UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ

PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM CIÊNCIA E TECNOLOGIA AMBIENTAL

LEONARDO KOZAK MICHELON

AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM UM REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO (UAHB) TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

CURITIBA
2019

LEONARDO KOZAK MICHELON

AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM UM REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO (UAHB) TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO SINTÉTICO

Dissertação de mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental – PPGCTA – da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – UTFPR, como requisito para obtenção do título de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Fernando Hermes Passig
Co-orientadora: Prof. Dra. Karina Querne de Carvalho

CURITIBA
2019

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação

Michelon, Leonardo Kozak
Avaliação da produção de biogás em um reator anaeróbio híbrido (UAHB) tratando esgoto sanitário sintético / Leonardo Kozak Michelon.-- 2019.
1 arquivo de texto (67 f.) : PDF ; 1,31 MB

Modo de acesso: World Wide Web
Texto em português com resumo em inglês
Dissertação (Mestrado) - Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Curitiba, 2019
Bibliografia: p. 61-67

1. Tecnologia ambiental - Dissertações. 2. Reator UASB. 3. Águas residuais - Purificação – Tratamento anaeróbio. 4. Metano. I. Passig, Fernando Hermes, orient. II. Carvalho, Karina Querne de, coorient. III. Universidade Tecnológica Federal do Paraná - Programa de Pós-graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, inst. IV. Título.

CDD: Ed. 22 -- 363.7

Biblioteca Ecoville da UTFPR, Câmpus Curitiba
Lucia Ferreira Littiere – CRB 9/1271

TERMO DE APROVAÇÃO DE DISSERTAÇÃO Nº126

A Dissertação de Mestrado intitulada: AVALIAÇÃO DA PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM UM REATOR ANAERÓBIO HÍBRIDO (UAHB) TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO, defendida em sessão pública pelo candidato **Leonardo Kozak Michelon**, no dia 30 de abril de 2019, foi julgada para a obtenção do título de Mestre em Ciência e Tecnologia Ambiental, área de concentração Tecnologias e Processos Ambientais, e aprovada em sua forma final, pelo Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental.

BANCA EXAMINADORA:

Prof. Dr. Fernando Hermes Passig – Presidente – UTFPR

Prof. Dr. Carlos Magno de Sousa Vidal – Unicentro/PR

Prof. Dr. Pedro Ramos da Costa Neto – UTFPR

A via original deste documento encontra-se arquivada na Secretaria do Programa, contendo a assinatura da Coordenação após a entrega da versão corrigida do trabalho.

Curitiba, 30 de abril de 2019.

AGRADECIMENTOS

Agradeço de todo coração a:

Minha família, Luiz Natal Michelon, Luiza Maria Kozak, Luiz Eduardo Kozak Michelon pelo apoio de hoje e sempre.

Letícia Rani Pedrozo Dohms – meu grande amor - pela virtude, coerência, resiliência, força, carinho, afeto e amor durante esta etapa da minha vida.

Meus orientadores Fernando Hermes Passig e Karina Querne de Carvalho pela amizade e confiança em nosso trabalho.

Colegas do Laboratório de Saneamento: Aldria, André, Claudir, Daiane, Francine, Jéssica, Jonar, Izabela, Mateus, Samara, Thayse e Thiago.

Colegas e amigos de trabalho Bianca, Claudia, Igor, Izabela, Jaison, Jean, Kelly, Lucas, Marcelo e Rose.

Meu grande amigo de mestrado e de vida Leonardo Pellizzari Wielewski.

Marcos Flavio Rodrigues Paim por acreditar no meu trabalho.

Anderson Cardoso Sakuma por ser um exemplo de pesquisador.

RESUMO

MICHELON, L. K. **Avaliação da produção de biogás em um reator anaeróbio híbrido (UAHB) tratando esgoto sanitário sintético.** 2019. 67 f. Mestrado (Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Ciência e Tecnologia Ambiental, Universidade Tecnológica Federal do Paraná. Curitiba, 2019.

Nesta pesquisa foi avaliada a produção de biogás em um reator anaeróbio híbrido (UAHB) com dois separadores trifásicos tratando esgoto sanitário sintético. A configuração do reator é baseada em um reator de manta de lodo e fluxo ascendente (tipo UASB) e um filtro anaeróbio (com recheio de PVC) em um único compartimento. O reator foi confeccionado em vidro com dimensões de 1 m x 0,12 m x 0,2 m e volume útil de 22,1 L. A operação do reator foi dividida em 3 fases, sendo: 1ª fase - TDH de 12 h e COV média de 0,6 kgDQO m^{-3} d^{-1}; 2ª fase - TDH de 10 h e COV média de 0,7 kgDQO m^{-3} d^{-1} e 3ª fase - TDH de 8 h e COV média de 0,9 kgDQO m^{-3} d^{-1}, na faixa de temperatura de operação de 14 a 21°C durante 225 dias. Os parâmetros utilizados para a avaliação do desempenho do reator foram: pH, temperatura (^{o}C), alcalinidade total (mg$CaCO_3$ L^{-1}), ácidos voláteis (mgHAc L^{-1}), eficiência de remoção de DQO em amostras brutas (%), eficiência de remoção de sólidos totais voláteis (%) e sulfato total (mg L^{-1}). Foi desenvolvido um sistema automatizado para monitorar a temperatura do reator, a pressão na linha de gás e nos selos hídricos e a geração de biogás em cada separador trifásico. A variação da temperatura média de operação do reator foi de 18,7 ± 2,0°C, 16,8 ± 1,3°C e 19,4 ± 1,0°C e está diretamente relacionada à variação na eficiência de remoção de DQO bruta de 82,7%, 71,1% e 85,4% nos TDH de 12, 10 e 8 h, respectivamente. A produção média de biogás no leito móvel e leito fixo do reator foi de 1561 mL d^{-1} e 896 mL d^{-1} para TDH de 12 h, 1143 mL d^{-1} e 1268 mL d^{-1} para TDH de 12 h e 3643 mL d^{-1} e 841 mL d^{-1} para TDH de 8 h. A geração média total de biogás foi de 0,23, 0,22 e 0,23 m^3 $kgDQO_{removida}^{-1}$ d^{-1}. Na fase 3, a concentração média de metano produzida por dia foi de 78% e a concentração média dos gases CO_2, O_2, H_2S e H_2 (somatória) foi de 6%. A produção de biogás nos coletores inferior e superior tem relação direta com a COV aplicada e normalmente é maior no leito móvel. Contudo, em temperaturas inferiores a 17,44°C a produção de biogás no leito fixo foi maior, indicando que o leito móvel do reator UAHB é mais suscetível a variações de temperatura do que o leito fixo.

Palavras-chave: UASB; filtro anaeróbio; separador trifásico; metano.

ABSTRACT

MICHELON, L. K. **Evaluation of biogas production in a hybrid anaerobic reactor (UAHB) treating synthetic sanitary sewage**. 2019. 67 p. Master's Degree (Post-Graduate in Environmental Science and Technology) - Graduate Program in Environmental Science and Technology, Federal Technological University of Paraná. Curitiba, 2019.

In this study the biogas production was evaluated in a hybrid anaerobic reactor (UAHB) with two three-phase separators treating synthetic sanitary sewage. The configuration of the reactor is based on an upflow sludge blanket reactor (type UASB) and an anaerobic filter (with polyvinyl chloride (PVC) media) in a single compartment. The reactor was built in glass with dimensions of 1 m x 0.12 m x 0.2 m and a working volume of 22.1 L. The operation of the reactor was divided into three phases, being: 1st phase - HRT of 12 h and mean OVL of 0.6 kgCOD m^{-3} d^{-1}; 2nd phase - HRT of 10 h and mean VOL of 0.7 kgCOD m^{-3} d^{-1}; and 3rd phase - HRT of 8 h and mean OVL of 0.9 kgCOD m^{-3} d^{-1} in the operating temperature range of 14 to 21°C for 225 days. The parameters used to evaluate the performance of the reactor were pH, temperature (^{o}C), total alkalinity (mg$CaCO_3$ L^{-1}), volatile acids (mgHAc L^{-1}), COD removal efficiency in raw samples (%), removal efficiency of total volatile solids (%) and total sulfate (mg L^{-1}). An automated system was developed to monitor the reactor temperature, gas line pressure and water seals, and the generation of biogas in each three-phase separator. The variation of the average operational temperature of the reactor was 18.7 ± 2.0°C, 16.8 ± 1.3°C and 19.4 ± 1.0°C and is directly related to the variation in the COD removal efficiency of 82.7%, 71.1% and 85.4% in HRT of 12, 10 and 8 h, respectively. The average biogas production in the moving bed and fixed bed of the reactor was 1561 mL d^{-1} and 896 mL d^{-1} to HRT of 12 h, 1143 mL d^{-1} and 1268 mL d^{-1} to HRT of 10 h and 3643 mL d^{-1} and 841 mL d^{-1} to HRT of 8 h. The average total biogas generation was 0.23, 0.22 and 0.23 m^3 $kgCOD_{removed}^{-1}$ d^{-1}. In phase 3, the average concentration of methane produced per day was 78% and the average concentration of CO_2, O_2, H_2S and H_2 (sum) was 6%. The production of biogas in the lower and upper three-phase separators is directly related to the VOL applied and is usually higher in the moving bed. However, the biogas production in the fixed bed was higher at temperatures below 17.44°C, indicating that the moving bed of the UAHB reactor is more susceptible to the temperature variations than the fixed bed.

Keywords: UASB; anaerobic filter; three-phase separator; methane.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Conversão biológica nos sistemas aeróbios e anaeróbios. 16
Figura 2: Processo de degradação anaeróbia e seus principais gases. 18
Figura 3: Desenho esquemático do reator UAHB. 22
Figura 4: Representação esquemática da unidade experimental. 28
Figura 5: Desenho esquemático do reator UAHB. 24
Figura 6: Drager X-am 7000. 31
Figura 7: Desenho esquemático do circuito eletrônico. 33
Figura 8: Fluxograma da distribuição percentual da concentração de sólidos no afluente do reator. 40
Figura 9: Caracterização do afluente sintético. 41
Figura 10: Análise do desempenho do reator UAHB em diferentes TDH. 44
Figura 11: Variação temporal da produção de biogás do reator UAHB em diferentes COV. 47
Figura 12: Concentração dos gases gerados no reator UAHB. 49
Figura 13: Concentração de H_2, H_2S e sulfato total no reator UAHB. 51
Figura 14: Perfil temporal do reator UAHB operando em TDH de 12 horas. 53
Figura 15: Perfil temporal do reator UAHB operando em TDH de 10 horas. 55
Figura 16: Perfil temporal do reator UAHB operando em TDH de 8 horas. 57

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Produção de biogás em reatores UAHB. 23
Tabela 2: Dados sobre a produção de biogás em alguns países do mundo. 24
Tabela 3: Dados de produção de biogás no Brasil em 2015. 26
Tabela 4: Composição do biogás em diferentes sistemas de tratamento. 27
Tabela 5: Concentração de reagentes utilizados no esgoto sintético. 34
Tabela 6: Parâmetros para monitoramento do reator. 35
Tabela 7: Monitoramentos realizados para cada etapa de operação do reator 36
Tabela 8: Duração de cada fase experimental. 37
Tabela 9: Estatística descritiva da caracterização esgoto sintético afluente. 39

LISTA DE ABREVIATURAS

AV/AT	Relação entre ácidos voláteis e alcalinidade total
COV	Carga orgânica volumétrica
DQO	Demanda química de oxigênio
ST	Sólidos totais
STF	Sólidos totais fixos
STV	Sólidos totais voláteis
SST	Sólidos suspensos totais
SSF	Sólidos suspensos fixos
SSV	Sólidos suspensos voláteis
TDH	Tempo de detenção hidráulico
UASB	Reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente
UAHB	Reator anaeróbio híbrido

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO 12
2. OBJETIVOS 14
2.1 Objetivo Geral 14
2.2 Objetivos específicos.....14
3.REFERENCIAL TEÓRICO 15
3.1 Processos anaeróbios de tratamento de esgoto sanitário.....15
3.2 Geração de gases em reatores anaeróbios 17
3.3 Reator Anaeróbio Híbrido (UAHB).....21
3.4 Geração e produção de biogás 24
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....28
4.1 Unidade Experimental 28
4.1.1 Reator UAHB.....29
4.2 Sistema de coleta e medição de biogás.....30
4.2.1 Sensor de detecção multi gases.....31
4.3 Automação do reator 32
4.4 Efluente sintético 34
4.5 Parâmetros de Monitoramento 35
4.6 Condições Operacionais 37
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....39
5.1 Caracterização do esgoto bruto afluente.....39
5.2 Avaliação do desempenho do UAHB submetido a variação de COV.....43
5.3 Avaliação do desempenho do UAHB quanto a produção de biogás 46
5.4 Avaliação da concentração de biogás produzido no reator UAHB 48
5.5 Análises do perfil de monitoramento do reator UAHB nos TDH de 12, 10 e 8 horas.....52
6. CONCLUSÕES 59
REFERÊNCIAS.....61

1. INTRODUÇÃO

A população urbana atendida por redes de esgotos no Brasil foi de 102,1 milhões de habitantes em 2016 com índice médio de atendimento de 59,7% nas áreas urbanas das cidades (SNIS, 2018). O índice médio de tratamento de esgotos do país, considerando a estimativa de geração, foi de 44,9% com cerca de 74% para o esgoto coletado.

A meta de longo prazo do Plano Nacional de Saneamento Básico é atender 92% dos domicílios urbanos e rurais com rede coletora ou fossa séptica, sendo 93% na área urbana até 2033 (BRASIL, 2013). No ano de 2016 o índice médio de atendimento urbano com rede coletora de esgotos era superior a 70% apenas no Distrito Federal e nos estados de São Paulo, Minas Gerais e Paraná (SNIS, 2018).

Torna-se evidente a necessidade de ampliação dos índices de tratamento de esgoto do país, maximizando continuamente a eficiência operacional de plantas e a eficácia da remoção da carga poluidora (PROBIOGÁS, 2015).

Dentre os sistemas utilizados para tratamento de esgotos sanitários no Brasil destacam-se os reatores anaeróbios por possuírem vantagens em relação aos sistemas aeróbios mecanizados. Isto tem contribuído para sua disseminação, particularmente no que diz respeito aos reatores de fluxo ascendente e manta de lodo (tipo UASB – *upflow anaerobic sludge blanket*) (CHERNICHARO, 1997).

Maxham e Wakamiya (1981) realizaram a primeira modificação estrutural em um reator tipo UASB adicionando um meio filtrante fixo na parte superior do reator para melhorar a eficiência do sistema. Esta nova configuração ficou conhecida como Reator Anaeróbio Híbrido. Desde então vários pesquisadores (Guiot *et al*., 1984; Elmitwalli *et al*., 2002; Passig, 2005; Waewsak *et al.,* 2010; Lima *et al.,* 2015a; Araujo *et al.,* 2016) têm buscado o aprimoramento deste sistema.

O reator anaeróbio híbrido (UAHB) é uma variação aprimorada dos reatores anaeróbios e, se bem operado, pode ter melhor desempenho e estabilidade no tratamento de esgotos sanitários de origem doméstica (PASSIG, 2005).

Uma das vantagens da digestão anaeróbia é a possibilidade de gerar biogás que pode ser utilizado para produzir energia elétrica e, por exemplo, secar termicamente lodos e escumas. Dependendo do processo de purificação, o biogás

pode ser empregado como combustível veicular, industrial ou residencial (PROBIOGÁS, 2015).

Uma parcela considerável dos reatores anaeróbios no Brasil não possui sequer coleta de biogás, tampouco queimadores em funcionamento contínuo, visto que não foram dimensionados para uma coleta sistemática do gás (BRASIL, 2017). Os pontos de fuga gasosa para a atmosfera são um fator preocupante visto que o metano, principal componente do biogás, tem potencial de aquecimento global 28 vezes maior do que o CO_2 (IPCC, 2014).

Diante da demanda de crescimento constante, a diversificação da matriz energética é uma necessidade. Torna-se cada vez mais evidente que é preciso incentivar e investir em novas formas de geração de energia (SENAI, 2016). E neste contexto merece destaque o biogás que é um exemplo de energia renovável que pode acompanhar e auxiliar no cumprimento das metas de saneamento básico do país.

Neste trabalho foi avaliada a eficiência de remoção de matéria orgânica carbonácea e o potencial de geração de biogás em um reator anaeróbio híbrido tratando esgoto sanitário sintético. Para tanto, foram realizadas investigações da fase líquida e gasosa, com o intuito de verificar se há diferenças no volume de biogás gerado na parte inferior (manta de lodo) e na parte superior (leito fixo) do reator quando submetido a variações da carga orgânica volumétrica ($kgDQOm^{-3}d^{-1}$).

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Avaliar a produção de biogás do reator UAHB composto de dois separadores trifásicos tratando esgoto sanitário sintético submetido a variações de cargas orgânicas volumétricas.

2.2 Objetivos específicos

a) Avaliar o desempenho do reator nos tempos de detenção hidráulica (TDH) de 12 h, 10 h e 8 h, quanto à remoção de matéria orgânica carbonácea e produção do biogás;
b) Desenvolver um sistema automatizado para coleta de dados da temperatura interna do reator, temperatura e umidade atmosférica, vazão do biogás e pressão no selo hídrico e na linha de gás;
c) Comparar a produção do biogás na manta de lodo (parte inferior) e no leito fixo (parte superior) do reator anaeróbio híbrido e;
d) Determinar as concentrações dos gases metano, gás carbônico, hidrogênio, oxigênio e sulfeto de hidrogênio no biogás produzido na manta de lodo (parte inferior) e no leito fixo (parte superior) do reator.

3.REFERENCIAL TEÓRICO

3.1 Processos anaeróbios de tratamento de esgoto sanitário

A utilização de reatores anaeróbios como principal unidade de tratamento para esgotos sanitários teve início na década de 1980, principalmente na Holanda, Brasil, Colômbia, Índia e México. A predominância de elevadas temperaturas têm contribuído para o destaque destes sistemas do Brasil (CAMPOS, 1999).

Os sistemas anaeróbios podem ser operados com elevados tempos de retenção de sólidos (θc) e baixíssimos tempos de detenção hidráulica (TDH). O que confere potencial para sua aplicabilidade no tratamento de águas residuárias de baixa concentração, como por exemplo, os esgotos sanitários de origem doméstica.

As principais vantagens e desvantagens da utilização de processos anaeróbios são citadas no Quadro 1.

Vantagens	Desvantagens
• Baixa produção de sólidos. • Baixo consumo de energia, associado a uma elevatória de chegada de afluente. • Baixa demanda de área. • Baixos custos de implementação (20 a 30 dólares per capita). • Produção de metano, um gás combustível de elevado poder calorífico. • Possibilidade de preservação da biomassa, sem alimentação do reator, por vários meses. • Tolerância a elevadas cargas orgânicas. • Aplicabilidade em pequena e grande escala. • Baixo consumo de nutrientes.	• A partida do processo pode ser lenta na ausência de lodo de semeadura adaptado. • Alguma forma de pós-tratamento é usualmente necessária. • A bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas e ainda precisam ser mais estudadas. • Possibilidade de geração de maus odores, porém controláveis. • Possibilidade de geração de efluente com aspecto desagradável. • Remoção insatisfatória de nitrogênio, fósforo e patogênicos.

Quadro 1: Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios.
Fonte: Adaptado de SEGHEZZO *et al.*, 1998.

Na Figura 1 é apresentada uma comparação entre as rotas de conversão biológica, em termos de DQO, nos sistemas aeróbios e anaeróbios.

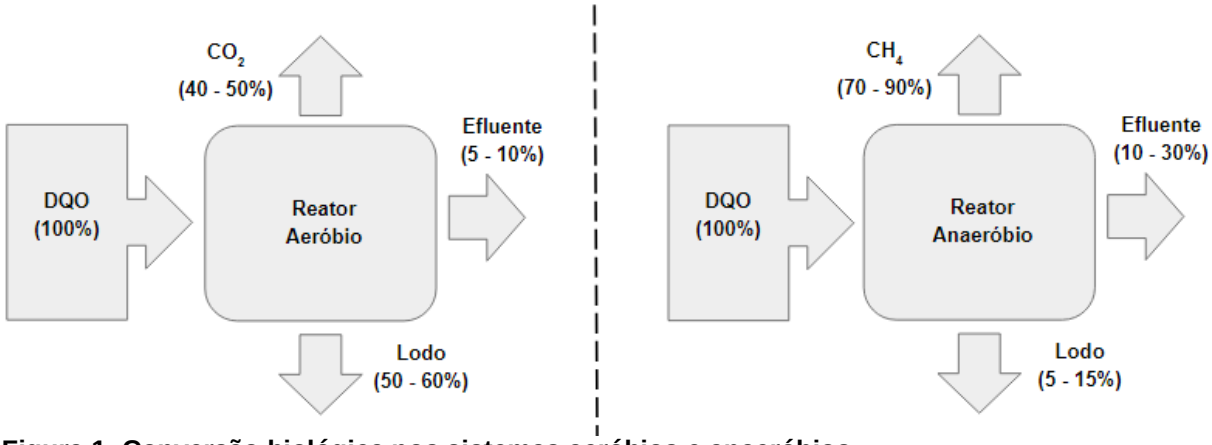

Figura 1: Conversão biológica nos sistemas aeróbios e anaeróbios.
Fonte: Adaptado de CHERNICHARO, 1997.

Nos sistemas anaeróbios, a maior parte do material orgânico biodegradável é convertido em biogás (cerca de 70 a 90%), removido da fase líquida na forma gasosa. Uma pequena parcela é convertida em biomassa microbiana (cerca de 5 a 15%), o que constitui o lodo excedente do sistema.

No caso dos sistemas aeróbios, cerca de 40 a 50% da degradação biológica da matéria orgânica biodegradável é convertida em gás carbônico (CO_2). Há incorporação de matéria orgânica como biomassa microbiana - cerca de 50 a 60% - o que constitui o lodo excedente do sistema. O material orgânico não convertido em CO_2 deixa o reator como material não degradado (5 a 10%).

Um estudo comparativo entre as emissões de gases de efeito estufa (GEE) oriundas do tratamento de diferentes águas residuárias e de lodos de efluentes domésticos utilizando sistemas aeróbios e anaeróbios foi realizada por Keller e Hartlley (2003). A energia gerada a partir do metano recuperado no tratamento anaeróbio poderia compensar a energia externa necessária para o processo de tratamento aeróbio.

Os principais tipos de reatores anaeróbios para tratamento de efluentes líquidos no Brasil são a lagoa anaeróbia, decanto-digestor, filtro anaeróbio, reator anaeróbio de manta de lodo, reator anaeróbio de leito expandido e ou fluidizado e reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais (PASSIG, 2005).

Segundo Lettinga (1993) os reatores anaeróbios removem grande quantidade da matéria orgânica afluente e geram subprodutos utilizáveis, tais como o lodo excedente e o biogás.

3.2 Geração de gases em reatores anaeróbios

O biogás de reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário de origem doméstica possui principalmente metano (70 a 80%), nitrogênio (10 a 25%), dióxido de carbono (5 a 10%) e 1.000 a 5.000 ppm de ácido sulfídrico em sua composição volumétrica (NOYOLA *et al*., 2006).

A digestão anaeróbia é o processo de degradação da matéria orgânica que normalmente ocorre em dois estágios. No primeiro, bactérias facultativas e anaeróbias realizam a hidrólise e a fermentação de compostos orgânicos complexos como os carboidratos, proteínas e lipídios em compostos simples, como por exemplo, os ácidos orgânicos, dióxido de carbono e hidrogênio (HARPER e POHLAND, 1986).

É durante a hidrólise que enzimas produzidas pelas bactérias transformam macromoléculas, como amido e proteínas, em monômeros, como por exemplo, açúcares e aminoácidos. Na acidogênese os produtos do metabolismo bacteriano da hidrólise são transformados em ácidos graxos voláteis (AGV), como por exemplo, ácido butírico e ácido propiônico (PARKER, 2005; AQUINO e CHERNICHARO, 2005; PROBIOGÁS, 2015).

No segundo estágio ocorre a acetogênese onde os ácidos graxos voláteis são transformados em ácido acético, gás carbônico e hidrogênio gasoso. E a metanogênese, onde o ácido acético é transformado em metano e gás carbônico pelas arquéias metanogênicas acetoclásticas. O gás carbônico e o hidrogênio são combinados, formando metano, pelas arquéias metanogênicas hidrogenotróficas (PARKER, 2005; AQUINO e CHERNICHARO, 2005; PROBIOGAS, 2015).

As arquéias metanogênicas acetoclásticas são responsáveis por aproximadamente 70% do total do gás metano produzido e as arquéias metanogênicas hidrogenotróficas por aproximadamente 30% do total de metano presente no biogás (JERIS e McCARTY, 1962).

Na Figura 2 é apresentado um esquema geral da degradação anaeróbia, suas rotas de formação e seus principais gases.

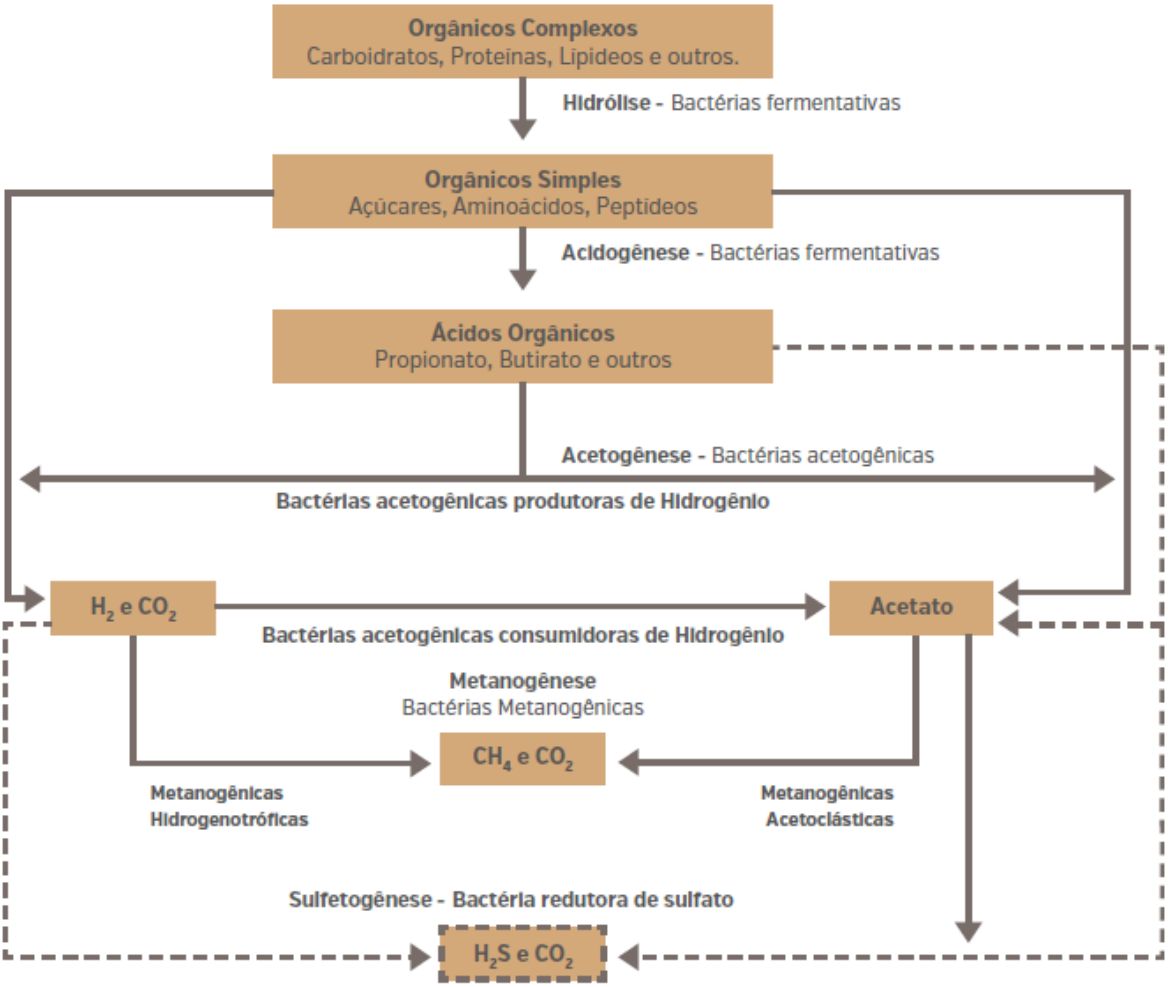

Figura 2: Processo de degradação anaeróbia e seus principais gases.
Fonte: Adaptado de CHERNICHARO, 2007 e PROBIOGAS, 2015.

Além das conversões apresentadas na Figura 2 podem ocorrer outras conversões com geração de gases ou substâncias voláteis, como por exemplo, etanol, propanol, butanol, acetona, éteres, mercaptanas, compostos com radical aromático, dentre outras (CAMPOS, 1999).

A fase responsável pela produção de ácido sulfídrico (H_2S) é chamada de sulfetogênese. Esta fase ocorre somente na presença de sulfatos e compete com a fase da metanogênese, consumindo matéria carbonácea e reduzindo a produção do

metano. Vale ressaltar que a digestão anaeróbia não é inibida por esta fase quando há baixas concentrações de compostos sulfurados (PROBIOGÁS, 2015).

A produção do biogás em reatores anaeróbios pode ser considerada um parâmetro de controle operacional indicando possíveis variações no sistema.

Um dos aspectos mais importantes para o sucesso operacional de sistemas de tratamento de esgotos é a estabilidade de reatores anaeróbios durante distúrbios. Eles podem ocorrer devido a choques de carga orgânica e/ou hidráulica, presença de compostos tóxicos ou ausência de nutrientes.

Somente a compreensão detalhada dos fundamentos do processo anaeróbio permitirá identificar as causas de possíveis instabilidades no processo, suas consequências a médio e longo prazo, bem como a adoção de medidas de controle e prevenção (AQUINO e CHERNICHARO, 2005).

A degradação anaeróbia é um processo menos exergônico quando comparada à degradação aeróbia. A dependência mútua das bactérias em relação à limitação de energia pode chegar tão longe que nenhum dos parceiros pode operar sem o outro e que, juntos, eles exercem uma atividade metabólica que nenhum deles poderia realizar sozinho. Essa cooperação entre as bactérias é chamada de relação sintrófica (SCHINK, 1997).

As bactérias se organizam em micro colônias no interior de grânulos que diminuem a distância de difusão para conversão de compostos. As moléculas orgânicas complexas são fermentadas, por uma variedade de organismos, para compostos orgânicos reduzidos (lactato, etanol, propionato e butirato) e compostos que podem ser utilizados diretamente pelas arquéias metanogênicas (hidrogênio e acetato) (BOK *et al*., 2004).

Cohen *et al*. (1982) realizaram um estudo comparativo sobre a digestão anaeróbia utilizando glicose a 1% como principal fonte de carbono. Os autores compararam processos de digestão em uma fase (acidogênese e metanogênse no mesmo digestor) e em duas fases (separação das fases acidogênica e metanogênica). Os autores concluíram que a transferência de hidrogênio entre espécies pode se tornar o fator limitante quando as taxas de carga orgânica são aumentadas, estimulando a formação de propionato e reduzindo a velocidade de degradação.

Kidby e Nedwel (1991) conduziram um estudo onde induziram a falha de um digestor de lodo de esgotos alterando o tempo de retenção celular de 20 para 8 dias.

Os autores observaram redução acentuada do volume e do teor de metano do biogás acompanhada pelo aumento na produção de ácidos voláteis e redução no pH.

No estudo de Kidby e Nedwel (1991) era esperado que a concentração de hidrogênio no biogás aumentasse, mas isso não foi evidenciado. Portanto a concentração de hidrogênio no biogás não pode ser usada como um indicador da falha do digestor.

O propionato é um intermediário chave na conversão de matéria orgânica complexa em condições metanogênicas. Embora o hidrogênio atue como um transportador de elétrons há evidências que o formiato desempenha papel ainda mais importante. Para tornar o rendimento da oxidação do propionato energeticamente viável, as concentrações de hidrogênio e formiato devem ser extremamente baixas (BOK *et al*., 2004).

De forma geral, a instabilidade de reatores anaeróbios é normalmente evidenciada como uma redução na taxa de produção de metano e no pH e aumento na concentração de ácidos graxos voláteis. As principais causas são sobrecarga de alimentação, alimentação insuficiente, inibidores, ou controle inadequado da temperatura.

Para alguns autores, as estratégias de mitigação de falhas requerem, em geral, o desenvolvimento de modelos matemáticos apropriados, que retratem adequadamente os processos-chave. Isto permitirá a criação de modelos de digestão anaeróbia apropriados e que podem ser usados para projetar e operar eficientemente sistemas de digestão anaeróbia (LYBERATOS e SKIADAS, 1999).

A estabilidade de reatores anaeróbios depende da diversidade dos grupos de microrganismos dentro de cada nível trófico e de como esses grupos se complementam e interagem entre si. Com o advento de ferramentas de biologia molecular, é possível integrar informações obtidas de pesquisas sobre a dinâmica da comunidade microbiana com o *design* e otimização de reatores (BRIONES e RASKIN, 2003).

3.3 Reator Anaeróbio Híbrido (UAHB)

A configuração do reator anaeróbio híbrido é baseada em um reator de manta de lodo e fluxo ascendente (tipo UASB) e um filtro anaeróbio em um único compartimento.

Maxham e Wakamiya (1981) realizaram a primeira modificação estrutural em um reator tipo UASB adicionando um meio filtrante fixo na parte superior do reator com o intuito de melhorar a eficiência do sistema. Esta nova configuração foi denominada como Reator Anaeróbio Híbrido (UAHB) e desde então vários pesquisadores (Guiot *et al*., 1984; Elmitwalli *et* al., 2002; Passig, 2005; Waewsak *et al.,* 2010; Lima *et al.,* 2015a; Araujo *et al.,* 2016) têm tentado aprimorar este sistema.

Em reatores tipo UASB tradicionais, o processo consiste de um fluxo ascendente de esgotos que passa através de um leito de lodo denso (leito de lodo) e com partículas granulares de elevada capacidade de sedimentação, e sequencialmente até um lodo mais disperso e leve, próximo ao topo do reator (manta de lodo) (CHERNICHARO, 1997).

No reator UAHB o material suporte acima do leito de lodo possui a função física de retenção da biomassa, contribuindo para a conversão de matéria orgânica na região próxima ao topo do reator (manta de lodo). Este incremento combina as vantagens de um reator tipo UASB e de um filtro anaeróbio na mesma unidade de tratamento (TILCHE e VIEIRA, 1991).

Esta configuração pode propiciar uma zona de polimento do efluente, melhorando a estabilidade do sistema, principalmente sob condições de operação adversa e suportando velocidades ascensionais maiores que as usualmente empregadas nos reatores tipo UASB (PASSIG, 2005).

Um desenho esquemático do reator UAHB é apresentado na Figura 3.

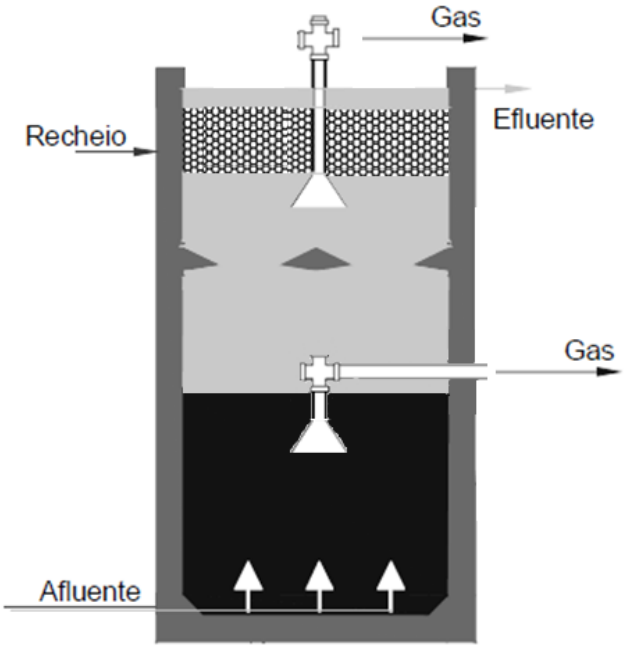

Figura 3: Desenho esquemático do reator UAHB.
Fonte: Adaptado de PASSIG, 2005.

Basicamente o UAHB é formado por dois compartimentos: um inferior - que se assemelha a um reator tipo UASB típico; e um superior – que possui um material suporte e se assemelha a um filtro anaeróbio. No caso do desenho esquemático da Figura 3, há dois separadores trifásicos (gás – líquido – sólido) para coleta de biogás, um localizado acima do leito móvel (compartimento inferior) e o outro acima do leito fixo (compartimento superior).

O compartimento inferior possui um leito denso de lodo, na qual a biomassa cresce dispersa no meio e nas paredes do reator, formando pequenos grânulos devido à aglutinação de diversas bactérias. O compartimento superior consiste de um leito fixo contendo material suporte inerte, no qual ocorre adesão do biofilme microbiano (KENNEDY e GUIOT, 1986; PASSIG e CAMPOS, 2005; FORESTI *et al*., 2006).

Na Tabela 1 são apresentados os dados de produção de biogás de trabalhos que utilizaram o reator anaeróbio híbrido para tratamento de diferentes águas residuárias.

Tabela 1: Produção de biogás em reatores UAHB.

Autores	Buyukkamaci e Filibeli (2002)	Lew *et al.* (2004)	Ayati e Ganjidoust (2006)	Waewsak *et al.* (2010)	Araujo (2016)
Afluente	Sintético (melaço, uréia e fosfato de potássio di básico)	Esgoto sanitário	Processamento de fibras de madeira	Sintético (glicose)	Esgoto sanitário
Volume útil	50 L	5,3 L	7 L	1 L	11 m^3
TDH	0,5, 1 e 2 d	24 h	24, 48 e 72 h	3 a 6 d	7,5 h
Temperatura	Mesófila	28, 20, 14 e 10°C	37 °C	30 a 35°C	25°C
COV	1 a 10 kgDQO m^{-3} d^{-1}	0,5 a 1 kgDQO m^{-3} d^{-1}	Máxima de 15 kgDQO m^{-3} d^{-1}	0,5 a 1,98 g L^{-1} d^{-1}	1,8 kgDQO.m^{-3} d^{-1}
Remoção de DQO	77 a 90%	82, 72, 60 e 38%	52, 63 e 72,5%	80%	72%
Produção de Biogás	0,32 m^3 kg^{-1} DQO $removida^{-1}$ d^{-1}	1100, 225, 85 e 25 mL CH_4 L^{-1} d^{-1}	-	0,3 a 0,45 m^3kg^{-1} DQO $removida^{-1}$ d^{-1}	1 m^3 de biogás d^{-1}
Concentração de Metano	58%	-	55%	62 a 67%	-

Os dados apresentados na Tabela 1 mostram que a média da concentração de metano no biogás relatada pelos autores variou de 55 a 67%. A COV mínima aplicada no UAHB foi de 0,5 kgDQO m^{-3} d^{-1}, e a máxima de 15 kgDQO m^{-3} d^{-1}, a média de remoção de DQO bruta esta em torno de 70% e a produção de biogás na faixa de 0,3 a 0,45 m^3 kg^{-1}DQO$removida^{-1}$ d^{-1}.

3.4 Geração e produção de biogás

Dados teóricos consideram que para cada quilograma de DQO removida, em termos de matéria orgânica degrada, 350 litros de metano são gerados, nas condições normais de temperatura e pressão. Porém, este valor é geralmente superior ao constatado na realidade (CAMPOS, 1999).

Na Tabela 2 é apresentada uma comparação da produção de biogás de resíduos agrícolas, águas residuárias industriais, resíduos biológicos, aterros sanitários e lodo de esgoto em alguns países do mundo referentes aos anos de 2012 a 2014.

Tabela 2: Dados sobre a produção de biogás em alguns países do mundo.

País	Ano	Produção total de biogás (GWh ano^{-1})*	Produção de biogás em ETE (GWh ano^{-1})**	% produção total de ETE
Alemanha	2014	41.550 (2)	3.050 (2)	7%
Reino Unido	2013	6.637 (3)	761 (3)	11%
Holanda	2013	3.631 (1)	711 (1)	20%
Coreia do Sul	2013	2.578 (1)	969 (1)	38%
Suécia	2013	1.686 (1)	672 (1)	40%
França	2012	1273 (3)	97 (3)	8%
Dinamarca	2012	1.218 (1)	250 (1)	21%
Suíça	2012	1.129 (1)	550 (1)	49%
Brasil	2014	613 (3)	42 (3)	7%
Áustria	2013	570 (3)	n.d	n.d
Finlândia	2013	567 (2)	126 (2)	22%
Noruega	2010	500 (1)	164 (1)	33%

*Resíduos agrícolas, águas residuais industriais, resíduos biológicos, aterros sanitários e lodo de esgoto.** Somente de lodo de esgoto.
1) Energia gerada como produção bruta de gás. 2) Energia gerada como eletricidade, calor, combustível do veículo ou queima (excluindo perdas de eficiência). 3) Geração de eletricidade somente (excluindo perdas de eficiência). n.d: dados não disponíveis.
Fonte: Adaptado de BACHMANN et al., 2015.

O Brasil apresenta dados de produção total de biogás (GWh ano^{-1}) 67 vezes menores quando comparado a Alemanha. A contribuição em relação à produção oriunda de Estação de Tratamento de Esgotos (ETE) é 72 vezes menor. Em relação a Suíça, quase metade da produção de biogás do país é oriunda de ETE.

A China tem a ambição de desenvolver energia não fóssil, representando 20% do consumo total de energia em 2030. O projeto Deqingyuan (DQY) é o primeiro projeto de biogás de grande escala na China no qual é utilizado estrume de frango como matéria-prima. Neste projeto é integrada a produção de biogás com agricultura ecológica usando tecnologias avançadas (CHEN *et al*., 2017).

O DQY usa 80.000 toneladas de estrume de frango e 100.000 toneladas de esgoto a cada ano para produzir biogás, o que gera anualmente 14 milhões de KW h^{-1} de energia com receita adicional de 8 milhões de valor monetário através do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) (CHEN *et al*., 2017).

A Agência de Proteção Ambiental (EPA) dos Estados Unidos (EUA) qualificou o biogás produzido em aterros sanitários e digestores anaeróbios como um biocombustível Padrão de Combustível Renovável, ou seja, que pode ser utilizado em veículos de transporte. As ETE representam 3 a 4% da demanda elétrica de todo o país, equivalente a 30,2 bilhões de kWh^{-1} por ano. Uma avaliação das aplicações de co-digestão de resíduos em ETE pode garantir a auto-suficiência energética nas ETE nos EUA (SHEN *et al*., 2015).

Em relação a União Européia (EU) três países são os principais produtores de biogás: Alemanha (50%), Reino Unido - U.K. - (14%) e Itália (14%). No entanto, há diferenças nas fontes de geração de biogás (PABLO-ROMERO *et al*., 2017).

O Reino Unido é destaque na produção de biogás de aterro sanitário, representando 53% da produção total. A Itália e a França são outros produtores relevantes, com participação de 14% e 10%. O biogás de lodo de esgoto é produzido principalmente pela Alemanha (31%) e pelo Reino Unido (23%). A produção de outras fontes é concentrada principalmente na Alemanha (67%) e na Itália (15%). Esses dados tornam a UE a líder na produção mundial de biogás (PABLO-ROMERO *et al*., 2017).

No Nepal, foram instaladas 17.803 fábricas nacionais de biogás entre 2004 e 2005, elevando o número total instalado desde 1992 para mais de 140.000 unidades. O Vietnã tem crescente setor de criação de animais com alto potencial de

geração de biogás. Em Bangladesh aproximadamente 24.000 plantas domésticas de biogás foram instaladas no país (ABBASI *et al*., 2012).

Segundo o Registro Nacional de Biogás, mantido pelo Centro Internacional de Energias Renováveis (CIBIOGÁS), havia 127 plantas de produção de biogás em operação no Brasil, com produção total de biogás em torno de 1,6 milhões de N m^3 d^{-1} ou 3.835 GW ano^{-1} em termos de energia correspondente no ano de 2015, demonstrando o crescimento do setor comparado ao ano de 2014 (IEA *BIOENERGY TASK* 37, 2015).

Na Tabela 3 são apresentados os dados de produção de biogás no Brasil referentes ao ano de 2015.

Tabela 3: Dados de produção de biogás no Brasil em 2015.

Tipo de Planta	Números de Plantas	Produção de Energia (GWh ano^{-1})*
Lodo de Esgoto	7	199
Biomassa	8	32
Agricultura	60	1096
Industrial	43	860
Aterro Sanitário	9	1648
Total	**127**	**3835**

*Energia produzida como eletricidade, calor, energia mecânica e gás veicular, excluindo perdas de eficiência.
Fonte: Adaptado de IEA BIOENERGY TASK 37, 2015.

Os substratos mais utilizados foram resíduos agrícolas e industriais com percentuais de geração de 47% e 34%, respectivamente. No entanto, a maior quantidade de biogás foi produzida em aterros sanitários representando 43% do total.

O biogás é cada vez mais utilizado para gerar eletricidade ou para fins de aquecimento. Até 2020 é provável que o maior volume de biogás seja produzido por fazendas e grandes usinas de co-digestão, integradas nas estruturas agrícolas e de processamento de alimentos (ABBASI *et al*., 2012).

Os constituintes usualmente presentes no biogás gerado em reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário de origem doméstica, aterros sanitários e digestores de lodo são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4: Composição do biogás em diferentes sistemas de tratamento.

Parâmetro	Unidade	Reator anaeróbio	Aterro sanitário	Digestor de lodo
Metano	%	60 a 85	45 a 50	60 a 70
Gás carbônico	%	5 a 15	30 a 45	20 a 40
Monóxido de carbono	%	0 a 0,3	0 a 0,2	-
Nitrogênio	%	10 a 25*	0 a 15	< 2
Hidrogênio	%	0 a 3	Traços a >1	-
Sulfeto de hidrogênio	ppm	1000 a 2000	10 a 200	Até 1000
Oxigênio	%	traços	0,8	-

*N_2 dissolvido no esgoto doméstico.
Fonte: Adaptado de Lobato (2011).

A geração de gases em reatores anaeróbios depende principalmente do substrato o qual é submetido à digestão e das rotas metabólicas utilizadas pelos microrganismos. Esses fatores podem gerar diferenças na sua composição. Os principais gases gerados são: metano, gás carbônico, gás amoníaco, gás sulfídrico, hidrogênio e nitrogênio (CAMPOS, 1999).

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Este trabalho foi desenvolvido no Laboratório de Saneamento (LabSan) da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, câmpus Curitiba, sede Ecoville. Foi avaliada a produção do biogás em um reator anaeróbio híbrido (UAHB) tratando esgoto sanitário sintético submetido a variações de COV de 0,6, 0,7 e 0,9 $kgDQOm^3d^{-1}$.

4.1 Unidade Experimental

A unidade experimental era composta de um reservatório, reator UAHB e sistema de medição de vazão de gás, conforme apresentado na Figura 4.

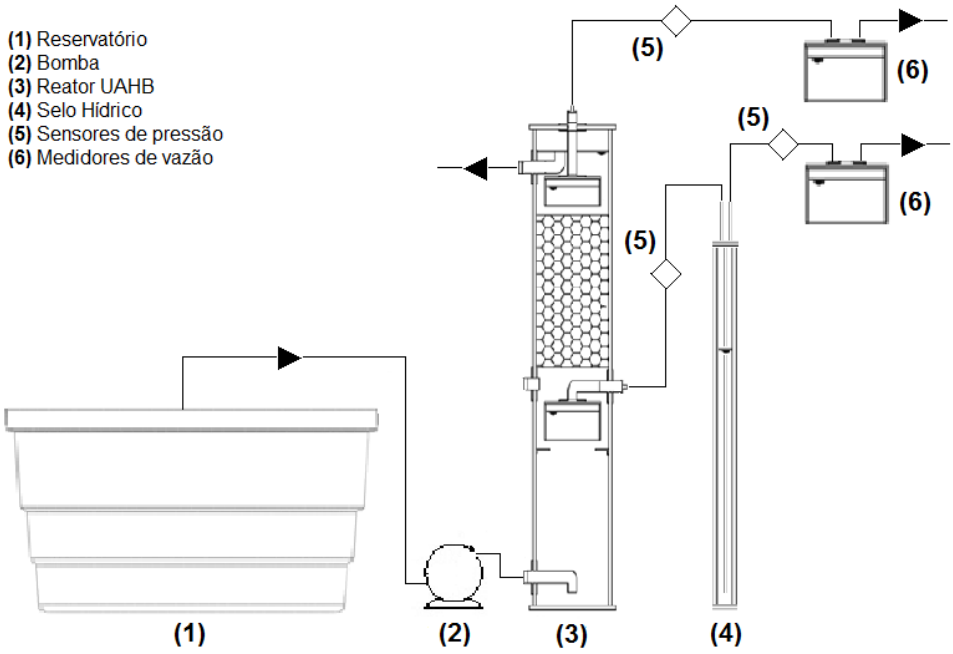

Figura 4: Representação esquemática da unidade experimental.

O efluente sintético, armazenado em um reservatório com 500 L, foi bombeado até o reator por meio de uma bomba de diafragma da marca ProMinent®.

Três sensores de pressão diferencial da marca Freescale® foram utilizados para medir a pressão na linha de gás entre os separadores trifásicos, o selo hídrico e os medidores de vazão da marca Ritter®.

4.1.1 Reator UAHB

O reator anaeróbio híbrido (UAHB) de fluxo ascendente foi confeccionado em vidro com dimensões de 1 m x 0,12 m x 0,2 m (altura x largura x comprimento), volume total de 25 L e volume útil de 22,1 L. O reator é constituído de duas partes: leito de lodo (inferior) e filtro anaeróbio com recheio de anéis corrugados de PVC (superior).

Na Figura 5 é apresentado o desenho esquemático do reator.

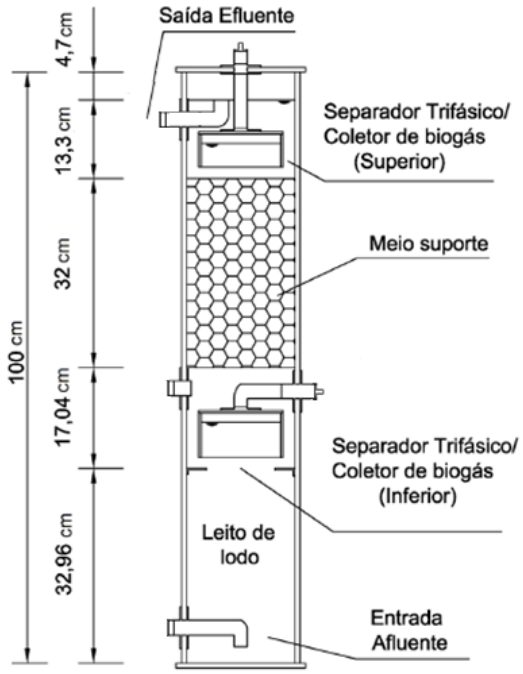

Figura 5: Desenho esquemático do reator UAHB.
Fonte: Adaptado de GODINHO, 2017.

Na parte inferior do reator está localizada a zona de leito de lodo com 33 cm de altura e volume de 8,8 L. Nesta região o reator é semelhante a um reator tipo UASB e nela ocorre o crescimento da biomassa de forma dispersa.

Acima do leito de lodo e a 35 cm da base do reator foi instalado um separador trifásico inferior (gás-sólido-líquido), com 8 cm de altura e volume de 460 mL. Este separador é responsável pela coleta do biogás gerado no leito de lodo, parte correspondente ao reator tipo UASB.

Acima do separador trifásico inferior foi inserido o material suporte constituído de anéis corrugados de PVC com 2 cm de diâmetro externo, 3 cm de comprimento e densidade de 1,4 g mL^{-1}. Este compartimento possui 32 cm de altura e volume aproximado de 7,5 L, e assemelha-se a um filtro anaeróbio com biomassa aderida ao meio suporte.

Acima do meio suporte foi instalado um separador trifásico (superior) com altura de 8 cm e volume de 460 mL, responsável pela coleta do biogás produzido pela biomassa aderida ao meio suporte.

4.2 Sistema de coleta e medição de biogás

O sistema de coleta e medição do biogás era composto de duas linhas independentes de coleta e medição: a linha do biogás gerado no reator tipo UASB (parte inferior) e a linha do biogás gerado no filtro anaeróbio (parte superior). Cada linha era composta de separadores trifásicos, selo hídrico, sensores de pressão e medidor de vazão de biogás.

O selo hídrico é responsável por pressurizar o biogás gerado no reator anaeróbio, permitindo sua saída por uma tubulação específica. Medidores de pressão Freescale® MPX5010dp foram instalados para verificar a pressurização nas linhas de gás e regular a altura da coluna d’água nos selos hídricos.

O limite inferior do separador trifásico inferior está localizado a 62 cm do nível de saída do efluente do reator e a pressão de coluna d’água utilizada no selo hídrico foi de 60 cm.

O limite inferior da calha do separador trifásico superior está localizado a 13 cm do nível de saída do efluente do reator e a pressão de coluna d'água utilizada no selo hídrico foi de 10 cm.

4.2.1 Sensor de detecção multi gases

O medidor de gases Drager® X-am 7000 permitiu quantificar simultaneamente os gases metano (CH_4), gás carbônico (CO_2), hidrogênio (H_2), oxigênio (O_2) e gás sulfídrico (H_2S) presentes no biogás (Figura 6).

As faixas de medição volumétrica para os gases analisados foram: 0 a 100% para CH_4; 0 a 100% para CO_2; 0 a 25% para O_2; 0 a 0,05% (até 500 ppm) para H_2S e 0 a 4% para H_2.

Figura 6: Drager X-am 7000.

Durante a fase 3 (TDH de 8 h) de operação do reator foram realizadas 16 coletas de biogás, sendo 8 para cada separador trifásico nos mesmos dias de monitoramento do reator (monitoramento de amostra pontual e perfil temporal).

O biogás foi acondicionado em *bags* com volume de 3 L e encaminhado para leitura no equipamento.

4.3 Automação do reator

Para automação do reator UAHB foram utilizadas placas de interface Arduino®, usadas no desenvolvimento e prototipagem de projetos. O Arduino® é uma interface aberta (*open-source*) que por meio de um micro controlador permite automatizar projetos controlados pelo computador.

Basicamente ele contém uma porta USB e diversos pinos que podem ser conectados a circuitos eletrônicos (MONK, 2014). Nele é utilizada uma linguagem de programação Arduino (baseada em *Wiring*) e o *software* Arduino (IDE) baseado em *Processing* (ARDUINO.CC, 2017).

Para a aquisição de dados foi utilizada a ferramenta PLX-DAQ® criada pela Parallax Inc®. Trata-se de uma plataforma que permite a aquisição de dados de micro controladores onde é possível conectar até 26 canais em tempo real e organizá-los na forma de uma planilha eletrônica (PARALLAX INC, 2017).

Foram registrados dados de temperatura ambiente, temperatura do líquido (reator), umidade do ar, pressão na linha de saída do gás, pressão do selo hídrico e vazão de biogás em tempo real. No Quadro 2 são apresentados os modelos dos sensores utilizados para automação e controle do reator UAHB.

Modelo	**Função**	**Faixa de medição***
DS18B20	Temperatura do reator	Temperatura: -55ºC a +125ºC. Precisão: -10ºC a 85ºC ± 0,5ºC.
DHT11	Temperatura e umidade ambiente	Umidade: 20 a 90% ± 5,0%. Temperatura: 0º a 50ºC ± 2ºC.
MPX 5010dp	Pressão diferencial (linha de gás e selo hídrico)	Precisão: 5%.
RITTER® *Milligascounters*	Vazão de gás	mín. 1 mLh^{-1} e máx. 1 $L.h^{-1}$ Precisão: ± 3 mL

Quadro 2: Sensores utilizados na automação do reator.
*Conforme especificação do fabricante de cada sensor.

Na Figura 7 é apresentado o desenho esquemático - construído no *software* Fritzing® - do circuito eletrônico, uma *protoboard,* as portas de conexão com o micro controlador Arduino Uno e uma imagem ilustrativa dos sensores.

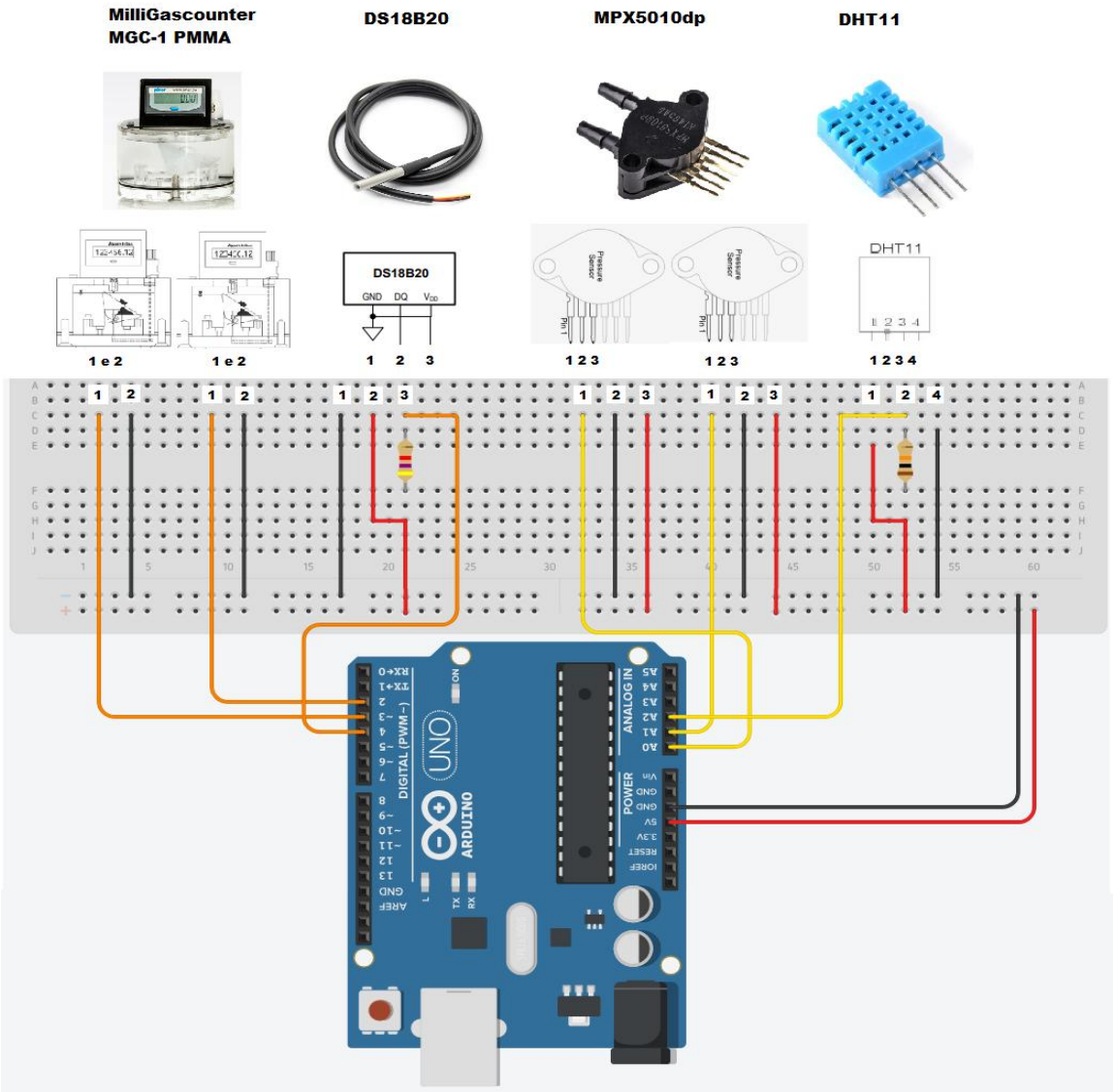

Figura 7: Desenho esquemático do circuito eletrônico.
Nota: O circuito eletrônico foi baseado na especificação de cada fabricante.

Foram utilizados dois *MiliGascounters*, modelo MGC-1 PMMA, para mensurar a vazão de gás do reator tipo UASB (parte inferior) e do filtro anaeróbio (parte superior) do reator UAHB. Eles estão conectados na placa Arduino Uno pelas portas digitais 2 e 3. Estas portas foram utilizadas para que se possa usar a função *attachInterrupt()*, pois a produção de gás não manteve vazão constante.

O sensor DS18B20, utilizado para medição da temperatura do líquido do reator, foi conectado a porta digital 4 do Arduino Uno e utiliza um resistor *pull-up* de 4,7 K em seu circuito.

Foram utilizados dois sensores de pressão diferencial modelo MPX5010dp conectados às portas analógicas A0 e A1 do Arduino Uno. A ligação dos sensores foi realizada de forma direta, e caso se faça necessário é sugerido o uso de um circuito redutor de ruído conforme especificado no *datasheet*.

O sensor DHT11 foi conectado à placa Arduino Uno pela porta analógica A2. Com ele é possível registrar dados de temperatura e umidade ambiente. Em seu circuito foi utilizado um resistor *pull-up* de 10K.

4.4 Efluente sintético

O reator UAHB foi alimentado com esgoto sintético, preparado conforme relatado por Torres (1992) para simular o esgoto sanitário. Os reagentes e suas concentrações para o preparo de 1 L de solução são apresentados na Tabela 5.

Tabela 5: Concentração de reagentes utilizados no esgoto sintético.

Reagentes	Concentração (g L^{-1})
Extrato de carne	0,323
Amido solúvel $(C_6H_{10}O_5)_n$	0,013
Farinha de trigo	0,323
Sacarose ($C_{12}H_{22}O_{11}$)	0,113
Cloreto de amônio (NH_4Cl)	0,097
Óleo vegetal	0,013
Detergente	0,290
Celulose microcristalina U.S.P	0,048
Cloreto de sódio (NaCl)	0,323
Cloreto de magnésio P.A (hexahidratado) ($MgCl_2.6H_2O$)	0,013
Cloreto de cálcio anidro P.A ($CaCl_2$)	0,013
Fosfato de potássio monobásico P.A (KH_2PO_4)	0,039
Bicarbonato de sódio P.A ($NAHCO_3$)	0,226
Total	1,832

Fonte: Adaptado de Torres (1992).

A partir desta metodologia, o substrato utilizado apresentou características que variam entre esgoto médio e forte segundo Metcalf e Eddy (2015), com concentração média de matéria orgânica carbonácea em termos de DQO de 314 mg L^{-1}.

4.5 Parâmetros de Monitoramento

O desempenho do reator UAHB foi avaliado por meio de determinação de análises físico-químicas e monitoramento da eficiência de remoção da matéria orgânica carbonácea ao longo da operação (Tabela 6).

Tabela 6: Parâmetros para monitoramento do reator.

Parâmetros	Unidade	Método	Referência
Volume de Biogás	mL	-	-
Temperatura	°C	-	-
pH	-	Potenciométrico	Eaton *et al*. (2012)
Alcalinidade total	$mgCaCO_3\ L^{-1}$	Titulométrico	Ripley *et al*. (1986)
Ácidos voláteis	$mgHAcL^{-1}$	Titulométrico	Dillalo e Albertson (1961)
Sólidos Totais (ST)	mg L^{-1}	Gravimétrico	Eaton *et al*. (2012)
Sólidos Totais Fixos (STF)	mg L^{-1}	Gravimétrico	Eaton *et al*. (2012)
Sólidos Totais Voláteis (STV)	mg L^{-1}	Gravimétrico	Eaton *et al*. (2012)
Sólidos Suspensos Totais (SST)	mg L^{-1}	Gravimétrico	Eaton *et al*. (2012)
Sólidos Suspensos Fixos (SSF)	mg L^{-1}	Gravimétrico	Eaton *et al*. (2012)
Sólidos Suspensos Voláteis (SSV)	mg L^{-1}	Gravimétrico	Eaton *et al*. (2012)
DQO total	$mgO_2\ L^{-1}$	Espectrofotométrico	Eaton *et al*. (2012)
DQO Filtrada	$mgO_2\ L^{-1}$	Espectrofotométrico	Eaton *et al*. (2012)
Sulfato	mg L^{-1}	Turbidimétrico	Eaton *et al*. (2012)

O reator foi operado durante 225 dias e para que se pudesse avaliar seu desempenho foram realizados dois tipos de monitoramentos:

a) Monitoramento de amostra pontual: coleta de oito amostras ao longo de cada fase de operação do reator e;

b) Monitoramento de perfil temporal: para cada fase de operação do reator foram realizados três monitoramentos com duração de 24 h cada. São coletados 100 mL de amostra de hora em hora com o objetivo de avaliar o desempenho do reator durante um dia de operação.

Na Tabela 7 é apresentado um resumo da quantidade de monitoramentos realizados para cada etapa de operação do reator.

Tabela 7: Monitoramentos realizados para cada etapa de operação do reator

Fases de Operação	Duração (dias)	TDH (h)	COV* (kgDQO m^{-3} d^{-1})	Monitoramento	
				Amostra Pontual	Perfil Temporal
Fase 1	51	12	0,6	8	3
Fase 2	45	10	0,7	8	3
Fase 3	84	8	0,9	8	3

*Calculada a partir dos valores médios registrados ao longo da operação de cada fase.

Durante o monitoramento de amostra pontual foram avaliados os parâmetros listados na Tabela 6, com exceção da análise de sulfato, realizada somente durante a fase 3 de operação dor reator. Para o monitoramento do perfil temporal foram realizadas análises de DQO bruta e filtrada para cada hora de coleta, totalizando 24 horas de análise.

4.6 Condições Operacionais

O reator foi inoculado com lodo anaeróbio proveniente de um reator UASB tratando esgoto sanitário. Em regime contínuo de operação a obtenção do estado de equilíbrio dinâmico aparente ocorreu em 45 dias. Posteriormente o reator foi operador durante 51 dias em TDH de 12 h, 45 dias em TDH de 10 h e 84 dias em TDH de 8 h.

O tempo de operação foi de 225 dias em três fases experimentais conforme apresentado na Tabela 8.

Tabela 8: Duração de cada fase experimental.

Fases	Duração (d)	TDH (h)	Vazão (L h^{-1})	$V_{ascensional}$ (m h^{-1})	COV* (KgDQO m^{-3} d^{-1})
Início de operação (stade state)	01 até 45	12	1,8	0,083	0,6
Fase 1	45 até 96	12	1,8	0,083	0,6
Fase 2	96 até 141	10	2,2	0,100	0,7
Fase 3	141 até 225	8	2,8	0,125	0,9

*Calculada a partir dos valores médios registrados ao longo da operação de cada fase.

No início de operação 4 L de lodo anaeróbio de um reator tipo UASB tratando esgoto sanitário foram utilizados como inóculo para o reator UAHB. As concentrações do inóculo em termos de sólidos totais, sólidos totais fixos e sólidos totais voláteis foram de 78 g L^{-1}, 37 g L^{-1} e 41 g L^{-1}, respectivamente.

A inoculação foi realizada no dia 23/03/2018, definido como 1º dia de operação e o reator não foi operado em batelada. Após a adição do lodo foi mantida vazão média de 1,8 L h^{-1} e COV de 0,6 kgDQO m^{-3} d^{-1} até a obtenção do estado de equilíbrio dinâmico aparente (*steady state*) no 45° dia de operação.

Posteriormente o reator foi operador em 3 fases distintas, sendo que a mudança de cada fase foi caracterizada pela alteração do TDH:

- Na Fase 1, o sistema foi operado com vazão de alimentação de 1,8 L h^{-1}, TDH de 12 h e velocidade ascensional (V_s) de 0,083 m h^{-1} durante 51 dias.
- Na Fase 2, o sistema foi operado com vazão de alimentação de 2,2 L h^{-1}, TDH de 10 h e V_s de 0,100 m h^{-1} durante 45 dias.
- Na Fase 3, o sistema foi operado com vazão de alimentação de 2,8 L h^{-1}, TDH de 8 h e V_s de 0,125 m h^{-1} durante 84 dias.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Caracterização do esgoto bruto (afluente)

Na Tabela 9 é apresentada a estatística descritiva da caracterização físico-química do esgoto sintético afluente ao reator UAHB, obtida por meio de 24 campanhas de monitoramento realizadas durante os 225 dias de operação do reator.

Tabela 9: Estatística descritiva da caracterização esgoto sintético afluente.

Parâmetros	Unidade	N	X	Mediana	DP	Mín	Máx	CV
Temperatura do reator*	C°	*	18,3	18,5	1,8	14,3	21,0	10
pH	-	24	7,0	7,0	0,3	6,2	7,4	3,7
Alcalinidade Total	$mgCaCO_3\ L^{-1}$	24	220	228	33	146	278	15
Ácidos Voláteis	$mg\ L^{-1}$	24	78	78	17	43	117	22
DQO Bruta	$mg\ L^{-1}$	48	314	331	60	161	407	19
DQO Filtrada	$mg\ L^{-1}$	48	254	281	61	89	324	24
ST	$mg\ L^{-1}$	24	868	863	124	666	1248	14
STF	$mg\ L^{-1}$	24	533	534	62	360	638	12
STV	$mg\ L^{-1}$	24	335	330	101	170	626	30
SST	$mg\ L^{-1}$	24	52	14	24	10	100	47
SSF	$mg\ L^{-1}$	24	16	9	14	2	48	89
SSV	$mg\ L^{-1}$	24	36	9	20	6	96	56

N: número de amostras; X: média; DP: desvio padrão; Mín: mínimo; Máx: máximo; CV: coeficiente de variação. *Medição em tempo real via sensor.
*Medição de temperatura *online* durante todo o período de operação.

Segundo Metcalf e Eddy (2005) tipicamente um esgoto sanitário de origem doméstica é classificado como médio quando há 720 mg L^{-1} de ST e 210 mg L^{-1} de SST. Para Sperling (2014) a concentração de ST pode variar na faixa de 700 a 1350 mg L^{-1} com valor típico de 1100 mg L^{-1} e a concentração de SST variar na faixa de 200 – 450 mg L^{-1} com valor típico de 350 mg L^{-1}.

Usualmente estes valores diferem de localidade para localidade, sendo que os dados apresentados como “típico” representam apenas uma noção de tendência central (SPERLING, 2014).

O afluente sintético utilizado neste trabalho apresentou concentração média de ST de 868±124 mg L^{-1} com coeficiente de variação (CV) de 14 % e SST de 52±24 mg.L^{-1} com CV de 47 %. Podendo ser classificado como “esgoto médio” em termos de ST conforme a classificação de Metcaf e Eddy (2005).

Na Figura 8 é apresentado o fluxograma da distribuição da concentração de sólidos do esgoto sintético afluente ao reator, calculado com base na média dos resultados apresentados na Tabela 9.

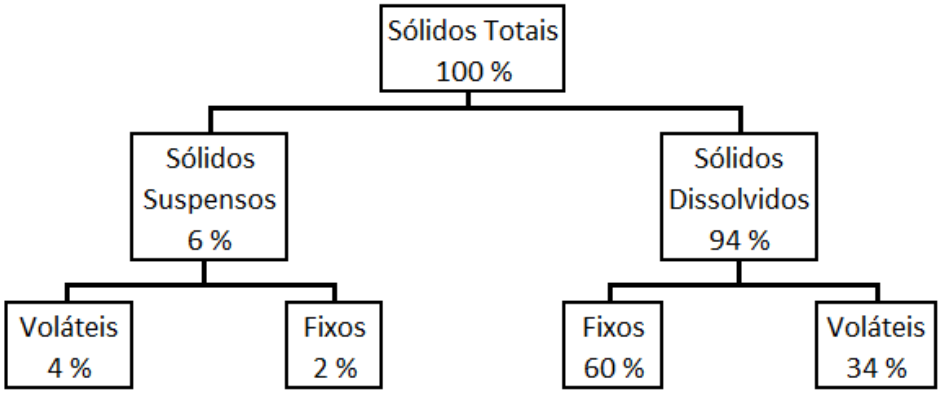

Figura 8: Fluxograma da distribuição percentual da concentração de sólidos no afluente do reator.

A relação STV/ST do afluente sintético é de 0,4 e a relação SSV/SST é de 0,7. Estas relações podem ser utilizadas como correspondentes de matéria orgânica de um despejo (BRAILE e CAVALCANTI, 1993).

Nos gráficos da Figura 9 é apresentada a caracterização do afluente sintético em relação aos parâmetros de: a) Alcalinidade total, b) Ácidos voláteis, c) Temperatura, d) pH, e) DQO bruta, f) DQO filtrada.

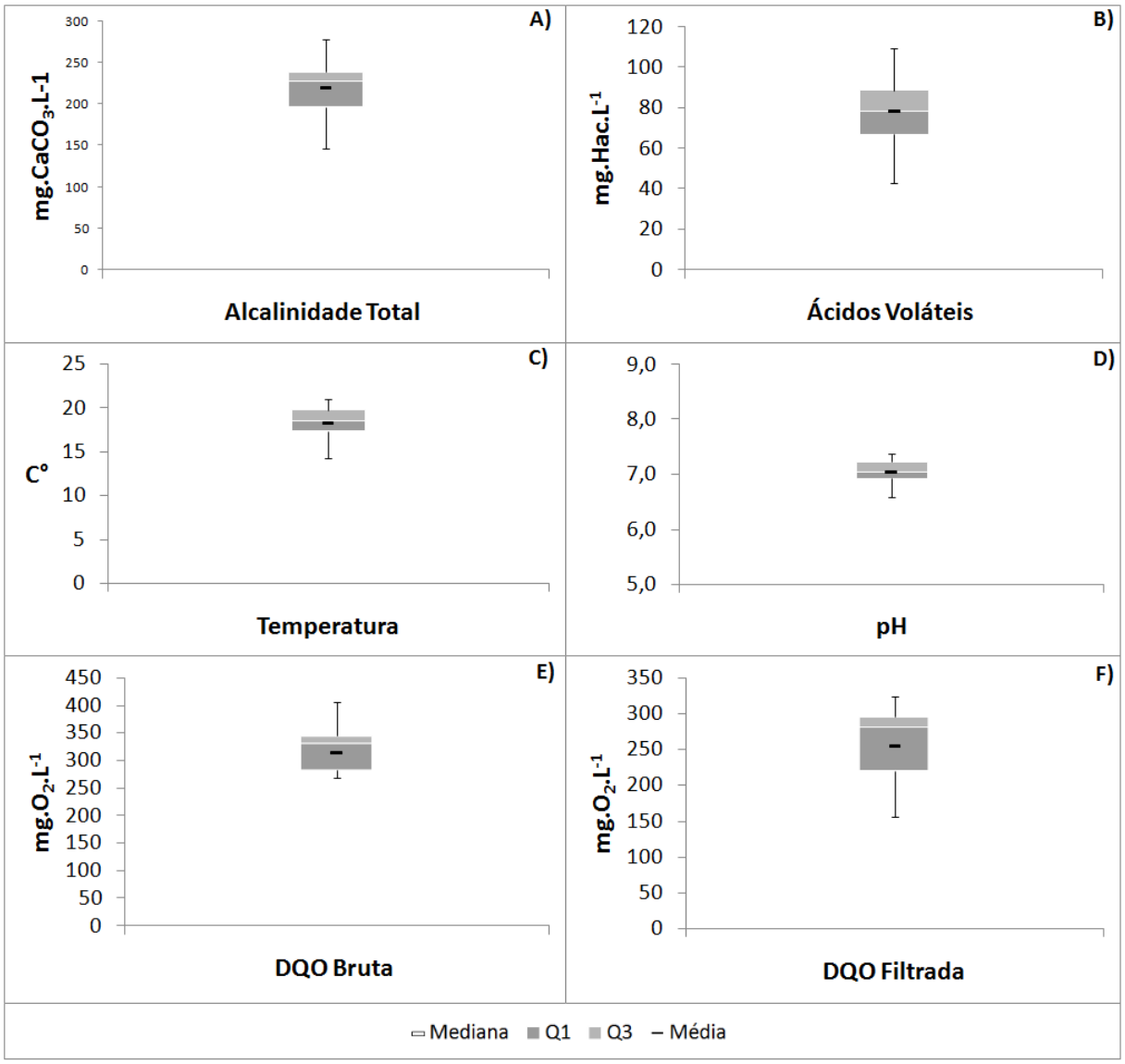

Figura 9: Caracterização do afluente sintético.
a) Alcalinidade total, b) Ácidos voláteis, c) Temperatura, d) pH, e) DQO bruta, f) DQO filtrada.

O parâmetro DQO foi utilizado como método para a quantificação da matéria orgânica do afluente deste trabalho. Este é um método indireto e que pode ser utilizado devido às diversas formas e compostos em que a matéria orgânica pode estar presente no ambiente aquático ou em esgotos sanitários (SPERLING, 2014).

A concentração de matéria orgânica em termos de DQO no afluente foi de 314±60 mg L^{-1} variando de 161 a 407 mg L^{-1} com CV de 19%. A literatura caracteriza como esgoto médio uma concentração de DQO de 430 mg L^{-1} (METCALF e EDDY, 2005). Segundo Sperling (2014) a média da DQO dos esgotos sanitários varia em uma faixa de 450 – 800 mg L^{-1} com valor típico de 600 mg L^{-1}.

A temperatura do líquido variou de 14,3 ºC a 21 ºC com média de 18,3 ± 1,8 ºC. Esta variação se deve ao período de operação do reator que ocorreu na estação outono/inverno entre os meses de março e novembro de 2018. Para o tratamento anaeróbio de esgotos sanitários a faixa ótima de temperatura varia de 25 a 35°C (CHERNICHARO, 2007).

Conforme relatado na literatura a temperatura é o fator físico que mais afeta a velocidade das reações bioquímicas. As faixas de crescimento microbiano são caracterizadas por este parâmetro: fase psicrófila (< 20°C), mesófila (entre 20 e 40°C) e termófila (> 40°C) (SPERLING, 2014; PROBIOGAS, 2015; STAZY et al, 2018).

Os valores médios para o pH do afluente sintético foram em média de 7,1±0,3 com CV de 3,7 %. Segundo Campos et al. (2006) normalmente os microrganismos têm o seu pH ótimo próximo a neutralidade, com valores entre 6,5 e 7,5. Segundo Sperling (2014), valores de pH afastados da neutralidade tendem a afetar as taxas de crescimento dos microrganismos. Prado e Campos (2008) identificaram que valores de pH abaixo de 6,0 provocam inibição da produção de metano para um reator UASB tratando efluentes provenientes da produção de café.

A faixa recomendada para alcalinidade total em esgotos varia de 100 - 250 $mgCaCO_3\ L^{-1}$ (SPERLING, 2014). A média obtida para os valores de alcalinidade total afluente deste trabalho foram 229±29 $mgCaCO_3\ L^{-1}$ com CV de 15 %.

A disponibilidade de alcalinidade é fundamental para neutralização dos ácidos voláteis produzidos na digestão anaeróbia e para o tamponamento de reatores (METCALF e EDDY, 2005). A média da concentração de ácidos voláteis no afluente do reator foi de 76±16 mg L^{-1} com CV de 22 %, valor abaixo de 200 mg L^{-1}, conforme recomendado por Chernicharo (2006) para o bom desempenho do processo anaeróbio.

A acumulação de produtos acidogênicos pode levar a uma contínua acumulação de ácidos voláteis, o que contribuirá para o consumo de alcalinidade e decréscimo do pH (AQUINO e CHERNICHARO, 2005). Isso pode resultar em uma diminuição no desempenho de remoção de DQO e na produção de metano podendo levar a falha do reator (WAEWSAK, 2010).

5.2 Avaliação do desempenho do UAHB submetido a variação de COV

Na Figura 10 é apresentado o desempenho do reator UAHB submetido a variações da carga orgânica volumétrica (0,6, 0,7 e 0,9 kgDQO m^{-3} d^{-1}) e a variação dos tempos de detenção hidráulico de 12 horas, 10 horas e 8 horas. Os parâmetros avaliados foram: alcalinidade total, ácidos voláteis, pH, temperatura, eficiência de remoção de DQO bruta, eficiência de remoção de sólidos totais voláteis, volume de biogás e carga orgânica volumétrica.

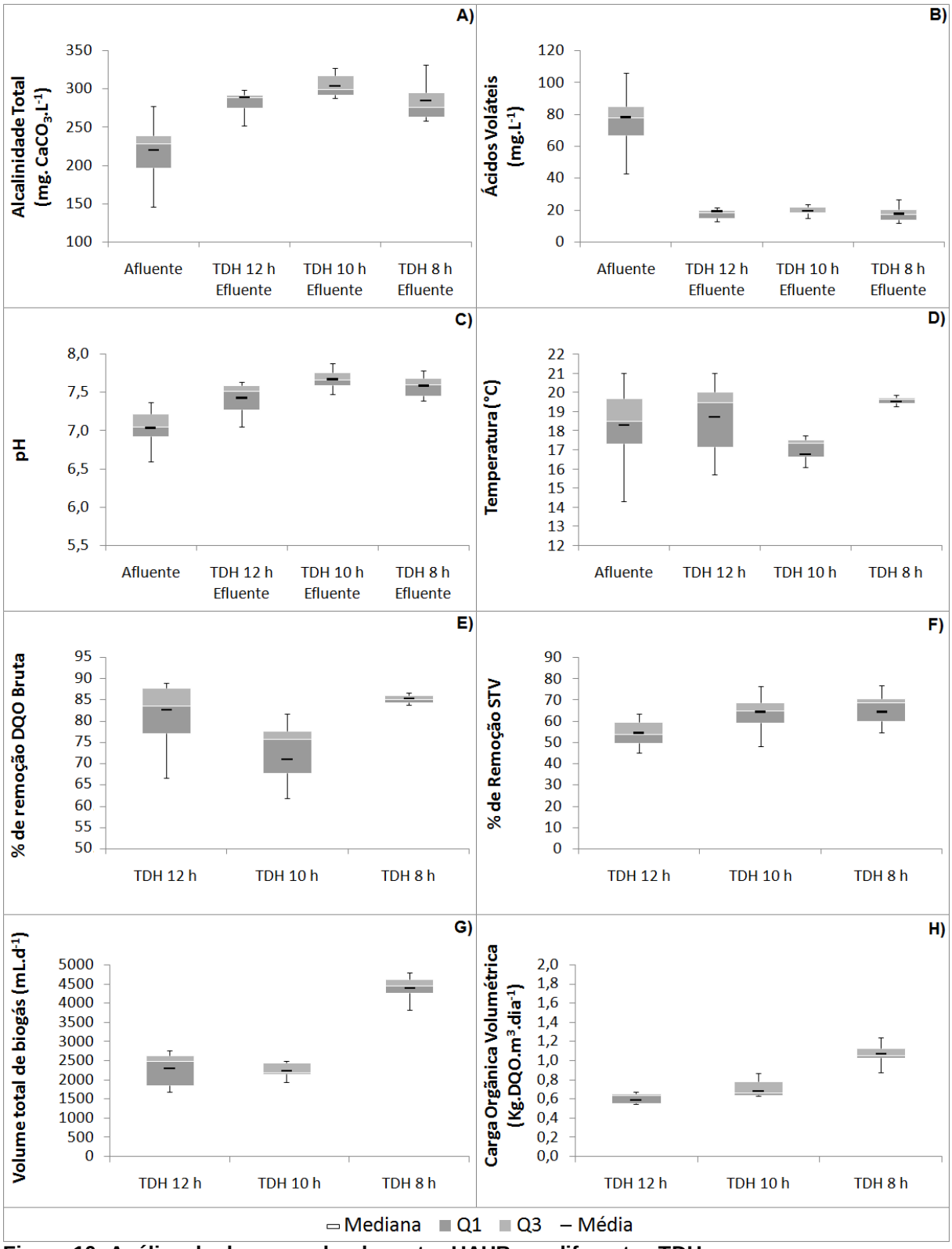

Figura 10: Análise do desempenho do reator UAHB em diferentes TDH.
a) alcalinidade total, b) ácidos voláteis, c) pH, temperatura, d) eficiência de remoção de DQO bruta, e) eficiência de remoção de sólidos totais voláteis, f) volume de biogás, g) carga orgânica volumétrica.

Na Figura 10.A, 10.B e 10.C verifica-se que os resultados dos parâmetros de alcalinidade total, ácidos voláteis e pH indicam que o reator UAHB operou em condições estáveis quando submetido a variações de COV.

A interação entre a alcalinidade e os ácidos voláteis é fundamentada na capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos formados na degradação anaeróbia e em tamponar o pH no caso de acúmulo de ácidos voláteis (AQUINO e CHERNICHARO, 2005; CHERNICHARO, 2007).

Os valores médios de ácidos voláteis efluente (Fig.10.B) encontraram-se abaixo de 20 mg L^{-1} para ambos os TDH. Os valores médios de alcalinidade total efluente (Fig.10.A) são aproximadamente 25 % superiores ao valor médio afluente (220 mg L^{-1}). Portanto, há “geração” de alcalinidade e “consumo” de ácidos voláteis o que remete a um sistema em equilíbrio.

Segundo Zaiat e Foresti (2015) a geração de alcalinidade é um indício da estabilidade do sistema. E valores de pH entre 6,5 e 7,5 favorecem o crescimento dos microrganismos (CAMPOS *et al,* 2006).

Os dados de variação da temperatura apresentados na Figura 10.D indicam que este parâmetro influencia diretamente o desempenho do reator em relação a remoção de matéria carbonácea (Fig.10.E e Fig.10.F) e a produção de biogás (Fig.10.G).

Durante a operação em TDH de 10 horas a temperatura permaneceu em média 1,5 °C abaixo da temperatura média afluente (18,3 °C) enquanto que operando nos demais TDH a média foi 0,6 °C a cima da média afluente. A temperatura média de operação para os TDH de 12, 10 e 8 horas foi de 18,7 °C, 16,8 °C e 19,4 °C, respectivamente.

A análise da dispersão dos dados de temperatura nos quartis apresentados na Figura 10.D pode explicar a oscilação nos valores médios de eficiência de remoção de DQO bruta (Fig.10.E) de 82,7 %, 71,1 % e 85,4 % para os TDH de 12, 10 e 8 horas respectivamente. Já em termos de remoção de SSV (Fig.10. F) os reatores apresentaram eficiência de 55,5 %, 64,3 % e 64,4 %.

Vale ressaltar que em termos de remoção de matéria carbonácea o reator UAHB teve desempenho satisfatório em todas as etapas de operação comparado com os dados médios de remoção de DQO bruta de 80 % encontrados na literatura (PASSIG e CAMPOS, 2005; WAEWSAK *et al.,* 2010; LIMA *et al.*, 2015a).

Observando a Fig.10.H e Fig.10.G nota-se que o acréscimo médio de 45 % (de 0,590 para 1,07 $KgDQOm^3dia^{-1}$) de COV provocou o aumento médio de 48 % no volume total de biogás produzido por dia quando comparados os TDH de 12 e 8 horas. Waewsak *et al* (2010) relataram o aumento da produção de biogás em um reator UAHB com o aumento de COV de 0,5 para 1,98 gL^{-1} d^{-1}.

O volume médio de biogás produzido no reator UAHB (Fig.10.G) foi de 2457 mL d^{-1}, 2412 mL d^{-1} e 4483 mL d^{-1} para TDH de 12, 10 e 8 h, respectivamente. A diminuição da produção de biogás para o TDH de 10 h pode ter ocorrido em função da diminuição da temperatura operacional com média de 16,8 ± 1,34°C (Fig.10.D). Lew *et al.,* (2004) relataram redução na produção dC e biogás em um reator UAHB quando a temperatura foi reduzida de 20 para 14°C.

A baixa dispersão dos dados de produção de biogás nos quartis do TDH de 10 horas somado ao incremento de COV (Fig.10.H) podem indicar que a produção seria maior caso o reator operasse na média da temperatura afluente (18,3°C).

5.3 Avaliação do desempenho do UAHB quanto a produção de biogás

O reator UAHB possui dois separadores trifásicos: o inferior e o superior. O separador inferior é responsável por coletar o biogás produzido no leito móvel (manta de lodo) e o separador superior coleta o gás produzido no leito fixo (filtro anaeróbio). A produção de biogás foi avaliada em cada separador trifásico sob variações de COV (0,6, 0,7 e 0,9 kgDQO m^{-3} d^{-1}) e em TDH de 12, 10 e 8 horas.

Na Figura 11 são apresentados os gráficos da produção de biogás, a eficiência de remoção de DQO bruta, a temperatura de operação do reator, a porcentagem de contribuição de cada separador trifásico na produção de biogás e a média da COV aplicada em cada TDH.

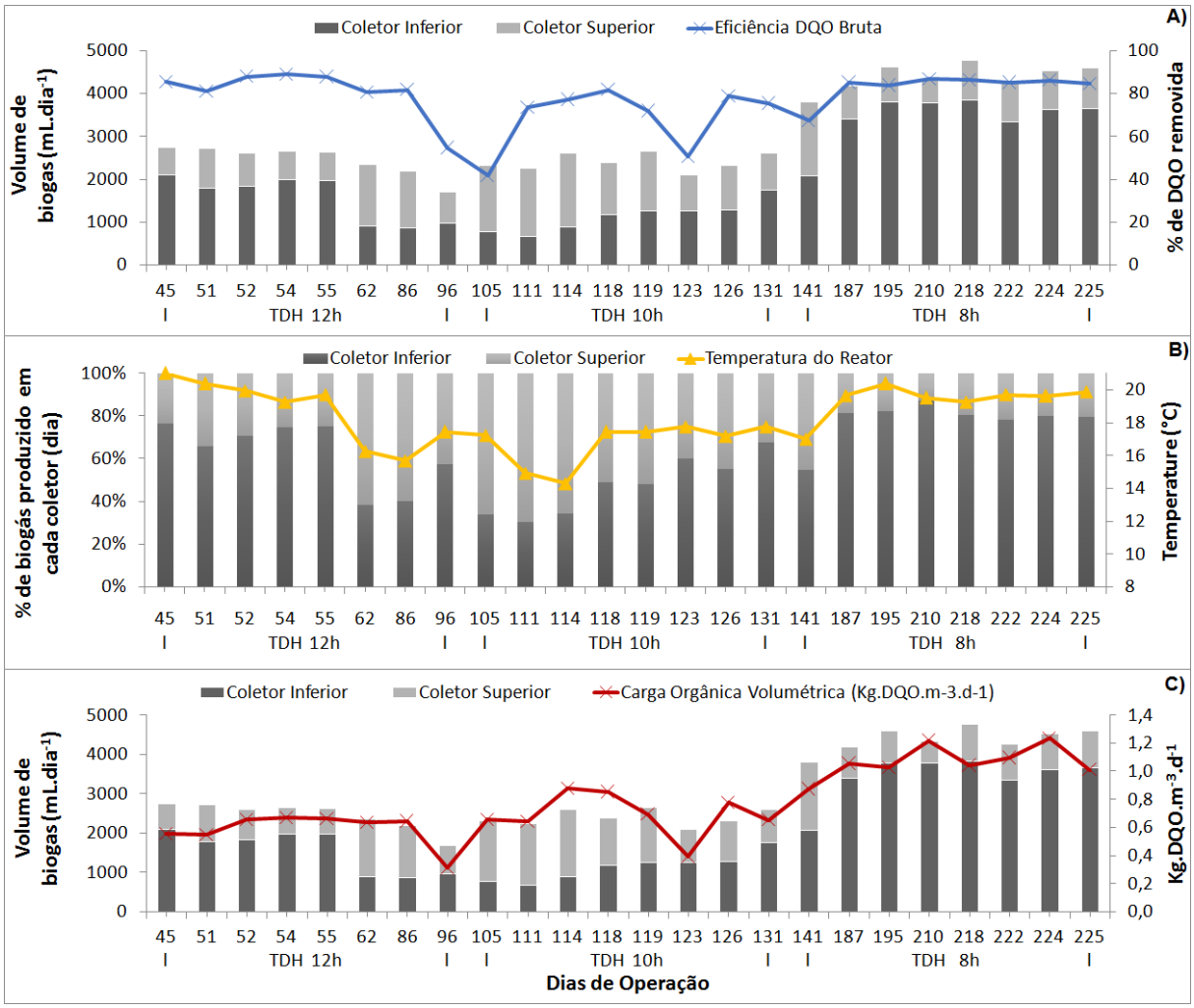

Figura 11: Variação temporal da produção de biogás do reator UAHB em diferentes COV.
a) Eficiência de remoção de DQO bruta, b) Temperatura de operação, c) COV.

De forma genérica, a produção do biogás é superior no leito móvel em comparação com o leito fixo, mas pode variar em função da temperatura e da COV aplicada ao reator.

As médias da produção de biogás para o leito móvel e leito fixo foram 1561 mL d^{-1} e 896 mL d^{-1} para TDH de 12 h, 1143 mL d^{-1} e 1268 mL d^{-1} para TDH de 10 h e 3643 mL d^{-1} e 841 mL d^{-1} para TDH de 8 h.

Entre os 105º e o 114º dia, o leito fixo do reator UAHB foi responsável por aproximadamente 70% da produção média diária de biogás operando no TDH de 10 h. Durante esta etapa, foram registrados os menores valores de temperatura de operação (Fig.11.B): média de 15,98°C ± 1,2 com CV de 12%, mínimo de 14,31°C e máximo de 17,44°C.

A variação na produção de biogás nos coletores inferior e superior do reator UAHB tem relação com a COV aplicada, contudo o parâmetro operacional que influenciou diretamente as variações do volume de biogás gerado por dia foi a temperatura. A produção de biogás no leito móvel foi superior a do leito fixo somente em temperaturas superiores a 17,44°C.

A média da produção diária de biogás no reator UAHB, considerando o volume de biogás gerado por DQO removida, para os TDH de 12, 10 e 8 h e COV de 0,6, 0,7 e 0,9 kgDQO m^{-3} d^{-1} foi de: 0,23, 0,22 e 0,23 m^3 $kgDQO_{rem}^{-1}$ d^{-1}. A eficiência média de remoção de DQO foi de 83, 71 e 85% respectivamente. A temperatura média de operação em cada etapa foi de 18,7°C, 16,8°C e 19,4°C.

Buyukkamaci e Filibeli (2002) obtiveram produção de biogás de 0,32 $m^3kg^{-1}DQO_{rem}d^{-1}$ para um reator UAHB tratando afluente sintético (melaço, uréia e fosfato de potássio di básico) em TDH variando de 0,5 a 2 dias com variação de COV de 1 a 10 kgDQO m^{-3} d^{-1} e média de remoção de DQO de 77 a 90 %. Operando em temperatura mesófila.

Waewak *et al.* (2010) obtiveram produção de biogás de 0,3 a 0,45 $m^3kg^{-1}DQO_{rem}d^{-1}$ para um reator UAHB tratando afluente sintético (glicose) em TDH variando de 3 a 6 dias com variação de COV de 0,5 a 1,98 gDQO L^{-1} d^{-1} e média de remoção de DQO de 80 %. A temperatura média de operação foi de 30 a 35 °C.

Os valores de produção de biogás deste trabalho estão abaixo dos valores relatados pelos autores Buyukkamaci e Filibeli (2002) e Waewak *et al.* (2010) provavelmente devido a temperatura de operação e a COV aplicada ao reator.

5.4 Avaliação da concentração de biogás produzido no reator UAHB

A avaliação da concentração dos gases produzidos ocorreu entre o 141 e 225 dias de operação do reator. Neste período o TDH foi de 8 horas, COV média de 0,9 kgDQO m^{-3} d^{-1}, com produção média total de biogás de 4483 mL d^{-1} sendo 3643 mL d^{-1} provenientes do coletor inferior e 840 mL d^{-1} do coletor superior e temperatura variando de 17 a 20,37 °C com média de 19,7 °C.

Na Figura 12 é apresentada a concentração dos principais gases (CH_4, $C0_2$, O_2, H_2S e H_2) presentes no biogás.

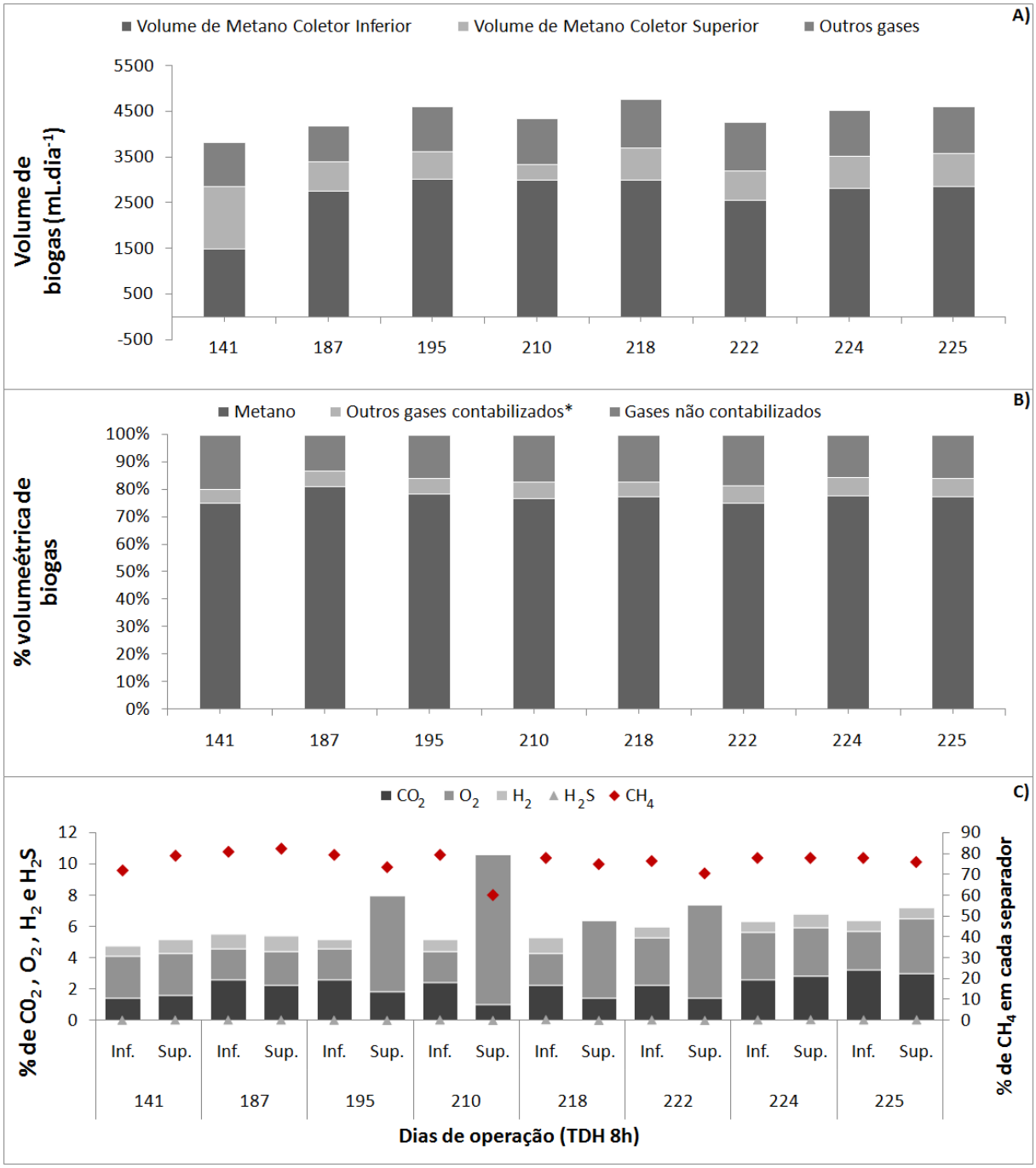

Figura 12: Concentração dos gases gerados no reator UAHB.
*Fig.12.A: Outros gases: refere-se ao total de gases que não o metano. Fig.12.B: Outros gases contabilizados: refere-se aos gases CO_2, O_2, H_2S e H_2. Fig.12.B: Gases não contabilizados: refere-se aos gases que não foram detectados pelo equipamento.

A produção média de biogás no reator foi de 0,23 $m^3kg^{-1}DQO_{rem}d^{-1}$. Na Figura 12.A é observado que a média volumétrica de metano gerado no leito móvel foi de 2862 mL d^{-1} e no leito fixo de 624 mL d^{-1} e a média volumétrica do total dos

demais gases, que não o metano, presentes no biogás foi de 997 mL d^{-1}, totalizando 4483 mL d^{-1}.

A produção de metano foi em média 82% maior no coletor inferior quando comparado com o coleto superior. A alteração do TDH de 10 para 8 horas observada no dia 141 impactou a produção de metano do reator UAHB (Fig.12.A). Neste dia, o coletor inferior foi responsável por 52 % da produção média de CH_4 e o volume total de metano foi 17 % menor do que os demais dias de operação.

Analisando a Figura 12.B é possível observar que a concentração média de metano produzido no reator UAHB por dia foi de 78±1,9 % com CV de 2,5% e a concentração média dos gases CO_2, O_2, H_2S e H_2 foi de 6 %. As concentrações de metano relatadas em trabalhos utilizando reatores UAHB foram: 58% para Buyukkamaci e Filibeli (2002), 55 % para Ayati e Ganjidoust (2006) e 62 a 67% para Waewsak *et al.,* (2010).

A soma das concentrações médias de CH_4, CO_2, O_2, H_2S e H_2 deste trabalho foi 84 %. Segundo Noyola *et al*. (2006) o gás nitrogênio (N_2) representa uma grande parcela da concentração do biogás de reatores anaeróbios. E segundo Lobato (2011) a concentração de N_2 nesses reatores pode ser oriunda do nitrogênio dissolvido no esgoto sanitário e sua concentração no biogás varia entre 15 a 25%.

Nos gráficos da Figura 13 são apresentadas as concentrações do gás hidrogênio e do gás sulfídrico presentes nos biogás produzido nos coletores inferior (leito móvel) e superior (leito fixo) e sua relação com a quantidade de sulfato total no afluente sintético e no efluente do reator UAHB.

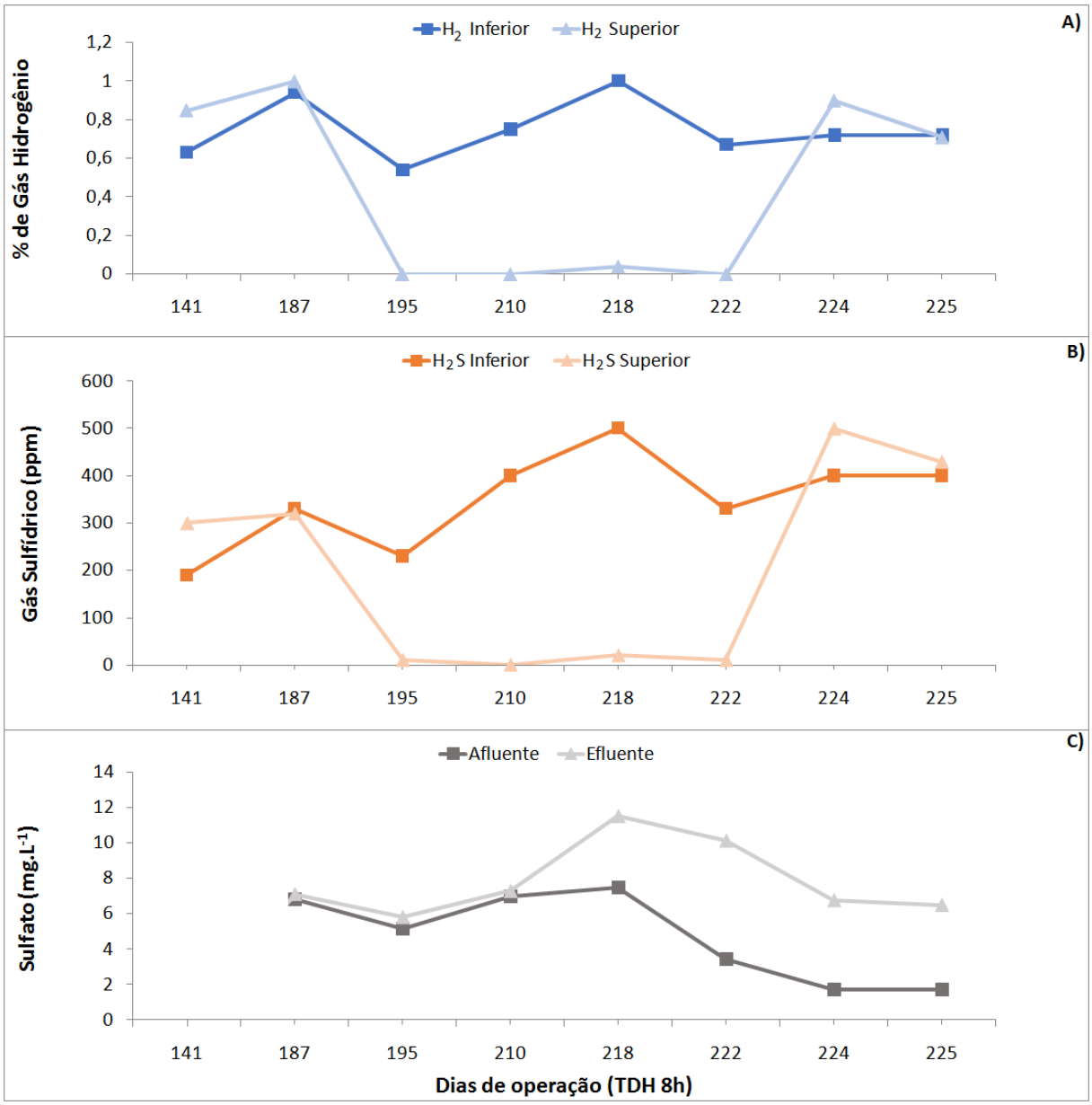

Figura 13: Concentração de H_2, H_2S e sulfato total no reator UAHB.
a) % de gás hidrogênio nos coletores inferior e superior, b) PPM % de gás sulfídrico nos coletores inferior e superior, c) concentração de sulfato total no afluente e efluente do reator UAHB.

A média da concentração total de H_2 e H_2S no biogás durante a etapa de operação em TDH de 8 horas foi de 0,68±0,25 % e 360±96 ppm respectivamente. A concentração total média de sulfato afluente foi de 4,8±2,5 mg L^{-1} com CV de 52 % e efluente de 7,9±2,1 mg L^{-1} com CV de 27 %.

Rands *et al.* (1981) relata concentrações de H_2S em ETE municipais na faixa de 45 a 537 ppm, Noyola *et al.,* (2006) 0,1 a 10 ppm e Lobato (2011) 1000 a 2000 ppm e concentrações de H_2 de 0 a 3 %.

A geração de H_2S em reatores anaeróbios ocorre na etapa de sulfetogênese onde as bactérias redutoras de sulfato convertem o SO_4^{-2} a H_2S (ZHANG, 2013). Uma alternativa para evitar a formação de sulfeto de hidrogênio em reatores anaeróbios é a microaeração (JENICEK *et al.,* 2010).

A concentração de H_2S no biogás gerado no coletor superior (Fig.13B) é praticamente nula nos dias 195 a 222, isso se dá devido a oxidação que ocorre próximo ao topo do reator, local onde esta localizado o separador trifásico superior. O mesmo foi observado por Lima (2015b) utilizando um reator UAHB para tratamento de esgoto sanitário.

É possível verificar que, na Figura 13.A e 13.B, há uma relação direta entre a produção de H_2 e H_2S nos coletores inferior e superior. Situação semelhante pode ser verificada na Figura 13.C, onde o aumento da concentração de sulfato no efluente é acompanhado do aumento na concentração de hidrogênio e ácido sulfídrico no biogás.

Analisando a Figura 13.C é possível verificar que as concentrações de sulfato afluente (média de 6,3 ± 1 mg L^{-1}) nos dias 187, 195 e 210 são semelhantes as concentrações de saída (6,7 ± 0,8 mg L^{-1}), enquanto que nos demais dias de operação as concentrações de sulfato no efluente (média de 8,7 ± 2,5 mg L^{-1}) são aproximadamente 2,5 vezes superior do que no afluente (média de 3,6 ± 2,7 mg L^{-1}).

5.5 Análises do perfil de monitoramento do reator UAHB nos TDH de 12, 10 e 8 h

Na Figura 14 é apresentado o monitoramento de perfil temporal para a etapa do reator operando em TDH de 12 horas. Nesta etapa o reator foi operado entre os meses de Maio a Junho de 2018, período que compreende a estação do outono no hemisfério sul.

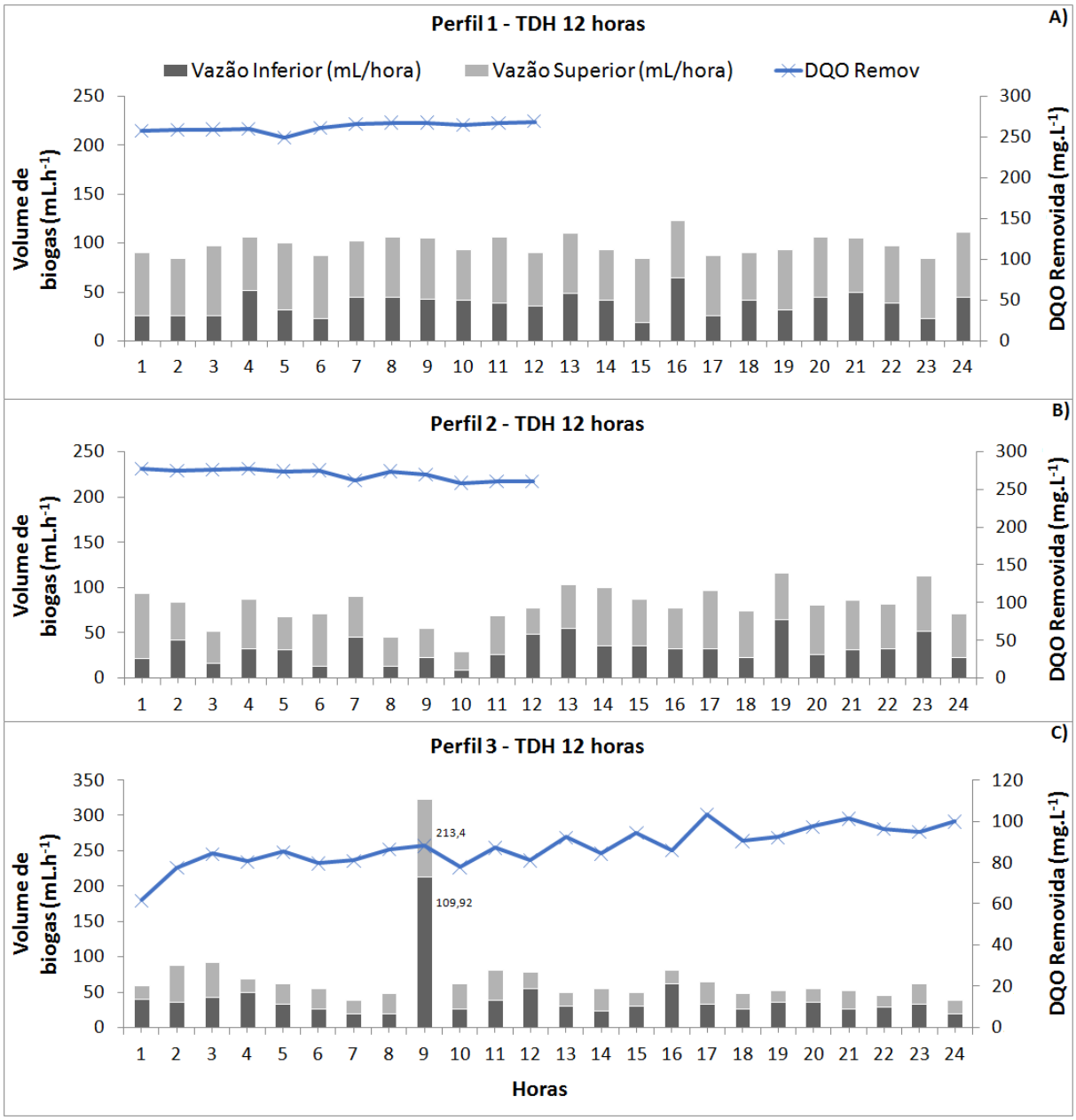

Figura 14: Perfil temporal do reator UAHB operando em TDH de 12 horas.

No Perfil 1 (Fig.14) a produção média de biogás em cada separador trifásico foi 38±11,2 mL h^{-1} para o coletor inferior e 60±5,6 mL h^{-1} para o coletor superior. No Perfil 2, 32±13,9 mL h^{-1} para o coletor inferior e 48±12 mL h^{-1} para o coletor superior. No Perfil 3 33±11,1 mL h^{-1} para o coletor inferior e 27±9,8 mL h^{-1} para o coletor superior.

As temperaturas de operação durante os Perfis 1, 2 e 3 foram 16,25, 15,69 e 17,44 °C. Isso indica que abaixo de 17,44 °C a produção de biogás no coletor inferior (leito móvel) é impactada pela temperatura. Lew *et al.,* (2004) avaliaram o

desempenho de um reator UAHB nas temperaturas de 28, 20, 14 e 10 °C e a produção de biogás foi de 1100, 225, 85 e 25 mL CH_4 L^{-1} d^{-1} respectivamente.

As médias de remoção de DQO bruta para os Perfis 1, 2 e 3 da Figura 14 foram: 81 %, 82 % e 55 %. A média de remoção de DQO bruta relatada por Araujo (2016) foi de 72 % utilizando um reator UAHB para tratamento de esgoto sanitário.

A redução na produção volumétrica horária de biogás no Perfil 3 da Figura 14.C ocorreu, pois o reator foi alimentado com média de DQO bruta de 160 mg L^{-1}. É provável que o pico de produção apresentado na 9° hora (Fig.14.C) ocorreu devido a despressurizarão na linha de gás.

Na Figura 15 é apresentado o monitoramento de perfil temporal para a etapa do reator operando em TDH de 10 horas. Nesta etapa o reator foi operado entre os meses de Julho e Agosto de 2018, período que compreende a estação do inverno no hemisfério sul.

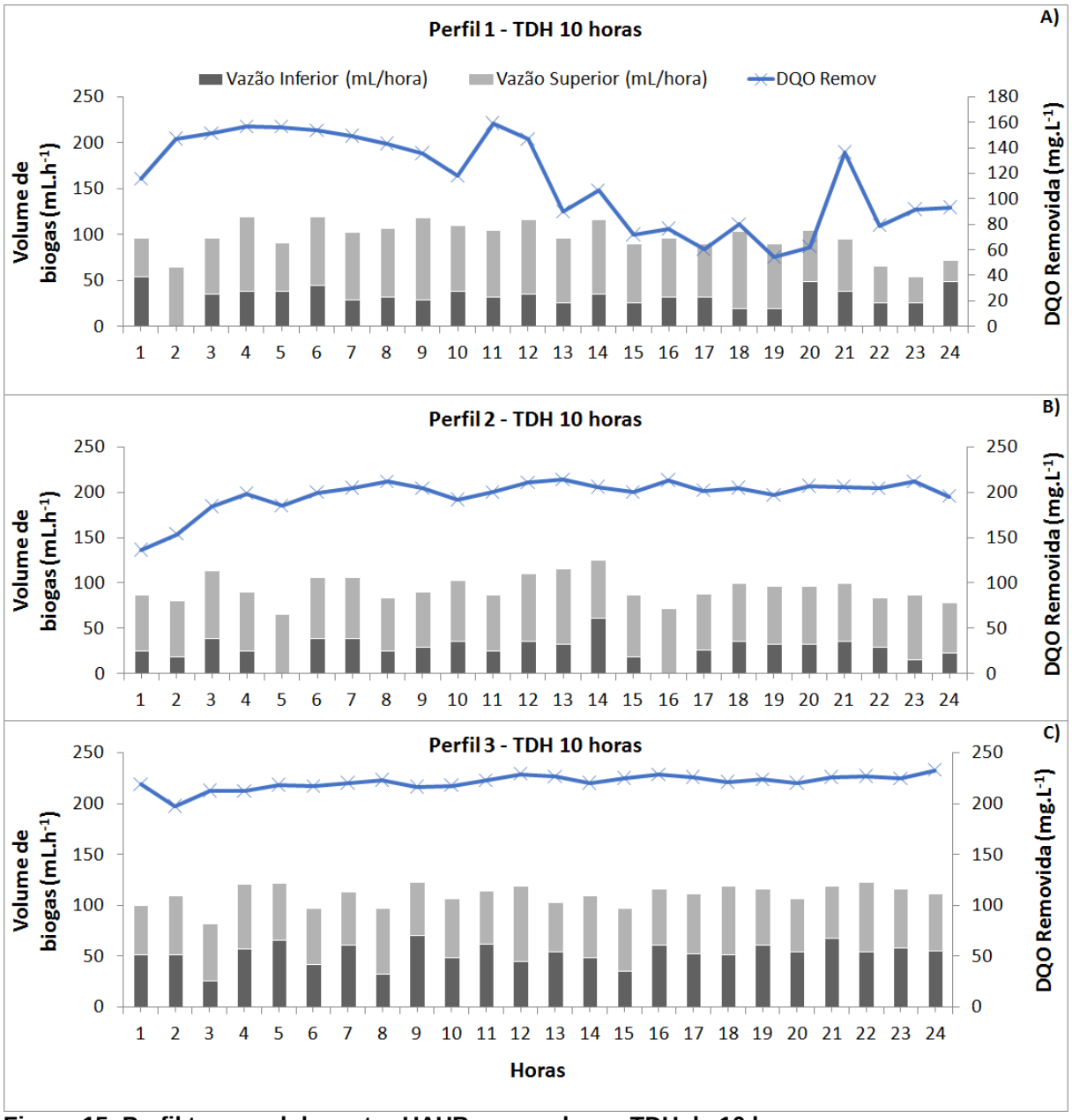

Figura 15: Perfil temporal do reator UAHB operando em TDH de 10 horas.

No Perfil 1 (Fig.15) a produção média de biogás em cada separador trifásico foi 33±11,4 mL h^{-1} para o coletor inferior e 64±17,12 mL h^{-1} para o coletor superior. No Perfil 2, 28±12,6 mL h^{-1} para o coletor inferior e 66±6,4 mL h^{-1} para o coletor superior. No Perfil 3 53±11,2 mL.h^{-1} para o coletor inferior e 58±6,6 mL h^{-1} para o coletor superior.

As temperaturas de operação durante os Perfis 1, 2 e 3 foram 17,25, 14,94 e 17,44 °C. Isso indica que abaixo de 17,44 °C a produção de biogás no coletor inferior (leito móvel) é impactada pela temperatura. A temperatura de operação

também afetou as médias de remoção de DQO bruta 42%, 72% e 76% para os Perfis 1, 2 e 3 da Figura 15.

Analisando a DQO removida do perfil 1 da Figura 15.A e comparando com os gráficos da Fig.15.B e Fig.15.C é possível perceber a variação na amplitude dos dados ao longo das 24 h de operação. O que comprova o choque de carga hidráulico devido a alteração do TDH de 12 para 10 h.

Na Figura 16 é apresentado o monitoramento de perfil temporal para a etapa do reator operado em TDH de 8 h, o que ocorreu entre os meses de setembro e novembro de 2018, período que compreende a estação da primavera no hemisfério Sul.

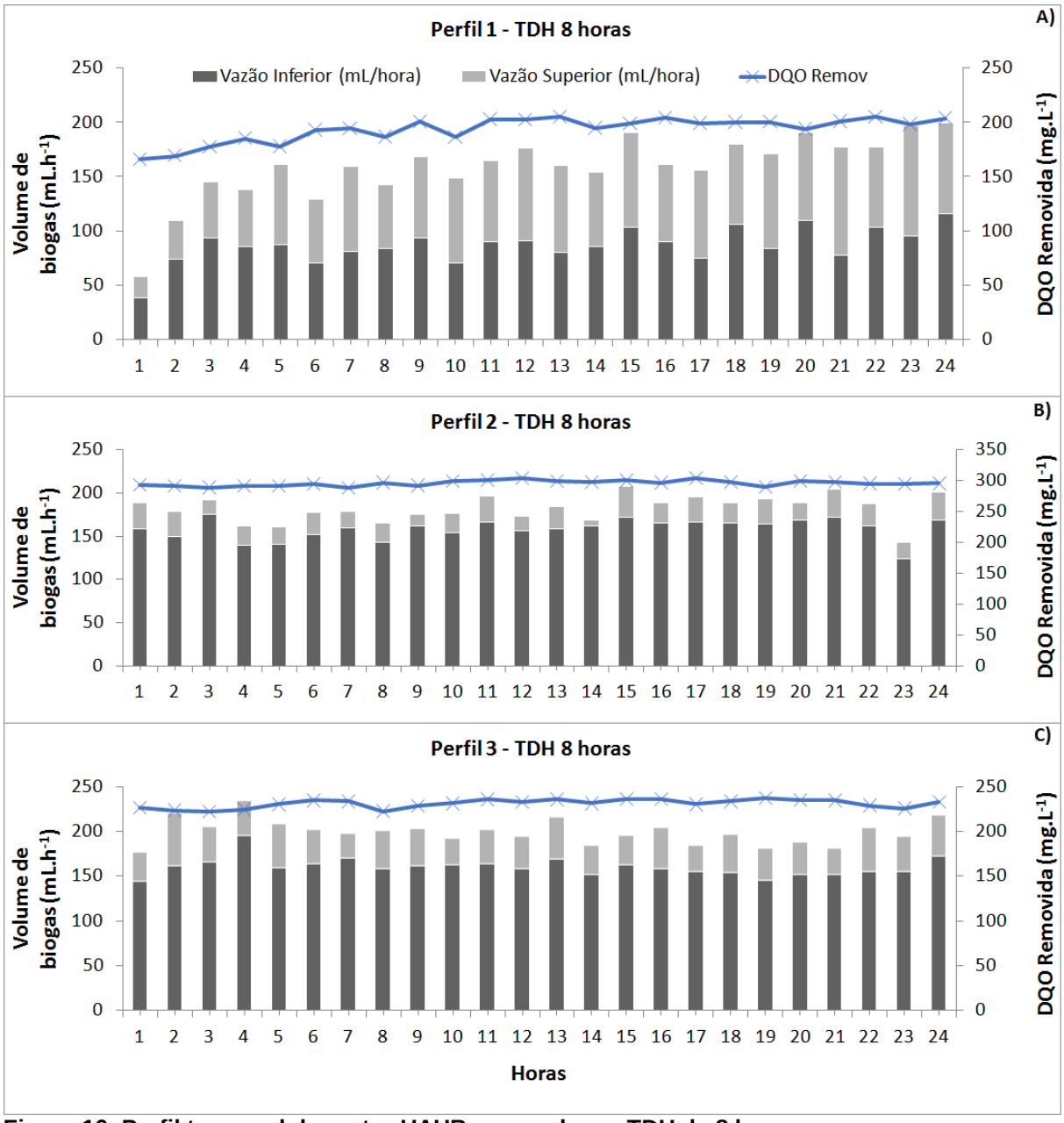

Figura 16: Perfil temporal do reator UAHB operando em TDH de 8 horas.

Em todos os monitoramentos realizados durante esta etapa de operação a produção volumétrica média de biogás foi superior no leito móvel (coletor inferior).

No Perfil 1 (Fig.16) a produção média de biogás em cada separador trifásico foi 87±15,9 mL h^{-1} para o coletor inferior e 72±18,7 mL h^{-1} para o coletor superior. No Perfil 2, 158±12,3 mL h^{-1} para o coletor inferior e 24±6,8 mL h^{-1} para o coletor superior. No Perfil 3 161±10,3 mL h^{-1} para o coletor inferior e 39±7,6 mL h^{-1} para o coletor superior.

As temperaturas de operação durante os Perfis 1, 2 e 3 foram 17, 19,5 e 19,25 °C e as médias de remoção de DQO bruta foram 67, 87 e 86% respectivamente. O Perfil 1 da Figura 16.A é marcado pela mudança do TDH de 10 para 8 horas. A variação na amplitude da DQO removida, comparativamente com os gráficos da Fig.16.B e Fig.16.C demonstram que houve choque volumétrico e de carga no reator.

6. CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos ao longo do período experimental deste trabalho as seguintes conclusões foram obtidas:

- Os valores médios da relação AV/AT (ácidos voláteis e alcalinidade total) variaram de 0,1 a 0,5, ou seja, na faixa ótima de operação para digestão anaeróbia nas etapas operacionais.
- A temperatura, a variação do tempo de detenção hidráulica (TDH) e da carga orgânica volumétrica aplicada (COV) influenciaram diretamente no desempenho do reator UAHB. Isso pode ser avaliado em relação à eficiência de remoção em termos de DQO bruta e sólidos totais voláteis, bem como na produção de biogás nos leitos fixo e móvel.
- A variação da temperatura de operação do reator para os TDH de 12, 10 e 8 h foi de 18,7°C, 16,8°C e 19,4°C. Isso está diretamente relacionado a oscilação nos valores médios de eficiência de remoção de DQO bruta que foram de 82,7%, 71,1% e 85,4% respectivamente.
- As médias de produção volumétrica de biogás para o leito móvel e leito fixo foram: TDH de 12 horas (1561 mL d^{-1} e 896 mL d^{-1}), TDH de 10 h (1143 mL d^{-1} e 1268 mL d^{-1}) e TDH de 8 h (3643 mL d^{-1} e 841 mL d^{-1}).
- A média da produção de biogás, para os TDH de 12, 10 e 8 h, foi de 0,23, 0,22 e 0,23 m^3 $kgDQO_{rem}^{-1}$ d^{-1}.
- A produção de biogás nos coletores inferior e superior tem relação com a COV aplicada e normalmente é maior no leito móvel. Contudo em temperaturas inferiores a 17,44°C a produção de biogás no leito fixo foi maior. Isso evidencia que o leito móvel é mais suscetível a variações de temperatura do que o leito fixo.
- Na etapa de operação em TDH de 8 h a concentração média de metano produzido por dia no reator UAHB foi de 78%, a concentração média dos gases CO_2, O_2, H_2S e H_2 foi de 6% e a concentração média dos demais gases presentes no biogás e que não foram mensurados foi de 16%.

- Operando em TDH de 8 h a média volumétrica de metano gerado no leito móvel foi de 2862 mL d^{-1} e no leito fixo de 624 mL d^{-1} e a média volumétrica do total dos demais gases presentes no biogás foi de 997 mL d^{-1}, totalizando 4483 mL d^{-1}.

REFERÊNCIAS

ABBASI, T. et al. **Biogas Energy.** SpringerBriefs in Environmental Science. DOI 10.1007/978-1-4614-1040-9. Tasneem Abbasi. 2012.

AYATI, B.; GANJIDOUST H. **Comparing the efficiency of UAFF and UASB with hybrid reactor in treating wood fiber wastewater**. Journal of Environmental Health Science & Engineering. v. 3, n. 1, p. 39 – 44. 2006.

Eaton, A. D.; et al. **Standard methods for the examination of water and wastewater.** 22a. ed. Washington: American Public Health Association (APHA). 2012.

ARAUJO, T. L. S. et al. **Reator anaeróbio híbrido: alternativa para aumento de capacidade de reatores UASB**. Revista Hydro, ano 11, n 120, out. 2016.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL – ABES. **Situação do Saneamento Básico no Brasil - Uma análise com base na PNAD 2015.** Rio de Janeiro, 2015. Disponível em: <http://abes-dn.org.br>. Acesso em Fevereiro de 2018.

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L. **Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGV) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle.** Engenharia Sanitária e Ambiental, Rio de Janeiro, v.10, n. 2, p. 152-16, apr./june. 2005.

ARDUINO.CC. Disponível em: < **www.arduino.cc** > Acesso em: 2017.

BACHMANN, N. et al. - IEA BIOENERGY TASK 37. **Sustainable biogas production in municipal wastewater treatment plant.** ISBN 978-1-910154-22-9. 2015.

BOK, F. A. M.; PLUGGE, C. M.; STAMS, A. J. M. **Interspecies electron transfer in methanogenic propionate degrading consortia.**Water Research, v. 38, p. 1368-1375, mar. 2004.

BRAILE, P. M.; CAVALCANTI, J. E. W. A. **Manual de tratamento de águas residuárias** – São Paulo: CETESB. 764 p.1993.

BRASIL. MINISTÉRIO DAS CIDADES – Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental. **Plano Nacional de Saneamento Básico – PLANSAB**. Brasília, 2013.

BRASIL. Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental. Probiogás. **Resultados do projeto de medições de biogás em reatores anaeróbios** / Probiogás ; organizadores, Ministério das Cidades, Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit GmbH (GIZ) ; autores, Carolina Cabral ... [et al.]. – Brasília, DF : Ministério das Cidades, 2017.

BRIONES, A.; RASKIN, L. **Diversity and dynamics of microbial communities in engineered environments and their implications for process stability.**Current Opinion in Biotechnology, v. 14, p. 270-276, jun. 2003.

BUYUKKAMACI, N.; FILIBELI A. **Concentrated wastewater treatment studies using an anaerobic hybrid reactor.** Process Biochemistry. v. 38, p. 777 - 775, 2002.

CAMPOS, J. R. (Coordenador) **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** Rio de Janeiro: ABES, 1999. 464 p. Projeto PROSAB.

CAMPOS, C. M. M. et al. **Development and operation of an upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) treating liquid effluent from swine manure in laboratory scale**. Ciência e Agrotecnologia, Lavras, v. 30, p. 140-147, 2006.

CARVALHO, K. Q. et al. **Avaliação hidrodinâmica de reator UASB submetido à variação cíclica de vazão.** Revista Engenharia Sanitária e Ambiental, Rio de Janeiro, v. 13, n. 2, p. 226 - 235, 2008.

CHEN, L. et al. **A sustainable biogas model in China: The case study of Beijing Deqingyuan biogas project.** Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 78, p. 773–779, oct. 2017.

CHERNICHARO, C. A. L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: Reatores Anaeróbios.** 2. ed. Belo Horizonte: UFMG, 2007.

COHEN, A. et al. **Influence of phase separation on the anaerobic digestion of glucose—II: Stability, and kinetic responses to shock loadings.**Water Research, v. 16, p. 449-455, jun. 1982.

DOS SANTOS, I. F. S. et al. **Economic and CO_2 avoided emissions analysis of WWTP biogas recovery and its use in a small power plant in Brazil.** Sustainable Energy Technologies and Assessments, v. 17, p. 77–84, oct. 2016.

ELMITWALLI, T. A.; SKLYAR, V.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. **Low temperature pre-treatment of domestic sewage in an anaerobic hybrid or an anaerobic filter reactor.** Bioresource Technology, v. 82, n. 3, p. 233 – 239, 2002.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALLERO, M. **Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges.** Reviews in Environmental Science and Bio/Technology. v. 5, p. 3 - 19, 2006.

GUIOT, S. R.; VAN DEN BERG, L. **Performance and biomass retention of upflow anaerobic reactor comining a sludg blanket and a filter treating sugar waste.** Biotechnology and Bioenginering, v. 27, p. 800-806, 1985.

GODINHO, J. P. **Comportamento dinâmico e hidrodinâmico de reator anaeróbio híbrido (UAHB) submetido à variação de carga hidráulica horária no tratamento de esgoto sanitário.** 2017. 130 f. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia Ambiental) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2017.

HARPER, S. R.; POHLAND, F. G. **Recent developments in hydrogen management during anaerobic biological wastewater treatment.** Biotechnology and Bioengineering, v. 28, p. 585-602, april. 1986.

IEA Bioenergy Task 37, (2015). **Country Reports Summary 2015.** Disponível em: < http://www.iea-biogas.net/country-reports.html>.

IPCC, 2014: **Climate Change 2014: Synthesis Report.** Contribution of Working Groups I, II and III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Core Writing Team, R.K. Pachauri and L.A. Meyer (eds.)]. IPCC, Geneva, Switzerland, 151 pp. Disponível em: < https://www.ipcc.ch/>.

JERIS, J. S.; MCCARTT, P. L. **Biochemistry of methane fermentation using C14 tracers.** Proceedings of the seventeenth Industrial Waste Conference, p. 181-197, 1962. Data da digitalização 18/05/2009.
Disponível em: <earchives.lib.purdue.edu/cdm/ref/collection/engext/id/9569>.

JENICEK, P.; KOUBOVA, F.; BINDZAR, J.; ZABRANSKA, J. **Advantages of anaerobic digestion of sludge in microaerobic conditions.** Water Science e Technology, v. 62, p. 427 – 437. 2010.

KELLER, J.; HARTLEY, K. **Greenhouse gas production in wastewater treatment: process selection is the major factor**. Water Science and Technology, v. 47, n. 12, p. 43 48, 2003.

KENNEDY, K.J.; GUIOT, S.R. **Anaerobic upflow development and application.** Water Science and Technology. v. 18, n. 12, p. 71 - 86, 1986.

KIDBY, D. W.; NEDWEL, D. B. **An investigation into the suitability of biogas hydrogen concentration as a performance monitor for anaerobic sewage sludge digesters**. Water Research, v. 25, p. 1007-1012, aug. 1991.

LETTINGA, G.; VAN VELSEN, A. F. M.; HOBMA, S. W.; DE ZEEUW, W.; KLAPWIJK, A. **Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment**. Biotechnology and Bioengineering, v. 2, p. 699-734. 1980.

LETTINGA, G.; MAN, A.; LAST, A.; WIEGANT, W.; KNIPPENBERG, K.; FRIJNS, J.; BUREN, J. **Anaerobic treatment of domestic sewage and wastewater**. Water Science & Technology, v. 27, n. 9, p. 67-73. 1993.

LEW, B.; TARRE, S.; BELAVSKI, M.; GREEN, M. **UASB reactor for domestic wastewater treatment at low temperatures: A comparison between a classical UASB and hybrid UASB-filter reactor.** Water Science & Technology, v. 49, n. 11, p. 295-301, feb. 2004.

LIMA, D. A.; SOUSA, J. T.; LIMA, J. F.; SOUSA, T. A. T.; HENRIQUE, I. N. **Tratamento de esgotos domésticos em reator anaeróbio híbrido seguido de reator com algas imobilizadas**. Revista AIDIS de Ingeniería y Ciencias Ambientales, v. 8, n. 2, p. 270 - 285, aug. 2015a.

LIMA, J. F. **Controle e remoção de sulfetos em reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário.** 2015. 97f. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia Ambiental) – Universidade Estadual da Paraíba – Centro de Ciências e Tecnologias, João Pessoa, 2015b.

LU, M. et al. **Biogas generation in anaerobic wastewater treatment under tetracycline antibiotic pressure.** Scientific Reports, DOI: 10.1038/srep28336. 2016.

LYBERATOS, G.; SKIADAS, I. V. **Modeling of anaerobic digestion - A review.** Global Nest Journal, v. 1, p. 63-76, 1999.

MAXHAM, J. V.; WAKAMIYAM, W. **Innovative biological wastewater treatment technologies applied to the treatment for biomass gasification wastewater.** Proceeding of 35th Industrial waste conference, Purdue University. 80-94. 1981.

METCALF, L.; EDDY, H. **Wasterwater Engineering: Treatment and Reuse.** 4ª edição, Nova York: Mcgraw-hill, p. 1819. 2005.

MONK, S. **30 projetos com arduino.** Tradução Anatólio Laschuk. 2° edição. Porto Alegre: Bookman, 2014. 214 p.

Noyola, A.; Morgan-Sagastume, J.M.; López-Hernández, J.E. **Treatment of biogas produced in anaerobic reactors for domestic wastewater: odour control and energy/resource recovery.** Reviews in Environmental Sciences and Biotechnology, v.5, p. 93-114. 2006.

PABLO-ROMERO, M. D. P. **An overview of feed-in tariffs, premiums and tenders to promote electricity from biogas in the EU-28.**Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 73, p. 1366–1379, jun. 2017.

PARALLAX INC. Disponível em: < www.parallax.com > Acesso em: 2017.

PARKER, W. J**. Application of the ADM1 model to advanced anaerobic digestion.** Bioresource Technology, v. 96, p. 832–1842. 2005.

PASSIG, F. H**. Reator anaeróbio híbrido para tratamento de esgoto sanitário.** 155 f. Tese (Doutorado) – Programa de Pós-graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

PASSIG, F. H.; CAMPOS, J. R. . **Hybrid Anaerobic Reactor for Domestic Sewage Treatment.** Water and Environmental Management Series, v. 8, p. 380, 2005.

PIMENTA, M. C et al. **Desempenho de reatores piloto tipo UASB e híbrido para o tratamento de esgoto doméstico**. 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Campo Grande – MS. 2005

PRADO, M. A. C.; CAMPOS, C. M. M. **Produção de biogás no tratamento dos efluentes líquidos do processamento de Coffea arabica L. em reator anaeróbico UASB para o potencial aproveitamento na secagem do café.** Ciência e Agrotecnologia, v. 32, p. 938 – 947, maio/jun. 2008.

PROBIOGÁS. Secretaria Nacional de Saneamento Ambiental. **Guia técnico de aproveitamento energético de biogás em estações de tratamento de esgoto / Probiogás.** Organizadores: Ministério das Cidades, Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit GmbH (GIZ); Autores: Bruno Silveira...[et al.].– Brasília, DF.Ministério das Cidades, 2015.

SALOMON, K. R.; LORA, E. E. S**. Estimate of the electric energy generating potential fordifferent sources of biogas in Brazil.** Biomass and Energy, v. 33, p. 1101-1107, may. 2009.

SCHINK, B. **Energetics of syntrophic cooperation in methanogenic degradation.** Microbiology and Molecular Biology Reviews, v. 61,p. 262–280, jun. 1997.

SENAI - Serviço Nacional de Aprendizagem Industrial. **Oportunidades da Cadeia Produtiva de Biogás para o Estado do Paraná**– Curitiba: Senai/PR. 2016. ISBN 978-85-5520-015-1.

SHEN, Y. et al. **An overview of biogas production and utilization at full-scale wastewater treatment plants (WWTPs) in the United States: Challenges and opportunities towards energy-neutral WWTPs.** Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 50, p. 346–362, oct. 2015.

SNIS - Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento: **Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos** – 2016. Brasília: SNSA/MCIDADES, 2018.

SEGHEZZO, L.; et al. **A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors**. Bioresource Technology, v. 65, p. 175 – 190, 1998.

SOUZA, C. **Estudo das rotas de formação, transporte e consumo dos gases metano e sulfeto de hidrogênio resultantes do tratamento de esgotos doméstico em reatores UASB.** 2010. 127 f. Tese (Doutorado em saneamento, meio Ambiente e recursos hídricos) – Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia, Belo Horizonte, 2010.

SPERLING, M. V, **Urban wastewater treatment in Brazil.** Department of Sanitary and Environmental Engineering Federal University of Minas Gerais, Brazil. Cataloging-in-Publication data provided by the Inter-American Development Bank, Aug. 2016.

SPERLING, M. V. **Basic principles of wastewater treatment: biological wastewater treatment series (v.2).** 1ª ed. London: IWA Publishing. v. 2. p.200. 2007.

SPERLING, M. V. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 4. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; UFMG - Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, v.1, p.472, 2014.

STAZI, V.; TOMEI, M. C. **Enhancing anaerobic treatment of domestic wastewater: State of the art, innovative technologies and future perspectives – Review**. Science of the Total Environment, n. 635, p. 78–91, sept. 2018.

TEIXEIRA, A. R. et al. **Influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas no desempenho de reator UASB tratando esgoto doméstico**. Engenharia Sanitária Ambiental, v.14, p.159 – 166, abr/jun. 2009.

TORRES, P. **Desempenho de um reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) de bancada no tratamento de substrato sintético simulando esgotos sanitários.** 1992. 185 f. Dissertação (Mestrado) - Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia, São Carlos – São Paulo, 1992.

TILCHE, A.; VIEIRA, S. M. M. **Discussion report on reactor design of anaerobic filters and sludge bed reactors**. Water Science and Technology, v. 24, p. 193–206, 1991.

ZHANG, L. et al. **Biological sulfate reduction in the acidogenic phase of anaerobic digestion under dissimilatory Fe (III) e reducing conditions.** Water Research, v. 47, p. 2033-2040. 2013.

WAEWSAK, C.; NOPHARATANA, A.; CHAIPRASERT, P. **Neural-fuzzy control system application for monitoring process response and control of anaerobic hybrid reactor in wastewater treatment and biogas production.** Journal of Environmental Sciences, v. 22, n. 12, p. 1883 – 1890, 2010.