

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

**CODIGESTÃO ANAERÓBIA DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO E GLICEROL EM
REATOR DE LEITO FIXO VISANDO O TRATAMENTO E A PRODUÇÃO DE BIOGÁS**

LUCAS DECARLI BOTTEGA

CASCAVEL – PARANÁ – BRASIL

JULHO DE 2019

LUCAS DECARLI BOTTEGA

**CODIGESTÃO ANAERÓBIA DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO E GLICEROL EM
REATOR DE LEITO FIXO VISANDO O TRATAMENTO E A PRODUÇÃO DE BIOGÁS**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola da Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE), em cumprimento parcial aos requisitos exigidos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Agrícola, área de concentração Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Benedito Martins Gomes

Coorientadora: Prof^a. Dr^a. Jackeline Tatiane Gotardo

CASCADEL – PARANÁ – BRASIL

JULHO DE 2019

Ficha de identificação da obra elaborada através do Formulário de Geração Automática do Sistema de Bibliotecas da Unioeste.

Bottega, Lucas Decarli
Codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e glicerol em reator de leito fixo visando o tratamento e a produção de biogás / Lucas Decarli Bottega; orientador(a), Benedito Martins Gomes; coorientador(a), Jackeline Tatiane Gotardo, 2019.
115 f.

Dissertação (mestrado), Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Campus de Cascavel, Centro de Ciências Exatas e Tecnológicas, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola, 2019.

1. Metano. 2. Inibição. 3. Efluentes. I. Gomes, Benedito Martins. II. Gotardo, Jackeline Tatiane. III. Título.

¹Revisor de português, inglês e normas do PGEAGRI: José Carlos da Costa. Outubro de 2019.

LUCAS DECARLI BOTTEGA

Codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e glicerol em reator de leito fixo
Visando o tratamento e produção de biogás

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 Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, linha de pesquisa Saneamento Ambiental, APROVADO(A) pela seguinte banca examinadora:



Orientador(a) Benedito Martins Gomes

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



Cristiane Lurdes Andreani

Universidade Estadual de Londrina - UEL (UEL)



Jackeline Tatiane Gotardo

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



Luciane Sene

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

Cascavel, 16 de agosto de 2019

BIOGRAFIA

Lucas Decarli Bottega, nascido em 18 de junho de 1993, na cidade de Medianeira, Paraná, Brasil. Formou-se em Engenharia Civil na Universidade Estadual do Oeste do Paraná – UNIOESTE, *Campus* Cascavel, em 2016. Estagiou na empresa SANETEC - Saneamento e Tecnologia Ltda. e na Village Construções Ltda. em 2015, onde realizou trabalhos em projetos de infraestrutura, saneamento e acompanhamento de obras. Ingressou no Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola (PGEAGRI) na Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE), *Campus* Cascavel, no primeiro semestre de 2017 como aluno regular do mestrado na área de concentração de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental (RHESA), na linha de pesquisa de Saneamento Ambiental, sob orientação do Professor Dr. Benedito Martins Gomes e coorientação da Professora Dra. Jackeline Tatiane Gotardo. Atualmente, atua como Engenheiro Civil na Prefeitura Municipal de Pato Bragado, no Estado do Paraná.

“Todas as vitórias ocultam uma abdicação”

Simone de Beauvoir

Aos meus estimados pais, Mauro e Rita, ao meu irmão, Felipe,
e a minha noiva e futura esposa, Thayna,

Dedico

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus, pela oportunidade, pela saúde, pela força e pela perseverança depositada em mim.

Agradeço imensamente a minha família, meu pai Mauro Geraldo Bottega e minha mãe Rita Maria Decarli Bottega, pela confiança, pelo apoio, pelos ensinamentos, pelo amor, pelo carinho, pelo exemplo, pelo suporte, pelo auxílio e por jamais permitirem que eu desanimasse desta caminhada, além de estarem presentes nas conquistas e nas dificuldades, vocês são, sem dúvida, minha base. Também agradeço ao meu irmão e companheiro Felipe Decarli Bottega, pelo carinho e afeto demonstrados, pelas diversões e aventuras vivenciadas.

À minha futura esposa, minha noiva, minha namorada, minha companheira, minha amiga, minha cúmplice, minha metade, Thayna Carolina Zeni, pelo auxílio, pela compreensão, pelo suporte, pelo amor e carinho, pela paciência e principalmente pelo amor.

À Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE), *campus* de Cascavel, em especial ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola (PGEAGRI), pela estrutura disponibilizada, pelos profissionais excepcionais e indispensáveis para a realização desta pesquisa e à Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES), pela bolsa de estudos concedida.

Ao professor Dr. Benedito Martins Gomes, orientador deste trabalho por aceitar este desafio, pela paciência, pelo auxílio, pelas cobranças e pelos conhecimentos e aprendizados compartilhados ao longo desta fase.

À professora Dra. Jackeline Tatiane Gotardo, coorientadora desta pesquisa, pelas discussões, pelas sugestões, pelas conversas, pelo profissionalismo, pelo conhecimento compartilhado, pelos ensinamentos de vida, pela dedicação e, em especial, pelo compromisso.

Aos integrantes da banca de qualificação, professora Dra. Juliana Bortoli Rodrigues Mess e professora Dra. Simone Damasceno Gomes, pelas contribuições e sugestões apresentadas.

Aos integrantes da banca de defesa deste trabalho, composta pela professora Dra. Juliana Bortoli Rodrigues Mess e professora Dra. Luciane Sene, pela disponibilidade e contribuições para esta dissertação.

Aos professores e técnicos do PGEAGRI que contribuíram para minha formação profissional e pessoal e pelos auxílios prestados a esta pesquisa. A todos os colegas de

laboratório, pelos momentos compartilhados e auxílios prestados, aos colegas do mestrado e aos alunos de iniciação científica da UNIOESTE.

À Prefeitura Municipal de Pato Bragado – Paraná, aos seus gestores e colaboradores, pela compreensão e auxílio durante esta etapa.

CODIGESTÃO ANAERÓBIA DE LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO E GLICEROL EM REATOR DE LEITO FIXO VISANDO O TRATAMENTO E A PRODUÇÃO DE BIOGÁS

RESUMO

Em função da Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), instituída pela Lei nº 12.305/2010, haverá um aumento significativo no número de aterros sanitários no Brasil e, conseqüentemente, o aumento no volume de lixiviado gerado, que deverá ser adequadamente tratado. Em função do Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel (PNPB), que fixou o percentual de adição de biodiesel no diesel comum em 10%, haverá um aumento na oferta de glicerol bruto, que deverá ser destinado corretamente. Em função da necessidade do estudo e desenvolvimento de novas alternativas para o emprego e tratamento desses resíduos, o presente estudo avaliou a codigestão anaeróbia do lixiviado de aterro sanitário e glicerol, em reator de leito fixo de fluxo ascendente contínuo, à temperatura mesofílica de 37 °C e com meio suporte em polietileno de alta densidade (PEAD), buscando a remoção de matéria orgânica (DQO) e a produção de biogás. Foram analisadas diferentes adições de glicerol (0,24, 0,40, 0,80 1,20%) em volume e diferentes tempos de detenção hidráulica (TDH – 40, 64, 88 e 98 horas), que geraram cargas orgânicas volumétricas (COV) com valores entre 1,93 a 5,23 gDQO.L⁻¹reator.d⁻¹, acompanhados de indicadores da estabilidade do processo, como AI/AP e AV/AT. Os resultados de remoção de DQO foram satisfatórios, variando entre 69,69 e 83,29 %. A produção de biogás obteve resultados que indicam valores entre 1,62 e 3,23 L_N.dia⁻¹, com concentrações de metano entre 71,75 e 80,82%. Observou-se, ainda, grande concentração de nitrogênio amoniacal, acima de 1.600 mg.L⁻¹ que, aliado ao pH alcalino encontrado, superior a 9,0 em três condições experimentais e próximo a este valor nas demais condições, provocou altas concentrações de amônia livre no reator, acima de 1.000 mg.L⁻¹. Porém, não houve indício de inibição da atividade do reator decorrente dessas concentrações. Em relação à estabilidade do processo de codigestão anaeróbia, não foram constatados indícios de instabilidade, visto que a relação AI/AP manteve-se inferior a 0,20 em todas as condições experimentais e o maior valor obtido para a relação AV/AT foi de 0,05, apontando, portanto, que houve estabilidade durante a operação, indicando robustez operacional. Verificou-se também a capacidade do meio suporte, em PEAD, de gerar estabilidade e manter a biomassa ativa no interior do reator, minimizando a influência das variações das características das condições avaliadas. Ainda, a condição com adição de 1,20% de glicerol obteve o melhor resultado em termos de remoção de DQO (83,29%) e teve produção de biogás na ordem de 3,23 L_N.dia⁻¹, resultando em uma produção de metano de 2,32 L_NCH₄.dia⁻¹, além de apresentar produção volumétrica de metano do reator de 0,9013 m³_NCH₄.m⁻³reator.dia⁻¹. Por fim, constatou-se que a codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e glicerol em reator de leito fixo demonstrou ser um processo robusto e confiável, apresentando-se como alternativa interessante tanto para o tratamento do resíduo quanto para a valorização energética pela produção de energia limpa.

PALAVRAS-CHAVE: Metano, Biodiesel, Alcalinidade, Nitrogênio, Fluxo Contínuo, Inibição.

ANAEROBIC CO-DIGESTION OF LANDFILL LEACHATE AND GLYCEROL IN A FIXED-BED REACTOR AIMING BIOGAS TREATMENT AND PRODUCTION

ABSTRACT

Due to the National Solid Waste Policy (NSWP), established by Law nº 12,305/2010, there is going to be a significant increase in the number of landfills in Brazil which, consequently, is going to lead to an increase in the volume of leachate generated, which must be properly treated. In addition, due to the National Program for the Production and Use of Biodiesel (NPPB), which set the percentage of biodiesel addition in common diesel at 10%, the supply of crude glycerol is going to increase, which needs to be properly allocated. Considering the necessity of studying and developing new alternatives for the use and treatment of these residues, the present study evaluated the anaerobic co-digestion of the landfill leachate and glycerol in a continuous upflow fixed-bed reactor at a mesophilic temperature of 37 °C and with medium support in high density polyethylene (HDPE), seeking removal of organic matter (COD) and biogas production. Different glycerol additions (0.24, 0.40, 0.80, and 1.20%) in volume and different Hydraulic Detention Times (HRT of 40, 64, 88, and 98 hours) were analyzed, which generated volumetric organic loads (VOL) with values between 1.93 and 5.23 gDQO.L⁻¹ reactor.d⁻¹, and accompanied by process stability indicators such as IA/PA and VA/TA. The COD removal results were satisfactory, ranging from 69.69 to 83.29%. As for the biogas production, results indicate values between 1.62 and 3.23 L_N.day⁻¹, with methane concentrations between 71.75 and 80.82%. A high concentration of ammonia nitrogen was also observed, above 1,600 mg.L⁻¹, which, combined with the alkaline pH found, higher than 9.0 in three experimental conditions and close to this value in the other conditions, caused high concentrations of free ammonia in the reactor, above 1,000 mg.L⁻¹. However, there was no evidence of inhibition of reactor activity due to such concentrations. Regarding the stability of the anaerobic co-digestion process, no signs of instability were found, since the IA/PA ratio remained below 0.20 in all experimental conditions and the highest value obtained for the VA/TA ratio was 0.05, thus indicating stability during operation, showing operational robustness. The capacity of the support medium was confirmed, in HDPE, to generate stability and keep the active biomass inside the reactor, minimizing the influence of the variations of the evaluated conditions' characteristics. Moreover, the condition with the addition of 1.20% glycerol obtained the best result in terms of COD removal (83.29%) and had biogas production in the order of 3.23 L_N.day⁻¹, resulting in a methane production of 2.32 L_NCH₄.day⁻¹, additionally to presenting volumetric reactor methane production of 0.9013 m³_NCH₄.m⁻³ reactor.day⁻¹. Finally, it was found that the anaerobic codigestion of landfill leachate and glycerol in a fixed-bed reactor proved to be a robust and reliable process, which can be considered an interesting alternative for both waste treatment and energy recovery through production of clean energy.

KEY-WORDS: Methane, Biodiesel, Alkalinity, Nitrogen, Continuous Flow, Inhibition.

SUMÁRIO

LISTA DE TABELAS.....	xiv
LISTA DE FIGURAS	xv
1 INTRODUÇÃO.....	16
2 OBJETIVOS.....	18
2.1 Objetivo geral	18
2.2 Objetivos específicos.....	18
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	19
3.1 Panorama dos resíduos sólidos no Brasil.....	19
3.2 Lixiviado de aterro sanitário.....	21
3.3 Alternativas de tratamento do lixiviado	24
3.3.1 Tratamentos biológicos	25
3.3.2 Digestão anaeróbia	25
3.3.3 Codigestão anaeróbia	27
3.4 Biodiesel e glicerol.....	29
3.5 Reator de leito fixo.....	30
4 MATERIAL E MÉTODOS.....	32
4.1 Origem e caracterização dos substratos.....	32
4.2 Aparato experimental e operação do reator.....	33
4.3 Condições operacionais	36
4.4 Caracterização do inóculo e <i>startup</i> do reator	37
4.5 Determinações analíticas	38
4.5.1 Monitoramento da codigestão anaeróbia.....	39
4.5.2 Análise do biogás	41
4.5.3 Análise dos ácidos orgânicos voláteis	44
4.5.4 Quantificação da biomassa do reator	45
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	46
5.1 Caracterização dos substratos	46
5.2 Acompanhamento dos parâmetros e desempenho do reator	49

5.2.1	Análise do <i>startup</i> do reator.....	49
5.2.2	Acompanhamento físico-químico das condições experimentais	50
5.2.3	Acompanhamento da estabilidade do processo	53
5.2.4	Acompanhamento do comportamento do pH.....	55
5.2.5	Acompanhamento do comportamento dos compostos nitrogenados.....	56
5.2.6	Acompanhamento da remoção de sólidos.....	58
5.2.7	Acompanhamento do crescimento da biomassa do reator	59
5.2.8	Acompanhamento da remoção dos materiais orgânicos	60
5.2.9	Acompanhamento dos ácidos orgânicos voláteis no reator	63
5.2.10	Acompanhamento da produção e caracterização do biogás.....	65
6	CONCLUSÕES	72
7	CONSIDERAÇÕES FINAIS	74
	REFERÊNCIAS	75
	APÊNDICES.....	84
APÊNDICE A	Tabelas da caracterização físico-química dos lixiviados coletados..	85
APÊNDICE B	Tabelas da caracterização físico-química das condições experimentais	87
APÊNDICE C	Gráficos do comportamento da DQO e COV das condições operacionais ao longo do tempo.....	90
APÊNDICE D	Gráficos do comportamento da alcalinidade intermediária, parcial e total das condições operacionais ao longo do tempo.....	93
APÊNDICE E	Gráficos do comportamento da acidez volátil das condições operacionais ao longo do tempo.....	96
APÊNDICE F	Gráficos do comportamento das relações AV/AT e AI/AP das condições operacionais ao longo do tempo	99
APÊNDICE G	Gráficos do comportamento do pH das condições operacionais ao longo do tempo	102
APÊNDICE H	Gráficos do comportamento da remoção da DQO das condições operacionais ao longo do tempo.....	105

APÊNDICE I	Tabela da concentração dos ácidos orgânicos voláteis	108
APÊNDICE J	Gráficos do comportamento da produção de biogás e rendimento de metano das condições operacionais ao longo do tempo.....	109

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Características dos lixiviados de aterros sanitários brasileiros.....	22
Tabela 2	Especificações técnicas do meio suporte empregado.....	36
Tabela 3	Características das condições experimentais analisadas	36
Tabela 4	Caracterização do inóculo do reator UASB utilizado.....	37
Tabela 5	Parâmetros do afluente durante o <i>startup</i> do processo de codigestão anaeróbia.....	38
Tabela 6	Métodos e protocolos para caracterização dos substratos, afluente e efluente do reator	39
Tabela 7	Periodicidade da realização das análises	40
Tabela 8	Características do tempo de detenção hidráulica dos pontos de coleta das amostras para análise dos ácidos orgânicos voláteis	44
Tabela 9	Variação média das características observadas nos lixiviados utilizados	46
Tabela 10	Caracterização do glicerol bruto utilizado em todas as condições experimentais.....	48
Tabela 11	Variação das características, do afluente do reator, observada nas diferentes condições	51
Tabela 12	Variação das características, do efluente do reator, observadas nas diferentes condições	52
Tabela 13	Resumo das relações de controle do processo: AI/AP e AV/AT	54
Tabela 14	Resumo dos valores de pH.....	56
Tabela 15	Concentração de amônia livre	57
Tabela 16	Remoção de Sólidos em cada condição experimental em porcentagem	58
Tabela 17	Remoção de Sólidos em cada condição experimental em gramas	58
Tabela 18	Acompanhamento do crescimento da biomassa no reator.....	59
Tabela 19	Remoção de DQO em cada condição experimental	62
Tabela 20	Produção e caracterização do biogás.....	66
Tabela 21	Vazão e rendimento de metano do biogás em função da remoção de DQO e SV	69
Tabela 22	Produção e rendimento de metano do biogás em função da adição de DQO e SV	70

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Aspecto visual do lixiviado de aterro sanitário (A) e do glicerol bruto (B) utilizados.	33
Figura 2	Modelo do aparato experimental.....	34
Figura 3	Aspecto do meio suporte utilizado no reator de leito fixo – MBBRing 168 26 8 LIGHT.....	35
Figura 4	Processo de <i>startup</i> do reator em termos de DQO e remoção de DQO.....	49
Figura 5	Processo de <i>startup</i> do reator, relativo às relações AI/AP e AV/AT e pH.....	50
Figura 6	Aspecto do meio suporte imediatamente após a inoculação do reator (A) e após o término da operação (B).	60
Figura 7	BoxPlot da remoção de DQO bruta.	62
Figura 8	BoxPlot da remoção de DQO centrifugada.	62
Figura 9	BoxPlot da vazão de biogás do reator.	66
Figura 10	BoxPlot da concentração de metano no biogás.	67
Figura 11	BoxPlot da vazão de metano do reator.	69
Figura 12	BoxPlot do rendimento de metano em função da DQO removida.	69
Figura 13	BoxPlot do rendimento de metano em função dos SV removidos.....	70
Figura 14	BoxPlot da produção volumétrica de metano do reator.....	70
Figura 15	BoxPlot do rendimento de metano em função da DQO adicionada.	71
Figura 16	BoxPlot do rendimento de metano em função dos SV adicionados.	71

1 INTRODUÇÃO

A população brasileira cresce a cada ano e foi estimada, pelo Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE), em 2017, em 207.660.929 habitantes com projeção para o ano de 2030 de 223.126.917 habitantes (IBGE, 2018a). Juntamente com o crescimento populacional, cresce o consumo de bens e serviços, provocando aumento na geração de resíduos sólidos, resultando em situações em que é necessária a adoção de técnicas de destinação e tratamento adequados, visando diminuir os problemas ambientais envolvidos.

Haja vista que o gerenciamento de resíduos sólidos urbanos possui fatores ligados ao desenvolvimento social e econômico, a Lei nº 12.305, de 2 de agosto de 2010 instituiu a Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS) e tem como objetivo principal evitar a disposição inadequada dos resíduos sólidos, estabelecendo princípios, objetivos, instrumentos e diretrizes relativas à gestão integrada e ao gerenciamento de resíduos sólidos, incluindo os perigosos, as responsabilidades dos geradores e do poder público.

Conforme a Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais (ABRELPE), em 2016, foram gerados no país cerca de 78,3 milhões de toneladas de resíduos sólidos urbanos (RSU), dos quais 71,3 milhões de toneladas foram coletados, totalizando um índice de cobertura de coleta de 91% (ABRELPE, 2016). No entanto, apenas 58,4% desse montante contaram com destinação a aterros sanitários adequados, sendo que o restante foi depositado em lixões ou em aterros, que não dispõem das condições necessárias para a proteção do meio ambiente. Esses números apontam para duas realidades: 1) há um grande contingente de lixo sendo coletado e 2) grande parte dele não conta ainda com destinação correta.

De acordo com a seção II, art. 15, da Lei 12.305/2010, a perspectiva da PNRS é de 20 anos, com atualização a cada quatro anos. A referida Lei tem como objetivo a extinção dos lixões a céu aberto e que todo e qualquer resíduo sólido gerado no Brasil tenha destino adequado e ambientalmente correto, incluindo a separação do lixo reciclável daquele não reciclável (BRASIL, 2010). Para o atendimento dessas exigências será necessária a implantação e operação de grande quantidade de novos aterros sanitários no Brasil.

Os aterros sanitários têm como características evitar danos ou riscos à saúde pública, à segurança e ao meio ambiente, reduzindo o potencial de contaminação de águas superficiais e subterrâneas. Porém, em sua operação, são gerados gases, pelo processo de degradação da massa de lixo, e lixiviado, fração líquida oriunda desse processo de degradação, da percolação de águas pluviais e da água presente nos próprios resíduos.

Dessa maneira, o efluente oriundo dos aterros sanitários demanda tratamento adequado, previamente ao seu destino final, seja ele o lançamento em corpos d'água ou mesmo sua infiltração no solo. Deve-se esclarecer que o lixiviado de aterro sanitário é um efluente complexo, com alto potencial poluidor e de difícil tratabilidade, devido à sua variabilidade de composição e à presença de compostos inorgânicos recalcitrantes.

Neste estudo, o glicerol oriundo da produção de biodiesel foi o cossubstrato escolhido para a codigestão anaeróbia em conjunto com o lixiviado de aterro sanitário, pois se trata de um subproduto com grande quantidade de matéria orgânica biodegradável, que atua como fonte de energia para os microrganismos envolvidos no processo de degradação.

Além disso, o glicerol é parte integrante do Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel (PNPB), criado em 2004 pelo Governo Federal, que determina como obrigatoriedade que o teor fixo de biodiesel adicionado ao diesel comum seja de 10% (B10), aprovado em março de 2018 pelo Conselho Nacional de Política Energética (CNPE). Em função desses aspectos, estima-se que a produção de biodiesel no Brasil, em 2018, tenha alcançado a marca de 5,5 bilhões de litros, aumento de 31% em relação ao ano de 2017.

Dessa forma, há também uma grande oferta das matérias primas para a produção de biodiesel, como no caso da produção de cereais, leguminosas e oleaginosas com estimativas de totalizar 227,2 milhões de toneladas no ano de 2018, segundo dados do IBGE. Outra cadeia produtiva brasileira que merece destaque é a produção de carne bovina, que, segundo o IBGE, em 2017, somou um total de 7,67 milhões de toneladas, valor 4,3% maior que no ano anterior (IBGE, 2018b).

Em função desse aumento na produção de carne bovina, houve também aumento na produção de sebo bovino, que também é matéria-prima para a produção do biodiesel, pois o peso de sebo corresponde a cerca de 3,5% do animal abatido e cada quilograma de sebo pode produzir até 800 ml de biodiesel.

Em vista do aumento na oferta de glicerol, pode ocorrer a ausência de demanda suficiente para absorver todo esse material nas indústrias que o utilizam. Dessa forma, é importante a busca por novas soluções, através de tecnologias alternativas, para tratamento ou utilização do volume excedente, de maneira a evitar um superávit que possa prejudicar o fluxo de produção de biodiesel.

Considerando esses aspectos, no presente trabalho procurou-se avaliar a codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e glicerol oriundo da produção de biodiesel, em reator de leito fixo operado em fluxo contínuo, com o emprego de caracterização dos substratos antes e após a codigestão, buscando obter resultados satisfatórios em relação à remoção de matéria orgânica e produção de biogás com quantidades significativas de metano, de maneira a aproveitar esse potencial energético dos substratos.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Avaliar a codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e glicerol em reator de leito fixo de fluxo ascendente contínuo, visando à remoção de matéria orgânica e produção de biogás.

2.2 Objetivos específicos

- 1) Estudar a influência dos fatores, em relação à remoção de matéria orgânica e produção de biogás: tempo de detenção hidráulica e relação lixiviado/glicerol, na codigestão, em seis diferentes condições experimentais;
- 2) Determinar a condição experimental na qual será obtida a maior eficiência de remoção de matéria orgânica e o maior rendimento de metano.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Panorama dos resíduos sólidos no Brasil

Os resíduos sólidos abrangem uma grande gama de materiais como: restos de alimentos, garrafas plásticas e em vidro, papel, papelão, computadores, baterias, galhos de árvores, restos da construção civil, sacos plásticos, lâmpadas queimadas, lodo de estações de tratamento de água e esgoto, bagaço de cana, peças anatômicas, pneus, material radioativo, sucata de metal e produtos químicos, entre outros (SOUTO; POVINELLI, 2013).

Atualmente, os resíduos sólidos, quanto à classificação, ensaios e parâmetros são regidos pela Norma Brasileira Regulamentadora (NBR) 10004/2004, da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT) que buscou, em função da crescente preocupação da sociedade com relação às questões ambientais e ao desenvolvimento sustentável, fornecer subsídios para o gerenciamento dos resíduos sólidos.

A definição de resíduo sólido, segundo a ABNT, é:

Resíduos nos estados sólido e semi-sólido, que resultam de atividades de origem industrial, doméstica, hospitalar, comercial, agrícola, de serviços e de varrição. Ficam incluídos nesta definição os lodos provenientes de sistemas de tratamento de água, aqueles gerados em equipamentos e instalações de controle de poluição, bem como determinados líquidos cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgotos ou corpos de água, ou exijam para isso soluções técnica e economicamente inviáveis em face à melhor tecnologia disponível (ABNT, 2004, p. 1).

A classificação dos resíduos sólidos envolve a identificação do processo ou atividade da qual foi originado, das suas características e constituintes, em comparação com listagens de resíduos e substâncias, cujo impacto à saúde e ao meio ambiente é conhecido (ABNT, 2004). Eles são classificados como perigosos (Classe I) e não perigosos (Classe II). Os resíduos sólidos considerados de classe I são aqueles que apresentam características como: risco à saúde pública, provocando mortalidade, incidência de doenças ou acentuando seus índices; riscos ao meio ambiente, quando o gerenciamento do resíduo ocorre de forma inadequada; possui propriedades de inflamabilidade, corrosividade, reatividade, toxicidade e patogenicidade.

Os resíduos de classe II são subdivididos em A (não inertes) e B (inertes). O primeiro grupo possui como características: biodegradabilidade, combustibilidade e solubilidade em água; o segundo grupo é formado por resíduos que, quando amostrados de forma representativa e submetidos a um contato dinâmico e estático com água destilada ou

deionizada, à temperatura ambiente, não tiverem nenhum de seus constituintes solubilizados a concentrações superiores aos padrões de potabilidade de água, excetuando-se aspectos de cor, turbidez, dureza e sabor (ABNT, 2004).

Também a Lei Federal nº 12.305, de 2010, que diz respeito à Política Nacional de Resíduos Sólidos (PNRS), cita que resíduo sólido é qualquer substância, objeto, material ou bem descartado que seja resultante das atividades humanas, o qual a destinação final se procede, se propõe ou se está obrigado a proceder, no estado sólido ou semissólido, bem como gases contidos em recipientes e líquidos, cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgotos ou em corpos d'água ou que exijam soluções técnicas ou economicamente inviáveis, em face da melhor tecnologia disponível.

A PNRS apresenta a diferença entre os termos “destinação final ambientalmente adequada” e “disposição final ambientalmente adequada”. O primeiro diz respeito ao encaminhamento dos resíduos para a valorização e tratamento conforme as etapas da hierarquia de gestão de resíduos sólidos, incluindo também a disposição final ambientalmente adequada; a segunda expressão se refere somente à eliminação e aterramento dos rejeitos em aterros, segundo princípios técnicos de engenharia, de modo a evitar danos ao meio ambiente e à saúde.

O Brasil carece de modelos de gestão integrada de resíduos sólidos que enfatizem as diretrizes estratégicas, os mecanismos de financiamento, os aspectos legais, os arranjos institucionais e os instrumentos facilitadores para o controle social das políticas públicas, ainda que a PNRS seja a principal referência para a formulação e implantação desses modelos de gestão (SCHALCH; LEITE, 2012).

Conforme Pugliesi (2010), a PNRS tem como desafio recuperar duas décadas de atraso no manejo dos resíduos sólidos, porém não alterará o cenário brasileiro de maneira imediata, mas criará condições e bases legais para a elaboração, implantação e fiscalização dos sistemas de gerenciamento de resíduos.

Conforme os dados do Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento (SNIS), referentes ao ano de 2016, verificando-se dados de 3.538 municípios, encontrou-se uma quantidade média de resíduos sólidos urbanos coletados *per capita* (IN 21) da ordem de 0,94 Kg.hab⁻¹.dia⁻¹, com picos de até 1,72 Kg.hab⁻¹.dia⁻¹, em Fortaleza/CE. Em ordem, decrescente, a massa de resíduos sólidos urbanos (RSU) coletados *per capita* para as regiões Nordeste, Norte, Centro-Oeste, Sudeste e Sul, com valores médios, foram de: 1,10, 0,99, 0,93, 0,90, 0,81 Kg.hab⁻¹.dia⁻¹, respectivamente (BRASIL, 2018).

Em relação aos dados de coleta seletiva (materiais recicláveis), segundo dados divulgados pelo SNIS, em 2016, a média nacional foi de apenas 21,8% de municípios com coleta de materiais reciclados, 44,1% não possuem essa coleta e 34,1% não enviaram suas

informações. O custo anual da coleta dos RSU no Brasil, em 2016, foi estimado em R\$ 107,40 por habitante, o que projeta um custo total de R\$ 17,7 bilhões (BRASIL, 2018).

Em 2016, os aterros sanitários brasileiros receberam um total de 37.492.438 ton. de RSU. 6.655.938 ton. foram destinadas a aterros controlados e 6.823.942 ton. foram descartadas em lixões (BRASIL, 2018), totalizando 50.972.318 ton. destinadas a aterros ou lixões, sendo que 26,44% deste total não foram destinados corretamente.

O gerenciamento dos resíduos sólidos no Brasil é um problema evidente quando se verifica, em comparação com outros países, que as cidades brasileiras investem cerca de um quinto do valor que se investe no exterior no gerenciamento adequado desses resíduos (ALFAIA; COSTA; CAMPOS, 2017).

Destaca-se, ainda, que a ausência de disposição adequada dos resíduos sólidos causa impactos ambientais, como poluição dos corpos d'água, degradação do solo, intensificação das enchentes, poluição do ar, proliferação de vetores transmissores e condições insalubres para os trabalhadores de catação (BESEN et al., 2010).

Mesmo com o crescente emprego dos aterros sanitários, existe, ainda, outro problema, que é consequência dessa técnica de disposição, relacionada à geração do lixiviado, também denominado chorume (SILVA et al., 2017).

3.2 Lixiviado de aterro sanitário

A NBR 8419/1992 define o chorume ou sumeiro (lixiviado) como sendo o líquido oriundo da decomposição das substâncias contidas na massa de resíduos sólidos e possui como características principais cor escura, mau cheiro e elevada recalcitrância na degradação bioquímica. O termo lixiviação é definido como o arraste ou deslocamento, por meio líquido, de algumas substâncias contidas nos resíduos sólidos (ABNT, 1992).

Segundo Muller et al. (2015), o lixiviado de aterro sanitário pode ser definido como efluente escuro de grande variabilidade na composição e com a presença de compostos recalcitrantes. Esse efluente pode causar poluição severa nas águas subterrâneas e nas águas superficiais (HUANG et al., 2014).

Para Mukherjee et al. (2015), o lixiviado é o resultado da percolação da umidade e água que infiltra na massa de resíduos sólidos que sofreram decomposição aeróbia ou anaeróbia. Apesar de o termo chorume ser amplamente utilizado no Brasil, optou-se por adotar neste trabalho a denominação lixiviado, para padronizar por aproximação com termos internacionais. Pois, em espanhol é utilizado o termo *lixiviado*, em francês se utiliza *lixiviat* e em inglês *leachate* (CONTRERA, 2008).

O lixiviado pode ser gerado de diferentes formas, da umidade contida nos resíduos, da decomposição por enzimas e bactérias existentes no lixo e também da água de precipitação, que tem capacidade de aumentar a quantidade do lixiviado gerado em função da sua intensidade pluviométrica (SILVA, 2014).

Este processo de geração do lixiviado e as características desse efluente podem ser influenciados por fatores climáticos, hidrogeológicos, pelas características da camada de cobertura do aterro, pela composição dos resíduos depositados e pela técnica de impermeabilização empregada (GOMES, 2009). Conforme Brito (2014), as características do lixiviado variam de acordo com os estágios de estabilização e a idade do aterro sanitário.

Na Tabela 1 estão os valores de caracterização de lixiviados de aterros brasileiros estudados pelo Programa de Pesquisa em Saneamento Básico (PROSAB), tema 3, editais IV (CASTILHOS et al., 2006) e V (GOMES, 2009). Os valores estimados da relação DBO/DQO são resultantes da soma dos valores máximos e mínimos de cada parâmetro.

Tabela 1 Características dos lixiviados de aterros sanitários brasileiros

Aterro Sanitário	Parâmetros *						Idade em 2009
	pH	DQO	DBO	NH ₄	SST	DBO/DQO	
Santo André (SP)	6,90	2.600	1.720	25	1.230	0,705	-
	8,65	8.050	5.790	1.000	3.350		
Bandeirantes (SP)	7,14	5.500	3.410	62	3.560	0,936	-
	8,50	7.150	8.430	220	5.100		
Itapecerica da Serra (SP)	7,05	2.560	2.520	-	1.320	0,837	-
	7,14	3.700	2.720		2.760		
Caucaia (CE)	7,65	442	72	65	2.950	0,351	-
	8,35	2.521	969	425	11.860		
São Giacomo (RS)	5,71	558	99	0,6	-	0,535	-
	8,40	49.680	26.799	1.258			
Londrina (PR)	-	931	42	373	37	0,068	34
		3.306	248	1.110	136		
Morro do Céu (RJ)	7,50	680	158	677	40	0,606	26
	8,50	1.913	1.414	1.394	473		
João Pessoa (PB)	8,00	3.244	3.516	1.024	121	0,253	7
	8,60	25.478	3.760	2.738	645		
Belo Horizonte (MG)	8,00	1.504	20	527	12	0,061	22
	8,60	3.089	260	1.716	67		
Gamacho (RJ)	7,70	804	118	76	13	0,193	31
	9,10	4.255	857	3.565	256		
Gericinó (RJ)	7,40	672	106	68	9	0,796	22
	9,00	2.592	2.491	2.630	293		
Muribeca (PPE)	7,60	2.102	467	697	882	0,475	24
	8,70	8.416	4.526	2.052	2.082		
São Leopoldo (RS)	7,00	1.319	115	136	-	0,716	-
	9,00	9.777	7.830	1.803			

Notas: * Todos os valores em mg/L, idade em anos e pH adimensional.

DQO: Demanda química de oxigênio; DBO: Demanda bioquímica de oxigênio; SST: Sólidos suspensos totais. Valores máximos e mínimos, exceto para DBO/DQO e idade.

Fonte: Adaptado de Castilhos et al. (2006) e Gomes (2009).

Conforme Alfaia, Costa e Campos (2017), uma variável que influencia a composição do lixiviado dos aterros sanitários é a composição e a origem do lixo depositado, que é diretamente dependente do padrão de consumo da população produtora dos resíduos sólidos urbanos e que, no caso do Brasil, tem origem predominantemente orgânica, com cerca de 50% do total de lixo.

Geralmente, o lixiviado contém quatro grupos de poluentes: matéria orgânica dissolvida (normalmente ácidos graxos voláteis e substâncias húmicas), macro compostos inorgânicos (geralmente na forma de íons inorgânicos), metais pesados (normalmente presentes na forma de íons metálicos) e compostos xenobióticos em baixas concentrações (comumente hidrocarbonetos, pesticidas e fenóis, entre outros) (CHRISTENSEN; KJELDSSEN, 1991).

Ainda, de acordo com Campos (2013), a presença de compostos húmicos no lixiviado de aterro sanitário, devido à complexidade da sua estrutura molecular, é considerada como de substâncias de baixa biodegradabilidade, responsáveis por uma parcela significativa da característica recalcitrante presente nesse efluente.

As substâncias húmicas são classificadas em função da sua solubilidade em meio aquoso e são: ácidos húmicos (AH), ácidos fúlvicos (AF) e huminas (HU). O primeiro grupo é solúvel em meio alcalino e insolúvel em meios com pH menor que 2,0; os compostos fúlvicos, depois de solubilizados em meio alcalino, permanecem solúveis em qualquer pH; as huminas são insolúveis em qualquer valor de pH (STEVENSON, 1994).

Outra característica do lixiviado e da sua idade é a presença e concentração de metais pesados, compostos que diminuem suas concentrações à medida que o aterro envelhece, em função do aumento do pH do lixiviado, pois esses compostos não são solúveis ou têm sua solubilidade prejudicada em pH neutro ou alcalino (SCHALCH, 1992; FERREIRA, 2010).

O volume de lixiviado gerado pode ser estimado por meio de modelos matemáticos, geralmente, com auxílio de *softwares* computacionais, sendo os mais comuns: *Serial water balance method* (SWB), *Global model for landfill hydrologic balance* (MOBYDEC), *Unsaturated soil water and heat flow model* (UNSAT-H) e MODUELO (CATAPRETA, 2008). Ainda existem outros métodos utilizados para medir o volume de lixiviado, como: Método suíço, Método racional, Método do balanço hídrico e o *Hydrologic evaluation of leachate production* (HELP) (CONTRERA, 2008).

3.3 Alternativas de tratamento do lixiviado

Diversos são os processos de tratamento aplicados ao lixiviado, como: processos físico-químicos, biológicos, oxidativos avançados, microfiltração e tratamentos consorciados com outros resíduos, entre outros, além de ser possível uma combinação de processos. Porém, existem algumas limitações no emprego dessas técnicas, que pode ser o alto custo, no caso dos processos físico-químicos, oxidativos, microfiltração ou, ainda, a ineficiência do tratamento, no caso dos processos consorciados e biológicos (RENOU et al., 2008).

Conforme Campos (2014), uma parcela significativa dos componentes do lixiviado não é degradada pelos processos biológicos convencionais encontrados nas estações de tratamento de esgoto (ETE), visto que, além da elevação da carga do efluente da ETE, o lixiviado possui alguns compostos resistentes ao tratamento biológico que serão posteriormente descartados no corpo receptor, mesmo após o processo de tratamento realizado na ETE, parcela que é denominada de recalcitrante.

Buscando melhorar a característica do efluente final, redução de custos e aproveitamento energético, é indicado o pré-tratamento do lixiviado através da digestão anaeróbia de um único substrato (ZAYEN; SCHORIES; SAYADI, 2016). Porém, conforme o explicitado pelos autores, existem dificuldades no emprego dessa técnica de tratamento para efluentes com as características do lixiviado, devido aos seus compostos recalcitrantes e a desigualdade de nutrientes.

Deve-se atentar à relação que existe entre a idade do aterro e a composição da matéria orgânica do lixiviado para a escolha do processo de tratamento adequado (BRITO, 2014). Conforme Renou et al. (2008), o lixiviado dos aterros novos tem como características o pH reduzido, alto teor de matéria orgânica biodegradável, metais solúveis, baixa concentração de nitrogênio amoniacal e elevada concentração de ácidos graxos voláteis, sendo mais indicado o tratamento biológico.

Por outro lado, o lixiviado de aterros sanitários antigos ou consolidados apresenta pH com valores superiores a 7 e a matéria orgânica predominante é recalcitrante, com elevada concentração de nitrogênio amoniacal, sendo indicada, por isso, a associação dos processos de tratamento biológicos e físico-químicos (BRITO, 2014).

Conforme El-Gohary e Kamel (2016), os lixiviados dos aterros sanitários com relação entre a demanda bioquímica de oxigênio (DBO) e a demanda química de oxigênio (DQO), inferiores a 0,45 (DBO/DQO), são considerados pouco biodegradáveis, pois a maioria dos compostos é recalcitrante.

Outro parâmetro que pode ser usado para caracterizar a biodegradabilidade do lixiviado é a relação entre acidez volátil e a quantidade de matéria orgânica (AV/DQO), em

que lixiviados com relação superior a 0,40 são considerados de elevada degradabilidade, valores entre 0,20 e 0,40 correspondem a uma degradabilidade média e valores inferiores a 0,20 indicam baixa degradabilidade (CONTRERA et al., 2015).

3.3.1 Tratamentos biológicos

O tratamento biológico é realizado pela ação de microrganismos que atuam degradando a matéria orgânica. Esse processo não tem capacidade de eliminar a fração não biodegradável do lixiviado, denominado de recalcitrante, exigindo um pré-tratamento ou pós-tratamento quando se utiliza esse método de tratamento (CAMPOS, 2014).

Conforme Yao (2017), as barreiras no emprego dos processos biológicos são também o alto tempo de detenção hidráulica, o que aumenta a área e, conseqüentemente, o investimento necessário, a variabilidade da sua eficiência, em função da variabilidade das características do lixiviado e da influência da temperatura e, ainda, a dificuldade da continuidade do tratamento após o fechamento do aterro sanitário.

Com utilização dos processos aeróbicos, anaeróbicos ou a combinação dos dois processos para o tratamento único do lixiviado de aterro sanitário, geralmente, os valores de remoção de matéria orgânica são baixos, devido à alta concentração de nitrogênio amoniacal e à presença de compostos recalcitrantes (EL-GOHARY; KAMEL, 2016). Ainda, segundo esses autores, para aumentar a eficiência desses processos, deve-se considerar a combinação de dois ou mais processos ou, ainda, o pré-tratamento do lixiviado, buscando reduzir a concentração desses compostos.

Conforme Aziz et al. (2015), os tratamentos biológicos com biomassa suspensa ou aderida são os mais comuns para o tratamento do lixiviado, sendo considerados simples e confiáveis para remoção das parcelas orgânicas, inorgânicas e nitrogênio dos lixiviados de aterros novos com relação DBO/DQO acima de 0,5.

3.3.2 Digestão anaeróbia

Conforme Kangle et al. (2012), o processo de digestão anaeróbia é fruto de uma série metabólica de interações de diversos microrganismos e pode ser definida como o processo biológico que degrada matéria orgânica e a converte para biogás, na ausência de oxigênio. Conforme Khanal (2008), são três os grupos de microrganismos distintos responsáveis pelo processo: bactérias fermentativas, acetogênicas e arqueas metanogênicas.

A digestão anaeróbia possui diversas vantagens, quando comparada aos demais métodos de tratamento, como: baixo ou nenhum consumo de energia, utilização da biomassa residual como fertilizante, estabilização da matéria e, também, produção de energia renovável a partir de resíduos (ELSAYED et al., 2016).

Conforme Kunz, Amaral e Steinmetz (2016), a conversão do material orgânico pela digestão anaeróbia ocorre em quatro etapas em sequência, são elas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. Na primeira fase, as bactérias fermentativas presentes expõem enzimas que têm como função: realizar a catálise da quebra dos carboidratos em mono e dissacarídeos; das proteínas em aminoácidos; dos lipídeos em ácidos graxos e glicerol (BHARATHIRAJA et al., 2016).

Na fase denominada de acidogênese, os compostos oriundos da fase de hidrólise são absorvidos, metabolizados e, posteriormente, liberados pelas bactérias acidogênicas na forma de compostos orgânicos simplificados, como: ácidos graxos voláteis de cadeia curta, álcoois, compostos minerais, hidrogênio gasoso (H_2), amônia (NH_3) e, também, gás sulfídrico (H_2S) (KUNZ; AMARAL; STEINMETZ, 2016).

Na acetogênese, os produtos resultantes da fase de acidogênese são convertidos em: acetato, CO_2 e H_2 , por dois grupos de bactérias atuantes: as homoacetogênicas e as sintróficas. O primeiro grupo é responsável por produzir ácido acético a partir do gás carbônico e hidrogênio; o segundo tem como característica a conversão dos ácidos orgânicos em hidrogênio, dióxido de carbono, ácido acético e álcoois (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2008).

Conforme Foresti et al. (1999), na metanogênese tem-se a produção de metano, que pode ocorrer por duas vias. A primeira é dita acetoclástica, na qual as arqueas metanogênicas acetotróficas promovem a descarboxilação do acetato e a segunda é a hidrogenotrófica, na qual ocorre a redução do dióxido de carbono pelo hidrogênio.

As faixas de temperaturas em que o processo de digestão anaeróbia ocorre são três: psicrófila, com temperaturas abaixo de 20 °C, mesófila, com temperaturas entre 20 e 40 °C e termófila com temperaturas entre 50 e 60 °C (HAGOS et al., 2017). Para Neshat et al. (2017), em temperaturas ditas mesofílicas, o processo ocorre com maior estabilidade e com menor sensibilidade a inibidores.

Conforme Khanal (2008), outro fator importante para o processo é o pH desejado que, para a fase acidogênica, situa-se entre 5,5 e 6,5 e, para a metanogênese, entre 7,8 e 8,2. Destaca-se que se considera como pH ideal para a combinação das duas fases entre 6,8 e 7,4, ainda que a fase metanogênica seja mais influenciada pelas variações de pH.

Deve-se atentar para a concentração de ácidos graxos voláteis (acidez volátil) no sistema, visto que, caso sua produção ocorra em velocidade superior à que são

consumidos, haverá o acúmulo desses compostos no sistema, que poderá entrar em colapso por acidificação e redução do pH (ABOUDI; ÁLVAREZ-GALLEGO; ROMERO-GARCÍA, 2016).

Outro fator importante é a alcalinidade do sistema, que é a capacidade do meio para neutralizar os ácidos graxos voláteis gerados durante o processo e reduzir as mudanças de pH (KHANAL, 2008; CHERNICHARO, 2016). Dessa forma, para avaliar a estabilidade do processo, deve-se proceder à análise da relação entre os ácidos graxos voláteis e a alcalinidade total (AV/AT).

A relação AV/AT deve estar com valores abaixo de 0,4, para que o processo seja considerado estável. Valores entre 0,4 e 0,8 indicam alguma instabilidade do processo; para aqueles acima de 0,8, o processo é considerado significativamente instável (CALLAGHAN et al., 2002). Para Khanal (2008), essa relação deve estar entre 0,1 e 0,25 para ser considerada favorável; valores de 0,3 a 0,4 indicam pequenos problemas e valores acima de 0,8 provocam inibição do processo.

Outra relação que é indicadora da estabilidade do processo de digestão anaeróbia é a relação entre a alcalinidade intermediária e a alcalinidade parcial (AI/AP), que deve possuir valores inferiores a 0,30, pois se considera que valores superiores a 0,30 indicam a ocorrência de distúrbios no processo (PEREIRA; CAMPOS; MONTERANI, 2009).

Deve-se atentar, também, para a carga orgânica (quantidade de carbono) presente no efluente, pois, havendo excesso de carbono, nem toda a matéria orgânica será convertida, o que representa um desperdício de substrato para a produção de biogás e, conseqüentemente, metano. Ainda, há que se levar em conta que, caso exista excesso na concentração de amônia, o processo poderá ser inibido, em função da toxicidade do composto para os microrganismos (MAO et al., 2015).

3.3.3 Codigestão anaeróbia

Visando superar os obstáculos da digestão anaeróbia de um único substrato, pode-se empregar a codigestão anaeróbia, que trata da combinação de dois ou mais substratos, buscando equilibrar as quantidades de nutrientes disponíveis, regular a relação carbono/nitrogênio, manter o equilíbrio do processo, possibilitar também o aumento da carga orgânica e, conseqüentemente, causar um aumento na produção de biogás e poder auxiliar a redução dos custos de tratamento (MATA-ALVAREZ et al., 2014).

A codigestão tem a capacidade de estabelecer sinergia entre os substratos, diluir compostos inibidores e aumentar a estabilidade do processo (HAGOS et al., 2017). Ainda, considerando o aumento da produção de biogás e o rendimento de metano, a viabilidade

econômica do emprego do processo de codigestão anaeróbia também aumenta, podendo-se inclusive aplicá-la em casos considerados mais nobres, como combustível de automóveis e geração de energia elétrica (ALONSO; RÍO; GARCÍA, 2016; GUVEN et al., 2018).

A codigestão, bem como os pré-tratamentos térmicos, químicos, mecânicos e ultrassonográficos podem ser considerados como estratégias capazes de melhorar a característica de biodegradabilidade de substratos de difícil degradação, cuja natureza é recalcitrante, em função dos possíveis aumentos de microrganismos e produção de enzimas. Essa melhoria na biodegradabilidade provoca a estabilização do processo e taxas de produção de biogás superiores (MARAÑÓN et al., 2012).

Ainda, o emprego do glicerol como cossustrato, na codigestão anaeróbia pode ser uma alternativa viável para os processos de tratamento de águas residuárias, pois aumenta a produção de metano. Porém, as proporções devem ser baixas, de maneira a evitar sobrecargas (ATHANASOULIA; MELIDIS; AVASIDIS, 2014).

Lin, Bian e Chou (1999) estudaram a codigestão anaeróbia de esgoto e lixiviado de aterro sanitário em reatores do tipo *continuous stirred-tank reactor* (CSTR) em diferentes proporções (1:1, 1:2, 1:3 – volume entre lixiviado:esgoto), em tempos de detenção hidráulica de 5,3, 10 e 20 dias e obtiveram resultados de remoção de DQO da ordem de 86% para a mistura 1:3 (v:v) e TDH de 20 dias.

Para Silvestre, Fernández e Bonmatí (2015), que estudaram a codigestão de glicerol com lodo de esgoto, os melhores resultados para o aumento da produção de metano ocorreram na proporção de 1% de glicerol. Porém, devido às características do glicerol empregado, houve grande instabilidade do processo, motivado pelo acúmulo de ácidos graxos voláteis.

Os resultados obtidos por Zahedi et al. (2018), que estudaram a codigestão anaeróbia de lodo de esgoto com glicerol, com concentração de 1% em temperaturas mesofílicas, e redução do tempo de retenção hidráulica de 20 até 5 dias, demonstram estabilidade e redução de ácidos graxos voláteis da ordem de $85 \pm 5\%$, além de produção de metano de $0,8 \text{ LCH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, o que representa a possibilidade de tratamento com redução dos custos operacionais.

Conforme Kurahashi et al. (2017), que também investigaram a codigestão de lodo de esgoto e glicerol bruto, a concentração de glicerol adicionada à mistura dos substratos tem influência nas características do biogás gerado, pois, baixas adições (entre $0,630 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ e $2,52 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$) de glicerol bruto proporcionam produção de metano e altas concentrações (cerca de $5,04 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$), de glicerol bruto, provocam produção de hidrogênio. Os autores também citaram que o ajuste da concentração de glicerol é interessante para o controle dos produtos de valor agregado oriundos da codigestão.

Os estudos de Rodríguez-Abalde, Flotats e Fernández (2017) indicam um aumento de 153% na produção de metano e de 83% na remoção de matéria orgânica na digestão de dejetos suínos, quando ajustada a relação C/N para 10:3, pela adição de resíduo de matadouro e glicerol, o que propiciou aumento na estabilidade do processo. Esse estudo foi realizado com reatores CSTR e temperaturas mesofílicas.

Deve-se, também, atentar para a inibição proporcionada pelo excesso de glicerol. De acordo com Athanasoulia, Melidis e Avasidis (2014), que estudaram a codigestão de lodo de esgoto com glicerol em proporções de 2, 3 e 4% em temperatura mesofílica e obtiveram remoção de DQO de até 96,4%, houve inibição do processo para as misturas com 4% de concentração de glicerol.

Contudo, são escassos os trabalhos que promoveram a codigestão anaeróbia de lixo de aterro sanitário visando à remoção de matéria orgânica e produção de biogás. Porém, destaca-se que a utilização do glicerol como cossubstrato tem sido amplamente utilizada, visando melhorar os resultados da digestão anaeróbia.

3.4 Biodiesel e glicerol

O termo glicerol refere-se ao composto denominado 1, 2, 3-propanetriol; é um tri-álcool, com três carbonos, incolor, inodoro, não tóxico e viscoso (MOTA; SILVA; GONÇALVES, 2009). Descoberto em 1779, por Scheele, durante o processo de saponificação do azeite de oliva, sua fórmula química é $\text{OH-CH}_2\text{-CH(OH)-CH}_2\text{-OH}$, também escrita na forma $\text{C}_3\text{H}_5(\text{OH})_3$.

O glicerol pode ter origem em diversos processos, via fermentativa ou química, sendo os mais comuns: transesterificação (produção do biodiesel); saponificação (produção de sabão) e hidrólise para a produção de ácidos graxos (ARDI; ARROUA; HASHIM, 2015). Conforme Dhabhai et al. (2016), a principal origem do glicerol é o processo de transesterificação para a produção de biodiesel e sua denominação é glicerol bruto.

O processo denominado transesterificação ocorre entre um óleo vegetal ou gordura animal (triglicerídeo) e um álcool de cadeia curta, geralmente, o metanol, essa reação ocorre na presença de um catalizador químico (JOHNSON; TACONI, 2007). Após a reação, a separação do biodiesel ocorre por decantação ou centrifugação, visto que durante a reação separa-se em duas fases: o biodiesel (fase menos densa) e o glicerol (fase mais densa) (CASTELLÓ, 2009).

Em função do aumento da demanda pelo biodiesel e pelo conseqüente aumento de produção, haverá também aumento na oferta do glicerol, visto que, conforme Dasari et al.

(2005) e Kolesárová et al. (2011), a geração de glicerol representa, aproximadamente, 10% do volume total de biodiesel produzido. Assim, acredita-se que o mercado não terá capacidade de absorver esse aumento na produção e, dessa forma, são necessários estudos para outros empregos viáveis desse subproduto (PEITER et al., 2016).

Segundo a Agência Nacional de Petróleo e Gás Natural e Biocombustível, em 2015, no Brasil, foram gerados cerca de 346.839 m³ de glicerol, a região sul é responsável pelo volume de 135.799 m³ desse total. No estado do Paraná, estima-se que o volume foi de 36.190 m³ (ANP, 2018).

Esse glicerol, proveniente da produção de biodiesel, necessita de purificação para determinados usos e conforme destacam Mota e Pestana (2011), o custo da purificação da glicerina bruta é alto, deslocando o interesse para a utilização em processos que não necessitem de alta pureza do glicerol.

De acordo com Viana et al. (2012), deve-se buscar aplicações alternativas para o emprego do glicerol, evitando-se futuros problemas como o excesso e acúmulo do glicerol, de forma a manter a sustentabilidade econômica e ambiental. Uma alternativa é a sua utilização como substrato para a digestão anaeróbia, convertendo seus compostos orgânicos em gases combustíveis como hidrogênio (H₂) e metano (CH₄) (ALBUQUERQUE, 2014).

A digestão anaeróbia do glicerol como substrato único não é uma boa alternativa, em função da sua composição química, baixa concentração de nitrogênio e valores de pH, porém, como se trata de um material biodegradável e com grande potencial de produção de biogás, torna-se um interessante cossustrato para a codigestão, além de ter características que permitem sua armazenagem por longos períodos (FOUNTOULAKIS; PETOUSI; MANIOS, 2010).

Khanal (2008) cita que a utilização direta do glicerol bruto pelos microrganismos é extremamente difícil, em função da inibição pelo substrato e, também, em função das concentrações altas de sais e metanol. O autor declara ainda que, para o emprego do glicerol como substrato, é necessária a sua diluição ou suplementação de nutrientes.

3.5 Reator de leito fixo

Conforme Escudié et al. (2005), os reatores de biomassa imobilizada oferecem vantagem em sistemas de alta carga e permanecem estáveis em condições de transição, como alterações nas características do efluente, variações de fluxo e condições operacionais e na presença de compostos tóxicos.

Os reatores de leito fixo desenvolvem biofilmes em função da aderência ao meio suporte que, em comparação com a biomassa dos reatores de leito suspenso, são considerados mais ativos (CHEN; SUN; CHUNG, 2007). Ainda, em função da aderência com o meio suporte, a biomassa tem a capacidade de permanecer maior tempo dentro do reator, o que pode contribuir para o aumento da estabilidade do processo (ALONSO; GARCÍA; RÍO, 2014).

Conforme Jordão e Pessoa (2014), a escolha do material suporte deve ser realizada de maneira correta, em função do peso unitário, superfície específica e o coeficiente de vazios. Ainda, segundo esses autores, essa preocupação se justifica devido aos seguintes fatores: o material deve ser inerte e rígido, não afetado por reações biodegradáveis nem desgastes excessivos; deve ter valores de superfície específica e volume de vazios para o cálculo do volume útil; seu peso deve ser adequado em função do cálculo estrutural, transporte e manuseio; a superfície específica também diz respeito à capacidade de retenção da biomassa e a disponibilidade do material.

De acordo com Yang et al. (2004), a eficiência da remoção da matéria orgânica, através da digestão anaeróbia em reatores de leito fixo, está diretamente ligada às características do meio suporte utilizado para a imobilização da biomassa anaeróbia e afirma que essa capacidade é maior do que a dos reatores de leito fluidizado.

Kumar e Buitrón (2017) destacam que o uso de meio suporte em plástico (polietileno), em comparação com o meio suporte cerâmico teve resultados superiores, em relação à produção de hidrogênio. Além disso, os autores destacam a importância da seleção adequada do meio suporte para a biomassa. Os estudos de Kerčmar e Pintar (2017) reiteram a influência do material do meio suporte no desempenho do processo e demonstram que a utilização do meio suporte de polietileno e argila expandida proporciona melhores resultados, em relação ao uso de materiais como o poliuretano e o carbono ativado.

Ainda, deve-se atentar para as quantidades de sólidos presentes no afluente do reator de leito fixo, visto que o acúmulo excessivo de sólidos, aliado ao crescimento da biomassa, em longos períodos de operação, pode ocasionar a colmatação do meio e a consequente formação de caminhos preferenciais (AQUINO; FUESS; PIRES, 2017). Conforme Rajeshwari et al. (2000), essas questões causam problemas de operação e impactam de maneira negativa o desempenho do sistema.

4 MATERIAL E MÉTODOS

O experimento foi instalado no Laboratório de Reatores Biológicos (LAREB), da Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE) *campus* de Cascavel, tratando-se da codigestão anaeróbia de lixo de aterro sanitário e glicerol, em reator de leito fixo de fluxo ascendente contínuo, operado em temperatura mesofílica (37 °C), durante 10 meses, de março e dezembro de 2018.

Buscando o entendimento dos parâmetros que influenciam o processo da codigestão anaeróbia, foram estudados a quantidade de glicerol adicionado na mistura (porcentagem em volume) e o tempo de detenção hidráulica (horas), pela variação da vazão de alimentação. Dessa forma, a condução do experimento foi dividida em nove etapas, descritas abaixo:

1. Caracterização físico-química dos substratos;
2. Adaptação da biomassa ao substrato (*startup* do reator);
3. Aumento da carga orgânica, até as condições experimentais;
4. Análise de seis condições experimentais, com diferentes adições de glicerol e tempos de detenção hidráulica;
5. Caracterização físico-química do afluente e efluente do reator anaeróbio;
6. Análise da estabilidade da digestão, em função dos parâmetros: alcalinidade e acidez volátil;
7. Análise do volume de biogás produzido e sua concentração de metano;
8. Análise dos ácidos orgânicos voláteis gerados durante a codigestão;
9. Análise do desenvolvimento da biomassa e aderência ao meio suporte.

4.1 Origem e caracterização dos substratos

Os substratos utilizados foram: lixo de aterro sanitário e glicerol bruto. O lixo foi coletado no aterro sanitário classe II-A, onde os resíduos depositados são não inertes e não perigosos, conforme NBR 10004/2004 (ABNT, 2004), do município de Cascavel, estado do Paraná, em ponto imediatamente anterior a qualquer processo de tratamento. Sendo assim, trata-se do lixo bruto, que é apenas drenado das células do aterro em questão, não existindo separação na drenagem das células, ou seja, o lixo coletado é oriundo tanto de células novas quanto antigas, do referido aterro.

O glicerol utilizado foi oriundo de usina de produção de biodiesel da cidade de Marialva, estado do Paraná. Trata-se do glicerol bruto, de origem animal, obtido após o processo de transesterificação. A Figura 1 ilustra o aspecto visual do glicerol e do lixiviado utilizados no estudo.

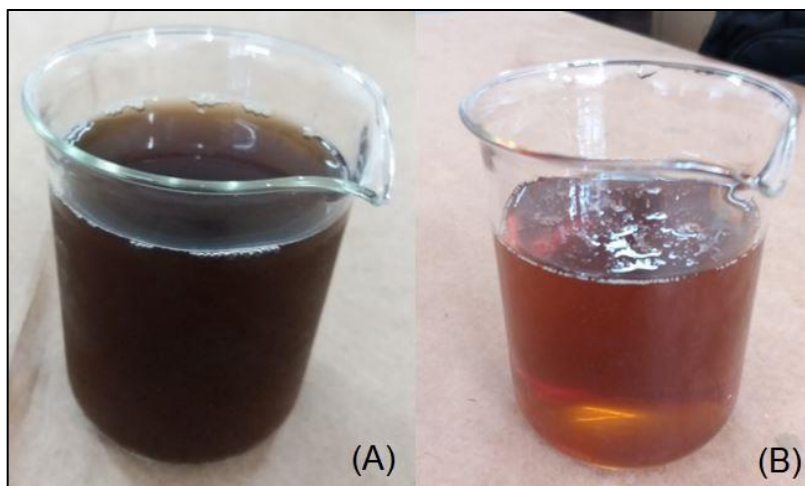


Figura 1 Aspecto visual do lixiviado de aterro sanitário (A) e do glicerol bruto (B) utilizados.

Foi realizada somente uma coleta de glicerol e quatro coletas do lixiviado ao longo do estudo. Em todas as coletas, foi realizada caracterização do lixiviado em relação aos parâmetros físico-químicos, conforme parâmetros e metodologias descritos na Tabela 6. Por sua vez, o glicerol foi analisado em relação à sua DQO, alcalinidade e acidez volátil. Em relação ao armazenamento, o lixiviado coletado foi armazenado em recipientes de politereftalato de etileno (PET) e congelado à temperatura de $-4\text{ }^{\circ}\text{C}$, para sua utilização ao longo da pesquisa; o glicerol foi armazenado em recipientes de polietileno de alta densidade (PEAD) e mantido à temperatura ambiente até a sua utilização.

4.2 Aparato experimental e operação do reator

O sistema foi montado no LAREB da UNIOESTE, *campus* de Cascavel e consistiu em um reator anaeróbio de leito fixo de fluxo ascendente, confeccionado em material acrílico transparente de formato cilíndrico com diâmetro interno de 90 mm e altura total de 610 mm, possuindo um volume total de 3,88 L, com as seguintes separações: câmara de distribuição de efluente com altura de 85 mm, câmara de biogás (*headspace*) com altura de 80 mm e

câmara de digestão (biomassa e meio suporte) com altura de 445 mm, totalizando um volume útil total de 2,83 L.

Para a obtenção do volume útil real, deve-se descontar o volume ocupado pelo meio suporte, que neste caso é de 0,26 L, restando, portanto, o volume útil real do reator de 2,57 L. O modelo do aparato experimental é ilustrado pela Figura 2.

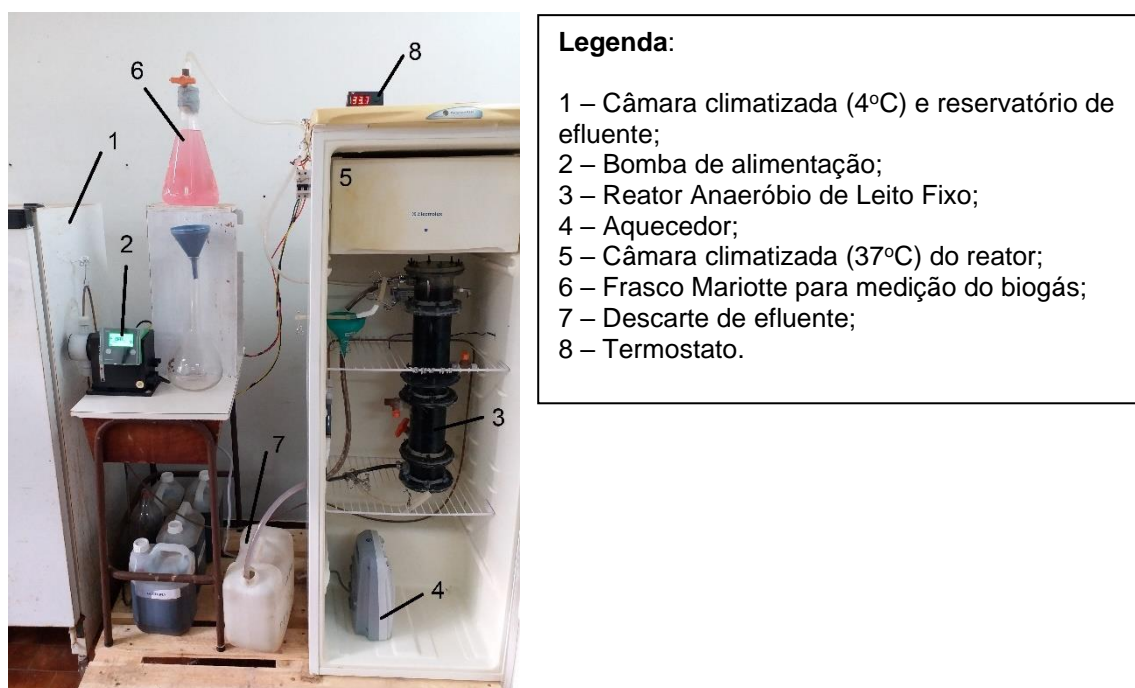


Figura 2 Modelo do aparato experimental.

O fluxo de alimentação do reator ocorreu de forma ascendente e contínua, realizado por uma bomba dosadora GRUNDFOS DDC 6-10, com vazão regulada em função da carga orgânica volumétrica estipulada pela condição experimental. A saída do reator esteve localizada em sua parte superior, através de abertura lateral, porém com dispositivo estabilizador de nível do efluente acima do nível da saída, de maneira que a saída fosse afogada e não ocorresse escape do biogás produzido juntamente com o efluente.

O tanque de alimentação foi acondicionado em geladeira à temperatura constante de 4 °C, com variação inferior e superior máxima de 2 °C, ou seja, a temperatura esteve entre 2 e 6 °C, evitando-se a oxidação do afluente. O tanque também era dotado de uma bomba que realizava a recirculação do afluente, de maneira a evitar que houvesse separação física entre o glicerol e o lixiviado, além de garantir a redução da sedimentação dos sólidos em suspensão da mistura.

O reator foi mantido à temperatura de 37 °C, com variação inferior e superior máxima de 2 °C, ou seja, a temperatura do reator esteve entre 35 e 39 °C durante todo o experimento. O processo foi controlado por um termostato que acionava o aquecedor dentro

da câmara na qual estava inserido o reator. O processo de coleta e quantificação do biogás foi realizado através de mangueira de silicone inserida no *headspace*, localizado na parte superior do reator.

A mangueira de saída do biogás foi conectada a um frasco Mariotte, com volume de 2 litros, preenchido com solução selante de biogás: 30 g de H_2SO_4 ($d=1,84\text{g}\cdot\text{ml}^{-1}$), diluído em um litro de água destilada e com adição de 200 g de sulfato de sódio decahidratado ($\text{Na}_2\text{SO}_4\cdot 10\text{H}_2\text{O}$), colorido com alaranjado de metila, de maneira que o volume de líquido deslocado foi medido por uma proveta graduada e correspondia ao volume de biogás produzido pelo reator no período analisado (BERTIN et al. 2004; DIN, 1985).

Visando imobilizar a biomassa, o reator teve seu interior preenchido com um volume de 0,260 L de meio suporte, que corresponde a peças de PEAD de formato circular, vazadas e corrugadas, contendo três círculos concêntricos equidistantes e 18 raios, formando uma geometria semelhante a uma colmeia, conforme ilustra a Figura 3. As especificações do meio suporte estão descritas na Tabela 2.

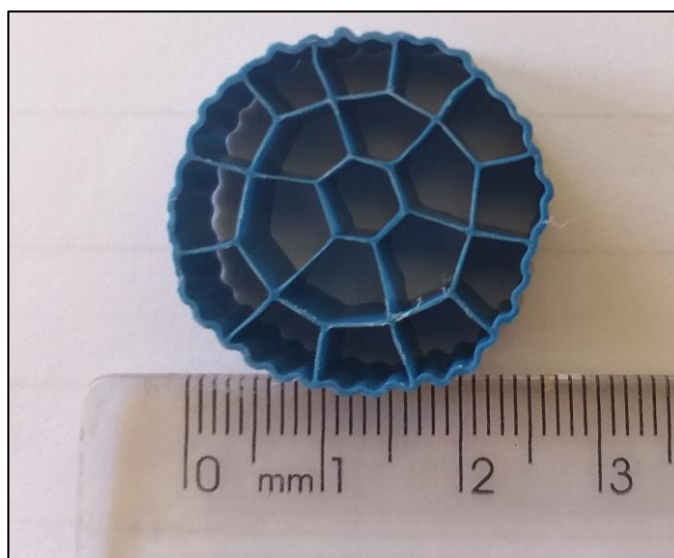


Figura 3 Aspecto do meio suporte utilizado no reator de leito fixo – MBBRing 168 26 8 LIGHT.

Tabela 2 Especificações técnicas do meio suporte empregado

Característica	Quantidade	Unidade
Modelo	MBBRing 168 26 8 LIGHT	-
Material	PEAD	-
Densidade do plástico	0,95	Kg.L ⁻¹
Peso aproximado	87,00	Kg.m ⁻³
Quantidade	137,833	peças.m ⁻³
Área superficial ativa total	681,00	m ² .m ⁻³
Área superficial ativa protegida	553,00	m ² .m ⁻³
Área Superficial Geométrica Total	573,00	m ² .m ⁻³
Área Superficial Geométrica Protegida	445,00	m ² .m ⁻³
Índice de Vazios	90,84	%
Diâmetro Externo	26,60	mm
Altura	8,00 ± 0,20	mm
Vida Útil	Superior a 10	anos

Fonte: Adaptado de InterPacking (2019). MBBRING 168 26 8 LIGHT. 2019. Disponível em: <<http://www.interpacking.com.br>>. Acesso em: 20 jun.

4.3 Condições operacionais

Os fatores selecionados para análise neste estudo foram a porcentagem de glicerol na mistura e o tempo de detenção hidráulica. O primeiro fator variou em função da quantidade de glicerol adicionada na mistura de alimentação, sendo sua porcentagem em volume entre o glicerol e o lixiviado; o segundo fator sofreu variação em função da regulação da vazão da bomba de alimentação.

Após a fase de adaptação (*startup*) do reator, foram analisadas seis condições experimentais com variação dos dois fatores simultaneamente. Na Tabela 3 está a concentração de glicerol e o tempo de detenção hidráulica para cada condição experimental estudada.

Tabela 3 Características das condições experimentais analisadas

Condição	TDH (h)	Glicerol (%)	Vazão (L.h ⁻¹)	COV esperada (Kg.DQO.m ⁻³ .d ⁻¹)
1	88	0,40	0,02920	1,99
2	64	0,24	0,04016	2,02
3	98	0,80	0,02627	2,91
4	88	1,20	0,02920	4,49
5	64	0,80	0,04016	4,45
6	40	0,40	0,06425	4,37

Nota: *TDH – tempo de detenção hidráulica; COV – carga orgânica volumétrica.

Os fatores de resposta analisados foram a remoção de DQO e o rendimento do biogás. Para o rendimento do biogás foram compilados dois dados de resposta, o volume de biogás produzido e sua composição, visando à obtenção de biogás com maiores concentrações de metano, de modo que se otimizasse a capacidade de produção de metano do reator.

Para todas as condições operacionais, o pH da mistura, afluente do reator (entrada), foi corrigido para 7,0 uma vez por semana ou sempre que houve preparação de nova alimentação, empregando-se solução padronizada de H₂SO₄ (ácido sulfúrico) 3 molar. Salienta-se ainda, que não houve suplementação de alcalinidade em qualquer uma das condições experimentais ou *startup* do reator.

4.4 Caracterização do inóculo e *startup* do reator

O lodo utilizado como inóculo para a partida do reator foi proveniente de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), da estação de tratamento de esgoto (ETE) sanitário da cidade de Cascavel, estado do Paraná. Em função da origem da biomassa do inóculo, foi necessária uma fase de adaptação, haja vista que os microrganismos não estavam adaptados ao substrato do estudo (lixiviado e glicerol), nem à temperatura utilizada na pesquisa (mesofílica). Na

Tabela 4 estão apresentadas as características do inóculo utilizado, em função da sua concentração de sólidos.

Tabela 4 Caracterização do inóculo do reator UASB utilizado

Parâmetro	Concentração (mg.L ⁻¹)
Sólidos totais	51386,67 ± 1390,99
Sólidos totais voláteis	34627,78 ± 834,18
Sólidos totais fixos	16758,89 ± 558,00
Sólidos suspensos totais	47447,78 ± 1017,50
Sólidos suspensos voláteis	32125,56 ± 728,04
Sólidos suspensos fixos	15322,22 ± 314,13
Sólidos dissolvidos totais	3938,89 ± 95,54
Sólidos dissolvidos voláteis	2502,22 ± 58,49
Sólidos dissolvidos fixos	1436,67 ± 38,64

Para a inoculação do reator, inicialmente, foram utilizados dois litros de lodo, com concentração média de 64 gramas de sólidos suspensos voláteis no total e 0,570 L de substrato da mistura de lixiviado e glicerol na proporção, em volume, de 0,236%, com DQO total esperada de 4,0 gO₂.L⁻¹, até que todo o volume útil do reator fosse preenchido.

Tanto o lodo de inóculo quanto o substrato foram inseridos no reator, previamente preenchido com o meio suporte, pela parte superior. Após essa etapa, o reator permaneceu em repouso à temperatura de 37 °C, durante 48 horas, para permitir a adaptação da biomassa à nova temperatura e sua aderência ao meio suporte (CASTRO, 2018).

Após a fase de inoculação, a adaptação da biomassa ocorreu conforme as diretrizes indicadas em Chernicharo (2016), que recomendam cargas biológicas entre 0,05 e 0,5 gDQO.gSSV⁻¹.d⁻¹. O valor adotado foi de 0,05 gDQO.gSSV⁻¹.d⁻¹, alcançado pela redução da vazão de alimentação e consequente aumento do tempo de detenção hidráulica, estimado em 3,82 dias (91,78 horas). Destaca-se que não houve diluição da mistura afluyente do reator. Os parâmetros utilizados para a fase de adaptação da biomassa estão apresentados na Tabela 5.

Tabela 5 Parâmetros do afluyente durante o *startup* do processo de codigestão anaeróbia

Parâmetro	Valor	Unidade
Demanda química de oxigênio	4,00 ± 0,20	gO ₂ .L ⁻¹
Tempo de detenção hidráulica	91,78	h
Carga orgânica volumétrica	1,05 ± 0,05	KgDQO.m ⁻³ .d ⁻¹
Vazão	0,028	L.h ⁻¹
Alcalinidade parcial	2.500,00 ± 200,00	mgCaCO ₃ .L ⁻¹
Alcalinidade intermediária	1.000,00 ± 100,00	mgCaCO ₃ .L ⁻¹
Alcalinidade total	3.500,00 ± 300,00	mgCaCO ₃ .L ⁻¹
Acidez volátil	500,00 ± 100,00	mgHAc.L ⁻¹
pH	8,5 ± 0,20	-

Ainda, considerando o exposto por Chernicharo (2016), o aumento da carga orgânica volumétrica poderá ocorrer sempre que o reator atingir remoção de DQO acima de 60%. Esse procedimento foi adotado até que se alcançassem as cargas orgânicas pré-determinadas pelas condições experimentais, as quais foram mantidas até a estabilização do sistema, ou seja, a remoção de matéria orgânica e produção de biogás constantes durante, pelo menos, três tempos de detenção hidráulica.

4.5 Determinações analíticas

Os métodos utilizados para a caracterização dos substratos, de cada uma das misturas resultantes das condições experimentais e do efluente do reator são descritos na Tabela 6. Destaca-se que os métodos citados como de Eaton, Clesceri e Greenberg (2005) são preconizados pelo *Standards methods for examination the water and wastewater*.

Todas as amostras foram previamente centrifugadas a 3.400 rotações por minuto (rpm), durante 20 minutos, para as análises de pH, alcalinidade e acidez volátil. Para as demais análises foram utilizadas amostras brutas e somente as análises de DQO foram realizadas tanto com as amostras centrifugadas quanto com as amostras brutas.

Tabela 6 Métodos e protocolos para caracterização dos substratos, afluente e efluente do reator

Parâmetro	Unidade	Método	Referência
pH	-	Potenciométrico	Eaton, Clesceri e Greenberg (2005)
Alcalinidade	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	Titulométrico	Ripley, Boyle e Converse (1986)
Acidez volátil	mgHAc.L ⁻¹	Titulométrico	Dilallo e Albertson (1961)
DQO	mgO ₂ .L ⁻¹	Espectrofotométrico	Eaton, Clesceri e Greenberg (2005)
Biogás - volume	mL	Volumétrico	Bertin et al. (2004)
Biogás - qualidade	%CH ₄	Cromatográfico	Perna et al. (2013)
N-amoniaco	mgN.L ⁻¹	Titulométrico	Eaton, Clesceri e Greenberg (2005)
N-total Kjeldal	mgN.L ⁻¹	Titulométrico	Eaton, Clesceri e Greenberg (2005)
Ácidos orgânicos voláteis	mg.L ⁻¹	Cromatográfico	Lazaro et al. (2012) e Penteado et al. (2013)
ST	mg.L ⁻¹	Gravimétrico	Eaton, Clesceri e Greenberg (2005)
STV	mg.L ⁻¹	Gravimétrico	Eaton, Clesceri e Greenberg (2005)
STF	mg.L ⁻¹	Gravimétrico	Eaton, Clesceri e Greenberg (2005)
SST	mg.L ⁻¹	Gravimétrico	Eaton, Clesceri e Greenberg (2005)
SSV	mg.L ⁻¹	Gravimétrico	Eaton, Clesceri e Greenberg (2005)
SSF	mg.L ⁻¹	Gravimétrico	Eaton, Clesceri e Greenberg (2005)
Biomassa	mg.L ⁻¹	Gravimétrico	Adaptado de Anzola Rojas (2014)

4.5.1 Monitoramento da codigestão anaeróbia

Para o acompanhamento dos parâmetros do reator, o afluente e o efluente foram caracterizados em função das suas características físico-químicas, conforme metodologias descritas na Tabela 6, exceto as análises de biomassa e biogás. As coletas das amostras foram realizadas no tanque de alimentação (entrada) e imediatamente após a saída do reator (saída). As periodicidades da realização das análises estão descritas na Tabela 7.

Tabela 7 Periodicidade da realização das análises

Parâmetro	Frequência (por semana)
pH	5 vezes
Alcalinidade	5 vezes
Acidez volátil	5 vezes
DQO	5 vezes
Biogás - volume	3 a 5 vezes
Biogás - qualidade	3 a 5 vezes
N-amoniacal	1 vez
N-total Kjeldal	1 vez
Ácidos orgânicos voláteis	1 vez
ST	1 vez
SST	1 vez
STV	1 vez
SSV	1 vez
STF	1 vez
SSF	1 vez
Biomassa	2 vezes (6 e 12 meses de experimento)

Visando obter relações entre os dados coletados, para o cálculo do desempenho do sistema na remoção dos parâmetros sob análise, foi empregada a Eq. 1:

$$E = \left(\frac{S_0 - S}{S_0} \right) \times 100 \quad (1)$$

Em que:

- E = Eficiência de remoção do parâmetro sob análise, em %;
- S_0 = Concentração do parâmetro no afluente, em mg.L^{-1} ;
- S = Concentração do parâmetro no efluente, em mg.L^{-1} .

Para o acompanhamento da estabilidade do processo de digestão anaeróbia, os principais indicadores utilizados no presente estudo foram a relação AV/AT, que é a relação entre alcalinidade total disponível no sistema e a acidez volátil (ácidos graxos voláteis), calculada conforme a Eq. 2, e a relação AI/AP, que é a relação entre a alcalinidade intermediária e a alcalinidade parcial do sistema, calculada conforme a Eq. 3:

$$AV/AT = \frac{AV}{(AP + AI)} \quad (2)$$

Em que:

- AV/AT = Relação entre acidez volátil e alcalinidade total;
- AP = Alcalinidade parcial, em $\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$;
- AI = Alcalinidade intermediária, em $\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$;
- AV = Acidez volátil, mg.L^{-1} .

$$AI/AP = \frac{AI}{AP} \quad (3)$$

Em que:

Al/AP = Relação entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial;

Al = Alcalinidade intermediária, em $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$;

AP = Alcalinidade parcial, em $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$.

Ainda, para verificar a possibilidade da inibição do processo de codigestão anaeróbia, em função da presença de amônia livre não ionizada, realizou-se o cálculo da sua concentração, para cada condição experimental, por meio da Eq. 4, que considera a concentração de nitrogênio amoniacal presente no reator, além do pH e da temperatura do substrato (ANTHONISEN et al., 1976); a Eq. 5 (EMERSON et al., 1975), que calcula a relação entre nitrogênio amoniacal e amônia livre, de forma a obter valores confiáveis, visto que se trata de uma estimativa.

$$AL = \left(\frac{17}{14}\right) \times \frac{N-NH_4^+ \times 10^{\text{pH}}}{e^{(6344/273 + T)} + 10^{\text{pH}}} \quad (4)$$

Em que:

AL = Amônia livre (não ionizada), em $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$;

$N-NH_4^+$ = Concentração de nitrogênio amoniacal, em $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$;

pH = pH do substrato;

T = Temperatura do substrato, em °C.

$$\%AL = \frac{100}{1 + 10^{([0,0918 + (2729,92/T)] - \text{pH})}} \quad (5)$$

Em que:

%AL = Amônia livre (não ionizada) em relação à concentração de N-amoniacal, em %;

$N-NH_4^+$ = Concentração de nitrogênio amoniacal, em $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$;

pH = pH do substrato;

T = Temperatura do substrato, em °K.

4.5.2 Análise do biogás

O biogás foi medido pelo deslocamento de líquido selante em um frasco Mariotte (BERTIN et al. 2004). O volume de biogás produzido foi corrigido para as condições normais de temperatura e pressão (CNPT), com temperatura de 20 °C (293,15 °K) e pressão de 1 atm (760 mmHg). Essa correção foi realizada por meio da Eq. 6, proposta por Santos (2001), decorrente da combinação das leis de Boyle e Gay-Lussac:

$$\frac{V_0 \cdot P_0}{T_0} = \frac{V_1 \cdot P_1}{T_1} \quad (6)$$

Em que:

- V_0 = Volume de biogás corrigido, m^3 ;
- P_0 = Pressão corrigida do biogás, 1 atm (760 mmHg);
- T_0 = Temperatura corrigida do biogás, 293,15°K;
- V_1 = Volume do gás medido;
- P_1 = Pressão do biogás no instante da leitura, em atm;
- T_1 = Temperatura do biogás no instante da leitura, em °K.

Para a determinação da concentração dos principais componentes do biogás, que são o metano (CH_4) e o gás carbônico (CO_2), foi empregado o método da cromatografia gasosa. Esse processo consistiu na coleta do biogás, com seringa específica para coleta de amostras gasosas e posterior injeção no cromatógrafo de gás, modelo CG-2010 (*Shimadzu Scientific Instruments*, Columbia, MD, EUA), equipado com detector de condutividade térmica, utilizando como gás de arraste o argônio. A coluna era Carboxen® 1010 Plot (30 m e 0,53 mm), com temperaturas para o injetor e detector de 220 e 230 °C, respectivamente.

O aquecimento da coluna partiu de 135 °C, a uma taxa de 46 °C.min⁻¹ (PERNA et al., 2013). A calibração foi realizada com gás padrão de biogás contendo: 2±0,02% de oxigênio, 8±0,1% nitrogênio, 55±1,0% de metano e 35±0,7% de dióxido de carbono e gás padrão de hidrogênio. Dessa forma, foi possível obter a qualidade do biogás produzido em termos da concentração de metano.

Foram realizados cálculos específicos, a fim de obter as seguintes informações a respeito do biogás: vazão de metano (VM) ($L_N CH_4 \cdot dia^{-1}$), rendimento de metano em função da DQO removida (RM_{DQOR}) ($L_N CH_4 \cdot gDQO_{rem}^{-1}$), rendimento de metano em função da DQO adicionada (RM_{DQOA}) ($L_N CH_4 \cdot gDQO_{adc}^{-1}$), rendimento de metano em função dos SV removidos (RM_{SVR}) ($L_N CH_4 \cdot gSV_{rem}^{-1}$), rendimento de metano em função dos SV adicionados (RM_{SVA}) ($L_N CH_4 \cdot gSV_{adc}^{-1}$) e produção volumétrica de metano do reator (PVMR) ($m^3_N CH_4 \cdot m^{-3} reator \cdot dia^{-1}$). Os cálculos foram realizados por meio das Equações 7, 8, 9, 10, 11 e 12, respectivamente para cada um dos parâmetros explicitados anteriormente:

$$VM = \left(\frac{Pb}{t} \right) \times \left(\frac{\%CH_4}{100} \right) \quad (7)$$

Em que:

- VM = Vazão de metano, em $L_N CH_4 \cdot dia^{-1}$;
- Pb = Volume de biogás produzido, em L_N ;

t = Tempo acumulado, em dias;
 $\%CH_4$ = Concentração de metano no biogás, em %.

$$RM_{DQOR} = \frac{VM}{(DQO_{Afluente} - DQO_{Efluente}) \times Q_{Alimentação}} \quad (8)$$

Em que:

RM_{DQOR} = Rendimento de metano em função da DQO removida, em $L_NCH_4.gDQO_{rem}^{-1}.dia^{-1}$;

VM = Vazão de metano, em $L_NCH_4.dia^{-1}$;

$DQO_{Afluente}$ = DQO do afluente do reator, em $gO_2.L^{-1}$;

$DQO_{Efluente}$ = DQO do efluente do reator, em $gO_2.L^{-1}$;

$Q_{Alimentação}$ = Vazão de alimentação do reator, em $L.dia^{-1}$.

$$RM_{DQOA} = \frac{VM}{DQO_{Afluente} \times Q_{Alimentação}} \quad (9)$$

Em que:

RM_{DQOA} = Rendimento de metano em função da DQO adicionada, em $L_NCH_4.gDQO_{adc}^{-1}.dia^{-1}$;

VM = Vazão de metano, em $L_NCH_4.dia^{-1}$;

$DQO_{Afluente}$ = DQO do afluente do reator, em $gO_2.L^{-1}$;

$Q_{Alimentação}$ = Vazão de alimentação do reator, em $L.dia^{-1}$.

$$RM_{SVR} = \frac{VM}{(SV_{Afluente} - SV_{Efluente}) \times Q_{Alimentação}}$$

(10)

Em que:

RM_{SVR} = Rendimento de metano em função dos SV removidos, em $L_NCH_4.gSV_{rem}^{-1}.dia^{-1}$;

VM = Vazão de metano, em $L_NCH_4.dia^{-1}$;

$SV_{Afluente}$ = DQO do afluente do reator, em $g.L^{-1}$;

$SV_{Efluente}$ = DQO do efluente do reator, em $g.L^{-1}$;

$Q_{Alimentação}$ = Vazão de alimentação do reator, em $L.dia^{-1}$.

$$RM_{SVA} = \frac{VM}{SV_{Afluente} \times Q_{Alimentação}} \quad (11)$$

Em que:

RM_{SVA} = Rendimento de metano em função dos SV adicionados, em $L_NCH_4.gSV_{adc}^{-1}.dia^{-1}$;

VM = Vazão de metano, em $L_NCH_4.dia^{-1}$;

SV_{Afluente} = DQO do afluente do reator, em g.L⁻¹;

$Q_{\text{Alimentação}}$ = Vazão de alimentação do reator, em L.dia⁻¹.

$$PVMR = \left(\frac{VM}{1000} \right) / V_r \quad (12)$$

Em que:

PVRM = Produção volumétrica de metano do reator, em m³_NCH₄.m⁻³_{reator}.dia⁻¹;

VM = Vazão de metano, em L_NCH₄.dia⁻¹;

V_r = Volume do reator.

4.5.3 Análise dos ácidos orgânicos voláteis

Para conhecer a forma de degradação da matéria orgânica do reator, foi realizada a quantificação dos ácidos orgânicos voláteis produzidos durante o processo. Dessa forma, optou-se pela coleta de amostras em quatro pontos distintos do reator, conseqüentemente com tempos de detenção hidráulica diferentes, buscando verificar o acúmulo dos ácidos orgânicos voláteis no interior do reator.

Cada um dos pontos de coleta corresponde a uma fração do tempo de detenção hidráulica total de cada condição operacional, sendo o ponto de número quatro, a própria saída do efluente do reator. As características e localização de cada ponto estão indicadas na Tabela 8.

Tabela 8 Características do tempo de detenção hidráulica dos pontos de coleta das amostras para análise dos ácidos orgânicos voláteis

Ponto	Altura Útil	Fração do TDH	Condição 01	Condição 02	Condição 03	Condição 04	Condição 05	Condição 06
01	30 mm	6,74%	5,93h	4,31h	6,61h	5,93h	4,31h	2,97h
02	160 mm	35,95%	31,36h	23,01h	35,23h	31,36h	23,01h	14,38h
03	275 mm	61,79%	54,38h	39,55h	60,55h	54,38h	39,55h	24,72h
04	445 mm	100%	88h	64h	98h	88h	64h	40h

Os ácidos orgânicos voláteis (acético, fórmico, butírico e propiônico) e o ácido láctico foram quantificados por meio de cromatografia líquida de alta eficiência (CLAE), em um cromatógrafo Shimadzu® equipado com Coluna Aminex® HP-87H (300 mm x 7,8 mm Bio-Rad), forno CTO-20A com temperatura operacional de 64 °C, controlador CBM-20A, detector UV com arranjo de diodos SPD-20^a, em comprimento de onda de 208 nm e bomba LC-20AT. Para a fase móvel, foi empregada solução padrão composta por água ultrapura Milli-Q (Millipore®) acidificada com 0,005 molar de H₂SO₄, em fluxo de 0,5 mL.min⁻¹ e volume de injeção de 20 µL (LAZARO et al., 2012; PENTEADO et al., 2013).

Para essa análise, as amostras foram preparadas por filtração prévia em membrana de celulose com poro de 1,2 µm de diâmetro, posterior filtração em membrana de acetato de celulose com diâmetro de poro de 0,2 µm, diluídas em relação 1:2 e acidificadas com solução padrão de ácido sulfúrico (H₂SO₄) 2 M.

4.5.4 Quantificação da biomassa do reator

A quantificação da biomassa do reator ocorreu duas vezes durante o andamento da pesquisa: após a terceira e após a sexta condição experimental. Optou-se por não proceder a abertura do reator em cada condição experimental, em função da perda de biomassa que ocorre para a realização do procedimento, visando evitar a ocorrência de sobrecarga no reator ou a desestabilização do processo de digestão, pois, a carga orgânica foi incrementada a cada condição experimental.

O procedimento de quantificação da biomassa do reator foi realizado conforme o descrito por Anzola Rojas (2014), quantificando-se a biomassa presente na massa líquida do reator e a parcela de biomassa que se encontra aderida (imobilizada) ao meio suporte. O número de unidades do meio suporte no reator é conhecido, portanto, tomou-se uma parcela do meio suporte e procedeu-se a lavagem com água destilada, removendo toda a biomassa aderida ao material inerte. Esse volume de lavagem foi contabilizado e o líquido resultante foi submetido à análise da série de sólidos.

Após a quantificação de sólidos do líquido de lavagem, realizou-se a relação entre o número de unidades do meio suporte tomados para a lavagem e o total de unidades presente no reator, obtendo-se, assim, a informação a respeito da quantidade de biomassa imobilizada em todo o meio suporte. A quantificação da biomassa presente na massa líquida seguiu a metodologia padrão de quantificação de sólidos (EATON; CLESCERI; GREENBERG, 2005).

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesta seção, são apresentados os resultados obtidos durante esta pesquisa, organizados em tabelas, comparando os resultados entre as condições experimentais. Para a análise geral do processo foram confeccionados gráficos.

Destaca-se o fato de os dados numéricos apresentados nas tabelas serem relativos às médias aritméticas seguidas dos seus respectivos desvios-padrão e que os gráficos que apresentam dados semelhantes, mas de condições experimentais diferentes, apresentam a mesma escala, de forma a facilitar a comparação visual.

5.1 Caracterização dos substratos

Através do emprego dos métodos de análise estudados, foram realizadas as caracterizações de cada um dos 4 lixiviados coletados (APÊNDICE A), referentes ao lixiviado utilizado durante o *startup* do reator, nas condições experimentais 01 e 02; condições experimentais 03 e 04; e condições experimentais 05 e 06.

Os valores máximos e mínimos observados para os parâmetros analisados dentre as 4 diferentes coletas estão apresentados na Tabela 9.

Tabela 9 Variação média das características observadas nos lixiviados utilizados

Parâmetro	Unidade	Valor Mínimo	Valor Máximo
pH	-	7,38 ± 0,00	8,77 ± 0,10
Alcalinidade total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	920,00 ± 13,86	7216,67 ± 76,38
Alcalinidade intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	216,00 ± 0,00	866,67 ± 57,74
Alcalinidade parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	640,00 ± 13,86	66650,00 ± 132,29
Acidez volátil	mgHAc.L ⁻¹	192,20 ± 21,48	1320,60 ± 131,52
DQO - bruta	gO ₂ .L ⁻¹	0,976 ± 0,112	3,791 ± 0,033
DQO – centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	2,220 ± 0,025	3,604 ± 0,037
N-amoniaco	mgN.L ⁻¹	146,67 ± 8,79	1571,78 ± 46,92
N-total Kjeldal	mgN.L ⁻¹	172,20 ± 10,57	1773,80 ± 13,35
ST	mg.L ⁻¹	3785,33 ± 153,12	8180,83 ± 146,83
STV	mg.L ⁻¹	947,33 ± 25,48	2468,00 ± 76,60
STF	mg.L ⁻¹	2838,00 ± 146,65	6363,33 ± 163,41
SST	mg.L ⁻¹	130,67 ± 22,59	0,296 ± 0,260
SSV	mg.L ⁻¹	92,00 ± 20,30	218,00 ± 14,42
SSF	mg.L ⁻¹	Zero	148,00 ± 31,05
Relação AV/DQO	-	0,0825	0,4577

Através da análise dos resultados apresentados, é possível confirmar a grande variabilidade das características encontradas no lixiviado, pois mesmo se tratando de lixiviados com origem no mesmo aterro sanitário, as características não se comportam de forma constante, pois são diversos os fatores que as influenciam (KJELDSEN et al., 2002). El-Fadel et al. (2002) justificam essa heterogeneidade dos lixiviados em função de variações espaciais, temporais e, também, em função da operação do aterro, além das características do resíduo disposto.

Verificou-se grande diferença entre os valores de DQO encontrados, variando de valores inferiores a 1,0 até superiores a 3,5 gO₂.L⁻¹. O pH, exceto no lixiviado número 01, apresentou-se em valores superiores a 8,0. A concentração de nitrogênio, tanto amoniacal quanto total, foi o parâmetro que mais sofreu variação da concentração entre os lixiviados coletados, com valores mínimos observados de 146,67 e 172,20 mgN.L⁻¹ e valores máximos 1.571,78 e 1.773,80 mgN.L⁻¹, respectivamente para nitrogênio amoniacal e total.

Essa variabilidade ocorreu para todos os parâmetros físico-químicos analisados, nos quais o lixiviado número 01 apresentou os menores valores, o lixiviado número 02 apresentou valores medianos e os lixiviados 03 e 04 apresentaram valores semelhantes, porém superiores quando comparados aos demais, conforme demonstrado nas tabelas do APÊNDICE A.

Os dados de caracterização divergem, em grande parte dos parâmetros, daqueles descritos por Silva (2017) e Takeda (2018), que realizaram coleta do lixiviado no mesmo aterro sanitário deste estudo. Ainda, houve divergência dos dados relatados por Castro et al. (2019) que caracterizaram lixiviado de aterro sanitário industrial.

Os resultados obtidos divergem também daqueles encontrados por Gomes et al. (2019), que realizaram coleta de lixiviado em aterro sanitário em Portugal e daqueles obtidos por Feng et al. (2019), que caracterizaram lixiviado oriundo de um aterro sanitário na China. Portanto, confirma-se a grande variabilidade das características do lixiviado, pois não houve convergência nos dados da caracterização e, ainda, verifica-se dificuldade de relação e previsão das características desse efluente.

Em função dos dados apresentados, observa-se que, mesmo diante da variabilidade encontrada entre os lixiviados coletados para este estudo, todas as coletas indicam que são lixiviados oriundos de um aterro consolidado, pois todos apresentaram pH superior a 7,0 e, portanto, a matéria orgânica presente é predominantemente refratária (BRITO, 2014). Outro destaque é que o lixiviado das células novas e antigas se mistura antes de entrar no processo de tratamento do lixiviado, sendo este o resíduo que foi utilizado na pesquisa.

Porém, ao ser avaliada a relação entre a acidez volátil e a DQO (AV/DQO), o lixiviado de número 02 foi considerado como de alta biodegradabilidade, pois apresentou a relação supracitada com valor superior a 0,40, enquanto os demais são considerados de

baixa degradabilidade, com valores da relação AV/DQO inferiores a 0,20 conforme citam Ferreira (2010) e Contrera et al. (2015).

Conforme Ferreira (2010) pode-se caracterizar os lixiviados coletados como tóxicos devido à elevada alcalinidade e alta concentração de nitrogênio amoniacal identificadas. Os fatores apresentados indicam que pode haver dificuldade no tratamento desses lixiviados, caso seja empregado unicamente o processo de digestão anaeróbia.

Observa-se que, mesmo que havendo diferenças, em um aspecto geral, todos os parâmetros dos lixiviados coletados encontram-se dentro daqueles apresentados pela Tabela 1, a qual trata dos valores obtidos em diversos aterros sanitários brasileiros (CASTILHOS, 2006; GOMES, 2009).

Em relação à caracterização do glicerol bruto, de origem animal, apresentada na Tabela 10, verificaram-se valores de DQO da ordem de $1.173 \text{ gO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, semelhantes àqueles obtidos por Silva (2017) de $1.104 \text{ gO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, que analisou glicerol de origem vegetal (óleo de soja). Os valores de DQO obtidos por Jensen et al. (2014) foram de 912 e $1.056 \text{ gO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, em duas coletas distintas, e o obtido por Castro et al. (2019) foi de $1.028 \text{ gO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, ambos inferiores aos apresentados neste estudo.

Panpong et al. (2015) e Simm et al. (2017) obtiveram valores de DQO para o glicerol de 1.760 e $1.532 \text{ gO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente, este último de origem vegetal (óleo de soja), porém, ambos maiores que os valores obtidos nesta pesquisa. Portanto, infere-se que a origem do glicerol, sendo de gordura vegetal ou animal, não possui grande influência sobre as características de DQO, confirmando-se a grande concentração de matéria orgânica presente nesse resíduo.

Tabela 10 Caracterização do glicerol bruto utilizado em todas as condições experimentais

Parâmetro	Unidade	Glicerol
pH	-	$3,80 \pm 0,06$
Alcalinidade total	$\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$	Zero
Alcalinidade intermediária	$\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$	Zero
Alcalinidade parcial	$\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$	Zero
Acidez volátil	$\text{mgHAc}\cdot\text{L}^{-1}$	$1.990,20 \pm 32,22$
DQO - bruta	$\text{gO}_2\cdot\text{L}^{-1}$	$1.173,079 \pm 7,885$

/

O valor obtido de pH é divergente daquele encontrado por Panpong et al. (2015), que identificaram valor de 8,8 para o glicerol analisado e $6.650 \text{ mgHAc}\cdot\text{L}^{-1}$ de acidez volátil. Castro et al. (2019) obtiveram valores de 6,4 e $7.200 \text{ mgHAc}\cdot\text{L}^{-1}$ para pH e acidez volátil respectivamente. Ambas as características são semelhantes entre si, porém divergentes daquelas encontrados no presente estudo. Sendo assim, configura-se uma variabilidade nas características avaliadas também para o glicerol, em relação a outras pesquisas, em especial aos valores de pH e acidez volátil.

5.2 Acompanhamento dos parâmetros e desempenho do reator

5.2.1 Análise do *startup* do reator

Após a inoculação do reator, ocorreu o período de *startup* com o objetivo de proporcionar a adaptação da biomassa ao substrato empregado (lixiviado e glicerol). Essa fase aconteceu durante 55 dias e foram monitorados os parâmetros indicadores do processo da codigestão anaeróbia, como DQO, alcalinidade e acidez volátil.

A Figura 4 e a Figura 5 ilustram a fase de estabilização e adaptação da biomassa. Nota-se que, inicialmente, houve decréscimo da remoção de DQO para, aproximadamente, 30% e que esse valor aumentou com o decorrer do tempo, alcançando valores acima de 80%. Além disso, observa-se que o pH do efluente do reator estabilizou, após os primeiros dias, com valor em torno de 8,5 e que as relações AI/AP e AV/AT do efluente do reator foram reduzindo com o passar do tempo, mantendo-se inferiores a 0,40 e 0,20, respectivamente, indicando que houve afinidade da biomassa com o substrato empregado.

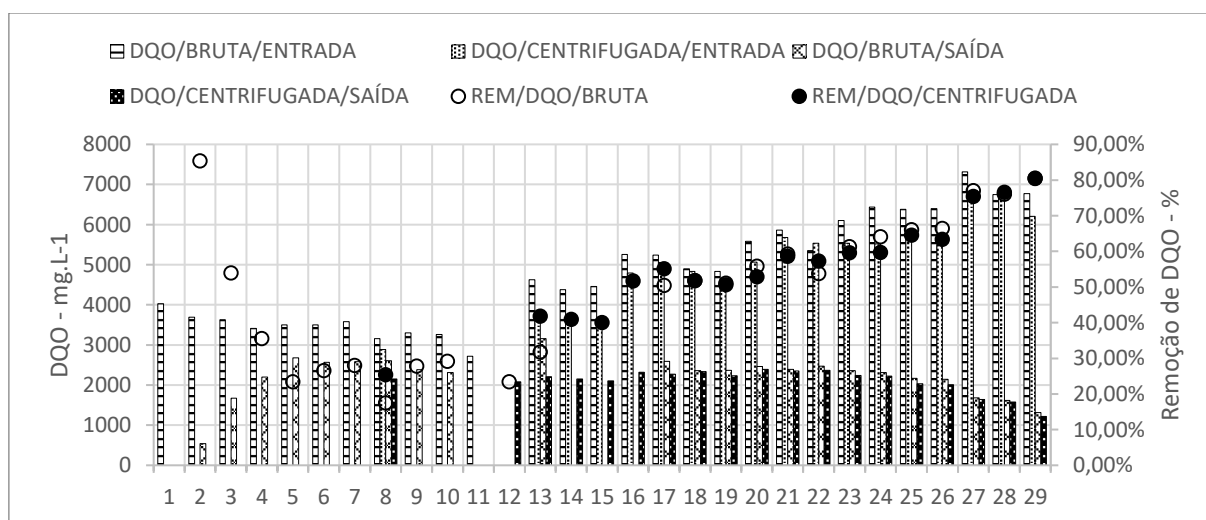


Figura 4 Processo de *startup* do reator em termos de DQO e remoção de DQO.

Verificou-se aumento na concentração de DQO na entrada do reator e redução da concentração na saída, sempre destacando que, quando os valores de remoção de DQO chegaram a 60%, houve aumento da carga orgânica, até atingir o valor da primeira condição experimental. Portanto, é possível afirmar que, mesmo nessa fase de adaptação, o reator

operou de forma satisfatória e adequada, não havendo qualquer indício de instabilidade do processo.

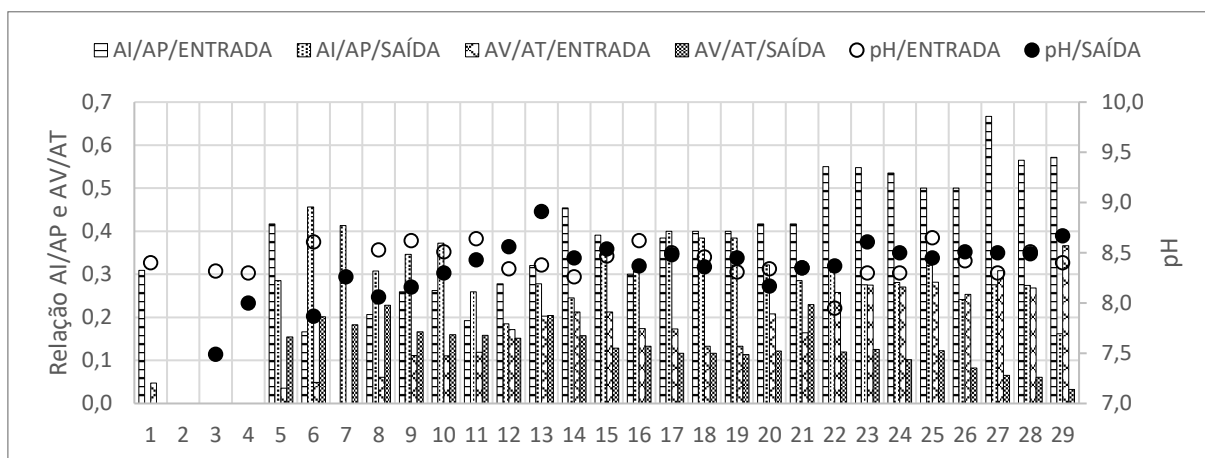


Figura 5 Processo de *startup* do reator, relativo às relações Al/AP e AV/AT e pH.

Conforme relatado por Castro (2018), em sua pesquisa houve dificuldade no estabelecimento da codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro industrial e glicerol em reator de leito fixo ordenado, pois, no início do processo, verificou-se acidificação do reator e houve a necessidade de suplementação de alcalinidade pela adição de bicarbonato de sódio (NaHCO_3) para a reversão da acidificação. Essa situação não foi verificada neste estudo, conforme indicam os parâmetros da Figura 5, pois os índices das relações Al/AP e AV/AT permaneceram com valores baixos e o valor do pH não sofreu redução.

A ocorrência desse fato pode ser explicada em função da capacidade de tamponamento do meio, em que há um equilíbrio entre os íons de dióxido de carbono e de bicarbonato, que fornecem resistência a mudanças rápidas e significativas de pH, porém, esse processo pode ser inibido pelo acúmulo de ácidos graxos voláteis de cadeia curta (WARD et al., 2008). Assim, verifica-se a ausência de acúmulo de ácidos graxos voláteis e que houve capacidade de tamponamento do meio.

5.2.2 Acompanhamento físico-químico das condições experimentais

A indicação das características físico-químicas obtidas em cada uma das condições experimentais, numeradas de 01 a 06, do afluente e efluente do reator, estão apresentadas no APÊNDICE B. Na Tabela 11 estão indicados os valores máximos e mínimos obtidos no afluente (entrada) do reator; na Tabela 12 estão demonstrados os mesmos valores para o efluente (saída) do reator.

Destaca-se que, mesmo havendo grande variabilidade na composição do lixiviado utilizado nesta pesquisa e, conseqüentemente, misturas resultantes com características diferentes, não houve dificuldade para que o processo de codigestão anaeróbia fosse estabelecido, pois o reator em estudo teve capacidade de suportar tais variações e não sofreu impactos significativos que pudessem inibir ou prejudicar sua atividade, conforme demonstrado pelos resultados obtidos.

Tabela 11 Variação das características, do afluente do reator, observada nas diferentes condições

Parâmetro	Unidade	Valor Mínimo	Valor Máximo
pH	-	8,24 ± 0,31	8,79 ± 0,27
Alcalinidade total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	3342,11 ± 307,44	4550,00 ± 1275,70
Alcalinidade intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	981,67 ± 382,48	1298,21 ± 401,96
Alcalinidade parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	2181,58 ± 469,10	3483,33 ± 1506,27
Acidez volátil	mgHAc.L ⁻¹	742,56 ± 441,57	1116,30 ± 493,53
Relação AI/AP	-	0,38 ± 0,06	0,61 ± 0,30
Relação AV/AT	-	0,21 ± 0,12	0,31 ± 0,15
DQO – bruta	gO ₂ .L ⁻¹	5,801 ± 0,529	15,908 ± 1,255
DQO – centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	5,268 ± 0,575	14,618 ± 0,818
COV - bruta	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	1,93 ± 0,12	5,23 ± 0,28
COV - centrifugada	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	1,74 ± 0,07	4,75 ± 0,29
N-amoniaco	mgN.L ⁻¹	688,87 ± 52,77	1604,03 ± 66,32
N-total Kjeldal	mgN.L ⁻¹	840,84 ± 43,51	1817,67 ± 106,55
ST	g.L ⁻¹	7,098 ± 0,398	15,346 ± 1,101
STV	g.L ⁻¹	3,135 ± 0,283	7,644 ± 1,275
STF	g.L ⁻¹	3,937 ± 0,257	7,812 ± 0,347
SST	g.L ⁻¹	0,521 ± 0,144	1,402 ± 0,312
SSV	g.L ⁻¹	0,323 ± 0,174	0,893 ± 0,189
SSF	g.L ⁻¹	0,142 ± 0,062	0,508 ± 0,128

Tabela 12 Variação das características, do efluente do reator, observadas nas diferentes condições

Parâmetro	Unidade	Valor Mínimo	Valor Máximo
pH	-	8,67 ± 0,16	9,15 ± 0,15
Alcalinidade total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	3773,68 ± 171,89	5791,07 ± 236,51
Alcalinidade intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	520,45 ± 76,62	662,50 ± 122,19
Alcalinidade parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	3165,79 ± 241,55	5128,27 ± 270,61
Acidez volátil	mgHAc.L ⁻¹	94,40 ± 13,59	299,38 ± 135,46
Relação Al/AP	-	0,11 ± 0,01	0,20 ± 0,06
Relação AV/AT	-	0,02 ± 0,00	0,05 ± 0,03
DQO - bruta	gO ₂ .L ⁻¹	1,213 ± 0,108	3,125 ± 0,695
DQO - centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	1,122 ± 0,157	2,844 ± 0,613
COV - bruta	gDQO.L ⁻¹ _{reator.d⁻¹}	-	-
COV - centrifugada	gDQO.L ⁻¹ _{reator.d⁻¹}	-	-
N-amoniacal	mgN.L ⁻¹	709,02 ± 21,91	1539,53 ± 50,86
N-total Kjeidal	mgN.L ⁻¹	840,84 ± 43,51	1721,53 ± 59,82
ST	g.L ⁻¹	4,691 ± 0,076	8,664 ± 0,546
STV	g.L ⁻¹	1,098 ± 0,55	1,899 ± 0,456
STF	g.L ⁻¹	3,593 ± 0,0396	7,050 ± 0,396
SST	g.L ⁻¹	0,278 ± 0,054	0,491 ± 0,036
SSV	g.L ⁻¹	0,125 ± 0,034	0,248 ± 0,025
SSF	g.L ⁻¹	0,153 ± 0,025	0,276 ± 0,073

Os dados apresentados relativos ao afluente do reator demonstram concentrações de DQO bruta entre, aproximadamente, 6,0 e próximo a 16,0 gO₂.L⁻¹, correspondentes, respectivamente, à adição de 0,24 e 1,20% de glicerol. Em função desses valores de DQO e dos valores adotados para o tempo de detenção hidráulica, as cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas, nas diferentes condições experimentais, variaram entre 1,93 e 5,23 gDQO.L⁻¹_{reator.d⁻¹}. No APÊNDICE C está ilustrado o comportamento dos parâmetros DQO e carga orgânica volumétrica (COV) no decorrer deste estudo.

As misturas resultantes da adição de glicerol no lixiviado indicaram pouca variação no pH, com valores entre 8,24 e 8,79 e foi possível perceber que mesmo realizando a correção do pH do afluente uma vez por semana para 7,0, não foi possível obter constância no valor do pH apresentado, pois horas após a realização da correção, o mesmo já se encontrava em valor superior e próximo à média apresentada.

Em relação à concentração de nitrogênio amoniacal e total, os valores resultantes das misturas foram semelhantes aos obtidos na caracterização do lixiviado bruto, não havendo aumento ou decréscimo significativo em decorrência da adição do glicerol. Também não foi verificada diminuição expressiva da concentração de nitrogênio no efluente do reator, o que é justificado por se tratar de processo anaeróbico, cujo principal objetivo é a degradação da matéria orgânica.

Em relação à concentração de sólidos, principalmente de sólidos voláteis, verificou-se acréscimo em função da adição de glicerol ao lixiviado, com valores variando entre 3,13 e 7,64 g.L⁻¹. Verificou-se, também, que houve diminuição da concentração de sólidos no efluente do reator, após o processo de digestão, pois ocorreu degradação da matéria orgânica e conversão em biogás, principalmente aquela relacionada aos sólidos voláteis.

Os valores de acidez volátil permaneceram semelhantes em todas as condições experimentais, variando entre 742 e 1.116 mgHAc.L⁻¹ no afluente do reator. Porém, os valores foram extremamente divergentes daqueles correspondentes aos respectivos lixiviados originários da mistura. Os valores de alcalinidade total variaram entre 3.342 e 4.550 mgCaCO₃.L⁻¹ e, também, se diferenciaram daqueles encontrados no lixiviado de origem, havendo, portanto, influência do glicerol adicionado nessas características.

No efluente do reator, foi verificada uma redução da concentração de ácidos voláteis, em decorrência da conversão desses compostos para a geração de biogás e um aumento na concentração de alcalinidade parcial e, conseqüentemente, da alcalinidade total, o que é caracterizado pela capacidade de tamponamento do meio (LI et al., 2018). Esse fato é demonstrado nos APÊNDICES D e E, que ilustram o comportamento da alcalinidade e acidez volátil, respectivamente, ao longo do tempo.

5.2.3 Acompanhamento da estabilidade do processo

O acompanhamento da estabilidade da codigestão anaeróbia teve como principais parâmetros as relações entre alcalinidades e acidez volátil, pelo cálculo das relações AI/AP e AV/AT. Os resultados obtidos, tanto no afluente do reator (entrada) quanto no efluente do reator (saída), estão dispostos na Tabela 13. A evolução das relações AV/AT e AI/AP do reator, ao longo do tempo, é demonstrada no APÊNDICE F.

Observam-se relações altas desses parâmetros, até superiores aos valores considerados limites no afluente do reator. Foram observados valores de 0,61 para a relação AI/AP e de até 0,31 para a relação AV/AT. No efluente do reator, foi possível identificar que houve redução significativa nas relações a valores abaixo daqueles considerados como limites para a estabilidade da digestão anaeróbia, pois não foram observados valores superiores a 0,20 para a relação AI/AP, nem valores acima de 0,05 para a relação AV/AT, em nenhuma das condições experimentais.

Dessa forma, conforme o descrito por Callaghan et al. (2002) e Khanal (2008), o processo manteve suas relações AV/AT dentro dos valores considerados ideais, inferiores a 0,40 e inferiores a 0,25, respectivamente para cada autor. Esses indicadores demonstraram

a estabilidade no processo, fato que é reiterado pela análise das relações AI/AP que, conforme Ripley, Boyle e Converse (1986) e Pereira, Campos e Monterani (2009), devem se manter em valores inferiores a 0,30. Portanto, ambas as relações obtidas neste estudo demonstram que o processo operou com estabilidade em todas as condições experimentais.

Comparando com os resultados relatados por Castro (2018), em seus estudos de codigestão de lixiviado de aterro sanitário industrial e glicerol em reator de leito ordenado, nota-se que as relações apresentadas pelo autor são semelhantes às encontradas neste estudo, quando comparadas àquelas da fase em que houve suplementação de alcalinidade ao afluente (segunda etapa).

Quando a comparação entre as relações é realizada com a terceira etapa do estudo de Castro (2018), em que houve redução na suplementação de alcalinidade, nota-se que os valores das relações, tanto AI/AP quanto AV/AT, verificadas neste estudo, são inferiores às indicadas pelo autor e, ainda, no caso em que não houve suplementação de alcalinidade, é relatado que o processo entrou em colapso, fato não ocorrido nesta pesquisa, mesmo sem adição de nenhum agente alcalinizante.

Damaceno et al. (2019) descrevem em seus estudos da codigestão anaeróbia de lodo de flotador do abate de frango e batata doce em reatores semicontínuo, a temperaturas mesófilicas, que há uma correlação negativa forte e significativa ($r = -0,77$ e $p < 0,05$), entre as relações AV/AT e o rendimento de metano, além de observarem que, para valores superiores a 0,80, houve redução na produção de biogás e rendimento de metano.

Portanto, deve-se buscar o controle e manutenção dessas relações a valores baixos, de forma que não sejam prejudicados o equilíbrio do processo e, conseqüentemente, o seu desempenho, pois, mesmo sem que houvesse um controle sobre os parâmetros, havendo apenas o acompanhamento, verificou-se neste estudo a capacidade do sistema de se manter estável, conforme apresentado na Tabela 13.

Tabela 13 Resumo das relações de controle do processo: AI/AP e AV/AT

Condição	Relação AI/AP*	Relação AV/AT**	Relação AI/AP*	Relação AV/AT**
	Afluente	Afluente	Efluente	Efluente
C01	0,57 ± 0,21	0,29 ± 0,10	0,20 ± 0,06	0,03 ± 0,02
C02	0,52 ± 0,13	0,26 ± 0,07	0,19 ± 0,05	0,02 ± 0,00
C03	0,40 ± 0,28	0,22 ± 0,11	0,13 ± 0,05	0,03 ± 0,01
C04	0,61 ± 0,30	0,31 ± 0,15	0,13 ± 0,03	0,05 ± 0,01
C05	0,38 ± 0,18	0,21 ± 0,12	0,12 ± 0,04	0,05 ± 0,03
C06	0,38 ± 0,06	0,22 ± 0,03	0,11 ± 0,01	0,03 ± 0,01

Nota: Valores desejáveis: *AI/AP < 0,30 e **AV/AT < 0,40.

Verificou-se aumento da alcalinidade parcial e total à medida que houve aumento da carga orgânica volumétrica. Esse fato é importante, pois demonstra a capacidade que o

sistema tem de liberar alcalinidade no meio, o que ocorre devido à degradação de materiais com concentrações altas de nitrogênio, como o lixiviado. O lixiviado fornece nutrientes e elementos-traços que são importantes para o processo de codigestão anaeróbia, garantindo a capacidade de tamponamento do sistema tornando-o mais robusto (LI et al., 2018).

Também foi observada a redução da acidez volátil entre a entrada e a saída do reator, o que indica que não houve acúmulo de ácidos orgânicos voláteis em seu interior e que os ácidos existentes no afluente do reator foram convertidos em outros compostos orgânicos e, posteriormente, utilizados pelas bactérias metanogênicas para a produção de biogás. Esse fato reitera que não houve sobrecarga orgânica, pois o teor de adição de glicerol foi adequado (ASTALS et al., 2011).

5.2.4 Acompanhamento do comportamento do pH

Os valores de pH obtidos na saída do reator neste estudo, demonstrados na Tabela 14, apresentam diferenças em relação aos encontrados por Castro (2018), que estudou a codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário industrial e glicerol, em reator de leito fixo ordenado, visto que no estudo do autor são apresentados valores de pH entre 7,97 e 8,67. Neste estudo, os valores encontrados foram superiores, inclusive maiores que 9,0 em três condições experimentais. O comportamento do pH ao longo do estudo é demonstrado no APÊNDICE G.

Para que haja otimização do processo de digestão anaeróbia deve-se manter o pH entre a faixa ideal, que é entre 6,8 e 7,2 (WARD et al., 2008). Isso não ocorreu no presente estudo, em função da elevada alcalinidade produzida pelo sistema e pelo consumo dos ácidos orgânicos voláteis. Porém, mesmo com valores elevados de pH, inclusive acima de 9,0, não houve inibição ou queda do rendimento do reator em relação à remoção de DQO, pois na condição 03, mesmo com média do pH de 9,02, foi observada a maior remoção de DQO, da ordem de 83,23%.

Os dados obtidos por Feng et al. (2019), que estudaram a digestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário da China, em reatores em batelada com agitação (mistura completa), em três condições de temperatura (25, 35 e 55 °C) apresentaram valores de pH entre 6,4 e 7,4. Especificamente, os valores da temperatura mesofílica estiveram sempre inferiores a 7,0 na pesquisa desses autores, situação extremamente divergente dos encontrados nesta pesquisa.

Em relação aos dados apresentados por Liao et al. (2014), em estudos de codigestão entre lixiviado de aterro sanitário e resíduo alimentar, nota-se semelhança aos resultados encontrados neste estudo, pois, nas condições com concentração de lixiviado

acima de 55%, na codigestão estudada, foram relatados valores de pH acima de 8,0 e, em algumas situações, superiores a 9,0.

Tabela 14 Resumo dos valores de pH

Condição	pH Afluente	pH Afluente
C01	8,54 ± 0,16	8,87 ± 0,16
C02	8,54 ± 0,16	8,78 ± 0,13
C03	8,56 ± 0,33	9,02 ± 0,13
C04	8,24 ± 0,31	8,90 ± 0,12
C05	8,54 ± 0,29	9,15 ± 0,15
C06	8,79 ± 0,27	9,12 ± 0,20

A elevação do pH pode ser explicada pela alta alcalinidade presente no efluente do reator e às altas concentrações de nitrogênio dos lixiviados empregados, que não permitiram o acúmulo de ácidos graxos voláteis. Portanto, a ausência de inibição do processo pelo elevado pH pode ser justificado pela capacidade de adaptação das bactérias e os valores elevados de pH são decorrentes da capacidade tampão do meio (FENG et al., 2019).

Sendo assim, os resultados do processo estudado são satisfatórios em relação à remoção de DQO, que se estabeleceu de forma estável durante todo o tempo de operação, além de possuir capacidade de adaptação e suportar as diferenças de características verificadas no afluente.

5.2.5 Acompanhamento do comportamento dos compostos nitrogenados

Conforme os dados apresentados no APÊNDICE B, não foram verificadas remoções significativas dos compostos nitrogenados, tanto nitrogênio amoniacal quanto total, do afluente do reator, em nenhuma das condições experimentais, o que é justificado pela característica do processo ocorrer na ausência de oxigênio.

Verificou-se que o reator operou com concentrações de nitrogênio amoniacal que variaram entre 688,87 e 1.604,03 mg.L⁻¹ e concentrações de nitrogênio total com valores entre 929,04 e 1.817,67 mg.L⁻¹, os quais são considerados altos para a digestão anaeróbia. Porém, conforme o citado por Friehe, Weiland e Schattauer (2010), efeitos inibitórios para o processo são esperados somente em concentrações de nitrogênio amoniacal acima de 3.500 mg.L⁻¹.

Na Tabela 15 estão apresentados os dados estimados (calculados) da concentração de amônia livre do reator, considerando a temperatura, a concentração de nitrogênio amoniacal e o pH. Nota-se que há indicação de altas concentrações desse composto no

efluente do reator, com valores mínimos estimados acima de 250 mg.L⁻¹ e valores máximos superiores a 1200 mg.L⁻¹.

Conforme Wellinger, Murphy e Baxter (2013), há propensão para a formação de amônia livre em processos operados em temperaturas mesofílicas, termofílicas e em valores de pH elevados, fato constatado neste estudo. Há relatos de tratamento de lixiviado, por digestão anaeróbia, com concentrações de nitrogênio amoniacal superiores a 6.000 mg.L⁻¹ e concentração de amônia livre de cerca de 800 mg.L⁻¹, em reatores UASB, sem que houvesse inibição do processo (CALLI et al., 2005).

Ariunbaatar et al. (2015), que avaliaram o emprego de reatores tipo CSTR (reator de mistura completa) na digestão anaeróbia de resíduo de alimentos, em uma e duas fases, relatam inibição do processo de digestão para concentrações amônia livre a partir de 146 mg.L⁻¹, o que provocou redução na produção de metano pelo reator, fato não observado neste estudo.

Tabela 15 Concentração de amônia livre

Condição	Amônia Livre – mg.L ⁻¹ *	Amônia Livre – mg.L ⁻¹ **
C01	329,52 ± 72,94	269,69 ± 59,63
C02	407,73 ± 66,92	333,87 ± 55,02
C03	823,61 ± 106,54	675,34 ± 87,84
C04	882,51 ± 117,60	723,13 ± 96,86
C05	1204,64 ± 146,16	988,50 ± 120,64
C06	887,06 ± 145,53	727,83 ± 120,08

Fontes: *Anthonisen et al. (1976); ** Emerson et al. (1975).

Conforme descrito por Damaceno et al. (2019), em seus estudos da codigestão anaeróbia de lodo de flotor do abate de frango e batata doce em reatores semicontínuos, em temperatura de 34°C, houve diminuição na produção de metano, quando verificadas concentrações de amônia livre entre 863,80 e 1320,62 mg.L⁻¹, mesmo que não tenha sido verificada a interrupção completa da produção de biogás. Fato não verificado neste estudo, pois, mesmo com altas concentrações de amônia livre a partir da condição número 03 não foi identificada redução no processo de produção de metano.

Conforme Shi et al. (2017), concentrações de amônia livre superiores a 1.000 mg.L⁻¹ favorecem o acúmulo de ácidos orgânicos de cadeia curta como o ácido acético e o propiônico. De fato, nesta pesquisa as maiores concentrações desses ácidos ocorreram nas condições experimentais com maior concentração de amônia livre.

A ausência de inibição decorrente da alta concentração de amônia livre identificada pode ser justificada pelo sucesso da adaptação da biomassa originária de reatores que tratam efluentes com baixa concentração de nitrogênio para efluentes com características de altas concentrações de nitrogênio (CALLI et al., 2005).

5.2.6 Acompanhamento da remoção de sólidos

Nas tTabela 16 e 17 são apresentados os resultados, em relação à remoção de sólidos, tanto totais quanto voláteis, em relação à porcentagem removida e em relação à massa (gramas) removida. Nota-se que os valores de remoção de sólidos totais são baixos, variando entre 24,87 e 45,02%, pois, praticamente metade dos sólidos do afluente é do tipo fixo.

Fato oposto ao observado em relação aos sólidos voláteis, em que as remoções variaram de 55,06 a 77,47%; em relação aos sólidos suspensos voláteis, os valores obtidos são ainda maiores, estando entre 40,39 e 78,97%, variando de acordo com a relação entre os sólidos voláteis dissolvidos e suspensos. Esses valores são superiores aos descritos por Damaceno (2018), que estudou a codigestão entre lodo de abate de frango e batata doce, e relatou valores entre 21,01 e 30,80% de remoção de sólidos voláteis. Esse fato pode ser explicado pela diferença das características dos substratos empregados.

Verificou-se, observando as diferenças entre a remoção, em massa, dos sólidos totais com os sólidos voláteis que, aparentemente, houve remoção de sólidos fixos (material inorgânico), fato que não é relatado como característica da digestão anaeróbia, descrita por Li, Chen e Wu (2019) apenas com a capacidade de degradação de compostos orgânicos.

Porém, deve-se atentar para o aumento de sólidos fixos observados no interior do reator, característica específica dos reatores de leito fixo em função da manutenção dos sólidos dentro do reator (MAO et al., 2015), fato que pode ter contribuído para a impressão da ocorrência de degradação ou remoção dos sólidos fixos pelo processo anaeróbio.

Tabela 16 Remoção de Sólidos em cada condição experimental em porcentagem

Condição	Remoção de ST - %	Remoção de SV - %	Remoção SSV - %
C01	29,48 ± 6,31	65,74 ± 5,36	74,40 ± 6,58
C02	33,73 ± 4,24	64,68 ± 4,50	78,97 ± 6,32
C03	42,88 ± 4,65	77,47 ± 2,20	51,01 ± 8,66
C04	45,02 ± 4,93	72,39 ± 13,99	55,23 ± 9,73
C05	41,31 ± 5,89	77,23 ± 6,17	40,39 ± 9,85
C06	24,87 ± 2,07	55,06 ± 8,03	46,93 ± 9,25

Tabela 17 Remoção de Sólidos em cada condição experimental em gramas

Condição	Remoção de ST - g	Remoção de SV - g	Remoção SSV - g
C01	2,205 ± 0,750	2,259 ± 0,595	0,348 ± 0,134
C02	2,407 ± 0,439	2,037 ± 0,324	0,712 ± 0,194
C03	5,076 ± 0,764	4,596 ± 0,528	0,226 ± 0,070
C04	6,951 ± 1,268	5,744 ± 0,898	0,280 ± 0,114
C05	6,192 ± 1,284	5,513 ± 1,249	0,162 ± 0,070
C06	2,651 ± 0,339	1,941 ± 0,385	0,229 ± 0,081

Ainda, com base nos dados demonstrados na Tabela 16 e na Tabela 17, observa-se que houve remoção de sólidos voláteis acima de 70% em três condições experimentais, justamente naquelas em que a concentração de glicerol na mistura era a maior, de 0,80 e 1,20%, pois, na mistura, havia maior disponibilidade de sólidos voláteis, facilmente degradáveis. Os dados aqui apresentados serão utilizados para o cálculo do rendimento de metano em função dos sólidos removidos.

5.2.7 Acompanhamento do crescimento da biomassa do reator

A Tabela 18 apresenta os dados obtidos nas análises de sólidos do reator, sendo possível perceber que houve aumento substancial na concentração de sólidos tanto no meio líquido quanto aderido ao meio suporte. Esse evento pode ser explicado devido às condições favoráveis para o desenvolvimento da biomassa no interior do reator.

Observou-se que, ao final da operação do reator, a quantidade de sólidos presentes no meio suporte praticamente se equiparou àquela presente na massa líquida do reator, assim, verificou-se que houve a adequada aderência da biomassa ao meio suporte (Figura 6B), propiciando a permanência da biomassa no interior do reator, o que pode ter contribuído para a estabilidade do processo em todas as condições operacionais, o que apresenta conformidade com o relatado por Alonso, García e Rio (2014).

Mesmo com o crescimento da biomassa e a aderência ao meio suporte, não foram verificados indícios de colmatação do meio, conforme demonstrado pela Figura 6A/B, e não se evidenciou queda de desempenho do reator, o que conforme Aquino, Fuess e Pires (2017) é um indicativo da ausência de caminhos preferenciais, o que poderia ser confirmado por meio de ensaios hidrodinâmicos.

Tabela 18 Acompanhamento do crescimento da biomassa no reator

Parâmetro	Inóculo	Controle 01	Controle 02
ST - mg.L ⁻¹	51386,67 ± 1390,99	54540,00 ± 2222,68	64979,88 ± 1795,46
SST - mg.L ⁻¹	47447,78 ± 1017,50	40548,89 ± 3008,51	41351,30 ± 1868,15
STV - mg.L ⁻¹	34627,78 ± 834,18	30411,67 ± 3233,84	35481,42 ± 1461,08
SSV - mg.L ⁻¹	32125,56 ± 728,04	24557,78 ± 1308,58	28827,69 ± 1101,26
STF - mg.L ⁻¹	16758,89 ± 558,00	26128,33 ± 4130,70	29498,46 ± 334,37
SSF - mg.L ⁻¹	15322,22 ± 314,13	15991,11 ± 3566,59	12523,61 ± 766,89
ST – Meio suporte - mg.L ⁻¹	Zero	37450,85 ± 7834,15	62170,80 ± 10357,28
STV – Meio suporte - mg.L ⁻¹	Zero	29525,46 ± 4754,69	46007,04 ± 7300,28
STF – Meio suporte - mg.L ⁻¹	Zero	7840,96 ± 2029,55	16163,76 ± 3056,99
SST – Meio suporte - mg.L ⁻¹	Zero	37450,08 ± 7834,15	62170,80 ± 10357,27
SSV – Meio suporte - mg.L ⁻¹	Zero	11324,31 ± 4242,67	24197,25 ± 5383,96
SSF – Meio suporte - mg.L ⁻¹	Zero	2655,41 ± 1764,28	5226,61 ± 3285,13

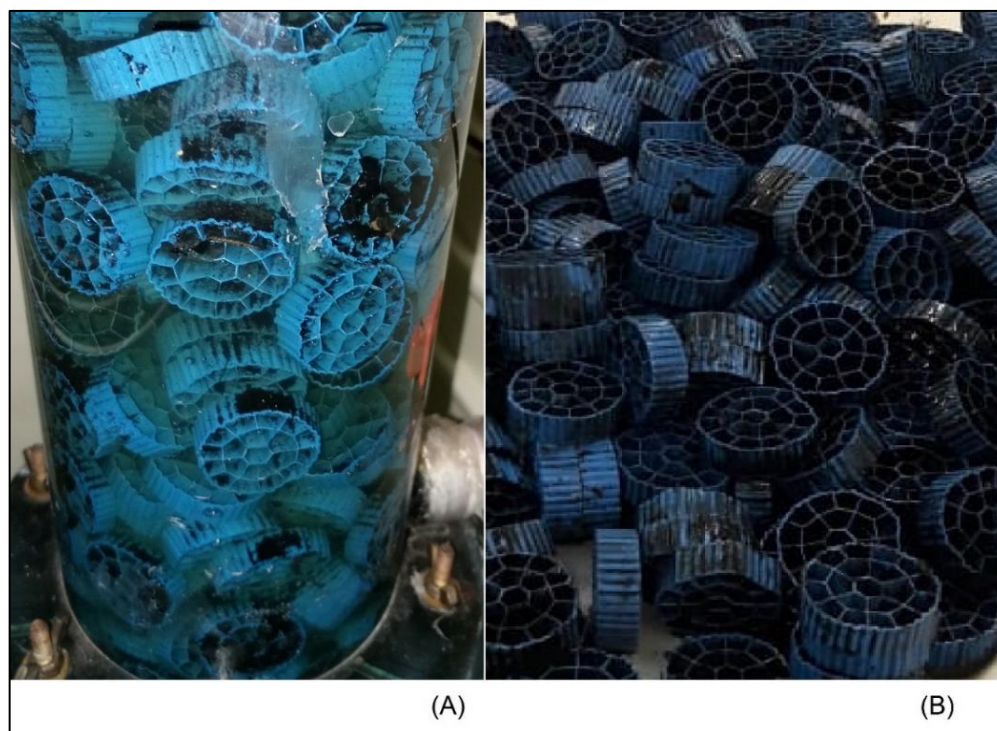


Figura 6 Aspecto do meio suporte imediatamente após a inoculação do reator (A) e após o término da operação (B).

Verificou-se que o meio suporte em PEAD cumpriu, adequadamente, a função de reter a biomassa ativa no interior do reator, o que contribuiu para os resultados consideráveis e satisfatórios obtidos em relação tanto à remoção de DQO, quanto de produção de biogás, e, conseqüentemente à produção de metano, assim como o descrito por Kumar e Butirón (2017) e Kerčmar e Pintar (2017).

5.2.8 Acompanhamento da remoção dos materiais orgânicos

A Tabela 19, juntamente com a Figura 7 e a Figura 8, apresentam e ilustram os valores de remoção de DQO obtidos em cada uma das condições experimentais. Nota-se que houve variação nesses valores, sendo que os valores mínimos observados foram próximos a 70% e os valores máximos foram acima de 80%. Os gráficos que relacionam a remoção de DQO ao longo do tempo estão apresentados no APÊNDICE H.

Esses valores são condizentes com aqueles obtidos por Zayen, Schories e Sayadi (2016), que estudaram a digestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário com cargas de 1,0 a 3,0 gDQO.L⁻¹.d⁻¹ pela diluição do lixiviado, com TDH de 4,5 dias e obtiveram resultados de remoção de DQO da ordem de 75%, em reator de leito fixo, porém, relatam a utilização de lixiviado com alta carga orgânica, acima de 15,0 gO².L⁻¹ de DQO.

Os resultados obtidos por Castro (2018), que estudou a codigestão de lixiviado de aterro sanitário industrial com glicerol, na proporção de 5% em volume, em reator ordenado de leito fixo em quatro condições operacionais, com COV de 2,0, 3,5, 7,1 e 11,6 gDQO.L⁻¹.d⁻¹ e TDH variando ente 30,15 e 35,22 horas, foram, respectivamente, 45,46, 83,81, 87,61 e 93,33%, ou seja, ligeiramente superiores, em algumas condições, aos obtidos neste estudo, porém, salienta-se que naquele estudo houve suplementação de alcalinidade do reator.

Em estudos em reator de batelada sobre a codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário industrial e glicerol, com adição de 4,87%, relação entre alimento e microrganismos de 1,61 em gramas de DQO para gramas de sólidos suspensos voláteis e temperatura de 30 °C, Castro et al. (2019) obtiveram resultados de remoção de DQO da ordem de 92%.

A diferença apresentada entre as remoções de DQO pode ser explicada pelo fato de que, nos estudos de Castro (2018) e Castro et al. (2019), existe uma maior concentração de matéria facilmente degradada, pois houve adição de 5% e 4,87% de glicerol, respectivamente, enquanto, no presente estudo, a adição variou entre 0,24 e 1,36%. Destaca-se, ainda, a presença de suplementação de alcalinidade pela adição de bicarbonato de sódio (NaHCO₃), presente no estudo de Castro (2018), mas não aplicada nesta pesquisa.

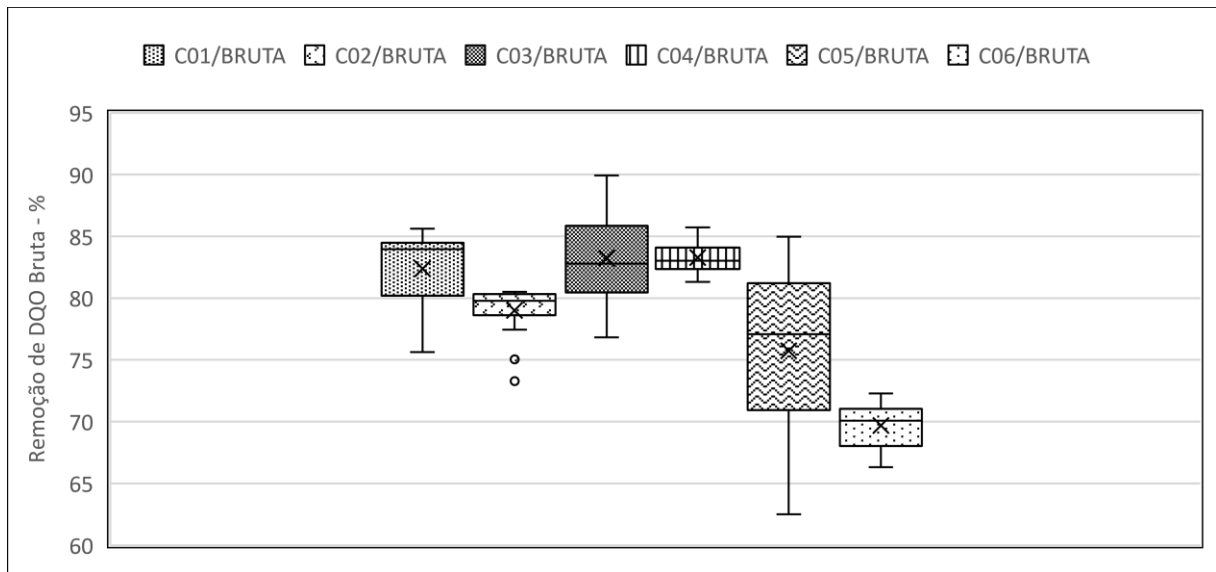
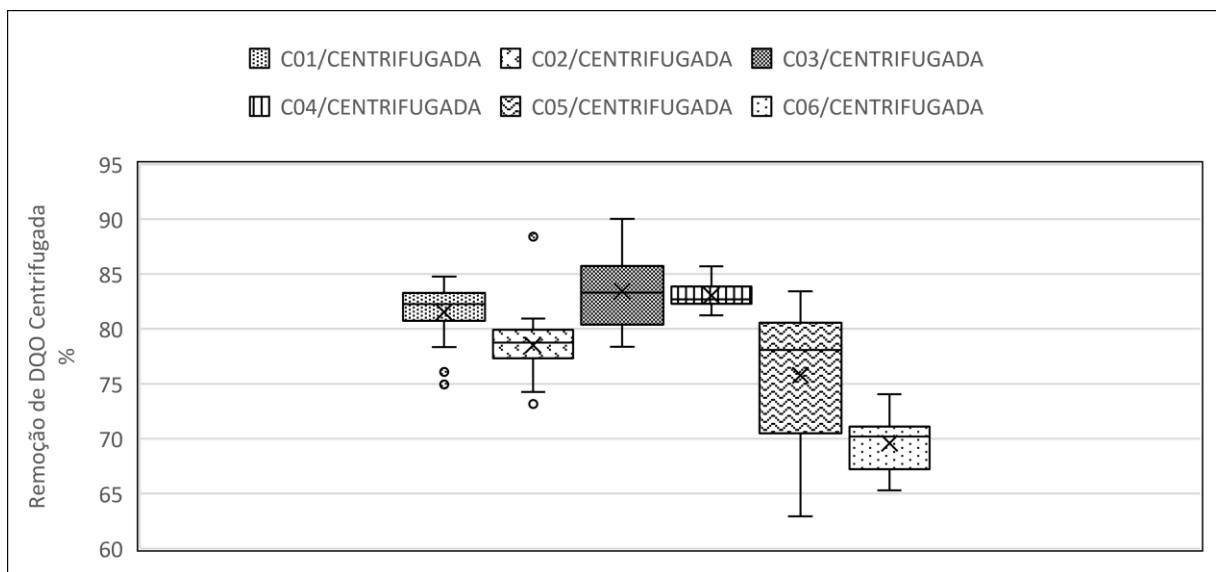
Castro (2018) relata que houve dificuldade na redução da suplementação de alcalinidade no sistema, pois quando foi reduzida a alcalinidade adicionada (gNaHCO₃.gDQO⁻¹), foram observadas rápidas acidificações do processo, com redução dos valores de pH e aumento das relações AV/AT e AI/AP, fato que não foi verificado neste estudo, mesmo sem adição de agente alcalinizante.

Resultados obtidos por Silva (2017), que estudou a codigestão de lixiviado de aterro sanitário e glicerol em ensaios em batelada, com tempo de detenção hidráulica de 24 dias e adição, em volume, de 18% de glicerol e empregou a metodologia do planejamento experimental (delineamento composto central rotacional – DCCR), foram de 96% de remoção de DQO. Esses valores são superiores aos obtidos neste estudo, o que, novamente, pode ser explicado devido à maior concentração de matéria orgânica facilmente degradável e ao maior tempo de detenção hidráulica maior.

Além disso, apresentou-se a remoção da DQO em relação à carga orgânica removida em função do tempo, de forma a criar um parâmetro que pudesse considerar tanto o tempo de detenção hidráulica quanto a concentração de glicerol na mistura, que está diretamente ligado à carga orgânica (concentração de DQO), visto que são os fatores sob estudo.

Tabela 19 Remoção de DQO em cada condição experimental

Condição	Remoção de DQO bruta %	Remoção de DQO centrifugada %	Remoção de DQO bruta gDQO.h ⁻¹	Remoção de DQO centrifugada gDQO.h ⁻¹
C01	82,37 ± 2,95	81,54 ± 2,64	0,17 ± 0,01	0,15 ± 0,01
C02	79,00 ± 1,91	78,54 ± 3,33	0,18 ± 0,02	0,17 ± 0,02
C03	83,23 ± 3,51	83,43 ± 3,37	0,24 ± 0,02	0,23 ± 0,02
C04	83,29 ± 1,24	83,06 ± 1,04	0,39 ± 0,03	0,35 ± 0,02
C05	75,75 ± 6,74	75,77 ± 6,28	0,40 ± 0,08	0,36 ± 0,07
C06	69,69 ± 1,73	69,59 ± 2,41	0,39 ± 0,03	0,35 ± 0,03

**Figura 7** BoxPlot da remoção de DQO bruta.**Figura 8** BoxPlot da remoção de DQO centrifugada.

Conforme apresentado na Tabela 19, há um aumento da remoção de DQO até o valor de cerca de $0,4 \text{ gDQO}\cdot\text{h}^{-1}$, que foi o valor médio encontrado nas condições experimentais números 04, 05 e 06, sendo menor na condição 01 ($0,17 \text{ gDQO}\cdot\text{h}^{-1}$), a qual é muito semelhante à obtida na condição 02 ($0,18 \text{ gDQO}\cdot\text{h}^{-1}$). Sendo assim, é possível relacionar esses valores diretamente com a carga orgânica volumétrica da condição operacional, que é similar nas três últimas condições: $4,34$, $4,93$ e $5,23 \text{ gDQO}\cdot\text{m}^{-3}_{\text{reator}}\cdot\text{d}^{-1}$, respectivamente.

Dessa forma, verificou-se que a redução da remoção de DQO em porcentagem, de $83,29\%$ da condição 04, para $75,75\%$ da condição 05 e $69,69\%$ da condição 06 pode ser explicada pela redução da concentração de glicerol adicionada, de $1,20\%$ para $0,80\%$ e para $0,40\%$. Portanto, com menor quantidade de matéria orgânica facilmente degradável presente no afluente, houve redução na remoção proporcional da DQO entre o efluente e o afluente do reator, mesmo que mantida constante a degradação da matéria orgânica em função do tempo.

Verifica-se que a remoção de DQO no tempo não é dependente da quantidade de glicerol adicionada à mistura, pois foram obtidos valores idênticos, de $0,39$ e $0,40 \text{ gDQO}\cdot\text{h}^{-1}$, tanto nas condições com concentração de $1,20$ e $0,80\%$, quanto naquela de $0,40\%$ de glicerol. Esse fato pode ser justificado pela afinidade dos microrganismos responsáveis pela digestão anaeróbia com o substrato oriundo da mistura, que pode ter alcançado sua ampla afinidade com o substrato a partir da quarta condição ou atingido seu limite de degradação em função do tempo, depois de decorridos 157 dias da operação do reator.

Portanto, conforme os dados apresentados na Tabela 19 e a comparação com outros trabalhos, é possível considerar como satisfatório o desempenho obtido pelo sistema em relação à remoção de matéria orgânica, pois foram obtidos valores máximos superiores a 83% . As misturas resultaram em concentrações de DQO, no afluente do reator, acima de $5,0$ e próximas de $16,0 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ e, após o processo de codigestão, verificou-se na saída do reator que a concentração variou entre $1,2$ e $3,1 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$.

5.2.9 Acompanhamento dos ácidos orgânicos voláteis no reator

Os resultados referentes às análises da cromatografia líquida estão dispostos na tabela do APÊNDICE I, na qual é possível verificar a presença de apenas 4 compostos de ácidos orgânicos, dos 5 analisados, porém, em diferentes concentrações, sendo que alguns não estiveram presentes em todas as condições operacionais.

Verificou-se que algumas das concentrações têm seus respectivos desvios-padrão superiores aos valores de média aritmética apresentada. Esse fato ocorreu, porque, nesses

casos não foi encontrada a presença do composto, sob análise, em todas as amostras do respectivo ponto de coleta da condição experimental analisada.

Verificou-se a maior concentração dos ácidos orgânicos voláteis, em geral, naquelas condições com carga orgânica maior e com maior concentração de glicerol, o que pode ser explicado pela maior disponibilidade de substrato para ser convertido nesses compostos mais simples, favorecendo a fase acidogênica do reator (BEGUM et al., 2018).

Pode-se, também, efetuar uma relação entre as concentrações maiores dos ácidos orgânicos voláteis, somando-se todos os compostos identificados, fato ocorrido nas condições experimentais 04, 05 e 06, que são, justamente, aquelas condições nas quais foram verificados os maiores volumes de metano produzidos. Portanto, a presença de maiores concentrações de ácidos orgânicos voláteis favorece também a metanogênese do reator, visto que há maior disponibilidade de compostos para serem convertidos em metano.

Nota-se que não houve indícios de acúmulo dos ácidos orgânicos voláteis ao longo do reator, pois não houve grande diferença entre as concentrações encontradas nos pontos de coleta 01, 02, 03 e 04. Assim, pode-se afirmar que, à medida que esses compostos eram produzidos pela fase acidogênica, eram consumidos pela fase metanogênica, o que demonstra que ambas as fases da digestão anaeróbia ocorreram simultaneamente no reator e que existiu equilíbrio entre elas.

De forma geral, houve predominância na concentração do ácido acético, seguindo por concentrações do ácido propiônico e baixas concentrações do ácido butírico, fato divergente daquele descrito por Begum et al. (2018), em que, em pH alcalino, houve predominância do ácido butírico e concentrações intermediárias dos ácidos acético e fórmico. Verificou-se, também, que a presença do ácido fórmico ficou restrita à condição experimental número 04 e que o ácido láctico não foi verificado em nenhuma das amostras analisadas.

Ainda, conforme Begum et al. (2018), quando o pH do reator foi mantido na escala ácida, com valores entre 5,0 e 6,0, houve predominância da concentração de ácido acético, com baixas concentrações dos demais ácidos analisados, o que não foi verificado neste estudo, pois, mesmo com pH com valores acima de 8,0 e até 9,0 a presença do ácido acético foi maior.

Nota-se que há maior concentração de ácido propiônico na condição experimental 05, que é também aquela que apresenta maior concentração de amônia livre. Estudos de Calli et al. (2005) verificaram inibição das bactérias acetogênicas responsáveis pela degradação do ácido propiônico em concentrações de amônia livre superior a 200 mg.L⁻¹, fato que não ocorreu na presente pesquisa, pois foi observado aumento na concentração de ácido propiônico apenas na condição com concentração expressiva de amônia livre, em torno de 1.000 mg.L⁻¹.

Nos estudos realizados por Mari (2018), que avaliou a produção de metano em reator AnSBBR (reator anaeróbio operado em batelada sequencial com biomassa imobilizada em suporte inerte), a partir de efluente de fecularia acidificado, são corroborados pelos resultados obtidos nesta pesquisa, pois foi possível verificar que houve predominância dos ácidos acético e propiônico no efluente do reator e que, mesmo havendo a presença de grandes concentrações de ácido láctico no afluente, oriundo de reator acidogênico, não foram obtidas concentrações significativas no efluente do reator metanogênico, o que demonstra que houve conversão expressiva desse composto na fase metanogênica.

A concentração do ácido acético, superior às demais, encontrada em todos os pontos de coleta e em todas as condições experimentais, pode ser justificada pela via metabólica identificada no reator sob estudo, sendo predominantemente a via acetoclástica, pela qual os compostos ácidos orgânicos são convertidos em acetato pelas bactérias acetogênicas presentes no reator que, posteriormente, na fase metanogênica, são convertidos em metano e gás carbônico (CHERNICHARO, 2016).

5.2.10 Acompanhamento da produção e caracterização do biogás

As análises volumétricas e cromatográficas realizadas, os volumes e as concentrações de metano no biogás estão apresentados na Tabela 20 e ilustrados nas Figura 9 e Figura 10. Os dados relativos à produção e rendimento de metano estão demonstrados na Tabela 21. O acompanhamento do biogás e metano é ilustrado no APÊNDICE J.

Observaram-se vazões de biogás entre 1,62 e 3,23 L_N.dia⁻¹ nas condições 02 e 04, respectivamente, e concentrações de metano variando entre 71,75 e 80,82% nas condições 04 e 06, respectivamente. Tais diferenças ocorrem devido às diferentes quantidades de glicerol adicionadas e à variação das cargas orgânicas volumétricas aplicadas, decorrentes da variação do tempo de detenção hidráulica de cada uma das condições operacionais.

Conforme esperado, houve aumento na produção de biogás em decorrência do acréscimo da concentração de glicerol na mistura, devido à maior disponibilidade de matéria orgânica a ser convertida, pois o valor médio máximo obtido ocorreu na condição operacional número 04 com valor de 3,23 L_N.dia⁻¹, a qual recebeu adição de 1,20% de glicerol.

Também houve aumento na produção de biogás em função do acréscimo da carga orgânica volumétrica, visto que, nesse caso, também há maior disponibilidade de matéria orgânica para ser degradada e convertida em biogás. Porém, não se observou relação entre a

concentração de metano no biogás e a quantidade de glicerol adicionada ou em relação à carga orgânica volumétrica aplicada.

Os resultados alcançados neste estudo foram diferentes daqueles relatados por Begum et al. (2018), durante o estudo da digestão anaeróbia apenas de lixo de aterro sanitário em reatores de fase única e de duas fases em batelada, que obtiveram valores de concentração de metano no biogás entre 60 e 62% e produção de biogás. Nota-se, portanto, que a codigestão anaeróbia favoreceu o aumento da concentração de metano no biogás, em relação à monodigestão do lixo.

Tabela 20 Produção e caracterização do biogás

Condição	Vazão de biogás - L _n .dia ⁻¹	Concentração de metano (CH ₄) no biogás %
Condição 01	1,89 ± 0,13	78,12 ± 5,53
Condição 02	1,62 ± 0,14	79,12 ± 4,02
Condição 03	2,45 ± 0,57	72,40 ± 3,43
Condição 04	3,23 ± 0,31	71,75 ± 5,27
Condição 05	2,77 ± 0,24	77,74 ± 1,91
Condição 06	2,60 ± 0,16	80,82 ± 0,81

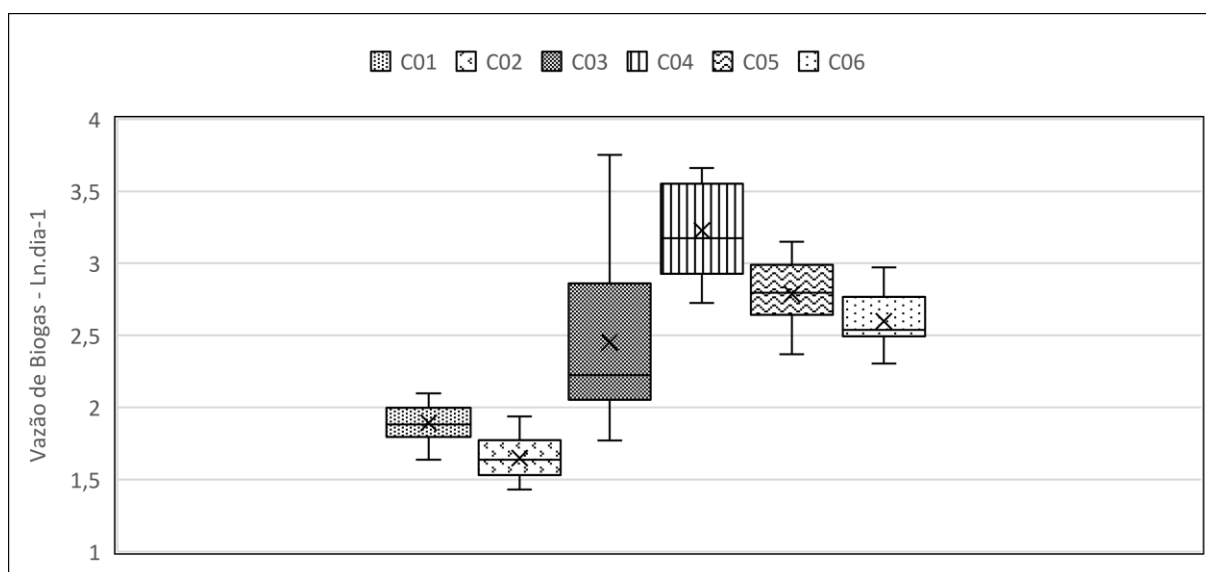


Figura 9 BoxPlot da vazão de biogás do reator.

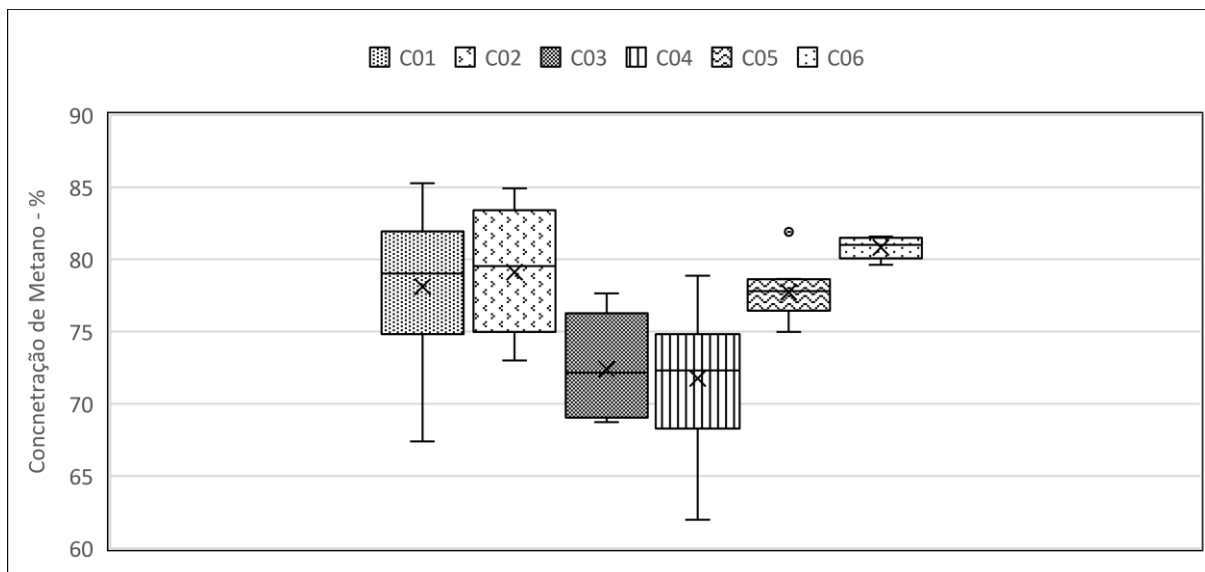


Figura 10 BoxPlot da concentração de metano no biogás.

A Tabela 21 apresenta os dados de vazão e rendimento de metano em função da remoção dos parâmetros. É possível observar que a vazão de metano média verificada variou entre 1,30 e 2,32 $L_NCH_4 \cdot dia^{-1}$; o rendimento de metano em relação à DQO removida esteve entre 0,2241 e 0,3609 $L_NCH_4 \cdot gDQO_{rem}^{-1} \cdot dia^{-1}$ e em relação aos sólidos voláteis removidos variou entre 0,4126 e 0,9337 $L_NCH_4 \cdot gSV_{rem}^{-1} \cdot dia^{-1}$. Esses dados são ilustrados pelas Figura 11, Figura 12 e Figura 13.

Na Tabela 22 estão apresentados os dados de produção volumétrica e rendimento de metano em função da adição dos parâmetros. Verificou-se que a produção volumétrica de metano do reator média variou entre 0,5077 e 0,9013 $m^3_NCH_4 \cdot m^{-3}_{reator} \cdot dia^{-1}$. Por sua vez, o rendimento de metano em relação à DQO adicionada esteve entre 0,1563 e 0,2975 $L_NCH_4 \cdot gDQO_{adc}^{-1} \cdot dia^{-1}$ e, em relação aos sólidos voláteis adicionados, variou entre 0,3187 e 0,6204 $L_NCH_4 \cdot gSV_{adc}^{-1} \cdot dia^{-1}$. Esses dados são ilustrados nas Figura 14, Figura 15 e Figura 16.

Os dados apresentados, em relação ao rendimento de metano em função da DQO removida, são superiores aos relatados por Castro (2018), que estudou a codigestão de lixiviado de aterro sanitário industrial e glicerol em reator de leito fixo ordenado, obtendo valores médios entre 0,08 e 0,184 $L_NCH_4 \cdot gDQO_{rem}^{-1}$, com valores extremos (picos) máximos observados de 0,103 a 0,302 $L_NCH_4 \cdot gDQO_{rem}^{-1}$.

Porém, se comparado aos resultados obtidos por Begum et al. (2018), que estudaram a digestão anaeróbia do lixiviado de aterro sanitário em reatores de uma e duas fases, em ensaios em batelada (TDH de 20 dias), há similaridade entre os resultados, pois eles apontam 0,21 e 0,32 $L_NCH_4 \cdot gDQO_{rem}^{-1}$ para o reator em fase única e 0,20 a 0,32 $L_NCH_4 \cdot gDQO_{rem}^{-1}$ para o reator em duas fases, semelhantes ao demonstrados na Tabela 21.

Através da mistura de 4,87% de glicerol bruto com 95,13% de lixiviado de aterro sanitário industrial, em testes em batelada, com relação de 1,61 entre gramas de DQO e gramas de sólidos suspensos voláteis de lodo e tempo de detenção hidráulica de 30 dias, Castro et al. (2019) obtiveram potencial metanogênico de $0,19 \text{ L}_N\text{CH}_4.\text{gST}_{\text{rem}}^{-1}$. Com adição de 18% de glicerol, em volume, ao lixiviado de aterro sanitário e relação de 0,60 entre gramas de DQO e gramas de sólidos suspensos voláteis de lodo, Silva (2017) obteve produção de biogás da ordem de $205 \text{ L}_N\text{CH}_4.\text{m}^{-3}$.

Tanto os resultados de Castro et al. (2018) quanto os de Silva (2017) são divergentes dos obtidos neste estudo, porém eles se referem a uma forma de operação diferente, visto que são resultados obtidos em ensaio de batelada com tempos de detenção hidráulica elevados, cerca de 6 a 7 vezes maiores, e concentrações de glicerol superiores, cerca de 4 a 15 vezes, aos empregados neste trabalho. Portanto, nota-se um aumento de desempenho do sistema operado de maneira contínua quando comparado com sistemas em batelada para a codigestão anaeróbia com adição de glicerol.

Liao et al. (2014) estudaram a codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e resíduo de alimento com HRT de 35 dias em temperatura mesofílica (35°C) e obtiveram resultados de produção de metano da ordem de 0,466, 0,423 e $0,369 \text{ L}_N\text{CH}_4.\text{gSV}^{-1}$, respectivamente para as condições com 55, 68 e 82% de lixiviado em volume, os quais são semelhantes aos resultados encontrados nas condições 02, 03, 04 e 06 deste trabalho.

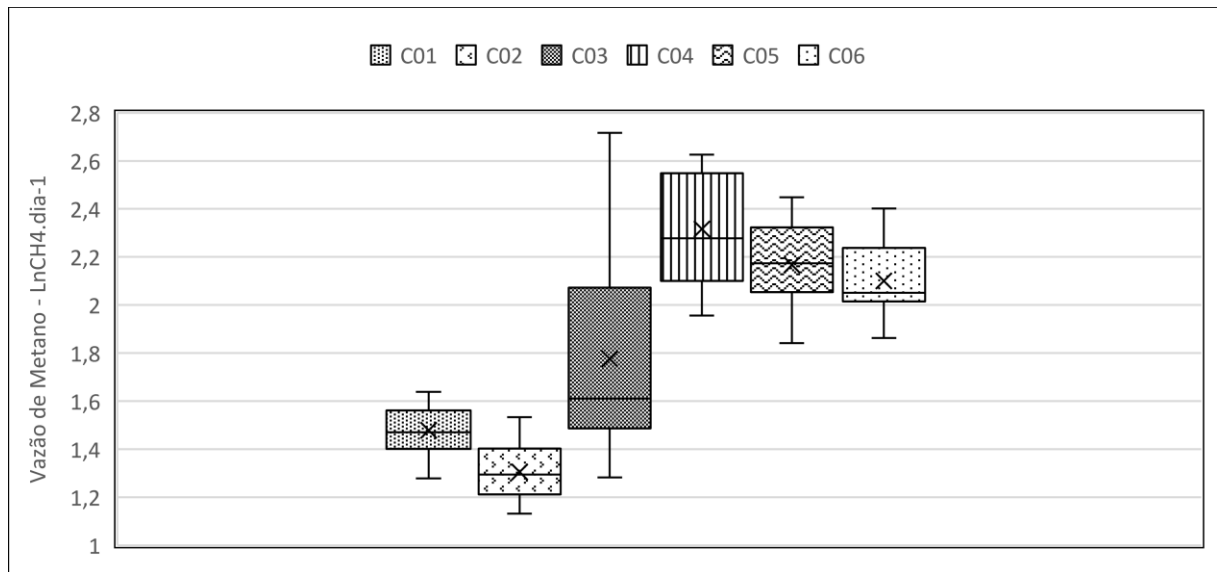
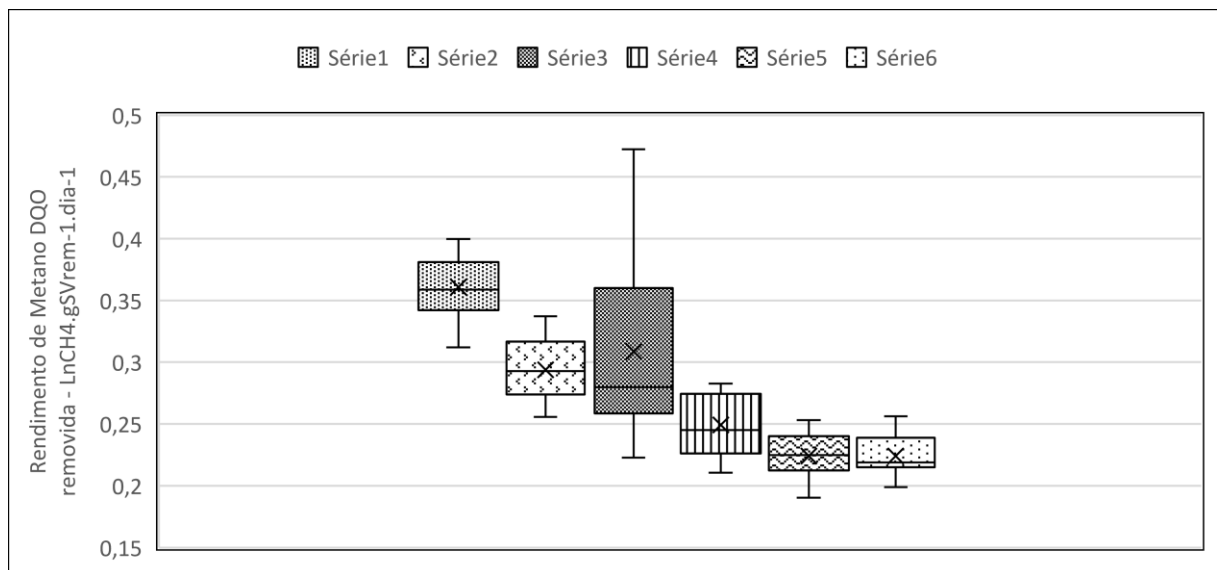
Em relação aos dados relatados por Guven et al. (2018), que realizaram análises ao associar lixiviado de aterro sanitário, resíduos sólidos urbanos (orgânicos) e lodo de estação de tratamento de esgoto domésticos, em reatores batelada (TRH 50 dias, e 37°C) com proporção de 32,5, 16,25 e 16,25%, respectivamente, além de 35% de água e obtiveram produção máxima de metano de $0,391 \text{ L}_N\text{CH}_4.\text{gSV}^{-1}$, nota-se que os resultados são similares aos obtidos neste estudo, porém sem a diluição do lixiviado e pequenas adições de glicerol.

Quando comparados os resultados obtidos neste trabalho com aqueles descritos por Damaceno et al. (2019), em seu estudo da codigestão anaeróbia de lodo de flotor de abate de frango e batata doce, cuja produção volumétrica de metano máxima obtida pelos autores foi de $0,543 \text{ m}^3_N\text{CH}_4.\text{m}^{-3}_{\text{reator}}.\text{dia}^{-1}$, com a relação de 60% de batata doce e 40% de lodo, nota-se que os resultados obtidos foram similares nas condições 01 e 02, e com maiores produções volumétricas nas demais condições experimentais.

Ainda utilizando o estudo de Damaceno et al. (2019) como referência, em relação ao rendimento de metano em função dos sólidos voláteis adicionados, na mesma condição de 60% de batata doce e 40% de lodo é relatado o valor de $0,342 \text{ L}_N\text{CH}_4.\text{gSV}_{\text{adc}}^{-1}.\text{dia}^{-1}$, similar aos resultados obtidos nas condições 05 e 06 do presente estudo. Porém, os resultados obtidos nas demais condições experimentais indicam valores ligeiramente maiores.

Tabela 21 Vazão e rendimento de metano do biogás em função da remoção de DQO e SV

Condição	Vazão de metano $L_NCH_4.dia^{-1}$	Rendimento de metano	
		DQO removida $L_NCH_4.gDQO_{rem}^{-1}.dia^{-1}$	SV removido $L_NCH_4.gSV_{rem}^{-1}.dia^{-1}$
Condição 01	$1,48 \pm 0,10$	$0,3609 \pm 0,0245$	$0,9337 \pm 0,0634$
Condição 02	$1,30 \pm 0,11$	$0,2938 \pm 0,0244$	$0,6644 \pm 0,0551$
Condição 03	$1,77 \pm 0,41$	$0,3087 \pm 0,0715$	$0,6191 \pm 0,1435$
Condição 04	$2,32 \pm 0,22$	$0,2493 \pm 0,0242$	$0,5754 \pm 0,0559$
Condição 05	$2,17 \pm 0,18$	$0,2241 \pm 0,0190$	$0,4126 \pm 0,0350$
Condição 06	$2,10 \pm 0,16$	$0,2242 \pm 0,0169$	$0,7047 \pm 0,0530$

**Figura 11** BoxPlot da vazão de metano do reator.**Figura 12** BoxPlot do rendimento de metano em função da DQO removida.

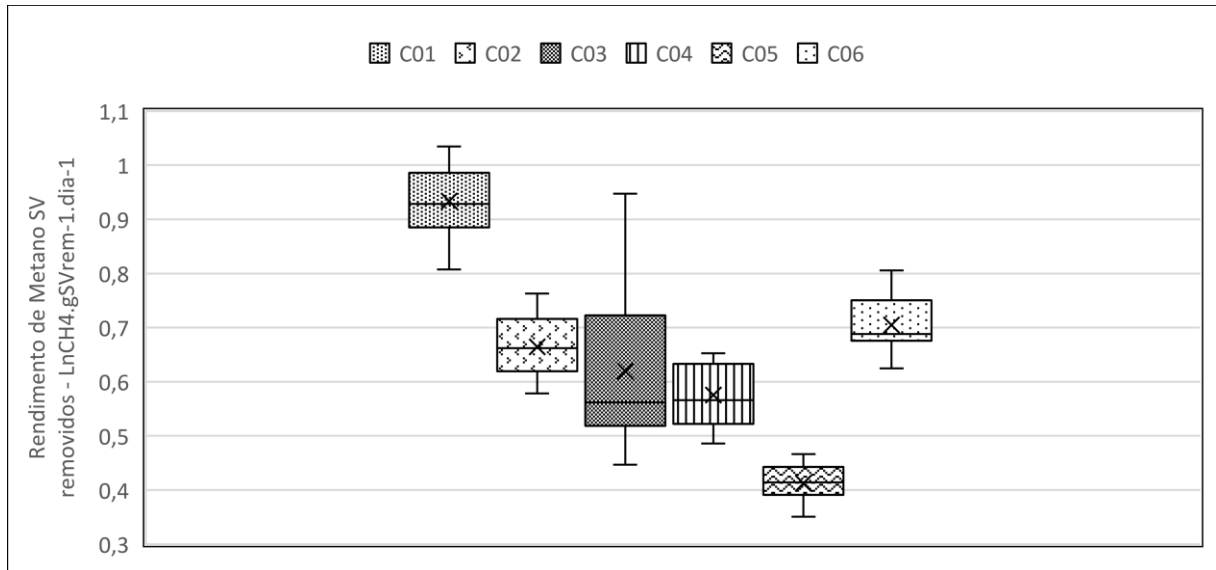


Figura 13 BoxPlot do rendimento de metano em função dos SV removidos.

Tabela 22 Produção e rendimento de metano do biogás em função da adição de DQO e SV

Condição	Produção volumétrica de metano $m^3_NCH_4.m^{-3}_{reator}.dia^{-1}$	Rendimento de metano DQO adicionada $L_NCH_4.gDQO_{adc}^{-1}.dia^{-1}$	Rendimento de metano SV adicionado $L_NCH_4.gSV_{adc}^{-1}.dia^{-1}$
Condição 01	$0,5753 \pm 0,0391$	$0,2975 \pm 0,0202$	$0,6204 \pm 0,0442$
Condição 02	$0,5077 \pm 0,0454$	$0,2334 \pm 0,0209$	$0,4336 \pm 0,0388$
Condição 03	$0,6908 \pm 0,1601$	$0,2570 \pm 0,0596$	$0,4796 \pm 0,1111$
Condição 04	$0,9013 \pm 0,0876$	$0,2078 \pm 0,0202$	$0,4324 \pm 0,0420$
Condição 05	$0,8431 \pm 0,0715$	$0,1709 \pm 0,0145$	$0,3187 \pm 0,0270$
Condição 06	$0,8174 \pm 0,0615$	$0,1563 \pm 0,0118$	$0,3902 \pm 0,0293$

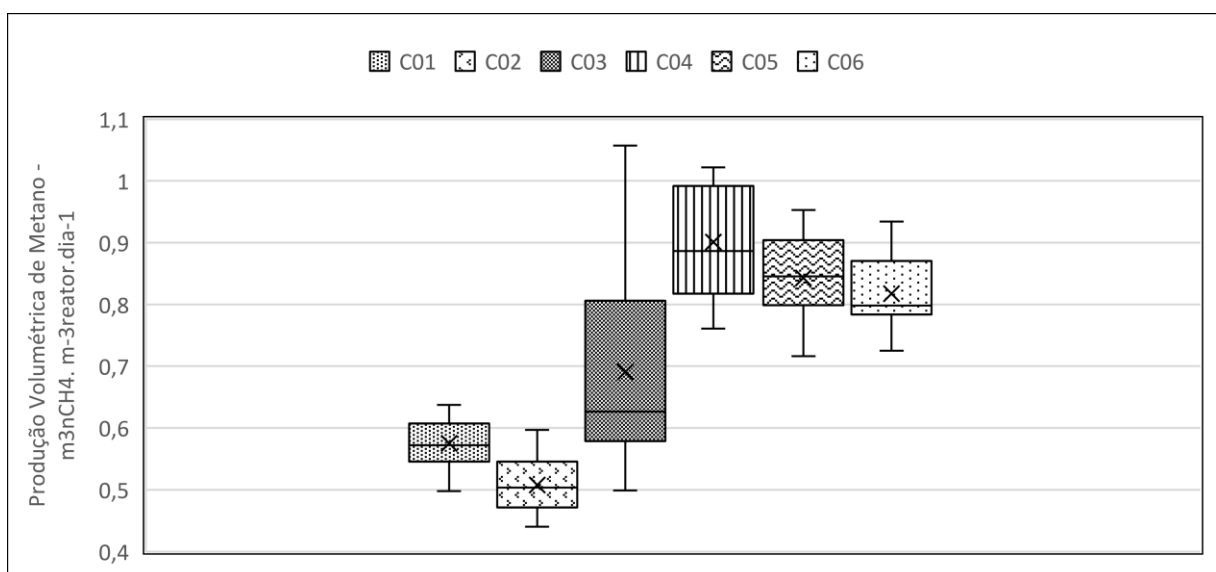


Figura 14 BoxPlot da produção volumétrica de metano do reator.

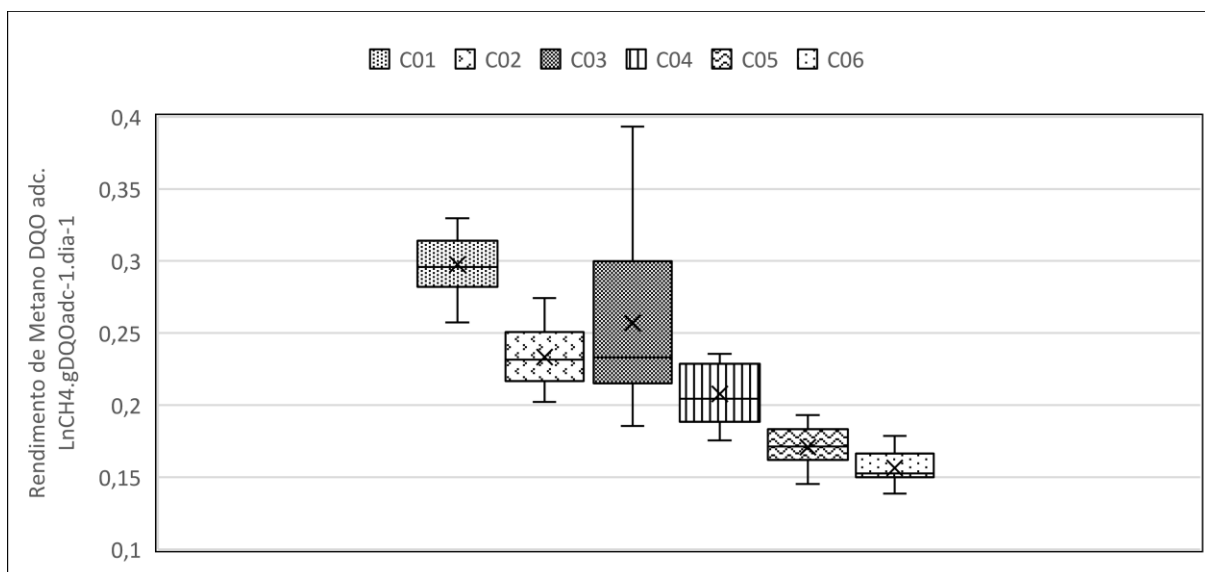


Figura 15 BoxPlot do rendimento de metano em função da DQO adicionada.

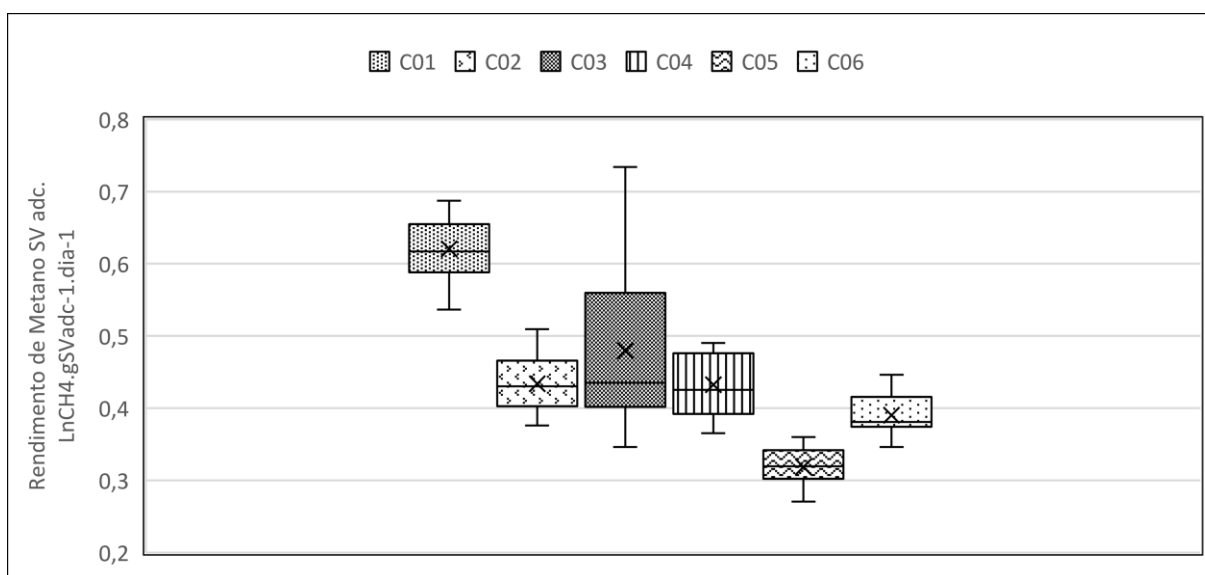


Figura 16 BoxPlot do rendimento de metano em função dos SV adicionados.

Os dados alcançados, comparados aos de outros estudos, inclusive de outros resíduos e efluentes, permitem afirmar que os resultados desta pesquisa são consistentes e considerados significativos, pois foi obtida uma produção de metano, em função dos parâmetros sob análise, em quantidades, inclusive, superiores a alguns estudos citados.

Nesse contexto, verifica-se que a codigestão de lixiviado de aterro sanitário com glicerol bruto, em pequenas concentrações, apresentou-se como uma alternativa importante e viável para a produção de biogás e, conseqüentemente, metano, permitindo a geração de energia de maneira sustentável.

6 CONCLUSÕES

Através dos resultados apresentados neste estudo, foi possível comprovar a capacidade da codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e glicerol de se estabelecer de forma satisfatória e de maneira estável.

Os resultados apresentaram-se como satisfatórios em relação à remoção de DQO do efluente, da ordem de 83,23 e 83,29% nas condições experimentais 03 e 04 com adições de 0,80 e 1,20% de glicerol respectivamente, com operações com carga orgânica volumétrica de 4,34 e 4,93 $\text{gDQO.L}^{-1}_{\text{reator.d}^{-1}}$, respectivamente.

Não foi observada inibição da atividade metanogênica em função da concentração de nitrogênio amoniacal e nem em função da concentração de amônia livre, mesmo quando elas se apresentaram com valores extremos de 1.604,03 e 1.204,64 mg.L^{-1} , respectivamente, na condição experimental 05.

Verificou-se também a capacidade de estabilidade do processo, que mesmo operando com cargas orgânicas volumétricas da ordem de 5,23 $\text{gDQO.L}^{-1}_{\text{reator.d}^{-1}}$, não apresentou inibição e nem ocorreu acúmulo de ácidos voláteis no interior do reator, visto que não foram apresentadas relações AV/AT superiores a 0,05 e relações AI/AP superiores a 0,20.

O processo desenvolvido neste estudo pode ser considerado como robusto, visto que, além das situações descritas anteriormente, em 3 condições experimentais (03, 05 e 06), a operação ocorreu com pH médio superior a 9,0, sem que fosse verificada a ocorrência de redução de desempenho ou instabilidade do processo.

Os resultados referentes à produção de biogás e metano são promissores, da ordem de 2,32 $\text{L}_N.\text{dia}^{-1}$, observada na condição 04 e concentração de metano de 80,82% observada na condição 06. Os dados máximos para rendimento de metano foram: 0,3609 $\text{L}_N\text{CH}_4.\text{gDQO}_{\text{rem}}^{-1}.\text{dia}^{-1}$, 0,9337 $\text{L}_N\text{CH}_4.\text{gSV}_{\text{rem}}^{-1}.\text{dia}^{-1}$, 0,2975 $\text{L}_N\text{CH}_4.\text{gDQO}_{\text{adc}}^{-1}.\text{dia}^{-1}$, 0,6204 $\text{L}_N\text{CH}_4.\text{gSV}_{\text{adc}}^{-1}.\text{dia}^{-1}$ e a produção volumétrica de metano foi de 0,9013 $\text{m}^3_N\text{CH}_4.\text{m}^{-3}_{\text{reator}}.\text{dia}^{-1}$.

Em função desses dados, verifica-se que os melhores rendimentos de metano em função da DQO e SV ocorreram na condição 01, com adição de 0,40% de glicerol, porém a maior produtividade de metano e a melhor produção volumétrica de metano do reator ocorreram quando a adição de glicerol foi de 1,20%, na condição 04.

Portanto, é possível afirmar que a codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e glicerol, com adição de 1,20% e tempo de detenção hidráulica de 88 horas, foi a

condição com os melhores resultados, tanto em relação à produção de biogás ($2,32 \text{ L}_n \cdot \text{dia}^{-1}$) quanto em relação à remoção de matéria orgânica (83,29%).

Sendo assim, afirma-se que a operação do reator de leito fixo nas condições descritas apresenta-se como alternativa viável, tanto para o tratamento, em termos de remoção de DQO quanto para a produção de biogás do lixiviado de aterro sanitário e glicerol, caracterizando-se como um sistema robusto e confiável, suportando as variabilidades das características físico-químicas encontradas nos efluentes sob estudo, sem que haja necessidade de controle específico das suas características operacionais.

7 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Embora os resultados obtidos neste estudo evidenciem a possibilidade do emprego da codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e glicerol como alternativa para o tratamento do efluente e produção de biogás, sugere-se que sejam estudadas outras relações de adição de glicerol na mistura, além da aplicação das condições já avaliadas utilizando-se lixiviado proveniente de outros aterros sanitários, tendo em vista a grande variabilidade desse efluente.

Recomenda-se, também, a aplicação da combinação desses dois substratos para codigestão empregando outro tipo de reator anaeróbio, com diferentes características, diferentes condições de operação e diferentes meios suportes ou mesmo avaliar diferentes combinações de fases dentro de um único reator.

Destaca-se a necessidade de aprofundamento desses estudos, buscando melhorar a eficiência de remoção de matéria orgânica dos resíduos e a capacidade de produção de biogás, conseqüentemente, de metano, de forma que o sistema de tratamento se torne mais eficaz, aumentando assim sua viabilidade.

REFERÊNCIAS

- ABOUDI, K.; ÁLVAREZ-GALLEGO, C. J.; ROMERO-GARCÍA, L. I. Evaluation of methane generation and process stability from anaerobic co-digestion of sugar beet by-product and cow manure. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, v. 121, n. 5, p. 566-572, 2016.
- ALFAIA, R. G. S. M.; COSTA, A. M.; CAMPOS, J. C. Municipal solid waste in Brazil: A review. **Waste Management & Research**, v. 35, n. 12, p.1195-1209, 2017.
- ANZOLA-ROJAS, M. D. P. **Estratégias para produção contínua de hidrogênio em reator anaeróbico de leito fixo**. 2014. Tese (Doutorado em Ciências) - Escola de Engenharia de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo. São Carlos - SP, 2014.
- AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO - ANP. **Produção nacional de biodiesel puro – B 100**. (2005-2018). Disponível em: <http://www.anp.gov.br/images/DADOS_ESTADISTICOS/Producao_biodiesel/Producao-de-Biodiesel-m3.xls>. Acesso em: 10 maio 2018.
- ALBUQUERQUE, M. F. G. **Tratamento do glicerol bruto proveniente da produção de biodiesel visando a geração de metano**. 2014. Dissertação (Mestrado em Biotecnologia) - Universidade Federal de Ouro Preto, Ouro Preto – MG, 2014.
- ALONSO, R. M.; GARCÍA, M. P.; RIO, R. S. Performance of up-flow anaerobic fixed bed reactor of the treatment of sugar beet pulp lixiviation in a thermophilic range. **Bioresource Technology**, v. 154, p. 305-3012, 2014.
- ALONSO, R. M.; RIO, R. S.; GARCÍA, M. P. Thermophilic and mesophilic temperature phase anaerobic co-digestion (TPAcD) compared with single-stage co-digestion of sewage sludge and sugar beet pulp lixiviation. **Biomass and Bioenergy**, v. 93, p. 107-115, 2016.
- ANTHONISEN, A. C.; LOEHR, R. C.; PRAKASAM, T. B.; SRINATH, E. G. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. **Journal Water Pollution Control Federation**, v. 48, n. 5, p.835-852, 1976.
- AQUINO, S.; FUESS, L. T.; PIRES, E. C. Media arrangement impacts cell growth in anaerobic fixed-bed reactors treating sugarcane vinasse: structures vs. randomic biomass immobilization. **Bioresource Technology**, v. 235, p. 219-228, 2017.
- ARDI, M. S.; ARROUA, M. K.; HASHIM, N. A. Progress, prospect and challenges in glycerol purification process: a review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 42, p. 1164-1173, 2015.
- ARIUNBAATAR, J.; DI PERTA, E. S.; PANICO, A. FRUNZO, LUIGI.; ESPOSITO, G.; LENS, P. N. L.; PIROZZI, F. Effect of ammoniacal nitrogen on one-stage and two-stage anaerobic digestion of food waste. **Waste Management**, v. 38, p. 388-398, 2015.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE EMPRESAS DE LIMPEZA PÚBLICA E RESÍDUOS ESPECIAIS – ABRELPE. **Panorama dos resíduos sólidos no Brasil - 2016**. São Paulo: Grappa, 2016. 64 p. ISSN 2179-8303.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **ABNT NBR 8419**: apresentação de projetos de aterros sanitários de resíduos sólidos urbanos: procedimento. Rio de Janeiro: ABNT, 1992.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **ABNT NBR 10004**: resíduos sólidos: classificação. Rio de Janeiro: ABNT, 2004.

ASTALS, S.; ARISO, M.; GALÍ, A.; MATA-ALVAREZ, J. Co-digestion of pig manure and glycerine: experimental and modelling study. **Journal of Environmental Management**, v. 92, n. 4, p.1091-1096, 2011.

ATHANASOULIA, E.; MELIDIS, P.; AIVASIDIS, A. Co-digestion of sewage sludge and crude glycerol from biodiesel production. **Renewable Energy**, v. 62, p. 73-78. 2014.

AZIZ, S. Q.; AZIZ, H. A.; BASHIR, M. J. K.; MOJIRI, A. Assessment of various tropical municipal landfill leachate characteristics and treatment opportunities. **Global Nest Journal**. v. 17, p. 439-450, 2015.

BEGUM, S.; ANUPOJU, G. R.; SRIDHAR, S.; BHARGAVA, S. K.; JEGATHEESAN, V.; ESHTIAGHI, N. Evaluation of single and two stage anaerobic digestion of landfill leachate: Effect of pH and initial organic loading rate on volatile fatty acid (VFA) and biogas production. **Bioresource Technology**, v. 251, p.364-373, 2018.

BERTIN, L.; COLAO, M. C.; RUZZI, M.; FAVA, F. Performances and microbial features of a granular activated carbon packed-bed biofilm reactor capable of an efficient anaerobic digestion of olive mill wastewaters. **FEMS Microbiology Ecology**, v. 48, p. 413-423, 2004.

BESEN, G. R.; GUNTHER, W. M. R.; RODRIGUEZ, A. C.; BRASIL, A. L. Resíduos sólidos: vulnerabilidades e perspectivas. *In*: SALDIVA, P.; VORMITTAG, E. M. P. A. A. (Org.) **Meio ambiente e saúde: o desafio das metrópoles**. São Paulo: Ex Libris, 2010, p. 106-123.

BHARATHIRAJA, B.; SUDHARSANAA, T.; BHARGHAVI, A.; JAYAMUTHUNAGAI, J.; PRAVEENKUMAR, R. Biohydrogen and Biogas – An overview on feedstocks and enhancement process. **Fuel**, v. 185, p. 810-828, 2016.

BRASIL. Ministério das Cidades. Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental - SNSA Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento – SNIS. **Diagnóstico do manejo de resíduos sólidos urbanos – 2016**. Brasília - DF: Ministério das Cidades; Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental – SNSA, 2018. 188 p.

BRASIL. Lei nº 12.305, de 2 de agosto de 2010. Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos; altera a Lei no 9.605, de 12 de fevereiro de 1998; e dá outras providências. **Diário Oficial da União**, Brasília - DF, p. 2, 3 ago. 2010.

BRITO, R. A. **Ozonização catalítica do chorume proveniente do aterro sanitário de Cachoeira Paulista – SP na presença de ferro em sistema contínuo**. 2014. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Escola de Engenharia de Lorena, Universidade de São Paulo, Lorena - SP, 2014.

CALLAGHAN, F. J.; WASE, D. A. J.; THAYANITHY, K.; FORSTER, C. F. Continuous co-digestion of cattle slurry with fruit and vegetable wastes and chicken manure. **Biomass and Bioenergy**, v. 27, p. 71-77, 2002.

CALLI, B.; MERTOGLU, B.; INANC, B.; YENIGUN, O. Effects of high free ammonia concentrations on the performances of anaerobic bioreactors. **Process Biochemistry**, v. 40, n. 3-4, p.1285-1292, 2005.

CAMPOS, R. **Estudo da tratabilidade de ácidos húmicos e lixiviado de aterro sanitário por lodos ativados em escala de bancada**. 2013. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Programa de Pós-Graduação em Hidráulica e Saneamento, Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos - SP, 2013.

CAMPOS, J. R. Descarte de Lixiviado de aterros sanitários em estações de tratamento de esgoto: uma análise crítica. **Revista DAE**, São Paulo – SP, v. 197, p. 6-17, 2014.

CASTELLÓ, M. L. **Estudo da glicerina por análises térmicas**. 2009. Dissertação (Mestrado em Ciências) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

CASTILHOS, A. B. (coord.). **Gerenciamento de resíduos sólidos urbanos com ênfase na proteção de corpos d'água**: prevenção, geração e tratamento de lixiviados de aterros sanitários. PROSAB – tema III, edital IV, Florianópolis, 2006. 494 p.

CASTRO, T. M. **Codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário industrial e glicerina**. 2018. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, PR. 2018.

CASTRO, T. M.; TORRES, D. G. B.; ARANTES, E. J.; CARVALHO, K. Q. de.; PASSIG, F. H.; CHRIST, D.; GOTARDO, J. T.; GOMES, S. D. Anaerobic co-digestion of industrial landfill leachate and glycerin: methanogenic potential, organic matter removal and process optimization. **Environmental Technology**, p.1-11, 2019.

CATAPRETA, C. A. A. **Comportamento de um aterro sanitário experimental**: avaliação da influência do projeto, implantação e operação. 2008. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) - Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2008.

CHEN, S.; SUN, D.; CHUNG, J. S. Anaerobic treatment of highly concentrated aniline wastewater using packed-bed biofilm reactor. **Process Biochemistry**, v. 42, n. 12, p. 1666-1670, 2007.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Belo Horizonte: UFMG, 2016. V. 5.

CHRISTENSEN, T. H., KJELDSEN, P. Basic biochemical processes in landfills. In: CHRISTENSEN, T. H., STEGMANN, R., COSSU, R. (Eds.), **Sanitary landfilling**: process, technology and environmental impact. London: Academic Press, 1991. p. 251–256.

CONTRERA, R. C. **Tratamento de lixiviados de aterros sanitários em sistema de reatores anaeróbio e aeróbio operados em batelada sequencial**. 2008. (Doutorado em Hidráulica e Saneamento). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2008.

CONTRERA, R. C.; CRUZ SILVA, K. C.; RIBEIRO SILVA, G. H.; MORITA, D. M.; ZAIAT, M.; SCHALCH, V. The "chemical oxygen demand/total volatile acids" ratio as an anaerobic treatability indicator for landfill leachates. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 32, n. 1, p. 73-86, 2015.

DAMACENO, F. M. **Codigestão anaeróbia do lodo obtido em abatedouros de frangos e batata-doce: valorização energética e agrônômica**. 2018. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel - PR, 2018.

DAMACENO, F. M.; BULIGON, E. L.; RESTREPO, J. C. P. S.; CHIARELOTTO, M.; NIEDZIALKOSKI, R. K.; COSTA, L. A. M.; JUNIOR, J. L.; COSTA, M. S. S. M. Semi-continuous anaerobic co-digestion of flotation sludge from broiler chicken slaughter and sweet potato: nutrients and energy recovery. **Science of the Total Environment**, v. 683, p. 773-781, 2019.

DASARI, M. A.; KIATSIMKUL, P-P.; SUTTERLIN, W. R.; SUPPES, G. J. Low-pressure hydrogenolysis of glycerol to propylene glycol. **Applied Catalysis**, v. 281, n. 1-2, p. 225-231, 2005.

DEUBLEIN, D.; STEINHAUSER, A. **Biogas from waste and renewable resources: an introduction**. Weinheim: Wiley-VCH, 2008. 450 p.

DEUTSCHES INST FUER NORMUNG EV – DIN. **German standard methods for examination of water, waste water and sludge. Sludge and sediments (group S)**. DIN 38414-8. Determination of amenability to anaerobic digestion (S8). Germany: Deutsches Institut fur Normung, 1985.

DHABHAI, R.; AHMADIFEIJANI, E.; DALAI, A. K.; REANEY, M. Purification of crude glycerol using a sequential physico-chemical treatment, membrane filtration, and activated charcoal adsorption. **Separation and Purification Technology**, v. 168, p. 101-106, 2016.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O. E. Volatile acids by direct titration. **Journal Water Pollution Control Federation**, v. 33, p. 356-365, 1961.

EATON, A. D.; CLESCERI, L. S.; GREENBERG, A. E. **Standard methods for examination of water and wastewater**. 21. ed. Washington DC: American Public Health Association (APHA), 2005. 1600 p.

EL-FADEL, M.; BOU-ZEID, É.; CHAHINE, W.; ALAYLI, B. Temporal variation of leachate quality from pre-sorted and baled municipal solid waste with high organic and moisture content. **Waste Management**, v. 22, n. 3, p.269-282, 2002.

EL-GOHARY, F. A.; KAMEL, G. Characterization and biological treatment of pre-treated landfill leachate. **Ecological Engineering**, v. 99, p. 268-274, 2016.

ELSAYED, M.; ANDRES, Y.; BLEL, W.; GAD, A.; AHMED, A. Effect of vs organic loads and buckehast husk on methane production by anaerobic co-digestion of primary sludge and wheat straw. **Energy Conversion and Management**, v. 117, p. 538-547, 2016.

EMERSON, K.; RUSSO, R. C.; LUND, R. E.; THURSTON, R. V. Aqueous Ammonia Equilibrium Calculations: Effect of pH and temperature. **Journal of the Fisheries Research Board of Canada**, v. 32, n. 12, p.2379-2383, 1975.

ESCUDIÉ, R.; CONTE, T.; STEYER, J. P.; DELGENÈS, J. P. Hydrodynamic and biokinetic models of an anaerobic fixed-bed reactor. **Process Biochemistry**. V. 40, p. 2311-2323, 2005.

FENG, S.; HOU, S.; HUANG, X.; FANG, Z.; TONG, Y.; YANG, H. Insights into the microbial community structure of anaerobic digestion of municipal solid waste landfill leachate for

methane production by adaptive thermophilic granular sludge. **Electronic Journal of Biotechnology**, v. 39, p.98-106, 2019.

FERREIRA, A. G. **Estudo dos lixiviados das frações do aterro sanitário de São Carlos-SP por meio da caracterização físico-química**. 2010. Dissertação (Mestrado em Ciências) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, 2010.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; HAANDEL, A. V.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. F. Fundamentos do tratamento anaeróbio. *In*: CAMPOS, F. R. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES, 1999, Cap. 2, p. 29-59.

FOUNTOULAKIS, M. S.; PETOUSHI, I.; MANIOS, T. Co-digestion of sewage sludge with glycerol to boost biogas production. **Waste Management**. v. 30, n. 10, p. 1849-1853, 2010.

FRIEHE, J.; WEILAND, P.; SCHATTAUER, A. Fundamentos da fermentação anaeróbia. *In*: **Guia prático do biogás**. Geração e utilização. 5. ed. Alemanha: Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe (FNR), 2010. p. 20-30.

GOMES, L. P. (coord.) **Resíduos sólidos**. Estudos de caracterização e tratabilidade de lixiviados de aterros sanitários para as condições brasileiras. PROSAB – tema III, edital V, Rio de Janeiro: ABES, 2009. 360 p.

GOMES, A. I.; SANTOS, S. G. S.; SILVA, T. F. C. V.; BOAVENTURA, R. A. R.; VILAR, V. J. P. Treatment train for mature landfill leachates: Optimization studies. **Science of the Total Environment**, v. 673, p.470-479, 2019.

GUVEN, H.; AKCA, M. S.; IREN, E.; KELES, F.; OZTURK, I.; ALTINBAS, M. Co-digestion performance of organic fraction of municipal solid waste with leachate: preliminary studies. **Waste Management**, v. 71, p. 775-784, 2018.

HAGOS, K.; ZONG, J.; LI, D.; LIU, C.; LU, X. Anaerobic co-digestion process for biogas production: progress, challenges and perspectives. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 76, p. 1485-1496, 2017.

HUANG, H.; ZIOA, D.; ZHANG, Q.; DING, L. Removal of ammonia from landfill leachate by struvite precipitation with the use of low-cost phosphate and magnesium sources. **Journal of Environmental Management**. v. 145, p. 191-198, 2014.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA – IBGE. **Projeção da população do Brasil e das unidades da federação**. Disponível em: <<https://www.ibge.gov.br/apps/populacao/projecao/>>. Acesso em: 11 maio 2018a.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA – IBGE. **Estatística mensal da produção agrícola**. Levantamento sistemático da produção agrícola. Fevereiro 2018. *In*: **Indicadores IBGE**: estatística da produção agrícola. Rio de Janeiro – RJ: IBGE, 2018b.

JENSEN, P. D.; ASTALS, S.; LU, Y.; DEVADAS, M.; BASTSTONE, D. J. Anaerobic codigestion of sewage sludge and glycerol, focusing on process kinetics, microbial dynamics and sludge dewaterability. **Water research**, v. 7, n. 60, p. 355-366, 2014.

JOHNSON D. T.; TACONI, K. A. The glycerin glut: Options for the value-added conversion of crude glycerol resulting from biodiesel production. **Inter Science**, v. 26, n. 4, p. 338-348, 2007.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 7 ed. Rio de Janeiro: ABES, 2014, 1050 p.

KANGLE, K. M.; KORE, S. V.; KORE, V. S.; KULKARNI, G. S. Open access recent trends in anaerobic digestion. **Universal Journal of environmental research and technology**, v. 2, n. 4, p. 210-219, 2012.

KERČMAR, J.; PINTAR, A. Support material dictates the attached biomass characteristics during the immobilization process in anaerobic continuous-flow packed-bed bioreactor. **Anaerobe**, v. 48, p. 194-202, 2017.

KHANAL, S. K. **Anaerobic biotechnology for bioenergy production: principles and applications**. 1. ed. Iowa: Blackwell Publishing, 2008, 308p.

KJELDSEN, P.; BARLAZ, M. A.; ROOKER, A. P.; BAUN, A.; LEDIN, A.; CHRISTENSEN, T. H. Present and long-term composition of MSW landfill leachate: a review. **Critical Reviews in Environmental Science and Technology**, v. 32, n. 4, p.297-336, 2002.

KOLEŠÁROVÁ, N.; HUTNAN, M.; BODÍK, I.; SPALKOVÁ, V. Utilization of biodiesel by-products for biogas production. **Journal of Biomedicine and Biotechnology**. v. 2011, p. 1-15, 2011.

KUMAR, G.; BUITRÓN, G. Fermentative biohydrogen production in fixed bed reactors using ceramic and polyethylene carriers as supporting material. **Energy Procedia**, v. 142, p. 743-748, 2017.

KUNZ, A.; AMARAL, A. C.; STEINMETZ, R. L. R. **Operacionalização de biodigestores: processos bioquímicos na digestão anaeróbia**. Foz do Iguaçu: CIBiogás; Concordia: Embrapa, 2016, 22 p.

KURAHASHI, K.; KIMURA, C.; FUJIMITO, Y.; TOKUMOTO, H. Value-adding conversion and volume reduction of sewage sludge by anaerobic co-digestion with crude glycerol. **Bioresource Technology**, v. 232, p. 119-125, 2017.

LAZARO, C. Z.; VICH, D. V.; HIRASAWA, J. S.; VARESCHE, M. B. A. Hydrogen production and consumption of organic acids by a phototropic microbial consortium. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 37, p. 11691-11700, 2012.

LIAO, X.; SHUANGYAN, Z.; DELAI, Z.; JINPING, Z.; LI, L. Anaerobic co-digestion of food waste and landfill leachate in single-phase batch reactors. **Waste Management**, v. 34, n. 11, p. 2278-2284, 2014.

LI, K.; LUI, R.; CUI, S.; YU, Q.; MA, R. Anaerobic co-digestion of animal manures with corn stover or apple pulp for enhanced biogas production. **Renewable Energy**, v. 118, p. 335-342, 2018.

LI, Y.; CHEN, Y.; WU, J. Enhancement of methane production in anaerobic digestion process: A review. **Applied Energy**, v. 240, p.120-137, 2019.

LIN, C-Y.; BIAN, F-Y.; CHOU J. Anaerobic co-digestion of septage and landfill leachate. **Bioresource Technology**. V. 68, n. 3, p. 275-282, 1999.

MAO, C.; FENG, Y.; WANG, X.; REN, G. Review on research achievements of biogas from anaerobic digestion. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 45, p. 540-555, 2015.

MARAÑÓN, E.; CASTRILLÓN, L.; QUIROGA, G.; FERNÁNDEZ-NAVA, Y.; GÓMEZ, L.; GARCÍA, M. M. Co-digestion of cattle manure with food waste and sludge to increase biogas production. **Waste Management**, n. 32, p. 1821-1825, 2012.

MARI, A. G. **Produção de metano em reator AnSBBR a partir de efluente de fecularia previamente acidificado: desempenho e viabilidade econômica**. 2018. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel - PR, 2018.

MATA-ALVAREZ, J.; DOSTA, J.; ROMERO-GUIZA, M. S.; FONOLL, X.; PECES, M.; ASTALS, S. A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013. **Renewable & Sustainable Energy Reviews**, v. 36, p. 412-427, 2014.

MOTA, C. J. A.; SILVA, C. X. A.; GONÇALVES, V. L. C. Gliceriquímica: novos produtos e processos a partir da glicerina de produção de biodiesel. **Química Nova**, São Paulo – SP, v. 32, n. 3, p. 639-648, 2009.

MOTA, C. J. A.; PESTANA, C. F. M. Co-produtos da produção de biodiesel. **Revista Virtual de Química**, Niterói – RJ, v. 3, n. 5, p. 416-425, 2011.

MULLER, G. T.; GIACOBBO, A.; CHIARAMONT, E. A. S.; RODRIGUES, M. A. S.; MENEGUZZI, A.; BERNARDES, A. M. The effect of sanitary landfill leachate aging on the biological treatment and assessment of photoelectrooxidation as a pre-treatment process. **Waste Management**. v. 36, p. 177-183, 2015.

MUKHERJEE, S.; MUKHOPADHAYAY, S.; HASHIM, M. A.; GUPTA, B. S. Contemporary environmental issues of landfill leachate: assessment and remedies. **Critical Reviews in Environmental Science and Technology**, v. 45, n. 5, p. 472-590, 2015.

NESHAT, S. A.; MOHAMMADI, M.; NAJAFPOUR, G.; LAHIJANI, P. Anaerobic co-digestion of animal manures and lignocellulosic residues as a potent approach for sustainable biogas production. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 79, p. 308-322, 2017.

PANPONG, K.; NUTHITIKUL, K.; O-THONG, S.; KONGJAN, P. Anaerobic co-digestion biomethanation of cannery seafood wastewater with microcystis SP; blue green algae with/without glycerol waste. **Energy Procedia**, v. 79, n. 362, p. 103–110, 2015.

PEITER, G. C.; ALVES, H. J.; SEQUINEL, R.; BAUTITZ, I. R. Alternativas para o uso do glicerol produzido a partir do biodiesel. **Revista Brasileira de Energias Renováveis**, Palotina – PR, v. 5, n. 4, p. 519-537, 2016.

PENTEADO, E. D.; LAZARO, C. Z.; SAKAMOTO, I. K.; ZAIAT, M. Influence of seed sludge and pretreatment method on hydrogen Production in packed-bed anaerobic reactors. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 38, n. 14, p. 6137-6145, 2013.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F. Efeitos do pH, acidez e alcalinidade na microbiota de um reator anaeróbio de manta de iodo (UASB) tratando efluentes de suinocultura. **Ambiente & Água - An Interdisciplinary Journal of Applied Science**, v. 4, n. 3, p. 157-168, 2009.

PERNA, V.; CASTELÓ, E.; WENZEL, J.; ZAMPOL, C.; FONTES LIMA, D. M.; BORZACCONI, L.; VARESCHE, M. B.; ZAIAT, M.; ETCHEBEHERE, C. Hydrogen production in an upflow anaerobic packed bed reactor used to treat cheese whey. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 38, p. 54-62, 2013.

PUGLIESI, E. **Estudo da evolução da composição dos resíduos de serviços de saúde (RSS) e dos procedimentos adotados para o seu gerenciamento integrado, no Hospital Irmandade Santa Casa de Misericórdia de São Carlos – SP.** 2010. Tese (Doutorado em Ciências). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos -SP, 2010.

RAJESHWARI, K. V.; BALAKRISCHNAN, M.; KANSAL, A.; LATA, K.; KISHORE, V. V. N. State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 4, n. 2, p. 135-156, 2000.

RENOU, S.; GIVAUDAN, J. G.; POULAIN, S.; DIRASSOUYAN, F.; MOULIN, P. Landfill leachate treatment: Review and opportunity. **Journal of Hazardous Materials**, v. 150, n. 3, p. 468-493, 2008.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved Alkalimetric Monitoring for Anaerobic Digester of High-Strength Waste. **Journal Water Pollution Control Federation**, v. 58, n. 5, p. 406-411, 1986.

RODRÍGUEZ-ABALDE, A.; FLOTATS, X.; FERNÁNDEZ, B. Optimization of the anaerobic co-digestion of pasteurized slaughterhouse waste, pig slurry and glycerine. **Waste Management**, v. 61, p. 521-528, 2017.

SANTOS, T. M. B. **Balanco energético e adequação do uso de biodigestores em galpões de frangos de corte.** 2001. Tese (Doutorado em Zootecnia) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal - SP, 2001.

SCHALCH, V. **Análise comparativa do comportamento de dois aterros sanitários semelhantes e correlações dos parâmetros do processo de digestão anaeróbia.** 1992. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) - Universidade de São Paulo, São Carlos, 1992.

SCHALCH, V.; LEITE, W. C. A. Política nacional de resíduos sólidos no Brasil: gestão e gerenciamento integrado. *In*: LEME, P. S.; MARTINS, J. L. G.; BRANDÃO, D. **Guia prático para minimização e gerenciamento de resíduos.** São Carlos: EESC/CCSC/SGA-USP, 2012. p. 12-17.

SHI, X.; LIN, J.; ZUO, J.; LI, P.; LI, P.; GUI, X. Effects of free ammonia on volatile fatty acid accumulation and process performance in the anaerobic digestion of two typical bio-wastes. **Journal Of Environmental Sciences**, v. 55, p.49-57, 2017.

SILVA, P. C. **Desempenho de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente como unidade de tratamento para efluente de suinocultura.** 2014. Dissertação (Mestrado em Zootecnia) - Universidade Federal de Lavras, Lavras - MG, 2014.

SILVA, C. Z. **Codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e glicerol.** 2017. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel - PR, 2017.

SILVA, T. F. C. V.; SOARES, P. A.; MANENTI, D. R.; FONSECA, A.; SARAIVA, I.; BOAVENTURA, R. A. R.; VILAR, V. J. P. An innovative multistage treatment system for sanitary landfill leachate depuration: studies at pilot-scale. **Science of the Total Environment**, v. 576, p. 99-117, 2017.

SILVESTRE, G.; FERNÁNDEZ, B.; BONMATÍ, A. Addition of crude glycerine as strategy to balance the C/N ratio on sewage sludge thermophilic and mesophilic anaerobic co-digestion. **Bioresource Technology**. V. 193, p. 377-385, 2015.

SIMM, S; ORRICO, A. C. A; JUNIOR, M. A. P. O; SUNADA, N. S; SCHWINGEL, A. W; COSTA, M. S. S. M. Crude glycerin in anaerobic co-digestion of dairy cattle manure increases methane production. **Scientia Agricola**, v. 74, n. 3, p.175-179, 2017.

SOUTO, G. D. B., POVINELLI, J. Resíduos sólidos. *In*: CUNHA, D. G. F.; CALIJURI, M. C. **Engenharia ambiental: conceitos, tecnologia e gestão**. Rio de Janeiro: Elsevier, 2013, cap. 22 p. 565-588.

STEVENSON, J. F. **Humus chemistry**. Genesis, composition, reactions. 2. ed. Nova York: John Wiley & Sons, 1994, 496 p.

TAKEDA, P. Y. **Tratamento de água residuária via codigestão anaeróbia de lixiviado de aterro sanitário e glicerol**. 2018. TCC (Graduação em Engenharia Civil) - Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel - PR, 2018.

VIANA, M. B.; FREITAS, A. V.; LEITÃO, R. C.; PINTO, G. A. S.; SANTAELLA, S. T. Anaerobic digestion of crude glycerol: a review. **Environmental Technology Reviews**, v. 1, p. 81-92, 2012.

WARD, A. J.; HOBBS, P. J.; HOLLIMAN, P. J.; JONES, D. L. Optimization of the anaerobic digestion of agricultural resources. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 7928-7940, 2008.

WELLINGER, A.; MURPHY, J.; BAXTER, D. **The biogas handbook: science, production and applications**. Cambridge, UK, 2013. 476p.

YANG, Y.; TADA, C.; MIAH, M. S.; TSUKAHARA, K.; YAGISHITA, T.; SAWAYAMA, S. Influence of bed materials on methanogenic characteristics and immobilized microbes in anaerobic digester. **Materials Science and Engineering: C**, v. 24, n. 3, p. 413-419, 2004.

YAO, P. Perspectives on technology for landfill leachate treatment. **Arabian Journal of Chemistry**, v. 10, p. 2567-2674, 2017.

ZAYEN, A.; SCHORIES, G.; SAYADI, S. Incorporation of an anaerobic digestion step in a multistage treatment system for sanitary landfill leachate. **Waste Management**, v. 53, p. 32-39, 2016.

ZAHEDI, S.; RIVERO, M.; SOLERA, R.; PEREZ, M. Mesophilic anaerobic co-digestion of sewage sludge with glycerine: effect of solids retention time. **Fuel**, v. 215, p. 285-289, 2018.

APÊNDICES

APÊNDICE A Tabelas da caracterização físico-química dos lixiviados coletados

Tabela A1 Caracterização do lixiviado 01 utilizado durante o *startup* do reator

Parâmetro	Unidade	Lixiviado Coleta 01
pH	-	7,38 ± 0,00
Alcalinidade Total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	920,00 ± 13,86
Alcalinidade Intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	280,00 ± 13,36
Alcalinidade Parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	640,00 ± 13,86
Acidez Volátil	mgHAc.L ⁻¹	-
DQO - Bruta	gO ₂ .L ⁻¹	0,976 ± 0,112
DQO – Centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	-
N-Amoniacal	mgN.L ⁻¹	146,67 ± 8,79
N-Total Kjeldal	mgN.L ⁻¹	172,20 ± 10,57
ST	g.L ⁻¹	3,785 ± 0,153
STV	g.L ⁻¹	0,947 ± 0,025
STF	g.L ⁻¹	2,838 ± 0,147
SST	g.L ⁻¹	0,131 ± 0,022
SSV	g.L ⁻¹	0,131 ± 0,022
SSF	g.L ⁻¹	Zero
Relação AV/DQO	-	-

Tabela A2 Caracterização do lixiviado 02 utilizado nas condições experimentais 01 e 02

Parâmetro	Unidade	Lixiviado Coleta 02
pH	-	8,31 ± 0,05
Alcalinidade Total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	972,00 ± 16,97
Alcalinidade Intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	216,00 ± 0,00
Alcalinidade Parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	756,00 ± 16,97
Acidez Volátil	mgHAc.L ⁻¹	1320,60 ± 131,52
DQO - Bruta	gO ₂ .L ⁻¹	2,885 ± 0,039
DQO – Centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	2,709 ± 0,000
N-Amoniacal	mgN.L ⁻¹	745,78 ± 8,51
N-Total Kjeldal	mgN.L ⁻¹	833,70 ± 2,97
ST	g.L ⁻¹	5,931 ± 0,061
STV	g.L ⁻¹	2,124 ± 0,022
STF	g.L ⁻¹	3,807 ± 0,047
SST	g.L ⁻¹	5,635 ± 0,213
SSV	g.L ⁻¹	0,212 ± 0,135
SSF	g.L ⁻¹	0,148 ± 0,031
Relação AV/DQO	-	0,4577

Tabela A3 Caracterização do lixiviado 03 utilizado nas condições experimentais 03 e 04

Parâmetro	Unidade	Lixiviado Coleta 03
pH	-	8,60 ± 0,01
Alcalinidade Total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	7216,67 ± 76,38
Alcalinidade Intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	566,67 ± 104,08
Alcalinidade Parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	6650,00 ± 132,29
Acidez Volátil	mgHAc.L ⁻¹	192,20 ± 21,48
DQO - Bruta	gO ₂ .L ⁻¹	2,331 ± 0,027
DQO – Centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	2,220 ± 0,025
N-Amoniacal	mgN.L ⁻¹	1571,78 ± 46,92
N-Total Kjeldal	mgN.L ⁻¹	1710,10 ± 8,91
ST	g.L ⁻¹	8,181 ± 0,147
STV	g.L ⁻¹	1,817 ± 0,032
STF	g.L ⁻¹	6,363 ± 0,163
SST	g.L ⁻¹	0,217 ± 0,009
SSV	g.L ⁻¹	0,092 ± 0,020
SSF	g.L ⁻¹	0,125 ± 0,029
Relação AV/DQO	-	0,0825

Tabela A4 Caracterização do lixiviado 04 utilizado nas condições experimentais 05 e 06

Parâmetro	Unidade	Lixiviado Coleta 04
pH	-	8,77 ± 0,10
Alcalinidade Total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	6066,67 ± 57,74
Alcalinidade Intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	866,67 ± 57,74
Alcalinidade Parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	5200,00 ± 100,00
Acidez Volátil	mgHAc.L ⁻¹	669,60 ± 18,60
DQO - Bruta	mgO ₂ .L ⁻¹	3791,07 ± 33,30
DQO – Centrifugada	mgO ₂ .L ⁻¹	3603,62 ± 37,23
N-Amoniacal	mgN.L ⁻¹	1519,56 ± 4,78
N-Total Kjeldal	mgN.L ⁻¹	1773,80 ± 13,35
ST	mg.L ⁻¹	7999,33 ± 2,31
STV	mg.L ⁻¹	2468,00 ± 76,60
STF	mg.L ⁻¹	5531,33 ± 78,80
SST	mg.L ⁻¹	290,00 ± 32,92
SSV	mg.L ⁻¹	218,00 ± 14,42
SSF	mg.L ⁻¹	72,00 ± 25,06
Relação AV/DQO	-	0,1766

APÊNDICE B Tabelas da caracterização físico-química das condições experimentais

Tabela B1 Caracterização da condição experimental 01

Parâmetro	Unidade	Entrada	Saída
pH	-	8,54 ± 0,16	8,67 ± 0,16
Alcalinidade Total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	3342,11 ± 307,44	3773,68 ± 171,89
Alcalinidade Intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	1160,53 ± 204,52	607,89 ± 139,71
Alcalinidade Parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	2181,58 ± 469,10	3165,79 ± 241,55
Acidez Volátil	mgHAc.L ⁻¹	956,92 ± 262,69	125,79 ± 55,57
Relação AI/AP	-	0,57 ± 0,21	0,20 ± 0,06
Relação AV/AT	-	0,29 ± 0,10	0,03 ± 0,02
DQO - Bruta	gO ₂ .L ⁻¹	7,090 ± 0,449	1,244 ± 0,184
DQO - Centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	6,375 ± 0,259	1,176 ± 0,172
COV - Bruta	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	1,93 ± 0,12	-
COV - Centrifugada	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	1,74 ± 0,07	-
N-Amoniacal	mgN.L ⁻¹	748,10 ± 51,27	709,02 ± 21,91
N-Total Kjeldal	mgN.L ⁻¹	929,04 ± 37,38	840,84 ± 43,51
ST	g.L ⁻¹	7,338 ± 0,844	5,133 ± 0,131
STV	g.L ⁻¹	3,400 ± 0,641	1,141 ± 0,088
STF	g.L ⁻¹	3,937 ± 0,257	3,992 ± 0,087
SST	g.L ⁻¹	0,630 ± 0,208	0,278 ± 0,054
SSV	g.L ⁻¹	0,413 ± 0,164	0,125 ± 0,034
SSF	g.L ⁻¹	0,216 ± 0,050	0,153 ± 0,025

Tabela B2 Caracterização da condição experimental 02

Parâmetro	Unidade	Entrada	Saída
pH	-	8,54 ± 0,16	8,78 ± 0,13
Alcalinidade Total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	3343,50 ± 307,54	3812,50 ± 139,43
Alcalinidade Intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	1126,00 ± 124,16	610,00 ± 120,96
Alcalinidade Parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	2217,50 ± 329,78	3202,50 ± 186,71
Acidez Volátil	mgHAc.L ⁻¹	861,18 ± 169,73	94,40 ± 13,59
Relação AI/AP	-	0,52 ± 0,13	0,19 ± 0,05
Relação AV/AT	-	0,26 ± 0,07	0,02 ± 0,00
DQO - Bruta	gO ₂ .L ⁻¹	5,801 ± 0,529	1,213 ± 0,108
DQO - Centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	5,268 ± 0,575	1,122 ± 0,157
COV - Bruta	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	2,18 ± 0,20	-
COV - Centrifugada	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	1,98 ± 0,22	-
N-Amoniacal	mgN.L ⁻¹	688,87 ± 52,77	763,77 ± 17,82
N-Total Kjeldal	mgN.L ⁻¹	949,55 ± 41,43	864,15 ± 25,36
ST	g.L ⁻¹	7,098 ± 0,235	4,691 ± 0,076
STV	g.L ⁻¹	3,135 ± 0,283	1,098 ± 0,055
STF	g.L ⁻¹	3,963 ± 0,157	3,593 ± 0,040
SST	g.L ⁻¹	1,402 ± 0,312	0,457 ± 0,060
SSV	g.L ⁻¹	0,893 ± 0,189	0,181 ± 0,032
SSF	g.L ⁻¹	0,508 ± 0,129	0,276 ± 0,073

Tabela B3 Caracterização da condição experimental 03

Parâmetro	Unidade	Entrada	Saída
pH	-	8,56 ± 0,33	9,02 ± 0,13
Alcalinidade Total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	4550,00 ± 1275,70	4941,67 ± 788,61
Alcalinidade Intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	1066,67 ± 371,00	540,00 ± 172,91
Alcalinidade Parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	3483,33 ± 1506,27	4401,67 ± 779,31
Acidez Volátil	mgHAc.L ⁻¹	913,65 ± 270,25	160,84 ± 45,51
Relação AI/AP	-	0,40 ± 0,20	0,13 ± 0,05
Relação AV/AT	-	0,22 ± 0,11	0,03 ± 0,01
DQO - Bruta	gO ₂ .L ⁻¹	10,958 ± 0,854	1,835 ± 0,406
DQO - Centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	10,334 ± 0,758	1,714 ± 0,381
COV - Bruta	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	2,69 ± 0,21	-
COV - Centrifugada	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	2,54 ± 0,19	-
N-Amoniacal	mgN.L ⁻¹	1336,44 ± 297,90	1183,19 ± 312,11
N-Total Kjeldal	mgN.L ⁻¹	1559,37 ± 298,07	1324,40 ± 347,61
ST	g.L ⁻¹	11,946 ± 2,129	6,871 ± 1,585
STV	g.L ⁻¹	5,933 ± 0,677	1,337 ± 0,204
STF	g.L ⁻¹	6,014 ± 1,551	5,534 ± 1,436
SST	g.L ⁻¹	0,607 ± 0,161	0,481 ± 0,026
SSV	g.L ⁻¹	0,387 ± 0,138	0,217 ± 0,028
SSF	g.L ⁻¹	0,220 ± 0,058	0,264 ± 0,011

Tabela B4 Caracterização da condição experimental 04

Parâmetro	Unidade	Entrada	Saída
pH	-	8,24 ± 0,31	8,90 ± 0,12
Alcalinidade Total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	3873,21 ± 813,14	5791,07 ± 236,51
Alcalinidade Intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	1298,21 ± 401,96	662,50 ± 122,19
Alcalinidade Parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	2575,00 ± 1084,10	5128,57 ± 270,61
Acidez Volátil	mgHAc.L ⁻¹	1116,30 ± 493,53	271,20 ± 42,64
Relação AI/AP	-	0,61 ± 0,30	0,13 ± 0,03
Relação AV/AT	-	0,31 ± 0,15	0,05 ± 0,01
DQO - Bruta	gO ₂ .L ⁻¹	15,908 ± 1,255	2,650 ± 0,190
DQO - Centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	14,618 ± 0,818	2,474 ± 0,172
COV - Bruta	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	4,34 ± 0,34	-
COV - Centrifugada	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	3,99 ± 0,22	-
N-Amoniacal	mgN.L ⁻¹	1406,44 ± 38,37	1435,84 ± 68,62
N-Total Kjeldal	mgN.L ⁻¹	1690,08 ± 78,84	1682,80 ± 32,94
ST	g.L ⁻¹	15,346 ± 1,101	8,395 ± 0,209
STV	g.L ⁻¹	7,644 ± 1,275	1,899 ± 0,456
STF	g.L ⁻¹	7,702 ± 0,272	6,496 ± 0,561
SST	g.L ⁻¹	0,632 ± 0,107	0,428 ± 0,035
SSV	g.L ⁻¹	0,491 ± 0,129	0,211 ± 0,031
SSF	g.L ⁻¹	0,142 ± 0,062	0,217 ± 0,027

Tabela B5 Caracterização da condição experimental 05

Parâmetro	Unidade	Entrada	Saída
pH	-	8,54 ± 0,29	9,15 ± 0,15
Alcalinidade Total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	3840,00 ± 720,56	5550,00 ± 359,36
Alcalinidade Intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	981,67 ± 382,48	593,33 ± 146,06
Alcalinidade Parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	2858,33 ± 756,13	4956,67 ± 374,79
Acidez Volátil	mgHAc.L ⁻¹	742,56 ± 441,57	299,38 ± 135,46
Relação AI/AP	-	0,38 ± 0,18	0,12 ± 0,04
Relação AV/AT	-	0,21 ± 0,12	0,05 ± 0,03
DQO - Bruta	gO ₂ .L ⁻¹	13,157 ± 1,689	3,125 ± 0,695
DQO - Centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	11,921 ± 1,392	2,844 ± 0,613
COV - Bruta	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	4,93 ± 0,63	-
COV - Centrifugada	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	4,47 ± 0,52	-
N-Amoniacal	mgN.L ⁻¹	1604,03 ± 66,32	1539,53 ± 50,86
N-Total Kjeidal	mgN.L ⁻¹	1817,67 ± 106,55	1721,53 ± 59,82
ST	g.L ⁻¹	14,895 ± 1,094	8,664 ± 0,546
STV	g.L ⁻¹	7,083 ± 1,108	1,613 ± 0,271
STF	g.L ⁻¹	7,812 ± 0,347	7,050 ± 0,271
SST	g.L ⁻¹	0,521 ± 0,144	0,436 ± 0,063
SSV	g.L ⁻¹	0,323 ± 0,174	0,213 ± 0,031
SSF	g.L ⁻¹	0,198 ± 0,053	0,223 ± 0,046

Tabela B6 Caracterização da condição experimental 06

Parâmetro	Unidade	Entrada	Saída
pH	-	8,79 ± 0,27	9,12 ± 0,20
Alcalinidade Total	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	3909,09 ± 398,70	5356,82 ± 311,79
Alcalinidade Intermediária	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	1059,09 ± 114,06	520,45 ± 76,62
Alcalinidade Parcial	mgCaCO ₃ .L ⁻¹	2850,00 ± 363,51	4836,36 ± 278,68
Acidez Volátil	mgHAc.L ⁻¹	857,18 ± 112,05	180,98 ± 50,70
Relação AI/AP	-	0,38 ± 0,06	0,11 ± 0,01
Relação AV/AT	-	0,22 ± 0,03	0,03 ± 0,01
DQO - Bruta	gO ₂ .L ⁻¹	8,715 ± 0,467	2,639 ± 0,173
DQO - Centrifugada	gO ₂ .L ⁻¹	7,918 ± 0,483	2,402 ± 0,180
COV - Bruta	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	5,23 ± 0,28	-
COV - Centrifugada	gDQO.L ⁻¹ reator.d ⁻¹	4,75 ± 0,29	-
N-Amoniacal	mgN.L ⁻¹	1294,72 ± 33,59	1162,39 ± 67,75
N-Total Kjeidal	mgN.L ⁻¹	1513,40 ± 83,61	1320,48 ± 50,22
ST	g.L ⁻¹	10,632 ± 0,549	7,981 ± 0,299
STV	g.L ⁻¹	3,505 ± 0,193	1,564 ± 0,218
STF	g.L ⁻¹	7,127 ± 0,635	6,416 ± 0,311
SST	g.L ⁻¹	0,669 ± 0,125	0,491 ± 0,036
SSV	g.L ⁻¹	0,476 ± 0,086	0,248 ± 0,025
SSF	g.L ⁻¹	0,193 ± 0,043	0,243 ± 0,024

APÊNDICE C Gráficos do comportamento da DQO e COV das condições operacionais ao longo do tempo

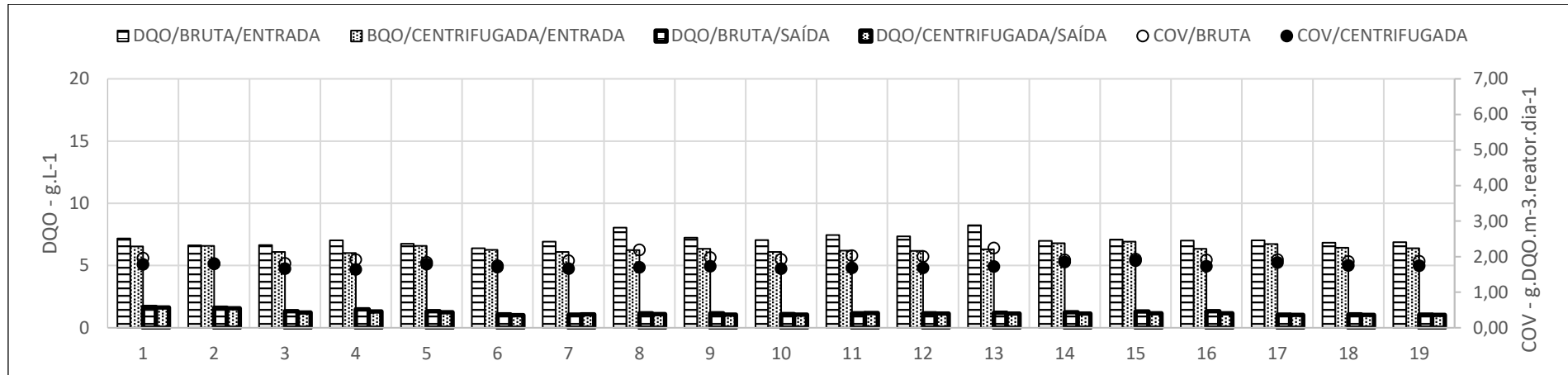


Figura C1 Condição experimental 01 em termos de DQO e carga orgânica volumétrica.

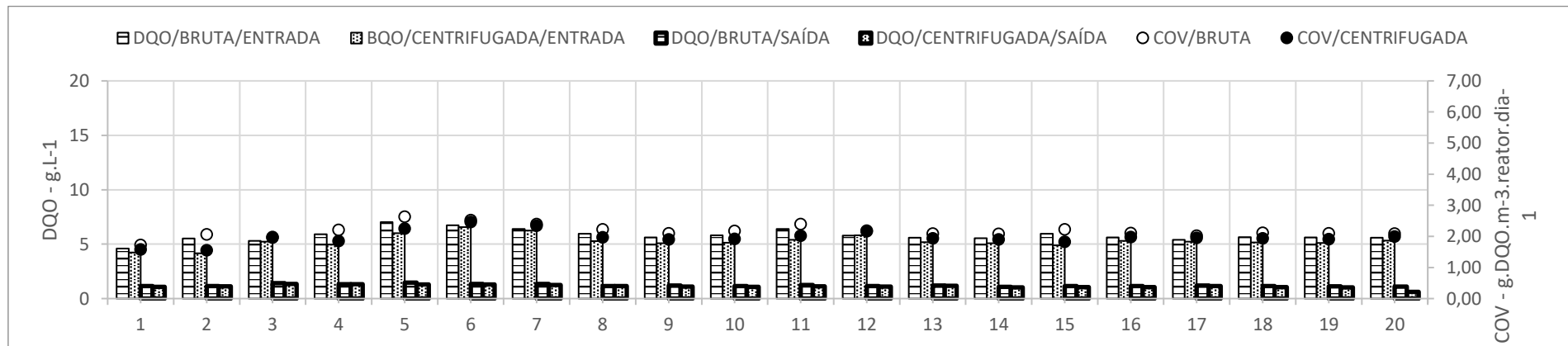


Figura C2 Condição experimental 02 em termos de DQO e carga orgânica volumétrica.

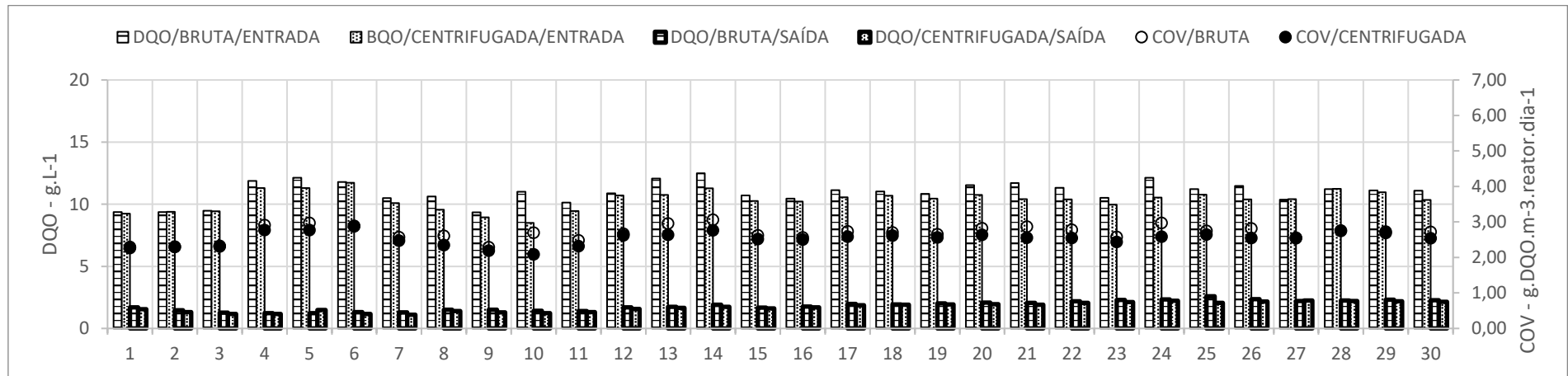


Figura C3 Condição experimental 03 em termos de DQO e carga orgânica volumétrica.

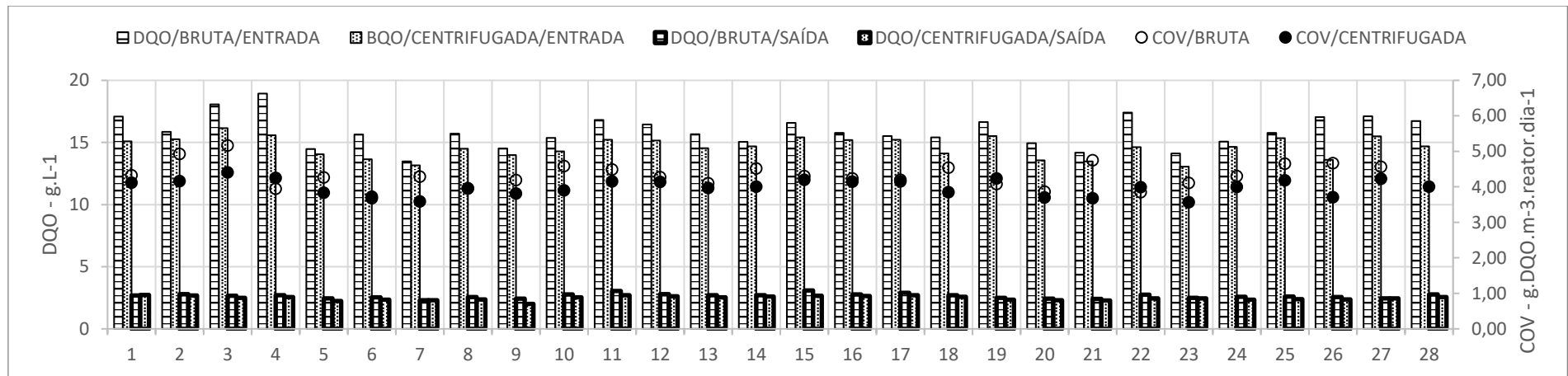


Figura C4 Condição experimental 04 em termos de DQO e carga orgânica volumétrica.

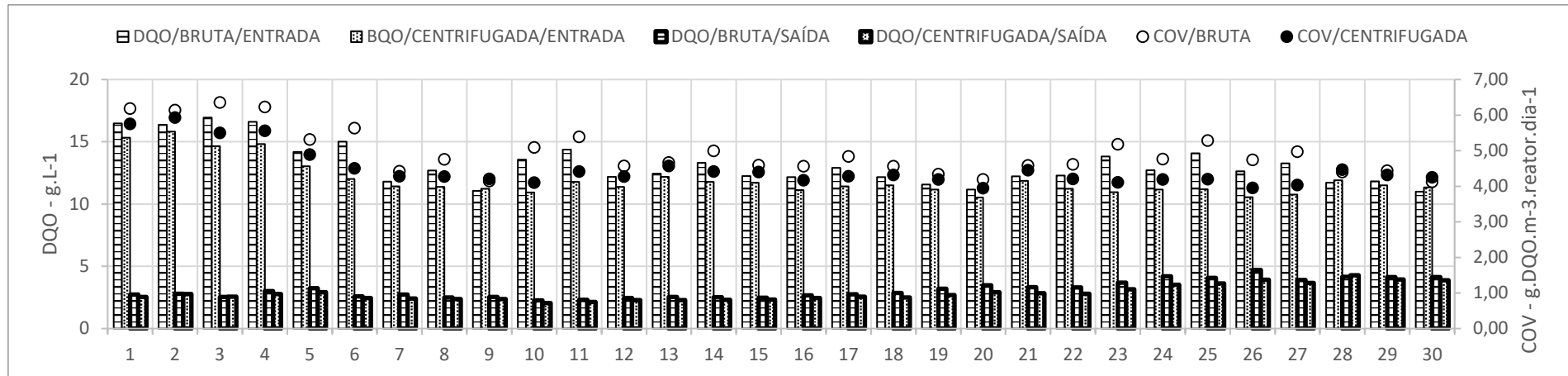


Figura C5 Condição experimental 05 em termos de DQO e carga orgânica volumétrica.

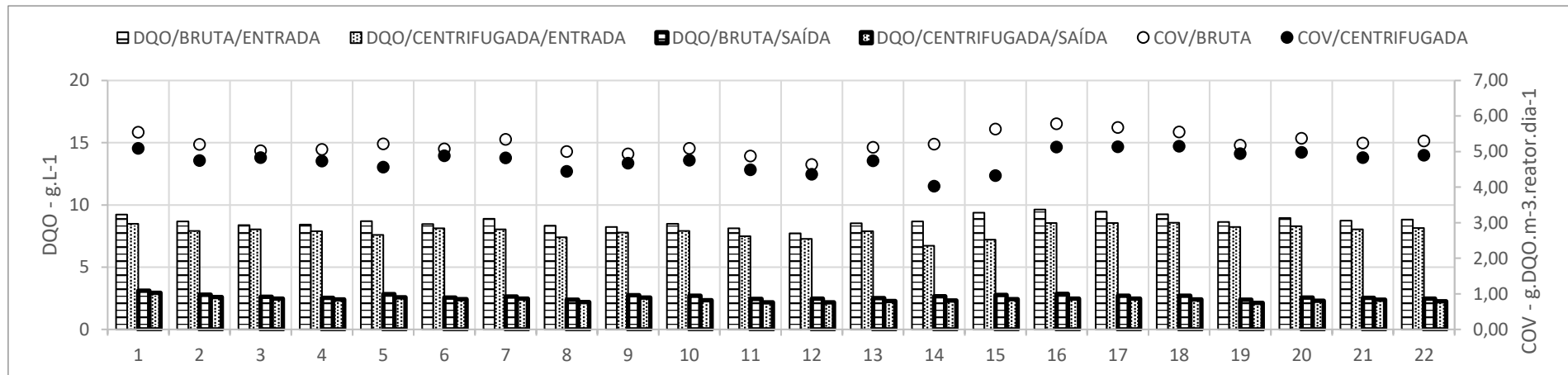


Figura C6 Condição experimental 06 em termos de DQO e carga orgânica volumétrica.

APÊNDICE D Gráficos do comportamento da alcalinidade intermediária, parcial e total das condições operacionais ao longo do tempo

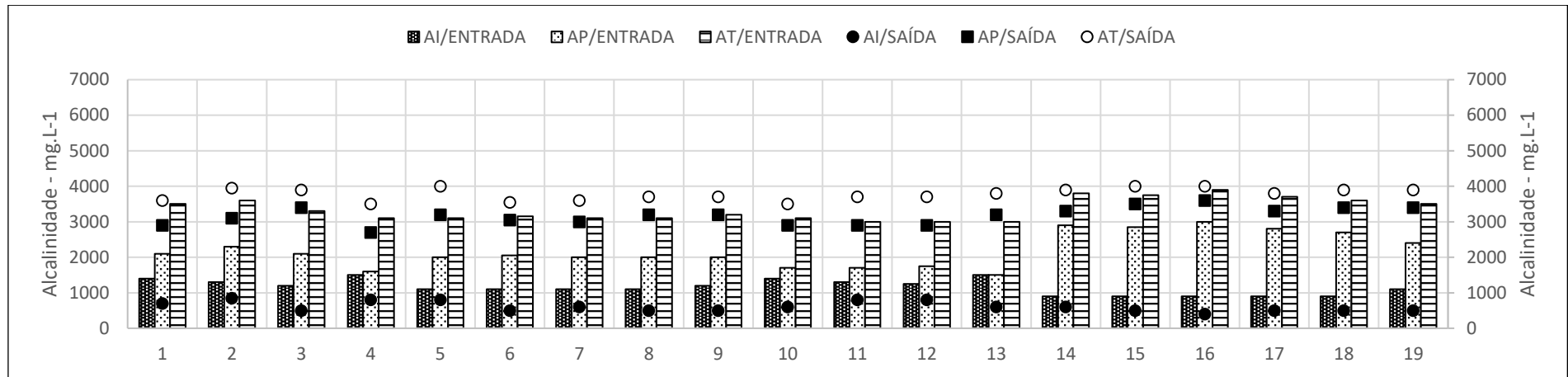


Figura D1 Condição experimental 01 em termos de Alcalinidade.

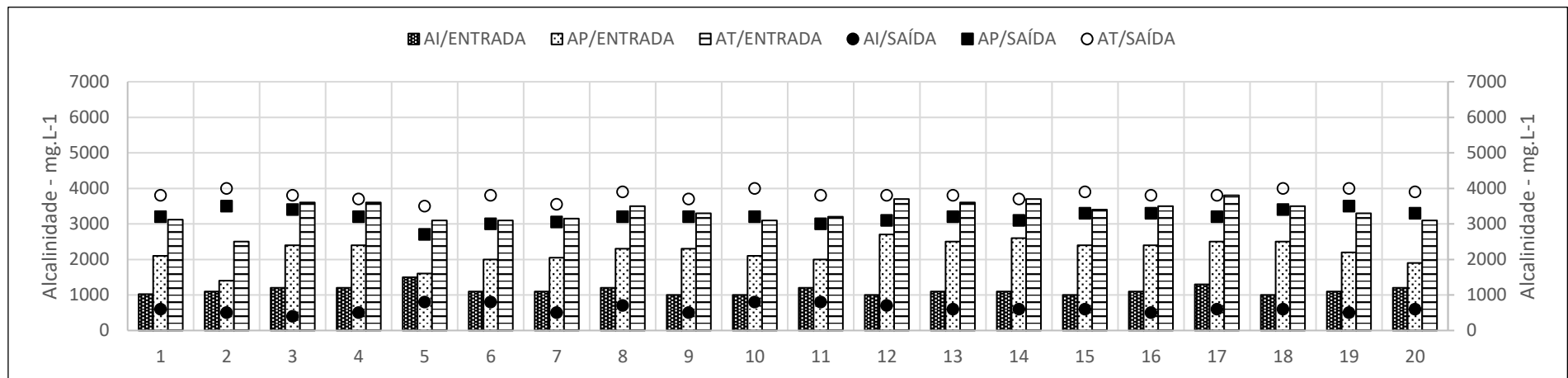


Figura D2 Condição experimental 02 em termos de Alcalinidade.

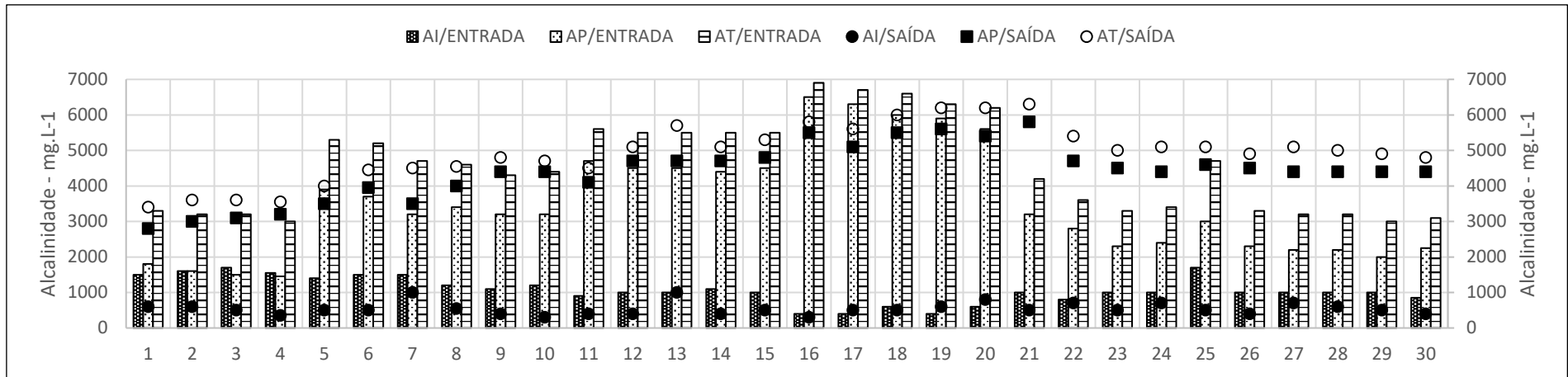


Figura D3 Condição experimental 03 em termos de Alcalinidade.

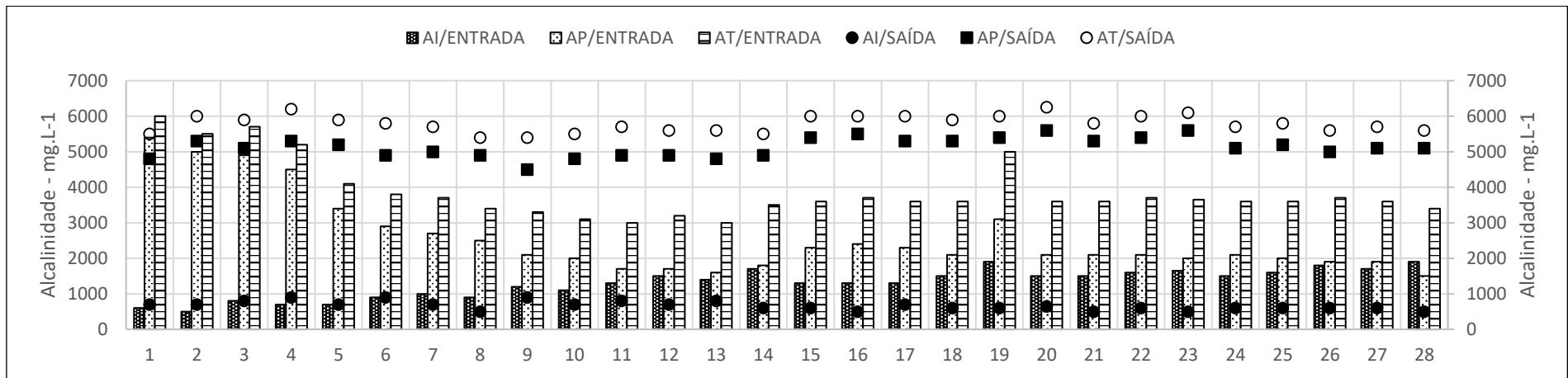


Figura D4 Condição experimental 04 em termos de Alcalinidade.

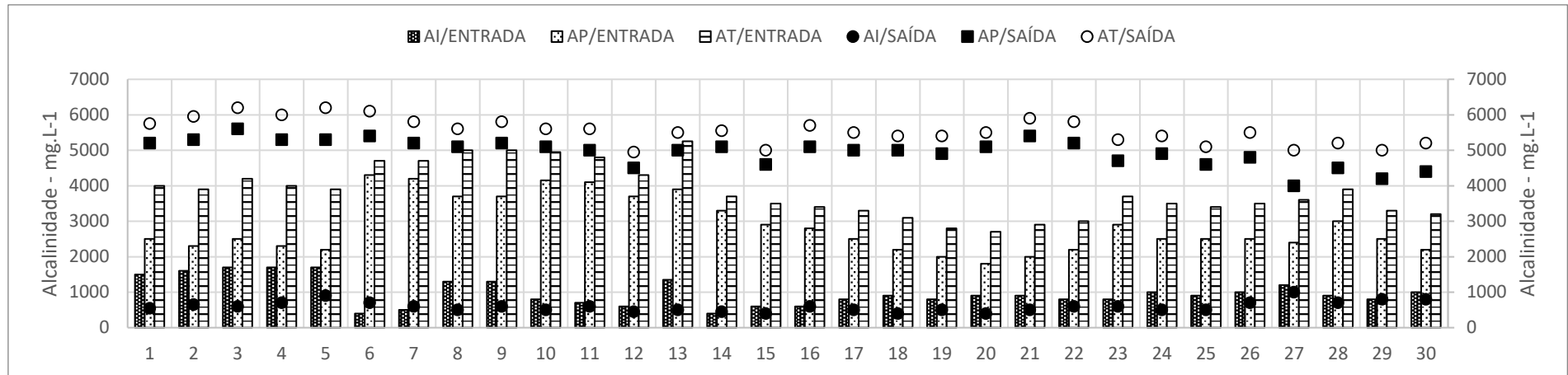


Figura D5 Condição experimental 05 em termos de Alcalinidade.

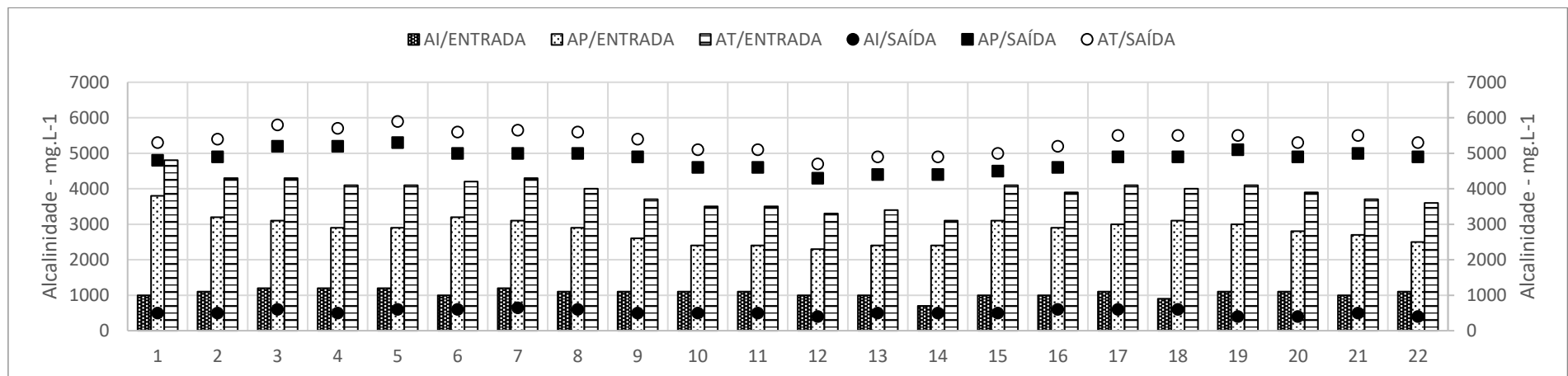


Figura D6 Condição experimental 06 em termos de Alcalinidade.

APÊNDICE E Gráficos do comportamento da acidez volátil das condições operacionais ao longo do tempo

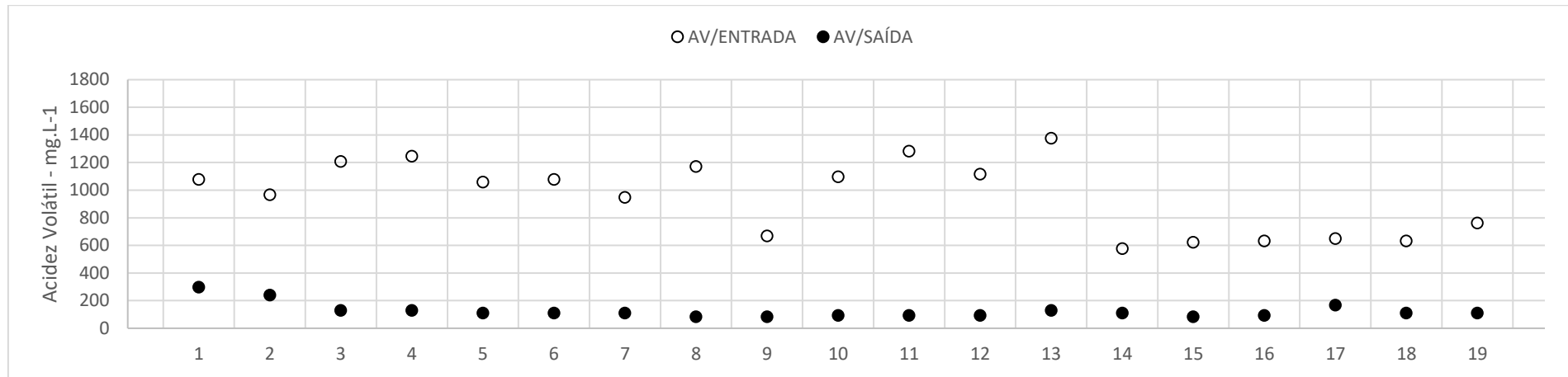


Figura E1 Condição experimental 01 em termos da Acidez Volátil.

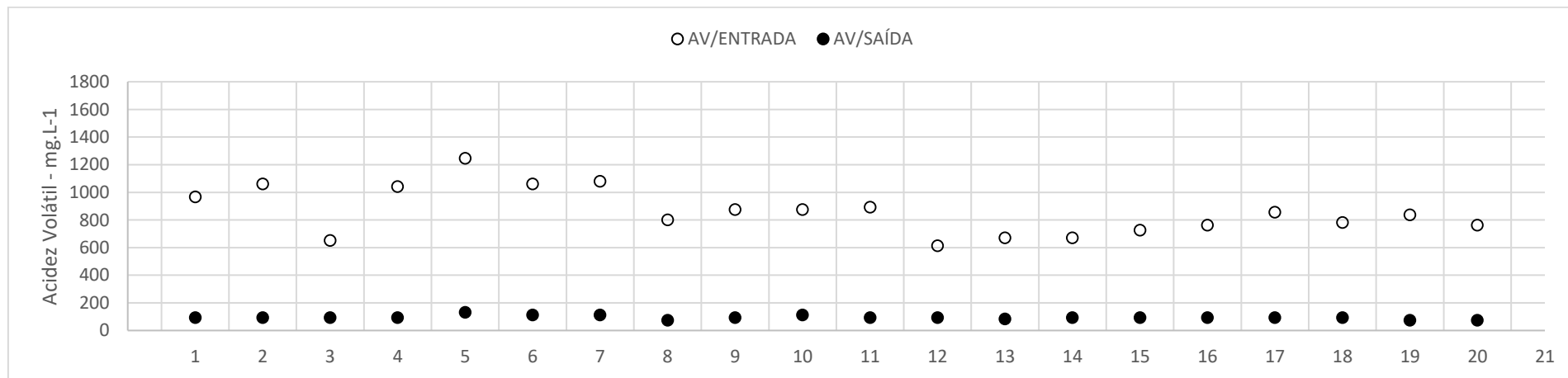


Figura E2 Condição experimental 02 em termos da Acidez Volátil.

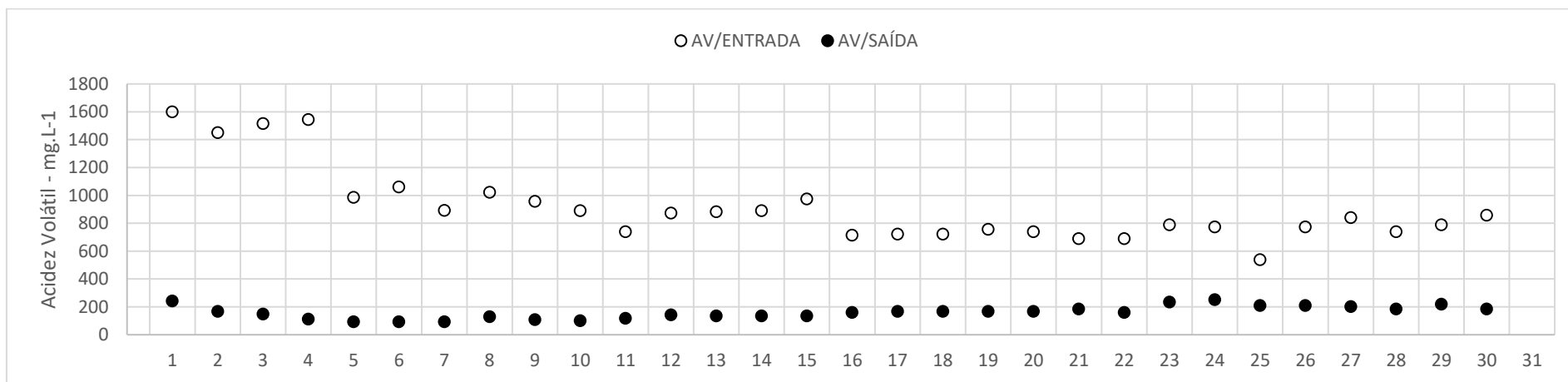


Figura E3 Condição experimental 03 em termos da Acidez Volátil.

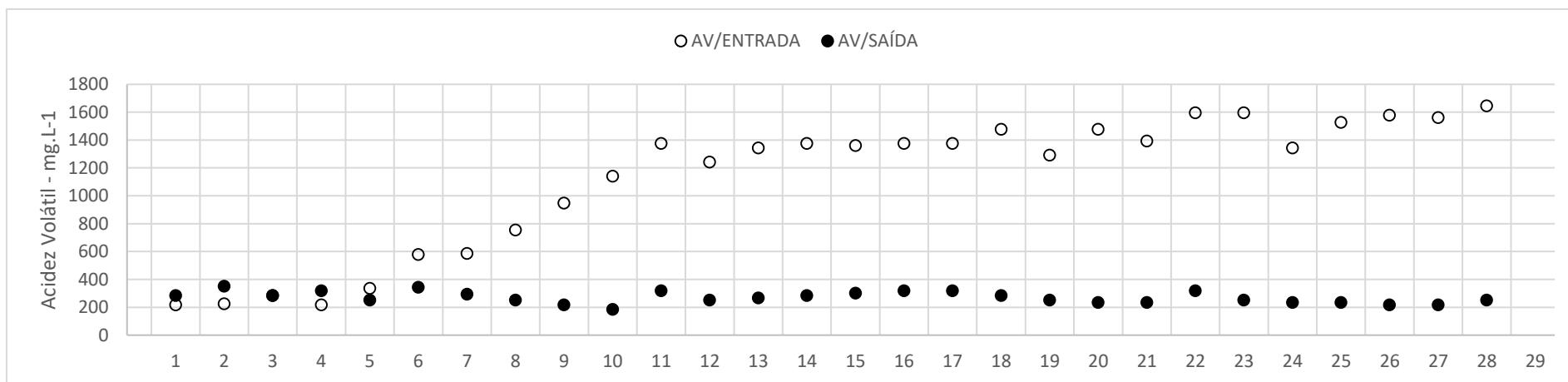


Figura E4 Condição experimental 04 em termos da Acidez Volátil.

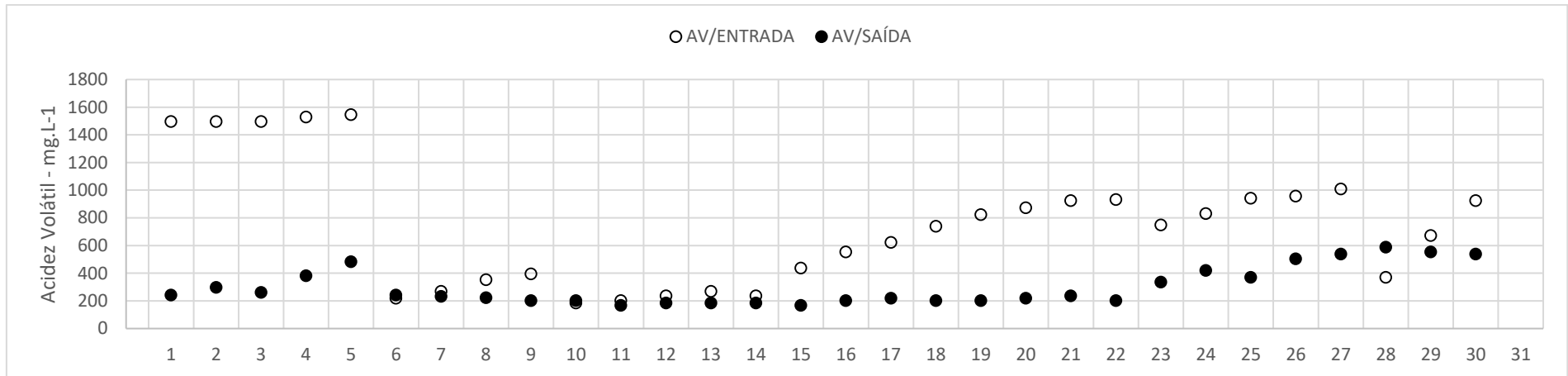


Figura E5 Condição experimental 05 em termos da Acidez Volátil.

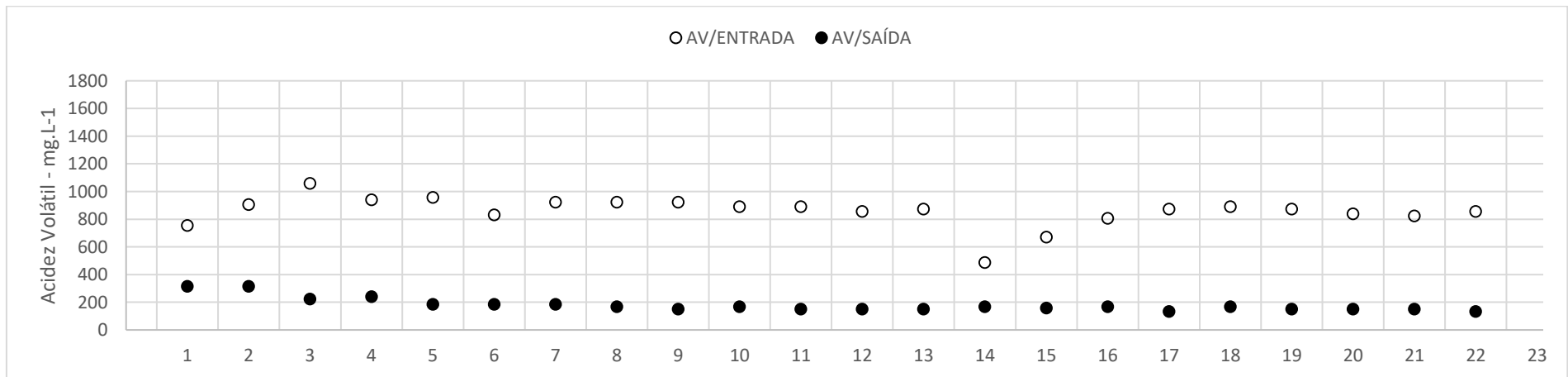


Figura E6 Condição experimental 06 em termos da Acidez Volátil.

APÊNDICE F Gráficos do comportamento das relações AV/AT e AI/AP das condições operacionais ao longo do tempo

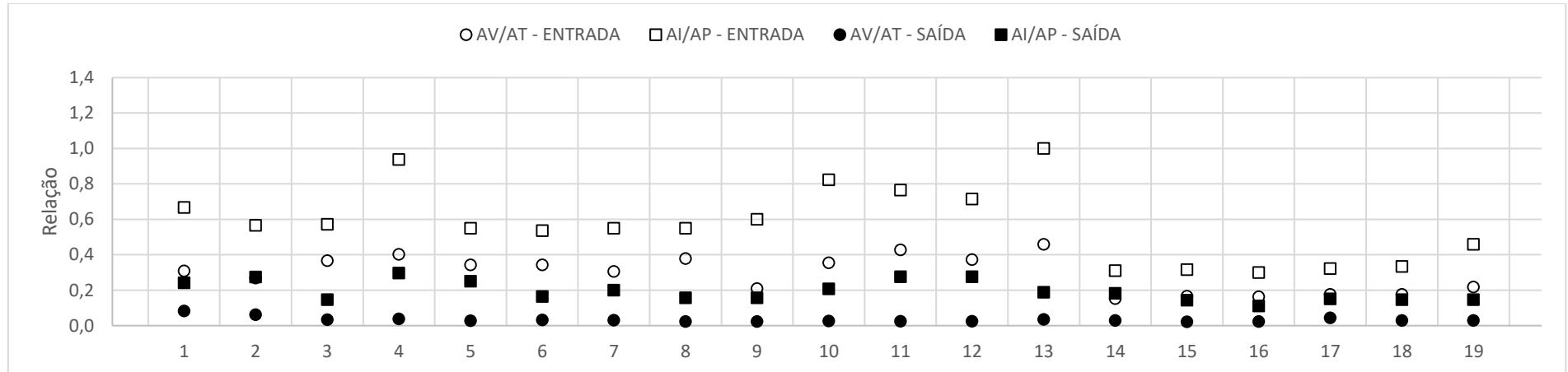


Figura F1 Condição experimental 01 no que se refere às relações AV/AT e AI/AP.

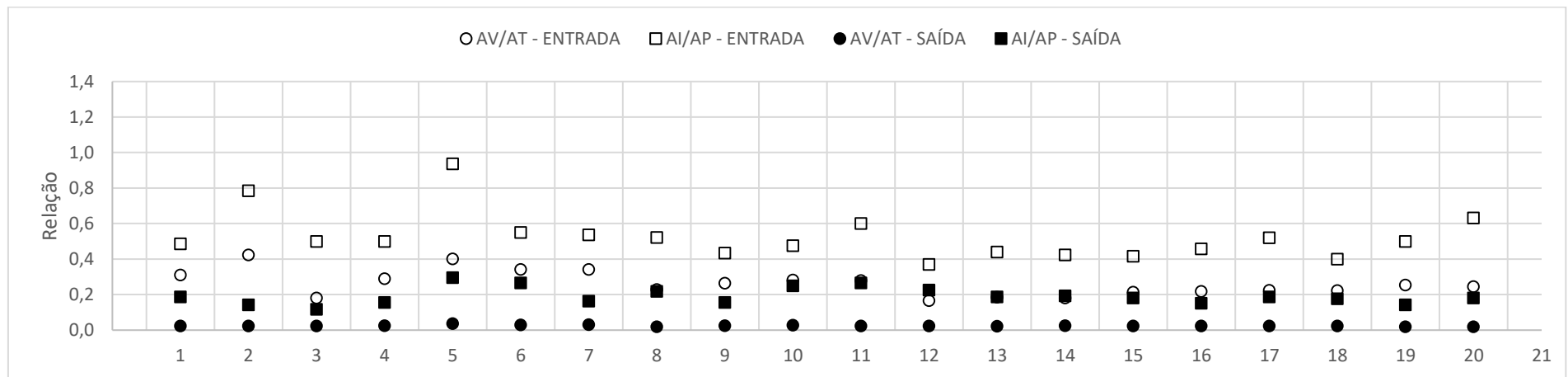


Figura F2 Condição experimental 02 no que se refere às relações AV/AT e AI/AP.

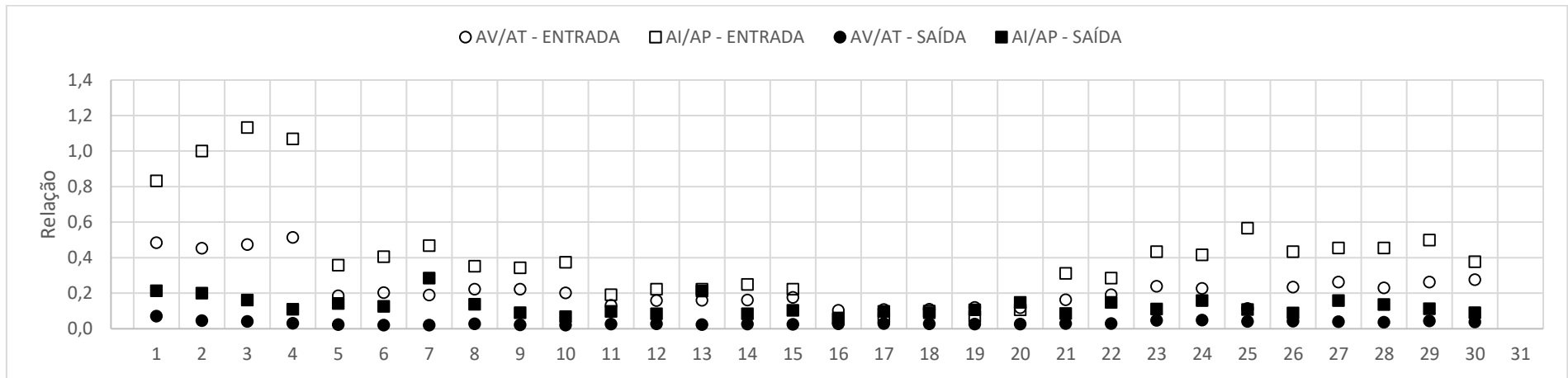


Figura F3 Condição experimental 03 no que se refere às relações AV/AT e AI/AP.

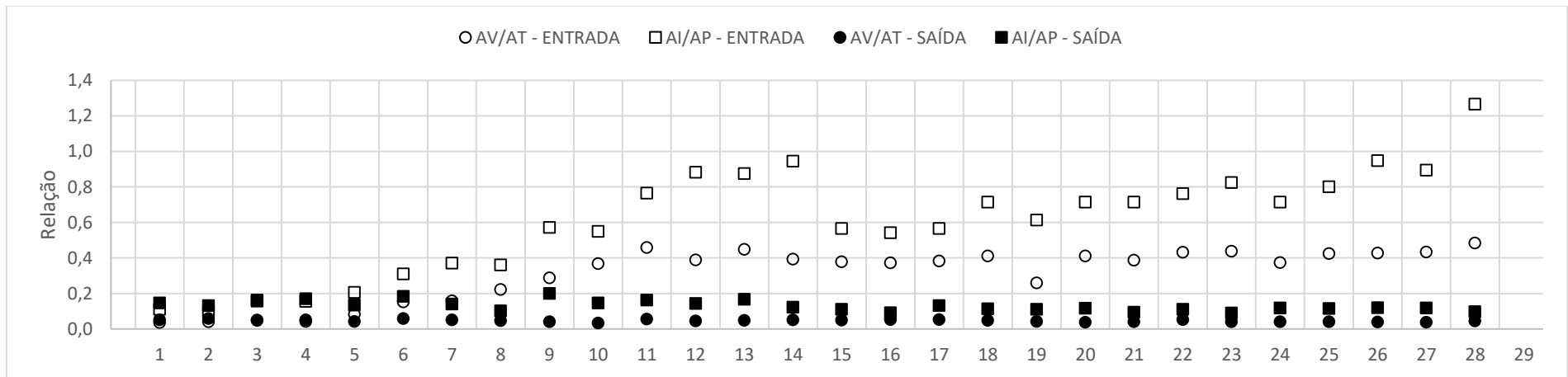


Figura F4 Condição experimental 04 no que se refere às relações AV/AT e AI/AP.

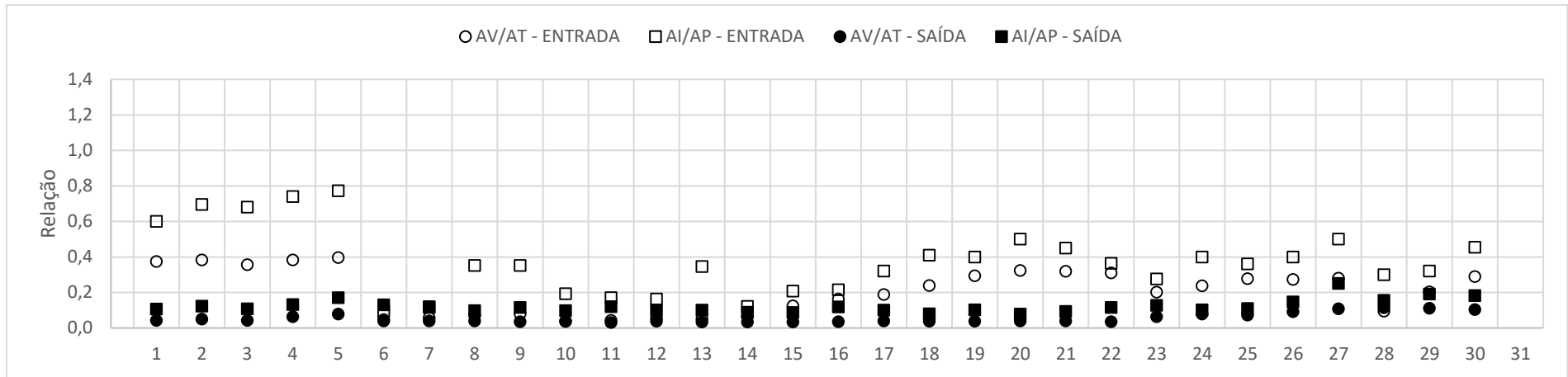


Figura F5 Condição experimental 05 no que se refere às relações AV/AT e AI/AP.

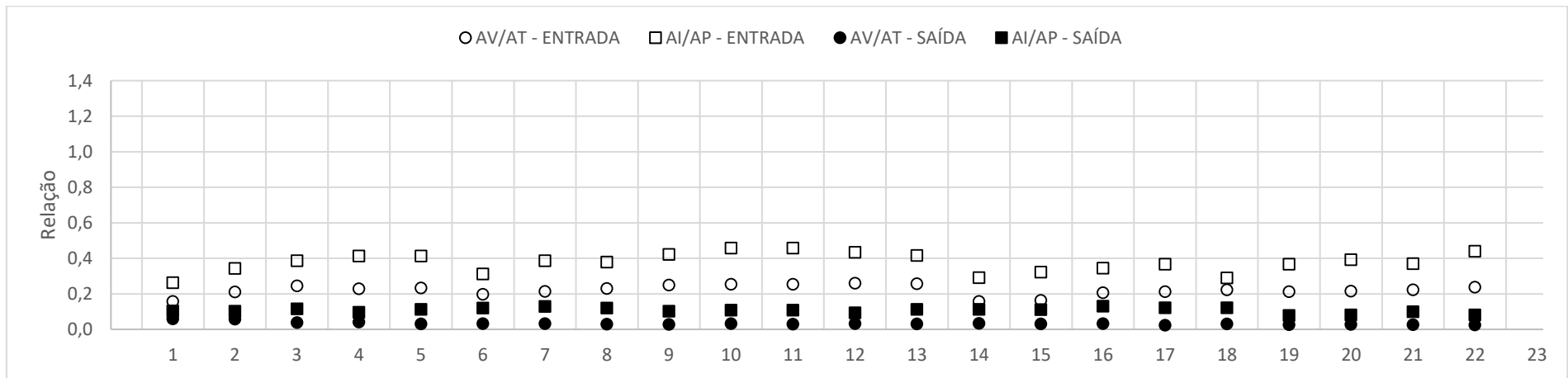


Figura F6 Condição experimental 06 no que se refere às relações AV/AT e AI/AP.

APÊNDICE G Gráficos do comportamento do pH das condições operacionais ao longo do tempo

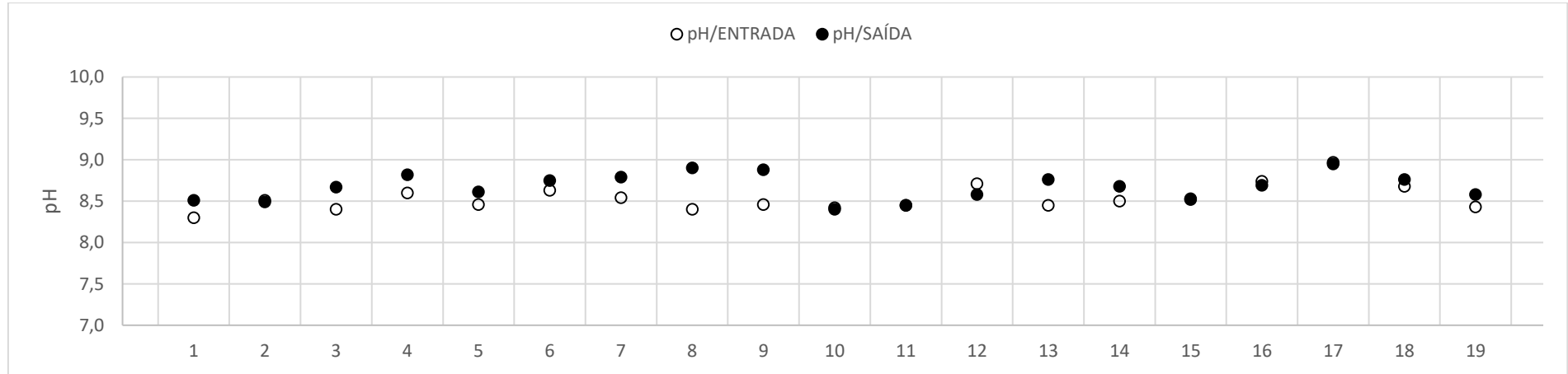


Figura G1 Condição experimental 01 em termos do pH.

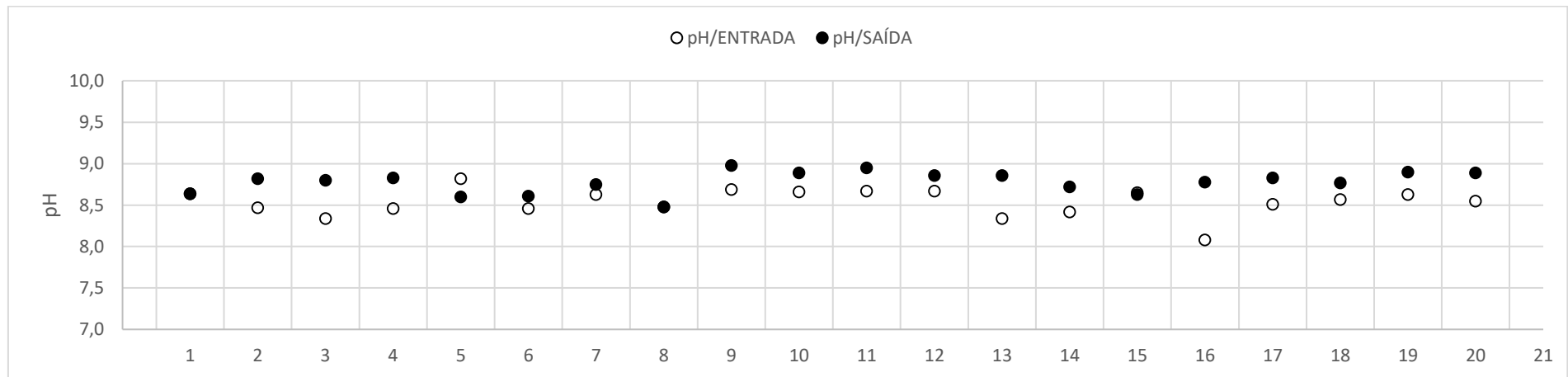


Figura G2 Condição experimental 02 em termos do pH.

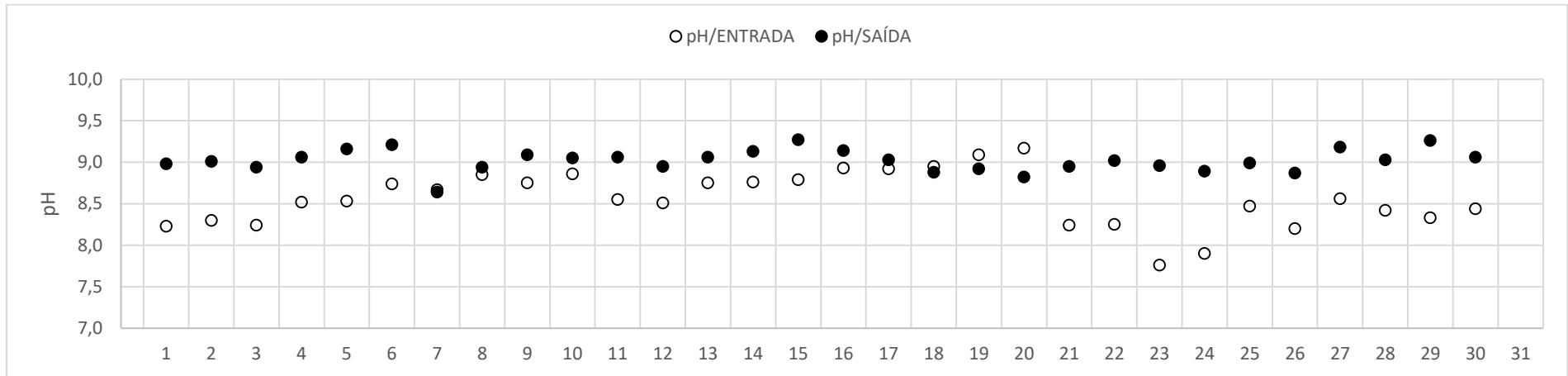


Figura G3 Condição experimental 03 em termos do pH.

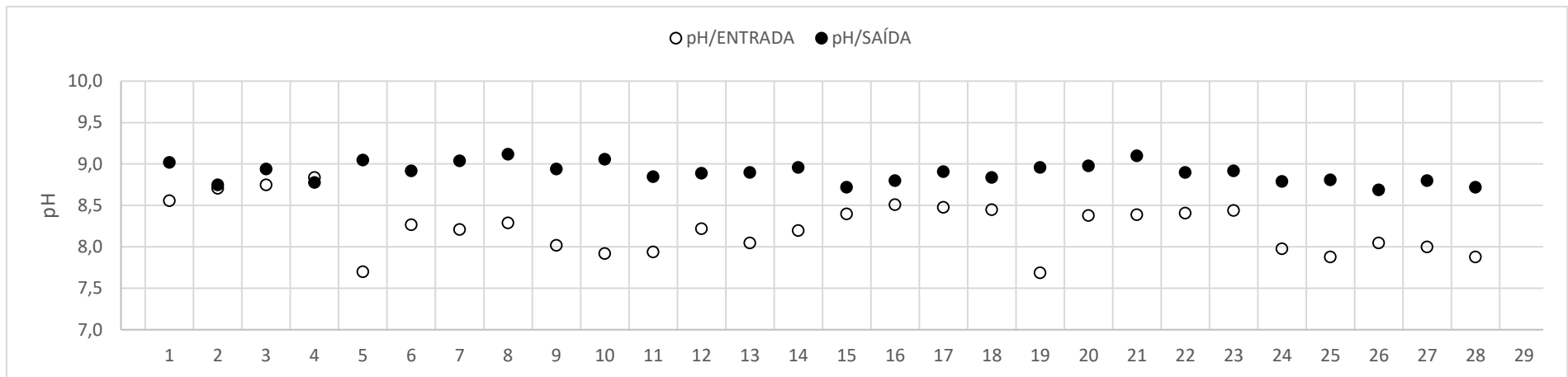


Figura G4 Condição experimental 04 em termos do pH.

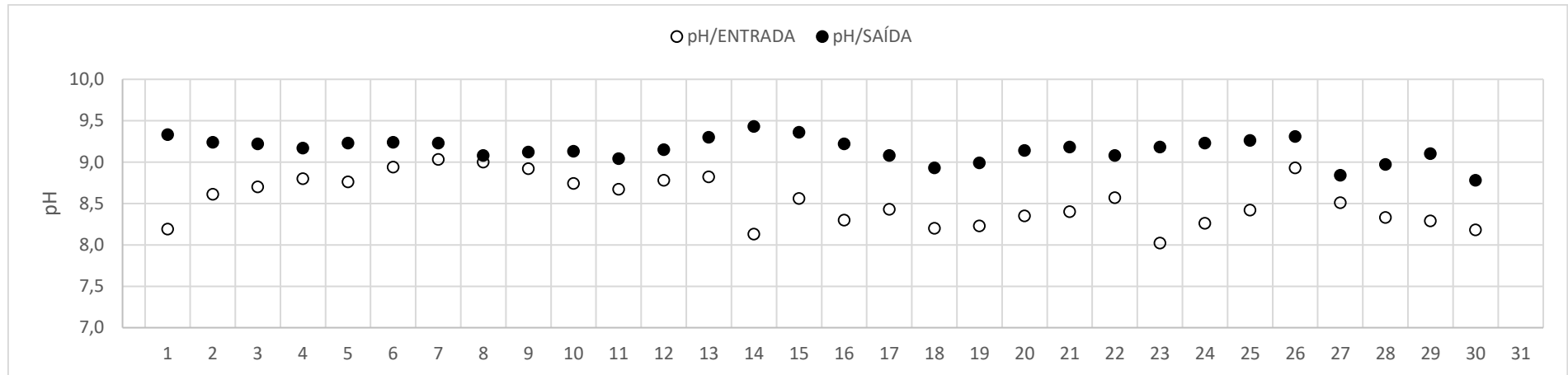


Figura G5 Condição experimental 05 em termos do pH.

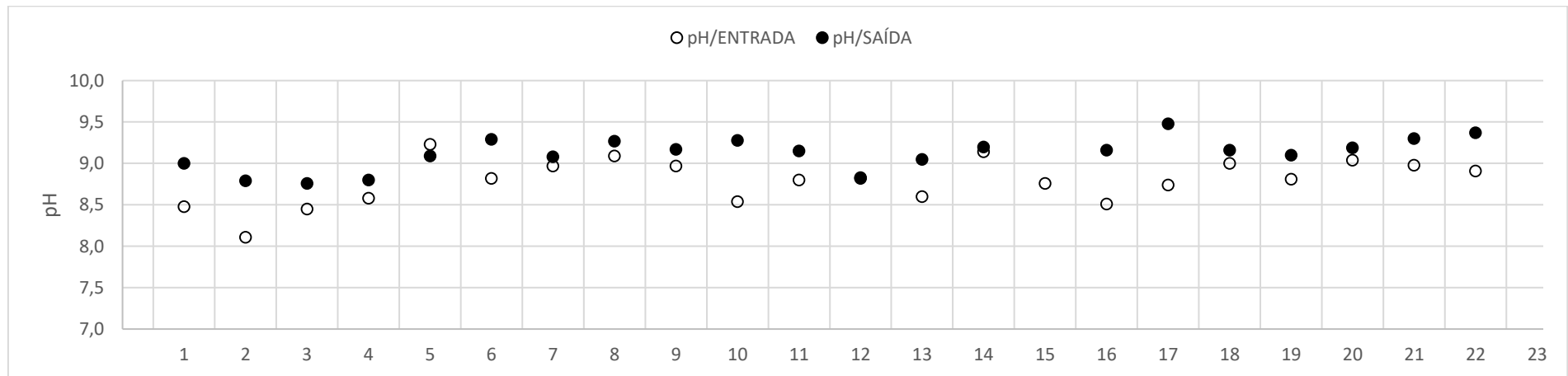


Figura G6 Condição experimental 06 em termos do pH.

APÊNDICE H Gráficos do comportamento da remoção da DQO das condições operacionais ao longo do tempo

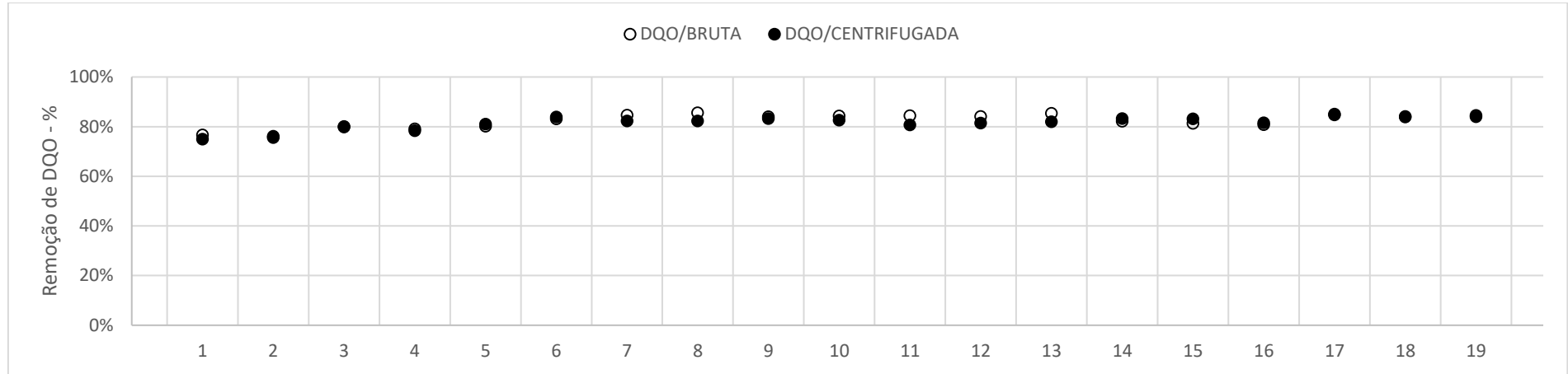


Figura H1 Condição experimental 01 no que se refere à remoção de DQO.

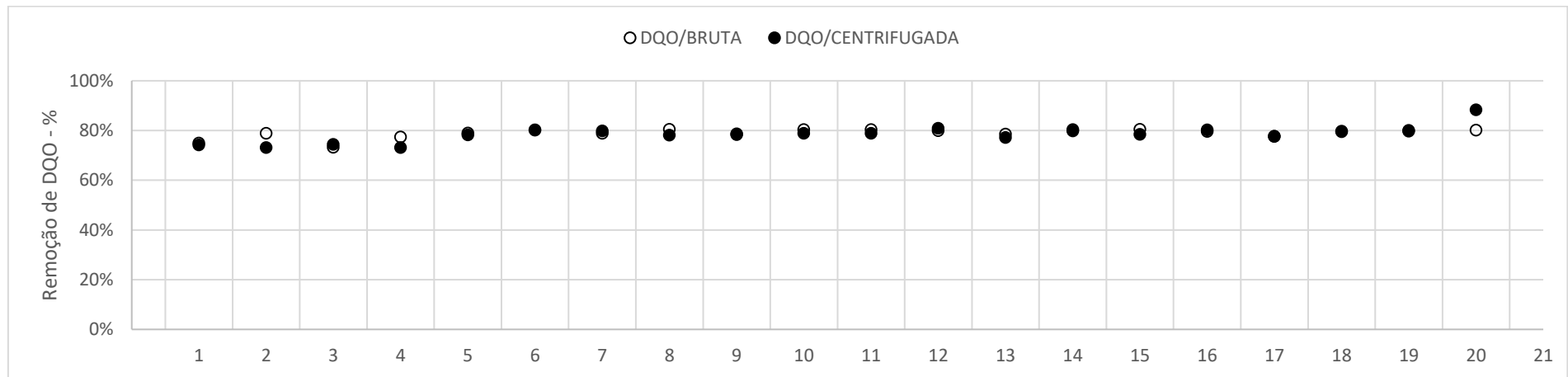


Figura H2 Condição experimental 02 no que se refere à remoção de DQO.

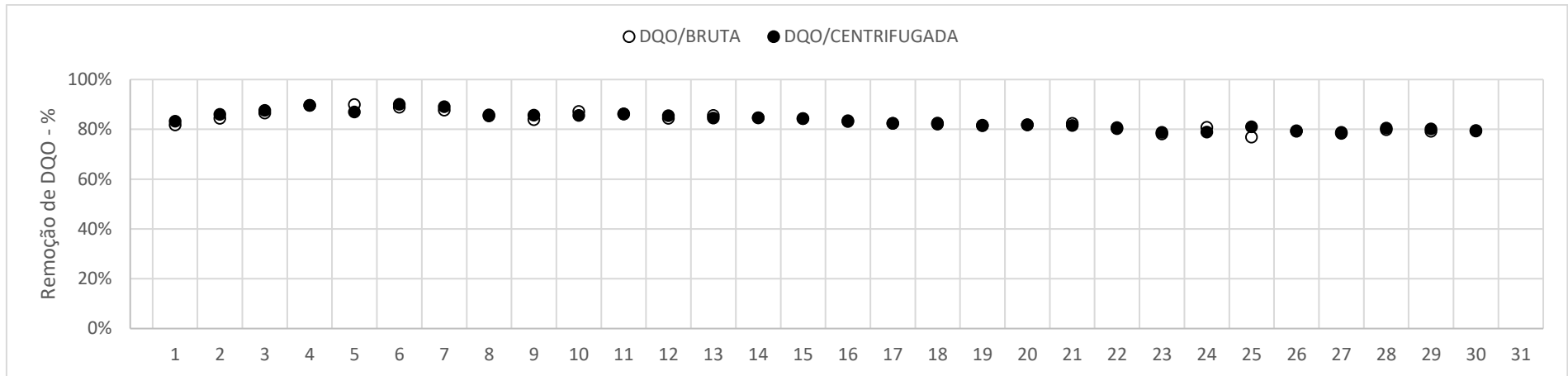


Figura H3 Condição experimental 03 no que se refere à remoção de DQO.

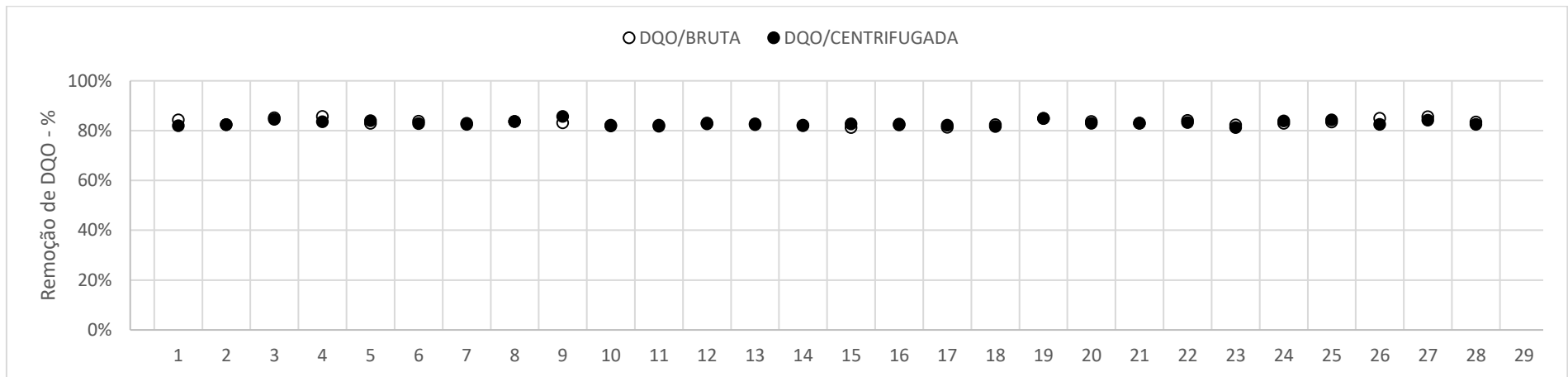


Figura H4 Condição experimental 04 no que se refere à remoção de DQO.

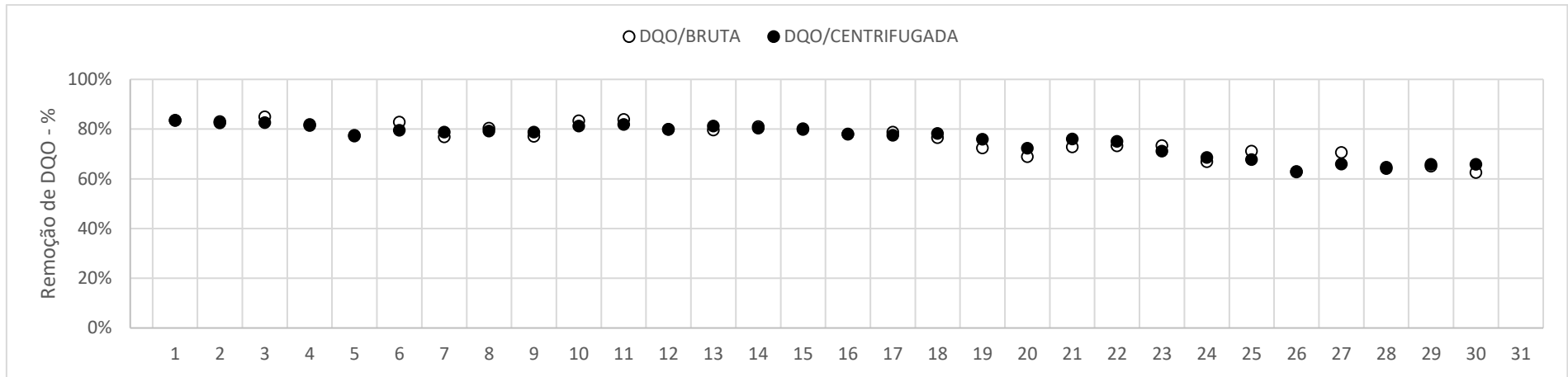


Figura H5 Condição experimental 05 no que se refere à remoção de DQO.

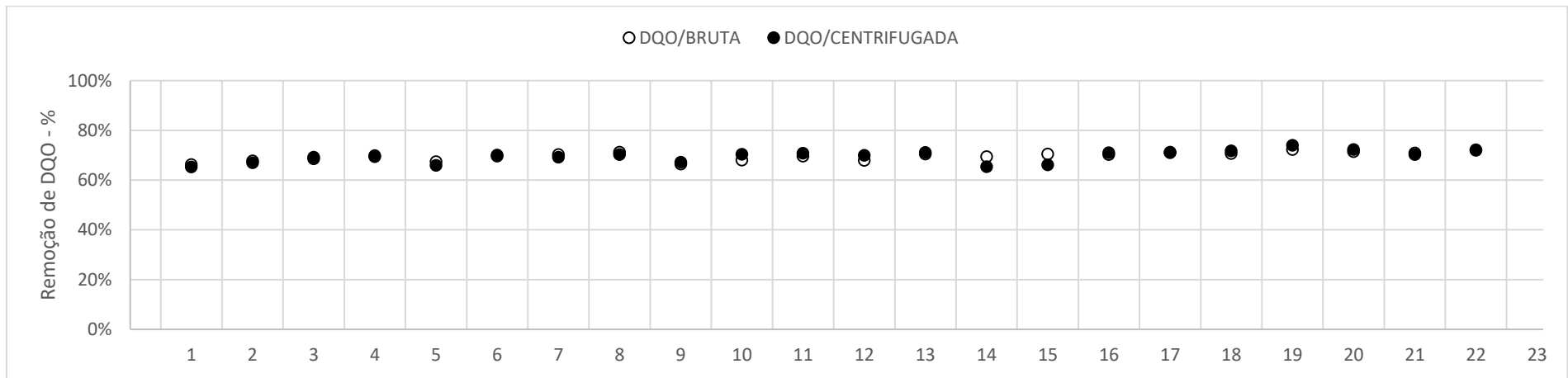


Figura H6 Condição experimental 06 no que se refere à remoção de DQO.

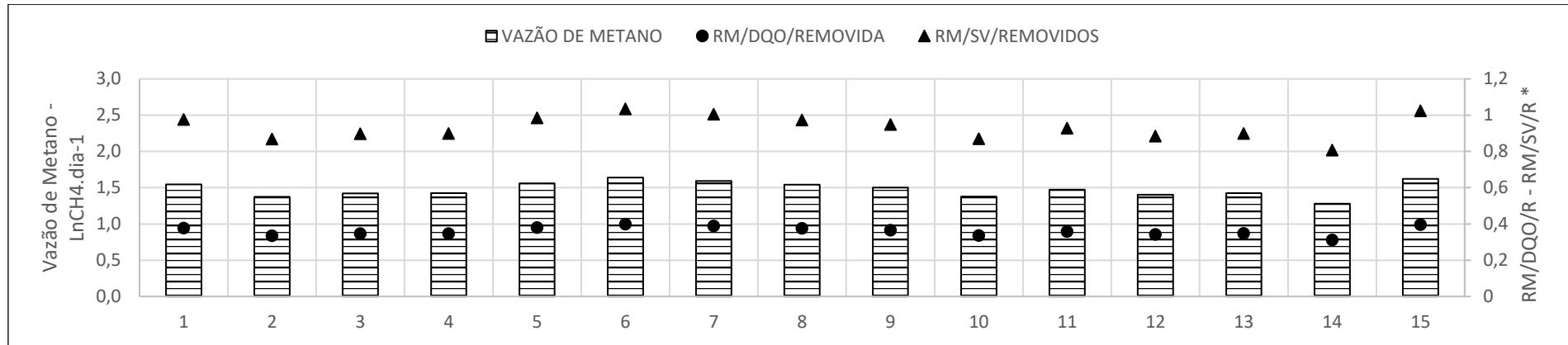
APÊNDICE I Tabela da concentração dos ácidos orgânicos voláteis

Tabela I1 Concentração dos ácidos orgânicos voláteis em cada ponto de coleta de cada condição experimental

Condição/Ponto	Ácido Lático - mg.L ⁻¹	Ácido Fórmico - mg.L ⁻¹	Ácido Acético - mg.L ⁻¹	Ácido Propiônico - mg.L ⁻¹	Ácido Butírico - mg.L ⁻¹
C01/P01	*	*	66,93 ± 55,78	15,07 ± 3,68	18,56 ± 0,00
C01/P02	*	*	83,00 ± 22,60	13,84 ± 2,95	15,37 ± 3,71
C01/P03	*	*	86,58 ± 31,37	15,90 ± 3,74	15,24 ± 1,42
C01/P04	*	*	175,37 ± 18,45	*	10,19 ± 0,24
C02/P01	*	*	22,32 ± 16,52	*	18,16 ± 16,88
C02/P02	*	*	16,03 ± 32,05	*	16,74 ± 10,75
C02/P03	*	*	11,23 ± 22,47	*	15,17 ± 11,00
C02/P04	*	*	85,53 ± 171,06	5,21 ± 6,03	14,08 ± 8,42
C03/P01	*	*	163,10 ± 255,07	9,01 ± 18,01	*
C03/P02	*	*	169,05 ± 249,62	10,31 ± 20,63	*
C03/P03	*	*	136,52 ± 193,61	9,00 ± 18,01	*
C03/P04	*	*	133,45 ± 95,55	2,78 ± 5,56	*
C04/P01	*	5,47 ± 7,94	144,76 ± 38,79	213,33 ± 142,02	*
C04/P02	*	6,66 ± 18,84	222,70 ± 49,15	157,11 ± 99,80	*
C04/P03	*	5,08 ± 14,37	211,40 ± 27,62	151,19 ± 93,37	*
C04/P04	*	2,01 ± 5,68	129,90 ± 47,42	114,87 ± 76,09	*
C05/P01	*	*	207,24 ± 30,79	361,17 ± 18,23	*
C05/P02	*	*	332,78 ± 72,28	375,57 ± 60,28	*
C05/P03	*	*	347,98 ± 75,14	384,16 ± 48,09	*
C05/P04	*	*	418,56 ± 15,30	393,68 ± 20,26	*
C06/P01	*	*	413,72 ± 36,91	20,56 ± 22,46	15,59 ± 23,01
C06/P02	*	*	439,86 ± 30,27	12,75 ± 11,32	13,46 ± 23,32
C06/P03	*	*	487,93 ± 70,14	5,24 ± 9,07	15,43 ± 26,73
C06/P04	*	*	486,00 ± 104,21	*	30,75 ± 52,23

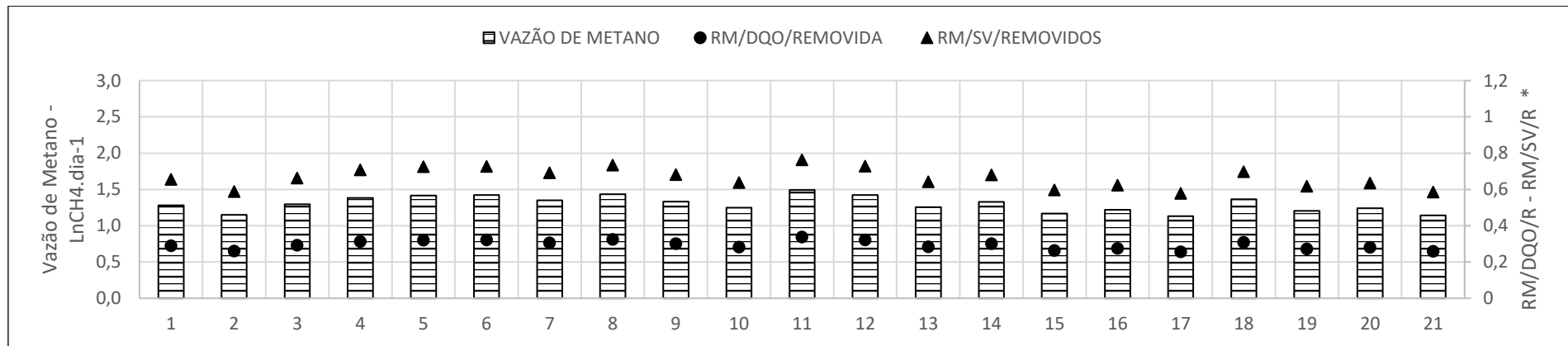
* Abaixo do limite de detecção.

APÊNDICE J Gráficos do comportamento da produção de biogás e rendimento de metano das condições operacionais ao longo do tempo



* $\text{RM/DQO/R} - \text{LnCH}_4 \cdot \text{gDQO}_{\text{rem}}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$; $\text{RM/SV/R} - \text{LnCH}_4 \cdot \text{gSV}_{\text{rem}}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$.

Figura J1 Condição experimental 01 em termos da produção e rendimento de metano em função da remoção de DQO e SV.



* $\text{RM/DQO/R} - \text{LnCH}_4 \cdot \text{gDQO}_{\text{rem}}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$; $\text{RM/SV/R} - \text{LnCH}_4 \cdot \text{gSV}_{\text{rem}}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$.

Figura J2 Condição experimental 02 em termos da produção e rendimento de metano em função da remoção de DQO e SV.

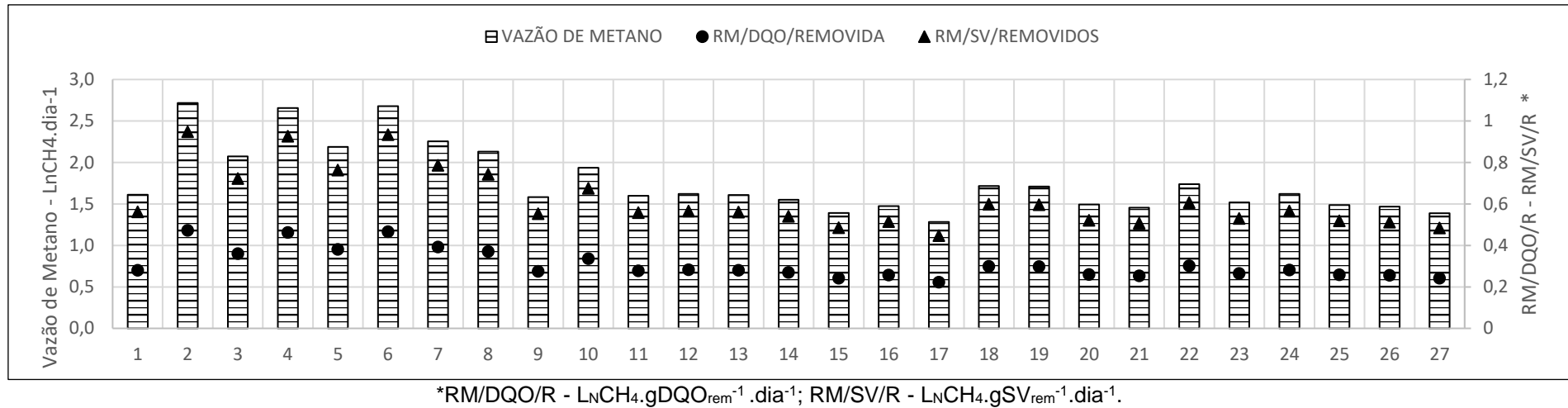


Figura J3 Condição experimental 03 em termos da produção e rendimento de metano em função da remoção de DQO e SV.

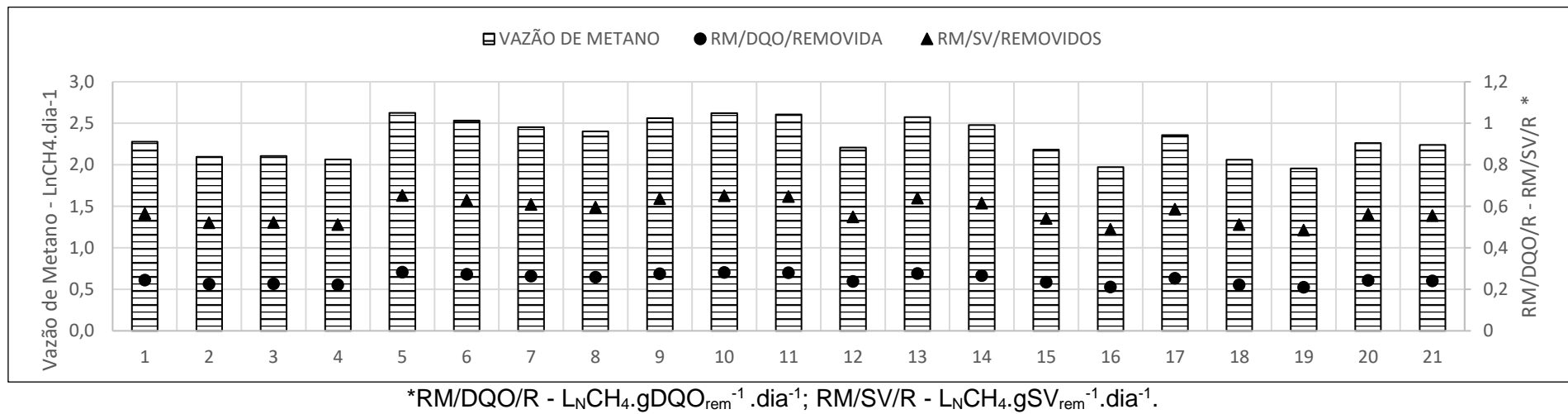


Figura J4 Condição experimental 04 em termos da produção e rendimento de metano em função da remoção de DQO e SV.

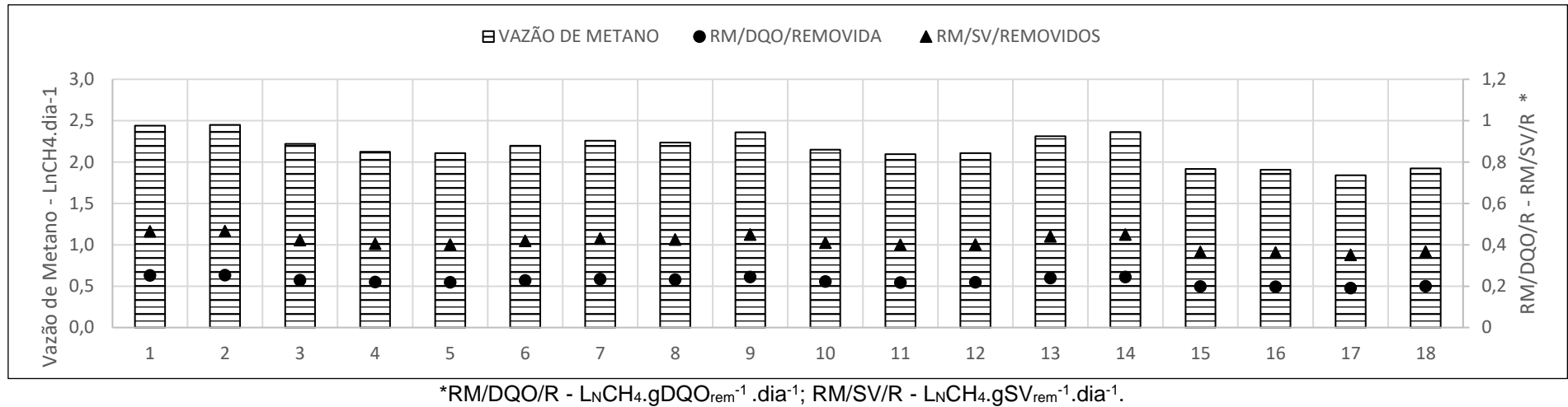


Figura J5 Condição experimental 05 em termos da produção e rendimento de metano em função da remoção de DQO e SV.

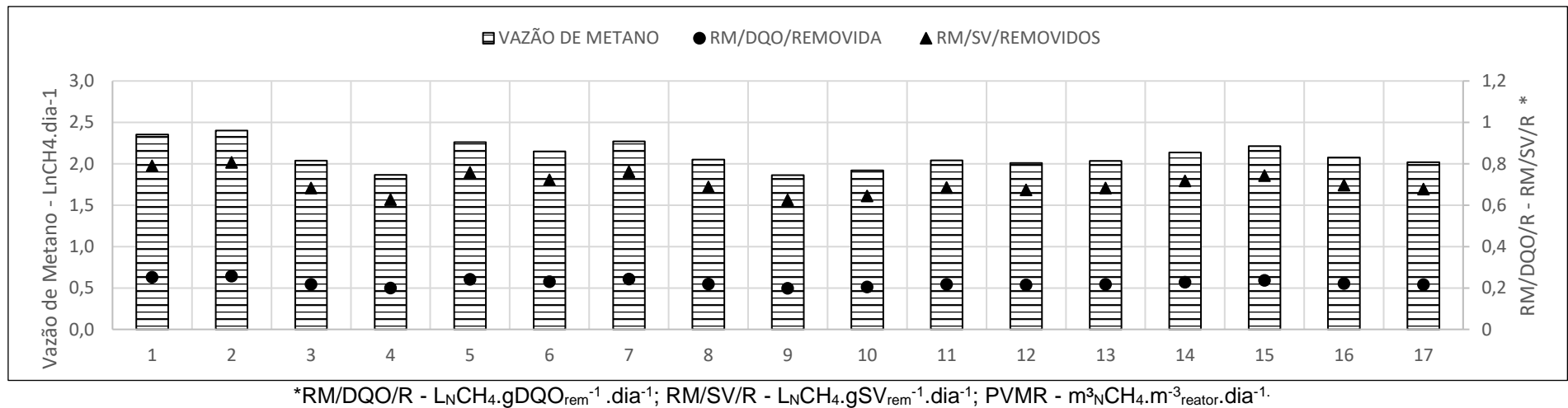
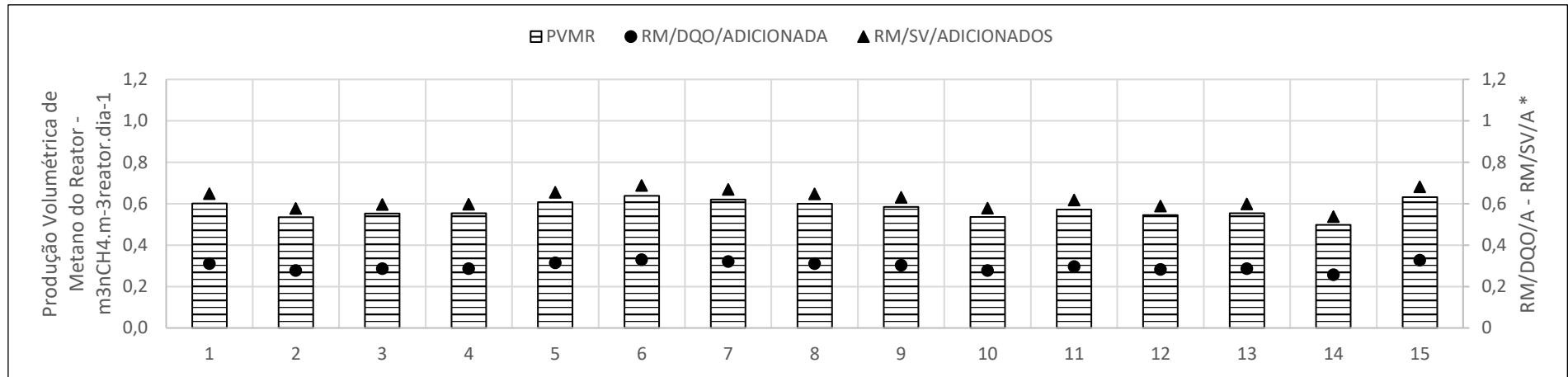
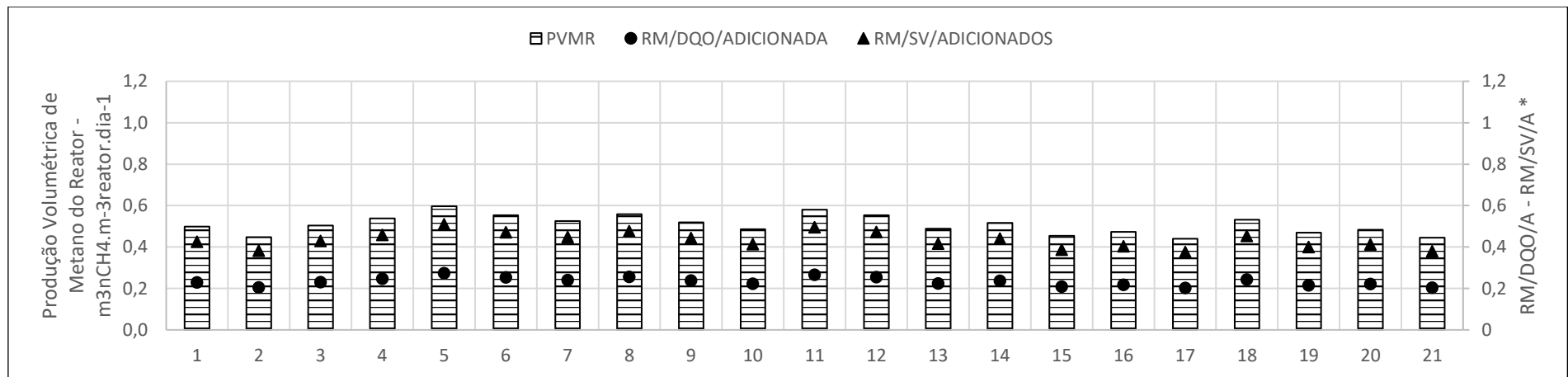


Figura J6 Condição experimental 06 em termos da produção e rendimento de metano em função da remoção de DQO e SV.



* $\text{RM/DQO/A} - L_N \text{CH}_4 \cdot g \text{DQO}_{\text{adc}}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$; $\text{RM/SV/A} - L_N \text{CH}_4 \cdot g \text{SV}_{\text{adc}}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$; $\text{PVMR} - m^3 \text{NCH}_4 \cdot m^{-3} \text{reator} \cdot \text{dia}^{-1}$.

Figura J7 Condição experimental 01 em termos da produção e rendimento de metano em função da adição de DQO e SV.



* $\text{RM/DQO/A} - L_N \text{CH}_4 \cdot g \text{DQO}_{\text{adc}}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$; $\text{RM/SV/A} - L_N \text{CH}_4 \cdot g \text{SV}_{\text{adc}}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$; $\text{PVMR} - m^3 \text{NCH}_4 \cdot m^{-3} \text{reator} \cdot \text{dia}^{-1}$.

Figura J8 Condição experimental 02 em termos da produção e rendimento de metano em função da adição de DQO e SV.

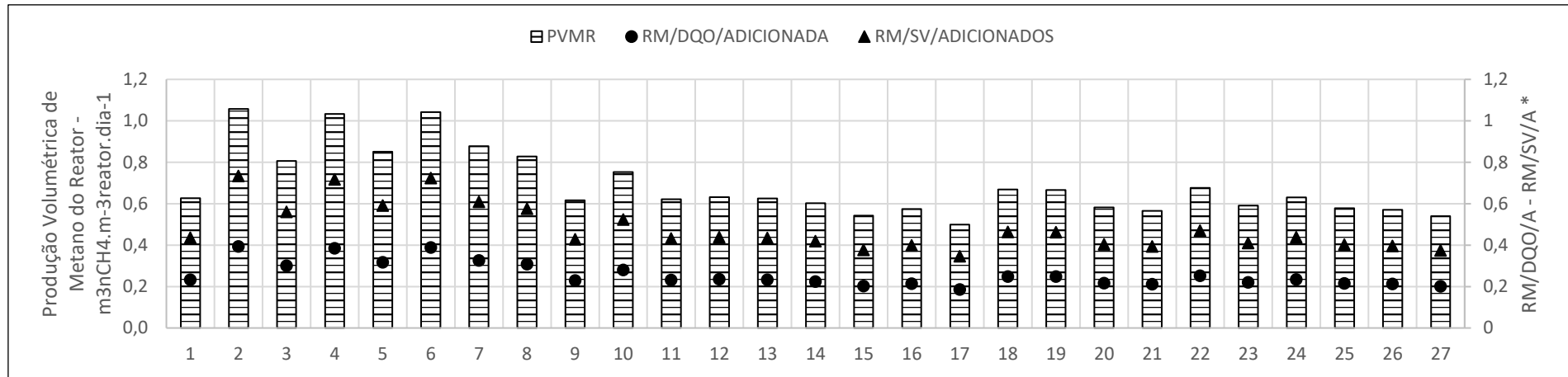


Figura J9 Condição experimental 03 em termos da produção e rendimento de metano em função da adição de DQO e SV.

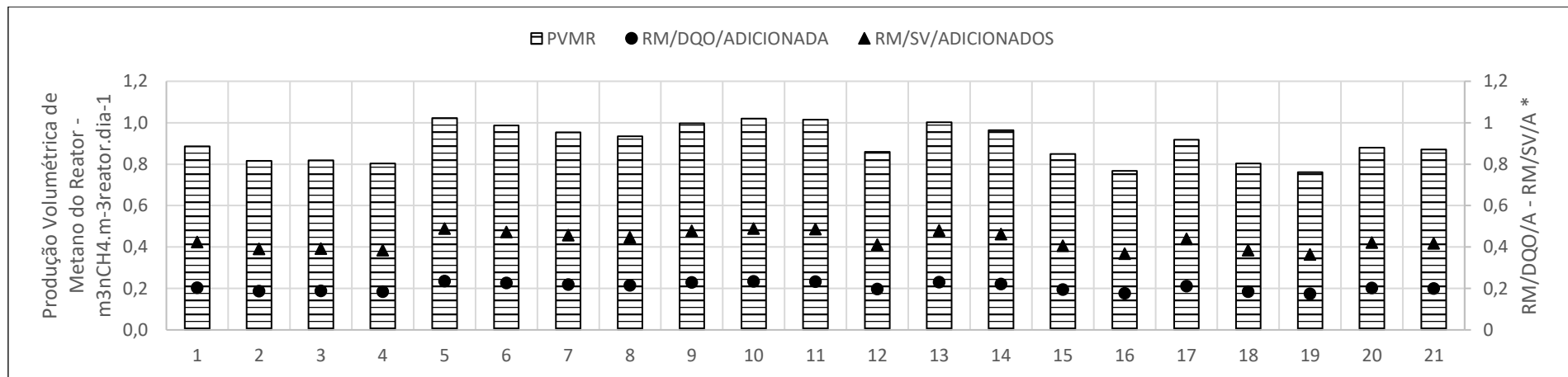
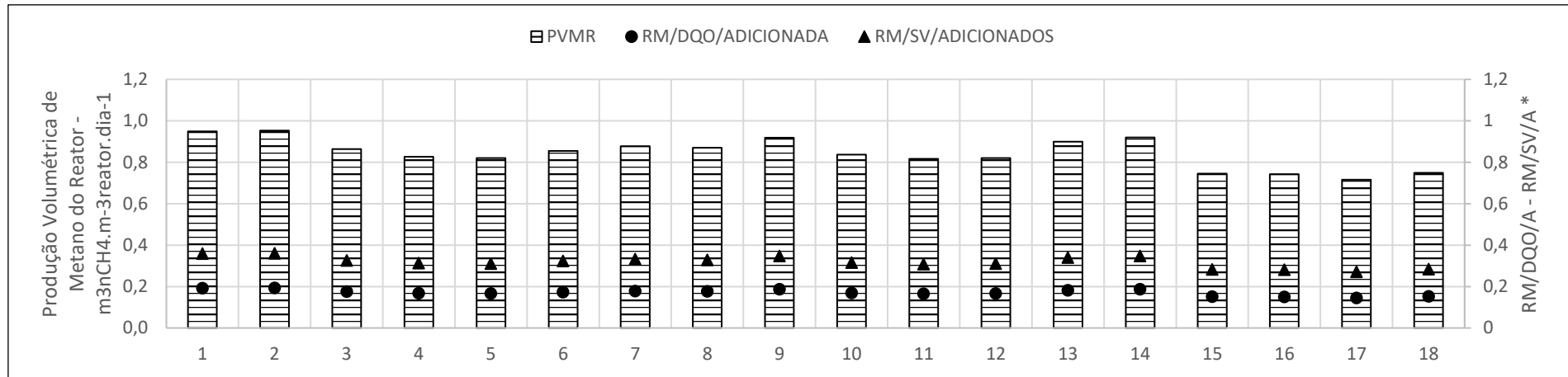
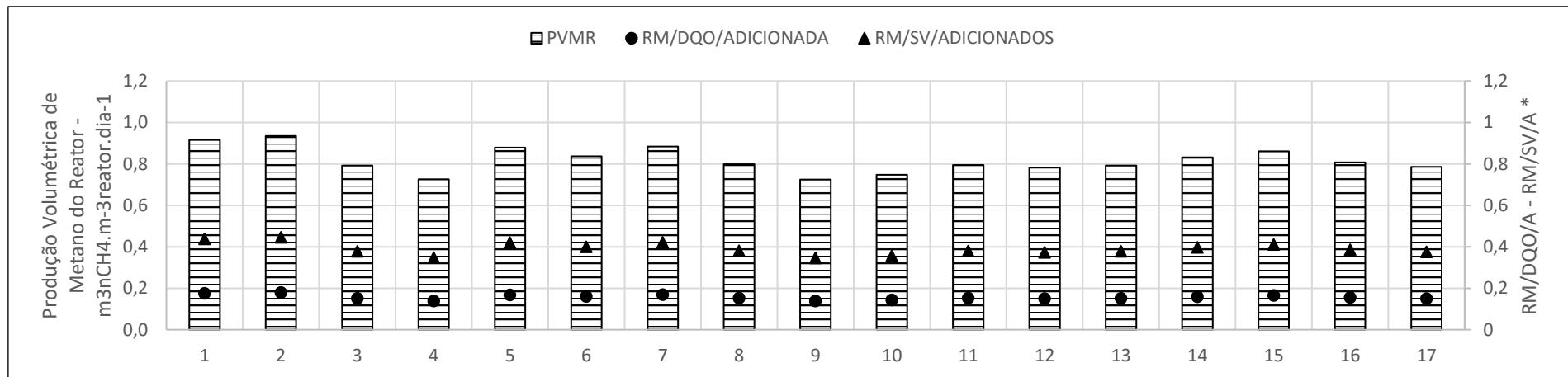


Figura J10 Condição experimental 04 em termos da produção e rendimento de metano em função da adição de DQO e SV.



*RM/DQO/A - $L_NCH_4.gDQO_{adc}^{-1}.dia^{-1}$; RM/SV/A - $L_NCH_4.gSV_{adc}^{-1}.dia^{-1}$; PVMR - $m^3NCH_4.m^{-3}reator.dia^{-1}$.

Figura J11 Condição experimental 05 em termos da produção e rendimento de metano em função da adição de DQO e SV.



*RM/DQO/A - $L_NCH_4.gDQO_{adc}^{-1}.dia^{-1}$; RM/SV/A - $L_NCH_4.gSV_{adc}^{-1}.dia^{-1}$; PVMR - $m^3NCH_4.m^{-3}reator.dia^{-1}$.

Figura J12 Condição experimental 06 em termos da produção e rendimento de metano em função da adição de DQO e SV.