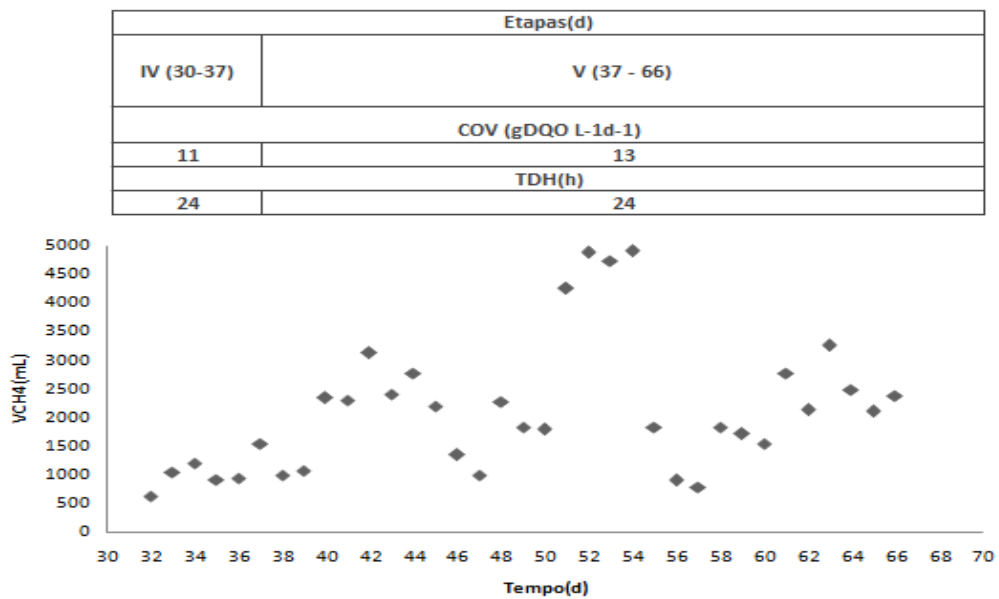


A ANOVA dos valores de remoção do fósforo total mostrou que não houve significância entre as condições testadas ($p > 0,05$).

5.9 Produção de metano durante a operação do reator

O gráfico da Figura 17 dispõe o volume de metano produzido ao longo do período de operação dos reatores, mais precisamente nas etapas IV e V, COV 11 e 13 g DQO L⁻¹ d⁻¹). Ao final da etapa IV nota-se um aumento da produção de metano até o fim da etapa V (fluxo contínuo com COV de 1,5 g DQO L⁻¹ d⁻¹).

Figura 17– Produção de metano ao longo da operação.



A Tabela 11 apresenta as produções em termos de volume teórico de metano (VT_{CH_4}), Volume efetivamente coletado (L/d), Volume coletado mais porcentagem de perda do biogás (L/d), Volume coletado mais porcentagem de perdas do gás gerado (dissolvido+biogás), e os rendimentos de metano em relação ao metano teórico (R_{CH_4}). A porcentagem de perda do metano foi estimada em relação a resultados encontrados por autores que quantificaram suas perdas de metano. Para as etapas IV e V da operação do reator o valor médio de produção de metano foi de $1,04 \text{ L d}^{-1}$ e $2,39 \text{ L d}^{-1}$.

Tabela 9 – Comparativo entre o volume teórico, volume medido, adicionais de perdas estimadas e seus rendimentos.

	Volume teórico (VT_{CH_4}) (L/d)	Volume medido (L/d)	Vol. medido(L/d) + Perda de biogás 20%	Vol. medido(L/d) + Perda de gás gerado (Dissolvido+Biogás) 40%
ETAPA IV	4,11	1,04	1,25	1,45
Rendimento (R_{CH_4})	-	25,30%	30,36%	35,40%
ETAPA V	4,62	2,39	2,87	3,34
Rendimento (R_{CH_4})	-	51,67%	62,01%	72,34%

Na prática, a produção de metano é bem menor que aquela prevista na produção teórica calculada nas condições estequiométricas (Equações 5,6 e 7), isso se justifica pelas perdas de metano que podem ocorrer devido à dissolução deste gás no efluente do reator UASB ou pela transferência deste gás da superfície da água no reator para a atmosfera. Esta última perda dependerá do tamanho da superfície e da presença ou não de uma cobertura (hermética) da superfície do reator (VERONEZ, 2001). Ele ainda faz menção de Van Haandel & Lettinga (1994), por apontarem perdas práticas de metano em reatores UASB na faixa de 20 a 50%.

Souza et al., (2010) ao estudar rotas de formação, transporte e consumo de metano resultante do tratamento de esgoto doméstico em reator UASB, cita os estudos de Agrawal et al. (1997) e de Singh & Viraraghavan (1998), onde calcularam e quantificaram a perda de metano no efluente de reator UASB em perdas de 50% e 60% da produção teórica. (2009, apud MIKI, 2010) apresentou uma perda de metano no efluente líquido ainda mais precisa, correspondente a 44,8% da produção total de gás gerado (dissolvido +biogás).

Formigoni & Perovano (2011) citam o estudo dos autores Keller & Hartley (2003), que chegaram a valores de perda de metano de ordem de 14%, o menor em comparação a outros autores como mostra a Tabela 12.

Tabela 10 - Perdas de metano encontradas por outras metodologias.

Autor	Porcentagem da perda de metano
Van Haandel & Lettinga (1994)	20% a 50%
Agrawal et al. (1997)	50%
Singh & Viraraghavan (1998)	60%
Keller & Hartley(2001)	14%
Souza et al. (2009)	44,80%

Fonte: Lima e Passamani (2012).

Com isso, observa-se que as perdas de metano podem alcançar valores significativos, o que acarreta em redução do potencial energético do biogás previsto no cálculo de estimativa. Portanto, é de grande importância considerar todas as perdas de metano no cálculo da produção volumétrica do biogás para que se forneça um resultado coerente sobre o seu verdadeiro potencial energético (LIMA, 2012). Observa-se que este experimento apresentou perdas de metano próximas aos valores citados pelos autores.

6 CONCLUSÃO

A partida do reator se mostrou eficaz, considerando que a biomassa foi imposta à condições como a curto período de adaptação, durando 15 dias (7 dias em batelada COV 3 g DQO L⁻¹ d⁻¹ e 8 dias em fluxo contínuo também na COV 3 g DQO L⁻¹ d⁻¹). Ao avaliar a remoção da matéria orgânica em termos de DQO, sólidos totais e sólidos totais voláteis, o reator apresentou alta eficiência de remoção de DQO (80-90%) durante toda a operação.

Para a remoção de sólidos a etapa que mostrou melhores resultados foi a etapa 4, COV 11 g DQO L⁻¹ d⁻¹, onde obteve 66% de remoção para sólidos totais e 72,32% para sólidos totais voláteis;

Quanto a produção de metano, a alta remoção de DQO indica elevada produção de metano, porém ao compararmos o volume medido com o volume teórico percebe-se baixa eficiência, isso devido a 40% ser perdido no processo, 20% por metano dissolvido no efluente e 20% por problemas de medição.

7 SUGESTÕES E PERSPECTIVAS

Diante dos resultados desta pesquisa, e com o intuito de aprofundar a tecnologia dos reatores UASB fase única alimentados com efluente do processamento da acerola, sugere-se:

- Testar o tratamento em UASB pesquisando outras variações de cargas orgânicas volumétricas e Tempos de Detenção Hidráulico(TDH);
- Utilização de sistema automático de medição de metano.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALBUQUERQUE, M. F. G. **Tratamento do glicerol bruto proveniente da produção de biodiesel visando a geração de metano**. Dissertação de Mestrado. Ouro Preto, MG: UFOP, 2014. 80p.
- ALKAYA, E. and G.N. Demirer, 2011. **Anaerobic mesophilic co-digestion of sugar-beet processing wastewater and beet-pulp in batch reactors**. *Renewable Energy*, 36: 971-975. DOI: 10.1016/j.renene.2010.08.040
- AMORIIM, M. C. C. **Caracterização, biodegradabilidade e tratamento de manipueira proveniente de casas de farinha**. Tese de Doutorado. Recife, PE. Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2015.
- ANDREOLI, C. V. VON SPERLING, M.; FERNANDES, F. **Lodo de esgotos: tratamento e disposição final**. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v.6. Belo Horizonte: DESA; Universidade Federal de Minas Gerais, 2001. 483 p.
- APHA. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21 ed. Washington American Public Health Association, 2005.
- AQUINO, S.; CHERNICHARO, C. A. L.; FORESTI, E.; SANTOS, M. L. F.; MONTEGGIA, L. O. **Metodologias para determinação da Atividade Metanogênica Específica (AME) em lodos anaeróbios**. *Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 12, n. 2, p.192-201, 2007.
- ASTN (Associação das Indústrias Processadoras de Frutos Tropicais); APEX **Programa Setorial Integrado de Promoção de Exportações de Sucos Tropicais**. Brasília, 2001. Disponível em: <<http://webm5.uol.com.br/cgi-bin/webmail.exe/messages>>. Acesso em: 14 dez. 2003.
- BOUBAKER, F. and B.C. Ridha, 2008. **Modelling of the Mesophilic anaerobic co-digestion of olive mill wastewater with olive mill solid waste using anaerobic digestion model no. 1 (ADM1)**. *Bioresource Technol.*, 99: 6565-6577. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.11.035
- AMOR, C.; LUCAS, M. S.; PERES, A. J.P. **Treatment of concentrated fruit juice wastewater by the combination of biological and chemical processes**, *Journal of Environmental Science and Health*, 2012. Part A, 47:12, 1809-1817, DOI:10.1080/10934529.2012.689244
- COLLINS, G. et al. **Anaerobic biological treatment of phenolic wastewater at 15–18°C**. *Water Research*, v. 39, p. 1614-1620, 2005.
- BARROS, V. G. DE; MARIA, R.; OLIVEIRA, R. A. DE. **Biomethane production from vinasse in UASB**. *Brazilian Journal of Microbiology*, p. 1–12, 2016.
- BLISKA, F. M. de M.; LEITE, R S. da S. F. **Acerola no Brasil: produção e mercado**. Aspectos econômicos e de mercado. In: SÃO JOSÉ, AR; ALVES, RE. (Ed.). Vitória da Conquista: UESB, 1995. p.107-123..
- BORGES, S.; MARTINS, K. A.; SILVA, M. S. **Utilização dos frutos de jatobá-do-cerrado (*Hymenaeastigonnacarpamrt.*) e jatobá-da-mata (*Hymenaeastilbocarpamart.*) na elaboração de biscoitos com reduzido teor de açúcares e alto teor de Fibra alimentar**. *Ciência e Tecnologia de Alimentos*, v. 19, p.21-30, 1999.
- CALDERONI, S. **Os bilhões perdidos no lixo**. 3a ed. São Paulo: Humanitas, 1999.

- CARDOSO, M. G. **Bioaugmentação em reatores anaeróbio e aeróbio e uso de reator nitrificante para redução da carga orgânica e nitrogenada.** Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos), Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, 2012.
- CHERNICHARO, CARLOS AUGUSTO DE LEMOS. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios.** Projeto PROPSAB. Belo Horizonte, 2001.
- CUETOS, M.J., FÓMEZ, S., OTERO, M., MORÁN, A. 2008. **Anaerobic Digestion solid slaughterhouse waste (SHW) at Laboratory Scale: Influence of Co-digestion With the Organic Fraction of Municipal Solid Waste (OFMSW).** *Biochemical Engineering Journal* 40 99-106
- DEVESA-REY, R., VECINO, X., VARELA-ALENDE, J.L., BARRAL, M.T., CRUZ, J.M., MOLDES, A.B. 2011. **Valorization of winery waste vs. the cost of not recycling.** *Waste Manage.* 31, 2327–2335.
- EL-KAMAH, H., TAWFIK, A., MAHMOUD, M., ABDEL-HALIM, H., 2010. **Treatment of high strength wastewater from fruit juice industry using integrated anaerobic/aerobic system.** *Desalination* 253, 158–163.
- EMBRAPA. **A cultura da Acerola.** Coleção Plantar, 3ª edição revista e ampliada. Brasília-DF, 2012.
- FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; VAN HAANDEL, A.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. F. **Capítulo 2: Fundamentos do Tratamento Anaeróbio.** In: CAMPOS, J. R. (coordenador). *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.* 1. ed. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 1999. p. 29-52.
- FORMIGONI, L. P. A., PEROVANO, T. G. **Avaliação da geração de energia através de subprodutos do tratamento de esgotos sanitários.** 2011. 97 f. Trabalho de Conclusão de Curso – Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2011.
- GARG, V. K.; YADAY, A. **Vermicomposting: An effective tool for the management of invasive weed Partheniumhysterophorus,** *Bioresour.Techonol.* v. 102, n. 10, p. 5891-5895, 2011.
- ISRAEL M. C., **Utilização do Resíduo do Processamento do Palmito para a Produção de Enzimas Hidrolíticas por Fungos do Gênero Polyporus.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental), Universidade Regional de Blumenau, Blumenau. 2005. 135f.
- LEITE, V.D.; LOPES, W.S.; SOUSA, J.T. **Tratamento anaeróbio de resíduos orgânicos com baixa concentração de sólidos.** *Eng. Sanit. Ambient.*v. 9, n 4, out/dez, 280-284, 2004. (Nota técnica).
- LETTINGA, G. **Anaerobic treatments of very low strength and cold industrial and domestic wastewater.** In: VIÑHAS, M.; SOUBES, M.; BORZACCONI, L. ; MUXI, L. (eds). *TALLER Y SEMINÁRIO LANTINO AMERICANO – TRATAMIENTO ANAERÓBIO DE ÁGUAS RESIDUALES*, 3, 1994, *Anales..Montevideo*, Uruguay, 1994. p. 155-168.
- LETTINGA, G., ROERSMA, R., GRIN, P. **Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor.** *Biotechnol. Bioeng.*, v. 25, 1710-1723, 1983.
- LIMA, A. C. G.; PASSAMANI, F. C. **Avaliação do potencial energético do biogás produzido no reator UASB da ETE-UFES.** Trabalho de conclusão de curso, Departamento de Engenharia Ambiental. Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória,

- LIMA, A. C. G.; PASSAMANI, F. C. **Avaliação do potencial energético do biogás produzido no reator UASB da ETE-UFES**. Trabalho de conclusão de curso, Departamento de Engenharia Ambiental. Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2012
- LIMA, L. M. Q. **Tratamento de Lixo**. 2^a ed. São Paulo: Hemus, 1991.
- LOUSADA JÚNIOR, J. E.; COSTA, J. M. C.; NEIVA, J. N. M.; RODRIGUEZ, N. M. **Caracterização físico-química de subprodutos obtidos do processamento de frutas tropicais visando seu aproveitamento na alimentação animal**. Revista Ciência Agronômica, v. 37, n. 1, p. 70 -76, 2006.
- MACHADO, R.M.G.; FREIRE, V. H.; SILVA, P. C.; FIGUERÊDO, D. V.; FERREIRA, P.E. **Controle ambiental nas pequenas e médias indústrias de laticínios**. Projeto Minas Ambiente, Belo Horizonte, 224p., 2002.
- MATIAS, M. F. O.; OLIVEIRA, E. L.; MARGALHÃES, M. M. A., GERTRUDES, E. **Use of fibers obtained from the cashew (*Anacardium occidentale* L.) and guava (*Psidium guajava*) fruits for enrichment of food products**. Brazilian Archives of Biology and Technology, v. 48, n. Especial, p. 143-150, 2005.
- METCALF; EDDY. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4ed. New York: McGraw-Hill, 1771 p. 2003.
- METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse**. 3a ed. New York: McGrawHill, 822p. 1991.
- MIN, H.; KYU, S.; HYUB, J.; MOON, J. **Bioresource Technology Microbial community structure in a thermophilic aerobic digester used as a sludge pretreatment process for the mesophilic anaerobic digestion and the enhancement of methane production**. Bioresource Technology, v. 145, p. 80–89, 2013.
- MORAES, L. M. **Avaliação da biodegradabilidade anaeróbia de lodos de esgotos provenientes de reatores anaeróbios sequenciais**. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola – Área de concentração de Água e Solo), Universidade Estadual de Campinas, Campinas-SP, 2005.
- OLIVEIRA, A.; SILVA, M. G. F. ; SOBRAL, P. J. A. ; OLIVEIRA, C. A. F. ; HABITANTE, A. M. Q. B. **Propriedades físicas de misturas para sherbets de mangaba**. Pesquisa Agropecuária Brasileira, v. 40, n. 06, p. 581-586, 2005.
- PRADO, M. A. C. & CAMPOS, C. M. M. **Produção de biogás no tratamento dos efluentes líquidos do processamento de Coffea arabica L. em reator anaeróbico UASB para o potencial aproveitamento na secagem do café**. Ciênc. agrotec, Lavras, v. 32, n. 3, p. 938-947, maio/jun., 2008
- SANTAELLA, S. T. **Estudos de tecnologias apropriadas para tratamento de efluentes da indústria de castanha de caju**. Fortaleza: UFC, Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental. (Relatório Institucional de Pesquisa), 31p. 1999.
- SEGHEZZO et. al. **A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors**. Bioresource Technology. v. 65, p. 175-190, 1998.
- SILVA, W. R.; LEITE, V. D.; SOUSA, J. T.; LOPES, W. S.; BARROS, A. J. M. **Digestão Anaeróbia de Resíduos Vegetais com Baixa Concentração de Sólidos em Reator Compartmentado**. Gaia Scientia 2013, 7(1): 42-49.
- SOONG, Y. Y.; BARLOW, P. J. **Antioxidant activity and phenolic content of selected fruit seeds**. Food Chemistry, London, v.88, p. 411-417, 2004.

SOUSA, J. T.; VAN HAANDEL, A. C.; CONSENTINO, P. R. S.; GUIMARÃES, A. V. A., **Pós-tratamento de efluente de reator UASB utilizando sistemas “wetlands” construídos**. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, 2000.

SOUZA, M. E. **Fatores que influenciam a digestão anaeróbia**. Revista DAE, (44), p. 88-94, 1984.

SOUZA, C. L. **Estudo das rotas de formação, transporte e consumo dos gases metano e sulfeto de hidrogênio resultantes do tratamento de esgoto doméstico em reatores UASB**. 2010. 127f. Dissertação (Especialização em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.

SPEECE, R. E. Toxicity response. In: SPEECE, R. E. (Ed.) **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters**. Vanderbilt University, Archae Press, USA, 1996. p. 245-286.

VELA, FRANCISC JOSÉ. **Tratamento de esgoto sanitário em reator anaeróbio operado em bateladas seqüenciais e periodicamente aerado**. São Carlos, 2006.

VERONEZ, F. A. **Desempenho de um reator UASB tratando esgoto sanitário e realizando concomitantemente o adensamento e a digestão do lodo de descarte de biofiltros aerados submersos**. 2001.151f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – UFES, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2001.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos** – 2ª. Ed. Belo Horizonte: Departamento de Eng. Sanitária e Ambiental. UFMG. 243 p., 1996.

ZAHER, U. et al. **Producing Energy and Fertilizer From Organic Municipal Solid Waste. Department of Biological Systems Engineering**. Washington State University. Ecology Publication No. 07.07.024.2007. Disponível em: <<https://fortress.wa.gov/ecy/publications/publications/0707024.pdf>>. Acesso em 30 ago. 2014.