



UNIVERSIDADE FEDERAL DE CAMPINA GRANDE  
CENTRO DE TECNOLOGIA E RECURSOS NATURAIS  
UNIDADE ACADÊMICA DE ENGENHARIA CIVIL  
PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL  
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: ENGENHARIA DE RECURSOS HÍDRICOS E SANITÁRIA

**INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA E DO TEMPO DE PERMANÊNCIA SOBRE O  
DESEMPENHO DE REATORES UASB TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO**

SÍLVIA RAPHAELE MORAIS CHAVES

CAMPINA GRANDE - PB

2015

SÍLVIA RAPHAELE MORAIS CHAVES

**INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA E DO TEMPO DE PERMANÊNCIA SOBRE O  
DESEMPENHO DE REATORES UASB TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental da Universidade Federal de Campina Grande, em cumprimento às exigências para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil e Ambiental.

**Orientador:** Adrianus C. van Haandel

CAMPINA GRANDE - PB

2015

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA BIBLIOTECA CENTRAL DA UFCG

C512p Chaves, Sílvia Raphaelae Morais.  
Influência da temperatura e do tempo de permanência sobre o desempenho de reatores UASB tratando esgoto sanitário / Sílvia Raphaelae Morais Chaves. – Campina Grande, 2015.  
92 f. : il. Color.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil e Ambiental) – Universidade Federal de Campina Grande, Centro de Tecnologia e Recursos Naturais, 2015.

"Orientação: Prof. Dr. Adrianus C. Van Haandel."  
Referências.

1. Digestão Anaeróbia. 2. UASB. 3. Esgoto Sanitário. 4. Temperatura. 5. Tempo de Permanência. I. Haandel, Adrianus C. Van. II. Título.

CDU 628.336.5.098.4(043)



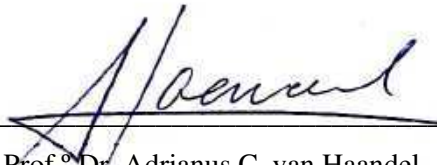
SÍLVIA RAPHAELE MORAIS CHAVES

**INFLUÊNCIA DA TEMPERATURA E DO TEMPO DE PERMANÊNCIA SOBRE O  
DESEMPENHO DE REATORES UASB TRATANDO ESGOTO SANITÁRIO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil e Ambiental da Universidade Federal de Campina Grande, em cumprimento às exigências para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil e Ambiental.

Aprovado em 27 / 02 / 2015

**BANCA EXAMINADORA:**



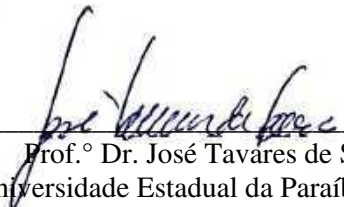
---

Prof.º Dr. Adrianus C. van Haandel  
(Universidade Federal de Campina Grande - UFCG)  
Orientador



---

Prof.º Dr. Francisco Vieira Paiva  
(Universidade de Fortaleza - UNIFOR)  
Examinador Externo



---

Prof.º Dr. José Tavares de Sousa  
(Universidade Estadual da Paraíba- UEPB)  
Examinador Externo

## AGRADECIMENTOS

A Deus, pelas alegrias e dores, por estar sempre ao meu lado e por Seu grande amor...

A minha família, pelo carinho e compreensão, em especial a minha mãe, que me ensinou o significado do amor sem dizer sequer uma palavra.

Ao professor Adrianus van Haandel pela fundamental orientação, por seu grande apoio e incentivo.

Aos professores Francisco Paiva e José Tavares pelas contribuições acadêmicas nas correções do trabalho.

A Artur Moises Gonçalves Lourenço, pelo seu amor, companheirismo, carinho, cuidado, respeito e paciência.

A Lincoln, Danikelly, João Paulo, Nélia, seu João, Heraldo, Elivânia, Vinícius e em especial a Silvânia Lucas pela amizade, conselhos, risadas e por tornarem possível a realização dessa pesquisa.

Aos colegas da turma do mestrado, pela amizade e troca de conhecimentos.

Aos professores do mestrado em Engenharia Civil e Ambiental, pelas contribuições a minha formação acadêmica e pessoal, em especial ao professor Rui Oliveira pela sua disposição em ajudar.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq) por ter disponibilizado uma bolsa de estudos.

E a todos que alguma forma estiveram presentes na minha vida no decorrer dessa jornada.

**MUITO OBRIGADA!**

## RESUMO

O presente trabalho buscou investigar a influência da temperatura e do tempo de permanência sobre o desempenho de reatores anaeróbios tratando esgoto sanitário. Para isso, foi utilizado um sistema constituído por quatro reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), com volume útil de 25 L cada, operados com temperaturas constantes de 12, 15, 20 e 25°C denominados de R12, R15, R20 e R25, respectivamente. O objetivo da investigação experimental foi, não somente a determinação do desempenho dos reatores em termos de remoção do material orgânico, mas também a caracterização do lodo nos reatores e dele expulso. O afluyente dos reatores foi o esgoto bruto da cidade de Campina Grande-PB e os reatores foram alimentados com vazão constante. O experimento foi conduzido em três fases operacionais, para cada temperatura se definiu uma faixa de tempo de permanência ( $R_h$ ), iniciou-se com  $R_h$  longo que foi sendo diminuído a cada fase. Os reatores R12 e R15 operaram com  $R_h$  de 12, 8 e 6 horas na FASE 1, 2 e 3, respectivamente, enquanto os reatores R20 e R25 operaram com  $R_h$  de 12, 6 e 4 horas na FASE 1, 2 e 3, respectivamente. O sistema operou de forma estável em todas as condições impostas, pois não foi observado acúmulo de ácidos voláteis, consumo de alcalinidade, nem queda no pH. Sob as condições prevaletentes na investigação, a eficiência de remoção do material orgânico foi mais afetada pela temperatura que pelo tempo de permanência do líquido. Considerando a média de todo o período de investigação, o R25 apresentou uma eficiência de remoção média de 78% enquanto o R12 a remoção foi de 62%. A produção de metano foi afetada pela temperatura e pela carga orgânica. O reator em temperatura média de 25°C apresentou a maior produção de metano que foi de 4, 9 e 12 gCH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup> para a FASE 1, 2 e 3, respectivamente. A caracterização da biomassa indicou que a fração volátil do lodo nos reatores não variou em alto grau em função da temperatura bem como dos diferentes tempos de permanência mantendo-se em torno de 63%. O lodo dos reatores apresentaram uma Atividade Metanogênica Específica (AME) variando entre 0,10 e 0,34 gDQO/gSSV.d<sup>-1</sup>. O lodo dos reatores operados a temperatura de 25 e 20°C apresentaram melhor sedimentabilidade do que o lodo dos reatores operados a 15 e 12°C. O lodo expulso dos reatores apresentou AME semelhante a do lodo mantido no interior do reator. No entanto, apresentaram sedimentabilidade diferente constatando-se que há uma expulsão seletiva de lodo, de modo que o lodo com melhor sedimentação permanece no reator. Estes resultados permitem concluir que a temperatura tem influência sobre o processo de digestão anaeróbia. No entanto, esta influência é amenizada pelo uso de reatores com mecanismo de retenção eficiente de lodo, viabilizando assim, a aplicação de sistemas anaeróbios em regiões de clima temperado.

**Palavras-chave:** Digestão anaeróbia; UASB; Esgoto Sanitário; Temperatura; Tempo de Permanência.

## ABSTRACT

In this study, the influence of temperature and retention time on the performance of anaerobic reactors treating domestic sewage was investigated. The experimental set up consisted of four anaerobic sludge blanket reactors (UASB), with a volume of 25 L each, which were operated with constant temperatures of 12, 15, 20 and 25°C called R12, R15, R20 and R25, respectively. The goal of the experimental investigation was not only the determination of the performance of the reactors in terms of removal of organic material, but also the characteristics of the generated sludge in the reactors and expelled from them. The influent of the reactors was raw sewage of the city of Campina Grande-PB and the reactors were fed with constant flow. The experiment was conducted in three stages operating in which for each of the defined temperatures a range of retention times ( $R_h$ ) were applied, starting with a long  $R_h$  and reducing it for every stage. R12 and R15  $R_h$  reactor operated at 12, 8 and 6 hours in Phase 1, 2 and 3 respectively, while R20 and R25 were operated with  $R_h$  12, 6 and 4 hours in Phase 1, 2 and 3 respectively. The system operated stably under all imposed conditions and no accumulation of volatile acids was observed, nor consumption of alkalinity, or drop in pH. Under the conditions prevailing during the investigation, the organic material removal efficiency was affected more by temperature than by liquid retention time. Considering the average of the whole period of investigation, the R25 had a mean removal efficiency of 78% while the R12 removal was 62%. Methane production was affected by temperature and organic load. The highest production of methane was obtained for a temperature of 25°C and was 4, 9 and 12 gCH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup> for Phase 1, 2 and 3, respectively. The biomass characterization indicated that the percentage of volatile solids in the reactor did not vary to a great degree with the temperature or retention times remaining around 63%. The sludge from the reactors showed a specific methanogenic activity (SMA) ranging between 0.10 and 0.34 gDQO/gSSV.d<sup>-1</sup>. The sludge operating temperatures of the reactors 25 and 20°C showed better sludge settleability than the reactor operating at 15 to 12°C. The sludge expelled from reactors showed SMA values similar to that of sludge kept in the reactor. However, there was a clear difference in settleability of sludge in the reactors and sludge expelled from these. It is concluded that there was selective expulsion, so that the sedimentation of sludge remaining in the reactors improved. The results show that the temperature has an influence on the process of anaerobic digestion. However, this influence is mitigated by the use of reactors that have an efficient sludge retention mechanism, enabling thus the application of anaerobic systems in temperate regions.

**Key-words:** Anaerobic digestion; UASB; Sanitary sewage; Temperature; Retention time.

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Vantagens e desvantagens dos sistemas anaeróbios (reator UASB).....	18
Tabela 2.2 - Classificação das constantes $k$ e $v_0$ segundo van Haandel e Marais (1999).....	27
Tabela 2.3 - Remoção de DQO total (%) obtida por Uemura e Harada (2000).....	30
Tabela 2.4 - Remoção de DQO total (%) obtida por Singh e Viraraghavan (2003). ....	31
Tabela 2.5 - Remoção de DQO total (%) obtida por Rizvi <i>et al.</i> , (2014).....	33
Tabela 3.1 - Características das fases operacionais para cada reator .....	40
Tabela 3.2 - Parâmetros físico-químicos realizados para monitoramento do sistema.....	41
Tabela 4.1 - Análise estatística básica dos parâmetros avaliados no período de aclimação. ....	49
Tabela 4.2 - Tempo de permanência hidráulica calculado a partir da vazão média diária.....	52
Tabela 4.3 - Análise estatística básica dos valores de pH. ....	54
Tabela 4.4 - Análise estatística básica dos valores da alcalinidade a bicarbonato. ....	56
Tabela 4.5 - Análise estatística básica dos dados de AGV.....	59
Tabela 4.6 - Análise estatística básica dos dados da DQO.....	62
Tabela 4.7 - Eficiência de remoção de DQO baseada no efluente bruto e decantado (%).....	63
Tabela 4.8 - Análise estatística básica da produção diária de metano.....	66
Tabela 4.9 - Concentração média de sólidos totais e voláteis e fração volátil do lodo. ....	69
Tabela 4.10 - Concentração de sólidos nos reatores R12 e R15 em função da altura no reator .....	70
Tabela 4.11 - Concentração de sólidos nos reatores R20 e R25 em função da altura no reator .....	70
Tabela 4.12 - Produção diária de lodo volátil ( $P_{xv}$ ) e coeficiente de produção específica ( $Y_D$ ). .....	72
Tabela 4.13 - Idade de lodo ( $R_s$ ) dos reatores nas três fases operacionais. ....	73
Tabela 4.14 - Valores das constantes $k$ e $v_0$ do lodo dos reatores e do lodo expulso. ....	74
Tabela 4.15 - Concentração de lodo que pode ser mantida no reator ( $X_t CAL$ ).....	75
Tabela 4.16 - Valores da Atividade Metanogênica Específica (AME) dos testes a 35°C e nas temperaturas de operação de cada reator (T).....	77
Tabela 4.17 - Carga digerida a partir a AME do lodo ( $MS_{dAME}$ ) .....	78
Tabela 4.18 - Estabilidade do lodo dos reatores e do lodo expulso.....	79
Tabela 4.19 - Valores calculados para definir as concentrações de metano dissolvido pra diferentes temperaturas.....	81



Tabela 4.20 - Cargas de DQO do metano medido e dissolvido, digerido a metano e carga digerida total.....	82
Tabela 4.21 - Balanço de DQO nos reatores nas três fases operacionais.....	83

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 - Representação esquemática do processo de digestão anaeróbia de orgânicos complexos.....	15
Figura 2.2 - Representação esquemática de um reator UASB. ....	19
Figura 2.3 - Taxas relativas de crescimento de arqueas metanogênicas .....	22
Figura 3.1 - Dimensões dos reatores UASB utilizados na pesquisa.....	35
Figura 3.2 - Representação esquemática de uma unidade experimental .....	37
Figura 3.3 - Bombas utilizadas no sistema experimental .....	37
Figura 3.4 - Vista geral do sistema .....	38
Figura 3.5 - Aparatos utilizados na realização dos testes de AME .....	44
Figura 3.6 - Câmara de sedimentação utilizada na pesquisa .....	46
Figura 4.1 - Temperatura nos reatores durante o período de aclimação.....	48
Figura 4.2 - Gráfico ( <i>Box-plot</i> ) da distribuição dos dados de DQO do efluente bruto ( $S_{re}$ ) e decantado ( $S_{se}$ ) durante o período de aclimação.....	49
Figura 4.3 - Gráficos ( <i>Box-plot</i> ) da distribuição dos dados de pH, Alcalinidade, AGV e produção de metano durante o período de aclimação.....	50
Figura 4.4 - Temperatura nos reatores nas três fases da investigação experimental. ....	51
Figura 4.5 - Vazões aplicadas nas três fases da investigação experimental.....	52
Figura 4.6 - Valores do pH nas três fases operacionais.....	53
Figura 4.7 - Gráficos ( <i>Box-plot</i> ) da distribuição dos dados de pH nos efluentes nas três fases operacionais.....	54
Figura 4.8 - Valores da alcalinidade a bicarbonato nas três fases operacionais.....	55
Figura 4.9 - Gráficos ( <i>Box-plot</i> ) da distribuição dos dados da alcalinidade nos efluentes nas três fases operacionais.....	57
Figura 4.10 - Concentrações de AGV nas três fases operacionais.....	58
Figura 4.11 - Gráficos ( <i>Box-plot</i> ) da distribuição dos dados de AGV nos efluentes nas 3 fases operacionais.....	59
Figura 4.12 - DQO do afluente, do efluente bruto ( $S_{re}$ ) e decantado ( $S_{se}$ ) na FASE1.....	60
Figura 4.13 - DQO do afluente, do efluente bruto ( $S_{re}$ ) e decantado ( $S_{se}$ ) na FASE2.....	61
Figura 4.14 - DQO do afluente, do efluente bruto ( $S_{re}$ ) e decantado ( $S_{se}$ ) na FASE3.....	61
Figura 4.15 - Gráficos ( <i>Box-plot</i> ) da distribuição dos dados da DQO do efluente bruto ( $S_{re}$ ) e decantado ( $S_{se}$ ) dos reatores nas diferentes fases operacionais .....	63
Figura 4.16 - Produção de metano nas três fases operacionais .....	65

Figura 4.17 - Gráficos ( <i>Box-plot</i> ) da distribuição dos dados da produção de metano nas três fases operacionais. ....	67
Figura 4.18 - Concentração de sólidos totais ( $X_t$ ) e voláteis ( $X_v$ ) nos reatores nas três fases operacionais. ....	68
Figura 4.19 - Concentração de lodo calculada ( $X_t$ <i>CAL</i> ) e a observada ( $X_t$ <i>REAL</i> ) nos reatores em cada fase experimental. ....	76
Figura 6.6.1 - Representação esquemática do sistema de tratamento proposto. ....	87
Figura 6.6.2 - Representação esquemática das alternativas propostas. ....	88

## SUMÁRIO

Capítulo 1 .....	12
1 INTRODUÇÃO .....	12
1.1 Objetivo Geral .....	13
1.2 Objetivos Específicos .....	13
Capítulo 2 .....	14
2 REFERENCIAL TEÓRICO .....	14
2.1 Fundamentos da digestão anaeróbia .....	14
2.2 Tratamento anaeróbio de águas residuárias .....	17
2.3 Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo - UASB .....	18
2.3.1 Características da massa de lodo anaeróbio .....	20
2.3.2 Critérios básicos de projeto .....	20
2.3.3 Influência da temperatura sobre os processos anaeróbios .....	21
2.4 Avaliação de sistemas de tratamento anaeróbio .....	23
2.4.1 Atividade Metanogênica Específica -AME .....	24
2.4.2 Estabilidade do lodo .....	26
2.4.3 Sedimentabilidade do lodo .....	27
2.5 Reatores anaeróbios operados sob diferentes condições tratando esgoto .....	28
Capítulo 3 .....	34
3 MATERIAL E MÉTODOS .....	34
3.1 Local de implantação da pesquisa .....	34
3.2 Concepção do Sistema .....	34
3.3 Controle de Temperatura .....	36
3.4 Alimentação do sistema .....	39
3.5 Partida dos reatores UASB .....	39
3.6 Fases da pesquisa .....	40
3.7 Monitoramento do sistema .....	40
3.7.1 Parâmetros físico-químicos .....	40
3.7.2 Produção de metano .....	41
3.7.3 Caracterização da biomassa .....	42
3.7.3.1 Atividade Metanogênica Específica (AME) .....	42
3.7.3.2 Estabilidade .....	45
3.7.3.3 Sedimentabilidade .....	45
3.8 Análise dos dados .....	47
Capítulo 4 .....	48
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO .....	48
4.1 Aclimação dos Reatores UASB .....	48
4.2 Monitoramento da temperatura e da vazão .....	51
4.3 Análise dos parâmetros de monitoramento .....	52

4.3.1	Potencial Hidrogeniônico (pH).....	52
4.3.2	Alcalinidade a bicarbonato .....	55
4.3.3	Ácidos Graxos Voláteis (AGV).....	57
4.3.4	Demanda Química de Oxigênio (DQO) .....	60
4.3.5	Produção de Metano .....	65
4.4	Caracterização da biomassa dos reatores.....	67
4.4.1	Concentração de sólidos .....	67
4.4.1.1	Produção de sólidos .....	71
4.4.1.2	Idade de lodo .....	72
4.4.2	Sedimentabilidade .....	73
4.4.3	Atividade Metanogênica Específica (AME) .....	76
4.4.4	Estabilidade .....	78
4.6	Balanco de massa da DQO .....	80
Capítulo 5	.....	84
5	CONCLUSÕES .....	84
5.1	Com relação a eficiência do sistema de tratamento:.....	84
5.2	Com relação a estabilidade da digestão anaeróbia: .....	84
5.4	Com relação as características da biomassa: .....	85
Capítulo 6	.....	87
6	RECOMENDAÇÕES.....	87
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	89

# Capítulo 1

## 1 INTRODUÇÃO

Dentre os sistemas disponíveis para o tratamento de esgotos, os reatores anaeróbios de alta-taxa do tipo UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), assumiram posição de destaque por apresentar diversas vantagens comparados aos sistemas aeróbios convencionais. Entre estas vantagens destacam-se, os baixos custos de implantação e de operação, o baixo consumo energético e a baixa produção de lodo. Outro fator que tem proporcionado grande aplicabilidade dos reatores UASB, é a maior eficiência de tratamento em regiões de clima quente, o que viabiliza o uso destes reatores em sistemas de tratamento de esgotos principalmente em países em desenvolvimento localizados em regiões tropicais.

No Brasil, reatores UASB operando em escala real nas regiões Norte e Nordeste, apresentam desempenho superior e menores problemas operacionais comparados à unidades instaladas em outras regiões do país, que apresentam temperaturas médias menores. Na região Sul, por exemplo, é necessário um maior tempo de permanência para se alcançar as mesmas taxas de digestão de reatores operados na região Nordeste. Problemas como acumulação de espuma, também são frequentes na região Sul onde a temperatura do esgoto pode chegar a 15°C, enquanto que no Norte e Nordeste dificilmente o esgoto apresenta temperaturas abaixo de 25°C.

O processo de digestão anaeróbia é bastante sensível à variação da temperatura. A etapa em que os produtos intermediários são convertidos à metano, principal produto do processo, é bastante afetada pela temperatura, diferentemente da etapa de produção de ácidos voláteis, principais precursores do metano. Assim, a diminuição da temperatura pode resultar em um aumento da concentração destes ácidos, podendo exceder a capacidade de tamponamento do sistema, diminuindo assim o pH, afetando a estabilidade do processo como um todo. Em contrapartida, tem-se que a etapa da hidrólise pode limitar a degradação do material orgânico particulado quando a temperatura é baixa, e esta é, justamente, a maior fração da DQO presente no esgoto. Assim fica incerto se uma temperatura baixa causa um aumento ou diminuição de produtos intermediários na digestão anaeróbia.

Mesmo com as vantagens reconhecidas da aplicação dos reatores UASB no tratamento de esgoto sanitário, ainda existem imprecisões sobre a estabilidade do reator e a variabilidade da qualidade do efluente tratado. Apesar de o esgoto sanitário apresentar um teor de matéria

orgânica considerado baixo, o mesmo é uma água residuária complexa, pois contém alta fração de DQO particulada.

Na literatura alguns trabalhos reportam o comportamento de reatores UASB no tratamento esgoto sanitário em baixas temperaturas. Contudo, cada estudo refere-se a uma determinada condição operacional e com diferentes configurações de reatores anaeróbios, o que dificulta a comparação dessas investigações quanto a influência da temperatura.

Neste sentido, ainda são necessários estudos que avaliem metodicamente a influência da temperatura sobre o tratamento anaeróbio de esgoto sanitário pois, ainda não se tem informações consistentes. Dessa forma, o presente trabalho busca investigar de maneira sistemática a influência da temperatura sobre o desempenho de reatores UASB tratando esgoto sanitário.

### **1.1 Objetivo Geral**

Avaliar a influência da temperatura sobre o tratamento anaeróbio de esgoto na faixa de 12 a 25°C em reatores anaeróbios de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB – *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) operando com diferentes tempos de permanência.

### **1.2 Objetivos Específicos**

- Avaliar o efeito da temperatura sobre a eficiência de remoção de material orgânico e sobre a produção de metano em função do tempo de permanência;
- Avaliar a influência da temperatura e do tempo de permanência sobre a estabilidade do processo de digestão anaeróbia;
- Determinar e avaliar as propriedades biológicas (Atividade Metanogênica Específica-AME e Estabilidade) e físicas (Sedimentabilidade) do lodo nos reatores e do lodo expulso.

## Capítulo 2

### 2 REFERENCIAL TEÓRICO

#### 2.1 Fundamentos da digestão anaeróbia

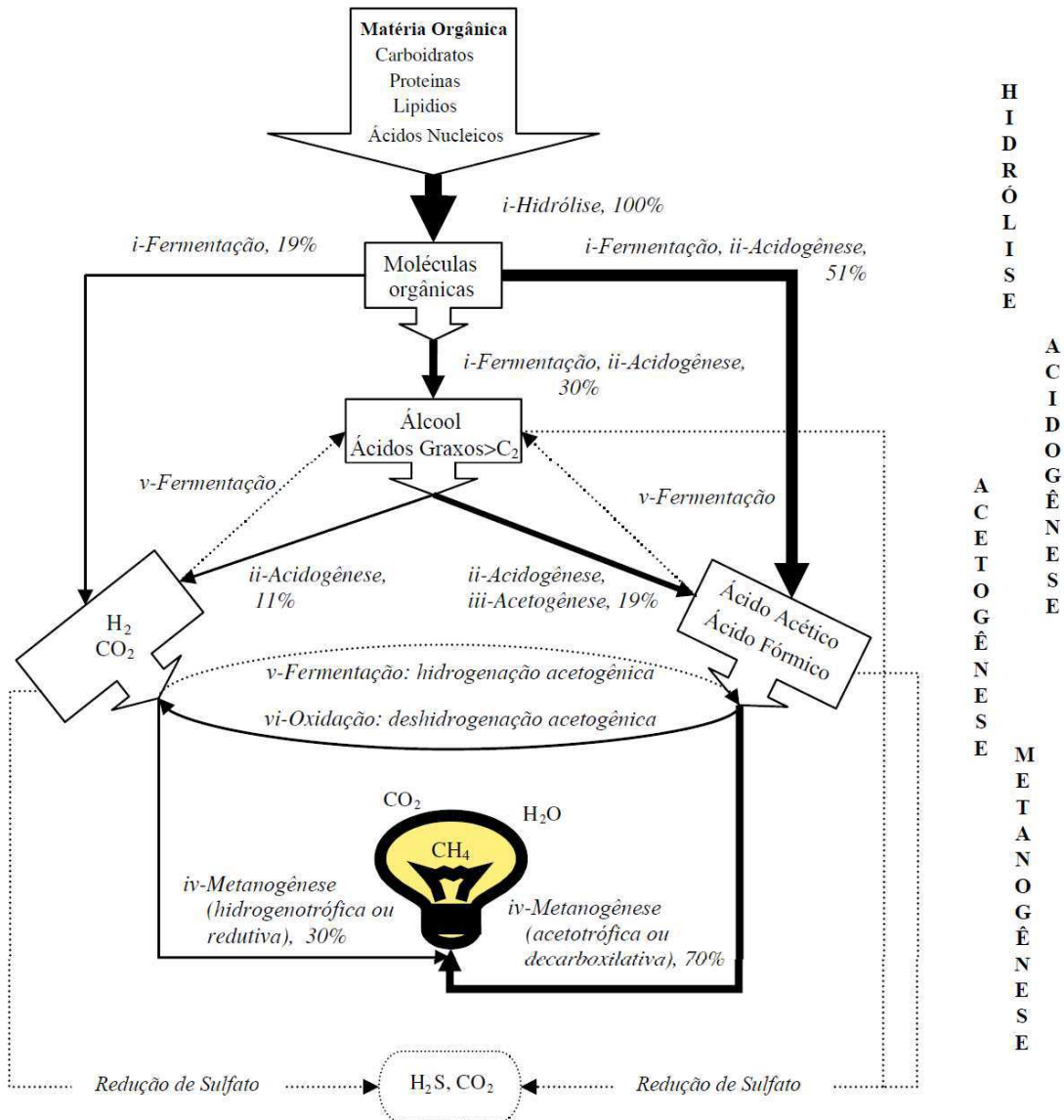
A digestão anaeróbia de material orgânico é um processo microbiológico muito complexo em que, na ausência de oxigênio, um conjunto de diversas populações de bactérias e arqueas de maneira cooperativa (sintrófica) transformam os compostos orgânicos complexos em seus produtos finais, predominantemente, metano e dióxido de carbono (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 2007).

A degradação anaeróbia de material orgânico tem sido descrito na literatura como um processo de múltiplas etapas, em que as reações bioquímicas são sequenciais e simultâneas. Segundo Seghezzi (2004) são reconhecidos sete subprocessos: (1) A hidrólise de materiais orgânicos complexos (proteínas, carboidratos e lipídeos); (2) Fermentação de aminoácidos e açúcares; (3) Oxidação anaeróbia de ácidos graxos de cadeia longa e de álcoois; (4) Oxidação anaeróbia de produtos intermediários, como os ácidos graxos de cadeia curta (exceto acetato); (5) Formação de acetato a partir de dióxido de carbono e hidrogênio (homoacetogênese); (6) Conversão de acetato a metano (metanogênese acetoclástica) e (7) Produção de metano por redução de dióxido de carbono pelo hidrogênio (metanogênese hidrogenotrófica).

As reações que ocorrem durante o processo de digestão anaeróbia são catalisadas por grupos diversos de bactérias. Aiyuk *et al.*, (2006) apresentam um esquema do processo de digestão anaeróbia (Figura 2.1) em que os grupos de microrganismos envolvidos são representadas pelos números de *i* a *vi* as quais são: *i*- Bactérias fermentativas; *ii*- Bactérias acidogênicas; *iii*- Bactérias acetogênicas; *iv*- Arqueas metanogênicas acetoclásticas e hidrogenotróficas; *v* e *vi*- Bactérias homoacetogênicas.



**Figura 2.1 - Representação esquemática do processo de digestão anaeróbia de orgânicos complexos.**



Fonte: adaptado de Aiyuk *et al.*, (2006)

Esta sequência dos percursos metabólicos do processo de digestão anaeróbia é citada em diversas literaturas como van Haandel e Lettinga (1994) e Chernicharo (2007). São identificadas 4 etapas principais denominadas hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese.

Na hidrólise, a matéria orgânica complexa é transformada em compostos solúveis mais simples (menor massa molar), através de enzimas extracelulares excretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas (VERSIANI, 2005; VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994). No tratamento do esgoto doméstico, a hidrólise pode ser a etapa que controla a velocidade de

degradação, pois depende fortemente da temperatura e dos compostos orgânicos presentes nas águas residuárias, podendo limitar todo o processo de digestão anaeróbia (VERSIANI, 2005; VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994; CHERNICHARO, 2007).

Na segunda etapa, chamada de acidogênese, as bactérias fermentam os compostos resultantes da hidrólise da matéria orgânica complexa, produzindo substâncias orgânicas simples principalmente Ácidos Graxos Voláteis (AGV), ácido acético e outros ácidos orgânicos como propionato e butirato, álcoois e compostos minerais como  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$ , etc. Este grupo de bactérias é o que mais se beneficia energeticamente, tendo as mais elevadas velocidades de crescimento do consórcio, sendo limitadas apenas por uma eventual limitação da etapa da hidrólise (AQUINO; CHERNICHARO, 2005).

A acetogênese é a conversão dos produtos da acidogênese em compostos que são substratos para produção de metano. As bactérias sintróficas acetogênicas convertem os compostos intermediários como propionato e butirato em acetato, dióxido de carbono e hidrogênio. Para a viabilidade da acetogênese é necessário que se limite a pressão de hidrogênio, isso é possível através das reações bioquímicas das arqueas hidrogenotróficas que usam hidrogênio para a redução de  $\text{CO}_2$  para  $\text{CH}_4$ . Portanto a estabilidade na digestão anaeróbia de material orgânico em sistemas de tratamento depende da cooperação entre bactérias acidogênicas que são produtoras de hidrogênio e arqueas consumidoras de hidrogênio (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

A metanogênese consiste na produção de metano pelos microrganismos metanogênicos acetoclásticos e hidrogenotróficos. Os microrganismos acetoclásticos são os grandes responsáveis pela remoção da matéria orgânica existente, convertendo o acetato em metano. Porém, esses seres possuem uma reprodução muito lenta, além de precisarem de condições ambientais adequadas. Os microrganismos hidrogenotróficos sintetizam o metano através do formiato, gás carbônico e hidrogênio, no caso dos dois últimos, em um processo conhecido como respiração anaeróbia (AQUINO; CHERNICHARO, 2005).

Para manter um sistema de tratamento anaeróbio que estabilize a matéria orgânica eficientemente, as etapas: acidogênica, acetogênica e metanogênica devem ocorrer simultaneamente, de forma a haver um equilíbrio nas taxas de produção e consumo dos compostos intermediários (AQUINO; CHERNICHARO, 2005). Vale ressaltar também que algumas espécies bacterianas são facultativas e podem metabolizar o material orgânico pela via

oxidativa na presença de um oxidante. Isto é importante nos sistemas anaeróbios de tratamento de esgoto, porque o oxigênio dissolvido eventualmente presente poderia se tornar uma substância tóxica, se não for removido na fase facultativa (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

## **2.2 Tratamento anaeróbio de águas residuárias**

A princípio, a utilização de processos anaeróbios para tratar águas residuárias era considerada inadequada, pois tinha-se a ideia que os sistemas anaeróbios apresentavam uma eficiência de tratamento muito inferiores aos sistemas aeróbios, que exigia tempo de permanência longo e também em virtude da reduzida taxa de crescimento da biomassa anaeróbia. Este conceito se estabeleceu por que nos primeiros projetos havia escasso contato entre o material orgânico do afluente com o lodo anaeróbio no sistema, não favorecendo a digestão do material presente. Com o incremento nas pesquisas, novos sistemas foram desenvolvidos com diversas configurações e mostrando a viabilidade desse processo para o tratamento de águas residuárias concentradas e também diluídas como o esgoto doméstico.

Os diversos sistemas anaeróbios utilizados para o tratamento de águas residuárias podem ser classificados em dois grandes grupos: sistemas de baixa taxa (tradicional) e sistemas de alta taxa (modernos). Os digestores de alta taxa são usados principalmente para tratar águas residuárias com alta concentração de matéria orgânica, no entanto a aplicação desses sistemas para esgotos diluídos é cada vez mais comum (METCALF; EDDY, 2003). Isso ocorre porque, ao contrário dos sistemas anaeróbios convencionais, tais como lagoas anaeróbias e fossas sépticas, os reatores anaeróbios de alta taxa são projetados para ter contato intensivo entre material orgânico do afluente e o lodo no sistema. Ao mesmo tempo procura-se manter muito lodo no sistema através de um mecanismo eficiente de retenção. Por estas razões os sistemas modernos podem operar com tempos de permanência curtos e longos tempos de retenção de sólidos (CHONG *et al.*, 2012).

Um avanço muito importante no tratamento anaeróbio de águas residuárias foi o desenvolvimento do reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo denominado UASB da nomenclatura em inglês: “*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*”, desenvolvido na década de 70 por Gatzke Lettinga e sua equipe na Universidade de Wageningen – Holanda (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

Apesar de só recentemente os sistemas anaeróbios de alta taxa serem utilizados para o tratamento de águas residuárias com baixa carga orgânica, como esgoto sanitário, o reator UASB tornou-se o sistema mais aplicado na prática. Estes reatores são de longe os reatores anaeróbios de alta taxa mais robustos no tratamento de esgoto e existem mais de 1.000 reatores UASB instalados em todo o mundo (CHONG *et al.*, 2012). Estes reatores vem sendo implantados para tratamento de esgotos domésticos, principalmente em países de clima quente como a Colômbia, o México e a Índia. No Brasil, existem muitas unidades, principalmente nos estados do Paraná, São Paulo e Minas Gerais. Esse bom desempenho do reator UASB pode ser atribuído à sua capacidade para reter uma elevada concentração de lodo (VAN LIER; MAHMOUD; ZEEMAN, 2008). Os reatores UASB e demais processos anaeróbios apresentam algumas vantagens e desvantagens em relação aos processos aeróbios convencionais (Tabela 2.1). Estas desvantagens dependem das características do efluente e das condições operacionais do processo, podendo muitas vezes serem minimizadas.

**Tabela 2.1 - Vantagens e desvantagens dos sistemas anaeróbios (reator UASB)**

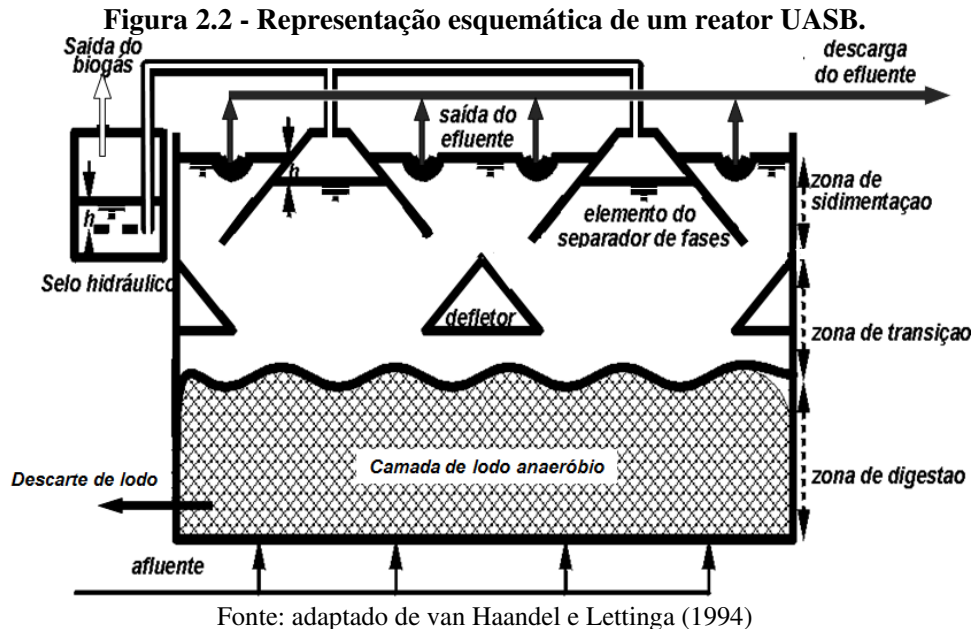
<b>Vantagens</b>	<b>Desvantagens</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Boa eficiência de remoção mesmo com carga elevada e baixas temperaturas;</li> <li>• Simplicidade na construção e operação;</li> <li>• Flexibilidade, pois são facilmente aplicados em diferentes escalas;</li> <li>• Menores requisitos de área;</li> <li>• Baixo consumo de energia;</li> <li>• Produção de energia na forma de metano;</li> <li>• Baixa produção de lodo.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Longo período para partida devido à baixa taxa de crescimento dos organismos metanogênicos;</li> <li>• Geração de maus odores;</li> <li>• Baixa capacidade de tolerar cargas tóxicas;</li> <li>• Baixa remoção de patógenos e de nutrientes;</li> <li>• Necessidade de pós-tratamento para alcançar os padrões de lançamento em corpos receptores.</li> </ul>

Adaptado de Chernicharo (2007), Seguezzo (2004), Latif *et al.*, (2011) e Chong *et al.*, (2012).

### **2.3 Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo - UASB**

O reator UASB consiste de um tanque no qual o afluente entra no sentido ascendente passando através de um leito de lodo anaeróbico ativo que ocupa cerca da metade do volume do reator e é constituído por grânulos ou flocos de lodo. Durante a passagem pelo leito de lodo o processo de tratamento se desenvolve, havendo a conversão do material orgânico em biogás. Na parte superior do reator UASB existe um separador de fases que assegura a separação das

três fases no reator: (1) a fase gasosa, é captada e posteriormente pode ser queimada ou utilizada na forma de energia, (2) o líquido, é encaminhado para a superfície onde é descarregado como efluente e (3) os sólidos, são retidos por sedimentação (Figura 2.2).



Uma etapa crucial para estabelecer a operação do reator UASB, é a “partida” ou “*start-up*” do reator. A partida é definida pelo tempo necessário para que se obtenha uma massa de lodo estável tanto quantitativamente como qualitativamente e se obtenha um efluente com qualidade constante (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994). Segundo Chernicharo (2007), pode-se conseguir a partida de um reator anaeróbio de três maneiras: (1) com inóculo adaptado ao esgoto a ser tratado: partida rápida e satisfatória, pois dispensa a etapa de adaptação do lodo dentro do reator; (2) com inóculo não adaptado: necessita de um período de aclimação e (3) sem a utilização do lodo de inóculo.

Como a concentração de microrganismos no esgoto é muito pequena, o tempo demandado para a retenção e seleção de elevada massa microbiana pode ser bastante prolongado. De acordo com Chernicharo (2007), a partida de um UASB sem a utilização de inóculo pode demorar de 4 a 6 meses. Em temperaturas baixas, a partida pode ser ainda mais demorada. Segundo Seguezzo (2004) a partida em reatores anaeróbios pode ser satisfatoriamente executada em um curto espaço de tempo se um inóculo adequado estiver disponível

A qualidade do inóculo a ser utilizado é de grande importância na partida do reator, pois resulta em maiores ou menores tempos de aclimação de acordo com o grau de adaptação do

lodo às características da água residuária a ser tratada, e também terá influência no desempenho do reator.

### **2.3.1 Características da massa de lodo anaeróbio**

Uma das características mais importantes dos reatores UASB é que os microrganismos que se desenvolvem no reator podem naturalmente se agregar e formar grânulos. A granulação é um processo natural e pode se dar sob condições mesofílicas, termofílicas e psicofílicas (VAN LIER; MAHMOUD; ZEEMAN, 2008). Contudo, o processo de granulação é complicado devido ao envolvimento de muitas espécies de microrganismos e também por requerer um longo período. Essa agregação microbiana é resultado das interações entre os microrganismos e a superfície com a qual eles estão associados, quer seja um sólido inerte, uma partícula orgânica, ou outros microrganismos (MONACO, 2007).

O desenvolvimento desse agregado microbiano denso, é importante para a performance do reator UASB pois a formação de uma biomassa granular resulta em benefícios como, excelentes características de sedimentação e alta atividade específica. Esta característica permite tratar águas residuárias com alta carga orgânica em um tempo de permanência curto mantendo um tempo de permanência celular ( $R_s$ ) prolongado (PELAEZ, 2007). No entanto, a formação da biomassa por floculação também apresenta boa performance, uma vez que é essencial para garantir um efluente com baixa concentração de sólidos suspensos (CHERNICHARO, 2007). O desenvolvimento de um leito de lodo denso que pode ser granulado ou floculento depende, entre outras coisas, das condições de operação e das características da água residuária (CHONG *et al.*, 2012). Apesar dos numerosos estudos sobre o processo de granulação, ainda não há um consenso sobre os mecanismos de formação dos grânulos.

### **2.3.2 Critérios básicos de projeto**

Na prática, para o dimensionamento de reatores UASB tem-se adotado o tempo de permanência do líquido ( $R_h$ ) como um parâmetro fundamental que norteia o projeto. Na Norma Brasileira ABNT-NBR 12.209/2011 o tempo de permanência recomendado para o reator UASB é especificada em função da temperatura média do esgoto no mês mais frio da região em que o

reator será instalado. Segundo esta norma o tempo de permanência, baseado na vazão média, deve ser igual ou superior a: 6h para temperatura do esgoto superior a 25°C; 7h para temperatura do esgoto entre 22 e 25°C; 8h para temperatura do esgoto entre 18 e 22°C e de 10h para temperatura do esgoto entre 15 e 17°C.

Para esgotos sanitários, que não apresentam grandes variações em sua composição físico-química, variar o tempo de permanência representa variar inversamente as cargas volumétricas, orgânicas e hidráulicas aplicadas e a velocidade ascensional (VERSIANI, 2005). Segundo Leitão *et al.*, (2006) o comportamento hidrodinâmico da manta de lodo nos reatores UASB ainda não está bem elucidado fazendo com que o projeto e a operação destes reatores sejam realizados pelo método de tentativa e erro, principalmente no que diz respeito à altura apropriada da manta de lodo ou o espaço entre a manta e o separador de fases.

Segundo Chaves, Santos e van Haandel (2015) o tempo de permanência é um parâmetro pouco adequado para estimar o desempenho de um reator UASB tratando esgoto pois, reatores com o mesmo volume e tratando a mesma vazão podem ter um desempenho muito diferente, dependendo da qualidade do separador de fases, uma vez que quanto maior a massa de lodo, melhor o desempenho do reator UASB. Chaves, Santos e van Haandel (2015) mostraram que na verdade o tempo de permanência de sólidos (idade de lodo) e não o tempo de permanência do líquido é a variável operacional fundamental para avaliar o desempenho do reator UASB. O problema é que não se sabe de antemão qual será a idade de lodo quando um reator UASB inicia sua operação, porque depende de fatores que não se conhece, notadamente a sedimentabilidade do lodo e a produção de lodo. A produção de lodo em um reator depende intimamente das características do afluente, bem como da taxa de hidrólise que por sua vez é fortemente influenciada pela temperatura.

### **2.3.3 Influência da temperatura sobre os processos anaeróbios**

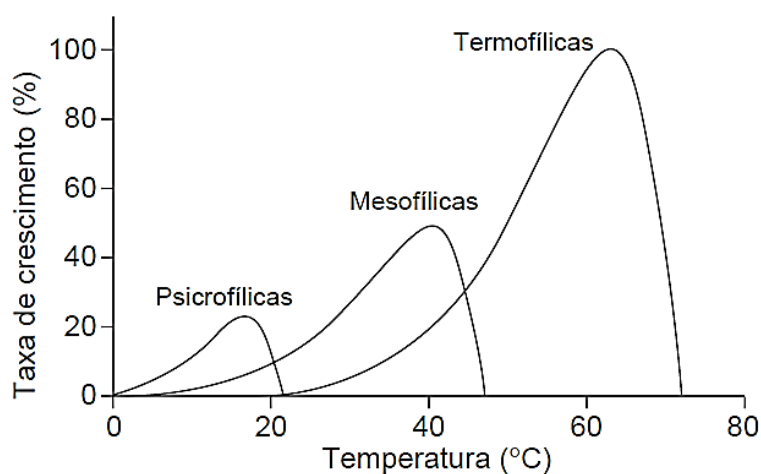
A digestão anaeróbica pode ser afetada por vários fatores como a temperatura, o pH, a presença de nutrientes essenciais e a ausência de concentrações excessivas de compostos tóxicos no afluente. No caso do tratamento anaeróbio de esgoto, o pH adequado e estável é definido pela presença do sistema carbônico não necessitando de produtos químicos para sua correção; os macro e micronutrientes estão abundantemente disponíveis no esgoto e geralmente

as águas residuárias domésticas não apresentam compostos que possam exercer uma influência tóxica sobre os microrganismos (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

A temperatura é um fator ambiental de extrema importância em qualquer processo biológico, tendo efeito nas atividades metabólicas da população microbiana. A temperatura é um fator de grande influência sobre o crescimento bacteriano, pois está associado à velocidade das reações metabólicas dos microrganismos. Essa influência se deve ao fato de tais reações serem catalisadas por enzimas específicas, cuja produção aumenta ou diminui de acordo com a temperatura (BITTON, 2005; PELCZAR *et al.*, 1997). Essa influência tem sido objeto de muitas investigações, as quais constata um significativo decréscimo na taxa de digestão com a redução da temperatura e que este efeito da temperatura sobre a taxa de digestão pode ser descrito matematicamente usando a equação de Arrhenius (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994; LETTINGA; REBAC; ZEEMAN, 2001; DONOSO-BRAVO *et al.*, 2013).

Estudos sobre o efeito da temperatura em digestores anaeróbios mostram a diminuição da atividade metabólica das bactérias metanogênicas com o decréscimo da temperatura. Conforme mostra a Figura 2.3 estes microrganismos são classificados em algumas categorias com base na temperatura ótima e na faixa de temperatura nas quais as espécies são capazes de crescer e metabolizar. Os grupos clássicos são denominados psicrófilicos, mesófilicos e termófilicos. Como pode ser observado na Figura 2.3, os limites de temperatura para crescimento desses microrganismos ainda não estão claramente definidos (LETTINGA; REBAC; ZEEMAN, 2001).

**Figura 2.3 - Taxas relativas de crescimento das arqueas metanogênicas.**



Fonte: adaptado de Lettinga, Rebac e Zeeman, (2001).



Em climas tropicais com temperaturas mais elevadas, os sistemas anaeróbios, como o UASB, foram aplicadas com êxito tendo uma ampla aceitação para o tratamento de águas residuárias domésticas (LEW *et al.*, 2011). Este sucesso se explica pela temperatura que permite uma boa eficiência da degradação do material orgânico particulado do afluente.

Sob condições psicrófilas, as reações químicas e biológicas ocorrem lentamente, ou seja, a fração de material orgânico digerida é muito baixa. Nesta faixa de temperatura o consumo do material orgânico é reduzido, o que pode ser atribuído a baixa hidrólise enzimática, tendo em vista que são reações muito susceptíveis a variação de temperatura. Nitidamente o desempenho dos reatores anaeróbios em baixas temperaturas é limitada pela hidrólise dos sólidos suspensos diminuindo a taxa de degradação do material orgânico presente na água residuária. Este material orgânico particulado não degradado se acumula no leito de lodo através de processos como: adsorção, floculação e decantação, causando um aumento na massa de lodo, o que reduz o tempo de permanência do lodo (CHONG *et al.*, 2012; LEW *et al.*, 2011; VAN LIER; MAHMOUD; ZEEMAN, 2008; HALALSHEH *et al.*, 2005; LATIF *et al.*, 2011).

#### **2.4 Avaliação de sistemas de tratamento anaeróbio**

O parâmetro global utilizado para avaliar a eficiência de um sistema de tratamento de águas residuárias é a Demanda Química de Oxigênio (DQO), que é utilizada sem maiores problemas como indicador do conteúdo orgânico pois, a fração orgânica em esgotos domésticos supera a fração inorgânica (AQUINO; SILVA; CHERNICHARO, 2006). A verificação do valor do pH no reator anaeróbio é extremamente importante, no entanto o monitoramento sistemático da alcalinidade a bicarbonato torna-se tão importante quanto a avaliação do pH pois, pequenas reduções nos valores desse parâmetro implicam no consumo de elevada quantidade de alcalinidade, diminuindo a capacidade de tamponamento do meio (CHERNICHARO, 2007; CAMPELLO, 2009). Ressalta-se que na digestão anaeróbia de esgoto, a alcalinidade do meio deve-se principalmente ao íon bicarbonato (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

Nos reatores UASB, a produção de biogás é uma variável que pode ser usada para a avaliação do desempenho do processo de digestão anaeróbia, ou seja, da degradação da matéria orgânica presente no esgoto (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994). Pois, o biogás se compõe principalmente de metano e dióxido de carbono, que são os produtos finais da decomposição do material orgânico, têm uma solubilidade limitada em água. No biogás também estão

presentes outros componentes cuja magnitude depende das condições operacionais no reator e das características da água residuária. No caso do tratamento anaeróbio de esgoto sanitário (diluído), uma quantidade significativa de metano pode estar dissolvida na fase líquida. A liberação dos gases da fase líquida só ocorre quando as concentrações dos diferentes constituintes gasosos excedem as concentrações de saturação na fase líquida. Utilizando-se lei Henry é possível estimar a parcela de gás que permanece dissolvida. Essa lei estabelece que a massa de qualquer gás que se dissolve em um dado volume de um líquido, em temperatura constante, é diretamente proporcional à pressão que esse gás exerce acima do líquido (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

A destinação final do biogás produzido em sistemas anaeróbio de tratamento depende da quantidade e da qualidade desse biogás. Quando se produz em grandes quantidades há a possibilidade de se usar o biogás para geração de energia elétrica em geradores específicos (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994). Atualmente, as emissões de gases do efeito estufa devem ser evitados, assim o CH<sub>4</sub> capturado deve ser queimado, quando economicamente viável a energia liberada deve ser usada. Tendo em vista o aumento dos preços da energia e os comerciáveis créditos de carbono, o tratamento de esgoto anaeróbio pode tornar-se um investimento interessante para muitos países em desenvolvimento (VAN LIER; MAHMOUD; ZEEMAN, 2008).

Durante o tratamento anaeróbio também é de grande importância avaliar as características do lodo, pois em qualquer sistema de tratamento anaeróbio o seu desempenho depende da manutenção, no interior dos reatores, de uma biomassa adaptada e com elevada atividade microbiana. Para monitorar se pode recorrer a testes específicos como a Atividade Metanogênica Específica, estabilidade e sedimentabilidade do lodo.

#### **2.4.1 Atividade Metanogênica Específica -AME**

Aquino e colaboradores (2007) definem a Atividade Metanogênica Específica (AME) como a máxima capacidade de produção de metano desenvolvida por um grupo específico de microrganismos anaeróbios, realizadas em condições controlada em laboratório, com vistas a viabilizar a atividade bioquímica máxima de conversão de substratos orgânicos a biogás. O teste de AME tem diversas aplicações relacionadas ao monitoramento das estações de tratamento de águas residuárias, podemos dizer que: no início da operação, serve para estimar

a carga orgânica aplicável em função da quantidade e da qualidade do lodo presente no sistema de tratamento no início da operação; com o decorrer da operação, a AME pode ser utilizada para estimar a capacidade de assimilação do lodo a cargas tóxicas, evitando assim possíveis colapsos operacionais devido a presença dos compostos tóxicos quando houver (LE HYARIC *et al.*, 2011; CHERNICHARO, 2007; MONTEGGIA, 1997).

Embora não haja uma padronização definida para a condução e execução dos testes de AME, alguns protocolos para a sua determinação são apresentados na literatura, os quais adotam diferentes procedimentos para a incubação do lodo, que envolve os seguintes aspectos: concentração de biomassa, tipo e concentração do substrato, relação alimento/microrganismo, tipo e concentração de nutrientes, tempo de incubação, entre outros, também encontra-se bastante diversificação nos métodos utilizados para a medição do gás produzido, que envolvem desde métodos sofisticados que utilizam a cromatografia ou a respirometria, como métodos mais simples, por exemplo, a medição volumétrica do gás (AQUINO *et al.*, 2007).

A falta de padronização leva a certa dificuldade de condução e até mesmo comparação dos dados obtidos, uma vez que diversos trabalhos utilizam uma metodologia “clássica” apresentada por Chernicharo (2007), com adaptações, envolvendo muitas variações principalmente na relação alimento/microrganismo, dificultando por tanto, uma equiparação entre os dados que são apresentados, embora sejam feitos para lodos de reatores do tipo UASB.

O teste de AME consiste na incubação de uma quantidade de lodo conhecida (expressa em termos de gSSV, em um recipiente contendo substrato (normalmente utiliza-se o acetato de sódio, material orgânico solúvel biodegradável de fácil assimilação pelas bactérias), e os nutrientes (macro e micronutrientes) essenciais a vida das espécies envolvidas, este recipiente com estes três compostos fundamentais é mantido em condições de temperatura e pH ideais ao máximo desempenho das arqueas metanogênicas. A quantificação do metano produzido pode ser realizada que através da lavagem do biogás em solução alcalina (normalmente, NaOH) usando-se frascos Mariotte. A produção de metano obtida é expressa por unidade de biomassa num determinado intervalo de tempo (ROCHA, 2003; MONTEGGIA, 1997).

Seghezzeo (2004) relatam em seus estudos uma AME de  $0,1 \text{ gDQO-CH}_4.\text{gSVT}^{-1}.\text{d}^{-1}$  para lodo anaeróbio, em um reator UASB que já operava há um ano e que apresentava uma média de sólidos suspenso voláteis de 29 g/L. Os autores afirmam ainda que valores de AME baixos

como esse podem ser consequência de um contato insuficiente do lodo com o esgoto, ou quando a mistura no reator é baixa devido a baixa velocidade ascendente.

Van Haandel e Lettinga (1994) em seu trabalho fazem um levantamento e citam valores de AME da ordem de 0,08 a 0,30 g DQO-CH<sub>4</sub>.gSVT<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup> para diferentes reatores UASB. Leitão *et al.*, (2009) ao investigar a influência das condições operacionais, mais especificamente o tempo de permanência ( $R_h$ ) sobre a atividade metanogênica em reatores do tipo UASB tratando água residuária doméstica, constatou que há uma tendência de aumento da AME com a diminuição do  $R_h$ , no entanto ressalta a necessidade de novos estudos para comprovarem os dados por ele obtidos.

#### **2.4.2 Estabilidade do lodo**

O teste de estabilidade do lodo permite estabelecer qual a fração da massa de lodo é composta de material orgânico biodegradável, ainda não digerido. Um teor elevado de material biodegradável no lodo pode indicar que o sistema esteja sobrecarregado e poderá causar problemas na separação sólido-líquido do lodo de excesso (PONTES e CHERNICHARO, 2003).

Leitão *et al.*, (2011) ao investigar a influência das condições operacionais, mais especificamente o tempo de permanência ( $R_h$ ) sobre a estabilidade de lodos de reatores do tipo UASB tratando água residuária doméstica, constatou que reatores operados com um longo  $R_h$  e com baixa carga orgânica afluente produzem lodos com baixa estabilidade, por outro lado os reatores com baixo  $R_h$  tendem a produzir lodo com alta biodegradabilidade devido a elevada quantidade de sólidos suspensos retido na biomassa.

A estabilidade do lodo tem uma relação inversa com a  $R_h$ , ou seja, quanto menor o  $R_h$ , quanto maior estabilidade do lodo. Isto é mais provável porque reatores operados em  $R_h$  curtos são também inerentemente submetidas a elevadas cargas orgânicas, e no caso de esgoto, também geralmente a uma taxa de carga elevada de sólidos suspensos (SS). Esta elevada quantidade de SS retido reduz o idade de lodo e, por conseguinte, aumenta a estabilidade do lodo (LEITÃO *et al.*, 2011).

### 2.4.3 Sedimentabilidade do lodo

A capacidade do lodo de vencer a força de arraste imposta pela velocidade ascensional do líquido, e também pela turbulência causada pelas bolhas de gás subindo no interior do reator é uma propriedade física do lodo e se dá o nome de sedimentabilidade do lodo (PAULA, 2014)

Segundo Leitão *et al.*, (2011) a avaliação da sedimentabilidade do lodo anaeróbio pode ser realizada usando a equação de Vesilind. A equação proposta por Vesilind (1968 *apud* VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012) é baseada na relação entre a velocidade de sedimentação em zona (VSZ) e a concentração de lodo sendo descrita como:

$$VSZ = v_0 * e^{-k*X_t} \quad \text{Equação (2.1)}$$

Onde:

- $VSZ$  = Velocidade de sedimentação em zona (m/h)
- $X_t$  = concentração de sólidos em suspensão (gSST/L)
- $v_0$  e  $k$  = Constantes de sedimentabilidade de Vesilind

As constantes  $k$  e  $v_0$  são ligadas a propriedades mecânicas de lodo: a constante  $v_0$  representa a velocidade de sedimentação que o lodo poderia ter se estivesse tão diluída que as partículas sedimentariam individualmente (sedimentação não estorvada). A constante  $k$  representa a compressibilidade do lodo: quanto maior o valor de  $k$ , mais difícil é obter uma concentração elevada mediante sedimentação (PAULA, 2014).

Van Haandel e Marais (1999) classificam os valores de  $k$  e  $v_0$  como bom, médio ou ruim para sistemas de lodo ativado no tratamento de esgoto doméstico. Na Tabela 2.5 são apresentados os parâmetros de qualificação da sedimentabilidade de lodo ativado no tratamento de esgoto doméstico segundo estes autores.

**Tabela 2.2 - Classificação das constantes  $k$  e  $v_0$  segundo van Haandel e Marais (1999).**

	Bom	Médio	Ruim
$v_0$ (m/h)	11	9,5	6,0
$k$ (L/g)	0,31	0,36	0,46

Para se determinar os valores das constantes de sedimentabilidade de vesiling e poder avaliar as propriedades físicas do lodo, White (1975 *apud* VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012) propôs um método que consiste na observação da interface sobrenadante-lodo em função do tempo colocando-se uma amostra em uma coluna de sedimentação transparente sendo suavemente misturado. Esta observação é feita com diferentes concentrações para se

obter valores da velocidade de sedimentação em função da concentração de lodo. As constantes  $k$  e  $v_0$  são determinadas plotando-se os valores obtidos a partir das observações da velocidade de sedimentação em zona em função da concentração de lodo, em um diagrama de escala semi-logarítmica (VAN HAANDEL; VAN DER LUBBE, 2012). A declividade da reta dá o valor da compressibilidade do lodo (constante  $k$ ) e a intersecção da reta com o eixo das ordenadas encontra-se a velocidade de sedimentação (constante  $v_0$ ).

Leitão (2004) propôs um método simplificado para determinação das constantes de Vesilind ( $k$  e  $v_0$ ) denominado teste dinâmico. Neste teste toma-se quantidade de lodo com massa de sólidos conhecida, que é colocada num tubo transparente graduado de área conhecida e aplica-se uma vazão constante de água (ou efluente) em sentido ascendente. Devido à velocidade do líquido, o lodo se expande no tubo até que a sua velocidade de sedimentação se iguale à velocidade do líquido e neste momento o nível da interface lodo-sobrenadante permanece constante. Pela vazão do líquido e a área do tubo se calcula então a velocidade ascensional do líquido e pela altura do lodo expandido se calcula o volume e a concentração correspondente ( $X_t$ ). Ao aplicar este procedimento com várias vazões, pode-se estabelecer uma relação empírica entre a velocidade de sedimentação em zona e a concentração de lodo correspondente a esta velocidade (PAULA, 2014). Assim pode-se plotar os pontos experimentais de  $VSZ$  e  $X_t$  num diagrama semi-logarítmico (natural) e assim estimar os valores das constantes como descrito anteriormente.

## **2.5 Reatores anaeróbios operados sob diferentes condições tratando esgoto**

O desempenho de reatores anaeróbios é bastante afetado pelas variações das condições operacionais. Além da queda na eficiência de remoção de matéria orgânica, alguns parâmetros de controle podem ser observados como resultado das variações impostas como: acúmulo de ácidos voláteis, queda no pH e consumo de alcalinidade, alteração na composição e produção de biogás e a maior concentração de lodo no efluente. No entanto, a magnitude desses efeitos sobre o tratamento depende, entre outras coisas, das propriedades do lodo, do projeto dos reatores, principalmente da configuração dos separadores de fases (CHAVES; SANTOS; VAN HAANDEL, 2015).

Várias investigações já foram realizadas com intuito de avaliar e aprimorar o desempenho do tratamento de anaeróbio de esgoto sanitário a temperaturas mais baixas com diferentes tempos de permanência.

Singh e Viraraghavan (1998) avaliaram a possibilidade e as implicações envolvidas na partida de reatores UASB a uma temperatura média de 20°C com intuito de desenvolver uma estratégia para partida de reatores UASB nos meses de verão no norte do Canadá (temperatura média de 20°C) e operação a baixas temperaturas. Foram operados dois reatores de 8 L, inoculados com o lodo proveniente da Estação de Tratamento de Águas Residuárias (ETAR) de Regina (Canadá) e alimentados com águas residuárias municipais também coletada da ETAR de Regina que apresentava uma DQO entre 350 a 500 mg/l. O período de partida durou 60 dias atingindo uma eficiência de remoção de DQO de cerca de 80 a 85% sendo operado com tempo de permanência ( $R_h$ ) de 48 h (correspondente a uma carga de 0,15-0,25 kgDQO/m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>). Após esta estabilização o  $R_h$  foi sendo reduzido para 40h (0,18 a 0,3), 36 h (0,2 a 0,33), 32 h (0,25-0,38), 25 h (0,34-0,48), 20 h (0,4 a 0,6), 16 h (0,5 a 0,75) e, em seguida, a 10 h (0,8 a 1,2) o período total de operação durou cerca de 280 dias (incluindo o período de partida). Sob condições de estado estacionário, a remoção de DQO total e DQO solúvel variavam de 60 a 75% e 70 a 85%, respectivamente, em todos os tempos de permanência avaliados, com estes resultados os autores afirmaram que a variação da eficiência de remoção de DQO não foi significativa para os diferente  $R_h$  por causa da baixa carga afluyente empregada durante todo o período operacional.

Neste estudo também observou-se que o metano produzido e o seu teor no biogás mostrou uma tendência de aumento com a redução do  $R_h$  de 20h à 10h. Estimou-se (pela lei de Henry) que mais de 60% de metano produzido foi perdido dissolvido no efluente e essa perda de metano foi afetada pela baixa temperatura e a baixa carga orgânica no afluyente. As características do lodo também foram avaliadas, com base na análise de imagem digital observaram-se que as biopartículas de lodo eram uma mistura de flocos e pequenos grânulos que aumentaram o tamanho médio de 0,2 mm (80% de partículas de lodo) e 1,5 mm (50% de partículas de lodo) durante o período de operação. A forma dessas biopartículas não era de natureza muito regular (esférica) mas apresentaram boas características de sedimentação que são importantes para o funcionamento estável de qualquer reator anaeróbio de alta velocidade.

Uemura e Harada (2000) desenvolveram um experimento com temperaturas que variaram de 25 a 13°C e tempo de permanência de 4,7 h por um período de 6 meses. O reator

era do tipo UASB com volume útil de 21,5 L, alimentado com esgoto proveniente de uma universidade, a inoculação foi realizada com lodo granular com concentração de 390gSST sendo 91% deste de sólidos voláteis. O sistema foi montado dentro de uma câmara que mantinha a temperatura sob controle rigoroso. O objetivo dos autores era simular a operação de um sistema em regiões com baixas temperaturas. A Tabela 2.3 apresenta os dias de operação para cada temperatura e a eficiência de remoção de DQO total para todas as temperaturas testadas. Com base nos resultados obtidos os autores concluem que tiveram bons resultados de remoção de DQO até mesmo para a temperatura de 13°C quando comparado com outros trabalhos, afirmam ainda que esses bons resultados devem-se provavelmente as características do lodo desenvolvido no sistema (biodegradabilidade, composição e tamanhos das partículas do lodo, por exemplo).

**Tabela 2.3 - Remoção de DQO total (%) obtida por Uemura e Harada (2000).**

Operação (d)	57	36	31	29	25
Temperatura (°C)	25	22	19	16	13
Remoção DQO <sub>total</sub> (%)	70	70	72	71	64

Colares e Benetti, (2005) ao avaliar o efeito da temperatura no tratamento anaeróbio de efluente da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) Esmeralda localizada em Porto Alegre (Brasil) que recebe esgotos de uma população de aproximadamente 1.000 habitantes. A estação opera com reatores UASB com  $R_h$  variando entre 17 e 31 horas, Os dados de temperaturas dos esgotos obtidos ao longo do período de monitoramento foram agrupados os meses com temperaturas médias próximas. Assim os autores verificaram uma remoção de DBO mais alta (72%) nos meses de temperaturas mais elevadas (24,4°C) em relação aos meses mais frios com temperatura média de 16,6°C (65%).

Singh e Viraraghavan, (2003) estudaram a viabilidade de tratamento de esgotos municipais em reator UASB em diferentes temperaturas de 32, 20, 15, 11 e 6°C, aplicando diversos tempos de permanência ( $R_h$ ) entre 48 e 3 horas. Foram operados dois reatores de 8 L, alimentados com águas residuárias municipais da cidade de Regina (Canadá) a qual tinha um DQO entre 350 a 500 mg/l. Para os  $R_h$  acima 6 h e uma temperatura acima de 11°C a eficiência de remoção de DQO variou de 70 a 90% como pode ser observado na Tabela 2.4. Com 6°C o reator exibiu condições instáveis e a baixa remoção de DQO para todos os  $R_h$  aplicados. Quando o  $R_h$  foi reduzido para 4 e 3 horas houve decréscimo de remoção em todas as temperaturas. Contudo, este estudo demonstrou que o sistema UASB pode ser aplicada com sucesso para o pré-tratamento/tratamento de águas residuárias municipais em condições de baixa temperatura.



**Tabela 2.4 - Remoção de DQO total (%) obtida por Singh e Viraraghavan (2003).**

Tempo de permanência (h)	> 6				
Temperatura (°C)	32	20	15	11	6
Remoção DQO <sub>total</sub> (%)	87	84	81	79	60

Halalsheh e colaboradores, (2005) operaram um reator de 96 m<sup>3</sup> por um período de 2,5 anos na cidade de Amman, capital da Jordânia. O reator foi inoculado com o lodo da Estação de Tratamento de Águas Residuárias (ETAR) de Amman. A operação foi dividida em etapas sendo sempre impostas as mesmas condições operacionais para o período de verão (temperatura média de 25°C) e para o inverno (temperatura média 18°C). Além da temperatura variou-se o tempo de permanência (R<sub>h</sub>) nas seguintes condições: uma fase com R<sub>h</sub> variando entre 8 e 6 horas e a outra com R<sub>h</sub> de 5 e 6 horas. O sistema era alimentado com elevada carga orgânica 3,6 a 5,0 kgDQO/m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup> e 2,9 a 4,6 kgDQO/m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup> para os tempos de permanência de 8 e 6 horas e R<sub>h</sub> de 5 e 6, respectivamente. Os resultados obtidos foram uma eficiência média de remoção de DQO de 62 e 51% para os períodos de verão e inverno respectivamente, ao longo de todo o monitoramento.

Feng *et al.*, (2008) operaram um reator anaeróbico de alta taxa compartimentado desenvolvido por Shen na universidade de Zhejiang na China (China patent 200620100157.2). Estes autores operaram o sistema para o tratamento de águas residuária diluída (DQO média de 300mg/L) com variação de temperatura e do tempo de permanência hidráulica (R<sub>h</sub>), o trabalho teve uma fase de aclimatação que durou 21 dias a temperatura de 28°C e R<sub>h</sub> de 48 h, a concentração de sólidos no sistema era de 23,8 g SST/L e 9,2 g SSV/L. Posteriormente avançaram no trabalho com novas etapas que incluem R<sub>h</sub> de 18, 12 e 9 horas e temperatura de 28 ± 1°C, 18 ± 1°C e 10 ± 1°C. A redução da temperatura ocorreu gradativamente diminuindo 1°C por dia após a mudança de cada fase. Os resultados obtidos foram eficiências de remoção de DQO de 78,6% e 58,4% para as temperaturas de 28 para 10°C respectivamente, embora tenha se observado uma redução razoável da remoção de DQO decorrente da influência da temperatura ainda foi possível atender as padrões de lançamentos exigidos pelos órgãos ambientais da china (abaixo de 100 mg/L). Estes mesmos autores ainda constataram que o AGV aumentou com a diminuição da temperatura, mas esse aumento foi ainda mais significativo quando o R<sub>h</sub> foi maior, de 28 para 18°C houve um aumento de 8 mg/L para 22 mg/L de ácidos graxos, enquanto que de um R<sub>h</sub> de 18 para 9 horas houve um aumento da concentração de AGV de 10 mg/L para 27 mg/L, este aumento maior com a diminuição do R<sub>h</sub> é devido ao tempo insuficiente de contato entre a biomassa e o substrato

Lew *et al.*, (2011) realizaram um experimento com um reator UASB, com volume de 5,3L e 1m de altura, inoculado com lodo granular proveniente de um reator UASB operando em escala real. O Reator UASB foi alimentado com o esgoto doméstico do bairro de Haífa em Israel. O sistema funcionou com temperaturas que variaram entre 28, 15 e 10°C, sendo para cada temperatura foi operado por cerca de 2 meses, todos com  $R_h$  de 6 horas. A análise do desempenho do sistema foi feita através da remoção de DQO (total e decantada), sólidos totais e frações, e da produção de metano. Os resultados apresentados, assim como de outros autores apontam para uma eficiência de remoção de DQO total decrescente a medida que foi sendo diminuída a temperatura, sendo 78, 66 e 42% para as temperaturas de 28, 15 e 10°C, respectivamente. Os valores obtidos para a DQO decantada em termos percentuais foram 84, 75 e 47% para as temperaturas de 28, 15 e 10°C, respectivamente. Essa diminuição foi atribuída à baixa atividade hidrolítica em temperaturas mais baixas, que reduziu a degradação do material suspenso.

Nesta mesma pesquisa a atividade biológica do lodo, foi inferida pela medição direta do metano produzido no reator, a produção de metano foi cerca de 7 vezes menor para a temperatura de 15°C quando comparado a fase com temperatura de 28°C, já para a fase que operou com 10°C os autores relatam que a produção foi tão baixa que não pode ser contabilizada, embora se observa-se algumas bolhas de gás no interior do reator, eles acreditam que o pouco metano produzido permaneceu dissolvido no efluente. Em relação a concentração de sólidos, estes autores, esperavam um aumento a medida que fosse sendo reduzida a temperatura, no entanto o crescimento da massa de lodo no reator quando operou a 10°C foi menor do que a 15°C.

Bandara *et al.*, (2012) monitoraram por um período de 18 meses um reator anaeróbio do tipo UASB em escala de bancada, alimentado com águas residuárias domésticas, com o objetivo de avaliar a remoção de DQO e analisar a estrutura da comunidade arquea predominante no sistema, operando com temperaturas de variaram de 6 a 31°C (épocas de inverno e verão). A carga orgânica aplicada era baixa, média de 300 mgDQO/L, o que pode ter influenciando sobre a eficiência de remoção obtida que foi superior a 50% no verão e inferior a 40% no inverno, essa remoção para o período do inverno embora tenha sido baixa indica uma possibilidade de se tratar anaerobiamente o esgoto a temperatura ambiente principalmente se a concentração de material orgânico afluente aumentar. Em relação às arqueas metanogênicas predominantes foi observado que em condições psicrófilas quem predominou no sistema foram

metanogênicas hidrogenotróficas, com isso pôde-se que a implantação de sistemas anaeróbios que tenham como objetivo a utilização do gás metano produzido não é economicamente viável nestas circunstâncias.

Rizvi *et al.*, (2014) avaliaram a partida e o desempenho de reatores UASB em escala de bancada operando com temperaturas entre 17 e 38°C e idade de lodo entre 60 a 180 dias tratando esgoto doméstico da cidade Lahore (Paquistão). Foram inoculados dois reatores com diferentes inóculos, um deles utilizou-se esterco de vaca (R1) e em outro lodo ativado (R2) de uma estação de tratamento de águas residuais de laticínios. Observaram que o desempenho de ambos os reatores tratando esgoto doméstico apresentaram um aumento da eficiência de remoção de DQO com o aumento da temperatura e da idade de lodo. Na temperatura de 17°C e uma idade de lodo de 60 dias, a eficiência de remoção de DQO foi entre 57 e 62 %. Já com a idade de lodo de 150 dias e temperatura de 30°C a eficiência de remoção de DQO do reatores aumentaram para 79-81% (Tabela 2.5).

**Tabela 2.5 - Remoção de DQO total (%) obtida por Rizvi *et al.*, (2014).**

Idade de lodo (d)	60		90		120		150		180	
Temperatura (°C)	17		20		25		30		35	
Reator	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2
Remoção DQO <sub>total</sub> (%)	62	57	68	61	77	75	81	79	82	80

Segundo estes autores a baixa eficiência de remoção sob condições psicrófilas (17°C) e menor idade do lodo podem ser atribuídas a lenta granulação lodo, baixa concentração da biomassa, o que, conseqüentemente, reduz a hidrólise, a taxa de consumo substrato e atividade metanogênica do lodo.

Recentemente, a fim de superar os problemas causados pelas condições climáticas locais e ampliar a aplicação dos reatores UASB, vários estudos vem sendo realizados utilizando diferentes sistemas adaptados e modificados (LUOSTARINEN *et al.*, 2007; AL-SHAYAH; MAHMOUD, 2008; AL-JAMAL; MAHMOUD, 2009; BUNTNER; SÁNCHEZ; GARRIDO, 2013). A utilização de reatores de alta taxa como o reator UASB, juntamente com suas novas atualizações e versões modificadas, apresentam alta expectativa de crescimento no tratamento anaeróbio de águas residuais municipais (CHONG *et al.*, 2012).

## Capítulo 3

### 3 MATERIAL E MÉTODOS

#### 3.1 Local de implantação da pesquisa

A pesquisa foi realizada na Estação Experimental de Tratamentos Biológicos de Esgotos Sanitários (EXTRABES), localizada no bairro Catolé em Campina Grande, Paraíba. Esta área é destinada a pesquisas da Universidade Federal de Campina Grande e da Universidade Estadual da Paraíba (UFCG/UEPB) na área de saneamento ambiental.

#### 3.2 Concepção do Sistema

Foram utilizados quatro reatores UASB operando em paralelo de maneira idêntica (com vazão constante e sem descarga intencional de lodo) sendo que cada reator operava a uma temperatura diferente, as quais foram: 25, 20, 15 e 12°C denominados de R25, R20, R15 e R12, respectivamente. Este intervalo de temperatura foi escolhido no intuito de verificar a eficiência e estabilidade de reatores UASB nas estações de regiões com clima quente e moderado.

Os reatores tinham mesmo volume (25 L) e mesma configuração, denominada UASB-Y. O reator apresenta uma zona de digestão, localizada na parte vertical inferior do reator, uma zona de separação na parte superior. Esta zona de separação se compõe de um separador de gases (biogás) na parte vertical e um separador líquido-sólido (efluente-lodo), localizada na parte lateral (braço do reator), como mostra a Figura 3.1. Esta configuração foi escolhida por ser de fácil concepção e de baixo custo e a mesma já vem sendo utilizada pelos grupos de pesquisa da EXTRABES.

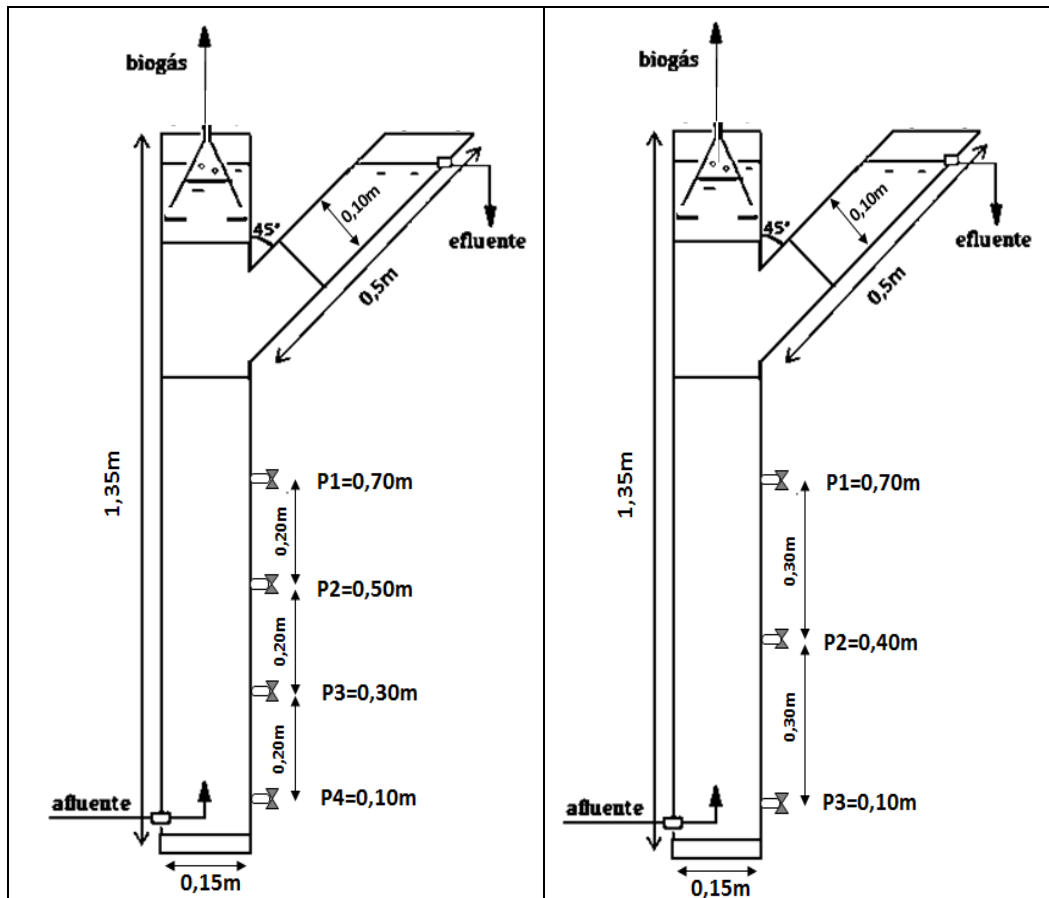
Os reatores foram confeccionados com tubos de PVC, para o corpo principal (parte vertical) foi utilizado um tubo de 150mm com a base fechada com uma peça de PVC chamada *cap*. Na lateral da base há uma entrada para o afluente que é conduzido através de uma tubulação externa e por gravidade entra no reator em fluxo ascendente. Ao longo do comprimento foram distribuídos registros de esfera, em PVC, com diâmetro de ½”, nos reatores R12, R15 e R20 haviam 4 registros espaçados a cada 20 cm e o R25 possuía 3 registros distantes 30 cm (Figura 3.1). Estes registros possibilitavam a amostragem do lodo para verificação do perfil de sólidos ao longo da zona de digestão.

Na parte superior utilizou-se uma junção simples de PVC (150x100 mm) com ângulo de 45° ao qual conectou-se um tubo de 100 mm formando o braço do reator UASB-Y que se constitui na zona de sedimentação e onde é feita a descarga do efluente. O dispositivo separador e coletor de biogás localizados na parte superior vertical, foram confeccionados artesanalmente com material plástico.

**Figura 3.1 - Dimensões dos reatores UASB utilizados na pesquisa**

a) Dimensões dos reatores R12, R15 e R20

b) Dimensões do reator R25



Fonte: autor

Fonte: autor

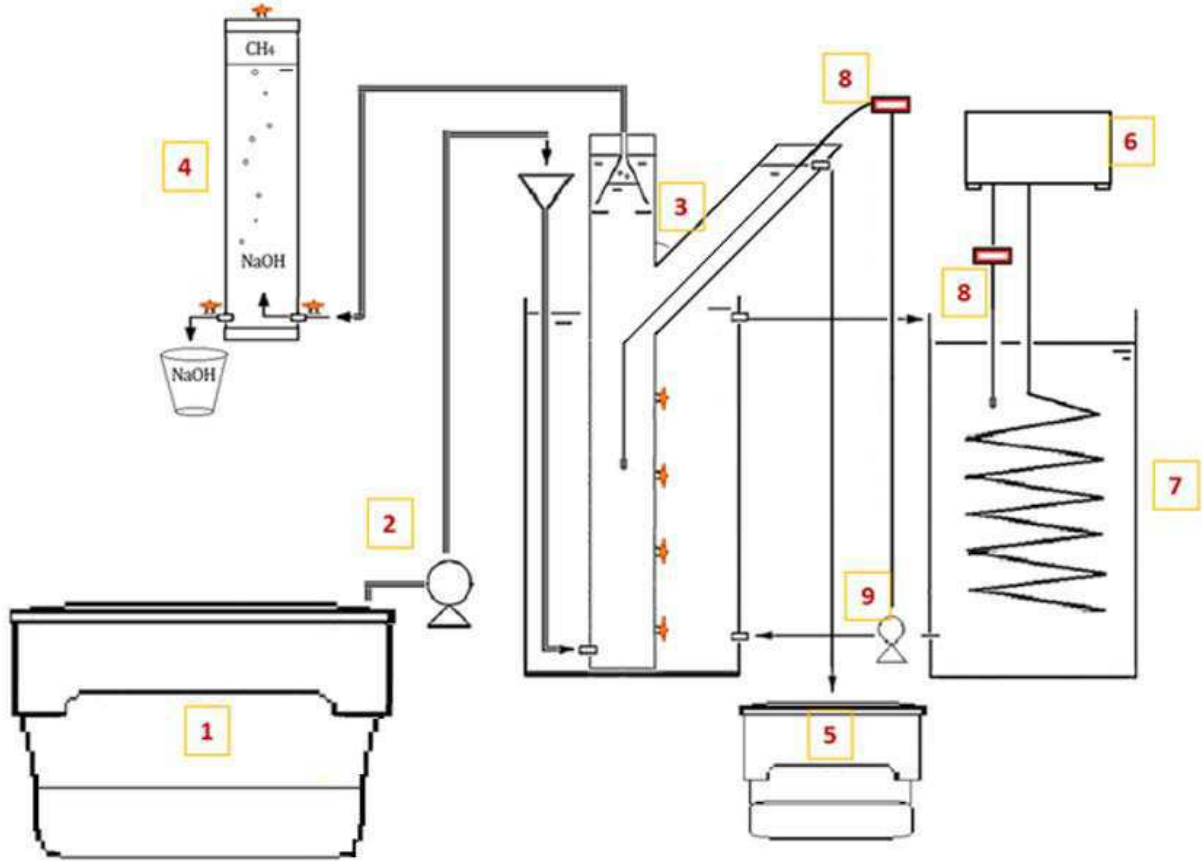
### 3.3 Controle de Temperatura

A temperatura na faixa de 25°C se mantém naturalmente no laboratório na maior parte do ano, não sendo necessário algum sistema de refrigeração ou aquecimento. O reator foi imerso num tanque de 70 L cheio de água, de modo que a oscilação natural da temperatura ambiental foi atenuada e não excedia 1 a 2°C.

Para se obter e manter as temperaturas na faixa de 12, 15 e 20°C foi preparado um sistema de refrigeração composto por uma unidade condensadora ½ HP (220V. 60HZ. R.22-ELGIN) conectado a uma serpentina de cobre mergulhada em água em um tanque central. A temperatura neste tanque era aproximadamente 7°C. Os três reatores UASB-Y foram imersos em água em tanques cilíndricos de 70 L cada. As temperaturas desejadas foram obtidas e mantidas mediante resfriamento da água destes tanques a partir da recirculação da água gelada (7°C) do tanque central.

Para controlar a temperatura de cada reator utilizou-se um sensor de temperatura alocado no interior do reator e um controlador digital para acionar uma bomba submersível (Figura 3.3 b) (220V. 60HZ -JAD) transferindo a água do tanque central para o tanque onde cada reator estava imerso. Assim, sempre que a temperatura no reator encontrava-se acima da temperatura de referência (12, 15 ou 20°C) uma bomba era acionada automaticamente pelo controlador e a água do tanque era resfriada até se obter a temperatura desejada no interior do reator. Todos os tanques eram cobertos por isopor e envolvidos por uma manta térmica para minimizar a troca de calor com o meio externo. Um esquema de uma unidade experimental usada nesse trabalho está apresentado na Figura 3.2 e a Figura 3.4 mostra uma vista geral do sistema.

**Figura 3.2 - Representação esquemática de uma unidade experimental**



Fonte: autor

Legenda: 1) caixa de alimentação; 2) bomba para alimentação; 3) reator UASB-Y; 4) Mariotte para medição de metano; 5) balde para coletar efluente; 6) unidade condensadora; 7) tanque central de água gelada; 8) controladores digitais e sondas e 9) bomba para recirculação

**Figura 3.3 - Bombas utilizadas no sistema experimental**

a) Bomba alimentação



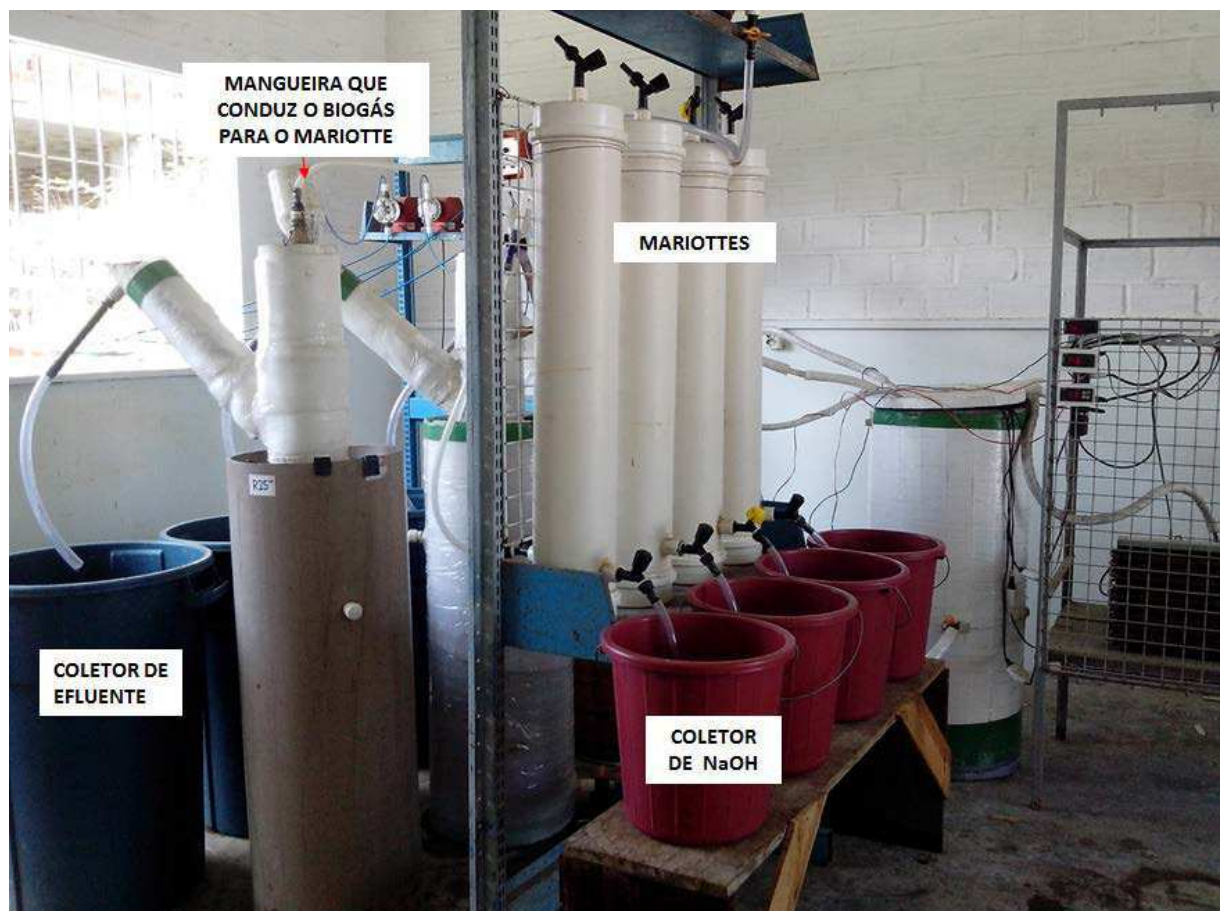
Fonte: autor

b) Bomba para recirculação



Fonte: autor

Figura 3.4 - Vista geral do sistema



Fonte: autor



### 3.4 Alimentação do sistema

Os reatores foram alimentados com a mesma água residuária constituída pelo esgoto sanitário da cidade de Campina Grande que era captado em um interceptor da rede municipal de esgotamento que passa nas dependências da EXTRABES. A esse esgoto adicionou-se ácido acético e uma mistura de feijão e arroz cozido e triturado para se obter uma composição típica de esgoto bruto. Essa adição tornou-se necessária tendo em vista que o esgoto que chega a EXTRABES apresenta uma DQO biodegradável muito baixa (150 a 200 mgDQO/L) devido provavelmente a uma extensiva digestão anaeróbia que ocorre na rede de esgoto da cidade.

Logo, o esgoto era bombeado da rede coletora municipal para uma caixa de areia vertical e depois encaminhado para um caixa de equalização com 2 m<sup>3</sup> de capacidade onde o afluente dos reatores era preparado, sendo constantemente misturado para evitar a deposição dos sólidos em suspensão, e de onde era distribuído para cada unidade experimental de forma contínua com o uso de bombas dosadoras de vazão regulável (vazão máxima 13 L/h) do modelo série DLX (Figura 3.3a) da marca Prominent.

### 3.5 Partida dos reatores UASB

A partida dos reatores foi realizada com um lodo anaeróbio oriundo de um reator anaeróbio desativado localizado nas dependências da EXTRABES, este lodo apresentava concentrações de sólidos totais e voláteis de 35 g/L e 20 g/L, respectivamente. Uma quantidade equivalente de lodo foi disposta nos quatro reatores. Os reatores foram operados a temperatura ambiente (25°C) e com tempo de permanência hidráulica ( $R_h$ ) de 12 horas por um período de 30 dias, para então iniciar o processo de redução da temperatura dos reatores R20, R15 e R12 diminuindo um grau por dia até cada reator atingir a temperatura de avaliação.

Nesta ocasião (10/03) foi estabelecido o início da operação do sistema com variação de temperatura. Durante os dois meses seguintes, foram coletados dados para avaliação da performance referentes a aclimatação. Neste período observou-se que a massa de lodo no interior dos reatores não atingiram o máximo como esperado. Então no 60º dia de operação (9/05), os reatores receberam mais 5 L de um lodo anaeróbio ativo coletado na lagoa anaeróbia da Estação de Tratamento de Esgoto da cidade de Campina Grande. Assim, o início da primeira fase experimental deu-se 25 dias após essa adição, ou seja, no 85º dia de operação (03/06).

### 3.6 Fases da pesquisa

A pesquisa foi conduzida em três fases operacionais distintas com tempos de permanência hidráulica variando conforme apresentado na Tabela 3.1. Durante as três fases da pesquisa, avaliou-se o desempenho dos reatores UASB-Y. A justificativa para escolha do  $R_h$  se baseia em, inicialmente, operar em condições próximas às encontradas em estações de tratamento de esgotos reais.

**Tabela 3.1 - Características das fases operacionais para cada reator**

Fases	Período	Duração (d)	Tempo de Permanência Hidráulica (h)			
			R25	R20	R15	R12
1	3/6 a 8/8	66	12	12	12	12
2	9/8 a 13/10	64	6	6	8	8
3	14/10 a 13/12	60	4	4	6	6

### 3.7 Monitoramento do sistema

O programa de monitoramento foi realizado de forma a se avaliar:

- Eficiência do tratamento através da medição do metano produzido e da realização de análises de DQO do afluente bruto, do efluente bruto e do efluente decantado (1 h em cone Imhoff) permitindo a determinação não somente da eficiência de remoção do material orgânico mas também das frações da DQO (efluente, lodo e digerida);
- Estabilidade do processo de digestão anaeróbia com a realização de análises alcalinidade a bicarbonato, pH e ácidos graxos voláteis no afluente e nos efluentes;
- Características do lodo do interior dos reatores e deles expulso através da determinação da concentração e da composição do lodo (sólidos totais e voláteis), perfil de sólidos ao longo do comprimento do reator, das propriedades biológicas (Atividade Metanogênica Específica - AME e estabilidade) e físicas (sedimentabilidade).

#### 3.7.1 Parâmetros físico-químicos

As análises laboratoriais foram realizadas em intervalos semanais durante todo o período de avaliação nas três fases operacionais, sendo horário da coleta sempre às 8:00 da manhã e as análises laboratoriais feitas logo em seguida. As amostras do afluente eram

coletadas no ponto de alimentação do tanque de equalização e as amostras dos efluentes eram coletadas nos recipientes (baldes) de coleta de cada unidade, que comportava o efluente tratado correspondente a 1 dia de operação. Na Tabela 3.2 constam os parâmetros físico-químicos analisados, seus respectivos métodos analíticos e as referências das metodologias utilizadas.

**Tabela 3.2 - Parâmetros físico-químicos realizados para monitoramento do sistema.**

Parâmetros	Métodos Analíticos	Referências
Alcalinidade $\text{HCO}_3^-$ AGV	Kapp Kapp	BUCHAUER (1998)
DQO	Titulométrico Refluxação Fechada	
pH	Potenciométrico	APHA; AWWA; WEF, (2012)
SST	Gravimétrico	
SSV	Gravimétrico	

DQO: Demanda Química de Oxigênio; AGV: Ácidos Graxos Voláteis; SST: Sólidos Suspensos Totais; SSV: Sólidos Suspensos Voláteis e pH: Potencial Hidrogeniônico.

### 3.7.2 Produção de metano

A avaliação da produção de metano foi realizada através do método volumétrico de medição direta de metano. Esse procedimento supõe que o metano ( $\text{CH}_4$ ) e o dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) sejam os principais constituintes do biogás e que por meio da lavagem do biogás com uma solução de soda ( $\text{NaOH}$  - 3%) o  $\text{CO}_2$  possa ser removido, o que permite a medição apenas do metano (AQUINO *et al.*, 2007).

Para essa análise utilizou-se uma versão do frasco Mariotte confeccionado a partir de tubos de PVC, com capacidade para 15 L cada. Estes Mariottes contendo hidróxido de sódio 3%, eram conectados aos dispositivos de coleta do biogás dos reatores através de mangueiras de silicone que evitavam percas no trajeto. Assim, o biogás gerado no interior dos reatores era coletado e conduzido aos Mariottes expulsando o volume de hidróxido de sódio correspondente à produção de metano nos reatores.

Para cada reator foi confeccionado um Mariotte, assim, as medições eram realizadas sempre com mesmo Mariotte. As medições foram realizadas com duração de 24 horas na FASE1 e 2. Na FASE3 para os reatores R25 e R20 foram realizadas medições de 8h. Nas Figuras 3.2 e 3.4 pode-se observar o desenho esquemático e a foto dos Mariottes utilizados na pesquisa.

Considerando que o volume de NaOH expulso do Mariotte correspondia ao volume de CH<sub>4</sub> produzido. Calculou-se a produção diária de metano ( $P_{CH_4}$ ) com base na lei Universal dos Gases, sabendo-se que 1 mol de qualquer gás a uma temperatura de 0°C (273K) e pressão de 1 atm, ocupa um volume de 22,4 L. Então o volume de CH<sub>4</sub> ( $V_2$ ), para determinada temperatura é dado por:

$$\frac{P_1 V_1}{T_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2} \rightarrow V_2 = \frac{V_1 * T_2}{T_1} \rightarrow V_2 = \frac{22,4 * (273 + T)}{273} \quad \text{Equação (3.1)}$$

Como, sob essas condições, 1 mol de metano corresponde a 16 g, calculou-se a produção de CH<sub>4</sub> como segue:

$$P_{CH_4} = \frac{16gCH_4}{V_2} * V_{CH_4} \quad \text{Equação (3.2)}$$

Com:

$P_{CH_4}$  = Produção diária de metano (gCH<sub>4</sub>/d)

$V_{CH_4}$  = Volume de hidróxido de sódio expulso do Mariotte (L/d)

### 3.7.3 Caracterização da biomassa

Para determinar as características do lodo do interior dos reatores mensalmente o conteúdo dos reatores era descarregado para retirada das amostras para determinação da concentração e da composição do lodo (sólidos totais e voláteis), das propriedades biológicas (Atividade Metanogênica Específica - AME e estabilidade) e físicas (sedimentabilidade). Também nesta mesma data eram coletadas amostras de lodo nos registros existentes em cada reator (Figura 3.1) para avaliar o perfil de sólidos ao longo da zona de digestão.

Para a caracterização do lodo expulso de cada reator, diariamente, após a coleta das amostras para as análises físico-químicas do efluente, o lodo presente nos efluentes era separado por sedimentação e acumulado até obter uma quantidade suficiente para realização dos testes de AME, estabilidade e sedimentabilidade.

#### 3.7.3.1 Atividade Metanogênica Específica (AME)

Os testes de atividade metanogênica específica foram realizados sob duas condições: (1) teste padrão com temperatura de incubação das amostras a uma faixa de  $35 \pm 1^\circ\text{C}$ , para todos os reatores e utilizando os procedimentos descritos van Haandel e Lettinga (1994) e

Chernicharo (2007) com adaptações de acordo com o aparato disponível; e (2) teste seguindo o mesmo procedimento, no entanto a temperatura para incubação das amostras foi correspondente a aplicada em cada reator, ou seja, R12, R15, R20 e R25 nas temperaturas (T) de 12, 15, 20 e  $25 \pm 1,0^{\circ}\text{C}$ , respectivamente. Para isso foram utilizados os tanques em que os reatores eram mantidos durante todo o período experimental.

Na realização do teste de AME, utilizou-se o substrato acetato de sódio (100 g/L), pois este é o substrato usualmente usado no teste de AME, visto que está prontamente disponível para as arqueas metanogênicas,

Primeiramente procurou-se estabelecer a melhor relação alimento/microrganismo, ou seja, qual a concentração de biomassa e concentração de substrato que seria incubado. Para isso foram realizados alguns testes pois, segundo Penna (1994), citado por Aquino *et al.*, (2007) para cada quantidade de biomassa, existe uma faixa adequada de quantidade de substrato, que varia com a natureza e atividade do lodo, ou seja, a relação alimento/microrganismo que resulte em maior valor de AME deve ser pesquisada caso a caso. A partir de avaliações definiu-se que em todos os testes seria utilizada uma massa de lodo de 2,5 gSV e o acetato com 1 gDQO. Assim seguiu-se as seguintes etapas em todos os testes realizados:

- Coleta do lodo de cada reator e análise do teor de sólidos voláteis. Amostras de lodo foram retirados dos reatores depois destes serem descarregados e os lodos misturados para ter certeza que a amostra fosse um fiel exemplo do lodo contido no reator.
- Cálculo do volume de lodo, acetato de sódio e de água destilada a serem colocados nos frascos de reação;
- Cálculo do volume da solução tampão e de nutrientes a serem colocados nos frascos de reação, de acordo com Chernicharo (2007);
- Adição das quantidades determinadas de acetato de sódio, de solução tampão, da solução nutritiva e do lodo a ser analisado;
- Medição do pH da mistura, mantendo-se na faixa de produção das bactérias envolvidas;
- Lacre dos frascos de reação com um septo de borracha e com anel de alumínio;
- Incubação dos frascos de reação em temperatura de  $35^{\circ}\text{C}$  e também na temperatura de operação de cada reator;
- Medição do metano produzido frascos de reação.

A produção de metano gerado no teste foi medida através do método volumétrico de medição direta de metano (Figura 3.5), semelhante a medição realizada diretamente dos reatores utilizando frascos Mariotte com hidróxido de sódio (NaOH-3%). As leituras eram realizadas a cada 3 ou 4 horas com o auxílio de uma mangueira de silicone com agulhas nas duas extremidades, o biogás produzido no frasco de reação era levado até ao frasco Mariotte, fazendo com que o volume da solução alcalina, equivalente ao volume de metano, seja expulso do frasco pela outra mangueira com agulha na ponta que perfura a borracha da tampa do frasco contendo NaOH (Figura 3.5). Essa metodologia de medição de metano foi escolhida por ser uma técnica de baixo custo e pode ser implementada em qualquer laboratório de monitoramento (AQUINO *et al.*, 2007). As leituras foram realizadas uma vez ao dia até que não fosse mais possível.

**Figura 3.5 - Aparatos utilizados na realização dos testes de AME**

a) Incubadora



Fonte: autor

b) Medição volumétrica do metano



Fonte: autor

Conhecendo a quantidade inicial de biomassa utilizada e a taxa máxima de produção de metano, a Atividade Metanogênica Específica do lodo ( $\text{gCH}_4 \cdot \text{d}^{-1} \cdot \text{gSVT}^{-1}$ ) era obtida a partir da equação:

$$AME = \frac{\frac{dCH_4}{dt} * f(T)}{S_{xv}} \quad \text{Equação (3.3)}$$

Na qual:

$$\frac{dCH_4}{dt} = \text{taxa máxima de metano produzido (LCH}_4 \cdot \text{d}^{-1});$$

$X_v$  = concentração de sólidos voláteis incubada (gSSV);

$f(T)$  = fator de conversão para temperatura do teste (gDQO.LCH<sub>4</sub><sup>-1</sup>).

Tem-se que o volume molar de um gás a pressão atmosférica a determinada temperatura é dado pela lei universal dos gases e sabendo-se que o 1 mol de metano é gerado a partir da digestão de 64g de DQO, para a temperatura de incubação (T) o fator é calculado por:

$$f(T) = \frac{64}{\frac{22,4 * (273 + T)}{273}} \quad \text{Equação (3.4)}$$

### 3.7.3.2 Estabilidade

Utilizando-se o mesmo aparato da realização do teste de AME determinou-se a estabilidade do lodo a qual permite identificar que fração da massa de lodo é composta de material orgânico biodegradável, ainda não digerido. Para este teste substituiu-se as soluções de acetato, tampão e nutrientes utilizadas para o teste de AME por água. A estabilidade foi calculada como razão entre a quantidade total de metano produzido durante o ensaio (como DQO) pela DQO da massa de sólidos voláteis utilizada no teste utilizando-se a Equação 3.5.

$$\text{Estabilidade} = \left( \frac{P_{CH_4} * f(T)}{X_v * R} \right) * 100 \quad \text{Equação (3.5)}$$

Em que:

$P_{CH_4}$  = Produção total de metano (LCH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup>);

$f(T)$  = fator de conversão para temperatura do teste (gDQO.LCH<sub>4</sub><sup>-1</sup>) (Eq 3.4)

$X_v$  =concentração de sólidos voláteis incubada (gSSV);

$R$  = relação entre DQO e SSV, adotou-se 1,5gDQO.gSSV<sup>-1</sup>

### 3.7.3.3 Sedimentabilidade

Para determinar a sedimentabilidade do lodo dos reatores e deles expulso foi utilizado o método dinâmico descrito por Leitão (2004) o qual pode-se determinar as constantes  $k$  e  $v_0$  da equação de Vesilind (Equação 2.1) que permitem avaliar a sedimentabilidade dos lodos relacionando a velocidade de sedimentação em zona e a concentração de lodo.

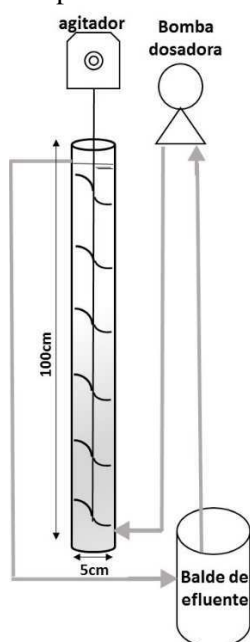
Para a realização dos testes, inicialmente determinava-se a concentração de sólidos totais da amostra do lodo a ser avaliada (volume de 1 L). Adicionava-se o lodo na câmara de

sedimentação (tubo transparente graduado) e completava-se o volume da câmara com o efluente do reator ao qual o lodo pertencia. Em seguida, com a ajuda de uma bomba dosadora, aplicava-se uma vazão de efluente na parte inferior da câmara de sedimentação. O lodo expande-se até a interface sólido/líquido atingir o nível estacionário, obtendo-se, assim, a altura do lodo referente a vazão aplicada. Foram aplicadas cinco diferentes vazões e obtendo cinco diferentes alturas de expansão de lodo. Desse modo, calculou-se a velocidade de sedimentação a partir da vazão do aplicada e a área do câmara e pela altura do lodo expandido determina-se o volume e a concentração correspondente. Assim, plotando-se os valores da velocidade de sedimentação em função da concentração de lodo, em um diagrama de escala semi-logarítmica, a declividade da reta dá o valor da compressibilidade do lodo (constante  $k$ ) e com a intersecção da reta com o eixo das ordenadas encontra-se a velocidade de sedimentação (constante  $v_0$ ).

Para todos os testes realizados foi utilizado uma câmara de sedimentação (Figura 3.6) produzidas em acrílico transparente, com volume de 2 L, altura de 1 m e diâmetro interno de 5 cm, equipado com uma bomba de recirculação, uma saída na parte superior da coluna e um agitador de baixa rotação (4-5 rpm), que foi utilizado para evitar caminhos preferenciais e a formação do fenômeno de pistonamento na manta de lodo. A Figura 3.6 mostra o esquema do método utilizado e a imagem da coluna de sedimentação utilizado para o método dinâmico.

**Figura 3.6 - Câmara de sedimentação utilizada na pesquisa**

a) Desenho esquemático do princípio do teste de sedimentabilidade pelo método dinâmico.



Fonte: autor

b) Foto da unidade utilizada no teste de sedimentabilidade durante a pesquisa



Fonte: autor



### 3.8 Análise dos dados

Para avaliação dos dados de desempenho obtidos durante as três fases da pesquisa, inicialmente, foram elaborados gráficos e tabelas. Todos os conjuntos de dados passaram por uma primeira análise para a identificação de valores do conjunto de dados que possam ser caracterizados como *outliers* (valores extremos), ou seja, valores tão diferentes dos demais que se pode suspeitar que sejam oriundos de alguma falha e que afetam o tratamento estatístico dos conjunto de dados (média, desvio padrão). Para identificação e eliminação dos dados não pertencentes ao conjunto aplicou-se o teste de Dixon com nível de significância de 5% ( $\alpha=0,05$ ) para os conjuntos com até 25 dados e o teste de Grubbs também com nível de significância de 5% ( $\alpha=0,05$ ) para os conjuntos com mais de 25 de dados (SOKAL; ROHLF, 2011). Os dados foram submetidos a uma análise estatística descritiva básica e também foram elaborados gráficos estatísticos (*Box-plot*) com o objetivo comparar visualmente os resultados e a dispersão dos dados produzidos nas três fases experimentais em cada reator operado.

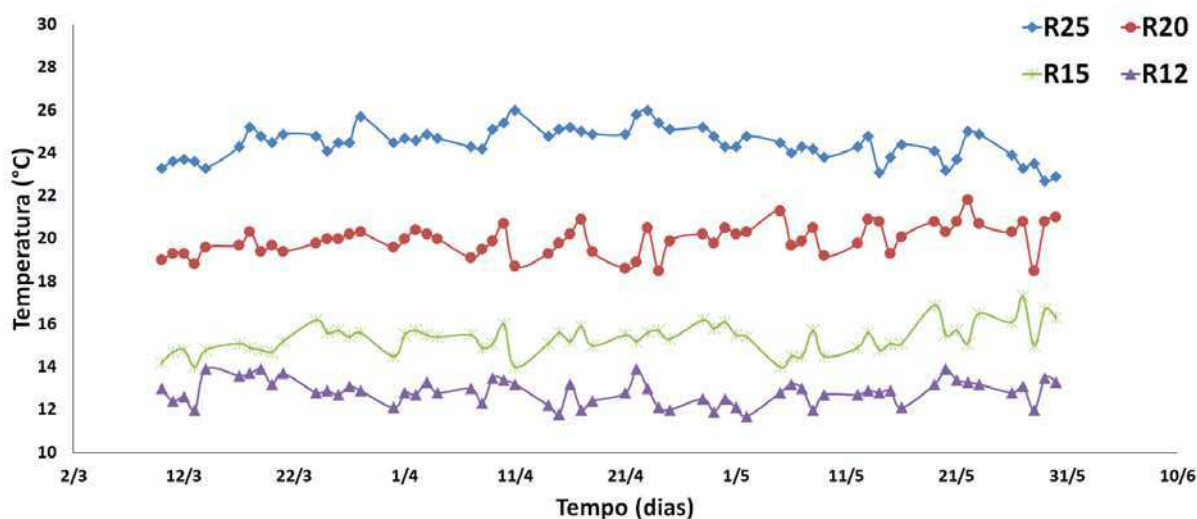
## Capítulo 4

### 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

#### 4.1 Aclimação dos Reatores UASB

O período de aclimação dos reatores teve início após a estabilização da temperatura experimental em cada reator. O acompanhamento da temperatura foi realizado diariamente por cerca três meses. Na Figura 4.1 são apresentados os valores de temperatura em cada reator durante o período de aclimação, resultando nas temperaturas médias de 25,4°C, 20,2°C, 15,5°C e 12,9°C para os reatores R25, R20, R15 e R12, respectivamente. É possível observar que os valores obtidos do monitoramento ao longo de todo o experimento apresentaram uma variação de  $\pm 1^\circ\text{C}$ , contudo essa variação é aceitável, uma vez que o esgoto afluente varia sua temperatura ao longo do dia, essa variação é observada tanto para os reatores que contam com o sistema de refrigeração como para o reator em temperatura ambiente.

Figura 4.1 - Temperatura nos reatores durante o período de aclimação.



Fonte: autor

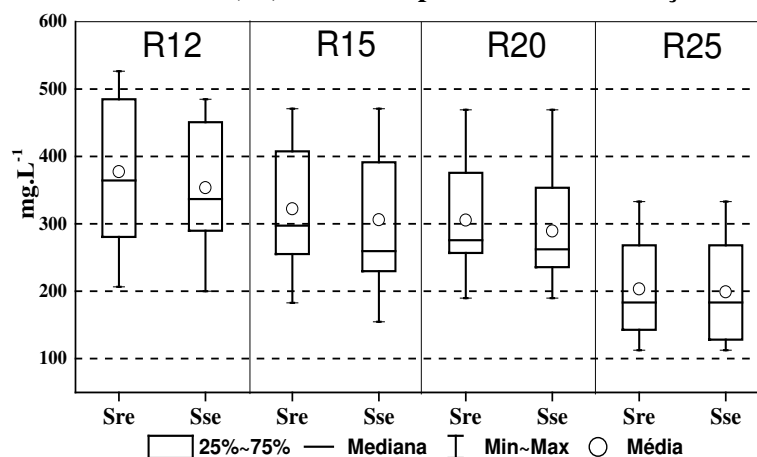
A Tabela 4.1 apresenta a estatística descritiva básica dos resultados obtidos nas análises físico-químicas realizadas no período de aclimação dos reatores. São apresentados a média, desvio padrão e valores máximos e mínimos dos parâmetros pH, alcalinidade a bicarbonato, AGV, DQO (afluente, efluente bruto e decantado) e produção de metano. Para cada parâmetro foram realizadas 15 determinações.

As Figuras 4.2 e 4.3 apresentam os gráficos estatísticos (*Box-plot*) para todos os parâmetros analisados durante o período de aclimação dos reatores, permitindo observar a distribuição detalhada de todo o conjunto dos dados.

**Tabela 4.1 - Análise estatística básica dos parâmetros avaliados no período de aclimação.**

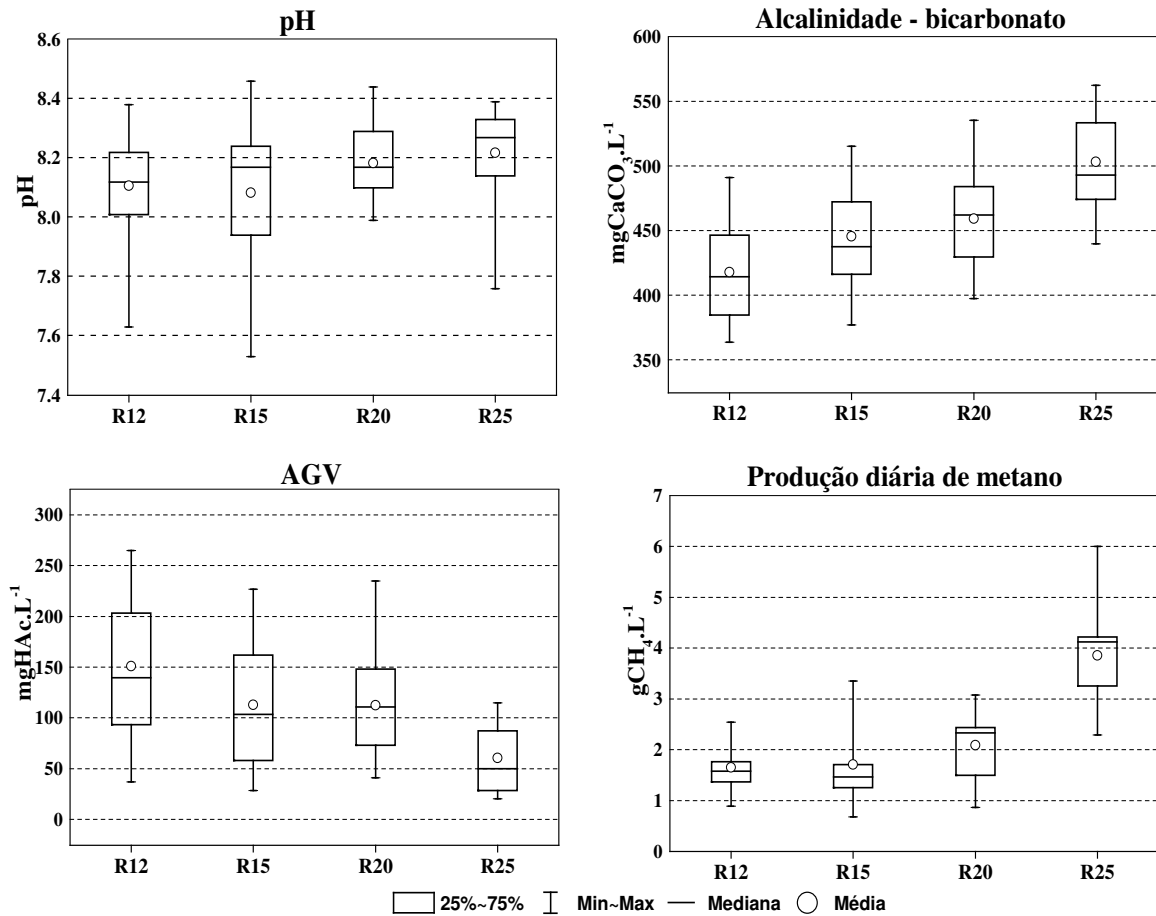
Parâmetro	Estatística Descritiva	Afluente	R12	R15	R20	R25
pH	<b>Média</b>	<b>7,9</b>	<b>8,1</b>	<b>8,1</b>	<b>8,2</b>	<b>8,2</b>
	Mínimo	7,1	7,6	7,5	8,0	7,8
	Máximo	8,5	8,4	8,5	8,4	8,4
	Desvio Padrão	0,4	0,2	0,3	0,1	0,2
Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	<b>Média</b>	<b>330</b>	<b>418</b>	<b>446</b>	<b>460</b>	<b>503</b>
	Mínimo	219	364	377	398	440
	Máximo	430	492	516	536	563
	Desvio Padrão	63	34	39	37	38
AGV (mgHAc/L)	<b>Média</b>	<b>278</b>	<b>151</b>	<b>113</b>	<b>113</b>	<b>61</b>
	Mínimo	119	38	29	42	21
	Máximo	407	265	227	235	115
	Desvio Padrão	93	66	64	51	33
DQO-efluente bruto (mgDQO/L)	<b>Média</b>	<b>721</b>	<b>378</b>	<b>322</b>	<b>306</b>	<b>204</b>
	Mínimo	440	207	183	190	113
	Máximo	923	526	471	469	333
	Desvio Padrão	135	107	94	77	70
DQO-efluente decantado (mgDQO/L)	<b>Média</b>	-	<b>354</b>	<b>306</b>	<b>289</b>	<b>199</b>
	Mínimo	-	200	155	190	113
	Máximo	-	485	471	469	333
	Desvio Padrão	-	94	96	76	71
Produção de Metano (gCH <sub>4</sub> /dia)	<b>Média</b>	-	<b>1,65</b>	<b>1,67</b>	<b>2,1</b>	<b>3,82</b>
	Mínimo	-	1,11	1,02	1	2,55
	Máximo	-	2,36	3,15	2,82	4,69
	Desvio Padrão	-	0,37	0,63	0,58	0,66

**Figura 4.2 - Gráfico (*Box-plot*) da distribuição dos dados de DQO do efluente bruto ( $S_{re}$ ) e decantado ( $S_{se}$ ) durante o período de aclimação.**



Fonte: autor

Figura 4.3 - Gráficos (*Box-plot*) da distribuição dos dados de pH, Alcalinidade, AGV e produção de metano durante o período de aclimação.



Fonte: autor

Os valores de pH no afluente e nos efluentes apresentaram pouca variação mantendo-se na faixa da neutralidade durante todo o período de aclimação. A produção de alcalinidade observada indica que o sistema encontrava-se bem estabilizado. Esta constatação pode ser verificada pelo consumo dos ácidos graxos voláteis e também pelos valores do pH que se mantiveram dentro dos limites estabelecidos na literatura para o desenvolvimento ótimo das bactérias metanogênicas. Como pode ser observado na Tabela 4.1 a concentração de AGV nos efluentes é bem menor que a concentração afluente, principalmente para o R25, indicando a digestão anaeróbia mais efetiva neste reator, embora os demais também tenham apresentado bom desempenho.

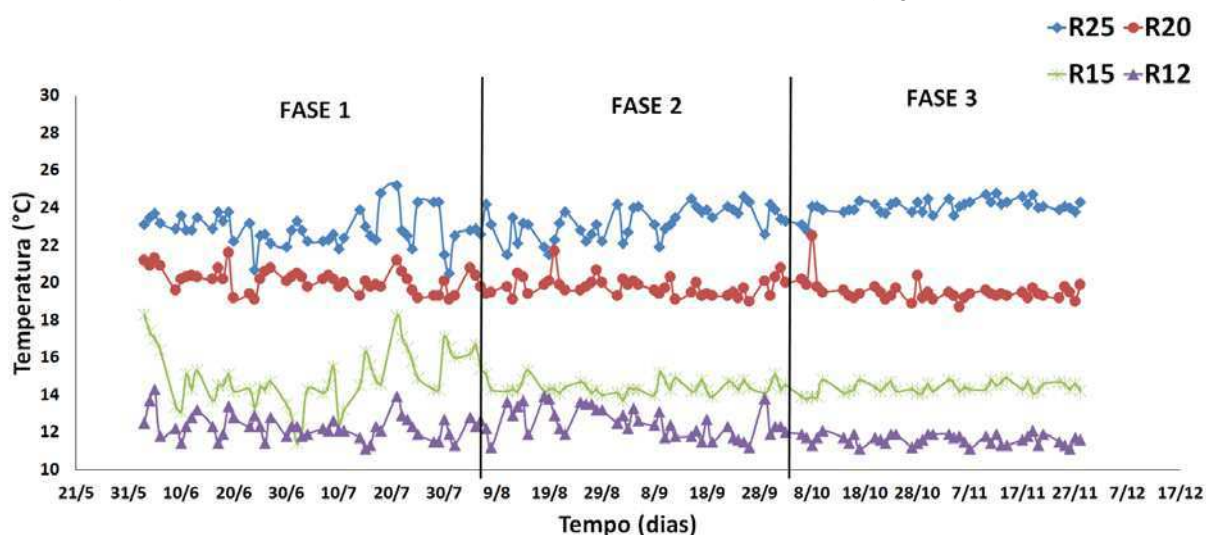
A partir dos resultados médios da concentração de DQO (Tabela 4.1), tem-se que a eficiência média de remoção de DQO total durante este período foi de 47,7%, 55,3%, 57,6%, e 71,9%, para os reatores operando a 12, 15, 20 e 25°C, respectivamente. A eficiência de remoção baseada na DQO do efluente decantado encontra-se levemente superior, variando entre 51 e

72,4%. É possível afirmar que todos os sistemas apresentaram desempenho satisfatório na remoção desse constituinte, com eficiências de remoção superiores a 50%, tendo em vista as diferentes temperaturas de operação.

## 4.2 Monitoramento da temperatura e da vazão

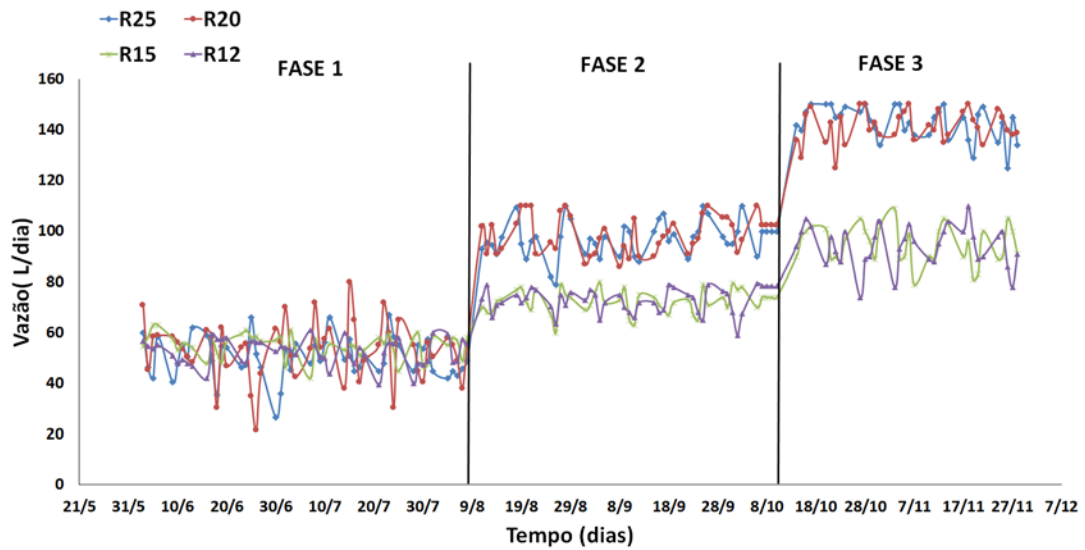
Conforme já descrito anteriormente, foram operados quatro reatores UASB com temperaturas de 12, 15, 20 e 25°C e o período de análise delineado em três fases operacionais com diferentes tempos de permanência ( $R_h$ ). Durante todo período de operação houve um acompanhamento diário da temperatura no interior de cada reator (Figura 4.4) e da vazão aplicada (Figura 4.5) afim de garantir as condições desejadas em cada fase operacional. Observa-se que ao longo do período operacional, as temperaturas no interior dos reatores mantiveram-se na faixa almejada, obtendo-se no R25 temperatura média de 24°C, no R20 de 20,3°C, no R15 de 15°C e no R12 de 12,4°C. Os valores das vazões apresentam pequenas variações devido a problemas operacionais (entupimentos de bombas). A partir dos valores da vazão diária (L/d) e volume do reator, calculou-se o tempo de permanência médio em cada reator em cada fase de operação (Tabela 4.2).

**Figura 4.4 - Temperatura nos reatores nas três fases da investigação experimental.**



Fonte: autor

**Figura 4.5 - Vazões aplicadas nas três fases da investigação experimental.**



Fonte: autor

**Tabela 4.2 - Tempo de permanência hidráulica calculado a partir da vazão média diária.**

	Tempo de Permanência Hidráulica (h)			
	R12	R15	R20	R25
FASE1	11,6	11,0	12,0	12,3
FASE2	8,3	8,3	6,1	6,2
FASE3	6,4	6,4	4,3	4,2

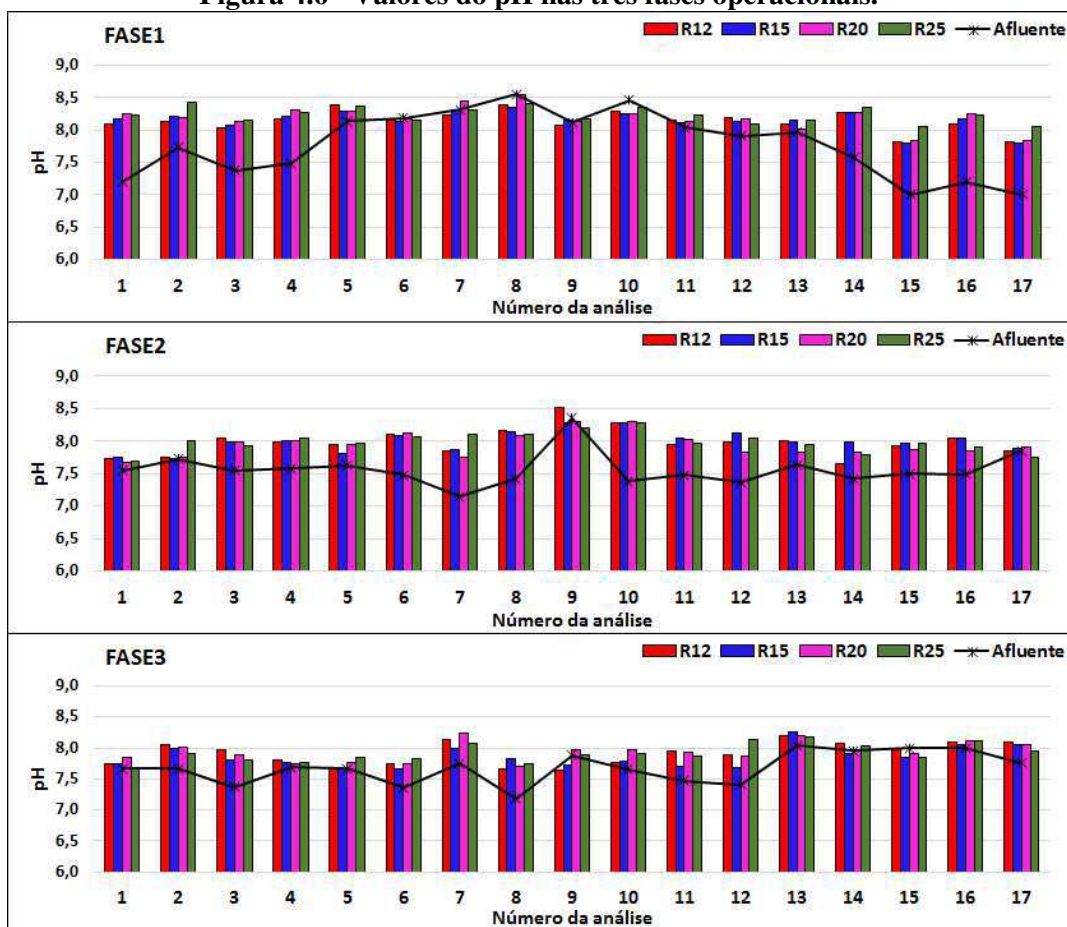
### 4.3 Análise dos parâmetros de monitoramento

#### 4.3.1 Potencial Hidrogeniônico (pH)

A Figura 4.6 apresenta os valores medidos de pH no afluente e nos efluentes dos reatores, durante as três fases do experimento. Na Tabela 4.3 é apresentada a estatística descritiva básica para os valores de pH. Na Figura 4.7 apresentam-se gráficos (*Box-plot*) da distribuição dos valores de pH.

Durante todo o período experimental, os valores de pH do afluente mantiveram-se no intervalo de 7,0 a 8,55 unidades de pH. Os valores de pH no efluente dos reatores UASB variaram dentro dessa faixa, indicando que a alcalinidade introduzida no afluente foi suficiente para prevenir reduções significativas dos valores de pH.

Figura 4.6 - Valores do pH nas três fases operacionais.



Fonte: autor

Segundo van Haandel e Lettinga (1994), valores abaixo de 6,3 e acima de 7,8 unidades de pH, a taxa de atividade metanogênica tende a diminuir rapidamente. Os valores médios do pH nos efluentes dos reatores encontravam-se acima deste máximo, estes valores referem-se a amostras do efluente no recipiente de coleta e não do interior do reator, provavelmente a desorção do  $\text{CO}_2$  presente no efluente resultou na elevação do pH. Ocasionalmente o pH no interior dos reatores era verificado, constatando-se valores em entorno da neutralidade com pouca variação.

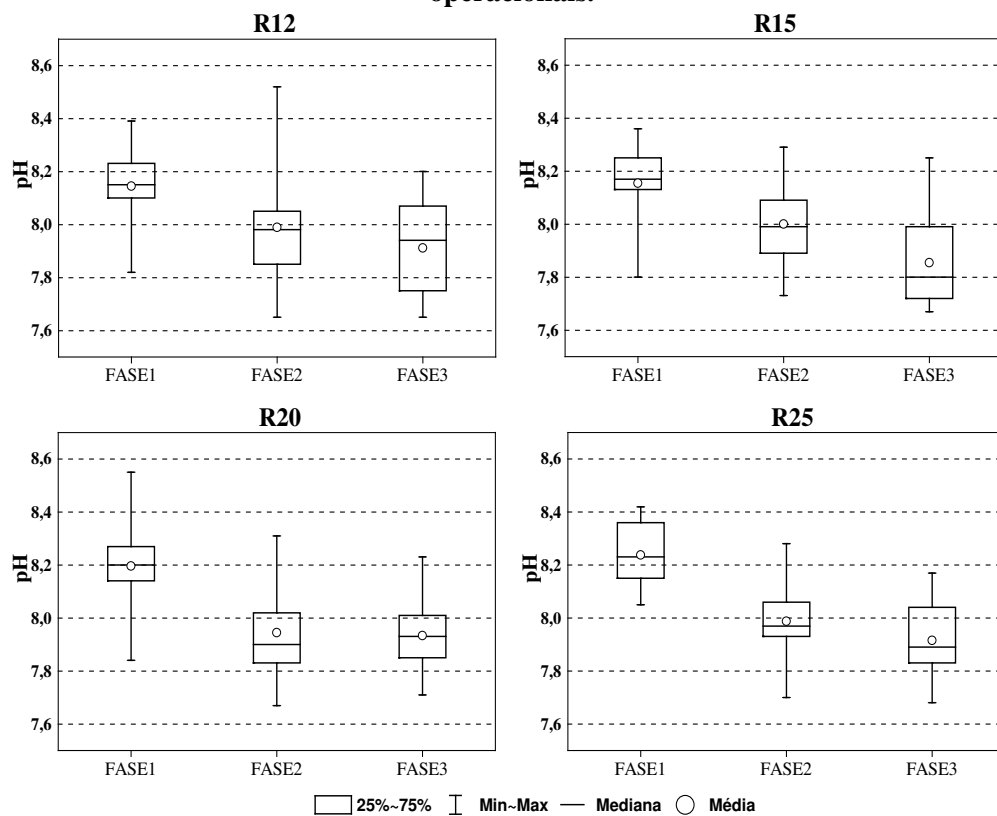
Analisando a Figura 4.7 é possível notar menor variação do pH durante a FASE1 para todos os reatores, com exceção do R25, porém apresentando pouca variação na FASE2. Os valores de pH apresentados para o afluente (Tabela 4.3) e para o efluente (Figura 4.7) variaram pouco durante o período de operação e observa-se uma tendência de diminuição dos valores médios de pH a medida que são aplicados maiores vazões. Não foi necessário em nenhum momento a adição de produtos químicos para estabilizar o processo, concluindo-se, portanto,

que a variação de temperatura e as diferentes vazões afluentes não afetaram a estabilidade do pH.

**Tabela 4.3 - Análise estatística básica dos valores de pH.**

		Afluente	R12	R15	R20	R25
FASE1	Nº de dados	17	17	17	17	17
	<b>Média</b>	<b>7,8</b>	<b>8,1</b>	<b>8,2</b>	<b>8,2</b>	<b>8,2</b>
	Mínimo	7,0	7,8	7,8	7,8	8,1
	Máximo	8,6	8,4	8,4	8,6	8,4
	Desvio Padrão	0,5	0,2	0,2	0,2	0,1
FASE2	Nº de dados	17	17	17	17	17
	<b>Média</b>	<b>7,5</b>	<b>8,0</b>	<b>8,0</b>	<b>7,9</b>	<b>8,0</b>
	Mínimo	7,2	7,7	7,7	7,7	7,7
	Máximo	7,9	8,5	8,3	8,3	8,3
	Desvio Padrão	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2
FASE3	Nº de dados	17	17	17	17	17
	<b>Média</b>	<b>7,7</b>	<b>7,9</b>	<b>7,9</b>	<b>7,9</b>	<b>7,9</b>
	Mínimo	7,2	7,7	7,7	7,7	7,7
	Máximo	8,0	8,2	8,3	8,2	8,2
	Desvio Padrão	0,3	0,2	0,2	0,2	0,1

**Figura 4.7 - Gráficos (Box-plot) da distribuição dos dados de pH nos efluentes nas três fases operacionais.**



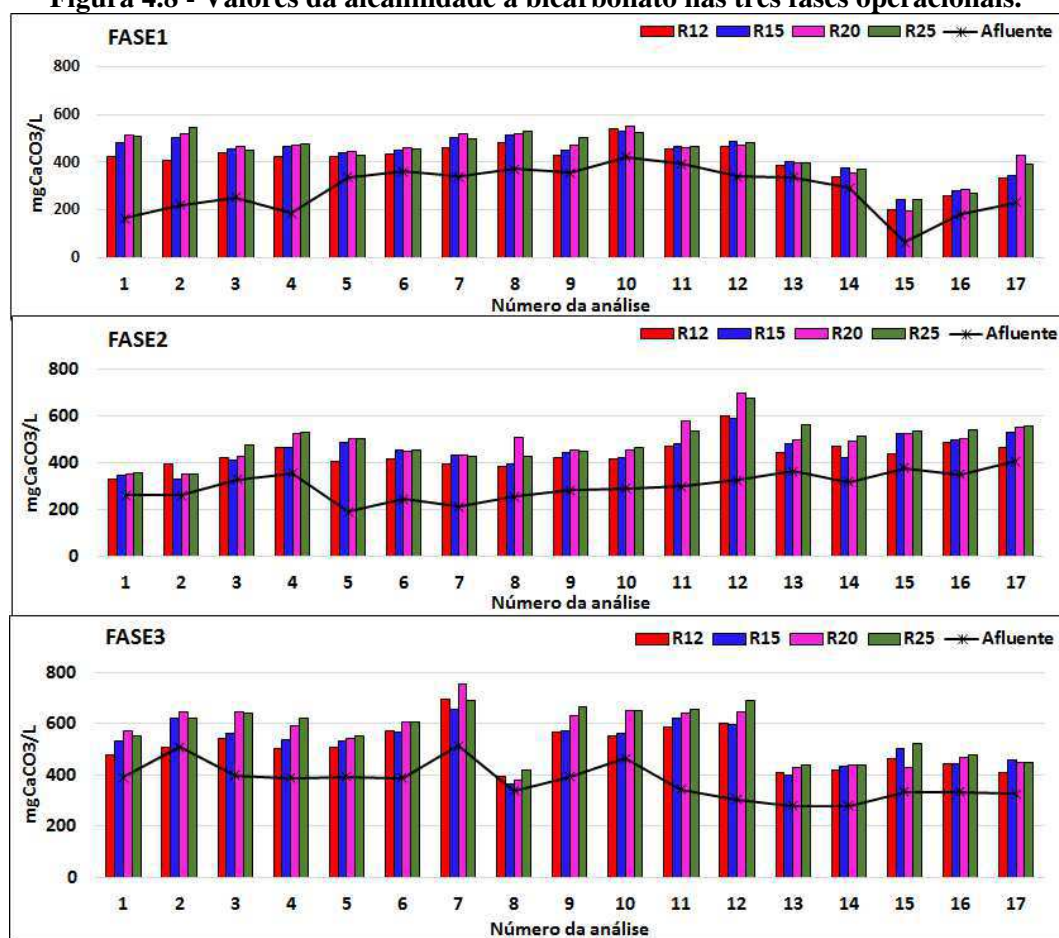
Fonte: autor



### 4.3.2 Alcalinidade a bicarbonato

A Figura 4.8 apresenta os resultados obtidos para o parâmetro alcalinidade a bicarbonato nas três fases de operação. Com a análise preliminar dos dados, foram identificados *outliers* unicamente na análise nº12 na FASE2 para os reatores R12, R20 e R25. Após a remoção dos *outliers* foi realizada a análise estatística descritiva do conjunto de dados (Tabela 4.4) como medidas de tendência central (média) e de dispersão (mínimo, máximo, desvio padrão). Também são apresentados, para melhor visualização da distribuição dos valores de alcalinidade no efluente, gráficos (*Box-Plot*) em que são identificados os valores médios, máximos, mínimos, medianas, primeiro (Q1) e terceiro quartil (Q3) (Figura 4.9).

**Figura 4.8 - Valores da alcalinidade a bicarbonato nas três fases operacionais.**



Fonte: autor

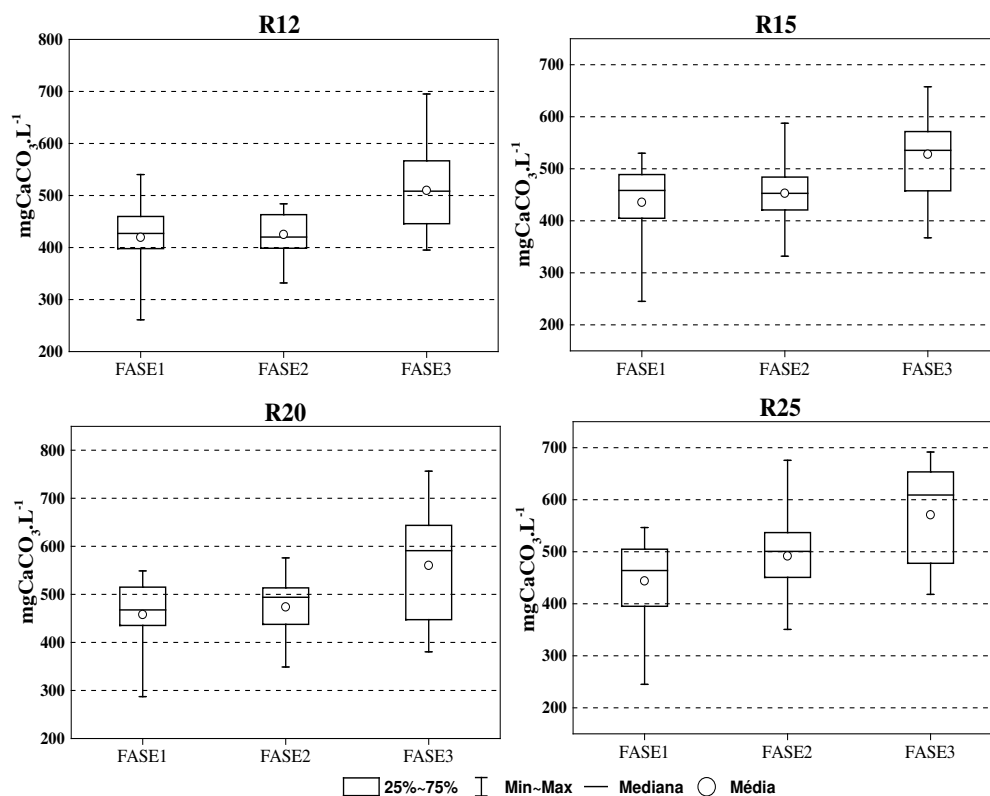
**Tabela 4.4 - Análise estatística básica dos valores da alcalinidade a bicarbonato.**

Alcalinidade a bicarbonato (mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )		Afluente	R12	R15	R20	R25
FASE1	Nº de dados	17	16	17	16	17
	<b>Média</b>	<b>285</b>	<b>419</b>	<b>435</b>	<b>458</b>	<b>444</b>
	Mínimo	65	261	245	288	245
	Máximo	423	540	530	549	547
	Desvio Padrão	98	66	81	67	86
FASE2	Nº de dados	17	16	17	16	17
	<b>Média</b>	<b>301</b>	<b>425</b>	<b>453</b>	<b>474</b>	<b>491</b>
	Mínimo	192	332	332	349	351
	Máximo	406	484	588	576	676
	Desvio Padrão	59	40	65	64	79
FASE3	Nº de dados	17	17	17	17	17
	<b>Média</b>	<b>376</b>	<b>510</b>	<b>528</b>	<b>560</b>	<b>571</b>
	Mínimo	279	395	367	381	418
	Máximo	513	695	658	757	692
	Desvio Padrão	70	82	82	108	96

Observa-se que houve produção de alcalinidade nos reatores nas diferentes temperaturas avaliadas, para a temperatura de 25°C essa produção foi maior em todas as fases de operação. A produção de alcalinidade demonstrou a estabilidade da digestão anaeróbia nos reatores, uma vez que a alcalinidade é gerada pelo desenvolvimento da metanogênese, entre outros processos. Assim, pode-se afirmar que não houve risco de “azedamento” do reator (diminuição do pH por causa da preponderância da acidogênese sobre a metanogênese) e o índice de tamponação naturalmente presente no esgoto foi suficiente para evitar grandes oscilações nos valores de pH.

Observa-se na Figura 4.9 que a distribuição dos dados é assimétrica e que os quatro reatores apresentaram uma maior dispersão das concentrações de alcalinidade na FASE3 (Figura 4.9), indicando que provavelmente a maior vazão aplicada na FASE3 possa ter provocado uma maior variabilidade nas concentrações do efluente. Na FASE2 os valores mostraram-se mais homogêneos.

Figura 4.9 - Gráficos (*Box-plot*) da distribuição dos dados da alcalinidade nos efluentes nas três fases operacionais.



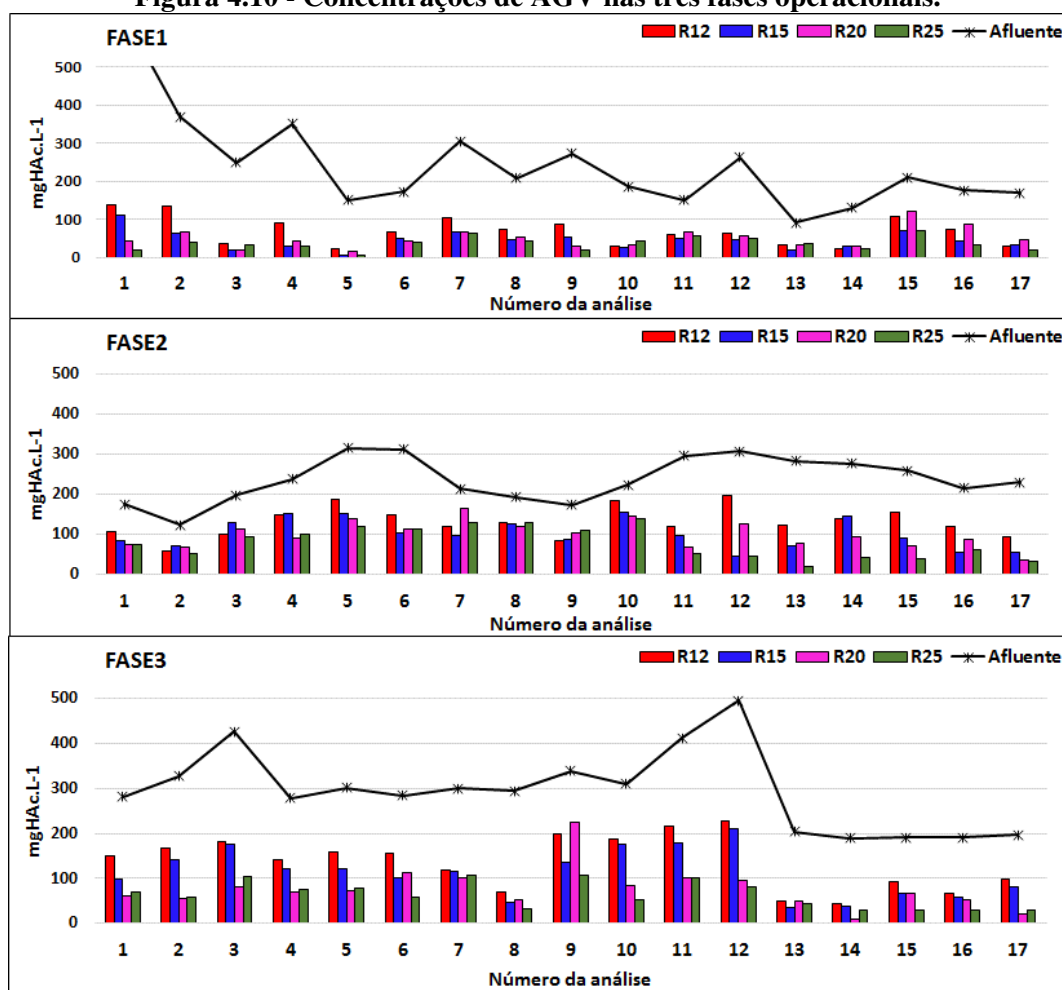
Fonte: autor

### 4.3.3 Ácidos Graxos Voláteis (AGV)

Os resultados obtidos para concentração de ácidos graxos voláteis são apresentados na Figura 4.10. Foram identificados *outliers* na FASE1, as quais foram: para o afluente na análise n°1, para R15 e R25 na análise n°5 e para o R20 na análise n°20. O R20 também apresentou *outlier* na análise n°9 da FASE 3. Na Tabela 4.5 é apresentada a estatística descritiva das concentrações afluentes e efluentes dos resultados de AGV nas três fases da investigação experimental. Para melhor visualização da distribuição dos valores de AGV no efluente, são apresentados gráficos *Box-Plot* (Figura 4.11).

A análise dos dados apresentados na Figura 4.11 indica uma tendência de aumento da concentração de AGV a medida que se diminui o  $R_h$ , no entanto os reatores R20 e R25 apresentaram um comportamento diferenciado na FASE2, com médias superiores as obtidas na FASE3.

Figura 4.10 - Concentrações de AGV nas três fases operacionais.



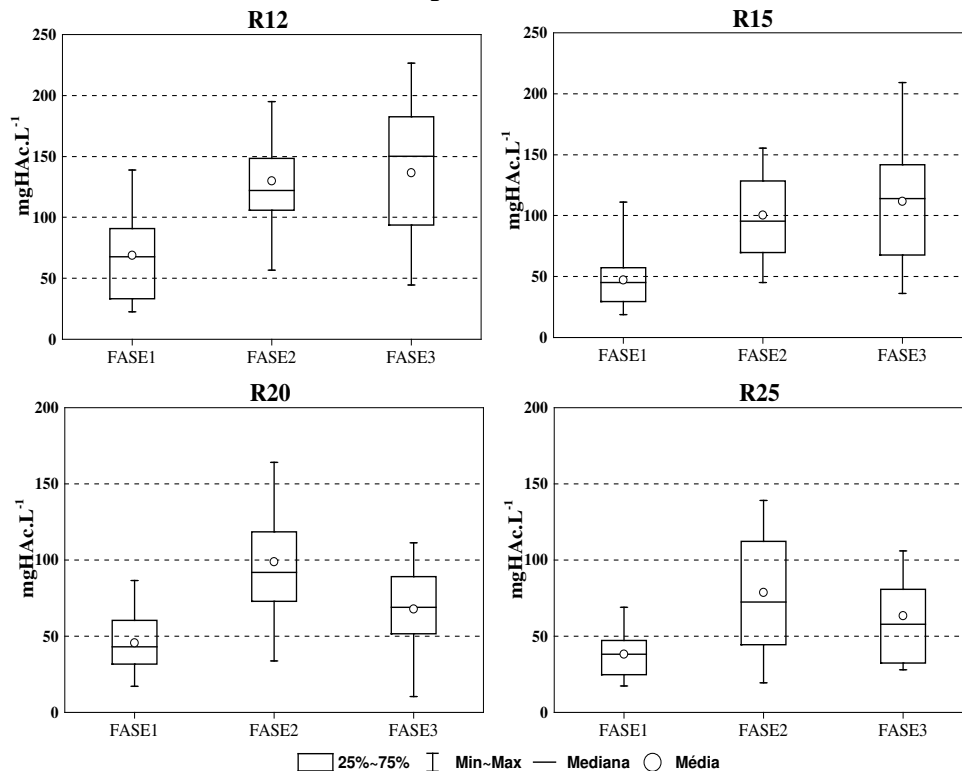
Fonte: autor

A concentração média de ácidos graxos voláteis do esgoto bruto apresentou para a FASES 1, 2 e 3, respectivamente 225, 237 e 295 mgHAc.L<sup>-1</sup>. Pode-se observar que nas três fases operacionais o efluente do reator operado a temperatura de 12°C apresentou a maior concentração de AGV (Tabela 4.5). Essa maior concentração pode ser um indicação de que uma ou mais etapas do consórcio anaeróbio está sendo prejudicada. Contudo, esse aumento na concentração de AGV não se refletiu em decréscimo de pH. As concentrações de AGV no efluente nas três fases operacionais apresentaram a seguinte ordem: R12>R15>R20>R25.

De forma geral, as concentrações médias de AGV nos efluentes são menores que a concentração encontrada no afluente, encontraram-se abaixo de 150 mgHAc.L<sup>-1</sup>, indicando que não houve acúmulo desses compostos intermediários. A redução das concentrações de AGV resultou na produção de alcalinidade no efluente, como foi observado na Tabela 4.5, além disso, os valores de pH do efluente mantiveram-se próximos à neutralidade, confirmando a estabilidade operacional dos reatores nas três fases do experimento.

**Tabela 4.5 - Análise estatística básica dos dados de AGV.**

AGV (mgHAc.L <sup>-1</sup> )		Afluente	R12	R15	R20	R25
FASE1	Nº de dados	16	17	16	16	16
	<b>Média</b>	<b>216</b>	<b>69</b>	<b>47</b>	<b>46</b>	<b>38</b>
	Mínimo	90	23	19	17	17
	Máximo	369	139	111	87	69
	Desvio Padrão	79	38	23	19	16
FASE2	Nº de dados	17	17	17	17	17
	<b>Média</b>	<b>237</b>	<b>130</b>	<b>100</b>	<b>99</b>	<b>79</b>
	Mínimo	124	57	45	34	19
	Máximo	315	195	155	164	139
	Desvio Padrão	56	37	37	33	39
FASE3	Nº de dados	17	17	17	16	17
	<b>Média</b>	<b>296</b>	<b>137</b>	<b>112</b>	<b>68</b>	<b>63</b>
	Mínimo	190	44	36	10	28
	Máximo	496	227	209	111	106
	Desvio Padrão	89	58	53	28	29

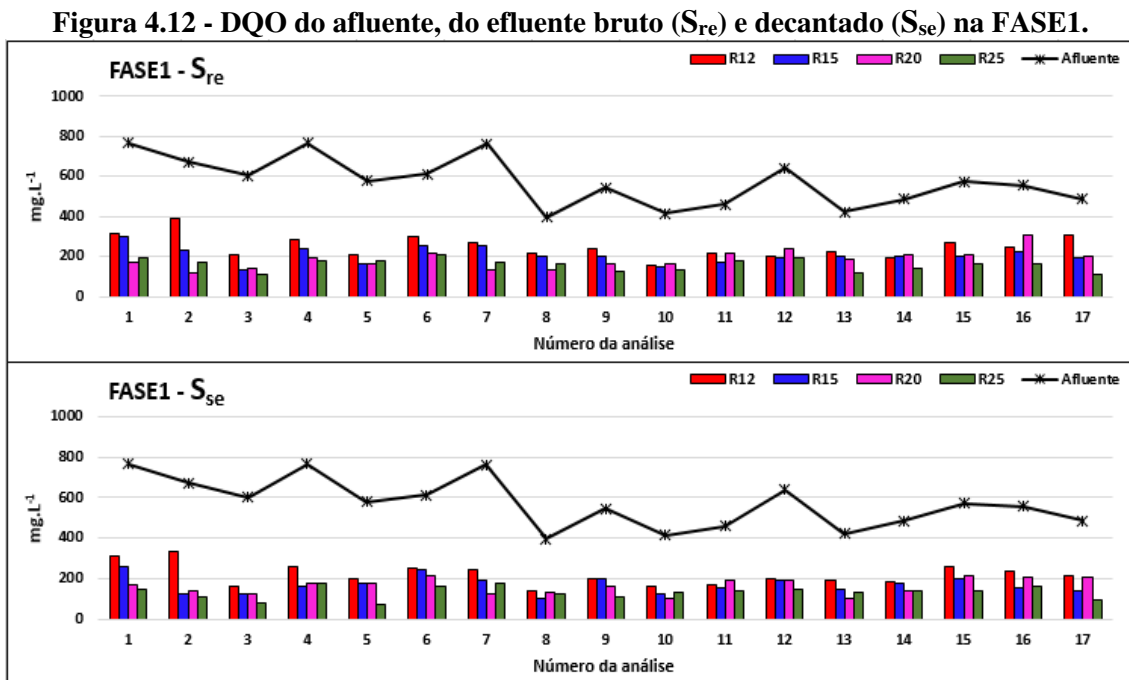
**Figura 4.11 - Gráficos (*Box-plot*) da distribuição dos dados de AGV nos efluentes nas 3 fases operacionais**

Fonte: autor

### 4.3.4 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

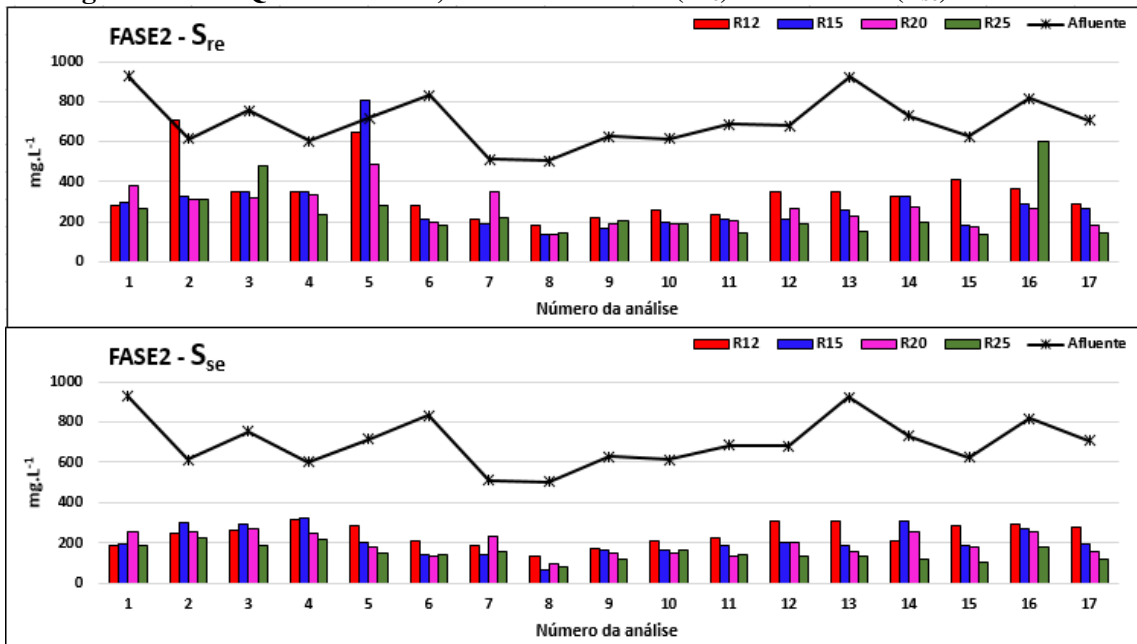
As Figura 4.12, Figura 4.13 e Figura 4.14, apresentam os resultados obtidos nas análises da DQO do afluente, do efluente bruto e decantado nas três fases de operação. Observa-se que o conjunto de dados da DQO do efluente bruto apresentaram valores extremos em algumas análises que são possíveis *outliers*. Foram identificados e removidos *outliers* nos dados do R12 na FASE2 nas análises nº2 e nº5. O R15 apresentou *outliers* na análise nº5 da FASE2 e na nº9 da FASE3. No R25 foram identificados *outliers* nas análises nº3 e 16 da FASE2 e na análise nº4 da FASE3.

Na Tabela 4.6 é apresentada a estatística descritiva básica dos dados da DQO durante o período experimental. Para melhor visualização dos dados da DQO nas diferentes fases operacionais, são apresentados gráficos *Box-plot* em que facilmente identifica-se o comportamento dos conjuntos de dados (Figura 4.15).



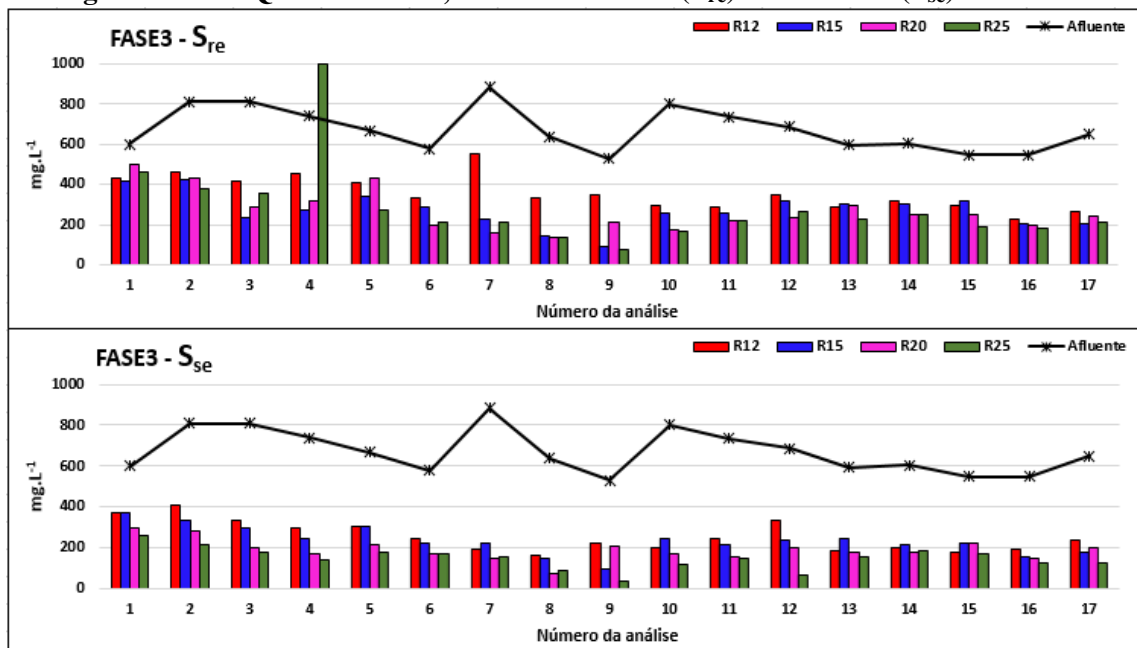
Fonte: autor

Figura 4.13 - DQO do afluente, do efluente bruto ( $S_{re}$ ) e decantado ( $S_{se}$ ) na FASE2.



Fonte: autor

Figura 4.14 - DQO do afluente, do efluente bruto ( $S_{re}$ ) e decantado ( $S_{se}$ ) na FASE3



Fonte: autor

**Tabela 4.6 - Análise estatística básica dos dados da DQO.**

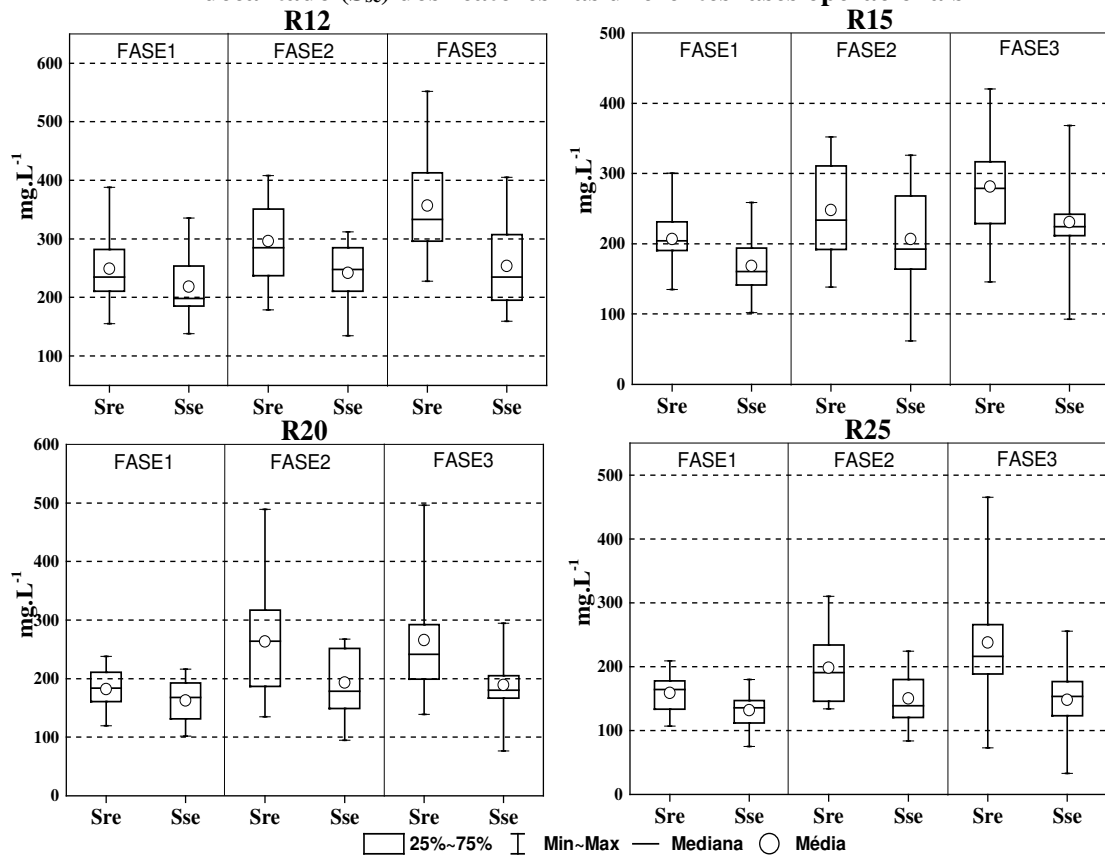
	DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	S <sub>ta</sub>	R12		R15		R20		R25	
			S <sub>re</sub>	S <sub>se</sub>	S <sub>re</sub>	S <sub>se</sub>	S <sub>re</sub>	S <sub>se</sub>	S <sub>re</sub>	S <sub>se</sub>
FASE1	Nº de dados	16	17	17	17	17	16	17	17	17
	<b>Média</b>	<b>560</b>	<b>249</b>	<b>219</b>	<b>207</b>	<b>169</b>	<b>178</b>	<b>162</b>	<b>159</b>	<b>132</b>
	Mínimo	394	156	139	135	102	119	102	107	75
	Máximo	764	388	336	301	259	238	216	209	180
	Desvio Padrão	114	57	54	42	43	35	39	31	30
FASE2	Nº de dados	17	15	17	16	17	17	17	15	17
	<b>Média</b>	<b>698</b>	<b>297</b>	<b>242</b>	<b>248</b>	<b>207</b>	<b>263</b>	<b>193</b>	<b>198</b>	<b>150</b>
	Mínimo	504	179	135	139	62	135	95	134	84
	Máximo	926	408	312	352	326	489	268	310	224
	Desvio Padrão	124	66	55	69	70	92	56	54	39
FASE3	Nº de dados	17	17	17	16	17	17	16	16	17
	<b>Média</b>	<b>672</b>	<b>357</b>	<b>254</b>	<b>281</b>	<b>231</b>	<b>266</b>	<b>196</b>	<b>238</b>	<b>148</b>
	Mínimo	530	228	160	146	93	139	149	73	33
	Máximo	883	552	405	420	368	496	295	465	256
	Desvio Padrão	108	85	74	74	69	101	42	96	53

S<sub>ta</sub>: DQO do afluente; S<sub>re</sub>: DQO do efluente bruto e S<sub>se</sub> : DQO do efluente decantado.

Em média, a DQO do esgoto afluente em todas as fases foi maior que 500 mg/L, dessa forma o mesmo pode ser classificado como médio, segundo Metcalf e Eddy (2003). Analisando os dados da Tabela 4.6, nota-se que na FASE1 a diferença da DQO do efluente bruto e do decantado em todos os reatores é menor. Possivelmente a menor vazão a qual os reatores foram submetidos nesta fase, não proporcionou um arraste do lodo dos reatores. Além disso, observou-se que o esgoto afluente neste período não tinha características típicas de esgoto doméstico, provavelmente havia uma baixa disponibilidade de material orgânico biodegradável que resultou na baixa produção de lodo. Nas FASES 2 e 3 essa diferença passa a ser efetiva em todos os reatores, principalmente, pelo aumento na produção de lodo no reator e pelo consequente aumento do R<sub>h</sub>.



**Figura 4.15 - Gráficos (Box-plot) da distribuição dos dados da DQO do efluente bruto ( $S_{re}$ ) e decantado ( $S_{se}$ ) dos reatores nas diferentes fases operacionais**



Fonte: autor

A eficiência de remoção de DQO pode ser expressa baseada na DQO do efluente e bruto ( $\epsilon_{re}$ ) e do efluente decantado ( $\epsilon_{se}$ ). Na tabela 4.7 são apresentadas os valores da eficiência de remoção obtidos neste experimento. Como os reatores foram operados sem descarte intencional de lodo pode-se considerar que a eficiência total dos reatores é a calculada com base no efluente após a decantação.

**Tabela 4.7 - Eficiência de remoção de DQO baseada no efluente bruto e decantado (%)**

FASES	R12		R15		R20		R25	
	$\epsilon_{re}$	$\epsilon_{se}$	$\epsilon_{re}$	$\epsilon_{se}$	$\epsilon_{re}$	$\epsilon_{se}$	$\epsilon_{re}$	$\epsilon_{se}$
1	56	61	63	70	68	71	72	76
2	57	65	64	70	62	72	72	78
3	47	62	58	66	60	71	65	78

$\epsilon_{re}$ : Eficiência de remoção de DQO baseada no efluente bruto e  $\epsilon_{se}$ : Eficiência de remoção de DQO baseada no efluente decantado

Durante a FASE1, todos reatores foram operados com cargas orgânicas volumétricas médias de  $1,14 \text{ gDQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ . O reator com temperatura de  $12^\circ\text{C}$  apresentou uma eficiência média de remoção de DQO de 61%, com temperatura de  $15^\circ\text{C}$  e de  $20^\circ\text{C}$  a eficiência foi de 60

e 71%, respectivamente, enquanto o R25 removeu 76%. Na FASE2, os reatores R12 e R15 receberam cargas orgânicas volumétricas médias de 2,09 gDQO.L<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup> enquanto nos reatores R20 e R25 a carga aplicada foi de 2,79 gDQO.L<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>. As eficiências obtidas na FASE2 foram maiores que nas FASES 1 e 3 nos quatro reatores, as quais foram 65%, 70%, 72 e 78% para os reatores R12, R15, R20 e R25, respectivamente.

As cargas orgânicas volumétricas médias aplicadas na FASE3 foram de 2,69 gDQO.L<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup> para os reatores R12 e R15 e de 4,03 gDQO.L<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup> para os reatores R20 e R25. Houve uma leve redução na remoção, obtendo-se eficiências de 62%, 66%, 71 e 78% para os reatores R12, R15, R20 e R25, respectivamente. Apesar destas variações o sistema que operou a temperatura ambiente (R25), manteve em todas as fases o melhor percentual de remoção o que confirma o efeito e a influência da temperatura sobre a eficiência do processo de digestão anaeróbia. À medida que se aumenta a temperatura, também se aumenta a eficiência de remoção de DQO. Esses resultados são compatíveis com dados relatados por diversos autores, que estudando a influência da temperatura sobre o processo da digestão anaeróbia, identificam resultados que seguem a mesma tendência. Esse declínio na eficiência pode ser devido a diminuição na taxa de hidrólise, uma vez que a temperatura afeta as enzimas envolvidas nesta etapa, por elas serem muito sensíveis à temperatura.

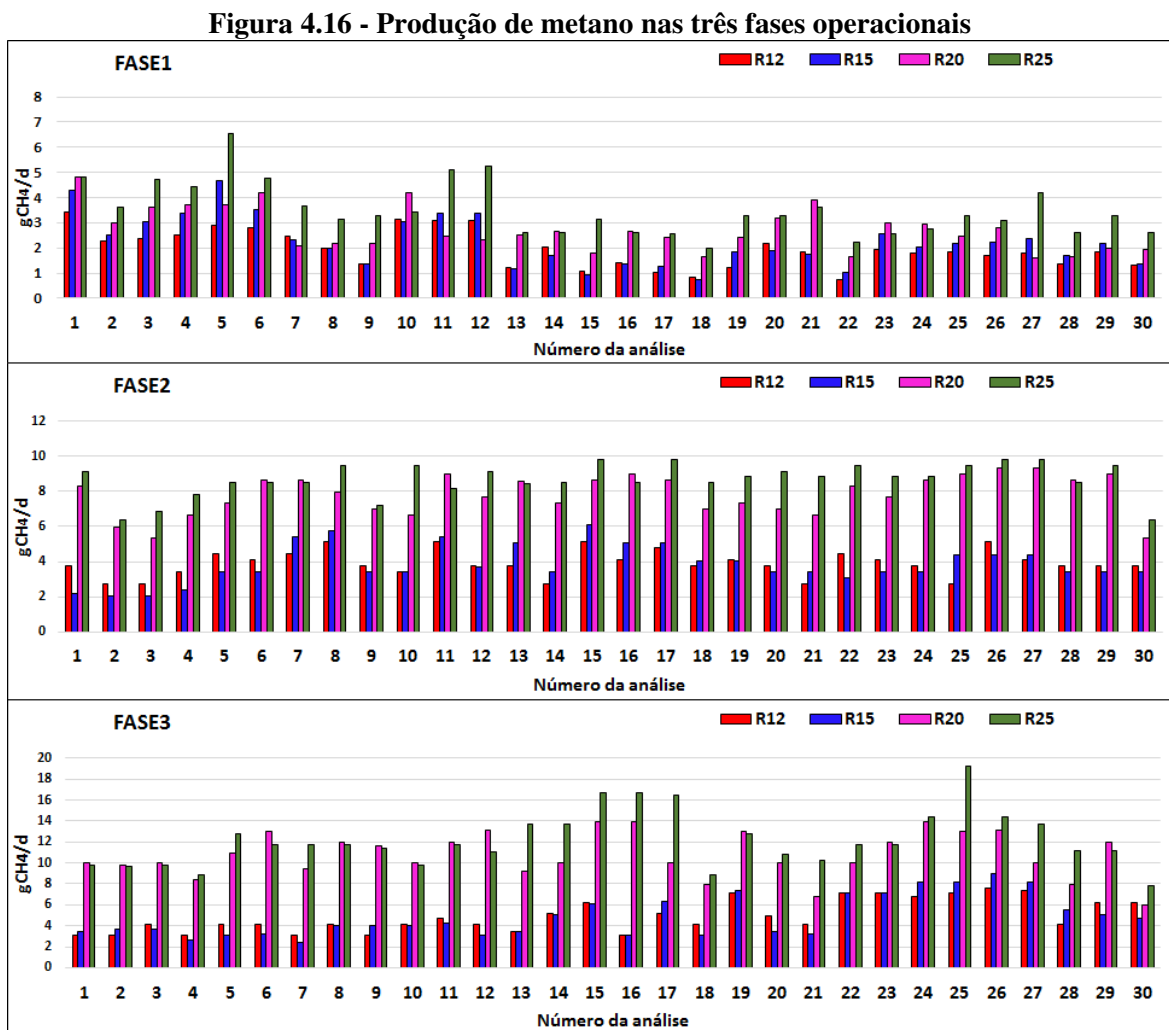
Colares e Benetti, (2005) ao avaliar o efeito da temperatura no tratamento anaeróbio de efluente da ETE Esmeralda, no município de Porto Alegre, a qual opera com reatores UASB com  $R_h$  variando entre 17,7 e 31,3 h, verificaram remoção mais alta de DQO (72%) nos meses de temperaturas mais elevadas (24,4°C) em relação aos meses mais frios com Temperatura média de 16,6°C (65%). Lew *et al.*, (2011) também observaram diminuição da eficiência de remoção de DQO com a diminuição da temperatura ao operar um reator UASB com um tempo de permanência de 6 h tratando esgoto doméstico, obtiveram remoção de DQO de 78% a 28°C, 66% a 15°C e 42% a 10°C. A diminuição foi atribuída à baixa atividade hidrolítica que nas temperaturas mais baixas limitou a degradação do material suspenso e resultou na acumulação de sólidos no reator. O reator com temperatura de 15°C (R15) quando operado com  $R_h$  de 6h (FASE3) apresentou remoção de 66% o que corrobora com os resultados encontrados por Lew *et al.*, (2011).

Rizvi *et al.*, (2014) avaliaram o desempenho de UASB com diferentes inóculos (esterco bovino e lodo ativado) com temperaturas variando entre 17 e 38°C e idade de lodo entre 60 a 180 dias, também observaram um aumento na eficiência dos reatores com um aumento na

temperatura e na idade de lodo. Neste trabalho obteve-se que com temperatura de 17°C e uma idade de lodo de 60 dias, a eficiência de remoção de DQO foi entre 62 e 57%. Essa baixa eficiência de remoção sob essas condições de temperatura e idade do lodo foram atribuídas a baixa hidrólise que diminuiu a taxa de consumo substrato.

#### 4.3.5 Produção de Metano

Os gráficos das séries históricas dos resultados obtidos para produção de metano podem ser observados nas Figura 4.16. Os *outliers* foram identificados unicamente para o R25 na análise n°5 da FASE1 e na análise n°25 da FASE3. Na Tabela 4.8 é apresentada a estatística descritiva da produção de metano nas três fases da investigação experimental. Para melhor visualização da distribuição dos valores da produção de metano são apresentados gráficos *Box-Plot* (Figura 4.17).



Fonte: autor

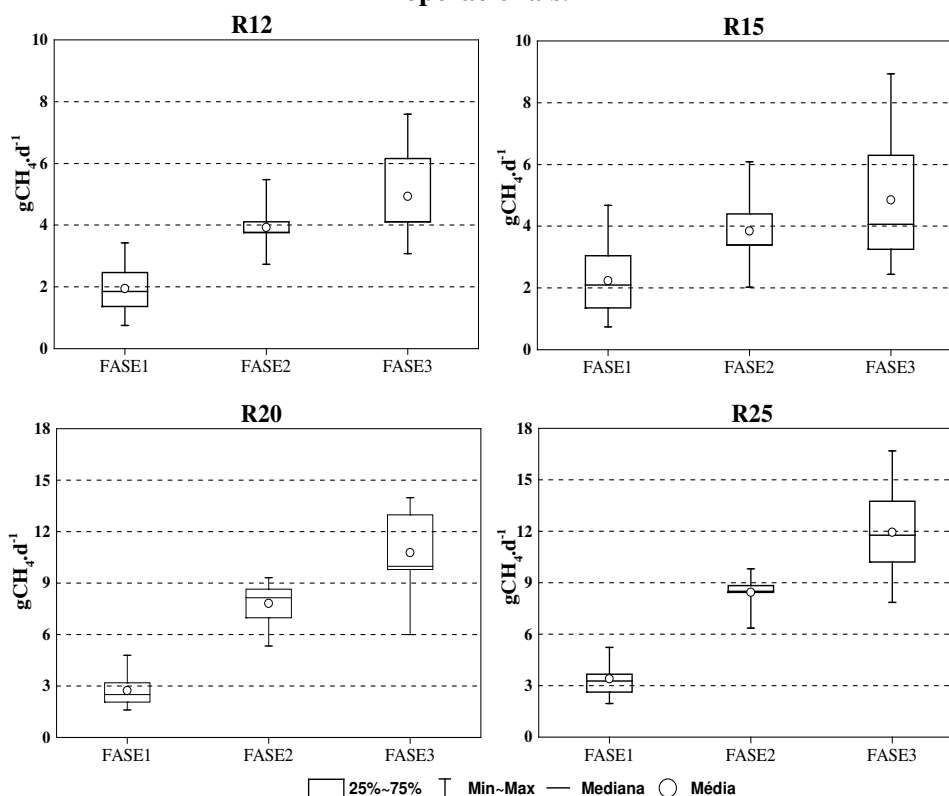
**Tabela 4.8 – Análise estatística básica da produção diária de metano.**

	gCH <sub>4</sub> .d <sup>-1</sup>	R12	R15	R20	R25
FASE1	Nº de dados	30	30	30	29
	<b>Média</b>	<b>2,0</b>	<b>2,2</b>	<b>2,7</b>	<b>3,4</b>
	Mínimo	0,8	0,7	1,6	2,0
	Máximo	3,4	4,7	4,8	5,2
	Desvio Padrão	0,7	1,0	0,9	0,9
FASE2	Nº de dados	30	30	30	30
	<b>Média</b>	<b>3,9</b>	<b>3,8</b>	<b>7,8</b>	<b>8,7</b>
	Mínimo	2,7	2,0	5,3	6,4
	Máximo	5,1	6,1	9,3	9,8
	Desvio Padrão	0,7	1,1	1,1	1,0
FASE3	Nº de dados	30	30	30	29
	<b>Média</b>	<b>4,9</b>	<b>4,9</b>	<b>10,8</b>	<b>11,9</b>
	Mínimo	3,1	2,4	6,0	7,9
	Máximo	7,6	8,9	14,0	16,7
	Desvio Padrão	1,6	1,9	2,2	2,3

Como observado na Tabela 4.8, a produção de metano no R25 foi superior aos demais reatores nas três condições operacionais, obtendo produção de aproximadamente 4, 9 e 12 gCH<sub>4</sub>.d<sup>-1</sup> para a FASE 1 2 e 3, respectivamente. A partir dos dados da FASE1 em que os quatro reatores receberam a mesma carga orgânica, pode-se inferir que a temperatura tem influência sobre a produção de metano sendo mais acentuada a medida que há maior diferença entre as temperaturas. Embora se observe uma tendência natural de aumento da produção média de metano a medida que se aumenta a carga orgânica aplicada. Vale salientar que mesmo com maior carga afluyente a produção de metano dos reatores R15 e R12 não são tão elevadas, mais uma vez nota-se que a temperatura afetou o desempenho do processo.

A partir da Figura 4.17 pode-se observar que a distribuição dos dados é assimétrica e que os quatro reatores apresentaram uma maior dispersão para produção de metano na FASE3, indicando que o menor R<sub>h</sub> possa ter provocado, além de uma maior produção, também uma maior variabilidade. Nas FASES 1 e 2, os valores foram mais homogêneos, ou seja, a variação nos valores medidos de metano foram baixas durante esses períodos de avaliação.

**Figura 4.17 - Gráficos (*Box-plot*) da distribuição dos dados da produção de metano nas três fases operacionais.**



Fonte: autor.

## 4.4 Caracterização da biomassa dos reatores

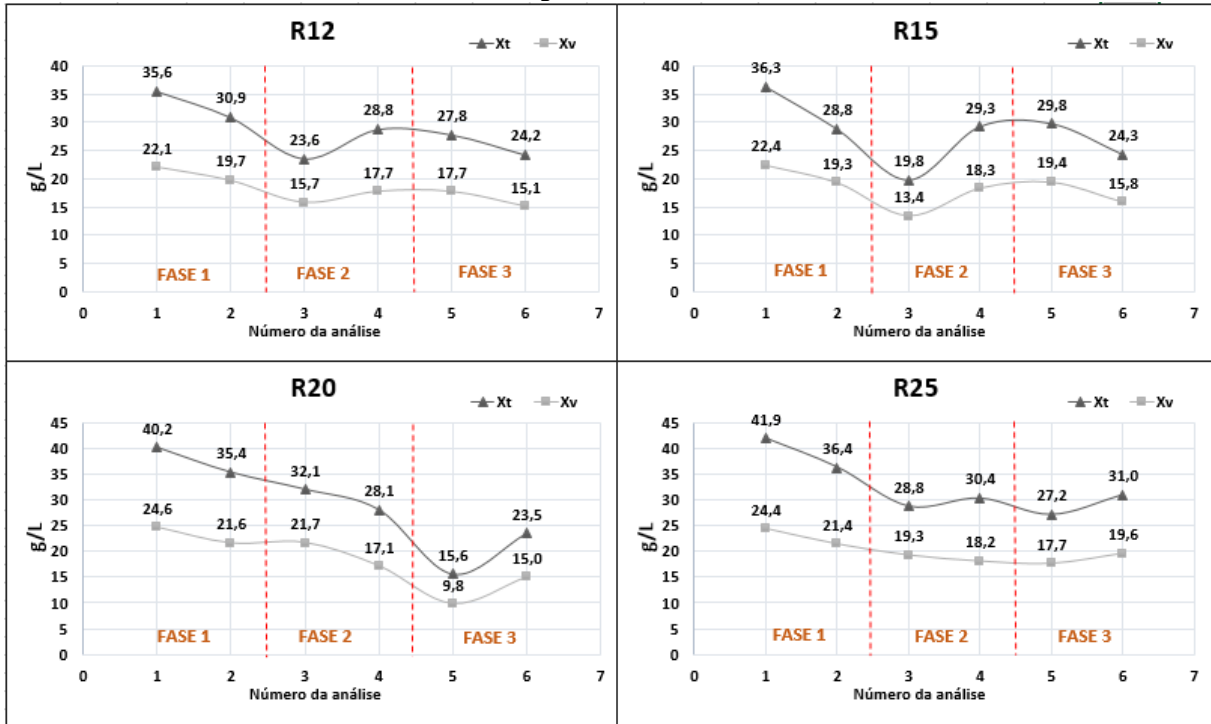
### 4.4.1 Concentração de sólidos

A partir de amostras do conteúdo do reator, obteve-se as concentrações de sólidos totais ( $X_t$ ) e de sólidos voláteis ( $X_v$ ), mantidos nos reatores durante o período experimental (Figura 4.18). A massa total de lodo no interior dos reatores durante o experimento variou levemente em função da temperatura e do tempo de permanência. Na FASE2, quando os reatores foram submetidos diferentes tempos de permanência, houve um decréscimo da biomassa nos reatores, possivelmente a nova vazão aplicada resultou no maior arraste dos sólidos para o efluente. Porém, observou-se que com mudança de operação para a FASE3, em que se aplicaram tempos de permanência de 6 h ao R12 e R15 e de 4 h para o R20 e R25, a massa de lodo foi pouco afetada.

Durante a FASE2 o R15 apresentou uma perda de biomassa significativa nos primeiros 30 dias de operação. Na FASE3 o R20 perdeu lodo presente na zona de digestão causado por

um problema técnico no dispositivo de alimentação deste reator. Mesmo com essas perdas os reatores continuaram operando sem maiores alterações na eficiência do processo de digestão.

**Figura 4.18 - Concentração de sólidos totais ( $X_t$ ) e voláteis ( $X_v$ ) nos reatores nas três fases operacionais.**



Fonte: autor

Os reatores operaram com a massa de lodo máxima nas três fases do experimento pois não se realizava descarga de lodo. As concentrações médias apresentadas pelos reatores são semelhantes as mencionadas por van Haandel e Lettinga (1994). Como pode ser observado na Tabela 4.9, na FASE1 os reatores apresentaram maior concentração média de sólidos totais e voláteis em relação as demais fases, porém a fração de sólidos voláteis ( $F_v$ ) nessa fase foram menores. Entre os reatores o R25 tinha maior concentração média de sólidos totais e voláteis (39 gSST/L e 23 gSSV/L). Todavia, a fração de sólidos voláteis apresentou pouca variação tanto em função da temperatura como do tempo de permanência, mantendo-se em torno de 63%. (Tabela 4.9). A  $F_v$  encontrada indica uma baixa fração de sólidos inorgânicos na massa de lodo.

**Tabela 4.9 - Concentração média de sólidos totais e voláteis e fração volátil do lodo.**

REATOR	FASE	R <sub>h</sub> h	X <sub>t</sub> gSST.L <sup>-1</sup>	X <sub>v</sub> gSSV.L <sup>-1</sup>	F <sub>v</sub> %
R12	1	12	33,2	20,9	63
	2	8	26,2	16,7	64
	3	6	26,0	16,4	63
R15	1	12	32,5	20,9	64
	2	8	24,5	15,8	65
	3	6	27,1	17,6	65
R20	1	12	37,8	23,1	61
	2	6	30,1	19,4	64
	3	4	19,6	12,4	63
R25	1	12	39,1	22,9	59
	2	6	29,6	18,7	63
	3	4	29,1	18,7	64

X<sub>t</sub>: concentração de sólidos totais; X<sub>v</sub>: concentração de sólidos voláteis e F<sub>v</sub>: Fração volátil.

A avaliação da biomassa também foi realizada através do perfil de sólidos, em que foram coletadas amostras de cada reator nas diferentes alturas da zona de digestão como pode ser observado na Figura 3.1. As Tabela 4.10 e Tabela 4.11 apresentam as concentrações médias de sólidos totais e voláteis e os valores da fração de sólidos voláteis para cada ponto de amostragem. Observou-se que as concentrações médias de sólidos totais e voláteis do lodo nos reatores, apresentaram redução no sentido inferior para superior em todos os reatores.

Também foi observado uma tendência contrária com relação a fração volátil, tendo ocorrido um decréscimo na porcentagem média de voláteis sentido superior para inferior, indicando uma acumulação de sólidos inorgânicos no fundo dos reatores.

Na FASE1 em que os reatores foram operados com R<sub>h</sub> de 12h, o R25 apresentou uma alta concentração de sólidos totais e voláteis na parte inferior do reator (86,3 gSST/L e 46,5 gSSV/L), porém com menor F<sub>v</sub> (54%). Nesta fase o R12 apresentou pouca variação nas concentrações de sólidos totais e voláteis entre os pontos de amostragens. O R15 apresentou perfil de sólidos diferenciado que pode ser considerada um comportamento atípico.

**Tabela 4.10 - Concentração de sólidos nos reatores R12 e R15 em função da altura no reator**

		R12				R15			
		H cm	$X_t$ gSST.L <sup>-1</sup>	$X_v$ gSSV.L <sup>-1</sup>	$F_v$ %	H cm	$X_t$ gSST.L <sup>-1</sup>	$X_v$ gSSV.L <sup>-1</sup>	$F_v$ %
FASE 1	P1	70	47,4	30,2	64	70	40,0	25,2	63
	P2	50	46,7	29,2	63	50	53,1	33,4	63
	P3	30	46,1	28,2	61	30	50,6	31,0	61
	P4	10	51,4	31,5	61	10	51,6	31,3	61
FASE 2	P1	70	23,8	14,9	63	70	37,2	23,9	64
	P2	50	33,2	20,7	62	50	31,3	19,6	63
	P3	30	37,5	23,0	61	30	24,7	14,8	60
	P4	10	56,1	34,4	61	10	50,6	30,8	61
FASE 3	P1	70	29,2	18,1	62	70	34,0	22,0	65
	P2	50	29,4	18,4	63	50	25,6	14,3	56
	P3	30	30,5	18,7	61	30	26,6	17,0	64
	P4	10	46,1	27,8	60	10	41,9	25,9	62

$X_t$ : concentração de sólidos totais;  $X_v$ : concentração de sólidos voláteis;  $F_v$ : Fração volátil e H: altura do ponto de coleta

**Tabela 4.11 – Concentração de sólidos nos reatores R20 e R25 em função da altura no reator**

		R20				R25			
		H cm	$X_t$ gSST.L <sup>-1</sup>	$X_v$ gSSV.L <sup>-1</sup>	$F_v$ %	H cm	$X_t$ gSST.L <sup>-1</sup>	$X_v$ gSSV.L <sup>-1</sup>	$F_v$ %
FASE 1	P1	70	52,5	31,1	59	70	50,4	39,5	78
	P2	50	50,5	30,5	60	40	63,5	37,4	59
	P3	30	56,5	33,9	60	10	86,3	46,5	54
	P4	10	69,8	39,3	56	-	-	-	-
FASE 2	P1	70	38,3	24,2	63	70	36,8	22,2	60
	P2	50	35,7	21,6	61	40	70,2	54,6	78
	P3	30	41,8	25,6	61	10	68,4	37,1	54
	P4	10	68,3	36,7	54	-	-	-	-
FASE 3	P1	70	15,5	9,8	63	70	36,1	23,0	64
	P2	50	28,0	18,0	65	40	32,1	20,4	63
	P3	30	34,6	22,1	64	10	52,7	31,5	60
	P4	10	47,6	28,5	60	-	-	-	-

$X_t$ : concentração de sólidos totais;  $X_v$ : concentração de sólidos voláteis;  $F_v$ : Fração volátil e H: altura do ponto de coleta



#### 4.4.1.1 Produção de sólidos

Sabe-se que devido à síntese da biomassa e a floculação das partículas do afluente há um crescimento contínuo da massa de lodo no reator, no entanto a massa de lodo que pode ser acumulada no reator é limitada (CHAVES; SANTOS; VAN HAANDEL, 2015). Como a operação dos reatores foi realizada sem descarga intencional de lodo, após o estabelecimento da massa de lodo máxima em cada reator, qualquer produção de lodo é naturalmente descarregado com o efluente. Então considerou-se que todos os sólidos do efluente que sedimentavam em cone Imhoff (1 hora) eram partículas de lodo e que a DQO residual do líquido sobrenadante era a DQO verdadeira do efluente (CHAVES; SANTOS; VAN HAANDEL, 2015).

Assim, a produção diária de lodo ( $P_{xv}$ ) foi estimada pela diferença entre a carga de DQO do efluente bruto e do efluente decantado de cada reator considerando-se que a DQO do lodo é 1,5 g por unidade de massa de sólidos (VAN HAANDEL; CAVALCANTI, 2000). A partir da produção diária ( $P_{xv}$ ) e da carga de DQO digerida ( $MS_d$ ) determinou-se o coeficiente de produção específica de sólidos, ou seja, a produção de lodo por unidade de DQO digerida ( $Y_D$ ), utilizando-se a Equação (4.1). A  $MS_d$  é obtida através da diferença entre a carga de DQO aplicada e a carga presente no efluente bruto.

$$Y_D = \frac{P_{xv}}{MS_d} \quad \text{Equação (4.1)}$$

Na Tabela 4.12 são apresentados os valores da produção diária de lodo e coeficiente de produção específica de sólidos, obtidos para os reatores nas diferentes fases operacionais. Os valores obtidos tanto para produção de lodo ( $P_{xv}$ ) como para o coeficiente de produção específica ( $Y_D$ ) na primeira fase, foram baixos. Nesta fase o R20 apresentou o menor coeficiente de produção. Pode-se observar que houve um aumento na produção de lodo volátil quando se diminui o  $R_h$  e que esse aumento é mais significativo a medida que se tem maior temperatura. Destaca-se que o R12 apresentou o maior coeficiente de produção de lodo na FASE3 com  $R_h$  de 6 horas (0,218 gSSV/gDQO<sub>dig</sub>), o que provavelmente deve-se a maior acumulação de material orgânico particulado do afluente devido à baixa temperatura.

**Tabela 4.12 - Produção diária de lodo volátil ( $P_{xv}$ ) e coeficiente de produção específica ( $Y_D$ ).**

REATOR	FASE	$R_h$ h	$P_{xv}$ gSSV/d	$Y_D$ gSSV/gDQO <sub>dig</sub>
R12	1	12	1,0	0,065
	2	8	2,7	0,090
	3	6	6,9	0,218
R15	1	12	1,3	0,072
	2	8	2,1	0,061
	3	6	3,4	0,086
R20	1	12	0,5	0,028
	2	6	4,7	0,108
	3	4	7,0	0,114
R25	1	12	0,9	0,044
	2	6	3,2	0,064
	3	4	9,0	0,137

De forma geral, os valores de produção específica de sólidos foram maiores que o valor mínimo de 0,03 gSSV/gDQO e menores que o máximo de 0,18 gSSV/gDQO segundo Henzen e Harremoes (1983 *apud* VAN HAANDEL; CAVALCANTI, 2000).

Vale salientar que o lodo se compõe de três frações (1) lodo ativo: as diferentes populações atuantes na digestão anaeróbia do material orgânico, (2) lodo inerte: que compreende a fração de material orgânico particulado e não biodegradável e (3) material biodegradável e particulado, floculado e não hidrolisado. Como geralmente a fração não biodegradável e particulado do esgoto bruto tem uma DQO de 0,06 a 0,09, resultaria um coeficiente de produção na faixa de 0,04 a 0,06 gSSV/gDQO. Dessa forma os baixos valores do  $Y_D$  na FASE1, indicam que a fração não biodegradável e particulado do afluente era muito menor que a faixa considerada normal, ou seja, o esgoto utilizado na nesta fase era atípico.

#### 4.4.1.2 Idade de lodo

O tempo de permanência do lodo, denominada idade de lodo ( $R_s$ ), foi obtida pela razão entre a massa de lodo volátil no reator e a produção diária de lodo volátil ( $P_{xv}$ ) (VAN HAANDEL; CAVALCANTI, 2000). A massa de lodo no reator foi calculada através do quociente da concentração de sólidos voláteis e volume do reator. As idades de lodo resultantes dessa análise foram bastante elevadas como pode ser observado na Tabela 4.13. É importante salientar que a idade de lodo ( $R_s$ ) sempre é superior ao tempo de permanência do líquido ( $R_h$ )

em decorrência da estrutura para retenção dos sólidos. Assim, essa diferença é mais acentuada na medida que o separador de fases for mais eficiente.

**Tabela 4.13 - Idade de lodo ( $R_s$ ) dos reatores nas três fases operacionais.**

REATOR	FASES	$R_h$ h	$R_s$ d
R12	1	12	512
	2	8	154
	3	6	60
R15	1	12	409
	2	8	192
	3	6	131
R20	1	12	1082
	2	6	104
	3	4	45
R25	1	12	644
	2	6	146
	3	4	52

Segundo van Haandel e Lettinga (1994), em um reator UASB convencional tratando esgoto em regiões tropicais (25°C), normalmente o  $R_h$  é da ordem de 4 a 8 horas e a idade de lodo na faixa de 30 a 100 dias, porém esses valores são muito acima da idade de lodo mínima para o desenvolvimento dos microrganismos metanogênicos. As elevadas idades de lodo observadas nesta investigação experimental pode estar relacionada a baixa produção de lodo apresentada pelos reatores que é fundamentalmente dependente do esgoto utilizado. Além disso, o reator UASB empregado nesta pesquisa (com braço lateral) apresenta uma eficiente retenção de sólidos.

#### 4.4.2 Sedimentabilidade

Para avaliar a sedimentabilidade do lodo foram determinadas as constantes  $k$  e  $v_0$  da equação de Vesilind que relaciona a velocidade de sedimentação e a concentração de lodo, em que  $k$  representa o grau de compressibilidade do lodo e  $v_0$  a velocidade de sedimentação (não estorvada). Na Tabela 4.14, são apresentados os valores das constantes  $k$  e  $v_0$  referentes ao lodo do interior dos reatores e também do lodo deles expulso em todas as fases operacionais. Na FASE1, os reatores não expulsaram lodo suficiente para os testes, portanto, nessa fase não houve caracterização do lodo expulso.

**Tabela 4.14 - Valores das constantes  $k$  e  $v_0$  do lodo dos reatores e do lodo expulso.**

REATOR	FASE	Lodo reator		Lodo expulso	
		$k$ L/g	$v_0$ m/h	$k$ L/g	$v_0$ m/h
R12	1	0,13	13	ND	ND
	2	0,13	16	0,22	13
	3	0,16	19	0,19	23
R15	1	0,12	11	ND	ND
	2	0,12	13	0,19	15
	3	0,14	14	0,25	26
R20	1	0,10	7	ND	ND
	2	0,08	10	0,28	18
	3	0,11	22	0,19	20
R25	1	0,09	8	ND	ND
	2	0,08	9	0,21	27
	3	0,11	16	0,20	14

ND: Não determinado

Segundo van Haandel e Marais (1999) valores de  $k$  menores ou iguais a 0,3 L/g e valores de  $v_0$  maiores ou iguais a 11 m/h são características de um lodo com boa sedimentabilidade, no caso de lodo ativado. Com base na classificação apresentada pelos referidos autores, pode-se afirmar que a sedimentabilidade tanto do lodo dos reatores quanto do lodo presente no efluente em todas as fases operacionais são consideradas boas.

Houve pouca variação dos valores da constante  $k$  em função do tempo de permanência e das temperaturas operacionais. No entanto, os reatores com temperaturas de 20 e 25°C apresentaram os menores valores dessa constante, enquanto que os reatores a 12 e 15°C apresentaram valores maiores, indicando que nas temperaturas mais baixas a compressibilidade é menor e por isso pode ser mais difícil se obter uma concentração elevada de lodo nesses reatores.

A velocidade de sedimentação ( $v_0$ ) dos lodos dos reatores tendem a aumentar a medida que o  $R_h$  diminui. Segundo Leitão *et al.*, (2011) os reatores operados com maior velocidade ascensional (menor  $R_h$ ) produz lodo com melhor sedimentabilidade, de modo que uma concentração mais elevada de lodo pode ser mantida no reator. Assim, a retenção de lodo no reator UASB é assegurada pelo desenvolvimento de um lodo com boa sedimentabilidade.

Com relação aos valores das constantes de sedimentabilidade para o lodo expulso nas diferentes fases, observou-se que o lodo expulso dos reatores apresentaram comportamento

diferente do lodo que se mantém dentro do reator. Estes dados indicam que houve uma expulsão seletiva de lodo menos sedimentável que provavelmente é oriundo da desagregação de partículas dos flocos de lodo. Silva Filho e van Haandel (2014) reportaram resultados semelhantes para o lodo expulso de reatores UASB tratando esgoto+lodo aeróbio, com valores de  $k$  do lodo expulso variando entre 0,21 e 0,28 L/g e o lodo dos reatores com valores de  $k$  de 0,04 e 0,05 L/g.

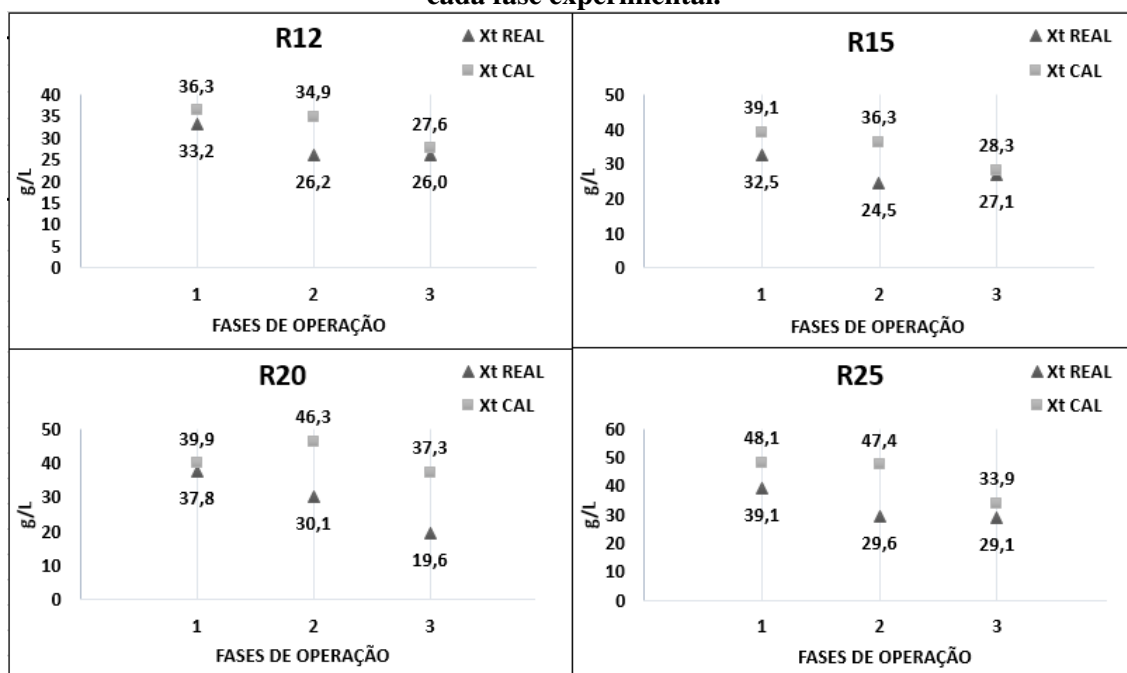
A partir dos valores das constantes de sedimentabilidade foi calculada, através a equação de Vesilind ( $VSZ = v_0 * e^{-k*X_t}$ ), a concentração de lodo ( $X_t CAL$ ) que pode ser mantida no reator em função da velocidade ascensional aplicada a cada fase experimental, pois segundo Leitão (2004), a mesma corresponde a velocidade de sedimentação em zona ( $VSZ$ ) no interior do reator (Tabela 4.15).

**Tabela 4.15 - Concentração de lodo que pode ser mantida no reator ( $X_t CAL$ )**

REATOR	FASE	R <sub>h</sub> h	VSZ m/h	$X_t CAL$ g/L
R12	1	12	0,12	36,3
	2	8	0,17	34,9
	3	6	0,22	27,6
R15	1	12	0,13	39,1
	2	8	0,17	36,3
	3	6	0,22	28,3
R20	1	12	0,13	39,9
	2	6	0,23	46,3
	3	4	0,33	37,3
R25	1	12	0,12	48,1
	2	6	0,23	47,4
	3	4	0,34	33,9

A Figura 4.19 apresenta uma comparação entre as concentrações do lodo calculada pela equação de Vesilind ( $X_t CAL$ ) de acordo com as características de sedimentação do lodo encontradas e as concentrações médias de sólidos totais ( $X_t REAL$ ) observadas no mesmo período. Pode-se observar que há uma correlação razoável entre os valores da concentração média observada e a concentração calculada a partir da sua sedimentabilidade. Portanto, pode-se usar os valores das constantes de sedimentabilidade do lodo para estimar a concentração média e a massa de lodo que pode ser retida no reator UASB.

**Figura 4.19 - Concentração de lodo calculada ( $X_t$  CAL) e a observada ( $X_t$  REAL) nos reatores em cada fase experimental.**



Fonte: autor

#### 4.4.3 Atividade Metanogênica Específica (AME)

Os testes da Atividade Metanogênica Específica (AME) foram realizados sob duas condições: (1) teste padrão seguindo recomendações de van Haandel e Lettinga (1994) e Chernicharo (2007) com algumas adaptações, fazendo a incubação de todas as amostras a uma temperatura de  $35 \pm 1^\circ\text{C}$ ; e (2) testes seguindo o mesmo procedimento, no entanto a temperatura de incubação das amostras correspondente a temperatura em cada reator, utilizando para isso os tanques em que os reatores foram mantidos durante todo o período experimental.

Na Tabela 4.16 são apresentados os dados da AME obtidos nas duas condições do teste, para todos os sistemas em todas as fases. Como já mencionado anteriormente, na FASE1 a concentração de lodo presente no efluente era baixa, inviabilizando assim a execução do teste da AME. Analisando a Tabela 4.16 observa-se que a atividade exercida pelos microrganismos na FASE1 foi menor que nas demais fases, o que pode ser atribuída ao fato do lodo ainda não ter atingido seu potencial máximo, já que o lodo utilizado como inóculo para a partida dos reatores demonstrou ser um lodo de baixa qualidade. Vale salientar que nesta fase o esgoto afluente apresentou características atípicas.

**Tabela 4.16 - Valores da Atividade Metanogênica Específica (AME) dos testes a 35°C e nas temperaturas de operação de cada reator (T).**

REATOR	FASE	Lodo reator		Lodo expulso	
		35°C	T(°C)	35°C	T(°C)
R12	1	0,191	0,018	ND	ND
	2	0,343	0,024	0,289	0,026
	3	0,290	0,035	0,272	0,026
R15	1	0,223	0,031	ND	ND
	2	0,340	0,033	0,318	0,049
	3	0,314	0,041	0,242	0,028
R20	1	0,130	0,044	ND	ND
	2	0,287	0,059	0,217	0,091
	3	0,331	0,088	0,260	0,090
R25	1	0,095	0,048	ND	ND
	2	0,227	0,083	0,248	0,102
	3	0,253	0,091	0,302	0,157

ND - Não determinado

Comparando-se os valores da AME do lodo dos reatores e deles expulso, podemos constatar que o lodo expulso do reator tem atividade metanogênica semelhante a do lodo que se mantém dentro do reator, sendo em alguns casos superiores (Tabela 4.16). Por tanto, os reatores expulsavam seletivamente lodo não sedimentável, conforme já explicitado no item 4.4.2, mas com mesma atividade metanogênica. Silva Filho e van Haandel (2014) operando reatores UASB para estabilização de lodo aeróbio obtiveram resultados da AME entre 0,14 e 0,19 gDQO.gSSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup> para o lodo do reator e o para o lodo expulso os valores de AME foram em torno de 0,11 gDQO.gSSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>.

Observou-se que os valores da AME, nos testes realizados nas temperaturas de operação dos reatores, tendem a aumentar da temperatura de 12°C para 25°C, o que ratifica uma influência da temperatura sobre a atividade dos microrganismos metanogênicos envolvidos na digestão anaeróbia.

A partir dos valores da AME realizado com a temperatura de incubação correspondente a temperatura em cada reator e a da massa de lodo volátil presente determinou-se a carga que essa massa de lodo é capaz de digerir em cada condição experimental (Tabela 4.17). A carga digerida calculada a partir dos valores experimentais da AME ( $MS_{dAME}$ ) são bem mais baixos que os valores da carga digerida ( $MS_d$ ) encontrados para cada fase obtida através da diferença entre a carga de DQO aplicada e a carga presente no efluente bruto. Observou-se que nas

FASES 1 e 2 a  $MS_{dAME}$  do lodo dos reatores a 12 e 15°C representam cerca de 40% da  $MS_d$  enquanto nos reatores a 20 e 25°C essa fração chegou a 80%.

**Tabela 4.17 - Carga digerida a partir da AME do lodo ( $MS_{dAME}$ )**

REATOR	FASE	AME	$X_v$	$MS_{dAME}$	$MS_d$
		gDQO.gSSV <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup>	gSSV.L <sup>-1</sup>	gDQO.d <sup>-1</sup>	gDQO.d <sup>-1</sup>
R12	1	0,018	20,9	9,4	15,55
	2	0,024	16,7	10,0	30,09
	3	0,035	16,4	14,3	31,48
R15	1	0,031	20,9	16,2	17,67
	2	0,033	15,8	13,1	33,74
	3	0,041	17,6	18,1	40,14
R20	1	0,044	23,1	25,4	19,09
	2	0,059	19,4	28,6	43,43
	3	0,088	12,4	27,3	60,88
R25	1	0,048	22,9	27,5	20,07
	2	0,083	18,7	38,9	49,95
	3	0,091	18,7	42,5	65,12

$X_v$ : concentração de sólidos voláteis e  $MS_d$ : carga digerida.

Vale salientar que quando se determina a AME através do uso de apenas acetato como fonte de carbono, a capacidade máxima de produção de metano é subestimada, uma vez que microrganismos hidrogenotróficos não podem usar este substrato. Para se observar a produção máxima total de metano seria necessário usar um substrato composto de acetato e outros ácidos (propiônico e butírico) que na sua digestão liberam hidrogênio que pode ser usado pelos hidrogenotróficos. A diferença entre a produção de metano usando o substrato composto e aquela com apenas acetato pode ser usado para calcular a AME das hidrogenotróficas.

#### 4.4.4 Estabilidade

Utilizando-se o mesmo aparato da realização do teste de AME com temperatura de incubação de  $35 \pm 1^\circ\text{C}$  determinou-se a estabilidade do lodo. O teste de estabilidade do lodo permite identificar que fração da massa de lodo é composta de material orgânico biodegradável, ainda não digerido. Na Tabela 4.18 são apresentados os resultados obtidos para o lodo dos reatores e deles expulso nas diferentes fases operacionais.

Observou-se menor porcentagem de material orgânico biodegradável no lodo do reator operado a 25°C e que houve um aumento dessa fração a medida que a temperatura diminui, o



que provavelmente deve-se a baixa taxa da hidrólise em temperaturas mais baixas. Também pode-se notar que houve um acréscimo da fração biodegradável em todas as temperaturas com a diminuição da idade de lodo (FASE3), sendo mais acentuada nas temperaturas de 12°C e 15°C.

**Tabela 4.18 - Estabilidade do lodo dos reatores e do lodo expulso**

REATOR	FASE	Lodo reator	Lodo expulso
		%	%
R12	1	ND	ND
	2	18	17
	3	33	28
R15	1	ND	ND
	2	19	22
	3	31	26
R20	1	ND	ND
	2	15	21
	3	26	32
R25	1	ND	ND
	2	13	18
	3	22	28

ND: Não determinado

Os resultados apresentados na Tabela 4.18 indicam a presença de material biodegradável ainda não hidrolisado misturado com a biomassa bacteriana. É possível inferir que a baixa temperatura e a menor idade de lodo prejudicaram a eficiência da hidrólise do material biodegradável e particulado do afluente.

Leitão *et al.*, (2009) ao investigar a influência do tempo de permanência hidráulica ( $R_h$ ) e da carga afluente sobre a estabilidade do lodo de reatores UASB tratando água residuária doméstica, também observaram essa relação entre a estabilidade do lodo e o tempo de permanência dos sólidos. Estes autores reportaram valores de estabilidade variando de 10 a 20% para idades de lodo entre 50 e 150 dias, e para idade de lodo menor que 50 dias encontraram que de 25 a 35% do lodo eram biodegradáveis.

Van Haandel e Lettinga (1994), reportaram valores de 7% para o lodo de reator operado, com  $R_h$  de 5,6 horas, e de 19% para o reator operado com  $R_h$  de 2,6 horas. Pontes e Chernicharo (2009) obtiveram uma estabilidade média de 27% para o lodo do reator UASB tratando esgoto sanitário com tempo de permanência de 5,6 horas em escala piloto (volume útil de 420L).

#### 4.6 Balanço de massa da DQO

Para se estabelecer o balanço de massa de material orgânico considera-se que a soma das cargas diárias que deixam o sistema na forma de metano, lodo ou no efluente é igual a carga de DQO aplicada diariamente (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994). Para avaliar a confiabilidade dos dados pode-se determinar o fator de recuperação ( $B_o$ ). Dessa forma o seguinte balanço de material orgânico foi estabelecido:

$$B_o = (MS_e + MS_x + MS_d^{CH_4})/MS_{ta} \quad \text{Equação (4.2)}$$

Em que:

$MS_{ta}$  =Carga média diária de DQO no afluente (gDQO.d<sup>-1</sup>)

$MS_e$  = Carga média diária de DQO no efluente (gDQO.d<sup>-1</sup>)

$MS_x$  = Carga média diária de DQO no lodo de excesso (gDQO.d<sup>-1</sup>)

$MS_d^{CH_4}$  = Carga média diária de DQO digerida a metano (gDQO.d<sup>-1</sup>)

Para obter uma estimativa da massa de DQO digerida a metano ( $MS_d^{CH_4}$ ) foram calculadas a DQO do metano medido ( $MS_{CH_4}^M$ ) e a DQO do metano dissolvido ( $MS_{CH_4}^D$ ) no efluente de cada reator. Esta concentração dissolvida não pode ser desprezada para o caso do esgoto municipal, que normalmente tem uma concentração digerível baixa, assim, podem haver concentrações significativas principalmente para baixas temperaturas.

A carga de DQO do metano medido ( $MS_{CH_4}^M$ ) foi determinada com base nos valores experimentais médios de produção de metano ( $P_{CH_4}$ ) sabendo-se que para a formação de 1 g de metano é necessária a digestão de 4 g de DQO do material orgânico (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

A massa de metano dissolvido ( $MS_{CH_4}^D$ ) foi estimada a partir da lei de Henry. A lei determina que há uma proporcionalidade entre a concentração de saturação e a concentração na fase gasosa:

$$C_s = k_s * C_g \quad \text{Equação (4.3)}$$

Em que:

$C_s$  = concentração de saturação do gás dissolvido (g.L<sup>-1</sup>)

$k_s$  = coeficiente de solubilidade (adimensional).

$C_g$  = concentração do gás na fase gasosa ( $\text{g.L}^{-1}$ )

A Concentração do metano na fase gasosa ( $C_g$ ), para uma pressão de 1 atmosfera, encontra-se através da lei Universal dos Gases. Sabendo-se que 1 mol de qualquer gás a uma temperatura de  $0^\circ\text{C}$  (273K) ocupa um volume de 22,4 L e que sob essas condições 1 mol de metano corresponde a 16 g, calcula-se que a  $C_g$  é igual a  $1/22,4\text{mol/L} = 44,6\text{ mmol/L} = 713\text{ mg/L} = 0,713\text{ gCH}_4\text{.L}^{-1}$ . Para cada temperatura (T) tem-se diferentes concentrações de metano no líquido (Tabela 4.19). O valor do coeficiente de solubilidade ( $k_s$ ) para cada temperatura foi determinado matematicamente a partir de valores tabelados (METCALF; EDDY, 2003).

**Tabela 4.19 - Valores calculados para definir as concentrações de metano dissolvido pra diferentes temperaturas**

T	$V_{\text{CH}_4}$	$C_g$	$k_s$	$C_s$
	$\frac{22,4 * (273 + T)}{273}$	$\frac{16}{V_{\text{CH}_4}}$	-	$k_s * C_g$
$^\circ\text{C}$	L	$\text{gCH}_4\text{.L}^{-1}$	-	$\text{gCH}_4\text{.L}^{-1}$
12	23,385	0,684	0,037	0,025
15	23,631	0,677	0,036	0,024
20	24,041	0,666	0,034	0,023
25	24,451	0,654	0,032	0,021

T: temperatura;  $V_{\text{CH}_4}$ : volume de metano para cada temperatura;

Assim conhecendo a concentração de metano dissolvido calculou-se, para cada fase operacional, a carga de DQO do metano dissolvido ( $MS_{\text{CH}_4}^D$ ) que somada a carga de DQO do metano medido ( $MS_{\text{CH}_4}^M$ ) obtemos a carga de DQO digerida a metano ( $MS_d^{\text{CH}_4}$ ). E para comparação calculou-se a carga de DQO digerida total ( $MS_d$ ) que é obtida através da diferença entre a carga de DQO aplicada e a parcela de DQO presente no efluente bruto. Os valores encontrados são apresentados na Tabela 4.20.

A partir dos valores apresentados na Tabela 4.20 aferiu-se que uma fração considerável do metano produzido é descartado no efluente, particularmente quando a temperatura é baixa e pois com temperatura de  $12^\circ\text{C}$  cerca de 16% da carga convertida a metano foi perdida no efluente, e que com  $25^\circ\text{C}$  cerca de 13% estavam dissolvidos no efluente. Observa-se que a carga de DQO digerida a metano ( $MS_d^{\text{CH}_4}$ ) definida com base nos valores experimentais de produção de  $\text{CH}_4$  mostrou-se inferior à carga de DQO total digerida ( $MS_d$ ) apresentada pelos reatores.

**Tabela 4.20 - Cargas de DQO do metano medido e dissolvido, digerido a metano e carga digerida total.**

REATOR	FASE	$MS_{CH_4}^M$	$MS_{CH_4}^D$	$MS_d^{CH_4}$	$MS_d$
		gDQO.d <sup>-1</sup>			
R12	1	7,8	5	12,8	15,5
	2	15,6	7,5	23,1	30,1
	3	19,7	10,0	29,7	31,5
R15	1	9	4,8	13,8	17,7
	2	15,4	7,2	22,6	33,7
	3	19,4	9,6	29	39
R20	1	10,9	4,5	15,4	19,1
	2	30,6	9,1	39,6	43,4
	3	43,1	13,6	56,6	60,9
R25	1	13,8	4,2	18	20,1
	2	33,8	8,4	42,2	49,9
	3	48,7	12,6	61,3	65,1

Assim, tendo-se os valores experimentais da massa de DQO digerida a metano ( $MS_d^{CH_4}$ ), pode se fazer o balanço de massa de material orgânico nos reatores. A partir dos valores experimentais médios calculou-se as cargas de DQO afluente e efluente dos reatores UASB e a produção média de lodo, em termos de DQO, durante cada período experimental.

A carga de DQO aplicada diariamente ( $MS_{ta}$ ) foi calculada como

$$MS_{ta} = Q * S_{ta} \quad \text{Equação (4.4)}$$

Em que:

$S_{ta}$  = concentração de DQO afluente média

$Q$  = vazão aplicada diariamente

A massa de DQO diária no efluente ( $MS_e$ ) foi determinada por

$$MS_e = Q * S_{se} \quad \text{Equação (4.5)}$$

Em que:

$S_{se}$  = concentração de DQO no efluente decantado

$Q$  = vazão aplicada diariamente

A parcela de DQO convertida em biomassa ( $MS_x$ ) foi obtida pela equação 4.6.

$$MS_x = (S_{re} - S_{se}) * Q \quad \text{Equação (4.6)}$$

Em que:

$S_{re}$  = concentração de DQO no efluente bruto

$S_{se}$  = concentração de DQO no efluente decantado

$Q$  = vazão aplicada diariamente

A Tabela 4.21 apresenta os valores de cada termo do balanço de massa de material orgânico e o respectivo fator de recuperação para cada reator nas diferentes fases operacionais.

**Tabela 4.21 - Balanço de DQO nos reatores nas três fases operacionais**

REATOR	FASE	$MS_{ta}$	$MS_e$	$MS_x$	$MS_d^{CH_4}$	$B_o$
		gDQO.d <sup>-1</sup>				
R12	1	28	10,9	1,5	12,8	0,90
	2	52,3	18,2	4,1	23,1	0,87
	3	67,2	25,4	10,3	29,7	0,97
R15	1	28	8,4	1,9	13,8	0,86
	2	52,3	15,5	3,1	22,6	0,79
	3	67,2	23,1	5	29	0,85
R20	1	28	8,1	0,8	15,4	0,87
	2	69,8	19,3	7,0	39,6	0,95
	3	100,8	29,4	10,4	56,6	0,96
R25	1	28	6,6	1,3	18,0	0,93
	2	69,8	15	4,8	42,2	0,89
	3	100,8	22,2	13,4	61,3	0,96

$MS_{ta}$ : Carga de DQO no afluente;  $MS_e$ : Carga de DQO no efluente;  $MS_x$ : Carga de DQO no lodo e  $MS_d^{CH_4}$ : Carga de DQO digerida a metano

Os valores experimentais de  $B_o$  obtidos foram considerados satisfatórios, a maior diferença entre o valor teórico ( $B_o = 1$ ) e o valor de recuperação calculado foi observada para o reator a 15°C nas três fases operacionais. A análise da Tabela 4.21 indica um aumento na porcentagem de DQO convertida a metano e uma diminuição da porcentagem de DQO no efluente com o aumento da temperatura. Na FASE1 quando os reatores foram operados com mesmo  $R_h$  (12 horas) o R12 teve 46% da carga afluente convertida a metano enquanto no R25 foram convertidos 64%. Acredita-se que esse maior carga digerida possa ter ocorrido devido a uma maior hidrólise nos reatores com maiores temperaturas. Ao diminuir a temperatura a hidrólise do material biodegradável do afluente é reduzida. Assim pode-se afirmar que a fração de DQO no efluente do reator R12 é, em parte, devido à presença de material do afluente que não foi hidrolisado.

## Capítulo 5

### 5 CONCLUSÕES

Com base nos resultados experimentais pode se concluir:

#### 5.1 Com relação a eficiência do sistema de tratamento:

Houve uma diminuição na eficiência de remoção de matéria orgânica com o decréscimo da temperatura, essa eficiência foi menos afetada pelo tempo de permanência. Os reatores mantiveram uma eficiência de remoção durante todo o período experimental de 78, 71, 69 e 62% para as temperaturas de 25, 20, 15 e 12°C, respectivamente. Essa diminuição na eficiência pode ser atribuída a hidrólise, tendo em vista que esta etapa da digestão anaeróbia é muito susceptível a variação de temperatura. Ainda assim, os reatores operados a 12 e 15°C apresentaram uma eficiência satisfatória, provavelmente a elevada idade de lodo obtida nesta pesquisa atenuou os efeitos provocados pela diminuição da temperatura, garantindo essa eficiência no tratamento.

Observou-se uma maior produção de metano no reator em temperatura ambiente (25°C). Independente da carga aplicada, nos reatores operados a 12 e 15°C, a porcentagem da carga afluente convertida a metano foi entorno de 45%. No reator a 20°C essa porcentagem foi de 56% e no reator a 25°C foi de 62% da carga aplicada. Considerar as perdas de metano dissolvido no efluente, permitiu não subestimar a produção de metano. Encontrou-se que a 25°C, cerca de 13% da carga convertida a metano estava dissolvida no efluente, sendo encontrados valores de até 16% na temperatura de 12°C.

#### 5.2 Com relação a estabilidade da digestão anaeróbia:

O sistema manteve-se estável durante todo o período experimental. Não houve indício de desequilíbrio ou azedamento do sistema, uma vez que o pH nos efluentes manteve-se sempre próximo a neutralidade. Contudo, houve uma variação na concentração de ácidos graxos nos efluentes para as diferentes temperaturas avaliadas, obedecendo a seguinte ordem R12>R15>R20>R25 nas três fases operacionais, indicando que em sistemas operados com baixa temperatura, nem todos os ácidos produzidos são consumidos na etapa de metanogênese.

#### 5.4 Com relação as características da biomassa:

A concentração de lodo no interior dos reatores foi pouco afetada pela temperatura e pelo tempo de permanência. Durante o experimento, mesmo com as diferentes condições impostas, a fração volátil no lodo dos reatores foi semelhante, mantendo-se em torno de 63% durante todo o período experimental.

O coeficiente de produção específica de lodo foi baixo na FASE1 quando os reatores foram operados com maior tempo de permanência ( $R_h$ ). O R20 apresentou o menor coeficiente de produção (0,028 gSSV/gDQO<sub>dig.</sub>). Essa baixa produção pode ser atribuída as características do esgoto utilizado nesta fase. Contudo, a diminuição do  $R_h$  aumentou a produção diária de lodo volátil em todos os reatores. O R12 apresentou o maior coeficiente de produção de lodo na FASE3 com  $R_h$  de 6 horas (0,218 gSSV/gDQO<sub>dig.</sub>), o que provavelmente deve-se a maior acumulação de material orgânico particulado do afluente devido a lenta hidrólise desse material nesta temperatura.

O lodo dos reatores apresentaram constantes de sedimentabilidade ( $k$  e  $v_0$ ) características de lodo com boa sedimentação. Os reatores operando a temperatura de 25 e 20°C apresentaram sedimentabilidade superior à dos reatores operando a 15 e 12°C. Com a diminuição do tempo de permanência houve uma tendência de aumento da velocidade de sedimentação. O lodo expulso dos reatores apresenta sedimentabilidade diferente da apresentada pelo lodo do interior do reator. Enquanto o lodo de dentro do reator apresentou valores de  $k$  médio de 0,14; 0,12; 0,09 e 0,08 L/g para os reatores R12, R15, R20 e R25 respectivamente, para o lodo expulso os valores da constante  $k$  foram de 0,21; 0,22; 0,23 e 0,20 L/g para o R12, R15, R20 e R25 respectivamente. Conclui-se que há uma expulsão seletiva do lodo, de modo que o lodo que permanece no reator tem melhor sedimentabilidade.

Os valores de AME obtidos no teste realizado a 35°C são semelhantes aos valores reportados na literatura para lodo floculento de sistemas alimentados com esgoto sanitário. Os reatores apresentaram uma atividade variando entre 0,10 e 0,34 gDQO/gSSV.d<sup>-1</sup>. Para os testes realizados nas temperaturas de operação de cada reator os valores da AME dos lodos foram muito inferiores, o R12 teve sua atividade reduzida 25 vezes quando comparada ao teste padrão (35°C), o que mostra claramente o forte efeito da temperatura sobre o desempenho das arqueas metanogênicas acetotróficas.

O lodo expulso dos reatores apresentaram AME semelhantes a do lodo mantido no reator tanto nos testes realizados a 35°C como nos testes realizados nas temperaturas de operação. Com base nisso conclui-se que o lodo é expulso por não apresentarem boa sedimentação, ou seja, o lodo expulso é diferente fisicamente e não biologicamente do lodo que permanece no reator.

Para o reator com 25°C a fração biodegradável no lodo é menor, e a medida que a temperatura diminui essa fração no lodo aumenta, devido à baixa taxa da hidrólise nestas condições. Também houve acréscimo da fração biodegradável nos lodos com a diminuição da idade de lodo. A fração biodegradável dos lodos para idades de lodo mais longas (FASE2) variou de 13 a 19% enquanto para idade de lodo menor (FASE3) obteve-se que entre 22 a 33% do lodo do reator era biodegradável em ambiente anaeróbio.



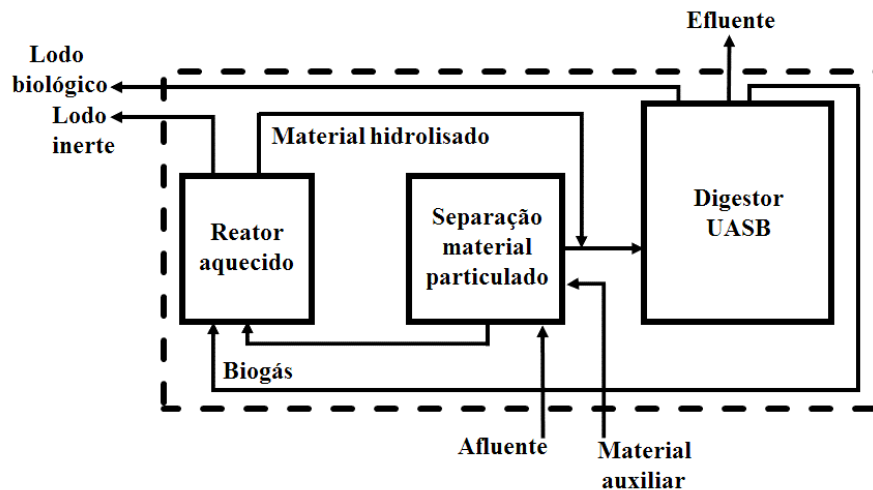
## Capítulo 6

### 6 RECOMENDAÇÕES

O presente trabalho indicou que a diminuição da eficiência da digestão anaeróbia com a temperatura se deve, principalmente, a baixa taxa de hidrólise do material particulado em temperaturas mais baixas. Assim, para melhorar o desempenho dos reatores UASB operando em baixas temperaturas sugere-se duas alternativas:

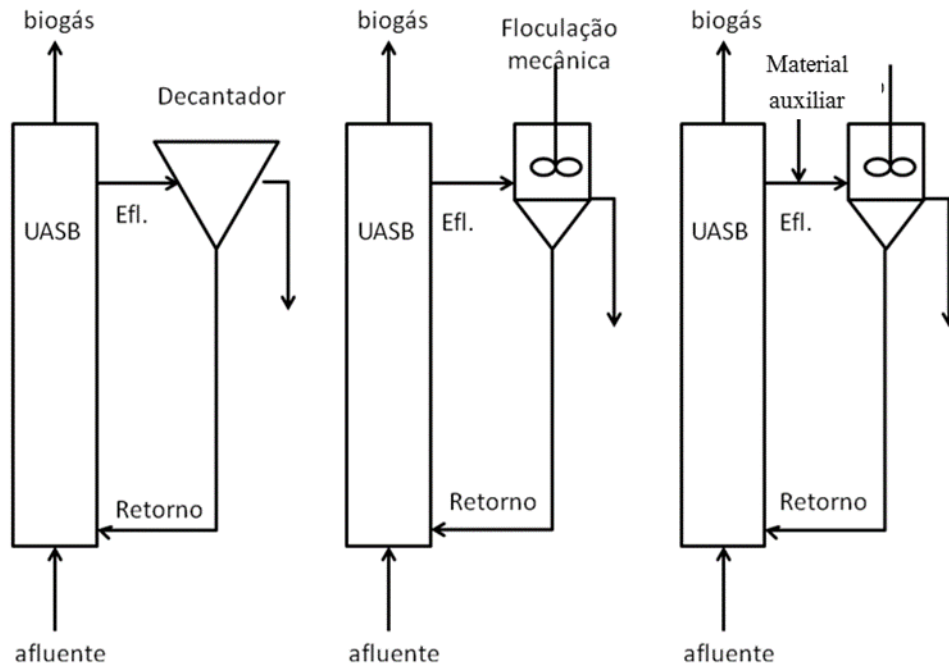
1) Separar o material orgânico particulado do afluente visando concentrá-lo em um volume pequeno e acelerar a hidrólise do material separado mediante aquecimento, usando para isso a produção de metano do reator UASB como fonte de energia. O material hidrolisado seria aplicado juntamente com o afluente no reator UASB. A Figura 6.1 mostra esquematicamente o sistema proposto, sendo composto por três reatores: (a) um reator para efetuar a separação do material particulado da fase líquida; (b) um reator de hidrólise aquecido; e (c) um reator UASB para digerir o material solúvel proveniente dos dois outros reatores.

Figura 6.6.1 - Representação esquemática do sistema de tratamento proposto.



2) Aumentar a idade de lodo no reator UASB através da manutenção mais eficiente do lodo no reator mediante recirculação do lodo expulso após separação do efluente, usando-se eventualmente materiais auxiliares como coagulantes para tornar esta separação mais eficiente melhorando assim a sedimentabilidade do lodo no reator. A Figura 6.2 mostra esquematicamente algumas alternativas que podem ser aplicadas.

**Figura 6.6.2 - Representação esquemática das alternativas propostas.**



## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AIYUK, S. *et al.* Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates-A review. **Bioresource Technology**, v. 97, p. 2225–2241, 2006.
- AL-JAMAL, W.; MAHMOUD, N. Community onsite treatment of cold strong sewage in a UASB-septic tank. **Bioresource Technology**, v. 100, n. 3, p. 1061–1068, 2009.
- AL-SHAYAH, M.; MAHMOUD, N. Start-up of an UASB-septic tank for community on-site treatment of strong domestic sewage. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 7758–7766, 2008.
- APHA; AWWA; WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 21th ed. Washington, D.C. 2012.
- AQUINO, S. F. *et al.* Metodologias para determinação da Atividade Metanogênica Específica (AME) em Lodos Anaeróbios. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. v.12. n. 2, p. 192-201. 2007.
- AQUINO, S. F; CHERNICHARO, C. A. L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGV's) em reatores anaeróbios sob stress: causas e estratégias de controle. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 10, n. 2, p. 152-161, 2005.
- AQUINO, S. F; SILVA, S. Q.; CHERNICHARO, C. A. L. Considerações práticas sobre o teste de demanda química de oxigênio (DQO) aplicado a análise de efluentes anaeróbios. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 11, n. 4, p. 295-304. 2006.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS - ABNT: **NBR 12.209**: Elaboração de projetos hidráulico-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários. Rio de Janeiro, 2011. 53p.
- BANDARA, W. M. K. R. T. W. *et al.* Anaerobic treatment of municipal wastewater at ambient temperature: Analysis of archaeal community structure and recovery of dissolved methane. **Water Research**, v. 46, n. 17, p. 5756–5764, 2012.
- BITTON, G. **Wastewater microbiology**. 3rd. ed. New York: Wiley-Liss Publishing, 2005. p.746.
- BUCHAUER, K. A comparison of two simple titration procedures to determine volatile fatty acids in influents to wastewater and sludge treatment processes. **Water SA**, v. 24, n. 1, p. 49-56, 1998.
- BUNTNER, D.; SÁNCHEZ, A.; GARRIDO, J. M. Feasibility of combined UASB and MBR system in dairy wastewater treatment at ambient temperatures. **Chemical Engineering Journal**, v. 230, p. 475–481, 2013.
- CAMPELLO, R. P. **Desempenho de reatores anaeróbios de manto de lodo (UASB) operando sob condições de temperaturas típicas de regiões de clima temperado**. 2009. 94f. Dissertação. (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre-RS, 2009.

CHAVES, S. R. M.; SANTOS, S. L.; VAN HAANDEL, A. C. Influência do projeto do separador de fases sobre o desempenho do reator UASB no tratamento de águas residuárias municipais. Artigo aceito para publicação na **Revista DAE**, 2015.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios - Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. 2. ed. Belo Horizonte: Ed. da UFMG, 2007.380p.

CHONG, S. *et al.* The performance enhancements of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors for domestic sludge treatment - A State-of-the-art review. **Water Research**, v. 46, n. 11, p. 3434–3470, 2012.

COLARES, E. R. C.; BENETTI, A. D. Avaliação do desempenho de reatores de manto de lodo: Estudo de caso da ETE Esmeralda. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23, 2005, Campo Grande - MT. **Anais...** ABES, 2005.

DONOSO-BRAVO, A. *et al.* Explicit temperature-based model for anaerobic digestion: Application in domestic wastewater treatment in a UASB reactor. **Bioresource Technology**, v. 133, p. 437-442, 2013.

FENG, H. J. *et al.* Effects of Temperature and Hydraulic Residence Time (HRT) on Treatment of Dilute Wastewater in a Carrier Anaerobic Baffled Reactor. **Biomedical and Environmental Sciences**. v. 21, p. 460–466, 2008.

HALALSHEH, M. *et al.* Treatment of strong domestic sewage in a 96m<sup>3</sup> UASB reactor operated at ambient temperatures: Two-stage versus single-stage reactor. **Bioresource Technology**, v. 96, p. 577–585, 2005.

LATIF, M. A. *et al.* Integrated application of upflow anaerobic sludge blanket reactor for the treatment of wastewaters. **Water Research**, v. 45, n. 16, p. 4683–4699, 2011.

LE HYARIC. R., *et al.* Influence of substrate concentration and moisture content on the specific methanogenic activity of dry mesophilic municipal solid waste digestate spiked with propionate. **Bioresource Technology**. v. 102. p. 822-827, 2011.

LEITÃO, R. C. *et al.* The effect of operational conditions on the sludge specific methanogenic activity and sludge biodegradability. **Water Science and Technology**, v. 59, p. 1847–1853, 2009.

LEITÃO, R. C. *et al.* The effect of operational conditions on the hydrodynamic characteristics of the sludge bed in UASB reactors. **Water Science and Technology**, v. 64, p. 1935–1941, 2011.

LEITÃO, R. C. **Robustness of UASB reactors treating sewage under tropical conditions**. Tese de Ph.D. Universidade de Wageningen, Wageningen-Holanda. 2004.

LETTINGA, G.; REBAC, S.; ZEEMAN, G. Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. **Trends in Biotechnology**, v. 19, n. 9, p. 363–370, 2001.

LEW, B. *et al.* An integrated UASB-sludge digester system for raw domestic wastewater treatment in temperate climates. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 7, p. 4921–4924, 2011.

LUOSTARINEN, S. *et al.* Effect of temperature on anaerobic treatment of black water in UASB-septic tank systems. **Bioresource Technology**, v. 98, p. 980–986, 2007.

METCALF, E.; EDDY, M. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4ª ed. New York: McGraw-Hill, 2003. 1820p.

MONACO, D. R. **Influência da temperatura e da carga orgânica no Tratamento anaeróbio de esgoto sintético em Biorreator operado em batelada sequencial contendo biomassa granulada**. 2007. 168 f. (Mestrado em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Engenharia Mauá, São Caetano do Sul - SP. 2007.

MONTEGGIA, L. Proposta de metodologia para avaliação do parâmetro Atividade Metanogênica Específica. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19, 1997, Foz do Iguaçu - PR. **Anais...** ABES 1997.

PAULA, L. G. A. **Avaliação da influência das condições operacionais e da configuração de sistemas de lodo ativado sobre a sedimentabilidade do lodo**. 2014. 120 f. Dissertação. (Mestrado em Engenharia civil e Ambiental) - Universidade Federal de Campina Grande. Campina Grande-PB, 2014.

PELÁEZ, M. L. S. **Avaliação do desempenho de reatores UASB expostos a choques de carga orgânica e hidráulica devidos a eventos de chuva**. 2007. 100 f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre- RS, 2007.

PELCZAR Jr., M. J. *et al.* **Microbiologia: conceitos e aplicações**. 2ed. São Paulo: Makron Books, 1997.

PONTES, P.P; CHERNICHARO, C. A. L. Efeito do retorno de lodo aeróbio sobre as características da biomassa presente em reatores UASB tratando esgoto sanitário. **Engenharia sanitária e ambiental**. v.14. n.2. p. 223-234. 2009.

RIZVI, H. *et al.* Start-up of UASB reactors treating municipal wastewater and effect of temperature/sludge age and hydraulic retention time (HRT) on its performance. **Arabian Journal of Chemistry**, 2014.

ROCHA, M. A. G. **Estudos da atividade metanogênica de lodos e da biodegradabilidade anaeróbia de efluentes de indústrias de bebidas**. 2003. 130f. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal de Pernambuco, UFPE. Recife - PE. Outubro, 2003.

SEGHEZZO, L. **Anaerobic treatment of domestic wastewater in subtropical regions**. Tese de Ph.D. Universidade de Wageningen, Wageningen-Holanda. 2004.

SILVA FILHO, J. A.; VAN HAANDEL, A. C. Estabilização de lodo de pós tratamento aeróbio na unidade de pré tratamento anaeróbio. **Revista DAE**. n. 194, p. 46-63, 2014.

SINGH, K. S.; VIRARAGHAVAN, T. Start-up and operation of UASB reactors at 20°C for municipal wastewater treatment. **Journal of Fermentation and Bioengineering**, v. 85, n. 6, p. 609–614, 1998.

SINGH, K.S. & VIRARAGHAVAN, T. Impact of temperature on performance, microbiological, and hydrodynamic aspects of UASB reactors treating municipal wastewater. **Water Science and Technology**. v. 48, n. 6, p. 211-217. 2003.

SOKAL, R. R.; F. J. ROHLF. **Biometry: the principles and practice of statistics in biological research**. 4th ed. W. H. Freeman. New York. 2011. 937 p.

UEMURA, S.; HARADA, H. Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions. **Bioresource Technology**, v. 72, p. 275-282, 2000.

VAN HAANDEL, A.C.; CAVALCANTI, P. F. F. **Influência do projeto do separador de fases sobre o desempenho do reator UASB no tratamento de esgoto**. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo – coletânea de trabalhos técnicos. PROSAB (Programa de Pesquisa em Saneamento Básico). São Carlos - SP, p. 80-92. 2000.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado: teoria e aplicações para projetos e operações**. Campina Grande: epgraf, 1999. 472 p.

VAN HAANDEL, A. C.; VAN DER LUBBE, J. **Handbook biological wastewater treatment: design and optimization of activated sludge systems**. 2nd. ed. Londres - UK: IWA Publishing of Alliance House, 2012. 816 p.

VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. **Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate**. 1st.ed. John Wiley and Sons, 1994. 222 p.

VAN LIER J. B, MAHMOUD N. ZEEMAN, G. **Anaerobic Wastewater Treatment**. In: VAN LIER J. B. Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design. London, UK: IWA Publishing, 2008. cap. 16, p. 415-456.

VERSIANI, B. M. **Desempenho de um reator UASB submetido a diferentes condições operacionais tratando esgotos sanitários do campus da UFRJ**. 2005. 78f. Dissertação. (Mestrado em Ciências em Engenharia Civil) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2005.