BRUNO SIDNEI DA SILVA

Desempenho de Reator UASB em Escala Plena no Tratamento de Esgoto Sanitário e Adensamento Simultâneo de Lodo Ativado em Excesso do Pós-Tratamento

São Paulo

2018

BRUNO SIDNEI DA SILVA

**Desempenho de Reator UASB em Escala Plena no Tratamento de Esgoto
Sanitário e Adensamento Simultâneo de Lodo Ativado em Excesso do Pós-
Tratamento**

Dissertação apresentada à Escola
Politécnica da Universidade de São Paulo
para obtenção do título de Mestre em
Ciências.

Orientador: Prof. Dr. Roque Passos Piveli

São Paulo

(2018)

BRUNO SIDNEI DA SILVA

Desempenho de Reator UASB em Escala Plena no Tratamento de Esgoto Sanitário e Adensamento Simultâneo de Lodo Ativado em Excesso do Pós-Tratamento

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para obtenção do título de Mestre em Ciências.

Área de Concentração: Engenharia Hidráulica e Ambiental

Orientador: Prof. Dr. Roque Passos Piveli

São Paulo

(2018)

Dedicatória

À minha família, pelo incentivo, conselhos e principalmente pelo carinho e amor incondicional.

AGRADECIMENTOS

Deixo os meus sinceros agradecimentos a todos os colaboradores da ETE Várzea Paulista, especialmente aos profissionais Hosael, Jucemar, David, Edson, Paulinho, Tiago Linard, Thiago Peixoto e Cristiane Vitoretti, que no meio de tantas dificuldades, sempre se mostraram solícitos e atenciosos às demandas a eles encaminhadas.

Agradeço ainda aos profissionais do controle sanitário da unidade de negócio da SABESP Capivari/Jundiaí, especialmente aos profissionais Eduardo Ananias e Camila, que deram todo o suporte necessário às análises físico-químicas.

Ao Professor Roque Passos Piveli, pela orientação, amizade e por sempre ressaltar o lado positivo das situações mais adversas possíveis.

À SABESP, especialmente à gerência de Projetos de Pesquisa, Desenvolvimento Tecnológico e Inovação, por permitir que esse trabalho fosse realizado em paralelo com as demais atividades profissionais do dia a dia.

Aos meus queridos amigos, especialmente Ana Lúcia, Gabriel Rocha, Brunno Levone, Anderson Vambommel, Camila Zanetta, Allan Falqueiro, Diego Souza, Cléber Floriano e Eloíse Couto, pelos incentivos antes e durante essa jornada.

À minha família, mãe, irmãos e sobrinhos pelo carinho, amor e admiração.

Por fim, a Deus, a quem devo toda a honra, toda a glória e todo o louvor.

RESUMO

Este trabalho de pesquisa teve por objetivo avaliar o efeito do descarte de lodo aeróbio no desempenho do reator UASB. Em paralelo, foi verificado o efeito dessa operação na qualidade do efluente final da ETE, no desempenho operacional da unidade de pós-tratamento e nas características do biogás produzido no reator UASB. De modo geral, não houve impacto negativo no processo de digestão anaeróbia em termos de DQO filtrada no efluente, que foi semelhante quando o afluente era composto essencialmente de esgoto bruto, na ordem de 60 a 80 mg/L. Por outro lado, os resultados indicaram uma tendência de redução da qualidade do efluente do reator UASB em termos de DQO total e sólidos em suspensão, quando da alimentação desse reator com excesso de lodo aeróbio. Em 2016, a concentração média de DQO total no efluente foi da ordem de 529 mg/L e a concentração média de SST foi na ordem de 672 mg/L quando o afluente do reator UASB era composto com excesso de lodo aeróbio, ao passo que, sem excesso de lodo aeróbio no afluente, a DQO total média no efluente foi de 269 mg/L e a concentração média de SST foi de 349 mg/L. Porém, essa redução da qualidade pareceu estar relacionada a uma sobreposição de efeitos associado a presença de lodo aeróbio no afluente, e a sistemática adotada na estação para remoção de lodo anaeróbio do reator UASB. Quando não havia remoção de excesso de lodo anaeróbio de fundo do reator UASB, a qualidade do efluente se manteve durante a maior parte do tempo monitorado compatível com os períodos onde o afluente do reator UASB era composto essencialmente de esgoto bruto, indicando que o lodo de fundo, mais concentrado, exerce papel fundamental na retenção do lodo aeróbio na zona de digestão do reator UASB. Essa constatação se mostrou mais explícita quando as operações de descarte de excesso de lodo aeróbio e remoção de lodo anaeróbio do reator UASB ocorriam em períodos distintos. Nessa condição, a concentração média de DQO total no efluente foi de 254 mg/L e a concentração média de SST foi de 314 mg/L, ao passo que sem lodo aeróbio no afluente do reator UASB, a concentração média de DQO total no efluente foi de 191 mg/L e a concentração de SST foi de 258 mg/L.

As características do biogás produzido variaram quando o sistema era alimentado com excesso de lodo aeróbio no afluente, apresentando, nessa condição, maior

concentração de CO_2 e menor concentração de H_2S . Não houve, alteração da concentração média de metano quando da presença de excesso de lodo aeróbio no afluente. Outro aspecto observado foi a falta de correlação entre os parâmetros DQO removida e produção volumétrica de biogás quando o afluente do reator UASB continha excesso de lodo aeróbio. Na ausência de excesso de lodo aeróbio no afluente, houve correlação entre essas variáveis, porém uma correlação fraca, na ordem de 0,40, que pode ser explicada por uma captação ineficaz do biogás produzido, devido a vazamentos pela linha de quebra-escuma do separador trifásico, e por perdas de metano dissolvido com o efluente.

Com relação ao impacto na unidade de pós-tratamento, a baixa capacidade de remoção de lodo de excesso da ETE devido a dificuldades de ordem operacional e contratual, condicionaram a operação do sistema de lodo ativado com elevadas concentrações de sólidos em suspensão. Nessa condição, o sistema de aeração apresentou baixa eficiência de transferência de oxigênio para o licor misto, o que impactou negativamente no consumo de energia elétrica do processo de lodo ativado, aumentando o custo operacional da ETE.

A qualidade do efluente final da ETE, de modo geral, não foi impactada pela operação de descarte de lodo aeróbio no reator UASB, tendo mantido durante a maior parte do tempo DQO média na ordem de 40 mg/L no efluente e concentração de sólidos em suspensão totais em média na ordem de 25 mg/L. A nitrificação e desnitrificação foi variável ao longo do período do estudo, sendo que o processo apresentou eficiência média de remoção de nitrogênio em torno de 66%.

.

Palavras-Chave: Reator anaeróbio, Excesso de Lodo Aeróbio, Retorno de Excesso de Lodo, Fase Sólida.

ABSTRACT

The objective of this research was to evaluate the effect of aerobic sludge discard on UASB reactor performance. In parallel, the effect of this operation on the final effluent quality of the WWTP, the operational performance of the post-treatment plant and the characteristics of the biogas produced in the UASB reactor were verified. In general, there was no negative impact on the anaerobic digestion process in terms of dissolved COD in the effluent, which was similar when the influent was composed essentially of raw sewage, in the order of 60 to 80 mg / L. On the other hand, the results indicated a tendency to reduce the quality of the UASB reactor effluent in terms of total COD and suspended solids when feeding this reactor also with excess aerobic sludge. In 2016, the mean concentration COD in the effluent was of the order of 529 mg / L and the mean concentration SST was 672 mg / L when the UASB reactor inflow was composed of excess aerobic sludge, while, without excess of aerobic sludge in the influent, the mean COD in the effluent was 269 mg / L and the mean concentration of SST was 349 mg / L. However, this quality reduction seemed to be related to an overlap of effects associated with the presence of aerobic sludge in the influent, and the system adopted at the WWTP to remove anaerobic sludge from the UASB reactor. When there was no removal of excess anaerobic bottom sludge from the UASB reactor, the quality of the effluent remained for most of the monitored time consistent with the periods where the UASB reactor inflow was essentially composed of raw sewage, indicating that the sludge from deep, more concentrated, plays a fundamental role in the retention of aerobic sludge in the digestion zone of the UASB reactor. This finding was more explicit when the operations of excess aerobic sludge and anaerobic sludge removal from the UASB reactor occurred at different periods. In this condition, the mean COD concentration in the effluent was 254 mg / L and the mean SST concentration was 314 mg / L, whereas without aerobic sludge in the UASB reactor, the mean total COD concentration in the effluent was 191 mg / L and the concentration of SST was 258 mg / L. The characteristics of the biogas produced varied when the system was fed with excess of aerobic sludge in the influent presenting, in this condition, a higher concentration of CO₂ and a lower concentration of H₂S. There was, fortunately, no

change in the average concentration of methane when there was an excess of aerobic sludge in the influent. Another important aspect observed was the lack of correlation between the COD removal parameters and volumetric biogas production when the UASB reactor inflow contained excess aerobic sludge. In the absence of excess aerobic sludge in the influent, there was a correlation between these variables, but a weak correlation, in the order of 0.40, which can be explained by an inefficient capture of the biogas produced, due to leaks by the three-phase separator, and for losses of methane dissolved with the effluent. Regarding the impact on the post-treatment unit, the low sludge removal capacity of the WWTP due to operational and contractual difficulties, conditioned the operation of the activated sludge system with high concentrations of suspended solids. In this condition, the aeration system presented low oxygen transfer efficiency for the mixed liquor, which negatively impacted the electric power consumption of the activated sludge process, increasing the operational cost of the WWTP. The final effluent quality, in general, was not affected by the aerobic sludge discharge operation in the UASB reactor, having maintained for the most part the average COD in the order of 40 mg / L in the effluent and the solids concentration in suspension on average in the order of 25 mg / L. Nitrification and denitrification were variable throughout the study period, with the average nitrogen removal efficiency around 66%..

Keywords: Anaerobic Reactor, Excess Aerobic Sludge, Sludge Excess Return, Solid Phase.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Balanço de massa no reator UASB.....	14
Figura 2 - Comparação entre processo de tratamento aeróbio e anaeróbio.	15
Figura 3 - Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia.	17
Figura 4 - Representação esquemática de um reator UASB.	22
Figura 5 - Variação do número de oxidação de nitrogênio nos processos de nitrificação e desnitrificação.	32
Figura 6 - Princípio de medição da sonda de DQO Online.	35
Figura 7 - Espectros de absorbância x comprimentos de onda.....	36
Figura 8 - Correlação entre DQO total e SST a partir de leituras da sonda de DQO.	38
Figura 9 – Vista panorâmica da ETE Várzea Paulista.....	39
Figura 10 - Vista em corte do reator UASB: detalhe para a tubulação de descarte de lodo de fundo do UASB.....	40
Figura 11 – Fase principal A: 120 a 240 min.	42
Figura 12 – Fase de transição de A para B: 30 a 45 min.	42
Figura 13 – Fase principal B: 120 a 240 min.	43
Figura 14 – Fase de transição de B para A: 30 a 45 min.	44
Figura 15 – Fluxograma da fase líquida.	44
Figura 16 – Fluxograma da fase sólida.	45
Figura 17 - Balanço de vazões na CDV-I.....	49

Figura 18 – Pontos de amostragem P1, P2, P3 e P4.....	52
Figura 19 - Sonda para monitoramento online da DQO.	53
Figura 20 - Curva de regressão não-linear para SST.....	54
Figura 21 - Medidor de vazão mássica contech FT2.....	55
Figura 22 - Princípio de medição dos sensores do analisador INCA 4002 da UNION. À esquerda sensor de infravermelho e à direita sensor eletroquímico.	56
Figura 23 - Avaliação da eficiência de transferência de oxigênio no reator de lodos ativados da ETE Várzea Paulista.	57
Figura 24 - Representação gráfica box-plot.	57
Figura 25 - Variação da vazão média afluyente à ete e ao reator UASB em 2016.	59
Figura 26 - Variação da vazão horária afluyente à ETE e vazão horária de descarte de lodo aeróbio (2016).	59
Figura 27 - Variação e concentração média da dqo total afluyente ao reator UASB em 2016.	60
Figura 28 – Vazão de descarte de excesso de lodo aeróbio para o reator UASB (2016)	61
Figura 29 - Concentração de sólidos em suspensão na linha de descarte de lodo aeróbio (2016).	62
Figura 30 - Variação da DQO filtrada afluyente ao reator UASB em 2016.	63
Figura 31 - Variação de sulfato no esgoto afluyente ao reator UASB em 2016.	64
Figura 32 - Variação da concentração de sólidos em suspensão no afluyente ao Reator UASB em 2016.	64
Figura 33 - Variação do tempo de detenção hidráulica e velocidade ascensional no UASB (2016)	65

Figura 34 - Condições ambientais de operação do reator UASB em 2016.	66
Figura 35 – Intervalo de confiança para a média do pH.	67
Figura 36 - Variação e concentração média da DQO total no efluente do UASB em 2016.	68
Figura 37 - Eficiência de remoção de DQO e média da DQO filtrada no efluente (2016).	70
Figura 38 - Variação e concentração média de SST no efluente do reator UASB (2016).	71
Figura 39 - Teste de variância entre as condições SN e SS (2016).	72
Figura 40 - Relação média de SSV/SST no efluente do reator UASB	73
Figura 41 - Comparação de Tukey para SSV/SST no efluente do reator UASB (2016)	73
Figura 42 - Variação da vazão média afluyente à ETE e ao reator UASB em 2017. ..	74
Figura 43 - Variação das vazões horárias afluyente a ETE e vazão horária de descarte de lodo aeróbio (2017).	75
Figura 44 - Variação e média da DQO total afluyente ao reator UASB em 2017.	76
Figura 45 – Vazão média de descarte de excesso de lodo aeróbio para o reator UASB (2017).	77
Figura 46 - Concentração de sólidos em suspensão na linha de descarte de lodo aeróbio (2017).	78
Figura 47 - Variação da DQO filtrada afluyente ao reator UASB em 2017.	80
Figura 48 – Variação da concentração de sulfato no esgoto afluyente ao reator UASB em 2017.	80

Figura 49 - Variação da concentração de sólidos em suspensão no afluente ao reator UASB em 2017.	81
Figura 50 - Variação da concentração de sólidos em suspensão voláteis no afluente do reator UASB em 2017.	81
Figura 51 - Variação da alcalinidade total nos componentes do afluente do reator UASB (2017).	82
Figura 52 - Variação do tempo de detenção hidráulica e velocidade ascensional no UASB em 2017.	83
Figura 53 - Condições ambientais de operação do reator UASB em 2017.	84
Figura 54 - Variação da alcalinidade total do reator UASB (2017).	85
Figura 55 - Variação da DQO total no efluente do UASB em 2017.	86
Figura 56 - Eficiência de remoção de DQO e média da DQO filtrada no efluente (2017).	88
Figura 57 - Concentração de SST no efluente do reator UASB em 2017.	89
Figura 58 - Teste de variância entre as condições SN e SS (2017).	90
Figura 59 - Teste de Variância entre as condições SS (2017) e SS (2016).	91
Figura 60 - Relação média de SSV/SST no Efluente do Reator UASB.	91
Figura 61 - Comparação de Tukey para SSV/SST no Efluente do Reator UASB (2017).	92
Figura 62 - Perfil de produção média horária de biogás.	93
Figura 63 – Produção volumétrica de biogás.	94
Figura 64 - Comparação simultânea de Tukey com IC de 95% para produção de biogás.	95

Figura 65 - Comparação simultânea de Tukey com IC de 95% para NL.Biogás/m ³ .efluente.tratado (2016).	96
Figura 66 - Tubulação de quebra-escuma (em verde) nos reatores UASB.....	99
Figura 67 - Tubulação de quebra-escuma (em verde) dos reatores UASB após instalação das válvulas de retenção.....	100
Figura 68 - Variação da concentração de metano no Biogás.....	102
Figura 69 - Variação e média da concentração de dióxido de carbono (CO ₂).....	105
Figura 70 – Comparação simultânea de Tukey entre as concentrações médias de CO ₂	106
Figura 71 - Variação e média da concentração de sulfeto de hidrogênio (H ₂ S)	107
Figura 72 – Teste de igualdade de variâncias para concentração de H ₂ S.....	107
Figura 73 - Comparação simultânea de Games-Howell para as concentrações médias de H ₂ S.	108
Figura 74 - Variação temporal da concentração de H ₂ S no biogás x descarte de lodo aeróbio.	109
Figura 75 - Gráfico de efeitos principais para H ₂ S e CO ₂	109
Figura 76 - Concentração de SST nos RFAs em 2016.	112
Figura 77 - Relação A/M ao longo do período do estudo	113
Figura 78 - Concentração de SST nos RFAs em 2016 x remoção de excesso de Lodo.	113
Figura 79 - Influência da concentração de SST sobre o fator α	116
Figura 80 – Efluente de ETE.	117
Figura 81 - Variação da série nitrogenada no sistema de tratamento.	118

Figura 82 – Concentrações médias de nitrogênio no afluente e efluente da ETE...119

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Estados de oxidação e eletronegatividade dos principais elementos de interesse da engenharia sanitária	11
Tabela 2 - Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios em comparação aos processos aeróbios.	16
Tabela 3 - Valores de referência para biogás e poder calorífico inferior.	24
Tabela 4 - Valores e percentuais de perda de metano em relação ao metano produzido.....	26
Tabela 5 - Relações unitárias de produção de biogás.	26
Tabela 6 - Correlações máximas entre sonda e medições em laboratório.....	37
Tabela 7 - Planilha de vazões de processo da ETE Várzea Paulista.....	49
Tabela 8 - Planilha de controle de remoção de lodo de excesso dos reatores UASB.	50
Tabela 9 - Planilha de monitoramento do reator UASB.....	51
Tabela 10 - Estatísticas descritivas para DQO total no efluente do UASB em 2016.	67
Tabela 11 - Estatísticas descritivas para SST no efluente do UASB em 2016.....	71
Tabela 12 - Estatísticas descritivas para DQO total no efluente do UASB em 2017.	86
Tabela 13 - Estatísticas descritivas para SST no efluente do UASB em 2017.....	88
Tabela 14 - Estatísticas descritivas para produção volumétrica de biogás.	94
Tabela 15 - Estatísticas da relação unitária de produção de biogás por volume tratado de efluente.	96
Tabela 16 - Correlação entre DQO removida e produção de biogás.	97
Tabela 17 - Correlação entre população equivalente e produção de biogás.	98

Tabela 18 - Estatísticas descritivas das relações unitárias para a condição 'NN'.	99
Tabela 19 - Estatísticas descritivas das relações unitárias para a condição 'NN' após melhoria no módulo 1A.	100
Tabela 20 - Estatísticas descritivas para concentração de metano (CH ₄).....	101
Tabela 21 - Produção volumétrica de metano recuperado no biogás.	102
Tabela 22 – Relações unitárias da produção de metano.	103
Tabela 23 - Metano dissolvido no efluente do reator UASB.....	103
Tabela 24 – Volume de metano dissolvido.....	104
Tabela 25 - Estatísticas descritivas para concentração de dióxido de carbono (CO ₂).	105
Tabela 26 - Estatísticas descritivas para concentração de sulfeto de hidrogênio (H ₂ S) no biogás.....	106

LISTA DE SÍMBOLOS, SIGLAS E ABREVIATURAS

DBO - Demanda bioquímica de oxigênio

DQO - Demanda química de oxigênio

ETE - Estação de tratamento de esgoto

RFA - Reator de fluxo alternado

SST – Sólidos em Suspensão Totais

SSV – Sólidos em Suspensão Voláteis

TDH - Tempo de detenção hidráulica

UASB - Upflow Anaerobic Sludge Blanket

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	7
2 OBJETIVOS	9
2.1 OBJETIVO GERAL	9
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	9
3 REVISÃO DA LITERATURA.....	10
3.1 NOÇÕES BÁSICAS sobre o METABOLISMO MICROBIANO	10
3.2 TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ESGOTOS.....	15
3.3 SISTEMAS ANAERÓBIOS DE TRATAMENTO	21
3.4 REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO E FLUXO ASCENDENTE ..	22
3.5 PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM REATORES ANAERÓBIOS	24
3.6 PROCESSOS COMBINADOS DE TRATAMENTO DE EFLUENTES.....	26
3.7 REATORES DE FLUXO ALTERNADO.....	29
3.8 BREVE REVISÃO SOBRE A REMOÇÃO DE NITROGÊNIO EM SISTEMAS AERÓBIOS.....	29
3.9 EMPREGO DE DECANTADORES DE ALTA TAXA NO TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS	33
3.10 MONITORAMENTO ONLINE DE DQO ATRAVÉS DE SONDAS DE PROCESSO	34
4 MATERIAIS E MÉTODOS.....	39
4.1 LOCAL DA PESQUISA	39
4.2 SISTEMA DE TRATAMENTO.....	39
4.3 CONDIÇÕES OPERACIONAIS DURANTE A COLETA DE DADOS.....	47

4.3.1	PRIMEIRA FASE	47
4.3.2	SEGUNDA FASE.....	48
4.3.3	CATEGORIZAÇÃO DOS DADOS DE MONITORAMENTO	48
4.4	PARÂMETROS, PONTOS E FREQUÊNCIA DE MONITORAMENTO	51
4.5	APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS E ANÁLISE ESTATÍSTICA	57
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	58
5.1	IMPACTO DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS NA QUALIDADE DO EFLUENTE.....	58
5.1.1	CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO AFLUENTE EM 2016	58
5.1.2	ASPECTOS HIDRÁULICOS DO REATOR UASB EM 2016	65
5.1.3	ASPECTOS AMBIENTAIS DO REATOR UASB EM 2016	66
5.1.4	CARACTERÍSTICAS DO EFLUENTE DO REATOR UASB EM 2016...	67
5.1.5	CARACTERÍSTICAS DO ESGOTO AFLUENTE EM 2017	74
5.1.6	ASPECTOS HIDRÁULICOS DO REATOR UASB EM 2017	83
5.1.7	ASPECTOS AMBIENTAIS DO REATOR UASB EM 2017	84
5.1.8	CARACTERÍSTICAS DO EFLUENTE DO REATOR UASB EM 2017...	85
5.2	IMPACTO DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS NA PRODUÇÃO DE BIOGÁS.....	93
5.2.1	ANÁLISE QUANTITATIVA DA PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM 2016.....	93
5.2.2	ANÁLISE QUALITATIVA DO BIOGÁS PRODUZIDO	101
5.3	IMPACTOS NA UNIDADE DE PÓS-TRATAMENTO E NO EFLUENTE FINAL DA ETE.....	111

5.3.1	IMPACTO DO EFLUENTE DO UASB NA OPERAÇÃO DO REATOR DE FLUXO ALTERNADO	111
5.3.2	IMPACTO NA QUALIDADE DO EFLUENTE DA ETE	117
6	CONCLUSÕES	120
7	RECOMENDAÇÕES	122
	REFERÊNCIAS	123

1 INTRODUÇÃO

A utilização de sistemas combinados de tratamento de esgotos (anaeróbio seguido de aeróbio) é uma solução bastante interessante, já que o tratamento anaeróbio reduz boa parte da carga orgânica do esgoto e diminui o custo operacional da planta de tratamento com energia elétrica, além de gerar um lodo digerido e, portanto, mais adequado para o processo de desaguamento e posterior uso benéfico ou disposição controlada no meio ambiente. Contudo, além do reator anaeróbio prejudicar o desempenho da desnitrificação no compartimento anóxico da unidade de pós-tratamento, devido à baixa disponibilidade de matéria orgânica rapidamente biodegradável para o processo de redução do nitrato, diferentes pesquisadores apresentam posições contraditórias, principalmente quanto à viabilidade do uso da unidade anaeróbia para digestão e adensamento do lodo gerado na unidade de pós-tratamento aeróbio. Alguns autores entendem ser viável o descarte de lodo aeróbio na unidade anaeróbia, por permitir que o lodo seja digerido e adensado sem o emprego de digestores anaeróbios de lodo, melhorando seu aspecto e facilitando as etapas posteriores de desaguamento e higienização. Outros pesquisadores afirmam que o descarte de lodo aeróbio deveria ocorrer após uma etapa de adensamento. Quem defende essa posição, alega que o descarte diretamente no reator UASB provoca eventuais perdas de sólidos junto com o efluente final, prejudicando, portanto, a eficiência do processo de tratamento, e causando efeitos deletérios indesejáveis no corpo receptor.

Essa pesquisa teve por objetivo avaliar o desempenho do reator UASB operando em escala plena no tratamento de esgoto sanitário e lodo ativado do pós-tratamento, bem como o impacto dessa operação na qualidade do efluente final e nas características do biogás produzido.

A pesquisa foi dividida em duas fases. Na primeira fase, o descarte de lodo aeróbio para o reator UASB, quando realizado, ocorreu de forma contínua. Essa operação foi monitorada durante um ano e os dados foram agrupados em quatro categorias, de modo a comparar o desempenho do reator UASB quando alimentado apenas com esgoto bruto, e quando alimentado com esgoto bruto misturado com excesso de lodo aeróbio. Associado a característica do afluente alimentado no reator UASB,

foi verificado o efeito combinado com a operação de remoção de excesso de lodo anaeróbio do reator UASB. Na segunda fase da pesquisa, o excesso de lodo aeróbio foi descartado para o reator UASB durante o período de mínima vazão afluyente de esgoto bruto à ETE, entre a meia noite e oito horas da manhã. Com essa operação esperava-se uma melhoria na qualidade do efluente do reator anaeróbio, já que haveria, teoricamente, uma expansão menor do leito e da manta de lodo, aumentando a capacidade do reator em reter o excesso de lodo aeróbio na zona de digestão do reator UASB, facilitando sua posterior remoção com o lodo anaeróbio.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

O objetivo geral da pesquisa foi avaliar o desempenho do reator UASB tratamento esgoto doméstico e excesso de lodo ativado do pós-tratamento.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar o efeito do retorno de lodo aeróbio na qualidade do efluente produzido para o pós-tratamento aeróbio, em termos de DQO (total e filtrada) e sólidos em suspensão.
- Comparar o desempenho do reator UASB e a qualidade do efluente produzido quando a operação de descarte de lodo aeróbio é realizada de maneira constante ao longo do dia, e quando essa operação é realizada de forma intermitente, apenas durante o período de baixa vazão afluente à estação.
- Avaliar a produção de biogás em termos quantitativos e qualitativos em função de diferentes condições operacionais do reator UASB.
- Avaliar o impacto das características do efluente do reator UASB no desempenho da unidade de pós-tratamento e na qualidade do efluente final da estação.

3 REVISÃO DA LITERATURA

3.1 NOÇÕES BÁSICAS SOBRE O METABOLISMO MICROBIANO

A remoção de material orgânico durante o processo de tratamento biológico de esgotos se dá pelo metabolismo dos diversos grupos microbianos presentes em um sistema de tratamento.

No tratamento de esgotos, os micro-organismos podem obter o carbono para síntese celular tanto da matéria orgânica quanto do dióxido de carbono. Quando utilizam carbono orgânico para a síntese celular são chamados de heterotróficos e quando a síntese celular é obtida a partir do carbono do dióxido de carbono, são chamados de autotróficos. Como a síntese celular é um processo anabólico, requer uma entrada líquida de energia. Os organismos autotróficos dispõem uma quantidade de energia maior para síntese celular do que os heterotróficos, resultando em uma taxa de crescimento menor e conseqüentemente, menor produção de massa celular (METCALF & EDDY, 2013).

Com relação à fonte de energia, os organismos que utilizam a luz como fonte de energia são chamados de fototróficos. Os fototróficos podem ser heterotróficos (algumas bactérias redutoras de enxofre) ou autotróficos (algas e bactérias fotossintéticas). Já os organismos que obtêm sua energia a partir de reações químicas são chamados de quimiotróficos. Assim como os fototróficos, os quimiotróficos podem ser heterotróficos (protozoários, fungos e a maioria das bactérias) ou autotróficos (como as bactérias nitrificantes). Os quimioautotróficos obtêm sua energia da oxidação ou da redução de compostos inorgânicos, como amônia, nitrito, nitrato, ferro ferroso e sulfetos. Os quimioheterotróficos derivam sua energia da oxidação de compostos orgânicos (METCALF & EDDY, 2013).

Quando o material orgânico é utilizado como fonte de energia, ele é transformado em materiais estáveis num processo chamado de catabolismo. Já quando esse material é incorporado na massa celular dos microrganismos, o processo é chamado de anabolismo. O anabolismo é um processo que consome energia e somente é viável se o catabolismo ocorrer simultaneamente, de forma a fornecer a energia necessária para a síntese celular (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). Os

processos anabólicos são praticamente os mesmos na maioria dos microrganismos, enquanto os processos catabólicos variam amplamente em diferentes grupos microbianos (COMEAU, 2008).

O catabolismo se divide em dois processos, o catabolismo oxidativo e o catabolismo fermentativo. No catabolismo oxidativo ocorre uma reação de oxirredução onde a matéria orgânica reduzida é oxidada por um agente oxidante externo presente na fase líquida, como o oxigênio, o nitrito, o nitrato e o sulfato. Quanto mais eletronegativo é o agente oxidante, maior seu potencial de atrair elétrons. A tabela 1 apresenta os estados de oxidação e eletronegatividade para os principais elementos de interesse da engenharia sanitária.

Tabela 1 - Estados de oxidação e eletronegatividade dos principais elementos de interesse da engenharia sanitária

Elemento	Estado de Oxidação de Referência (=0)	Eletronegatividade	Estado de oxidação mínima	Estado de oxidação máxima
Oxigênio	O ₂ (g)	3.50	H ₂ O	O ₂
Nitrogênio	N ₂ (g)	3.07	NH ₄ ⁺	NO ₃ ⁻
Carbono	C (s)	2.50	CH ₄	HCO ³⁻
Enxofre	S (s)	2.44	HS ⁻	SO ₄ ²⁻
Hidrogênio	H ₂ (g)	2.10	H ₂	H ⁺
Ferro	Fe (s)	1.64	Fe	Fe ³⁺
Manganês	Mn (s)	1.60	Mn ²⁺	Mn ⁴⁺

Fonte: Adaptado de Comeu, 2008

Quando o catabolismo oxidativo se dá pela utilização do oxigênio como agente oxidante, o processo é conhecido como respiração aeróbia. Quando o agente oxidante é o nitrito, o nitrato ou o sulfato, o catabolismo oxidativo é conhecido como respiração anaeróbia (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). O termo anóxico é utilizado para distinguir o uso de nitrito e nitrato, como receptores de elétrons, de outros receptores em condições anaeróbias (METCALF & EDDY, 2013).

O metabolismo fermentativo é o processo de geração de energia para a célula onde ocorre o transporte de elétrons do doador de elétrons, mediado por enzimas, para um receptor de elétrons interno à célula do micro-organismo (METCALF & EDDY, 2013). Como não há a presença de um agente oxidante externo, ocorre um rearranjo dos elétrons da molécula fermentada, formando no mínimo dois produtos. Por exemplo, no processo de fermentação para produção de álcool, são gerados o

álcool etílico e o dióxido de carbono, e no processo de digestão anaeróbia de esgotos são gerados o metano e o dióxido de carbono. Como no catabolismo fermentativo não há participação de um agente oxidante externo, a capacidade de transferência de elétrons do material orgânico permanece intacta no metano produzido. Além disso, apenas uma pequena parte da energia química presente no material orgânico é liberada durante o processo de digestão do ácido acético, permanecendo a maior parte como energia química no metano (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Os microrganismos que só podem suprir suas necessidades de energia com o oxigênio são chamados de aeróbios obrigatórios. Já os microrganismos que podem utilizar o oxigênio, assim como o nitrito e nitrato quando o oxigênio não está disponível, são chamados de aeróbios facultativos. Os organismos fermentativos que só existem em ambientes isentos de oxigênio são conhecidos como anaeróbios obrigatórios. Já os fermentativos que podem existir na presença ou na ausência de oxigênio molecular são conhecidos como anaeróbios facultativos, e se dividem em dois subgrupos de acordo com suas particularidades metabólicas. Os anaeróbios verdadeiramente facultativos podem mudar seu metabolismo de fermentativo para respiratório aeróbio, dependendo da presença ou ausência de oxigênio molecular. Os anaeróbios aero tolerantes têm um metabolismo estritamente fermentativo, mas são relativamente insensíveis à presença de oxigênio molecular. (METCALF & EDDY, 2013).

No tratamento biológico de esgotos sanitários, o anabolismo representa basicamente a síntese celular a partir da matéria orgânica, que se manifesta num aumento da concentração dos sólidos em suspensão voláteis no sistema de tratamento. No processo de digestão anaeróbia, os microrganismos necessitam catabolizar muito mais matéria orgânica para produzir a energia necessária para a síntese celular (anabolismo), de modo que a taxa de produção celular é muito inferior que no catabolismo oxidativo, resultando em termos práticos em uma menor produção de excesso de lodo no sistema. A proporção entre o catabolismo e anabolismo do material orgânico no metabolismo metanogênico é de 97% para 3%, enquanto no metabolismo aeróbio é de 33% para 67% (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Resumindo, a transformação do material orgânico em sistemas de tratamento pode se dar através de quatro opções, ou seja, a conversão do material orgânico em lodo (anabolismo), a conversão em metano (catabolismo fermentativo), a mineralização (catabolismo oxidativo) e a sua permanência na fase líquida, sendo descarregado junto com o efluente. Assim, o balanço de matéria orgânica no sistema pode se dar através da equação 1 a seguir (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994):

$$MS_{ti} = MS_{te} + MS_x + MS_d + MS_o \quad (\text{Eq.1})$$

Onde:

MS_{ti} = massa diária de material orgânico no afluente;

MS_{te} = massa diária de material orgânico no efluente;

MS_x = massa diária de material orgânico no lodo de excesso;

MS_d = massa diária de material orgânico digerida e;

MS_o = massa diária de material orgânico oxidado.

Lobato (2011) propôs um detalhamento da equação 1, de modo a 'considerar todas as parcelas possíveis e importantes, isto é, as parcelas convertidas a metano, seja aquele presente no biogás ou a que escapa dissolvida no efluente ou junto com o gás residual (perdas), a parcela devida à redução de sulfato, a parcela que é convertida em lodo, a qual pode ser subdividida no lodo retido no reator e no lodo que é carregado junto com o efluente, e a parcela que sai solubilizada no efluente'.

A equação 2 apresenta esse balanço de massa detalhado, onde o fluxo de material orgânico é representado pelo parâmetro DQO.

$$DQO_{afl.} = DQO_{efl.sol.} + DQO_{lodo.ret.} + DQO_{lodo.efl.} + DQO_{CH_4.biogás} + DQO_{CH_4.perdas} + DQO_{sulf.red.} \quad (\text{Eq.2})$$

Onde:

$DQO_{afl.}$ = massa diária de material orgânico afluente;

$DQO_{\text{eff.sol.}}$ = massa diária de material orgânico solubilizada no efluente;

$DQO_{\text{lodo.ret.}}$ = massa diária de material orgânico convertida em lodo retido no sistema;

$DQO_{\text{lodo.efl.}}$ = massa diária de material orgânico convertida em lodo retido e perdido com o efluente;

$DQO_{\text{CH}_4.\text{biogás}}$ = massa diária de material orgânico convertida em metano e presente no biogás;

$DQO_{\text{CH}_4.\text{perdas}}$ = massa diária de material orgânico convertida em metano e perdida dissolvida no efluente ou como gás residual;

$DQO_{\text{sulf.red.}}$ = massa diária de material orgânico utilizado pelas BRS na redução de sulfato.

A figura 1 ilustra o balanço de massa detalhado acima por Lobato (2011).

Figura 1 – Balanço de massa no reator UASB

Fonte: Lobato, 2011.

3.2 TRATAMENTO ANAERÓBIO DE ESGOTOS

O processo de tratamento anaeróbico de esgotos é uma alternativa de tratamento que apresenta diversas vantagens sobre os processos aeróbios. No processo anaeróbico, também conhecido como processo de digestão anaeróbia, é dispensada a introdução de um agente oxidante, há menor produção de lodo e é produzido gás metano, que pode ser utilizado como combustível (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). Esse processo ocorre em muitos lugares, por exemplo, no estômago de animais ruminantes, em pântanos, sedimentos de lagos, aterros sanitários e em sistemas de esgotamento doméstico (HEFFERNAN et.al, 2010). A figura 2 apresenta uma comparação esquemática entre um processo aeróbio e anaeróbio no tratamento de esgotos domésticos.

Figura 2 - Comparação entre processo de tratamento aeróbio e anaeróbio.

Fonte: Adaptado de van Lier et. al, 2008 e Chernicharo, 2007.

Verifica-se na figura 2 que, em contraste com o processo aeróbio, cerca de 50 a 70% da DQO afluente é convertida em metano no processo anaeróbio, que é removido da fase líquida e sai do reator na fase gasosa. Na verdade, parte do metano produzido pode sair do reator na forma dissolvida, junto com seu efluente. A proporção de metano dissolvido no efluente dos reatores UASB pode superar até 30% de todo metano produzido (SOUZA, 2010). Além disso, apenas 5 a 15% da DQO afluente é convertida em biomassa microbiana, que irá constituir o lodo de excesso do processo anaeróbio. Esse lodo, além da menor quantidade quando comparado ao lodo aeróbio, apresenta-se mais concentrado, estabilizado e com melhores características de desidratação (CHERNICHARO, 2007).

A tabela 2 apresenta as principais vantagens e desvantagens de um processo anaeróbio no tratamento de esgotos domésticos.

Tabela 2 - Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios em comparação aos processos aeróbios.

Vantagens	Desvantagens
Menor consumo de energia	Maior período de partida para desenvolvimento da biomassa
Menor produção de lodo biológico	Pode requerer a adição de alcalinizante
Menor necessidade de nutrientes	Pode requerer tratamento adicional por um processo aeróbio de tratamento para atingir os padrões de lançamento do efluente
Produção de metano, fonte potencial de energia	Não possibilita a remoção biológica de nitrogênio ou fósforo
Menor volume de reator	Muito mais sensível aos efeitos negativos da baixa temperatura nas taxas de reação
Eliminação da poluição do ar pelos gases de exaustão	Pode ser mais suscetível a perturbações decorrentes da presença de substâncias tóxicas ou variações significativas nas características do afluente
Capacidade de resposta à adição de substrato após longos períodos sem alimentação	Potencial para geração de maus odores e gases corrosivos
Processo de pré-tratamento eficaz	
Potencial para baixa pegada de carbono	

Fonte: Chernicharo, 2007; Metcalf & Eddy, 2013.

A rota metabólica da degradação anaeróbia da matéria orgânica é um processo de múltiplas etapas, que envolve a participação de diversos grupos microbianos. Os quatro estágios sucessivos são a hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese.

Além desses quatro estágios, há ainda a sulfetogênese, quando da presença de sulfatos no esgoto afluente ao processo anaeróbio. A sulfetogênese compete com a metanogênese por substrato, diminuindo a produção de metano (SILVEIRA et.al, 2017).

A figura 3 apresenta as rotas metabólicas e os principais grupos de microrganismos envolvidos no processo de digestão anaeróbia.

Figura 3 - Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia.

Fonte: Chernicharo (2007); Silveira et.al (2017).

A hidrólise é a primeira etapa do processo de digestão anaeróbia. Nela, os materiais particulados são convertidos a compostos solúveis, que podem ser posteriormente hidrolisados a monômeros simples, que são utilizados pelas bactérias fermentativas. A hidrólise é efetuada por enzimas extracelulares produzidas por diversos microrganismos anaeróbios facultativos e obrigatórios (CONFER and LOGAN, 1998; SONG et. al., 2005 apud METCALF & EDDY, 2013). Os lipídeos são quebrados a ácidos graxos de cadeias longas por lipases produzidas por bactérias que incluem *Butyrivibrio* sp., *Clostridium* sp., e *Anaerovibrio lipolytica*. Peptídios e aminoácidos são produzidos por bactérias que possuem atividade protease extracelular, incluindo *Clostridium proteolyticum*, *Eubacterium* sp. e *Peptococcus anaerobicus* (McInerney, 1988 apud METCALF & EDDY, 2013).

A acidogênese é a segunda etapa do processo de digestão. Também conhecida como fermentação, essa etapa do processo resulta na produção de ácidos graxos voláteis (como o propionato, butirato e outros), CO₂ e hidrogênio. A fermentação dos

ácidos graxos de cadeia longa resulta na produção de acetato, CO₂ e hidrogênio (METCALF & EDDY, 2013). Os microrganismos fermentativos são os primeiros a atuar na etapa sequencial de degradação do substrato e são os que mais se beneficiam energeticamente. Assim, a etapa acidogênica somente será limitante do processo de digestão anaeróbia se o material não for facilmente hidrolisável (CHERNICHARO, 2007).

A acetogênese se refere à continuidade da fermentação por bactérias para converter produtos intermediários da acidogênese (propionato e butirato), bem como produzir acetato, CO₂ e hidrogênio. Esses produtos da fermentação são os precursores da formação do metano. A mudança de energia livre associada à conversão de propionato e butirato a acetato e hidrogênio requer que a concentração de hidrogênio no sistema seja baixa. A maior parte do hidrogênio produzido se origina da oxidação de ácidos graxos de cadeia longa e de ácidos graxos voláteis intermediários ao ácido acético (METCALF & EDDY, 2013).

A metanogênese é conduzida por um grupo de microrganismos classificados dentro do domínio Arquea. As arqueas metanogênicas utilizam somente um número limitado de substratos, como o ácido acético, hidrogênio, dióxido de carbono, ácido fórmico, metanol, metilaminas e monóxido de carbono (CHERNICHARO, 2007). Esses microrganismos são divididos em dois grupos, sendo o primeiro designado como metanogênicas acetoclásticas. Esses microrganismos dividem o acetato, transformando o metil carbono em metano e o carboxyl carbono em CO₂, conforme equação 3 a seguir.

O segundo grupo é denominado de metanogênicas hidrogenotróficas, e utilizam o hidrogênio como doador de elétrons e o CO₂ como receptor de elétrons para produzir metano. A equação 4 apresenta a reação hidrogenotrófica.

Aproximadamente 72 % do metano produzido na digestão anaeróbia se origina na formação de acetato (METCALF & EDDY, 2013).

Quando há presença de sulfato no substrato a ser digerido, as arqueas metanogênicas sofrem competição pelo substrato com as bactérias redutoras de sulfato, já que essas bactérias também utilizam acetato e hidrogênio. Esse processo é denominado de sulfetogênese. A concentração de sulfato no substrato é o que irá definir qual o processo será predominante, ou seja, a metanogênese ou a sulfetogênese. A importância dessa competição é maior quando ocorre o aumento da concentração relativa de SO_4^{2-} em relação à concentração de DQO (CHERNICHARO, 2007). Com maiores concentrações de DQO, mais metano será produzido para diluir o H_2S na fase líquida e transferi-lo para a fase gasosa (CHERNICHARO, 2007; METCALF & EDDY, 2013).

As metanogênicas e as acidogênicas formam um relacionamento sintrófico mutuamente benéfico, já que as metanogênicas convertem produtos da fermentação (hidrogênio, formato e acetato) a metano e dióxido de carbono, e com isso mantém pressões parciais bastante baixas de H_2 no ambiente. Assim, o equilíbrio das reações de fermentação se desloca para a formação de produtos mais oxidados, como o formato e o acetato. A utilização do hidrogênio pelas arqueas metanogênicas é conhecido como transferência de hidrogênio interespecie. Quando as arqueas metanogênicas não utilizam o hidrogênio produzido nas etapas anteriores em velocidades suficientes, haverá acúmulo de ácidos graxos voláteis no reator anaeróbio e uma possível redução do pH do meio (METCALF & EDDY, 2013).

A redução da DQO no reator anaeróbio está associada à produção de metano. A DQO do metano pode ser considerada como a quantidade de oxigênio necessário para oxidar o metano à dióxido de carbono e água, conforme apresentado na equação 5 a seguir (METCALF & EDDY, 2013).

Observa-se da equação que a DQO por mol de metano é de 64 g. O_2 /mol. CH_4 . O volume de metano por mol nas condições normais de temperatura e pressão (0°C e 1 atm.) é de 22,414 litros. Assim, uma grama de DQO convertida sob condições anaeróbias produzirá no máximo o equivalente a 0,35 litros de metano. Vale ressaltar que em esgotos contendo sulfato, a redução de 1,5 gramas de SO_4^{2-} é

equivalente a utilização de uma grama de DQO, o que resulta em uma menor disponibilidade de DQO para conversão em CH_4 (CHERNICHARO, 2007).

Vários parâmetros importantes afetam as taxas das diferentes etapas do processo de digestão anaeróbia, tais como o pH, alcalinidade e temperatura (APPELS et.al, 2008). Limitações de nutrientes e substâncias inibitórias também podem afetar as taxas dos processos metabólitos anaeróbios, porém, em sistemas tratando exclusivamente esgotos domésticos esses fatores não são relevantes. A temperatura é o fator ambiental de maior importância na digestão anaeróbia de esgoto (VAN HAANDEL & LETINGA, 1994).

Com relação ao pH, cada grupo de microrganismos apresentam uma faixa ótima para seu crescimento e metabolismo. As arqueas metanogênicas são extremamente sensíveis com relação ao pH apresentando faixas ótimas de crescimento entre 6,5 e 7,2. Já os microrganismos fermentativos são um pouco menos sensíveis ao pH e podem sobreviver em ambientes com faixas de pH entre 4,0 e 8,5 (APPELS et.al, 2008). Geralmente é encontrada concentrações de alcalinidade na faixa de 3.000 a 5.000 mg/L como CaCO_3 . Durante a digestão do lodo, alcalinidade suficiente é produzida pela quebra de proteínas e aminoácidos, liberando NH_3 . O NH_3 combina com o CO_2 e H_2O para formar alcalinidade como $(\text{NH}_4)\text{HCO}_3$ (METCALF & EDDY, 2013).

Conforme mencionado, a presença de sulfato é outro fator que pode afetar as rotas metabólicas de produção de metano. Porém, em digestores tratando esgotos domésticos a redução de sulfato a sulfeto não atinge concentrações altas o suficiente para causar toxicidade aos microrganismos (VAN HAANDEL & LETINGA, 1994). Na prática, uma inibição mais acentuada das metanogênicas somente ocorre quando a relação $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ é inferior a sete, mas com uma forte dependência do pH. Para relações $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ acima de dez, grande parte do H_2S produzido é removido da fase líquida em função de uma maior produção de biogás, reduzindo seu efeito inibidor na fase líquida (CHERNICHARO, 2007).

3.3 SISTEMAS ANAERÓBIOS DE TRATAMENTO

Como exemplos de sistemas de tratamento anaeróbio de esgotos podemos citar as lagoas anaeróbias, os reatores UASB, os reatores EGSB, os reatores de leito fluidizado, os reatores anaeróbios de contato, o filtro anaeróbio, os processos anaeróbios híbridos, os processos anaeróbios com membranas, os reatores anaeróbios com chicanas, o reator anaeróbio em bateladas sequenciais, os reatores anaeróbios de fluxo pistonado e os digestores anaeróbios de lodos (METCALF & EDDY, 2013).

No Brasil, destaca-se o emprego das lagoas anaeróbias, dos reatores UASB e dos digestores de lodo. Os digestores anaeróbios são amplamente utilizados para o adensamento e digestão de lodos aeróbios em excesso. Esses sistemas serão brevemente comentados a seguir.

A lagoa anaeróbia é um processo estático que emprega biomassa anaeróbia em suspensão e apresenta tempo de detenção hidráulica variando de 20 a 50 dias. A idade do lodo no sistema varia de 50 a 100 dias, e pode tratar efluentes com carga de DQO inferior a 2 kg/m³.dia. Já os reatores UASB apresentam tempo de detenção hidráulica muito mais reduzido do que as lagoas anaeróbias, entre 4 e 8 horas, e apresentam idade do lodo superior a 30 dias. Devido a seu fluxo ascendente e produção de biogás, os reatores UASB apresentam um bom gradiente de mistura, o que permite ser dimensionado para cargas de DQO variando de 5 a 20 kg/m³.dia (METCALF & EDDY, 2013).

Os digestores anaeróbios de lodo são sistemas dimensionados para redução da concentração dos sólidos em suspensão voláteis do lodo de excesso, geralmente proveniente de sistema com elevada concentração de material particulado, como o lodo de excesso do sistema de lodos ativados. Os digestores convencionais de baixa carga são projetados para tempo de detenção hidráulica elevado, de 30 a 60 dias. Já os digestores anaeróbios de um estágio e alta carga, além de empregar mecanismos suplementares de mistura e aquecimento, são dimensionados para tempo de detenção de 15 a 20 dias. Por fim, os digestores de dois estágios e alta carga consistem basicamente em dois digestores, onde o primeiro é utilizado como digestor primário de alta carga, contendo, portanto, dispositivos de aquecimento e

mistura, e segundo digestor, operando em série, é utilizado para estocagem e concentração do lodo digerido (CHERNICHARO, 2007).

3.4 REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO E FLUXO ASCENDENTE

O reator anaeróbico de manta de lodo e fluxo ascendente, conhecido como reator UASB, é um sistema de tratamento anaeróbico de esgoto de alta taxa, desenvolvida na década de 70 pelo Professor Lettinga e sua equipe na Universidade de Wageningen, na Holanda. Seu dispositivo mais característico é um separador de fases que divide o reator em uma zona de digestão, mais inferior, e uma zona de decantação na parte superior (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). A figura 4 apresenta um desenho esquemático do reator UASB.

Figura 4 - Representação esquemática de um reator UASB.

Fonte: CHERNICHARO, 2007.

Dependendo das características do esgoto afluente, das condições operacionais e do tipo de lodo utilizado como semente de um novo reator, é desenvolvido um leito de lodo bastante denso na camada mais profunda do reator e de elevada atividade (CHERNICHARO, 2007). Nesse leito de lodo pode se desenvolver um lodo granuloso ou floculento com alta capacidade de sedimentação. Em razão da formação de flocos granulados, a concentração de sólidos no fundo do reator pode

variar de 50 a 100 kg/m³ (METCALF & EDDY, 2013). Acima do leito de lodo se desenvolve uma manta de lodo menos densa e com menores velocidades de sedimentação (CHONG et. al, 2012). A concentração de sólidos nessa camada pode variar de 10 a 30 kg/m³ (AIYUK et. al apud METCALF & EDDY, 2013).

Alguns estudos têm mencionado que a presença de cátions bivalentes e trivalentes no substrato exerce um impacto positivo no processo de granulação devido à neutralização das cargas negativas sobre a superfície dos microrganismos (LIU et al, 2002).

Vale ressaltar que a presença de sólidos em suspensão no afluente pode afetar negativamente a formação e a densidade do lodo granular, com efeitos mais significativos em baixas temperaturas, devido às taxas de hidrólise mais lentas e ao acúmulo de sólidos no reator (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991; ELMITWALLI et. al., 2002 apud METCALF & EDDY, 2013). Para afluentes com maior concentração de sólidos em suspensão é recomendado utilizar um processo de tratamento em duas etapas, com um reator UASB operando sob baixas velocidades ascensionais, visando a captura e hidrólise dos sólidos, seguido por outro reator UASB, resultando em um sistema com desempenho mais estável e maior flexibilidade operacional (METCALF & EDDY, 2013).

Conforme comentado, um dos princípios fundamentais dos reatores UASB é sua habilidade em desenvolver uma biomassa de elevada atividade. O segundo princípio fundamental é a separação dos gases contidos na mistura líquida de tal forma que uma zona propícia à sedimentação seja criada no extremo superior do reator (CHERNICHARO, 2007).

Outras singularidades dos reatores UASB é sua capacidade de tratar altas cargas orgânicas em curto espaço de tempo, atingindo eficiências satisfatórias de remoção de DBO e DQO, sem o emprego de mecanismo mecânico de mistura ou meios suportes (CHERNICHARO, 2007; CHONG et. al, 2012). As principais preocupações associadas ao dimensionamento físico dos reatores UASB são o dispositivo de alimentação do reator, a separação do biogás e sua coleta, bem como a descarga do efluente tratado. O projeto do dispositivo de alimentação do afluente deve propiciar uma distribuição uniforme do afluente em toda a seção transversal do

reator, de modo a evitar caminhos preferenciais. Essa distribuição uniforme é mais importante quando o sistema opera com baixas cargas orgânicas, devido a menor produção de biogás, o que reduz a capacidade de mistura do reator. A separação do biogás e a remoção do efluente tratado são realizadas pelo dispositivo separador de fases. Um dimensionamento eficiente do separador de fases deve permitir um direcionamento do biogás para a zona de coleta e uma capacidade de separação dos sólidos da zona de decantação por sedimentação, o que é alcançado com uma inclinação das paredes do coletor de biogás entre 45 e 60°. Além disso, a área superficial das aberturas entre os coletores de gás não deve ser inferior a 15 ou 20 % da área superficial total do reator (METCALF & EDDY, 2013).

3.5 PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM REATORES ANAERÓBIOS

A quantidade de energia presente no biogás depende do seu teor de metano. Sob condições operacionais normais, o biogás proveniente de diferentes fontes apresenta diferentes concentrações de metano, e por consequência, diferentes conteúdos energéticos (DWA, 2011). A tabela 3 apresenta a variação típica de metano observado no biogás de diferentes fontes com seu conteúdo energético.

Tabela 3 - Valores de referência para biogás e poder calorífico inferior.

Fonte do Biogás	Teor de CH ₄ (%)	Poder Calorífico Inferior (PCI) – kWh/m ³
Tratamento anaeróbio de lodo	60 - 70	6,0 – 7,0
Tratamento anaeróbio de esgotos com elevada carga orgânica	50 - 85	5,0 – 8,5
Biodigestores agrícolas	55 - 70	5,5 – 7,0
Estações de tratamento de resíduos orgânicos	55 - 65	5,5 – 6,5

Fonte: Adaptado de DWA (2011)

Em um reator UASB, dependendo da temperatura e da composição do esgoto, cerca de 50 a 60% da DQO afluente é convertida em metano. Essa conversão apresenta duas grandes vantagens, ou seja, a redução da carga orgânica e consequente demanda de oxigênio para o processo de pós-tratamento, e a geração de um gás que pode ser utilizado, por exemplo, para a geração de calor e eletricidade.

Em digestores anaeróbios, a produção típica de biogás varia entre 0,75 e 1,12 m³/kg de sólidos voláteis destruídos (METCALF & EDDY, 2013). A composição do biogás dependerá do tipo e da composição da matéria orgânica a ser digerida, das condições físico-químicas do digestor (pH, alcalinidade e temperatura) e da presença de ânions como o sulfato e o nitrato (NOYOLA, 2006).

O teor de metano no biogás de reatores anaeróbios tratando esgotos domésticos se compõe, tipicamente, de 70 a 80% de metano, 10 a 25% de nitrogênio e 5 a 10% de dióxido de carbono (NOYOLA, 2006). Contém ainda vapor de água e uma pequena fração de sulfeto de hidrogênio e traços de outros gases, como amônia, hidrogênio e monóxido de carbono (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 2007).

Estudo recente em dez estações de tratamento de esgoto no Brasil, que utilizam em seu processo de tratamento reatores do tipo UASB, indicou que o biogás apresentou elevadas concentrações de metano (de 65 a 88%), sendo que as médias variaram de 72 a 81%. A concentração de CO₂ variou de 4 a 14%, com média em torno de 8% e o O₂ ficou próximo a zero. Já o H₂S apresentou grande variação, com média entre 1500 a 2000 ppm (CABRAL, 2016).

O sulfeto de hidrogênio é o principal componente que confere característica odorante no biogás. A emissão de maus odores associados ao biogás é altamente dependente do pH no meio líquido. Em pH inferior a 5, praticamente todo o sulfeto estará na forma de H₂S em equilíbrio físico com a fase gasosa. Em pH próximo a 10, o sulfeto encontra-se dissolvido no meio líquido na forma de HS⁻. Em pH neutro, próximo de 7, o sulfeto de hidrogênio estará na forma de H₂S e HS⁻, numa proporção aproximada de 50% (NOYOLA, 2006).

A estimativa dos volumes de produção de biogás em reatores UASB pode ser realizada a partir de cálculos estequiométricos e a partir de relações empíricas. Lobato (2011) apresentou um modelo matemático que considera três diferentes cenários, onde a produção de biogás depende das características do esgoto afluente, das características do reator UASB e de fatores interferentes, como perdas por vazamento na estrutura do reator e com o efluente. Os valores e percentuais de perda de metano em relação ao metano produzido encontram-se apresentados na tabela 4 seguir.

Tabela 4 - Valores e percentuais de perda de metano em relação ao metano produzido.

Tipo de perda de metano	Unidade	Melhor Situação	Situação Típica	Pior Situação
Perda com o gás residual	%	2,5	5,0	7,5
Outras perdas	%	2,5	5,0	7,5
Dissolvido no efluente	mg/L	15	20	25

Fonte: Lobato (2011)

A tabela 5 apresenta as relações unitárias de produção de biogás obtidas por Lobato (2011) no modelo matemático.

Tabela 5 - Relações unitárias de produção de biogás.

Relação Unitária	Unidade	Pior situação			Situação típica			Melhor situação		
		Máx.	Mín.	Méd.	Máx.	Mín.	Méd.	Máx.	Mín.	Méd.
Vol. unitário de CH ₄ produzido	NL/hab.dia	9,9	3,6	6,8	13,3	7,4	10,2	16,7	11,1	13,7
	NL/m ³ .esgoto	81,7	16,7	42,2	103,7	34,8	64,2	134,6	51,8	81,3
	NL/Kg.DQO.remov.	154,1	66,0	113,4	185,8	124,2	158,3	219,1	173,9	196,0
Vol. unitário de biogás produzido	NL/hab.dia	14,1	5,2	9,8	17,7	9,9	13,6	20,8	13,9	17,1
	NL/m ³ .esgoto	116,7	23,8	60,3	138,3	46,4	85,6	168,3	64,8	101,6
	NL/Kg.DQO.remov.	220,1	94,3	162,0	247,8	165,6	211,1	273,9	217,4	245,0

Fonte: Adaptado de Lobato (2011)

3.6 PROCESSOS COMBINADOS DE TRATAMENTO DE EFLUENTES

O efluente dos reatores anaeróbios, em regra, não apresenta qualidade suficiente para a emissão no corpo receptor, necessitando de um pós-tratamento para complementar a remoção da matéria orgânica e em alguns casos a remoção de nutrientes e organismos patogênicos (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 2007).

Assim, o pós-tratamento do efluente anaeróbio é realizado geralmente em sistemas de tratamento aeróbio, como o lodo ativado e filtro biológico percolador. Como um sistema de tratamento exclusivamente aeróbio apresenta alto custo de investimento e operação, a combinação dos dois processos apresenta diversas vantagens, tais como (SILVA & VAN HAANDEL, 2014):

- O volume das três unidades que compõe o sistema anaeróbio-aeróbio pode ser bem menor que o sistema aeróbio convencional;
- A demanda de energia elétrica para aeração diminui fortemente;
- A estabilização do lodo aeróbio pode ser realizada no próprio reator anaeróbio utilizado como pré-tratamento, dispensando o adensador e digestor de lodo.

Em um sistema combinado de tratamento tipo UASB e lodos ativados operando em fluxo contínuo, o reator UASB substitui o decantador primário do sistema de lodos ativados convencional (CHERNICHARO, 2007). Sob temperaturas variando de 15 a 30°C, esse sistema foi capaz de atingir altas eficiências de remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão, com concentração no efluente de 46 mg/L de DQO e 8 mg/L de SST (LA MOTTA et. al., 2007 apud CHONG et. al., 2012). Vale ressaltar, porém, que o efluente final de um sistema UASB-Lodos ativados não é capaz de remover coliformes, necessitando de uma etapa final de desinfecção (CHONG et. al., 2012).

Quando há a combinação do sistema UASB com sistema de lodos ativados em batelada, é eliminada tanto a decantação primária (pelo reator UASB) quanto a decantação secundária, já que a sequência de tratamento no sistema aeróbio é realizada em um único reator. A eficiência de tratamento é semelhante ao processo UASB-Lodos ativados de fluxo contínuo.

Em muitos casos, o sistema aeróbio é utilizado para remover, além do material orgânico residual, o nitrogênio presente no afluente. Nesse caso, a utilização do reator anaeróbio pode apresentar problemas, já que a desnitrificação no sistema de lodos ativados é prejudicada pela baixa disponibilidade de material orgânico biodegradável no efluente anaeróbio. Para contornar o problema, pode-se reduzir a eficiência do processo anaeróbio, reduzindo seu tempo de retenção hidráulica, ou “by-passar” parte do esgoto bruto diretamente para o reator aeróbio (SILVA & VAN HAANDEL, 2014).

Apesar de a falta de substrato para a desnitrificação ser relatada como a principal causa de uma remoção ineficiente de nitrogênio em sistemas combinados, a nitrificação também pode apresentar problemas, devido à toxicidade do sulfeto. Guimarães et. al. (2003) relatou inibição do processo de nitrificação quando a concentração de sulfeto no efluente do reator anaeróbio atingiu valores na ordem de 4 a 6 mg/L.

Silva & Van Haandel (2014) relataram que os sistemas de tratamento anaeróbio-aeróbio com estabilização de lodo aeróbio em excesso no reator anaeróbio apresentam, via de regra, diversos problemas operacionais. Em uma investigação experimental, os pesquisadores avaliaram a influência da adição de excesso de lodo ativado no afluente do reator UASB sobre o desempenho desse reator e sobre a estabilização do lodo ativado. O reator UASB utilizado no experimento apresentava tempo de detenção hidráulica de 4 horas, ou seja, inferior ao tempo de detenção hidráulica usualmente adotado para reatores UASB em escala real, da ordem de 8 horas para a vazão média. O lodo ativado em excesso era gerado em um sistema de lagoas aeradas, com idade do lodo de 3 dias, de modo que não se ter nitrato no lodo aeróbio de excesso e evitando com isso problemas associados à desnitrificação no reator anaeróbio. Além disso, como o objetivo do trabalho era avaliar também a estabilização do lodo ativo, um lodo com menor idade do lodo apresentaria maior capacidade de digestão. O descarte do excesso de lodo ocorria através do lodo sedimentado no decantador secundário. A conclusão dos pesquisadores foi que a digestão do lodo aeróbio ativado no reator UASB ocorreu de forma equivalente a um digestor anaeróbio de lodo, porém houve uma degradação da qualidade do efluente, principalmente com relação à concentração de sólidos sedimentáveis, quando a carga de lodo aeróbio alimentada no reator UASB aumentava até valores na ordem de 60% da carga de DQO afluente. Em termos volumétricos, a vazão alimentada de lodo aeróbio adensado variou de 1 a 3,5 % da vazão afluente de esgoto bruto. Como somente uma parte do lodo aeróbio era digerível, em torno de 40%, a parte não digerível permanecia no reator UASB, e por ter uma sedimentabilidade inferior ao lodo anaeróbio, acabava por ser expulsa com o efluente. Apesar da maior perda de sólidos com o efluente, a atividade metanogênica no reator UASB não teria sido

afetada, já que o lodo perdido com o efluente apresentava menor atividade do que o lodo mantido no reator UASB.

3.7 REATORES DE FLUXO ALTERNADO

Os reatores de fluxo alternado são tanques de aeração e decantação que se alternam no recebimento do esgoto afluente, semelhante ao sistema conhecido como unitanque. Esses reatores associam as vantagens do sistema de lodos ativados tradicional de fluxo contínuo com as vantagens de um reator em bateladas sequenciais - RBS. O reator é retangular e dividido em três tanques: tanque A, tanque B e tanque C, que trabalham seguindo uma operação cíclica, em que um dos reatores permanece constantemente em reação e os outros dois reatores se intercalam entre as fases de reação e sedimentação (ZHANG et al., 2006). Apesar de na prática ser considerado como um sistema RBS modificado, sua condição hidráulica é totalmente diferente, pois o fluxo de esgoto afluente e efluente no reator é contínuo. Apesar de diferente na configuração, seu processo não parece se diferenciar dos processos de tratamento biológico, como a degradação de matéria orgânica, transformação de nitrogênio e remoção de fósforo (BARKER et al., 1997; BRDJAR OVIC et al., 2000; LIENZE et al., 1999 *apud* ZHANG et al., 2006).

As vantagens do processo incluem uma construção compacta, economia de espaço, flexibilidade operacional e facilidade de manutenção. O controle alternado do processo pode viabilizar um ciclo operacional envolvendo as fases anaeróbias, anóxicas e aeróbias para melhorar a remoção de substrato orgânico e remoção biológica de nutrientes. Dentre as desvantagens, as condições hidráulicas do reator, concentrações de sólidos nos tanques e a qualidade do efluente tendem a ser mais instáveis (ZHANG ET AL., 2006).

3.8 BREVE REVISÃO SOBRE A REMOÇÃO DE NITROGÊNIO EM SISTEMAS AERÓBIOS

A remoção ou recuperação de nutrientes de águas residuárias pode ser realizada por processos físico-químicos e biológicos. Os processos de natureza biológica são bastante variados e largamente empregados no mundo para remoção de nitrogênio de esgotos sanitários.

Os processos biológicos de nitrificação e desnitrificação, amplamente difundidos na literatura especializada, são os mais utilizados para remoção de nitrogênio nas mais diversas plantas de tratamento de águas residuárias (BASSIN, 2011). As equações a seguir apresentam as etapas de conversão do nitrogênio amoniacal a nitrogênio gasoso, onde a nitrificação (equação 6) e desnitrificação (equação 7) são processos complementares que ocorrem, respectivamente, em ambiente aeróbio e anóxico.

Da equação 6, observa-se que 2 moles de alcalinidade são consumidos por mol de N-NH₄ oxidado, que é equivalente a 7,14 g de alcalinidade como CaCO₃ consumida por grama de N-NH₄ oxidado.

No processo de nitrificação, a amônia é oxidada biologicamente, tendo como produto o nitrato, sob a mediação de bactérias quimioautotróficas, que utilizam CO₂ como fonte de carbono e requerem oxigênio dissolvido para oxidar um composto inorgânico (NH₄ ou NO₂) e obter energia para as células (METCALF & EDDY, 2013). O processo se realiza em dois passos sequenciais. No primeiro passo, chamado de nitrificação, a amônia (N-NH₄) é oxidada para nitrito (N-NO₂) através da ação bioquímica de bactérias que oxidam amônia (BOA), conforme a equação 8 a seguir:

Na etapa seguinte, a oxidação de nitrito para nitrato (N-NO₃) é realizada por bactérias oxidantes de nitrito (BON), conforme a equação 9 a seguir:

Sem considerar a quantidade de nitrogênio utilizada para síntese celular, observa-se das equações anteriores que a quantidade necessária de oxigênio para oxidação completa da amônia é, conforme balanço estequiométrico, de 4,57 g O₂/g N-NH₄, sendo 3,43 g O₂/g N-NH₄ para oxidação de N-NH₄ a N-NO₂ e 1,14 g O₂/g N-NO₂ para oxidação de N-NO₂ a N-NO₃.

A segunda etapa do processo de remoção convencional de nitrogênio em sistema de tratamento de esgotos é denominada de desnitrificação. Em processos biológicos esse processo pode ocorrer através da redução assimilatória ou dissimilatória. A desnitrificação dissimilatória envolve a utilização do nitrito e/ou nitrato como receptor de elétrons no processo de respiração bacteriana, durante o processo de oxidação de substratos orgânicos e inorgânicos. Nesse processo, mediado por bactérias heterotróficas, a redução do nitrato ocorre através de uma série de produtos intermediários, nitrito (NO_2^-), óxido nítrico (NO) e óxido nitroso (N_2O) (equação 10). Já a redução assimilatória envolve a redução de nitrato a N-NH_4 para ser utilizado na síntese celular quando N-NH_4 não está disponível (METCALF & EDDY, 2013).

As reações estequiométricas de oxidação-redução para esgoto sanitário, utilizado como doador de elétrons no processo de desnitrificação é apresentado na equação 11 a seguir, utilizando o termo $\text{C}_{10}\text{H}_{19}\text{O}_3\text{N}$ para representar a matéria orgânica biodegradável do esgoto (U.S. EPA, 1993 *apud* METCALF & EDDY, 2013).

A reação de desnitrificação produz um equivalente de alcalinidade por cada equivalente de N-NO_3 reduzido igual a 3,57 g de alcalinidade (como CaCO_3), sendo que o mesmo equivalente é produzido quando o agente redutor é o N-NO_2 . Como na nitrificação 7,14 g de alcalinidade (como CaCO_3) é consumida durante a oxidação do N-NH_4 , aproximadamente metade desse valor é recuperado durante o processo de desnitrificação (METCALF & EDDY, 2013).

Em um sistema de lodos ativados, o processo mais comum para remoção de nitrogênio consiste em um tanque anóxico seguido de um tanque de aeração onde ocorre a nitrificação. O nitrato formado no tanque de aeração retorna ao tanque anóxico onde ocorre a reação de oxirredução com o substrato proveniente do esgoto sanitário afluente. Esse processo é denominado de desnitrificação por substrato, ou desnitrificação anóxica. Quando o tanque anóxico encontra-se a jusante do tanque de aeração, a desnitrificação é denominada de pós-anóxica e o doador de elétrons provém do decaimento endógeno. Nesse processo, a taxa de reação é muito mais

lenta do que o processo pré-anóxico e utiliza-se frequentemente uma fonte externa de carbono para o processo de redução do nitrato, como o metanol ou acetato (METCALF & EDDY, 2013).

As condições ambientais mais importantes para o desenvolvimento da desnitrificação são a temperatura e o pH do licor misto. A taxa de desnitrificação aumenta até um valor ótimo de 40°C, e atinge valores máximos para a faixa de pH entre $7,0 < \text{pH} < 7,5$. Para valores de $\text{pH} < 6,0$ e $\text{pH} > 8,5$ há uma grande redução da atividade de desnitrificação (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999). Em um sistema de lodos ativados o valor do pH raramente supera o valor de 8,5. Contudo, para valores de $\text{pH} < 6,0$ tanto a desnitrificação quanto a nitrificação são inibidas. Para manter o pH na faixa ótima de $7,0 < \text{pH} < 7,5$, a alcalinidade do licor misto deve ser superior a 35 mg/L de CaCO_3 (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

Com relação à temperatura, a nitratação é muito mais rápida que a nitritação em temperaturas inferiores a 20°C, de modo que se pode considerar que a nitratação é imediata e a acumulação de nitrito sempre será muito pequena em sistemas sob condições estacionárias. Porém, em temperaturas maiores que 25°C, a nitritação é mais rápida que a nitratação, e por esta razão pode haver acumulação de nitrito quando se cria condições adequadas (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999). A figura 5 mostra a demanda de oxigênio na nitrificação (nitritação ou nitratação) e a demanda de material orgânico na desnitrificação.

Figura 5 - Variação do número de oxidação de nitrogênio nos processos de nitrificação e desnitrificação.

3.9 EMPREGO DE DECANTADORES DE ALTA TAXA NO TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS

A clarificação de alta taxa utiliza tratamento físico/químico e emprega sistemas especiais de floculação e de decantação para obter sedimentação rápida. Os elementos essenciais da clarificação de alta taxa são a sedimentação melhorada de partículas e a utilização de placas inclinadas ou de decantadores tubulares (METCALF & EDDY, 2013).

Para melhorar a sedimentabilidade de lodos ativados, a utilização de clarificadores de alta taxa através de placas inclinadas, ou decantadores lamelares, pode ser uma alternativa interessante. Esses decantadores são geralmente fabricados com material plástico ou de metal, e são instalados sob a área superficial do decantador a uma profundidade que geralmente varia de 0,5 a 2,0 metros. Esses dispositivos aumentam a capacidade de sedimentação através da redução da distância que cada partícula sólida precisa percorrer para sedimentar. As placas são instaladas a uma inclinação de aproximadamente 60° de forma a maximizar a área de sedimentação, promover autolimpeza e evitar o crescimento biológico sobre sua superfície. A capacidade de sedimentação com esse sistema aumenta de 8 a 10 vezes em relação aos decantadores convencionais devido ao aumento da área superficial (REARDON, 2005). Esses decantadores são geralmente projetados para obter eficiências de sedimentação próximas aos limites teóricos e para impedir a ressuspensão de sólidos.

Apesar de sua aparente vantagem, há poucos estudos empregando decantadores lamelares para separação de sólidos em sistemas de lodos ativados. Alguns estudos avaliaram seu uso como alternativa ao uso de decantadores primários convencionais, projetados para absorver a vazão de pico da ETE durante eventos de chuvas intensas. Pesquisas na Alemanha têm investigado o uso desses dispositivos físicos como unidade auxiliar aos decantadores secundários, cuja finalidade é reduzir a carga de sólidos afluente ao decantador, principalmente durante períodos de pico de vazão (REARDON, 2005). Van Haandel (2015) utilizou decantadores lamelares para aumentar a capacidade de retenção de sólidos na zona de decantação dos reatores UASB. Os resultados demonstraram que a capacidade de

retenção dos sólidos do reator praticamente dobrou após a instalação desses dispositivos.

3.10 MONITORAMENTO ONLINE DE DQO ATRAVÉS DE SONDAS DE PROCESSO

As análises de DQO no afluente e efluente de sistemas de tratamento são fundamentais para o controle da sua operação. Recentemente, foram desenvolvidas sondas de processo que permitem quantificar indiretamente a carga orgânica afluente e efluente de estações de tratamento, com dados de processo gerados continuamente. Nesse tópico, será apresentada uma breve revisão da literatura sobre o princípio de medição e demais características da sonda de DQO utilizada no presente estudo.

As sondas de DQO online tipo 'Cabo:Lyser' foram desenvolvidas principalmente para seu uso no local, sem a necessidade de tratamento da amostra. Comparado a uma análise em laboratório, a medição no local apresenta algumas vantagens, principalmente a prevenção de possíveis erros devido à amostragem, ao transporte, ao armazenamento ou à diluição da amostra. Por outro lado, para garantir a representatividade dos resultados da medição in situ, é importante escolher o lugar correto para a instalação, garantir a mistura e a velocidade necessária do efluente para a medição e instalar um sistema de autolimpeza da unidade de medição da sonda. No caso da 'carbo:lyser', a limpeza automática foi realizada utilizando ar comprimido (CABRAL et. al, 2017).

A metodologia aplicada nas sondas espectrométricas da fabricante SCAN é baseada na absorção de luz ultravioleta (UV) e luz visível (VIS). Com isso podem ser detectados principalmente os compostos orgânicos das moléculas carbonáceas insaturadas que possuam, por exemplo, uma ligação dupla entre dois átomos de carbono, ou seja, o estado insaturado da molécula representa o nível elevado de reatividade necessária para absorver a radiação de luz (CABRAL et. al, 2017).

Para tal medição a sonda possui duas janelas que se encontram opostas dentro de uma lacuna de medição, conforme apresentado na figura 6 a seguir.

Figura 6 - Princípio de medição da sonda de DQO Online.

Fonte: SCAN (2008).

A janela fonte conta em sua parte traseira com uma lâmpada de 'xenon' que emite um feixe de luz direcionado à janela oposta, a qual possui um detector de luz de tipo 256 pixels matriz em seu interior. Para a medição existem duas vias de luz: a via interna (feixe interno) e via pelo meio (feixe de medição). O percurso do feixe interno registra o espectro de luz sem absorbância, enquanto o percurso pelo meio, certa quantidade de luz é absorvida, garantindo que a luz chegue ao detector com intensidade enfraquecida. O detector grava ambos os resultados e desta maneira calcula a absorbância. A diferença entre a radiação de luz que foi emitida e recebida ao longo de todo o comprimento da onda UV-VIS informa sobre os tipos de substâncias dissolvidas neste meio e, quanto maior a concentração de uma substância específica, maior é a absorção em uma onda ou gama específica de ondas.

A distância entre as janelas de medição é variável. As sondas são produzidas com uma distância de 30 mm, a qual pode ser reduzida até 0,2 mm. As maiores distâncias são utilizadas para a medição de água potável ou outros tipos de águas limpas, onde a faixa de concentração (range) do contaminante é menor. Para efluentes com carga e turbidez elevadas é necessário diminuir a passagem de luz ao receptor, aumentando a faixa de concentrações a detectar.

A caracterização de cada parâmetro depende da sua atribuição a certo comprimento de onda de absorbância, que fica gravado no detector interno sob a forma de matrizes específicas.

A figura 7 apresenta os espectros de absorbância e comprimentos de onda associados à quantificação dos diferentes compostos presentes na matriz líquida monitorada.

Figura 7 - Espectros de absorvência x comprimentos de onda.

Fonte: SCAN (2008).

O cálculo da DQO total, por exemplo, é baseado na absorvência ao longo de 250 nm à 370 nm, enquanto os sólidos (SST) absorvem na faixa de luz visível, ou seja, nos comprimentos com nível de energia mais baixo. O cálculo para a DQO filtrada exige, principalmente, que o equivalente DQO de SST seja subtraído da DQO total.

A faixa de concentração dos parâmetros depende ainda do tipo de meio que é definido pela matriz na “Calibração Global”, ou seja, o resultado da transformação da absorvência em concentração depende se está sendo processado em base de uma matriz de água potável, esgoto bruto ou esgoto tratado. Cada uma destas matrizes foi formada a partir de uma série de dados referenciais, cujas absorvências foram atribuídas aos resultados de análises laboratoriais. A fabricante SCAN usou para a programação de suas matrizes as referências de mais de 300.000 amostras realizadas em escala internacional (CABRAL et. al, 2017).

Adicionalmente, os dados brutos de absorvência do parâmetro em questão estão sendo compensados no seu processamento pelas influências perturbadoras, tal como turbidez ou cor do efluente. Isto representa mais uma diferença da sonda UV-VIS, que capta todo o espectro da absorvência, comparada à metodologia SAC (Spectral Absorption Coefficient ou Coeficiente de Absorção Espectral) que capta apenas uma única absorvência sem considerar as influências laterais (CABRAL et. al, 2017).

Uma análise de compatibilidade entre os resultados medidos pela sonda de DQO e resultados obtidos em laboratório foi realizada durante o programa PROBIOGÁS em

uma das ETEs integrantes do programa de monitoramento. Desses ensaios, resultaram as seguintes relações máximas, apresentadas na tabela 6, entre a sonda de DQO e os resultados de laboratório, para os parâmetros DQO total, DQO filtrada e SST (CABRAL et. al, 2017).

Tabela 6 - Correlações máximas entre sonda e medições em laboratório.

Amostra	Parâmetro	R ²	Comparação entre pares
Entrada / Afluente do UASB	DQO total	1,00	11 de 12
Entrada / Afluente do UASB	DQO filtrada	0,96	07 de 12
Entrada / Afluente do UASB	SST	0,88	07 de 12
Saída / Efluente do UASB	DQO total	0,85	07 de 12
Saída / Efluente do UASB	DQO filtrada	0,90	07 de 12
Saída / Efluente do UASB	SST	0,50	08 de 12

Fonte: Adaptado de Cabral et. al (2017)

Observa-se que a sonda apresentou melhor correlação com os resultados de laboratório para amostras do esgoto afluente ao reator UASB, especialmente para DQO total. A pior correlação se deu para o parâmetro SST no efluente do reator UASB, porém, de acordo com CABRAL et. al. (2017), a sequência de resultados da sonda pareceu ser mais lógica que a sequência dos resultados de laboratório, tanto nas amostras do afluente quanto do efluente do UASB. Os resultados de laboratório para SST apresentaram-se mais inconsistentes devido a dois fatores associados a metodologia, ou seja, a conservação da amostra com ácido sulfúrico e a secagem de volumes de amostras muito pequenos (10 a 40 mL) (CABRAL et. al, 2017).

Vale ressaltar ainda que a matriz da sonda define a correlação dos resultados de SST e DQO total, sendo que a DQO total apresentou correlações satisfatórias com os resultados de laboratório, tanto no afluente ($R^2 = 1,00$) quanto no efluente ($R^2 = 0,85$). A figura 8 apresenta a correlação dos resultados de DQO total e SST medidos pela sonda carbo:lyser.

Figura 8 - Correlação entre DQO total e SST a partir de leituras da sonda de DQO.

Fonte: Cabral et.al (2017).

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 LOCAL DA PESQUISA

O estudo foi desenvolvido na ETE Várzea Paulista, que fica localizada no Município de mesmo nome, integrante da aglomeração urbana de Jundiaí, no Estado de São Paulo. O sistema de tratamento dessa estação é composto por um processo anaeróbio, através de reatores UASB, e um processo aeróbio de lodos ativados, com emprego de Reatores de Fluxo Alternado.

A estação foi inaugurada em novembro de 2013 e possui capacidade nominal de primeira etapa da ordem de 580 litros por segundo. Durante a pesquisa, a ETE operou em média com 52% de sua capacidade nominal, ou seja, tratando uma vazão média de aproximadamente 300 litros por segundo. A figura 9 apresenta uma visão panorâmica da estação.

Figura 9 – Vista panorâmica da ETE Várzea Paulista.

Fonte: Autor (2018)

4.2 SISTEMA DE TRATAMENTO

Os reatores UASB da ETE Várzea implantados em primeira etapa foram dimensionados para obter na vazão nominal uma eficiência na faixa de 65 a 70% de remoção de DBO, e de 60 a 65% de remoção de DQO, bem como reter, digerir e adensar o excesso de lodo aeróbio proveniente da unidade de pós-tratamento. Os reatores possuem as seguintes características:

- Quatro unidades, sendo dois módulos com dois reatores cada.
- Altura útil = 6,3 metros
- Tempo de Detenção Hidráulica para a Vazão Média (1ª etapa) = 8 horas

- Tempo de Detenção Hidráulica para a Vazão Máxima (1ª etapa) = 5 a 6 horas
- Taxa de escoamento superficial para a vazão máxima $\leq 1,2 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{hora}$
- Velocidade de passagem do líquido da zona de digestão para a zona de decantação, estimada para vazão máxima $< 3,1 \text{ m/hora}$.

A figura 10 apresenta uma figura em corte com detalhe para a tubulação de descarte de lodo de fundo do reator UASB, com ponto de coleta localizado a 45 centímetros do fundo. O lodo anaeróbico de excesso é removido e encaminhado para a unidade de desaguamento.

Figura 10 - Vista em corte do reator UASB: detalhe para a tubulação de descarte de lodo de fundo do UASB.

Fonte: Autor (2018)

O reator de fluxo alternado - RFA possui os princípios do reator biológico de lodos ativados em bateladas sequenciais - RBS, porém com regime hidráulico de fluxo contínuo. Apresenta ainda as seguintes características peculiares, tais como:

- O sistema trabalha com nível constante e dispensa o sistema de flutuador para descarte de efluente tratado;
- A fase de alimentação de esgoto e o descarte do efluente tratado ocorrem simultaneamente, porém em tanques distintos, dispensando tanques de amortecimento de vazões de descarte;

- Possibilita a utilização de módulos de decantação acelerada, o que reduz significativamente a área para implantação.

O sistema biológico tem por base o processo de lodos ativados variando entre a modalidade de aeração prolongada e convencional, com relação A/M projetada para 0,15 kgDBO/kgSSV. Nessa condição, o lodo de excesso deve apresentar, em regra, uma condição próxima à estabilização, porém necessitando ainda de uma etapa de adensamento antes do processo subsequente de desaguamento. Como o adensamento mecânico do excesso de lodo aeróbio é uma atividade que geralmente demanda a utilização de produtos químicos, o encaminhamento do lodo de excesso para adensamento no reator UASB apresenta uma flexibilidade e simplicidade operacional vantajosa para a estação, desde que não prejudique a qualidade do efluente e desde que seja possível sua posterior remoção com o excesso de lodo anaeróbio do reator UASB. Além disso, em termos econômicos, o encaminhamento do lodo em excesso para a unidade de adensamento mecânico representaria um custo adicional para a planta por ano, só com produto químico, em torno de 65 mil reais, considerando um excesso de lodo ativado em base seca na ordem de 3,5 toneladas de sólidos totais por dia, e consumo de polímero na ordem de 2,7 quilos de polímero por tonelada de lodo em base seca, ao custo médio mensal de quatorze reais por quilo, e utilizando-se sistema de preparo de solução de polímero com polímero em pó.

Haja vista que a vazão de esgoto alimentada no reator UASB durante o período estudado condicionaria tempos de detenção hidráulica bastante elevados, estariam teoricamente estabelecidas as condições necessárias para uma retenção eficiente do excesso de lodo aeróbio no compartimento de digestão do reator UASB.

A seguir, serão apresentados os ciclos de operação do reator aeróbio de fluxo alternado.

- Fase Principal A

A figura 11 apresenta a fase principal 'A', onde o esgoto afluente é alimentado no Tanque 'A', percorrendo um fluxo $A \rightarrow C \rightarrow B$.

Figura 11 – Fase principal A: 120 a 240 min.

Fonte: Autor (2018)

Durante essa fase, o tanque 'B' encontra-se na fase de decantação. O tempo do ciclo é flexível, de acordo com as condições operacionais, podendo variar de 120 a 240 min, sendo que os primeiros 45 minutos iniciais do ciclo o tanque 'A' permanece apenas em agitação através de misturadores mecânicos. O tanque central 'C' permanece constantemente em aeração.

- Fase de Transição de A para B

A figura 12 apresenta a fase de transição de 'A' para 'B', onde o esgoto afluente é alimentado no Tanque 'C', percorrendo um fluxo C→B.

Figura 12 – Fase de transição de A para B: 30 a 45 min.

Fonte: Autor (2018).

Durante essa fase, o tanque 'B' encontra-se na fase de decantação e o tanque 'A' inicia o processo de decantação. O tempo do ciclo é flexível, de acordo com as condições operacionais, podendo variar de 30 a 45 min. O tanque central 'C' permanece constantemente em aeração.

- Fase Principal B

A figura 13 apresenta a fase principal 'B', onde o esgoto afluyente é alimentado no Tanque 'B', percorrendo um fluxo B→C→A.

Figura 13 – Fase principal B: 120 a 240 min.

Fonte: Autor (2018).

Durante essa fase, o tanque 'A' encontra-se na fase de decantação. O tempo do ciclo é flexível, de acordo com as condições operacionais, podendo variar de 120 a 240 min, sendo que nos primeiros 45 minutos iniciais do ciclo o tanque 'B' permanece apenas em agitação através de misturadores mecânicos. O tanque central 'C' permanece constantemente em aeração.

- Fase de Transição de B para A

A figura 14 apresenta a fase de transição de 'B' para 'A', onde o esgoto afluyente é alimentado no Tanque 'C', percorrendo um fluxo C→A. Durante essa fase, o tanque 'A' encontra-se na fase de decantação e o tanque 'B' inicia o processo de decantação. O tempo do ciclo é flexível, de acordo com as condições operacionais, podendo variar de 30 a 45 min. O tanque central 'C' permanece constantemente em aeração.

Figura 14 – Fase de transição de B para A: 30 a 45 min.

A ETE ainda é complementada com operações unitárias que complementam o sistema de tratamento. A figura 15 apresenta o fluxograma da fase líquida.

Figura 15 – Fluxograma da fase líquida.

A fase líquida do processo de tratamento da ETE Várzea Paulista inicia pelo gradeamento grosseiro localizado à montante da elevatória final. Da elevatória final,

o esgoto é recalcado para o sistema de pré-tratamento, para remoção de sólidos finos, areia e gordura. Após o pré-tratamento, o esgoto segue para a primeira caixa divisora de vazão – CDVI, onde é distribuído para o processo secundário de tratamento. Da CDVI, dois terços da vazão são encaminhados para tratamento em dois reatores anaeróbios do tipo UASB. Cada reator UASB é dividido em dois módulos. O efluente tratado nos reatores UASB segue através de tubulações para a segunda caixa divisora de vazão – CDVII. A CDVII recebe, além da vazão de efluente tratado pelos reatores UASB, um terço do esgoto bruto proveniente do pré-tratamento, de modo a fornecer matéria orgânica rapidamente biodegradável para o processo de redução do nitrato formado durante a nitrificação no sistema de lodos ativados. A vazão afluenta à CDVII é então distribuída para o sistema aeróbio composto de dois reatores de fluxo alternado, seguindo os ciclos de operação descritos anteriormente.

A fase sólida da estação é composta pelo excesso de lodo do sistema de lodos ativados e dos reatores UASB, além das unidades físicas utilizadas para o condicionamento e desaguamento do lodo. A figura 16 apresenta o fluxograma da fase sólida.

Figura 16 – Fluxograma da fase sólida.

Fonte: Autor (2018)

Nos RFAs, o lodo em excesso pode ser removido através de dois mecanismos: remoção de lodo sedimentado, através do tanque 'A' e 'B' ou remoção de lodo misto diretamente do tanque 'C'. O excesso de lodo aeróbio pode ser encaminhado diretamente para digestão e/ou adensamento no reator UASB, ou ser encaminhado para adensamento mecânico. Quando é utilizado o adensador mecânico, o lodo aeróbio em excesso é encaminhado para o poço de lodo adensado, que depois de misturado com o lodo de excesso do reator UASB, segue para desaguamento nas centrífugas de lodo. Durante o período da pesquisa, a remoção de lodo aeróbio em excesso se deu sempre pelo tanque 'C', devido à facilidade operacional em se manter a válvula de descarte de lodo desse tanque sempre aberta, e por permitir que o controle da idade do lodo no reator aeróbio pudesse ser realizado apenas pela razão entre o volume do reator e o volume de lodo de excesso descartado por dia.

O volume de descarte de lodo diário foi calculado considerando-se o volume de reação de cada reator de fluxo alternado, compreendido pelo volume do tanque central 'C' que se mantém sempre em reação e o volume de um dos tanques que alternam as fases de reação e sedimentação. A idade do lodo considerada foi à idade do lodo de projeto dos reatores, ou seja, de 15 dias. A equação a seguir apresenta o cálculo do volume de descarte de excesso de lodo aeróbio.

$$\Theta = \frac{V_{reação} \times \text{Concentração SSV}}{Q_{descarte} \times \text{Concentração de SSV}} \quad (\text{Eq.12})$$

Como o descarte de lodo foi realizado via tanque 'C', que permanece constantemente em aeração, a concentração de SSV na linha de descarte de lodo é igual a concentração de SSV no tanque, logo:

$$\Theta = \frac{V_{reação}}{Q_{descarte}} \quad (\text{Eq.13})$$

$$Q_{descarte} = \frac{V_{reação}}{\Theta}$$

$$Q_{descarte} = \frac{28.400 \text{ m}^3}{15 \text{ d}}$$

$$Q_{descarte} = \mathbf{21,9 \text{ L/s}}$$

4.3 CONDIÇÕES OPERACIONAIS DURANTE A COLETA DE DADOS

4.3.1 Primeira fase

O excesso de lodo aeróbio dos RFAs, conforme explicado no fluxograma da fase sólida, pode ser encaminhado para adensamento no reator UASB ou para a unidade de adensamento mecânico.

Para avaliar o efeito do excesso de lodo aeróbio no desempenho do reator UASB, foram agrupados períodos onde o reator UASB foi alimentado exclusivamente com esgoto bruto, após passar pela unidade de pré-tratamento, e períodos onde o afluente do reator UASB era composto por esgoto bruto pré-tratado e lodo aeróbio de excesso dos RFAs.

Durante a primeira fase do projeto de pesquisa, em 2016, a gestão da fase sólida da ETE, conforme comentado, foi bastante comprometida pelos problemas de manutenção de equipamentos da unidade de desaguamento e por problemas contratuais de destinação do lodo final da estação. Assim, nos dias em que foi possível descartar excesso de lodo aeróbio do tanque C dos RFAs para o UASB, essa operação foi realizada de forma contínua, ao longo das 24 horas do dia. Esse lodo de excesso, antes de ser alimentado no reator UASB, era encaminhado para a CDVI, onde era misturado com o esgoto bruto afluente. Como durante esse período a operação de descarte de lodo aeróbio para o UASB foi intermitente ao longo do ano, assim como a remoção de excesso de lodo anaeróbio desse reator para a unidade de desaguamento, os dados de monitoramento foram categorizados e agrupados da seguinte forma:

- NN: Sem descarte de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo do UASB para Unidade de Desaguamento
- NS: Sem descarte de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo do UASB para Unidade de Desaguamento
- SN: Com descarte de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo do UASB para Unidade de Desaguamento

- SS: Com descarte de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo do UASB para Unidade de Desaguamento

Em suma, a primeira letra da categorização supracitada representa a ocorrência ou não de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB, e a segunda letra a ocorrência ou não de remoção de lodo anaeróbio de fundo do reator UASB para a unidade de desaguamento.

4.3.2 Segunda fase

Assim como em 2016, no segundo ano da pesquisa a operação de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB, assim como a remoção de lodo anaeróbio de excesso desse reator foram realizadas de forma intermitente ao longo do ano, de modo que os dados de monitoramento também foram categorizados nas classes mencionadas no tópico anterior, ou seja, NN, NS, SN e SS. Porém, em 2017, os problemas operacionais associados à gestão da fase sólida foram de menor magnitude, o que permitiu que se operasse a ETE com vazões médias de descarte de lodo aeróbio próximo dos valores teóricos de remoção de excesso de lodo aeróbio, assim como o descarte de excesso de lodo da ETE através da remoção de excesso de lodo do reator UASB.

Vale ressaltar que se optou por realizar as operações de descarte de excesso de lodo aeróbio do tanque C dos RFAs para o reator UASB apenas durante o período de baixa vazão de esgoto bruto afluente a ETE, entre a meia noite e oito horas da manhã. Durante esse período, a expansão do leito e da manta de lodo tenderia a ser minimizada, o que aumentaria a capacidade da zona de digestão em reter o excesso de lodo aeróbio, permitindo sua posterior remoção junto com o excesso de lodo anaeróbio.

4.3.3 Categorização dos Dados de Monitoramento

A categorização dos dados mencionada nos tópicos anteriores foi realizada através da análise das planilhas de vazão e da planilha de controle da remoção de lodo do reator UASB para a unidade de desaguamento da ETE.

A tabela 7 apresenta um exemplo da planilha de controle de vazões do processo da ETE Várzea Paulista.

Tabela 7 - Planilha de vazões de processo da ETE Várzea Paulista.

Dia	Fase líquida									Fase Sólida					
	Estogo Bruto (Afluente ETE)			By-pass			Tratado (Efluente ETE)			Excesso de Lodo Aeróbio			Centrado		
	L/s	m³/h	m³/d	L/s	m³/h	m³/d	L/s	m³/h	m³/d	L/s	m³/h	m³/d	L/s	m³/h	m³/d
1	284,13	1.022,87	24.548,83	82,43	296,75	7.121,95	266,77	960,37	23.048,93	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2	330,00	1.188,00	28.512,00	98,28	353,81	8.491,39	308,11	1.109,20	26.620,70	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3	283,44	1.020,38	24.489,22	81,86	294,70	7.072,70	267,63	963,47	23.123,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
4	306,98	1.105,13	26.523,07	89,47	322,09	7.730,21	287,87	1.036,33	24.871,97	0,00	0,00	0,00	11,02	39,67	952,13
5	283,03	1.018,91	24.453,79	83,13	299,27	7.182,43	269,35	969,66	23.271,84	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
6	286,46	1.031,26	24.750,14	82,86	298,30	7.159,10	267,17	961,81	23.083,49	0,00	0,00	0,00	8,45	30,42	730,08
7	306,87	1.104,73	26.513,57	91,04	327,74	7.865,86	286,70	1.032,12	24.770,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
8	297,60	1.071,36	25.712,64	87,27	314,17	7.540,13	277,30	998,28	23.958,72	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
9	305,30	1.099,08	26.377,92	90,36	325,30	7.807,10	269,18	1.041,05	24.985,15	0,00	0,00	0,00	4,14	14,90	357,70
10	329,40	1.185,84	28.460,16	100,52	361,87	8.684,93	314,28	1.131,41	27.153,79	17,27	62,17	1.492,13	4,28	15,41	369,79
11	301,84	1.086,62	26.078,98	92,88	334,37	8.024,83	283,75	1.021,50	24.516,00	36,04	129,74	3.113,86	6,04	21,74	521,86
12	275,79	992,84	23.828,26	85,56	308,02	7.392,38	270,42	973,51	23.364,29	39,20	141,12	3.386,88	0,00	0,00	0,00
13	271,78	978,41	23.481,79	84,92	305,71	7.337,09	259,88	935,57	22.453,63	49,61	178,60	4.286,30	0,00	0,00	0,00
14	301,98	1.087,13	26.091,07	95,47	343,69	8.248,61	290,79	1.046,84	25.124,26	46,27	166,57	3.997,73	0,00	0,00	0,00
15	269,46	970,06	23.281,34	83,50	300,60	7.214,40	254,78	917,21	22.012,99	41,00	147,60	3.542,40	3,12	11,23	269,57
16	272,25	980,10	23.522,40	83,21	299,56	7.189,34	254,95	917,82	22.027,68	36,33	130,79	3.138,91	5,19	18,68	448,42
17	295,60	1.064,16	25.539,84	90,36	325,30	7.807,10	280,33	1.009,19	24.220,51	42,41	152,68	3.664,22	8,63	31,07	745,63
18	281,70	1.014,12	24.338,88	84,92	305,71	7.337,09	264,07	950,65	22.815,65	41,16	148,18	3.556,22	0,00	0,00	0,00
19	239,44	861,98	20.687,62	73,72	265,39	6.369,41	226,18	814,25	19.541,95	29,97	107,89	2.589,41	0,00	0,00	0,00
20	299,91	1.079,68	25.912,22	93,73	337,43	8.098,27	282,27	1.016,17	24.388,13	30,73	110,63	2.655,07	0,00	0,00	0,00
21	311,64	1.121,90	26.925,70	97,05	349,38	8.385,12	293,56	1.056,82	25.363,58	30,64	110,30	2.647,30	0,00	0,00	0,00
22	315,05	1.134,18	27.220,32	91,49	329,36	7.904,74	300,37	1.081,33	25.951,97	28,65	103,14	2.475,36	7,65	27,54	660,96
23	303,57	1.092,85	26.228,45	83,79	301,64	7.239,46	293,86	1.057,90	25.389,50	0,00	0,00	0,00	9,40	33,84	812,16
24	305,99	1.101,56	26.437,54	83,65	301,14	7.227,36	288,72	1.039,39	24.945,41	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
25	312,52	1.125,07	27.001,73	88,56	318,82	7.651,58	291,93	1.050,95	25.222,75	20,02	72,07	1.729,73	0,00	0,00	0,00
26	288,95	1.040,22	24.965,28	82,08	295,49	7.091,71	277,09	997,52	23.940,58	7,04	25,34	608,26	8,09	29,12	698,98
27	247,67	891,61	21.398,69	77,13	277,67	6.664,03	220,55	793,98	19.055,52	27,64	99,50	2.388,10	0,00	0,00	0,00
28	312,76	1.125,94	27.022,46	97,81	352,12	8.450,78	295,25	1.062,90	25.509,60	29,64	106,70	2.560,90	0,00	0,00	0,00
29	287,08	1.033,49	24.803,71	89,86	323,50	7.763,90	284,53	1.024,31	24.583,39	37,73	135,83	3.259,87	5,23	18,83	451,87
30	246,34	886,82	21.283,78	75,88	273,17	6.556,03	214,29	771,44	18.514,66	42,10	151,56	3.637,44	12,12	43,63	1.047,17
Méd	291,82	1.050,54	25.213,05	87,43	314,73	7.553,64	275,40	991,43	23.794,36	21,12	76,01	1824,34	3,11	11,20	268,88

Fonte: Autor (2018)

A vazão afluyente ao reator UASB foi calculada através do balanço de vazões na caixa divisora de vazão I, conforme esquema apresentado na figura 17.

Figura 17 - Balanço de vazões na CDV-I

Fonte: Autor (2018)

A vazão afluyente aos reatores UASB foi calculada através da seguinte expressão (Equação 12):

$$Q.Afl.UASB = Q.Esg.bruto + Q.Lodo.aerób. + Q.Centrado - Q.bypass.RFA \quad Eq.12$$

A tabela 8 ilustra uma planilha de controle de remoção do lodo de excesso do reator UASB.

Tabela 8 - Planilha de controle de remoção de lodo de excesso dos reatores UASB.

Reator	Válvulas	Dia																															
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	
U A 1 S A B	102-VG-01																																
	102-VG-02																																
	102-VG-03																																
	102-VG-04																																
U A 1 S B B	102-VG-05																																
	102-VG-06																																
	102-VG-07																																
	102-VG-08																																
U A 2 S A B	102-VG-09																																
	102-VG-10																																
	102-VG-11																																
	102-VG-12																																
U A 2 S B B	102-VG-13																																
	102-VG-14																																
	102-VG-15																																
	102-VG-16																																

Fonte: Autor (2018)

Vale mencionar que, como as amostras do efluente do UASB foram coletadas na caixa de coleta do efluente do Reator 1A e 1B, foram considerados nesse estudo, para análise qualitativa do efluente, como dias efetivos de remoção de lodo de excesso do UASB aqueles dias cuja remoção de lodo se deu através das válvulas 102-VG-01 a 102-VG-08, ou seja, aquelas válvulas que removem lodo dos módulos 1A e 1B. Para avaliação da composição do biogás, foi considerada a remoção de excesso de lodo apenas do módulo 1A, através das válvulas 102-VG-01 a 102-VG-04, já que a coleta de biogás para análise de composição ocorre em ramal da tubulação de biogás desse módulo. Já para avaliação quantitativa e qualitativa do biogás produzido, foi considerado como dia efetivo de remoção de lodo àquele que houve remoção de lodo de qualquer um dos reatores, ou seja, da válvula 102-VG-01 a 102-VG-16.

Com base nas tabelas de vazão de processo e a da tabela de controle de remoção de lodo de excesso do reator UASB, os dados de monitoramento do reator UASB foram categorizados conforme exemplo apresentado na tabela 9 a seguir.

Tabela 9 - Planilha de monitoramento do reator UASB.

Monitoramento do Reator UASB										
Data	Q EB (L/s)	Q By-Pass (L/s)	Q _L (L/s)	Q _{Centrado} (L/s)	Q _{Total} UASB (L/s)	TDH	v (m/h)	Com Descarte de Lodo Aeróbio para UASB (S/N)	Com Remoção de Excesso de Lodo do UASB (S/N)	Cond. Operacional FS
26/07/16	284	88	0,00	0,00	196	17,3	0,26	N	N	NN
27/07/16	291	90	0,00	0,00	200	16,9	0,26	N	N	NN
28/07/16	296	91	0,00	0,00	205	16,5	0,27	N	N	NN
29/07/16	289	89	0,00	0,00	200	16,9	0,26	N	N	NN
30/07/16	276	86	0,00	0,00	190	17,8	0,25	N	N	NN
31/07/16	259	80	0,00	0,00	179	18,9	0,24	N	N	NN
01/08/16	290	90	39,05	0,00	238	14,2	0,31	S	N	SN
02/08/16	287	89	13,13	0,00	211	16,0	0,28	S	N	SN
03/08/16	286	89	42,18	0,00	239	14,1	0,31	S	N	SN
04/08/16	280	87	37,38	0,00	231	14,7	0,30	S	N	SN
05/08/16	274	85	36,20	0,00	225	15,0	0,30	S	N	SN
06/08/16	274	84	36,21	0,00	226	15,0	0,30	S	N	SN
07/08/16	253	77	35,48	0,00	211	16,0	0,28	S	N	SN
08/08/16	276	85	29,55	0,00	221	15,3	0,29	S	N	SN
09/08/16	275	84	28,70	0,00	220	15,4	0,29	S	N	SN
10/08/16	299	93	29,21	0,00	235	14,4	0,31	S	N	SN
11/08/16	258	78	28,17	0,00	208	16,3	0,27	S	N	SN
12/08/16	265	81	29,12	0,00	212	15,9	0,28	S	N	SN
13/08/16	273	84	28,86	0,00	217	15,6	0,29	S	N	SN
14/08/16	248	75	29,52	0,00	202	16,7	0,27	S	N	SN
15/08/16	289	90	32,59	0,00	231	14,7	0,30	S	N	SN
16/08/16	296	92	32,98	0,00	236	14,3	0,31	S	N	SN
17/08/16	220	67	31,92	0,00	185	18,3	0,24	S	N	SN
18/08/16	220	69	30,81	0,00	182	18,6	0,24	S	N	SN
19/08/16	268	62	30,79	0,00	236	14,3	0,31	S	N	SN
20/08/16	280	84	30,41	0,00	226	14,9	0,30	S	N	SN
21/08/16	228	69	29,55	0,00	188	18,0	0,25	S	N	SN
22/08/16	293	90	30,84	0,00	234	14,5	0,31	S	N	SN
23/08/16	274	84	29,98	0,00	220	15,4	0,29	S	N	SN
24/08/16	296	92	28,60	7,06	240	14,1	0,32	S	S	SS

Legenda: S: Sim; N: Não; NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

4.4 PARÂMETROS, PONTOS E FREQUÊNCIA DE MONITORAMENTO

O monitoramento do reator UASB foi realizado através de análises laboratoriais para os parâmetros DQO total, DQO filtrada, Sulfato, Sólidos em Suspensão Totais e Sólidos em Suspensão Voláteis, pH e Temperatura. A amostragem foi realizada através da composição de amostras compostas de 24 horas do esgoto bruto afluente ao Reator, em ponto localizado na caixa divisora de vazão – CDVI, e da composição de quatro amostras simples coletadas na caixa de coleta do efluente do reator 1A e 1B ao longo de um dia da semana representativo das condições operacionais submetidas no Reator UASB.

Além das análises laboratoriais mencionadas no parágrafo anterior, o sistema foi monitorado continuamente para DQO total no afluente e efluente do reator UASB, através de sonda de DQO de processo, marca 'Carbolyser SCAN', cujo princípio de funcionamento foi apresentado na revisão bibliográfica. Essa sonda além de

monitorar a DQO em tempo real, foi configurada também para o monitoramento de sólidos em suspensão.

A figura 18 a seguir apresenta os pontos de amostragem para caracterização do afluente e efluente do UASB e RFA.

Figura 18 – Pontos de amostragem P1, P2, P3 e P4.

Legenda: P1 – Afluente do UASB. P2: Efluente do UASB 1A e 1B. P3: Afluente do RFA. P4: Efluente do RFA (e da ETE). Fonte: Autor (2018).

Para o parâmetro DQO total do afluente e efluente do reator UASB (P1 e P2), conforme mencionado anteriormente, além dos dados compostos obtidos em análises laboratoriais, foram obtidos dados contínuos através de sonda de DQO online. A sonda foi calibrada para medir efluentes com concentrações variando de 100 a 1200 mg/L de DQO. A figura 19 apresenta a sonda utilizada no monitoramento.

Figura 19 - Sonda para monitoramento online da DQO.

Fonte: Autor (2018).

Além do monitoramento de DQO, a sonda de processo também é capaz de monitorar a concentração de sólidos em suspensão. Para o monitoramento do reator UASB da ETE Várzea Paulista, a correlação dos resultados, sem exclusão de pares, de DQO total com SST medidos pela sonda foi positiva, com coeficiente de correlação de Pearson na ordem de 0,71. A menor correlação em relação aos ensaios realizados por Cabral et.al (2017) se deu pelo fato das medições terem sido registradas de forma simultânea, ou seja, anotando-se o valor medido em DQO total apresentada no visor do equipamento, e na sequência, alterando-se o dispositivo de medição para SST e anotando-se novamente o valor. Ou seja, como o fluxo de amostra pela sonda era contínuo, a medida de DQO total e SST se davam em tempos ligeiramente diferentes, apesar de bastante próximos. No ensaio realizado por Cabral et.al (2017), a amostra era mantida em proveta, ou seja, as medições de DQO total e SST eram exatamente do mesmo volume de amostra. A figura 20 apresenta a curva de regressão não linear para DQO total e SST do efluente medido pela sonda na ETE Várzea Paulista.

Figura 20 - Curva de regressão não-linear para SST.

Fonte: Autor (2018).

A produção de biogás foi quantificada através do medidor de vazão de biogás da própria estação, instalado na linha de queima do biogás. Apesar de a ETE possuir medidor de vazão na linha de coleta do biogás do reator UASB 1A, fornecido pelo programa PROBIOGÁS, optou-se por utilizar para o cálculo das relações unitárias os dados de vazão do biogás medidos pelo medidor da ETE, por duas razões específicas:

- O volume de biogás medido por unidade de tempo apresentou na maior parte do tempo valores acima do limite de quantificação do medidor.
- O medidor de biogás da ETE é um fluxômetro de massa térmica, e fornece as medições de biogás já normalizadas.

O medidor de vazão fornecido pelo programa PROBIOGÁS, tipo vórtex, foi utilizado apenas para a construção do perfil horário de produção de biogás da ETE, devido à disponibilidade de dados de vazão registrados de quinze em quinze minutos (quatro pontos de medição por hora), e para avaliar a eficácia de válvulas instaladas na tubulação de quebra-escuma do módulo 1A do reator UASB, já próximo ao encerramento do período de estudo.

A figura 21 apresenta uma imagem do medidor de biogás instalado na tubulação de queima do biogás da ETE.

Figura 21 - Medidor de vazão mássica contech FT2.

Fonte: Catálogo fabricante (2018) e Autor (2018)

O medidor de vazão mássica utiliza tecnologia de diferencial de temperatura constante (DT). O sensor tem dois elementos. Um dos elementos, a referência RTD mede a temperatura do gás. A eletrônica aquece o outro elemento até a temperatura do gás, mantendo uma constante DT entre a temperatura do gás e do elemento aquecido. Como a vazão mássica aumenta, o número crescente de moléculas do gás remove mais calor do elemento aquecido. A eletrônica capta essa redução de temperatura e envia potência adicional ao elemento aquecido para manter a constante DT. A quantidade de potência enviada ao elemento aquecido é proporcional à taxa de vazão mássica. O módulo microprocessado então lineariza esse sinal para transmitir um sinal de saída elétrico (CONTECH, 2018).

A precisão da leitura de vazão do medidor FT2 da CONTECH é de 1% da leitura e $\pm 0,2\%$ do fundo de escala, com repetibilidade de $\pm 0,2\%$ do fundo de escala. Para precisão da leitura é recomendado uma velocidade mínima na tubulação de 0,3 Nm/s.

Com base na velocidade mínima da tubulação de 0,3 Nm/s, e considerando que a tubulação onde o medidor encontra-se instalado apresenta diâmetro de 4", foram considerados como valores válidos de medição de biogás, as medições que apresentaram vazão maior ou igual a 8 Nm³/hora, ou seja, acima do limite de quantificação do medidor.

Para estabelecer as relações unitárias de produção de biogás, foi calculada a carga de DQO removida do sistema através da equação 14.

$$DQO_{remov.} = Q \cdot UASB \times DQO_{Total.Afl.} - Q \cdot UASB \times DQO_{Filtrada.Efl.} \quad (Eq.14)$$

A composição de biogás foi analisada a partir do analisador de composição do biogás INCA 4002 da UNION, fornecido pelo programa PROBIOGÁS. As concentrações de metano e dióxido de carbono são detectadas por sensores de infravermelho não dispersivo (NDIR). Esta tecnologia utiliza as propriedades dos gases de absorver radiação no comprimento de onda infravermelho. A unidade NDIR consiste em filtros que selecionam uma radiação do espectro eletromagnético representativa do comportamento típico de absorção do gás (CH₄ e CO₂, no caso). Tal radiação passa por uma célula de medição com o gás da amostra, sendo que a atenuação decorrente deste processo indica o grau de concentração do gás. Já as concentrações de oxigênio e sulfeto de hidrogênio são mensuradas em uma célula eletrolítica do equipamento. Ela consiste em dois eletrodos que agem cataliticamente, conectados por um meio condutor de eletricidade (eletrólito) e um circuito. Na borda do eletrodo, ocorre uma reação entre o gás e o eletrólito, gerando uma corrente elétrica cuja amperagem indica a concentração do gás (O₂, H₂S, no caso) (CABRAL et. al, 2017). A figura 22 apresenta o princípio de funcionamento dos sensores mencionados.

Figura 22 - Princípio de medição dos sensores do analisador INCA 4002 da UNION. À esquerda sensor de infravermelho e à direita sensor eletroquímico.

Fonte: CABRAL et. al, 2017.

Para avaliar o impacto da concentração de sólidos em suspensão no efluente do reator UASB e sua interação com o processo de lodos ativados, foi monitorada a concentração de sólidos em suspensão no reator aeróbio. Além disso, foram realizados testes para avaliação da eficiência de transferência de oxigênio, com

emprego da metodologia 'off-gas' (ASCE, 1996), através da norma 'Standard Guidelines for In-Process Oxygen Transfer Testing'. A figura 23 apresenta imagens do teste realizado em julho de 2016.

Figura 23 - Avaliação da eficiência de transferência de oxigênio no reator de lodos ativados da ETE Várzea Paulista.

Fonte: Autor (2018)

4.5 APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS E ANÁLISE ESTATÍSTICA

Para análise e apresentação dos resultados foi utilizado o software estatístico MINITAB 18. A representação gráfica se baseou em gráficos de dispersão e gráficos de box-plot. A interpretação dos gráficos de box-plot encontra-se ilustrada na figura 24.

Figura 24 - Representação gráfica box-plot.

Fonte: Autor (2018)

Os outliers, também conhecidos como valores discrepantes ou atípicos, identificam os dados que apresentam valores muito distantes dos valores dos demais dados do conjunto amostral, podendo representar um ponto de falha de amostragem ou algum

evento esporádico. Nesse trabalho, o software estatístico utilizado classifica como um valor discrepante aqueles dados que atendem uma das seguintes condições:

- Valor $\geq 3^{\text{o}}\text{quartil} + 1,5 \times \text{Intervalo interquartil}$
- Valor $\leq 1^{\text{o}}\text{quartil} - 1,5 \times \text{Intervalo interquartil}$

A comparação dos resultados foi realizada pela comparação dos valores médios, mínimos e máximos, e da tendência central, através da análise do intervalo interquartil. Também foram utilizadas análises de variância entre duas populações, comparações de Tukey para populações com variâncias iguais e comparações de Games-Howell para populações com variâncias diferentes.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nessa seção serão apresentados os resultados da pesquisa, contendo períodos onde a operação de descarte de lodo aeróbio no reator UASB ocorreu de forma contínua, durante 24 horas do dia, referente ao ano de 2016, e contendo períodos onde a operação de descarte de lodo aeróbio no UASB ocorreu durante o período de vazões mínimas afluente a ETE, geralmente da meia noite as oito horas da manhã, referente ao ano de 2017. Durante os dois anos de pesquisa, a alimentação de lodo aeróbio em excesso no reator UASB não se manteve regular ao longo do ano, assim como a remoção de lodo de excesso, devido a inúmeros problemas de ordem operacional e administrativa, como falhas em unidades de bombeamento, desaguamento e entraves contratuais com a empresa responsável pela remoção do lodo de excesso da ETE para o tratamento e disposição final.

5.1 IMPACTO DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS NA QUALIDADE DO EFLUENTE

5.1.1 Características do Esgoto Afluente em 2016

A figura 25 apresenta a variação da vazão média afluente ao longo de 2016.

Figura 25 - Variação da vazão média afluyente à ETE e ao reator UASB em 2016.

Fonte: Autor (2018)

Nesse período, a vazão média afluyente à ETE variou de 129 a 375 L/s. A média anual foi de 289 L/s, variando, dentro do intervalo de 95% de confiança, entre 285 e 293 L/s. Já a vazão média afluyente ao reator UASB variou de 91 a 280 L/s, com média anual de 210 L/s, variando, com intervalo de 95% de confiança, entre 207 e 213 L/s.

A figura 26 apresenta a vazão média e a vazão máxima horária afluyente à ETE ao longo do ano de 2016, assim como a vazão média de excesso de lodo aeróbio, dos dias efetivos de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB.

Figura 26 - Variação da vazão horária afluyente à ETE e vazão horária de descarte de lodo aeróbio (2016).

Fonte: Autor (2018)

Observa-se que a vazão média apresenta um comportamento decrescente da meia noite às 06 horas da manhã, quando há uma inflexão no gráfico e um comportamento crescente até atingir um máximo próximo das 15 horas. Após as 15 horas há uma oscilação na vazão afluyente e uma tendência de queda acentuada a partir das 21 horas. Com relação à vazão máxima horária, a máxima vazão observada em 2016 não ultrapassou 450 L/s, que condiciona velocidade ascensional no reator UASB abaixo de 0,50 metro por hora, o que infere que não houve arraste de sólidos devido à sobrecarga hidráulica na ETE.

As figuras a seguir apresentam as características do esgoto afluyente ao reator UASB, após passar pelas unidades de pré-tratamento, em função dos parâmetros DQO total e filtrada, SO_4^- , SST, SSV e temperatura.

A figura 27 apresenta a variação, a média e o intervalo de confiança para a média da DQO total afluyente ao reator UASB em 2016.

Figura 27 - Variação e concentração média da DQO total afluyente ao reator UASB em 2016.

Fonte: Autor (2018)

A DQO total afluyente ao reator UASB apresentou um comportamento bastante variável quando o afluyente era composto de esgoto bruto e excesso de lodo aeróbio. Quando o afluyente era composto apenas de esgoto bruto, a DQO variou de 227 a 1042 mg/L, com 50 % dos dados concentrados entre 378 e 698 mg/L. A média de DQO total nessa condição foi de 562 mg/L, com intervalo de 95 % de confiança variando entre 500 e 624 mg/L. Em comparação com as concentrações típicas de DQO no esgoto doméstico, pode-se considerar o esgoto afluyente à ETE Várzea Paulista como um esgoto com características típicas de esgoto doméstico. Infere-se que as concentrações máximas estejam associadas a lançamentos de efluente

industrial na rede coletora. Quando o reator UASB foi alimentado com esgoto bruto misturado com excesso de lodo aeróbio, a concentração de DQO total foi mais elevada, variando de 406 a 3180 mg/L, sendo que 50% dos dados se concentraram entre 503 e 2010 mg/L. A concentração média de DQO total nessa condição foi de 1245 mg/L, com intervalo de 95% de confiança entre 751 e 1740 mg/L.

A figura 28 apresenta a variação da vazão de excesso de lodo aeróbio alimentado no reator UASB, durante os períodos categorizados como SN e SS.

Figura 28 – Vazão de descarte de excesso de lodo aeróbio para o reator UASB (2016)

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 28 que a vazão de descarte de excesso de lodo aeróbio apresentou na condição SN variação dos dados centrais entre 21 e 35 L/s, com média de 28,5 L/s e intervalo de confiança para a média variando de 26,7 a 30,3 L/s. Já na condição SS, a vazão de excesso de lodo aeróbio apresentou variação dos dados centrais entre 28,5 e 34,2 L/s, com média de 30,8 L/s e intervalo de confiança para a média variando de 27,7 L/s e 33,9 L/s. Observa-se que a vazão de descarte de excesso de lodo aeróbio foi extremamente elevada, com picos na ordem de 49 L/s na condição SN e de 41 L/s na condição SS, ou seja, até duas vezes superior a vazão de descarte teórica calculada para operação do sistema com idade do lodo de 15 dias. Essas vazões de descarte de excesso de lodo aeróbio elevadas decorreram de longos períodos sem remoção de excesso de lodo no sistema de lodos ativados, indicando uma tentativa de se equacionar o passivo de lodo aeróbio mantido no reator aeróbio.

Para verificar se a concentração média de DQO total do afluente é coerente com o recebimento de lodo aeróbio de excesso, encontra-se apresentado na figura 29 a

concentração de sólidos em suspensão totais e em suspensão voláteis da linha de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB.

Figura 29 - Concentração de sólidos em suspensão na linha de descarte de lodo aeróbio (2016).

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 29 que a concentração de sólidos em suspensão voláteis do lodo de excesso variou de 3612 a 8414 mg/L, com 50 % dos dados concentrados entre 5290 e 6737 mg/L. A alta concentração de sólidos em suspensão da linha de retorno é coerente com a alta concentração de sólidos mantida no tanque de aeração durante o ano de 2016, que foram extremamente elevadas devido à baixa remoção de lodo da estação. No gráfico à direita, observa-se que a média da concentração de SSV foi de aproximadamente 6000 mg/L, com intervalo de 95 % de confiança variando entre 5320 e 6679 mg/L. Van Haandel & Marais (1999) sugerem que o coeficiente de correlação entre DQO e SSV varie de 1,42 a 1,50, sendo que o valor mais usual é de 1,48 mg.DQO/mg.SSV. Considerando a concentração média de SSV na linha de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB, na ordem de 6000 mg/L (IC de 5320 a 6679 mg/L), o equivalente de DQO total seria, considerando o fator de 1,48, igual a 8880 mg/L (IC de 7873 a 9885 mg/L). A DQO de mistura na CDVI é proporcional a DQO proveniente com o esgoto bruto e a DQO do lodo aeróbio de excesso, conforme apresentado na equação 15. Para a verificação foi considerada a média global da vazão de descarte de lodo aeróbio entre as condições SN e SS, na ordem de 29 L/s.

$$DQO_{mistura} = \frac{DQO_{total.EB} \cdot Q_{EB} + DQO_{total.Lodo.Aeróbio} \cdot Q_{Lodo.Aeróbio}}{Q_{EB} + Q_{Lodo.Aeróbio}} \quad (\text{Eq.15})$$

$$DQO_{mistura} = \frac{562 * 289 + 8880 * 29,0}{289 + 29,0}$$

$$DQO_{mistura} = 1320 \text{ mg/L}$$

A DQO de mistura a partir das concentrações médias de DQO presentes no esgoto bruto afluente e no excesso de lodo aeróbio foi de 1320 mg/L. Como a média da DQO total afluente com presença de lodo aeróbio de excesso foi de 1245 mg/L (IC de 751 a 1740 mg/L), infere-se que as medições de DQO total no afluente apresentaram-se coerentes.

A figura 30 apresenta a variação da DQO filtrada e o intervalo de confiança para a concentração média de DQO filtrada no afluente do reator UASB em 2016.

Figura 30 - Variação da DQO filtrada afluente ao reator UASB em 2016.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 30, que não houve variação significativa na concentração de DQO filtrada durante as duas condições supracitadas, com 50 % dos dados variando entre 110 e 170 mg/L (1º e 3º quartil) quando o reator foi alimentado apenas com esgoto bruto, e entre 110 e 182 mg/L (1º e 3º quartil) quando o afluente era composto de esgoto bruto e lodo aeróbio em excesso.

A variação da concentração de sulfato no esgoto afluente encontra-se apresentada na figura 31.

Figura 31 - Variação de sulfato no esgoto afluente ao reator UASB em 2016.

Fonte: Autor (2018)

A concentração variou de 26 a 58 mg/L, com 50 % dos valores concentrados entre 38 e 48 mg/L (1º e 3º quartil), valores esses que coincidem com as concentrações típicas observadas nos esgotos sanitários de origem doméstica.

A figura 32 apresenta a variação da concentração de sólidos em suspensão do afluente ao reator UASB, com e sem parcela de lodo aeróbio de excesso.

Figura 32 - Variação da concentração de sólidos em suspensão no afluente ao Reator UASB em 2016.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se que a concentração de sólidos em suspensão totais foi bem superior quando havia descarte de lodo aeróbio para adensamento no reator UASB, com 50 % dos dados concentrados entre 943 (1º quartil) e 1534 mg/L (3º quartil). Na condição sem descarte de lodo aeróbio para o UASB, a tendência central da concentração de SST variou de 229 (1º quartil) a 448 mg/L (3º quartil). A média da

relação entre sólidos em suspensão voláteis e sólidos em suspensão totais foi ligeiramente menor quando da presença de lodo aeróbio, com intervalo de confiança variando de 0,64 a 0,67. Quando havia apenas esgoto bruto no afluente do UASB, o intervalo de confiança para a média dessa relação variou de 0,66 a 0,73.

5.1.2 Aspectos Hidráulicos do Reator UASB em 2016

Com base nos dados de vazão e nas características dimensionais do reator UASB, foram elaborados os gráficos de 'box-plot' dos parâmetros operacionais de controle do reator. A figura 33 apresenta a variação do tempo de detenção hidráulica e a variação da velocidade ascensional no reator UASB em 2016.

Figura 33 - Variação do tempo de detenção hidráulica e velocidade ascensional no UASB (2016)

Fonte: Autor (2018)

Conforme se pode verificar na figura 33, o tempo de detenção hidráulica no reator UASB em 2016 variou de 13,8 a 22,0 horas, com 50 % dos dados variando de 15,9 a 19,5 horas (1º e 3º quartil). Na condição com descarte de lodo aeróbio, o tempo de detenção hidráulica apresentou-se ligeiramente menor, variando de 11,7 a 15,6 horas, com 50% dos dados concentrados entre 12,7 e 14,2 horas (1º e 3º quartil). Nas duas condições, o tempo de detenção hidráulica se apresentou bem acima do tempo de detenção hidráulica de projeto, que foi de 8 horas para a vazão média.

As velocidades ascensionais foram inferiores às velocidades máximas estabelecidas na NBR 12209/2011 para vazão média (0,50 a 0,70 m/h), logo, eventos de perdas de sólidos com o efluente não devem ter sido ocasionados por arraste hidráulico no reator. Quando não alimentado com excesso de lodo aeróbio, a velocidade variou de

0,20 a 0,32 m/h, com 50% dos dados entre 0,22 e 0,27 m/h. Quando alimentado com lodo aeróbio, a velocidade ascensional foi pouco superior, variando de 0,28 a 0,37 m/h, com 50 % dos valores concentrados entre 0,31 e 0,35 m/h.

5.1.3 Aspectos Ambientais do Reator UASB em 2016

A figura 34 apresenta as condições ambientais de operação do reator UASB durante o ano de 2016, nos períodos com e sem alimentação de lodo aeróbio em excesso.

Figura 34 - Condições ambientais de operação do reator UASB em 2016.

Fonte: Autor (2018)

A temperatura de operação dos reatores UASB variou de 19,9 a 28,6 °C nos períodos sem recebimento de lodo aeróbio em excesso (50% dos dados concentrados entre 23,2 e 26,8 °C), e de 21,2 a 26,2 °C quando o esgoto afluyente era misturado com excesso de lodo aeróbio (50 % dos dados entre 22,8 e 24,8 °C). Nessas faixas de temperatura, de acordo com Van Haandel & Letinga (1994), a temperatura não exerce papel tão importante na produção de biogás quando comparada com outros parâmetros, como a vazão de esgoto, DQO e pluviometria. Com relação ao pH, a figura 33 mostra uma maior dispersão do pH durante a alimentação do reator UASB com lodo aeróbio em excesso. Porém, a figura 35 mostra que o pH médio se manteve em ambas as condições próximo da condição neutra.

Figura 35 – Intervalo de confiança para a média do pH.

Fonte: Autor (2018)

5.1.4 Características do Efluente do Reator UASB em 2016

Nesse tópico encontram-se apresentadas as características do efluente produzido pelo reator UASB em função das condições operacionais da fase sólida durante o ano de 2016. Durante esse período, o descarte de lodo aeróbio no reator UASB, quando ocorria, era realizado de forma contínua, ou seja, 24 horas por dia.

A tabela 10 apresenta as estatísticas descritivas para o parâmetro DQO total do efluente do reator UASB nesse período, contendo todas as observações, inclusive os eventos discrepantes.

Tabela 10 - Estatísticas descritivas para DQO total no efluente do UASB em 2016.

Condição Operacional	Tamanho Amostral	Média (mg/L)	Desvio Padrão (mg/L)	Mínimo (mg/L)	Q ₁ – 1º quartil (mg/L)	Mediana (mg/L)	Q ₃ – 3º quartil (mg/L)	Máximo (mg/L)
NN	182	269	203	39	126	209	360	1126
NS	21	296	284	110	172	215	262	1147
SN	116	370	323	83	174	220	380	1182
SS	26	529	366	155	230	329	935	1157

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

Para visualizar o formato, a tendência central e a variabilidade da distribuição dos dados do conjunto amostral, encontram-se ilustrados na figura 36 a variação da DQO total no efluente, incluso os eventos discrepantes, e a concentração média da DQO total no efluente, junto com seu intervalo de confiança, já desconsiderando os eventos discrepantes.

Figura 36 - Variação e concentração média da DQO total no efluente do UASB em 2016.

Fonte: Autor (2018)

O gráfico localizado a esquerda da figura 36 mostra que o melhor desempenho do reator se deu, em termos de variabilidade da DQO total efluente, na condição sem lançamento de lodo aeróbio de excesso e com remoção de excesso de lodo do reator UASB (condição NS). Nessa condição, a variação da DQO total efluente apresentou menor amplitude interquartil (90 mg/L), com 50% dos dados concentrados entre 172 e 262 mg/L. Observa-se que a variação dos dados centrais foi bastante semelhante entre as condições NN e SN, tendo apresentado amplitude interquartil, respectivamente de 234 mg/L e 206 mg/L. A concentração média de DQO total no efluente, excluído os eventos discrepantes, são bastante semelhantes entre as condições NN, NS e SN. Infere-se que a manutenção de 50% dos dados centrais amostrados da condição SN na mesma ordem de grandeza da condição NN se deu pela manutenção de um leito de lodo concentrado na zona de digestão do reator. Essa observação se reforça quando se observa a variação dos dados de DQO total no efluente no período com remoção voluntária de lodo anaeróbio do reator UASB e alimentação desse reator com esgoto bruto e excesso de lodo aeróbio (condição SS). Nessa condição, a amplitude interquartil, que representa a dispersão de 50% dos dados centrais da amostra, foi de 705 mg/L, ou seja, mais que três vezes superior à condição SN. Assim, apesar de o reator UASB nesse

período ter sido operado com longos períodos sem remoção voluntária de excesso de lodo, o que pode ter mantido um passivo de lodo no seu interior, os resultados indicam, a princípio, que a remoção do lodo de fundo, mais concentrado, associado à alimentação simultânea de lodo aeróbio no reator UASB foi mais prejudicial à qualidade do efluente do que sua manutenção no reator. O lodo anaeróbio de fundo mais concentrado parece exercer uma barreira aos sólidos em suspensão afluentes, tendo sido responsável por reter o excesso de lodo aeróbio na zona de digestão, observado pela distribuição dos dados centrais de qualidade do efluente na condição SN. Como a operação de alimentação de lodo aeróbio de excesso no reator UASB pode expandir o leito de lodo, os eventos esporádicos com alta concentração de sólidos no efluente da condição SN podem representar períodos onde a manta de lodo atingiu a zona de decantação do reator UASB. Assim, torna-se fundamental que a operação de alimentação do reator UASB com lodo aeróbio de excesso seja condicionada a manutenção de um leito de lodo denso no fundo do reator, e ao monitoramento da expansão da manta de lodo. Além disso, quando a operação de remoção de excesso de lodo do reator UASB for realizada, deve-se priorizar a manutenção do leito de lodo de fundo no reator. A remoção de excesso do lodo anaeróbio deve priorizar o lodo situado em menores profundidades da zona de digestão, próximo da manta de lodo (em torno de 1,5 a 2,0 metros do fundo do reator), onde a concentração de sólidos é menos densa e as velocidades de sedimentação são menores. Nessa situação, o volume de lodo a ser removido tende a ser maior, o que implicará em maiores volumes de lodo a ser encaminhado para o processo de desaguamento. Caso esse excesso de lodo não apresente concentração de sólidos suficiente para o processo de desaguamento, pode-se compensar o volume de lodo removido dessa zona com uma parcela do lodo de fundo, porém, de forma controlada para que não se remova em excesso essa camada de lodo mais concentrada.

Ainda na figura 36, representada no gráfico à direita da figura, observa-se uma tendência de aumento dos valores médios de DQO total no efluente quando da operação simultânea de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB e remoção de lodo anaeróbio de fundo desse reator (condição SS).

A eficiência de remoção de DQO no reator UASB encontra-se apresentada na figura 37. Vale ressaltar que para o cálculo de eficiência, foram considerados os dados de DQO total afluente ao reator e os dados de DQO filtrada no efluente.

Figura 37 - Eficiência de remoção de DQO e média da DQO filtrada no efluente (2016).

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 37 que durante o ano de 2016 a eficiência de remoção de DQO nas condições em que o afluente do reator UASB continha excesso de lodo aeróbio variou de 85 a 87%, na mesma ordem de grandeza dos períodos sem excesso de lodo aeróbio no afluente. A média da DQO filtrada do efluente do reator UASB, quando o afluente continha somente esgoto bruto, variou de menor ou igual a 57 (limite de detecção) até 69 mg/L, ao passo que, quando o afluente do UASB continha esgoto bruto e excesso de lodo ativado, variou de 75 a 77 mg/L, ou seja, um pouco superior, mas na mesma ordem de grandeza.

A tabela 11 apresenta as estatísticas descritivas para a concentração de sólidos em suspensão totais no efluente do reator UASB, considerando todas as observações, ou seja, inclusive com os eventos discrepantes.

Tabela 11 - Estatísticas descritivas para SST no efluente do UASB em 2016.

Condição Operacional	Tamanho Amostral	Média (mg/L)	Desvio Padrão (mg/L)	Mínimo (mg/L)	Q ₁ – 1º quartil (mg/L)	Mediana (mg/L)	Q ₃ – 3º quartil (mg/L)	Máximo (mg/L)
NN	181	349	226	202	239	281	375	1650
NS	21	414	422	232	261	284	311	1718
SN	116	498	478	220	262	287	390	1838
SS	26	672	511	253	292	354	1142	1753

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

A figura 38 apresenta a variação da concentração de sólidos no efluente do reator UASB, com todos os eventos observados, e a concentração média de SST no efluente, já desconsiderados os eventos discrepantes.

Figura 38 - Variação e concentração média de SST no efluente do reator UASB (2016).

Fonte: Autor (2018)

Como estão diretamente correlacionados, a variação da concentração dos sólidos em suspensão totais foi semelhante à variação de DQO total no efluente do reator UASB. Assim como para DQO total no efluente, ocorreram eventos discrepantes ao conjunto amostral de dados nas condições NN, NS e SN. A amplitude interquartil foi menor na condição NS (50 mg/L). Na condição NN e SN, a amplitude interquartil foi, respectivamente, de 112 e 128 mg/L. A maior amplitude interquartil, assim como para a DQO total, se deu na condição SS, na ordem de 850 mg/l, ou seja, mais que seis vezes superior à condição SN. Contudo, como a quantidade de dados amostrados na condição SS é muito menor que na condição SN, é importante verificar se há evidências estatísticas suficientes para afirmar que a variância dos

dados na condição SS é de fato maior que na condição SN. Assim, foi realizado o teste de variância para duas amostras, considerando como hipótese nula (H_0) que a razão entre as variâncias da condição SN e SS é igual a 1, ou seja, as variâncias seriam hipoteticamente iguais. Como hipótese alternativa, considerou-se que a variância na condição SS é maior que na condição SN, ou seja, a razão entre essas condições seria maior que 1. A figura 39 apresenta o resultado do teste.

Figura 39 - Teste de variância entre as condições SN e SS (2016).

Fonte: Autor (2018)

No teste é adotado um nível de significância de 5% (nível de confiança de 95%) e rejeita-se a hipótese nula quando o valor 'p' é menor que o nível de significância. Assim, para o resultado apresentado na figura 39 se aceita a hipótese alternativa, ou seja, há elementos para afirmar que a variância do conjunto amostral SS é estatisticamente maior que na condição SN, demonstrando uma sobreposição negativa de efeitos entre a alimentação do reator UASB com excesso de lodo aeróbio e remoção de lodo anaeróbio de fundo desse reator. Graficamente, a linha tracejada vermelha na figura anterior é a referência para a razão igual a 1. Logo, quando os intervalos de confiança não cruzam essa linha, significa que as variâncias são estatisticamente diferentes.

A figura 40 apresenta a relação média entre a concentração de SSV e SST no efluente do reator ao longo do ano de 2016.

Figura 40 - Relação média de SSV/SST no efluente do reator UASB

Fonte: Autor (2018)

A relação SSV/SST no efluente do reator UASB apresentou valores médios variando entre 0,60 e 0,65. Ao analisar o intervalo de confiança para a média de cada condição operacional no gráfico à direita da figura anterior, observa-se que há uma sobreposição entre os intervalos de todas as condições operacionais. Para confirmar que não há diferença significativa entre as relações médias de SSV/SST no efluente do reator UASB foi empregado o teste de comparação de Tukey, já que os dados de SSV/SST entre as diferentes condições operacionais apresentaram variâncias iguais. A figura 41 apresenta o resultado do teste comparando dois fatores simultaneamente com intervalos de confiança de 95%.

Figura 41 - Comparação de Tukey para SSV/SST no efluente do reator UASB (2016)

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 41 que todos os intervalos de comparação cruzam o valor zero, logo, conclui-se que a variação da relação SSV/SST em todas as condições

operacionais apresentam médias significativamente equivalentes para todas as condições operacionais. Esse resultado indica que a característica dos sólidos em suspensão perdidos com o efluente do reator era a mesma para todas as condições operacionais, o que difere do estudo de Silva & Van Haandel (2014), que observaram uma maior fração de sólidos fixos nos sólidos em suspensão dos reatores alimentados simultaneamente com esgoto bruto e excesso de lodo aeróbio.

Os resultados da qualidade do efluente do reator UASB contendo períodos onde a alimentação de lodo aeróbio de excesso ao reator se deu durante o período de baixa vazão afluente à ETE encontram-se apresentados nos próximos tópicos.

5.1.5 Características do Esgoto Afluente em 2017

Assim como em 2016, no segundo ano da pesquisa a operação de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB, assim como a remoção de lodo anaeróbio de excesso desse reator foram realizadas de forma intermitente ao longo do ano, de modo que os dados de monitoramento também foram categorizados nas classes mencionadas no tópico anterior, ou seja, NN, NS, SN e SS. Porém, em 2017, os problemas operacionais associados à gestão da fase sólida, foram de menor magnitude, o que permitiu que se operasse a ETE com vazões médias de descarte de lodo aeróbio próximo dos valores teóricos de remoção de excesso de lodo, assim como o descarte de excesso de lodo da ETE através da remoção de excesso de lodo anaeróbio do reator UASB. A figura 42 apresenta a variação da vazão média afluente à ETE e ao Reator UASB durante o ano de 2017.

Figura 42 - Variação da vazão média afluente à ETE e ao reator UASB em 2017.

Fonte: Autor (2018)

Nesse período, a vazão média afluyente à ETE foi de 305 L/s, com intervalo de 95% de confiança variando de 300 a 308 L/s, e desvio padrão de aproximadamente 35 L/s. Os valores mínimos e máximos para a vazão média à ETE foram, respectivamente, de 178 e 416 L/s.

A vazão média afluyente ao reator UASB foi de 218 L/s, com intervalo de 95% de confiança, entre 215 a 221 L/s. Os valores mínimos e máximos para a vazão média ao reator UASB foram, respectivamente, de 127 e 282 L/s, com desvio padrão de aproximadamente 25 L/s.

Observa-se que o acréscimo de vazão média em 2017 em relação à vazão média em 2016 foi de apenas 5 %, ou seja, as condições hidráulicas de operação do reator foram semelhantes àsquelas observadas em 2016. A figura 43 apresenta a vazão média e vazão máxima horária observada em 2017, assim como a vazão horária de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB.

Figura 43 - Variação das vazões horárias afluyente a ETE e vazão horária de descarte de lodo aeróbio (2017).

Fonte: Autor (2018)

Observa-se que a vazão média apresenta um comportamento decrescente da meia noite às 06 horas da manhã, quando há uma inflexão no gráfico e um comportamento crescente até atingir um máximo próximo das 16 horas, que se manteve até às 22 horas, quando a vazão volta a ter um comportamento decrescente. Com relação à vazão máxima horária, a máxima vazão observada em 2017 não ultrapassou 480 L/s, o que infere que não houve sobrecarga hidráulica na

ETE, haja vista que para essa vazão, o tempo de detenção hidráulica no reator UASB manteve-se superior a 8 horas, assim como a velocidade ascensional se manteve inferior a 0,50 metro por hora.

A figura 44 apresenta a variação, média e intervalo de confiança para a média da DQO total afluyente ao reator UASB em 2017.

Figura 44 - Variação e média da DQO total afluyente ao reator UASB em 2017.

Fonte: Autor (2018)

A DQO total afluyente ao reator UASB em 2017, quando o afluyente era composto apenas de esgoto bruto, variou de 206 a 740 mg/L, com 50 % dos dados concentrados entre 377 e 718 mg/L. A média de DQO total nessa condição foi de 457 mg/L, com intervalo de 95 % de confiança variando entre 345 e 568 mg/L. Quando o reator UASB foi alimentado com esgoto bruto misturado com excesso de lodo aeróbio, a concentração de DQO total no afluyente foi um pouco mais elevada, variando de 321 a 1261 mg/L, sendo que 50% dos dados se concentraram entre 541 e 1085 mg/L. A concentração média de DQO total nessa condição foi de 833 mg/L, com intervalo de 95% de confiança entre 710 e 956 mg/L.

A figura 45 apresenta a vazão média diária de excesso de lodo aeróbio alimentado no reator UASB, durante os períodos categorizados como SN e SS.

Figura 45 – Vazão média de descarte de excesso de lodo aeróbio para o reator UASB (2017).

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 45 que a vazão de descarte de excesso de lodo aeróbio apresentou variação dos dados centrais na condição SN entre 13,9 e 24,1 L/s, com média de 19,8 L/s e intervalo de confiança para a média variando de 18,1 e 21,5 L/s. Já na condição SS, as vazões de descarte de lodo aeróbio foram um pouco menores, com 50% dos dados centrais variando entre 12,0 e 19,2 L/s, com média de 16,1 L/s e intervalo de confiança para a média variando de 13,7 a 18,6 L/s. Observa-se que a vazão de descarte de excesso de lodo aeróbio foi um pouco menor na condição SS. A média global das vazões entre essas duas condições foi de 19,3 L/s, ou seja, ligeiramente inferior à vazão teórica calculada para manter a idade do lodo no sistema aeróbio em torno de 15 dias, que foi de 21,9 L/s.

Vale ressaltar que a vazão média de descarte de excesso de lodo aeróbio apresentada na figura 45 representa a vazão média que seria alimentada no reator ao longo das 24 horas do dia, ou seja, caso a alimentação do reator UASB com excesso de lodo aeróbio se desse de forma contínua. Como no ano de 2017 a alimentação de excesso de lodo aeróbio se deu apenas nos períodos de baixa vazão afluyente, o volume de excesso de lodo diário a ser descartado foi encaminhado para o reator UASB durante as oito horas que representam o período de vazões mínimas afluyente à ETE, da meia noite às 08 horas da manhã. A equação abaixo apresenta um exemplo de cálculo da vazão corrigida, considerando a vazão média global de 19,3 L/s entre as condições SN e SS.

$$Vol. desc. lodo. aeróbio = 19,3 \frac{L}{s} * 24 horas * 3600 s = 1.892.160 Litros \quad (Eq.16)$$

$$Q. desc. lodo. aeróbio (00 às 08 horas) = \frac{1.892.160 L}{8 horas \times 3600s} = 65,7 L/s$$

Como a alimentação de excesso de lodo aeróbio no reator UASB em 2017 se deu apenas durante um turno da operação, geralmente entre a 0 hora e 8 horas da manhã, o valor de DQO total média afluyente ao reator UASB ao longo do dia apresenta um resultado composto por até três quartos do dia sem alimentação de lodo aeróbio. Como o período sem presença de lodo aeróbio de excesso durante o dia foi muito superior (em média 18 horas por dia), os resultados médios diários de DQO total foram menores do que os valores médios de DQO durante a alimentação de parcela de lodo aeróbio no UASB.

A concentração efetiva de DQO afluyente durante o turno de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB pode ser calculada a partir da concentração de sólidos em suspensão voláteis no lodo aeróbio de excesso. Na figura 46 encontra-se apresentada a concentração de sólidos em suspensão totais e em suspensão voláteis da linha de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB durante o ano de 2017.

Figura 46 - Concentração de sólidos em suspensão na linha de descarte de lodo aeróbio (2017).

Fonte: Autor (2018)

Observa-se que a concentração de sólidos em suspensão voláteis do lodo de excesso variou de 1685 a 6214 mg/L, com 50 % dos dados concentrados entre 3103 e 4961 mg/L. No gráfico à direita da figura 46, observa-se que a média da concentração de SSV foi de aproximadamente 4045 mg/L, com intervalo de 95 % de confiança variando entre 3494 e 4595 mg/L. Considerando a concentração média de

SSV na linha de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB, o equivalente de DQO total seria, considerando o fator típico 'DQO/SSV' de 1,48 (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999) igual a 5987 mg/L (IC de 5171 a 6801 mg/L). A DQO de mistura na CDVI durante o descarte de lodo aeróbio é proporcional a DQO proveniente com o esgoto bruto e a DQO do lodo aeróbio de excesso, conforme apresentado na equação 17 a seguir:

$$DQOmistura = \frac{DQO_{total}.EB * Q.EB + DQO_{total}.Lodo.Aeróbio * Q.Lodo.Aeróbio}{Q.EB + Q.Lodo.Aeróbio} \text{ (Eq.17)}$$

$$DQOmistura = \frac{457 * 305 + 5987 * 65,7}{305 + 65,7}$$

$$DQOmistura = 1437 \text{ mg/L}$$

Para verificar a coerência da DQO equivalente do lodo aeróbio com os resultados medidos de DQO total afluyente ao UASB em 2017, encontra-se apresentada abaixo uma estimativa da DQO total afluyente com base na proporcionalidade entre o equivalente de DQO do lodo aeróbio e a média da DQO total correspondente apenas ao esgoto bruto afluyente.

$$DQO_{total}.afluyente = 457 * \left(\frac{18}{24}\right) + 1437 * \left(\frac{8}{24}\right)$$

$$DQO_{total}.afluyente = 828,4 \text{ mg/L}$$

O cálculo de DQO total média afluyente ao reator UASB foi igual a 828,4 mg/L. Como a DQO total média medida no afluyente, quando esse era composto por parcela de lodo aeróbio de excesso foi de 833 mg/L (IC de 710 a 956 mg/L), infere-se que as medições de DQO total no afluyente apresentaram-se coerentes.

A figura 47 apresenta a variação, a média e o intervalo de confiança para a concentração média de DQO filtrada no afluyente do reator UASB em 2017.

Figura 47 - Variação da DQO filtrada afluente ao reator UASB em 2017.

Fonte: Autor (2018)

Conforme apresentado na figura 47, o afluente apresentou comportamento semelhante entre as duas condições supracitadas, com menor intervalo interquartil quando o afluente era composto com excesso de lodo aeróbio, variando entre 136 e 228 mg/L, e entre 101 e 206 mg/L quando o esgoto afluente era composto apenas de esgoto bruto.

A variação da concentração de sulfato no esgoto afluente durante o ano de 2017 encontra-se apresentado na figura 48. O comportamento desse parâmetro foi semelhante e na mesma ordem de grandeza do ano de 2016, tendo variado de 25 a 54 mg/L, com 50 % dos valores concentrados entre 37 e 47 mg/L, valores esses que coincidem com as concentrações típicas observadas nos esgotos sanitários de origem doméstica.

Figura 48 – Variação da concentração de sulfato no esgoto afluente ao reator UASB em 2017.

Fonte: Autor (2018)

A figura 49 apresenta a variação da concentração de sólidos em suspensão totais no esgoto afluente ao reator UASB.

Figura 49 - Variação da concentração de sólidos em suspensão no afluente ao reator UASB em 2017.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se que a amplitude interquartil da concentração de SST foi semelhante nas duas condições de alimentação do reator UASB, apesar de a mediana ter sido superior quando o afluente era composto com parcela de excesso de lodo aeróbio. Nessa condição, a média foi de 638 mg/L, com intervalo de confiança variando de 471 a 806 mg/L. Sem lodo aeróbio de excesso no afluente, a concentração média foi de 462 mg/L, com intervalo de confiança para a média variando de 228 a 695 mg/L.

A figura 50 apresenta a variação da concentração de SSV observada no afluente do reator UASB em 2017.

Figura 50 - Variação da concentração de sólidos em suspensão voláteis no afluente do reator UASB em 2017.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 50, que a relação média de SSV/SST foi ligeiramente menor quando o afluente era composto com lodo aeróbio de excesso, na ordem de 0,65 contra 0,73 quando o afluente continha apenas esgoto bruto. A concentração de SSV foi semelhante entre as duas condições do afluente, na ordem de 400 mg/L

com excesso de lodo aeróbio, e 335 mg/L quando o afluente era composto apenas de esgoto bruto.

A variação da alcalinidade no esgoto bruto afluente e na linha de retorno do lodo aeróbio de excesso encontra-se apresentada na figura 51.

Figura 51 - Variação da alcalinidade total nos componentes do afluente do reator UASB (2017).

Fonte: Autor (2018)

A alcalinidade no esgoto bruto variou de 202 a 338 mg.CaCO₃/L, com 50 % dos dados concentrados entre 234 e 297 mg.CaCO₃/L e concentração média de 269 mg.CaCO₃/L, com intervalo de confiança entre 243 e 294 mg.CaCO₃/L. No sobrenadante do excesso de lodo aeróbio, a variação da alcalinidade foi de 152 a 331 mg.CaCO₃/L, com 50% dos dados concentrados entre 197 e 274 mg.CaCO₃/L, e concentração média de 233 mg.CaCO₃/L, com intervalo de confiança entre 202 e 263 mg.CaCO₃/L.

A alcalinidade total afluente ao reator UASB quando o afluente era composto de esgoto bruto misturado com excesso de lodo aeróbio, pode ser calculada através da expressão a seguir (equação 18).

$$\text{Alcalinidade Total} = \frac{\text{Alc.total.EB} \cdot Q.\text{EB} + \text{Alc.total.Lodo.Aeróbio} \cdot Q.\text{Lodo.Aeróbio}}{Q.\text{EB} + Q.\text{Lodo.Aeróbio}} \quad (\text{Eq.18})$$

$$\text{Alcalinidade Total (00 às 08 horas)} = \frac{269 \cdot 305 + 233 \cdot 65,7}{305 + 65,7}$$

$$\text{Alcalinidade Total (00 às 08 horas)} = 262 \text{ mg/L}$$

Logo, observa-se que a alcalinidade total foi em média, semelhante quando o afluente do reator UASB continha apenas esgoto bruto, e quando o afluente era composto de esgoto bruto e excesso de lodo aeróbio.

5.1.6 Aspectos Hidráulicos do Reator UASB em 2017

A figura 52 apresenta a variação do tempo de detenção hidráulica médio observado ao longo do ano de 2017.

Figura 52 - Variação do tempo de detenção hidráulica e velocidade ascensional no UASB em 2017.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 52, que o tempo de detenção hidráulica no reator UASB em 2017 apresentou valores mínimos inferiores ao tempo de detenção durante o ano de 2016, tendo variado de 9,2 a 24,5 horas, porém, apresentou comportamento semelhante entre os quartis, com 50 % dos dados variando de 11,6 a 17,3 horas (1º e 3º quartil). Na condição com descarte de lodo aeróbio, o tempo de detenção hidráulica apresentou-se ligeiramente menor, variando de 9,0 a 19,4 horas, com 50% dos dados concentrados entre 11,2 e 15,0 horas (1º e 3º quartil). Apesar de os valores mínimos terem sido inferiores aos valores mínimos observados em 2016, especialmente no período compreendido entre 09 de janeiro a 25 de maio de 2017, quando o módulo 'B' do segundo Reator encontrava-se fora de operação para manutenção, o tempo de detenção hidráulica se apresentou acima do tempo de detenção hidráulica de projeto, que foi de 8 horas para a vazão média.

Assim como em 2016, as velocidades ascensionais foram inferiores às velocidades máximas estabelecidas na NBR 12209/2011 para vazão média (0,50 a 0,70 m/h),

logo, eventos de perdas de sólidos com o efluente não foram ocasionados por arraste hidráulico no reator. Quando não alimentado com lodo aeróbio de excesso, a velocidade variou de 0,19 a 0,34 m/h, com 50% dos dados entre 0,25 e 0,29 m/h. Quando alimentado com lodo aeróbio, a velocidade ascensional foi pouco superior, variando de 0,24 a 0,35 m/h, com 50 % dos valores concentrados entre 0,29 e 0,31 m/h.

5.1.7 Aspectos Ambientais do Reator UASB em 2017

A figura 53 apresenta a variação da temperatura e do pH durante a operação do reator em função da alimentação do reator UASB com lodo aeróbio em excesso.

Figura 53 - Condições ambientais de operação do reator UASB em 2017.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se que a temperatura de operação dos reatores UASB foi bastante semelhante à temperatura de operação observada em 2016, tendo variado de 20,0 a 28,7 °C nos períodos sem recebimento de lodo aeróbio em excesso (50% dos dados concentrados entre 23,1 e 26,5 °C), e de 19,3 a 27,2 °C quando o esgoto afluente era misturado com excesso de lodo aeróbio (50 % dos dados entre 22,8 e 25,5 °C). Conforme mencionado anteriormente, nessas faixas de temperatura entre os quartis, de acordo com estudo de Van Haandel & Letinga (1994), a temperatura não exerce papel tão importante na produção de biogás quando comparada com outros parâmetros, como a vazão de esgoto, DQO e pluviometria. Com relação ao pH, a figura mostra que a operação do reator se manteve entre intervalos próximos a condição neutra nas duas condições de operação, porém, com maior dispersão dos dados durante a alimentação de lodo aeróbio em excesso, condição semelhante ao observado em 2016.

A figura 54 apresenta a variação, a média, e o intervalo de confiança para a média da alcalinidade no reator UASB durante o ano de 2017.

Figura 54 - Variação da alcalinidade total do reator UASB (2017).

Fonte: Autor (2018)

A alcalinidade total apresentou concentrações semelhantes nos dois reatores UASB da estação, com 50 % dos dados amostrados concentrados entre 335 e 404 mg.CaCO₃/L no primeiro reator, e entre 345 e 396 mg.CaCO₃/L no segundo reator. A concentração média foi de 368 mg.CaCO₃/L no primeiro reator, e de 377 mg.CaCO₃/L no segundo reator. Comparando-se esses resultados aos resultados de alcalinidade do afluente, os valores de alcalinidade no reator UASB foram sempre superiores, indicando que a produção de alcalinidade no processo foi suficiente para manter a variação do pH do reator próximo da condição neutra.

5.1.8 Características do Efluente do Reator UASB em 2017

Nesse tópico encontram-se apresentadas as características do efluente produzido pelo reator UASB em 2017.

A tabela 12 apresenta as estatísticas descritivas para o parâmetro DQO total do efluente do reator UASB nesse período.

Tabela 12 - Estatísticas descritivas para DQO total no efluente do UASB em 2017.

Condição Operacional	Tamanho Amostral	Média (mg/L)	Desvio Padrão (mg/L)	Mínimo (mg/L)	Q ₁ – 1º quartil (mg/L)	Mediana (mg/L)	Q ₃ – 3º quartil (mg/L)	Máximo (mg/L)
NN	127	191	110	55	117	166	217	611
NS	18	216	69	124	168	207	259	392
SN	109	184	81	37	117	175	238	461
SS	22	254	116	126	151	205	373	494

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

A figura 55 apresenta a visualização do formato, da tendência central e variabilidade da distribuição dos dados amostrais, contendo os eventos discrepantes observados para cada condição operacional.

Figura 55 - Variação da DQO total no efluente do UASB em 2017.

Fonte: Autor (2018)

O gráfico localizado à esquerda da figura 55 mostra que o melhor desempenho do reator se deu, em termos de variabilidade dos dados centrais de DQO total efluente, na condição sem lançamento de lodo aeróbio de excesso e com remoção de excesso de lodo do reator UASB (condição NS). Foram observados eventos discrepantes ao conjunto amostral nas condições NN e SN. Considerando que as velocidades ascensionais no reator em 2017 foram sempre abaixo das velocidades consideradas em projeto, infere-se que a ocorrência desses eventos com alta concentração de DQO no efluente esteja correlacionada com eventos de perda elevada de sólidos junto com o efluente do reator UASB, possivelmente associada à ascensão da manta de lodo à zona de decantação do reator UASB, haja vista que nessas condições não havia remoção voluntária de lodo anaeróbio de fundo. Outro

aspecto que merece ser mencionado na figura anterior é o comportamento do sistema nas condições com recebimento de lodo aeróbio de excesso no reator UASB. Mesmo com menores vazões de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB na condição SS, a amplitude interquartil de DQO total no efluente do reator foi maior nessa condição do que na condição SN, porém bem menor que a amplitude interquartil observada para essa mesma condição durante o ano de 2016. Observa-se, ainda no gráfico à direita da figura anterior, que a condição operacional com maior média da DQO total no efluente, assim como seu intervalo de confiança, foi a condição SS. Comparado à condição SN, a média da condição SS foi aproximadamente 40 % superior. Isso reforça a hipótese de que a manutenção do leito de lodo mais concentrado no fundo do reator exerce papel importante na retenção do excesso de lodo aeróbio na zona de digestão do reator UASB. Assim, torna-se fundamental que a gestão da remoção do excesso de lodo anaeróbio do UASB priorize a manutenção de um leito de lodo concentrado no fundo do reator, principalmente quando esse é alimentado com excesso de lodo aeróbio, e a remoção do excesso de lodo do reator UASB se dê em alturas menos profundas do reator, próximo à manta de lodo. Conforme mencionado anteriormente, como na manta de lodo o lodo apresenta-se menos concentrado, o volume de lodo encaminhado para desaguamento será maior. Em algumas situações, pode ser necessário balancear o volume de lodo removido da manta de lodo com uma fração de lodo do fundo do reator, mais concentrado.

A eficiência de remoção da fração não particulada da DQO (DQO filtrada), correspondente à fração de DQO solúvel e coloidal, encontra-se apresentada na figura 56.

Figura 56 - Eficiência de remoção de DQO e média da DQO filtrada no efluente (2017).

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 56 que durante o ano de 2017 a eficiência de remoção de DQO nas condições em que o afluente do reator UASB continha excesso de lodo aeróbio oscilou em torno de 87% na condição SN e 88% na condição SS, na mesma magnitude da condição NS. A média da DQO filtrada do efluente do reator UASB, quando o afluente continha somente esgoto bruto, variou de menor ou igual a 57 (limite de detecção) até 82 mg/L, ao passo que, quando o afluente do UASB continha esgoto bruto e excesso de lodo ativado, variou de 70 a 88 mg/L, ou seja, um pouco superior, mas na mesma ordem de grandeza. Portanto, considerando a magnitude dos resultados, não houve impacto significativo na remoção de DQO filtrada quando o reator UASB era alimentado com esgoto bruto misturado com lodo aeróbio de excesso, indicando que o processo de digestão não foi impactado negativamente.

A tabela 13 apresenta as estatísticas descritivas para a concentração de sólidos em suspensão totais no efluente do reator UASB.

Tabela 13 - Estatísticas descritivas para SST no efluente do UASB em 2017.

Condição Operacional	Tamanho Amostral	Média (mg/L)	Desvio Padrão (mg/L)	Mínimo (mg/L)	Q ₁ – 1º quartil (mg/L)	Mediana (mg/L)	Q ₃ – 3º quartil (mg/L)	Máximo (mg/L)
NN	115	258	31	208	232	254	276	353
NS	18	287	41	238	259	279	309	400
SN	109	271	45	201	235	263	297	456
SS	22	314	75	239	251	279	386	487

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

A figura 57 apresenta a variação da concentração de SST no efluente do reator UASB em 2017.

Figura 57 - Concentração de SST no efluente do reator UASB em 2017.

Fonte: Autor (2018)

Assim como para DQO total no efluente, ocorreram eventos discrepantes no conjunto amostral dos dados nas condições NN, NS e SN. Observa-se que a maior amplitude interquartil ocorreu na condição SS, na ordem de 135 mg/L, contudo bem inferior a amplitude dos resultados dessa condição operacional em 2016, onde a diferença entre o 1º e 3º quartil foi de 850 mg/L.

Observa-se da tabela 13 que a quantidade de dados da condição SN foi muito superior à quantidade de dados amostrados na condição SS. Assim, para verificar se de fato a condição SS apresentou maior variância que a condição SN, foi realizado o teste de comparação entre duas variâncias, considerando como hipótese nula (H_0) que a razão entre as variâncias da condição SN e SS é igual a 1, ou seja, que as variâncias são estatisticamente iguais. Como hipótese alternativa, foi considerado que a variância da condição SS é maior que a condição SN, ou seja, a razão entre SS e SN é maior que 1. A figura 58 apresenta o resultado do teste.

Figura 58 - Teste de variância entre as condições SN e SS (2017).

Fonte: Autor (2018)

Conforme já explicado, no teste de comparação entre duas variâncias é adotado um nível de significância de 5% (nível de confiança de 95%). Assim, rejeita-se a hipótese nula quando o valor 'p' é menor que o nível de significância. Portanto, para o resultado apresentado na figura 55 se aceita a hipótese alternativa, ou seja, a variância do conjunto amostral SS é estatisticamente maior que na condição SN.

O mesmo teste de variância foi empregado para comparar a variância da condição SS em 2017 com a condição SS em 2016, de modo a verificar se é possível afirmar estatisticamente a menor variância do conjunto amostral quando o reator foi alimentado com lodo aeróbio somente nos períodos de baixa vazão afluente, em 2017.

A figura 59 apresenta o teste de variância entre essas condições ao longo do ano de 2016 e 2017.

Figura 59 - Teste de Variância entre as condições SS (2017) e SS (2016).

Fonte: Autor (2018)

Como o valor p é menor que o nível de significância, a hipótese alternativa é verdadeira, ou seja, a variância do conjunto amostral da condição SS em 2017 é estatisticamente inferior à variância da condição SS em 2016, o que infere que o descarte de lodo aeróbio durante períodos de baixa vazão afluente apresentou menor impacto na qualidade do efluente do reator UASB.

A figura 60 apresenta a relação de SSV no efluente do reator ao longo do ano de 2017.

Figura 60 - Relação média de SSV/SST no Efluente do Reator UASB.

Fonte: Autor (2018)

A relação SSV/SST no efluente do reator UASB apresentou valores médios de 0,63 a 0,69. Observa-se que aparentemente a média foi menor quando o reator era

alimentado com esgoto bruto misturado com lodo aeróbio de excesso. Para verificar se a relação média de SSV/SST no efluente é estatisticamente equivalente entre as condições operacionais submetidas no reator UASB, foi realizado o teste de comparação de Tukey, cujo resultado encontra-se ilustrado na figura 61.

Figura 61 - Comparação de Tukey para SSV/SST no Efluente do Reator UASB (2017).

Fonte: Autor (2018)

Observa-se na figura 61 que o intervalo de confiança simultânea de dois em dois fatores sempre cruza o valor zero, logo, a relação SSV/SST no efluente apresenta médias significativamente iguais, assim como observado em 2016.

5.2 IMPACTO DAS CONDIÇÕES OPERACIONAIS NA PRODUÇÃO DE BIOGÁS

5.2.1 Análise Quantitativa da Produção de Biogás em 2016

Os tópicos anteriores apresentaram uma avaliação do impacto das condições operacionais da fase sólida na qualidade do efluente do reator UASB, em função do efeito combinado do descarte de lodo aeróbio no reator UASB e da remoção de excesso de lodo anaeróbio desse reator.

Outra forma de avaliar o desempenho do reator UASB é verificar o comportamento da produção de biogás em termos quantitativos e qualitativos. A figura 62 apresenta o perfil de produção horária de biogás na ETE Várzea Paulista, obtida a partir de medições contínuas de biogás no módulo 1A do reator UASB.

Figura 62 - Perfil de produção média horária de biogás.

Fonte: Autor (2018)

A tabela 14 e a figura 63 apresentam as estatísticas descritivas referentes à produção volumétrica de biogás no reator UASB ao longo do ano de 2016.

Tabela 14 - Estatísticas descritivas para produção volumétrica de biogás.

Condição Oper.	Tamanho Amostral	Média (Nm ³ /dia)	Desvio Padrão (Nm ³ /dia)	Mínimo (Nm ³ /dia)	Q ₁ – 1º quartil (Nm ³ /dia)	Mediana (Nm ³ /dia)	Q ₃ – 3º quartil (Nm ³ /dia)	Máximo (Nm ³ /dia)
NN	208	973	215	469	812	969	1124	1548
NS	15	1039	295	464	800	1080	1265	1529
SN	116	1052	203	582	900	1063	1201	1614
SS	26	1042	171	675	916	1075	1127	1391

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

Figura 63 – Produção volumétrica de biogás.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da tabela 14 e figura 63 que a produção média de biogás quando o afluente do reator continha lodo aeróbio de excesso foi apenas 8% superior à condição de alimentação do reator apenas com esgoto bruto.

Para verificar se houve diferença estatística entre as produções volumétricas médias de biogás entre as diferentes condições operacionais, encontra-se apresentada na figura 64 a comparação simultânea de Tukey.

Figura 64 - Comparação simultânea de Tukey com IC de 95% para produção de biogás.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 64, que as médias de produção volumétrica de biogás foram significativamente diferentes entre as condições SN e NN. Porém, conforme mencionado anteriormente, essa diferença entre as médias foi menor que 10%. Conforme será explicado adiante, em virtude de longos períodos sem remoção de excesso de lodo do sistema, o reator aeróbio operou a maior parte do ano com alta idade do lodo, o que infere que o lodo aeróbio de excesso, apesar de gerar um incremento de DQO total no afluente do reator UASB, não se apresentava facilmente biodegradável no reator UASB.

A tabela 15 apresenta as estatísticas descritivas da relação unitária de produção de biogás por metro cúbico de efluente tratado, já desconsiderados os eventos discrepantes de cada conjunto amostral.

Tabela 15 - Estatísticas da relação unitária de produção de biogás por volume tratado de efluente.

Condição Oper.	Tamanho Amostral	Média	Desvio Padrão	Mínimo	Q ₁ – 1º quartil	Mediana	Q ₃ – 3º quartil	Máximo
		(NL.biogás/m³.efluente.tratado)						
NN	208	58	14	24	47	59	70	100
NS	15	55	15	25	41	55	68	80
SN	116	54	12	28	45	53	62	99
SS	26	50	10	32	43	50	55	71

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

Observa-se da tabela 15 que a relação média de produção de biogás por metro cúbico de efluente tratado foi aparentemente menor nas condições com recebimento de lodo aeróbio de excesso (SN e SS). A figura 65 apresenta a comparação simultânea de Tukey entre as condições operacionais para essa relação unitária.

Figura 65 - Comparação simultânea de Tukey com IC de 95% para NL.Biogás/m³.efluente.tratado (2016).

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 65 que de fato as médias da condição SN e SS diferem significativamente da condição NN. A média da relação unitária de produção de biogás por volume de efluente tratado, quando o sistema recebia esgoto com lodo aeróbio, foi de 8 a 14% inferior à condição NN. Como a vazão de lodo aeróbio variou de 10 a 20% da vazão afluente ao reator UASB, infere-se que, a DQO presente nesse volume de lodo aeróbio praticamente não se converteu em metano no reator

UASB, ou a parcela convertida em metano foi muito baixa em relação ao equivalente de DQO presente no excesso de lodo aeróbio.

Como a DQO presente no lodo aeróbio é computada na análise de DQO total do afluente do UASB, o cálculo de DQO removida do sistema com base na DQO total afluente e na DQO filtrada do efluente, utilizado para estimar a relação unitária de produção de biogás por massa de DQO removida pode apresentar um erro grosseiro. A tabela 16 apresenta a correlação entre a DQO removida e a produção de biogás no reator UASB para as diferentes condições operacionais do reator ao nível de significância de 5%. Assim, quando o valor 'p' é menor que o nível de significância, há correlação entre as variáveis. Para valor 'p' maior que o nível de significância não há correlação entre as variáveis.

Tabela 16 - Correlação entre DQO removida e produção de biogás.

Condição Operacional	Valor 'p'	Coefficiente de Correlação de Pearson
NN	0,006	0,396
NS	0,161	0,651
SN	0,671	0,145
SS	0,201	0,608

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

Observa-se que não houve correlação entre as variáveis DQO removida e produção de biogás quando o afluente do reator UASB continha excesso de lodo aeróbio. Curiosamente, a relação NS também não apresentou correlação. Nessa condição, a remoção de excesso de lodo anaeróbio do sistema está associada à operação de desaguamento do lodo, ou seja, se há remoção de excesso de lodo do UASB, geralmente, está ocorrendo desaguamento na ETE. A ausência de correlação pode ser explicada pelo retorno do centrado da centrífuga para a CDVI, que também gera um incremento de DQO, principalmente quando há uma má captura de sólidos na unidade de centrifugação, e que, possivelmente, não é facilmente biodegradável no reator UASB. A única condição que apresentou correlação entre as variáveis mencionadas foi à relação 'NN', ou seja, aquela cujo afluente é composto

exclusivamente de esgoto bruto e que não sofre interferências das linhas de retorno de lodo e centrado da centrífuga. Para essa condição, o coeficiente de Pearson indicou uma correlação positiva, porém fraca entre essas variáveis (0,396), valor esse próximo ao observado por Cabral (2017), que foi na ordem de 0,313.

Para calcular a relação unitária entre a produção de biogás e a população equivalente, foi considerado como contribuição per capita de DQO o equivalente a 100 g.DQO/hab.dia, que é a faixa típica descrita por Von Sperling (2005) para esgoto doméstico. Com base nos dados de vazão afluyente ao reator UASB e concentração de DQO total afluyente foi calculada a população equivalente e verificada a correlação entre esse parâmetro e a produção de biogás. A tabela 17 apresenta a correlação entre essas variáveis.

Tabela 17 - Correlação entre população equivalente e produção de biogás.

Condição Operacional	Valor 'p'	Coeficiente de Correlação de Pearson
NN	0,009	0,411
NS	0,328	0,672
SN	0,708	0,128
SS	0,219	0,589

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

Assim como para DQO removida, a produção de biogás não apresentou correlação com população equivalente nas condições NS, SN e SS, o que é coerente, por ser uma variável relacionada à carga orgânica afluyente.

A tabela 18 apresenta as relações unitárias para a condição NN, já que foi a única condição a apresentar correlação para as variáveis relacionadas à carga orgânica.

Tabela 18 - Estatísticas descritivas das relações unitárias para a condição 'NN'.

Relação Unitária	Tamanho Amostral	Média	Desvio Padrão	Mínimo	Q ₁ – 1º quartil	Mediana	Q ₃ – 3º quartil	Máximo
NL.biogás/ m³.efluente.tratado	208	58	14	24	47	59	70	100
NL.biogás/ Kg.DQO.remov.	116	101	54	31	61	91	128	269
NL.biogás/ hab.dia	208	12	5	4	8	11	14	31

Fonte: Autor (2018)

As relações unitárias da condição NN quando comparadas com o modelo apresentado por Lobato (2011) indicaram que a produção de biogás na ETE Várzea Paulista encontra-se dentro do cenário de pior situação. Uma possível causa para a produção de biogás estar situada dentro do pior cenário de produção de biogás apresenta relação com o mecanismo utilizado para remover espuma do interior do separador trifásico. Esse mecanismo possui uma tubulação para jateamento de água no interior do separador, ou seja, a tubulação está diretamente conectada a campânula de captação do biogás, e quando fora de operação, se torna um ponto vulnerável para vazamento do biogás. A figura 66 apresenta uma imagem da tubulação de quebra-escuma dos reatores UASB da ETE Várzea Paulista.

Figura 66 - Tubulação de quebra-escuma (em verde) nos reatores UASB.

Fonte: Autor (2018)

Na segunda quinzena de agosto de 2017, foi realizada a instalação de válvulas de vedação no trecho vertical da tubulação de quebra-escuma, inicialmente no primeiro módulo do reator UASB 1 (módulo 1A), conforme ilustrado na figura 67.

Figura 67 - Tubulação de quebra-escuma (em verde) dos reatores UASB após instalação das válvulas de retenção.

Fonte: Autor (2018)

Após a instalação das válvulas, foi avaliada a captação de biogás, exclusivamente no módulo 1A, através das medições horárias de vazão obtidas com o medidor tipo vórtex fornecido pelo programa PROBIOGÁS, de modo que foram obtidas as seguintes relações unitárias de produção de biogás para a condição NN, apresentadas na tabela 19.

Tabela 19 - Estatísticas descritivas das relações unitárias para a condição 'NN' após melhoria no módulo 1A.

Relação Unitária	Tamanho Amostral	Média	Desvio Padrão	Mínimo	$Q_1 - 1^\circ$ quartil	Mediana	$Q_3 - 3^\circ$ quartil	Máximo
NL.biogás/ m ³ .efluente.tratado	194	63	31	9	41	56	86	147
NL.biogás/ Kg.DQO.remov.	194	171	99	33	97	158	220	413
NL.biogás/ hab.dia	194	14	8	3	8	13	18	34

Fonte: Autor (2018)

Observa-se que houve um aumento na captação de biogás, especialmente quando se compara a relação unitária entre volume de biogás produzido por massa de DQO removida. Apesar de os resultados indicarem uma aproximação ao cenário típico de

produção de biogás, a ETE ainda se encontra dentro do cenário de pior situação segundo modelo de Lobato (2011), indicando que outros fatores, como por exemplo, falhas na vedação das tampas de inspeção de espuma ou problemas associados à estanqueidade da lona utilizada na construção dos separadores trifásicos, ainda exercem influência na captação do biogás do reator UASB. Outra questão importante, é que boa parte do metano produzido é perdido dissolvido com o efluente do reator. A estimativa da perda de metano na forma dissolvida com o efluente encontra-se discutida no próximo tópico.

5.2.2 Análise Qualitativa do Biogás Produzido

A seguir são apresentados os resultados qualitativos do biogás produzido e sua relação com a condição operacional da fase sólida. A concentração de O_2 em todo o período monitorado se manteve igual ou muito próxima de zero, indicando que não houve durante as coletas contaminação do biogás por sucção de ar.

A tabela 20 e a figura 68 apresentam as estatísticas descritivas para a concentração de metano no biogás em função da condição operacional da fase sólida.

Tabela 20 - Estatísticas descritivas para concentração de metano (CH_4).

Cond. Oper.	Tamanho Amostral	Média (%)	Desvio Padrão (%)	Mínimo (%)	$Q_1 - 1^\circ$ quartil (%)	Mediana (%)	$Q_3 - 3^\circ$ quartil (%)	Máximo (%)
NN	196	74	2	68	73	74	76	78
NS	16	71	3	65	70	71	73	77
SN	77	74	2	69	73	75	76	78
SS	20	74	1	72	73	74	75	76

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

Figura 68 - Variação da concentração de metano no biogás.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se que não houve variação significativa de concentração de metano quando o reator UASB foi alimentado com esgoto bruto misturado com lodo aeróbio de excesso, tendo apresentado, exceto na condição NS, concentração média de 74%. Na condição SN, 50% dos dados variaram de 73 (1º quartil) a 76% (3º quartil) com mediana em torno de 75%. Na condição SS, 50% dos dados variaram de 73 (1º quartil) a 75% (3º quartil) com mediana em torno de 74%. A condição NS foi a que apresentou maior variação e menor média (71%) dentre as condições operacionais do reator. A concentração média nas demais condições (NN, SN e SS) foi de 74 % de metano no biogás.

A tabela 21 apresenta a produção volumétrica de metano, considerando a concentração média e a produção média, mínima e máxima de biogás observada durante cada condição de operação do reator UASB.

Tabela 21 - Produção volumétrica de metano recuperado no biogás.

Condição Operac.	Média (Nm ³ /dia)	Mínimo (Nm ³ /dia)	Máximo (Nm ³ /dia)
NN (CH ₄ .med=74%)	745	224	1319
NS (CH ₄ .med=71%)	609	329	1086
SN (CH ₄ .med=74%)	790	224	1.194
SS (CH ₄ .med=74%)	756	500	966

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

Observar-se que a produção máxima se deu na condição NN, quando não havia remoção voluntária de lodo anaeróbio de fundo, porém, a maior média foi observada na condição SN.

A tabela 22 apresenta as relações unitárias para produção de metano observada no reator UASB em 2016, com base na produção volumétrica de biogás observada na condição NN e da concentração média de metano observada nessa condição.

Tabela 22 – Relações unitárias da produção de metano.

Relação Unitária	Média	Mínimo	Máximo
NL.CH ₄ / m ³ .efluente.tratado	46	18	74
NL.CH ₄ / Kg.DQO.remov.	75	23	199
NL.CH ₄ / hab.dia	7	3	12

Fonte: Autor (2018)

A recuperação de metano junto com o biogás da ETE Várzea Paulista confirma a condição de pior cenário de produção de biogás, conforme modelo de Lobato (2011).

A tabela 23 apresenta resultados da concentração de metano dissolvido obtidos no efluente da ETE Várzea Paulista, durante campanha de avaliação de emissões fugitivas de metano com emprego da metodologia das múltiplas extrações do headspace (Silva & Miki, 2015).

Tabela 23 - Metano dissolvido no efluente do reator UASB.

Módulo do Reator	Vol. [CH ₄] (ml)	Massa [CH ₄] (g)	Massa [CH ₄] (mg)	Conc. [CH ₄] (mg/L)
1A	0,2758	0,00016307	0,16307	4,1
1B	0,4405	0,000260328	0,260328	6,5
2A	0,2203	0,000130192	0,130192	3,3
2B	0,2758	0,000163006	0,163006	4,1

Fonte: Adaptado de Silva & Miki (2015)

Com base na concentração de metano dissolvido e na vazão média de esgoto afluyente ao reator UASB em 2016, foi estimada a produção volumétrica de metano dissolvido, considerando os resultados apresentados na tabela 22. Para o cálculo da produção volumétrica de metano foi utilizada a equação apresentada por Souza (2010), considerando a densidade do metano para as condições normais de temperatura e pressão ($d_{CH_4} = 714 \text{ mg/L}$). Os resultados encontram-se apresentados na tabela 24.

Tabela 24 – Volume de metano dissolvido.

Módulo do Reator	Conc. $[CH_4]$ (mg/L)	Prod. Vol. De Metano Dissolvido (NL. CH_4 /dia)	Prod. Vol. De Metano Dissolvido (Nm ³ . CH_4 /di a)	Prod. Vol. De Metano no Biogás (Nm ³ . CH_4 /dia). Ref. Cond. NN	% do Metano Dissolvido / Metano Total Produzido
1A	4,1	104.188,24	104,2	745	12
1B	6,5	165.176,47	165,2	745	20
2A	3,3	83.858,82	83,9	745	10
2B	4,1	104.188,24	104,2	745	12

Fonte: Autor (2018)

A estimativa da produção volumétrica indica que, considerando a perda de metano dissolvido observada por Silva & Miki (2015), cerca de 10 a 20 % do metano produzido no reator UASB foi perdido dissolvido junto com o efluente da estação. Se toda essa parcela de metano fosse recuperada no biogás, o reator UASB estaria mais próximo do cenário típico de produção de biogás, porém ainda dentro do cenário pior situação do modelo proposto por Lobato (2011), indicando que as perdas de metano por vazamentos são a principal causa da baixa captação de biogás na estação.

A tabela 25 apresenta as estatísticas descritivas para concentração de CO_2 no biogás.

Tabela 25 - Estatísticas descritivas para concentração de dióxido de carbono (CO₂).

Cond. Oper.	Tamanho Amostral	Média (%)	Desvio Padrão (%)	Mínimo (%)	Q ₁ – 1º quartil (%)	Mediana (%)	Q ₃ – 3º quartil (%)	Máximo (%)
NN	196	11	1	9	10	11	12	14
NS	16	10	1	10	10	10	11	12
SN	77	14	1	12	13	14	15	17
SS	20	15	1	12	14	15	16	16

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

Observa-se da tabela 24 que as concentrações interquartis variaram de 13 a 15 % na condição SN, de 14 a 16 % na condição SS, contra 10 a 12 % na condição NN e 10 a 11% na condição NS.

A figura 69 apresenta a variação, a média e o intervalo de confiança para a média da concentração de CO₂ no biogás do reator UASB.

Figura 69 - Variação e média da concentração de dióxido de carbono (CO₂).

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 66 que a concentração de CO₂ no biogás foi maior quando o afluente do reator UASB continha parcela de excesso de lodo aeróbio, apresentando concentrações médias até 50% superiores aos períodos sem presença de lodo aeróbio no afluente.

A figura 70 apresenta a comparação simultânea de Tukey entre as concentrações médias de CO₂ obtidas no biogás da ETE Várzea Paulista.

Figura 70 – Comparação simultânea de Tukey entre as concentrações médias de CO₂.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 70 que a concentração média de CO₂ no biogás é significativamente diferente entre as condições SN e NS, e SN e NN, assim como entre as condições SS e NS, e SS e NN, indicando que a alimentação do reator UASB com lodo aeróbio de excesso apresenta uma variação significativa na concentração de CO₂ no biogás.

A tabela 26 apresenta as estatísticas descritivas referentes a concentração de H₂S no biogás.

Tabela 26 - Estatísticas descritivas para concentração de sulfeto de hidrogênio (H₂S) no biogás.

Cond. Oper.	Tamanho Amostral	Média (%)	Desvio Padrão (%)	Mínimo (%)	Q ₁ – 1º quartil (%)	Mediana (%)	Q ₃ – 3º quartil (%)	Máximo (%)
NN	196	1471	309	1293	1480	1675	695	2190
NS	16	1213	276	932	1217	1433	849	1654
SN	77	1110	568	636	955	1646	301	2250
SS	20	762	252	529	792	1007	336	1197

Legenda: NN: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; NS: Sem descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SN: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e sem remoção de excesso de lodo de fundo do UASB; SS: Com descarte de excesso de lodo aeróbio para UASB e com remoção de excesso de lodo de fundo do UASB. Fonte: Autor (2018).

Observa-se da tabela 26 a maior média para a concentração de H_2S ocorreu na condição NN, e a menor média na condição SS. Para facilitar a visualização dos dados apresentados na tabela 26, a figura 71 apresenta a variação, a média e o intervalo de confiança para a concentração de H_2S no biogás.

Figura 71 - Variação e média da concentração de sulfeto de hidrogênio (H_2S)

Fonte: Autor (2018)

Observa-se que os resultados indicam uma tendência de redução da concentração de H_2S no biogás quando há remoção de excesso de lodo anaeróbico do reator UASB e quando há lodo aeróbico de excesso no afluente do reator UASB.

A figura 72 apresenta o teste de igualdade de variâncias entre as condições operacionais para concentração de H_2S .

Figura 72 – Teste de igualdade de variâncias para concentração de H_2S .

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 72 que o único intervalo que não se sobrepõe aos demais é o intervalo da condição SN, logo a variância da concentração de H_2S nessa condição é diferente das demais condições operacionais. Para confirmar se as diferenças estatísticas entre as médias são significativamente diferentes, foi realizado o teste de comparação simultânea entre dois fatores de Games-Howell. Esse teste, ao contrário do teste Tukey, é utilizado quando um dos fatores apresenta variância diferente dos demais. A figura 73 apresenta o resultado desse teste comparativo.

Figura 73 - Comparação simultânea de Games-Howell para as concentrações médias de H_2S .

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 73 que as médias são significativamente diferentes entre todas as condições, exceto entre a condição SN e NS. Logo, é possível afirmar que a concentração média de H_2S sofre influência da condição operacional da fase sólida, sendo que os resultados indicaram uma redução pela sobreposição de efeitos entre a alimentação do reator UASB com afluente contendo excesso de lodo aeróbio, e pela remoção de excesso de lodo anaeróbio.

Para visualizar a variação temporal dos resultados de H_2S , a figura 74 apresenta a dispersão dos resultados de H_2S e os dados de vazão de descarte de lodo aeróbio de excesso para o reator UASB.

Figura 74 - Variação temporal da concentração de H_2S no biogás x descarte de lodo aeróbio.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se da figura 74 que nos períodos sem lançamento de lodo aeróbio, a concentração de H_2S no biogás variou aproximadamente entre 1000 a 2000 ppm. Com um período contínuo de descarte de lodo aeróbio de excesso no reator UASB entre os dias 210 e 230, a concentração de H_2S foi reduzida para valores em torno de 500 a 1000 ppm. A partir do dia 230, sem o lançamento de lodo aeróbio, a concentração de H_2S volta a subir para valores entre 1000 e 2000 ppm aproximadamente. No dia 245, com o retorno do lançamento de lodo aeróbio no reator UASB, não houve uma redução imediata da concentração de H_2S , porém o comportamento observado anteriormente entre os dias 210 e 230 volta a ocorrer entre os dias 275 e 320.

A figura 75 apresenta um gráfico de efeitos principais para a concentração de sulfeto de hidrogênio e dióxido de carbono no biogás.

Figura 75 - Gráfico de efeitos principais para H_2S e CO_2

Fonte: Autor (2018)

O gráfico de efeitos principais apresenta um resumo da influência das condições operacionais na composição do biogás. A linha tracejada representa a média global para o parâmetro em questão (H_2S e CO_2), considerando os resultados de todas as condições operacionais. Quanto maior a inclinação da linha entre as condições, maior a magnitude do efeito principal observado. Por exemplo, no gráfico de efeitos principais para concentração de H_2S no biogás, observa-se um efeito principal menos acentuado entre as condições NS e SN, e bastante acentuado entre a condição SN e SS.

Apesar de ter havido uma redução significativa na concentração de H_2S no biogás, houve um aumento na concentração de dióxido de carbono. Uma hipótese que poderia ser levantada para explicar a redução da concentração do H_2S no biogás seria uma possível elevação do pH no reator aeróbio quando da alimentação do UASB com afluente contendo lodo aeróbio de excesso, já que em pH ligeiramente acima da condição neutra, na faixa de 7,5 a 8,0, o sulfeto se manteria na maior parte dissolvido no efluente, na forma dissociada HS^- . Porém, o pH do reator, apesar de uma leve tendência de redução, se manteve em média, significativamente equivalente a condição de alimentação sem presença de lodo aeróbio. Uma segunda hipótese seria a presença de oxigênio dissolvido no lodo aeróbio de excesso, o que provocaria, teoricamente, uma oxidação de parte do sulfeto presente no reator UASB, e conseqüentemente, menor emissão de gás sulfídrico com o biogás. Outra hipótese, diz respeito a possível presença de nitrato no lodo aeróbio de excesso, já que o processo de lodos ativados é operado com alta idade do lodo, ou seja, com potencial para o desenvolvimento do processo de nitrificação. Como o nitrato é mais eletronegativo que o sulfato, ele apresenta maior potencial de atração de elétrons no processo de oxidação do composto orgânico biodegradável. Além disso, apesar de a fermentação acidogênica ser realizada por um grupo diversificado de microrganismos, onde a maioria é anaeróbio obrigatório, algumas espécies são facultativas e podem metabolizar o material orgânico pela via oxidativa (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994). Assim, poderia haver uma competição pelo substrato entre as bactérias desnitrificantes, metanogênicas e redutoras de sulfato. Com menos substrato disponível para as redutoras de sulfato, menos sulfato teria sido reduzido quando da presença de nitrato no meio.

Ao contrário do metano, o dióxido de carbono apresenta alta solubilidade no meio líquido. Uma hipótese para a elevação da concentração desse gás no biogás do reator UASB quando alimentado com lodo aeróbio de excesso poderia ser explicada também por uma possível presença de nitrato no lodo aeróbio de excesso, já que o CO_2 é um dos produtos do processo de desnitrificação heterotrófica. Outra hipótese a se considerar é a variação da composição do esgoto bruto afluente ao reator UASB quando da presença de lodo aeróbio, ou seja, um afluente com maior conteúdo de DQO particulada. Leitão et. al. (2006) relatou em seu trabalho uma possível ocorrência de acúmulo de ácidos orgânicos como propionato e butirato no reator, redução do valor de pH e alcalinidade, e alterações na produção e composição do biogás, especialmente com elevação do teor de H_2 e CO_2 no biogás, quando há mudanças bruscas na composição do esgoto afluente a tratar. Apesar de a variação do pH do reator UASB não ter sido significativa quando o afluente era composto com parcela de lodo aeróbio de excesso, houve uma pequena tendência de redução do pH, possivelmente associada à acumulação de ácido carbônico no meio líquido.

5.3 IMPACTOS NA UNIDADE DE PÓS-TRATAMENTO E NO EFLUENTE FINAL DA ETE

Conforme já mencionado, a combinação de um processo anaeróbio com um processo aeróbio de pós-tratamento apresenta inúmeras vantagens, como redução do consumo energético pelo reator aeróbio, menor produção global de lodo de excesso e um sistema mais compacto quando comparado a um sistema convencional de lodos ativados. Porém, quando o desempenho do reator UASB é insatisfatório, os benefícios do sistema combinado tendem a ser reduzidos. Nesse tópico serão apresentados os impactos das condições operacionais da fase sólida na unidade de pós-tratamento e no efluente final produzido na estação.

5.3.1 Impacto do Efluente do UASB na Operação do Reator de Fluxo Alternado

A avaliação do impacto do efluente do reator UASB no reator de fluxo alternado foi bastante prejudicada pela baixa capacidade operacional da ETE na remoção de excesso de lodo do processo, seja por problemas técnicos ou administrativos. A

figura 76 apresenta a variação da concentração de sólidos nos reatores de fluxo alternado, RFA 01 e RFA 02.

Figura 76 - Concentração de SST nos RFAs em 2016.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se na figura 76 que o reator aeróbico manteve concentrações de sólidos em suspensão bastante variáveis e elevadas ao longo do ano, atingindo picos de até 15.000 mg/L no segundo reator, totalmente atípico para um processo de lodo ativados, cujas concentrações médias de sólidos em suspensão totais variam de 2000 a 4000 mg/L. Essas concentrações elevadas são resultado da sobreposição de um acúmulo de lodo no processo aeróbico devido a longos períodos sem desaguamento de lodo na ETE, e pela má qualidade do efluente do reator UASB em termos de sólidos em suspensão, especialmente naqueles períodos onde o reator foi alimentado com lodo aeróbico de excesso, e ocorria simultaneamente remoção de lodo anaeróbico do fundo do reator. Por sua vez, a má qualidade do efluente do reator UASB também é decorrente de longos períodos sem desaguamento de lodo na ETE, que provocaram a criação de um passivo de lodo no interior dos reatores.

A principal desvantagem de se manter elevadas concentrações de sólidos em suspensão no reator aeróbico, é operar o processo de lodos ativados com relação alimento microrganismo muito baixa, e conseqüentemente com idade do lodo muito elevada. A figura 77 apresenta a concentração média da relação A/M no processo de lodos ativados.

Figura 77 - Relação A/M ao longo do período do estudo

Fonte: Autor (2018)

Observa-se que a relação média A/M foi de 0,11 kg.DQO/Kg.SSV.dia. Essa condição acabou inviabilizando a avaliação do desempenho do reator UASB na digestão do excesso de lodo aeróbio, já que nessa relação A/M o excesso de lodo aeróbio já se apresentava estabilizado. Porém, a operação foi mantida, conforme já explicado, pela simplicidade operacional que essa ação propicia à ETE e para avaliar a capacidade de retenção do reator UASB em manter esse lodo aeróbio, extremamente desvantajoso no que diz respeito à sedimentabilidade, adensado junto com o lodo anaeróbio de fundo.

A figura 78 apresenta a concentração média de sólidos em suspensão nos RFAs durante os períodos com e sem remoção de excesso de lodo aeróbio.

Figura 78 - Concentração de SST nos RFAs em 2016 x remoção de excesso de Lodo.

Fonte: Autor (2018)

Observa-se que a concentração média de sólidos em suspensão totais foi maior quando havia remoção de excesso de lodo aeróbio do sistema, ao contrário do esperado. A maior concentração de SST nos períodos com remoção de excesso de lodo revelam um efeito bastante negativo, ou seja, o fluxo de sólidos carregados junto com o efluente do reator UASB foi maior que o descarte de lodo aeróbio para esse reator. Essa condição torna o controle da idade do lodo no reator aeróbio bastante problemático, já que o sistema aeróbio passa a conter uma massa de sólidos não ativa para o processo de pós-tratamento.

Além da dificuldade de se controlar a idade do lodo no reator aeróbio, as altas concentrações de sólidos aumentam seu consumo de energia, já que reduz a taxa de transferência de oxigênio. Essa condição é bastante crítica para a ETE, já que aumenta o custo operacional da planta, reduzindo um dos principais benefícios do emprego de um processo combinado.

Em julho de 2016, foram realizados dois testes de avaliação da eficiência de transferência de oxigênio (OTE) em um dos reatores de fluxo alternado, com emprego da metodologia 'off-gas' (ASCE, 1999), antes e após procedimentos de limpeza química dos difusores de oxigênio. Os resultados de OTE antes e após a limpeza dos difusores foram de 7,3 % e 9,4%. Esses baixos valores de OTE são resultado da alta concentração de oxigênio dissolvido - OD no tanque e da alta concentração de sólidos no sistema. A concentração de OD no tanque durante o primeiro teste foi em média de 7,5 mg/l, enquanto no segundo teste foi de 6,6 mg/l, valores bastante acima da concentração típica de um sistema de lodos ativados. A concentração de SST no primeiro teste foi de 11400 mg/l, enquanto no segundo teste foi de 9100 mg/l, excessivamente elevados para um sistema de lodos ativados com aeração prolongada.

A OTE é diretamente proporcional à diferença entre a concentração de oxigênio no tanque e a concentração de saturação de oxigênio para as condições do processo, assim como é diretamente proporcional a relação entre o coeficiente de transferência de oxigênio (Kla) da água de processo (esgoto) com o coeficiente de

transferência de oxigênio em água limpa, representada pela letra grega α na equação apresentada por Trillo (2004), expressa a seguir (equação 19):

$$OTE = \alpha F \times SOTE \times \frac{\beta \times \left(\frac{P_b}{P_s}\right) \times \left(\frac{C_s}{C_{s,20}}\right) \times C_{\infty 20}^* - C}{C_{\infty 20}^*} \times \theta^{(T-20)} \quad (\text{Eq.19})$$

Onde:

- OTE = Eficiência de Transferência de Oxigênio nas condições de campo;
- α = Relação entre o coeficiente de transferência de oxigênio (Kla) da água de processo (esgoto) com o coeficiente de transferência de oxigênio em água limpa;
- F = Fator de 'Fouling'. Razão entre a performance do sistema de aeração após certo período em operação e um sistema de aeração em início de operação;
- SOTE = Eficiência de Transferência de Oxigênio nas condições padrão de temperatura (20°C), oxigênio dissolvido (0 mg/l) e pressão atmosférica (1atm);
- β = Relação entre a concentração de saturação do OD na água de processo e na água limpa;
- Pb = Pressão barométrica do local (atm), sendo $P_b = 1 - (1,15 \times 10^{-4}) \times H$;
- H = altitude em metros do local em relação ao nível do mar;
- Ps = Pressão barométrica no nível do mar (1 atm);
- $C_{\infty 20}^*$: Concentração de saturação de OD da água limpa para as condições padrão e específica para as características do tanque e do sistema de aeração (mg/L);
- θ = coeficiente de correção da temperatura.

Um estudo realizado por Filho *et al.* (2014) em escala de bancada, demonstrou que a capacidade de oxigenação de um sistema de lodos ativados reduziu em até 50 % quando a concentração de SST variou de 6000 mg/L a 10000 mg/L, indicando a influência da alta concentração de sólidos sobre a transferência de oxigênio do reator. Outro estudo, desenvolvido por Schwarz *et al.* (2006), comparou, através de resultados de trabalhos de diversos autores, a influência de altas concentrações de SST sobre o fator de transferência de oxigênio (α) conforme ilustrado na figura 79.

Figura 79 - Influência da concentração de SST sobre o fator α .

Fonte: Schwarz, 2006.

No gráfico da figura 79, ao observarmos a curva obtida através de dados de Krampe e Krauth (Schwarz, 2006), observa-se uma redução do fator ' α ' de aproximadamente 40% entre uma concentração de SST de 5000 mg/l e 10000 mg/l, demonstrando o efeito negativo de altas concentrações de sólidos sobre esse fator, e consequentemente, sobre a eficiência de transferência de oxigênio.

A título de exemplificação, se o tanque de aeração RFA 01 estivesse no dia do primeiro teste operando conforme projeto com uma idade do lodo de 14 dias, a concentração de SST seria, considerando o volume de tanque disponível, de aproximadamente 1800 mg/l. Nessa ordem de grandeza, o fator α seria de aproximadamente 0,80. Para uma concentração de oxigênio dissolvido no tanque de 7,5 mg/L, teríamos o seguinte resultado de OTE, conforme apresentado abaixo.

$$OTE = 0,80 * 0,90 \times 41,32 \times \frac{0,99 \times \left(\frac{0,914}{1}\right) \times \left(\frac{8,25}{9,20}\right) \times 14,27 - 7,5}{14,27} \times 1,024^{(21-20)}$$

$$OTE = 8,70\%$$

Ou seja, haveria um aumento em torno de 19 % da eficiência de transferência de oxigênio apenas reduzindo a concentração de sólidos no sistema aeróbio.

Se além da redução da concentração de sólidos fosse reduzida a concentração de oxigênio dissolvido no tanque para valores típicos de operação, a OTE seria muito maior, conforme cálculo apresentado a seguir.

$$OTE = 0,80 * 0,90 \times 41,32 \times \frac{0,99 \times \left(\frac{0,914}{1}\right) \times \left(\frac{8,25}{9,20}\right) \times 14,27 - 2,0}{14,27} \times 1,024^{(21-20)}$$

$$OTE = 17,9\%$$

Haveria, portanto, um aumento da eficiência acima de 130 % em relação às condições de transferência de oxigênio do dia do primeiro teste (de 7,3% para 17,9%).

5.3.2 Impacto na Qualidade do Efluente da ETE

Apesar das altas concentrações de SST no RFA, o efluente da ETE apresentou de forma geral uma boa qualidade ao longo do período estudado. A figura 80 apresenta a variação da concentração de SST e DQO total no efluente ao longo de 2016.

Figura 80 – Efluente de ETE.

Fonte: Autor (2018).

Observa-se da figura 80 que a concentração de SST no efluente se manteve entre 6 e 34 mg/L, com 50 % dos dados centrais variando entre 12 e 24 mg/L. Foi observado um evento discrepante de 56 mg/L. Já a concentração de DQO total no efluente se situou entre 4 e 96 mg/L, com 50% dos dados entre 23 e 53 mg/L. Foram observados apenas dois eventos discrepantes, com concentrações acima de 100 mg/L de DQO total. Os bons resultados de sólidos em suspensão no efluente da estação são indicadores positivos da capacidade de retenção de sólidos dos módulos de decantação acelerada (decantadores lamelares) instalados nos compartimentos A e B dos reatores de fluxo alternado.

Com relação à remoção de nitrogênio, foram realizadas amostragens esporádicas ao longo do período estudado que indicaram uma nitrificação e desnitrificação instável. A figura 81 apresenta a variação da concentração de NTK, nitrogênio amoniacal e nitrato no afluente e efluente da estação, assim como a eficiência de desnitrificação.

Figura 81 - Variação da série nitrogenada no sistema de tratamento.

Fonte: Autor (2018).

Observa-se que a concentração de nitrato no efluente da ETE variou de 5 a 25 mg/L, e a concentração de nitrogênio amoniacal de 1 a 29 mg/L, indicando que tanto a nitrificação quanto a desnitrificação foram bastante variáveis. A eficiência de desnitrificação variou de pouco menos de 50 a 80%.

A figura 82 apresenta as concentrações médias da série nitrogenada com seu intervalo de confiança.

Figura 82 – Concentrações médias de nitrogênio no afluente e efluente da ETE.

Fonte: Autor (2018).

A concentração média de NTK no afluente foi de 63 mg/L, com intervalo de 95 % de confiança entre 53 e 74 mg/L. No efluente, a concentração de NTK foi de 18 mg/L, com intervalo de 95% de confiança de 12 a 24 mg/L. A concentração de nitrogênio amoniacal foi de 55 mg/L no afluente, com intervalo de 95% de confiança entre 46 e 63 mg/L. No efluente, a concentração de nitrogênio amoniacal foi de 14 mg/L, com intervalo de 95% de confiança entre 9 a 19 mg/L.

6 CONCLUSÕES

Esse trabalho buscou avaliar o efeito da operação de descarte de lodo aeróbio no desempenho do reator UASB, na qualidade do seu efluente e do efluente final da estação. Em paralelo, foi verificado o efeito dessa operação nas características do biogás, e avaliado possíveis impactos dessa operação na unidade de pós-tratamento.

De modo geral, o efluente do reator UASB tende a uma piora na sua qualidade quando o afluente contém lodo aeróbio em excesso, especialmente em relação aos parâmetros DQO total e sólidos em suspensão. Porém, os resultados indicaram que a má qualidade do efluente é decorrente de uma sobreposição de efeitos, relacionado à alimentação do reator UASB com lodo aeróbio em excesso, e a sistemática de remoção do excesso de lodo anaeróbio desse reator. A remoção do excedente de lodo anaeróbio, especialmente das camadas mais profundas, onde o lodo se apresenta mais concentrado, parece remover a barreira que mantém o lodo aeróbio, menos denso, na zona de digestão do reator UASB.

A alimentação de excesso de lodo aeróbio no reator UASB durante os períodos de vazão mínima afluente à ETE refletiu em uma melhor qualidade do efluente do reator UASB. Infere-se que nesses períodos de baixa vazão afluente, o lodo anaeróbio do reator UASB se apresentou mais adensado, devido a menor expansão da manta de lodo, aumentando sua capacidade de retenção do lodo aeróbio de excesso na zona de digestão do reator UASB, e sua posterior remoção em conjunto com o excesso de lodo anaeróbio.

Com relação à produção de biogás no reator, os resultados indicaram que a captação de biogás na ETE Várzea pode ser melhorada. Mesmo se a parcela de metano dissolvido fosse recuperada no biogás, a ETE ainda estaria dentro do pior cenário, segundo modelo proposto por Lobato (2010). Uma observação importante diz respeito à falta de correlação entre DQO removida e produção volumétrica de biogás quando o afluente do reator UASB é composto com excesso de lodo aeróbio ou com parcela de centrado da unidade de desaguamento da ETE. Nessas condições, as linhas de retorno podem conter parcela de DQO que não é facilmente biodegradável no reator UASB, e que conseqüentemente, não se converte em

metano. Como o equivalente de DQO dessas linhas de retorno é computado na DQO total afluyente, e não se converte a metano, por não ser facilmente biodegradável, haverá um erro considerável se as relações unitárias de produção de biogás, que levam em consideração a carga orgânica afluyente, forem computadas nessas condições.

Outro aspecto interessante, é que a composição do biogás parece sofrer influência da alimentação do reator UASB com lodo aeróbio de excesso, especialmente em função das concentrações de CO_2 e H_2S . Ao passo que a concentração de CO_2 aumentou no biogás quando da presença de lodo aeróbio em excesso no afluyente do reator UASB, a concentração de H_2S reduziu pela metade. Esse é um aspecto importante para o dimensionamento de sistemas de purificação do biogás, por exemplo. Não foi possível, porém, identificar a causa da redução da concentração desse componente do biogás. Uma das hipóteses especuladas no estudo foi a presença de nitrato na linha de descarte de lodo aeróbio. Como o nitrato apresenta maior potencial de atração de elétrons no processo de respiração anaeróbia, pode ter havido uma competição pelo substrato entre bactérias anaeróbias facultativas e bactérias redutoras de enxofre.

Apesar da operação de descarte de lodo aeróbio não ter impactado negativamente a qualidade do efluente final da ETE, observou-se elevadas concentrações de sólidos em suspensão no reator aeróbio, muito acima das concentrações típicas observadas em sistemas de lodos ativados. Essas altas concentrações de sólidos em suspensão no reator aeróbio se deram pela combinação negativa de efeitos entre a baixa capacidade de remoção de excesso de lodo da estação e da ocorrência de eventos de perdas elevadas de sólidos do reator UASB. Um efeito negativo do excesso de sólidos em suspensão no reator aeróbio é a redução da capacidade de transferência de oxigênio do sistema de aeração para o licor misto, o que fatalmente aumenta o consumo de energia elétrica, e conseqüentemente, o custo operacional da planta de tratamento. Como o custo com energia elétrica é um dos principais componentes do custo operacional de uma estação de tratamento, não pode ser negligenciado. Portanto, nessas condições, pode se tornar interessante a adoção de um processo intermediário de separação de sólidos do efluente anaeróbio, entre o reator UASB e a unidade de pós-tratamento, por exemplo, através de um sistema de

clarificação de alta taxa, como os decantadores lamelares, de modo a reter sólidos em suspensão que por ventura escapem junto com o efluente do reator UASB, seja devido a uma má gestão da operação de descarte de lodo do reator, ou pelo arraste provocado por picos de vazão afluente, especialmente durante eventos chuvosos.

7 RECOMENDAÇÕES

Em virtude das inúmeras dificuldades operacionais enfrentadas pela ETE durante o período do estudo, alguns aspectos relacionados à operação de descarte de lodo aeróbio para o reator UASB não puderam ser avaliados, de modo que algumas recomendações e sugestões de trabalho futuro se encontram descritas a seguir:

- Recomenda-se que em projetos de reatores UASB seja previsto tubulações de remoção de excesso de lodo em diferentes profundidades, e que a remoção de excesso de lodo priorize a remoção de lodo em zonas menos profundas do compartimento de digestão, portanto, menos espessas, de modo a dar prioridade à remoção do lodo de pior sedimentabilidade, e manter na zona de digestão o lodo mais concentrado, de melhor sedimentabilidade e maior capacidade de retenção de sólidos em suspensão afluentes.
- Avaliar o efeito do descarte de lodo aeróbio no desempenho do reator UASB operado sob menores tempos de detenção hidráulico e com baixa idade do lodo no sistema de lodo ativado.
- Avaliar o efeito do descarte de lodo aeróbio no perfil de sólidos da zona de digestão do reator, durante períodos de alimentação contínua e intermitente de lodo aeróbio em excesso.
- Avaliar o desempenho de técnicas de lise celular, de modo a aumentar a biodegradabilidade do lodo aeróbio no reator anaeróbio.
- Com relação ao indicativo de redução da concentração de H_2S no biogás quando o reator UASB foi alimentado com parcela de lodo aeróbio de

excesso, recomenda-se realizar um estudo mais detalhado, onde seja avaliada a concentração de nitrato na linha de retorno e sua correlação com a concentração de H_2S no biogás. Nesse sentido, torna-se importante incluir a análise de nitrogênio gasoso no biogás.

- Quanto às emissões fugitivas de metano, recomenda-se verificar a influência da concentração de sólidos em suspensão na concentração de metano dissolvido no efluente.

REFERÊNCIAS

BASSIM, J. P. Novos processos de remoção biológica de nitrogênio. In: Processos biológicos avançados para tratamento de efluentes e técnicas de biologia molecular para o estudo da diversidade microbiana. Capítulo 5. 171-230. Rio de Janeiro, 2011.

CABRAL, C. B. G. Avaliação da produção de biogás para fins energéticos em reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário. Dissertação apresentada ao Curso de Pós-graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina. UFSC, Florianópolis, Santa Catarina, 2016.

CABRAL, C. B. G., CHERNICHARO, C. A. L., HOFFMANN, H., NEVES, P. N. P., ROSENFELDT, S. Resultados do projeto de medições de biogás em reatores anaeróbios. Projeto Brasil Alemanha de Fomento ao Aproveitamento Energético de Biogás no Brasil – PROBIOGÁS. Ministério das Cidades, Brasília, 2017.

CHERNICHARO, C. A. L. Reatores anaeróbios (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v.5). Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais. 380 páginas, 2ª edição, 2007.

CHONG, S., KANTI, T., KAYAALP, A., & MING, H. The performance enhancements of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors for domestic sludge treatment e

A State-of-the-art review. *Water Research*, 46 (11), 3434–3470. <http://doi.org/10.1016/j.watres.2012.03.066>. 2012.

COMEAU, Y. Microbial Metabolism. In: *Biological Wastewater Treatment – Principles, Modelling and Design*. IWA Publishing. 2008.

DWA-M 363. Origem, Tratamento e Utilização do Biogás. DWA Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V., Hennef 2010.

HEFFERNAN, B.; VAN LIER, J. B.; VASHI, A.; VAN DER LUBBE, J. Anaerobic Sewage Treatment using UASB Reactors: Engineering and Operational Aspects. <http://doi.org/10.1142/9781848165434>. 2010.

LIU, Y., XU, H., SHOW, K., & TAY, J. Anaerobic granulation technology for wastewater treatment. *World Journal of Microbiology & Biotechnology* 18: 99–113, 2002.

LOBATO, L. C. S. Aproveitamento Energético de Biogás Gerado em Reatores UASB Tratando Esgoto Doméstico. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos). Universidade Federal de Minas Gerais, Minas Gerais, 2011.

METCALF & EDDY, Inc. (2013). *Tratamento de Efluentes e Recuperação de Recursos*. Mcgraw-Hill Education; 5 Edition, P.2048. Versão traduzida, Porto Alegre, AMGH, 2016.

NOYOLA, A.; MORGAN-SAGASTUME, J. M.; LÓPEZ- HERNÁNDEZ, J. E. Treatment of biogas produced in anaerobic reactors for domestic wastewater: odour control and energy/resource recovery. *Reviews in Environmental Sciences and Bio/Technology*, v. 5, p. 93-114, 2006.

REARDON, R. D. (2005). Clarification Concepts for Treating Peak Wet Weather, 25–30. *Florida Water Resources Journal*.

S::CAN (Org.). Spectrometer probes. Disponível em: <<http://s-can.at/>>. Acesso em: 26 mar. 2018.

SILVA FILHO, J. A., VAN HAANDEL, A. C. Estabilização de lodo de pós-tratamento aeróbio na unidade de pré-tratamento anaeróbio, 86–103. Revista DAE nº 194. 2014.

SILVEIRA, B., CABRAL, C. B. G., CHERNICHARO, C. A. L., HOFFMANN, H., , ROSENFELDT, S., SUIDEDOS, C., PLATZER, C., SILVA, G., POSSETTI, G. R. C., MOREIRA, H. C., ADAMATTI, H. B., MIKI, M. K., MIKI, R. E., ARAÚJO, V. S. F., VALENTE, V. B., VILLANI, W. . Guia técnico de aproveitamento energético de biogás em estações de tratamento de esgotos. Projeto Brasil Alemanha de Fomento ao Aproveitamento Energético de Biogás no Brasil – PROBIOGÁS. 2ª edição. Ministério das Cidades, Brasília, 2017.

SOUZA, C. L. Estudo das rotas de formação, transporte e consume dos gases metano e sulfeto de hidrogênio resultantes do tratamento de esgotos domésticos em reatores UASB. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos), UFMG, Belo Horizonte, Minas Gerais, 2010.

VAN HAANDEL, A. C., MARAIS, G. V. R (1999). O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado: Teoria e aplicações para projetos e operações. 1ª edição. Campina Grande.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. Tratamento anaeróbio de esgoto: um manual para regiões de clima quente. Campina Grande: Universidade Federal da Paraíba, 1994.

VAN HAANDEL, A., SANTOS, S. L., CHAVES, S. R. M. Influência do projeto do separador de fases sobre o desempenho do reator UASB no tratamento de águas residuárias municipais. <http://doi.org/10.4322/dae.2014.153>. Revista DAE nº xxx. 2014.

VAN LIER, J. B., MAHMOUD, N., ZEEMAN, G. Anaerobic Wastewater Treatment. In: Biological Wastewater Treatment – Principles, Modelling and Design. IWA Publishing. 2008.

VON SPERLING, M. E.; CHERNICHARO, C. A. L. Biological wastewater treatment in warm climate regions. London: IWA Publishing, 2005. 1452 p.