

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

TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE FECULARIA E PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FIXO E FLUXO CONTÍNUO

IZABELA REGINA COSTA ARAUJO

CASCAVEL – Paraná – Brasil
2015

IZABELA REGINA COSTA ARAUJO

**TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE FECULARIA E PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM
REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FIXO E FLUXO CONTÍNUO**

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

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Simone Damasceno
Gomes

CASCADEL - Paraná - Brasil
Janeiro - 2015

Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)

A689t

Araujo, Izabela Regina Costa

Tratamento de água residuária de fecularia e produção de biogás em reator anaeróbio de leito fixo e fluxo contínuo. / Izabela Regina Costa Araujo. Cascavel, 2015.

74 p.

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Simone Damasceno Gomes

Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná. Programa de Pós-Graduação Stricto Sensu em Engenharia Agrícola

1. Biodigestão anaeróbia. 2. Reator metanogênico. 3. Metano. I. Gomes, Simone Damasceno. II. Universidade Estadual do Oeste do Paraná. III. Título.

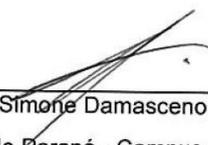
CDD 21.ed. 628.354
665.7

Ficha catalográfica elaborada por Helena Soterio Bejio – CRB 9^a/965

IZABELA REGINA COSTA ARAUJO

Tratamento de água residuária de fecularia e produção de biogás em reator anaeróbio de leito fixo e fluxo contínuo

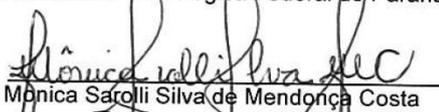
Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação Stricto Sensu em Engenharia Agrícola em cumprimento parcial aos requisitos para obtenção do título de Mestra em Engenharia Agrícola, área de concentração Recursos hídricos e saneamento ambiental, linha de pesquisa Saneamento ambiental, APROVADO(A) pela seguinte banca examinadora:


Orientador(a) - Simone Damasceno Gomes

Universidade Estadual do Oeste do Paraná - Campus de Cascavel (UNIOESTE)


Juliana Bortoli Rodrigues Mees

Universidade Tecnológica Federal do Paraná


Mônica Sarolli Silva de Mendonça Costa

Universidade Estadual do Oeste do Paraná - Campus de Cascavel (UNIOESTE)

Cascavel, 19 de fevereiro de 2015

BIOGRAFIA

Izabela Regina Costa Araujo é graduada em Engenharia Florestal, pela Universidade Federal do Paraná, em 2006, têm pós-graduação em Engenharia de Segurança do Trabalho, pela Universidade Tecnológica Federal do Paraná e Pós-graduação em Energias Renováveis com Ênfase em Biogás, pela Universidade Federal Latino Americana. Em 2013, iniciou o curso de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola, em nível de mestrado, na área de concentração de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, na Universidade Estadual do Oeste do Paraná, *campus* de Cascavel.

AGRADECIMENTOS

Agradeço à minha família, pelo suporte, motivação e compreensão.

Agradeço à professora Simone D. Gomes, pela orientação, dedicação e amizade.

Aos meus amigos e colegas de trabalho, em especial à Shaiane Lucas, Tamiris Tonello, Fernanda Araujo, Marcelo Remor, Mariana Sbizzaro, Francielly Torres, Larissa Mallmann, Adriana Lima, Denise Palma, Simone Dellagostin, Jolana Cavalheri, Douglas Torres, Márcia Mauli e Ederson Bugatti, que me ajudaram das mais diversas formas.

Às professoras Sílvia Renata Coelho, Mônica Sarolli S. M. Costa, Juliana B. Mees e Maria Hermínia Tavares, pelo apoio;

Aos técnicos Edison B. Cunha e Euro K. Kailer, por toda ajuda dispensada.

À Zadimel Indústria e Comércio, pelo apoio.

À CAPES, pelo apoio financeiro.

À UNIOESTE, pela estrutura.

E a todos aqueles que de alguma forma contribuíram para a realização deste projeto.

Muito obrigada.

TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE FECULARIA E PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM REATOR ANAERÓBIO DE LEITO FIXO E FLUXO CONTÍNUO

RESUMO

Dentre as diversas formas existentes de tratar os efluentes da indústria de fécula de mandioca, o processo anaeróbio é considerado uma alternativa simples e econômica, que alia o elevado grau de conversão da matéria orgânica à produção do biogás. O biogás, por sua vez, é um recurso energético potencial que pode ser utilizado para suprir parte das demandas energéticas das unidades industriais. Nesse sentido, estabeleceu-se como objetivo deste trabalho avaliar um reator anaeróbio de leito fixo e fluxo ascendente, em relação à remoção de carga orgânica da água residuária de extração de fécula de mandioca e à produção de biogás. Para isso, foram testadas as cargas orgânicas volumétricas (COV) de 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹ em um reator de 2,82 L de volume útil. Utilizou-se meio suporte de anéis de polipropileno preenchidos com espuma de poliuretano. Os parâmetros monitorados no efluente do reator foram o pH, acidez volátil (AV), alcalinidade total (AT), razão AV/AT, concentrações de sólidos totais (ST), sólidos voláteis (SV), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), demanda química por oxigênio total (DQO_T) e demanda química por oxigênio solúvel (DQO_S) e de ácidos orgânicos. A eficiência do reator foi avaliada em relação às remoções de sólidos e carga orgânica e à produção de biogás e de metano. Como principais resultados, observou-se que o reator manteve-se estável em relação aos parâmetros pH, remoção de SSV e remoções de DQO_T e DQO_S. Observou-se a presença de ácido láctico, butírico, propiônico e acético no efluente, sendo o ácido acético em maiores concentrações. A produção média de biogás foi de 3,8 L.d⁻¹ e a média da produção específica de biogás foi de 0,156 L.g⁻¹DQO_{consumida}, sendo que, para ambos os maiores resultados foram obtidos para a COV 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹. O percentual de metano no biogás variou de 66 a 84% e a produção específica de metano de 0,01 até 0,36 L.g⁻¹ e os maiores valores foram obtidos nas COV 2,5 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹, respectivamente. As remoções médias de ST, SV, SST e SSV foram de 72, 80, 63 e 92 %, respectivamente. As remoções médias de DQO_T e DQO_S foram de 98,7 e 97,9, respectivamente e as taxas de remoção mais altas foram obtidos para as COV 10,0 e 2,5 g.L⁻¹.d⁻¹. Desta forma, conclui-se que é possível produzir biogás com percentuais de metano superiores a 80% (máximo) e remover a carga orgânica em mais de 90% (máximo), em sistemas com a configuração testada, utilizando água residuária de indústria de fécula de mandioca. Além disso, verificou-se que as maiores produções de biogás foram obtidas para as COV maiores e a tendência de aumento da produção de biogás com o aumento da COV, assim como a produção específica de metano.

Palavras-chave: reator metanogênico, biodigestão anaeróbia, metano.

TREATMENT OF WASTEWATER FROM CASSAVA STARCH INDUSTRY AND BIOGAS PRODUCTION IN ANAEROBIC REACTOR WITH FIXED BED AND CONTINUOUS FLOW

ABSTRACT

Researches have shown that among several ways of treating cassava starch wastewater, anaerobic process has been considered a simple and economical option that combines the high content of organic matter conversion to biogas production. On the other hand, biogas is a potential energy resource that can be used to supply part of the energy demands from industrial plants. Thus, this trial aimed at evaluating an anaerobic reactor with fixed bed up-flow, regarding the removal of organic load in wastewater from cassava starch extraction as well as biogas production. So, volumetric organic loads (VOC) of 2.5; 5.0; 8.0 and 10.0 g.L⁻¹.d⁻¹ were tested in a 2.82 L volume reactor. A support medium of polypropylene rings filled with polyurethane foam was used. The monitored parameters regarding the reactor effluent were: pH, volatile acidity (VA), total alkalinity (TA), VA/TA ratio, total solid concentrations (TS), volatile solids (VS), total suspended solids (TSS), volatile suspended solids (VSS), total chemical oxygen demand (TCOD), soluble chemical oxygen demand (SCOD) and organic acids. The reactor performance was tested in relation to removals of solids, organic load, as well as biogas and methane production. As the most important results, it was observed that the reactor remained constant concerning pH, total removal of VSS and removals of TCOD and SCOD. While, there were also lactic, butyric, propionic and acetic acids in the studied effluent, although acetic acid was recorded in higher concentrations. Biogas production average was 3.8 L.d⁻¹, the average of specific biogas production was 0.156 L.gCOD_{consumed}⁻¹, but VOC answer was 10.0 g.L⁻¹.d⁻¹, being the greatest results for both of them. Methane percentage in biogas ranged from 66 to 84% and the specific methane production ranged from 0.01 to 0.36 Lg⁻¹. The highest values were obtained in VOC - 2.5 and 10.0 g.L⁻¹.d⁻¹, respectively. The removal of medium TS, VS, TSS and VSS were 72, 80, 63 and 92%, respectively. The average removals of TCOD and SCOD were 98.7 and 97.9 respectively, therefore, the highest removal rates were obtained for 10.0 and 2.5 VOC g.L⁻¹.d⁻¹. Thus, it can be concluded from this trial that it is possible to produce biogas with a methane percentage higher than 80% (maximum) and remove the organic loading rate by more than 90% (maximum) according to tested configuration systems with wastewater from cassava starch industry. Furthermore, the highest biogas productions were obtained for the highest VOC, while it was observed a bias on biogas production with VOC increase as well as the specific production of methane.

Keywords: methanogenic reactor, anaerobic digestion, methane.

SUMÁRIO

LISTA DE TABELAS	ix
LISTA DE FIGURAS	x
LISTA DE ABREVIATURAS	xi
1 INTRODUÇÃO	1
2 OBJETIVOS	3
2.1 Objetivo geral	3
2.2 Objetivos específicos.....	3
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
3.1 A indústria de fécula de mandioca e seu efluente.....	4
3.2 Biodigestão anaeróbia.....	5
3.3 Monitoramento e avaliação do desempenho de reatores anaeróbios	7
3.3.1 Monitoramento dos parâmetros: pH, acidez volátil, alcalinidade total e relação AV/AT7	
3.3.2 Remoção de carga orgânica e de sólidos.....	8
3.3 Produção de biogás a partir de águas residuárias de processamento de mandioca.	10
3.4 Aproveitamento energético do biogás	12
4 MATERIAL E MÉTODOS	15
4.1 Reator Anaeróbio	16
4.2 Gasômetro	17
4.3 Substrato.....	18
4.4 Inoculação e partida do reator	19
4.5 Monitoramento	20
4.6 Métodos analíticos.....	21
4.7 Avaliação dos dados	22
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	24
5.1 Comportamento do reator.....	24
5.1.1 Monitoramento do pH, acidez volátil, alcalinidade total e relação AV/AT	25
5.1.2 Monitoramento de sólidos.....	29
5.1.3 Monitoramento da DQO e da remoção de DQO	33
5.1.4 Produção e qualidade do biogás	36
6 CONCLUSÕES	40

7	CONSIDERAÇÕES FINAIS	41
	REFERÊNCIAS	42
	APÊNDICES.....	47
APÊNDICE A	RESULTADOS DOS TESTES DE NORMALIDADE	48
APÊNDICE B	RESULTADOS DAS ANOVAS E AVALIAÇÃO DOS RESÍDUOS	55
APÊNDICE C	RESULTADOS DOS TESTES DE TUKEY	65

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Características físico-químicas das águas residuárias de extração de fécula....	5
Tabela 2	Equivalência energética do biogás em relação a outros combustíveis	13
Tabela 3	Características físico-químicas e nutrientes nas amostras de efluentes utilizados para a alimentação do reator	19
Tabela 4	Parâmetros analisados e pontos de coleta.	20
Tabela 5	Métodos analíticos utilizados no experimento.	22
Tabela 6	Variáveis analisadas e distribuição de dados	23
Tabela 7	Estatística descritiva para os conjuntos de dados dos parâmetros avaliados.	24
Tabela 8	Estatística descritiva por tratamento para pH, razão AV/AT, alcalinidade total (mg.L ⁻¹) e acidez volátil (mg.L ⁻¹).	25
Tabela 9	Estatística descritiva por tratamentos para as concentrações dos ácidos láctico, acético, propiônico e butírico (mg.L ⁻¹).....	29
Tabela 10	Estatística descritiva por tratamento para a concentração de sólidos e eficiência de remoção de sólidos	30
Tabela 11	Teste de Tukey para comparação das médias dos tratamentos para remoção de sólidos totais e de sólidos voláteis (%)	31
Tabela 12	Teste de Tukey para comparação das médias dos tratamentos para remoção de sólidos suspensos totais e de sólidos suspensos voláteis (%).....	31
Tabela 13	Estatística descritiva por tratamento para a concentração de DQO e eficiência de remoção de sólidos	34
Tabela 14	Teste de Tukey para comparação das médias dos tratamentos para eficiência na remoção de DQO _T e DQO _S (%)	35
Tabela 15	Estatística descritiva por tratamento para a produção de biogás, produção específica de biogás e de metano e percentual de metano.	36
Tabela 16	Teste de Tukey para comparação das médias dos tratamentos para a produção de biogás e percentual de metano	37
Tabela 17	Teste de Tukey para comparação das médias dos tratamentos para a produção específica de biogás e de metano	37

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Sequências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na biodigestão anaeróbia.	6
Figura 2	Organograma geral do experimento.	15
Figura 3	Esquema do reator anaeróbio, com unidade em centímetros.	16
Figura 4	Meio suporte e reator experimental.	17
Figura 5	Variação do pH, em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).26	
Figura 6	Variação das concentrações da acidez volátil e alcalinidade total (mg.L ⁻¹), em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).	26
Figura 7	Variação da AV/AT, em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).	27
Figura 8	Variação das concentrações dos ácidos láctico, acético, propiônico e butírico (mg.L ⁻¹), função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).	28
Figura 9	Variação das concentrações de sólidos totais e sólidos voláteis (mg.L ⁻¹), em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).	32
Figura 10	Variação das concentrações de sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis (mg.L ⁻¹), em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).	32
Figura 11	Variação das taxas de remoção de sólidos totais e sólidos voláteis (%), em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).	33
Figura 12	Variação da eficiência de remoção de sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis (%), em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).	33
Figura 13	Variação das concentrações DQOT e DQOS (mg.L ⁻¹), em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).	35
Figura 14	Variação da eficiência de remoção da DQOT e DQOS, em função tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).	35
Figura 15	Variação da produção de biogás e do percentual de metano no biogás, em função tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).	38
Figura 16	Variação da produção específica de biogás e de metano, em função tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L ⁻¹ .d ⁻¹).	39

LISTA DE ABREVIATURAS

AT	- Alcalinidade total
AV	- Acidez volátil
AV/AT	- Relação acidez volátil/alcalinidade total
°C	- Graus centígrados
CH₄	- Gás metano
CNTP	- Condições normais de temperatura e pressão
CO₂	- Gás carbônico
COT	- Carbono orgânico total
COV	- Carga orgânica volumétrica
DBO	- Demanda biológica por oxigênio
DQO_T	- Demanda química por oxigênio total
DQOs	- Demanda química por oxigênio solúvel
GLP	- Gás liquefeito de petróleo
K	- Kelvin
NTK	- Nitrogênio total Kjeldahl (mg.L ⁻¹)
Pa	- Pascal
SF	- Sólidos fixos
SST	- Sólidos suspensos totais
SSV	- Sólidos suspensos voláteis
ST	- Sólidos totais
SV	- Sólidos voláteis
TCD	- Detector de condutividade térmica
TDH	- Tempo de detenção hidráulica
UASB	- Reator anaeróbio de fluxo ascendente e leito de lodo

1 INTRODUÇÃO

A mandioca (*Manihot esculenta* Crantz) desempenha um papel fundamental nos países tropicais, como uma das fontes mais econômicas de carboidratos, com relevância significativa no fornecimento de matéria-prima para o consumo direto e o beneficiamento industrial (ALBUQUERQUE *et al.*, 2009; DORIA; PINTO, 2014).

A fécula de mandioca é um importante produto da agroindústria brasileira e é destinada às mais diversas finalidades, em especial ao abastecimento da indústria alimentícia e papelreira. Na safra 2013/2014, 473,72 mil toneladas de fécula foram produzidas no Brasil, cerca de 70% no Paraná (mais de 330 mil toneladas), principal produtor do país (CEPEA, 2014; GROXKO, 2014).

O processo de extração da fécula de mandioca, qualquer que seja o grau de tecnologia empregada, gera resíduos sólidos e efluentes líquidos. Diariamente são gerados milhares de m³ de águas residuárias, que podem ser tratados por processos físicos, químicos ou biológicos. Dentre os processos biológicos, o tratamento em reatores anaeróbios ou biodigestores é amplamente difundido, principalmente por associar altas taxas de remoção de matéria orgânica com a produção de biogás.

O biogás é o gás resultante do processo de degradação da matéria orgânica por micro-organismos anaeróbios e é composto basicamente por metano (CH₄) e dióxido de carbono (CO₂). As águas residuárias geradas nas fecularias são ricas em matéria orgânica, principalmente em açúcares de fácil degradação, o que favorece a produção do biogás (KUCZMAN *et al.*, 2012).

O biogás, por sua vez, pode ser empregado como fonte de energia na indústria, na geração de eletricidade ou em substituição à lenha em fornos e caldeiras. No Paraná, vem sendo difundido entre as fecularias e passou a figurar como diferencial competitivo entre as indústrias do setor, pois o deste recurso como fonte energética promove consideráveis abatimentos nos custos de produção da fécula. Além da redução dos custos, a utilização do biogás como insumo promove a segurança no abastecimento energético, sobretudo de energia térmica, nas unidades industriais. Isto porque a maior parte delas utiliza como combustível nas caldeiras a lenha proveniente de reflorestamentos, um recurso caro e escasso, cujo abastecimento é afetado pelas intempéries climáticas, como chuvas prolongadas, e pela concorrência com uma infinidade de outros setores industriais que também utilizam a lenha.

O processo de extração da fécula nas agroindústrias também apresenta elevado consumo de energia elétrica. Em geral, em função dos altos custos, as fecularias operam

21 horas por dia, evitando as altas tarifas praticadas no horário de ponta (das 18 horas às 21 horas). Caso estas indústrias operassem durante estas horas, poderiam obter um incremento na produção da ordem de 12,50% (FEIDEN, 2001).

Desta forma, considerando que o tratamento de efluentes industriais provenientes da produção de fécula em reatores anaeróbios podem contribuir para a remoção de carga orgânica e produção de biogás, um recurso energético potencial, este trabalho objetivou avaliar o tratamento de efluente de fecularia em um reator anaeróbio vertical de leito fixo e fluxo contínuo ascendente.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Avaliar o desempenho de um reator anaeróbio vertical de leito fixo, fluxo ascendente e alimentação contínua no tratamento de água residuária de fecularia e produção de biogás.

2.2 Objetivos específicos

- Avaliar o comportamento do reator em relação a sua operação, variando-se a carga orgânica volumétrica aplicada;
- Avaliar a eficiência do reator em relação à remoção de carga orgânica do efluente (sólidos e DQO);
- Avaliar a concentração de ácidos orgânicos no efluente do reator;
- Avaliar a produção de biogás e sua composição em função das diferentes cargas orgânicas volumétricas aplicadas.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 A indústria de fécula de mandioca e seu efluente

A mandioca é uma das principais espécies cultivadas no mundo e é a sexta cultura alimentar mais importante (RATTANACHOMSRI *et al.*, 2009). Os maiores produtores mundiais de derivados da mandioca são: Nigéria, Brasil, Tailândia e Indonésia (WUTTIWAI, 2009; HERMIATI *et al.*, 2012; EDAMA; SULAIMAN; RAHIM, 2014).

Entre os principais produtos da mandioca estão a farinha e o amido, utilizados principalmente em indústrias de alimentos, têxtil, química e farmacêutica (EDAMA, SULAIMAN; RAHIM, 2014). No Brasil, o sistema produtivo da cadeia da mandioca se apresenta de modo diversificado devido a fatores culturais e econômicos, podendo ser classificado basicamente em três tipos: unidade doméstica, unidade familiar e unidade empresarial (BRINGHENTE; CABELLO, 2005). Entretanto, para todas as classes as principais etapas na produção de amido de mandioca são similares: lavagem, moagem, separação de fibras e separação de proteínas, desidratação, secagem e embalagem (CHAVALPARIT; ONGWANDEE, 2009). Durante estas fases de processamento, são geradas grandes quantidades de resíduos, que podem ser: sólidos, como a casca, entrecasca e farelo; líquidos, constituídos da água de lavagem das raízes e da água de prensagem da mandioca, comumente denominada manipueira (INOUE *et al.*, 2011; SUZUKI *et al.*, 2012).

A água residuária da extração da fécula é rica em substâncias orgânicas e nutrientes minerais. Dos subprodutos gerados no processo de industrialização da mandioca, é o mais problemático, porquanto possui elevada concentração de matéria orgânica e linamarina, que é um glicosídeo cianogênico tóxico, do qual provém o ácido cianídrico (HCN) e que pode causar sérios problemas ao meio ambiente, quando descartado inadequadamente (BARANA; CEREDA, 2000). Segundo Sun *et al.* (2012), uma fecularia pode gerar de 20 a 60 m³ de água residuária por tonelada de mandioca processada.

Na Tabela 1, é apresentada a compilação de informações referentes às principais características físico-químicas de águas residuárias de fecularias, provenientes de trabalhos que avaliaram o efluente da mesma unidade industrial objeto deste estudo.

Tabela 1 Características físico-químicas das águas residuárias de extração de fécula

	pH	DQO _T (g.L ⁻¹)	ST	SV (g.L ⁻¹)
Larsen <i>et al.</i> (2013)	4,04 - 4,08	6,9 - 14,9	6,4-9,6	1,3- 1,8
Kunzler <i>et al.</i> (2013)	3,99	11,1	9,3-12,7	7,4
Kuczman (2012)	4,25	6,7	-	6,3
Watthier (2011)	3,56 - 5,72	6,1-- 15,2	3,9-12,7	3,7 - 9,9
Kuczman <i>et al.</i> (2011)	4,37	15,7	9,5	7,5
Torres (2009)	5,09	9,8	9,0-14,4	7,9

Em função do seu potencial poluidor, a disposição dos efluentes industriais nos corpos d'água sem tratamento prévio não é permitida, de acordo com a Lei Federal nº 9433/77 e as resoluções 357/2005 e 430/2011 do CONAMA. Apesar da disponibilidade de vários sistemas para o tratamento de efluentes líquidos, a indústria de processamento da mandioca faz parte de um segmento que ainda não dispõe de grandes investimentos em tecnologia para o tratamento dos seus efluentes. Além disso, a maior parte das fecularias está instalada em áreas rurais, distante de corpos hídricos com capacidade para recepção de despejos, restando como alternativa a disposição no solo (BRASIL, 2012; PINTO; CABELLO, 2011).

Os sistemas de tratamento de efluentes tradicionais de fecularias caracterizam-se pelo pré-tratamento composto de gradeamento, separador de cascas, um sistema primário composto por decantador primário, caixa ou lagoa de neutralização, além de dispositivos secundários que, geralmente, são compostos de lagoas de estabilização, (anaeróbias, aeradas e facultativas). Em alternativa aos sistemas tradicionais, os reatores biológicos apresentam vantagens pela simplicidade e eficácia no tratamento, além disso, fornecem como produto da digestão do efluente, o biogás, que pode ser incorporado como fonte de energia na indústria (FEIDEN, 2001; PARIZOTTO, 2002; BARANA *et al.*, 2002).

3.2 Biodigestão anaeróbia

A biodigestão anaeróbia surge como uma promissora tecnologia para o tratamento dos resíduos agropecuários e agroindustriais, contribuindo na transformação destes resíduos em subprodutos, agregando valor à produção e viabilizando ambientalmente essas atividades (SILVA *et al.*, 2013).

O tratamento anaeróbio consiste em qualquer processo de digestão biológica na ausência de oxigênio, que resulte na conversão da matéria orgânica degradável em metano e dióxido de carbono, no qual se podem distinguir quatro fases subsequentes e simultâneas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. Essas fases dependem da atividade de três grupos de microrganismos: as bactérias fermentativas (ou acidogênicas), as

De acordo com Chernicharo (2007), é característica favorável aos sistemas anaeróbios, a tecnologia simples, de baixo custo, com vantagens quanto à operação e manutenção, em relação a outros sistemas. Esse autor enumera como benefícios desses sistemas, a baixa produção de sólidos, o reduzido consumo de energia, a pequena demanda por área, a produção do metano, a tolerância a elevadas cargas orgânicas e aplicabilidade em diferentes escalas. Entre as desvantagens citadas pelo autor, as mais relevantes são a necessidade de pós-tratamento do efluente e a susceptibilidade da ação das bactérias anaeróbias a um grande número de compostos.

De acordo com Von Sperling (1996), a eficiência da biodigestão depende do tipo e da configuração dos reatores, que podem variar em função do modelo hidráulico (Fluxo intermitente e fluxo contínuo) e pelos padrões de mistura da biomassa com o efluente (Fluxo em pistão, mistura completa, fluxo disperso e arranjos de células em paralelo).

De acordo com Barana *et al.* (2002), a digestão anaeróbia é adequada ao tratamento de efluentes facilmente degradáveis, incluindo, portanto, os efluentes das indústrias produtoras de amido. Porém, apontam que este tipo de resíduo fermenta tão rapidamente que pode ocasionar a acidificação do reator, prejudicando as arqueas metanogênicas, que são muito sensíveis às variações de pH.

3.3 Monitoramento e avaliação do desempenho de reatores anaeróbios

3.3.1 Monitoramento dos parâmetros: pH, acidez volátil, alcalinidade total e relação AV/AT

A eficiência do processo de digestão anaeróbia depende de diversos fatores, dentre eles: pH, temperatura, concentração de matéria orgânica, presença de compostos tóxicos, composição do efluente, disponibilidade de nutrientes, dentre outros (COLIN *et al.*, 2006). Dessa forma, os reatores anaeróbios podem ter o seu desempenho monitorado e avaliado de diversas formas. Os parâmetros de avaliação mais comuns são a remoção de carga orgânica, de sólidos totais e voláteis e a produção de biogás. Além disso, usualmente, o pH, a acidez volátil e a alcalinidade total e a relação AV/AT são parâmetros utilizados como critério de estabilidade da operação de reatores.

O acompanhamento do pH fornece subsídios para a avaliação das condições de acidez e basicidade do sistema. A maioria das bactérias desenvolvem-se melhor em faixas de variação pequenas de pH, sempre em torno da neutralidade, entre pH 6,8 a 7,3 ou, ainda, nos limites de 6,5 e 7,5 (SMITH, 1973). Segundo McCarty (1964), os valores de pH

podem ser indicativos da atividade biológica. As variações máximas e mínimas, para a maior parte da biota, estão entre pH 4 e 9. Porém, se cultivadas em meio ajustado a um pH determinado, é provável que este pH se altere, como resultado dos metabólicos produzidos, que podem ser tanto ácidos como alcalinos (CAMPOS *et al.*, 2006).

Quanto à acidez e à alcalinidade são parâmetros muito importantes para a digestão anaeróbia. Os ácidos graxos voláteis devem estar em equilíbrio com a alcalinidade do sistema, que reflete a quantidade de bicarbonatos disponíveis. 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, à falência do processo (KUS; WISMANN, 1995).

Os ácidos são os principais produtos formados na fermentação de carboidratos. De acordo com Shida (2008), as bactérias acidogênicas, após hidrólise da glicose, geram os ácidos acético, propiônico e butírico.

O ácido butírico é formado a partir de proteínas e lipídeos. O ácido propiônico é formado pela fermentação metanogênica de carboidratos e proteínas e está relacionado à degradação da matéria orgânica do substrato (ENCINA; HIDALGO, 2004). O ácido fórmico é intermediário da fermentação do CH_4 e o ácido acético é o mais importante, porquanto prevalece entre as formas dos ácidos voláteis que interferem na digestão anaeróbia e na produção de gás, pois este é o intermediário metabólico que é convertido em CH_4 e CO_2 (MCCARTY; JERIS; MURDOCH, 1963)

Segundo Barana (2000) o reator está estável quando os valores da relação AV/AT se encontram entre 0,1 a 0,3; em 0,4 indicam instabilidade; acima de 0,8 o reator começa a entrar em colapso. Para Silva (1977), pode-se considerar estáveis os reatores cuja relação AV/AT seja inferior a 0,5.

3.3.2 Remoção de carga orgânica e de sólidos

O interesse pela aplicação da digestão anaeróbia para o tratamento de efluentes é evidenciado pelos inúmeros trabalhos publicados, especialmente motivados pelos bons resultados obtidos nas pesquisas, principalmente em relação às reduções de carga orgânica e sólidos. Segundo Van Haandel e Lettinga (1994), o principal fator relacionado à eficiência dos reatores é a alta taxa de remoção de matéria orgânica, que possibilita a operação com tempos de detenção hidráulica menores e, conseqüentemente, a utilização de reatores com volumes reduzidos. A seguir são apresentados alguns trabalhos nos quais foram avaliadas as remoções de carga orgânica e sólidos, utilizando como substrato a água residuária de extração de fécula.

Barana e Cereda (2000) avaliaram um reator anaeróbio de duas fases para o tratamento de água residuária de extração de fécula de mandioca, operando em cargas de 0,33 até 8,48 g.L⁻¹d⁻¹. Os melhores resultados foram obtidos na carga de 2,25 g.L⁻¹ d⁻¹ (88,89% de remoção de DQO), enquanto que as taxas de remoção mais baixas (54,95%) foram verificadas com a carga de 8,48 g.L⁻¹d⁻¹.

Barana *et al.* (2002) compararam o desempenho de um reator com filtro anaeróbio composto por anéis de polipropileno, com um reator de *plug-flow* recheado com um feixe de mangueiras dispostas longitudinalmente, para o tratamento de manipueira, ambos os reatores com fluxo ascendente. O TDH utilizado foi de 8 dias e a carga orgânica do efluente foi de 0,6 gDQO.L⁻¹.dia⁻¹. O volume útil dos reatores era de 1,340 L. Os autores constataram que a utilização do filtro anaeróbio no reator resultou em uma redução de 77% na carga de DQO, enquanto a remoção no reator *plug-flow* apresentou valores de, aproximadamente, 49%.

Colin *et al.* (2006) avaliaram o tratamento anaeróbio de efluente de fecularia com carga orgânica de 4,8 gDQO.L⁻¹.dia⁻¹, a partir de um reator de bancada, do tipo UASB, com volume útil de 9,6 L com meio suporte de bambu. Obtiveram como resultados, a remoção de 87% de DQO_T e de 70,8% de sólidos totais.

Pinto e Cabello (2011) avaliaram um sistema de tratamento de água residuária de extração de fécula em escala laboratorial, composto por um reator acidogênico e um reator metanogênico, com volumes de 49 e 16 L, respectivamente. Os autores variaram o tempo de detenção hidráulica em 8,17, 5,44 e 4,08 dias, respectivamente, com vazões de alimentação de 8,0, 12,0 e 16,0 L.d⁻¹. As maiores taxas de remoção foram obtidas com os tempos de detenção hidráulica (TDH) de 8,17 e 5,44 dias, com eficiências médias de remoção de carga orgânica de 89,8 e 80,9%.

Para o mesmo tipo de efluente, Ferraz, Bruni e Del Bianchi (2009) avaliaram o desempenho de um reator anaeróbio compartimentado, com volume útil de 4 L, variando a carga orgânica na alimentação de 2,0 até 7,0 g.L⁻¹, avaliando o tempo de detenção hidráulica para o melhor desempenho de remoção de carga orgânica. A remoção de DQO variou de 83 para 92% e o tempo de detenção hidráulica que apresentou melhor desempenho foi de 3,5 dias.

Em escala laboratorial, Torres (2009) avaliou o desempenho de reatores anaeróbios utilizando meio suporte de bambu e de polietileno, com volumes de 6 e 7,9, respectivamente, em relação à redução de carga orgânica e produção de biogás, a partir do efluente de fecularia. Alcançou como resultados, remoções de DQO, sólidos totais e voláteis superiores a 97, 79 e 89% respectivamente, para ambos os reatores.

Em escala piloto, Kuczman *et al.* (2012) investigaram o tratamento de efluente de fecularia em um reator anaeróbio horizontal piloto com alimentação contínua, instalado em uma fecularia no oeste do Paraná. O reator tinha volume de 33 mil L e o TDH variou em

13,0, 11,5, 10,0 e 7,0 dias. O foco do seu trabalho foi avaliar a eficiência do reator em relação à redução da carga orgânica e produção de biogás, em função de diferentes tempos de retenção hidráulica. O reator foi equipado com um sistema de recirculação de biogás que promoveu a agitação da biomassa, com meio suporte montado com peças de bambu. Constataram que o sistema é tecnicamente viável sob o aspecto de reduções de carga orgânica (que variaram de 67 a 88%) e sólidos totais (de 77 a 98%).

Sun *et al.* (2012) testaram um reator anaeróbio experimental de fluxo ascendente e múltiplos estágios, com capacidade de 9 L, em relação à remoção de DQO e produção específica de biogás, variando o tempo de detenção hidráulica. As cargas orgânicas volumétricas utilizadas foram de 2,5 e 4,0 gDQO.L⁻¹.d⁻¹. Obtiveram como melhor resultado a taxa de remoção de 87,9% da DQO na aplicação da carga orgânica de 4,0 gDQO.L⁻¹.d⁻¹.

Kunzler *et al.* (2013) estudaram o processo de biodigestão, em dois reatores anaeróbios com volumes de 6 e 6,8 L, com meio suporte de bambu, no tratamento de efluente de fecularia, variando as cargas orgânicas volumétrica (0,519, 1,156, 1,471, 3,049, 4,347, 4,708 e 5,601 g.L⁻¹.d⁻¹) e monitorando a eficiência de remoção de DQO, ST e STV. Os resultados obtidos pelos autores apontam que as maiores remoções, tanto de DQO quanto de sólidos foram obtidas nas cargas orgânicas volumétricas mais altas (4,34, 4,70 e 5,60 g.L⁻¹.d⁻¹).

Kuczman *et al.* (2013) obtiveram como resultados a redução de DQO de 99,2% no TDH de 12,96 dias, com reator de bancada de 16,2 L, de configuração semelhante ao reator estudado a campo por Kuczman (2012). As cargas orgânicas volumétricas testadas foram de 1,28, 1,57, 2,68 e 1,18 gDQO.L⁻¹.d⁻¹, resultando em TDH de 12,96, 8,27, 6,59 e 15 dias.

3.3 Produção de biogás a partir de águas residuárias de processamento de mandioca

O biogás é uma solução gasosa combustível resultante da biodigestão anaeróbia. É composto, basicamente, de metano e de dióxido de carbono em teores variados, além de traços de H₂S, N₂, H₂, CO, O e água. O volume de gás produzido é o primeiro indicador do bom ou mau funcionamento do processo de digestão anaeróbia. Quando ocorre um desbalanceamento do processo, o primeiro sinal é a redução do volume de gás, o que ocorre antes mesmo da elevação na concentração dos ácidos voláteis (VIEIRA; SOUZA, 1981). Isso indica que os problemas do processo, em geral, refletem mais acentuadamente sobre as bactérias metanogênicas, ocorrendo, portanto, uma redução brusca na produção de gás e, somente após isso, os ácidos voláteis passam a ser acumulados, pois continuam sendo formados sem serem consumidos.

Muitos trabalhos avaliam o potencial de produção de biogás a partir da biodigestão de efluentes. Para Zempulski *et al.* (2014), o interesse da pesquisa em relação à associação do tratamento de efluentes à produção de biogás se deve, em grande parte, à crise energética gerada pelo aumento do preço dos combustíveis fósseis, além de um aumento da demanda por energia. Pode-se também considerar que o desenvolvimento da consciência ambiental e os avanços tecnológicos na área contribuem para a promoção de pesquisas, ampliando a gama de aplicações de reatores anaeróbios não apenas para resíduos urbanos e rurais, mas também da agroindústria (BRAUN; ATLIN; PAYNE, 2010).

As indústrias de processamento de mandioca utilizam a lenha para alimentação dos fornos e caldeiras, portanto o uso de biodigestores para obtenção de biogás possibilitaria a redução da necessidade de madeira, diminuindo o impacto sobre os biomas e custos de produção (SILVA *et al.*, 2013).

De acordo com McCarty e Smith (1986), teoricamente, obtém-se 0,35 L de metano por g de DQO consumida. Em experimento com águas residuárias de fecularia, Sampaio (1996) obteve a produção de $0,32 \text{ L.g}^{-1}$ de metano, em um biodigestor anaeróbio de duas fases. Barana (2000) avaliou o potencial de produção de biogás de uma farinheira que processava 1 tonelada de raízes por dia, em 318.600 L de biogás por dia, ou seja, 3,54 L de biogás por dia para cada litro de efluente no biodigestor.

Em um sistema de duas fases, FEIDEN (2001) obteve produções de 0,050, 0,201, 0,607, 1,724 e 0,489 L de biogás por g de DQO consumida, com as cargas diárias de 0,127, 0,321, 0,401, 0,565 e $0,634 \text{ g}_{\text{COT}}.\text{L}^{-1}.\text{d}^{-1}$. Para o mesmo tipo de sistema, Barana e Cereda (2000) obtiveram resultados de produção específica de biogás que variam de 0,52 até $1,04 \text{ L.g}_{\text{DQO consumida}}^{-1}$ de biogás para as cargas diárias de 0,33, 1,10, 2,5, 5,24 e $8,48 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$, respectivamente.

Collin *et al.* (2006) obtiveram produções específicas de biogás variando de 0,33 até $0,54 \text{ L.g}_{\text{DQO consumida}}^{-1}$, utilizando um reator anaeróbio com meio suporte em bambu.

Torres (2009), utilizando reatores de leito fixo com meio suporte de anéis de bambu e de PVC, obteve valores de produção específica de biogás de $1,696 \text{ L.g}_{\text{SV consumida}}^{-1}$. Watthier (2011) obteve produção volumétrica média de biogás de 0,70 e $0,38 \text{ L.L}_{\text{efluente}}^{-1}.\text{d}^{-1}$, para os reatores preenchidos com anéis de bambu e de PVC, respectivamente.

Em reator de fase única, com TDH de 15; 13; 8,3 e 6,6 dias, Kuczman *et al* (2011) obtiveram as produções volumétricas de biogás de 0,52; 0,41; 0,65 e $0,63 \text{ L.L}_{\text{efluente}}^{-1}.\text{d}^{-1}$, respectivamente.

3.4 Aproveitamento energético do biogás

O biogás pode ser aproveitado de forma a obter-se energia a partir da sua conversão ou queima. Em função das ligações químicas entre os átomos de hidrogênio e carbono, o metano possui elevado potencial energético (energia química) que, ao reagir com oxigênio, libera grande quantidade de calor (energia térmica) Como forma de aproveitamento aponta-se a conversão em energia elétrica, obtida por motores ciclo Otto e microturbinas, e em energia térmica, obtida por meio de ciclo a vapor, e para produção de calor. (ICLEI, 2009).

O biogás tem sido utilizado para combustão em fogões, aquecedores, incubadoras e pequenos motores, em geral equipamentos de uso estacionário. Nesse tipo de equipamento pode-se utilizar diretamente o biogás produzido nos biodigestores, em bombas hidráulicas e geradores de energia, apresentando, desta forma, uma grande vantagem de seu uso no meio rural (SOUSA; SILVA; BASTOS, 2010).

Em instalações de pequena escala, o biogás é utilizado principalmente para aquecimento e cocção. Em unidades maiores, predomina o aproveitamento em sistemas de cogeração. Na maioria das aplicações, o objetivo da utilização do biogás é reduzir o consumo de combustíveis fósseis (ou lenha, em alguns casos) (PERSSON; JÖNSSON; WELLINGER, 2006).

No Brasil, o aproveitamento do biogás como fonte de energia elétrica ainda é incipiente, com apenas 42 MW de capacidade instalada e 20 MW em construção (ANEEL, 2009). Considerando-se a elevada concentração da população brasileira em grandes centros urbanos e a expressiva produção agropecuária e agroindustrial, portanto, de resíduos e efluentes domésticos, agropecuários e agroindustriais, é natural acreditar que o atual aproveitamento do biogás no Brasil encontra-se bastante aquém do seu potencial. (ZANETTE, 2009).

Persson, Jönsson e Wellinger (2006) afirmam que a qualidade do biogás varia de acordo com o tipo de substrato que o origina. Dentre as características avaliadas pelos autores estão: o poder calorífico inferior, que pode variar de 16 até 23 MJ.m⁻³; o teor de metano, que pode variar de 35 até 70% do volume; o teor de dióxido de carbono, que pode variar de 15 a 50 % do volume total.

Em alguns países, o biogás é utilizado largamente como combustível para a geração de energia elétrica, para a iluminação, para aquecimento de instalações, aproveitamento em caldeiras e, inclusive, para utilização em automóveis como gás veicular. Cardoso Filho (2001) estabeleceu algumas equivalências energéticas entre o biogás e outros combustíveis, apresentadas na Tabela 2.

Tabela 2 Equivalência energética do biogás em relação a outros combustíveis

Combustível	Quantidade equivalente a 1 m ³ de biogás
Carvão vegetal	0,8 kg
Lenha	1,5 kg
Óleo diesel	0,55 L
Querosene	0,58 L
Gasolina amarela	0,61 L
GLP	0,45 L
kWh	1,43
Álcool carburante	0,80 L
Carvão mineral	0,74 kg

Fonte: Cardoso Filho (2001).

Pompermayer e Paula Junior (2000) avaliaram o potencial energético de biogás gerado no Brasil, anualmente, e concluíram que equivaleria a cerca de 0,82% da produção nacional de energia. Além disso, destacaram a importância que o biogás teria em relação a várias fontes de energia, particularmente carvão mineral e gás natural, cujo potencial de substituição corresponderia, respectivamente, a 72% e 16% de toda a produção nacional. Em relação ao petróleo, o biogás representaria 2,2% do consumo e 3,6% da produção.

Feiden (2001) cita como a principal forma de aproveitamento do biogás em fecularias a obtenção de energia térmica aplicada à secagem da fécula. Como alternativas de aproveitamento, cita o uso em geradores a biogás para a conversão em energia elétrica e a aplicação em substituição a combustíveis fósseis e eletricidade em veículos funcionais, como empilhadeiras e caminhões.

Diversos trabalhos referem o aproveitamento do potencial energético do biogás, principalmente em relação à geração de calor. Silva *et al.* 2005 avaliaram a adaptação do injetor do queimador principal de um aquecedor de água, tipo acumulação, de 75 L para biogás. Como resultados, demonstraram que o queimador adaptado operou com biogás adequadamente, com chama estável. A eficiência média do aquecedor foi de 68%, para ganho térmico de 36,7 °C, correspondendo à temperatura final da água igual a 62,7 °C, sendo consumido 0,796 m³ de biogás, aquecendo 75 L de água em 72 minutos.

De acordo com Del Bianchi (1998), a energia consumida no processo de fabricação de farinha a partir de uma tonelada de mandioca é de $4,6 \cdot 10^5$ kcal, obtida pela queima de lenha. O autor destaca, também, que mais de 70 % da energia gerada pela combustão não é aproveitada, devido à baixa eficiência dos fornos. Barana (2000) destaca que as farinheiras, tradicionalmente, utilizam enorme quantidade de lenha na secagem da farinha em fornos de baixa eficiência, ocasionando gastos com transporte e queima que poderiam ser evitados.

Feiden (2001) avalia que o biogás produzido a partir do tratamento da água residuária da extração de fécula poderia suprir 29,58% da energia necessária para geração de vapor, para o processamento de uma tonelada de mandioca, substituindo igual porcentagem de lenha. Além disso, o autor destaca que, das necessidades de energia

elétrica da indústria, cerca 50 a 80% poderiam ser atendidas pelo biogás gerado, empregando grupos geradores tradicionais.

Suzuki *et al.* (2012) buscou viabilizar a utilização do efluente de fecularia juntamente com os sólidos da cama de frango para o aumento da concentração de metano no biogás. Os resultados obtidos mostram que a cama de frango apresentou uma boa produção de biogás. O efluente de fecularia, por outro lado, tendeu a diminuir as quantidades de metano no gás.

4 MATERIAL E MÉTODOS

Este experimento foi realizado nos laboratórios de Reatores Biológicos (LAREB), Saneamento Ambiental (LASAM) e Análises Avançadas Agro-Ambientais (LAAA), todos da Universidade Estadual do Oeste do Paraná, *campus* de Cascavel – PR e compreendeu as fases de inoculação e partida, condução e monitoramento e avaliação dos dados. Na Figura 2 é apresentado o organograma geral do experimento realizado.

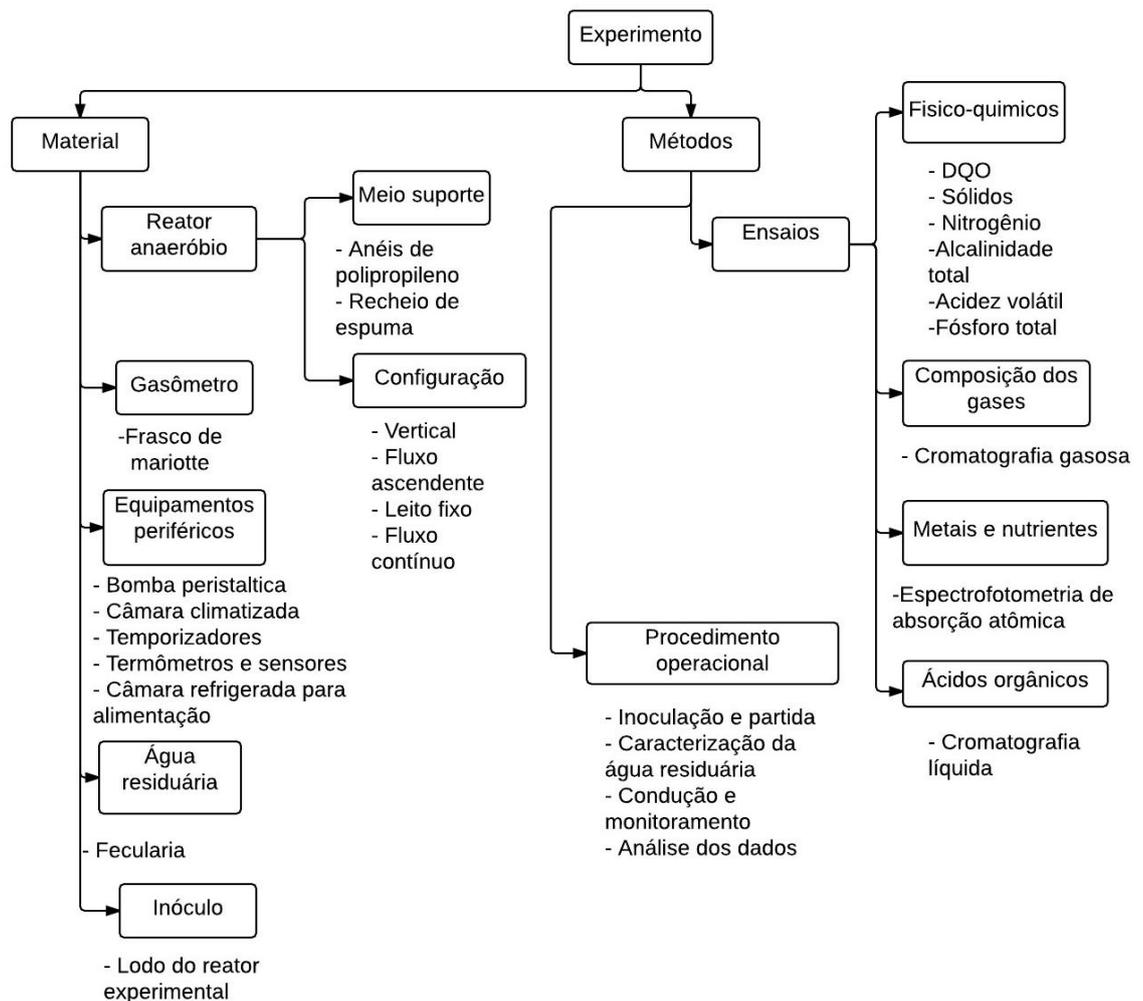


Figura 2 Organograma geral do experimento.

O sistema experimental utilizado foi composto pelo reator anaeróbio, câmara climatizada, galão de alimentação em câmara refrigerada, frasco de Mariotte, bomba peristáltica equipada com temporizador e receptáculo para coleta do efluente do reator.

4.1 Reator Anaeróbio

Utilizou-se para o experimento um reator anaeróbio, vertical, de fluxo ascendente e alimentação contínua. O reator foi confeccionado em *plexiglass* transparente, com 5 mm de espessura, 75 cm de altura, 8 cm de diâmetro interno e volume total de, aproximadamente, 3,64 L, além de 5 pontos de amostragem, separados por 7,5 cm de distância entre eles. O reator divide-se em três compartimentos, separados por tela metálica, conforme as configurações apresentadas por Anzola-Rojas (2012), Peixoto *et al.* (2012) e Penteadó *et al.* (2012) (Figura 3).

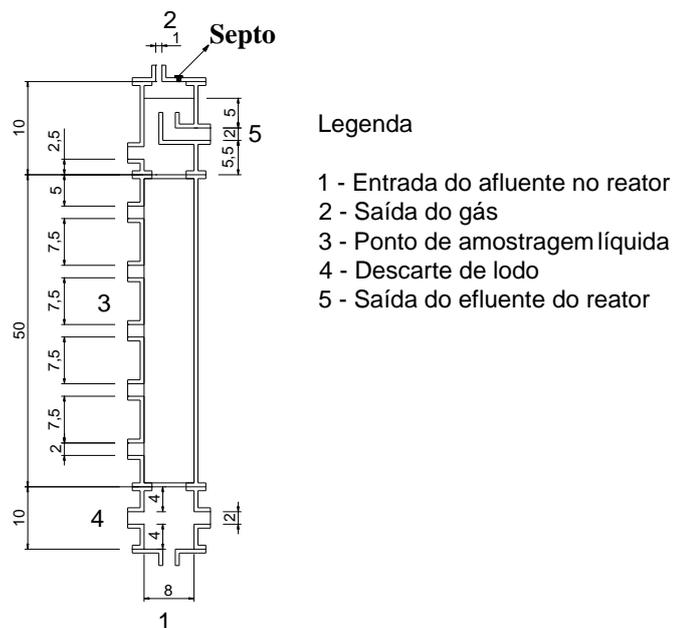


Figura 3 Esquema do reator anaeróbio, com unidade em centímetros.

Foram utilizados como meio suporte, anéis de polipropileno com recheio de polietileno (espuma), com 1,5 cm de diâmetro por 2 cm de comprimento, aproximadamente (Figura 4).



Figura 4 Meio suporte e reator experimental.

O reator foi submetido às cargas orgânicas volumétricas (COV) de 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹, resultando em tempos de detenção hidráulica (TDH) de 3,45, 1,72, 1,08 e 0,77 dias, o reator foi mantido em câmara climatizada à temperatura de 25 °C.

As cargas orgânicas volumétricas foram calculadas de acordo com a Equação 1 (CHERNICHARO, 2007).

$$COV = \frac{Q \times S_0}{V} \quad \text{Eq. (1)}$$

em que:

- COV = carga orgânica volumétrica, expressa em g.L⁻¹.d⁻¹;
- Q = vazão (L.d⁻¹);
- S₀ = concentração do substrato afluente (g.L⁻¹);
- V = volume total do reator (L).

4.2 Gasômetro

A produção volumétrica de biogás foi determinada pelo sistema de gasômetro com base no princípio de Mariotte, com deslocamento de líquido e as concentrações dos gases foram obtidas a partir de cromatografia gasosa.

Neste sistema, os gases são conduzidos por uma mangueira, da saída do reator até o gasômetro, denominado frasco de Mariotte, que continha solução salina acidulada, de 3%

de H₂SO₄ e 25% NaCl, recomendado por Torres (2009). Esta solução evita que o CO₂ gerado no reator interaja com a água presente no gasômetro, permitindo sua mensuração juntamente com os outros gases formados. A solução é deslocada para fora do gasômetro conforme o gás vai se acumulando dentro dele. O volume de líquido deslocado é semelhante ao volume de gás armazenado. Corrigindo-se este volume para as CNTP, pela Equação 2 foi possível determinar a quantidade de gás produzida.

$$\frac{P_r \times V_r}{T_r + 273} = \frac{P_{CNTP} \times V_{CNTP}}{T_{CNTP}} \quad \text{Eq. (2)}$$

em que:

- P_r é a pressão atmosférica a qual o reator é submetido (mmHg);
- V_r é o volume de gás nas condições do ensaio (mL);
- T_r é a temperatura a qual o reator é submetido (°C);
- P_{CNTP} é a pressão atmosférica nas CNTP (760 mmHg);
- V_{CNTP} é o volume de gás nas CNTP (mL);
- T_{CNTP} é a temperatura nas CNTP (273 K – 0°C).

O gás foi medido pelo menos uma vez ao dia durante todo o experimento, de acordo com o volume produzido, já que o volume do frasco era de 3 L. Além do volume, registrou-se o tempo entre uma medição e outra, a fim de obter-se a produção volumétrica de biogás por dia.

4.3 Substrato

Utilizou-se como substrato (afluente do reator) o efluente da produção de fécula de mandioca, coletado em uma fecularia, no município de Toledo.

A coleta foi realizada na calha em que a água residuária da extração da fécula é recirculada para a lavagem e o descascamento da mandioca. O efluente foi transportado em bombonas de 50 L, homogeneizado no laboratório, caracterizado e acondicionado a aproximadamente -10°C em garrafas PET de 2 L. Durante o experimento, foram realizadas 2 coletas. As propriedades físico-químicas das águas residuárias coletadas são apresentadas na Tabela 3, com base nas médias das análises realizados semanalmente.

Tabela 3 Características físico-químicas e nutrientes nas amostras de efluentes utilizados para a alimentação do reator

Característica	1º Lote*	2º Lote*
pH	4,35	6,39
DQO _S (mg.L ⁻¹)	6792,30	7715,30
DQO _T (mg.L ⁻¹)	8048,90	12581,20
SST (mg.L ⁻¹)	1226,30	2070,00
SSV (mg.L ⁻¹)	1157,50	1940,00
SSF (mg.L ⁻¹)	68,75	130,00
NTK (mg.L ⁻¹)	200,20	294,00
P (mg.L ⁻¹)	18,75	54,24
Ca (mg.L ⁻¹)	136,92	32,34
K (mg.L ⁻¹)	334,72	402,46
Mg (mg.L ⁻¹)	45,70	80,58
Na (mg.L ⁻¹)	33,45	25,08
Mn (mg.L ⁻¹)	2,02	0,30
Fe (mg.L ⁻¹)	0,96	4,07
Co (mg.L ⁻¹)	0,75	0,00
Cu (mg.L ⁻¹)	0,00	0,76
Ni (mg.L ⁻¹)	8,71	6,84
Zn (mg.L ⁻¹)	0,57	1,29

Nota: * valores médios das amostragens realizadas semanalmente.

O primeiro lote de efluente foi utilizado até o 89º dia de monitoramento do reator e segundo no restante dos dias.

4.4 Inoculação e partida do reator

O reator foi inoculado com lodo de outro reator anaeróbio experimental conduzido no Laboratório de Saneamento Ambiental da Unioeste. Para a inoculação, preparou-se uma solução composta em 30% do volume útil do reator (846 mL) de lodo e 70% (1974 mL) de água residuária de fecularia. O pH do lodo era de 7,89, a concentração de sólidos totais de 35,65 g.L⁻¹ e a concentração de sólidos voláteis de 25,80 g.L⁻¹, além disso, a DQO era de 15,80 g.L⁻¹.

Com o objetivo de promover a fixação dos micro-organismos no meio suporte, a solução foi recirculada por um período de 5 dias, conforme proposto por Anzola-Rojas (2010). Após 5 dias de recirculação, iniciou-se a alimentação contínua do reator com carga orgânica volumétrica de 2,5 g.L⁻¹.d⁻¹ e vazão de 0,818 L.d⁻¹ de água residuária.

Os parâmetros monitorados foram: pH, sólidos totais, produção volumétrica de biogás, relação AV/AT e DQO solúvel e total na saída do reator a fim de verificar a estabilidade do sistema, conforme citado por Barana (2000) e Silva (1977).

4.5 Monitoramento

O reator foi monitorado diariamente por um período de 122 dias, incluindo a inoculação, a partida e a condução, que teve início a partir da COV de $2,5 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$. Após a estabilização do sistema, avaliada principalmente em função da relação $AV/AT < 0,5$, de acordo com Silva (1977), coletaram-se dados por 20 dias. Aumentou-se gradativamente a carga até 5,0, 8,0 e 10,0 de $\text{g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$, consecutivamente, coletando-se amostras por 20 dias para cada uma das COV propostas, após o período de estabilização.

Diariamente, foram coletadas amostras da saída do reator (efluente) e foram submetidas aos ensaios laboratoriais e, posteriormente, foram congeladas a -10°C . Todos os ensaios foram realizados em duplicata.

Além do efluente, coletaram-se diariamente informações de produção de biogás e temperatura ambiente. As informações de pressão atmosférica, necessárias à correção do volume do gás foram disponibilizadas pelo Sistema Meteorológico do Paraná - SIMEPAR.

O biogás foi coletado na saída de gases do reator (mangueira de silicone), com seringa comum de 500 μL , equipada com um dispositivo para evitar vazamentos.

Os parâmetros monitorados, bem como o local e a frequência das coletas são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4 Parâmetros analisados e pontos de coleta

Parâmetro	Local da coleta	Frequência das coletas
pH	Saída do reator	Diariamente
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Saída do reator	Diariamente
DQO (mg.L^{-1}) (total e solúvel)	Saída do reator	Diariamente
Acidez volátil (mg.L^{-1})	Saída do reator	Diariamente
Alcalinidade total (mg.L^{-1})	Saída do reator	Diariamente
Relação AV/AT	Saída do reator	Diariamente
Sólidos totais e voláteis (mg.L^{-1})	Saída do reator	Diariamente
Sólidos suspensos totais e voláteis (mg.L^{-1})	Saída do reator	Diariamente
Ácidos orgânicos voláteis (mg.L^{-1})	Saída do reator	Diariamente
Produção de biogás ($\text{L}.\text{d}^{-1}$)	Frasco de Mariotte	Diariamente
Composição do biogás (% de gases)	Saída de gás do reator	Três vezes por semana

Com base nos parâmetros monitorados, pôde-se calcular a remoção de DQO (total e solúvel), remoção de sólidos (totais, voláteis, suspensos totais e suspensos voláteis), produção específica de biogás e de metano pelas equações 3, 4, 5 e 6, respectivamente:

$$RDQO = \frac{DQO_{af} - DQO_{ef}}{DQO_{af}} \times 100 \quad \text{Eq. (4)}$$

em que:

RDQO = Remoção de demanda química de oxigênio (total e solúvel), expressa em %;

DQO_{af} = Demanda química de oxigênio no afluente do reator (mg.L⁻¹);

DQO_{ef} = Demanda química de oxigênio no efluente do reator (mg.L⁻¹).

$$RS = \frac{S_{af} - S_{ef}}{S_{ef}} \times 100 \quad \text{Eq. (5)}$$

em que:

RS = Remoção de sólidos, expressa em %;

S_{af} = Concentração de sólidos no afluente do reator (mg.L⁻¹);

S_{ef} = Concentração de sólidos no efluente do reator (mg.L⁻¹).

$$Prod_{eb} = \frac{Prod_b}{DQO_c \times V_r} \quad \text{Eq. (6)}$$

em que:

Prod_{eb} = Produção específica de biogás, expressa em L.g⁻¹;

Prod_b = Produção de biogás (L.d⁻¹);

DQO_c = Demanda química de oxigênio consumida no reator no período (g.L⁻¹.d⁻¹);

V_r = Volume do reator (L).

$$Prod_{em} = \frac{Prod_m}{(DQO_c \times V_r)} \quad \text{Eq. (7)}$$

em que:

Prod_{em} = Produção específica de metano, expressa em L.g⁻¹;

Prod_m = Produção de metano (L.d⁻¹);

DQO_c = Demanda química de oxigênio consumida no reator no período (g.L⁻¹.d⁻¹);

V_r = Volume do reator (L).

4.6 Métodos analíticos

Os métodos analíticos utilizados no experimento e suas respectivas referências são apresentados na Tabela 5.

Tabela 5 Métodos analíticos utilizados no experimento

Parâmetro	Método	Referência
pH	Potenciométrico – 4500-H+	APHA; AWWA; WPCF (2005)
DQO	Colorimétrico–5220 D	APHA; AWWA; WPCF (2005)
ST, SV, SST e SSV	Gravimétrico 2540	APHA; AWWA; WPCF (2005)
N-NTK	Titulométrico 4500 N	APHA; AWWA; WPCF (2005)
P	Método do ácido ascóribico 4500-E	APHA; AWWA; WPCF (2005)
Ca, Mg, K, Na, Mn, Fe, Co, Cu, Ni e Zn	Espectroscopia de absorção atômica - 3111 A	APHA; AWWA; WPCF (2005)
Alcalinidade total	Titulométrico	SILVA (1977)
Acidez Volátil	Titulométrico	SILVA (1977)

As concentrações de ácidos orgânicos voláteis (ácidos láctico, acético, butírico e propiônico) foram determinadas por Cromatografia Líquida de Alta Eficiência (CLAE), em sistema Shimadzu com base na metodologia descrita por Anzola-Rojas (2010).

A composição do biogás foi determinada por Cromatografia Gasosa no cromatógrafo GC-2010 SHIMADZU®, equipado com detector de condutividade térmica (TCD), com coluna Supelco Carboxen® 1010 Plot (30m x 0,53mm diâmetro externo, 0,30µm de espessura), utilizando Argônio como gás de arraste. As temperaturas do injetor e do detector foram de 150 °C e 240 °C, respectivamente. A temperatura da coluna foi de 230°C com aquecimento de 46 °C min⁻¹ até 230 °C, de acordo com a metodologia descrita por Anzola-Rojas (2010). A injeção das amostras foi realizada semanalmente, até 3 vezes por semana, injetando-se amostras de 100 microlitros de gás, em duplicata.

4.7 Avaliação dos dados

O conjunto de dados experimentais obtidos é composto por 24 variáveis e é apresentado na Tabela 6. As cargas orgânicas volumétricas aplicadas foram consideradas tratamentos experimentais (2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

Por se tratar de variáveis importantes, consideradas objetivo final no uso de reatores anaeróbios, denominou-se como variáveis de interesse do estudo as remoções de DQO e sólidos, as produções de biogás e de metano, as produções específicas de biogás e de metano e o percentual de metano.

Os dados foram submetidos à análise estatística descritiva preliminar e também testados em relação à sua normalidade pelo teste de Shapiro-Wilk.

Avaliaram-se para cada uma das variáveis monitoradas as flutuações dos dados ao longo do tempo. Esta análise teve como objetivo verificar o comportamento do reator em função das cargas orgânicas aplicadas. Além disso, foi aplicada a análise de variância às variáveis de interesse do estudo, com o intuito de comparar os tratamentos e seus efeitos e o teste de Tukey, a 5% de significância para a comparação das médias dos tratamentos.

Tabela 6 Variáveis analisadas e distribuição de dados

Variável	Conjunto de dados obtidos	Número de dados por tratamento (COV)
pH	80	20
DQO _T (g.L ⁻¹)	80	20
DQO _S (g.L ⁻¹)	80	20
*Remoção de DQO _T (%)	80	20
*Remoção de DQO _S (%)	80	20
ST (g.L ⁻¹)	80	20
SV (g.L ⁻¹)	80	20
*Remoção de ST (%)	80	20
*Remoção de SV (%)	80	20
SST (g.L ⁻¹)	80	20
SSV (g.L ⁻¹)	80	20
*Remoção de SST (%)	80	20
*Remoção de SSV (%)	80	20
Alcalinidade total (mg.L ⁻¹)	80	20
Acidez volátil (mg.L ⁻¹)	80	20
Ácido láctico (mg.L ⁻¹)	12	3
Ácido propiônico (mg.L ⁻¹)	12	3
Ácido butírico (g.L ⁻¹)	12	3
Ácido acético (mg.L ⁻¹)	12	3
*Produção de biogás (L.d ⁻¹)	80	20
*Produção específica de biogás (L.g ⁻¹)	80	20
*Produção específica de metano (L.g ⁻¹)	28	7
*Percentual de metano (%)	28	7

Nota: * Variáveis resposta, consideradas variáveis de interesse do estudo.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Comportamento do reator

O comportamento do reator foi avaliado em relação aos parâmetros descritos na Tabela 6. Realizou-se a análise de estatística descritiva dos dados coletados, para o conjunto de dados e por tratamento. Os resultados da análise para os conjuntos de dados são apresentados na Tabela 7. Além disso, testou-se a normalidade dos dados pelo teste de Shapiro-Wilk. Os resultados são demonstrados no Apêndice A. Apenas as variáveis STV, SST, SSV, Remoção de SST e rendimento de metano apresentaram distribuição normal dos dados, embora todos tenham apresentado normalidade dos resíduos.

Tabela 7 Estatística descritiva para os conjuntos de dados dos parâmetros avaliados

Variável	Média	Desvio padrão	Mínimo	Máximo
Alcalinidade total (mg.L ⁻¹)	814,5	198,20	394,10	1380,50
Ácidos voláteis (mg.L ⁻¹)	173,7	137,70	23,50	528,10
AV/AT	0,21	0,1731	0,0306	0,67
DQO _T (mg.L ⁻¹)	150,1	40,18	46,03	228,8
DQOs (mg.L ⁻¹)	168,4	34,64	53,02	222,79
Remoção DQO _T %	98,7	0,34	98,05	99,60
Remoção DQOS%	97,9	0,46	96,71	99,38
ST(mg.L ⁻¹)	1623,8	677,5	217,50	3046,2
STV(mg.L ⁻¹)	787,8	369,5	15,00	1738,7
Remoção ST (%)	72,1	8,60	46,785	94,9
Remoção SV (%)	80,2	11,76	48,89	99,6
SST (mg.L ⁻¹)	399,2	193,3	12,50	866,2
SSV (mg.L ⁻¹)	270,6	156,7	7,50	685,0
Remoção SST (%)	63,3	14,36	25,11	98,0
Remoção SSV (%)	92,2	3,80	83,908	98,94
Produção de biogás (L.d ⁻¹)	3,8	3,16	0,383	11,04
Produção específica de biogás (L.g ⁻¹)	0,156	0,135	0,016	0,518
Percentual de metano (%)	73,7	4,27	66,1	84,31
Produção específica de metano (L.g ⁻¹)	0,084	0,081	0,012	0,362
pH	8,22	0,40	7,18	8,76
Ácido acético (mg.L ⁻¹)	139,0	127,9	14,20	506,1
Ácido Propiônico (mg.L ⁻¹)	67,4	51,30	0,0	174,4
Ácido Butírico (mg.L ⁻¹)	85,0	103,30	18,00	396,7
Ácido láctico (mg.L ⁻¹)	28,5	60,60	0	211,5

A análise de variância foi realizada para a avaliação comparativa dos efeitos dos tratamentos na remoção de sólidos, na remoção de DQO, produção de biogás, produção específica de biogás e de metano e percentual de metano. O teste de Tukey foi utilizado

para a comparação de médias dos tratamentos. Os resultados das ANOVAS, assim como a avaliação dos resíduos são apresentados no Apêndice B.

5.1.1 Monitoramento do pH, acidez volátil, alcalinidade total e relação AV/AT

Na Tabela 8 estão apresentadas as estatísticas descritivas por tratamento (variação da COV) para as variáveis alcalinidade total, acidez volátil, relação AV/AT e pH. Na Figura 6 podem ser visualizadas as variações desses parâmetros em cada um dos tratamentos.

Tabela 8 Estatística descritiva por tratamento para pH, razão AV/AT, alcalinidade total (mg.L^{-1}) e acidez volátil (mg.L^{-1})

Variável	COV	Média	Desvio padrão	Máximo
	($\text{g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$)			
pH	2,5	8,41	0,29	8,76
	5,0	8,37	0,19	8,73
	8,0	8,14	0,43	8,76
	10,0	7,97	0,46	8,74
Alcalinidade total (mg.L^{-1})	2,5	740,4	86,1	877
	5,0	715,9	64,8	840
	8,0	1035,9	207,7	1380,5
	10,0	790,4	212,7	1120,3
Acidez volátil (mg.L^{-1})	2,5	59,7	49,6	223,4
	5,0	78,92	35,35	188,11
	8,0	266,6	113,1	426,2
	10,0	287,5	125,6	528,1
AV/AT	2,5	0,08	0,06	0,27
	5,0	0,11	0,04	0,25
	8,0	0,25	0,09	0,41
	10,0	0,40	0,18	0,67

Observa-se na Figura 5, que o reator manteve-se estável em relação ao pH, para todos os tratamentos aplicados, variando de 7,18 até 8,76, considerados altos em relação aos níveis ótimos de operação de reatores (SMITH, 1973). As médias dos tratamentos são muito próximas e, embora o 4º tratamento ($10,0 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$) tenha apresentado as maiores variações, ainda se manteve dentro dos padrões de lançamento de efluentes descritos na Resolução 430/2011, do CONAMA, pH entre 5 e 9 (BRASIL, 2014).

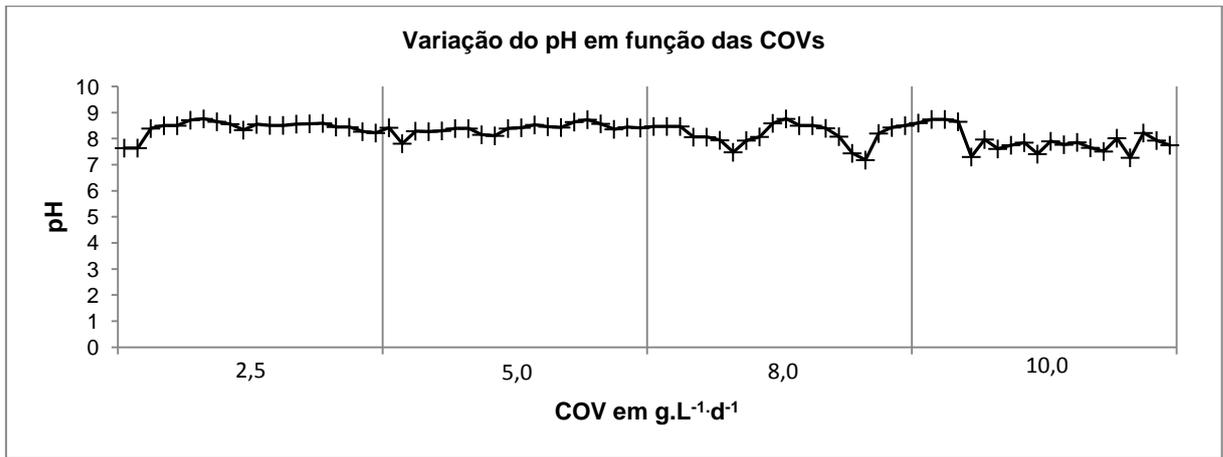


Figura 5 Variação do pH, em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

O pH é diretamente influenciado pelas condições de acidez volátil e alcalinidade total do reator (KUS; WISMANN, 1995), bem como pela relação entre essas variáveis (AV/AT), de modo que a variação destes parâmetros apresenta um comportamento bastante semelhante ao do pH, mantendo-se relativamente controlados ao longo do experimento.

A acidez volátil e a alcalinidade total apresentaram suas maiores variações durante o terceiro e o quarto tratamentos (5,0 e 8,0 g.L⁻¹.d⁻¹) (Figura 6). A relação AV/AT (Figura 7) manteve-se dentro dos níveis ótimos de operação (AV/AT < 0,3) (BARANA, 2000). Nos tratamentos 1 e 2 (2,5 e 5,0 g.L⁻¹.d⁻¹) e no tratamento 3 (8,0 g.L⁻¹.d⁻¹) essa relação manteve-se estável (AV/AT < 0,5), porém, aumentou no tratamento 4 (10,0 g.L⁻¹.d⁻¹), chegando a atingir 0,67.

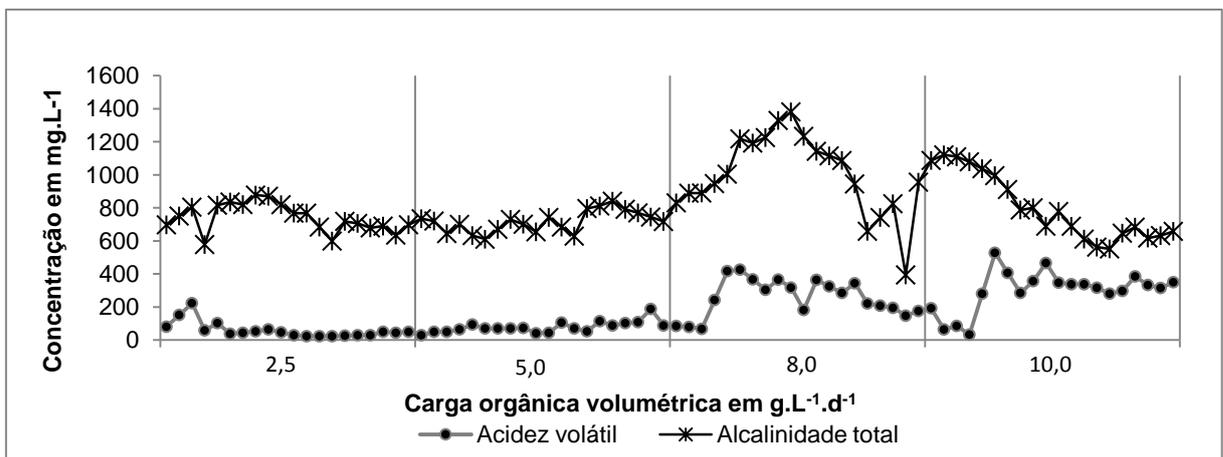


Figura 6 Variação das concentrações da acidez volátil e alcalinidade total (mg.L⁻¹), em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

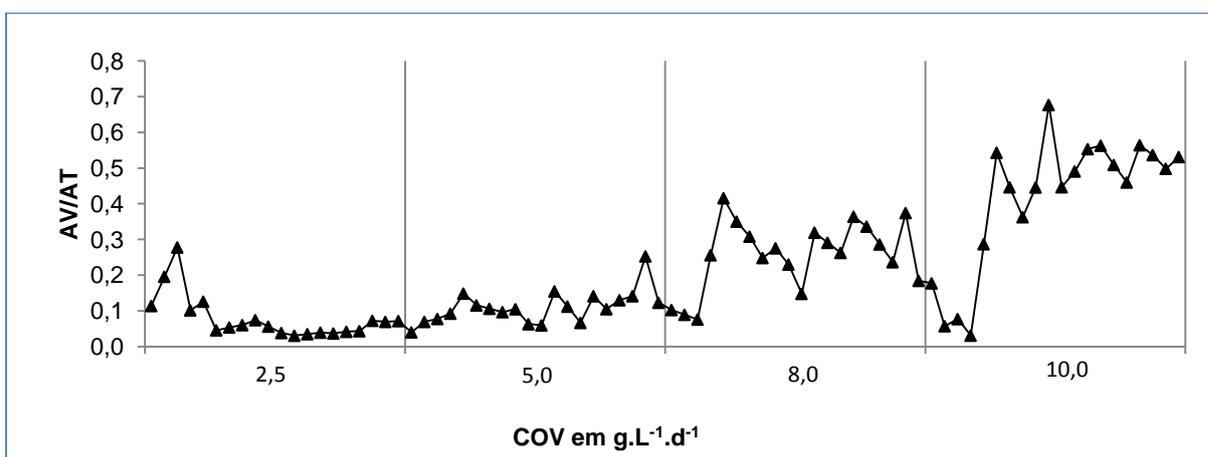


Figura 7 Variação da AV/AT, em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

De acordo com Barana (2000) e Silva (1997), estes níveis podem sugerir a diminuição da eficiência da biomassa no consumo de ácidos orgânicos, embora Barana (2000), com carga orgânica de 8,48 g.L⁻¹.d⁻¹, acima do limite máximo recomendado para o reator de fluxo ascendente e leito fixo, tenha operado com a relação AV/AT de 0,67, sem apresentar sinais de instabilidade, como queda na produção de biogás.

Diferente deste trabalho, em que se obtiveram as maiores médias de alcalinidade total nas maiores COV. Torres (2009) observou uma diminuição da alcalinidade, quando aumentadas as cargas orgânicas nos reatores (meio suporte de bambu e de PVC). Além disso, as maiores variações em relação à AT foram observadas nas cargas mais altas (1,47 e 3,05 g.L⁻¹.d⁻¹), assim como nos dados obtidos neste trabalho. Os maiores valores de acidez volátil foram obtidos para a carga de 0,55 g.L⁻¹.d⁻¹, sendo verificadas medianas de 348,40 e 518,76 para os reatores com bambu e PVC, respectivamente. A partir dos valores da mediana e dos quartis, o autor verificou que os maiores valores da relação AV/AT foram obtidos para a carga de 0,55 g.L⁻¹.d⁻¹, observando-se nesta carga a ocorrência das menores produções de biogás. Mesmo assim, a relação AV/AT não ultrapassou 0,4 e 0,22 para os reatores com meio suporte de bambu e PVC, respectivamente, indicando que os reatores poderiam operar com cargas mais altas.

Wattier (2011), operando reatores horizontais com meio suporte de bambu e PVC, alimentados com água de extração de fécula de mandioca, observou a tendência crescente em relação à AV/AT, em função do aumento de carga orgânica, culminando na instabilidade do sistema na carga de 12,4 g.L⁻¹.d⁻¹, semelhante aos resultados obtidos no tratamento 4 (COV de 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹)

De acordo com Ribas *et al.* (2003), a instabilidade do sistema ocorre quando a velocidade de produção de ácidos é maior que a velocidade de consumo, acarretando queda do pH e inibição das atividades das bactérias metanogênicas.

Na avaliação dos ácidos orgânicos no efluente do reator, identificou-se a presença dos ácidos láctico, acético, propiônico e butírico. Para todos os tratamentos, as maiores concentrações médias de ácido obtidas foram do ácido acético, seguido pelas concentrações do ácido Butírico, exceto no tratamento 3, COV 8,0 g.L⁻¹.d⁻¹, em que a concentração de ácido propiônico foi maior que a do ácido butírico. De acordo com Chernicharo (2007), o ácido acético e o propiônico são precursores da formação do metano. O ácido propiônico resulta, principalmente, da fermentação dos carboidratos e das proteínas presentes, sendo que 30% do composto orgânico é convertido nesse ácido. Já o ácido acético é formado, praticamente, a partir de todos os compostos orgânicos e é precursor de 72% do metano formado. Os 15% restantes são resultantes dos ácidos fórmico e butírico.

As variações das concentrações dos ácidos são visualizadas na Figura 8 e a estatística descritiva por tratamento é apresentada na Tabela 9.

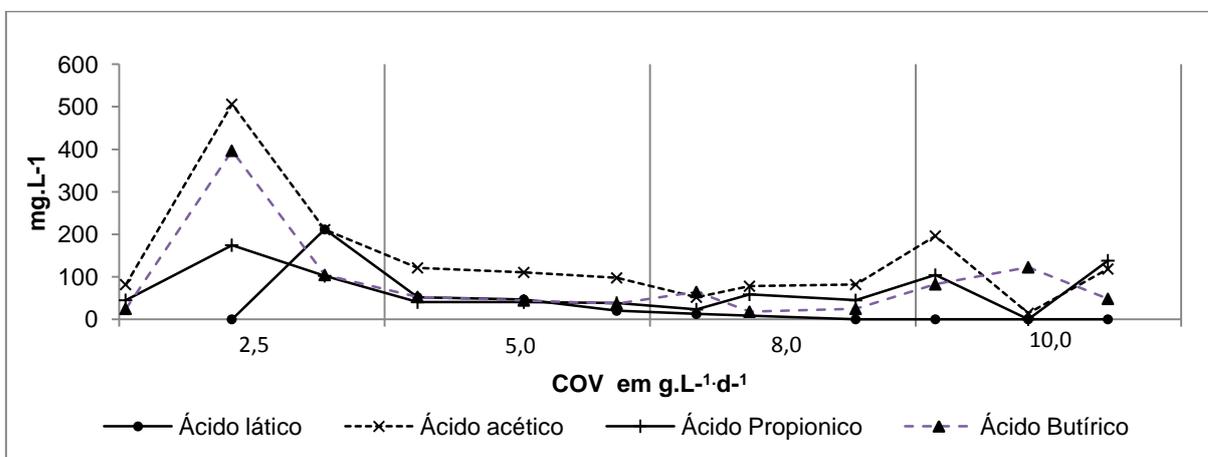


Figura 8 Variação das concentrações dos ácidos láctico, acético, propiônico e butírico (mg.L⁻¹), função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

Tabela 9 Estatística descritiva por tratamentos para as concentrações dos ácidos láctico, acético, propiônico e butírico (mg.L^{-1})

Variável	COV ($\text{g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$)	Média	Desvio padrão	Mínimo	Máximo
Ácido láctico	2,5	70,5	122,1	0	211,5
	5,0	39,59	17,14	20,02	51,97
	8,0	4,13	7,15	0	12,39
	10,0	0	0	0	0
Ácido acético	2,5	266	218	82	506
	5,0	109,65	11,8	97,54	121,12
	8,0	70,56	16,31	51,85	81,83
	10,0	109,6	91,3	14,2	196,2
Ácido propiônico	2,5	107,2	64,9	44,9	174,4
	5,0	39,69	1,137	38,37	40,35
	8,0	42,1	18	23	58,7
	10,0	80,7	71,9	0	138
Ácido butírico	2,5	175	196	25	397
	5,0	44,69	8,1	36,7	52,9
	8,0	35,7	25,1	18	64,4
	10,0	84,4	37,1	48,3	122,4

Wattthier (2011) identificou o ácido acético e o propiônico nos reatores que conduziu. Assim como neste trabalho, o ácido encontrado em maior concentração foi o ácido acético, provavelmente pela reação de conversão da glicose em ácido acético ocorrer, preferencialmente, em relação às outras, além de ser um substrato para o grupo de arqueas metanogênicas acetoclásticas que atuam produzindo metano. As reações de formação dos ácidos butírico e propiônico são as respostas das bactérias à acumulação de hidrogênio durante sobrecargas (SHIDA, 2008).

Observa-se que todos os ácidos apresentaram maior concentração nas amostras do primeiro tratamento (COV de $2,5 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$). Isto pode ter ocorrido em função da baixa adaptação da biomassa ao efluente, que tende a diminuir com o tempo, deixando de acumular ácidos. O acúmulo de ácidos no reator indica a diferença cinética entre microrganismos acidogênicos, acetogênicos e metanogênicos, que resulta no desequilíbrio entre a produção e o consumo de produtos intermediários, dióxido de carbono, hidrogênio e acetato (AQUINO; CHERNICHARO, 2005).

5.1.2 Monitoramento de sólidos

Na Tabela 10 é apresentada a estatística descritiva por tratamento para as concentrações e remoções de sólidos.

Tabela 10 Estatística descritiva por tratamento para a concentração de sólidos e eficiência de remoção de sólidos

Variável	COV (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Média	Desvio padrão	Mínimo	Máximo
ST (mg.L ⁻¹)	2,5	1096,2	413,1	217,5	2240
	5,0	1138,2	336,6	762,5	1768,8
	8,0	1863	480	1059	2868
	10,0	2349,5	439,6	1616,3	3046,2
SV (mg.L ⁻¹)	2,5	516,2	339,8	15	1367,5
	5,0	583,4	167,8	322,5	910
	8,0	977,6	328,5	496,2	1738,7
	10,0	1065,4	273,3	687,5	1608,8
Remoção ST (%)	2,5	75,18	9,99	46,79	94,95
	5,0	78,33	3,998	70,379	83,57
	8,0	66,22	8,06	53,5	82,27
	10,0	68,77	5,84	59,5	78,51
Remoção SV (%)	2,5	84,44	11,12	59,28	99,63
	5,0	87,59	2,714	83,097	92,108
	8,0	66	12,85	48,89	89,14
	10,0	81,54	4,89	71,36	87,76
SST (mg.L ⁻¹)	2,5	212,4	98,4	72,5	428,8
	5,0	310,1	146,9	12,5	648,7
	8,0	480,7	118,4	295	742,5
	10,0	583,1	137,8	387,5	866,2
SSV (mg.L ⁻¹)	2,5	156,9	94,9	11,3	375
	5,0	194,6	140,4	7,5	415
	8,0	376,5	129,6	217,5	685
	10,0	356,3	132,9	28,8	575
Remoção SST (%)	2,5	65,81	15,91	26,08	88,36
	5,0	58,78	16,85	25,11	98,09
	8,0	57,97	11,13	32,9	73,47
	10,0	69,56	9,96	42,33	81,28
Remoção SSV (%)	2,5	88,72	2,85	83,90	95,20
	5,0	91,16	2,83	84,43	96,49
	8,0	92,28	3,16	87,95	98,94
	10,0	96,46	0,60	95,81	97,86

As concentrações de ST no efluente do reator variaram de 0,2 (mínimo em COV de 2,5 g.L⁻¹.d⁻¹) até 30 g.L⁻¹ (máximo em COV de 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹). As concentrações de SV variaram de 0,015 (mínimo em COV de 2,5 g.L⁻¹.d⁻¹) até 1,7 g.L⁻¹ (máximo em COV de 8,0 g.L⁻¹.d⁻¹). Para SST variaram de 0,012 até 0,866 g.L⁻¹, nos tratamentos 2 e 4 (5,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹), respectivamente.

A análise de variância das remoções de sólidos, em função das cargas orgânicas volumétricas, permitiu constatar a diferença significativa, a 5% de significância, dos efeitos dos tratamentos, para a remoção de ST, SV, SST e de SSV. O resultado do teste de Tukey, para comparação de médias, é apresentado na Tabela 11. Os resultados completos das análises são apresentados no Apêndice C.

Tabela 11 Comparação das médias dos tratamentos para remoção de sólidos totais e de sólidos voláteis (%)

COV (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Remoção de ST (%)		Remoção de SV (%)		
	Médias	Resultados	COV (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Médias	Resultados
5,0	78,332	A	5,0	87,595	A
2,5	75,185	A	2,5	84,445	A
10,0	68,768	B	10,0	81,541	A
8,0	66,216	B	8,0	66,002	B

Tabela 12 Comparação das médias dos tratamentos para remoção de sólidos suspensos totais e de sólidos suspensos voláteis (%)

COV (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Remoção de SST (%)		Remoção de SSV(%)		
	Médias	Resultados	COV (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Médias	Resultados
10,0	69,56	A	10,0	96,468	A
2,5	65,81	AB	8,0	92,285	B
5,0	58,78	AB	5,0	91,116	B
8,0	57,97	B	8,0	88,762	C

Pelo teste de comparação de médias pôde-se observar que a média dos tratamentos 1 e 2 (2,5 e 5,0 g.L⁻¹.d⁻¹), para a remoção de ST, não diferem estatisticamente, assim como para nos tratamentos 3 e 4 (8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹). Para a remoção de SV, os tratamentos 1, 2 e 4 (2,5, 5,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹) não diferem estatisticamente.

Para a remoção de SSV, os tratamentos 1 e 2 (2,5 e 5,0 g.L⁻¹.d⁻¹) não diferem entre si, a 5% de significância. Em relação à remoção de SST, as médias dos tratamentos 1, 2 e 4 (2,5, 5,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹) são consideradas iguais, assim como as médias dos tratamentos 1, 2 e 3.

Nas Figuras 9 e 10 podem ser visualizadas as variações das concentrações de sólidos durante o experimento, em função dos tratamentos. Em relação aos sólidos totais, voláteis, suspensos totais e suspensos voláteis observaram-se as maiores concentrações nos tratamentos 3 e 4 (COV de 5,0 e 8,0 g.L⁻¹.d⁻¹), bem como as maiores variações entre as amostras (Tabela 10).

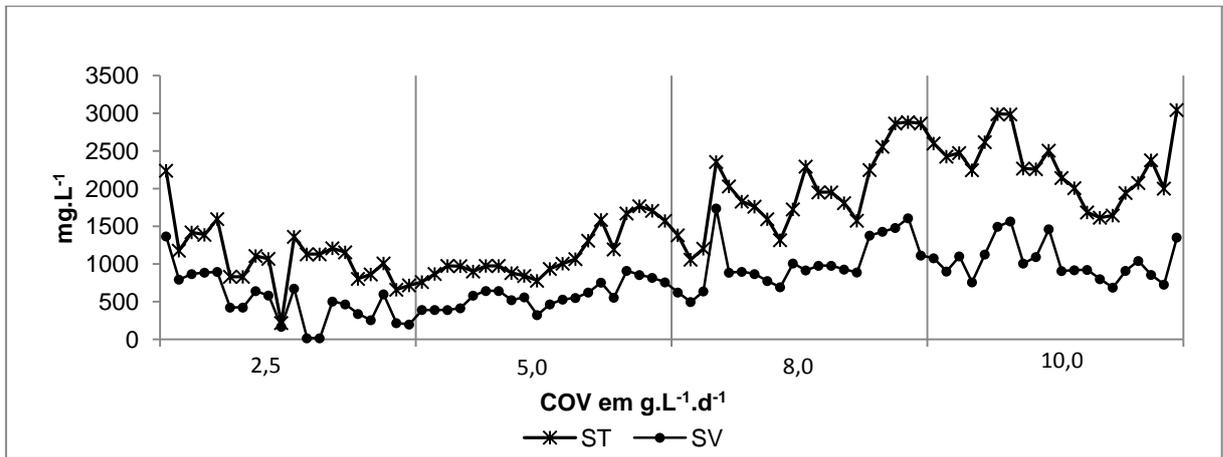


Figura 9 Variação das concentrações de sólidos totais e sólidos voláteis (mg.L⁻¹), em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

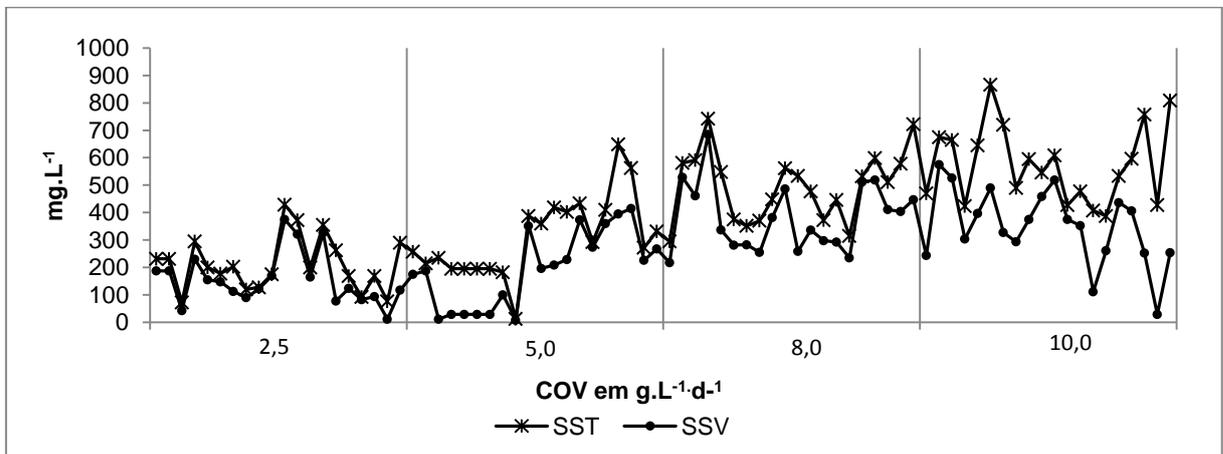


Figura 10 Variação das concentrações de sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis (mg.L⁻¹), em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

Avaliando-se a evolução da remoção de sólidos totais voláteis (Figura 11) e de sólidos suspensos totais (Figura 12) nota-se que as maiores valores de remoção referem-se ao tratamento 1 (COV de 2,5 g.L⁻¹.d⁻¹), de 78,33% e 87,59%, respectivamente, e as menores no tratamento 3 (8,0 g.L⁻¹.d⁻¹) de 66,22 % e 66,0%, respectivamente, embora a remoção de sólidos suspensos voláteis tenha se mantido alta (entre 83,9 e 98,94%) e estável para os quatro tratamentos. Comparativamente, Kunzler *et al.* (2009) obtiveram as maiores remoções de sólidos totais nas cargas orgânicas volumétricas mais altas (4,34, 4,70 e 5,60 g.L⁻¹.d⁻¹). Watthier (2011), utilizando reatores e água residuária de extração de fécula, obteve as menores valores de remoção de ST e SV: 78,81 e 81,10%, respectivamente, e as maiores de 92,16 e 95,76%, respectivamente. Torres (2009) obteve valores de remoção de ST de 79,12 e 81,18%, em reatores com meio suporte de bambu e PVC, respectivamente, ao aplicar carga de 3,05 g.L⁻¹.d⁻¹. Palma (2012) obteve seus melhores resultados em relação

à remoção de ST e SV aplicando cargas de 1,54 e 1,23 g.L⁻¹.d⁻¹, respectivamente. Assim como em Torres (2009) e Palma (2012), neste trabalho as melhores médias de remoção de ST e SV foram obtidas para as menores cargas aplicadas.

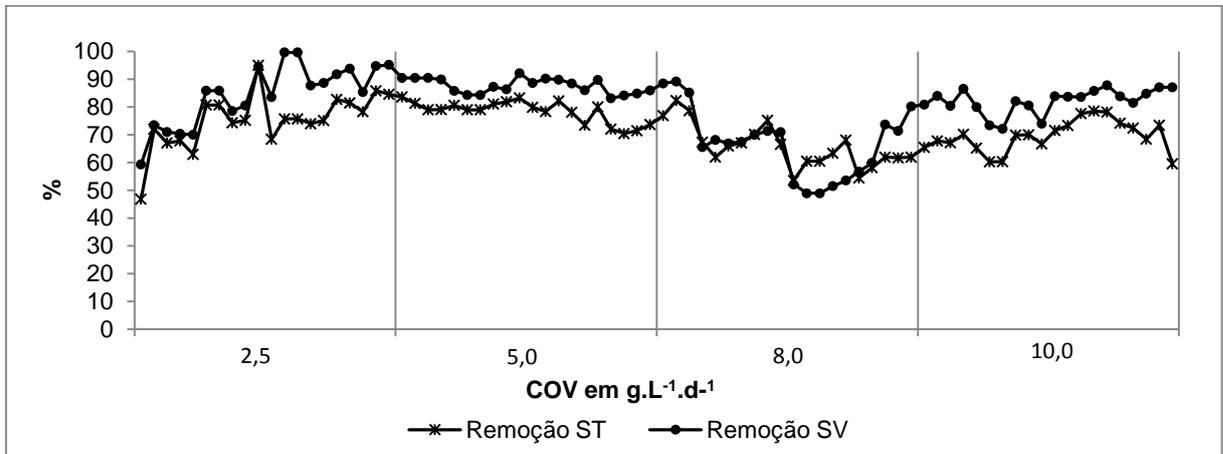


Figura 11 Variação das taxas de remoção de sólidos totais e sólidos voláteis (%), em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

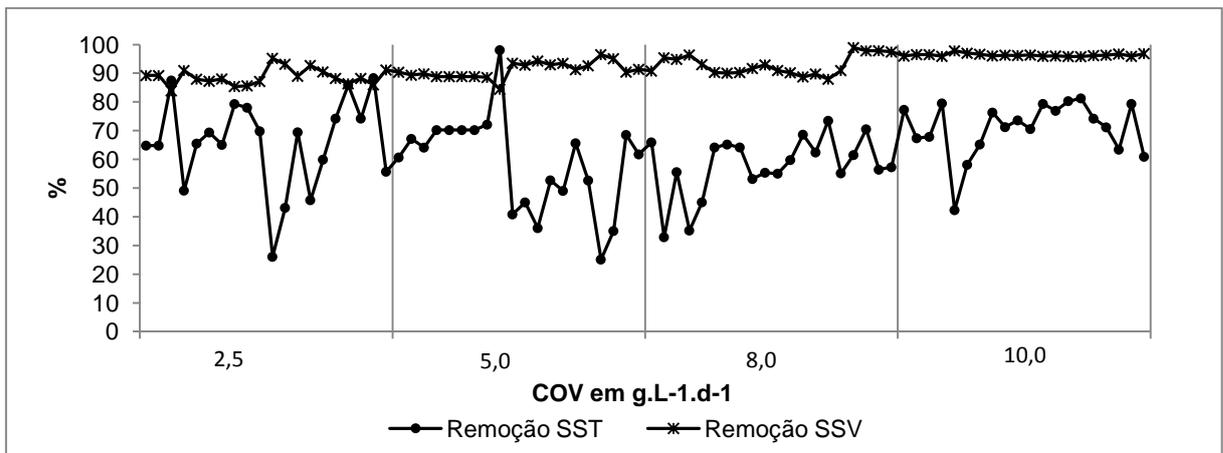


Figura 12 Variação da eficiência de remoção de sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis (%), em função dos tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

5.1.3 Monitoramento da DQO e da remoção de DQO

A estatística descritiva por tratamento para as concentrações de DQO total, solúvel e remoções de DQO total e solúvel é apresentada na Tabela 13.

Tabela 13 Estatística descritiva por tratamento para a concentração de DQO e eficiência de remoção de sólidos

Variável	COV (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Média	Desvio padrão	Mínimo	Máximo
DQO _T (mg.L ⁻¹)	2,5	184,96	32,43	136,51	228,88
	5,0	161,53	11,2	127,36	184,7
	8,0	116,85	36,21	46,03	175,66
	10,0	135,3	38,57	66,56	197,89
DQO _S (mg.L ⁻¹)	2,5	149,8	57,7	53	222,8
	5,0	165,54	24,07	98,77	186,96
	8,0	176,58	10,11	154,18	188,47
	10,0	181,46	17,83	144,38	203,54
Remoção DQOT (%)	2,5	98,42	0,27	98,05	98,83
	5,0	98,62	0,09	98,42	98,91
	8,0	99,01	0,31	98,50	99,60
	10,0	98,92	0,30	98,42	99,47
Remoção DQS (%)	2,5	98,261	0,67	97,41	99,38
	5,0	97,918	0,40	96,71	98,85
	8,0	97,935	0,09	97,81	98,14
	10,0	97,648	0,23	97,36	98,12

Conforme se verifica na Tabela 13, o comportamento do reator em relação aos valores de DQO total apresentou-se inconstante, principalmente nos tratamentos 1 e 3 (2,5 e 8,0 g.L⁻¹.d⁻¹), como se visualiza na Figura 13. As médias de concentração nos tratamentos 1 e 2 foram superiores aos limites máximos estabelecidos pelo Manual de Licenciamento de Efluentes do IAP (2014) que estabelece a concentração máxima de DQO total para lançamentos em 150 mg.L⁻¹. Neste contexto, utilizando-se este sistema para tratamento de efluentes nas condições descritas, seria necessário um tratamento posterior ou prévio para a remoção de DQO total.

A DQO solúvel, embora tenha apresentado comportamento instável no tratamento 1 (2,5 g.L⁻¹.d⁻¹), estabilizou-se ao longo do experimento, variando entre 98,77 e 203,54 mg.L⁻¹.

Apesar dos valores absolutos de DQO total terem apresentado grandes variações, a remoção de DQO total (%) foi alta (variando de 98,42 até 99,6 %) e estável entre os tratamentos. A remoção de DQO solúvel seguiu padrões semelhantes aos da remoção de DQO total, porém com ligeira tendência decrescente no tratamento 4 (Figura 14).

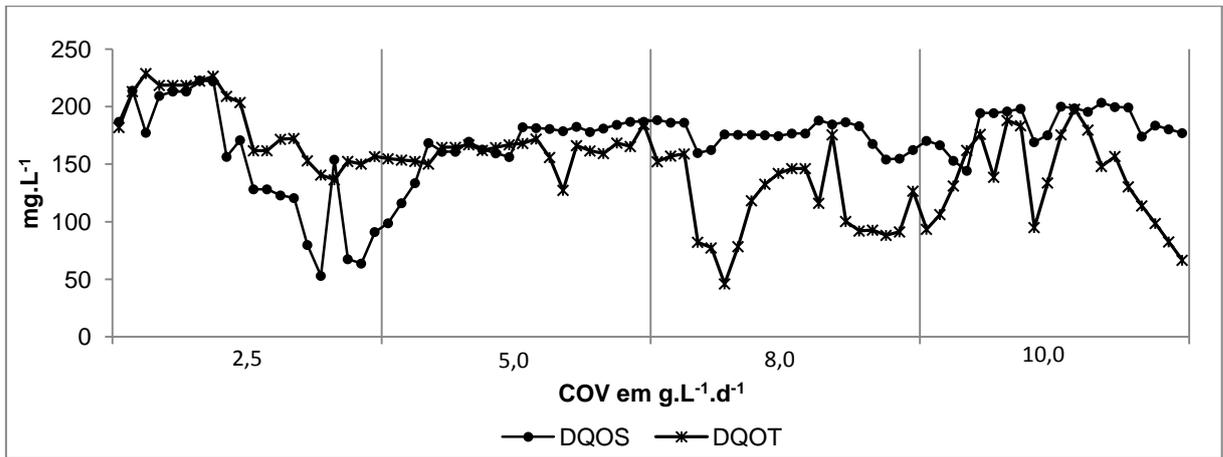


Figura 13 Variação das concentrações DQOT e DQOS (mg.L^{-1}), em função dos tratamentos ($\text{COV } 2,5, 5,0, 8,0 \text{ e } 10,0 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$).

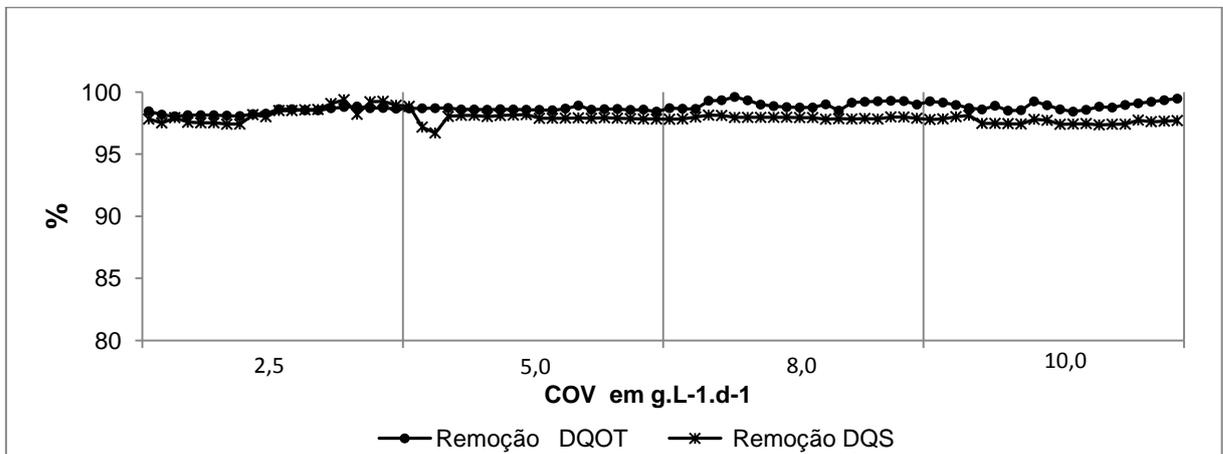


Figura 14 Variação da eficiência de remoção da DQOT e DQOS, em função tratamentos ($\text{COV } 2,5, 5,0, 8,0 \text{ e } 10,0 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$).

Por meio das análises de variância (Apêndice B) constatou-se que há diferença significativa entre os efeitos dos tratamentos, a 5% de significância, para a remoção de DQO_T e para a remoção de DQO_S . Realizou-se o teste de Tukey, a 5% de significância, para a comparação das médias (Tabela 14). Os resultados completos das análises estão apresentados no Apêndice C.

Tabela 14 Comparação das médias dos tratamentos para eficiência na remoção de DQO_T e DQO_S (%)

Remoção de DQO_T (%)			Remoção de DQO_S (%)		
COV ($\text{g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$)	Médias	Resultados	COV ($\text{g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$)	Médias	Resultados
8,0	99,01	A	2,5	98,2612	A
10,5	98,92	A	8,0	97,9347	AB
5,0	98,62	B	5,0	97,9181	AB
2,5	98,42	B	10,0	97,6481	B

Verificou-se que não houve diferença estatística entre as médias de remoção de DQO_T nos entre os tratamentos 1 e 2 (2,5 e 5,0 $g.L^{-1}.d^{-1}$) e entre os tratamentos 3 e 4. Para a remoção de DQO_S as médias dos tratamentos 1, 2 e 3 são estatisticamente iguais, assim como as médias dos tratamentos 2, 3 e 4 (5,0, 8,0 e 10,0 $g.L^{-1}.d^{-1}$).

Comparativamente, Torres (2009) observou valores médios de remoção de matéria orgânica: 98,32% para o reator contendo bambu e 98,20% para o reator utilizando PVC. Watthier (2011) obteve remoção média de DQO para seu reator com meio suporte de bambu em 97,38% e para o reator com meio suporte de PVC em 98,48%. Colin *et al.* (2007), aplicando a carga de 11,8 $g.L^{-1}.d^{-1}$ a um reator de leito fixo e utilizando como substrato o efluente de uma indústria de fécula de mandioca, obtiveram remoção de DQO total de 87%.

Larsen *et al.* (2013), avaliando a adição de glicerina bruta na digestão anaeróbia de efluente de indústria de fécula de mandioca, em reator de fluxo semicontínuo horizontal com suporte de eletroduto corrugado de PVC, obtiveram como melhor resultado a remoção de 81,19% para a carga orgânica de 3,05 $g.L^{-1}.d^{-1}$, sem a adição de glicerina.

5.1.4 Produção e qualidade do biogás

Na Tabela 15 é apresentada a estatística descritiva por tratamento, para a produção de biogás, produções específicas de biogás e metano e o percentual de metano.

Tabela 15 Estatística descritiva por tratamento, para a produção de biogás, produção específica de biogás e de metano e percentual de metano

Variável	COV ($g.L^{-1}.d^{-1}$)	Média	Desvio padrão	Mínimo	Máximo
Produção de biogás ($L.d^{-1}$)	2,5	0,81	0,357	0,38	1,74
	5,0	2,19	1,612	0,49	6,17
	8,0	4,32	2,395	1,18	10,23
	10,0	7,56	2,089	4,46	11,04
Produção específica de biogás ($L.g^{-1}.d^{-1}$)	2,5	0,033	0,014	0,016	0,072
	5,0	0,092	0,067	0,020	0,259
	8,0	0,174	0,111	0,049	0,479
	10,0	0,310	0,107	0,105	0,518
Produção específica de metano ($L.g^{-1}.d^{-1}$)	2,5	0,025	0,010	0,012	0,047
	5,0	0,083	0,055	0,025	0,182
	8,0	0,093	0,049	0,033	0,162
	10,0	0,216	0,118	0,074	0,362
Percentual de metano (%)	2,5	76,68	3,65	72,22	84,31
	5,0	74,76	3,41	70,22	78,78
	8,0	70,55	3,38	66,1	76,68
	10,0	70,25	3,67	66,25	73,47

Pela análise de variância (Apêndice B) constatou-se que os tratamentos diferem entre si, a 5% de significância. Os resultados do teste de comparação de médias de Tukey são apresentados na Tabela 16.

Tabela 16 Comparação das médias dos tratamentos para a produção de biogás e percentual de metano

Produção de biogás (L.d ⁻¹)			Percentual de metano(%)		
COV (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Médias	Resultados	COV (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Médias	Resultados
10,0	7,56	A	2,5	76,80	A
8,0	4,32	B	5,0	74,36	AB
5,0	2,19	C	10,0	70,69	B
2,5	0,81	C	8,0	70,33	B

Observa-se que, para a produção de biogás os tratamentos 1 e 2 (2,5 e 5,0 g.L⁻¹.d⁻¹) não diferem entre si, e diferem dos demais, enquanto que, para o percentual de metano os tratamentos 1, 2 e 3 (2,5, 5,0 e 8,0 g.L⁻¹.d⁻¹) podem ser considerados estatisticamente iguais, do mesmo modo que os tratamentos 3 e 4 (8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

Tabela 17 Teste de Tukey para comparação das médias dos tratamentos para a produção específica de biogás e de metano

Produção específica de biogás (L.d ⁻¹)			Produção específica de metano(%)		
COV (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Médias	Resultados	COV (g.L ⁻¹ .d ⁻¹)	Médias	Resultados
10,0	0,216	A	10,0	0,31064	A
8,0	0,093	B	8,0	0,17424	B
5,0	0,083	B	5,0	0,09208	C
2,5	0,025	B	2,5	0,03392	C

Para a produção específica de biogás, observou-se pelo resultado do teste de Tukey que apenas o tratamento 4 (10,0 g.L⁻¹.d⁻¹) diferiu estatisticamente dos demais. Em relação à produção específica de metano, observa-se que as médias dos tratamentos 1 e 2 (g.L⁻¹.d⁻¹) assemelham-se entre si e diferem das demais.

A produção de biogás apresentou tendência crescente, em relação ao aumento das cargas orgânicas volumétricas (Figura 15), este aumento é refletido nas médias de produção de biogás, que variaram de 0,81 a 7,56 L.d⁻¹. Por outro lado, o percentual de metano no biogás decresceu com o aumento das cargas, variando de 76,8 % no tratamento 1 (5 g.L⁻¹.d⁻¹) até 66,1% no tratamento 3 (8 g.L⁻¹.d⁻¹). Colin *et al.* (2006) obtiveram percentuais semelhantes de metano, variando de 69 até 81%. Bruno e Oliveira (2008), operando reatores em duas fases, em escala de bancada, alimentados com água residuária do processamento de café, obtiveram produções teores de metano variando de 75 a 80% do volume do biogás.

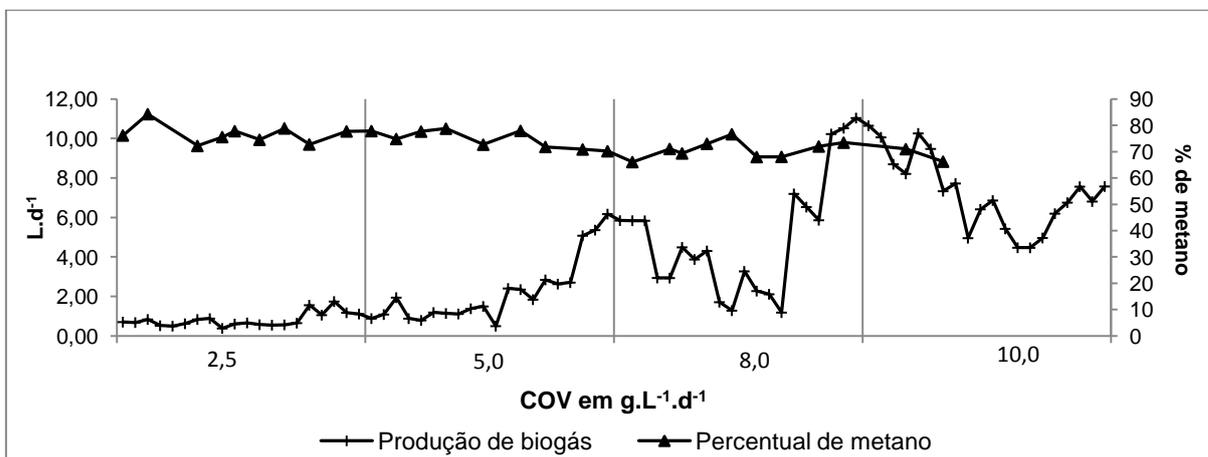


Figura 15 Variação da produção de biogás e do percentual de metano no biogás, em função tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

Vários autores avaliaram a produção de biogás a partir do efluente de fécula de mandioca. Palma (2012), operando um reator com pedras de calcário dolomítico, observou que a produção bruta de biogás foi crescente com o aumento de carga orgânica no reator. A produção de biogás em função da DQO consumida teve seu menor valor na carga 3,40 g.L⁻¹.d⁻¹, passando para o maior valor na carga 4,96. A produção específica média de biogás foi 0,12 L.g⁻¹, próximo ao valor médio obtido neste trabalho (0,15 L.g⁻¹). Torres (2009) obteve bons resultados em relação à produção específica de biogás, cujas médias estavam entre 0,527 e 0,985 L.g⁻¹, superiores às médias de produção específica de biogás obtidas neste trabalho, que variaram de 0,033 até 0,310 L.g⁻¹.

A produção específica de biogás apresentou tendência crescente em relação ao aumento da carga orgânica volumétrica, assim como a produção específica de metano (Figura 16). As médias de produção específica de biogás variaram de 0,025 até 0,216 L.g⁻¹ (COV de 2,5 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹, respectivamente).

Wattier (2011) obteve produções médias volumétricas de biogás de 1,33 L.L⁻¹.d⁻¹ e 1,01 L.L⁻¹.d⁻¹, para os reatores com meio suporte de bambu e PVC, respectivamente. As menores produções observadas foram 0,36 L.L⁻¹.d⁻¹ e 0,38 L.L⁻¹.d⁻¹, respectivamente, e ocorreram nas cargas 10,0 e 4,34 g.L⁻¹.d⁻¹, com produções de 0,20 L.L⁻¹.d⁻¹ e 0,44 L.L⁻¹.d⁻¹, respectivamente.

Kuczman *et al.* (2011) trabalharam com reator de fluxo tubular horizontal de fase única com volume de 16,1 L, ao qual foram aplicadas cargas de 1,18, 1,28, 1,57 e 2,68 g.L⁻¹.d⁻¹ com TDH de 15, 13, 8,3 e 6,6 dias, respectivamente. Foram obtidas produções de biogás de 0,52, 0,41, 0,65 e 0,63 L.L⁻¹.d⁻¹, respectivamente. Os autores concluíram que, assim como neste trabalho, com a diminuição do TDH ocorreu uma maior produção de biogás por volume do reator.

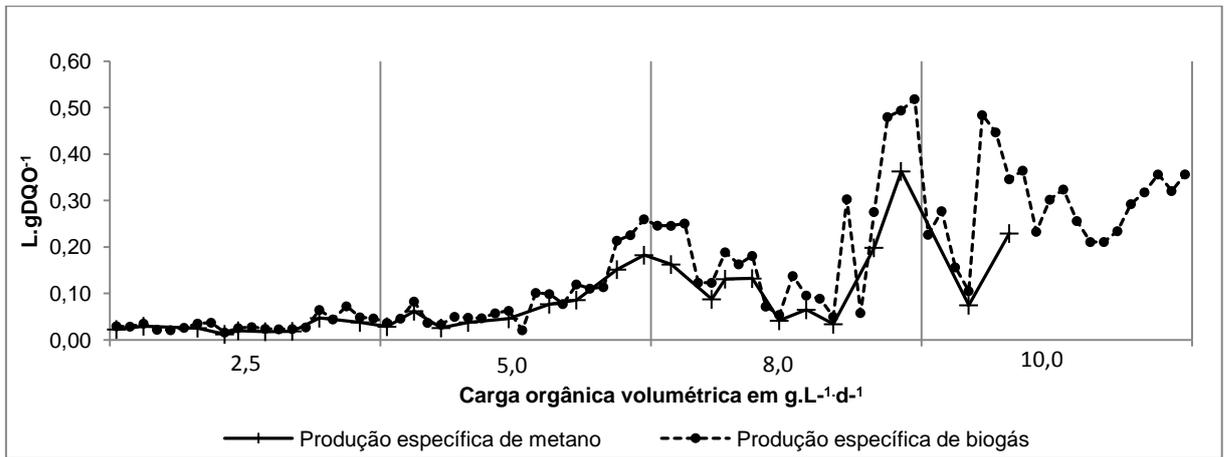


Figura 16 Variação da produção específica de biogás e de metano, em função tratamentos (COV 2,5, 5,0, 8,0 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹).

A produção específica de metano variou de 0,034 até 0,31 L.g⁻¹ (COV de 2,5 e 10,0 g.L⁻¹.d⁻¹), sendo que a produção aumentou conforme foi aumentada a carga orgânica volumétrica. Santos e Oliveira (2011), avaliando o desempenho de um sistema combinado anaeróbio-aeróbio para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, obtiveram valores médios de até 0,744 m³m⁻³d⁻¹.

6 CONCLUSÕES

A partir dos resultados obtidos neste estudo, pode-se concluir que:

- é possível produzir biogás com percentuais de metano superiores a 80% (máximo) e remover a carga orgânica em mais de 90% em reatores anaeróbios de leito fixo na configuração testada, utilizando água residuária de indústria de fécula de mandioca. Em relação à estabilidade, o reator pode ser considerado estável para os parâmetros pH, remoção de SSV e remoções de DQO_T e DQO_S .
- Os melhores resultados, em relação à produção de biogás, foram obtidos para as COV maiores e a tendência observada é que com o aumento da COV, a produção de biogás também aumente, assim como a produção específica de metano. Em relação à eficiência na remoção de sólidos, os maiores resultados foram alcançados na COV $5,0 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ para ST e SV e na COV $10,0 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ para SST e SSV.

7 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Tendo em vista os resultados obtidos experimentalmente, são sugeridos para a condução de futuros trabalhos:

- avaliar cargas orgânicas volumétricas maiores (superiores a $10,0 \text{ g.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$), já que o reator operou satisfatoriamente até os limites de cargas aos quais foi submetido;
- testar com maior frequência a composição do biogás, para a obtenção de um conjunto mais robusto de dados;

Além disso, ainda podem ser propostas para novos trabalhos: a avaliação do modelo cinético do reator, a atividade metanogênica do inóculo e o monitoramento da evolução do acúmulo de biomassa.

REFERÊNCIAS

AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA – ANEEL; **Banco de informações de geração**. 2009. Disponível em <www.aneel.gov.br>. Acesso em: 15 de jan. 2015.

ALBUQUERQUE, J. A. A.; SEDIYAMA, T.; SILVA, A. A.; SEDIYAMA, C. S.; ALVES, J. M. A.; ASSIS NETO, F. Caracterização morfológica e agrônômica de clones de mandioca cultivados no Estado de Roraima. **Revista Brasileira de Ciências Agrárias**, Recife, v. 4, n. 4, p. 388-394, 2009.

ANZOLA-ROJAS, M. D. P. **Influência da relação C/N na produção de hidrogênio em reator anaeróbio de leito fixo**. 2010. 67 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2010.

ANZOLA-ROJAS, M. D. P.; ZAIAT, M. Produção de hidrogênio em reator anaeróbio de leito fixo e fluxo descendente. *In*: SEMINÁRIO DO PROJETO TEMÁTICO - PRODUÇÃO DE BIOENERGIA NO TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIAS E ADEQUAÇÃO AMBIENTAL DOS EFLUENTES E RESÍDUOS GERADOS, 2., São Carlos-SP: 2012. **Anais...** São Carlos-SP: Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. p. 313-323.

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGV) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. Rio de Janeiro, v. 10, p. 152-161, 2005.

ASSOCIATION, AMERICAN PUBLIC HEALTH - APHA; American Water Works Association - AWWA; Water Environment Federation - WPCF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. Washington: Association, American Public Health. 2005.

BARANA, A. C. **Avaliação de tratamento de manipueira em biodigestores de fase acidogênica e metanogênica**. 2000. 105 f. Tese (Doutorado em Agronomia) - Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 2000.

BARANA, A. C.; CEREDA, M. P. Cassava wastewater (manipueira) treatment using a twophase anaerobic biodigestor. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, Campinas, v. 20, n.2, p.183-186, 2000.

BARANA, A. C.; BRAZ, M. V.; GUERRA, K. S. M.; PAGANINI, C.; STAHL, M. A. Avaliação de dois reatores anaeróbios para tratamento de manipueira: um plug-flow e um filtro biológico de fluxo ascendente. *In*: TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO SOBRE DIGESTIÓN ANAEROBIA, 7., 2002, Mérida. **Anales...** Mérida: Instituto de Ingeniería, 2002. 1 CD-ROM.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente - MMA. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. **Resolução 430**, de 13 de maio de 2011. Brasília. Disponível em: http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res11/propresol_lanceflue_30e31mar11.pdf; Acesso em: 20 dez. 2014.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente - MMA. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. **Resoluções do CONAMA**. Brasília, 2012; Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama/legiano.cfm?codlegitipo=3>> Acesso em: 15 jan 2015.

BRAUN, H. J.; ATLIN, G.; PAYNE, T.; **Multi-location testing as a tool to identify plant response to global climate change.** In: Reynolds, C.R.P. (Ed). Climate change and crop production, CABI, London, 2010. p. 115.

BRINGHENTI, L.; CABELLO, C. Qualidade do álcool produzido a partir de resíduos amiláceos da agroindustrialização da mandioca. **Revista Energia na Agricultura**, Botucatu, v. 20, n. 4, p. 36-52, 2005.

BRUNO, M.; OLIVEIRA, R. A. Tratamento anaeróbio de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida em reatores UASB em dois estágios. **Engenharia Agrícola**, Botucatu, v. 28, n. 2, p.364-377, 2008.

CAMPOS, A. T.; Daga, J.; Rodrigues, E.E.; Franzener G.; Suguiry M.; Syperreck, V.L.G.; Tratamento de águas residuárias de fecularia por meio de lagoas de estabilização. **Engenharia Agrícola**. Jaboticabal, v. 26, n. 1, p. 235-242. 2006. ISSN 0100-6916.

CARDOSO FILHO, E. P. **Fatores que influenciam na digestão anaeróbia de efluentes líquidos.** São Paulo: CETESB, 2001. Relatório não publicado.

CENTRO DE PESQUISAS ECONÔMICAS DA ESCOLA SUPERIOR DE AGRICULTURA LUIZ DE QUEIROZ - CEPEA, **Levantamento sobre o desempenho da indústria de fécula de mandioca.** Piracicaba: Universidade de São Paulo, 2014. Comunicado técnico.

CHAVALPARIT, O.; ONGWANDEE, M. Clean technology for the tapioca starch industry in Thailand. **Journal of Cleaner Production - Elsevier** n. 17, p. 105-110. 2009.

CHERNICHARO, C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias.** Reatores anaeróbios. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de engenharia sanitária e ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 2007.

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

DEL BIANCHI, V. **Balço de massa e de energia do processamento de farinha de mandioca em uma empresa de médio porte do Estado de São Paulo.** 1998. 118 f. Tese (Doutorado em Agronomia) - Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista, Botucatu, 1998.

EDAMA, N. A.; SULAIMAN, A.; RAHIM, S. N. A.; Enzymatic saccharification of tapioca processing wastes into biosugars through immobilization technology, **Biofuel Research Journal**, Saint John, 1, p. 2-6, 2014.

ENCINA, P. A. G.; HIDALGO, M. D. Influence of substrate feed patterns on biofilm development in anaerobic fluidized bed reactors (AFBR). **Elsevier Science Ltd.** Valladolid, Spain: Department of Chemical Engineering, University of Valladolid. p. 2508-2516. 2004.

FEIDEN, A. **Tratamento de águas residuárias de indústria de fécula de mandioca através de biodigestor anaeróbio com separação de fases em escala piloto.** 2001. 80 f. Tese (Doutorado em Agronomia - Energia na Agricultura.) - Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual de São Paulo, Botucatu, 2001.

FERRAZ, F. M.; BRUNI, A. T.; DEL BIANCHI, V. L. Performance of an anaerobic baffled reactor (ABR) in treatment of cassava wastewater. **Brazilian Journal of Microbiology**, São Paulo, v. 40, n. 1, p. 48-53, jan./ mar. 2009. ISSN 1517-8382.

GROXKO, M. **Análise da conjuntura agropecuária**. Mandioca Safra 2014-2015. Curitiba: Secretaria da Agricultura e do Abastecimento, set. 2014. Disponível em: <http://www.seab.pr.gov.br/arquivos/File/deral/Prognosticos/mandioca_2014_15.doc>. Acesso em: 15 jan. 2015.

HERMIATI, E.; AZUMA, J.; MANGUNWIDJAJA, D.; SUNARTI, T.; SUPARNO, O.; PRASETYA, B. Hydrolysis of carbohydrates in cassava pulp and tapioca flour under microwave irradiation. **Indonesian Journal of Chemical**, Indonesian, n. 11, p. 238-245, 2012.

ICLEI - Brasil - Governos Locais pela Sustentabilidade, Secretariado para América Latina e Caribe, Escritório de Projetos no Brasil. **Manual para aproveitamento do biogás**. Aterros sanitários. V. 1. ICLEI - Governos Locais pela Sustentabilidade, Secretariado para América Latina e Caribe. São Paulo: ICLEI, 2009.

INOUE, K. R. A.; SOUZA, C. F.; MATOS, A. T.; SANTOS, N. T.; FERREIRA, W. P. M. Concentração de nutrientes em plantas de milho adubadas e biofertilizantes obtidos na digestão anaeróbia da manipueira. **Engenharia na Agricultura**, Viçosa, v. 19, p. 236-243, 2011.

INSTITUTO AMBIENTAL DO PARANÁ - IAP; Secretaria do Meio Ambiente e Recursos Hídricos. Sistema de Gestão Ambiental – SGA. **Manual do Usuário**. Módulos: Cadastro, Licenciamento e Central de Processos. 2014. Disponível em: http://www.iap.pr.gov.br/arquivos/File/SGA/SGAManual_LicRequerimentoV2_24set20141.pdf. Acesso em: 15 jan. 2015.

KUCZMAN, O.; GOMES, S. D.; TAVARES M. H. F.; TORRES, D. G. B.; ALCÂNTARA, M.S.; Produção específica de biogás a partir de manipueira em reator de fase única. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 31, n. 1, p. 143-149. 2011. ISSN 0100-6916.

KUCZMAN, O. **Tratamento de efluente de fecularia em reator anaeróbio tubular horizontal piloto com meio suporte e agitação**. 2012. f. 150; Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2012.

KUCZMAN, O.; TAVARES, M. H. F.; DAMASCENO GOMES, S.; TORRES, D. G. B.; FLECK, L.; Influence of hydraulic retention time on the anaerobic treatment of cassava starch extraction effluent using a one-phase horizontal reactor; **Journal of Food, Agriculture & Environment**, v. 11 n. 1, p. 1118-1120. 2013.

KUNZLER, K. R.; **Gomes, S. D.; Piana P. A.; Torres, D. G. B.; Vilas Boas, M. A.; Tavares, M.H. F.** Anaerobic reactors with biofilter and different diameter-length ratios in cassava starch industry wastewater treatment. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 33, n. 4, p. 612-624, 2013. ISSN 0100-6916.

KUS, F.; WIESMANN, U. Degradation kinetics of acetate and propionate by immobilized anaerobic mixed cultures. **Water Research**, New York, v. 29, n. 29, n. 6, p. 1437-1443, 1995.

LARSEN, A. C.; LARSEN, A. C.; GOMES B. M.; GOMES S. D.; ZENATTI, D.C.; TORRES, D.G.B; Anaerobic co-digestion of crude glycerin and starch industry effluent. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 33, n. 2, 2013.

MCCARTY, P. L. Anaerobic waste treatment fundamentals. *Chemistry and microbiology. Public Works*, n. 95, v. 9, p.107-112, 1964.

MCCARTY, P. L.; SMITH, D. P. Anaerobic wastewater treatment. **Environmental Science & Technology**, v. 20, n. 12, p. 1200-1206, 1986.

PALMA, D. **Tratamento de água residuária de fecularia em reator anaeróbio com leito fixo de pedras de calcário dolomítico**. 2012. 76 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2012.

PARIZOTTO, A. A; Minimização de custos econômicos e ambientais pelo uso de lagoas de sedimentação no tratamento de despejos de fecularias. **Revista de Ciências Empresariais da UNIPAR**, Nacional, v. 3, p. 211-218, 2002.

PEIXOTO, G.; FILHO, J. LUIS RODRIGUES PANTOJA; AGNELLI, J. AUGUSTO BOLZAN; BARBOZA, M.; ZAIAT, M.. Hydrogen and methane production, energy recovery, and organic matter removal from effluents in a two-stage fermentative process. **Appl Biochem Biotechnol**, n. 651, v.71, p.71, jul. 2012.

PENTEADO, E. D. **Influência da origem e do pré-tratamento do inóculo na produção de hidrogênio a partir de águas residuárias em biorreatores anaeróbios**. 2012. 165 f. (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, 2012.

PERSSON, M.; JÖNSSON, O.; WELLINGER, A. Biogas upgrading to vehicle fuel standards and grid injection. **IEA Bioenergy**, Task 37 – Energy from Biogas and Landfill Gas. Vienna, 2006.

PINTO, P. H. M.; CABELLO, C. Tratamento de manipueira de fecularia em biodigestor anaeróbio para disposição em corpo receptor, rede pública ou uso em fertirrigação. **Revista Energia na Agricultura**, Botucatu, v. 26, n. 3, p. 127-140, 2011. ISSN 1808-8759.

POMPERMAYER, R. S.; PAULA JUNIOR, D. R.; **Estimativa do potencial brasileiro de produção de biogás através da biodigestão da vinhaça e comparação com outros energéticos**. In: ENCONTRO DE ENERGIA NO MEIO RURAL, 3., 2000, Campinas. Disponível em: <http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=MSC0000000022000002000055&lng=en&nrm=abn>. Acesso em: 15 jan. 2015.

RATTANACHOMSRI, U.; TANAPONGPIPAT, S.; EURWILAICHITR, L.; CHAMPREDA, V. Simultaneous non-thermal saccharification of cassava pulp by multi-enzyme activity and ethanol fermentation by *Candida tropicalis*. **J Biosci Bioeng**, v. 107, n. 5, p. 488-493. 2009.

RIBAS, M. M. F.; BARANA, A. C. Start-up adjustment of a plug-flow digester for cassava wastewater (manipueira) treatment. **Scientia Agricola**. Piracicaba, v. 60, n. 2, p. 223-229. 2003. ISSN 0103-9016.

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

SANTOS, A.; OLIVEIRA, R. A. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator aeróbio em batelada sequencial. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 31, n. 4, p. 781-794. 2011. ISSN 0100-6916.

SHIDA, G. M. **Produção de hidrogênio e ácidos orgânicos por fermentação acidogênica em reator anaeróbio de leito fluidificado**. 2008. 105 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, 2008.

SILVA, C. O.; CEZAR, V. R. S.; SANTOS, M. B.; SANTOS, A. S. Biodigestão anaeróbia com substrato formado pela combinação de esterco ovinocaprino, manipueira e biofertilizante. **Revista Ibero-Americana de Ciências Ambientais**. Aquidabã, v. 4 fasc. 1 p. 87-103, 2013.

SILVA, M. O. S. **Análises físico-químicas para o controle das estações de tratamento de esgoto**. São Paulo: Cetesb, 1977.

SMITH, R. J. **The anaerobic digestion of livestock wastes and the prospects for methane production**. Engineering Department Agricultural, Iowa State University, nov., 1973. p. 1-30.

SOUZA, R. G., SILVA, F. M.; BASTOS, A. C. Desempenho de um conjunto motogerador adaptado a biogás. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 34, n. 1, p. 190-195, 2010.

SPEECE, R. E. Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment. **Environmental Science & Technology**, Pittsburgh, v. 17, p. 416-427, 1983.

SUZUKI, A. B. P.; FEIDEN, A. FERNANDES, D. M.; MARTINS, G. I.; FARIA, R. A. P.; Utilização de manipueira juntamente com sólidos da cama de aviário em biodigestores para geração de biogás. **Ambiência**, Guarapuava, v. 8 n.3, p.809-820, 2012.

SUN, A. L.; WANB, S.; YU, A. Z.; WANGA, Y.; WANGA, S. Anaerobic biological treatment of high strength cassava starch wastewater in a new type up-flow multistage anaerobic reactor; **Bioresource Technology**, n. 104, p. 280–288, 2012.

TORRES, D. G. B. **Meios suporte no tratamento anaeróbio da manipueira**. 2009. 54 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2009.

VAN HAANDEL, A. C., LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: Epgraf, 1994.

VIEIRA, S. M. M.; SOUZA, M. E. Métodos analíticos para o acompanhamento da digestão anaeróbica. **Engenharia: Fontes Alternativas**, n. 3, v. 15, p. 26-36, jul./ago., 1981.

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

WATTHIER, E. **Digestão anaeróbia de água residuária de fécula em reatores de leito fixo utilizando meio suporte de anéis de bambu e de PVC**. 2011. 57 f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2011.

WUTTIWAI, P.; Cassava solves world's crisis. *In*: INTERNATIONAL STUDENTS SUMMIT ON FOOD, 9, Agriculture and Environment in the New Century. Tokyo, Japan, 2009. **Proceedings...** Tokyo, Japan:

ZANETTE, A. L.; **Potencial de aproveitamento energético do biogás no Brasil**. 2009. 105 f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) - COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

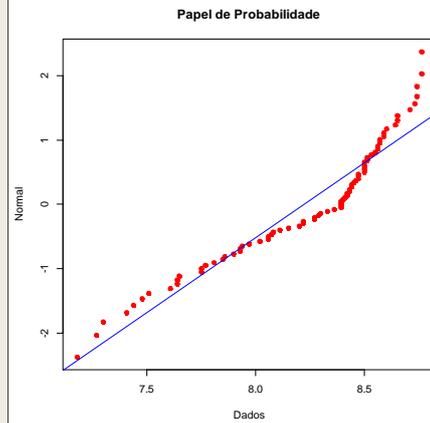
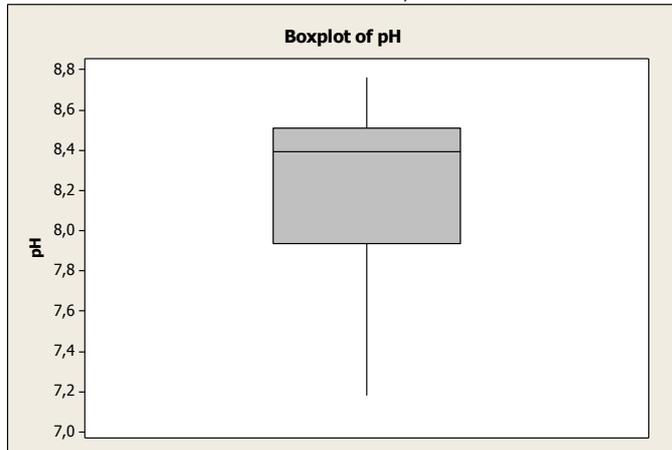
ZEMPULSKI, D. A.; VIAR, K.A.P.; LAMPA, L. D. M.; PETERNELA, J.; CARDOSO, C.O.; FIORESE, M. L.; HASAN, D. M. Produção de ácidos graxos voláteis por fermentação anaeróbia de manipueira e de permeado de soro de queijo. **ENGEVISTA**, Niterói, v. 16, n. 4, p. 431-447, dez. 2014.

APÊNDICES

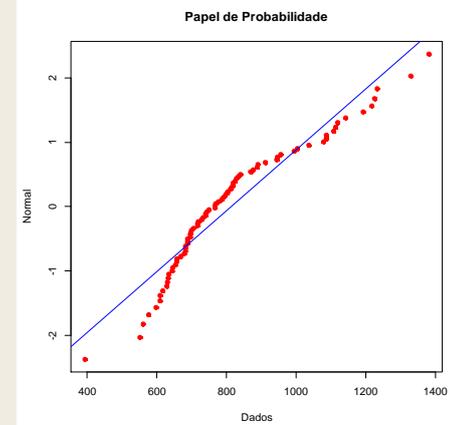
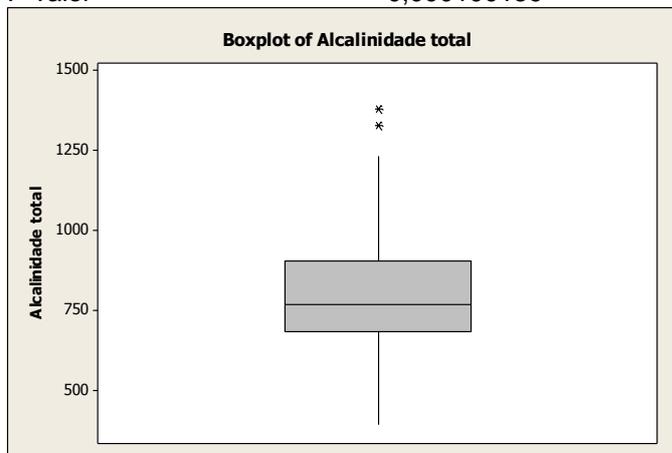
APÊNDICE A RESULTADOS DOS TESTES DE NORMALIDADE

1. pH

Estatística: Shapiro-Wilk 0,909930022
P-valor 3,28239E-05

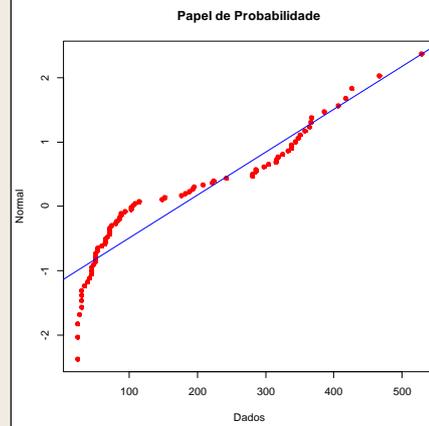
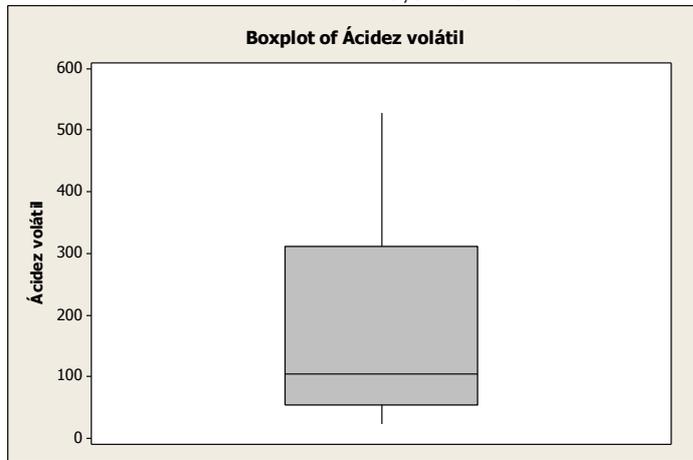
2. Alcalinidade total (mg.L⁻¹)

Estatística: Shapiro-Wilk 0,920478294
P-valor 0,000100159



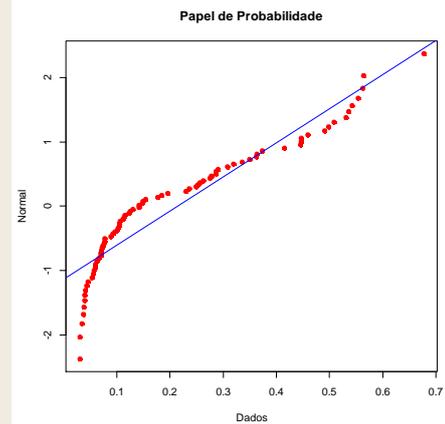
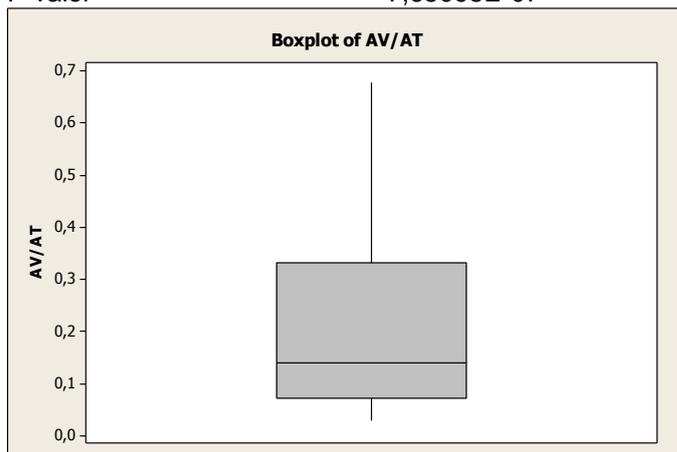
3. Acidez volátil (mg.L⁻¹)

Estadística: Shapiro-Wilk 0,870663861
 P-valor 8,57787E-07

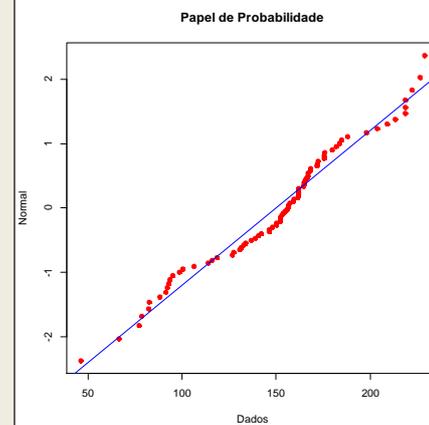
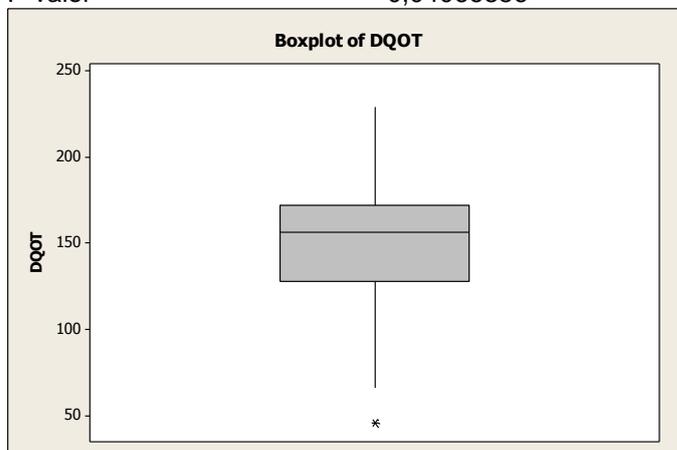


4 - Relação AV/AT

Estadística: Shapiro-Wilk 0,86930385
 P-valor 7,65098E-07

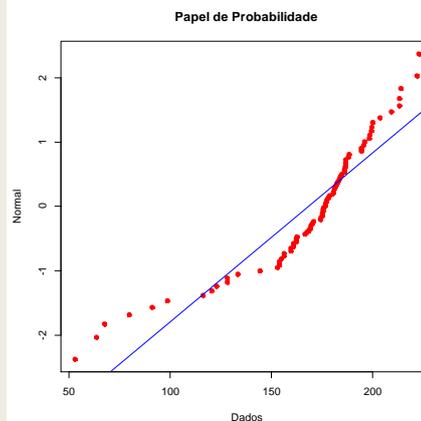
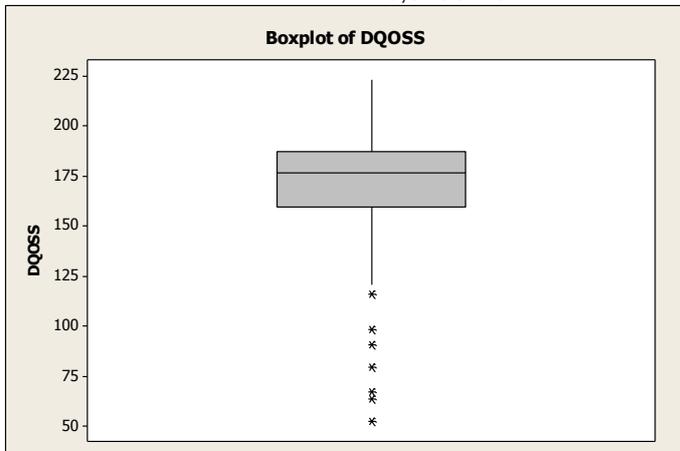
5- DQO_T Saída do reator (mg.L⁻¹)

Estadística: Shapiro-Wilk 0,967722685
 P-valor 0,04066856



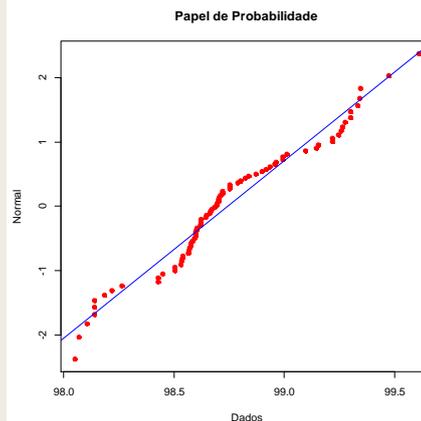
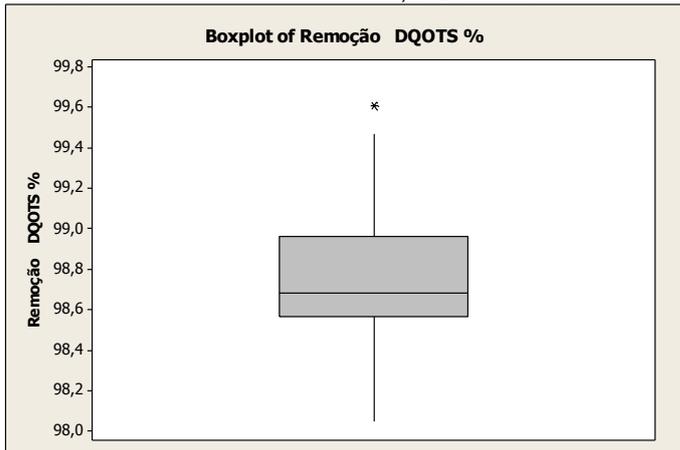
6- DQO_S Saída do reator (mg.L⁻¹)

Estatística: Shapiro-Wilk 0,866025147
 P-valor 5,8238E-07



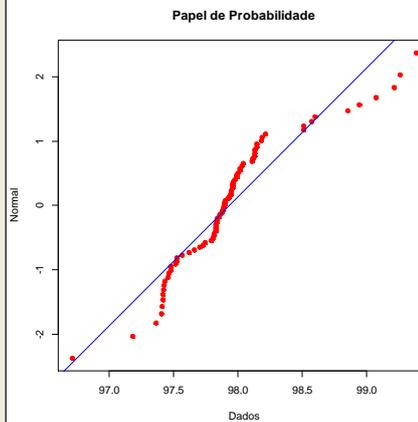
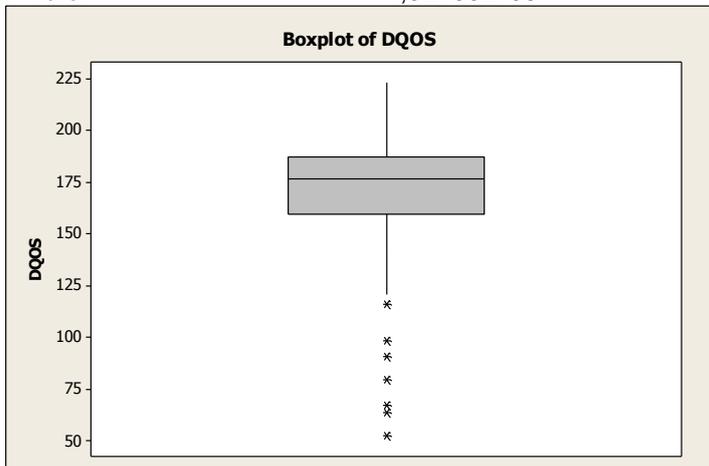
7- Remoção de DQO_T (%)

Estatística: Shapiro-Wilk 0,959635794
 P-valor 0,012779007



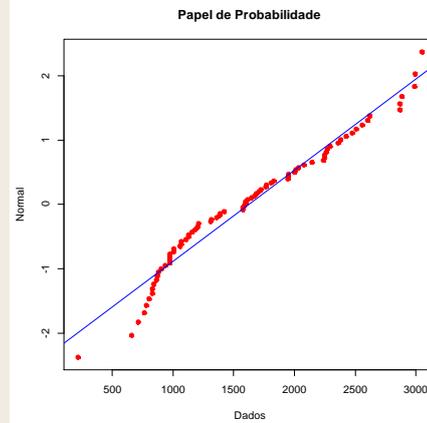
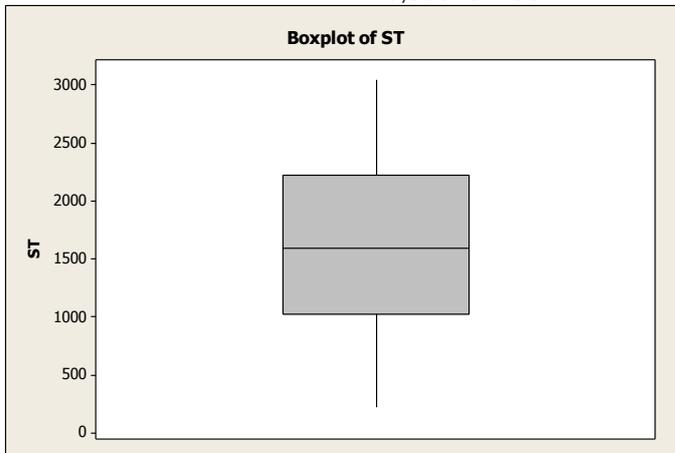
8- Remoção de DQO_S saída do reator (%)

Estatística: Shapiro-Wilk 0,900837449
 P-valor 1,32133E-05

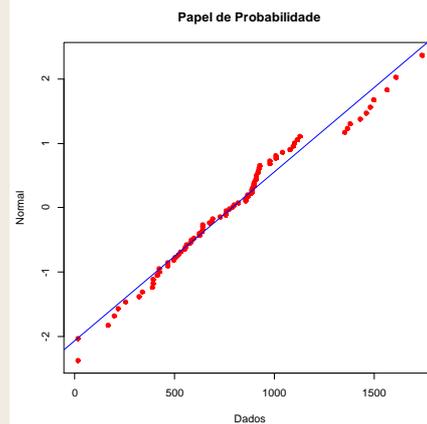
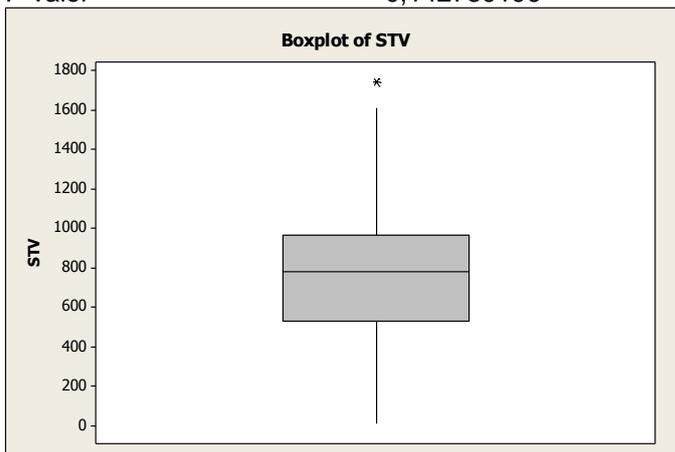


9 - ST saída do reator (mg.L⁻¹)

Estatística: Shapiro-Wilk 0,957455642
 P-valor 0,009434155

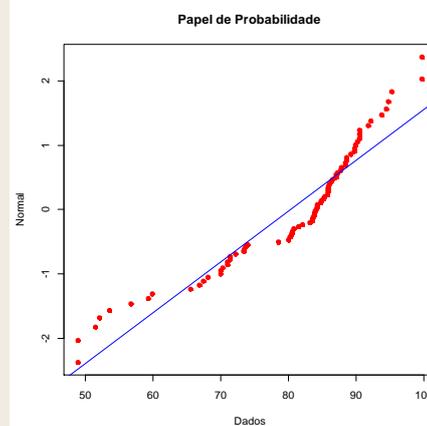
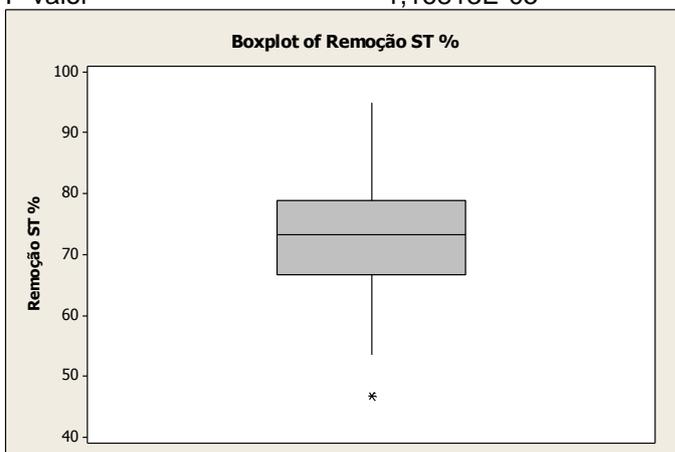
10 - SV saída do reator (mg.L⁻¹)

Estatística: Shapiro-Wilk 0,976279219
 P-valor 0,142739196



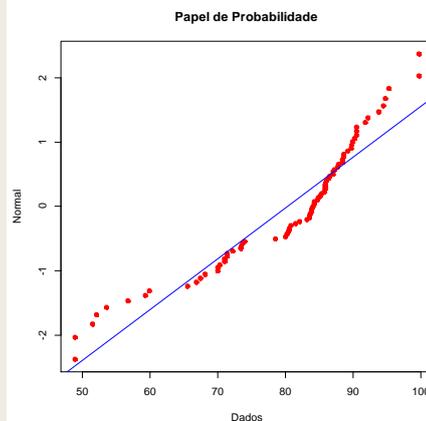
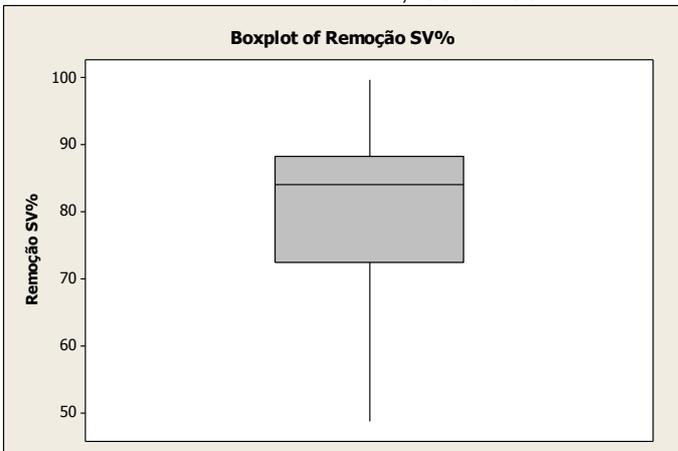
11 - Remoção ST (%)

Estatística: Shapiro-Wilk 0,899571034
 P-valor 1,16813E-05



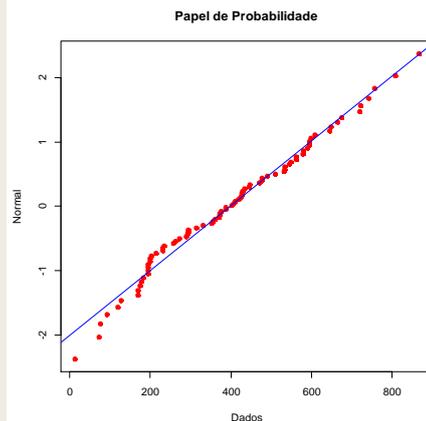
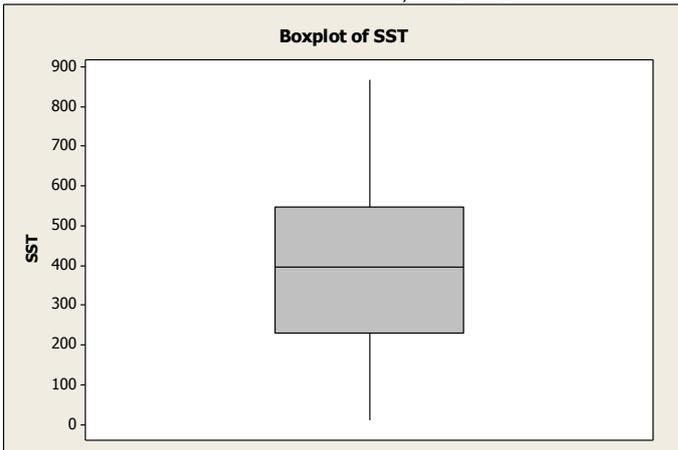
12 - Remoção SV (%)

Estadística: Shapiro-Wilk 0,899571034
 P-valor 1,16813E-05



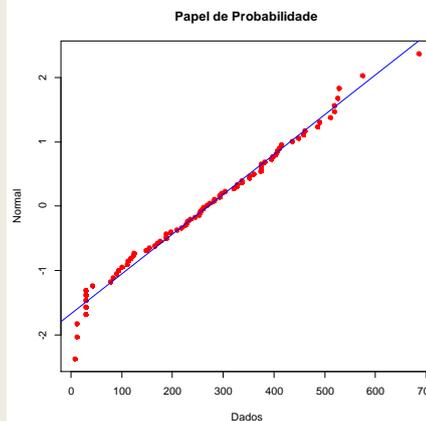
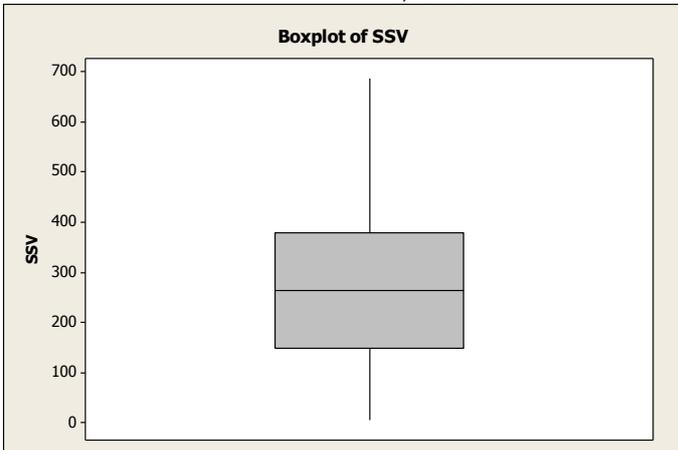
13- SST na saída do reator (mg.L⁻¹)

Estadística: Shapiro-Wilk 0,981594343
 P-valor 0,304246208



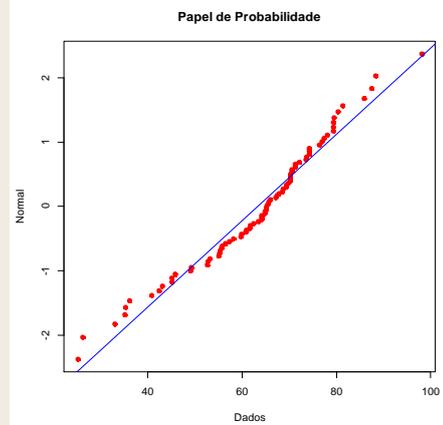
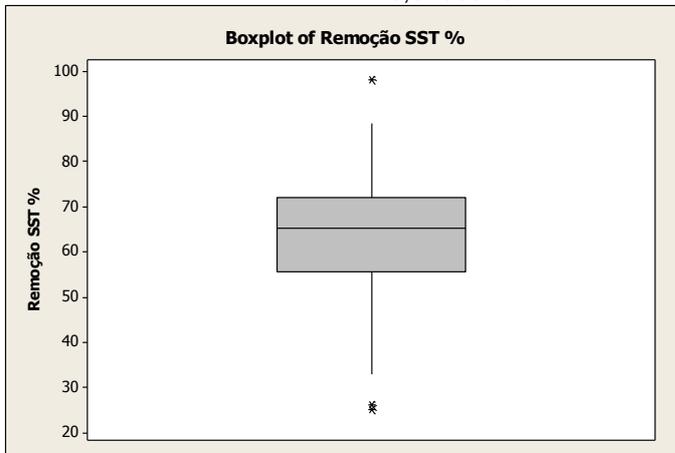
14 - SSV na saída do reator (mg.L⁻¹)

Estadística: Shapiro-Wilk 0,978327405
 P-valor 0,19208711



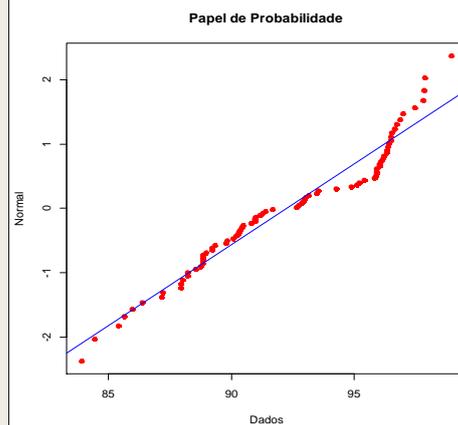
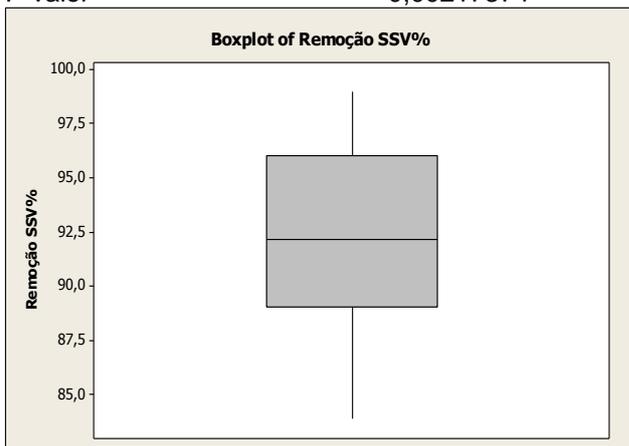
15 - Remoção de SST (%)

Estatística: Shapiro-Wilk 0,968864765
 P-valor 0,048051547

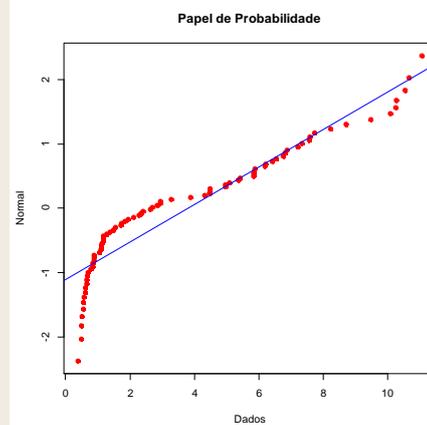
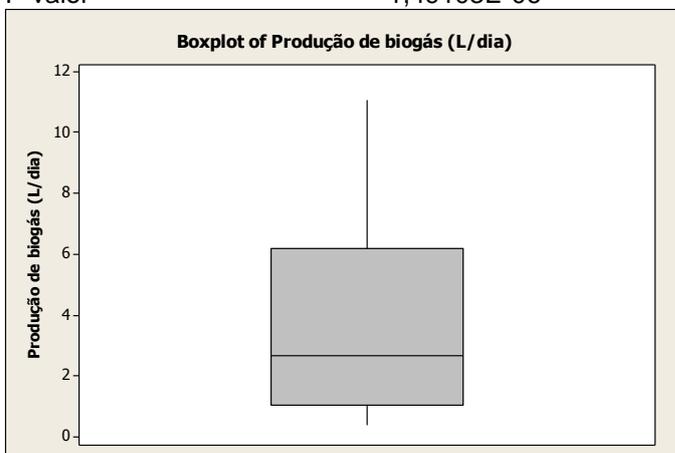


16 - Remoção SSV (%)

Estatística: Shapiro-Wilk 0,946460807
 P-valor 0,00217374

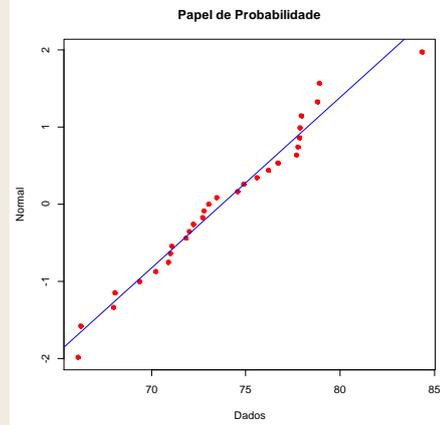
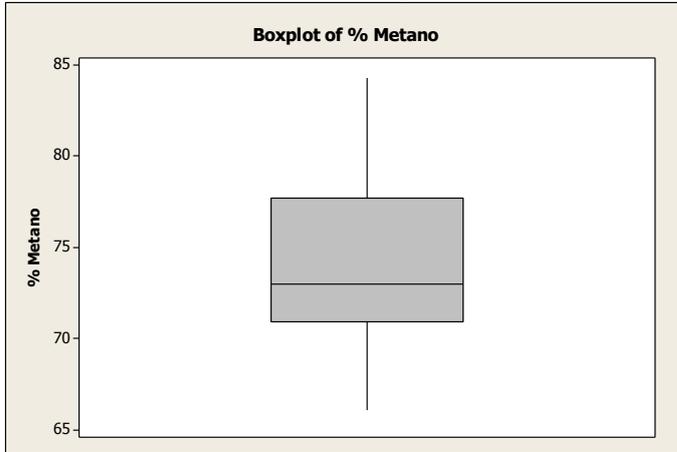
17 - Produção de biogás (L.d⁻¹)

Estatística: Shapiro-Wilk 0,877124608
 P-valor 1,49103E-06



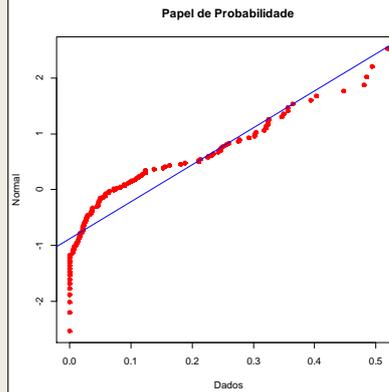
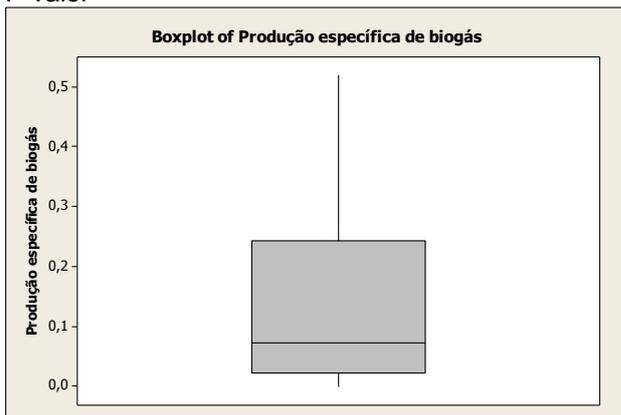
18 - Percentual de metano (%)

Estadística: Shapiro-Wilk 0,971688101
 P-valor 0,606300834



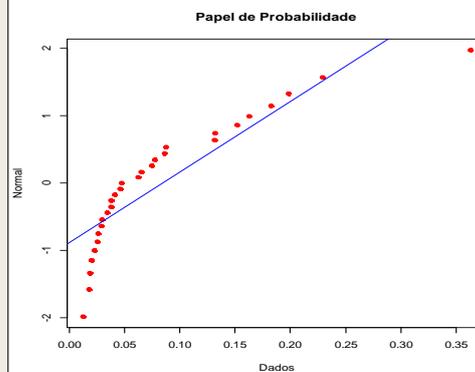
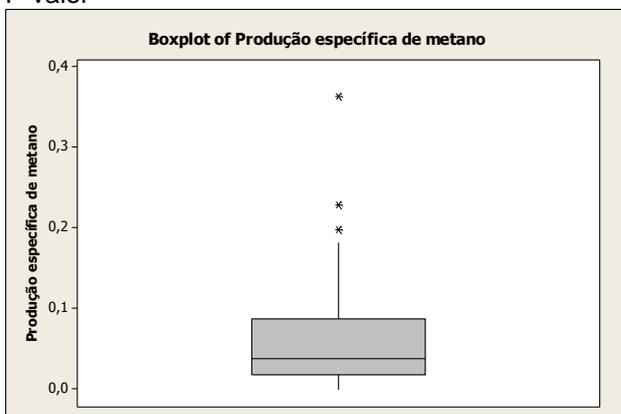
19 - Produção específica de biogás ($L \cdot g^{-1} DQO_{consumida}$)

Estadística: Shapiro-Wilk
 P-valor



20 - Produção específica de metano ($L \cdot g^{-1} DQO_{consumida}$)

Estadística: Shapiro-Wilk
 P-valor

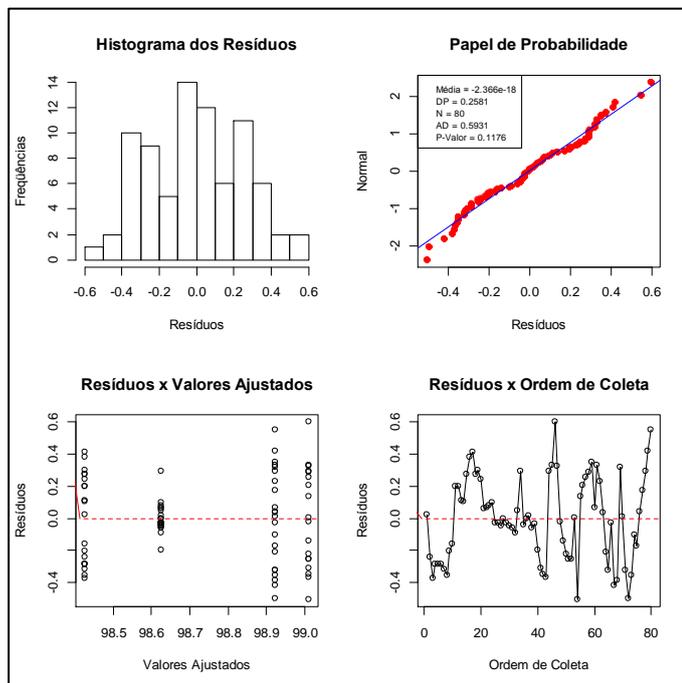


APÊNDICE B RESULTADOS DAS ANOVAS E AVALIAÇÃO DOS RESÍDUOS

1- Avaliação da Remoção de DQOT (%)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
COV	3,00	4,32	1,44	20,79	0,00
Resíduos	76,00	5,26	0,07		

Intervalo de confiança dos Efeitos			
	Limite Inferior	Efeito	Limite Superior
2.500,00	98,31	98,42	98,54
5.000,00	98,51	98,62	98,74
8.000,00	98,89	99,01	99,13
10.000,00	98,81	98,92	99,04

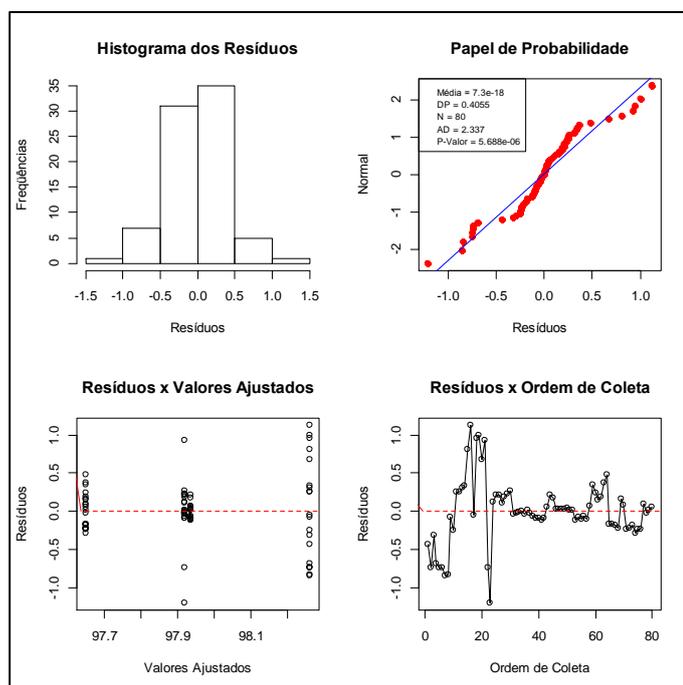


2-Avaliação da Remoção de DQOS (%)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
COV	3,00	3,94	1,31	7,69	0,00
Resíduos	76,00	12,99	0,17		

Intervalo de confiança dos Efeitos

	Limite Inferior	Efeito	Limite Superior
2.500,00	98,08	98,26	98,45
5.000,00	97,73	97,92	98,10
8.000,00	97,74	97,93	98,13
10.000,00	97,47	97,65	97,82

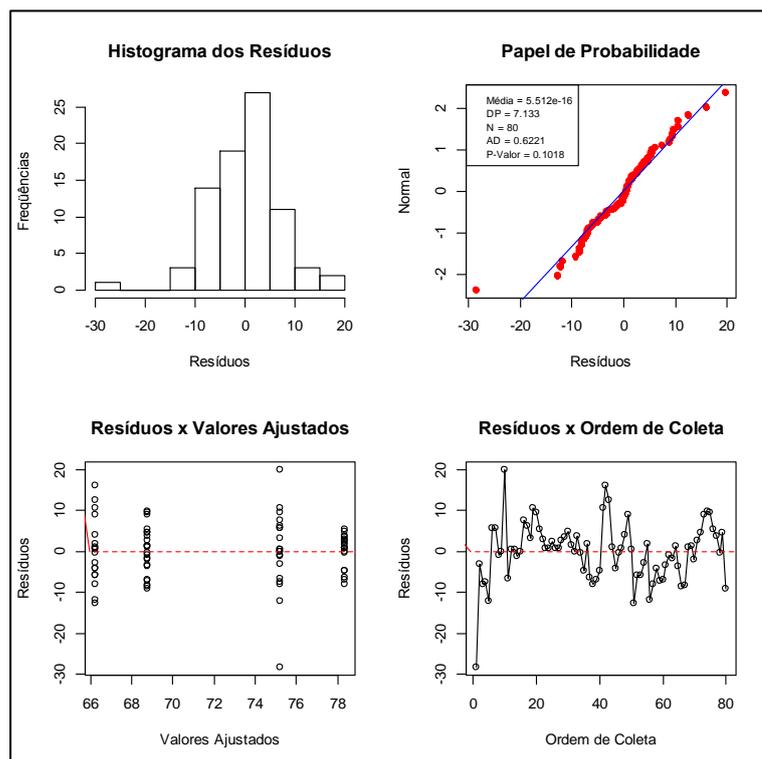


3- Remoção de ST (%)

Anova	G.L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
COV	3,00	1.833,87	611,29	11,56	0,00
Resíduos	76,00	4.019,33	52,89		

Intervalo de confiança dos Efeitos

	Limite Inferior	Efeito	Limite Superior
2.500,00	71,95	75,18	78,42
5.000,00	75,09	78,33	81,57
8.000,00	62,80	66,22	69,63
10.000,00	65,68	68,77	71,86

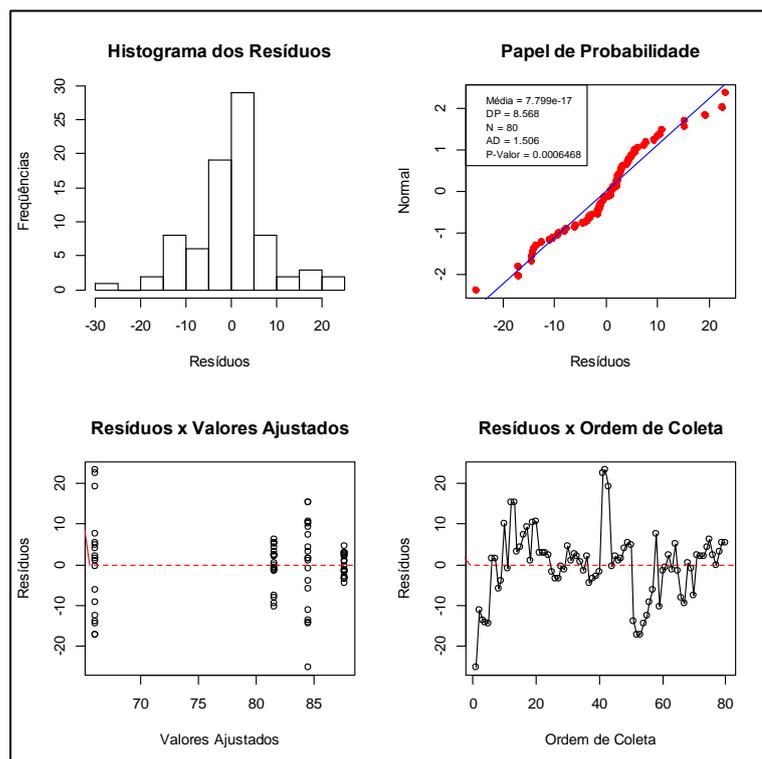


4- Remoção de STV (%)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
COV	3	5121,467445	1707,155815	22,37	0,00
Resíduos	76	5799,820173	76,31342332		

Intervalo de confiança dos Efeitos

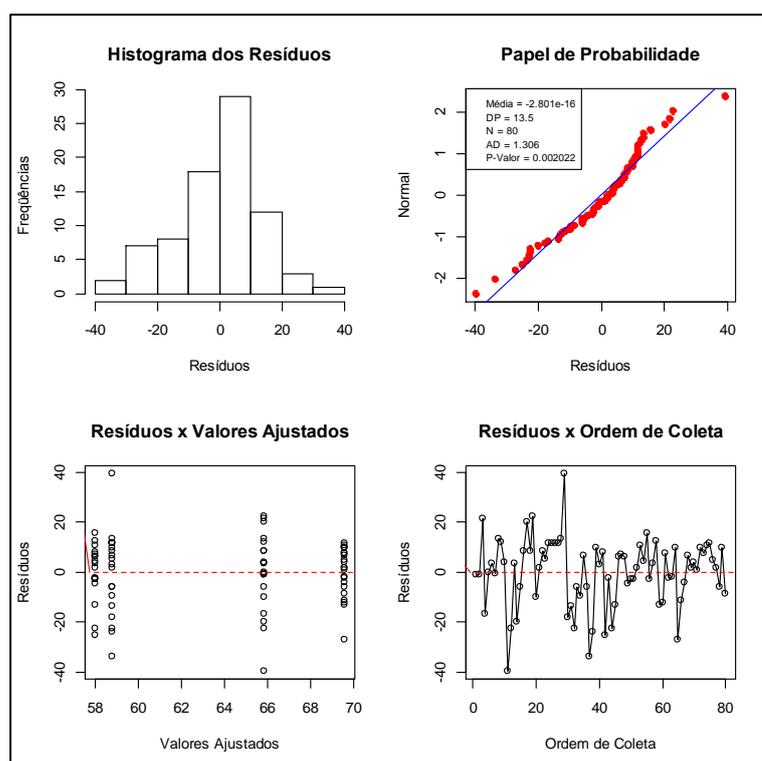
	Limite Inferior	Efeito	Limite Superior
2500	80,55426974	84,44475183	88,33523393
5000	83,70443123	87,59491332	91,48539542
8000	61,90117635	66,00210455	70,10303276
10000	77,83110977	81,5405389	85,24996803



5- Remoção de SST (%)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
COV	3	1908,364128	636,1213761	3,360206993	0,023
Resíduos	76	14387,57335	189,3101757		

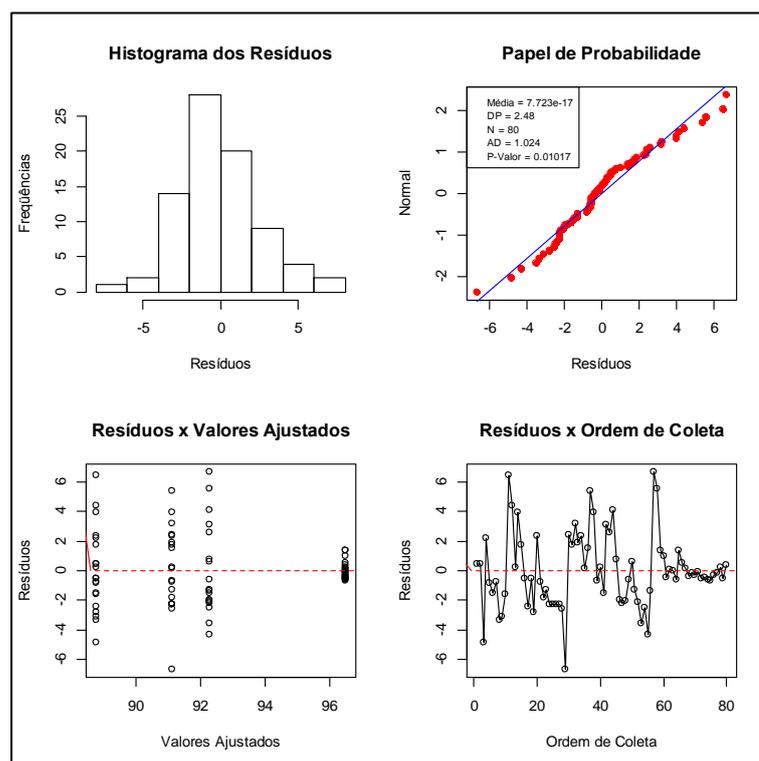
Intervalo de confiança dos efeitos			
	Limite Inferior	Efeito	Limite Superior
2500	59,68661718	65,81421048	71,94180377
5000	52,65355471	58,781148	64,9087413
8000	51,50674967	57,96580013	64,42485059
10000	63,7149369	69,55736787	75,39979884



6- Remoção de SSV (%)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
COV	3	660,4997322	220,1665774	34,438	0,00
Resíduos	76	485,8754708	6,3930983		

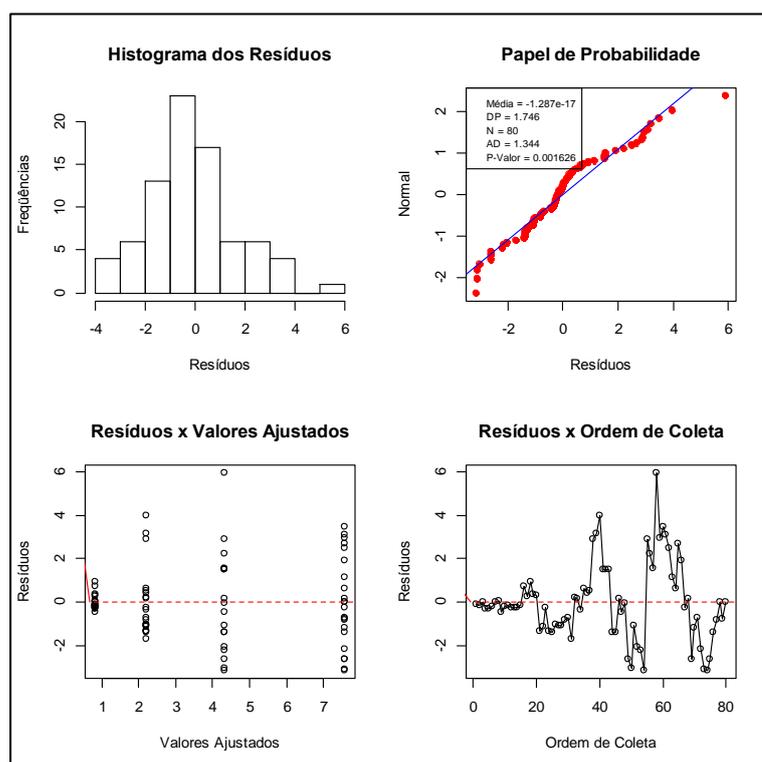
Intervalo de confiança dos Efeitos			
	Limite Inferior	Efeito	Limite Superior
2500	87,63545734	88,76150986	89,88756237
5000	89,99041163	91,11646415	92,24251666
8000	91,0981594	92,28512297	93,47208653
10000	95,39428001	96,46792895	97,5415779



7- Produção de biogás (L.d⁻¹)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
COV	3,00	547,90	182,63	57,61	0,00
Resíduos	76,00	240,92	3,17		

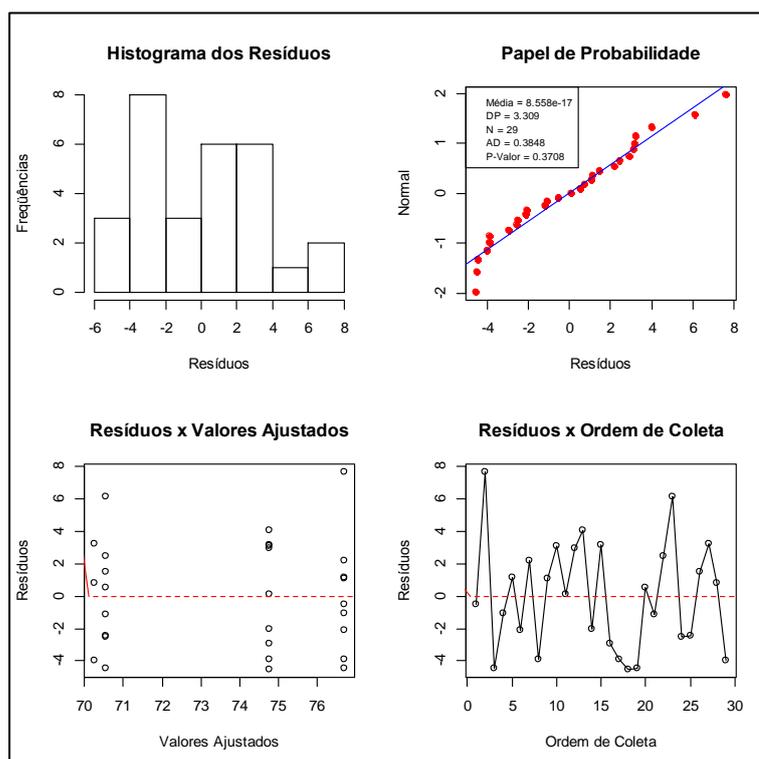
Intervalo de confiança dos Efeitos			
	Limite Inferior	Efeito	Limite Superior
2.500,00	0,02	0,81	1,60
5.000,00	1,40	2,19	2,98
8.000,00	3,48	4,32	5,16
10.000,00	6,81	7,57	8,32



8- Percentual de metano (%)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
COV	3,00	205,31	68,44	5,58	0,00450
Resíduos	25,00	306,60	12,26		

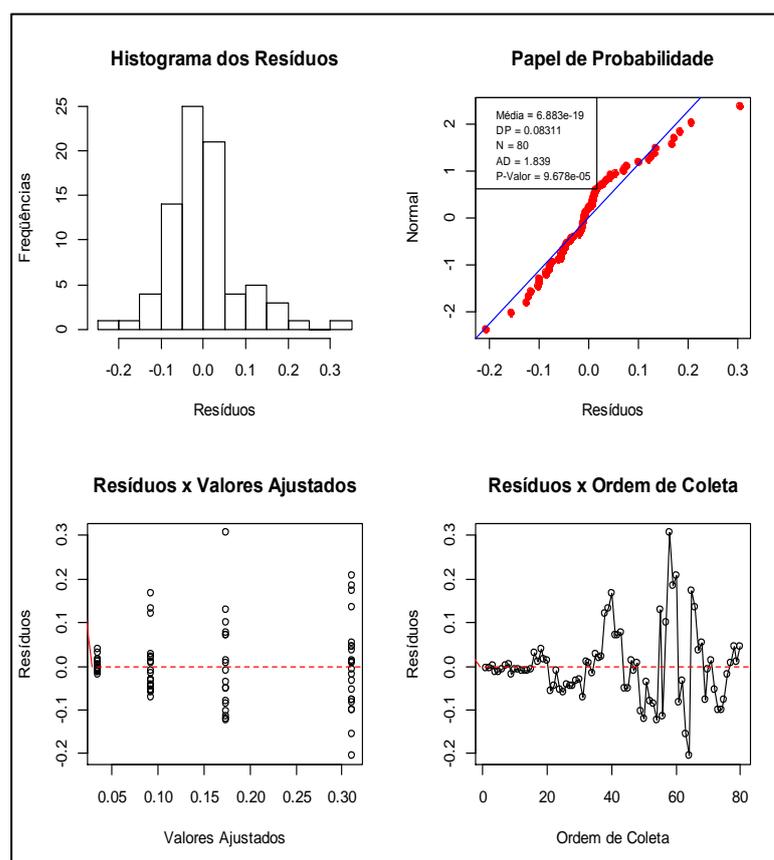
Intervalo de confiança dos Efeitos			
	Limite Inferior	Efeito	Limite Superior
2.500,00	74,28	76,68	79,09
5.000,00	72,35	74,76	77,16
8.000,00	68,00	70,55	73,10
10.000,00	66,08	70,25	74,41



9 - Produção específica de biogás ($L \cdot g^{-1} DQO_{consumida}$)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
3	0,911849304	0,303949768	42,32821446	0	3
76	0,545739589	0,007180784			76

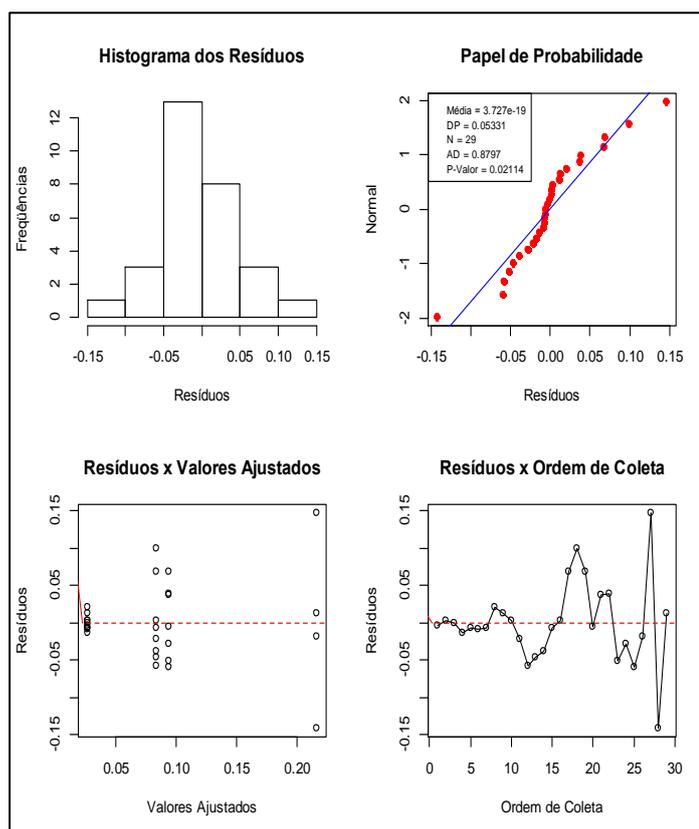
Intervalo de confiança dos Efeitos			
	Limite Inferior	Efeito	Limite Superior
2500	-0,00381731	0,033921563	0,071660432
5000	0,054336493	0,092075363	0,129814232
8000	0,134454806	0,174235068	0,214015329
10000	0,2746541	0,3106367	0,346619301



10 - Produção específica de metano ($L \cdot g^{-1} DQO_{consumida}$)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
COV	3	0,104336	0,034779	10,9263	0,0001
Resíduos	25	0,079576	0,003183		

Intervalo de confiança dos Efeitos			
	Limite Inferior	Efeito	Limite Superior
2500	-0,01079	0,025958	0,062702
5000	0,0424	0,083481	0,124562
8000	0,049436	0,093354	0,137271
10000	0,158224	0,216321	0,274419

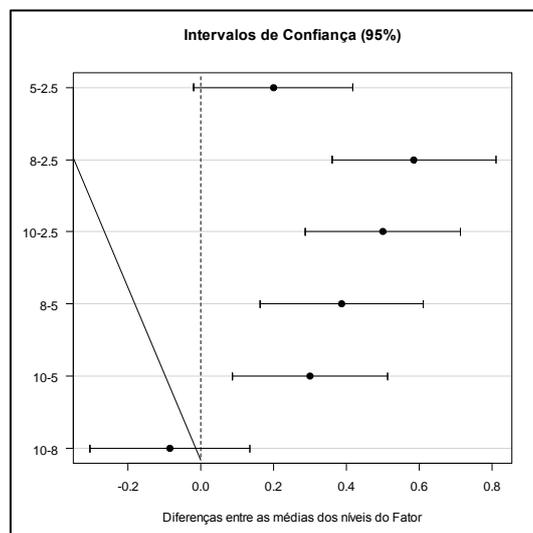


APÊNDICE C RESULTADOS DOS TESTES DE TUKEY

1- Remoção de DQO_T (%)

Níveis	Centro	Limite.Inferior	Limite.Superior	P-valor
5-2.5	0,199501151	-0,01909327	0,418095572	0,086207377
8-2.5	0,585682749	0,36109833	0,810267167	9,9405E-09
10-2.5	0,499610676	0,286042086	0,713179266	2,02718E-07
8-5	0,386181598	0,16159718	0,610766016	0,000130984
10-5	0,300109525	0,086540935	0,513678116	0,002316064
10-8	-0,086072073	-0,305767732	0,133623587	0,73295955

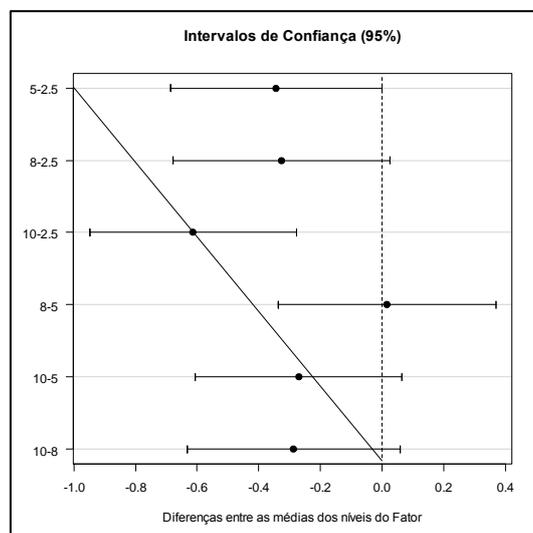
Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
Fator	3	4,318618477	1,439539492	20,78731349	6,20107E-10
Resíduos	76	5,263065932	0,069250868		



2- Remoção DQO_s (%)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
Fator	3	3,944575204	1,314858401	7,692553454	0,000148371
Resíduos	76	12,99038597	0,170926131		

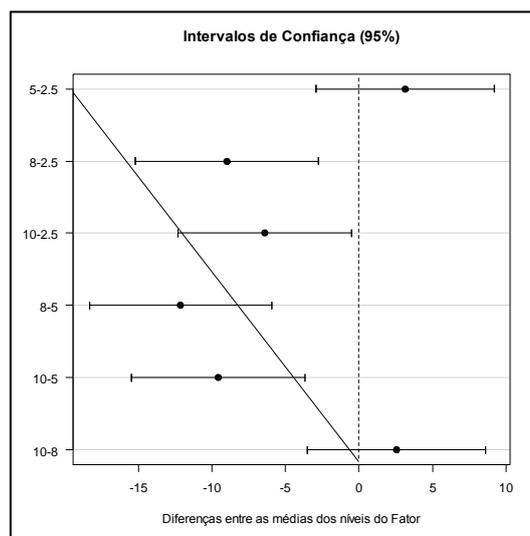
Níveis	Centro	Limite.Inferior	Limite.Superior	P-valor
5-2.5	-0,343048511	-0,686472553	0,000375532	0,050356583
8-2.5	-0,326513887	-0,679348549	0,026320776	0,079854146
10-2.5	-0,613109909	-0,948638091	-0,277581728	4,53842E-05
8-5	0,016534624	-0,336300039	0,369369287	0,999327428
10-5	-0,270061399	-0,60558958	0,065466783	0,157857621
10-8	-0,286596023	-0,631750172	0,058558127	0,137795374



3- Remoção de ST (%)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
Fator	3	1833,874671	611,2915571	11,55868738	2,53042E-06
Resíduos	76	4019,328217	52,88589759		

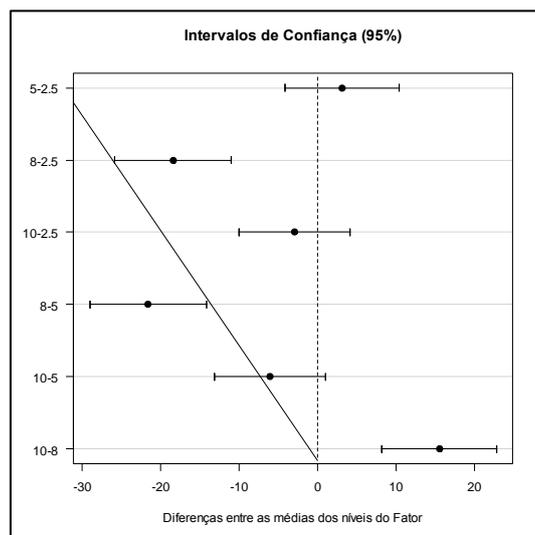
Níveis	Centro	Limite.Inferior	Limite.Superior	P-valor
5-2.5	3,1471	-2,89368973	9,187964447	0,522831083
8-2.5	-8,969	-15,1750457	-2,76232598	0,001642197
10-2.5	-6,417	-12,3189838	-0,515105913	0,027727734
8-5	-12,12	-18,322183	-5,909463341	1,27756E-05
10-5	-9,564	-15,4661211	-3,662243274	0,000336207
10-8	2,5516	-3,51961868	8,622900638	0,68818679



4 - Remoção de SV (%)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
Fator	3	5121,467445	1707,155815	22,37032151	1,75258E-10
Resíduos	76	5799,820173	76,31342332		

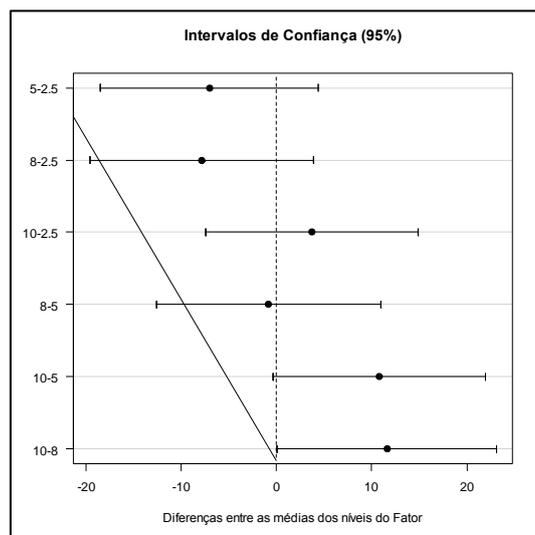
Níveis	Centro	Limite.Inferior	Limite.Superior	P-valor
5-2.5	3,15016149	-4,10633405	10,40665703	0,665889946
8-2.5	-18,4426473	-25,89798773	-10,98730683	4,54027E-08
10-2.5	-2,90421293	-9,993870181	4,185444317	0,705108045
8-5	-21,5928088	-29,04814922	-14,13746832	2,78719E-10
10-5	-6,05437442	-13,14403167	1,035282827	0,120987241
10-8	15,53843435	8,245381925	22,83148677	1,96079E-06



5- Remoção de SST (%)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
Fator	3	1908,364128	636,1213761	3,360206993	0,023044132
Resíduos	76	14387,57335	189,3101757		

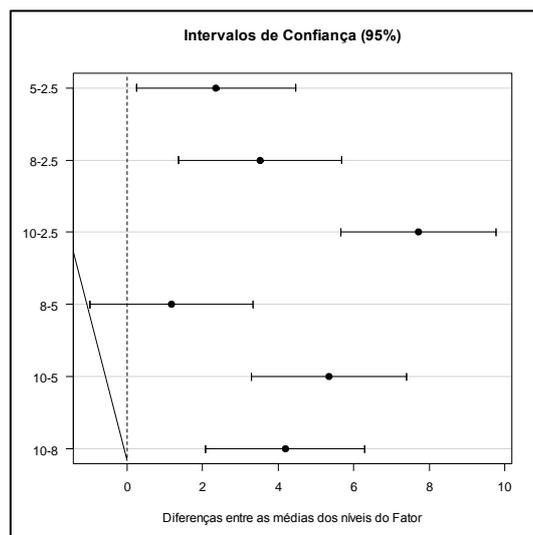
Níveis	Centro	Limite.Inferior	Limite.Superior	P-valor
5-2.5	-7,03306247	-18,46219961	4,396074669	0,375632911
8-2.5	-7,84841035	-19,59073252	3,893911824	0,302682294
10-2.5	3,743157396	-7,423205834	14,90952063	0,814921827
8-5	-0,81534788	-12,55767005	10,9269743	0,997827414
10-5	10,77621987	-0,390143362	21,9425831	0,062523218
10-8	11,59156774	0,104852722	23,07828277	0,047107137



6 - Remoção SSV (%)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
Fator	3	660,4997322	220,1665774	34,43816552	3,66809E-14
Resíduos	76	485,8754708	6,3930983		

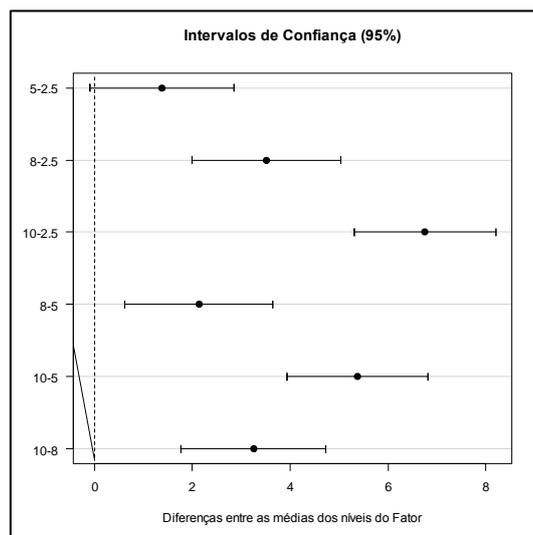
Níveis	Centro	Limite.Inferior	Limite.Superior	P-valor
5-2.5	2,35495429	0,254650308	4,455258273	0,021788992
8-2.5	3,523613109	1,365755896	5,681470322	0,000299279
10-2.5	7,706419097	5,65440442	9,758433774	0
8-5	1,168658818	-0,989198395	3,326516031	0,48933422
10-5	5,351464807	3,299450129	7,403479484	9,93408E-09
10-8	4,182805988	2,071921063	6,293690914	9,42824E-06



7 - Produção de biogás (L.d⁻¹)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
Fator	3,00	547,90	182,63	57,61	1,57088E-19
Resíduos	76,00	240,92	3,17		

Níveis	Centro	Limite.Inferior	Limite.Superior	P-valor
5-2.5	1,38	-0,10	2,86	0,077
8-2.5	3,51	1,99	5,03	0,000
10-2.5	6,76	5,31	8,20	0,000
8-5	2,13	0,61	3,65	0,002
10-5	5,38	3,93	6,82	0,000
10-8	3,25	1,76	4,74	0,000

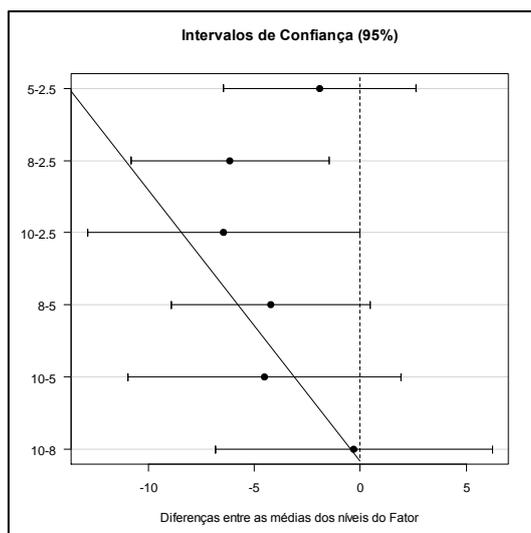


8 - Percentual de metano (%)

Teste de Tukey

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
Fator	3	205,3065735	68,43552449	5,580194407	0,004516715
Resíduos	25	306,6000909	12,26400363		

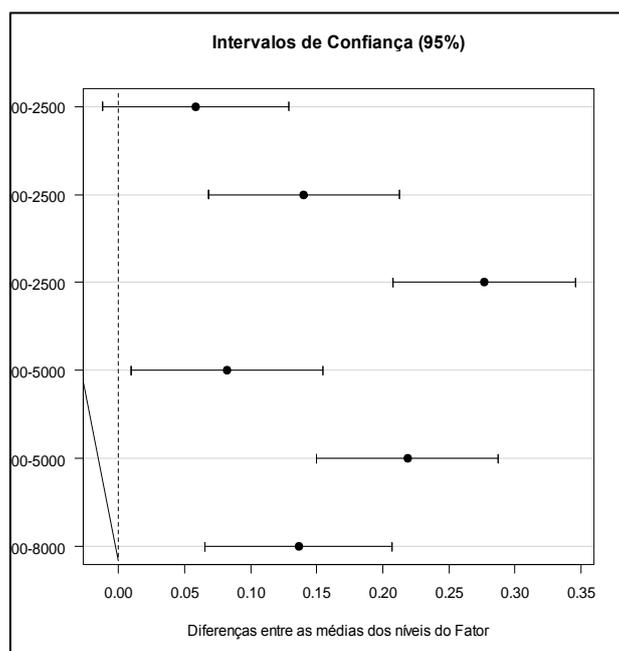
Níveis	Centro	Limite.Inferior	Limite.Superior	P-valor
5-2.5	-1,924951486	-6,465874837	2,615971864	0,65316189
8-2.5	-6,134334462	-10,81501111	-1,45365781	0,006947498
10-2.5	-6,433697506	-12,85553289	-0,011862119	0,049456184
8-5	-4,209382976	-8,890059628	0,471293677	0,089011469
10-5	-4,50874602	-10,93058141	1,913089368	0,240997527
10-8	-0,299363044	-6,820767708	6,222041621	0,999260453



9 - Produção específica de biogás ($L \cdot d^{-1} DQO_{consumida}$)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
Fator	3	0,911849304	0,303949768	42,32821446	3,43044E-16
Resíduos	76	0,545739589	0,007180784		

Níveis	Centro	Limite.Inferior	Limite.Superior	P-valor
5000-2500	0,0581538	-0,012236432	0,128544032	0,140947207
8000-2500	0,140313505	0,067994416	0,212632594	1,44496E-05
10000-2500	0,276715137	0,207943288	0,345486987	0
8000-5000	0,082159705	0,009840616	0,154478794	0,019574573
10000-5000	0,218561337	0,149789488	0,287333187	0
10000-8000	0,136401632	0,065656787	0,207146478	1,6364E-05



10 - Produção específica de metano ($L \cdot d^{-1} DQO_{consumida}$)

Anova	G. L.	Soma de Quadrados	Quadrado Médio	Estat. F	P-valor
Fator	3	0,092420693	0,030806898	8,41799854	0,000488603
Resíduos	25	0,091491158	0,003659646		

Níveis	Centro	Limite.Inferior	Limite.Superior	P-valor
5000-2500	0,051712191	-0,026729617	0,130153999	0,290877732
8000-2500	0,08082536	-3,06051E-05	0,161681325	0,050112099
10000-2500	0,19660549	0,085672021	0,307538959	0,000284109
8000-5000	0,029113169	-0,051742796	0,109969134	0,756156379
10000-5000	0,144893299	0,033959831	0,255826768	0,007156914
10000-8000	0,11578013	0,00312666	0,2284336	0,04237117

