UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS
DEPARTAMENTO DE HIDRAÚLICA E SANEAMENTO

BRUNO ORLANDO GAUDENCIO

**Reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) em escala plena
tratando esgoto sanitário: avaliação da nova configuração**

VERSÃO CORRIGIDA

SÃO CARLOS - SP

2016

BRUNO ORLANDO GAUDENCIO

**Reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) em escala plena
tratando esgoto sanitário: avaliação da nova configuração**

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia
de São Carlos, Universidade de São Paulo, como
parte dos requisitos para obtenção do título de
Mestre em Ciências: Engenharia Hidráulica e
Saneamento.

Orientadora: Profa. Dra.

Márcia H. R. Zamariolli Damianovic

SÃO CARLOS - SP

2016

AUTORIZO A REPRODUÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO,
POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS
DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

G266r Gaudencio, Bruno Orlando
Reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) em escala plena tratando esgoto sanitário: avaliação da nova configuração. / Bruno Orlando Gaudencio; orientadora Marcia Helena Rissato Zamariolli Damianovic. São Carlos, 2016.

Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação e Área de Concentração em Hidráulica e Saneamento -- Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 2016.

1. Reator anaeróbio. 2. Reator híbrido. 3. Material Suporte. 4. Esgoto Sanitário. 5. Biomassa imobilizada. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **BRUNO ORLANDO GAUDENCIO**.

Título da dissertação: "Reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) em escala plena tratando esgoto sanitário: avaliação da nova configuração".

Data da defesa: 12/08/2016.

Comissão Julgadora:

Resultado:

Profa. Dra. **Márcia Helena Rissato Zamariolli Damianovic**
(Orientadora)
(Escola de Engenharia de São Carlos/EESC)

Aprovado

Prof. Dr. **Erich Kellner**
(Universidade Federal de São Carlos/UFSCar)

APROVADO

Dr. **Moacir Messias de Araújo Junior**
(BIO PROJ Tecnologia Ambiental Ltda.)

APROVADO

Coordenadora do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento:

Profa. Associada **Maria Bernadete A. Varesche Silva**

Presidente da Comissão de Pós-Graduação:
Prof. Associado **Luis Fernando Costa Alberto**

*Aos meus pais, Carlos e Suze,
pelo imenso esforço para que eu
chegasse até aqui.*

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus pais, Carlos e Suze, pelo tremendo esforço para que eu conseguisse chegar até aqui. Sem a ajuda e a confiança de vocês, nada disso seria possível.

À professora Márcia Damianovic pela orientação, compreensão, pela confiança depositada em mim e auxílio durante todo o desenvolvimento da pesquisa.

Ao Moacir Araujo Jr. pelos conselhos e grandes ensinamentos durante o desenvolvimento do trabalho.

Ao professor Eugênio Foresti pelas sugestões e avaliação do Plano de Qualificação, além da atenção e apoio fornecidos durante toda a pesquisa.

À minha companheira Pamela pelo amor, confiança, compreensão e motivação para finalizar este trabalho.

Aos amigos da Bioproj, Moacir, Thiago, Daniel, Henrique, Pamela, Adriano, Matheus Gomes, Vinícius, Matheus Ramos, Márcia e Felipe pela convivência e momentos de descontração.

Ao Philippe Araújo pela ajuda e dedicação dispensada, sem a qual não seria possível a conclusão deste trabalho.

Aos operadores e laboratoristas da ETE Itaipú, André, Elias, Jardel, Jefferson, Vinícius, Wallace e George pela colaboração e ajuda durante toda a operação do reator.

À Inaê, Valéria Del Nery, Eloisa Pozzi e Rodrigo Longo pela ajuda e contribuição no desenvolvimento deste trabalho.

À Bioproj, nas pessoas do Moacir e Thiago Araújo, por apoiar e incentivar esse mestrado.

Aos executivos da Concessionária Águas de Niterói, Sr. Nelson Gomes e Sr. Alexandre Boaretto, por acreditarem e confiarem na viabilidade desta pesquisa.

A todos os funcionários da Concessionária Águas de Niterói que contribuíram de alguma maneira com o desenvolvimento deste trabalho.

Ao Grupo Águas do Brasil, na pessoa do Sr. André Lermontov, por fomentar e alicerçar de modo ímpar o desenvolvimento desta pesquisa.

A todos do Laboratório de Processos Biológicos (LPB) que contribuíram de alguma maneira com o desenvolvimento deste trabalho.

A todos que, direta ou indiretamente, contribuíram para a realização deste trabalho.

RESUMO

GAUDENCIO, B. O. **Reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) em escala plena tratando esgoto sanitário: avaliação da nova configuração.** 2016, 106 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2016.

O presente trabalho teve como objetivo avaliar a viabilidade da aplicação de um reator anaeróbio híbrido (RAnH) em escala plena para tratamento de esgoto sanitário, contendo Biobob® como meio suporte para imobilização celular. O reator possui volume útil igual a 2.495 m³ e foi resultado de uma adaptação de um reator UASB por meio da introdução de 1.000 m³ de material suporte Biobob® em parte do volume reacional do reator, transformando-o em um reator anaeróbio híbrido com leito fixo e manta de lodo. O reator foi monitorado por 480 dias consecutivos, sendo avaliado seu desempenho frente ao aumento gradativo da vazão média e às vazões decorrentes de horários de pico e períodos com elevada pluviosidade. O reator apresentou bom desempenho durante todo o período operacional, mantendo a qualidade do efluente tratado (DQO efluente média de 178 ± 30 mg.L⁻¹ e SST de 54 ± 25 mg.L⁻¹) mesmo quando submetido à elevadas cargas hidráulicas proporcionadas por períodos de alta pluviosidade, mostrando-se como uma excelente alternativa para aumento da capacidade de tratamento de reatores UASB sem a necessidade de ampliações físicas no reator. Para um TDH médio de 5,8 h, que corresponde a um período em que houve vários picos de vazão, o reator manteve-se estável durante todo o período, com valores no efluente de DQO e SST de 169 ± 24 mg.L⁻¹ e 47 ± 17 mg.L⁻¹, respectivamente. Aproximadamente 70% do total da biomassa presente no reator encontra-se em suspensão no leito de lodo e 30% encontra-se aderida aos meios suportes, sendo ambas as frações fundamentais para o bom desempenho e estabilidade do tratamento. O rendimento da produção de biomassa observada (Y_{obs}) foi de 0,182 g SSV.g⁻¹ DQO_{removida}. Considerando-se a carga orgânica removida por meio da DQO bruta afluente e da DQO filtrada efluente, o Y'_{obs} foi de 0,143 g SSV.g⁻¹ DQO_{removida}. A produção de lodo (considerando somente o descarte de sólidos pela via convencional) foi de 0,073 g ST.g⁻¹ DQO_{aplicada}. Ambas as frações de biomassa (suspensa e aderida) apresentaram potencial metanogênico similar para condições com carga orgânica aplicada de 0,57 g DQO.g⁻¹ SVT. A produção de energia elétrica estimada com o reaproveitamento do biogás gerado no RAnH, para a vazão média do período de 7.170 m³.d⁻¹, foi de 31.798 kW.h.mês⁻¹, o equivalente a 10% do consumo energético mensal atual da ETE. O aproveitamento dessa energia acarretaria em uma economia mensal de R\$ 17.170,73.

Palavras chave: Reator anaeróbio; reator híbrido; material suporte; esgoto sanitário; biomassa imobilizada.

ABSTRACT

GAUDENCIO, B. O. **Hybrid anaerobic reactor (fixed bed and sludge blanket) full-scale treating domestic sewage: assessment of the new configuration.** 2016, 106 p. Master Degree – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2016.

This study aimed to assess the feasibility of implementing a hybrid anaerobic reactor (HAnR) at full scale for treating wastewater containing Biobob® as a packing material for cell immobilization. The reactor volume is 2,495 m³ and was the result of an adaptation of a UASB reactor by introducing 1,000 m³ of packing material Biobob® in the reaction volume of the reactor, turning it into a hybrid anaerobic reactor with fixed bed and sludge blanket. The reactor was monitored for 480 consecutive days and evaluated their performance with the gradual increase of the average flow and the flow resulting from peak hours and periods of high rainfall. The reactor showed good performance throughout the operational period, maintaining the quality of treated effluente (COD effluent of 178 ± 30 mg.L⁻¹ and TSS 54 ± 25 mg.L⁻¹) even when subjected to high hydraulic loads provided by rainy periods, showing up as an excellent alternative to increase the UASB treatment capacity without the need for expansion physical the reactor. For an average HRT of 5.8 h, which corresponds to a period in which there were several peaks flow, the reactor remained stable throughout the period, with values in the effluent COD and TSS of 169 ± 24 mg.L⁻¹ and 47 ± 17 mg.L⁻¹, respectively. Approximately 70% of the total biomass present in the reactor was in suspension in the sludge bed and 30% adhered to the support material, and both fractions fundamental to the performance and stability of the treatment. The observed yield of biomass production (Y_{obs}) was 0.182 g COD_r.VSS.g⁻¹. Considering the organic load removed by the total COD of influent and effluent COD filtered, the Y'_{obs} was 0.143 g COD_r.VSS.g⁻¹. The sludge production (considering only the disposal of solid by conventional means) was 0.073 g COD.TS.g⁻¹. Both biomass fractions (suspended and attached) have similar potential to methanogenic conditions with organic load of 0.57 g COD.g⁻¹ SVT. The production of electricity estimated to reuse biogas generated in HAnR, for the average flow of the period 7,170 m³.d⁻¹, was 31,798 kW.h.mês⁻¹, equivalent to 10% of the current monthly energy consumption in the sewage treatment plant. The use of this energy would result in a monthly savings of R\$ 17,170.73.

Keywords: Anaerobic reactor; hybrid reactor; packing material; domestic sewage; biofilm reactor.

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AB	Alcalinidade a bicarbonato
AF	<i>Anaerobic filter</i>
AME	Atividade Metanogênica Específica
AVT	Ácidos voláteis totais
BRS	Bactérias redutoras de sulfato
CaCO ₃	Carbonato de cálcio
CO ₂	Gás carbônico
CH ₄	Gás metano
CH ₃ COO ⁻	Íon acetato
CH ₃ COOH	Ácido acético
CH ₃ CH ₂ COOH	Ácido propiônico
CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	Ácido butírico
CH ₃ CH(OH)COOH	Ácido láctico
CHV	Carga hidráulica volumétrica
CNTP	Condições normais de temperatura e pressão
COV	Carga orgânica volumétrica
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio
DQO	Demanda química de oxigênio
E _{DQO}	Eficiência na remoção de DQO
E _{SST}	Eficiência na remoção de SST
ETE	Estação de tratamento de esgoto
Fe ⁺³	Íon ferro (III)
HAc	Ácido acético
H ₂	Gás hidrogênio
H ₂ S	Gás sulfídrico
i	Dia operacional
IBGE	Instituto brasileiro de geografia e estatística
MM _{CH₄}	Massa molecular do metano
N	Elemento químico nitrogênio
N-amoniacal	Nitrogênio na forma amoniacal (N-NH ₄ ⁺ + N-NH ₃)
NaOH	Hidróxido de sódio
N-NH ₃	Nitrogênio na forma de gás amônia
N-NH ⁺⁴	Nitrogênio na forma de íon amônio

N-orgânico	Nitrogênio na forma orgânica
NT	Nitrogênio total ($\text{NTK} + \text{N-NO}_2^- + \text{N-NO}_3^-$)
NTK	Nitrogênio total Kjeldahl
O ₂	Oxigênio molecular
P	Elemento químico fósforo
pH	Potencial hidrogeniônico
P _{CH₄}	Rendimento da produção de metano
PP	Polipropileno
PU	Poliuretano
PVC	Policloreto de vinila
Q	Vazão afluyente
R	Constante universal dos gases ideais
RAHLF	Reator anaeróbio horizontal de leito fixo
RA _n H	Reator anaeróbio híbrido
S	Concentração de substrato no efluente
S ₀	Concentração do substrato no afluyente
SO ₄ ⁻²	Íon sulfato
SST	Sólidos em suspensão totais
SSV	Sólidos em suspensão voláteis
ST	Sólidos totais
SVT	Sólidos voláteis totais
TDH	Tempo de detenção hidráulica
UASB	<i>Upflow anaerobic sludge blanket</i>
V _{CH₄}	Volume de metano produzido
v _s	Velocidade ascensional
X _d	Concentração de biomassa do lodo descartado
X _e	Concentração de biomassa no efluente
Y	Coefficiente de produção celular
Y _{obs}	Rendimento da produção de biomassa observado

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Variação diária típica da vazão de esgotos sanitários	6
Figura 3.2 - Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia	12
Figura 3.3 - Classificação usual de reatores anaeróbios de alta taxa	17
Figura 3.4 - Esquema representativo de um reator UASB	19
Figura 3.5 - Desenho esquemático de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente	22
Figura 3.6 - Desenho esquemático de um filtro anaeróbio de fluxo descendente	22
Figura 3.7 - Desenho esquemático de um típico reator anaeróbio híbrido	26
Figura 4.1 - Maquete eletrônica do projeto de ampliação da ETE Itaipú.....	34
Figura 4.2 - Desenho esquemático dos compartimentos do RAnH.....	35
Figura 4.3 - Maquete eletrônica da estrutura interna do RAnH sem material suporte....	35
Figura 4.4 - Fluxograma simplificado do processo de tratamento no RAnH.....	38
Figura 4.5 - Fotos do RAnH.....	39
Figura 4.6 - Fotos do canal de coleta e sistema de queima do biogás.....	40
Figura 4.7 - Fotos ilustrativas do material suporte Biobob®.....	42
Figura 4.8 - Fotos ilustrativas dos acessórios do sistema Oxitop®.....	48
Figura 4.9 - Componentes do sistema Oxitop®: Frasco tampado e com adaptador para cabeçote, cesto para colocação das lentilhas de NaOH e cabeça medidora de pressão...	49
Figura 4.10 - Sistema de expulsão de gases com N ₂ : fluxo de gás nos frascos e à direita no <i>headspace</i>	50
Figura 5.1 - Hidrograma de dois dias com diferentes pluviosidades: (i) dia 01/02/2016 com precipitação média de 0,0 mm; e (ii) dia 16/01/2016 com precipitação média de 70,9 mm.....	56
Figura 5.2 - Relação entre a vazão afluyente ao reator e a precipitação média diária no município de Niterói-RJ.....	56
Figura 5.3 - Variação temporal da carga hidráulica volumétrica aplicada ao RAnH	57
Figura 5.4 - Variação temporal da DQO bruta no afluyente e efluente do RAnH	58
Figura 5.5 - Variação temporal da concentração de SST no afluyente e efluente do RAnH	58
Figura 5.6 - Variação temporal da eficiência de remoção de DQO bruta do RAnH	59
Figura 5.7 - Variação temporal da eficiência de remoção de SST do RAnH.....	59
Figura 5.8 - Variação temporal da DQO bruta e filtrada efluente em relação ao TDH aplicado ao reator.....	60

Figura 5.9 - Variação temporal da concentração de SST efluente ao RAnH em relação às velocidades ascensionais aparentes aplicadas ao reator.....	60
Figura 5.10 - Gráfico box-plot da DQO bruta efluente ao RAnH em diferentes períodos operacionais.....	63
Figura 5.11 - Gráfico box-plot da DQO filtrada efluente ao RAnH em diferentes períodos operacionais.....	63
Figura 5.12 - Gráfico box-plot de SST efluente ao RAnH em diferentes períodos operacionais.....	64
Figura 5.13 - Perfil de DQO filtrada no reator RAnH em diferentes dias operacionais.	65
Figura 5.14 - Média dos valores obtidos com o perfil de DQO filtrada no reator RAnH.....	66
Figura 5.15 - Relação entre a concentração de matéria orgânica solúvel e a altura do leito de lodo e do leito fixo do RAnH.....	67
Figura 5.16 - Variação temporal da concentração de ácidos voláteis no afluente e efluente do RAnH.....	67
Figura 5.17 - Variação temporal da alcalinidade a bicarbonato no afluente e efluente do RAnH.....	68
Figura 5.18 - Variação temporal do pH afluente e efluente ao RAnH.....	68
Figura 5.19 - Fotos do afluente e efluente do RAnH em períodos que o afluente apresentou elevada concentração de SST.....	69
Figura 5.20 - Fotos de amostras de Biobob® coletado do leito do RAnH.....	70
Figura 5.21 - Variação temporal da produção volumétrica de biogás e do rendimento na produção de metano.....	76

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Composição típica de esgoto sanitário	8
Tabela 3.2 – Algumas reações redox importantes nos processos anaeróbios de tratamento de efluentes	10
Tabela 3.3 – Concentrações efluentes e eficiências médias de matéria orgânica e sólidos suspensos esperadas em reatores UASB tratando esgoto sanitário no Brasil	20
Tabela 3.4 – Requisitos para materiais suportes de filtros anaeróbios	25
Tabela 3.5 – Poder calorífico de alguns gases utilizados como combustível	28
Tabela 3.6 – Eficiência das principais tecnologias para geração de energia elétrica utilizando biogás	29
Tabela 3.7 – Características de sistemas de aproveitamento do biogás para geração de energia	31
Tabela 4.1 – Dimensões do Reator Anaeróbio Híbrido	37
Tabela 4.2 – Características do meio suporte utilizado (Biobob®)	42
Tabela 4.3 – Composição média do esgoto sanitário afluente ao reator anaeróbio	45
Tabela 4.4 – Composição das soluções de macro e micronutrientes utilizadas nos ensaios de AME	51
Tabela 4.5 – Solução estoque concentrada de dois ácidos orgânicos utilizados como substratos	52
Tabela 4.6 – Solução estoque concentrada de três ácidos orgânicos utilizados como substratos	52
Tabela 5.1 – Resultados médios de DQO e SST afluente e efluente, eficiência de remoção de DQO e SST em função do tempo de detenção hidráulico (TDH), da velocidade ascensional aparente e da carga orgânica volumétrica (COV) aplicados médios e em diferentes períodos operacionais	62
Tabela 5.2 – Variação média da DQO filtrada (1,2 µm) ao longo do leito do RAnH ...	65
Tabela 5.3 – Concentração de biomassa em diferentes seções do RAnH	70
Tabela 5.4 – Quantificação da biomassa aderida e em suspensão no RAnH	71
Tabela 5.5 – Balanço de massa da produção de biomassa no RAnH	72
Tabela 5.6 – Síntese dos parâmetros e resultados que foram obtidos com os ensaios de AME	75
Tabela 5.7 – Estimativa da economia energética com o reaproveitamento do biogás....	77

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS.....	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
3.1 Esgoto Sanitário	5
3.2 Digestão anaeróbia.....	9
3.3 Reatores anaeróbios aplicados ao tratamento de esgoto sanitário	14
3.3.1 Reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB)	17
3.3.2 Reatores anaeróbios de leito fixo.....	21
3.3.3 Reator anaeróbio híbrido	26
3.4 Atividade metanogênica específica	27
3.5 Geração de energia pela combustão do biogás	28
3.5.1. Aproveitamento do biogás para geração de energia elétrica.....	29
3.5.2. Aproveitamento do biogás para geração de energia térmica.....	30
3.5.3. Aproveitamento do biogás para geração de energia mecânica	31
3.5.4. Estudo de aproveitamento do biogás.....	31
3.6 Considerações Finais	32
4. MATERIAIS E MÉTODOS	33
4.1 Procedimento experimental	33
4.2 Reator.....	33
4.3 Material Suporte	41
4.4 Monitoramento do Reator	42
4.4.1 Cálculo da eficiência de remoção de matéria orgânica	42
4.4.2 Cálculo da eficiência de remoção de sólidos suspensos.....	43
4.4.3 Cálculo do rendimento da produção de metano	43
4.4.4 Cálculo do rendimento da produção de biomassa observado (Y_{obs}) e produção de lodo (P_L).....	44
4.5 Características do esgoto sanitário.....	45
4.6 Análises físico-químicas	46
4.7 Quantificação da biomassa aderida aos materiais suportes	46
4.8 Avaliação da atividade metanogênica específica (AME)	47
4.8.1 Procedimento Experimental	47
4.8.2 Biomassa (Inóculo).....	50
4.8.3 Soluções de macro e micronutrientes	51
4.8.4 Substrato	51

4.8.5	Cálculos	52
4.9	Estimativa da produção de energia elétrica a partir do biogás.....	53
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	55
5.1	Desempenho do Reator Anaeróbio Híbrido.....	55
5.1.1	Quantificação da biomassa fixa e em suspensão	69
5.1.2	Cálculo do rendimento da produção de biomassa (Yobs)	71
5.2	Avaliação da atividade metanogênica específica (AME)	73
5.3	Estimativa da produção de energia elétrica a partir do biogás.....	76
6.	CONCLUSÕES.....	78
7.	RECOMENDAÇÕES PARA PESQUISAS FUTURAS	80
8.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	81

1. INTRODUÇÃO

A crise hídrica que vários estados brasileiros têm enfrentado nos últimos anos é resultante, dentre vários outros fatores, da ausência de tratamento do esgoto sanitário gerado em vários municípios do Brasil. Segundo a Pesquisa Nacional de Saneamento Básico de 2008, na região Sudeste, uma das mais desenvolvidas e mais afetadas pela falta d'água, menos da metade (48,4%) dos municípios brasileiros realizavam algum tipo de tratamento do esgoto sanitário antes de lançá-lo no corpo receptor (IBGE, 2010).

O lançamento de esgoto sem tratamento no corpo hídrico pode alterar significativamente as características físico-químicas e biológicas do meio, inviabilizando o seu uso para outros fins, como o abastecimento para consumo humano. O baixo nível de tratamento de esgotos sanitários se deve, principalmente, à problemas econômicos e políticos, uma vez que atualmente há uma ampla variedade de alternativas e tecnologias que atendem às realidades das diferentes regiões e municípios brasileiros.

Dentre os diversos fatores a serem considerados na escolha da tecnologia de tratamento, destacam-se as características físico-químicas do esgoto, os padrões de lançamento a serem obedecidos e os custos de implantação e operação do sistema devem ser compatíveis com a realidade da região (ANDRADE NETO & CAMPOS, 1999).

A aplicação de reatores biológicos anaeróbios como unidades principais de sistemas de tratamento de esgoto aparece como uma alternativa economicamente vantajosa para a remoção de grande parte da matéria orgânica (em geral próxima de 70%) presente no esgoto sanitário, principalmente em regiões tropicais e subtropicais onde a temperatura ambiente favorece a digestão anaeróbia (LETTINGA, 2001). Em relação a processos aeróbios convencionais de tratamento, o processo anaeróbio apresenta um custo operacional muito inferior, devido principalmente ao baixo volume de lodo gerado (aproximadamente 30% menor) e a inexistência de gasto energético com aeração (ANDRADE NETO & CAMPOS, 1999).

Ressalta-se, entretanto, que o efluente de reatores anaeróbios pode não atender aos padrões de lançamento estabelecidos pela legislação ambiental, além de terem pouco efeito na remoção dos macronutrientes nitrogênio e fósforo. Assim, unidades de pós-tratamento podem ser utilizadas para remoção da fração remanescente de material orgânico e nutrientes, de forma a gerar um efluente final que atenda aos padrões legais de lançamento (FORESTI *et al.*, 1999).

O desenvolvimento de reatores anaeróbios de alta taxa, operados com alto tempo de retenção celular e baixo tempo de detenção hidráulica, proporcionou o avanço e

consolidação desta tecnologia por possibilitar a concepção de sistemas mais compactos e eficientes. Dentre os reatores anaeróbios de alta taxa, o reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB) aparece como uma tecnologia estabelecida e largamente utilizada para o tratamento de diversos tipos de águas residuárias.

O sucesso do reator UASB está associado, principalmente, à sua configuração que permite o desenvolvimento de uma grande quantidade de biomassa ativa que fica retida no reator, proporcionando um elevado tempo de retenção celular (KATO *et al.*, 1999). Contudo, os reatores UASB apresentam algumas dificuldades para tratar efluentes com elevadas cargas volumétricas e concentrações de sólidos em suspensão, que são características dos esgotos sanitários, uma vez que a velocidade ascensional e a digestão da matéria orgânica particulada são fatores limitantes desta tecnologia (LETTINGA & HULSHOFF POL, 1991; FORESTI *et al.*, 2006; van HAANDEL *et al.*, 2006).

Também, segundo Foresti e colaboradores (2006), apesar do reconhecido sucesso dos reatores UASB para o tratamento de esgotos sanitários, a perda de sólidos no efluente e a formação de espuma no interior do separador trifásico são duas limitações evidentes. Dessa forma, o maior sucesso dos reatores UASB de fato não se deu para o tratamento de esgotos sanitários, e seu desempenho pode ser melhorado se pesquisas forem desenvolvidas no sentido de adaptar sua configuração às características desta água residuária.

A introdução de material suporte no leito do reator UASB aparece como uma alternativa interessante para adaptar esse reator às características do esgoto sanitário, passando a comportar-se como um reator híbrido, com biomassa imobilizada e manta de lodo, incorporando as vantagens de sistemas de tratamento contendo células auto-imobilizadas (reator UASB) e imobilizadas, como os filtros anaeróbios. (GUIOT & van den BERG, 1984).

O biofilme presente no leito fixo do reator proporciona algumas vantagens, como a partida do reator em menor tempo; maior capacidade de remoção de compostos de difícil degradação; maior tolerância à choques de carga e temperatura; e ganho de eficiência para águas residuárias com baixa concentração de substrato (IWAI & KITAO, 1994).

Estudos anteriores demonstraram que a espuma de poliuretano (PU) é um excelente suporte para a adesão de biomassa (HUYSMAN *et al.*, 1983; ARAUJO JR & ZAIAT, 2009; GUO *et al.*, 2010). No entanto, sua alta compressibilidade e baixa resistência mecânica têm limitado seu uso em plantas em escala comercial. A fim de

solucionar este problema, um inovador suporte chamado Biobob® (matriz de espuma de poliuretano envolta por uma estrutura externa rígida de polipropileno) foi desenvolvido.

Araujo (2014), por meio de um estudo do desempenho de um reator anaeróbio híbrido em escala piloto tratando esgoto sanitário contendo Biobob® como material suporte, constatou a viabilidade técnica da aplicação do reator como unidade principal em sistemas de tratamento de esgotos sanitários, principalmente quando submetido à elevadas cargas hidráulicas e baixos tempos de detenção hidráulica.

Nesse contexto, o presente trabalho tem o objetivo principal de avaliar o desempenho de um reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) em escala plena tratando esgoto sanitário, frente às elevadas vazões decorrentes de horários de pico e períodos com elevada pluviosidade, nos quais o reator é submetido a elevadas cargas hidráulicas.

2. OBJETIVOS

O principal objetivo do projeto de pesquisa foi avaliar o desempenho e a viabilidade técnica da aplicação de um reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) em escala plena para tratamento de esgoto sanitário.

Os objetivos específicos do projeto foram:

- Avaliar a atividade metanogênica específica (AME) da biomassa microbiana aderida aos materiais suportes e presente no leito de lodo do reator;
- Quantificar a biomassa microbiana aderida aos materiais suportes e presente no leito de lodo do reator;
- Avaliar a produção de biomassa e comparar com reatores UASB tratando esgoto sanitário;
- Estimar a produção de energia elétrica por meio da combustão do biogás gerado no processo anaeróbio.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Esgoto Sanitário

A norma brasileira NBR 9648 (ABNT, 1986) define o esgoto sanitário como o “despejo líquido constituído de esgotos domésticos e industrial, água de infiltração e a contribuição pluvial parasitária.”. Metcalf & Eddy (2016) diz que esgoto refere-se à água usada proveniente de habitações, comércio, cidades, indústrias e agricultura.

Os sistemas de coleta e transporte do esgoto sanitário podem ser classificados basicamente em três tipos (TSUTIYA & SOBRINHO, 2011):

- a) Sistema de esgotamento unitário (sistema combinado): As águas residuárias (domésticas e industriais), águas de infiltração (água de subsolo que penetra no sistema através de tubulações e acessórios) e águas pluviais veiculam por um único sistema.
- b) Sistema de esgotamento separador parcial: Parcela das águas de chuva, provenientes de telhados e pátios das economias são encaminhadas juntamente com as águas residuárias e águas de infiltração do subsolo para um único sistema de coleta e transporte dos esgotos.
- c) Sistema separador absoluto, em que as águas residuárias (domésticas e industriais) e as águas de infiltração (água do subsolo que penetra através das tubulações e órgãos acessórios), que constituem o esgoto sanitário, veiculam em um sistema independente, denominado sistema de esgoto sanitário. As águas pluviais são coletadas e transportadas em um sistema de drenagem pluvial totalmente independente.

No Brasil, utiliza-se o sistema denominado separador absoluto, que não permite a introdução de águas pluviais na rede coletora de esgotos. Assim, é necessário um eficiente controle para se evitar que a água pluvial, principalmente proveniente dos telhados e pátios dos edifícios, seja encaminhada junto com as águas residuárias para o sistema de esgoto.

Entretanto, observa-se que em grande parte das cidades brasileiras, tal controle não existe (TSUTIYA & SOBRINHO, 2011). Em ocasiões de chuva quase sempre ocorre a penetração desse tipo de água principalmente por meio de tampões de poço-de-visita e de lançamentos clandestinos, elevando consideravelmente a vazão de esgoto encaminhada para tratamento (ANDRADE NETO & CAMPOS, 1999).

A introdução de águas pluviais na rede de esgoto acarreta na diluição do esgoto que chega à estação de tratamento, além de aumentar consideravelmente a vazão afluyente e submeter os reatores biológicos a elevadas cargas hidráulicas, que são prejudiciais para o tratamento biológico do esgoto.

Assim, devido principalmente a fatores climáticos e meteorológicos, a vazão média de esgoto encaminhada para tratamento varia nos diferentes dias da semana e estações do ano. Também, apresentam variação considerável durante o dia, de acordo com os usos e costumes da comunidade local (ANDRADE NETO & CAMPOS, 1999). A Figura 3.1 apresenta um hidrograma típico bastante comum, que reflete uma ideia geral da variação diária da vazão de esgotos.

Figura 3.1 – Variação diária típica da vazão de esgotos sanitários (Fonte: ANDRADE NETO & CAMPOS, 1999).

Andrade Neto & Campos (1999) reforçam que, de maneira geral, as vazões de esgotos que chegam a uma estação de tratamento variam de acordo com certos padrões. Assim, para se evitar sistemas de tratamento super ou subdimensionados, é importante que os parâmetros de projeto utilizados para determinação da vazão afluyente à estação sejam medidos *in loco*. Dois parâmetros de projeto importantes e que possuem relação

direta com a vazão afluyente à estação de tratamento são os coeficientes do dia e hora de maior consumo:

- K_1 : coeficiente do dia de maior consumo (comumente 1,25);
- K_2 : coeficiente da hora de maior consumo (comumente: 1,50).

Mendonça (2000) ressalta que a variação da vazão e da composição do esgoto sanitário dependem, basicamente, de aspectos econômicos, comportamento social, condições climáticas, consumo de águas e tipos e números de indústrias presentes na área de coleta. Em regiões industrializadas, a fração de efluentes industriais presente nos esgotos sanitários pode ser bastante significativa e alterar consideravelmente as características do esgoto.

De maneira geral, mais de 98% da composição do esgoto sanitário é água. O restante divide-se basicamente em sólidos suspensos, compostos orgânicos (proteínas: 40% a 60%; carboidratos: 25% a 50%; e óleos e graxas 10%), nutrientes (nitrogênio e fósforo), metais, sólidos dissolvidos inorgânicos, sólidos inertes, sólidos grosseiros, compostos não biodegradáveis, organismos patogênicos e, ocasionalmente, contaminantes tóxicos decorrentes de atividades industriais ou acidentais (ANDRADE NETO & CAMPOS, 1999).

Na Tabela 3.1, extraída de Metcalf & Eddy (2016), apresenta-se a composição típica de esgotos sanitários e a classificação do esgoto em três grupos, conforme sua concentração, em forte, média e fraca.

Tabela 3.1 – Composição típica de esgoto sanitário (Adaptado de METCALF & EDDY, 2016).

Parâmetro	Unidade	Concentração		
		Forte	Médio	Fraco
DBO _{5,20}	mg.L ⁻¹	400	200	133
DQO	mg.L ⁻¹	1.016	508	339
Carbono Orgânico Total	mg.L ⁻¹	328	164	109
Sólidos Totais	mg.L ⁻¹	1.612	806	537
Sólidos Dissolvidos Totais	mg.L ⁻¹	1.121	560	374
Sólidos Dissolvidos Fixos	mg.L ⁻¹	672	336	224
Sólidos Dissolvidos Voláteis	mg.L ⁻¹	449	225	150
Sólidos Suspensos Totais	mg.L ⁻¹	389	195	130
Sólidos Suspensos Fixos	mg.L ⁻¹	83	43	29
Sólidos Suspensos Voláteis	mg.L ⁻¹	304	152	101
Sólidos Sedimentáveis	mL.L ⁻¹	23	12	8
Nitrogênio Total	mg.L ⁻¹	69	35	23
Nitrogênio Orgânico	mg.L ⁻¹	29	14	10
Nitrogênio Amoniacal	mg.L ⁻¹	41	20	14
Fósforo Total	mg.L ⁻¹	11,0	5,6	3,7
Fósforo Orgânico	mg.L ⁻¹	6,3	3,2	2,1
Fósforo Inorgânico	mg.L ⁻¹	4,7	2,4	1,6
Cloretos	mg.L ⁻¹	118	59	39
Sulfatos	mg.L ⁻¹	72	36	24
Alcalinidade a Bicarbonato	mg.L ⁻¹	250	150	75
Óleos e Graxas	mg.L ⁻¹	51	76	153
Compostos Orgânicos Voláteis	µg.L ⁻¹	> 400	100 a 400	< 100
Coliformes Totais	NMP/100 mL	10 ⁷ - 10 ¹⁰	10 ⁷ - 10 ⁹	10 ⁶ - 10 ⁸

Ressalta-se que os valores apresentados na Tabela 3.1 devem servir apenas como guia e não como base para projetos, uma vez que conforme descrito nesse tópico, os constituintes e concentrações dos esgotos variam e dependem muito das características da região local.

Portanto, a primeira medida para iniciar a elaboração de um projeto de sistema de tratamento de esgotos relaciona-se com a determinação da qualidade e da quantidade de

esgoto que será encaminhado à estação de tratamento (ANDRADE NETO & CAMPOS, 1999).

3.2 Digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo biológico natural que ocorre na ausência de oxigênio molecular, no qual um consórcio de diferentes tipos de microrganismos interagem para promover a transformação de compostos orgânicos complexos (carboidratos, proteínas e lipídios) em produtos mais simples, como metano e gás carbônico (MOSEY, 1983). Esses microrganismos utilizam aceptores de elétrons inorgânicos (sulfato, nitrato, dióxido de carbono, entre outros) para oxidação da matéria orgânica e consequente liberação de energia para o crescimento e metabolismo bacteriano.

Os microrganismos envolvidos na digestão anaeróbia são muito especializados e cada grupo atua em reações específicas. Nos reatores anaeróbios utilizados para tratamento de efluentes, a formação de metano é altamente desejável, uma vez que a matéria orgânica, geralmente medida como demanda química de oxigênio (DQO), é efetivamente removida da fase líquida, devido à baixa solubilidade do metano na água (FORESTI *et al.*, 1999).

Desse modo, a conversão dos compostos orgânicos em metano é eficaz na remoção da matéria orgânica, apesar de não promover a sua oxidação completa, como ocorre em reatores aeróbios (FORESTI *et al.*, 1999). Entretanto, para que o metano seja formado de maneira efetiva no processo anaeróbio, é desejável que somente prótons e o íon bicarbonato estejam presentes como aceptores finais de elétrons, uma vez que a presença de nitrato, sulfato, enxofre e íons metálicos oxidados, como o Fe^{+3} e o Mn^{+4} , podem desviar a rota de oxidação da matéria orgânica para outras vias (STAMS, 1994).

Tal condição é necessária devido às reações de redução desses íons serem termodinamicamente mais favoráveis que as reações de formação de metano (HARPER & POHLAND, 1986). A Tabela 3.2 apresenta algumas reações de oxirredução importantes nos processos anaeróbios, com suas respectivas variações da energia livre de Gibbs.

Tabela 3.2 – Algumas reações redox importantes nos processos anaeróbios de tratamento de efluentes (Fonte: HARPER & POHLAND, 1986).

Oxidações (reações doadoras de elétrons)	ΔG° (KJ)
Propionato $\rightarrow$ Acetato: $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- + \text{H}_2$	+ 76,1
Butirato $\rightarrow$ Acetato: $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+ 48,1
Etanol $\rightarrow$ Acetato: $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+ 9,6
Lactato $\rightarrow$ Acetato: $\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	- 4,2
Acetato $\rightarrow$ Metano: $\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HCO}_3^- + \text{CH}_4$	- 31,0
Reduções (reações receptoras de elétrons)	
$\text{HCO}_3^- \rightarrow$ Acetato: $2\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	- 104,6
$\text{HCO}_3^- \rightarrow$ Metano: $\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	- 135,6
Sulfato $\rightarrow$ Sulfeto: $\text{SO}_4^{2-} + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{HS}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	- 151,9
$\text{SO}_4^{2-} + \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ \rightarrow 2\text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{S}$	- 59,9
Nitrato $\rightarrow$ Amônia: $\text{NO}_3^- + 4\text{H}_2 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{NH}_4^+ + 3\text{H}_2\text{O}$	- 599,6
$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{NO}_3^- + \text{H}^+ + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{HCO}_3^- + \text{NH}_4^+$	- 511,4
Nitrato $\rightarrow$ Nitrogênio: $2\text{NO}_3^- + 5\text{H}_2 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{N}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$	- 1120,5

A digestão anaeróbia ocorre resumidamente com a participação de três grupos distintos de microrganismos. Ela inicia com as bactérias hidrolíticas e fermentativas, que promovem a conversão de polímeros orgânicos complexos em compostos mais simples, como açúcares, aminoácidos e ácidos orgânicos, passíveis de serem transportados por difusão para o interior das células (LETTINGA *et al.*, 1996).

O segundo grupo é composto, principalmente, por bactérias acidogênicas que convertem a matéria orgânica a ácidos orgânicos de cadeia curta, gás carbônico e hidrogênio. O terceiro grupo é composto por arqueias metanogênicas acetoclásticas, que convertem acetato a metano, e arqueias metanogênicas hidrogenotróficas, que produzem metano a partir de bicarbonato e hidrogênio (FORESTI *et al.*, 1999).

Aproximadamente 70% do metano produzido na digestão anaeróbia provém da conversão de acetato a metano. Portanto, a produção de metano depende da conversão eficiente de compostos orgânicos em acetato nas etapas prévias (HARPER & POHLAND, 1986).

Entretanto, a produção de acetato a partir de propionato, butirato e etanol são termodinamicamente desfavoráveis ($\Delta G > 0$) em condições padrões. Para que a produção de acetato ocorra, é necessário que o equilíbrio dessas reações seja deslocado no sentido

de formação do acetato, o que é conseguido pela remoção contínua de H_2 do meio, por meio das reações receptoras de elétrons (HARPER & POHLAND, 1986).

A formação de acetato (acetogênese) só é termodinamicamente favorável se a pressão parcial de hidrogênio no meio for inferior a 10^{-4} atm (HARPER E POHLAND, 1986) o que torna a eficiência e estabilidade do processo dependente da remoção constante de hidrogênio do meio, por meio do mecanismo denominado transferência de hidrogênio interespecie (THIELE *et al.*, 1988).

Em processos anaeróbios para tratamento de efluentes, a remoção de hidrogênio do meio é mediada por arqueas metanogênicas hidrogenotróficas e bactérias redutoras de sulfato (BRS), caso o sulfato esteja presente no meio. Portanto, a necessidade de remoção contínua de hidrogênio resulta no crescimento sintrófico obrigatório de bactérias acetogênicas (produtoras de acetato) e metanogênicas consumidoras de hidrogênio (STAMS, 1994). A Figura 3.2 apresenta as principais rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos no processo de digestão anaeróbia.

Figura 3.2 – Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia
(Adaptado de: LETTINGA *et al.*, 1996).

Logo, a digestão anaeróbia de compostos orgânicos contempla diversos tipos de microrganismos metanogênicos, sulfetogênicos e acidogênicos responsáveis pelas rotas metabólicas mencionadas, sendo o equilíbrio ecológico entre os tipos e as espécies desses microrganismos de fundamental importância para a eficiência do sistema de tratamento.

Alterações nas condições operacionais de reatores anaeróbios resultantes, por exemplo, de sobrecargas orgânicas, de variações na composição da água residuária, temperatura, pH, alcalinidade, dentre outros fatores, podem levar ao desequilíbrio entre as etapas acidogênicas e metanogênica e diminuição significativa de desempenho dos reatores anaeróbios. A seguir são descritos alguns fatores que podem influenciar na digestão anaeróbia.

Temperatura

A temperatura é um fator fundamental na digestão anaeróbia, uma vez que afeta os processos biológicos de diferentes maneiras. Dentre os principais efeitos da temperatura, incluem-se as alterações na velocidade do metabolismo das bactérias, no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos. Embora tenham sido relatados experimentos em que o tratamento anaeróbio ocorreu em temperaturas na faixa entre 10 °C e 15 °C, recomenda-se que o tratamento seja realizado com temperaturas entre 25 °C e 35 °C (FORESTI *et al.*, 1999).

Os microrganismos, por apresentarem diferentes sensibilidades às condições ambientais e cinética de crescimento, são classificados em psicrófilicos (vivem em temperaturas inferiores a 20 °C), mesófilicos (vivem em temperaturas entre 20 °C e 45 °C) e termófilicos (sobrevivem em faixa de temperatura acima de 45 °C).

Alcalinidade e pH

Recomenda-se que o pH no processo anaeróbio seja mantido entre 6 e 8, sendo considerado ótimo entre 6,8 e 7,2. O pH no sistema depende dos seguintes fatores:

- Concentração de bicarbonato;
- Fração de CO₂ na fase gasosa;
- Concentração de ácidos voláteis ionizados;
- Concentração de nitrogênio na forma de amônia.

Na acidogênese, as bactérias promovem a degradação da matéria orgânica, produzindo ácidos voláteis e diminuindo o pH do meio. Quando as bactérias metanogênicas começam a agir, convertendo os ácidos a metano, ocorre a neutralização do meio. A concentração do íon bicarbonato atua como tamponante do sistema, impedindo a redução do pH (METCALF & EDDY, 2016).

Nutrientes

Apesar de o processo anaeróbio ser muito sensível a disponibilidade de nutrientes, a baixa velocidade de crescimento dos microrganismos anaeróbios, comparados aos aeróbios, resulta em um menor requerimento nutricional. A quantidade de nitrogênio e fósforo em relação à concentração de matéria orgânica, expressa em DQO, depende da eficiência dos microrganismos em obter energia a partir das reações bioquímicas de oxidação do substrato orgânico. Em geral, admite-se que a relação DQO:N:P de 500:5:1 é suficiente para atender às necessidades de macronutrientes dos microrganismos anaeróbios (SPEECE, 1996).

Além do nitrogênio e fósforo, o enxofre também é considerado um dos nutrientes essenciais para a metanogênese. Em geral, a concentração de enxofre no sistema deve ser

igual ou levemente superior à concentração de fósforo. As bactérias assimilam enxofre na forma de sulfetos, os quais são resultantes da redução biológica de sulfato, sulfito e outros compostos (FORESTI *et al.*, 1999).

Em relação aos micronutrientes considerados essenciais, destacam-se o ferro, o cobalto, o níquel e o zinco. Esses metais traço são muito importantes para a manutenção do processo anaeróbio. Nos esgotos sanitários, é muito provável que tanto os micronutrientes como os macronutrientes (N e P) estejam presentes em grandes concentrações, ao contrário de algumas águas residuárias industriais (FORESTI *et al.*, 1999).

Toxicidade

Substâncias inibidoras são muitas vezes consideradas as principais causas de instabilidade e falência de reatores anaeróbios, uma vez que podem estar presentes em altas concentrações em determinadas águas residuárias. No entanto, esses compostos tóxicos normalmente não se encontram no esgoto sanitário.

A sensibilidade dos processos anaeróbios a cargas tóxicas depende, principalmente, do tempo de retenção celular no reator. Segundo Foresti *et al.*, (1999), quanto maior o tempo de retenção celular, maior será a capacidade do reator em assimilar cargas tóxicas. Reatores com biomassa imobilizada (leito fixo), por exemplo, têm demonstrado serem mais resistentes à toxicidade que reatores com crescimento da biomassa em suspensão. Entretanto, a literatura disponível não faz referência a problemas de toxicidade em reatores anaeróbios tratando esgotos sanitários.

Procura-se dessa forma proporcionar condições favoráveis para acelerar o processo de digestão anaeróbia, envolvendo tanto a concepção e o projeto do sistema de tratamento, quanto suas condições operacionais. Em relação ao projeto de reatores anaeróbios, uma grande quantidade de microrganismos ativos e o bom contato entre o substrato presente no afluente e a biomassa contida no sistema são requeridos. Em relação às condições operacionais, a alcalinidade, a temperatura, a produção e a composição do biogás, o pH, a presença de elementos nutricionais e a ausência de materiais tóxicos no afluente são os fatores que mais influenciam (FORESTI *et al.*, 1999).

3.3 Reatores anaeróbios aplicados ao tratamento de esgoto sanitário

A tendência do uso de reator anaeróbio como unidade principal em sistemas de tratamento biológico de esgoto sanitário deve-se, principalmente, à constatação de que

aproximadamente 70% da matéria orgânica presente no esgoto pode ser removida sem o dispendido de energia ou adição de substâncias químicas (FORESTI *et al.*, 1999).

Foresti e colaboradores (1999) ressaltam que, dentre as várias vantagens dessa concepção em relação à sistemas aeróbios de tratamento, podem ser citados: o baixo consumo de energia; uma menor geração de lodo; a possibilidade de recuperação e utilização do gás metano como combustível; e a possibilidade de manter um bom desempenho mesmo após longos períodos de interrupção, característica importante para efluentes sazonais.

Dentre os aspectos negativos, ressaltam-se o longo período necessário para estabilização do sistema quando não há disponibilidade de inóculo adequado, a maior sensibilidade do processo a mudanças das condições ambientais como pH, temperatura, sobrecargas orgânicas e hidráulicas e a possibilidade de emissão de odores ofensivos.

Os processos anaeróbios utilizados para tratamento de águas residuárias passaram por um grande desenvolvimento a partir da segunda metade do século XX, devido principalmente ao aumento no preço da energia e da consciência ambiental em relação ao desenvolvimento sustentável.

Um fator fundamental para o sucesso da aplicação de reatores anaeróbios para tratamento de efluentes foi o desenvolvimento de novas configurações de reatores, que permitiram desvincular o tempo de retenção celular do tempo de detenção hidráulica. Esses reatores, denominados de reatores de alta taxa, permitiram a presença de grande quantidade de biomassa ativa no reator, mesmo submetidos a baixos tempos de detenção hidráulica (McCARTY, 1982).

Entre as décadas de 1950 e 1980, diversas configurações de reatores anaeróbios de alta taxa foram desenvolvidas para o tratamento de águas residuárias industriais (McCARTY, 1982), dentre as quais:

- (i) Filtro anaeróbio de fluxo ascendente com material suporte para retenção da biomassa (YOUNG & McCARTY, 1969);
- (ii) Reator anaeróbio de leito expandido/fluidificado de escoamento ascendente e leito expandido/fluidificado contendo meio suporte para adesão da biomassa (SWITZENBAUN & JEWELL, 1980);
- (iii) Reator de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB), contendo um dispositivo interno para a separação das fases gás-líquido-sólido responsável por manter a biomassa dentro do reator (LETTINGA *et al.*, 1980).

Para ambas as configurações, a digestão anaeróbia mostrou-se apropriada para águas residuárias com altas concentrações de substrato e somente em condições

operacionais com temperatura acima de 20-25°C (KALOGO & VERSTRAETE, 2000). Entretanto, no final da década de 1970, alguns estudos constataram a viabilidade da aplicação de reatores anaeróbios para tratamento de efluentes mais diluídos, como o esgoto sanitário, embora sua aplicação em larga escala esteja limitada a regiões tropicais e subtropicais, onde geralmente a temperatura do esgoto sanitário é maior que 20°C (LETTINGA *et al.*, 1983; de MAN *et al.*, 1986; LETTINGA *et al.*, 1987; de MAN *et al.*, 1988; LETTINGA, 2001).

Ainda assim, Foresti e colaboradores (2006) ressaltam que a alta concentração de sólidos em suspensão e óleos e graxas presente nos esgotos sanitários podem prejudicar o seu tratamento em reatores anaeróbios. Os sólidos em suspensão correspondem a aproximadamente 50% do total da demanda química de oxigênio (DQO) dos esgotos sanitários, fazendo com que a hidrólise seja a etapa limitante do processo de digestão anaeróbia.

Sendo assim, algumas configurações de reatores anaeróbios aplicados com sucesso para o tratamento de efluentes industriais podem não ser adequados para o tratamento de esgotos sanitários brutos (FORESTI *et al.*, 2006), pois a alta concentração de sólidos em suspensão pode acarretar em:

- (i) colmatção do leito com material suporte, no caso de reatores de leito fixo (ZAIAT *et al.*, 2000; JAWED & TARE, 2000);
- (ii) perda de sólidos com o efluente tratado em reatores submetidos a altas velocidades ascensionais (MAHMOUD *et al.*, 2003).

Basicamente, a retenção da biomassa no interior dos reatores anaeróbios ocorre (i) na forma de lodo, em que os microrganismos se aderem e agregam uns aos outros, formando desde flocos dispersos até grânulos densos, mantendo-se em suspensão no reator e/ou (ii) na forma de biofilme aderido à um meio suporte inerte, como areia, plástico, pedra, espuma, entre outros (KATO *et al.*, 1999). Com base nessa divisão, os reatores anaeróbios mais comumente utilizados no tratamento de esgotos sanitários são classificados conforme apresentado na Figura 3.3.

Figura 3.3 – Classificação usual de reatores anaeróbios de alta taxa.

3.3.1 Reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB)

O crescente uso de reatores anaeróbios como principal unidade em sistemas de tratamento de esgoto deve-se, principalmente, ao sucesso da aplicação de reatores UASB (reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente) no tratamento de efluentes industriais (FORESTI *et al.*, 2006). Os reatores UASB são, sem dúvida, os reatores anaeróbios de alta taxa mais comumente utilizados no tratamento de esgotos sanitários, possuindo mais de 1.000 unidades em escala real implantadas em todo o mundo (TIWARI *et al.*, 2006).

Esse sucesso pode ser explicado por vários motivos técnicos e econômicos. Uma das principais características é a configuração que lhe permite o desenvolvimento de uma grande quantidade de biomassa ativa, de flocos ou de grânulos de alta densidade e resistência mecânica, e sua retenção no reator, o que lhe confere um elevado tempo de retenção celular (KATO *et al.*, 1999).

Além disso, KATO *et al.* (1999) destacam que outro requisito essencial dos reatores UASB é a adequada agitação e mistura hidráulica promovidos pelo próprio fluxo hidráulico ascendente e gases gerados das reações de processamento da matéria orgânica, favorecendo o contato adequado entre a biomassa e o esgoto afluente.

Se garantida a presença de grande quantidade de biomassa ativa no reator e o adequado contato entre a biomassa e o substrato, altas cargas volumétricas poderão ser aplicadas ao sistema.

O reator UASB foi desenvolvido por Lettinga e colaboradores (1980), tendo sido aplicado inicialmente na Holanda. O processo consiste essencialmente de um escoamento ascendente do afluente através de um leito denso de lodo, com alta atividade microbiana. O perfil de sólidos no reator varia de partículas muito densas e granulares com boa sedimentabilidade próximas ao fundo (leito de lodo) para partículas mais dispersas e leves na região intermediária do reator (manta de lodo).

A conversão da matéria orgânica ocorre em todo o volume reacional do reator (leito e manta de lodo) e a mistura do sistema é proporcionada pelo escoamento ascendente do afluente bem como pelo movimento das bolhas de biogás. O afluente entra pela parte inferior e o efluente deixa o reator por meio de um compartimento interno de decantação localizado na parte superior do reator (CHERNICHARO, 1997).

O reator possui um separador gás-líquido-sólido (separador trifásico), localizado abaixo da câmara de decantação, que garante condição adequada de sedimentação para as partículas que escapam da manta de lodo, permitindo seu retorno à câmara de digestão ao invés de deixar o sistema. Embora parte destas partículas leves escapem do sistema juntamente com o efluente, o tempo médio de retenção de sólidos no reator permanece suficientemente alto, favorecendo o crescimento e a formação de uma densa massa microbiana metanogênica, mesmo aplicando-se baixos tempos de detenção hidráulica (CHERNICHARO, 1997). A Figura 3.4 apresenta um esquema representativo de um reator UASB convencional.

Figura 3.4 – Esquema representativo de um reator UASB

Os reatores UASB foram inicialmente concebidos para tratamento de efluentes industriais com elevadas cargas orgânicas, fazendo com que o dimensionamento do sistema ocorresse com base na carga orgânica aplicada aos reatores. Entretanto, para concepção de reatores UASB para tratamento de efluentes diluídos, como o esgoto sanitário, o dimensionamento é feito pelo critério de carga hidráulica. Nessa situação, a velocidade ascendente nos compartimentos de digestão e de decantação passa a ser a etapa limitante do processo, uma vez que velocidades excessivas resultam no escape de sólidos e consequentemente na perda de biomassa do sistema, reduzindo a estabilidade do processo (KATO *et al*, 1999).

Chernicharo e colaboradores (1999) mencionam que, embora as cargas orgânicas adotadas em projetos de reatores UASB para tratamento de efluentes industriais sejam da ordem de $15 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, para o tratamento de esgoto sanitário, cuja concentração de matéria orgânica é relativamente baixa, a carga orgânica volumétrica a ser aplicada é bem inferior, situando-se na faixa de $2,5$ a $3,5 \text{ kg DQO} / \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. Valores superiores resultam em uma carga hidráulica e, consequentemente, em velocidades ascensionais elevadas.

Para o bom desempenho e operação de reatores UASB tratando esgoto sanitário em temperatura média de 20°C , Chernicharo (1997) recomenda que o reator opere com

tempos de detenção hidráulica médio entre 8 e 10 h e velocidades ascensionais médias entre 0,5 e 0,7 m.h⁻¹.

Foresti e colaboradores (2006) ressaltam que a aplicação do reator UASB ainda está restrita aos países tropicais e subtropicais. Para temperaturas superiores a 20°C e tempos de detenção hidráulica entre 6 e 10 h, eficiências de 65% a 80% de remoção de DQO e DBO e de 67% a 90% de remoção de sólidos em suspensão foram obtidos em reatores UASB tratando esgotos sanitários (WIEGNANT, 2001; FORESTI, 2002).

Chernicharo e colaboradores (1999) ressaltam que as concentrações de sólidos suspensos no efluente tratado de reatores UASB são afetadas, de forma significativa, pelo tempo de detenção hidráulica do reator.

von Sperling (2016) apresenta na Tabela 3.3 valores médios de eficiência e concentrações de matéria orgânica e sólidos suspensos presentes no efluente tratado de esgoto sanitário por reatores UASB no Brasil.

Tabela 3.3 – Concentrações efluente e eficiências médias de matéria orgânica e sólidos suspensos esperadas em reatores UASB tratando esgoto sanitário no Brasil.

Parâmetro	Valor	Unidade
DBO	70-100	mg.L ⁻¹
DQO	180-270	mg.L ⁻¹
SST	60-100	mg.L ⁻¹
Ef. Remoção DBO	60-75	%
Ef. Remoção DQO	55-70	%
Ef. Remoção SST	65-80	%

Apesar do reconhecido sucesso do reator UASB como o reator anaeróbio para o tratamento de esgotos sanitários, algumas limitações desta tecnologia são evidentes. A formação de espuma dentro do separador trifásico e as altas perdas de sólidos em suspensão no efluente tratado são fatores limitantes desta tecnologia e alternativas devem ser estudadas de forma a aprimorar a concepção e consequentemente o desempenho desses reatores. (FORESTI *et al.*, 2006).

A introdução de material suporte no leito do reator UASB aparece como uma alternativa interessante para adaptar esse reator às características do esgoto sanitário, passando a comportar-se como um reator híbrido, com biomassa imobilizada e manta de lodo, incorporando as vantagens de sistemas de tratamento contendo células auto-

imobilizadas (reator UASB) e imobilizadas, como os filtros anaeróbios. (GUIOT & van den BERG, 1984; ELMITWALLI *et al.*, 2002; PASSIG & CAMPOS, 2004).

3.3.2 Reatores anaeróbios de leito fixo

Conforme descrito no item 3.3, o tempo de detenção hidráulica e o tempo de retenção celular caminham em sentidos opostos quando se busca a otimização dos processos de tratamento. O tempo de detenção hidráulica deve ser o menor possível para que unidades mais compactas sejam projetadas enquanto que o tempo de retenção celular deve ser suficientemente alto para que eficiências adequadas sejam atingidas. Assim, a desvinculação entre o tempo de detenção hidráulica e o tempo de retenção celular torna-se obrigatória.

Uma forma de otimização do processo é a utilização de biomassa aderida em algum material suporte inerte. O exemplo mais comum de reatores anaeróbios com crescimento da biomassa em leito fixo são os filtros anaeróbios (AF), os quais caracterizam-se por apresentar um leito reacional com um volume de material suporte inerte que permanece estacionário, onde a biomassa permanece aderida. A comunidade microbiana aderida aos meios suportes degrada o substrato presente na água residuária que permeia pelo leito.

O contato entre a biomassa e o substrato ocorre também por meio de parcela significativa da biomassa que fica retida em suspensão nos interstícios dos meios suportes e que são de fundamental importância para manutenção da eficiência desses sistemas (CHERNICHARO, 1997).

O filtro anaeróbio foi um dos precursores dos reatores anaeróbios de alta taxa. Os estudos referentes a filtros anaeróbios iniciaram-se com a publicação de Young & McCarty (1969), que operaram um filtro para tratamento de esgoto sintético e obtiveram eficiências superiores a 80% de redução de DBO para tempo de detenção hidráulica inferior a 24 horas.

O tempo de retenção celular é muito elevado nesses reatores, devido a adesão da biomassa nos materiais suportes. O elevado tempo de retenção celular associado com o baixo tempo de detenção hidráulica proporciona ao filtro anaeróbio um alto potencial para tratamento de águas residuárias com baixas concentrações de substratos, como os esgotos sanitários (CHERNICHARO, 1997; ANDRADE NETO *et al.*, 1999).

Estes reatores são usualmente operados com escoamento vertical, fluxo ascendente (YOUNG & McCARTY, 1969) ou descendente (van den BERG & LENTZ, 1979), sendo que os reatores de fluxo ascendente os mais comumente utilizados.

Na configuração de fluxo ascendente, o afluente entra pela base do reator e ascende pelo leito reacional com material suporte, sendo o efluente tratado coletado no topo do reator conforme o fluxograma esquemático apresentado na Figura 3.5.

Figura 3.5 – Desenho esquemático de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente.

A Figura 3.6 apresenta um esquema típico de um filtro anaeróbio de fluxo descendente, em que o afluente é distribuído na parte superior do reator e coletado no fundo. Os filtros de fluxo descendente podem possuir configurações com o leito reacional submerso ou não submerso (ANDRADE NETO *et al.*, 1999).

Figura 3.6 – Desenho esquemático de um filtro anaeróbio de fluxo descendente.

A mistura e o contato entre a biomassa e o substrato ocorrem durante a passagem do afluente nos interstícios do leito, sendo importante uma distribuição uniforme do afluente na base do reator, bem como a própria disposição e forma do material suporte, evitando assim caminhos preferenciais (zonas mortas) no reator (ANDRADE NETO *et al.*, 1999).

Zaiat (2003) discorre sobre as vantagens dos reatores com biomassa aderida em materiais suportes:

- Possibilidade de maior equilíbrio entre os microrganismos anaeróbios devido à conformação espacial mais favorável e diminuição das distâncias entre os organismos;
- Eliminação das incertezas quanto à granulação da biomassa;
- Possibilidade de utilização do meio suporte como fator de seleção ou enriquecimento de alguns organismos desejáveis e eliminação de outros indesejáveis.

Iwai & Kitao (1994) citam algumas vantagens adicionais da utilização do leito fixo: (i) partida do reator em menor tempo; (ii) maior capacidade de remoção de compostos de difícil degradação; (iii) maior tolerância à choques de temperatura e carga; e (iv) ganho de eficiência para águas residuárias com baixa concentração de substrato.

Chernicharo (1997) ressalta que a principal desvantagem dos filtros anaeróbios de fluxo ascendente é a acumulação de biomassa no fundo e no leito reacional do reator, podendo provocar a colmatação do leito e a formação de caminhos preferenciais. Sendo assim, os filtros de fluxo descendente são mais indicados para tratamento de efluentes com elevada concentração de sólidos em suspensão.

Young (1991) diz que com a aplicação dos filtros anaeróbios em grande escala, o entupimento e colmatação do leito representaram um grave problema, especialmente quando rochas eram utilizadas como meio suporte. Deste modo, muitos estudos foram realizados para superar esses problemas hidrodinâmicos, por meio da utilização de materiais suporte inertes com alta porosidade e alta área superficial específica.

Miyahara e Noike (1994) estudaram os efeitos na remoção de sólidos em suspensão (celulose) e na hidrólise desses sólidos, quando diferentes materiais suportes foram utilizados no filtro anaeróbio alimentado com água residuária sintética de baixa concentração (500 mg DQO.L⁻¹). Os pesquisadores observaram que tanto a qualidade do efluente quanto a hidrólise da celulose foram notavelmente melhorados com a utilização do material suporte.

Influência e características do material suporte

A finalidade da utilização de material suporte em reatores é a de reter sólidos no interior do reator, seja através do biofilme formado na superfície do material suporte, seja através da retenção de sólidos nos interstícios do meio ou abaixo deste. Chernicharo (1997) discorre sobre os principais objetivos da camada suporte:

- Permitir o acúmulo de grande quantidade de biomassa no reator, aumentando consideravelmente o tempo de retenção celular;
- Atuar como uma barreira física, evitando que os sólidos sejam carreados para fora do sistema;
- Melhorar o contato entre o substrato e a biomassa contida no reator;
- Ajudar a promover a uniformização do escoamento no reator;
- Atuar como um dispositivo separador de sólidos e gases.

Bailey & Ollis (1986) ressaltam que as propriedades mecânicas e químicas dos materiais suportes podem influenciar sua permeabilidade e que, na escolha do suporte a ser utilizado, as principais características a serem consideradas são a permeabilidade, a geometria, a compressibilidade e a resistência mecânica.

Zaiat (2003) reforça que as relações de aderência em materiais suportes são extremamente complexas e a análise das variáveis torna-se complicada. No entanto, o estudo de aderência em materiais distintos para uma determinada água residuária pode ser a primeira etapa do projeto do reator.

Ince e colaboradores (1999) estudaram a influência da resistência, aderência e a porosidade do meio suporte em filtros anaeróbios de fluxo ascendente e concluíram que, para esse tipo de reator, o material suporte ideal deve possuir uma elevada área superficial específica e grande porosidade. Chernicharo (1997) elenca na Tabela 3.4 os principais requisitos desejáveis para materiais suportes de filtros anaeróbios, e explica a importância de cada requisito.

Tabela 3.4 – Requisitos para materiais suportes de filtros anaeróbios.

Requisito	Objetivo
Ser estruturalmente resistente	Suportar o próprio peso, adicionado ao peso dos sólidos biológicos aderidos à sua superfície
Ser inerte	Não haver reação do material suporte com os microrganismos e/ou a água residuária
Ser suficientemente leve	Evitar a necessidade de estruturas de contenção pesadas e caras e permitir a construção de filtros relativamente mais altos
Possuir grande área específica	Permitir a aderência de maior quantidade de biomassa
Possuir porosidade elevada	Permitir maior área disponível para acumulação de biomassa e reduzir a possibilidade de colmatação do leito
Possibilitar a colonização acelerada dos microrganismos	Diminuir o tempo de partida do reator
Preço reduzido	Viabilizar economicamente o processo

Elmitwalli e colaboradores (2000) operando um filtro anaeróbio contendo espuma de poliuretano reticulada como material suporte tratando esgoto sanitário, identificaram que a área superficial específica, a porosidade, a rugosidade do leito, o tamanho dos poros, e a orientação do material suporte no leito reacional possuem um papel importante no desempenho do reator.

Garcia (2005) avaliou o desempenho de três tipos de materiais suportes (espuma de poliuretano, carvão vegetal e polietileno) em reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais contendo biomassa imobilizada para tratamento de esgoto sanitário. O autor concluiu que a espuma de poliuretano foi o material mais adequado para essa configuração, apresentando as maiores eficiências de remoção de DQO, com 61% para DQO bruta e 71% para DQO solúvel.

Para Huysman *et al.* (1983), espumas de poliuretano reticuladas apresentam-se como uma excelente matriz para a colonização da biomassa em filtros anaeróbios, possuindo alta área superficial específica, alcançando valores superiores a 2.400 m²/m³ e alta porosidade (97%).

Tilche e Vieira (1991) operando um filtro anaeróbio contendo espuma de poliuretano como material suporte, observaram que o material suporte foi capaz de reter acima de 15 kg SV.m^{-3} de material suporte.

3.3.3 Reator anaeróbio híbrido

No reator anaeróbio híbrido (RAnH) o afluente é distribuído na base do reator, ascendendo por meio de um leito denso de lodo localizado na parte inferior e, em seguida, por um leito estacionário contendo material suporte para a adesão celular, na parte superior do reator (Figura 3.7). Essa configuração do RAnH combina as vantagens dos reatores UASB e dos filtros anaeróbio, enquanto minimiza suas limitações (KENNEDY & GUIOT, 1986).

Figura 3.7 – Desenho esquemático de um típico reator anaeróbio híbrido

O RAnH foi desenvolvido por Guiot e colaboradores (1984) em um trabalho que avaliou o desempenho do reator tratando água residuária proveniente de indústria de açúcar. O reator apresentou excelentes resultados de remoção de matéria orgânica e retenção de sólidos em suspensão, apresentando eficiências de remoção de DQO superiores a 93% para carga orgânica aplicada de $34 \text{ g DQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ (KENNEDY & GUIOT, 1986).

Elmitwalli e colaboradores (2000) obtiveram um ganho de 4% na eficiência média de remoção de DQO no RAnH (contendo espuma de poliuretano como material suporte) comparando-se com a obtida no reator UASB (60% de remoção de DQO) tratando esgoto sanitário pré-tratado à temperatura de 13°C.

Araujo (2014), em estudo de um RAnH em escala piloto tratando esgoto sanitário, constatou a viabilidade técnica da aplicação do reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) como unidade principal de tratamento de efluentes sanitários quando comparado à utilização de reatores UASB. Para o TDH de 5,2 h e velocidade ascensional aparente de 0,94 m.h⁻¹, o reator obteve eficiências na remoção de DQO e SST de 61±16% e 72±16%, respectivamente.

3.4 Atividade metanogênica específica

O conhecimento do comportamento da biomassa microbiana de reatores anaeróbios é fundamental para o controle do processo, assim como para a otimização dos reatores (FORESTI *et al.*, 1999).

A atividade metanogênica específica (AME) pode ser definida como a capacidade máxima de produção de metano por um consórcio de microrganismos anaeróbios, realizada em condições controladas de laboratório, para viabilizar a atividade bioquímica máxima de conversão de substratos orgânicos a biogás (AQUINO *et al.*, 2007). Desta forma, a AME pode ser utilizada como um parâmetro de monitoramento da “eficiência” da população metanogênica presente em um reator biológico e, como tal, constitui-se ainda em uma importante ferramenta para o controle operacional de reatores anaeróbios (FORESTI *et al.*, 1999).

O conhecimento da AME do lodo de determinado reator permite estabelecer em última análise, a capacidade máxima de remoção de DQO da fase líquida, e por isso permite estimar a carga orgânica máxima que pode ser aplicada com minimização do risco de desbalanceamento do processo anaeróbio. Fazendo uma análise inversa, a AME permite determinar a massa mínima de lodo anaeróbio a ser mantida no reator para a remoção de determinada carga orgânica aplicada. (AQUINO *et al.*, 2007).

Há diferentes procedimentos para a determinação da atividade metanogênica de lodos anaeróbios descritos na literatura. A falta de uma padronização internacionalmente aceita para o teste de AME dificulta a comparação dos resultados obtidos a partir de cada metodologia. Dessa forma, entende-se que os resultados obtidos a partir de cada método

devem ser utilizados principalmente como base relativa de comparação em cada local aplicado e levar em consideração o objetivo principal de aplicação do resultado (AQUINO *et al.*, 2007).

Sinteticamente, a produção de biogás em reatores teste em determinado intervalo de tempo é determinada e calculada por meio da razão entre a produção e a massa de microrganismos presentes. Destaca-se que a produção de biogás deve ser a maior obtida durante o teste, ou seja, aquela sob condições não limitantes aos microrganismos metanogênicos.

3.5 Geração de energia pela combustão do biogás

Dentre os possíveis aproveitamentos do biogás gerado na digestão anaeróbia, encontram-se a geração de energia elétrica, a geração de energia térmica, a geração conjunta de energia térmica e elétrica (também chamada cogeração) e o aproveitamento do biogás como combustível para outros processos.

Alguns fatores são fundamentais para analisar a viabilidade do aproveitamento do biogás para geração de energia, como a equivalência energética entre o biogás e o combustível a ser substituído, os aspectos técnicos de purificação e a implantação do sistema produtor de energia e sua operação (JORDÃO E PESSÔA, 2011). Estas considerações contribuem para uma previsão adequada das adaptações necessárias ao emprego do biogás como recurso energético (ALVES, 2000).

A análise de equivalência energética é realizada por meio da comparação do poder calorífico do combustível (ALVES, 2000). O poder calorífico de um gás é definido como a quantidade de energia liberada pela queima de uma unidade de volume do gás (JORDÃO E PESSÔA, 2011). Jordão e Pessoa apresentam na Tabela 3.5 o poder calorífico de alguns gases comumente utilizados como combustível, assim como o poder calorífico do biogás advindo da digestão anaeróbia.

Tabela 3.5 – Poder calorífico de alguns gases utilizados como combustível.

Gás	Poder Calorífico (kJ/m³)
Propano comercial	45.800
Butano comercial	44.600
Gás natural	37.300
Metano	35.800
Biogás proveniente da digestão anaeróbia (*)	22.400

(*) Admitindo-se 65% de metano no biogás.

Embora se verifique que o biogás gerado na digestão anaeróbia possui poder calorífico menor que o dos gases comerciais, seu uso é vantajoso, podendo ser praticado a cogeração de energia elétrica e térmica (JORDÃO E PESSÔA, 2011).

Dependendo da aplicação a qual será dada ao biogás, este pode ser utilizado nas condições em que é gerado, entretanto, em alguns casos a redução da concentração de H_2S , CO_2 , de umidade e/ou a elevação da pressão podem ser necessárias (ALVES, 2000). O uso do biogás em motores, por exemplo, exige redução na concentração de alguns compostos, redução de umidade e, principalmente, elevação da pressão (IANNICELLI, 2008). Isto é necessário porque a presença de substâncias não combustíveis, tais como água e dióxido de carbono, prejudica o processo de queima do biogás, tornando-o menos eficiente, pois o poder calorífico do biogás diminui com a maior presença de impurezas (ALVES, 2000).

3.5.1. Aproveitamento do biogás para geração de energia elétrica

A conversão de biogás em energia elétrica pode ser realizada de diversas formas, dentre elas estão a utilização de motores de combustão interna, turbinas e microturbinas a gás e células combustíveis (JORDÃO E PESSÔA, 2011). As tecnologias mais utilizadas são os motores de combustão interna de Otto e as microturbinas a gás (PRATI, 2010).

O rendimento para a produção de energia elétrica a partir do biogás ainda é baixa, em geral da ordem de 25 a 35% (JORDÃO E PESSÔA, 2011). A Tabela 3.6 apresenta a eficiência na geração de energia elétrica das principais tecnologias que tem potencial para utilizar biogás como combustível.

Tabela 3.6 – Eficiência das principais tecnologias para geração de energia elétrica utilizando biogás.

Tecnologia	Fator de Potência (kW)	Eficiência (%)
Motor a combustão	100 - 4.000	30 - 42
Turbina a gás	1.000 - 4.600	25 - 38
Microturbina a gás	70 - 250	24 - 26
Célula combustível	200 - 300	38 - 42

Fonte: JORDÃO E PESSOA (2011)

Os motores de combustão interna são equipamentos que transformam energia térmica de um combustível em energia mecânica por meio do acionamento de pistões confinados em cilindros, sendo a energia elétrica obtida por geradores acoplados aos

motores (JORDÃO E PESSÔA, 2011). Os ciclos de operação Otto e diesel são os mais comumente utilizados (JORDÃO E PESSÔA, 2011).

Os motores de combustão interna ciclo de Otto necessitam de pequenas alterações para utilizar o biogás como combustível, porém não são os mais indicados para a geração de energia elétrica (PRATI, 2010). Já o ciclo de motor a diesel pode ser utilizado de duas formas: (i) “ottolização”, a qual necessita de grandes modificações no motor, e a (ii) conversão biocombustível, na qual a ignição é realizada por uma pequena injeção de diesel e não são necessárias modificações no motor (PRATI, 2010). Este sistema é mais robusto e apresenta menor custo para uma mesma potência, comparado ao motor de ciclo Otto.

A principal desvantagem da tecnologia de motores de combustão interna é a elevada poluição atmosférica causada, pois a combustão realizada nos motores emite altas concentrações de CO_2 e NO_x , no entanto, estas podem ser controladas (JORDÃO E PESSÔA, 2011).

Nas turbinas, que são equipamentos compostos por compressor, câmara de combustão e turbina de expansão, a produção da energia ocorre por meio da geração de uma reação exotérmica a alta pressão que transfere energia química do combustível para o gás, o qual é posteriormente expandido na turbina, de onde é extraída a energia mecânica para o acionamento do compressor e da carga acoplada ao eixo, que pode ser constituída por um gerador de energia elétrica, bombas, compressores ou um eixo motor (JORDÃO E PESSOA, 2011).

As microturbinas tem sido mais usadas recentemente para capacidades de produção menores, da ordem de 70 a 250 Kw e a principal vantagem destas sobre os motores de combustão interna está na baixa emissão atmosférica (JORDÃO E PESSÔA, 2011). Entretanto, as microturbinas apresentam elevados custos e um tempo de vida útil baixo operando com biogás (SOUZA *et. al.*, 2004 apud PRATI, 2010).

3.5.2. Aproveitamento do biogás para geração de energia térmica

O aproveitamento do biogás para geração de energia térmica consiste na geração de calor utilizando o biogás como combustível. Da mesma forma que se define eficiência energética elétrica, define-se a eficiência térmica, a qual trata do aproveitamento do poder calorífico do biogás (JORDÃO E PESSÔA, 2011).

Nos casos em que o biogás é usado em motores ou turbinas para gerar eletricidade, é possível a realização da cogeração de energia, na qual é possível aproveitar o calor

residual gerado nestas máquinas para satisfazer as necessidades de aquecimento do sistema (JORDÃO E PESSÔA, 2011).

A aplicação de um sistema de cogeração de energia permite elevar a eficiência do conjunto do sistema (ALVES, 2000). No uso de moto-geradores de ciclo Otto ou Diesel e no uso de turbinas, que tem seus rendimentos em torno de 30 a 40%, o uso de gases de escape gerando vapor pode elevar a eficiência do conjunto para aproximadamente 70% (SILVA, 1997 apud ALVES, 2000).

3.5.3. Aproveitamento do biogás para geração de energia mecânica

Também é possível, além da recuperação de energia para a geração de eletricidade e calor, o aproveitamento do biogás diretamente para fins mecânicos, como a movimentação de bombas e compressores de ar (JORDÃO E PESSÔA, 2011). A principal vantagem deste tipo de aproveitamento é a geração direta de energia mecânica.

3.5.4. Estudo de aproveitamento do biogás

Para definição da melhor alternativa para o aproveitamento do biogás deve-se analisar os aspectos econômicos e ambientais, considerando também as possíveis dificuldades em relação à operação e manutenção dessas unidades (JORDÃO E PESSÔA, 2011). Jordão e Pessoa (2011) apresentam na Tabela 3.7 as eficiências térmicas, elétricas e pré-tratamentos necessários para a utilização de cada tecnologia,

Tabela 3.7 – Características de sistemas de aproveitamento do biogás para geração de energia

Aproveitamento	Pré-tratamento necessário	Eficiência térmica (%)	Eficiência elétrica (%)
Caldeiras	Nenhum	75 - 80	-
Energia Mecânica	U, H, S	≈ 46	26 - 28
Cogeração de energia elétrica/térmica	U, H, S	45 - 50	30 - 35
Microturbinas	U, S	35 - 40	24 - 28
Células combustíveis	U, H, S	≈ 37	≈ 40

(*) U = remoção de umidade; H = remoção de H₂S; S = remoção de siloxanos.

3.6 Considerações Finais

Embora o reator UASB seja uma tecnologia já estabelecida e largamente utilizada para o tratamento anaeróbio de esgotos sanitários, algumas limitações desta tecnologia são evidentes. O baixo grau de mistura, a formação de espuma no separador trifásico e as altas perdas de sólidos no efluente devido à elevadas velocidades ascensionais são fatores importantes que merecem a devida atenção para a melhoria do projeto e, consequentemente, do desempenho desse reator.

Deste modo, pesquisas sobre novas configurações de reatores anaeróbios são importantes e necessárias para o desenvolvimento de reatores otimizados, que suportem altas cargas hidráulicas e altas velocidades ascensionais mantendo-se o desempenho e a qualidade do efluente tratado, fazendo com que esses parâmetros não sejam fatores limitantes do processo.

Assim, este autor considera que o desenvolvimento de uma nova configuração de reator anaeróbio de alta taxa aplicado ao tratamento de esgotos sanitários que supere as limitações do reator UASB é de grande interesse das empresas públicas e privadas que respondem pelo saneamento básico no Brasil.

4. MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Procedimento experimental

O presente projeto de pesquisa teve como objetivo avaliar a viabilidade da aplicação de um reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) em escala plena para tratamento de esgoto sanitário, contendo Biobob® como meio suporte para imobilização celular.

A pesquisa foi desenvolvida na Estação de Tratamento de Esgoto Sanitário Itaipu, localizada no município de Niterói – RJ, sob concessão da Concessionária Águas de Niterói S/A. O reator entrou em operação no dia 24/09/2014 e foi monitorado por 480 dias consecutivos, sendo avaliado seu desempenho frente ao aumento gradativo da vazão média e às vazões decorrentes de horários de pico e períodos com elevada pluviosidade, nos quais o reator foi submetido a elevadas cargas hidráulicas. Para tal, os seguintes parâmetros foram analisados com uma frequência de 5 dias por semana:

- (i) Eficiência quanto a remoção de matéria orgânica, representada como demanda química de oxigênio (DQO);
- (ii) Eficiência quanto a remoção de sólidos em suspensão, representados como sólidos suspensos totais (SST);
- (iii) Rendimento na produção de metano;
- (iv) Rendimento da produção de biomassa (Y_{obs}).

Também, com o intuito de verificar a estabilidade do processo anaeróbio frente às variações de vazão e carga hidráulica, foram monitorados os parâmetros pH, alcalinidade parcial e total e concentração de ácidos voláteis no afluente e efluente do reator, com frequência também de 5 dias por semana.

Ao final do 480º dia operacional, amostras do leito de lodo e do material suporte Biobob® foram coletadas da parte inferior e posterior do leito, para quantificação e caracterização das populações microbianas presentes no reator (biomassa imobilizada e em suspensão). Foram avaliadas as atividades metanogênicas específicas (AME) da biomassa microbiana aderida ao material suporte Biobob® e da biomassa em suspensão.

4.2 Reator

A concepção e construção do Reator Anaeróbio Híbrido (RAnH) foi resultado do projeto de ampliação da ETE Itaipú, localizada no município de Niterói-RJ, em que a capacidade de tratamento da estação foi ampliada de 82 L.s^{-1} para 164 L.s^{-1} .

A ampliação da ETE visa atender as sub bacias de Itaipu, Cajamirim e Engenho do Mato, totalizando uma área de 14.500 km² e uma população aproximada de 78.720 habitantes, correspondendo a uma vazão per capta de 180 L.hab⁻¹.d⁻¹. A Figura 4.1 apresenta uma maquete eletrônica do projeto de ampliação da ETE onde é possível identificar o RAnH à esquerda.

Figura 4.1 – Maquete eletrônica do projeto de ampliação da ETE Itaipú.

Dentre as modificações executadas para adequação da ETE, foi realizado a modificação do reator UASB existente por meio da introdução do material suporte Biobob® em parte do volume reacional do reator, transformando-o em um reator anaeróbio híbrido (RAnH) com leito fixo e manta de lodo, conforme desenho esquemático da Figura 4.2 e imagem da maquete eletrônica da Figura 4.3. Tal modificação teve o objetivo de proporcionar o aumento da capacidade do sistema devido ao aumento da atividade microbiana parcialmente aderida aos meios suportes, além de favorecer a retenção da matéria particulada presente no esgoto, possibilitando a hidrólise e digestão da mesma.

Figura 4.2 – Desenho esquemático dos compartimentos do RAnH.

Figura 4.3 – Maquete eletrônica da estrutura interna do RAnH sem material suporte.

O reator, construído em concreto armado e de volume útil igual a 2.495 m³, é constituído basicamente pelos seguintes compartimentos: (i) câmara de alimentação; (ii) leito de lodo; (iii) leito fixo com Biobob®; (iv) separador trifásico; e (v) saída do efluente.

Para alimentação do reator, há 01 canal de distribuição central, construído em concreto armado, com volume aproximado de 30,7 m³. Por meio do ajuste de 14 válvulas telescópicas presentes no canal, a vazão de esgoto é distribuída equitativamente entre as 14 caixas de alimentação do reator.

As caixas de alimentação do reator, também construídas em concreto armado, possuem dimensões iguais a 3,2 m x 0,5 m x 0,8 m e um volume aproximado de 1,25 m³. Cada caixa possui um vertedor construído em PP para quantificação visual da vazão afluente às caixas de alimentação. Para a alimentação do reator por gravidade, cada caixa possui 12 vertedores em PP e 12 tubos em PVC de diâmetro igual a 60 mm que direcionam e proporcionam a distribuição de maneira equitativa da vazão por toda a base do reator.

O leito fixo com Biobob® foi construído com 2,22 m de altura útil e 2,44 m de altura total. As estruturas de sustentação inferior e superior do Biobob foram construídas com chapas expandidas em aço inoxidável AISI 304, com aberturas de 50 x 100 mm e espessura de 4 mm. As chapas foram soldadas em cantoneiras revestidas com tinta epóxi fixadas em vigas de concreto armado de 200 x 200 mm.

Na parte superior do reator há o separador trifásico, de 2,0 m de altura e composto por placas defletoras construídas em PP, fixadas em cantoneiras revestidas com tinta epóxi e vigas de concreto armado, formando 7 compartimentos transversais por toda a extensão do reator. De cada compartimento (separador trifásico) saem 2 tubulações, totalizando 14 tubulações de biogás, sendo interligadas posteriormente em uma única linha que direcionará o biogás ao selo hídrico e, em seguida, ao totalizador e queimador de biogás, respectivamente.

A coleta do efluente tratado é realizada por 14 tubulações perfuradas de 150 mm de diâmetro em PVC, dispostas transversalmente nas zonas de decantação do reator. A remoção da espuma formada na superfície dos separadores trifásicos é realizada por meio de bombas a vácuo instaladas em caminhões através das bocas de visita presentes nos separadores (2 visitas por compartimento). Mensalmente, o operador retira as tampas das visitas para visualizar a formação de espuma e, caso esta esteja presente, providenciar a remoção. A Tabela 4.1 apresenta as principais dimensões do RAnH.

Tabela 4.1 – Dimensões do Reator Anaeróbio Híbrido.

Largura	18,00 m
Comprimento	25,00 m
Altura da câmara de alimentação	0,15 m
Altura do leito de lodo	1,10 m
Altura do leito fixo com Biobob®	2,22 m
Altura de folga do leito fixo	0,22 m
Altura separador trifásico	2,00 m
Altura entre NA e topo do reator	0,55 m
Altura útil do reator	5,54 m
Altura total do reator	6,09 m
Área do reator	450,00 m ²
Volume útil do reator	2495,00 m ³
Volume de líquido	2195,00 m ³

A Figura 4.4 apresenta um fluxograma simplificado do processo de tratamento no RAnH.

Figura 4.4 – Fluxograma simplificado do processo de tratamento no RAnH.

Algumas fotos da construção, montagem e operação do reator são apresentadas nas Figuras 4.5 e 4.6.

(a)

(b)

(c)

(d)

(e)

(f)

(g)

(h)

Figura 4.5 – Fotos do RAnH: (a) canal principal de distribuição da vazão para as caixas de alimentação; (b) detalhe da tubulação de biogás e das caixas de alimentação; (c) detalhe da caixa de alimentação com vertedores para distribuição equitativa da vazão; (d) tubulações de alimentação; (e) vista de dentro do separador trifásico; (f) vista do leito do reator ainda sem material suporte; (g) detalhe da zona de alimentação do reator; e (h) vista das bombas de descarte de lodo.

(a)

(b)

Figura 4.6 – Fotos do canal de coleta e sistema de queima do biogás: (a) canal de coleta de efluente tratado; (b) selo hídrico; (c) queimador de biogás; e (d) totalizador de biogás.

4.3 Material Suporte

Como suporte para imobilização da biomassa no leito fixo do reator, foi utilizado o produto comercial Biobob®, desenvolvido pela empresa BioProj Tecnologia Ambiental Ltda.

O Biobob®, constituído por matrizes de espuma de poliuretano (PU) envoltas em estruturas rígidas de polipropileno (PP), é um dispositivo para imobilização celular utilizado como suporte inerte para adesão de biomassa em reatores biológicos (Figura 4.7). A Tabela 4.2 apresenta as dimensões e características do material suporte Biobob®.

Figura 4.7 – Fotos ilustrativas do material suporte Biobob®: (a) sem biomassa aderida e (b) com biomassa aderida ao final do período experimental.

Tabela 4.2 – Características do meio suporte utilizado (Biobob®).

Material	PP e PU
Altura (mm)	60
Diâmetro (mm)	45
Massa Seca (g/unid.)	12
Massa Úmida (g/unid.)	61
Porosidade (%)	90
Densidade (unid./m³)	5.500
Área Superficial (m²/m³)	270.000

4.4 Monitoramento do Reator

O reator foi monitorado avaliando-se a eficiência de remoção de matéria orgânica, remoção de sólidos em suspensão, rendimento da produção de metano e rendimento da produção de biomassa (Yobs), por meio das análises descritas no item 4.5 e equações 4.1, 4.2, 4.3 e 4.4.

4.4.1 Cálculo da eficiência de remoção de matéria orgânica

O cálculo da eficiência de remoção de matéria orgânica no reator anaeróbio híbrido foi realizado conforme a Equação 4.1.

$$E_{M.O.} = \frac{(S_0 - S)_i \cdot 100}{S_{0i}} \quad (4.1)$$

Em que:

- E_{M.O.}: eficiência de remoção de matéria orgânica (%);

- S_0 : concentração do substrato no afluente (mg DQO.L^{-1});
- S : concentração do substrato no efluente (mg DQO.L^{-1});
- i : dia operacional.

4.4.2 Cálculo da eficiência de remoção de sólidos suspensos

O cálculo da eficiência de remoção de sólidos suspensos no reator anaeróbio híbrido foi realizado conforme a Equação 4.2.

$$E_{SS} = \frac{(X_0 - X)_i \cdot 100}{X_{0i}} \quad (4.2)$$

Em que:

- E_{SS} : eficiência de remoção de sólidos suspensos (%);
- X_0 : concentração de sólidos suspensos no afluente (mg SS.L^{-1});
- X : concentração de sólidos suspensos no efluente (mg SS.L^{-1});
- i : dia operacional.

4.4.3 Cálculo do rendimento da produção de metano

O rendimento da produção de metano foi obtido nas condições normais de temperatura e pressão, de acordo com a Equação 4.3, por meio da Lei dos Gases Ideais.

$$P_{CH4i} = \frac{MM_{CH4i} \cdot \frac{P_{atm} \cdot V_{biogás\ i} \cdot C_{CH4}}{R \cdot T_i}}{(S_0 - S)_i \cdot Q_i} \quad (4.3)$$

Em que:

- P_{CH4} : rendimento da produção de metano ($\text{g CH}_4 \cdot \text{g DQO}_{\text{removida}}^{-1}$);
- MM_{CH4} : massa molecular do metano (g.mol^{-1});
- P_{atm} : pressão do metano quando liberado para a atmosfera (1,0 atm);
- $V_{biogás}$: volume produzido de biogás (L);
- C_{CH4} : concentração de metano no biogás (%);
- R : constante universal dos gases ideais ($0,08206 \text{ atm.L.mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$);
- T : temperatura do biogás (K);
- S_0 : concentração do substrato no afluente (mg DQO.L^{-1});

- S: concentração do substrato no efluente (mg DQO.L⁻¹);
- Q: vazão afluyente de esgoto (m³.d⁻¹);
- i: dia operacional.

4.4.4 Cálculo do rendimento da produção de biomassa observado (Y_{obs}) e produção de lodo (P_L)

Para o cálculo do rendimento da produção de biomassa, considerou-se apenas o estado de equilíbrio dinâmico aparente do reator (do 100° ao 480° dia operacional), em que se considerou a quantidade produzida de biomassa igual à quantidade de biomassa descartada do sistema. Deste modo, o rendimento da produção de biomassa foi estimado por meio da quantidade total de biomassa descartada do sistema, tanto pela via convencional (descarte do leito de lodo do reator) quanto pela perda involuntária de sólidos no efluente tratado, de acordo com a Equação 4.4.

$$Y_{obs} = \frac{\sum_{i=100}^{480} V_{d,i} \cdot X_{d,i} + \sum_{i=100}^{480} Q_i \cdot X_{e,i}}{\sum_{i=100}^{480} (S_0 - S)_i \cdot Q_i} \quad (4.4)$$

Em que:

- Y_{obs}: rendimento da produção de biomassa observada (g SSV.g⁻¹DQO_{removida});
- V_d: volume de lodo descartado do reator (m³);
- X_d: concentração de biomassa do lodo descartado (g SSV.m⁻³);
- Q: vazão afluyente de esgoto (m³.d⁻¹);
- X_d: concentração de biomassa no efluente do reator (g SSV.m⁻³);
- S₀: concentração do substrato no afluyente (mg DQO.L⁻¹);
- S: concentração do substrato no efluente (mg DQO.L⁻¹);
- i: dia operacional.

Para o cálculo da produção de lodo no reator, considerou-se também o estado de equilíbrio dinâmico aparente do reator. No entanto, para estimativa da produção de lodo, considerou-se apenas a quantidade total de biomassa descartada do sistema pela via convencional, conforme a Equação 4.5.

$$P_L = \frac{\sum_{i=100}^{480} V_{d,i} \cdot X'_{d,i}}{\sum_{i=100}^{480} (S_0)_i \cdot Q_i} \quad (4.5)$$

Em que:

- P_L : produção de lodo ($\text{g ST.g}^{-1}\text{DQO}_{\text{aplicada}}$);
- V_d : volume de lodo descartado do reator (m^3);
- X'_d : concentração de sólidos do lodo descartado (g ST.m^{-3});
- Q : vazão afluyente de esgoto ($\text{m}^3.\text{d}^{-1}$);
- S_0 : concentração do substrato no afluyente (mg DQO.L^{-1});
- i : dia operacional.

4.5 Características do esgoto sanitário

O esgoto sanitário, proveniente dos sistemas elevatórios de esgoto, passa por um tratamento preliminar antes de ser encaminhado ao reator anaeróbio híbrido. O tratamento preliminar promove a remoção dos materiais grosseiros com granulometria acima de 3 mm, sólidos sedimentáveis e óleos e graxas não dissolvidos, por meio dos processos unitários de gradeamento, desarenação e remoção de gordura, respectivamente.

Durante o período operacional, observou-se que o esgoto afluyente sofreu grande variação na vazão e na concentração devido à introdução de águas pluviais na rede de esgoto principalmente em dias com elevada pluviosidade, conforme será apresentado no item 5 (Resultados e Discussão). A Tabela 4.3 apresenta as características médias do esgoto pré-tratado afluyente ao reator anaeróbio.

Tabela 4.3 – Composição média do esgoto sanitário (pré-tratado) afluyente ao reator anaeróbio.

Características	Valor Médio
pH	$7,2 \pm 0,1$
DQO bruta	$488 \pm 137 \text{ mg.L}^{-1}$
DQO filtrada ($\#1,2 \mu\text{m}$)	$214 \pm 53 \text{ mg.L}^{-1}$
DBO $_{5,20^\circ}$	$200 \pm 43 \text{ mg.L}^{-1}$
NTK	$54 \pm 12 \text{ mg.L}^{-1}$
N-NH_4^+	$38 \pm 9 \text{ mg.L}^{-1}$
Sólidos suspensos totais	$202 \pm 78 \text{ mg.L}^{-1}$
Sólido suspensos voláteis	$156 \pm 70 \text{ mg.L}^{-1}$
Alcalinidade a bicarbonato	$186 \pm 25 \text{ mg.L}^{-1}$
Ácidos voláteis	$52 \pm 9 \text{ mg.L}^{-1}$

Segundo a classificação proposta por Metcalf & Eddy (2016), os valores médios de DQO e SST do esgoto bruto apresentados na Tabela 4.3 caracterizam o esgoto sanitário afluente à ETE Itaipú como um esgoto de média concentração. Entretanto, em períodos chuvosos, o esgoto apresentou-se bem diluído, sendo enquadrado como um esgoto de concentração fraca.

4.6 Análises físico-químicas

Amostras compostas do afluente e efluente do reator foram coletas diariamente pelos operadores da estação de tratamento (coleta de 1,0 L a cada 1 h durante 24 h) e conservadas em recipiente com temperatura de até 4°C.

Análises de demanda química de oxigênio (DQO) e concentração de sólidos foram realizados segundo o Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1999). Alcalinidade total e ácidos voláteis totais foram analisadas utilizando método titulométrico proposto por DILALLO & ALBERTSON (1961) e modificado por RIPLEY et al. (1986). As medidas de pH foram realizadas por método potenciométrico.

O volume do biogás gerado na digestão anaeróbia foi quantificado por meio de um medidor de vazão com sensor térmico.

4.7 Quantificação da biomassa aderida aos materiais suportes

A quantificação da biomassa aderida ao meio suporte Biobob® foi realizada conforme o procedimento analítico desenvolvido por ARAUJO JUNIOR & ZAIAT (2006):

- 1) Coletou-se uma porção do material suporte (05 amostras do fundo e 05 da parte superior do leito de Biobob) e armazenou-os em frascos de 200 mL (01 Biobob® por frasco);

- 2) Retirou-se a estrutura externa de polipropileno dos Biobobs, restando apenas a matriz de espuma de poliuretano nos frascos;

- 3) Em cada frasco foram adicionadas pérolas de vidro e 10 mL de água destilada;

- 4) Os frascos foram fechados e agitados por 20 minutos, promovendo o desprendimento da biomassa das espumas dos suportes;

- 5) Após agitação, o líquido com a biomassa foi separado da espuma e das pérolas de vidro e transferido para uma cápsula de porcelana de 50 mL, previamente pesada (P_0). A porção de suporte foi transferida para uma cápsula de vidro.

6) A cápsula de porcelana contendo o líquido separado e a cápsula de vidro contendo a espuma do Biobob foram levadas à estufa, ajustada para temperatura de 105°C, onde permaneceram por cerca de 24 horas;

7) Decorrido o tempo de secagem, a cápsula de porcelana e as espumas foram pesados, obtendo-se as respectivas massas P_1 e P_{ESPUMA} ;

8) Após pesagem, as cápsulas de porcelana foram transferida para a mufla, ajustada para temperatura de 500°C, onde permaneceram por 2 horas;

9) Finalmente, após a calcinação na mufla, as cápsulas de porcelana foram novamente pesadas, obtendo-se o valor de P_2 ;

Ao final, foi calculado a massa de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis totais (SVT) aderidos por massa de espuma do material suporte, conforme apresentados nas equações 4.6 e 4.7.

$$ST = \frac{P_1 - P_0}{P_{\text{suporte}}} \quad (4.6)$$

$$SVT = \frac{P_1 - P_2}{P_{\text{suporte}}} \quad (4.7)$$

4.8 Avaliação da atividade metanogênica específica (AME)

4.8.1 Procedimento Experimental

Para o teste de atividade metanogênica específica (AME), adotou-se a metodologia desenvolvida por Martins et al., (2015), que descreve um protocolo rápido e preciso utilizando o método manométrico com Oxitop®.

O sistema Oxitop© é um equipamento manométrico que consiste de um frasco de vidro com duas aberturas laterais (Figura 4.8 (a)), provido de um transdutor de pressão localizado em um cabeçote de medição, selados por um septo de borracha e por uma válvula de teflon hermético, que são utilizados para injeções de substrato e para a descarga de biogás.

Durante os testes de biomassa anaeróbia, os frascos são mantidos em estufa a temperatura controlada e sob agitação. A sobrepressão devida à acumulação de biogás no headspace é automaticamente registrada pelos cabeçotes de medição (Figura 4.8 (b)). O cálculo do volume do biogás gerado é realizado a partir de dados acumulados de

sobrepresão, levando-se em consideração o volume do *headspace*, a temperatura de incubação e a equação de estado de um gás ideal.

Figura 4.8 – Fotos ilustrativas dos acessórios do sistema Oxitop®: (a) frasco utilizado nos ensaios; e (b) cabeçote que determina e armazena os dados de pressão.

O teste de AME foi realizado para a biomassa aderida à espuma do meio suporte Biobob® e para a biomassa em suspensão no leito de lodo do reator.

Para a AME do lodo em suspensão, adicionou-se a quantidade de biomassa no frasco conforme a concentração de SSV do lodo obtida previamente conforme descrito no item 4.5, a fim de obter a concentração final desejada no frasco.

Para a biomassa fixa no Biobob®, a AME foi realizada para duas condições distintas:

- (a) O teste foi realizado com a biomassa aderida à espuma do Biobob®. Nessa condição, a espuma foi subtraída da estrutura externa em polipropileno e inserida dentro do frasco (Figura 4.6 a);
- (b) O teste foi realizado com a biomassa extraída da espuma do Biobob®, conforme metodologia descrita no item 4.7.

Para todas as condições, o teste foi realizado em triplicata, conforme o procedimento descrito a seguir:

- 1) Colocou-se o frasco (Figura 4.8 a) na balança analítica, tarando-a em seguida;
- 2) Adicionou-se a quantidade de biomassa no frasco conforme a concentração de SSV no lodo em suspensão (obtida previamente conforme item 4.5) ou no material suporte Biobob® (obtida previamente conforme item 4.6), a fim de obter a concentração final desejada no frasco.

- 3) Adicionou-se no frasco um volume de 200 μL de cada uma das duas soluções de nutrientes (descritas no item 4.7.2 a seguir);
- 4) Adicionou-se água destilada no frasco até a indicação de 200 g na balança analítica;
- 5) Retirou-se o frasco da balança, colocou-se os septos laterais e tampou-se frasco para evitar vazamento de gás;
- 6) Colocou-se o adaptador para o cabeçote que armazena os dados de pressão (Figura 4.9);

Figura 4.9 – Componentes do sistema Oxitop®: Frasco tampado e com adaptador para cabeçote, cesto para colocação das lentilhas de NaOH e cabeça medidora de pressão.

- 7) Colocou-se cinco lentilhas de NaOH no cesto com auxílio de uma pinça e adicionou-se o cesto sobre o adaptador;
- 8) Colocou-se a cabeça medidora no adaptador e rosqueou sem fechar totalmente;
- 9) Encaminhou-se o frasco para bancada com *manifold* de gases, retirou-se o cabeçote e o cesto com NaOH e fluxionou-se gás N_2 durante cinco minutos no meio líquido do frasco com o auxílio de uma pipeta de vidro conectada ao bico de gás por uma mangueira (figura 4.10);

Figura 4.10 – Sistema de expulsão de gases com N_2 : fluxo de gás nos frascos e à direita no *headspace*.

- 10) Colocou-se o cesto e o cabeçote novamente sem rosqueá-lo até o fim;
- 11) Injetou-se por 2 minutos de N_2 com auxílio de outra mangueira com uma agulha inserida pelo septo lateral (Figura 4.10);
- 12) Passados os 2 minutos, fechou-se o fluxo de gás e o cabeçote;
- 13) Repetiu-se os passos 1-12 com todos os frascos que foram utilizados paralelamente no ensaio;
- 14) Colocou-se os frascos ordenadamente em estufa com agitação sob temperatura de 30°C ;
- 15) Aguardou-se 120 minutos para retirada da sobrepressão devida à expansão dos gases pela temperatura;
- 16) Após a retirada da sobrepressão por meio de selo hídrico, iniciou-se a determinação da pressão com o controle Oxitop;

Após o início da coleta dos dados de pressão, pode haver aumento da pressão devido à endogenia e a matéria orgânica eventualmente presente no lodo inicial. Dessa forma, após o início da determinação da pressão com o controle Oxitop, esperou-se 24 h para realização da injeção da solução com substratos orgânicos nos frascos, tempo necessário para a estabilização da pressão, eliminando-se assim a necessidade de reação do ensaio “branco”.

4.8.2 Biomassa (Inóculo)

Os testes de AME foram realizados para 03 amostras de inóculo:

- (a) Lodo em suspensão proveniente do RAnH coletado à uma altura de 0,5 m da base do reator (leito de lodo), com uma concentração de 19,45 g SVT.L⁻¹;
- (b) Biomassa aderida à espuma do Biobob®, coletado da base do leito fixo à uma altura de 1,0 m da base do reator, com uma concentração de 0,527 g SVT.Biobob⁻¹. Nessa condição, a espuma com a biomassa aderida foi subtraída da estrutura externa em polipropileno e inserida dentro do frasco;
- (c) Biomassa aderida à espuma do Biobob®, também coletado da base do leito fixo à uma altura de 1,0 m da base do reator, com uma concentração de 0,527 g SVT.Biobob⁻¹. Nessa condição, a biomassa foi extraída da espuma do Biobob® (conforme metodologia descrita no item 4.6) e inserida somente a biomassa extraída nos frascos.

4.8.3 Soluções de macro e micronutrientes

A composição das soluções de nutrientes utilizadas nos ensaios é apresentada na Tabela 4.4. Em cada frasco foram adicionados 200 µL das Soluções I (macronutrientes) e II (micronutrientes).

Tabela 4.4 - Composição das soluções de macro e micronutrientes utilizadas nos ensaios de AME.

Solução I: Macronutrientes	Massa em 1000 mL
NH ₄ Cl	73,6 mg
KH ₂ PO ₄	13,6 mg
(NH ₄) ₂ .SO ₄	13,6 mg
Solução II: Micronutrientes	
FeCl ₂ .4H ₂ O	2000 mg
CoCl ₂ .6H ₂ O	2000 mg
MnCl ₂ .4H ₂ O	500 mg
CuCl ₂ .2H ₂ O	30 mg
(NH ₄) ₆ .Mo ₇ .O ₂₄ .4H ₂ O	50 mg
NiCl ₂ .6H ₂ O	10 mg
ZnCl ₂ .H ₂ O	50 mg
H ₃ PO ₃ (solução saturada)	1 mL

4.8.4 Substrato

A AME foi realizada utilizando-se solução concentrada de ácidos orgânicos, sendo avaliada para 02 soluções distintas: (i) acetado de sódio e formiato de sódio; e (ii)

acetato de sódio, propionato de sódio e butirato de sódio, conforme apresentado na Tabela 4.5 e 4.6.

Tabela 4.5 - Solução estoque concentrada de dois ácidos orgânicos utilizados como substratos.

Solução (i)	Massa em 50 mL	Concentração da solução
Acetato de sódio	11,48 g	229,6 g/L
Formiato de sódio	4,08 g	81,6 g/L

Tabela 4.6 - Solução estoque concentrada de dois ácidos orgânicos utilizados como substratos.

Solução (ii)	Massa em 50 mL	Concentração da solução
Acetato de sódio	4,69 g	93,8 g/L
Propionato de sódio	3,307 g	66,14 g/L
Butirato de sódio	2,753g	55,06 g/L

4.8.5 Cálculos

Os cálculos realizados para determinação da Atividade Metanogênica Específica são apresentados nas equações 4.8 a 4.12.

$$CH_4\text{ massa} = CH_4\text{ massa(fase gasosa)} + CH_4\text{ massa (fase líquida)} \quad (4.8)$$

$$CH_4\text{ massa (fase gasosa)} = \frac{M * V_{(g)} * P}{R * T} \quad (4.9)$$

$$CH_4\text{ (fase líquida)} = K * P * M * V_{(l)} \quad (4.10)$$

$$PME_r = \frac{CH_4\text{ massa} * S}{X * V_{(l)}} \quad (4.11)$$

$$AE = \frac{dPME_r}{dt} \quad (4.12)$$

Em que:

- M: massa molar do metano (16,04 g.mol⁻¹);
- V: volume da fase líquida ou gasosa (L);
- P: pressão no *headspace* (atm);
- R: constante universal dos gases (0.082057 L.atm.K⁻¹.mol⁻¹);
- T: temperatura (K);

- K: constante da Lei de Henry (para o metano a 30 °C: 0,001436 mol.L⁻¹.atm⁻¹);
- S: coeficiente estequiométrico da oxidação do metano (4 g DQO.g⁻¹ CH₄);
- X: concentração de biomassa no ensaio (g SVT.L⁻¹);
- PME: taxa de produção de metano específica (g DQO CH₄.g⁻¹ SVT) no tempo t.

Derivando-se a PME_r x tempo, encontra-se a atividade específica (AE) no tempo t. A AME corresponde à máxima atividade específica no período.

4.9 Estimativa da produção de energia elétrica a partir do biogás

A produção de energia foi estimada pela da vazão média de geração de biogás no RAnH, do poder calorífico do metano gerado no biogás e da eficiência da produção de energia elétrica com biogás no sistema de cogeração por meio de motor à combustão. Os cálculos realizados para estimativa da produção energética são apresentados a seguir.

Estimativa da quantidade de metano, em massa, gerada mensalmente com a produção de biogás no RAnH:

$$P_{CH_4} = \frac{Q_{biogás} \times C_{CH_4} \times P_{atm} \times MM_{CH_4}}{R \times T} \quad (4.13)$$

Em que:

- P_{CH₄}: Produção de metano no RAnH (kg/mês);
- Q_{biogás}: Vazão média de biogás produzido (Nm³/mês);
- C_{CH₄}: concentração de metano no biogás (%);
- P_{atm}: pressão do metano quando liberado para a atmosfera (1,0 atm);
- MM_{CH₄}: massa molecular do metano (16, 04 g.mol⁻¹);
- R: constante universal dos gases ideais (0,08206 atm.L.mol⁻¹.K⁻¹);
- T: temperatura do biogás (K);

Estimativa da produção de energia elétrica no sistema de cogeração por meio de motor a combustão:

$$P_{EL} = P_{CH_4} \times PC_{CH_4} \times \eta \quad (4.14)$$

Em que:

- P_{EL} : Produção de energia elétrica no sistema de cogeração através de motor a combustão (MJ/mês);
- P_{CH_4} : Produção de metano no RAnH (kg/mês);
- PC_{CH_4} : Poder calorífico do metano (50,1 MJ/kg CH_4);
- η : Rendimento na produção de energia elétrica no motor a combustão ($\approx 30\%$).

Estimativa de economia mensal com a geração de energia elétrica:

$$E_{R\$} = P_{EL} \times F \times T \quad (4.15)$$

Em que:

- $E_{R\$}$: Economia com energia elétrica obtida no sistema de cogeração (R\$/mês);
- P_{EL} : Produção de energia elétrica no sistema de cogeração através de motor a combustão (MJ/mês);
- F : Fator de conversão de unidades (0,2778 kW.h/MJ);
- T : Tarifa de fornecimento de energia elétrica para concessionárias no estado do Rio de Janeiro pela distribuidora AMPLA: R\$ 0,54/kW.h (ANEEL, 2016).

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Conforme mencionado no item 4.1, a investigação experimental contemplou as seguintes atividades: (i) Avaliação do desempenho do reator frente às sobrecargas hidráulicas e ao aumento gradativo de vazão; (ii) Quantificação da biomassa aderida aos materiais suportes e em suspensão; (iii) Avaliação da atividade metanogênica específica da biomassa aderida e em suspensão; e (iv) Análise da viabilidade de reaproveitamento energético do biogás. Neste capítulo serão apresentados os resultados e as discussões obtidos durante o desenvolvimento da pesquisa.

5.1 Desempenho do Reator Anaeróbio Híbrido

Conforme descrito no item 4.4, embora o sistema de esgotamento sanitário adotado no Brasil seja do tipo separador absoluto, na grande maioria dos municípios ainda ocorre a introdução de águas pluviais na rede coletora de esgotos, aumentando consideravelmente a vazão afluyente às estações de tratamento principalmente em dias com elevada pluviosidade. Somado a isso, a má qualidade das redes coletoras de esgoto também favorece a infiltração na rede, que é agravada em períodos chuvosos.

Esse fenômeno foi evidenciado no sistema coletor das sub-bacias que abastecem a estação de tratamento de esgoto Itaipú, fazendo com que o reator anaeróbio híbrido (RAnH) fosse submetido à sobrecargas hidráulicas em períodos chuvosos. Na Figura 5.1 observa-se a diferença entre um hidrograma da vazão afluyente à ETE Itaipú em um dia com baixa e elevada pluviosidade.

Figura 5.1 – Hidrograma de dois dias com diferentes pluviosidades: (i) dia 01/02/2016 com precipitação média de 0,0 mm; e (ii) dia 16/01/2016 com precipitação média de 70,9 mm.

Nota-se que a vazão média do dia 01/02/2016 afluente ao RAnH foi de 97 L.s^{-1} , o que corresponde a menos da metade do dia 16/01/2016, em que o reator recebeu uma vazão média de 217 L.s^{-1} , acarretando em um TDH de 2,8 h e uma velocidade ascensional aparente (relação entre a vazão afluente e a seção transversal do reator) de $1,74 \text{ m.h}^{-1}$. O gráfico da Figura 5.2 evidencia claramente essa relação da precipitação média diária com a vazão afluente ao RAnH.

Figura 5.2 – Relação entre a vazão afluente ao reator e a precipitação média diária no município de Niterói-RJ (Fonte: <http://www.inmet.gov.br/Estação> : Rio de Janeiro - RJ (OMM: 83743))

O reator entrou em operação sem a utilização de lodo de inóculo, ou seja, considerou-se a inoculação natural em que os próprios microrganismos presentes no esgoto sanitário inocularam o reator. A partida ocorreu com vazão média inicial de 63 L.s^{-1} , correspondendo a uma velocidade ascensional aparente de $0,50 \text{ m.h}^{-1}$ e a um TDH de 9,7 h (com base no volume líquido do reator).

Durante o período de monitoramento do reator, verificou-se grande variação da vazão afluyente, sendo que no último mês de monitoramento a vazão média mensal foi de 116 L.s^{-1} , correspondendo a uma velocidade ascensional aparente de $0,93 \text{ m.h}^{-1}$ e a um TDH de 5,3 h. Essa grande oscilação pode ser verificada no gráfico da Figura 5.3, que apresenta a velocidade ascensional e a carga hidráulica volumétrica aplicada ao RAnH durante o período operacional.

Figura 5.3 – Variação temporal da carga hidráulica volumétrica aplicada ao RAnH.

Observa-se que em vários períodos a carga hidráulica volumétrica ultrapassou os valores recomendados para a boa operação de reatores UASB tratando esgoto sanitário ($2,5$ a $4,0 \text{ m}^3.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$).

Embora não tenha sido realizada a inoculação do reator com lodo de inóculo, após 100 dias de operação, observou-se uma certa estabilidade nos valores de DQO bruta e SST efluentes ao reator (Figuras 5.4 e 5.5). Observa-se que a concentração de matéria orgânica e sólidos suspensos totais apresentou pouca variabilidade no efluente tratado, tendo valores médios de $178 \pm 30 \text{ mg.L}^{-1}$ e $54 \pm 25 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente, mesmo com a grande variação das características do esgoto sanitário ao longo da operação, que

apresentaram valores médios de DQO bruta e SST igual a $488 \pm 137 \text{ mg.L}^{-1}$ e $202 \pm 78 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente.

Figura 5.4 – Variação temporal da DQO bruta no afluente e efluente do RAnH.

Figura 5.5 – Variação temporal da concentração de SST no afluente e efluente do RAnH.

Devido à significativa oscilação na concentração de matéria orgânica e de sólidos suspensos do esgoto sanitário, ocasionado principalmente pela contribuição de águas pluviais no sistema de esgotamento sanitário em dias chuvosos, as eficiências de remoção de DQO bruta e SST variaram significativamente durante a operação do reator (conforme se verifica nas Figuras 5.6 e 5.7), apresentando valores médios de $60 \pm 9 \%$ e $71 \pm 14 \%$, respectivamente. Assim, este autor considera que, neste trabalho, o parâmetro “eficiência de remoção” não representa adequadamente o desempenho do reator e não deve ser

utilizado como parâmetro de comparação entre esta tecnologia e outros reatores anaeróbios utilizados para tratamento de esgoto sanitário.

Figura 5.6 – Variação temporal da eficiência de remoção de DQO bruta do RAnH.

Figura 5.7 – Variação temporal da eficiência de remoção de SST do RAnH.

A variabilidade na eficiência de remoção de matéria orgânica e de sólidos suspensos ocorreu, portanto, devido à inconstância nas características físico-químicas do esgoto sanitário. A concentração de matéria orgânica e sólidos suspensos no efluente do reator apresentou-se estável mesmo quando o reator foi submetido à elevadas cargas hidráulicas e, conseqüentemente, à altas velocidades ascensionais aparentes.

Assim, propõem-se que seja utilizado como parâmetro de comparação entre o RAnH e outras tecnologias anaeróbias, como os reatores UASB, a qualidade do efluente tratado expressa em DQO bruta, DQO filtrada e SST. As Figuras 5.8 e 5.9 mostram que o desempenho do reator não foi afetado pelos baixos tempos de detenção hidráulica

(TDH) e altas velocidades ascensionais aparente ocasionados pelas altas vazões decorrentes de períodos chuvosos.

Figura 5.8 – Variação temporal da DQO bruta e filtrada efluente em relação ao TDH aplicado ao reator.

Figura 5.9 – Variação temporal da concentração de SST efluente ao RAnH em relação às velocidades ascensionais aparentes aplicadas ao reator.

Observa-se que, mesmo com valores bem abaixo do recomendado para a operação reatores UASB (CHERNICHARO *et al.*, 1999), o efluente do RAnH manteve-se praticamente constante após o 100º operacional.

Conforme evidenciado na Tabela 5.1, o RAnH apresentou valores satisfatórios de remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão durante todo o período operacional. Optou-se por analisar também o desempenho do reator em diferentes intervalos do

período de operação, devido às diferentes condições operacionais em cada período (Figuras 5.10, 5.11 e 5.12). No período de 401^o ao 480^o dia de operação, o reator foi submetido a elevadas cargas hidráulicas, correspondendo a um TDH médio de $5,8 \pm 1,5$ h, no entanto, manteve-se estável com valores no efluente de DQO e SST de 169 ± 24 mg/L e 47 ± 17 mg/L, respectivamente.

Tabela 5.1 - Resultados médios de DQO e SST afluente e efluente, eficiência de remoção de DQO e SST em função do tempo de detenção hidráulico (TDH), da velocidade ascensional aparente e da carga orgânica volumétrica (COV) aplicados médios e em diferentes períodos operacionais.

Parâmetros	Média	1° ao 100° dia	101° ao 200° dia	201° ao 300° dia	301° ao 400° dia	401° ao 480° dia
Vazão (m ³ .d ⁻¹)	7170 ± 2103	5654 ± 594	7492 ± 1710	6489 ± 1157	6534 ± 1364	9749 ± 2602
^(a) TDH (h)	7,7 ± 1,8	9,5 ± 0,9	7,2 ± 1,5	8,3 ± 1,3	8,4 ± 1,6	5,8 ± 1,5
^(b) Carga Hidráulica Volumétrica (m ³ .m ⁻³ .d ⁻¹)	2,9 ± 0,8	2,3 ± 0,2	3,0 ± 0,7	2,6 ± 0,5	2,6 ± 0,5	3,9 ± 1,0
Velocidade Ascensional (m.h ⁻¹)	0,7 ± 0,2	0,5 ± 0,1	0,7 ± 0,2	0,6 ± 0,1	0,6 ± 0,1	0,9 ± 0,2
Carga Orgânica Volumétrica (kg DQO.m ⁻³ .dia ⁻¹)	1,4 ± 0,4	1,2 ± 0,4	1,6 ± 0,5	1,3 ± 0,3	1,3 ± 0,3	1,4 ± 0,3
DQO afluente (mg.L ⁻¹)	488 ± 137	552 ± 172	533 ± 96	499 ± 122	428 ± 95	369 ± 62
DQO efluente (mg.L ⁻¹)	193 ± 47	239 ± 60	188 ± 27	171 ± 38	190 ± 16	169 ± 24
Remoção de DQO (%)	58 ± 12	53 ± 17	64 ± 5	64 ± 8	54 ± 9	53 ± 10
DQO filtrada (1,2 µm) afluente (mg.L ⁻¹)	214 ± 53	193 ± 42	229 ± 44	228 ± 65	225 ± 63	196 ± 43
DQO filtrada (1,2 µm) efluente (mg.L ⁻¹)	107 ± 35	137 ± 50	89 ± 22	95 ± 26	102 ± 18	109 ± 13
Remoção de DQO filtrada (1,2 µm)(%)	48 ± 19	29 ± 21	61 ± 10	57 ± 11	51 ± 13	42 ± 10
SST afluente (mg.L ⁻¹)	202 ± 78	189 ± 63	196 ± 78	195 ± 83	235 ± 84	188 ± 69
SST efluente (mg.L ⁻¹)	56 ± 27	68 ± 30	58 ± 33	51 ± 20	57 ± 26	47 ± 17
Remoção de SST (%)	69 ± 16	60 ± 22	68 ± 17	71 ± 13	73 ± 14	73 ± 11

(a) Considerando-se o volume de líquido no reator (2.195 m³), ou seja, desconsiderou-se o volume ocupado pelo material suporte Biobob ®.

(b) Considerando-se o volume útil do reator (2.495 m³).

Figura 5.10 – Gráfico box-plot da DQO bruta efluente ao RAnH em diferentes períodos operacionais.

Verifica-se que em todos os períodos operacionais, com exceção do período de partida do reator (1° ao 100°), a DQO bruta do efluente tratado apresentou pouca variação e com valores menores que 200 mg.L⁻¹, abaixo dos valores obtidos por reatores UASB tratando esgotos sanitários no Brasil, que variam de 180 a 270 mg.L⁻¹ (VON SPERLING, 2016).

O mesmo se observa para a DQO filtrada efluente ao reator (Figura 5.11). Mesmo no último período operacional (401° ao 480°) em que a carga hidráulica volumétrica média foi de $3,9 \pm 1,0 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e o TDH de $5,8 \pm 1,5 \text{ h}$, o efluente se manteve estável com valor médio de $109 \pm 13 \text{ mg.L}^{-1}$.

Figura 5.11 – Gráfico box-plot da DQO filtrada efluente ao RAnH em diferentes períodos operacionais.

Verifica-se na Figura 5.12 que, assim como os parâmetros DQO bruta e filtrada, a concentração de sólidos suspensos no efluente tratado também apresentou pouca variação e com valores abaixo do obtido no efluente de reatores UASB tratando esgoto sanitário no Brasil ($60 - 100 \text{ mg.L}^{-1}$).

Figura 5.12 – Gráfico box-plot de SST efluente ao RAnH em diferentes períodos operacionais.

Com o objetivo de compreender como ocorre a degradação da matéria orgânica presente no esgoto sanitário no reator anaeróbio híbrido (RAnH), realizou-se a análise do perfil da DQO filtrada ao longo do leito do reator. Durante um período de três dias consecutivos, após o reator ter atingido o equilíbrio dinâmico, coletaram-se amostras compostas do efluente em diferentes alturas do reator, conforme evidenciado na Tabela 5.2 e Figuras 5.13 e 5.14.

Tabela 5.2 – Variação média da DQO filtrada ($1,2 \mu\text{m}$) ao longo do leito do RAnH.

Ponto de Controle	Altura (m)	DQO filtrada ($1,2 \mu\text{m}$)(mg.L^{-1})
Afluente	-	265 $\pm$ 22
Ponto 1	0,01	574 $\pm$ 123
Ponto 2	0,5	518 $\pm$ 47
Ponto 3	1	465 $\pm$ 54
Ponto 4	1,5	400 $\pm$ 112
Ponto 5	2	236 $\pm$ 32
Ponto 6	2,5	240 $\pm$ 11
Ponto 7	3	195 $\pm$ 21
Efluente Tratado	5,54	143 $\pm$ 17

Figura 5.13 – Perfil de DQO filtrada no reator RAnH em diferentes dias operacionais.

Figura 5.14 – Média dos valores obtidos com o perfil de DQO filtrada no reator RAnH.

Observa-se que o efluente, ao entrar na zona de alimentação do reator (ponto 1 ao 3), apresenta uma concentração de matéria orgânica solúvel muito maior que no afluente. Isso ocorre no RAnH devido ao processo de hidrólise da matéria orgânica particulada presente no esgoto e retida no leito fixo. Ao entrar em contato com o leito de lodo em suspensão na base do reator, a população de bactérias hidrolíticas fermentativas iniciam o processo da digestão anaeróbia pela conversão de polímeros orgânicos complexos a monômeros facilmente assimilados pelas bactérias acidogênicas. Evidencia-se, portanto, a importância que o leito de lodo em suspensão possui para o desempenho e estabilidade do reator.

Após passagem pelo leito de lodo, o efluente entra no leito fixo com Biobob®, onde a matéria orgânica solúvel continua a ser gradativamente removida pela biomassa imobilizada nos meios suportes. Conforme evidenciado no gráfico da Figura 5.15, há um decréscimo acentuado na DQO filtrada durante a passagem do efluente pelo leito fixo. Verifica-se também que a curva de tendência do perfil da DQO filtrada no leito de lodo se aproxima de uma equação do primeiro grau, enquanto que no leito fixo os valores tendem à uma equação exponencial.

Figura 5.15 – Relação entre a concentração de matéria orgânica solúvel e a altura do leito de lodo e do leito fixo do RAnH.

Conforme observado na Figura 5.16, apesar da significativa variação das características físico-químicas do esgoto sanitário durante a operação do reator, a concentração de ácidos voláteis não apresentou grandes oscilações, apresentando valor médio de $52 \pm 9 \text{ mg.L}^{-1}$. Observou-se que após ser atingido o equilíbrio dinâmico aparente (após o 100º dia operacional), o equilíbrio entre a produção e o consumo de ácidos voláteis resultou em uma concentração efluente média de $34 \pm 14 \text{ mg.L}^{-1}$.

Figura 5.16 – Variação temporal da concentração de ácidos voláteis no afluente e efluente do RAnH.

Os valores de alcalinidade a bicarbonato (AB) no efluente apresentaram valores médios de $149 \pm 13 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$, sendo superiores àqueles obtidos no afluente ($130 \pm 12 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$) durante todo o período de operação do reator, indicando o “equilíbrio” entre os microrganismos acidogênicos e metanogênicos, além de indicar a capacidade do sistema de tamponar o meio, como pode ser evidenciado no gráfico da Figura 5.17.

Figura 5.17 – Variação temporal da alcalinidade a bicarbonato no afluente e efluente do RAnH.

Os valores de pH variaram de 6,8 a 7,8 no afluente e de 6,8 a 7,7 no efluente durante todo o período de operação do reator. Conforme mencionado por Speece (1983), os resultados obtidos para o pH afluente estão na faixa recomendada para a digestão anaeróbia, como pode ser evidenciado no gráfico da Figura 5.18.

Figura 5.18 – Variação temporal do pH afluente e efluente ao RAnH

A Figura 5.19 apresenta fotos ilustrativas em dois dias distintos do afluente e efluente do reator, em que o esgoto afluente apresentou-se muito turvo com elevada concentração de sólidos em suspensão. As imagens evidenciam a capacidade que o RAnH apresenta em suportar elevadas cargas de sólidos, mantendo-se a qualidade do efluente tratado.

(a)

(b)

Figura 5.19 – Fotos do afluente e efluente do RAnH em períodos que o afluente apresentou elevada concentração de SST.

5.1.1 Quantificação da biomassa fixa e em suspensão

Amostras representativas do material suporte Biobob® foram retiradas do leito fixo do RAnH ao término da etapa experimental (480º dia operacional) para quantificação da biomassa aderida aos suportes. Na Figura 5.20 são apresentadas fotos das amostras de Biobob® colonizadas com biomassa anaeróbia.

(a)

(b)

(c)

Figura 5.20 – Fotos de amostras de Biobob® coletado do leito do RAnH: (a) detalhe do Biobob® colonizado com biomassa anaeróbia; (b) detalhe da adesão da biomassa anaeróbia na espuma do Biobob®; e (c) foto comparativa entre um Biobob® com biomassa aderida e sem biomassa aderida.

Com o objetivo de verificar a participação da biomassa fixa e da biomassa em suspensão, foram retiradas amostra da biomassa aderida na base do leito fixo, da biomassa aderida na parte superior do leito fixo e da biomassa proveniente do leito de lodo (Tabela 5.3).

Tabela 5.3 – Concentração de biomassa em diferentes seções do RAnH.

	Concentração de biomassa	
^(a) Base do leito fixo de Biobob ®	0,527 ± 0,054	g SVT.Biobob ⁻¹
^(a) Topo do leito fixo de Biobob ®	0,551 ± 0,113	g.SVT.Biobob ⁻¹
Lodo em suspensão no leito de lodo	15,2 ± 2,3	g.SVT.L ⁻¹

^(a) Considerado somente a biomassa aderida na espuma dos Biobobs ®, ou seja, não foi contabilizada a biomassa aderida à estrutura externa em polipropileno.

Conforme evidenciado na Tabela 5.3, não foi observado diferença entre a concentração de biomassa aderida na parte superior e inferior do leito fixo do reator. A Tabela 5.4 apresenta os valores totais de biomassa aderida ao leito fixo e em suspensão no leito de lodo.

Tabela 5.4 – Quantificação da biomassa aderida e em suspensão no RAnH.

	Concentração de Biomassa	
Volume de Biobob® do leito fixo	1.000	m ³
Número de Biobob® no leito fixo	5.500.000	Biobobs ®
Média de biomassa aderida à espuma do Biobob®	0,539 ± 0,083	g SVT.Biobob ⁻¹
(^a) Total de biomassa aderida à espuma no RAnH	2.965 ± 455	kg SVT
Volume do Leito de Lodo em Suspensão	495	m ³
(^b) Total de biomassa em suspensão no leito de lodo	7.524 ± 1.157	kg SVT

(^a) Considerado somente a biomassa aderida na espuma dos Biobobs ®, ou seja, não foi contabilizada a biomassa aderida à estrutura externa em polipropileno.

(^b) Considerado somente a biomassa em suspensão no leito de lodo abaixo do leito fixo, ou seja, não foi contabilizada a biomassa em suspensão nos interstícios do leito fixo de Biobob®.

Observa-se que a biomassa em suspensão no leito de lodo corresponde à aproximadamente 70% do total de biomassa presente no RAnH, evidenciando a importância que o leito de lodo tem no desempenho do RAnH.

O leito fixo, embora contenha apenas 30% da biomassa, possui um papel fundamental na remoção da matéria orgânica solúvel e na retenção dos sólidos em suspensão, uma vez que a metanogênese ocorre efetivamente no leito fixo do RAnH (conforme evidenciado na Figura 5.15).

5.1.2 Cálculo do rendimento da produção de biomassa (Y_{obs})

O rendimento da produção de biomassa observada (Y_{obs}) para o RAnH foi estimado para o período experimental compreendido entre o 100º ao 480º dia operacional, por meio da quantificação da biomassa (expressa como SSV – sólidos em suspensão voláteis) descartada pela via convencional (descarte do leito de lodo), bem como pelo SSV descartado de modo involuntário no efluente tratado.

O valor do Y_{obs} foi de 0,182 g SSV.g⁻¹ DQO_{removida}, sendo que a quantidade de sólidos presente no efluente representou aproximadamente 65% do total da biomassa produzida no reator. Assim, com o objetivo de eliminar o impacto causado pela parcela de sólidos na análise de DQO do efluente tratado, calculou-se o Y'_{obs}, em que a carga

orgânica removida foi estimada por meio da DQO bruta afluente e da DQO filtrada efluente. Assim, o Y'_{obs} foi de $0,143 \text{ g SSV.g}^{-1} \text{ DQO}_{removida}$.

Embora a maior parte da biomassa produzida tenha sido escapada com o efluente tratado, a concentração de sólidos no efluente tratado manteve-se baixa em todo período, com valor médio de $54 \pm 25 \text{ mg.L}^{-1}$, conforme apresentado na Figura 5.5. Assim, conclui-se que a maior parcela de biomassa se refere ao que foi escapado com o efluente tratado devido à baixa geração de lodo do reator. A produção de lodo (considerando somente o descarte de sólidos pela via convencional) no período foi de $0,073 \text{ g ST.g}^{-1} \text{ DQO}_{aplicada}$.

O balanço de massa da produção de biomassa e geração de lodo no HAnR é apresentado na Tabela 5.5.

Tabela 5.5 – Balanço de massa da produção de biomassa no RAnH.

Carga orgânica aplicada	1.277 ton DQO
Carga orgânica removida (DQO bruta afluente – DQO bruta efluente)	793 ton DQO
Carga orgânica removida (DQO bruta afluente – DQO filtrada efluente)	1009 ton DQO
Quantidade total de biomassa descartada	51 ton SSV
Quantidade total de biomassa perdido no efluente	94 ton SSV
Y_{obs}	$0,182 \text{ g SSV.g}^{-1} \text{ DQO}_{rem}$
Y'_{obs}	$0,143 \text{ g SSV.g}^{-1} \text{ DQO}_{rem}$
P_L	$0,073 \text{ g ST.g}^{-1} \text{ DQO}_{aplicada}$

Metcalf & Eddy (2016) mencionam que o rendimento de produção de biomassa teórica (Y) para a degradação de acetato em ambiente anaeróbico utilizando-se CO_2 como receptor de elétrons e, conseqüentemente, gerando metano como produto é de $0,05 \text{ g SSV.g}^{-1} \text{ DQO}_{rem}$. Entretanto, em estações de tratamento de esgoto em escala real, utiliza-se o rendimento de produção de biomassa observado (Y_{obs}), que se baseia em medidas diretas da produção de biomassa e no consumo de substrato.

Em reatores de escala real, o Y_{obs} geralmente é maior que o teórico, pois considera-se a quantidade de SSV gerada no processo de tratamento, englobando, além da biomassa produzida, outros sólidos orgânicos do esgoto que são medidos em SSV e que não tenham sido degradados biologicamente. Além disso, os valores de Y_{obs} são afetados pela energia que pode ser derivada de reações de oxirredução, pelas características de crescimento da

fonte de carbono e por fatores ambientais, como temperatura, pH e pressão osmótica (METCALF & EDDY, 2016).

Chernicharo (1997) ressalta que, no Brasil, alguns pesquisadores expressam o rendimento da produção de biomassa observada em termos de sólidos suspensos totais (SST) e DQO aplicada ao reator. No caso de reatores UASB tratando esgoto sanitário, esses valores têm sido da ordem de 0,10 a 0,20 g SST.g⁻¹ DQO_{aplicada}.

Chernicharo (1997) complementa dizendo que o rendimento de produção de biomassa observado é bastante influenciado pela quantidade e natureza do material em suspensão trazido com o esgoto bruto, e que, mesmo para substratos solúveis, os valores de Y_{obs} podem variar significativamente. Para açúcares, o valor de Y_{obs} é geralmente da ordem de 0,12 a 0,15 g SST.g⁻¹ DQO_{rem}, enquanto que para substratos já acidificados o valor fica entre 0,015 e 0,05 g SST.g⁻¹ DQO_{rem}.

Assim, conclui-se que o rendimento da produção de biomassa observado (Y_{obs}) obtido no RAnH está dentro do que se espera para reatores anaeróbios tratando esgotos sanitários.

5.2 Avaliação da atividade metanogênica específica (AME)

Conforme descrito no item 4.8, o procedimento experimental para avaliação da AME foi dividido em 02 etapas. Na primeira, comparou-se a AME da biomassa em suspensão com a biomassa aderida na espuma do material suporte Biobob® (Ensaio 1 e 2), utilizando-se solução de ácido acético e ácido fórmico como substrato. A AME para a biomassa fixa e em suspensão foi de 0,0705 g CH₄.g⁻¹ SVT.d⁻¹ e 0,0704 g CH₄.g⁻¹ SVT.d⁻¹, respectivamente, não sendo observado, portanto, diferença entre a atividade metanogênica específica da biomassa fixa e em suspensão para as condições avaliadas.

Na segunda etapa, avaliou-se a AME da biomassa fixa para 02 condições: (i) biomassa aderida na espuma do Biobob® e (ii) biomassa extraída do Biobob® e inserida sem a espuma nos frascos (Ensaio 3 e 4). Nesta etapa, utilizou-se solução de ácido acético, propiônico e butírico como substrato.

A AME para a biomassa fixa e extraída da espuma foi de 0,0861 g CH₄.g⁻¹ SVT.d⁻¹ e 0,0864 g CH₄.g⁻¹ SVT.d⁻¹, respectivamente. Portanto, conclui-se que para estas condições não houve diferença significativa entre a AME da biomassa aderida e extraída.

A Tabela 5.6 apresenta uma síntese dos valores e condições que foram realizados os ensaios de AME.

Tabela 5.6 – Síntese dos parâmetros e resultados que foram obtidos com os ensaios de AME.

Ensaio	Biomassa	Massa de Biomassa (g)	Concentração de Biomassa (g.L ⁻¹)	Tipo de Substrato Orgânico	Volume de Substrato Orgânico (mL)	DQO correspondente (g.L ⁻¹)	Carga orgânica aplicada (g DQO.g ⁻¹ SVT)	AME (g CH ₄ .g ⁻¹ SVT.d ⁻¹)
1.a	Em suspensão	0,999	5,00	Ácido acético e Ácido fórmico	2,0	3,0	0,601	0,0704
1.b	Em suspensão	1,0263	5,13	Ácido acético e Ácido fórmico	2,0	3,0	0,585	
1.c	Em suspensão	1,0241	5,12	Ácido acético e Ácido fórmico	2,0	3,0	0,586	
2.a	Fixa na espuma	1,055 (02 Biobobs)	5,27	Ácido acético e Ácido fórmico	2,0	3,0	0,569	0,0705
2.b	Fixa na espuma	1,055 (02 Biobobs)	5,27	Ácido acético e Ácido fórmico	2,0	3,0	0,569	
2.c	Fixa na espuma	1,055 (02 Biobobs)	5,27	Ácido acético e Ácido fórmico	2,0	3,0	0,569	
3.a	Extraída da espuma	0,427 (01 Biobob)	2,14	Acético, propiônico e butírico	1,0	1,5	0,702	0,0864
3.b	Extraída da espuma	0,611 (01 Biobob)	3,05	Acético, propiônico e butírico	1,0	1,5	0,491	
3.c	Extraída da espuma	0,611 (01 Biobob)	3,06	Acético, propiônico e butírico	1,0	1,5	0,491	
4.a	Fixa na espuma	0,527 (01 Biobob)	2,64	Acético, propiônico e butírico	1,0	1,5	0,569	0,0861
4.b	Fixa na espuma	0,527 (01 Biobob)	2,64	Acético, propiônico e butírico	1,0	1,5	0,569	
4.c	Fixa na espuma	0,527 (01 Biobob)	2,64	Acético, propiônico e butírico	1,0	1,5	0,569	

5.3 Estimativa da produção de energia elétrica a partir do biogás

A produção de biogás no RAnH começou a ser monitorada a partir do 375º operacional, dia em que foi instalado o medidor de vazão de gás com sensor térmico (Figura 4.6.d).

Durante esse período, o valor médio da produção volumétrica de biogás foi de $538 \pm 117 \text{ Nm}^3.\text{d}^{-1}$. Considerando-se 65% de metano no volume de biogás gerado (JORDÃO E PESSOA, 2011), o rendimento médio da produção de metano foi de $144 \pm 49 \text{ mg CH}_4.\text{g}^{-1} \text{ DQO}_{\text{rem}}$. A Figura 5.21 apresenta a variação temporal da produção volumétrica de biogás e do rendimento na produção de metano.

Figura 5.21 - Variação temporal da produção volumétrica de biogás e do rendimento na produção de metano.

Para Singh *et al.* (1996), o baixo rendimento na produção de metano ($\approx 57\%$ em relação ao valor teórico) pode ser atribuído à ocorrência de reações de redução de sulfato e à supersaturação do CH_4 no líquido. Esses fatores reduzem a vantagem da recuperação energética em processos anaeróbios tratando esgoto sanitário.

A Tabela 5.7 apresenta uma estimativa da economia energética da ETE caso o biogás gerado no RAnH fosse utilizado para cogeração de energia elétrica em motor a combustão.

Tabela 5.7 – Estimativa da economia energética com o reaproveitamento do biogás.

Produção média de biogás	16.365 Nm ³ /mês
Concentração de CH ₄ no biogás	65 %
Geração de CH ₄	10.637 Nm ³ /mês
Massa de CH ₄	7.616 kg/mês
Poder calorífico do CH ₄	50,1 MJ/kg CH ₄
Rendimento energético do motor a combustão	30 %
Energia potencialmente produzida	114.472 MJ/mês
	31.798 kW.h/mês
Tarifa de fornecimento de energia	0,54 R\$/kW.h
Economia potencial	17.170,73 R\$/mês

Para a vazão média de 7.170 m³.d⁻¹ de esgoto tratado na ETE Itaipú atualmente, a potência média consumida pelos equipamentos instalados para que o efluente tratado atinja o nível terciário de tratamento é de 584 cv, o que corresponde a um consumo energético mensal de 313.666 kW.h.

Assim, conforme apresentado na Tabela 5.7, a produção da energia estimada com o reaproveitamento do biogás gerado no RAnH, para a vazão média do período de 7.170 m³.d⁻¹, é de 31.798 kW.h.mês⁻¹, o equivalente a 10% do consumo energético mensal atual da ETE e R\$ 17.170,73 de gasto mensal com energia elétrica.

Entretanto, ressalta-se que para constatar a viabilidade técnica e econômica do reaproveitamento energético do biogás na ETE Itaipú, é fundamental que seja realizado um estudo detalhado das tecnologias necessárias para reaproveitamento do biogás, dos potenciais usos da energia produzida e do valor total de investimento.

6. CONCLUSÕES

O resultado principal deste trabalho foi a constatação da viabilidade técnica da aplicação do reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) para tratamento de esgoto sanitário. Também, constatou-se a viabilidade da utilização do material suporte Biobob® como meio suporte para a comunidade microbiana e filtro para a matéria particulada presente no esgoto.

O reator apresentou bom desempenho durante todo o período operacional, mantendo a qualidade do efluente tratado (DQO efluente média de $178 \pm 30 \text{ mg.L}^{-1}$ e SST de $54 \pm 25 \text{ mg.L}^{-1}$) mesmo quando submetido à elevadas cargas hidráulicas proporcionadas por períodos de alta pluviosidade, mostrando-se como uma excelente alternativa para aumento da capacidade de tratamento de reatores UASB sem a necessidade de ampliações físicas no reator.

Em relação aos resultados específicos do trabalho, foi possível tirar as seguintes conclusões:

- Os parâmetros eficiência de remoção de DQO bruta e SST não são indicados para avaliar o desempenho do reator e não devem ser utilizados como parâmetro de comparação entre esta tecnologia e outros sistemas. As eficiências tiveram grande variação durante o período operacional devido somente à oscilação na concentração de matéria orgânica e de sólidos suspensos no esgoto bruto, uma vez que o reator manteve a qualidade do efluente tratado independentemente destas oscilações. Assim, recomenda-se que seja utilizado como parâmetro de comparação entre o RAnH e outras tecnologias anaeróbias, como os reatores UASB, a qualidade do efluente tratado expressa em DQO bruta, DQO filtrada e SST;
- Para um TDH médio de 5,8 h, que corresponde a um período em que houve vários picos de vazão, o reator manteve-se estável durante todo o período, com valores no efluente de DQO e SST de $169 \pm 24 \text{ mg.L}^{-1}$ e $47 \pm 17 \text{ mg.L}^{-1}$, respectivamente;
- Constatou-se que aproximadamente 70% do total da biomassa presente no reator encontra-se em suspensão no leito de lodo e 30% encontra-se aderida aos meios suportes, sendo ambas as frações fundamentais para o bom desempenho e estabilidade do tratamento;

- O rendimento da produção de biomassa observada (Y_{obs}) foi de $0,182 \text{ g SSV.g}^{-1} \text{ DQO}_{removida}$. Considerando-se a carga orgânica removida por meio da DQO bruta afluente e da DQO filtrada efluente, o Y'_{obs} foi de $0,143 \text{ g SSV.g}^{-1} \text{ DQO}_{removida}$. A produção de lodo (considerando somente o descarte de sólidos pela via convencional) foi de $0,073 \text{ g ST.g}^{-1} \text{ DQO}_{aplicada}$.
- Ambas as frações de biomassa (suspensa e aderida) apresentaram potencial metanogênico similar para condições com carga orgânica aplicada de $0,57 \text{ g DQO.g}^{-1} \text{ SVT}$);
- A produção da energia estimada com o reaproveitamento do biogás gerado no RAnH, para a vazão média do período de $7.170 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$, é de $31.798 \text{ kW.h.mês}^{-1}$, o equivalente a 10% do consumo energético mensal atual da ETE. O aproveitamento dessa energia acarretaria em uma economia mensal de R\$ 17.170,73.

7. RECOMENDAÇÕES PARA PESQUISAS FUTURAS

Com o objetivo de aprofundar e complementar os resultados obtidos com esse trabalho, recomenda-se:

- Estudar novas configurações de reatores anaeróbios híbridos (variar o volume de material suporte, retirar o separador trifásico, etc.);
- Estudar novos suportes para imobilização celular, assim como o arranjo destes suportes no leito reacional (leito empacotado e ordenado);
- Avaliar a atividade metanogênica específica (AME) da biomassa aderida ao meio suporte e em suspensão variando-se outros parâmetros (concentração de biomassa, substrato, carga aplicada, etc.).

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABNT – Associação Brasileira de Normas Técnicas – NBR-9648 – Estudo de Concepção de sistemas de esgoto sanitário – Procedimento. Rio de Janeiro: ABNT, 1986.

AIYUK, S.; AMOAKO, J.; RASKIN, L.; van HAANDEL, A.; VERSTRAETE, W. (2004). Removal of carbon and nutrients from domestic wastewater using a low investment, integrated treatment concept. *Water Research*, 38(13): 3031-3042.

ALVES, J. W. S. (2000). Diagnóstico técnico institucional e uso energético do biogás gerado pela digestão anaeróbia de resíduos. 142 p. Dissertação (Mestrado em Energia) – Instituto de Eletrotécnica e Energia, Universidade de São Paulo.

ANDRADE NETO, C.O.; CAMPOS, J. R. (1999). Introdução. In: Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. ABES, Rio de Janeiro: 01-28.

ANDRADE NETO, C.O.; CAMPOS, J. R.; SOBRINHO, P. A.; CHERNICHARO, C. A. L.; NOUR, E. A. (1999). Filtros Anaeróbios. In: Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. ABES, Rio de Janeiro: 139-154.

AQUINO, S.F.; CHERNICHARO, C. A.; FORESTI, E.; SANTOS, M. L. F.; MONTEGGIA, L. O. (2007) Metodologias para Determinação da Atividade Metanogênica Específica em Lodos Anaeróbios. *Eng. Sanit. Ambient.*, Vol.12 - Nº 2 - abr/jun, 192-201.

ARAUJO JUNIOR, M.M. (2006). Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina. Tese de Doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

ARAUJO JUNIOR, M.M.; ZAIAT, M. (2009). An upflow fixed-bed anaerobic–aerobic reactor for removal of organic matter and nitrogen from L-lysine plant wastewater. *Can. J. Civil Eng.* 36: 1085-1094.

ARAUJO, T.L.S (2014). Desempenho de reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) tratando esgoto sanitário em escala piloto. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

BAILEY, J. E. & OLLIS, D. F. (1986). *Biochemical engineering fundamentals*. 2º edition. McGraw-Hill, New York.

CARVALHO, K.Q. (2006). Resposta dinâmica de reator UASB em escala piloto submetido a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas: modelos matemáticos e resultados experimentais. Tese de Doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

CHEN Y.; CHENG J. J.; CREAMER K. S. (2008) Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresource Technology*, 4044–4064.

CHERNICHARO, C.A.L. (1997) Reatores Anaeróbios. Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, Volume 5. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, Belo Horizonte, 246 p.

CHERNICHARO C.A.L; van HAANDEL, A.; AISSE .M.M.; CAVALCANTI, P. F.F.. (1999). Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo. In: Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo (CAMPOS, J.R., coordenador). Finep/CNPq/Caixa/PROSAB, ed. Rima, São Carlos, SP, Brasil, cap. 3: 155-198.

DAMIANOVIC, M.H.R.Z. (1992). Estudo do efeito de nutrientes no desempenho de reatores de manta de lodo em escala de bancada alimentados com efluente de processamento de milho. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

DAMIANOVIC, M.H.R.Z.; FORESTI, E. (2009). Dynamics of sulfidogenesis associated to methanogenesis in horizontal-flow anaerobic immobilized biomass reactor. *Process Biochemistry*, 44: 1050-1054.

de ALMEIDA, P.G.S.; CHERNICHARO, C.A.L.; SOUZA, C. L. (2009). Development of compact UASB/trickling filter systems for treating domestic wastewater in small communities in Brazil. *Water Science and Technology*, 59(7): 1431-1439.

de MAN, A.W.A.; van der LAST, A.R.M.; LETTINGA, G. (1988). The Use of EGSB and UASB anaerobic systems for low strength soluble and complex wastewaters at temperatures ranging from 8 to 30°C. In: Hall, E.R. & Hobson, P.N. (Eds). *Proceedings of the fifth international symposium on anaerobic digestion*. Bologna, Italy: 735-738.

DILALLO, R. & ALBERTSON, O.E. (1961). Volatile acids by direct titration. *Journal Water Pollution Control Federation*, 31(10): 2495-2499.

ELMITWALLI, T.A.; OAHN, K.L.T.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. (2002). Treatment of domestic sewage in a two-step anaerobic filter/ anaerobic hybrid system at low temperature. *Water Research*, 36: 2225-2232.

ELMITWALLI, T.A.; SOELLNER, J.; de KEIZER, A.; ZEEMAN, G.; BRUNING, H.; LETTINGA, G. (2001). Biodegradability and change of physical characteristics of particles during anaerobic digestion of domestic sewage. *Water Research*, 35(5): 1311-7.

ELMITWALLI, T.A.; van DUN, M.; ZEEMAN, G.; BRUNING, H.; LETTINGA, G. (2000). The role of filter media in removing suspended and colloidal particles in anaerobic reactor treating domestic sewage. *Bioresource and Technology*, 72(3): 235-40.

ELMITWALLI, T.A.; ZANDVOORT, M.; ZEEMAN, G.; BRUNING, H.; LETTINGA, G. (1999). Low temperature treatment of domestic sewage in upflow anaerobic sludge blanket and anaerobic hybrid reactors. *Water Science and Technology*, 39(5): 177-85.

FLORENCIO, L.; KATO, M.T.; DE MORAIS, J.C. (2001). Domestic sewage treatment in full-scale UASBB plant at Mangueira, Recife, Pernambuco. *Water Science and Technology*, 44(4): 71-77.

FORESTI, E.; FLORENCIO, L.; van HAANDEL, A.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F.F. (1999). Fundamentos do tratamento anaeróbio. In: Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. ABES, Rio de Janeiro: 29-52.

FORESTI, E. (2002). Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. *Water Sci. Technol.* 45(10): 181–186

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALLERO, M. (2006). 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*, 5: 3-19.

GARCIA, M. L. (2005). Avaliação do material suporte no desempenho de reator anaeróbio operado em bateladas sequências aplicado ao tratamento de esgoto sanitário. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

GODOI, L.A.G.; DAMIANOVIC, M.H.R.Z.; FORESTI, E. (2015). Sulfidogenesis interference on methane production from carbohydrate-rich wastewater. *Water Science and Technology*. In press.

GUIOT, S.R. & van den BERG, L. (1984). Performance and biomass retention of the anaerobic reactor combining a sludge blanket and a filter. *Biotechnology Letters*, 6(3): 161-164.

GUO, W., NGO, H.H., DHARMAWAN, F., PALMER, C.G. (2010). Roles of polyurethane foam in aerobic moving and fixed bed bioreactors. *Bioresource and Technology*, 101(5): 1435-1439.

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

HUYSMAN, P.; van MEENEN, P.; van ASSCHE, P.; VERSTRAETE, W. (1983). Factors affecting colonization of nonporous packing materials in model upflow methane reactors. *Biotechnology Letters*, 5: 643-648.

IBGE - INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA (2010). Pesquisa nacional de saneamento básico 2008. Rio de Janeiro, Brasil.

IANNICELLI, A. L. (2008). Reaproveitamento energético do biogás de uma indústria cervejeira. Dissertação (Mestrado em Energia e Gestão Ambiental na Indústria) – Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade de Taubaté, Taubaté-SP.

INCE, O.; INCE, B.K.; DONNELLY, T. (1999). Attachment, strength and performance of a porous media in na upflow anaerobic filter treating dairy wastewater. In: *International Symposium of biofilms on IAQW*. New York.

IWAI, S. & KITAO, T. (1994). Wastewater treatment with microbial films. Technomic Inc., USA.

JAWED, M. & TARE, V. (2000). Post-mortem examination and analysis of anaerobic filters. *Bioresource and Technology*, 72(1): 75-84.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. (2011). *Tratamento de Esgotos Domésticos*. 6ª Edição. Rio de Janeiro: ABES, 1050 p. ISBN – 978-85-7022-169-8.

KALOGO, Y. & VERSTRAETE, W. (2001). Potentials of anaerobic treatment of domestic sewage under temperate climate conditions. In: Lens, P.; Zeeman, G.; Lettinga, G. (Eds). *Decentralised sanitation and reuse: Concepts, systems and implementation*. IWA Publishing, London, UK: 181-204.

KATO, M. T., ANDRADE NETO, C. O., CHERNICHARO C.A.L; FORESTI, E., CYBIS, L. F. (1999). Configurações de reatores anaeróbios. In: *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo* (CAMPOS, J.R., coordenador). Finep/CNPq/Caixa/PROSAB, ed. Rima, São Carlos, SP, Brasil, cap. 3: 155-198.

KENNEDY, K.J. & GUIOT, S.R. (1986). Anaerobic upflow development and application. *Water Science and Technology*, 18(12): 71-86.

LEITÃO, R.C. (2004). Robustness of UASB reactors treating sewage under tropical conditions. Ph.D. Thesis. Wageningen University.

LETTINGA, G.; van VELSEN, A.F.M.; HOBMA, S.W.; de ZEEUW, W.; KLAPWIJK, A. (1980). Use of the upflow sludge blanket (UASB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology & Bioengineering*, 22: 699-734.

LETTINGA, G.; ROERSMA, R.; GRIN, P. (1983). Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperature using a granular bed UASB reactor. *Biotechnology & Bioengineering*, 25: 1701-1723.

LETTINGA, G. & HULSHOFF POL, L.W. (1991). UASB Process design for various types of wastewaters. *Water Science and Technology*, 24: 87-107.

LETTINGA, G. (1995) Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie Leeuwenhoek* 67, 3–28.

LETTINGA, G.; HULSHOFF POL, L.W.; ZEEMAN G. (1996). Biological wastewater treatment. Part I: Anaerobic wastewater treatment. Lecture notes. Wageningen Agricultural University, January 1996.

LETTINGA, G. (2001). Potential of anaerobic pre-treatment (AnWT) of domestic sewage under tropical conditions. In: Lens, P.; Zeeman, G.; Lettinga, G. (Eds). *Decentralised sanitation and reuse: Concepts, systems and implementation*. IWA Publishing, London, UK: 205-216.

MCCARTY, P. L. (1982) One hundred years of anaerobic treatment. In: Hughes E, Stafford DA, Wheatley BI, Baader W, Lettinga G, Nyns EJ, Verstraete W & Wentworth RL (Eds) *Anaerobic Digestion 1981* (pp 3–22). Elsevier Biomedical Press BV, Amsterdam.

MAHMOUD, N.; ZEEMAN, G.; GIJZEN, H.; LETTINGA, G. (2003). Solids removal in upflow anaerobic reactors: A review. *Bioresource and Technology*, 90: 1-9.

MARTINS T.H. (2015). Apostila sobre o uso de teste manométrico para determinação de atividade metanogênica específica em lodos biológicos. Rotina de operação e análise de biodegradação manométrica. v 02.15.

MENDONÇA, L. C.; MENDONÇA, S. R. (2000). Características de las aguas residuales. In: MENDONÇA, S. R. et al. *Sistemas de Lagunas de Estabilización*. McGrawHill, Colômbia. Cap. 1, p. 5-17.

METCALF, E.; EDDY, M. (2003). *Wastewater engineering: treatment and reuse*. 4^a ed. New York: McGraw-Hill, p.1.820.

METCALF, E.; EDDY, M. (2016). *Tratamento de efluentes e recuperação de recursos*. 5^a ed. Porto Alegre: AMGH, 2016.

MIYAHARA, T. & NOIKE, T. (1994). Behaviour of suspended solids and anaerobic bacteria in an anaerobic fixed bed reactor. *Water Science & Technology*, 30(12): 75-86.

MOSEY F.E. (1983) *Mathematical Modelling of the Anaerobic Digestion Process: Regulatory Mechanisms for the Formation of Short-Chain Volatile Acids from Glucose*. *Water Science & Technology*, Vol. 15 No 8-9 pp 209–232.

MUYZER, G. & STAMS, A.J.M. (2008). The ecology and biotechnology of sulphate-reducing bacteria. *Nature Reviews Microbiology*, 6: 441-454.

OLIVA, L.C.H.V. (1997). *Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) protótipo: desempenho e respostas dinâmicas às sobrecargas hidráulicas*. Tese de Doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

PASSIG, F. H. & CAMPOS, J. R. (2004) Hybrid anaerobic reactor for domestic sewage treatment. In: *Proceedings of the 2nd IWA Leading-Edge Conference on Water and Wastewater Treatment Technologies*, Vol. 1, pp. 229–233

PRATI, L. (2010). *Geração de energia elétrica a partir do biogás gerado por biodigestores*. 83 p. Monografia (Graduação em Engenharia Elétrica) – Departamento de Engenharia Elétrica, Universidade Federal do Paraná, Curitiba-PR.

RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. (1986). Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. *Journal Water Pollution Control Federation*, 58: 406-411.

SPEECE, R.E. (1983) *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Nashville, TN: Archae Press.

STAMS, A. J. M. (1994). Metabolic interactions between anaerobic bacteria in methanogenic environments. *Antonie van Leeuwenhoek*, 66: 271-294.

STANDARD METHODS FOR THE EXAMINATION OF WATER AND WASTEWATER (1999). American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation, 21st edition, Washington D.C.

SWITZENBAUM, M.S. & JEWELL, W.J. (1980). Anaerobic attached-film expanded-bed reactor treatment. *Journal Water Pollution Control Federation*, 52: 1953-1965.

THIELE, J.H.; CHARTRAIN, M.; ZEIKUS J.G. (1988). Control of interspecies electron flow during anaerobic digestion. *Applied Environmental Microbiology*, 54: 10-19.

TILCHE, A. & VIEIRA, M.M. (1991). Discussion report on reactor design of anaerobic filters and sludge bed reactors. *Water Science and Technology*, 24(8): 193-206.

TIWARI, M.; GUHA, S.; HARENDRANATH, C.; TRIPATHI, S. (2006). Influence of extrinsic factors on granulation in UASB reactor. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 71(2): 145-154.

TSUTIYA, M. T.; SOBRINHO, P. A. (2011). Coleta e transporte de esgoto sanitário. 3ª ed. Rio de Janeiro: ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, p. 548.

van den BERG, L. & LENTZ, C.P. (1977). Food processing waste treatment by anaerobic digestion. *Proceeding of the 32nd Industrial Waste Conference*, Purdue University, Lafayette, Indiana: 252-258.

van HAANDEL, A.; KATO, M.T.; CAVALCANTI, P.F.F.; FLORENCIO, L. (2006). Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 5:21-38.

von SPERLING, M. & CHERNICHARO, C.A.L. (2001). Performance evaluation of a UASB-activated sludge system treating municipal wastewater. *Water Science and Technology*, 43(11): 323-328.

Von SPERLING, M. (2016). Urban wastewater treatment in Brazil. *Water and Sanitation Division. Technical Note nº IDB-TN-970*. August 2016.

YOUNG, J.C. & McCARTY, P.L. (1969). The anaerobic filter for waste treatment. *Journal Water Pollution Control Federation*, 41(5): 160-173.

ZAIAT, M.; PASSIG, F.H.; FORESTI, E. (2000). Treatment of domestic sewage in horizontal-flow biomass reactor. *Environmental Technology*, 21(10): 1139-1145.

ZAIAT, M. (2003). Desenvolvimento e análise de biorreatores anaeróbios contendo células imobilizadas para tratamento de águas residuárias: reator anaeróbio horizontal de leito fixo reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais. *Texto (Livre Docência)*. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.